

SEP INSTITUTO TECNOLÓGICO de celaya

I.Q./054/98

Asunto: Aprobación de Impresión
de Tesis de Maestría

16 de junio de 1998.

Dr. Rafael Chávez Contreras
Jefe del Depto. de Ingeniería Química.
P r e s e n t e

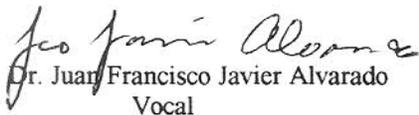
De acuerdo con la convocatoria hecha por esa Jefatura a su digno cargo con el fin de determinar la aprobación de impresión del Proyecto de Tesis de Maestría, titulado: " **DESORCIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES DE CORRIENTES DE AGUA CON VAPOR, EMPLEANDO COLUMNAS EMPACADAS Y DE PLATOS** " presentado por el (la) **Ing. JESUS RAUL ORTIZ DEL CASTILLO**, comunico a usted que esta Comisión Revisora de tesis ha tenido a bien aprobar la impresión de este trabajo.

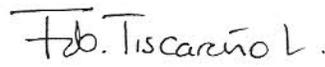
Lo anterior, para los efectos consiguientes.

Atentamente


Dr. José Antonio Rocha Uribe
Presidente


M.C. Eleazar Máximo Escamilla Silva
Secretario


Dr. Juan Francisco Javier Alvarado
Vocal


Dr. Fernando Tiscareño Lechuga
Suplente

*llc

v. Tecnológico y A. García Cubas S/N
C.P. 57, C.P. 38010, Celaya, Gto.,
Correo Electrónico: lince@itc.mx
Teléfono: 01 (461) 1 75 75
Fax: 01 (461) 1 79 79



DESORCIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES DE CORRIENTES DE AGUA CON VAPOR, EMPLEANDO COLUMNAS EMPACADAS Y DE PLATOS

Por

Jesús Raúl Ortiz Del Castillo

RESUMEN

Uno de los objetivos del presente trabajo es examinar la factibilidad de recuperar los COV del vapor condensado empleando la decantación, ya que en teoría se deben de formar dos fases debido a la alta concentración de COV. Sin embargo sólo en algunos de los experimentos realizados se obtuvieron las dos fases en el condensado, por lo que no se puede generalizar la recuperación de los COV para su reutilización.

Otro de los objetivos es recolectar datos de transferencia de masa para desorción de Compuestos Orgánicos Volátiles (COV), a diferentes flujos de líquido y vapor, y utilizando diferentes dispositivos internos en la columna. Para cumplir este objetivo se realizaron corridas experimentales en dos columnas de diferentes diámetros: una columna de vidrio de 7.6 cm de diámetro y una columna metálica de 24.5 cm de diámetro. La columna de vidrio se empacó con anillos Raschig de vidrio de 1.5 cm de diámetro; mientras la columna metálica con empaque estructurado (Sulzer BX y Mellapak 250Y) y con platos de capucha. Como COV representativos se seleccionaron: cloroformo, tolueno y tetracloruro de carbono. Con los datos de transferencia de masa obtenidos se propuso una correlación en la que se considera el coeficiente global de transferencia de masa (K_L) independiente del tipo de dispositivo interno de la columna (platos o empaques), y considera que el área interfacial efectiva (a_e) es diferente dependiendo del dispositivo interno de la columna. Por lo anterior, la diferencia de los valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($K_L a$) obtenidos experimentalmente, es causada por el valor del área interfacial efectiva obtenida. De acuerdo a los resultados obtenidos, es posible diseñar columnas para remover COV de corrientes de agua con la correlación propuesta dentro de un margen de error aceptable.

Dirigida por: Dr. José Antonio Rocha Uribe

DEDICATORIA

Quisiera dedicar este trabajo:

A Dios por la oportunidad que me brindó de vivir, y por mostrarme lo grande de su amor a través de los mejores padres que pude haber tenido: Jesús Ortiz Jauregui y María Teresa Del Castillo López

A mis padres por el valor de traerme al mundo, además de enseñarme el significado de vivir

A mis hermanas María Magdalena, Laura Lorena y Selene por todos los años que hemos convivido y crecido juntos

A mis sobrinos Jesús Manuel, Annalaura y Saraí por recordarme que nunca se debe perder la inocencia

A mi compañera Andrea por enseñarme que tan fuerte es el amor y que poco importa el pasado

En especial a mi mamá Toya (Q.E.P.D.), por haberme acompañado desde que nací hasta el último momento de su vida

“Use no limitation as limitation, and no method as method”

Bruce Lee

AGRADECIMIENTOS

Quisiera agradecer a mi asesor Dr. José Antonio Rocha Uribe por su apoyo proporcionado a lo largo de la investigación.

A mi comité de revisión por su invaluable labor al revisar mi trabajo de tesis: Dr. Fernando Tiscareño Lechuga, Dr. Juan Francisco Javier Alvarado y M.C. Eleazar Escarnilla Silva.

A los que me transmitieron sus conocimientos en el aula: Dr. Alejandro Gómez Muñoz, Dra. Gloria María Martínez, Dr. José Antonio Rocha Uribe, Dr. Ramiro Rico Martínez, Dra. Cristina Coronado Velazco, Dr. Pedro Quintana Hernández, Dr. Juan Francisco Javier Alvarado, Dr. Jaime Wisniak y Dr. Fernando Tiscareño Lechuga.

A mis compañeros de generación: a Blanca por que gracias a su amistad la maestría fue llevadera, a Carlos, a Alejandro, a Arturo (el poeta noble y puro), Argentina y Juan Ramón.

A mis compañeros de maestría: Glafiro, Jacinto, Lety, Pedro, Vladimir, Marisol, Alberto, Mauricio, Ernesto, Julio...

A las secretarias del departamento por su trata servicial Lorena, Eréndira y Gloria.

A la FCQB de la UAS por haberme formado como Ingeniero.

Al CONACyT y la DGIT por el apoyo económico recibido.

A mi papá Raúl por avalarme ante el CONACyT.

CONTENIDO

LISTA DE FIGURAS	iii
LISTA DE TABLAS	v
NOMENCLATURA	vii
CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN	1
1.1 ANTECEDENTES	1
1.2 JUSTIFICACIÓN	3
1.3 OBJETIVOS DEL TRABAJO	4
CAPÍTULO 2: REVISIÓN DE LA BIBLIOGRAFÍA	6
2.1 EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR Y LA LEY DE HENRY	6
2.2 PROPIEDADES TERMODINÁMICAS	9
2.3 GENERALIDADES SOBRE LA DESORCIÓN	12
2.4 GENERALIDADES SOBRE EL DISEÑO HIDRÁULICO	15
2.5 CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA EXISTENTES	16
2.6 GENERALIDADES SOBRE LAS COLUMNAS EMPACADAS	20
2.6.1 Coeficientes de transferencia de masa para la columna empacada	20
2.6.2 Parámetros hidráulicos de la columna empacada	21
2.7 COLUMNAS DE PLATOS	23
2.7.1 Coeficientes de transferencia de masa de la columna de platos	23
2.7.2 Parámetros hidráulicos de la columna de platos	26
2.8 BALANCE DE ENERGÍA EN LA COLUMNA	28
CAPÍTULO 3: DESARROLLO EXPERIMENTAL	31
3.1 SISTEMA DE DESORCIÓN CON VAPOR EN LA COLUMNA DE VIDRIO	31
3.1.1 Tanque de alimentación	31
3.1.2 Descripción de las columnas empleadas	33
3.1.3 Condiciones de las corridas experimentales	33
3.1.4 Tipo de empaque de la columna de vidrio	34
3.2 ANÁLISIS DE MUESTRAS	36
3.2.1 Descripción del sistema de cromatográfico	37
3.2.2 Condiciones de operación del concentrador y cromatógrafo de gases	38
3.2.3 Identificación y cuantificación de compuestos	39
3.2.4 Preparación de muestras	40
CAPÍTULO 4: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	41
4.1 RESULTADOS DE LA TÉCNICA ANALÍTICA	41

4.2 RESULTADOS DE LA OPERACIÓN DE LAS COLUMNAS	41
4.3 RESULTADOS DE TRANSFERENCIA DE MASA	42
CAPÍTULO 5: CORRELACIÓN PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA	52
5.1 CORRELACIÓN ELABORADA	52
5.1.1 Parámetros hidráulicos de la columna empacada	52
5.1.2 Correlación de transferencia de masa para la columna empacada	55
5.1.3 Parámetros hidráulicos de la columna con platos	60
5.1.4 Correlación de transferencia de masa para la columna con platos	61
5.1.5 Parámetros calculados	65
5.1.6 Análisis de los parámetros calculados	69
5.2 APLICACIÓN DE LA CORRELACIÓN AL DISEÑO DE COLUMNAS	75
CAPÍTULO 6: CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS	77
6.1 CONCLUSIONES	77
6.2 SUGERENCIAS	77
APÉNDICE A: CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD	79
A.1 DATOS DE SOLUBILIDAD	79
A.2 MODELO NRTL	79
APÉNDICE B: DATOS EXPERIMENTALES	82
REFERENCIAS	87

LISTA DE FIGURAS

Figura	Página
2.1: Ejemplo de un desorbedor con vapor	14
2.2: Esquema de un plato	24
2.3: Sección diferencial de la columna	28
2.4: Perfil de temperaturas del líquido en la columna en la columna metálica	30
3.1: Dispositivos de la columna de desorción	32
3.2: Fotografía del empaque Sulzer BX	35
3.3: Fotografía del empaque Mellapak 250Y	36
4.1: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, en la columna de vidrio	43
4.2: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, con Sulzer BX	44
4.3: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, con Mellapak 250Y	45
4.4: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, con platos	46
4.5: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el porcentaje de remoción, para diferentes velocidades de gas, en la columna de vidrio	47
4.6: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el porcentaje de remoción, para diferentes velocidades de gas, con Sulzer BX	48
4.7: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el porcentaje de remoción, para diferentes velocidades de gas, con Mellapak 250Y	49
4.8: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el porcentaje de remoción, para diferentes velocidades de gas, con platos	50
5.1: Errores obtenidos al calcular la caída de presión para los diferentes empaques	54
5.2: Efecto de la velocidad superficial de líquido en el hold-up calculado	55

5.3:	Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de líquido, para la columna empacada	57
5.4:	Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de gas, para la columna empacada	57
5.5:	Errores obtenidos al calcular la caída de presión en los platos	60
5.6:	Efecto de la velocidad superficial en el hold-up de gas	61
5.7:	Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de líquido, para la columna de platos	63
5.8:	Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de gas, para la columna de platos	64
5.9:	Comparación de los valores de $K_L a$ calculado con experimental, para Mellapak 250Y	70
5.10:	Comparación de los valores de $K_L a$ calculado con experimental, para platos	70
5.11:	Comparación de los valores de $K_L a$ calculado con experimental, para Sulzer BX	71
5.12:	Comparación de los valores de $K_L a$ calculado con experimental, para anillos Raschig	71
5.13:	Efecto de $K_L a$ sobre los residuales para Mellapak 250Y	72
5.14:	Efecto de $K_L a$ sobre los residuales para platos	72
5.15:	Efecto de $K_L a$ sobre los residuales para Sulzer BX	73
5.16:	Efecto de $K_L a$ sobre los residuales para anillos Raschig	73
5.17:	Pasos a seguir en el diseño de una torre de desorción	76

LISTA DE TABLAS

Tabla	Página
2.1: Valores típicos de las constantes de Henry para varios COV a 20 °C	9
2.2: Constantes de Henry (en atmósferas) típicas para varios COV a diferentes temperaturas	12
3.1: Características del empaque de la columna de vidrio	34
3.2: Características del empaque Sulzer BX	35
3.3: Características del empaque Mellapak 250Y	35
3.4: Propiedades físicas de los compuestos orgánicos volátiles	37
3.5: Propiedades físicas del agua	38
3.6: Parámetros de operación del cromatógrafo	38
3.7: Parámetros de operación del concentrador	39
5.1: Datos de la ecuación 5.1	53
5.2: Intervalo de las velocidades efectivas para los empaques	56
5.3: Intervalo de las velocidades efectivas para los platos	63
5.4: Resumen de resultados de la primera correlación	66
5.5: Resumen de resultados de la segunda correlación	68
A.1: Valores de los parámetros para el modelo NRTL	81
B.1: Datos obtenidos en la columna de vidrio utilizando cloroformo como contaminante	82
B.2: Datos obtenidos en la columna de vidrio utilizando tolueno como contaminante	82
4.3: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Sulzer BX y tolueno como contaminante	83
B.4: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Sulzer BX y cloroformo como contaminante	83
B.5: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Mellapak 250Y y cloroformo como contaminante	84

B.6:	Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Mellapak 250Y y tolueno como contaminante	84
B.7:	Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 14 platos y tolueno como contaminante	85
B.8:	Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 14 platos y cloroformo como contaminante	85
B.9:	Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 14 platos y tetracloruro de carbono como contaminante	86
B.10:	Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 7 platos y cloroformo como contaminante	86

NOMENCLATURA

a_e	área interfacial efectiva, m^2/m^3
a_p	área superficial específica del empaque, m^2/m^3
a_w	área mojada del empaque, m^2/m^3
A	área transversal de la columna, m^2
A1 al A6	parámetros empíricos de la correlación propuesta
A_A	área activa del plato, m^2
A_h	área de hoyos del plato, m^2
B	base del canal en el empaque estructurado, m
c	concentración volumétrica molar, mol/cm^3
c	constante de la Ecuación 2.35
C	concentración másica, kg/m^3
C_1, C_2 y C_3	constantes de la Ecuación 2.32
C_v	coeficiente de descarga en el cálculo de la caída de presión seca
COND	flujo másico de condensado, kg/s
d_{EQ}	diámetro equivalente, m
d_p	diámetro del empaque, m
d_s	diámetro de una esfera que tiene la misma superficie que una unidad de empaque, m
D	coeficiente de difusión, m^2/s
f	constante de la Ecuación 5.7
f^0	fugacidad del componente puro
f_0	factor de fricción a través de la partícula
Fa	Factor de empaque, adimensional
Fr	número de Froude, adimensional
F_{SA}	factor calculado con la Ecuación 2.39, $m/s(kg/m^3)^{0.5}$
F_{Smax}	factor calculado con la Ecuación 2.50, $m/s(kg/m^3)^{0.5}$
g	constante gravitacional, $9.81 m/s^2$

G	flux molar del gas, $\text{kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$
GPM	flujo volumétrico de líquido, gpm
h	fracción de líquido retenido, $\text{m}^3 \text{ líquido}/\text{m}^3 \text{ mezcla}$
h	altura del canal en el empaque estructurado, m
h_c	altura del líquido claro, m
h_f	altura de la espuma, m
h_G	fracción de gas retenido, $\text{m}^3 \text{ gas}/\text{m}^3 \text{ mezcla}$
h_i	caída de presión a través del líquido aireado, pulgadas de agua
ho	hold up abajo del punto de carga, $\text{m}^3 \text{ líquido}/\text{m}^3 \text{ mezcla}$
h_{ow}	altura del líquido sobre el vertedero, pulgadas
h_{seca}	caída de presión seca en el plato, pulgadas de agua
h_t	caída de presión en el plato, pulgadas de agua
Hc	constante de equilibrio, $(\text{g soluto}/\text{m}^3 \text{ de gas})/(\text{g soluto}/\text{m}^3 \text{ de líquido})$
He	constante de equilibrio, atm
H_G	entalpía de vapor, kJ/kg
H_L	entalpía de líquido, kJ/kg
HTU	altura de una unidad de transferencia, m
Hv	calor de vaporización, kJ/kg
k^∞	constante de equilibrio en el límite de dilución infinita
k	coeficiente de transferencia de masa, m/s
K	coeficiente global de transferencia de masa, m/s
K	constante de caída de presión seca, $\text{m}/(\text{m}/\text{s})^2$
L	flux molar del líquido, $\text{kgmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$
Lm	flujo másico de líquido, kg/s
L_w	longitud del vertedero, pulgadas
m	pendiente igual a la constante He, adimensional
n	constante de la ecuación de Sherwood, adimensional
N	número de platos teóricos, adimensional

N_p	número de platos reales, adimensional
NTU	número de unidades de transferencia, adimensional
P	presión de todo el sistema, Pa
P	presión parcial, Pa
p^0	presión de vapor, Pa
R	constante universal de los gases, Joule/mol K
Re	número de Reynolds, adimensional
S	factor de desorción, adimensional
S	lado de la corrugación en la Ecuación 5.1, m
So	solubilidad, ppm
T	temperatura, K
Tb	temperatura de burbuja, K
U	velocidad superficial, m/s
V	flujo másico de vapor, kg/s
W^l	solubilidad del agua en la fase orgánica, adimensional
We	número de Weber (Ecuación 5.9), adimensional
x	fracción mol del soluto en el líquido, adimensional
y	fracción mol del soluto en el gas, adimensional
Z	altura de empaque, m
Letras griegas	
α	constante de la ecuación de Sherwood, adimensional
β	factor de aireación del plato, adimensional
γ_i^∞	coeficiente de actividad del componente puro i a dilución infinita, adimensional
γ_i	coeficiente de actividad del soluto i, adimensional
ϕ	densidad de la espuma, adimensional
ε	fracción de huecos, adimensional
ΔP	caída de presión, Pa
ρ	densidad, kg/m ³

ϕ_i	coeficiente de fugacidad del soluto i, adimensional
μ	viscosidad, kg/m·s
σ_L	tensión superficial del líquido, N/m
σ_c	tensión superficial crítica del empaque, N/m
v_i	volumen molar del soluto i, m ³ /kgmol

Subíndices

a	parte superior de la torre
b	base de la torre
d	lecho seco
f	inundación
E	efectiva
G	gas
i	interfase ó soluto i
irr	irrigado
L	líquido
O	global
S	superficial

Superíndices

∞	dilución infinita
s	solubilidad

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

1.1 ANTECEDENTES

Uno de los problemas de contaminación que actualmente presenta el agua es la ocasionada por compuestos orgánicos volátiles (COV). Algunas de las principales fuentes de contaminación de agua por COV son: las fugas de gasolina, los derrames de solventes y las descargas de diferentes procesos a los cuerpos receptores. Bravo (1994) reportó que los COV más comunes encontrados en el agua son benceno, tolueno, xileno, acetona y un amplio rango de hidrocarburos clorados. Estos COV se encuentran presentes en el agua en una concentración relativamente baja; sin embargo, es lo suficientemente alta para provocar problemas de contaminación. Hanler (1988) mencionó que las concentraciones de COV en el agua para beber ha estado creciendo. Este problema se ha provocado de dos fuentes principales: 1) contaminación de las fuentes de aguas subterráneas con químicos orgánicos sintéticos; y 2) debido a la formación de triclorometanos como resultado del proceso de desinfección del agua para beber.

Los métodos de remoción de COV que recomienda la agencia de protección ambiental de los Estados Unidos (EPA) son: adsorción con carbón activado, desorción con aire y desorción con vapor.

La volatilidad de los COV es una función de la temperatura (también es una función del tipo de solvente), que permite una remoción de COV mayor en la desorción con vapor que la lograda por desorción con aire. La desorción con vapor de agua, cuando es utilizada para la remoción de COV, es esencialmente una destilación en la cual el producto pesado es el agua y

el producto ligero una mezcla de COV con vapor de agua. En la desorción con vapor se pone en contacto una corriente de agua residual (que contiene los COV) con vapor de agua en una columna empacada o de platos. Los COV son inmiscibles con el agua, y al condensarse la mezcla de vapor, se pueden separar por decantación, ya que al estar concentrados los COV se forman dos fases.

El diseño de columnas empacadas puede desarrollarse por balances de masa y/o energía a las fases líquida y gas presentes en la columna. La variable de mayor importancia en la ecuación de diseño es el coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($K_L a$). Dicho término es el producto del coeficiente de global de transferencia (K_L) y el área interfacial (a). El área interfacial depende de las características del empaque (área superficial específica), las condiciones experimentales (temperatura y flujos de líquido y gas) y las propiedades del sistema (viscosidad, tensión superficial, etc.).

Las correlaciones desarrolladas para la transferencia de masa en las columnas empacadas se han desarrollado en aplicaciones de destilación que no ajustan bien a la mayoría de los datos experimentales columnas de absorción y desorción.

La correlación de Onda y col. (1968) pueden proporcionar un estimado bastante aceptable de los coeficientes de transferencia de masa (Roberts y col., 1985) pero debe recordarse que la transferencia de masa en columnas empacadas es un proceso muy complejo y que un refinamiento adicional puede ser necesario, además que los estudios realizados no incluyen la desorción con vapor.

Bravo y Fair (1989) estudiaron en detalle un gran banco de datos que incluyen datos de absorción así como desorción con aire, y desarrollaron una correlación para el área efectiva de

transferencia usando la misma forma de aquella desarrollada para destilación en un trabajo anterior de Bravo y Fair (1982). Esta correlación fue probada contra un conjunto de datos de desorción, para la remoción de compuestos orgánicos volátiles (COV). Los valores de los coeficientes de transferencia predichos por esta correlación son generalmente menores que los predichos por el modelo de destilación para condiciones equivalentes. La correlación de Bravo y Fair (1989) trabaja bien para empaques aleatorios de plástico en desorción con aire. Aunque parece ser confiable, es más conservadora que la correlación que usa el término de área mojada desarrollada por Onda y col. (1968) como el área disponible para la transferencia. Por lo que se requiere una validación más extensa.

Todos los modelos mencionados presentan ventajas y desventajas características. Es importante señalar que las bases de datos a partir de la cual todos los modelos fueron desarrollados no cubren la desorción de compuestos orgánicos volátiles con vapor de agua. En consecuencia, la validez de los modelos debe verificarse bajo estas nuevas condiciones antes que puedan usarse con confianza.

1.2 JUSTIFICACIÓN

Actualmente el problema de aguas contaminadas es reconocido como uno de los más serios y preocupantes. En algunos casos el agua contiene compuestos tóxicos que son lo suficientemente volátiles para ser removidos por desorción utilizando para ello aire o vapor de agua como agente desorbedor (Robbins, 1980).

