

SEP INSTITUTO TECNOLÓGICO de celaya

I.Q./069/98

Asunto: Aprobación de Impresión
de Tesis de Maestría

03 de junio de 1998.

Dr. Rafael Chávez Contreras
Jefe del Depto. de Ingeniería Química.
Presente

De acuerdo con la convocatoria hecha por esa Jefatura a su digno cargo con el fin de determinar la aprobación de impresión del Proyecto de Tesis de Maestría, titulado: **"DESTILACION CON EMPAQUE ESTRUCTURADO: ESTUDIO EXPERIMENTAL DE DISTRIBUCION DE LIQUIDO"** presentado por el (la) **ING. BLANCA HAZALIA LAPIZCO ENCINAS**, comunico a usted que esta Comisión Revisora de tesis ha tenido a bien aprobar la impresión de este trabajo.


Lo anterior, para los efectos consiguientes.

Atentamente,


Dr. José Antonio Rocha Uribe
Presidente


M.C. Eleazar Máximo Escamilla Silva
Vocal


M.C. Gaspar Patiño Palacios
Secretario


M.C. José Carlos Cárdenas Rivera
Suplente

ggr*

DEDICATORIAS

- * A ti Señor, mi Dios, mi Padre, mi Esencia, por ser tú lo más grande.....
- * A la mujer que me ha guiado siempre, por quien existo y soy, a quien admiro su afán de lucha, a quien me enseñó que las cosas deben ganarse, dedico este trabajo a ti madre, **María del Carmen**.
- * A quien ha estado siempre cerca y ha sido un apoyo continuo a lo largo de toda mi vida, a mi tía **Consuelo**.
- * A la madre de las mujeres más importantes de mi vida, a quien fue la maestra, a quien se le debe todo respeto y admiración siempre, a mi abuela **Altagracia** (Q. E. P. D).
- * A mi hermana Grecia, por tantas y tantas cosas...
- * A los compañeros de la maestría, a todos con los que he compartido los espacios de estos dos años aquí en Celaya, especialmente a mis compañeros de generación, con quienes la convivencia se hizo más intensa a causa de la formación que juntos recibimos.
 - ❖ A Raúl, mi mejor pareja de baile; a Argentina mi amiga y compañera; a Carlos por su cariño siempre; a Arturo por tranquilidad compartida, a Alejandro por sus “nervios”, y a Juan Ramón por su peculiar forma de ser.
 - ❖ A Jacinto y Glafiro, mis hermanos mayores; a Pachuca por sus buenos chistes y momentos amenos, a las muchachas: Lety, Raquel y Chio por haber compartido los aerobics y otras vagancias; a Claudia y Marisol por permitirme entrar en su grupo; a Julio por sus pasteles; a todos los demás por tantas cosas, sucesos y espacios que compartimos.
- * A quienes están siempre cerca de pesar de la distancia.....A Ileana, mi comadre; a los plebes: el Bolas y el Palmiro, por estar siempre conmigo; a Ricardo y Curro por su amistad incondicional; a Alán, amigo eterno; a Roberto, soñador y luchador siempre; a Verónica H. mi amiga de Años.
- * A Alberto Vega, te dedico este trabajo a ti Bukito, por la confianza que me has infundado en mi misma, por creer en mí, por todo lo que hemos compartido, por la fuerza que he logrado tener gracias a ti, por llenar mi existencia con este sentimiento tan bello, pero principalmente porque sólo tú haces de mí **una Mujer Feliz**.

AGRADECIMIENTOS

- * Al ITC, al CONACyT y a la DGIT, por brindarme los medios y los recursos necesarios para lograr esta meta.
- * Al Dr. J. Antonio Rocha por compartir conmigo sus conocimientos y guiarme en la presente investigación.
- * Al Dr. Eleazar Escamilla, por la confianza depositada en mí, por compartir conmigo su tiempo y conocimientos, por guiarme con sus consejos a mi siguiente paso.
- * A los M.C. Carlos Cárdenas y Gaspar Patiño, por los consejos recibidos en el desarrollo de este trabajo.
- * A los Dr. Alejandro Gómez, Dra. Gloria Martínez., Dra. Cristina Coronado, Dr. Ramiro Rico, por las enseñanzas recibidas durante los cursos.
- * Al Dr. Fco. Javier Alvarado, por sus clases, por ayuda y trato siempre amable.
- * Al Dr. Gustavo Iglesias y Fernando Tiscareño, por sus pláticas y consejos.
- * Al Dr. Pedro Quintana, por sus clases de tópicos y por prestarme parte del equipo de experimentación.
- * Al Ing. Jorge Saldívar y M.I. Nidia Ríos del ITSON por la formación recibida.
- * A los Ing. Pereda y Luna del CRODE Celaya, por el apoyo recibido durante la experimentación.
- * A la planta UNIVEX por la donación de ciclohexano.
- * Al Sr. Guadalupe Jiménez Flores, por su ayuda y cooperación, por compartir sus conocimientos, por el tiempo que pasamos juntos en el laboratorio. Además deseo reiterar la admiración que le tengo, ya que pocas personas tienen ese afán de superación tan grande.
- * A las muchachas del departamento, a Lorena (Super-Lore), a Gloria, a Lety V., a Eréndica y a July.
- * A Omar y Carlos, por su ayuda durante la experimentación.

RESUMEN

DESTILACIÓN CON EMPAQUE ESTRUCTURADO: ESTUDIO EXPERIMENTAL DE DISTRIBUCIÓN DE LÍQUIDO.

Por: Ing. Blanca Hazalia Lapizco Encinas.

El presente trabajo comprende el estudio experimental del efecto de la distribución de líquido en la eficiencia de una cama empacada. Se realizaron pruebas de destilación para tres empaques estructurados: Empaque Estructurado Mexicano (EEM2), Mellapak® 250Y y Sulzer® BX, empleando dos distribuidores de líquido: distribuidor de tubos y distribuidor de cubeta. En los experimentos de destilación, se hicieron corridas en la columna de acero inoxidable del 17°C, para cada empaque con cada distribuidor, evaluando cada caso particular a 4 flujos de operación diferentes. Una vez obtenida la eficiencia (HETP) y la caída de presión (ΔP), para cada uno de los casos, se utilizaron estos resultados como base para la realización de tres pruebas distintas sobre distribución de líquido, las cuales se llevaron a cabo en una sección de la columna de destilación:

- ◆ Determinación de la fracción de líquido canalizado por las paredes de la columna: se encontró que el Mellapak® 250Y tuvo el porcentaje de canalización mayor, con un 50%, mientras que los otros dos empaques presentaron valores cercanos al 20%, siendo el Sulzer® BX el mejor empaque en esta prueba.
- ◆ Determinación de la función de distribución de tiempo de residencia (DTR): se utilizó como estímulo un pulso de solución salina introducido al inicio de la cama empacada. Se encontró que el EEM2 es el más deficiente en promover el mezclado, siendo el Sulzer® BX el mejor promotor del mezclado.
- ◆ Determinación del tiempo de residencia medio (TRM): se utilizaron los resultados de las curvas de DTR, los cuales mostraron que el EEM2 tiene mejor retención del líquido que el Mellapak® 250Y, mientras que el Sulzer® BX presentó el mayor TRM en cada caso, pero con comportamiento distinto a los otros dos empaques.

Entre los tres parámetros evaluados sobre distribución de líquido, sólo la promoción del mezclado tiene un efecto importante en la eficiencia de una cama empacada.

Dirigida por: Dr. José Antonio Rocha Uribe.

TABLA DE CONTENIDO

ÍNDICE DE TABLAS	V
ÍNDICE DE FIGURAS	VI
NOMENCLATURA.....	VIII
Letras griegas.....	x
Subíndices.....	xi
I. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Generalidades.....	1
1.2 Tipos de empaques.....	4
1.2.1 Empaques aleatorios.....	5
1.2.2 Empaques estructurados.....	5
1.2.2.1 Generaciones de empaques estructurados.....	6
1.2.2.2 Empaque estructurado de lámina metálica.....	7
1.2.2.3. Características geométricas de los empaques estructurados.....	10
1.2.2.4 Características físicas de los empaques estructurados.....	11
1.3 Justificación.....	11
1.4 Objetivos del trabajo.....	11
1.4.1 Objetivo general.....	11
1.4.2 Objetivos particulares.....	12
II. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	13
2.1 Parámetros de importancia en un empaque estructurado.....	13
2.1.1 Transferencia de masa.....	13
2.1.2 Caída de presión.....	14
2.2 Modelos para empaques estructurados.....	15

2.2.1 Modelos para estimación de transferencia de masa.....	15
2.2.2 Modelos para estimación de caída de presión.....	16
2.3 Factores que afectan el HETP y la caída de presión.....	17
2.3.1 Factores que afectan el HETP.....	17
2.3.1.1 Velocidad del líquido.....	17
2.3.1.2 Tratamiento superficial.....	17
2.3.2 Factores que afectan la caída de presión.....	19
2.3.2.1. Geometría del empaque.....	19
2.3.2.2 Flujos de vapor y líquido.....	20
2.4 Distribuidores de líquido.....	20
2.4.1 Importancia de los distribuidores de líquido.....	21
2.4.2 Tipos de distribuidores.....	22
2.4.2.1 Distribuidores presurizados.....	22
2.4.2.2 Distribuidores por gravedad.....	23
2.5 Conceptos de mezclado.....	24
2.5.1 Flujo no ideal.....	24
2.5.2 Distribución de tiempo de residencia (DTR).....	26
2.5.2.1 Definición.....	26
2.5.2.2. Determinación de la DTR por medio de trazadores.....	28
III. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....	30
3.1 Descripción del equipo de experimentación.....	30
3.1.1 Columna de destilación.....	30
3.1.2 Empaques estructurados.....	31
3.1.3 Distribuidores de líquido.....	32
3.1.4 Equipo adicional para medir eficiencia en destilación.....	33
3.1.5 Equipo para evaluación de distribución de flujo y de tiempo de residencia.....	33
3.2 Procedimiento para probar eficiencia de destilación.....	36
3.3 Procedimiento para evaluar distribución de flujo.....	37
3.4 Procedimiento para evaluar la DTR.....	38

IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN: EFECTO DEL TIPO DE DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO EN EL HETP Y CAÍDA DE PRESIÓN.....	40
4.1 Efecto del tipo de distribuidor de líquido.....	40
4.2 Resultados de HETP.....	42
4.2.1 Comportamiento del HETP en función del factor F_s	42
4.2.2 Comparación del distribuidor de tubos con el distribuidor de cubeta.....	44
4.2.3 Comparación de los tres empaques estructurados.....	46
4.3 Resultados de caída de presión.....	47
4.3.1 Comportamiento de la caída de presión en función del factor F_s	47
4.3.2 Comparación del distribuidor de tubos con distribuidor de cubeta.....	49
4.3.3 Comparación de los tres empaques estructurados.....	50
V. RESULTADOS Y DISCUSIÓN: EFECTO DE LA CANALIZACIÓN DEL LÍQUIDO, FUNCIÓN DE DTR Y TRM.....	51
5.1 Efecto de la canalización de líquido.....	51
5.1.1 En función del empaque.....	52
5.1.2 En función del caudal de operación.....	53
5.2 Función de distribución de tiempo de residencia (DTR) y tiempo de residencia medio (TRM).....	54
5.2.1 EEM2.....	56
5.2.1.1 En función del flujo alimentado.....	57
5.2.1.2 En función del punto de recolección.....	58
5.2.2 Mellapak® 250Y.....	59
5.2.2.1 En función del flujo alimentado.....	60
5.2.2.2 En función del punto de recolección.....	60
5.2.3 Sulzer® BX.....	61
5.2.3.1 En función del flujo alimentado.....	61
5.2.3.2 En función del punto de recolección.....	62
5.2.4 Comparación entre los tres empaques evaluados.....	63
5.2.4.1 Resultados en DTR.....	63

5.2.4.2 Resultados en TRM.	63
VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	65
6.1 Conclusiones.....	65
6.1.1 Comparación entre los distribuidores de líquido.....	65
6.1.2 Comparación entre los empaques estructurados.....	65
6.1.3 Canalización del líquido, función de DTR y TRM.....	66
6.2 Recomendaciones.....	67
6.2.1 Distribuidores de líquido.....	67
6.2.2 Empaques estructurados.....	67
6.2.3 Función de DTR y TRM.....	68
6.2.4 Mejoras al EEM2.....	68
BIBLIOGRAFÍA.....	69
APÉNDICE: MODELOS PARA EMPAQUES ESTRUCTURADOS.	72
Modelos para estimación de HETP.....	72
Modelo Bravo y col. (1985).....	72
Modelo Rocha y col. (1996).....	74
Modelos para estimación de caída de presión.....	77
Modelo de Bravo y col. (1986).....	77
Modelo Rocha y col. (1993).....	80

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1	Superficies estudiadas por McGlamery (1988) y Thongpakdi (1991).	19
Tabla 2	Sistemas estudiados por McGlamery (1988) y Thongpakdi (1991).	19
Tabla 3	Características de los empaque estructurados evaluados.	32
Tabla 4	Resultados promedio utilizando el distribuidor de tubos.	41
Tabla 5	Resultados promedio utilizando el distribuidor de cubeta.	41
Tabla 6	Porcentaje de diferencia del HETP obtenido por el distribuidor de tubos en base al HETP obtenido por el distribuidor de cubeta.	44
Tabla 7	Porcentaje de diferencia del HETP del EEM2 con respecto al Mellapak® 250Y y al Sulzer® BX.	46
Tabla 8	Porcentaje de diferencia de la ΔP obtenida por el distribuidor de tubos en base a la ΔP obtenida por el distribuidor de cubeta.	49
Tabla 9	Porcentaje de diferencia de la ΔP del EEM2 con respecto al Mellapak® 250Y y al Sulzer® BX.	50
Tabla 10	Valores máximos de las funciones de DTR y TRM obtenidos.	55
Tabla 11	Varianzas obtenidas para las curvas de DTR.	56
Tabla 12	Valores de C3 reportados por Bravo y col., (1986).	80

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1	Representación esquemática del contacto vapor-líquido en una columna de platos.....	2
Figura 2	Representación esquemática del contacto vapor-líquido en una columna con empaque aleatorio.	3
Figura 3	Representación esquemática del contacto vapor-líquido en una columna con empaque estructurado.....	3
Figura 4	Ejemplos de empaques aleatorios.	5
Figura 5	Ejemplos de empaques estructurados.....	7
Figura 6	Empaque por secciones.....	8
Figura 7	Empaques estructurados colocados perpendicularmente.	8
Figura 8	Introducción de las secciones de empaque a través de las entrada-hombre.....	9
Figura 9	Empaque estructurado industrial.	10
Figura 10	Representación esquemática de un canal de un empaque estructurado.....	10
Figura 11	Clasificación del flujo no ideal.	25
Figura 12	(a) flujo segregado. (b) retromezclado.	26
Figura 13	Curva DTR o curva E para el fluido que pasa a través de un lecho empacado.	27
Figura 14	Aparato para experimentos de estímulo-respuesta.....	29
Figura 15	Funciones más comunes para DTR: (a) flujo pistón. (b) mezclado perfecto (c) mezclado axial.	29
Figura 16	Columna de destilación.	31
Figura 17	Distribuidor de tubos.....	32
Figura 18	Distribuidor de cubeta.	33
Figura 19	Equipo para evaluación de distribución de flujos.....	35
Figura 20	Vista superior de chalora recolectora.....	35

Figura 21	Curva de calibración sistema ciclohexano-heptano.....	38
Figura 22	HETP obtenido para los tres empaques estructurados en función de F_s	42
Figura 23	Caída de presión para los tres empaques estructurados en función del factor F_s	47
Figura 24	Porcentaje de flujo canalizado sobre las paredes de la columna en función del caudal de operación.....	51
Figura 25	Funciones de DTR para el EEM2 con respecto al tiempo (punto de recolección interno).....	56
Figura 26	Funciones de DTR para el EEM2 con respecto al tiempo (punto de recolección externo).....	57
Figura 27	Funciones de DTR para el Mellapak® 250Y con respecto al tiempo (punto de recolección interno).....	59
Figura 28	Funciones de DTR para el Mellapak® 250Y con respecto al tiempo (punto de recolección externo).....	59
Figura 29	Funciones de DTR para el Sulzer® BX con respecto al tiempo (punto de recolección interno).....	60
Figura 30	Funciones de DTR para el Sulzer® BX con respecto al tiempo (punto de recolección externo).....	61

NOMENCLATURA

A	Constante según el tipo de empaque	adimensional
$A' B'$	Constantes de Shi-Mersmann para cada tipo de empaque	adimensional
a_e	Área efectiva del empaque	m^2/m^3
a_p	Área superficial	m^2/m^3
B	Base del canal	m
C_1	Constante para el tipo particular de empaque	adimensional
C_2	Constante para el tipo particular de empaque	adimensional
C_3	Constante para el tipo particular de empaque	adimensional
C_E	Factor de corrección para la superficie renovada	adimensional
d_{eq}	Diámetro equivalente del canal	m
D	Coeficiente de difusión	m^2/s
DTR	Distribución de tiempo de residencia.	adimensional
e	Excentricidad	adimensional
E	Función de distribución de tiempo de residencia	adimensional
f	Factor de fricción referido a U_{Ge}	adimensional
f'	Factor de fricción referido a U_{Gs}	adimensional
Fr	Número de Froude	adimensional
F_S	Parámetro de flujo de vapor	$(\text{kg}/\text{m}^3\text{-s})^{1/2}$
F_{SE}	Factor de superficie mejorada	adimensional
F_t	Factor de corrección para el holdup debido al área mojada efectiva	adimensional
g	Aceleración de la gravedad	m/s^2
G	Velocidad másica del gas	$\text{kg}/\text{s}\text{-m}^2$
g_c	Constante gravitatoria en el sistema internacional (1)	$\text{kg}\text{-m}/\text{Nw}\text{-s}^2$
g_{eff}	Gravedad efectiva	m/s^2
G_M	Velocidad molar del gas	$\text{kgmol}/\text{s}\text{-m}^2$

b	Altura de la corrugación	m
H	Altura de una unidad individual de transferencia	m
$HETP$	Altura Equivalente a un Plato Teórico	m
h_L	Holdup total del líquido	adimensional
H_{OG}	Altura de la unidad de transferencia total, basada en la conc. del gas	m
k	Coefficiente de transferencia de masa	m/s
K	Constante para ec. 32	adimensional
L	Velocidad másica del líquido	kg/s-m ²
L_M	Velocidad molar del líquido	kmol/s-m ²
m	Pendiente de la línea de equilibrio	adimensional
N_{Re}	Número de Reynolds	adimensional
N_{Sc}	Número de Schmidt	adimensional
N_{Sh}	Número de Sherwood	adimensional
N_t	Número de etapas teóricas	adimensional
P	Presión	Pa
P_d	Perímetro disponible para el canal rectangular	m ¹
P_t	Perímetro disponible para el canal triangular	m ¹
Re	Número de Reynolds	adimensional
Re_G'	Número de Reynolds referido a U_{Gs}	adimensional
r_b	Radio hidráulico del canal	m
r_{bd}	Radio hidráulico para el canal rectangular	mm/m
r_{bt}	Radio hidráulico para el canal triangular	mm/m
S	Lado de la corrugación	m
t	Tiempo de exposición	s
t_e	Tiempo de exposición, modelo de penetración	s
TRM	Tiempo de residencia medio	min
U_{Ge}	Velocidad efectiva del gas	m/s

U_{Gr}	Velocidad superficial del gas	m/s
U_{Le}	Velocidad efectiva del líquido	m/s
U_{Lr}	Velocidad superficial del líquido	m/s
We_L	Número de Weber del líquido	adimensional
Z	Altura de cama empacada	m

Letras griegas.

α	Exponente constante para cada tipo de empaque	adimensional
ΔP	Caída de presión total por unidad de altura de empaque	Pa/m
ΔP_0	Caída de presión seca por unidad de altura de empaque	Pa/m
ΔZ	Diferencial de altura de cama empacada	m
ε	Fracción de espacios vacíos	adimensional
γ	Ángulo de contacto entre el líquido y el sólido	grados
Γ	Flujo del líquido basado en el perímetro	kg/s-m
λ	Relación de pendientes de la línea de operación a la línea de equilibrio	adimensional
μ	Viscosidad	kg/(m s)
π	3.1415....	adimensional
θ	Ángulo de inclinación del canal de flujo con respecto a la horizontal	grados
ρ	Densidad	kg/m ³
σ	Tensión superficial	N/m
τ	Tiempo de residencia medio	s

Subíndices.

<i>e</i>	Efectiva
<i>eq</i>	Equivalente
<i>exp</i>	Experimental
<i>G</i>	Fase gaseosa
<i>inun</i>	Condición de inundación
<i>L</i>	Fase líquida
<i>s</i>	superficial
<i>seca</i>	Condición de columna no irrigada

I. INTRODUCCIÓN

1.1 Generalidades.

La separación de mezclas en componentes esencialmente puros es de capital importancia para 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 productos finales, mediante las operaciones de transferencia de materia en múltiple fase (Henley y Seader, 1990).