Muchos COV son parcialmente miscibles en agua, por lo general presentan cierta solubilidad, debido a esto la desorción con vapor logra mayor remoción de COV que la

desorción con aire, ya que con la temperatura más elevada se reduce la solubilidad de los COV.

En la bibliografía se encontraron sólo cuatro estudios sobre desorción con vapor (Guinn y Bravo, 1990; Hwang y col., 1992a; Hwang y col., 1992b y Bravo, 1994) pero los trabajos se enfocan al cálculo de datos de equilibrio y aspectos muy generales de la desorción, por lo que no existen suficientes datos experimentales para elaborar o validar las correlaciones de transferencia de masa, y utilizar dichas correlaciones con confianza en el diseño de columnas de desorción con vapor.

Las correlaciones de transferencia de masa se han utilizado en el estudio de columnas empacadas (Sherwood y Holloway, 1940; Shulman y col., 1955; y Onda y col., 1968), y no se han considerado en el estudio de las columnas de platos.

1.3 OBJETIVOS DEL TRABAJO

En el presente estudio los objetivos que se persiguen son: 1) Examinar la factibilidad de la condensación del vapor de cabeza, para la recuperación de compuestos orgánicos volátiles; 2) Recolectar los datos de transferencia de masa para diferentes flujos de alimentación líquida y vapor utilizando diferentes dispositivos en la columna, para lo cual se estudiará de manera teórica y experimental los mecanismos de remoción de compuestos orgánicos volátiles por medio de vapor de agua, utilizando como compuestos contaminantes tolueno, cloroformo y tetracloruro de carbono; 3) Determinar el coeficiente global de transferencia de masa (K_a); y 4) Proponer correlaciones para la predicción del área interfacial efectiva y de los coeficientes de masa individuales para cada fase.

Para cumplir estos objetivos la tesis contiene otros cinco capítulos. El Capítulo II contiene la teoría que se consideró necesaria para comprender la operación de desorción con vapor. El Capítulo III presenta la metodología empleada para las corridas experimentales en la columna de desorción, en la toma de muestras y en el análisis de las muestras. El Capítulo IV muestra los datos experimentales obtenidos para los diferentes internos utilizados (empaques y platos). El Capítulo V presenta la manera en que se elaboró la correlación con los datos presentados en el Capítulo II. El Capítulo VI contiene las conclusiones del trabajo y sugerencias para trabajos futuros. Además se cuenta con un Apéndice A que trata de la manera de calcular el coeficiente de actividad, necesario para el cálculo de la constante de equilibrio y un Apéndice B que contiene los datos experimentales obtenidos en las diferentes corridas.

CAPÍTULO 2: REVISIÓN DE LA BIBLIOGRAFÍA

Este capítulo presenta la teoría de la operación de desorción con vapor así como los mecanismos que se presentan en dicha operación. Esta búsqueda bibliográfica se divide en las siguientes secciones: equilibrio, propiedades termodinámicas, operación de desorción, diseño hidráulico, transferencia de masa, columnas empacadas, columnas de platos y balance de energía.

2.1 EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR Y LA LEY DE HENRY

En el presente estudio los COV se encuentran presentes en el agua a bajas concentraciones por lo que se deben aplicar los fundamentos básicos de la termodinámica a soluciones acuosas muy diluidas.

A presiones cercanas a la atmosférica, donde la ley de gas ideal se puede aplicar a la fase vapor, las propiedades son independientes de la presión y el equilibrio líquido-vapor de una fase acuosa se puede expresar por la siguiente ecuación:

$$y_i P = f_i^0 \gamma_i x_i \quad (2.1)$$

donde P es la presión del sistema; x_i y y_i son las fracciones molares del componente i en las fases líquido y vapor, respectivamente; f_i^0 es la fugacidad de referencia del componente puro i y γ_i es el coeficiente de actividad del componente i (normalmente la fugacidad de referencia es la presión de vapor del componente puro i , siempre y cuando este sea un líquido a la temperatura y presión del sistema).

Para una solución muy diluida el valor del coeficiente de actividad (γ_i) es aproximadamente constante e igual al coeficiente global a dilución infinita (γ^∞), por lo tanto la ecuación anterior es aproximadamente lineal. Con una relación de equilibrio lineal se considera sólo la interacción binaria entre cada soluto orgánico individual y se desprecia cualquier interacción posible de los compuestos orgánicos con el agua. Con lo que se obtiene una relación de equilibrio que puede ser representada por una constante k^∞ en el límite de la dilución infinita, resultando en:

$$y = k^\infty x \quad (2.2)$$

La ecuación anterior la presentaron Hwang y col. (1992a) como una ecuación de equilibrio lineal que involucra una constante a dilución infinita k^∞ que representa la relación fracción molar de líquido y vapor en los límites de dilución infinita. Esta relación de equilibrio es la expresión de la ley de Henry y se determina de manera experimental.

$$k^\infty = \frac{f^0 \gamma^\infty}{P} \quad (2.3)$$

Por otro lado Zarzyck y Chacuk (1993) mencionan que normalmente los sistemas en los que interviene la absorción presentan no idealidad de la fase líquida, por lo que la ecuación básica que describe el equilibrio para sistemas de absorción es la ley de Henry. La ley de Henry normalmente se expresa en la siguiente forma:

$$y_i = \frac{H_i}{P} x_i \quad (i = 1, \dots, n) \quad (2.4)$$

donde y_i es la fracción molar de la fase gas, x_i es la fracción molar en la fase líquido, P es la presión total, y H es la constante de la ley de Henry en unidades de presión. De las Ecuaciones 2.3 y 2.4, Hwang y col. (1992a) obtuvieron que para la presión parcial definida como:

$$p = c(H) \quad (2.5)$$

donde c es la concentración volumétrica molar con unidades de mol/cm^3 y p es la presión parcial en atmósferas.

En términos más generales se puede expresar el equilibrio a presiones bajas (esto es, para un gas ideal):

$$y_i P = \gamma p^0 x_i \quad (2.6)$$

La constante de la ley de Henry se calcula por la siguiente ecuación:

$$H_i = \gamma p^0 \quad (2.7)$$

donde γ es el coeficiente de actividad y p^0 es la presión de vapor. En el presente trabajo se utilizó la Ecuación 2.7 para el cálculo de la constante de Henry.

El valor de la constante de Henry juega un papel muy importante en la determinación de la razón requerida de vapor y agua. También es importante para determinar el número de unidades de transferencia (NTU) y la altura de las unidades de transferencia (HTU).

Es importante tener en cuenta que la constante de Henry puede tomar diferentes unidades dependiendo de donde se utilice. Por ejemplo en términos de concentración tenemos la siguiente ecuación:

$$C_G = HcC_L \quad (2.8)$$

donde C_G y C_L son la concentración en la fase gaseosa y líquida en unidades kg/m^3 y Hc en unidades de $(\text{g de soluto}/\text{m}^3 \text{ gas})/(\text{g de soluto}/\text{m}^3 \text{ líquido})$. Las diferentes constantes se pueden relacionar utilizando la ley del gas ideal y la densidad molar de la solución acuosa (normalmente se utiliza la del agua en soluciones muy diluidas). En la Tabla 2.1 se presentan

los datos reportados por Bravo (1994) para diferentes COV a 20 °C, la última columna fue agregada para comparar las unidades de la constante de Henry.

Tabla 2.1: Valores típicos de la constante de Henry para varios COV a 20°C (Bravo, 1994)

COMPUESTO	He, atm	Hc, m ³ gas/m ³ líquido
Tetracloruro de carbono	1,427	1.0709
Cloroformo	171	0.1284
Cloruro de metileno	125	0.0938
Tricloroetileno	500	0.3753
Percloroetileno	800	0.6004
1,1,1-Tricloroetano	200	0.1501
1,1,2,2-Tetracloroetano	20	0.0150
Benceno	240	0.1801

2.2 PROPIEDADES TERMODINÁMICAS

Hwang y col. (1992 b) mencionaron que el valor de k^∞ se puede determinar tomando en cuenta dos parámetros: la fugacidad del componente puro f^0 a la temperatura dada y su coeficiente de actividad a dilución infinita γ^∞ también a la temperatura dada. También mencionaron que para la mayoría de los compuestos se puede predecir su presión de vapor por medio de la correlación publicada en AIChE DIPR (Design Institute for Physical Property Data):

$$\ln P^0 = A + \frac{B}{T + 273} + D \ln(T + 273) + E(T + 273)^n \quad (2.9)$$

Cuando la correlación DIPR no se encuentre disponible para un líquido se utiliza la ecuación de Antoine con los parámetros proporcionados por el TRC (Thermodynamics Research Center) de la Universidad Texas A & M:

$$\log(760P^0) = A - \frac{B}{T+C} \quad (2.10)$$

Para un compuesto que no tenga datos disponibles en ninguno de los anteriores compendios, se utiliza la ecuación de Clausius-Clapeyron con el punto de ebullición normal T_b y su calor de vaporización H_v :

$$\ln P^0 = \frac{H_v}{R} \left(\frac{1}{T_b + 273} - \frac{1}{T + 273} \right) \quad (2.11)$$

Para compuestos hidrofóbicos su coeficiente de actividad a dilución infinita (γ^∞) es muy cercano al coeficiente de actividad (γ^s) a una solubilidad x^s (en términos de fracción molar). Para un compuesto poco soluble el cual es líquido a la temperatura de desorción, el valor de γ^s puede estimarse por la mutua solubilidad agua compuesto orgánico basado en la relación de equilibrio líquido-líquido:

$$x^s \gamma^s = x^l \gamma^l \quad (2.12)$$

donde x^l y γ^l son respectivamente la fracción molar y el coeficiente de actividad del compuesto que se encuentra en equilibrio con la solución acuosa. A bajas solubilidades, la fase orgánica contiene tan solo una pequeña fracción de agua por lo que el valor de γ^l es aproximadamente la unidad. Si w^l denota la solubilidad del agua en la fase orgánica en términos de la fracción molar, el coeficiente de actividad γ^∞ puede estimarse por la siguiente ecuación:

$$\gamma^\infty \approx \gamma^s \approx \frac{1 - w^l}{x^s} \quad (2.13)$$

El valor de w^l para compuestos hidrofóbicos es muy pequeño por lo que se puede despreciar. Por lo que el coeficiente de actividad es aproximadamente igual al inverso de la solubilidad del compuesto orgánico en términos de fracción molar.

Los datos de solubilidad en agua a diferentes temperaturas para compuestos orgánicos se encuentran en la bibliografía (Yaws y col. 1990, 1993 y 1995). Yaws y col. (1990) presentan la solubilidad en ecuaciones del siguiente tipo:

$$\log(S_o) = A + \frac{B}{T} + \frac{C}{T^2} \quad (2.14)$$

El valor de la solubilidad aquí obtenido está dado en ppm. Sólo se necesita convertir este valor en fracción molar y aplicar la Ecuación 2.13 para obtener el valor de γ^∞ . El rango de aplicación de esta relación es de 25 a 121 °C, por lo que se puede aplicar a la desorción con vapor a presión atmosférica.

Para un compuesto cuya solubilidad en función de la temperatura se desconozca, se debe emplear el modelo termodinámico NRTL (Non Random Two Liquid) para determinar el valor de γ^∞ , ya que este ha demostrado describir exitosamente los sistemas acuosos orgánicos (Bravo, 1994). Los valores de los parámetros necesarios para el modelo NRTL los encontramos reportados por Guinn y Bravo (1990), para compuestos orgánicos volátiles comunes.

Hwang y col. (1992 b) demostraron que, de acuerdo con los valores obtenidos de k^∞ , la desorción con vapor es en general más efectiva que la desorción con aire u otro gas inerte, ya que la temperatura del agua en la desorción es cercana a la temperatura del vapor. Esto también se puede observar al ver la Tabla 2.2 donde se muestran diferentes valores de la constante de la ley de Henry a diferentes temperaturas, estas se calcularon empleando la Ecuación 2.7, donde el valor de la presión de vapor se calculó con la Ecuación 2.10 y el coeficiente de actividad con la Ecuación 2.13.

Tabla 2.2: Constantes de Henry (en atmósferas) típicas para varios COV a diferentes temperaturas

COMPUESTO	20 °C	50 °C	80 °C	100 °C
Tetracloruro de carbono	1427	4517	9252	12238
Cloroformo	171	608	1329	1799
Tolueno	270	953	1760	2100

En el cálculo que realizaron Hwang y col. (1992b) al aplicar la Ecuación 2.7, a 25 °C, calcularon el valor de coeficiente de actividad y el valor de la presión de vapor. Pero a 100 °C solamente calcularon el valor de la presión de vapor, utilizando el mismo valor de coeficiente de actividad calculado a 25 °C (al considerar que dicho factor no varía mucho con la temperatura). Sin embargo, el valor del coeficiente de actividad varía de manera considerable según los cálculos realizados con la solubilidad (Ecuación 2.13) o empleando el modelo de solución NRTL. Por lo que los datos reportados por Hwang y col. (1992b) a 100 °C no son correctos.

2.3 GENERALIDADES SOBRE LA DESORCIÓN

La operación de desorción consiste en una corriente líquida que fluye descendente sobre el empaque como una película formando una fase dispersa, mientras que el vapor ascendentemente llena todos los espacios remanentes y forma la fase continua. La altura total del empaque Z requerida para obtener la separación deseada es

$$Z = (\text{HTU})(\text{NTU}) \quad (2.15)$$

De acuerdo con la ecuación anterior Z es producto de dos grupos: HTU y NTU. La altura de una unidad de transferencia (HTU) tiene unidades de longitud y es función de la velocidad

del líquido, de sus propiedades, de los valores de los coeficientes de transferencia de masa y del área efectiva interfacial. El número de unidades de transferencia (NTU) es una cantidad adimensional y depende exclusivamente de las concentraciones corrientes y del equilibrio líquido vapor.

Krishnamurthy y Taylor (1985) mencionaron que es mucho más sencillo correlacionar HTU que HETP (altura equivalente de un plato teórico), y que también el concepto de HTU puede emplearse de una manera mucho más sencilla en el diseño de columnas empacadas.

Hwang y col. (1992a) mencionaron que dado el contenido de contaminante en la corriente de agua y el nivel al que se llevará el agua tratada, el diseño primario del desorbedor con vapor debe de contener dos variables de diseño: la altura del desorbedor (usualmente en términos del número de etapas teóricas o número de unidades de transferencia) y la cantidad de vapor (en relación a la corriente de agua).

Algunas suposiciones que se hacen en el diseño de desorbedores para obtener ecuaciones más sencillas son: 1) se considera que la relación de equilibrio líquido vapor es lineal (ley de Henry); 2) los flujos molares del vapor y del agua son uniformes a través del desorbedor (esto implica una solución diluida de las fases líquido vapor, una condición adiabática ideal y una alimentación saturada); y 3) la alimentación es precalentada a su punto de ebullición a la presión del sistema, y además el vapor que sale de la cabeza y el líquido tratado se encuentran en equilibrio. La Figura 2.1 muestra un ejemplo de un desorbedor con vapor presentado por Bravo (1994).

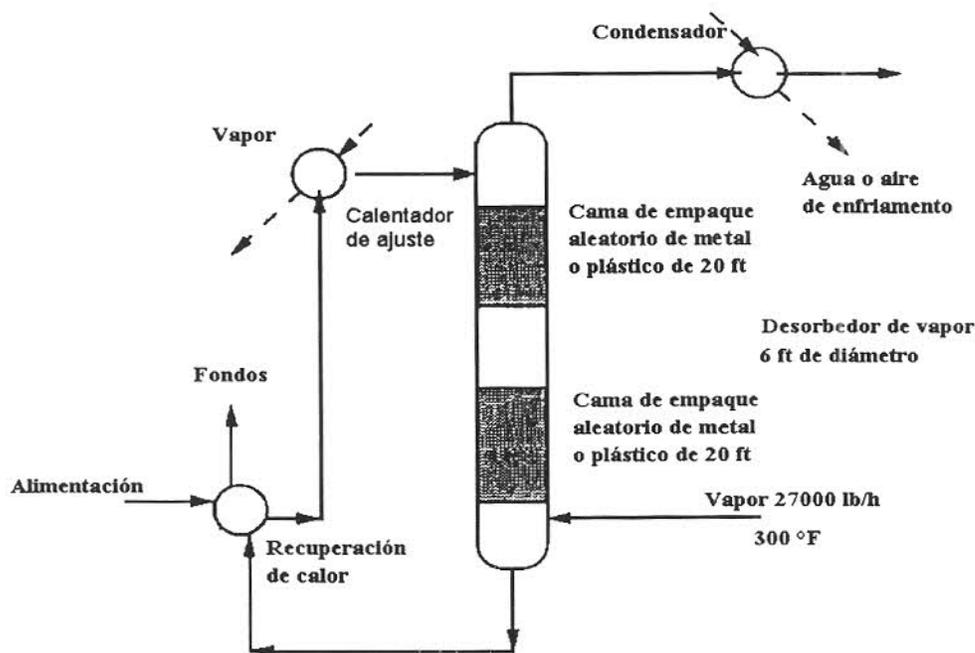


Figura 2.1: Ejemplo de un desorbedor con vapor

Bravo (1994) mencionó que es importante tener en cuenta en el diseño de desorbedores con vapor la aplicación de la ley de Henry de manera adecuada ya que debemos de tomar en cuenta los amplios rangos de concentraciones, las altas temperaturas, la interacción entre los componentes y la existencia de dos fases líquidas.

El factor de desorción S se define como:

$$S = \frac{mG}{L} = \left(\frac{H_e}{P} \right) \frac{G}{L} = \frac{k^{\circ}G}{L} \quad (2.16)$$

donde G y L son los flujos molares de gas y líquido respectivamente.

El factor de desorción representa el número de veces que la masa de soluto presente puede ser diluida en el volumen de gas si se alcanza el equilibrio. El factor de desorción es un

parámetro importante, ya que determina la factibilidad de la remoción de COV mediante desorción con aire (Roberts y Levy 1985) o vapor (Hwang y col. 1992a). Normalmente G/L es mucho más pequeño que 1 (en unidades de flux molar).

El factor de desorción es la variable de diseño más importante en el desorbedor. Entre más grande sea dicho valor mejor será la desorción. El factor de desorción debe ser siempre mayor de la unidad.

Hwang y col. (1992 b) mencionaron que se debe tener en cuenta que la eficiencia de remoción de COV está determinada por su baja solubilidad y no tanto por la volatilidad de los compuestos puros.

2.4 GENERALIZACIONES SOBRE EL DISEÑO HIDRÁULICO

El diseño de una columna de separación consiste en dos partes que son: el diseño hidráulico y el diseño por transferencia de masa. El diseño hidráulico determina el diámetro de la torre, mientras que la transferencia de masa nos proporciona la altura del empaque dentro de la torre.

McNulty (1994) mencionó que existen dos parámetros claves en el diseño hidráulico de la torre, que son la inundación y la caída de presión. Existen muchas maneras de definir la inundación, aquí la definimos como la máxima capacidad de operación.

En general, el diámetro de la torre deberá de proporcionar el flujo óptimo de operación, que será una aproximación del 0.8 o menor del flujo de inundación (McNulty, 1994).

Para un sistema diluido el balance de materia nos queda:

$$\frac{L}{G} = \frac{(x_a - x_b)}{(y_a - y_b)} \quad (2.17)$$

donde el subíndice b se refiere a los fondos de la torre y el subíndice a al domo de la torre. Para sistemas diluidos L y G son aproximadamente constantes, la línea de operación es una recta, con una pendiente L/G. Es necesario especificar la razón L/G para llevar a cabo el diseño hidráulico.

Para la operación de desorción la línea de operación siempre queda por abajo de la curva de equilibrio. Las altas concentraciones se encuentran en el domo y las bajas concentraciones en el fondo.

Los sistemas de desorción son generalmente utilizados para remover compuestos poco solubles del agua. En este caso se requiere una relación de G/L alta. Para una operación a presión atmosférica, la resistencia líquida es la que controla la transferencia de masa si la constante de la ley de Henry es mayor de 320 en atmósferas (McNulty, 1994).

2.5 CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA EXISTENTES

El coeficiente volumétrico de transferencia global de masa ($K_L a$) es un parámetro estimable que incluye varios efectos y da una descripción promedio del transporte a través de la interfase gas-líquido.

La resistencia global a la transferencia de masa interfacial se considera la suma de las resistencias a la transferencia de la fase gas y la resistencia a la fase líquida. Para los propósitos del presente trabajo se define como:

$$R_T = R_L + R_G \quad (2.18)$$

donde los subíndices T, L y G indican total, fase líquida y fase gas, respectivamente. Se define la resistencia como el recíproco de los coeficientes de transferencia de masa y sabiendo que el equilibrio sigue la ley de Henry, obtenemos:

$$\frac{1}{K_L a} = \frac{1}{k_L a} + \frac{1}{k_G a(Hc)} \quad (2.19)$$

donde K es coeficiente global y k coeficiente para una fase individual.

Las correlaciones de los coeficientes de transferencia de masa para absorción, desorción y vaporización de gases en columnas empacadas más ampliamente utilizadas son las correlaciones de Sherwood y Holloway (1940), Shulman y col. (1955), así como Onda y col. (1968).

El modelo de Sherwood y Holloway (1940) supone que la transferencia de masa de la fase líquida domina completamente y el término de la resistencia en la fase gaseosa es despreciable en todos los cálculos. Esta suposición es válida para solutos con las constantes de Henry altas. La correlación se expresa de la siguiente manera:

$$\frac{k_L a}{D_L} = 10.746\alpha \left(\frac{0.3048L}{\mu_L} \right)^{1-n} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \quad (2.20)$$

donde k_L es el coeficiente individual de transferencia de líquido (m/s), D_L es la difusión molecular (m^2/s), μ_L es la viscosidad del líquido (Pa·s) y ρ_L es la densidad del fluido (kg/m^3).

El coeficiente α y el exponente n fueron determinados empíricamente para cada tipo de empaque por Sherwood y Hollyway (1940).

Por otro lado el modelo de Shulman y col., (1955) y el modelo de Onda y col., (1968) consideran las resistencias en la fase líquida y gaseosa, y proporcionan correlaciones para cada una de ellas. Adicionalmente, ambas correlaciones proveen el medio de obtener el área interfacial efectiva “a” separadamente. En el modelo de Shulman el área interfacial específica es estimada de manera gráfica mientras que en el modelo de Onda se calcula el área mojada del empaque, a_w , y se supone idéntica al área interfacial efectiva. De hecho una de las principales críticas al modelo de Onda es que se equivocaron en suponer que el área mojada es igual al área interfacial; mientras que el modelo de Shulman proporciona un estimado más preciso del área interfacial efectiva (Roberts y col., 1985). Ambas correlaciones están expresadas principalmente en términos de grupos adimensionales que describen las propiedades físicas importantes que afectan el movimiento del fluido y al transporte del soluto.

El modelo de Shulman es el siguiente:

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25.1 \left(\frac{d_s L}{\mu_L} \right)^{0.45} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \quad (2.21)$$

donde d_s es el diámetro de una esfera que tiene la misma superficie que una unidad de empaque, los demás términos son similares al modelo de Sherwood y Holloway.

Shulman y col. (1955) desarrollaron una correlación para el coeficiente de la fase gas, k_G , basado en la vaporización del líquido en el empaque. Ellos reportaron el resultado en forma adimensional, para una mezcla de gas diluida:

$$\frac{k_G d_s}{D_G} = 1.195 (1 - \epsilon)^{0.36} \left(\frac{d_s G}{\mu_G} \right)^{0.64} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0.33} \quad (2.22)$$

donde ϵ es la fracción de huecos. La Ecuación 2.22 para k_G es análoga a la Ecuación 2.21 para k_L , en ambas se representan las relaciones entre los mismos grupos adimensionales: Sherwood, Reynolds y Schmidt.

Roberts y col. (1985) compararon datos experimentales de $K_L a$ para desorción con aire con los valores predichos por los modelos de Sherwood-Holloway, Shulman y col., y Onda y col. Los resultados mostraron que el modelo de Onda proporciona el mejor estimado de los coeficientes de transferencia de masa para los experimentos realizados, con una desviación estándar de $\pm 20\%$. Los experimentos fueron llevados a cabo usando diferentes compuestos orgánicos volátiles (COV) y cubriendo un amplio rango de constantes de Henry. La exactitud de los resultados confirma las conclusiones originales de Onda y col. Las ecuaciones del modelo son las siguientes:

$$\frac{a_w}{a_p} = 1 - \exp \left[-1.45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0.75} \left(\frac{L}{a_p \mu_L} \right)^{0.1} \left(\frac{L^2 a_p}{\rho_L^2 g} \right)^{-0.05} \left(\frac{L^2}{\rho_L \sigma a_p} \right)^{0.2} \right] \quad (2.23)$$

$$\frac{a_w}{a_p} = 1 - \exp \left[-1.45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0.75} (\text{Re})^{0.1} (\text{Fr})^{-0.05} (\text{We})^{0.2} \right] \quad (2.24)$$

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right) = 0.0051 \left(\frac{L}{a_w \mu_L} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-1/2} (a_p d_p)^{0.4} \quad (2.25)$$

donde a_p es el área superficial específica del empaque, d_p es diámetro del empaque (m) y σ_c es la tensión superficial crítica del empaque. Los últimos tres factores que se encuentran en el exponencial de la Ecuación 2.23 son los números de Reynolds, Froude y Weber.

Cada uno de los modelos mencionados presentan ventajas y desventajas características. Es importante señalar que las bases de datos a partir de la cual todos los modelos fueron desarrollados no cubren la desorción de compuestos orgánicos volátiles con vapor de agua

2.6 GENERALIZACIONES SOBRE LAS COLUMNAS EMPACADAS

2.6.1 Coeficiente de transferencia de masa para la columna empacada

Por otro lado la torre de desorción puede emplear tanto platos como empaques para facilitar el contacto entre el vapor y el agua contaminada. Los empaques aleatorios de metal se encuentran disponibles para la mayoría de las aplicaciones, mientras que los empaques aleatorios de plástico se pueden emplear para manejar ácidos y los empaques estructurados de metal pueden proporcionar alta eficiencia o alta capacidad.

La altura del empaque requerido se puede calcular por el producto del número de unidades de transferencia (NTU) y la altura de la unidad de transferencia (HTU) (Ecuación 2.15). Los valores de HTU y NTU dependen del factor de desorción y de la eficiencia del empaque. Se utilizan las siguientes ecuaciones de NTU_{ol} (el subíndice ol se utiliza para indicar el número de unidades de transferencia referenciadas a la fase líquida global, en la desorción la resistencia principal a la transferencia de masa la ofrece la fase líquida):

$$NTU_{ol} = \left(\frac{S}{S-1} \right) \ln \left[\left(1 - \frac{1}{S} \right) \frac{x_a}{x_b} + \frac{1}{S} \right] \quad (2.26)$$

donde x_a y x_b son las concentraciones de entrada y salida, respectivamente. En las siguientes ocasiones que aparezca el término NTU se omitirá el subíndice ol.

Para valores de S iguales o mayores de 12, la ecuación anterior se puede aproximar a

$$NTU = \ln\left(\frac{x_a}{x_b}\right) \quad (2.27)$$

Para determinar el HTU se utiliza la siguiente ecuación:

$$HTU = \frac{U_{LS}}{K_L a} \quad (2.28)$$

2.6.2 Parámetros hidráulicos de la columna empacada

Cabe señalar que la mayor parte de los aspectos teóricos de la operación e hidráulica de las columnas empacadas se ha estudiado con anterioridad. Por ejemplo en los treinta, Sherwood y colaboradores propusieron una correlación experimental para los empaques aleatorios (Strigle, 1993). Recientemente Kister y Gill (1991) propusieron un método para calcular la caída de presión en empaques aleatorios en el punto de inundación, y de igual manera Bravo y col. (1992) propusieron un método para el cálculo de la caída de presión en empaques estructurados (Strigle, 1993), y este trabajo lo continuaron Stichlmair y col. (1989), quienes determinaron la caída de presión para empaques cuando se opera en la región de carga.

Numerosos estudios se han hecho para describir la dependencia del volumen fraccional del líquido o hold-up con la velocidad de líquido por debajo del punto de carga, por ejemplo, Stichlmair y col. (1989) propusieron las siguiente ecuaciones:

$$h_0 = 0.555 Fr_L^{1/3} \quad (2.29)$$

y

$$Fr_L = U_{LS}^2 \frac{a_p}{g \epsilon^{4.65}} \quad (2.30)$$

donde Fr_L es el número de Froude para el líquido, U_{LS} es la velocidad superficial del líquido a través de la cama empacada (m/s), h_0 es el hold-up del líquido por debajo del punto de carga (m^3/m^3) y g constante de gravedad (m/s^2).

Por otro lado la influencia de la velocidad del gas en el hold-up en la región de carga en ocasiones se toma en cuenta, por ejemplo, Stichlmair y col. (1989) propusieron la siguiente relación:

$$h = h_0 \left[1 + 20 \left(\frac{\Delta P_{irr}}{Z \rho_L g} \right)^2 \right] \quad (2.31)$$

donde h es el hold-up en la cama empacada (m^3/m^3) y ΔP_{irr} es la caída de presión a través del empaque húmedo.

Además se define el factor de fricción para el flujo que pasa a través de una partícula a:

$$f_0 = \frac{C_1}{Re_g} + \frac{C_2}{Re_g^{1/2}} + C_3 \quad (2.32)$$

donde las constantes C_1 , C_2 y C_3 dependen del empaque utilizado y sus valores se encuentran reportados en el del artículo de Stichlmair y col. (1989) para empaques estructurados y aleatorios.

Con este factor de fricción se calcula la caída de presión en la columna seca:

$$\Delta P_{seca} = \frac{3}{4} f_0 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^{4.65}} \rho_G \frac{Z}{dp} U_{GS}^2 \quad (2.33)$$

El modelo desarrollado por Stichlmair y col. (1989) calcula la caída de presión también para el punto de carga. La relación básica se puede escribir como:

$$\frac{\Delta P_{\text{irr}}}{\Delta P_{\text{seca}}} = \left(\frac{\left[1 - \varepsilon \left[1 - \frac{h_0}{\varepsilon} \left(1 + 20 \left[\frac{\Delta P_{\text{irr}}}{Z \rho_L g} \right]^2 \right) \right] \right] (1 - \varepsilon)^{-1}}{\left(1 - \frac{h_0}{\varepsilon} \left(1 + 20 \left[\frac{\Delta P_{\text{irr}}}{Z \rho_L g} \right]^2 \right) \right)^{4.65}} \right)^{(2+c)/3} \quad (2.34)$$

donde c es una constante que se calculo por medio de la siguiente ecuación:

$$c = \frac{-\frac{C_1}{\text{Reg}} - \frac{C_2}{2 \text{Reg}^{1/2}}}{f_0} \quad (2.35)$$

2.7 COLUMNAS DE PLATOS

2.7.1 Coeficientes de transferencia de masa de la columna de platos

Al igual que en la columna empacada es necesario obtener los valores experimentales del coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la columna de platos.

El análisis de transferencia de masa en columnas de platos se encuentra reportado en la bibliografía (Lockett, 1986; y Seader y Henley, 1998). La ecuación resultante relaciona el número de unidades de transferencia con el coeficiente de transferencia de masa para un solo plato. Sin embargo, se tienen datos experimentales de concentración para la columna completa, debido a lo cual a la ecuación se le agregó el término N_p que representa el número de platos reales en la columna. De esta manera se cuenta con una ecuación similar a la utilizada en los empaques. La ecuación a emplear es la siguiente:

$$\text{NTU} = \frac{(K_L a) h_f N_p}{U_{LS}} \quad (2.36)$$

donde N_p es el número de platos reales y h_f es la altura de la espuma que se forma sobre el plato.

Para calcular la altura de la espuma es necesario calcular una serie de variables que a continuación se muestran (es conveniente observar la Figura 2.2 donde se muestra el esquema de un plato y se incluyen las variables más importantes).

El factor F_{SA} se calcula de la división del flujo volumétrico de gas entre el área activa y multiplicando esta relación por la raíz cuadrada de la densidad del gas, como se muestra en la Ecuación 2.37. El área activa (A_A) es el área de la sección transversal menos el total del área del tubo de descenso para el líquido y las áreas de cualquier otra región no perforada.

$$F_{SA} = \frac{Q_G}{A_A} (\rho_G)^{1/2} \quad (2.37)$$

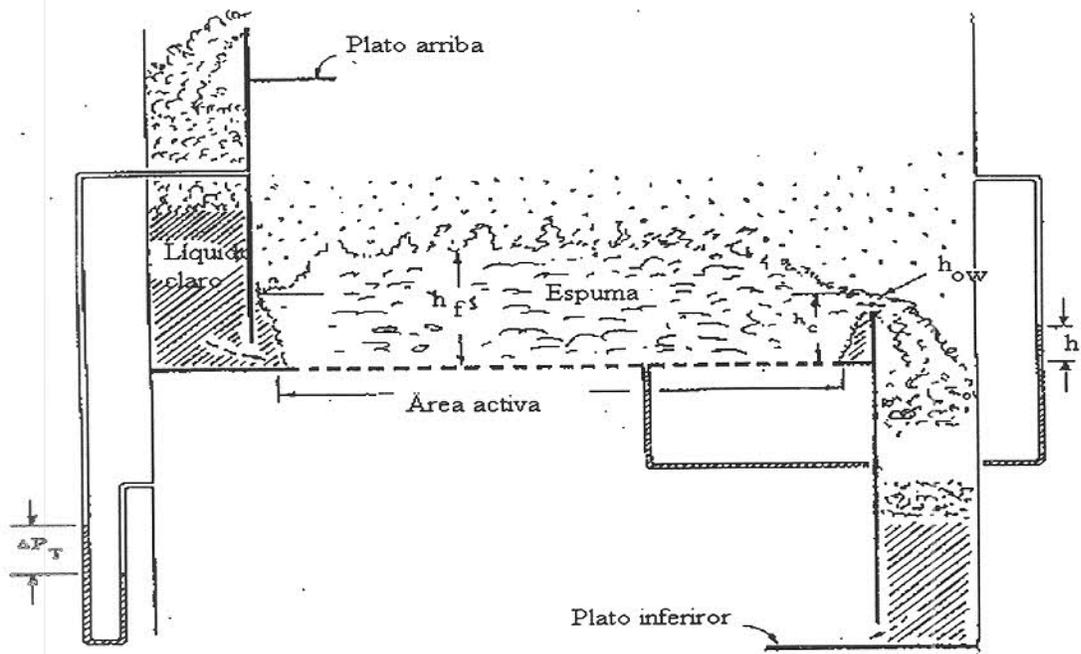


Figura 2.2: Esquema que muestra las principales variables de un plato

El factor de corrección β y la densidad de la espuma (ϕ) son funciones del factor F_{SA} , la cual presenta gráficamente Kister (1992). Para la utilización de las correlaciones de β y ϕ en el presente trabajo, con los datos de las gráficas de Kister (1992), se obtuvieron por regresión las siguientes relaciones empíricas:

$$\beta = \frac{0.99934 + 0.7298F_{SA}}{1 + 1.670837F_{SA} - 0.051755(F_{SA})^2} \quad (2.38)$$

$$\phi = \frac{0.9988 - 0.26383F_{SA}}{1 + 1.719F_{SA} - 0.5512041(F_{SA})^2} \quad (2.39)$$

Las ecuaciones anteriores predicen de manera adecuada los datos de las gráficas de Kister (1992) con un coeficiente de regresión de 0.99, y se aplican a valores de F_{SA} desde cero hasta $3 \text{ m/s}(\text{kg/m}^3)^{1/2}$, para valores mayores del factor tanto β como ϕ se vuelven constantes, igual a 0.5833 y 0.185 respectivamente.

La altura de líquido sobre el vertedero (h_{ow}), en pulgadas, se calcula por la siguiente ecuación:

$$h_{ow} = 0.48 \left(\frac{\text{GPM}}{L_w} \right)^{2/3} \quad (2.40)$$

donde GPM es el flujo de líquido en galones por minuto y L_w es la longitud del vertedero (total) en pulgadas.

La altura del líquido, sin estar expandido por el gas, sobre el plato (h_c) se calcula empleando la siguiente ecuación:

$$h_c = h_w + h_{ow} \quad (2.41)$$

La caída de presión a través del líquido aireado en el plato se calcula empleando los términos de β y h_c ya calculados previamente:

$$h_i = \beta h_c \quad (2.42)$$

donde h_i es la caída de presión a través del líquido aireado (pulgadas de agua).

El cálculo de la altura de la espuma (h_f) se realiza empleando los parámetros h_i y ϕ :

$$h_f = \frac{h_i}{\phi} \quad (2.43)$$

Con las Ecuación 2.38 y 2.45 se calculan los coeficientes volumétricos de transferencia de masa para los platos.

Otra manera para calcular la altura de la espuma es empleando una ecuación empírica, como la que presenta Lockett (1986):

$$h_f = 0.23h_w + 0.067F_{SA} + 10.3 \frac{Q_L}{L_w} \quad (2.44)$$

donde Q_L es el flujo volumétrico de líquido (m^3/s), h_w es la altura del vertedero (m), L_w es la longitud del vertedero (m) y F_{SA} es el factor calculado con la Ecuación 2.37 ($m/s(kg/m^3)^{0.5}$). Esta ecuación fue desarrollada para platos de capucha, como los que se utilizan en el presente trabajo.

2.7.2 Parámetros hidráulicos de la columna de platos

El cálculo de la caída de presión por plato se reporta en unidades de longitud de agua, empleando la siguiente ecuación:

$$h_t = h_{seca} + h_i \quad (2.45)$$

donde h_t es la caída de presión en el plato (m de agua), h_i es la caída de presión a través del líquido aireado calculado por la Ecuación 2.42 y h_{seca} es la caída de presión seca del plato (m de agua).

La caída de presión seca se calcula por:

$$h_{\text{seca}} = K \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) U_{\text{Gh}}^2 \quad (2.48)$$

donde U_{Gh} es la velocidad de gas basándose en el área total de las perforaciones del plato (n/s) y K está definida por:

$$K = \frac{0.050853}{Cv^2} \quad (2.49)$$

donde K se encuentra en unidades de $m/(m/s)^2$ y Cv es el coeficiente de descarga que se encuentra en función del área total de orificios, área activa, grosor del plato y diámetro de los orificios. Esta relación está reportada en la bibliografía (Kister, 1992; Lockett, 1986).

En el caso de la columna de platos se prefiere definir la retención del gas (hold-up) ya que sobre el plato, a diferencia de los empaques, la fase discontinua es el gas. El cálculo del hold-up del gas para la columna de platos se realiza por la ecuación de Stichlmair (1978):

$$h_G = \left(\frac{F_{SA}}{F_{Smax}} \right)^{0.28} \quad (2.50)$$

donde h_G es el hold-up del gas, F_{SA} es el factor calculado con la Ecuación 2.37 y F_{Smax} se calcula por:

$$F_{Smax} = 2.5 \left(\left(\frac{A_h}{A_A} \right)^2 \sigma (\rho_L - \rho_G) g \right) \quad (2.51)$$

donde A_h es el área de los orificios (m^2), σ es la tensión superficial (N/m^2).

2.8 BALANCE DE ENERGÍA EN LA COLUMNA

Una suposición realizada en el balance de energía es que la transferencia de energía se lleva a cabo entre el agua líquida y el vapor, ya que los compuestos orgánicos están presentes en una concentración muy baja, por lo que el intercambio de los COV entre el vapor y el líquido se debe a la transferencia de masa exclusivamente. El balance de energía se realiza para obtener el perfil de temperatura de líquido a lo largo de la columna, ya que la constante de equilibrio es función de la temperatura, y es necesario el valor de la constante de equilibrio a lo largo de la columna.

El balance de energía se realizó a una sección diferencial de la columna como se muestra en la Figura 2.4. Es importante tener en cuenta que las corrientes de agua y vapor que se encuentran en contacto son las que intercambian calor, el agua se calienta con el calor que se transfiere al condensarse el vapor; además no existe resistencia a la transferencia de energía ya que se trata del mismo compuesto.

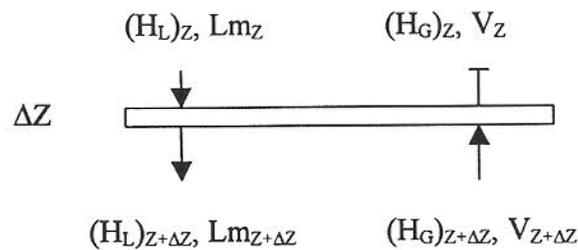


Figura 2.3: Sección diferencial de la columna

De la Figura 2.3 el balance de energía despreciando las pérdidas de calor queda de la siguiente manera:

$$Lm_Z (H_L)_Z - Lm_{Z+\Delta Z} (H_L)_{Z+\Delta Z} + V_{Z+\Delta Z} (H_G)_{Z+\Delta Z} - V_Z (H_G)_Z = 0 \quad (2.52)$$

En forma diferencial queda de la siguiente manera:

$$-\frac{d}{dZ}(LmH_L) + \frac{d}{dZ}(VH_G) = 0 \quad (2.53)$$

La entalpía del vapor es la misma a lo largo de una columna ya que la temperatura del vapor es la misma. El cambio del flujo de líquido es igual al vapor condensado; de la misma manera el cambio de flujo de vapor es igual al vapor condensado, de acuerdo al balance de masa. El balance queda de la siguiente manera:

$$-Lm \frac{d}{dZ}(H_L) - H_L \frac{d}{dZ}(\text{COND}) + H_G \frac{d}{dZ}(\text{COND}) = 0 \quad (2.54)$$

Si se agrupa los dos términos de la ecuación que incluyen al condensado obtenemos el calor de vaporización.

$$Lm \frac{d}{dZ}(H_L) = \lambda_{\text{vap}} \frac{d}{dZ}(\text{COND}) \quad (2.55)$$

El cambio de entalpía de líquido se calcula de acuerdo al cambio de temperatura de la corriente líquida. La cantidad de vapor condensado debe ser igual a la cantidad de vapor que se pone en contacto con el líquido que se encuentra a una temperatura menor. El área de contacto entre el líquido y el vapor, es el área efectiva del empaque, despreciando la resistencia a la transferencia de calor se puede determinar la cantidad de vapor condensado en función de la longitud, e ir calculando los flujos de vapor y de líquido en cada sección diferencial. De este análisis de la variación del condensado a lo largo de la columna, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{d}{dZ}(\text{COND}) = a_p V \quad (2.56)$$

donde a_p es el área específica del empaque y V es el flujo másico de vapor.

Los flujos y temperaturas en el interior de la columna se obtienen de resolver las ecuaciones anteriores. Como ejemplo, se presenta la Figura 2.4 en donde se muestra un perfil obtenido al resolver las ecuaciones del balance de energía con el primer dato de la Tabla B.3 para tolueno.

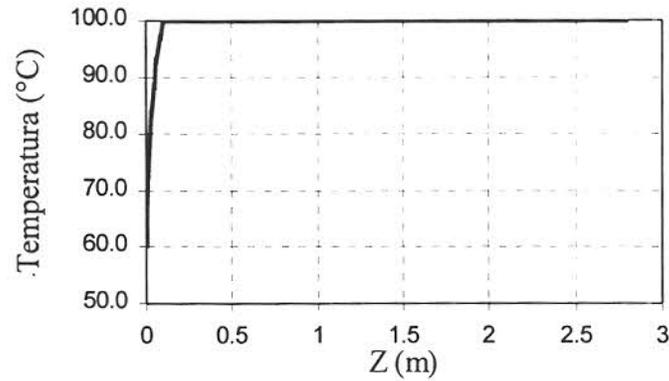


Figura 2.4: Perfil de temperaturas del líquido en la columna metálica

CAPÍTULO 3: DESARROLLO EXPERIMENTAL

3.1 SISTEMA DE DESORCIÓN CON VAPOR

El desarrollo del trabajo experimental se dividió en dos partes: estudios en una columna de vidrio y estudios en una columna metálica. Ambas se probaron a una gran variedad de condiciones de operación para determinar el efecto en la eficiencia de la remoción de los compuestos orgánicos. Los parámetros que se estudiaron fueron: flujos de agua y vapor, características del empaque y efectos de la concentración.