Un grupo de operaciones para la separación de componentes de mezclas se basa en la transferencia de materia desde una fase homogénea a otra. Contrariamente a las separaciones puramente mecánicas, estos métodos utilizan diferencias de presión de vapor o la solubilidad, en vez del tamaño o densidad de las partículas. La fuerza impulsora para la transferencia es una diferencia en la concentración, de la misma forma que un gradiente en la temperatura constituye la fuerza impulsora para la transmisión de calor. Estos métodos, agrupados bajo la denominación de *operaciones de transferencia de materia*, incluyen técnicas tales como: destilación, absorción de gases, deshumidificación, extracción líquido-líquido, lixiviación, cristalización, etc. El objetivo de la destilación es separar, mediante adición de calor, una mezcla líquida de sustancias miscibles y volátiles en los componentes individuales o, en algunos casos, en grupos de componentes (McCabe y col., 1991).

La destilación es una operación ancestral, que ha sido ampliamente utilizada por miles de años. Las primeras aplicaciones consistieron en simples evaporaciones y condensaciones, generalmente para concentrar bebidas alcohólicas. La primera columna vertical de destilación continua fue desarrollada por Cellier-Blumenthal en 1813 en Francia. Perrier introdujo la primera versión del plato de capucha en 1822 en Inglaterra. El primer plato de orificios fue desarrollado por Coffey en 1830. El primer libro de destilación básica fue "La Rectification de l'alcohol" por Ernest Sorel en 1893 (Kister, 1992).

Los primeros equipos para efectuar la destilación a escala industrial, fueron las columnas de platos (Figura 1), en sus diferentes modalidades (de válvula, de caperuzas o perforado). Sin embargo el contacto gas-líquido en columnas con estos dispositivos, sólo se presenta en puntos discretos de la torre, razón por la cual se requieren equipos de dimensión y demanda de energía grandes.

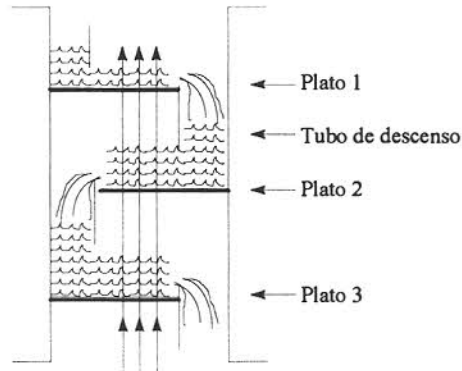


Figura 1. Representación esquemática del contacto vapor-líquido en una columna de platos.

Los empaques se utilizaron por primera vez en 1820 por un tecnólogo llamado Clément, quien usó esferas de vidrio para destilar alcohol. Posteriormente se utilizaron columnas empacadas con coque, trozos de vidrio o de cerámica, acomodados al azar, por lo que nunca dos torres se comportaban de la misma manera (Figura 2). En 1915 se desarrollaron los anillos de Raschig por Frederick Raschig, y con ello se introdujo cierto grado de normalización en la industria (Henley y Seader, 1990).

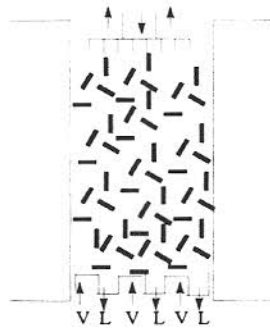


Figura 2. Representación esquemática del contacto vapor-líquido en una columna con empaque aleatorio.

Por muchos años, las columnas empacadas, utilizadas para destilación, absorción y desorción, contenían elementos sólidos acomodados de una manera aleatoria. Mientras los empaques aleatorios seguían en uso, surgió un nuevo tipo de columnas empacadas, las cuales contenían elementos de mayor tamaño, cuidadosamente ordenados dentro de la columna, y fabricados de lámina o gasa metálica (Figura 3). Actualmente se conoce a estos elementos como empaques estructurados (Hufton y col. 1988).

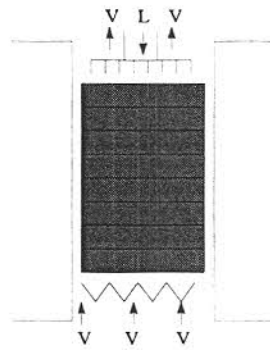


Figura 3. Representación esquemática del contacto vapor-líquido en una columna con empaque estructurado.

1.2 Tipos de empaques.

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como en corriente paralela, son columnas verticales que se llenan con empaque o con dispositivos de área superficial grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto del gas.

De acuerdo a Treybal (1988), el empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

- ◆ Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La superficie de empaque por unidad de volumen de espacio empacado, debe ser grande, pero no en el sentido microscópico. Los pedazos de coque por ejemplo, tienen una superficie grande debido a su estructura porosa, pero la mayor parte de la superficie será cubierta por la película de líquido que escurre.
- ◆ Poseer las características deseables de flujo de fluidos. Esto generalmente significa que el volumen fraccionario vacío ϵ , o fracción de espacio vacío, en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación; debe ser baja la caída de presión del gas. Más aún, la caída de presión del gas debe ser, en lo posible, el resultado de la fricción pelicular.
- ◆ Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
- ◆ Ser estructuralmente fuerte para permitir el manejo y la instalación.

En muchas aplicaciones las columnas empacadas han demostrado proveer de un mejor contacto gas-líquido que las columnas de platos, por lo que ha habido un gran desarrollo en la tecnología de empaques. Estos dispositivos se dividen en dos grandes grupos: empaques aleatorios y empaques estructurados.

1.2.1 Empaques aleatorios.

Los empaques aleatorios son aquellos dispositivos de contacto gas-líquido que se depositan en el interior de la torre, sin tener cuidado en el acomodo. En el pasado se utilizaron materiales fácilmente obtenibles. De acuerdo a Kister (1992), históricamente ha habido tres generaciones de empaques aleatorios. La primera generación fue de 1907 a 1950, y se produjeron dos formas de empaques principalmente: los anillos Raschig y las sillas de Berl; estos empaques fueron sustituidos por empaques más modernos. La segunda generación de empaques aleatorios tuvo lugar de 1950 a 1970, las geometrías más populares de esta época fueron los anillos Pall®, el cual es un anillo que resultó de los anillos Raschig; y las sillas Intalox®, que surgieron a su vez de las sillas Berl. Por último, la tercera generación, tuvo lugar a partir de 1970, de la cual se han producido muchas geometrías, que toman como referencia a los anillos Pall® y a las sillas Intalox®.

Los empaques aleatorios pueden construirse de metal, plástico, cerámica, etc. Todo dependerá del tipo de sustancias que se estén manejando y de los costos de los materiales, en la Figura 4 se muestran algunos empaques aleatorio existentes en el mercado.

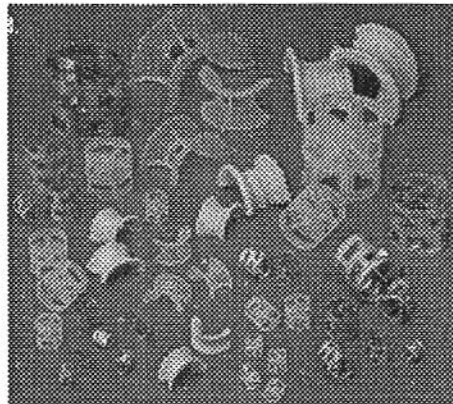


Figura 4. Ejemplos de empaques aleatorios.

1.2.2 Empaques estructurados.

La estructura regular de los empaques estructurados y el acomodo cuidadoso de éstos dentro de la columna, ha hecho que la transferencia de masa sea más eficiente que con los

empaques aleatorios, ya que la geometría de flujo de líquido puede definirse fácilmente. Además, estos empaques presentan bajas caídas de presión, lo que los ha hecho muy atractivos para aplicaciones de operación a presiones de vacío. Los primeros diseños de empaques estructurados nacieron con base en la necesidad de empaques que fueran atravesados por el flujo, buscando una geometría ordenada. El primer empaque estructurado se debe a la compañía Sulzer Brothers de Suiza. El empaque de Sulzer® fue fabricado primeramente de gasa metálica, y después de lámina metálica. Este desarrollo provocó que varias compañías fabricaran y vendieran empaques estructurados, los cuales presentaban bajas caídas de presión sin sacrificar la transferencia de masa. La principal desventaja que presentaron, fue el costo elevado por cada unidad de empaque (Fair y Bravo, 1990).

1.2.2.1 Generaciones de empaques estructurados.

Los primeros empaques estructurados surgieron alrededor de 1940, uno de ellos fue el Panapak, el cual nunca fue popular. Tal vez esto se debió a que no se usó la mercadotecnia suficiente para comercializarlos debidamente. Estos intentos constituyeron la primera generación de empaques estructurados. La segunda generación inició en 1950, consistió en empaques de hilo metálico. Algunos de ellos fueron: Goodloe®, Hyperfil® y los empaques de Koch-Sulzer®. También hubo avances en el estudio del comportamiento de estos empaques, principalmente en investigaciones llevadas a cabo por Sulzer sobre efectos de mala distribución de líquido, los resultados de este estudio tuvieron aplicación en escalamiento (Kister, 1992).

La tercera generación de empaques estructurados fue a finales de la década de 1970, y tuvo inicio con la introducción de la hoja de lámina corrugada, hecha por Sulzer®. Estos empaques presentaron costo menor al de sus antecesores, menor sensibilidad a los sólidos, con alta eficiencia. En 1980 se vio un gran desarrollo en este tipo de empaques, lo que condujo a que sean hoy en día, los dispositivos de contacto vapor-líquido más usados (Kister 1992). Quizás una cuarta generación la conforma el empaque Optiflow® de Sulzer (1996).

1.2.2.2 Empaque estructurado de lámina metálica.

La geometría básica de un empaque estructurado consiste en un arreglo de hojas metálicas corrugadas adyacentes, de tal forma que el líquido puede derramarse en la parte superior y fluir a través del empaque, distribuyéndose cada vez más en la superficie del mismo, formando canales de flujo por donde asciende el vapor (Fair y Bravo, 1990).

Los empaques estructurados de láminas metálicas tienen en su superficie un tratamiento especial, rara vez se encuentra un empaque cuya superficie no esté tratada, generalmente se busca provocar la mayor rugosidad posible con tratamientos tales como: hendiduras, acanalados o repujados, con la finalidad de producir texturas que aumenten la distribución del líquido a través de la superficie, incrementando así la turbulencia superficial y propiciando una mayor transferencia de masa, es decir, se busca incrementar lo más posible el área de contacto líquido-vapor, para dar lugar a la mayor transferencia de masa posible, en la Figura 5 se muestran algunos empaques estructurados existentes en el mercado.

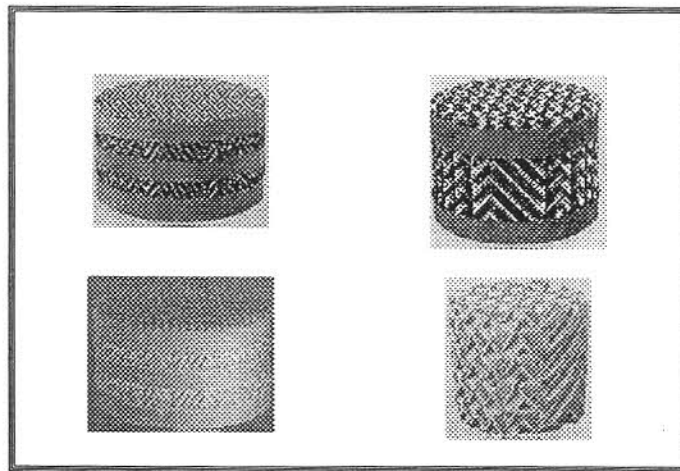


Figura 5. Ejemplos de empaques estructurados.

Las láminas ya tratadas son corrugadas y colocadas de modo que las corrugaciones queden orientadas en un ángulo fijo con respecto a la orientación horizontal; este ángulo es de 45° para láminas metálicas, cerámica y plástico, y de 60° para gasa metálica. Entre láminas adyacentes las direcciones de estos ángulos son dirigidas hacia lados opuestos de la columna; este

acomodo origina que el flujo de líquido se distribuya radialmente y que el gas sea distribuido de igual forma. Cada empaque estructurado varía en el número de láminas que lo conforma, por ejemplo, en escala piloto, un empaque de 25 cm de diámetro puede contener de 20 a 25 láminas por unidad de empaque. Estos empaques se fabrican por secciones (Figura 6), en empaques pequeños son 3 secciones, que se ajustan a la sección transversal de la columna; las unidades de empaque se colocan unas sobre otras, cada empaque debe colocarse girado 90° con respecto al empaque anterior, lográndose así un buen mezclado de empaque a empaque (Figura 7), (Carcía-Gaitán, 1993).



Figura 6. Empaque por secciones.

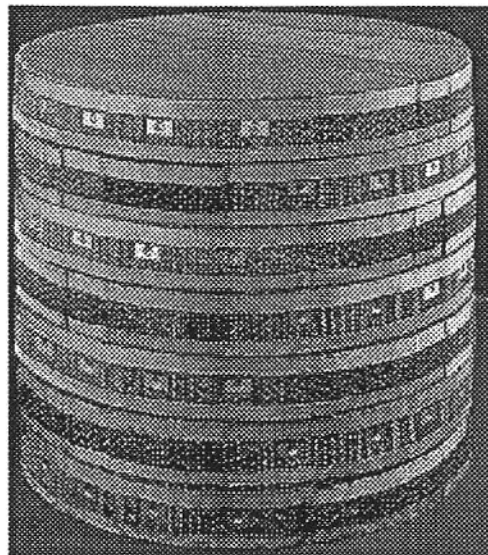


Figura 7. Empaques estructurados colocados perpendicularmente.

Alrededor de cada sección de empaque se colocan bandas de tela de alambre ranuradas parcialmente para evitar que el líquido se canalice por las paredes de la columna, es decir, estas bandas se encargan de recolectar el líquido que ha abandonado la cama empacada y regresararlo hacia el interior del empaque. Cuando la longitud de la columna es grande, se deben colocar redistribuidores de líquido a diferentes alturas de la misma. En columnas de diámetro grande, cada sección del empaque es dividida a su vez para facilitar su instalación (Figura 8), así, cada sección es armada ya en el interior de la columna teniendo especial cuidado en que las partes queden ajustadas para evitar la formación de canales, así como verificar que se aproveche totalmente la altura de cama por empacar, es decir, debe llenarse totalmente la columna, ya que cualquier parte o sección de la columna que no contenga empaque, es una pérdida para la distribución lograda tanto de líquido como de vapor.

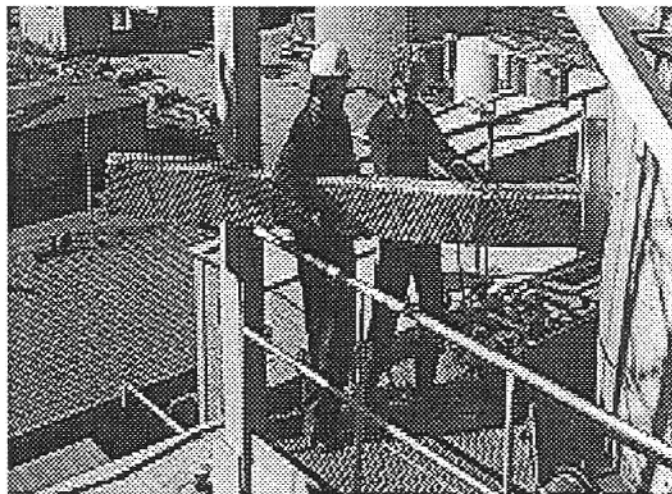


Figura 8. Introducción de las secciones de empaque a través de las entrada-hombre.

Como los dispositivos de mayor uso hoy en día, los empaques estructurados están casi en cualquier industria que realice procesos con contacto vapor-líquido, de tal forma, que es posible encontrar empaques estructurados con diámetro de unos cuantos centímetros, hasta empaques con diámetro de varios metros (Figura 9), según sea la aplicación.

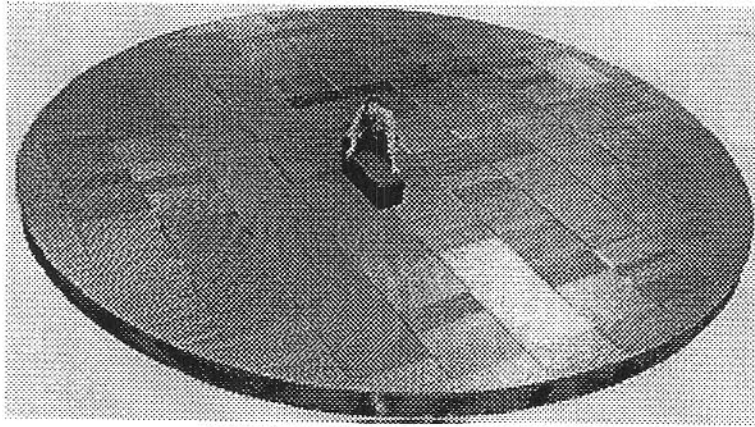


Figura 9. Empaque estructurado industrial.

1.2.2.3. Características geométricas de los empaques estructurados.

Según Kister (1992), las características geométricas principales de los empaques estructurados de láminas metálicas son:

- ◆ 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

Algunas de las características pueden observarse en la Figura 10.

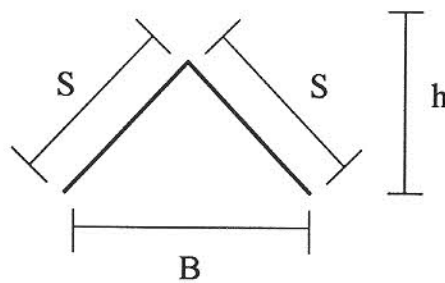


Figura 10. Representación esquemática de un canal de un empaque estructurado.

1.2.2.4 Características físicas de los empaques estructurados.

- ◆ Área superficial a_p : Es el área de empaque disponible para el contacto vapor-líquido, por cada unidad de volumen de empaque.
- ◆ Fracción de espacios vacíos ϵ : Es el total de volumen vacío dividido entre el volumen total ocupado por la unidad de empaque.

1.3 Justificación.

La motivación para hacer este estudio sobre destilación con empaques estructurados, surge al observar las ventajas de estos dispositivos sobre los empaques aleatorios y platos. Se vislumbra a los empaques estructurados como los dispositivos de contacto vapor-líquido más convenientes, con numerosas aplicaciones en la industria.

También se busca caracterizar al Empaque Estructurado Mexicano (EEM) en su segunda versión al compararlo con uno de los mejores empaques estructurados de lámina metálica (Mellapak® 250Y) disponibles en el mercado; con el fin de proponer algunas modificaciones al empaque mexicano y lograr que sea de competencia con el empaque comercial.

1.4 Objetivos del trabajo.

1.4.1 Objetivo general.

Determinar el efecto de la distribución de líquido sobre la eficiencia de una cama empacada, empleando tres empaques estructurados (EEM2, Mellapak® 250Y y Sulzer® BX).

1.4.2 Objetivos particulares.

- ◆ Determinar de forma experimental el HETP y ΔP para tres empaques estructurados, utilizando dos distribuidores de líquido (distribuidor de tubos y distribuidor de cubeta), operando la columna de destilación a cuatro flujos de operación diferentes.
- ◆ Evaluar el efecto del tipo de distribuidor de líquido en el HETP.
- ◆ Cuantificar experimentalmente la canalización de líquido por las paredes.
- ◆ Construir las curvas de distribución de tiempo de residencia (DTR).
- ◆ Calcular el tiempo de residencia medio (TRM).
- ◆ Proponer mejoras al EEM2.

II. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

2.1 Parámetros de importancia en un empaque estructurado.

Los parámetros de mayor importancia en un empaque, es decir, los puntos de comparación entre un empaque y otro son principalmente:

- ◆ Transferencia de masa.
- ◆ Caída de presión.
- ◆ Costo.

2.1.1 Transferencia de masa.

Aunque es rigurosamente más correcto utilizar el concepto de altura total de una unidad de transferencia (H_{OG}), generalmente se utiliza como medición la altura equivalente a un plato teórico (HETP, Height Equivalent to a Theoretical Plate). Esto es la medida de la altura necesaria de empaque que sea capaz de lograr la transferencia de masa esperada para una etapa ideal. Entre más pequeño sea este valor, mejor es el empaque.

Los valores de la HETP de los empaques típicos de lámina metálica varían de 0.30 a 0.80 metros. Como ejemplos de este tipo de empaques se tiene: Mellapak®, Flexipak®, Gempak®, etc.

Los empaques de gasa como el Sulzer® BX tienen valores de HETP entre 0.20 y 0.40 metros. La naturaleza de la gasa, hace que su superficie promueva la capilaridad, de tal forma que a flujos pequeños el líquido puede distribuirse formando una película delgada en toda el área disponible. Si las corrugaciones del empaque son suficientemente pequeñas, se puede tener una gran cantidad de área disponible por unidad de volumen (Bravo y col. 1985).

2.1.2 Caída de presión.

Las nuevas generaciones de empaques estructurados pueden estar o no perforados con el fin de lograr que el líquido fluya formando una película delgada sobre la superficie del empaque, permitiendo el contacto con el gas. Estas perforaciones eliminan la resistencia del empaque ante el flujo del gas, permitiendo una caída de presión menor, teniendo esto una aplicación muy importante en los fraccionadores de vacío (Bravo y col., 1986).

Un empaque que presenta una baja caída de presión, tiene como ventaja que su punto de inundación se presente a flujos grandes, es decir soporta cargas de vapor y líquido más fácilmente, sin que se presenten problemas en la operación.

Los parámetros antes mencionados, HETP y caída de presión, conforman las principales fuentes de decisión, cuando se selecciona el dispositivo de contacto vapor-líquido a emplear en una columna.

La primera consideración para el diseño de una columna es el diámetro, existen correlaciones para predecir el diámetro mínimo, con el fin de evitar la condición de inundación. En forma general se han propuesto tres correlaciones para la predicción de la condición de inundación.

Se tiene la aseveración, de que siempre es posible aumentar la transferencia de masa de un empaque, sacrificando la caída de presión, en otras palabras, aumentando el área de transferencia del empaque, con un incremento en el número de láminas corrugadas de tal forma que éstas quedan más juntas, se aumenta la eficiencia, pero los canales de flujo para la fase vapor se estrechan, teniéndose un incremento en la caída de presión.

El diseñador de equipos debe considerar varios factores importantes cuando utilice empaques estructurados: inundamiento, holdup, caída de presión y transferencia de masa; estos parámetros están relacionados entre sí, con correlaciones ya propuestas (Fair y Bravo, 1990)

2.2 Modelos para empaques estructurados.

Como ya se mencionó, para poder hacer el diseño de una columna que contenga empaque estructurado, es necesario conocer de alguna manera, la transferencia de masa y caída de presión esperadas. Para esto se han desarrollado diversos modelos, tanto para predecir el HETP como la caída de presión. Algunos de estos modelos son correlaciones empíricas probadas experimentalmente, en cambio, otros han surgido de análisis mecánico con base en los flujos esperados y geometría del empaque.

2.2.1 Modelos para estimación de transferencia de masa.

Según Kister (1992), los principales parámetros en transferencia de masa son: el área mojada del empaque y la cantidad de líquido total retenida dentro de la columna (Holdup).

Uno de los primeros modelos para predecir HETP fue la correlación de Bravo y Fair (1982) para empaques aleatorios. Esta correlación asume que la resistencia a la transferencia de masa se lleva a cabo en ambas películas, líquido y vapor; además trata a la transferencia de masa como un factor independiente del área interfacial.

El primer modelo para la predicción del comportamiento de un empaque estructurado fue el propuesto por Bravo y col. (1985), este modelo se desarrolló para el empaque Sulzer® BX, un empaque de gasa metálica; el propósito de ese estudio fue el de presentar un modelo de diseño para una variedad específica de empaque. Este modelo se muestra con detalle en el apéndice de este trabajo.

En los últimos 25 años, muchos investigadores han estudiado el efecto de la distribución inicial e interior del líquido en la cama empacada. En base a observaciones visuales se ha establecido que el flujo de líquido es función de los puntos de intersección del empaque. Se conoce que el área mojada de un empaque es afectada por diversos parámetros, como el flujo, viscosidad, tensión superficial, material y características de la superficie.

En el estudio de Nawrocki y col. (1991), con el fin de predecir la transferencia de masa en un empaque estructurado, se establecieron modelos mecánicos para la distribución del líquido, área efectiva y transferencia de masa. Para el primer modelo se estudió la geometría del empaque; en el modelo de área efectiva se determinaron los flujos en las tres direcciones, en cada uno de los puntos de intersección. En el modelo de transferencia de masa, se determinaron la velocidad del gas a través del empaque y el coeficiente del lado del líquido. Se hicieron diversos experimentos, los parámetros manipulados fueron: número de empaques, carga de líquido, número de puntos de distribución inicial, ángulo de contacto, etc.

Los modelos propuestos por Nawrocki y col. (1991) se utilizaron para calcular el flujo, espesor y velocidad efectiva del líquido, el efecto de la altura de las camas de empaque, mala distribución inicial, así como el ángulo en la superficie. En los resultados experimentales obtenidos, el área mojada (parámetro de mayor importancia), ajustó bastante bien con el modelo propuesto, además también ajustaron con los valores reportados en bibliografía. En conclusión, los modelos mecánicos propuestos predijeron con bastante exactitud el área mojada, como una función que depende fuertemente del ángulo de contacto sólido líquido.

Rocha y col. (1996) presentan un modelo generalizado para el cálculo de HETP para empaques metálicos (gasa y lámina), este modelo será el que se empleará en los cálculos de este estudio. Este modelo se incluye en el apéndice de este trabajo.

2.2.2 Modelos para estimación de caída de presión.

Las primeras correlaciones para la predicción de caída de presión se formularon para empaques aleatorios. Una de las más populares fue la gráfica de Eckert. Algunos de los primeros modelos para empaques estructurados fueron los desarrollados por Bravo y col. (1986), Bilet y Schultes (1991).

El modelo de Bravo y col. (1986), fue diseñado para empaques estructurados fabricados de gasa metálica así como de lámina metálica. Un modelo más reciente es el de Rocha y col. (1993), que nace a partir del modelo anterior, ambos modelos se describen en el apéndice de este trabajo.

2.3 Factores que afectan el HETP y la caída de presión.

Existen diversos factores, tales como las condiciones de operación de la columna, geometría del empaque, propiedades físicas de los fluidos, etc. que influyen en el HETP y caída de presión. Por esto los modelos predictivos anteriores tienen aplicación, ya que el modelo se adapta a las condiciones en las que se lleva a cabo la operación de la columna, logrando así predecir su comportamiento.

2.3.1 Factores que afectan el HETP.

Existen diversos factores que juegan un papel importante en la transferencia de masa, tales como velocidad del líquido, tratamiento superficial del empaque, distribución del líquido, etc. a continuación se describen algunos de ellos.

2.3.1.1 Velocidad del líquido.

Uno de los factores más relevantes es la velocidad del líquido, este es de importancia principalmente si el empaque con el que se trabaja está perforado. Si la velocidad del líquido es pequeña, el líquido puede resbalar por las perforaciones del empaque y atravesar la lámina metálica, de tal manera que se mojen ambas caras de la lámina, se aprovecha el doble de área disponible. En cambio, cuando esta velocidad es grande, el líquido pasa rápidamente sobre los orificios del empaque, no logrando penetrar en ellos, y con esto no se moja la otra cara de la lámina.

2.3.1.2 Tratamiento superficial.

Otro factor de significancia, es el tratamiento superficial de la lámina del empaque, entre mayor distribución de líquido se logre sobre la superficie del empaque, mayor será el área de contacto vapor-líquido aumentando así la transferencia de masa.

McGlamery (1988) trata del efecto en sistemas con control de la resistencia a la transferencia de masa del lado del líquido. Su trabajo fue ampliado y confirmado por Thongpakdi (1991). Ambos conjuntos de datos se tomaron sobre geometrías de columnas de pared mojada y sin resistencia a la transferencia de masa del lado del gas. Usaron y caracterizaron superficies metálicas de empaques comerciales disponibles. Las superficies y sistemas para la transferencia de masa estudiadas por estos investigadores son mostrados en las Tablas 1 y 2 respectivamente.

McGlamery y Thongpakdi llegaron a las siguientes conclusiones:

- ◆ La textura de las superficies con asperezas paralelas a la dirección del flujo causará que el líquido fluya en patrones discretos y no mejore la distribución de los fluidos. Las asperezas con direcciones normales a la dirección del flujo mejoran la distribución de los fluidos.
- ◆ La turbulencia inducida causada por las asperezas en la superficie juega un papel importante en el mejoramiento de la transferencia de masa.
- ◆ Los experimentos indican que el coeficiente volumétrico 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. Una clasificación de mejor a peor, es la siguiente:
 - Superficie con estampado profundo.
 - Superficie con canales y perforaciones.
 - Superficie con aperturas y perforaciones.
 - Superficie con aperturas sin perforaciones.
 - Superficie de gasa con perforaciones.
 - Superficie con estampado poco profundo.
 - Superficie lisa perforada.
 - Superficie de gasa sin perforar.

Tabla 1. Superficies estudiadas por McGlamery (1988) y Thongpakdi (1991).

Superficie	Perforaciones	Material (Acero Inoxidable)
Plana	No	316
Aperturas	Sí	316
Aperturas	No	316
Estampado poco profundo	No	410
Estampado profundo	Sí	316
Gasa	No	316
Gasa	Sí	316
Canales	Sí	316

Tabla 2. Sistemas estudiados por McGlamery (1988) y Thongpakdi (1991).

Gas	Líquido
Oxígeno	Agua
Dióxido de Carbono	Agua
Dióxido de Carbono	Etanol (95%)
Dióxido de Carbono	Etilen Glicol / Agua (50/50)
Dióxido de Carbono	n-Hexano

2.3.2 Factores que afectan la caída de presión.

Al igual que el HETP, la caída de presión es afectada por diversos factores, existen condiciones de operación así como la geometría del dispositivo de contacto vapor-líquido, que tienden a disminuir o incrementar la ΔP .

2.3.2.1. Geometría del empaque.

Este parámetro afecta la caída de presión en la medida en que la geometría del empaque se opone al flujo de vapor, si los canales de flujo tienen forma demasiado caprichosa, es decir, si existe un gran número de cambios de dirección en el canal de flujo, esto produce un incremento en ΔP .

Además de la forma del canal, influye también el espesor del material del cual esté fabricado el empaque, por ejemplo, en empaques de lámina metálica, presentará una caída de presión mayor aquel empaque cuya lámina sea más gruesa, ya que entre más gruesa sea la lámina,

mayor es el espacio que ésta ocupa dentro de la unidad de empaque, y menor será el espacio destinado a los canales de flujo.

Como ya se especificó, los empaques estructurados, generalmente están conformados por varias láminas corrugadas, unidas entre sí, entre más laminas conformen la unidad de empaque, mayor será la resistencia hacia el flujo de vapor, y mayor la ΔP . Es posible que en ocasiones se sacrifique la caída de presión de un empaque, agregándole más láminas a la estructura, con el fin de aumentar el área disponible para la transferencia de masa; para hacer estas modificaciones, es necesaria una evaluación previa, que permita conocer qué es más importante para la operación que se desea llevar a cabo, cuál es el parámetro limitante, y así decidir qué parámetro se deberá mejorar.

2.3.2.2 Flujos de vapor y líquido.

Este parámetro también afecta la caída de presión, conforme mayores sean los flujos de vapor y líquido, mayores serán las velocidades de éstos a través de la cama empacada, como ya se conoce, entre más grande es la velocidad, mayores son los factores de fricción y resistencia generados. Para no aumentar ΔP , no debe existir demasiada fricción entre las corrientes de flujo y las estructuras de los empaques. A flujos mayores, se presentan caídas de presión mayores

2.4 Distribuidores de líquido.

El desarrollo de las columnas empacadas (de empaque aleatorio o estructurado) y su amplia aplicación en las plantas químicas, ha conducido a mayor investigación, tanto en los diversos tipos de empaques como en los demás equipos internos de las columnas, la eficiencia de una columna de destilación está en función de varios parámetros, uno de los más importantes es la distribución del líquido en la corriente de alimentación de la columna, así como la

redistribución al inicio de cada una de las camas empacadas. Algunos fracasos en el uso de columnas empacadas fueron causados por una mala distribución y/o redistribución del líquido.

2.4.1 Importancia de los distribuidores de líquido.

El concepto de que la eficiencia en destilación varía en función de la distribución del líquido y del vapor a través de la columna, se encuentra ampliamente documentado en literatura, tanto para platos como para empaques. Los platos por su naturaleza tienden a tener menos problemas de mala distribución que los empaques. Con los empaques la situación es más crítica, los distribuidores de líquido fijan un arreglo inicial del flujo dentro de la cama empacada; después, dentro de la cama, la distribución del flujo varía como función de la geometría del empaque, propiedades físicas del fluido y la carga relativa del sistema. Las características de la distribución interna del líquido tienen una importancia considerable, ya que en una cama empacada el líquido no se mezcla nuevamente al terminar cada etapa teórica, a diferencia de las columnas de platos, sólo existe un mezclado al terminar cada sección de empaque. Una sección empacada simple puede variar de una a 20 etapas teóricas de contacto (Martin y Sloley, 1993).

La distribución del líquido juega un papel importante en la eficiencia de una columna empacada. La eficiencia de un buen empaque puede verse disminuida a causa de una pobre distribución del líquido en la parte superior de la superficie empacada, una mala distribución reduce el área mojada y promueve la canalización (Ludwig, 1979).

De acuerdo a Kunesh y col. (1987), el efecto de los distribuidores de líquido en las columnas empacadas, ha sido objeto de estudio y de trabajo teórico durante más de 50 años. En uno de los primeros experimentos se establece que en una sección empacada, de diámetro no mayor a 8 veces el diámetro del empaque aleatorio, ya se tiene una canalización significativa en las paredes. Por otro lado se afirma que conforme aumenta el diámetro de la columna, aumenta el riesgo de una distribución no uniforme del líquido.

Albright (1984) utiliza el término “flujo natural” que se refiere al flujo típico que sigue el líquido en cada empaque, es decir, es como si cada empaque tuviera una distribución

“personalizada” del líquido. Es en este punto donde se debe enfatizar la importancia de un distribuidor de líquido, ya que si la distribución del líquido al inicio de la cama empacada es mejor que la distribución “natural”, conforme el líquido avance en el empaque esta distribución inicial se degradará a la distribución natural, a cierta profundidad de la cama empacada se tendrá la distribución típica. En el caso contrario, si la distribución del líquido en la parte superior de la sección empacada es inferior a la distribución natural, esta distribución inicial tratará de alcanzar la distribución típica lográndose esto sólo cuando la profundidad de la cama sea lo suficientemente grande (Kunesh y col., 1987). Basándose en lo anterior se puede constatar la importancia de un distribuidor de líquido, con el fin de aprovechar al máximo la capacidad de distribución de líquido de cada empaque.

2.4.2 Tipos de distribuidores.

De acuerdo a Martin y Sloley (1995), los distribuidores de líquido generalmente se clasifican debido a su fuerza motriz en:

- ◆ Presurizados.
 - Distribuidor de tubos perforados.
 - Distribuidor de atomizador.
- ◆ Por gravedad.
 - Distribuidor de cubeta.
 - Distribuidor de artesa o vertedero.
 - Distribuidor de tubos perforados (en condiciones especiales).

2.4.2.1 Distribuidores presurizados.

Los distribuidores presurizados utilizan una caída de presión a través de un orificio con el fin de entregar a la cama empacada una distribución dispersada del líquido. El más común es el distribuidor de tipo atomizador (Martin y Sloley, 1995).

El distribuidor de tubos perforados comprende una alimentación central en un tubo mayor que tiene a su vez conectados en forma perpendicular tubos de diámetro menor

perforados para permitir la salida del líquido. El nivel en el tubo principal varía de acuerdo al flujo del líquido, el tamaño de los tubos laterales y de los orificios deben ser determinados cuidadosamente para asegurar que las partes finales de los tubos no se queden sin líquido, con el fin de aprovechar completamente la longitud de cada tubo en el distribuidor. El tamaño de los orificios es de aproximadamente $\frac{1}{8}$ de pulgada en diámetro, esta medida permite que los orificios sean limpiados en caso de obstrucción, especialmente en las columnas de diámetro grande.

El distribuidor de atomizador no se usa con frecuencia, por dos razones. Primero, a excepción de las columnas pequeñas, es difícil obtener una distribución uniforme por medio de un atomizador; y segundo en el caso de una columna grande se requeriría todo un banco de atomizadores, lo cual resultaría en grandes costos de instalación y mantenimiento.

2.4.2.2 Distribuidores por gravedad.

Los distribuidores por gravedad utilizan una cabeza interna de líquido para fluir a través del distribuidor y ser alimentado en la cama empacada. Estos distribuidores dependen de la altura de la columna de líquido dentro del dispositivo, el tamaño y geometría de los orificios de distribución (Martin y Sloley, 1995).

El distribuidor de cubeta está diseñado para dejar caer el líquido cuidadosamente sobre la cama, con un mínimo contacto vapor-líquido durante el proceso. Puede diseñarse con el propósito de tener un gran número de puntos de distribución uniformes. Las salidas del vapor deberán diseñarse con el fin de soportar variaciones de flujo frecuentemente con un mínimo de caída de presión. En el caso de empaques muy dependientes de la distribución, será necesario incluir puntos de distribución muy cerca de las paredes de la columna (alrededor de una pulgada). Para columnas de diámetro mayor y con flujos de líquidos bajos, deberá ajustarse exactamente el nivel del distribuidor (por ejemplo un $\frac{1}{4}$ de pulgada para 10 pies de diámetro). De caso contrario no funcionarán todos los puntos de goteo. También deberá de fijarse, por otro lado, la altura de los orificios elevados con el fin de amortiguar variaciones en el flujo del líquido; esto se puede calcular con la ecuación de orificio con un coeficiente de descarga de 0.5.

El distribuidor de cubeta con tubos extendidos, es una variación del anterior, ya que se han instalado tubos en los orificios con el fin de asegurar el contacto con el empaque. Cuando es necesario asegurar una descarga en todos los tubos podrá usarse líquido bajo presión, para este arreglo deberá calcularse cuidadosamente la caída de presión en los orificios y tubos.

El distribuidor de artesa proporciona una buena distribución de líquido en condiciones de variación de flujo, el líquido fluye dentro de las artesas y tiene salida por los orificios de las mismas en la parte más alta de la cama empacada, existe el riesgo de la deposición de sólidos. Durante la distribución es posible el contacto gas-líquido teniendo como consecuencia la transferencia de masa entre las dos fases. Este tipo de distribuidor puede ser adaptado a requerimientos especiales y ha sido usado en investigación.

2.5 Conceptos de mezclado.

Con el fin de lograr un análisis más completo del funcionamiento de columnas empacadas, es importante efectuar observaciones de tipo cuantitativo y cualitativo del mezclado que ocurre entre los dos fluidos que están en contacto dentro del lecho.

2.5.1 Flujo no ideal.

De acuerdo a Levenspiel (1987) existen varias formas de flujo continuo que se llevan a cabo en sistemas como: reactores tubulares, columnas de destilación, columnas de extracción e intercambiadores de calor. En la Figura 11 se muestra la clasificación de estas formas de flujo.

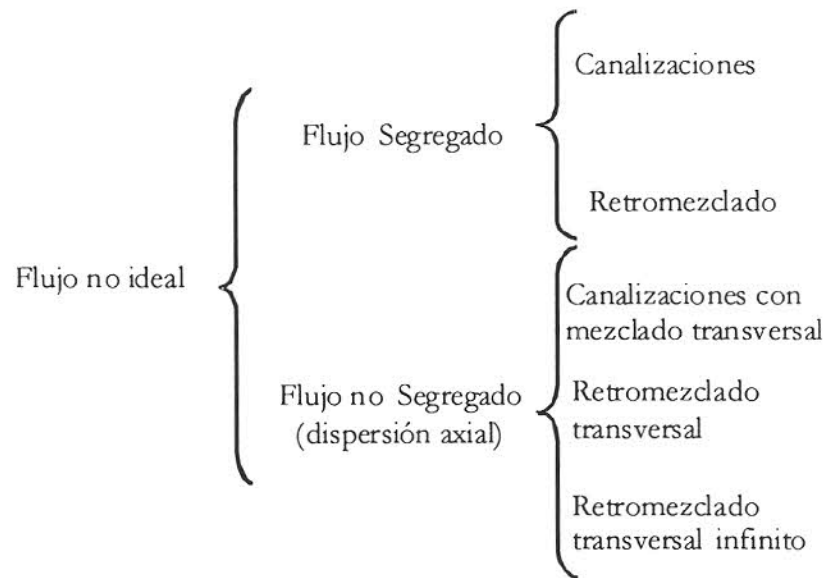


Figura 11. Clasificación del flujo no ideal.

Como se observa en la Figura 11 de forma general las desviaciones del flujo ideal pueden clasificarse en dos tipos:

- ◆ En el primero de ellos, los elementos del fluido pueden moverse a través del reactor a diferentes velocidades causando canalizaciones y “zonas muertas”. Para que esto ocurra, los elementos del fluido no deben mezclarse por completo localmente, sino que deben permanecer segregados, al menos en forma parcial, a medida que avanzan en el lecho empacado.
- ◆ En el segundo, la desviación incluye efectos como difusión o mezclado axial, de tal forma que se favorece el micromezclado entre los elementos del fluido.

La canalización (Figura 12a) es una forma simple de flujo segregado y se desarrolla cuando los elementos del fluido toman rutas distintas de flujo; en el caso de que los canales sean infinitamente delgados, la canalización se aproxima al flujo laminar.

En el retromezclado (Figura 12b) algunos de los canales combinan el flujo hacia delante con el flujo hacia atrás, lo que resulta en velocidades del fluido más elevadas que la velocidad promedio neta.

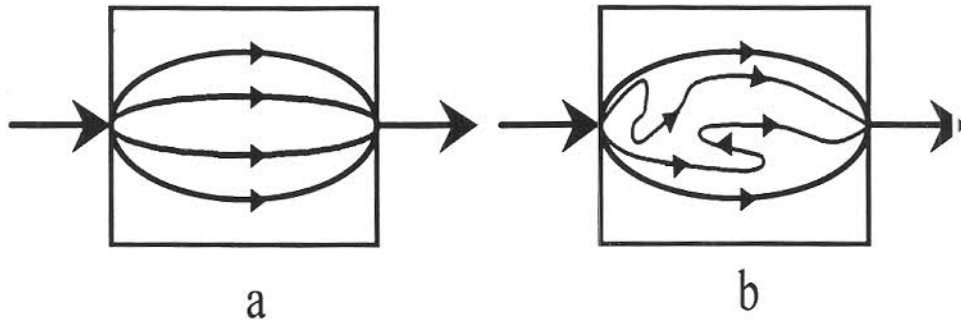


Figura 12. (a) flujo segregado. (b) retromezclado.