El sistema experimental de desorción de vapor se encuentra localizado en el laboratorio de Ingeniería Química del Instituto Tecnológico de Celaya, en Celaya Guanajuato. El sistema de desorción se muestra en la Figura 3.1 y consiste básicamente de una tanque de alimentación, una bomba, la columna y alimentación de vapor. Además se muestra los puntos de muestreo, manómetros, termómetros y rotámetros.

3.1.1 Tanque de alimentación

Se cuenta con un tanque de acero inoxidable con una capacidad de 316 litros, el cual se utiliza como fuente de agua contaminada. Este tanque se utilizó para ambas columnas.

El procedimiento seguido para preparar el agua contaminada consistió en agregar un volumen conocido de COV en aproximadamente 5 ml de metanol, y después agregarlo al tanque de agua. La razón por la que se agrega metanol en lugar de agregar sólo los COV se debe a que la fase orgánica es hidrofóbica, por lo que de no diluir los COV en alcohol, podría no existir un mezclado adecuado en el tanque. Esto se provocaría por existir áreas muertas (áreas donde no existe circulación) en el tanque y por lo tanto nunca llegaría la solución

provocando que no existiera una concentración uniforme en todo el tanque. Este mismo problema se presenta en el laboratorio donde se preparan los estándares. El buen mezclado se puede lograr por agitación vigorosa en un prolongado período de tiempo o utilizando metanol. Al agregar la solución previamente diluida con metanol al tanque se obtienen una mezcla razonablemente uniforme.

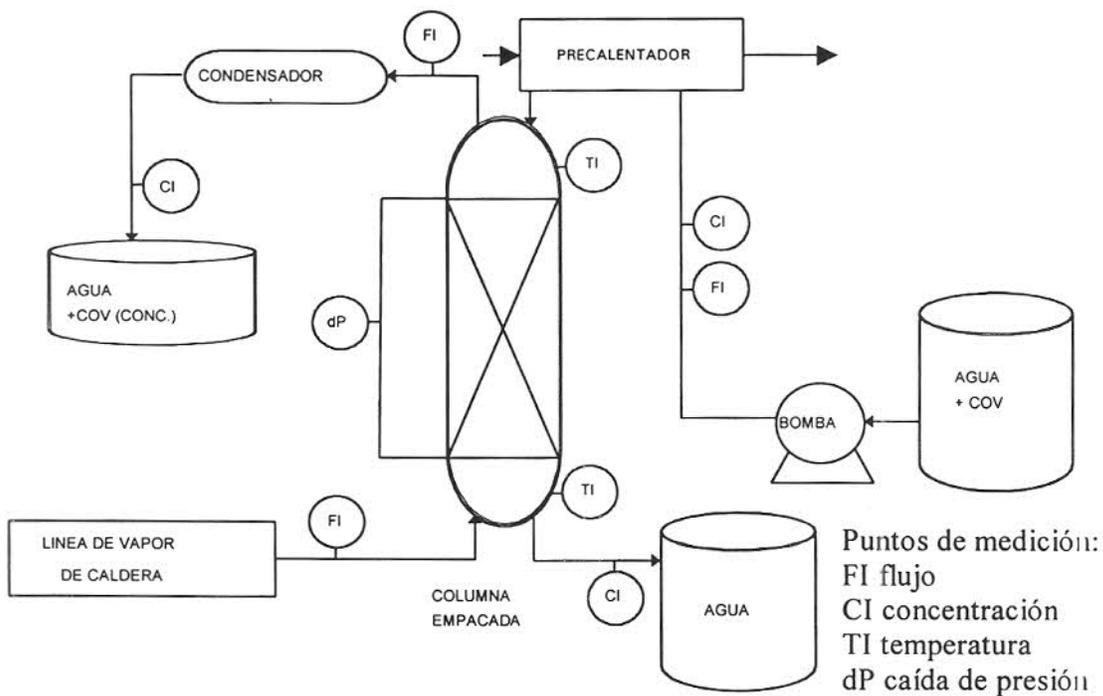


Figura 3.1: Dispositivos de la columna de desorción

Después de adicionar los contaminantes al tanque de alimentación se procedió a mezclarlo. El mezclado consistió en recircular el agua en el tanque de alimentación bombeando el agua del fondo del tanque.

Para poder minimizar COV residuales en el tanque de alimentación, después de cada corrida se vació el tanque y se esperó el tiempo necesario entre corrida y corrida, para evitar interferencias de residuos.

3.1.2 Descripción de las columnas empleadas

La columna de vidrio se trabajó a contracorriente. La columna cuenta con una altura de empaque igual a 3 metros y un diámetro interno de 7.62 cm (3 in). El agua ya tratada se colecta en la parte inferior de la columna, mientras que el vapor se condensa y se almacena. Los flujos de vapor y de líquido se miden por medio de los rotámetros previamente calibrados.

Por otro lado, la caída de presión en ambas columnas se midió por medio de un manómetro de mercurio. Es importante tener en cuenta que la caída de presión es un indicador de la inundación en la columna.

La columna metálica también se trabajó a contracorriente. La columna cuenta con una altura de empaque igual a 3 metros y un diámetro interno de 0.245 m. La columna metálica se trabajó tanto con platos como con empaques.

3.1.3 Condiciones de las corridas experimentales

Las corridas experimentales se realizaron a diferentes flujos de vapor y de líquido contaminante. Para cada flujo se esperó el tiempo necesario para que el sistema se estabilizara para poder tomar las muestras representativas de esos flujos.

Además de controlar los flujos de alimentación de vapor y líquido, se controla el flujo de salida de líquido, es importante para mantener un control adecuado del nivel de líquido en la base de la columna para evitar que el vapor pueda salir por la línea del agua de salida. Otra razón para esto es que el agua acumulada en el sumidero proporciona una muestra

representativa del efluente tratado, lo cual sólo ocurre cuando el flujo de salida es controlado correctamente.

La cantidad de energía necesaria para calentar el agua alimentada de su temperatura de alimentación hasta 100 °C, se comparó con la energía liberada por el vapor condensado, y así observar las pérdidas de calor.

3.1.4 Dispositivos internos empleados en las columnas

En la columna de vidrio se utilizaron anillos Raschig de vidrio de 1.5 cm de diámetro y 1.5 cm de altura. Las características del empaque se muestran en la Tabla 3.1. El área específica superficial es el área superficial de empaque por unidad de volumen de empaque y representa el área potencial sobre la cual se puede formar la capa de líquido y donde se efectúa la transferencia de masa. La fracción de huecos interviene en la caída de presión. En el diseño de una columna empacada, el empaque óptimo representa un compromiso entre todas estas propiedades.

Tabla 3.1: Características del empaque de la columna de vidrio

EMPAQUE	RASCHIG
Área superficial específica (m^2/m^3)	292
Fracción de huecos	0.74
Diámetro equivalente (m)	0.0053

En la columna metálica los empaques estructurados utilizados para el presente estudio fueron el Sulzer BX y el Mellapak 250Y. Las características de cada empaque aparecen en la Tablas 3.2 y 3.3. La Figuras 3.2 y 3.3 muestran fotografías de cada tipo de empaque.

Tabla 3.2: Características del empaque Sulzer BX

EMPAQUE	SULZER BX
Área superficial específica (m^2/m^3)	492
Fracción de huecos	0.9
Longitud característica (m)	0.0077

Tabla 3.3: Características del empaque Mellapak 250Y

EMPAQUE	MELLAPAK
Área superficial específica (m^2/m^3)	250
Fracción de huecos	0.96
Longitud característica (m)	0.013

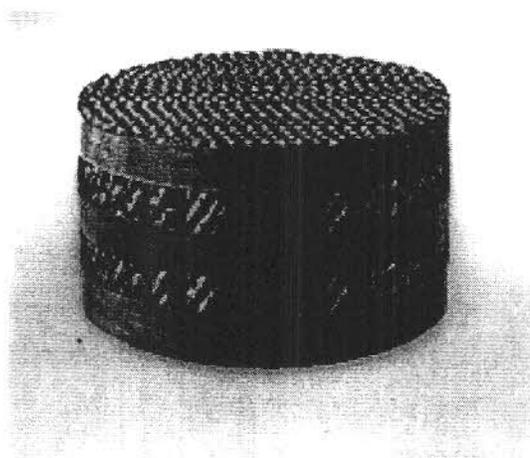


Figura 3.2: Fotografía del empaque Sulzer BX

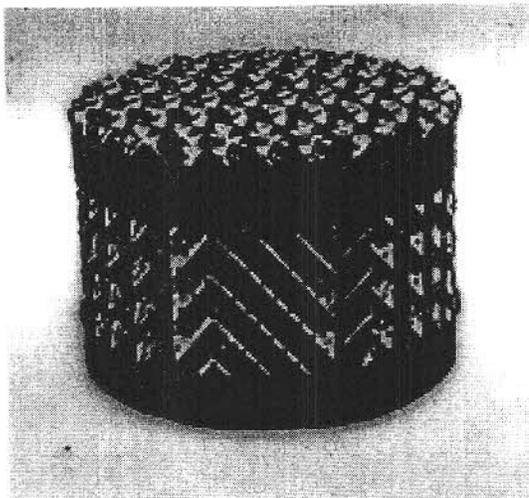


Figura 3.3: Fotografía del empaque Mellapak 250Y

También se utilizaron platos en la columna metálica. En esta columna se trabajó con 14 y con 7 platos de capucha.

3.2 ANÁLISIS DE MUESTRAS

El método comúnmente recomendado por la United States Environmental Protection Agency (EPA) para análisis de hidrocarburos y halocarburos estudiados en el presente proyecto involucra un sistema de concentración de purga y trampa seguido por un análisis en el cromatógrafo de gases (método EPA 601). Para medir la concentración de COV en soluciones acuosas diluidas es necesario concentrar los compuestos deseados para poder detectarlos y cuantificarlos. En el método de purga y trampa, un gas inerte se burbujea a través de la solución acuosa de muestra para desorber los compuestos orgánicos. Los compuestos son atrapados en un filtro de material selectivo y posteriormente desorbidos y analizados en el cromatógrafo de gases. Para el presente trabajo la cantidad de muestra de solución acuosa alimentada al concentrador fue de 5 ml.

3.2.1 Descripción del sistema cromatográfico

Los equipos empleados son el equipo de purga y trampa de O-I-Analytical modelo 4060, cromatógrafo de gases Sigma 300 Perkin Elmer así como un integrador Perkin Elmer 1020

Es necesario establecer las condiciones de operación para poder detectar y medir las bajas concentraciones de COV con un alto grado de reproductividad y precisión. El acercamiento inicial se desarrolló con los parámetros óptimos para un compuesto, cloroformo (CHCl_3).

Las investigaciones realizadas por Handler (1988) muestran que las aguas contaminadas típicamente contienen dos o más compuestos orgánicos predominantes y otros en menor concentración. En el presente trabajo se estudiaron cloroformo (CHCl_3), tolueno ($\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$) y tetracloruro de carbono (CCl_4). Las propiedades físicas más importantes de estos compuestos se presentan en la Tabla 3.4, los valores de las difusividades de líquido se calcularon empleando la correlación de Wilke-Chang, y las difusividades del gas con la correlación de Fuller (Reid y col., 1986). Además en la Tabla 3.5 se presentan las propiedades físicas del agua en estado líquido y vapor. Las propiedades de la mezcla líquida y de la mezcla gaseosa son las propiedades del agua líquida y vapor debido a que la concentración de los compuestos orgánicos es pequeña.

Tabla 3.4: Propiedades físicas de los compuestos orgánicos volátiles

COMPUESTO	FÓRMULA	PESO MOLECULAR	D_L (m^2/s)	D_G (m^2/s)	PUNTO DE EBULLICIÓN
Cloroformo	CHCl_3	119.4	4.43×10^{-9}	5.53983×10^{-5}	61.2
Tolueno	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	92.14	2.81×10^{-9}	1.89598×10^{-5}	110.6
Tetracloruro de carbono	CCl_4	153.8	3.92×10^{-9}	1.70286×10^{-5}	76.8

Tabla 3.5: Propiedades físicas del agua

COMPUESTO	ρ_L (kg/m ³)	ρ_V (kg/m ³)	μ_L (kg/ms)	μ_V (kg/ms)	σ N/m ²
Agua	958.3134	0.5956	0.000279	0.000012	0.0589

3.2.2 Condiciones de operación del concentrador y del cromatógrafo de gases

El nitrógeno se utilizó como gas acarreador, el aire comprimido e hidrógeno se utilizaron para lograr la flama en el detector (FID). Los flujos de gases se escogieron por razones de seguridad. Para una operación óptima los proveedores recomiendan un flujo total de 30 ml/min pasando a través del detector. El sistema analítico desarrollado utiliza 12 ml/min de gas acarreador a través de la columna capilar y 18 ml/min de aire e hidrógeno para completar los 30 ml/min en el detector.

La separación de los COV se realizó empleando una columna capilar marca Alltech de 30 m x 0.32 mm, con un espesor de película de 1 μ m siendo la fase estacionaria polyetilenglicol. El resumen de los parámetros de operación para el cromatógrafo de gases se describen en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6: Parámetros de operación del cromatógrafo

COLUMNA CAPILAR	30 m X 1.0 μ m X 0.32 mm
TEMPERATURAS	
- FID	210 °C
- Puerto de inyección	200 °C
- Horno	160 °C
GAS ACARREADOR	
- Cromatógrafo	Nitrógeno
- Concentrador	Nitrógeno
- Ignición	Aire extra seco Hidrógeno
FLUJO DE GASES	
- Columna	12 ml/min
- Ignición	18 ml/min

Los parámetros de operación del concentrador se resumen en la Tabla 3.7

Tabla 3.7: Parámetros de operación del concentrador

VOLUMEN DE LA MUESTRA	5 ml
TEMPERATURAS	
- Purga	20 °C
- Desorción	180 °C
- Válvula	100 °C
- Limpieza	180 °C
TIEMPOS	
- Purga	11 min
- Desorción	4 min
- Limpieza	20 min

3.2.3 Identificación y cuantificación de compuestos

El tiempo de retención se determinó utilizando estándares que contenían un compuesto individual y analizándolo bajo las mismas condiciones. Los compuestos empleados presentaron un tiempo de retención muy cercano por lo que en mezclas de ellos no se pudo identificar los compuestos en dos pico, sólo se obtenía un pico que incluía ambas áreas.

La cuantificación de los compuestos se realizó utilizando el procedimiento de calibración estándar externa EPA 601. El procedimiento involucra la determinación del área de respuesta a una concentración conocida. Se elaboraron las curvas de calibración para tolueno, cloroformo y tetracloruro de carbono. La calibración de los estándares se realizó empleando el procedimiento descrito por el método EPA 601.

Handler (1988) mencionó que el equilibrio líquido-gas está fuertemente influenciado por la presencia de sales minerales, por lo que se requiere que todas las muestras se analicen bajo

las mismas condiciones ambientales para poder realizar comparaciones válidas de los resultados. Este problema se presenta al utilizar agua potable para llenar el tanque de alimentación, lo cual provoca presencia de sales en el agua alimentada. Este problema se puede reducir utilizando el mismo tipo de agua para la preparación de los estándares.

3.2.4 Preparación de muestras

Es importante tener en cuenta la necesidad de guardar las muestras tomada y ponerlas en refrigeración mientras se analizan (el período de almacenamiento no debe ser mayor a 24 horas).

Después de cada análisis de muestras se realizaron estándares y se compararon con las calibraciones previamente hechas para verificar si existía alguna variación en la detección por desgaste de la columna cromatográfica.

CAPÍTULO 4: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1 RESULTADOS DE LA TÉCNICA ANALÍTICA

La utilización de metanol para homogeneizar el agua contaminada no presentó ninguna interferencia en el análisis cromatográfico.

El método de detección límite se define como la concentración mínima de sustancia que se puede medir y reportar con un 99 % de confianza. Este límite debe de ser establecido para cada procedimiento analítico. En el presente caso dicho valor es de 0.01 ppm (10 µg/l) para todos los compuestos aquí analizados.

El tiempo máximo de almacenamiento de las muestras fue de 24 horas. Las experimentaciones previas demostraron que al exceder dicho tiempo existe una disminución en el área obtenida en el integrador.

4.2 RESULTADOS DE LA OPERACIÓN DE LAS COLUMNAS

Para que el sistema de desorción de la columna de vidrio llegara a condiciones de estado estacionario para la hidráulica y la transferencia de masa, el tiempo necesario fue de aproximadamente 90 minutos (1.5 horas). Para la columna metálica el estado estacionario se alcanzó en aproximadamente 2 horas (dependiendo de los flujos alimentados).

El nivel de agua en la parte inferior de la columna de vidrio se mantuvo a una altura aproximada de 0.50 m, y el tiempo de residencia del líquido en la parte inferior se midió por medio de una gota de tinta para las diferentes condiciones de operación de la columna y en el peor de los casos fue de 2 minutos. El nivel de agua en la parte inferior de la columna para la columna metálica fue de 0.8 m, y su tiempo de residencia fue de 3 minutos.

En las corridas realizadas sólo en algunas ocasiones se formaron las dos fases, por lo que no se puede generalizar la recuperación de los COV en el condensado.

En todas las corridas realizadas se observó que a una distancia muy corta del punto de alimentación el agua alcanzaba la temperatura de 100 °C, por lo que la mayor parte de la columna opera isotérmicamente. Este comportamiento también se observó al realizar diferentes corridas en el simulador ASPEN PLUS, tanto con empaques como con platos, además se comprobó con las ecuaciones del balance de energía desarrolladas en el Capítulo 2. Esto se debe a que la transferencia de energía se logra de manera casi instantánea, no así la transferencia de masa del contaminante (debido a que este se encuentra a una concentración demasiado pequeña, dispersa en el agua impidiéndole evaporarse de manera instantánea), la transferencia de contaminante ocurre a lo largo de la columna.

Con lo que se puede concluir que el flujo de vapor que atraviesa la columna es prácticamente el flujo de vapor alimentado, mientras que el flujo de líquido dentro de la columna es el flujo de líquido alimentado más el vapor condensado (líquido de salida).

4.3 RESULTADOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

Los datos de transferencia de masa se encuentran reportados en forma de tablas en el Apéndice B. Con estos datos se elaboraron las Figuras 4.1 a la 4.8 donde se pueden analizar los resultados obtenidos entre los diferentes dispositivos internos. En la primera mitad, las figuras muestran el efecto de la velocidad superficial de líquido en el valor de K_{La} , para cada tipo de dispositivo interno, mientras en la otra mitad, las figuras indican la influencia de la velocidad superficial del líquido sobre porcentaje de remoción de los compuestos orgánicos obtenido para los diferentes dispositivos internos.

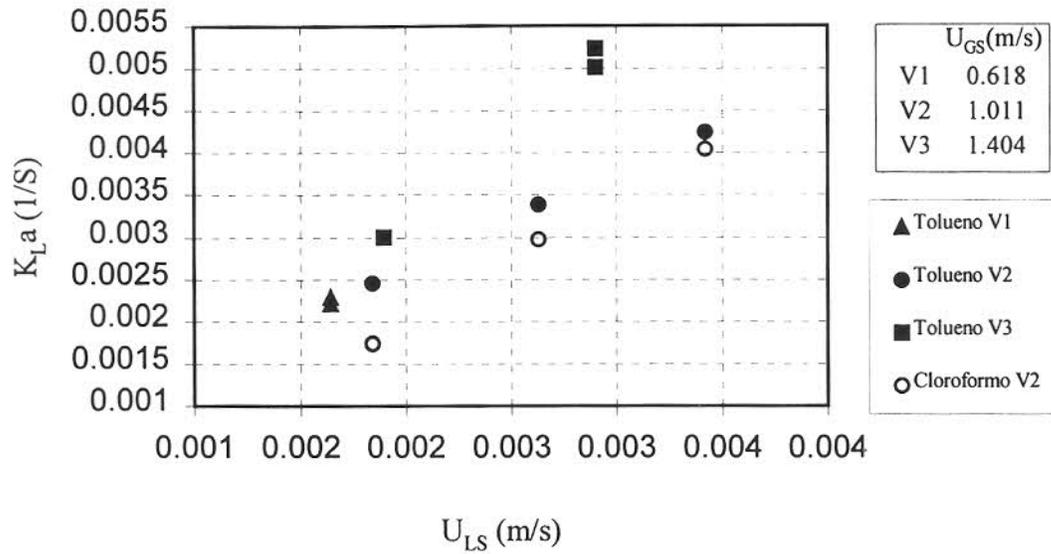


Figura 4.1: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, en la columna de vidrio

En la Figura 4.1 se observa que el efecto, sobre el coeficiente de transferencia, de aumentar la velocidad superficial del líquido, es mayor que cuando se incrementa la velocidad superficial de gas, lo que se explica considerando el efecto importante de la velocidad de líquido sobre el área efectiva, y el efecto nulo de la velocidad de gas, pero esto ocurre a velocidades de líquido bajas. Comparando los valores obtenidos para tolueno se observa que a mayor velocidad superficial de líquido la influencia de la velocidad superficial de gas se vuelve más importante (pero nunca más importante que el líquido). Esto es provocado ya que al aumentar el área mojada del empaque, se aumenta el área interfacial, y al aumentar también la velocidad superficial de gas, se aumenta en mayor proporción el flux de tolueno transferido.

Al comparar los resultados obtenidos entre tolueno y cloroformo (ver Figura 4.1) para una misma velocidad de gas, se observa que al aumentar la velocidad de líquido superficial,

disminuye la diferencia entre ambos resultados. Esto indica que la velocidad superficial de líquido tiene mayor efecto en la transferencia de cloroformo. Este comportamiento es provocado por la difusión que logra el cloroformo tanto en el líquido como en el vapor (los valores del coeficiente de difusión de líquido y gas son mayores para el cloroformo).

La repetición de los experimentos muestra el error global en el cálculo del coeficiente de transferencia, con los datos de la Figura 4.1 se obtiene un promedio de error de 3 %. La desviación es provocada por el error en la toma de la muestra, por un mal almacenamiento y el error en la técnica analítica.