En algunos equipos se han instalado mezcladores y mamparas, que promueven el flujo transversal, con el fin de mejorar el contacto entre las dos fases y buscar la uniformidad en el flujo.

2.5.2 Distribución de tiempo de residencia (DTR).

Si fuera posible conocer exactamente lo que sucede en el interior del equipo, en este caso dentro del lecho empacado, si se dispusiera de una distribución completa de las velocidades, entonces se podría predecir el comportamiento del sistema (Levenspiel, 1987).

2.5.2.1 Definición.

Macías-Salinas (1995) menciona que la DTR es una herramienta importante para la descripción e interpretación de sistemas continuos de flujo no ideal. El tiempo de residencia τ de un elemento de fluido está compuesto de dos contribuciones importantes: el tiempo transcurrido desde que el elemento entra al lecho y el tiempo restante que el elemento pasará en el lecho. La distribución de estos dos tiempos para una corriente de fluido que deja el lecho es llamada DTR del fluido o edad a la salida E .

Conforme a Levenspiel (1987) la DTR del fluido puede obtenerse de manera experimental, empleando el método de estímulo-respuesta, con este fin es conveniente representar la DTR del fluido como el área bajo una curva, de tal manera que el área bajo la curva sea la unidad:

$$\int_0^{\infty} E(\tau) d\tau = 1 \quad (1)$$

Al procedimiento anterior se le denomina normalización de la distribución, y en la Figura 13 se muestra esta distribución en forma normalizada. Donde E representa los valores discretos de la variable de respuesta, tales como: concentración, conductividad, pH, etc.

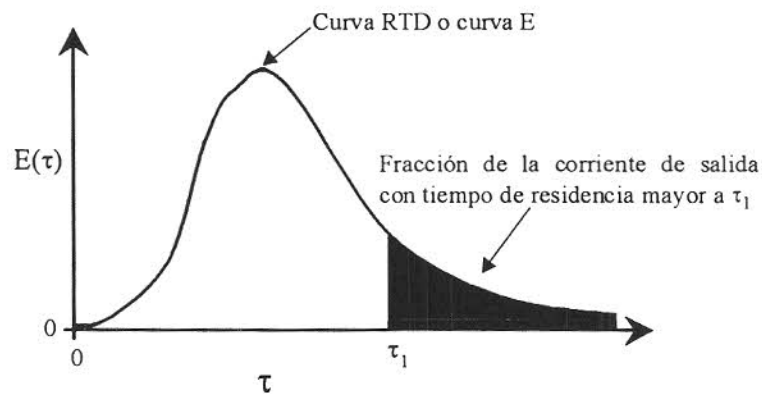


Figura 13. Curva DTR o curva E para el fluido que pasa a través de un lecho empacado.

Como se muestra en la Figura 13, la fracción del fluido en el efluente con tiempo de residencia menor a τ_1 es:

$$\int_0^{\tau_1} E(\tau) d\tau \quad (2)$$

De forma similar, la fracción del fluido con tiempo mayor a τ_1 es:

$$\int_0^{\infty} E(\tau) d\tau = 1 - \int_0^{\tau_1} E(\tau) d\tau \quad (3)$$

Análogamente, la expresión para el tiempo de residencia medio (TRM) es:

$$\bar{\tau} = \frac{\int_0^{\infty} \tau E d\tau}{\int_0^{\infty} E d\tau} \quad (4)$$

Si la curva de distribución sólo se conoce para un número de valores discretos en el tiempo, τ_i , entonces:

$$\bar{\tau} \cong \frac{\sum \tau_i E_i \Delta\tau_i}{\sum E_i \Delta\tau_i} \quad (5)$$

Además de la media (ecuación anterior), también es importante caracterizar la varianza o σ^2 , ya que ésta mide la amplitud de la distribución, definida como:

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (\tau - \bar{\tau})^2 E d\tau}{\int_0^{\infty} E d\tau} = \frac{\int_0^{\infty} \tau^2 E d\tau}{\int_0^{\infty} E d\tau} - \bar{\tau}^2 \quad (6)$$

Que para valores discretos toma la forma:

$$\sigma^2 \cong \frac{\sum (\tau_i - \bar{\tau})^2 E_i \Delta\tau_i}{\sum E_i \Delta\tau_i} = \frac{\sum \tau_i^2 E_i \Delta\tau_i}{\sum E_i \Delta\tau_i} - \bar{\tau}^2 \quad (7)$$

La varianza representa el cuadrado de la amplitud de la distribución y sus dimensiones son (tiempo)². Es particularmente útil para comparar curvas experimentales con una curva de una familia de curvas teóricas.

2.5.2.2. Determinación de la DTR por medio de trazadores.

Los experimentos que utilizan trazadores o estímulo-respuesta (aparato mostrado en Figura 14) se llevan a cabo con el fin de determinar la DTR para cualquier flujo. En esta técnica se perturba la corriente de entrada al sistema, en este caso la cama empacada; la perturbación consiste en la introducción repentina de un material inerte dentro de la corriente de alimentación, dicho material constituye una marca para los elementos del fluido, que puede consistir en un cambio de: color, concentración, temperatura, etc.

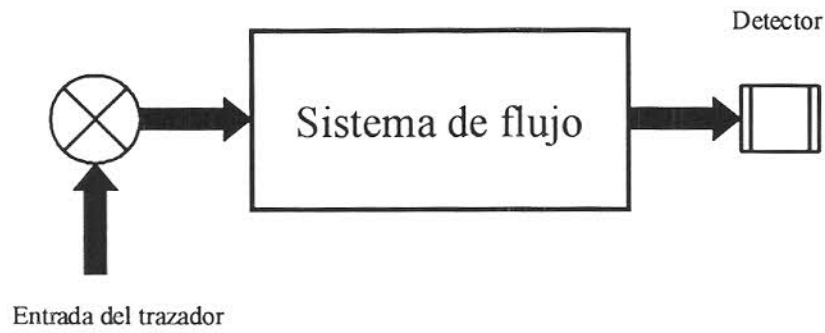


Figura 14. Aparato para experimentos de estímulo-respuesta.

Cuando la respuesta del sistema es monitoreada, pueden obtenerse distintos comportamientos, dependiendo de la naturaleza del sistema de flujo. La Figura 15 muestra las funciones más comunes para la DTR.

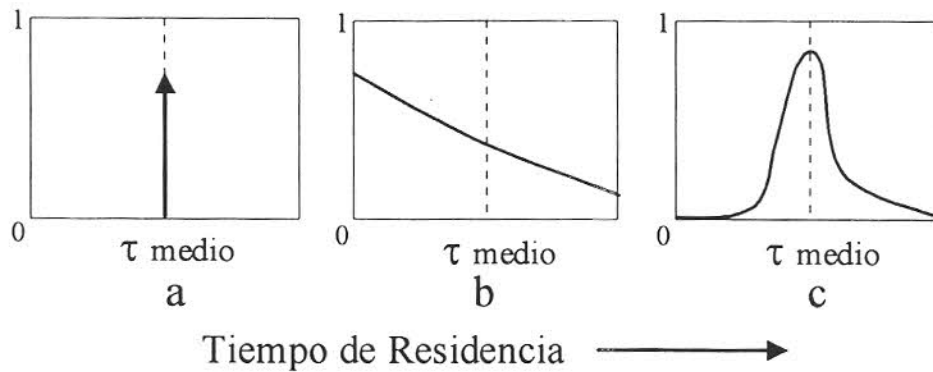


Figura 15. Funciones más comunes para DTR: (a) flujo pistón. (b) mezclado perfecto. (c) mezclado axial.

III. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

3.1 Descripción del equipo de experimentación.

Para la experimentación del presente trabajo se contó con dos equipos, los cuales se describen a continuación.

3.1.1 Columna de destilación.

En la Figura 16 se muestra la columna de destilación empleada, la cual cuenta con las siguientes características:

- ◆ Diámetro interno de 24.5 cm.
- ◆ Altura de cama empacada de 3 m.
- ◆ Calderín calentado por serpentín con vapor.
- ◆ Construida de acero inoxidable.
- ◆ Rotámetro para flujos bajos (fabricado por HERU S.A. de Celaya Gto, con capacidad máxima de 8 lpm).
- ◆ Rotámetro para flujos altos (marca Broks, modelo 11101A, con capacidad máxima de 24 lpm).
- ◆ Tanque de alimentación con capacidad de 300 litros.
- ◆ Manómetro (construido en el laboratorio de Ing. Química del ITC).
- ◆ Condensador (de tubos y coraza).
- ◆ Sistema ciclohexano-heptano.
- ◆ Bomba centrífuga (Marca KSB, modelo 32-160, con sello mecánico).

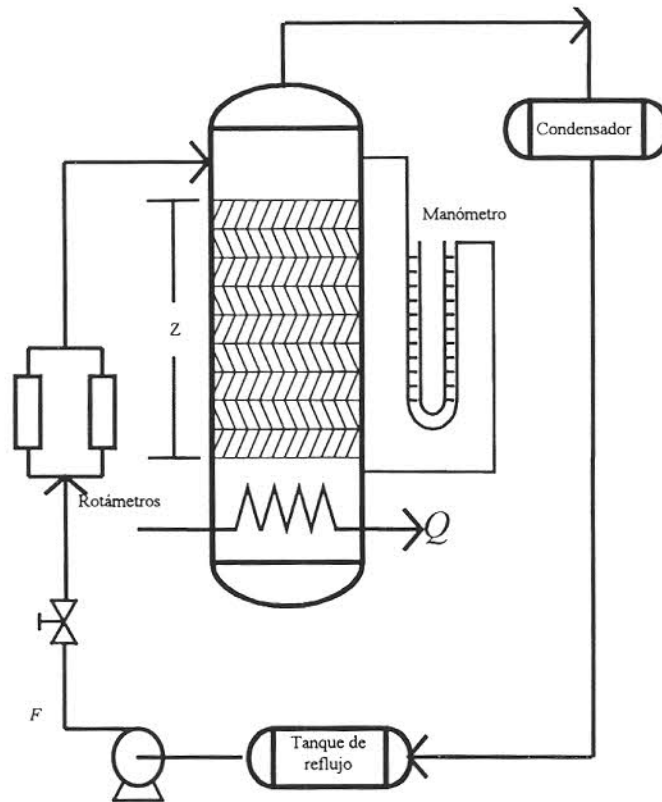


Figura 16. Columna de destilación.

3.1.2 Empaques estructurados.

Se utilizan tres distintos empaques estructurados:

- ◆ Empaque Estructurado Mexicano versión 2 (EEM2), construido de lámina metálica.
- ◆ Mellapak® 250Y, construido de lámina metálica.
- ◆ Sulzer® BX, construido de gasa metálica.

Las características de estos dispositivos se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3. Características de los empaque estructurados evaluados.

Propiedad	EEM2	Mellapak® 250Y	Sulzer® BX
Altura de la corrugación, h (m)	0.0106	0.0120	0.0064
Base de la corrugación, B (m)	0.0240	0.0240	0.0127
Lado de la corrugación, S (m)	0.0170	0.0170	0.0089
Altura del elemento (m)	0.245	0.210	0.1715
Área del empaque, a_p (m ² /m ³)	246	250	492
Fracción de espacios vacíos, ε	0.96	0.95	0.90
Ángulo de inclinación, θ (grados)	45	45	60
Excentricidad, e	0.94	1.00	1.00
Espesor de lámina, (mm)	0.1	0.1	0.3

3.1.3 Distribuidores de líquido.

Se cuenta con dos distribuidores de líquido distintos:

- ◆ **Distribuidor de tubos** (Figura 17): consiste en un tubo 1.27 cm de diámetro interno y 21 cm de largo, con dos orificios, y que a su vez tiene soldadas en forma de cruz seis secciones de tubo perforado de 0.64 cm de diámetro y un máximo de 11 cm de largo, en total el distribuidor cuenta con 16 puntos de goteo.
- ◆ **Distribuidor de cubeta** (Figura 18): Consiste en una cubeta de 20 cm de diámetro y 20 cm de altura, tiene en su base nueve tubos de 2.54 cm de diámetro y 17.5 cm de altura, obstruidos en la parte superior, que se conocen como elevadores de vapor, además cuenta con 28 tubos (para descarga del líquido) de 0.64 cm de diámetro y 4 cm de altura, de los cuales 2 cm están sobre la base de la cubeta y 2 cm por debajo de la base, con el fin de evitar el taponamiento de los tubos y descargar lo más cerca de la cama empacada.

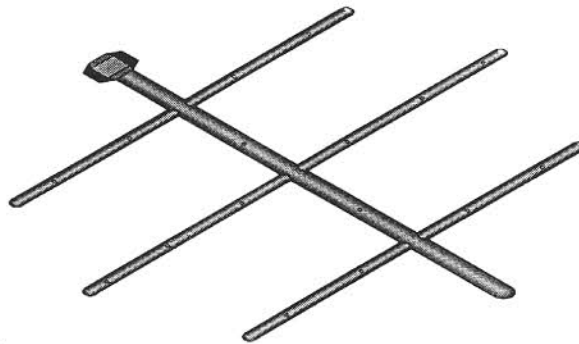


Figura 17. Distribuidor de tubos.

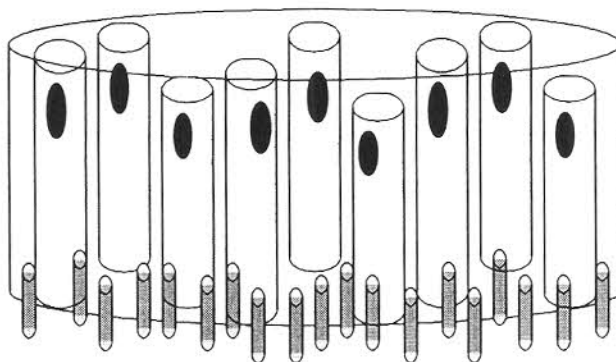


Figura 18. Distribuidor de cubeta.

3.1.4 Equipo adicional para medir eficiencia en destilación.

Además de la columna y los empaques, es necesario equipo adicional para leer índices de refracción y posteriormente calcular el HETP del empaque, este equipo es:

- ◆ Refractómetro (tipo Abbe, marca Iroscope, modelo R.A.L).
- ◆ Cuba de agua a temperatura constante de 20°C (marca Huber, modelo HS40).
- ◆ Bomba sumergible (marca Mc Millan, modelo 283-2F-288/1).

3.1.5 Equipo para evaluación de distribución de flujo y de tiempo de residencia.

En la Figura 19 se muestra el equipo utilizado en la evaluación de canalización por las paredes, DTR y TRM, el cual consiste en:

- ◆ Sección de columna de diámetro interno de 24.5 cm, y altura de 1.65 metros, construida de acero inoxidable.
- ◆ Charola recolectora: este recipiente se diseñó especialmente para llevar a cabo la experimentación, consiste en un cuerpo cilíndrico de 15 cm de altura y 25 cm de diámetro, donde se ha separado el área central del área periférica, de tal modo que en la vista superior se observan dos círculos concéntricos, es decir, una sección circular y una

sección anular (ver Figura 20) donde el 84% del área corresponde al flujo por dentro de la cama empacada, y el 16% restante corresponde al flujo de líquido canalizado por las paredes de la columna, además, cada una de las dos secciones se ha dividido a su vez en 4 partes, esto con el fin de recolectar el líquido en 4 puntos distintos en el área periférica (puntos 1A-4A) y 4 puntos distintos en el área central (puntos 1-4), y comprobar que el equipo se ha colocado y alineado en forma correcta. Cada una de estas 8 secciones (1-4 y 1A-4A) tiene un orificio en el fondo, por el cual el líquido abandona el recipiente y por medio de una manguera es conducido a una cubeta. Los orificios de las secciones centrales (1-4) son de 2.54 cm de diámetro, mientras que en las secciones periféricas (1A-4A) los orificios son de 0.64 cm de diámetro.

- ◆ Bomba centrífuga (marca Maesa, modelo 6C25P48).
- ◆ Tanque de alimentación con capacidad de 150 litros.
- ◆ Distribuidor para aire (anillo perforado de 0.64 cm de diámetro).
- ◆ Manómetro para alimentación de aire (marca Metrón, capacidad de 0-21 kg/cm²).
- ◆ Conductímetro (marca Conductronics, modelo PC-18).
- ◆ Jeringa de 50 cm³ para inyección de pulsos.
- ◆ Rotámetro (marca Cole Parmer, modelo H-34474-03).
- ◆ Conexión para alimentación de aire.
- ◆ Anemómetro (marca Airflow, modelo LCA-6000.)

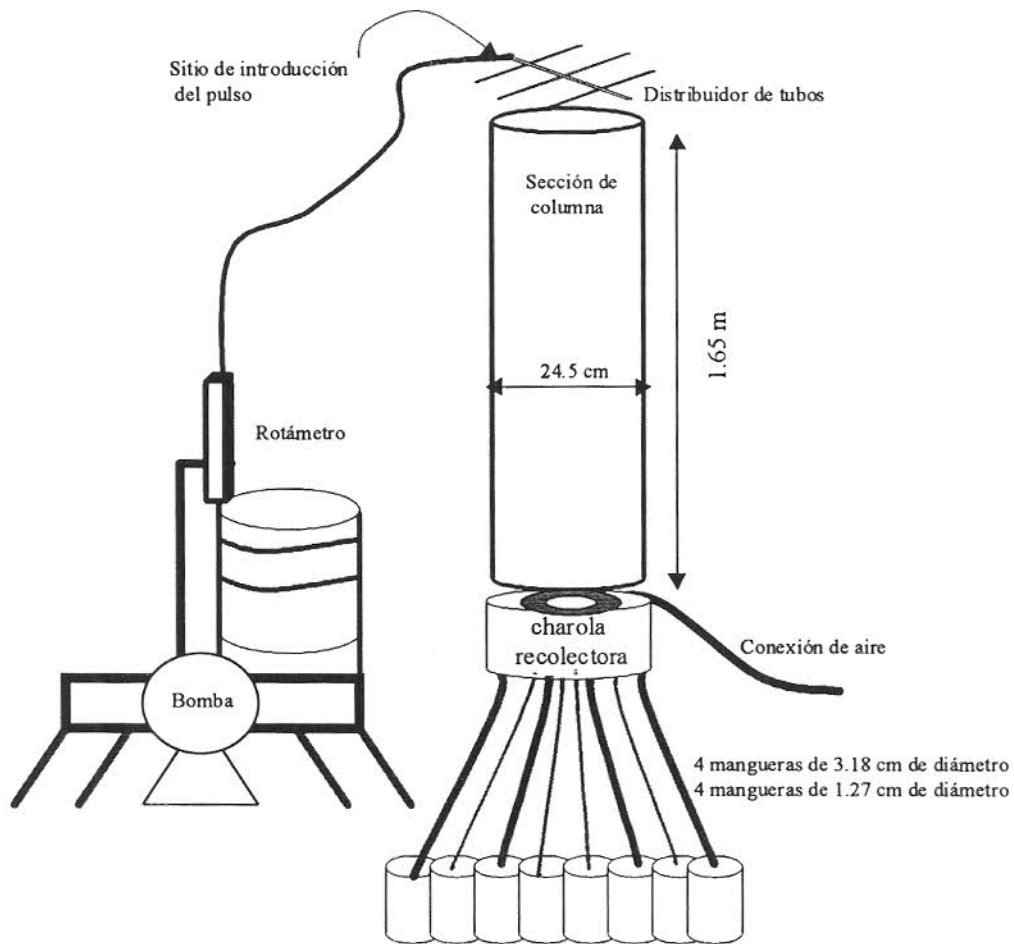


Figura 19. Equipo diseñado para evaluación de distribución de flujos durante este proyecto.

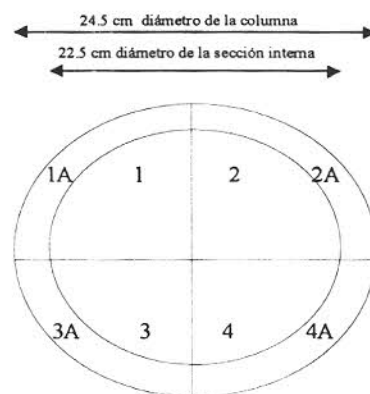


Figura 20. Vista superior de charola recolectora.

3.2 Procedimiento para probar eficiencia de destilación.

Las etapas que a continuación se describen se realizaron para evaluar la eficiencia y caída de presión obtenida en la columna de destilación del ITC, con el fin de evaluar cómo afecta el tipo de distribuidor de líquido empleado al desempeño de la columna, cuando se utilizan tres empaques estructurados distintos.

1. Cargar la columna con el empaque a evaluar y colocar el distribuidor de líquido.
2. Encender la caldera.
3. Purgar las tuberías de la columna y fijar la presión de vapor de alimentación al calderín.
4. Fijar la alimentación líquida en la parte superior de la columna.
5. Esperar que la columna alcance el equilibrio, considerando el nivel en el calderín.
6. Encender el baño de agua, estabilizar la temperatura del agua a 20 °C, sumergir la bomba de agua y conectar las mangueras de circulación de agua al refractómetro, con el fin de mantener el cuerpo de éste a 20°C.
7. Una vez que el sistema se ha estabilizado, es decir, cuando el nivel del calderín permanece constante, se inicia la toma de muestras por duplicado en el domo y en el fondo de la columna. Las muestras se toman cada 30 minutos, se lee el índice de refracción de cada muestra y se anota el valor. Además, deben tomarse lecturas de temperatura, presión, y nivel de calderín con el fin de comprobar que la columna permanece en estado estable.
8. La corrida se detiene cuando no exista variación entre las lecturas actuales con las anteriores.
9. Con los valores de índice de refracción, y empleando la curva de calibración mostrada en la Figura 21, se calcula la fracción mol correspondiente al ciclohexano; y con estas concentraciones se determina la altura equivalente de un plato teórico (HETP).
10. Se anotan los valores de HETP obtenidos para cada empaque y distribuidor de líquido empleados, estos valores serán utilizados en las comparaciones posteriores.

3.3 Procedimiento para evaluar distribución de flujo.

El procedimiento que a continuación se describirá, se realiza con el fin de evaluar las canalizaciones de flujo del líquido en la cama empacada, empleando dos distribuidores de líquido y tres empaques estructurados; el objetivo de este experimento consiste en cuantificar la proporción del líquido que se canaliza sobre las paredes de la columna, así como determinar el perfil de distribución de líquido dentro de la cama empacada.

1. Cargar la sección de columna con el empaque a evaluar.
2. Colocar el distribuidor de líquido.
3. Llenar con agua el tanque de alimentación de la bomba.
4. Abrir el rotámetro de la bomba hasta lograr el flujo deseado.
5. Colocar las 8 cubetas recolectoras.
6. Abrir la alimentación de aire a la sección de columna.
7. Encender la bomba y dejarla funcionando durante 3 minutos.
8. Medir la cantidad de líquido acumulada en los recipientes y anotar los valores.
9. Apagar las alimentaciones de aire y de líquido.
10. Hacer una repetición de la corrida.

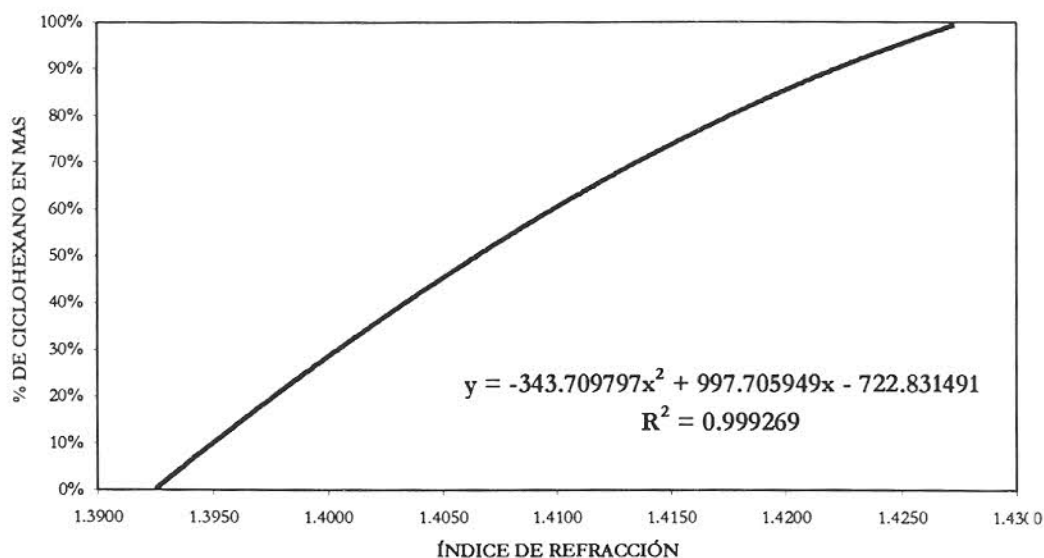


Figura 21. Curva de calibración sistema ciclohexano-heptano.

3.4 Procedimiento para evaluar la DTR.

Este procedimiento que a continuación se describirá, se realizó con el objetivo de obtener las curvas de respuesta para la distribución de tiempo de residencia (DTR) para los tres empaques estructurados empleando los dos distribuidores de líquido, para esto se seleccionó dos puntos de muestreo, un punto del interior de la sección empacada (puntos 1-4) y otro punto de la periferia de la cama empacada (puntos 1A-4A), y se tomó la respuesta en ambos puntos, con el fin de establecer la diferencia entre el líquido que fluye dentro de la cama empacada con el líquido que se canaliza sobre las paredes de la columna.

1. Cargar la sección de columna con el empaque a evaluar.
2. Colocar el distribuidor de líquido.
3. Llenar con agua el tanque de alimentación de la bomba.
4. Abrir el rotámetro de la bomba hasta lograr el flujo deseado.

5. Colocar los recipientes recolectores.
6. Abrir la alimentación de aire a la sección de columna.
7. Preparar el pulso de solución salina que se va a inyectar en la alimentación (conductividad aproximada de 7849 $\mu\text{s}/\text{cm}$).
8. Esperar que el flujo de líquido se normalice.
9. Encender el conductímetro y colocar el sensor en el punto donde se evaluará la respuesta.
10. Introducir el pulso en la alimentación e iniciar el conteo del tiempo.
11. Tomar las lecturas de conductividad hasta llegar a la estabilización.
12. Apagar las alimentaciones de aire y de líquido.
13. Hacer una repetición de la corrida.

IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN: EFECTO DEL TIPO DE DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO EN EL HETP Y CAÍDA DE PRESIÓN

4.1 Efecto del tipo de distribuidor de líquido.

Uno de los objetivos de este trabajo consiste en la determinación del efecto del distribuidor de líquido en la eficiencia de separación lograda por una columna. Para este fin se realizaron corridas experimentales empleando dos distribuidores de líquido distintos:

- ◆ Distribuidor de tubos.
- ◆ Distribuidor de cubeta.

Los dispositivos anteriores se evaluaron utilizando como relleno de la columna tres empaques estructurados:

- ◆ EEM2 (Empaque Estructurado Mexicano versión 2).
- ◆ Mellapak® 250Y.
- ◆ Sulzer® BX.

Se realizó la corrida experimental para cada empaque con cada distribuidor, evaluándose cada combinación a cuatro flujos de operación diferentes.

Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 4 y 5; ahí se observan los valores de HETP y ΔP , así como el flujo de líquido y el valor del parámetro F_s .

Tabla 4. Resultados promedio utilizando el distribuidor de tubos.

HETP (m)	ΔP (Pa/m)	F_s (m/s)(kg/m ³) ^{1/2}	Flujo (l/min)
EEM2			
0.4659	777.1	1.1233	9.323
0.5354	308.7	0.9357	7.766
0.6351	150.5	0.5881	4.881
0.6820	77.2	0.2187	1.815
Mellapak® 250Y			
0.3955	696.4	1.1233	9.323
0.4726	484.6	0.9357	7.766
0.6139	155.6	0.5777	4.795
0.6481	64.6	0.2909	2.414
Sulzer® BX			
0.4139	609.0	1.0427	8.654
0.4091	348.7	0.8825	7.324
0.3882	185.8	0.4789	3.975
0.3721	108.5	0.2307	1.915

Tabla 5. Resultados promedio utilizando el distribuidor de cubeta.

HETP(m)	ΔP (Pa/m)	F_s (m/s)(Kg/m ³) ^{1/2}	Flujo (l/min)
EEM2			
0.4604	783.2	1.1773	9.771
0.5715	455.3	0.9891	8.209
0.6699	154.3	0.5986	4.968
0.7474	81.0	0.2758	2.289
Mellapak® 250Y			
0.4392	800.5	1.0696	8.877
0.5433	522.4	0.8559	7.104
0.6272	172.3	0.5986	4.968
0.6495	89.7	0.2909	2.414
Sulzer® BX:			
0.5102	693.0	1.0696	8.877
0.4722	389.5	0.8825	7.324
0.4221	231.0	0.6173	5.123
0.4003	91.0	0.2986	2.478

4.2 Resultados de HETP.

En las Figura 22, se muestran los resultados de HETP en función del factor F_s , para cada empaque con cada distribuidor.

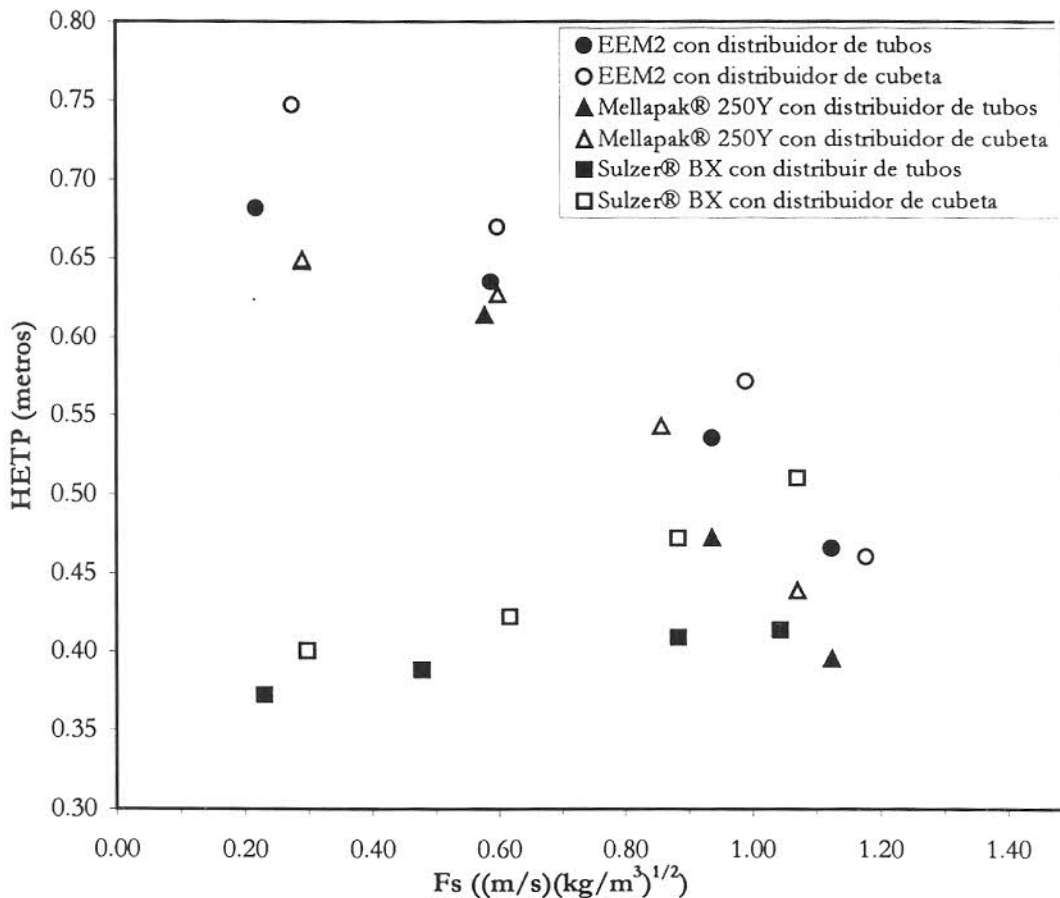


Figura 22. HETP obtenido para los tres empaques estructurados en función de F_s .

4.2.1 Comportamiento del HETP en función del factor F_s .

En la Figura 22 se muestra el HETP obtenido para el EEM2 como función del factor F_s , ahí puede observarse que a mayor F_s , el empaque se comporta de manera más eficiente, lo que indica que el empaque tiene mejor funcionamiento a flujos mayores. En la misma figura se muestra que el empaque Mellapak® 250Y se comporta de manera similar, es decir, a este

columna, esto se debe a que, a mayor flujo, se aumenta el área efectiva para la transferencia de masa, debido a que se propicia la expandibilidad del líquido sobre la superficie metálica, disminuyendo las canalizaciones, logrando así una mejora significativa en la eficiencia global alcanzada por la columna.

En cambio, para los empaques de gasa metálica, como es el caso del Sulzer® EX, al aumentar el flujo en la columna se aumenta la velocidad del líquido sobre la superficie de gasa metálica, lo que conlleva a que el líquido no penetre fácilmente en la malla del empaque, disminuyendo de esta forma el área efectiva para la transferencia de masa, en cambio, a flujos menores, el líquido si humecta con mayor facilidad la gasa metálica debido al fenómeno de capilaridad.

De lo anterior se tiene que los empaques de lámina metálica y de gasa metálica presentan un comportamiento distinto al aumento de flujos en la columna. Por ejemplo en la Figura 22 donde se muestra el HETP obtenido empleando el distribuidor de tubos, se observa como a valores bajos del factor F_s , el empaque Sulzer® BX es mucho más eficiente que los empaques de lámina, y que el HETP presentado por el empaque de gasa es menor al de los otros dos empaques metálicos, pero cuando el valor del factor F_s se acerca a la unidad, el empaque Sulzer® BX es alcanzado por el EEM2 y el Mellapak® 250Y, es decir, a este flujo elevado los empaques de lámina presentan eficiencias muy similares a las del empaque de gasa, no importando que el empaque de gasa tenga el doble de área superficial con respecto a los empaques de lámina.

En la Figura 22 también se muestra el HETP para los tres empaques cuando se utiliza el distribuidor de cubeta, se observa un comportamiento similar al obtenido con el distribuidor de tubos, sólo que más acentuado, ya que en el valor máximo del factor F_s (1.0696), la eficiencia del empaque Sulzer® BX no sólo es alcanzada, sino mejorada por ambos empaques de lámina metálica, en este punto de operación, es mucho más conveniente operar empaques de lámina en lugar de empaques de gasa.

Tabla 6. Porcentaje de diferencia del HETP obtenido por el distribuidor de tubos en base al HETP obtenido por el distribuidor de cubeta.

Comparación del HETP del distribuidor de tubos		
EEM2	Mellapak® 250Y	Sulzer® BX
-5.3%	-5.7%	-12.3
Resultado global: -7.8%		

4.2.2 Comparación del distribuidor de tubos con el distribuidor de cubeta.

En la Tabla 6 se encuentra la comparación entre los HETP obtenidos con los dos distribuidores empleados, tomando como base la eficiencia obtenida con el distribuidor de cubeta, donde puede observarse que el HETP es menor cuando se utiliza el distribuidor de tubos, independientemente del empaque estructurados del que se trate, ya que el EEM2 presentó un 5.3% menos en HETP, además el Mellapak® 250Y y el Sulzer® BX presentaron un 5.7% y 12.3% menos en HETP respectivamente. En forma global el distribuidor de tubos presentó un 7.8% menos en HETP que el distribuidor de cubeta.

Lo anterior puede explicarse de la siguiente forma: La cama empacada de la columna tiene una altura menor a 3 m, independientemente del empaque que se esté utilizando, lo que indica que la distribución inicial de líquido es un parámetro de importancia, ya que se trata de una cama de poca altura. De acuerdo a Albright (1984), una cama empacada tenderá a alcanzar su distribución “natural” siempre y cuando la cama tenga la profundidad suficiente.

De lo anterior se puede sugerir, que el distribuidor de tubos tiene una distribución inicial mejor a la del distribuidor de cubeta. El distribuidor de tubos está sujeto a mayor presión de líquido, ya que su estructura es cerrada y debe dar salida a la alimentación a la misma velocidad a la que ésta entra, es decir, en el distribuidor de tubos, el líquido alimentado es vertido sobre el empaque con la ayuda de dos fuerzas: la presión creada dentro del distribuidor debido a su pequeña estructura y la fuerza de gravedad; lo que crea un fenómeno similar al que ocurre en una regadera de uso común.

En cambio, el distribuidor de cubeta tiene cierta acumulación de líquido dentro de su estructura, la alimentación es vertida a la columna a través de pequeños tubos, pero sin presión adicional, es decir, el líquido abandona el distribuidor de cubeta, de una manera natural, sólo impulsado por la fuerza de gravedad.

Otra causa importante del porqué la eficiencia global obtenida con el distribuidor de tubos es mejor que la obtenida con el distribuidor de cubeta, es la distancia que existe entre el distribuidor y el inicio de la cama empacada, el distribuidor de tubos al tener un cuerpo pequeño queda separado del inicio de la cama empacada, las distancias que se tienen son las siguientes:

- ◆ Sulzer® BX 33 cm.
- ◆ EEM2 59 cm
- ◆ Mellapak® 250Y 40 cm.

En cambio, con el distribuidor de cubeta la distancia se disminuye, debido a que este distribuidor posee forma distinta, y se instala de manera diferente, en este caso las distancias que se tienen son:

- ◆ Sulzer® BX 3 cm.
- ◆ EEM2 29 cm
- ◆ Mellapak® 250Y 10 cm.

Lo anterior da pie a la siguiente explicación: al existir una distancia mayor entre el distribuidor y la cama empacada cuando se utiliza el distribuidor de tubos, se ve favorecido un fenómeno llamado “columna spray”, es decir esa distancia de separación es aprovechada para la

transferencia de masa, como si la altura efectiva de la torre se viera aumentada; esto explica por qué los valores de HETP son menores cuando se utiliza el distribuidor de tubos, con base en una altura adicional para la transferencia de masa vapor-líquido, pero que es independiente del tipo de distribuidor.

Tabla 7. Porcentaje de diferencia del HETP del EEM2 con respecto al Mellapak® 250Y y al Sulzer® BX.

Comparación del HETP del EEM2			
Distribuidor de tubos		Distribuidor de cubeta	
Mellapak® 250Y	Sulzer® BX	Mellapak® 250Y	Sulzer® BX
9.9%	47.6%	8.0%	39.2%

4.2.3 Comparación de los tres empaques estructurados.

En la Figura 22 se puede observar el HETP de los tres empaques evaluados, cuando con todos ellos se ha utilizado el distribuidor de tubos y el distribuidor de cubeta; ahí se muestra que el empaque Sulzer® BX es el más eficiente mientras el factor F_s es menor a la unidad, pero cuando el valor de F_s es superior a la unidad, el empaque más eficiente es el Mellapak® 250Y. Conforme a los valores mostrados en la Tabla 7, donde se ha tomado como base de comparación al EEM2, se tiene que el EEM2 tiene un 9.9% más en HETP que el Mellapak® 250Y y un 47.6% más en HETP que el Sulzer® BX, cuando se ha utilizado el distribuidor de tubos. En los experimentos donde se empleó el distribuidor de cubeta se encontró que el EEM2 estuvo un 8.0% por encima del HETP presentado por el Mellapak® 250Y y un 39.2% sobre el valor de HETP obtenido para el Sulzer® BX.

De los resultados recién mostrados puede observarse que todos los porcentajes de diferencia de HETP son positivos, independientemente del empaque con el que se efectúa la comparación y del distribuidor de líquido empleado, lo que indica que el EEM2 siempre presentó valores de HETP mayores que los presentados por los otros dos empaques, es decir, el EEM2 es menos eficiente en lo que a transferencia de masa se refiere. De lo anterior puede observarse que aún hace falta hacer mejoras en el EEM2, con el fin de que el HETP sea igual o menor al del empaque comercial.

4.3 Resultados de caída de presión.

En la Figura 23 se muestran las gráficas de caída de presión como función del factor F_s .

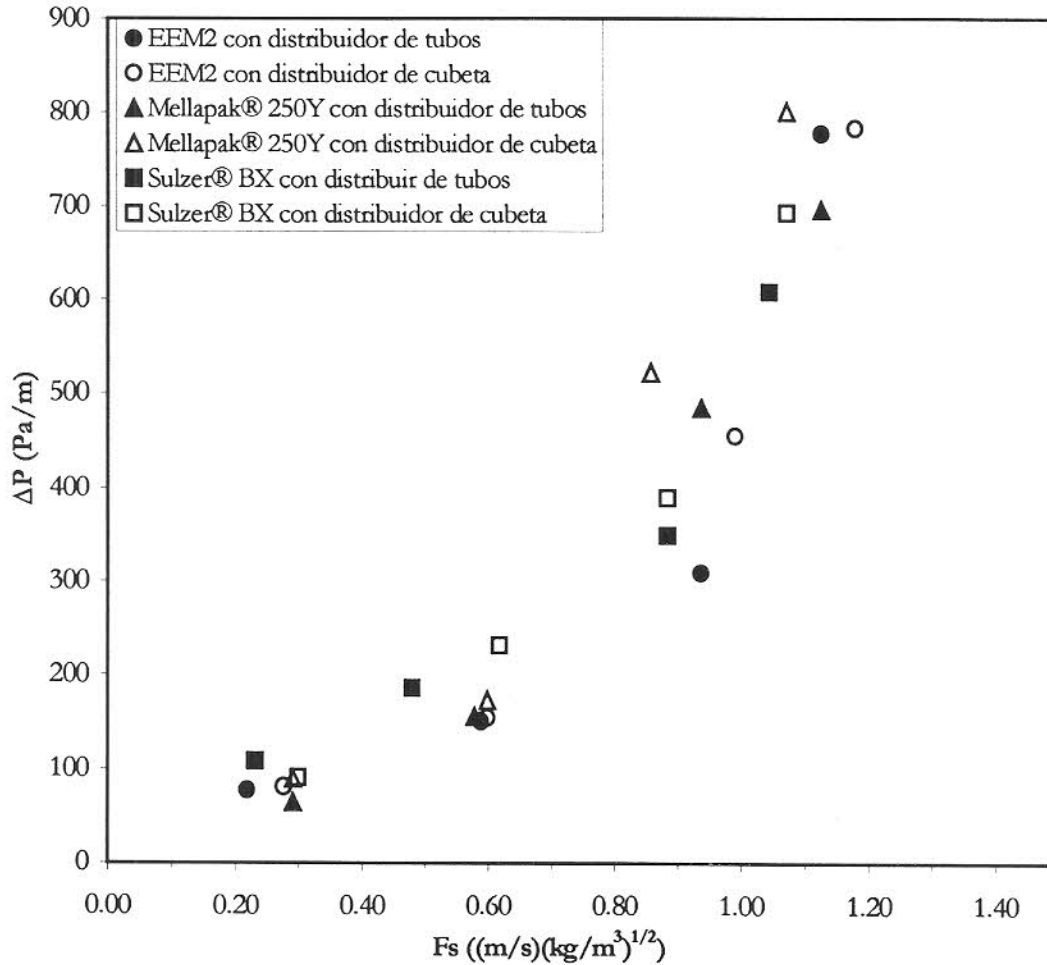


Figura 23. Caída de presión para los tres empaques estructurados en función del factor F_s .