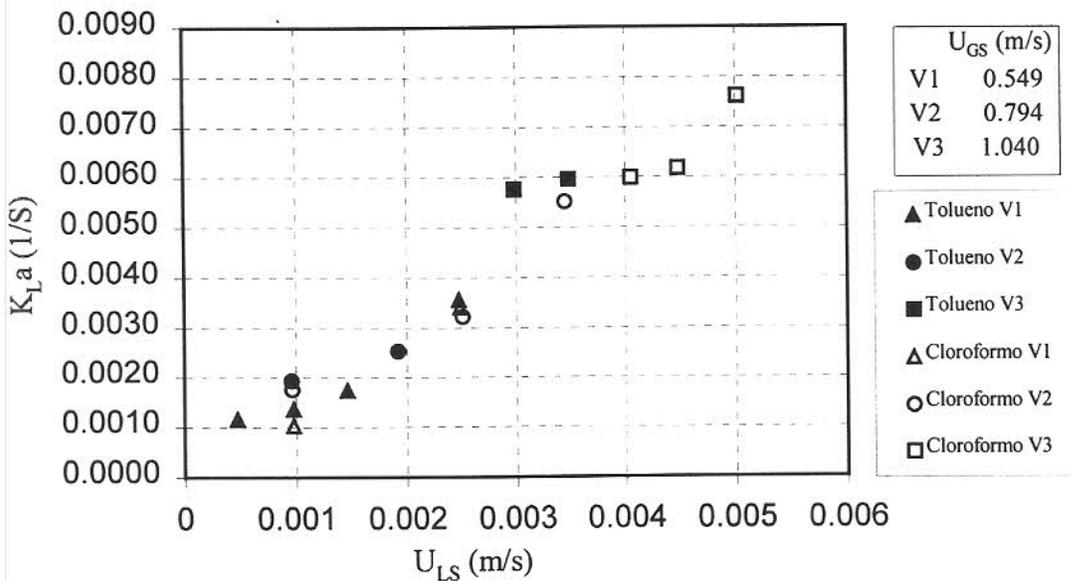


Figura 4.2: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, con Sulzer BX

Como se muestra en la Figura 4.2 a velocidades superficiales de líquido altas el efecto de éstas sobre el valor de la constante de transferencia es más significativo, para todos los compuestos y velocidades superficiales de gas. Este comportamiento se debe al aumento del

área interfacial para la transferencia, al aumentar el área mojada del empaque, lo cual aumenta el flujo de soluto transferido.

Comparando los compuestos el tolueno debe presentar valores mayores, para una misma velocidad superficial de gas de acuerdo a la constante de equilibrio que presentan; y más aun, en el caso de la velocidad superficial de líquido de 0.0025 m/s (ver Figura 4.2), el valor de la constante de transferencia es mayor para tolueno a la velocidad superficial de gas más baja que para cloroformo a la velocidad superficial de gas mediana.

El error promedio para el cálculo del coeficiente de transferencia fue de 2 %.

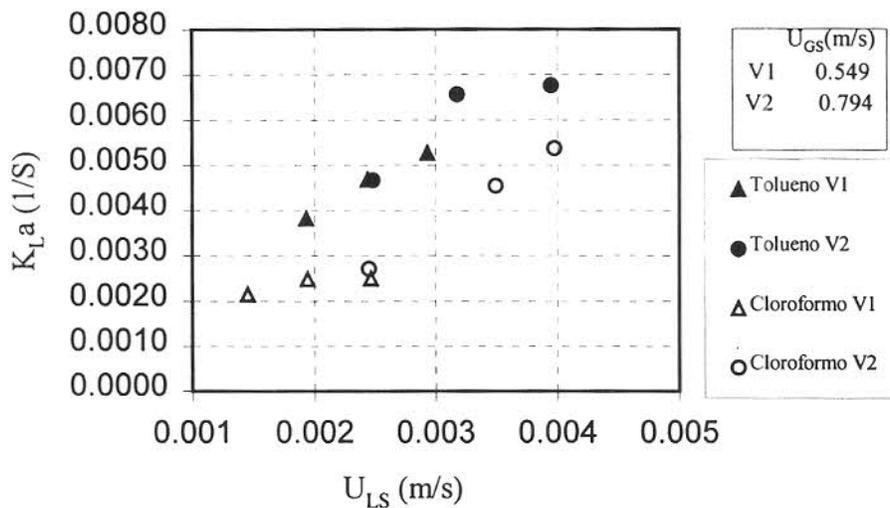


Figura 4.3: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, con Mellapak 250Y

De la Figura 4.3 se observa que para tolueno a una velocidad superficial de líquido de 0.0025 m/s, el valor del coeficiente de transferencia es el mismo para dos diferentes

velocidades superficiales de gas. Esta se debe al error en la obtención de los datos experimentales y fue provocado por el error experimental.

Observando el comportamiento del cloroformo en la Figura 4.3 para la velocidad superficial de gas menor, el valor del coeficiente de transferencia no aumentó con el aumento de la velocidad superficial de líquido, este efecto se atribuye a la existencia de error experimental.

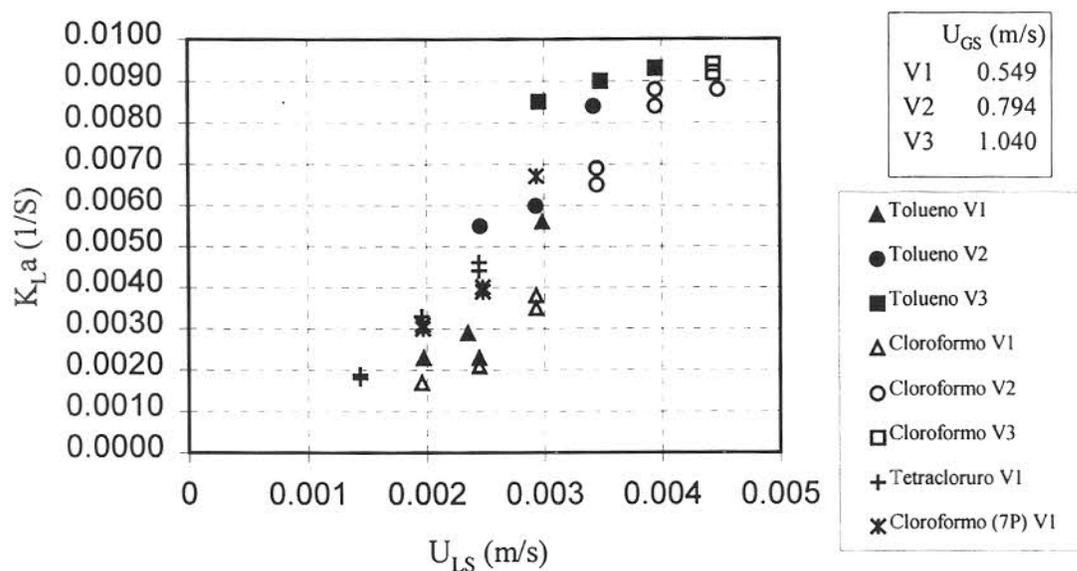


Figura 4.4: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, con platos

De la Figura 4.4 se puede observar que en el caso de la columna de platos, la velocidad superficial de líquido afecta de manera más marcada el coeficiente de transferencia, en comparación con la columna empacada. Este comportamiento se debe a que en la desorción la principal resistencia a la transferencia es la fase líquida, y en la columna de platos la fase

continua es la fase líquida causando que al aumentar la velocidad superficial de líquido la transferencia del soluto aumente considerablemente, en comparación con los empaques. Sin embargo, a una velocidad superficial de líquido mayor el efecto comienza a disminuir, ya que el líquido sobre el plato llega al límite máximo de transferencia que se puede alcanzar en el dispositivo.

Como se puede observar en la Figura 4.4, los coeficientes de transferencia obtenidos para 7 platos son mayores a los obtenidos para 14, a las mismas condiciones de velocidad superficial de líquido y vapor. La transferencia del cloroformo en los primeros platos ofrece menor resistencia debido a la mayor diferencia de concentración, por lo cual en pocos platos se logra transferir la mayor cantidad de cloroformo, siendo éstos más eficientes.

Para los datos de la columna de platos el promedio del error experimental fue de 5 %.

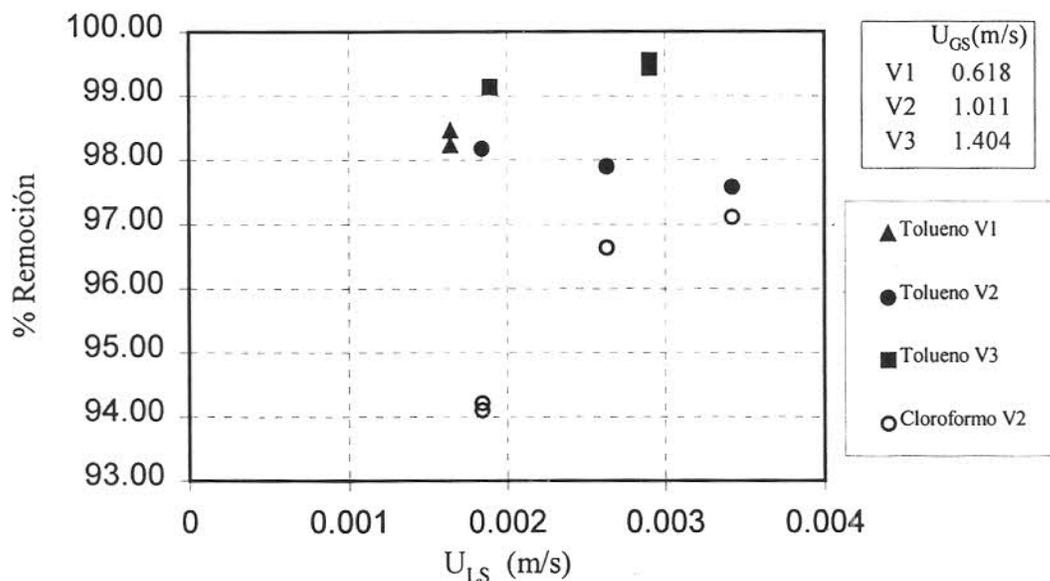


Figura 4.5: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el porcentaje de remoción, para diferentes velocidades de gas, en la columna de vidrio

En la Figura 4.5 se observa diferentes tendencias del porcentaje de remoción con respecto a la velocidad superficial de líquido. Como se observa estas diferencias dependen del compuesto y de la velocidad superficial de gas. El porcentaje de remoción del cloroformo aumenta al aumentar la velocidad superficial de líquido, mientras el porcentaje del tolueno presenta un comportamiento inverso para la misma velocidad superficial de gas. El área interfacial aumenta al aumentar la velocidad superficial de líquido; sin embargo, teniendo la misma velocidad superficial de gas y aumentar la velocidad superficial de líquido se disminuye la fracción de soluto a transferir; por lo que el efecto dominante determina la tendencia seguida para cada caso. La diferencia entre el cloroformo y el tolueno (para la misma velocidad superficial de gas) puede ser ocasionada por la diferencia entre los valores del coeficiente de difusión, siendo mayor el de cloroformo. El tolueno cambia su tendencia para una velocidad superficial de gas mayor, éste cambio puede deberse a la velocidad de gas mayor, el aumento de velocidad superficial de líquido no afecta la transferencia de soluto; o a las diferentes concentraciones de los COV.

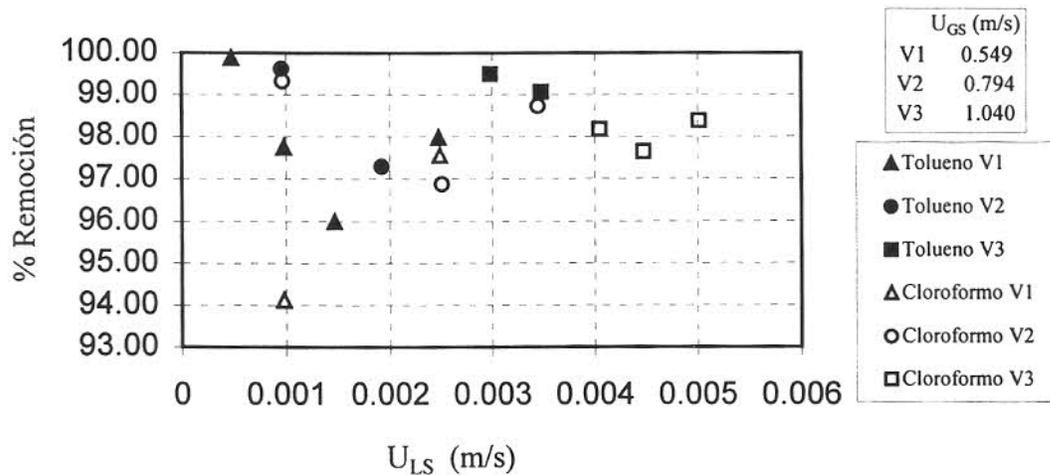


Figura 4.6: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el porcentaje de remoción, para diferentes velocidades de gas, con Sulzer BX

De la Figura 4.6 para todos los compuestos se observan regiones de tendencias, a bajas velocidades superficiales de líquido el porcentaje de remoción disminuye, llegando a un punto donde aumentan. Los valores de los límites de estas tendencias dependen del compuesto y de la velocidad superficial de gas. El área interfacial aumenta al aumentar la velocidad superficial de líquido; sin embargo, teniendo la misma velocidad superficial de gas y aumentar la velocidad superficial de líquido se disminuye la fracción de soluto a transferir; por lo que el efecto dominante determina la tendencia seguida para cada caso de remoción.

De los resultados obtenidos con los otros dispositivos internos, se concluye que el Sulzer BX presentó mayor variedad de las tendencias para todos los compuestos, ocasionado por la respuesta que presentó el empaque para las diferentes condiciones de operación, al ser un empaque de gasa metálica.

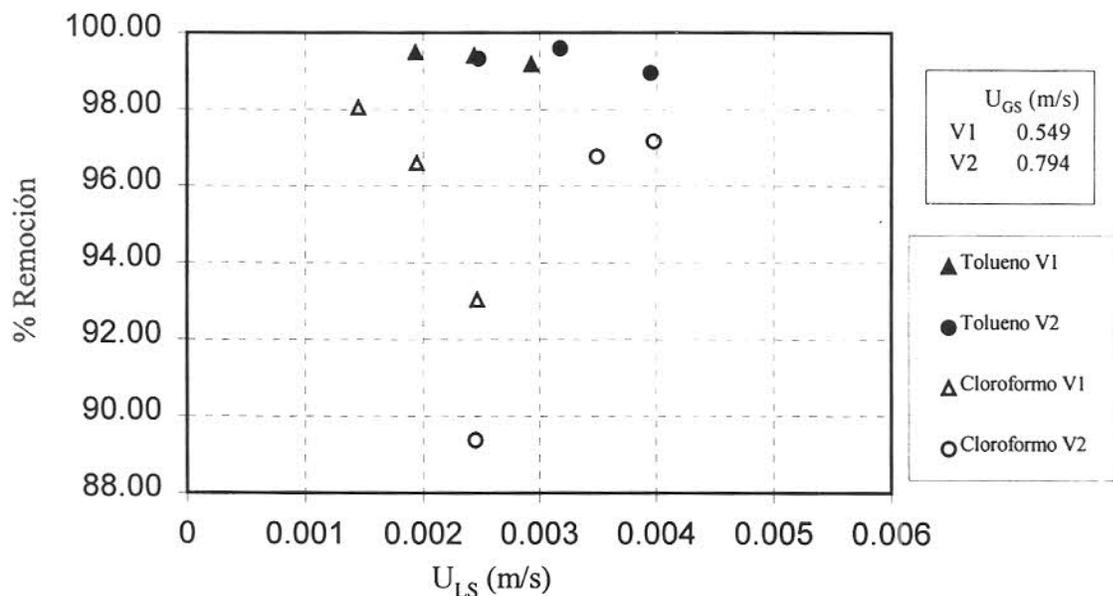


Figura 4.7: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el porcentaje de remoción, para diferentes velocidades de gas, con Mellapak 250Y

De la Figura 4.7 se observa que el porcentaje de remoción del tolueno no es afectado por la velocidad superficial de gas, mientras que el cloroformo es afectado de manera considerable. Esto puede deberse a la menor concentración de tolueno en el líquido alimentado en comparación con la concentración de cloroformo, por lo que es posible remover mayor porcentaje de tolueno. En el caso del cloroformo para la velocidad superficial de gas menor, el aumento de la velocidad superficial de líquido, disminuye la cantidad de cloroformo transferido, probablemente debido a que la cantidad de vapor no puede remover la mayor cantidad de cloroformo. En el caso de la velocidad de gas mediana, la cantidad de vapor si puede remover la mayor cantidad de cloroformo. Con un flujo de vapor dado se puede remover cierta cantidad de soluto, si se varía el flujo de líquido y la concentración de la alimentación, se varía también el área interfacial, por lo que varían las tendencias obtenidas.

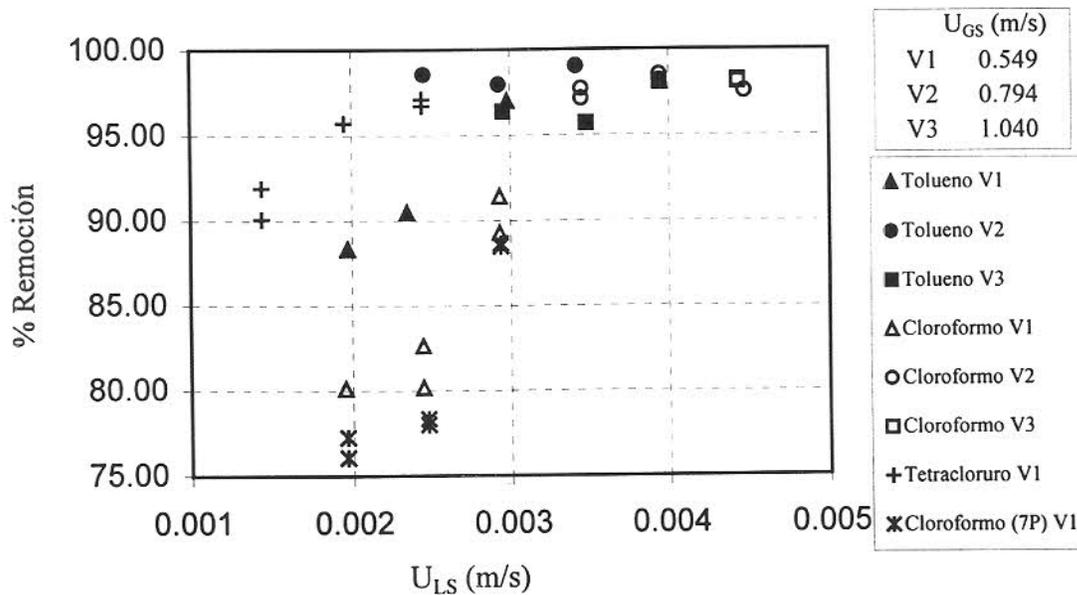


Figura 4.8: Efecto de la velocidad superficial de líquido sobre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, para diferentes velocidades de gas, con platos

De la Figura 4.8 se puede observar que para los experimentos de la columna de platos, a pesar de contar con coeficientes de transferencia mayores, los valores del porcentaje de remoción no son los más altos. Lo anterior se puede explicar considerando que mientras en la columna empacada, la transferencia de masa se lleva a cabo a lo largo de la columna, en la columna de platos se lleva a cabo solamente sobre el plato, ocasionando que el coeficiente de transferencia sea mayor, no así el soluto transferido. Éste comportamiento se observa también con el cloroformo, por que a pesar de contar en los 7 platos con un coeficiente de transferencia mayor, el porcentaje de remoción es menor.

Para el tolueno el porcentaje de remoción para la velocidad superficial de gas mayor es menor que para las velocidades superficiales de gas más baja; lo anterior podría explicarse considerando que la concentración de la alimentación fue mucho más alta que en los otros casos, ocasionando que la fracción removida sea menor a pesar que se removiera mayor cantidad de soluto.

El porcentaje de error experimental obtenido en la columna de platos fue de 5%.

CAPÍTULO 5: CORRELACIÓN PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA

En el presente capítulo se presenta la correlación de transferencia de masa elaborada al utilizar los datos de transferencia de masa presentados en el Capítulo 4, tanto para empaques como para platos. En este capítulo se presentan los procedimientos para el cálculo de los parámetros hidráulicos (caída de presión y hold-up) y las ecuaciones propuestas para la transferencia de masa, tanto para platos como para empaques. El presente análisis se basa en considerar el valor del coeficiente global de transferencia de masa (K_L) independiente de los internos que contenga la columna y suponer que el valor del área interfacial (a) marca la diferencia de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa ($K_L a$).

5.1 CORRELACIÓN ELABORADA

5.1.1 Parámetros hidráulicos de la columna empacada

Para el cálculo del hold-up y la caída de presión en los empaques se utilizó el modelo de Stichlmair y col. (1989) cuyas ecuaciones se mostraron en el Capítulo 2. El cálculo de la caída de presión y el hold-up se realiza de manera simultánea para la columna empacada. El procedimiento consiste primero en calcular el diámetro equivalente del empaque (también llamada longitud característica); para los empaques Sulzer BX y Mellapak 250Y se calcula empleando la ecuación siguiente:

$$d_{EQ} = Bh \left(\frac{1}{B + 2S} + \frac{1}{2S} \right) \quad (5.1)$$

donde B es la base (m), S es el lado de la corrugación (m) y h es la altura (m) de un canal de transversal del empaque, estos datos aparecen en la Tabla 5.1. En las posteriores ecuaciones la

variable d_{EQ} se cambia por d_p .

Para los empaques de aleatorios (anillos Raschig de vidrio) se calcula el diámetro de una esfera que tendría la misma relación de área entre volumen que la existente en el empaque (a_p).

La ecuación resulta de la siguiente manera:

$$d_p = \frac{6(1-\varepsilon)}{a_p} \quad (5.2)$$

Para los anillos Raschig del presente trabajo se obtiene un valor de 0.0053 m.