4.3.1 Comportamiento de la caída de presión en función del factor F_s .

En la Figura 23, se tiene la gráfica de las caídas de presión obtenidas para los tres empaques evaluados, utilizando ambos distribuidores de líquido, como función del factor F_s ; ahí se observa que la caída de presión aumenta al aumentar el factor F_s , este aumento en ΔP se comporta de manera casi exponencial cuando el valor del factor F_s se acerca a la unidad.

El hecho de que la caída de presión aumente conforme aumenta el factor F_s , tiene una explicación sencilla, el aumento del factor F_s indica que el flujo dentro de la columna se ha aumentado, lo que conlleva a que una mayor fracción de los espacios vacíos de la cama empacada, será ocupada por el líquido, reduciéndose así el área por donde deberá circular el vapor que asciende, provocando el aumento en ΔP , y aproximándose a la inundación.

En la misma figura es posible observar que a los valores bajos del factor F_s (menores a 0.7), el empaque Sulzer® BX es el que presenta el valor de ΔP más alto, esto se debe a que la fracción de espacios vacíos en el Sulzer® BX es de 0.90, mientras que para el Mellapak® 250Yy el EEM2 son de 0.95 y 0.96 respectivamente, entonces al tener el empaque de gasa menor proporción de huecos lo conduce a que presente una mayor ΔP .

Aquí es interesante señalar que el Sulzer® BX presenta una mayor ΔP que los empaques de lámina cuando el factor F_s es inferior a 0.7, es decir, a flujos bajos la ΔP del empaque de gasa es mayor que la ΔP de los empaques de lámina, fenómeno que no ocurre a flujos elevados. Es posible explicar lo anterior de manera sencilla, el empaque Sulzer® BX tiene la característica de experimentar *capilaridad*, debido a que está construido de gasa metálica, la capilaridad se ve favorecida a flujos bajos debido a que la velocidad del líquido sobre la superficie del empaque es pequeña, el líquido se expande lentamente en toda la superficie del empaque obstruyendo los orificios libres entre el mallado de la gasa, formando de este modo una superficie impermeable al paso del vapor, es decir, el líquido obstruye parte del espacio por donde el vapor asciende, es de este modo como la ΔP se ve aumentada.

En cambio, a flujos altos el líquido presenta flujo más rápido sobre la superficie del empaque, al moverse el líquido con mayor velocidad, deja espacios de la superficie del empaque sin cubrir, la capilaridad no se ve favorecida, entonces los orificios a través de la gasa por donde pasa el vapor no son cubiertos del todo, la gasa es semipermeable al paso del vapor, por esto la ΔP no se ve aumentada.

Lo recién expuesto explica el comportamiento de la ΔP para el empaque de gasa en comparación con los empaques de lámina. Resumiendo: se tiene que la capilaridad, que es un

fenómeno favorecido a flujos bajos, es la causante de que el empaque de gasa tenga mayor ΔP en los valores bajos del factor F_s , y como la capilaridad no se presenta en flujos elevados, es decir, a valores del factor F_s superiores a 0.7, esto explica el porqué a flujos mayores la ΔP del empaque de gasa es menor que la ΔP de los empaques de lámina.

Tabla 8. Porcentaje de diferencia de la ΔP obtenida por el distribuidor de tubos en base a la ΔP obtenida por el distribuidor de cubeta.

Comparación del ΔP del distribuidor de tubos		
EEM2	Mellapak® 250Y	Sulzer® BX
-25.3%	-14.5%	-5.7%
Resultado global: -15.2%		

4.3.2 Comparación del distribuidor de tubos con distribuidor de cubeta.

En la Tabla 8 muestra el comportamiento de la ΔP presentada por el distribuidor de tubos en comparación con el valor presentado por el distribuidor de cubeta, ahí se observa cómo las desviaciones obtenidas son en su totalidad negativas, para el EEM2 se encontró un 25.3% menos en ΔP , mientras que para el Mellapak® 250Y y Sulzer® BX los valores reportados son de 14.5% y 5.7% menos en ΔP respectivamente. Lo anterior puede explicarse considerando la forma y tamaño del distribuidor: el distribuidor de cubeta obstruye la mayor parte del área por donde debe pasar el vapor que asciende, sólo queda como área libre para el paso del vapor; los tubos instalados en el distribuidor para este propósito, es decir, el vapor es forzado a pasar a través de orificios específicos, provocando así un aumento en la caída de presión; en cambio, con el distribuidor de tubos no se presenta ninguna obstrucción al paso del vapor, ya que la forma y tamaño de este dispositivo no presentan problema alguno para el ascenso del vapor. En forma global el distribuidor de tubos presentó un 15.2% menos en ΔP que el distribuidor de cubeta

Tabla 9. Porcentaje de diferencia de la ΔP del EEM2 con respecto al Mellapak® 250Y y al Sulzer® BX.

Comparación de la ΔP del EEM2			
Distribuidor de tubos		Distribuidor de cubeta	
Mellapak® 250Y	Sulzer® BX	Mellapak® 250Y	Sulzer® BX
1.9%	-7.9%	-8.8%	-6.7%

4.3.3 Comparación de los tres empaques estructurados.

En la Tabla 9 se muestra la diferencia del valor de HETP del EEM2 con respecto al resto de los empaques evaluados, de la mencionada tabla es posible observar que cuando se utilizó el distribuidor de tubos, el EEM2 presentó un 1.9% más en ΔP que el Mellapak® 250Y y un 7.9% menos en ΔP que el Sulzer® BX, en cuanto a las operaciones donde se utilizó el distribuidor de cubeta, se encontró que el EEM2 estuvo un 8.8% y un 6.7% por debajo de los valores de ΔP obtenidos para el Mellapak® 250Y y el Sulzer® BX respectivamente.

En los resultados anteriores, se observa que el EEM2 presentó menor caída de presión en la mayoría de los casos evaluados, este comportamiento puede explicarse en función de la fracción de espacios vacíos, ya que el EEM2 tiene un 96% de huecos en su estructura, mientras que el Mellapak® 250Y posee un 95% y el Sulzer® BX sólo un 90%. En base a lo anterior, es importante destacar que el EEM2 ya es competitivo en lo que a ΔP se refiere.

V. RESULTADOS Y DISCUSIÓN: EFECTO DE LA CANALIZACIÓN DEL LÍQUIDO, FUNCIÓN DE DTR Y TRM.

5.1 Efecto de la canalización de líquido.

Uno de los objetivos del presente trabajo consiste en determinar el efecto que tiene la canalización del líquido en la eficiencia de la cama empacada, con este fin se realizaron los experimentos en el equipo mostrado en la Figuras 19 y 20, se determinó el porcentaje de flujo canalizado por las paredes para los tres empaques estructurados, operando el equipo a cuatro flujos distintos, estos flujos fueron iguales a los observados en la columna de destilación, con el fin de simular el comportamiento del empaque en condiciones lo más cercanas posibles a las reales en la operación de destilación. En cada uno de los experimentos se separó el flujo del interior de la cama del flujo canalizado por las paredes de la columna. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 24.

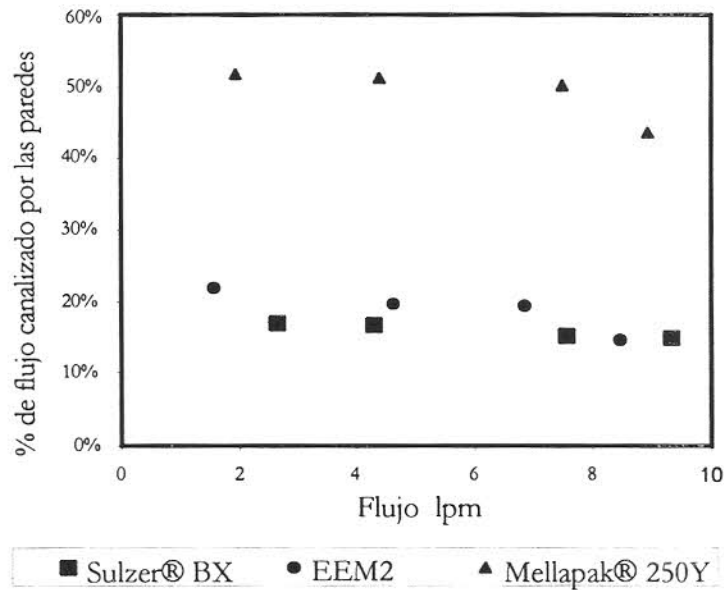


Figura 24. Porcentaje de flujo canalizado sobre las paredes de la columna en función del caudal de operación.

5.1.1 En función del empaque.

Como se puede observar en la Figura 24, el empaque que presenta un porcentaje de canalización mayor fue el Mellapak® 250Y, ya que éste obtuvo porcentajes de canalización alrededor del 50%, mientras que los valores mostrados por el EEM2 y Sulzer® BX fueron alrededor del 20%.

Esto debe explicarse por partes: Primeramente, el hecho de que el empaque Sulzer® BX sea el que presente el menor porcentaje de canalización, se debe a características de la naturaleza misma del empaque, es decir, la gasa metálica tiende a retener más el líquido que la lámina metálica, evitando que éste abandone la cama empacada y se canalice por las paredes de la columna; además, el hecho de que el empaque de gasa tenga una excentricidad muy cercana a la unidad, favorece que las pestañas de recolección de líquido canalizado ubicadas en la parte perimetral del empaque, efectúen su labor con un buen grado de eficiencia, ya que hay una mejor adaptación al contorno de la columna. Por estas razones el empaque de gasa presenta un grado de canalización menor al de los empaques de lámina metálica. Es importante mencionar que el Sulzer® BX fue el empaque con mejor eficiencia en transferencia de masa, resultados que encuentra sustentación en el hecho de que éste también sea el empaque que presentó la menor fracción de líquido canalizado.

Comparando los empaques de lámina metálica entre sí, se tiene que el EEM2 cumple mejor el objetivo de minimizar la canalización de líquido sobre las paredes de la columna; a pesar de que el empaque comercial posee una geometría más uniforme, lo que indica que la excentricidad del empaque no determina la fracción de líquido canalizado; como una explicación a lo anterior se pueden considerar las siguientes dos razones:

- ◆ La fracción de huecos del EEM2 es mayor a la del Mellapak® 250Y, lo que indica que el líquido sufre menos fricción cuando fluye a través de la cama con EEM2 ya que los canales de flujo son más amplios que los del Mellapak® 250Y.
- ◆ El EEM2 tiene un tratamiento de punzonado, es decir, tiene salientes perforadas en la parte inferior de los canales de lámina, mientras que el Mellapak® 250Y cuenta con

perforaciones circulares; la explicación que se tiene es que el líquido cuando fluye sobre la superficie del EEM2 se ve obligado por los punzonados a fluir hacia la otra cara de la lámina, introduciendo el líquido hacia el interior de la cama; en tanto que las perforaciones circulares del Mellapak® 250Y no necesariamente forzan al líquido a introducirse al centro de la cama empacada.

Aquí cabe destacar que estos resultados no concuerdan con las eficiencias en destilación presentadas para los empaques de lámina, ya que el Mellapak® 250Y resultó ser mejor que el EEM2 en cuanto a HETP, y en estos resultados sobre canalización, el empaque superior resulta ser el EEM2. De lo anterior puede sugerirse que la canalización de líquido sobre las paredes de la columna, no es un parámetro con efecto significativo en el HETP.

5.1.2 En función del caudal de operación.

Como se puede observar en la Figura 24, el porcentaje de flujo canalizado por las paredes de la columna disminuye conforme aumenta el caudal alimentado, este comportamiento es presentado por los tres empaques evaluados. La explicación a estos resultados comprende el hecho de que cuando el flujo de líquido es pequeño, el líquido forma microcanales de flujo con espacios entre sí, mientras que a flujos mayores, estos microcanales están cada vez más unidos, observándose así un flujo más uniforme; es decir, a flujos mayores se favorece la cohesión entre los pequeños canales formados por el líquido, disminuyendo de este modo las canalizaciones.

Además, al aumentar el caudal, también se aumenta la velocidad del líquido sobre la superficie del empaque, lo que conlleva a que el líquido atraviese más rápidamente la cama empacada, disminuyendo así la expansión del líquido. En otras palabras, a mayor caudal alimentado, mayor será la fuerza de gravedad ejercida, y de esta forma se aumenta la magnitud de la componente vertical del vector de velocidad, contribuyendo a que el flujo de líquido se dirija hacia la parte inferior de la columna, sin aumentar su distribución.

5.2 Función de distribución de tiempo de residencia (DTR) y tiempo de residencia medio (TRM).

Otro de los objetivos perseguidos por esta investigación consiste en la evaluación de la función de DTR y el TRM, para esto se realizaron las corridas correspondientes para cada uno de los tres empaques estructurados empleando el distribuidor de tubos. Cada empaque fue evaluado a cuatro flujos distintos con el fin de simular la operación de destilación; se tomaron dos lecturas en cada caso: en un punto de recolección interno (punto 1) y otro externo (punto 1A) de la cama empacada, con la finalidad de establecer comparaciones entre el flujo dentro de la cama empacada con el flujo canalizado por las paredes de la columna.

Con los datos experimentales obtenidos se procedió a graficar la curva de DTR para cada caso evaluado, también se determinó el TRM para cada empaque en los dos puntos de medición y a los cuatro flujos evaluados, para ello se utilizó la Ecuación 5.

La Tabla 10 muestra los valores de flujo, TRM, salinidad máxima y tiempo en el cual se registró el valor máximo de la curva de DTR en cada experimento. En la Tabla 11 se muestran las varianzas obtenidas para cada una de las curvas de DTR. En la Figuras 25-30 se exhiben las curvas de la función de DTR para los tres empaques estructurados.

Tabla 10. Valores máximos de las funciones de DTR y TRM obtenidos.

EEM2: altura de la cama 1.47 m.							
Flujo (lpm)		TRM (minutos)		Valor pico observado (µs/cm)		Tiempo donde se registró valor pico	
Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo
1.8	1.8	1.98	1.60	1533	1576	1.25	1.25
4.9	4.9	0.94	0.73	1100	1185	0.75	0.50
7.8	7.8	0.88	0.70	953	979	0.50	0.50
9.3	9.3	0.59	0.63	427	652	0.50	0.50
Mellapak® 250Y: altura de la cama 1.50 m.							
Flujo (lpm)		TRM (minutos)		Valor pico observado (µs/cm)		Tiempo donde se registró valor pico	
Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo
2.4	2.4	1.7	1.45	1211	1389	1.25	1.00
4.8	4.8	1.01	0.87	1171	1167	1.00	0.50
7.8	7.8	0.74	0.56	882	1115	0.75	0.50
9.3	9.3	0.72	0.49	685	889	0.50	0.25
Sulzer® BX: altura de la cama 1.57 m.							
Flujo (lpm)		TRM (minutos)		Valor pico observado (µs/cm)		Tiempo donde se registró valor pico	
Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo	Punto interno	Punto externo
2.0	2.0	2.91	3.35	756	710	2.50	3.00
4.0	4.0	1.52	2.11	746	563	1.25	1.50
7.3	7.3	1.20	1.36	733	482	0.75	1.00
8.6	8.6	1.17	1.18	716	420	0.75	0.75

Tabla 11. Varianzas obtenidas para las curvas de DTR.

σ^2 calculada con la Ecuación 7 (minutos ²)								
EEM2			Mellapak® 250Y			Sulzer® BX		
Flujo (lpm)	Punto interno	Punto externo	Flujo (lpm)	Punto interno	Punto externo	Flujo (lpm)	Punto interno	Punto externo
1.8	1.15	1.14	2.4	1.02	0.94	2.0	1.18	1.23
4.9	0.88	0.71	4.8	0.81	0.72	4.0	0.87	0.86
7.8	0.73	0.69	7.8	0.62	0.65	7.3	0.56	0.44
9.3	0.62	0.63	9.3	0.55	0.37	8.6	0.34	0.36
Varianza promedio	0.85	0.79	Varianza promedio	0.75	0.67	Varianza promedio	0.74	0.72
	0.82			0.71			0.73	

5.2.1 EEM2.

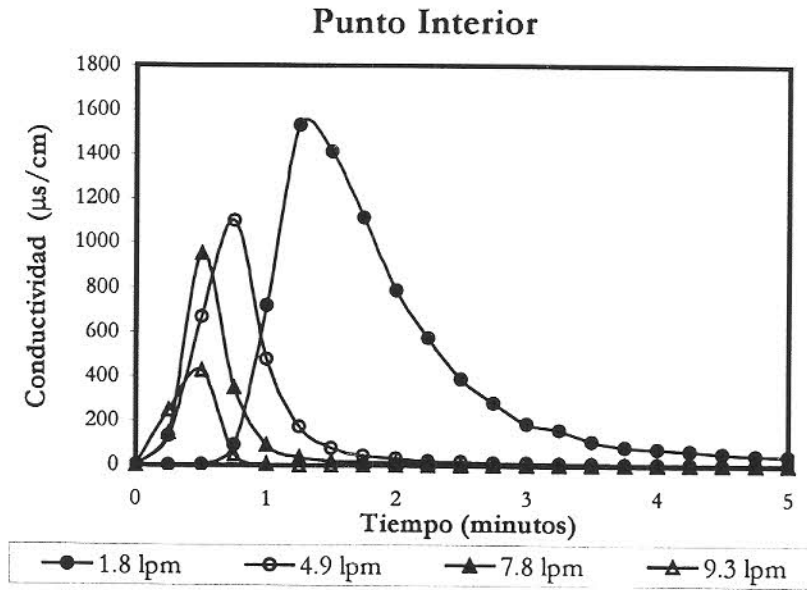


Figura 25. Funciones de DTR para el EEM2 con respecto al tiempo (punto de recolección interno).

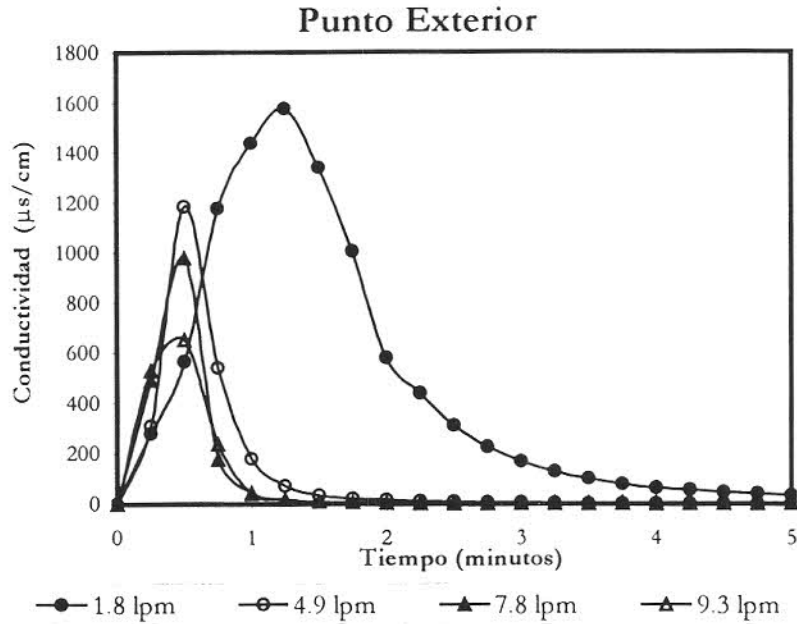


Figura 26. Funciones de DTR para el EEM2 con respecto al tiempo (punto de recolección externo).

5.2.1.1 En función del flujo alimentado.

En las Figuras 25 y 26 se observa el comportamiento del flujo introducido como función del tiempo, cuando la cama empacada corresponde al EEM2; ambas figuras muestran que el pulso presenta una mayor dispersión cuando el flujo de líquido es más pequeño, y la dispersión mínima se presenta al tener el flujo máximo. Estos resultados concuerdan con los presentados por Macías-Salinas (1995). La explicación a lo anterior corresponde al hecho de que a menor flujo, el pulso de sal introducido en la corriente de alimentación, se ve dispersado poco a poco entre los elementos del fluido líquido, es decir, el pulso es arrastrado en pequeñas porciones y lentamente; en cambio, cuando el caudal de alimentación es elevado, entonces el pulso introducido es arrastrado casi de inmediato por la corriente de alimentación, no permitiendo que el pulso se disperse; esto se verifica fácilmente con las Figuras 25 y 26, ya que la curva para el flujo menor (1.8 lpm) en ambas figuras es la más ancha de todas.