Tabla 5.1: Datos de para la Ecuación 5.1

EMPAQUE	h (m)	B (m)	S (m)
Sulzer BX	0.0064	0.0127	0.0089
Mellapak 250Y	0.012	0.024	0.017

De las corridas experimentales se obtienen datos de caída de presión, los cuales deben corresponder a los calculados con la correlación propuesta. Para observar si es correcto aplicar esta correlación de caída de presión, se calcula el error con los datos experimentales que se tienen para los diferentes tipos de empaques. En la Figura 5.1 se muestran los errores obtenidos en el cálculo de la caída de presión para los diferentes tipos de empaques. El error absoluto promedio para los anillos Raschig es de 14 %, para el Sulzer BX es 9 % y para Mellapak 250Y es de 20 %. Con estos resultados se considera correcto aplicar la correlación de Stichlmair y col. (1989).

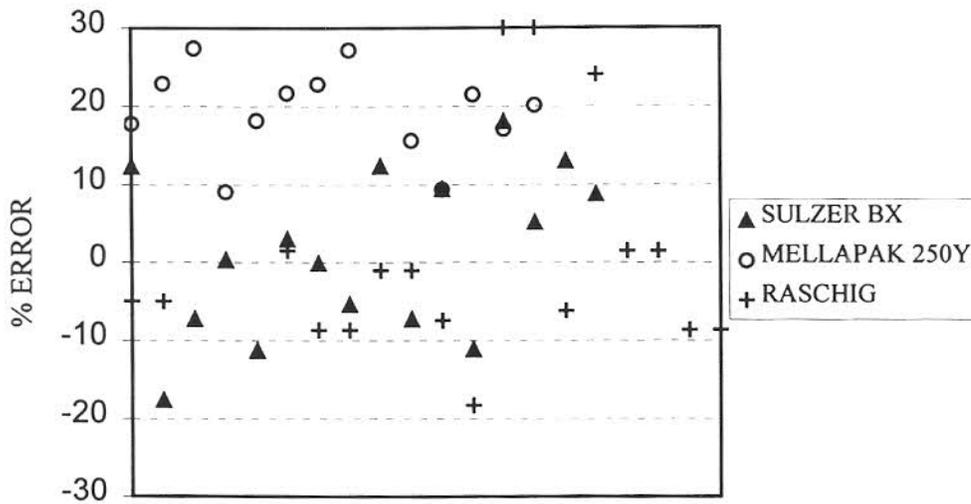


Figura 5.1: Errores obtenidos al calcular la caída de presión para los diferentes empaques

En la Figura 5.2 se compara el valor de la velocidad superficial de líquido con el hold-up calculado para los diferentes tipos de empaques. Los valores del hold-up obtenidos corresponden a valores esperados menores del 10 % y alejados de la inundación (donde los valores de hold-up son del orden de 20-30 %). En la Figura 5.2 se observa que los anillos Raschig presentan los valores más altos de hold-up, le sigue el Sulzer BX y el Mellapak 250Y presenta los más bajos; este comportamiento corresponde al mismo orden que presenta la caída de presión de los empaques, los anillos Raschig tienen la mayor caída de presión y el Mellapak 250Y la menor (lo cual corresponde a la correlación de Stichlmair y col. (1989).

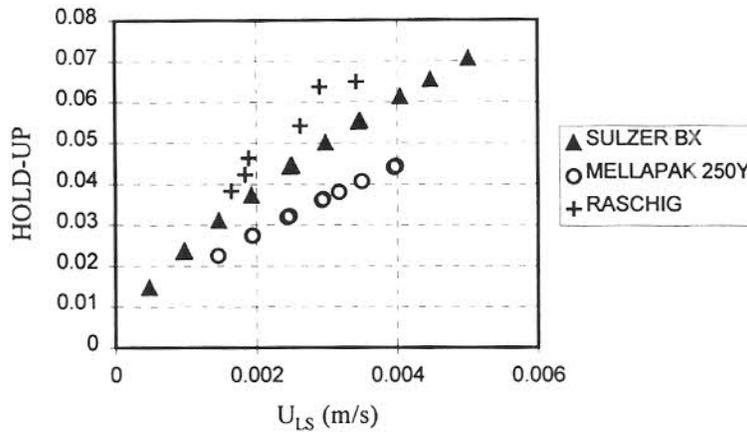


Figura 5.2: Efecto de la velocidad superficial de líquido en el hold-up calculado

5.1.2 Correlación de transferencia de masa para la columna empacada

Se considera que el hold-up une los parámetros hidráulicos y la transferencia de masa. Además cuando se trate de empaques estructurados es necesario agregar el término del ángulo de inclinación con respecto a la horizontal, ya que el líquido resbala por la superficie del empaque con esa inclinación. Las ecuaciones empleadas son las siguientes (el término $\sin \theta$, no se considera para los empaques aleatorios):

$$U_{GE} = \frac{U_{GS}}{\epsilon(1-h)\sin \theta} \tag{5.3}$$

$$U_{LE} = \frac{U_{LS}}{\epsilon(h)\sin \theta} \tag{5.4}$$

Los intervalos de valores de las velocidades efectivas de gas y de líquido obtenidas para los diferentes tipos de empaques se muestran en la Tabla 5.2, que corresponden a los valores mínimos, máximos y promedios de las velocidades efectivas de líquido y gas.

La Tabla 5.2 proporciona los intervalos de velocidades, pero no es suficiente para poder comparar los valores entre los diferentes empaques ya que las velocidades superficiales de las cuales se obtuvieron no son iguales en todos los casos. Por tal motivo se realizó la Figuras 5.3 que muestra de la velocidad superficial de líquido comparada con la velocidad efectiva de líquido para los diferentes empaques, y en la Figura 5.4 se comparan las del gas. En la Figura 5.3 se observa que el empaque que presenta menor hold-up (Mellapak 250Y), obtiene los valores mayores de las velocidades efectivas de líquido y que el empaque que presenta mayores valores de hold-up (anillos Raschig) obtienen los valores menores de velocidades efectivas, esto es debido a la elevada caída de presión que proporciona el empaque. Sin embargo, en las velocidades efectivas de gas el valor del hold-up se vuelve menos significativo, tomando mayor importancia la fracción de huecos y haciendo que los arillos Raschig obtengan un valor intermedio entre el Mellapak 250Y y el Sulzer BX. Es decir en el cálculo de las velocidades superficiales de líquido el valor del hold-up se convierte en el parámetro de mayor peso ya que siempre es una cantidad alejada de la unidad, mientras que en el cálculo de las velocidades superficiales todos los parámetros son cercanos a la unidad acortando la distancia existente entre los diferentes tipos de empaques.

Tabla 5.2: Intervalo de las velocidades efectivas para los empaques

	Mellapak 250Y		Sulzer BX		Anillos Raschig	
	U_{LE} (m/s)	U_{GE} (m/s)	U_{LE} (m/s)	U_{GE} (m/s)	U_{LE} (m/s)	U_{GE} (m/s)
Mínimo	0.0953	0.8388	0.04156	0.71703	0.0553	0.8691
Máximo	0.1334	1.6124	0.09114	1.4408	0.07122	2.0266
Promedio	0.1168	1.0837	0.06857	1.05055	0.06143	1.44003

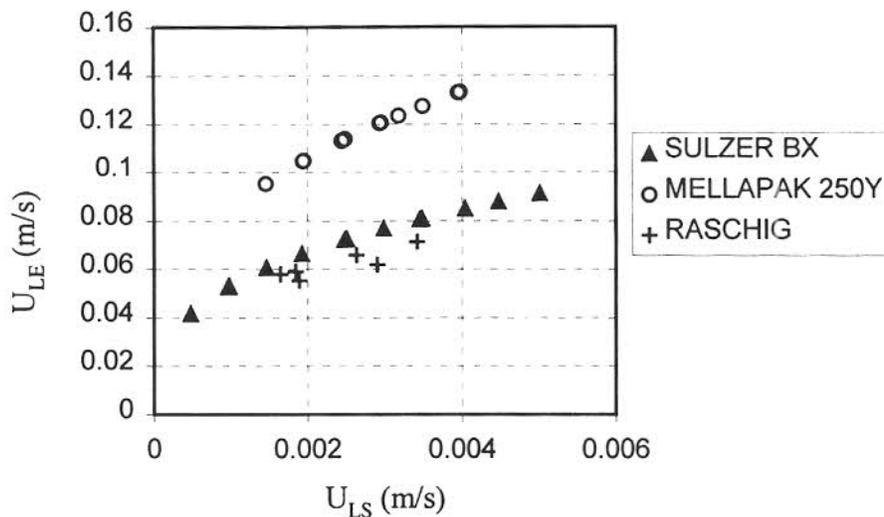


Figura 5.3: Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de líquido, para la columna empacada

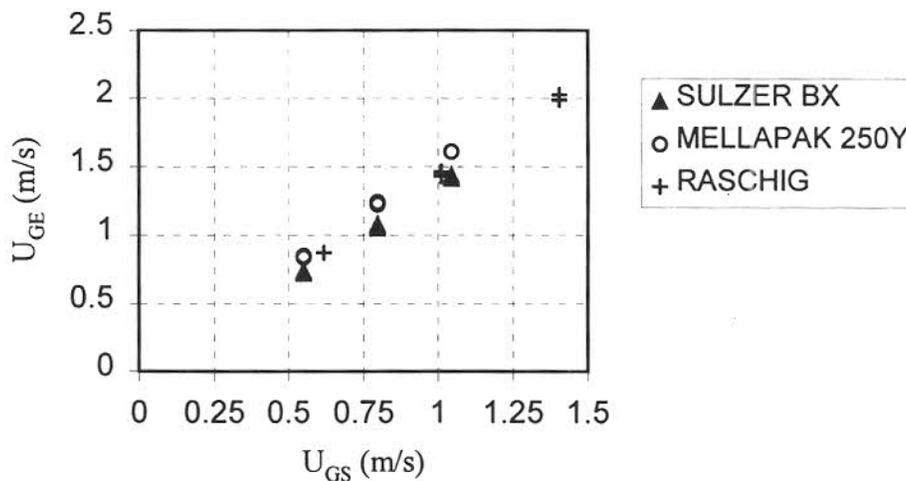


Figura 5.4: Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de gas, para la columna empacada

En la mayoría de las correlaciones (Sherwood y Holloway 1940; Shulman y col. 1955; Onda y col. 1968; y Shi y Mersmann 1985) aparece el número de Schmidt elevado a $1/3$, por

lo cual este valor quedó especificado en la correlación. La velocidad del gas para la transferencia debe ser igual a la velocidad con que se desplaza el gas por la columna más la velocidad del líquido, debido a que se encuentran en contracorriente, haciendo que la velocidad relativa entre ellas sea igual a la suma de las velocidades de cada fase. Con esta velocidad relativa se calcula el número de Reynolds. La ecuación propuesta es la siguiente:

$$\frac{k_G d_p}{D_G} = A1 \left(\frac{d_p (U_{GE} + U_{LE}) \rho_G}{\mu_G} \right)^{A2} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{1/3} \quad (5.5)$$

donde k_G es el coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa (m/s); d_p es el diámetro equivalente (m), $A1$ y $A2$ son los parámetros a calcular.

Para el coeficiente de transferencia de masa individual de la fase líquida se utilizar los mismos números adimensionales empleados en la fase gas, ya que se trata de simplificar las ecuaciones de los coeficientes de transferencia de masa individual. En esta ecuación se dejó fijo el exponente del número de Schmidt en 0.5 (debido a su utilización frecuente en las correlaciones anteriormente mencionadas). Aquí también se utiliza el número de Reynolds relativo. La ecuación propuesta es la siguiente:

$$\frac{k_L d_p}{D_L} = A3 \left(\frac{d_p (U_{LE} + U_{GE}) \rho_L}{\mu_L} \right)^{A4} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{1/2} \quad (5.6)$$

donde k_L es el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida (m/s), $A3$ y $A4$ son los parámetros a calcular.

Al modelo de Onda y col. (1968) se le critica el hecho de considerar el área mojada del empaque igual al área interfacial efectiva. En el presente trabajo el área mojada y el área interfacial efectiva se relacionan por medio del factor f , por la siguiente ecuación:

$$f = \frac{a_e}{a_w} = A5(d_p)^{A6} \quad (5.7)$$

donde A5 y A6 son constantes a buscar (estos parámetros son diferentes para cada tipo de empaque).

Para el cálculo del área interfacial efectiva para la columna empacada se utiliza una ecuación del tipo propuesto por Shi y Mersmann (1985) que contiene los números adimensionales de Reynolds, Froude y Weber del líquido elevados a exponentes determinados en base al estudio hidráulico realizado por los autores. La ecuación propuesta es la siguiente:

$$a_e = \frac{a_p (We_L Fr_L)^{0.15} (f)}{Re_L^{0.2} \varepsilon^{0.6} (1 - \cos \gamma)} \quad (5.8)$$

donde el valor de $\cos \gamma$ se encuentra reportado por Shi y Mersmann (1985) y es el ángulo de contacto entre la gota y el material del empaque (dicho ángulo depende exclusivamente del material del empaque y del valor de la tensión superficial del líquido) y f es el factor calculado por la Ecuación 5.7. El número de Froude se calcula por la Ecuación 2.30, el número de Reynolds se calcula por la Ecuación 5.9 y el número de Weber se calcula por la Ecuación 5.10.

$$Re_L = \frac{(U_{LS}) \rho_L d_p}{\mu_L} \quad (5.9)$$

$$We_L = \frac{(U_{LS})^2 \rho_L d_p}{\sigma} \quad (5.10)$$

Se igualan los coeficientes volumétricos experimentales con los coeficientes individuales de las ecuaciones anteriores, y se ajustan los parámetros para encontrar el valor de las constantes (de A1 a A6) utilizando la Ecuación 2.22.

5.1.3 Parámetros hidráulicos de la columna con platos

Para el cálculo de la caída de presión en la columna de platos se utiliza la Ecuación 2.47. Para utilizar esta ecuación es necesario primero determinar la caída de presión seca (h_{seca}) y la caída de presión del líquido aireado (h_l).

En las corridas experimentales se midió la caída de presión en la columna de platos. Si se comparan los valores de la caída de presión calculada contra la caída de presión medida experimentalmente se puede observar que tan buena es la predicción de caída de presión. En la Figura 5.5 se presentan los errores obtenidos al calcular la caída de presión. El promedio de los errores es 10 %, teniendo 25 % como el máximo error que se presentó. De aquí se concluye que podemos aplicar estas ecuaciones para el cálculo de la caída de presión en los platos.

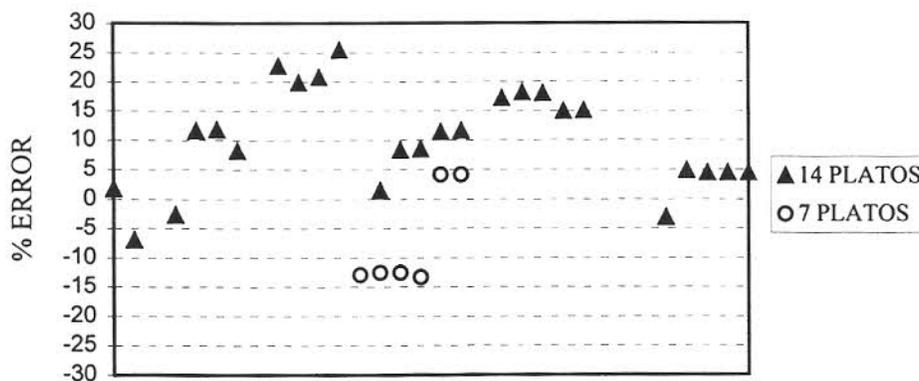


Figura 5.5: Errores obtenidos al calcular la caída de presión en los platos

Para el cálculo del hold-up del gas se requiere encontrar el factor F_{Smax} empleando la Ecuación 2.51. Con este valor y con el valor del factor F_{SA} ya calculado, se aplica la Ecuación 2.50 para calcular el hold-up del gas. Es necesario recordar que en los platos la fase dispersa

es el gas.

En la Figura 5.6 se presenta el efecto de la velocidad superficial del gas sobre el valor del hold-up de gas calculado. En donde se observa que al aumentar la velocidad del gas aumenta el hold-up de gas. En este caso el hold-up representan la fracción de gas reterido sobre el plato, en el área donde se lleva a cabo el contacto líquido-vapor, es por eso que existe sobre el plato aproximadamente la misma cantidad de líquido y vapor.

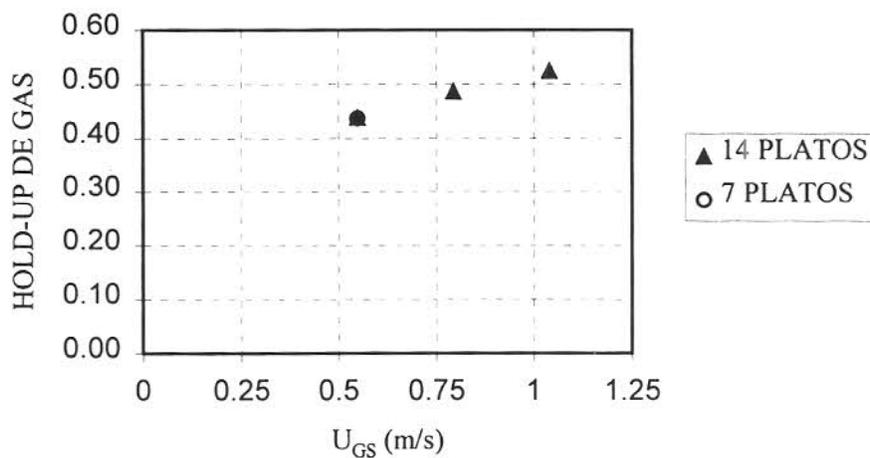


Figura 5.6: Efecto de la velocidad superficial de gas en el hold-up de gas

5.1.4 Correlación de transferencia de masa para la columna con platos

En esta sección se utilizan las mismas correlaciones de transferencia de masa a las presentadas en la Sección 5.1.2, ya que el objetivo es obtener ecuaciones generales de transferencia de masa aplicables tanto para platos como empaques, aplicables en la descripción con vapor.

En este caso para el cálculo de las velocidades efectivas es necesario recordar que se trata de predecir el comportamiento promedio seguido por el líquido y el gas en la columna.

Para el cálculo de las velocidades efectivas de gas y líquido también se emplea el hold-up, y la fracción de huecos está relacionada al área activa y el área de la sección transversal de la columna, esto se debe a que la transferencia de masa se lleva a cabo sobre el plato, es decir, en el área activa. Obteniendo las siguientes ecuaciones:

$$U_{GE} = \frac{U_{GS}}{\left(\frac{A_A}{A}\right)(h_G)} \quad (5.11)$$

$$U_{LE} = \frac{U_{LS}}{\left(\frac{A_A}{A}\right)(1-h_G)} \quad (5.12)$$

Los intervalos de valores de las velocidades efectivas de gas y de líquido obtenidas para los platos se muestran en la Tabla 5.3, en donde se presentan los datos los valores mínimos, máximos y promedios de las velocidades efectivas de líquido y gas.

En el caso de los experimentos con 7 platos sólo se trabajó con una velocidad de gas, lo que se muestra en la Tabla 5.3.

En la Figura 5.7 se observa las diferencias entre la velocidad superficial con la velocidad efectiva de líquido para 7 y 14 platos. Existen valores con pequeñas diferencias entre la velocidad efectiva para una misma velocidad superficial de líquido, estas diferencias se deben a que para éstas mismas velocidades de líquido existe una velocidad diferente de gas entre un punto y otro, lo que ocasiona un valor diferente del hold-up de gas. También se debe tener en cuenta que el hold-up de gas está definido como el volumen de gas retenido entre el volumen de espuma sobre el plato, sin importar el número de platos presente, es por ello que los puntos se sobreponen.

Tabla 5.3: Intervalo de las velocidades efectivas para los platos

	14 PLATOS		7 PLATOS	
	U_{LE} (m/s)	U_{GE} (m/s)	U_{LE} (m/s)	U_{GE} (m/s)
Mínimo	0.0027	2.5077	0.003681	2.5077
Máximo	0.0098	3.9738	0.00550	2.5077
Promedio	0.006	3.0603	0.004606	2.5077

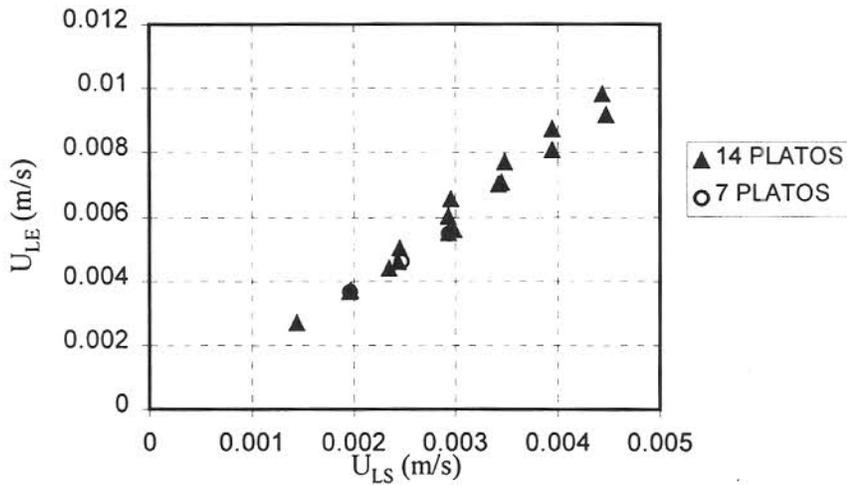


Figura 5.7: Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de líquido, para la columna de platos

En la Figura 5.8 se muestran las diferencias de la velocidad superficial y la velocidad efectiva de gas, en donde todos los valores se sobrepone ya que se utilizaron tres velocidades diferentes de gas para 14 platos y una para el caso de 7 platos. En general las velocidades efectivas de líquido en los platos son menores a la obtenida en los empaques, esto es causado por el pequeño valor de hold-up en los empaques ya que aumentan mucho el valor de la

velocidad efectiva. Por otro lado el valor de la velocidad efectiva de gas es mayor en los platos debido al hecho que el valor del hold-up de gas empleado en los platos se encuentra alrededor de 0.5, haciendo que las velocidades de gas efectivas sean cercanas al doble de las calculadas para el gas. De estos resultados obtenidos se concluye que el líquido permanece por más tiempo en la columna de platos que la empacada, y el gas tiene un comportamiento inverso. Esto hace notar que dependiendo si se trata de la fase continua o la fase dispersa la velocidad efectiva es menor o mayor, respectivamente.