Lo anterior se comprueba con los valores de TRM presentados para el EEM2 en la Tabla 10 ya que para el flujo menor los valores son de 1.98 y 1.25 minutos (punto interno y externo respectivamente), mientras que los valores obtenidos para el flujo máximo son 0.59 y

0.63 minutos; aquí se observa claramente que a mayor flujo, la respuesta del pulso es más rápida, lo que disminuye la dispersión. También es conveniente mencionar que a mayor flujo alimentado el TRM es menor.

Una última observación sobre el efecto del flujo en la función de DTR, es que a mayor flujo el valor máximo de la curva disminuye, esto se debe a que al ser mayor el flujo, el trazador introducido (solución salina) se diluye en una cantidad mayor de líquido, lo que reduce la concentración de la solución a la salida de la cama empacada, obteniéndose de este modo una respuesta menos intensa. Lo anterior explica porque las curvas de DTR presentan un comportamiento en forma escalonada en función del caudal alimentado, es decir las curvas de mayor altura se obtuvieron bajo las condiciones de los flujos menores, estos resultados concuerdan con los presentados por Macías-Salinas (1995).

5.2.1.2 En función del punto de recolección.

En la Tabla 10 se muestran todas las lecturas obtenidas para el EEM2, aquí se puede observar que los TRM para el punto externo y el punto interno de recolección son distintos entre sí, de hecho, los TRM para el punto externo son más cortos. Este fenómeno puede atribuirse a lo siguiente: si el líquido alimentado se canaliza y fluye sobre las paredes de la columna, entonces el recorrido será más corto y por tanto más rápido en comparación con el recorrido del líquido que fluye a través de la cama empacada; es decir, el líquido canalizado por las paredes toma un camino casi recto, en cambio el líquido dentro de la cama fluye a través de las láminas de los empaques, mojando y recorriendo la superficie metálica.

En la Tabla 11 se muestra la varianza calculada para cada corrida experimental, así como las varianzas promedio para los tres empaques, en lo que respecta al EEM2, se observa que la varianza es menor para la curva obtenida en el punto externo (79 min^2) en comparación con el valor del calculado para el punto interno (85 min^2), lo que indica que para el punto periférico se obtuvo un comportamiento más uniforme. Además en la mencionada tabla también es posible observar que la varianza disminuye al aumentar el flujo de líquido, ya que a mayor caudal, el pulso es arrastrado de manera más rápida, sin que éste pueda distribuirse completamente en el líquido.

5.2.2 Mellapak® 250Y.

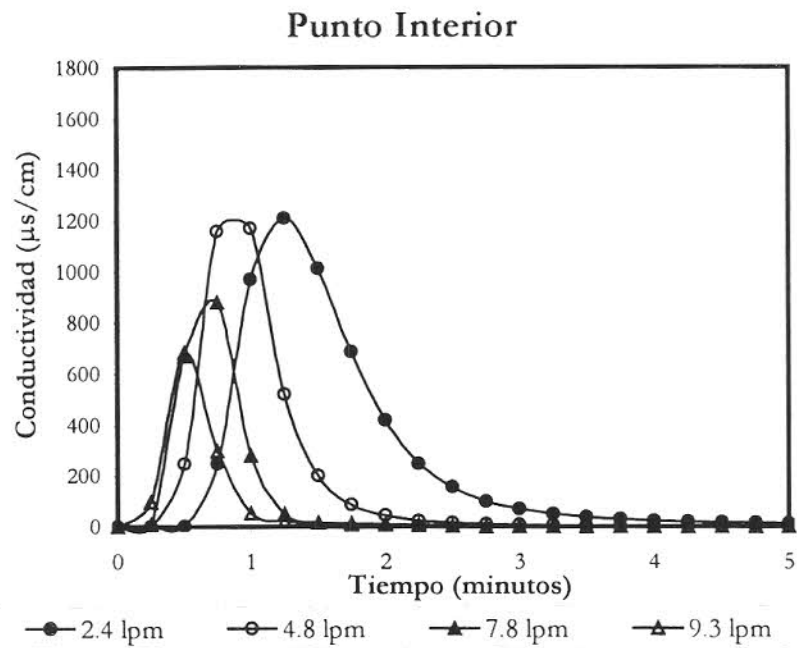


Figura 27. Funciones de DTR para el Mellapak® 250Y con respecto al tiempo (punto de recolección interno).

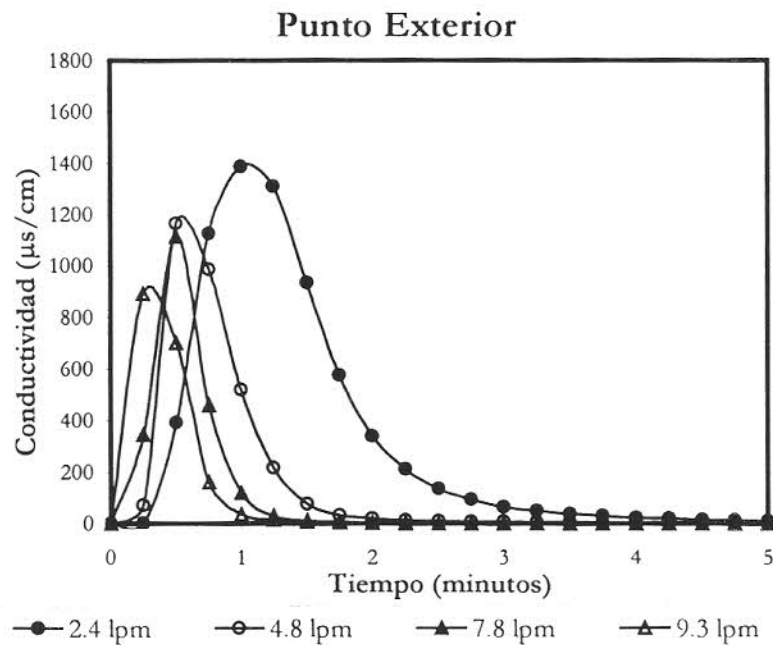


Figura 28. Funciones de DTR para el Mellapak® 250Y con respecto al tiempo (punto de recolección externo).

5.2.2.1 En función del flujo alimentado.

El comportamiento presentado para el Mellapak® 250Y se muestra en la Tabla 10 y en las Figuras 27 y 28, en ellas se observan resultados muy similares a los obtenidos por el EEM2, de igual manera que para el empaque mexicano, los resultados del Mellapak® 250Y muestran que tanto la dispersión del pulso introducido, así como el TRM y los valores pico de las curvas de DTR, son funcionalidades del caudal alimentado.

5.2.2.2 En función del punto de recolección.

En este punto también se obtuvieron similitudes con el EEM2, de igual forma, el líquido que se canaliza sobre las paredes de la columna, presenta una respuesta más rápida que el líquido que fluye a través de la cama empacada. Sobre la varianza para este empaque, se observa en la Tabla 11 que la varianza es menor para el punto externo, al igual que el comportamiento presentado por el EEM2, además también se observa que la dispersión del líquido disminuye al aumentar el caudal.

5.2.3 Sulzer® BX.

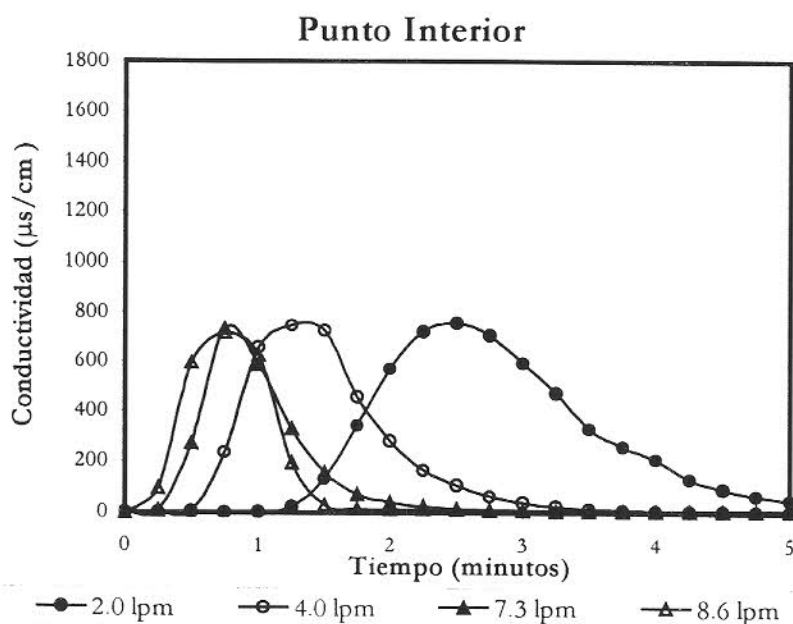


Figura 29. Funciones de DTR para el Sulzer® BX con respecto al tiempo (punto de recolección interno).

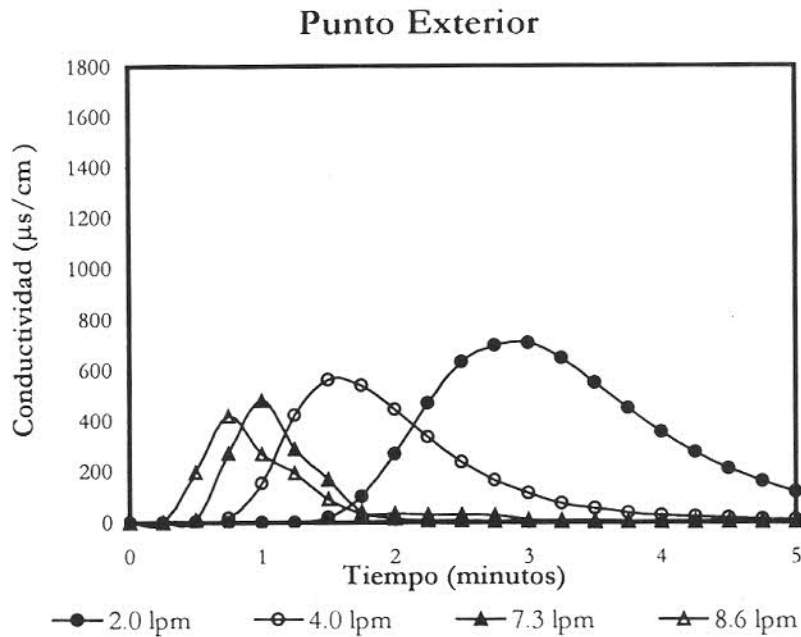


Figura 30. Funciones de DTR para el Sulzer® BX con respecto al tiempo (punto de recolección externo).

5.2.3.1 En función del flujo alimentado.

En la Tabla 10 y las Figuras 29 y 30, se muestran los resultados experimentales del empaque de gasa, se encontró que el empaque Sulzer® BX presenta una funcionalidad con el flujo alimentado similar a las presentadas por los empaques de lámina. Es decir, existe mayor dispersión del flujo a caudales de alimentación bajos, el TRM disminuye cuando se aumenta el flujo de líquido y los picos de las curvas de DTR también tienen un comportamiento escalonado.

5.2.3.2 En función del punto de recolección.

En este punto es posible hacer algunas observaciones importantes, ya que los resultados del Sulzer® BX, difieren de los resultados para los empaques de lámina. Mientras que para los dos primeros empaques evaluados el flujo canalizado por las paredes de la columna presenta una respuesta más corta, en el empaque de gasa sucede lo contrario; el flujo canalizado sobre las paredes de la columna tarda más tiempo en dar la respuesta. Es pertinente destacar la probable naturaleza de estas divergencias: el empaque de gasa tiene una excentricidad casi unitaria, lo que

ocasiona que las pestañas recolectoras de flujo canalizado funcionen de manera eficiente, además al estar el empaque construido de gasa, se favorece la capilaridad y la retención del líquido dentro de la cama empacada; lo anterior propone razones por las cuales el líquido dentro de la cama formada con empaque Sulzer® BX, no canaliza inmediatamente, es decir, el líquido debe primeramente saturar la cama empacada, mojar toda la superficie de la gasa, y posteriormente se canalizará por las paredes, lo que indica un “retraso en la canalización”. De acuerdo a lo recién expuesto, es lógico esperar los valores de TRM mostrados en la Tabla 10 para el Sulzer® BX, donde la respuesta más rápida se obtiene por el fluido dentro de la cama. De alguna forma, la observación anterior se ve respaldada por el hecho de que el empaque de gasa es el que presentó el menor porcentaje de canalización de flujo, ya que el flujo canalizado está constituido por el líquido que abandona la cama empacada después de que ésta se ha saturado con el fluido.

En lo concerniente al parámetro de varianza, en la Tabla 11 se observa que la diferencia entre los valores para el punto interno y externo no es significativa, por lo que se deduce que para este empaque el flujo de líquido obedece al mismo patrón de dispersión, independientemente de la ruta que tome para atravesar la sección empacada. En la tendencia al aumento de varianza, se obtuvo un comportamiento similar al presentado por los empaques de lámina metálica.

5.2.4 Comparación entre los tres empaques evaluados.

Comparando los resultados presentados para la función de DTR y el TRM por los tres empaques estructurados, se obtiene las siguientes observaciones:

5.2.4.1 Resultados en DTR.

- ◆ Los valores pico de las curvas de DTR son mayores para el EEM2, lo que indica que el empaque mexicano tiene menor capacidad de mezclado que los otros dos empaques, de igual forma, el empaque que promueve mayormente el mezclado es Sulzer® BX. Lo anterior respalda los resultados obtenidos en destilación, ya que el empaque de gasa, que fue el más eficiente en HETP, también lo es como promotor del mezclado.

- ◆ Comparando los dos empaques de lámina entre sí, se obtiene que en las pruebas de destilación, el empaque comercial fue más eficiente que el empaque mexicano, siendo este resultado congruente con lo observado en promoción de mezclado. De lo anterior es posible señalar que existe una relación entre la promoción de mezclado y la transferencia de masa, es decir, el mezclado sí es un parámetro con efecto significativo en el HETP.
- ◆ En lo que respecta a la varianza, o dispersión de la curva de DTR, en la Tabla 11 se observa que los valores promedio de varianza para los tres empaques no difieren en forma significativa; el EEM2 presentó el promedio mayor (0.82 min^2), mientras que el Mellapak® 250Y y Sulzer® BX presentaron valores muy cercanos. Conforme a lo anterior, es posible señalar la existencia de una relación entre la dispersión del flujo y el HETP, ya que el EEM2, que fue el empaque menos eficiente en HETP, fue el que presentó el mayor coeficiente de varianza.

5.2.4.2 Resultados en TRM.

- ◆ Los resultados de TRM sugieren que el Sulzer® BX es el empaque más eficiente, ya el TRM presentado por el empaque de gasa es el mayor, lo que indica que el líquido y el vapor permanecen en contacto un periodo de tiempo superior en comparación con los empaques de lámina. También lo anterior se favorece por la naturaleza de la gasa, la mayor capacidad de retención y el fenómeno de capilaridad presentado por esta en comparación con la lámina, es decir, el líquido tarda más en atravesar la cama empacada con Sulzer® BX debido a que la gasa lo retiene más. Por otro lado, la altura de los elementos del empaque de gasa es la más pequeña de todas (17.5 cm), con lo que se favorece enormemente el mezclado de empaque a empaque.
- ◆ Comparando los resultados de los dos empaques de lámina, se tiene que el TRM para la cama empacada con EEM2 es mayor al TRM del Mellapak® 250Y, debiéndose esto a que el EEM2 tiene un porcentaje menor de canalización, es decir, el EEM2 retiene más el líquido que el Mellapak® 250Y.

- ◆ El hecho de que en HETP el Mellapak® haya resultado más eficiente que el EEM2, a pesar de los resultados de porcentaje de flujo canalizado TRM, se explica en función de la capacidad de mezclado, ya que el Mellapak® 250Y tiene más capacidad de mezclado que el EEM2, lo que favorece en forma más directa el contacto vapor-líquido. De lo anterior es posible señalar que el TRM no constituye un parámetro con efecto significativo en el HETP.

VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 Conclusiones.

A manera de conclusión general, se tiene que entre los parámetros de distribución de líquido evaluados, sólo la capacidad de mezclado posee un efecto importante en el HETP. A continuación se describen las conclusiones particulares.

6.1.1 Comparación entre los distribuidores de líquido.

- ◆ **HETP:** Como ya se mencionó en el Capítulo IV del presente trabajo, durante los experimentos de destilación efectuados con los distribuidores de líquido, se encontraron mejores resultados en eficiencia cuando se utiliza el distribuidor de tubos.
- ◆ **ΔP :** En cuanto a caída de presión, se obtuvieron ΔP mayores en los experimentos donde se empleó el distribuidor de cubeta.

6.1.2 Comparación entre los empaques estructurados.

- ◆ **HETP:** En los resultados de los experimentos de destilación se obtuvo que el empaque más eficiente a valores bajos del Factor F_s es el Sulzer® BX, y en los valores más elevados del factor F_s el empaque Mellapak® 250Y fue el que presentó los HETP menores. En términos generales el empaque de gasa resultó ser más eficiente que los empaques de lámina. Comparando los empaques de lámina entre sí, el Mellapak 250Y fue más eficiente que el EEM2, ya que el HETP del EEM2 fue un 9.93% y 7.98% más elevado que el del empaque de lámina comercial, cuando se utilizan el distribuidor de tubos y de cubeta respectivamente.
- ◆ **ΔP :** En términos generales, el EEM2 resultó ser el empaque más conveniente en cuanto a capacidad, ya que éste presentó los valores más bajos de ΔP . En cuanto al

efecto del factor F_s sobre la caída de presión, se observó que la ΔP aumenta al aumentar los flujos de líquido y vapor en la columna.

6.1.3 Canalización del líquido, función de DTR y TRM.

- ◆ La canalización del líquido presentó una dependencia con el flujo alimentado, conforme se incrementó el caudal de operación, se decrementó el porcentaje de flujo canalizado. Comparando los tres empaques entre sí, se observó que el empaque con menor porcentaje de canalización fue el Sulzer® BX, en segundo lugar estuvo el EEM2, y por último el Mellapak® 250Y fue el que presentó el mayor porcentaje de flujo canalizado. De lo anterior se concluye que la canalización de líquido por las paredes no constituye un parámetro de importancia en el HETP.
- ◆ La función de DTR también presentó funcionalidad con respecto al caudal, la dispersión observada para la función de DTR se aumentó conforme se disminuyó el caudal de operación. Comparando el comportamiento las funciones de DTR presentada por los tres empaques, se tiene que el empaque Sulzer® BX es el que tiene la mayor capacidad de mezclado, y el EEM2 es el que menos propicia el mezclado. Este comportamiento de los empaques, fue el mismo observado en las pruebas de destilación, por lo que es posible concluir que la promoción de mezclado si ejerce un efecto significativo sobre el HETP.
- ◆ Sobre el TRM, se realizó una comparación del TRM obtenido en función del punto de muestreo (interior o exterior de la cama empacada), como resultado se obtuvo que el TRM de un punto exterior resultó ser menor al de un punto interior, en el caso de los dos empaques de lámina metálica; en cambio para el Sulzer® BX, la funcionalidad fue la contraria. También debe mencionarse que el empaque Sulzer® BX, fue el que presentó un TRM mayor. Acerca de los empaques de lámina, se obtuvo que el EEM2 presentó TRM mayor al del Mellapak® 250Y, lo cual no concuerda con las eficiencias presentadas por ambos empaques en lo referente a transferencia de masa, por lo que

se concluye que el TRM no constituye un parámetro de importancia en el HETP de los empaques evaluados.

6.2 Recomendaciones.

6.2.1 Distribuidores de líquido.

- ◆ Se recomienda hacer estudios más exhaustivos sobre distribuidores de líquido, principalmente cuando éstos son empleados en columnas de poca altura (menos de 5 metros) y diámetros mayores, ya que en este tipo de operaciones es muy importante la distribución inicial.
- ◆ Otra recomendación importante, es que cuando se realicen pruebas como las aquí mostradas, se debe de tratar que los distribuidores se evalúen en condiciones muy similares, incluyendo la distancia de separación entre el distribuidor y el inicio de la cama empacada.
- ◆ Por último, se recomienda extender las pruebas de laboratorio para distribuidores de líquido del tipo de artesa.

6.2.2 Empaques estructurados.

- ◆ Sería conveniente extender esta investigación con algún otro tipo de empaque comercial de alto renombre como el Gempak®, Maxpak® y/o el Optiflow®, y determinar cómo afectan los parámetros evaluados (distribuidor de líquido, canalización de flujo, DTR y TRM) a estos nuevos empaques.

6.2.3 Función de DTR y TRM.

- ◆ Sobre la función de DTR, sería conveniente establecer puntos de muestreo dentro de la sección empacada, cuando el líquido aún no ha terminado de recorrer la longitud total de la cama empacada, con el fin de evaluar el comportamiento de la función en puntos adicionales al punto localizado al final de la cama.
- ◆ Otra recomendación para la función de DTR, consistiría en tomar las lecturas de conductividad a períodos de tiempo más cortos (5 segundos en lugar de cada 15 segundos), con el fin de obtener el comportamiento de la curva de manera más precisa.
- ◆ La recomendación anterior, sobre períodos de medición más cortos, también beneficiaría los resultados para el TRM, ya que los cálculos serían más exactos al contar con un número mayor de datos experimentales.