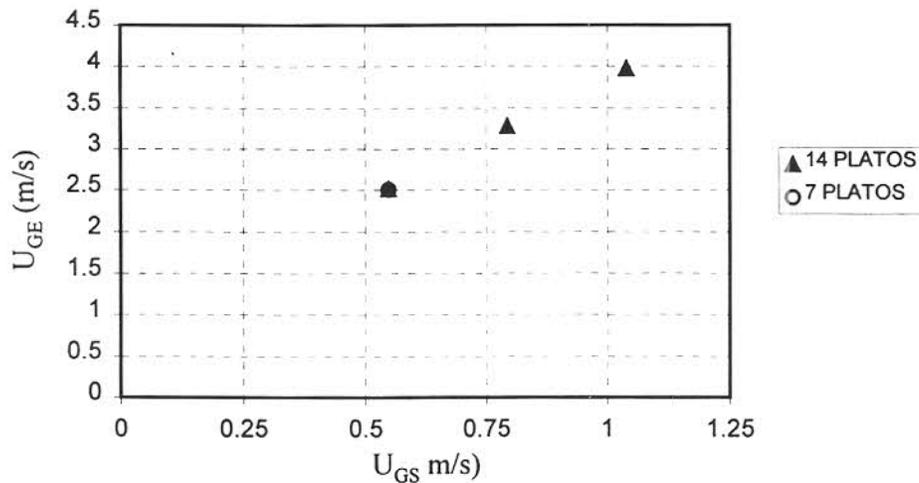


Figura 5.8: Comparación de la velocidad superficial con la velocidad efectiva de gas, para la columna de platos

En las ecuaciones de transferencia de masa para la columna de platos, se utiliza como diámetro equivalente el valor de la altura de la espuma (h_f). Las ecuaciones para la transferencia de masa individual que se utilizan son las Ecuaciones 5.5 y 5.6.

Para el cálculo del área específica en los platos se encuentran pocas correlaciones en la bibliografía. Lockett (1986) propone para el área interfacial:

$$a_e = A5(U_{LA})^{0.5}(h_f)^{-A6} \quad (5.13)$$

5.1.5 Parámetros calculados

Para encontrar el valor de los parámetros es necesario definir la función a minimizar. En el presente trabajo se utilizó la siguiente función objetivo:

$$OBJ = \sum_k \frac{(K_L a_{EXP}^k - K_L a_{CAL}^k)^2}{K_L a_{EXP}^k} + \sum_k \frac{|K_L a_{EXP}^k - K_L a_{CAL}^k|}{K_L a_{EXP}^k} \quad (5.14)$$

Para poder encontrar los parámetros es de suma importancia proporcionar los valores iniciales para comenzar la minimización. Los valores iniciales que se utilizaron son los que correspondían a los reportados en los modelos anteriores para evitar que converjan a valores incoherentes.

A continuación se presentan las ecuaciones con los parámetros obtenidos:

$$\frac{k_G d_p}{D_G} = 0.81 \left(\frac{d_p (U_{GE} + U_{LE}) \rho_G}{\mu_G} \right)^{0.905} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{1/3} \quad (5.15)$$

$$\frac{k_L d_p}{D_L} = 0.3 \left(\frac{d_p (U_{LE} + U_{GE}) \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.2424} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{1/2} \quad (5.16)$$

Para anillos Raschig:

$$f = 138.58(d_p)^{0.8075} \quad (5.17)$$

Para Mellapak 250Y:

$$f = 33.335(d_p)^{0.67} \quad (5.18)$$

Para Sulzer BX:

$$f = 164.2358(d_p)^{1.139} \quad (5.19)$$

Para platos:

$$a_e = 257.5(U_{LA})^{0.5}(h_f)^{-1.938} \quad (5.20)$$

Tabla 5.4: Resumen de resultados de la primera correlación

	Raschig	Mellapak 250Y	Sulzer BX
f	2	1.86	0.6
a_e/a_p	0.44	0.89	0.3
a_e	127	223	147
a_w	63	120	245

En la Tabla 5.4 se presentan los valores de la constante f, obtenidos de las Ecuaciones 5.17, 5.18 y 5.19. El factor f quedó definido como la razón del área interfacial efectiva entre el área mojada del empaque. Para los anillos Raschig se obtuvo un valor de 2, lo cual indica que tienen mayor área interfacial efectiva que área mojada, este comportamiento se debe a que existió canalización en la torre y la transferencia del soluto se llevó a cabo, además del área mojada del empaque, sobre las gotas (o chorros) de líquido. Este fenómeno también se presentó en el Mellapak 250Y, según el valor de la constante f obtenido. Sin embargo para Mellapak se obtiene 0.6, esto se debe a que este empaque es de gasa metálica lo que provoca que se humedezca fácilmente, además de contener mayor área específica de empaque (mayor cantidad de área de por volumen de empaque); en este caso el área interfacial efectiva es una fracción del área mojada del empaque.

El área mojada del Sulzer BX es la mayor, siguiendo el área mojada del Mellapak 250Y y por último el área mojada de los anillos Raschig. Sin embargo, el área interfacial efectiva obtenida con Mellapak 250Y es mayor que el área obtenida con Sulzer BX debido a la transferencia en las gotas de líquido que se logra por la canalización del Mellapak 250Y por su mayor fracción de huecos (la relación del área interfacial efectiva entre el área mojada es

mayor en el Mellapak 250Y). Por otro lado el área interfacial efectiva de los anillos Raschig es la menor, al ser el área mojada del Sulzer BX mucho más grande, mientras que la diferencia entre la relación a_c/a_p para los dos empaques no es tan grande.

Utilizando las ecuaciones de la 5.15 a la 5.20 se obtuvo un error promedio de 25 % (para un análisis más completo ver la Sección 5.1.6).

Otra manera de calcular los parámetros que se buscan es igualando el área interfacial efectiva del Sulzer BX a 0.65 del área específica del empaque, esta consideración fue realizada por Bravo y col. (1992), resultando ser una suposición aceptable al tratarse de gasa metálica. Con esto se trata de ajustar los parámetros más adecuados, ya que el área mojada del empaque debe ser cercana al área específica del empaque. Los parámetros de los coeficientes de transferencia de masa se ajustan a estos datos y posteriormente se calculan los coeficientes del factor f para los demás tipos de empaques, ya que en el caso del Sulzer BX no se requiere al tener fijo el valor del área interfacial efectiva. Obteniendo, para todos los datos experimentales, los siguientes resultados:

$$\frac{k_G d_p}{D_G} = 0.00394 \left(\frac{d_p (U_{GE} + U_{LE}) \rho_G}{\mu_G} \right)^{1.947} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{1/3} \quad (5.21)$$

$$\frac{k_L d_p}{D_L} = 0.008694 \left(\frac{d_p (U_{LE} + U_{GE}) \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.512} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{1/2} \quad (5.22)$$

Para anillos Raschig:

$$f = 138.0016 (d_p)^{0.6565} \quad (5.23)$$

Para Mellapak 250Y:

$$f = 29.122 (d_p)^{0.449} \quad (5.24)$$

Para platos:

$$a_e = 244.2(U_{LA})^{0.5}(h_f)^{-1.9533} \quad (5.25)$$

Tabla 5.5: Resumen de resultados de la segunda correlación

	Raschig	Mellapak 250Y	Sulzer BX
f	4.45	4.42	-
a_e/a_p	0.96	2.02	0.65
a_e	279.4	503.8	319.8
a_w	62.8	119.8	534.3

Como se puede observar en las Ecuaciones 5.21 y 5.22, los coeficientes de son menores a los obtenidos en las Ecuaciones 5.15 y 5.16, es decir, los coeficientes de transferencia individuales de gas y de líquido son menores con este segundo procedimiento propuesto, ya que se está fijando el área interfacial efectiva en un valor elevado y esto ocasiona que los coeficientes de transferencia sean pequeños.

De la Tabla 5.5 se observa que los anillos Raschig presentan un valor de f igual a 4.45, y para Mellapak 250Y de 4.2; lo que indica que el área interfacial efectiva es cuatro veces más grande que el área mojada del empaque, esto también es provocado al forzar los valores elevados del área interfacial efectiva. Con este resultado la mayor transferencia de soluto se logra en los chorros (o gotas) de líquido, es decir, las canalizaciones internas de los empaques son un porcentaje muy elevado del flujo de líquido.

La relación del área interfacial efectiva entre el área específica del empaque obtenida con los anillos Raschig es 0.96, con Mellapak 250Y es 2 y con Sulzer BX es 0.65 (especificada). El área mojada del Sulzer BX es la mayor, siguiendo el área mojada del

Mellapak 250Y y por último el área mojada de los anillos Raschig. Sin embargo, el área interfacial efectiva obtenida con Mellapak 250Y es mayor que el área obtenida con Sulzer BX debido a la transferencia en las gotas de líquido que se logra por la canalización del Mellapak 250Y, provocada por su fracción de huecos mayor (la relación del área interfacial efectiva entre el área mojada es mayor en el Mellapak 250Y). Por otro lado el área interfacial efectiva de los anillos Raschig es la menor, al ser el área mojada del Sulzer BX mucho más grande, mientras que la diferencia entre la relación a_e/a_p para los dos empaques no es tan grande.

Con las últimas ecuaciones se obtuvo un error promedio de 34 % al predecir el valor del coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($K_L a$).

De los resultados anteriores lo correcto es emplear las Ecuaciones 5.15 a 5.20, y no forzar los resultados para obtener un área interfacial efectiva elevada.

5.1.6 Análisis de los parámetros calculados

En esta sección se realiza un análisis de los resultados obtenidos al predecir el coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($K_L a$) con las Ecuaciones 5.15 a 5.20. Para este propósito se elaboraron las Figuras 5.9 a 5.12. En las figuras se utiliza el triángulo relleno para indicar tolueno, el círculo hueco para indicar cloroformo y la cruz para indicar tetracloruro de carbono, correspondientes a los datos experimentales presentados en el Capítulo 4.

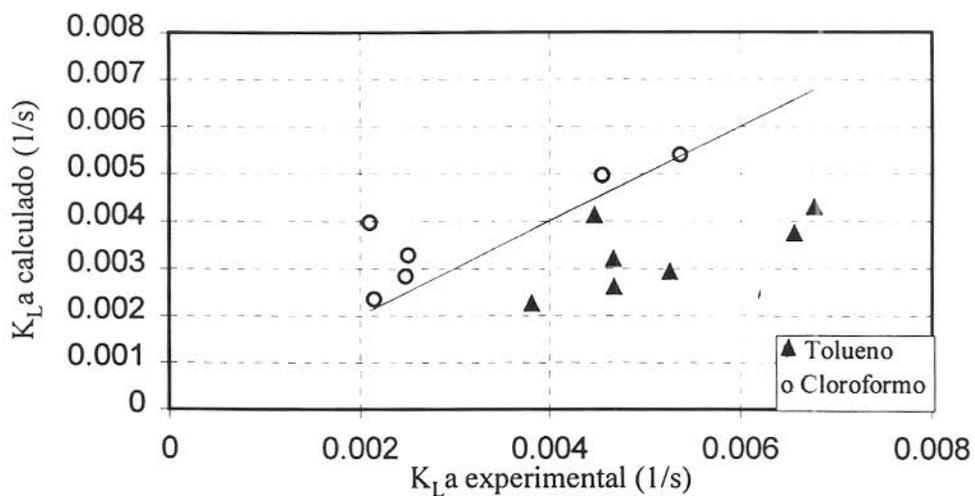


Figura 5.9: Comparación de los valores de K_{La} calculado con experimental, para Mellapak 250Y

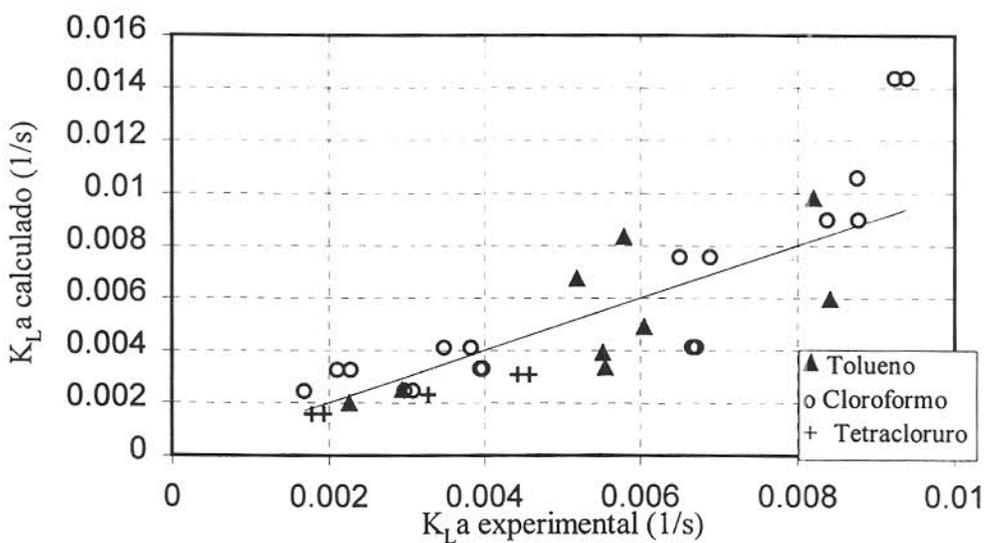


Figura 5.10: Comparación de los valores de K_{La} calculado con experimental calculado para platos

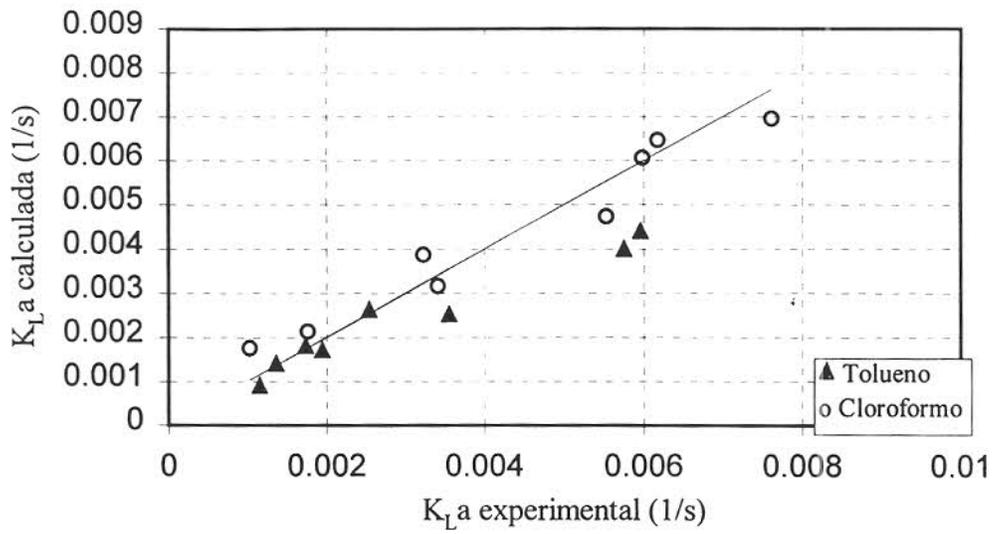


Figura 5.11: Comparación de los valores de $K_L a$ calculado con experimental para Sulzer BX

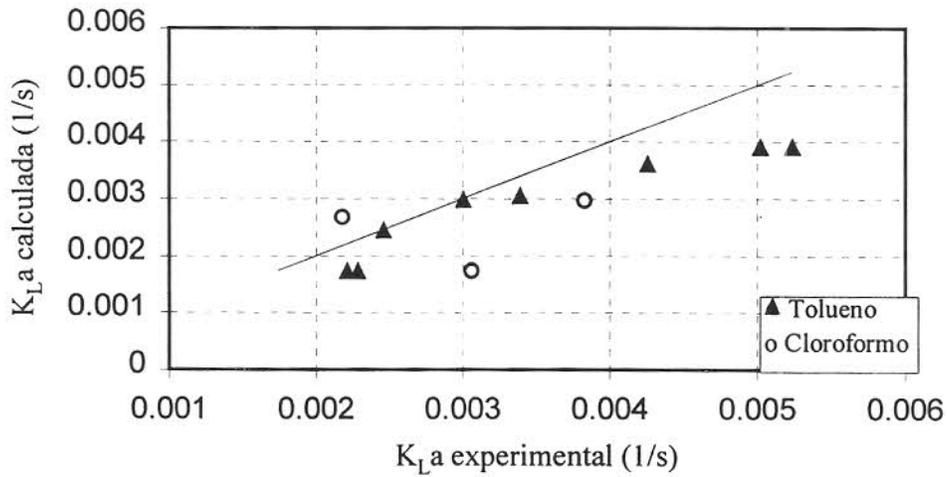


Figura 5.12: Comparación de los valores de $K_L a$ calculado con experimental para anillos Raschig

En las figuras anteriores la línea recta representa el valor esperado de $K_L a$, es decir, entre más alejados se encuentran los puntos de la línea mayor es el error de la predicción.

Además de las figuras de comparación de los coeficientes, se realizó un análisis a los residuales de los datos predichos, los cuales se muestran de la Figura 5.13 a la Figura 5.16.

Dichos residuales los calculamos con la ecuación:

$$\text{RESIDUAL} = \frac{K_L a_{\text{EXP}} - K_L a_{\text{CAL}}}{n} \tag{5.26}$$

donde n es el número total de datos.

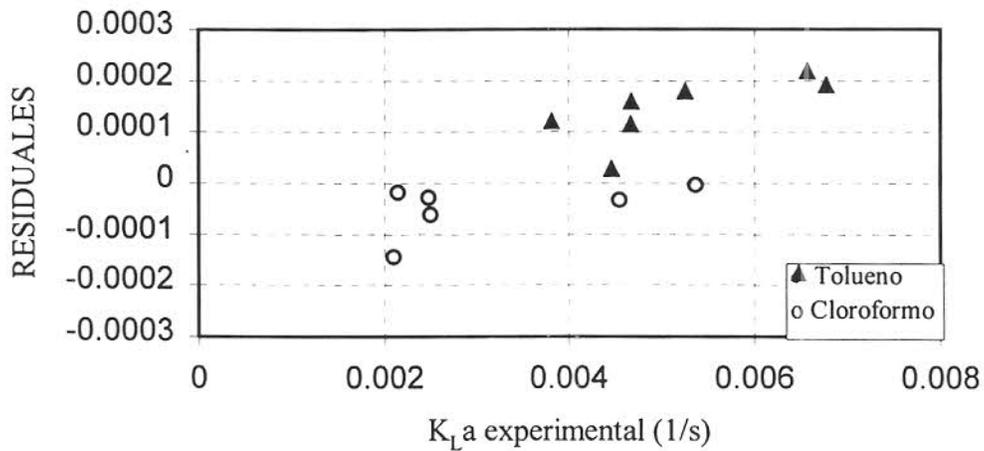


Figura 5.13: Efecto de K_La sobre los residuales para Mellapak 250Y

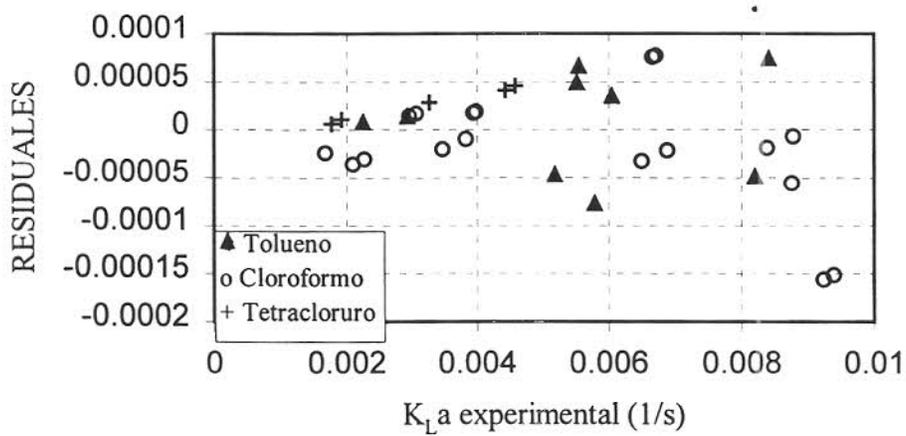


Figura 5.14: Efecto del K_La sobre los residuales para platos

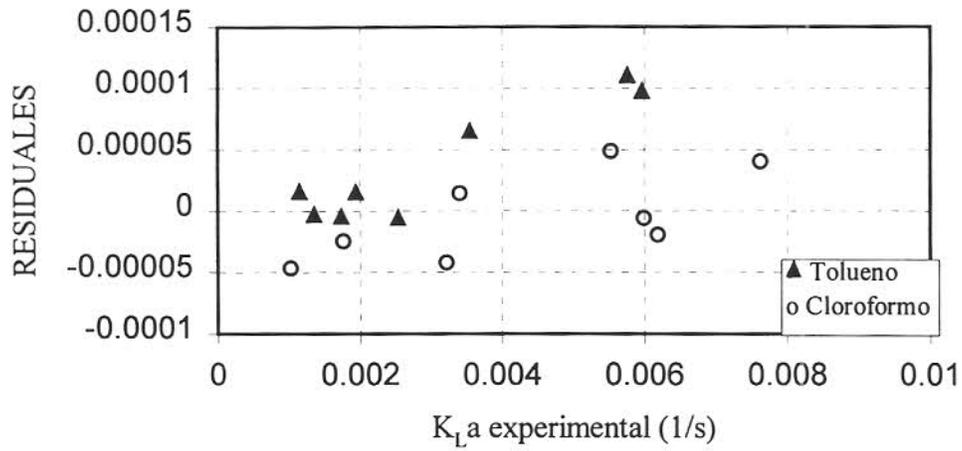


Figura 5.15: Efecto del K_{La} sobre los residuales para Sulzer BX

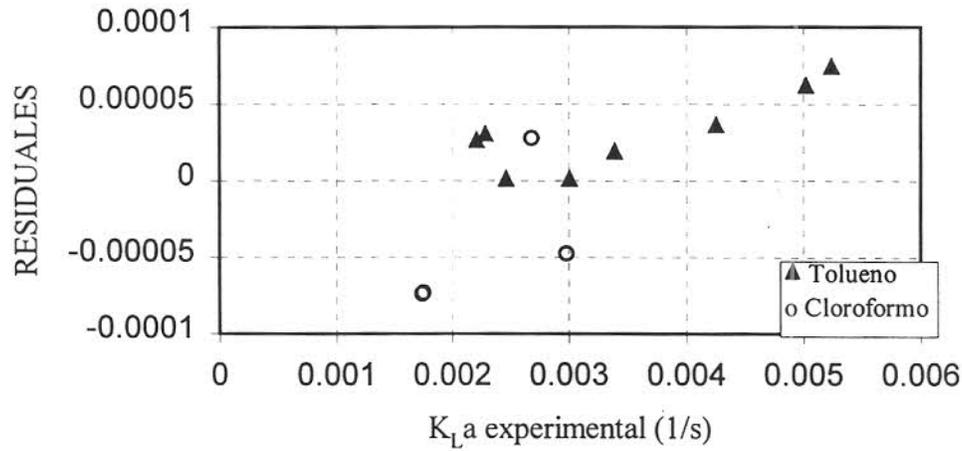


Figura 5.16: Efecto del K_{La} sobre los residuales para anillos Raschig

En la Figura 5.13, para el empaque Mellapak 250Y, se observa que aunque los puntos se encuentran dispersos, los residuales que se obtuvieron para el tolueno son siempre positivos, mientras que los del cloroformo son negativos, lo que indica que el modelo es afectado por el

valor de los coeficientes de difusión de los compuestos. Además los datos obtenidos de área mojada y área efectiva del Mellapak 250Y, muestran la irregularidad que presentó el empaque para la operación de desorción.