6.2.4 Mejoras al EEM2.

Se sugieren algunas mejoras para el EEM2, con la finalidad de lograr que éste sea competitivo en HETP con respecto al empaque comercial de lámina metálica, para esto, de acuerdo a los resultados de la presente investigación, el parámetro a mejorar es la promoción de mezclado, por lo que los cambios sugeridos son:

- ◆ Fabricar los elementos de empaque con lámina perforada, es decir, además del tratamiento superficial y los punzonados, el nuevo empaque mexicano (EEM3) deberá tener perforaciones en la lámina para lograr que el líquido moje lo más posible ambas caras de la lámina.
- ◆ Disminuir la altura de los elementos de empaque, la altura actual es de 24.5 cm y el nuevo empaque tendrá sólo 20 cm de altura; lo anterior es con el fin de mejorar el mezclado de empaque a empaque.
- ◆ Aumentar el número de láminas por elemento, de 22 a 25 láminas, para que el nuevo empaque posea más área de contacto líquido vapor.
- ◆ Mejorar la excentricidad de los elementos.

BIBLIOGRAFÍA

- Albright, M. A.; "Packed Tower Distributors Tested"; Hydrocarbon Processing, vol. **63**, No. 9; págs. 174-176; 1984.
- Billet, R. y Schultes, M.; "Modeling of Pressure Drop in Packed Columns"; Chem. Eng. Technology; vol. **14**, No. 1; págs. 89-95; 1991.
- Bravo, J. L. y Fair, J. R.; "Generalized Correlation for Mass Transfer in Packed Distillation Columns"; Ind. Eng. Chem. Process Des.; vol. **21**, No. 3; págs. 162-170; 1982.
- Bravo, J. L.; Rocha, J. A. y Fair, J. R.; "Mass Transfer in Gauze Packings" Hydrocarbon Processing; vol. **64**, No. 1; págs. 91-96; 1985.
- Bravo, J. L.; Rocha, J. A.; Fair, J. R. "Pressure Drop in Structured Packings"; Hydrocarbon Processing; vol. **65**, No. 3; págs. 45-49; 1986.
- Fair, J. R. y Bravo, J. L.; "Distillation Columns Containing Structured Packing"; Chem Eng. Prog.; vol. **86**, No. 1; págs. 19-29; 1990.
- Bravo, J. L.; Rocha, J. A. y Fair, J. R.; "How Surface Treatment and Geometry Affect the Performance of structured Packings"; Separation Research Program; University of Texas at Austin; 1992.
- García-Gaitán, B. Determinación de Caída de Presión y Eficiencia en Destilación a diferentes Presiones utilizando Empaque Estructurado Gempak 2A. Tesis de Maestría; Instituto Tecnológico de Celaya; Celaya, Gto.; Agosto de 1993.
- Gualito-Hernández, J. J.; Comunicación Personal; 1996.
- Henley, E. J. y Seader, J. D.; Operaciones de Separación por etapas de Equilibrio en Ingeniería Química; México; Editorial Repla; 1990.
- Huften, J. R.; Bravo, J. L. y Fair, J. R.; "Scale-Up of Laboratory Data for Distillation Columns Containing Corrugated Metal-Type Structured Packing"; Ind. Eng., Chem. Res.; vol. **27**, No. 11; págs. 2096-2100; 1988.
- Kister, H. Z.; Distillation Design; United States of America; McGraw Hill Inc.; 1992.
- Kunesh, J. G.; Lahm, L.; Yanagi, T.; "Commercial Scale Experiments that Provide Insight on

- Packed Tower Distributors”; *Ind. Eng. Chem. Res.*; vol. **26**, No. 9; págs. 1845-1850; 1987.
- Levenspiel, O; *Ingeniería de las Reacciones Químicas*; México; Editorial Repla; 1987.
- Lockett, M. J.; “Easily Predict Structured-Packing HETP”; *Chem. Eng. Prog.*; vol. **94**, No. 1; págs. 60-66; 1998.
- López-Toledo, J.; *Diseño de un Empaque Estructurado y Análisis del Efecto del Tratamiento Superficial sobre la Eficiencia y la Caída de Presión*; Tesis de Maestría; Instituto Tecnológico de Celaya; Celaya, Gto.; Septiembre de 1997.
- Ludwig, E. E.; *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*; volume 2; United States of America; Gulf Publishing Company; 1979.
- Macías-Salinas, R.; *Gas and Liquid Phase Axial Dispersion Through Random and Structured Packings*; Ph. D. Thesis; The University of Texas at Austin; 1995.
- Martin, R. G. y Sloley, A. W.; “Simulation of Flow Maldistribution and its Results on Mass-Transfer”; *AIChE Spring National Meeting*; Paper 26D; 1995.
- McCabe W. L.; Smith, J. C. y Harriot, P.; *Operaciones Básicas de Ingeniería Química*; México; McGraw Hill; 1991.
- McGlamery, G. G.; *Liquid Film Transport Characteristic of Textured Metal Surfaces*; Ph. D. Dissertation, The university of Texas at Austin; 1988.
- Nawrocki, P.A.; Xu, Z. P. y Chuang, K.T.; “Mass Transfer in structured corrugated Packing”; *Canadian Journal of Chem. Eng.*; vol. **69**, No. 12; págs. 1336-1343; 1991.
- Rocha, J. A.; Bravo, J. L. y Fair, J. R.; “Distillation Columns Containing Structured Packings: A Comprehensive Model for their Performance 1. Hydraulic Models”; *Ind. Eng. Chem. Res.*; vol. **32**, No. 4; págs. 641-651; 1993.
- Rocha, J. A.; Bravo, J. L. y Fair, J. R.; “Distillation Columns Containing Structured Packings: A Comprehensive for their Performance: 2. Mass-Transfer Model”; *Ind. Eng. Chem. Res.*; vol. **35**, No. 5; págs. 1660-1667; 1996.

-
- Shi, M.G. y Mersmann, A.; "Effective Interfacial Area in Packed Columns"; Ger. Chem. Eng.; vol. **87**, No. 8; 1985.
- Smith, J. M.; Ingeniería de la Cinética Química; México; Compañía Editorial Continental; 1986.
- Sulzer® Chemtech; "Optiflow, Product Bulletin"; Canada; 1996.
- Thongpakdi, D., Transfer to Gases to Liquid Films Flowing over Enhanced Surfaces; M.S. Thesis; The University Texas at Austin; 1991.
- Treybal, R. E.; Operaciones de Transferencia de Masa; México; Editorial McGraw Hill; 1938.

APÉNDICE. MODELOS PARA EMPAQUES ESTRUCTURADOS.

Modelos para estimación de HETP.

Modelo Bravo y col. (1985).

El primer modelo para la predicción del comportamiento de un empaque estructurado fue el propuesto por Bravo y col. (1985), este modelo se desarrolló para el empaque Sulzer® BX, un empaque de gasa metálica; el propósito de ese estudio fue el de presentar un modelo de diseño para una variedad específica de empaque.

Las directrices de este modelo son:

- ♦ Utiliza la teoría de la penetración para modelar el coeficiente de transferencia de masa del lado del líquido; y se determinó que existe poca resistencia a la transferencia de masa para esta fase.
- ♦ Supone que el área efectiva de transferencia de masa es igual al área total del empaque; debido al fenómeno de capilaridad que se presenta en la gasa metálica. Para empaques de lámina metálica, plástico o cerámica, no se puede tomar esta suposición del área efectiva, debido a que estos materiales no presentan la misma humectabilidad de la gasa metálica.

El desarrollo del modelo inicia con la definición de un diámetro equivalente para el canal de flujo. Para una sección triangular, el perímetro por unidad de superficie es:

$$P_t = \frac{4S + 2B}{Bh} = \frac{1}{r_{ht}} \quad (1)$$

El perímetro correspondiente a la forma de diamante o rectángulo, por unidad de superficie es:

$$P_d = \frac{4S}{Bh} = \frac{1}{r_{hd}} \quad (2)$$

El diámetro equivalente para cualquier geometría es:

$$d_{eq} = 4r_h = 4 \frac{\text{área de flujo}}{\text{perímetro}} \quad (3)$$

Para el triángulo:

$$r_{ht} = \frac{1}{2} \frac{Bh}{B + 2S} \quad (4)$$

Para el diamante o cuadrado:

$$r_{hd} = \frac{Bh}{4S} \quad (5)$$

Se toma un promedio aritmético de estos parámetros hidráulicos, el resultado es el diámetro equivalente:

$$d_{eq} = Bh \left[\frac{1}{B + 2S} + \frac{1}{2S} \right] \quad (6)$$

a continuación se determinan los flujos efectivos. La velocidad efectiva de vapor a través de los canales es:

$$U_{Ge} = \frac{U_{Gs}}{\varepsilon \sin \theta} \quad (7)$$

donde θ es el ángulo de inclinación del canal con respecto a la horizontal.

La velocidad efectiva del líquido es:

$$U_{Le} = \left(\frac{3\Gamma}{2\rho_L} \right) \left(\frac{\rho_L^2 g}{3\mu_L \Gamma} \right)^{0.333} \quad (8)$$

donde Γ es el flujo del líquido basado en el perímetro.

Para el coeficiente de transferencia de masa del lado del gas:

$$N_{Sh} = \alpha_1 (N_{Re})^{\alpha_2} (N_{Sc})^{\alpha_3} \quad (9)$$

Los coeficientes α_1 , α_2 y α_3 se obtuvieron correlacionando las Ecuaciones 1 a la 15, y se encontró que los valores obtenidos son muy similares a los resultados presentados por Johnstone y Pigford.

Para el coeficiente de transferencia de masa para el lado del líquido:

$$k_L = 2 \left(\frac{D_L}{\pi t} \right)^{0.5} \quad (10)$$

donde el tiempo de exposición t se toma como el tiempo de residencia del flujo de líquido entre los cambios de corrugación, si la corrugación es S :

$$k_L = 2 \left(\frac{D_L U_{L,eff}}{\pi S} \right)^{0.5} \quad (11)$$

La altura de la unidad de transferencia se determina por las correlaciones convencionales de destilación:

$$H_G = \frac{G}{k_G a_e \rho_G} = \frac{U_{GS}}{k_G a_e} \quad (12)$$

$$H_L = \frac{L}{k_L a_e \rho_L} = \frac{U_{LS}}{k_L a_e} \quad (13)$$

donde a_e es el área interfacial efectiva. La altura equivalente global a una unidad de transferencia, H_{OG} esta relacionada con el HETP:

$$H_{OG} = H_G + \left(\frac{mG_M}{L_M} \right) H_L = H_G + \lambda H_L \quad (14)$$

$$HETP = H_{OG} \left[\frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \right] \quad (15)$$

Modelo Rocha y col. (1996).

Rocha y col. (1996) presentan un modelo generalizado para el cálculo de HETP para empaques metálicos (gasa y lámina), este modelo será el que se empleará en los cálculos de este estudio. Este modelo se incluye en el apéndice de este trabajo.

El modelo se rige de acuerdo a las siguientes directrices:

- ◆ Se asume equilibrio termodinámico en la interfase gas-líquido.

- ◆ El coeficiente de transferencia de masa por el lado del gas se basa en estudios anteriores sobre columnas de pared mojada.
- ◆ Se retoma el modelo de penetración para el coeficiente de transferencia de masa por el lado del líquido, pero con la observación que para algunos sistemas el tiempo de exposición no puede tomarse como una simple función del flujo de líquido y el tipo de la corrugación. Ya que la contribución del líquido a la resistencia total es generalmente pequeña en las operaciones de destilación, es aceptable usar aproximaciones simples para el cálculo del coeficiente de transferencia.
- ◆ Se asume un mojado incompleto en la superficie de lámina metálica y se propone que cerca del punto de inundación el área efectiva alcanza el valor del área total del empaque, es decir, que el empaque se comporta de manera más eficiente a flujos mayores. El cálculo del área efectiva no es sencillo, deben considerarse factores como: distribución inicial del líquido, migración radial del líquido en la cama, humectabilidad y textura de la superficie. La estimación del área efectiva se discute en Rocha y col. (1993), y se aceptan como consideraciones hidráulicas los estudios de Shi y Mersmann (1985).

El desarrollo del modelo inicia con la transferencia de masa del lado del gas:

$$k_G = 0.054 \left(\frac{D_G}{S} \right) \left(\frac{(U_{Ge} + U_{Le}) \rho_G S}{\mu_G} \right)^{0.8} \left(\frac{\mu_G}{D_G \rho_G} \right)^{0.33} \quad (16)$$

El coeficiente de transferencia de masa del líquido puede calcularse usando el tiempo de exposición de la teoría de la penetración de acuerdo a la Ec. 10 como:

$$t_e = \frac{S}{C_E U_{Le}} \quad (17)$$

$$k_L = 2 \left(\frac{D_L C_E U_{Le}}{\pi S} \right)^{1/2} \quad (18)$$

donde C_E es un factor ligeramente menor que la unidad. Experimentos con el sistema oxígeno-aire-agua muestran que para varios empaques comerciales, $C_E \sim 0.9$.

Las velocidades efectivas están dadas por:

$$U_{Ge} = \frac{U_{Gs}}{\varepsilon(1 - h_L) \sin \theta} \quad (19)$$

$$U_{Le} = \frac{U_{Ls}}{\varepsilon h_L \sin \theta} \quad (20)$$

Siendo h_L el holdup total del líquido.

Para el cálculo del área efectiva:

$$\frac{a_e}{a_p} = F_{SE} F_t \quad (21)$$

$$F_t = \frac{29.12(We_L Fr_L)^{0.15} S^{0.359}}{Re_L^{0.2} \varepsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma)(\sin \theta)^{0.3}} \quad (22)$$

donde F_{SE} es un factor que toma en cuenta el tratamiento mejorado de la superficie y el ángulo de contacto γ toma en cuenta la humectabilidad de la superficie del material. Para empaques metálicos:

$$\cos \gamma = 0.9 \text{ para } \sigma < 0.055 \text{ N/m} \quad (23)$$

$$\cos \gamma = 5.211 \times 10^{-16.835\sigma} \text{ para } \sigma > 0.055 \text{ N/m} \quad (24)$$

$$We_L = \frac{U_{Ls}^2 \rho_L S}{\sigma} \quad (25)$$

$$Fr_L = \frac{U_{Ls}^2}{S g} \quad (26)$$

$$Re_L = \frac{U_{Ls} S \rho_L}{\mu_L} \quad (27)$$

Para empaques estructurados de gasa metálica se tiene:

$$\frac{a_e}{a_p} = 1 - 1.203 \left(\frac{U_{Ls}}{S g} \right)^{0.111} \quad (28)$$

La unidad de transferencia global de masa con base en el lado del gas se toma como:

$$H_{OG} = H_G + \lambda H_L \quad (29)$$

$$H_{OG} = \frac{U_{Gs}}{k_G a_e} + \lambda \frac{U_{Ls}}{k_L a_e} \quad (30)$$

donde k_G , k_L y a_e son obtenidos de las Ecuaciones 16, 20 y 21 respectivamente, excepto para el empaque Sulzer BX para el cual la Ecuación 28 es usada en el cálculo de a_e . 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, el valor del HETP puede ser calculado:

$$HETP = \left(\frac{U_{Gs}}{k_G a_e} + \lambda \frac{U_{Ls}}{k_L a_e} \right) \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \quad (31)$$

Modelos para estimación de caída de presión.

Modelo de Bravo y col. (1986).

El modelo de Bravo y col. (1986), fue diseñado para empaques estructurados fabricados de gasa metálica así como de lámina metálica. El desarrollo del modelo se describe a continuación:

La caída de presión para camas de empaque aleatorio, se ha correlacionado exitosamente con la Ecuación 32.

$$\Delta P = \Delta P_0 \left[\frac{1}{1 - K h_L} \right]^5 \quad (32)$$

La caída de presión causada solamente por la resistencia del flujo de vapor, sin presencia de líquido, puede correlacionarse basándose en la relación al factor de Fanning o Darcy.

$$\Delta P_0 = \frac{f \rho_G U_{Ge}^2}{d_{eq} g_c} \quad (33)$$

La velocidad efectiva del gas en el canal de flujo se calcula:

$$U_{Ge} = \frac{U_{Gs}}{\varepsilon \sin\theta} \quad (34)$$

El diámetro equivalente para el canal de flujo se toma como el lado de la corrugación:

$$d_{eq} = S \quad (35)$$

De trabajos anteriores se conoce la correlación para el factor de fricción fanning en empaques aleatorios:

$$f = C_1 + \frac{C_2}{\text{Re}_G} \quad (36)$$

donde C_1 y C_2 son constantes que dependen del tipo y tamaño del empaque.

El número de Reynolds para la Ecuación 36 se define como:

$$\text{Re}_G = \frac{d_{eq} U_{Ge} \rho_G}{\mu_G} \quad (37)$$

Este factor de fricción es aplicable solamente al flujo de gas, e incorpora las condiciones de turbulencia y flujo laminar. Como la forma de los canales de flujo en los empaques estructurados es muy similar, se podría esperar que el conjunto de constantes en la Ecuación 36 funcionara en varios empaques.

Cuando el empaque está húmedo, la influencia de la presencia de líquido se manifiesta en el factor de Holdup, cuya correlación es la siguiente:

$$h_L = A' Fr^{0.5} + B' Ft^{0.333} \quad (38)$$

una simplificación para la Ecuación 38:

$$h_L = A Fr^\alpha \quad (39)$$

donde A y α son constantes para cada tipo de empaque.

Cabe mencionar que las Ecuaciones 38 y 39 son aplicables sólo en condiciones por debajo del punto de inundación, donde el Holdup no es influenciado por la velocidad del gas. Si se acepta la Ecuación 39 para el Holdup, la Ecuación 32 cambia a:

$$\Delta P = \left[C_1 + \frac{C_2}{\text{Re}_G} \right] \left[\frac{\rho_G U_{Ge}^2}{d_{eq} g_c} \right] \left[\frac{1}{1 - C_3 Fr^{0.5}} \right] \quad (42)$$

Las constantes en la Ecuación 36, en la determinación del factor de fricción fan ring, se evaluaron en caídas de presión en camas secas, con el fin de ajustar los valores, en este proceso, se empleó la velocidad superficial del gas para reemplazar la velocidad efectiva, en otras palabras:

$$f' = \frac{\Delta P d_{eq} g_c}{\rho_G U_{Gs}^2} \quad (43)$$

$$\text{Re}'_g = \frac{d_{eq} U_{Gs} \rho_G}{\mu_G} \quad (44)$$

Los valores ajustados para C_1 y C_2 se sustituyen en la Ecuación 36, estos valores mostraron buen ajuste en los empaques estudiados.

$$f = 0.171 + \frac{92.7}{\text{Re}_G} \quad (45)$$

Tomando los valores obtenidos para las constantes, la ecuación final del modelo es:

$$\Delta P = \left[0.171 + \frac{92.7}{\text{Re}_G} \right] \left[\frac{\rho_G U_{Ge}^2}{d_{eq} g_c} \right] \left[\frac{1}{1 - C_3 Fr^{0.5}} \right]^5 \quad (46)$$

donde C_3 depende del tipo de empaque, a continuación en la Tabla 12 se muestra el valor de C_3 para distintos empaques.

Tabla 12. Valores de C_3 reportados por Bravo y col., (1986).

Empaque		Ángulo del canal	Diámetro equivalente en pulgadas	Constante C_3
Flexipac®	1	45	0.353	3.38
Flexipac®	2	45	0.707	3.08
Flexipac®	3	45	1.414	4.50
Flexipac®	4	45	2.828	7.20
Gempak®	1 A	45	1.414	4.50
Gempak®	2 A	45	0.707	3.08
Gempak®	3 A	45	0.530	3.87
Gempak®	4 A	45	0.353	3.38
Sulzer®	BX	60	0.353	3.38

Modelo Rocha y col. (1993).

Un modelo más reciente y que a continuación se describe, es el de Rocha y col. (1993), que nace a partir del modelo anterior.

La retención total, también conocida como volumen fraccional del líquido o holdup total, puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$h_t = \left(4 \frac{F_t}{S}\right)^{2/3} \left(\frac{3\mu_L U_{Ls}}{\rho_L (\sin\theta) \varepsilon g_e}\right)^{1/3} \quad (47)$$

donde g_e se calcula con:

$$g_e = g \left[\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right) \left(1 - \frac{\Delta P / \Delta Z}{(\Delta P / \Delta Z)_{inund}} \right) \right] \quad (48)$$

La caída de presión se calcula al solucionar la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seca} - \frac{\Delta P}{\Delta Z} \left\{ 1 - (0.614 + 71.35 S) h_L^5 \right\} = 0 \quad (49)$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seca} = \frac{0.177 \rho_G}{S \varepsilon^2 (\sin\theta)^2} U_{Gs}^2 + \frac{88.74 \mu_G}{S^2 \varepsilon \sin\theta} U_{Gs} \quad (50)$$

Las Ecuaciones 47 a 50 se pueden resolver usando un método iterativo.