En la Figura 5.14 se observa que los residuales del tetracloruro de carbono también son positivos, aunque pequeños; y los otros compuestos se encuentran dispersos. Sin embargo, en los valores mayores del coeficiente de transferencia, aumenta el error obtenido. Este aumento del error es causado por la mayor cantidad de datos experimentales utilizados en la regresión, corresponden a valores bajos del coeficiente de transferencia.

El empaque Sulzer BX presentó la mejor dispersión de datos, como se observa en la Figura 5.15. La gasa metálica logra la separación de tal manera que la correlación propuesta incluye todos sus efectos presentes en la transferencia del soluto en este tipo de empaque.

Los anillos Raschig presentan desviaciones pequeñas, pero al igual que el Mellapak 250Y, las predicciones para tolueno son siempre positivas. Esto es ocasionado por el valor del coeficiente de difusión y por la canalización del líquido dentro de la columna, además de contar con una de vidrio con diferentes propiedades a la superficie metálica.

De lo anterior se deduce que el concepto de coeficiente de transferencia similar para todos los tipos de internos, considerando el área interfacial como el causante de la diferencia de valor del coeficiente volumétrico de transferencia de masa, puede ser aplicable con un 35 % de confiabilidad y con un margen de error del 20 %. Esto quiere decir que el 85 % de los cálculos realizados con la correlación tendrán un error menor al 20%. Sin embargo, se presentaron tendencias en los residuales, siendo necesario aumentar el número de compuestos empleados, y eliminar así las diferencias ocasionadas por las propiedades de los compuestos.

5.2 APLICACIÓN DE LA CORRELACIÓN AL DISEÑO DE COLUMNAS

El diseño de una columna se divide en diseño hidráulico y diseño de transferencia de masa. Con los datos de transferencia de masa se calcula la altura de la torre y con los parámetros hidráulicos se determina el diámetro de la torre. En la Figura 5.17 se muestran los pasos a seguir para el diseño de una columna de desorción tanto en el cálculo de la altura como del diámetro de la torre. La correlación de transferencia de masa elaborada se utiliza en el cálculo de la altura de la torre, como se puede observar en la figura mencionada.

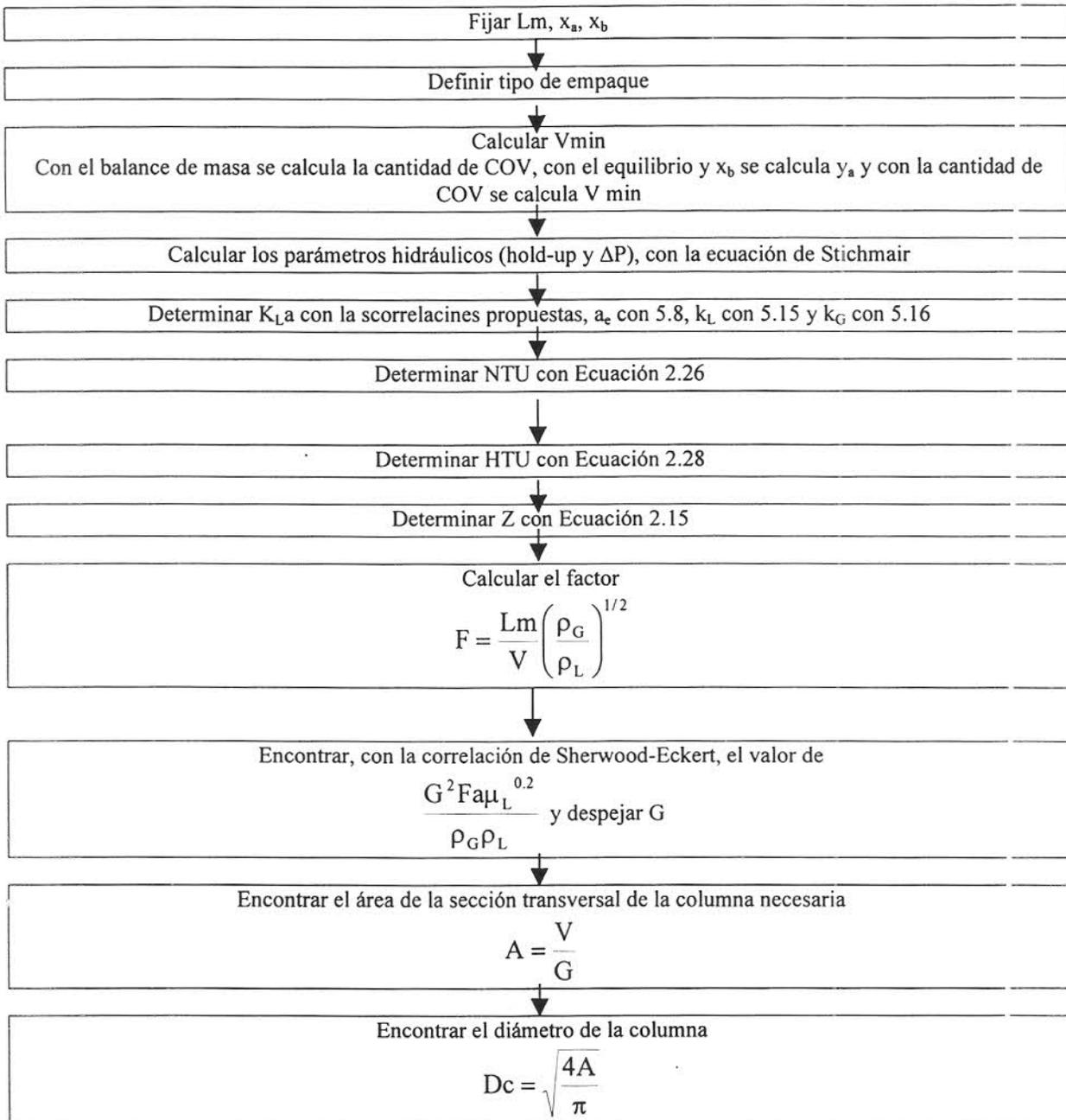


Figura 5.17: Pasos a seguir en el diseño de una torre de desorción

CAPÍTULO 6: CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS

6.1 CONCLUSIONES

1. No se puede generalizar la recuperación de los compuestos orgánicos para su reutilización.
2. La velocidad efectiva para el líquido (o para el gas) es mayor cuando se trata de la fase dispersa, que cuando se trata de la fase continua.
3. El modelo de caída de presión de Stichmair y col. (1989) es aplicable ya que presentó un promedio de desviación, respecto al experimental, de 20 % para los anillos Raschi, 9 % para Sulzer BX y 6.5 % para Mellapak 250Y.
4. No es conveniente fijar el valor del área interfacial efectiva en el Sulzer BX (a_e), a las condiciones que se llevaron a cabo los experimentos.
5. Existe transferencia de soluto en los chorros (o gotas) de líquido, y dependerá de las características del dispositivo empleado.
6. El coeficiente global de transferencia (K_L) es similar para todos los tipos de internos, y el área interfacial es la causante de la diferencia de valor del coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($K_L a$).

6.2 SUGERENCIAS

1. Es necesario realizar más experimentos con diferentes tipos de internos (en paquetes aleatorios y estructurados, así como platos de diferentes tipos), ampliando los rangos de

los flujos y cambiando la altura de los empaques para aumentar los datos de coeficientes de transferencia de masa y probar la correlación elaborada.

2. También se deben realizar experimentos en columnas de diferentes tamaños, y/o con diversas medidas de empaques.
3. Al aplicar la correlación, conevndría restringir a los intervalos de flujo aquí presentados.

APÉNDICE A: CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD

A.1 DATOS DE SOLUBILIDAD

El valor del coeficiente de actividad lo podemos obtener de los datos de solubilidad según se mostró en la Ecuación 2.13. Yaws y col. (1993) presentan una correlación para obtener la solubilidad en agua, a diferentes temperaturas, de hidrocarburos y Yaws y col. (1995) presentan la misma correlación para el cálculo de solubilidad de compuestos aromáticos. Dicha correlación es de la forma dada en la Ecuación 2.14, y los valores reportados para Tolueno son los siguientes (Yaws y col., 1995):

$$\log(S_o) = 1.471 - \frac{7591.27}{T} + \frac{1131099}{T^2} \quad (\text{A.1})$$

La solubilidad está reportado en ppm y la temperatura en Kelvin. El rango de aplicación de esta correlación es de 25 a 121 °C. Para Cloroformo y Tetracloruro de Carbono no se encontraron datos de solubilidad dependientes de la temperatura.

A.2 MODELO NRTL

Existen muchos modelos que describen la dependencia del coeficiente de actividad en función de la temperatura y composición, sin embargo es recomendable utilizar el modelo NRTL (Renon y Prausnitz, 1968), ya que normalmente hace buenas predicciones en los límites de solubilidad para nuestro sistema.

Las siguientes ecuaciones sintetizan el modelo NRTL para una mezcla binaria de

componentes i y j en la fase líquido a :

$$\ln \gamma_i^a = (x_j^a)^2 \left(\frac{\tau_{ji}^a \exp(-\alpha_{ij}^a \tau_{ji}^a)}{[x_i^a + x_j^a \exp(-\alpha_{ij}^a \tau_{ji}^a)]^2} + \frac{\tau_{ij}^a \exp(-\alpha_{ij}^a \tau_{ij}^a)}{[x_j^a + x_i^a \exp(-\alpha_{ij}^a \tau_{ij}^a)]^2} \right) \quad (\text{A.2})$$

donde:

$$\tau_{ij}^a = \frac{g_{ij} - g_{jj}}{RT} \quad (\text{A.3})$$

$$\tau_{ji}^a = \frac{g_{ji} - g_{ii}}{RT} \quad (\text{A.4})$$

$$g_{ij} = g_{ji} \quad (\text{A.5})$$

En las anteriores ecuaciones el superíndice a no es un exponente sino que expresa la fase líquida a , α_{ij}^a es una constante del sistema que depende sólo de la naturaleza de los componentes y los parámetros τ_{ij}^a , τ_{ji}^a , g_{ij} , g_{ii} y g_{jj} son constantes en un amplio rango de composición y dependen sólo de la temperatura.

Renon y Prausnitz (1968) recomiendan un valor de α_{ij}^a igual a 0.20 para sistemas que muestran una miscibilidad parcial. A causa de que los sistemas agua-COV presentan estas características, se utiliza el valor de 0.20 en el empleo del modelo.

La dependencia de los parámetros a la temperatura generalmente se determina de manera empírica en diferentes funcionalidades. Guin y Bravo (1990) presentan una ecuación empírica del tipo:

$$\tau_{ij}^a = a + bT + cT^2 \quad (\text{A.6})$$

Se cuenta con una expresión equivalente para τ_{ji}^a . Los valores de las constantes a , b y c para los compuestos utilizados se muestran en la Tabla A.1.

TABLA A.1: VALORES DE LOS PARÁMETROS PARA EL MODELO NRTL

COMPUESTO	a (τ_{ij})	b (τ_{ij})	c (τ_{ij})	a (τ_{ji})	b (τ_{ji})	c (τ_{ji})
Cloroformo	21.161	-0.088	0.9607×10^{-4}	-8.0990	0.07797	-1.1385×10^{-4}
Tetracloruro de carbono	27.852	-0.1189	1.4469×10^{-4}	2.8024	0.06639	-1.0750×10^{-4}
Tolueno	8.498	0.0013	-0.5141×10^{-4}	15.7700	-0.03049	0.0799×10^{-4}

APÉNDICE B: DATOS EXPERIMENTALES

Tabla B.1: Datos obtenidos en la columna de vidrio utilizando cloroformo como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS}	U_{LS}	V/L	S	NTU	HTU(m)	$K_L a$ (1/s)
1.19	0.07	94.1	1.011	0.0018	0.343	1006	2.83	1.06	0.0017
1.19	0.07	94.2	1.011	0.0018	0.343	1006	2.85	1.05	0.0018
1.49	0.05	96.6	1.011	0.0026	0.240	704	3.40	0.88	0.0030
1.49	0.05	96.6	1.011	0.0026	0.240	704	3.40	0.88	0.0030
1.56	0.04	97.1	1.011	0.0034	0.184	542	3.55	0.85	0.0040
1.56	0.04	97.1	1.011	0.0034	0.1844	542	3.55	0.85	0.0040

Tabla B.2: Datos obtenidos en la columna de vidrio utilizando tolueno como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS}	U_{LS}	V/L	S	NTU	HTU(m)	$K_L a$ (1/s)
1.22	0.02	98.23	0.619	0.0016	0.235	494	4.04	0.74	0.0022
1.22	0.02	98.45	0.619	0.0016	0.235	494	4.18	0.72	0.0023
1.09	0.02	98.18	1.011	0.0018	0.343	720	4.01	0.75	0.0025
1.09	0.02	98.18	1.011	0.0018	0.343	720	4.01	0.75	0.0025
1.19	0.03	97.90	1.011	0.0026	0.240	504	3.87	0.78	0.0034
1.19	0.03	97.90	1.011	0.0026	0.240	504	3.87	0.78	0.0034
1.24	0.03	97.59	1.011	0.0034	0.184	387	3.73	0.80	0.0043
1.24	0.03	97.59	1.011	0.0034	0.184	387	3.73	0.80	0.0043
16.91	0.15	99.14	1.404	0.0019	0.463	972	4.76	0.63	0.0030
16.91	0.15	99.14	1.404	0.0019	0.463	972	4.76	0.63	0.0030
17.22	0.10	99.44	1.404	0.0029	0.302	634	5.19	0.58	0.0050
17.22	0.08	99.55	1.404	0.0029	0.302	634	5.412	0.55	0.0052

Tabla B.3: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Sulzer BX y tolueno como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	HTU(m)	$K_L a$ (1/s)
4.95	0.10	98.0	0.549	0.0025	0.133	280	4.02	0.70	0.00345
81.77	0.10	99.9	0.549	0.0005	0.695	1459	6.78	0.41	0.00115
79.60	1.80	97.7	0.549	0.0010	0.338	710	3.89	0.72	0.00136
24.70	0.99	96.0	0.549	0.0015	0.225	474	3.32	0.85	0.00174
13.27	0.05	99.6	0.794	0.0010	0.498	1047	5.66	0.50	0.00134
2.95	0.08	97.3	0.794	0.0019	0.249	522	3.69	0.76	0.00254
101.90	0.95	99.1	1.040	0.0035	0.180	378	4.79	0.58	0.00596
346.84	1.76	99.5	1.040	0.0030	0.210	441	5.40	0.52	0.00576

Tabla B.4: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Sulzer BX y cloroformo como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	HTU(m)	$K_L a$ (1/s)
18.38	0.45	97.6	0.549	0.0025	0.133	239	3.83	0.73	0.00340
18.71	1.1	94.1	0.549	0.0010	0.338	608	2.93	0.96	0.00102
14.40	0.45	96.9	0.794	0.0025	0.191	343	3.59	0.78	0.00322
14.91	0.1	99.3	0.794	0.0010	0.494	888	5.09	0.55	0.00176
35.53	0.45	98.7	0.794	0.0035	0.139	249	4.49	0.62	0.00553
24.66	0.45	98.2	1.040	0.0040	0.155	278	4.14	0.68	0.00599
128.41	2.085	98.4	1.040	0.0050	0.125	225	4.25	0.66	0.00762
56.52	1.34	97.6	1.040	0.0045	0.140	252	3.87	0.72	0.00618

Tabla B.5: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Mellapak 250Y y cloroformo como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	HTU(m)	$K_L a$ (1/s)
25.74	0.50	98.0	0.549	0.0015	0.227	409	4.03	0.70	0.00209
8.30	0.28	96.6	0.549	0.0019	0.170	305	3.48	0.80	0.00242
31.56	2.20	93.0	0.549	0.0025	0.134	241	2.77	1.01	0.00244
10.37	1.10	89.4	0.794	0.0024	0.196	352	2.34	1.20	0.00205
41.57	1.34	96.8	0.794	0.0035	0.137	246	3.56	0.79	0.00244
31.57	0.90	97.2	0.794	0.0040	0.120	216	3.69	0.76	0.00224

Tabla B.6: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando el empaque Mellapak 250Y y tolueno como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	HTU(m)	$K_L a$ (1/s)
54.88	0.28	99.5	0.549	0.0019	0.171	358	5.38	0.52	0.00172
20.29	0.12	99.4	0.549	0.0024	0.136	285	5.24	0.54	0.00156
4.80	0.04	99.2	0.549	0.0029	0.113	237	4.90	0.57	0.00113
81.14	0.32	99.6	0.794	0.0032	0.151	316	5.64	0.50	0.00140
85.64	0.56	99.4	0.794	0.0025	0.193	406	5.15	0.54	0.00156
27.41	0.29	99.0	0.794	0.0040	0.121	254	4.68	0.60	0.00160
9.72	0.17	98.2	1.040	0.0030	0.212	446	4.13	0.70	0.00136

Tabla B.7: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 14 platos y tolueno como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	$K_L a$ (1/s)
42.67	4.97	88.4	0.549	0.0020	0.168	352	2.15	0.0023
14.96	1.42	90.5	0.549	0.0023	0.141	296	2.36	0.0029
2.13	0.06	97.0	0.549	0.0030	0.111	233	3.52	0.0056
30.35	0.44	98.5	0.794	0.0025	0.195	409	4.24	0.0055
12.38	0.12	99.0	0.794	0.0034	0.140	294	4.66	0.0084
4.15	0.09	98.0	0.794	0.0029	0.163	343	3.90	0.006
139.73	6.03	95.7	1.040	0.0035	0.180	378	3.15	0.0058
119.88	4.37	96.4	1.040	0.0030	0.212	445	3.32	0.0052
119.88	4.37	96.4	1.040	0.0030	0.212	445	3.32	0.0052
160.03	3.12	98.1	1.040	0.0039	0.160	334	3.95	0.0082

Tabla B.8: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 14 platos y cloroformo como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	$K_L a$ (1/s)
10.90	2.17	80.1	0.549	0.0020	0.169	304	1.62	0.0017
11.28	2.24	80.2	0.549	0.0024	0.135	243	1.62	0.0021
11.28	1.96	82.6	0.549	0.0024	0.135	243	1.75	0.0023
3.80	0.33	91.4	0.549	0.0029	0.113	203	2.46	0.0038
3.80	0.41	89.3	0.549	0.0029	0.113	203	2.24	0.0035
55.13	1.36	97.5	0.794	0.0045	0.107	192	3.72	0.0088
48.33	1.38	97.1	0.794	0.0035	0.139	249	3.57	0.0065
48.33	1.12	97.7	0.794	0.0035	0.139	249	3.78	0.0069
21.85	0.39	98.2	0.794	0.0039	0.121	218	4.03	0.0084
21.85	0.33	98.5	0.794	0.0039	0.121	218	4.22	0.0088
8.14	0.16	98.1	1.040	0.0044	0.141	254	3.95	0.0092
8.14	0.15	98.2	1.040	0.0044	0.141	254	4.02	0.0094

Tabla B.9: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 14 platos y tetracloruro de carbono como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	$K_L a$ (1/s)
92.04	3.96	95.7	0.549	0.0020	0.169	2069	3.15	0.0033
21.71	0.63	97.1	0.549	0.0024	0.135	1655	3.54	0.0046
21.71	0.71	96.7	0.549	0.0024	0.135	1655	3.42	0.0044
5.87	0.58	90.1	0.549	0.0014	0.230	2808	2.31	0.0018
5.87	0.48	91.9	0.549	0.0014	0.230	2808	2.52	0.0019

Tabla B.10: Datos obtenidos en la columna de metal utilizando 7 platos y cloroformo como contaminante

x_a ppm	x_b ppm	% Rem	U_{GS} (m/s)	U_{LS} (m/s)	V/L	S	NTU	$K_L a$ (1/s)
9.60	2.11	78.0	0.549	0.0025	0.134	240	1.52	0.0039
9.60	2.08	78.3	0.549	0.0025	0.134	240	1.53	0.0040
11.03	2.51	77.2	0.549	0.0020	0.170	303	1.48	0.0031
11.03	2.64	76.1	0.549	0.0020	0.170	303	1.43	0.0030
6.11	0.69	88.7	0.549	0.0029	0.113	202	2.18	0.0067
6.11	0.70	88.5	0.549	0.0029	0.113	202	2.17	0.0067

REFERENCIAS

- Bravo, J. L.; Rocha, J. A. y Fair, J. R., "A Comprehensive Model in the Performance of Columns Containing Structured Packings, Distillation and Absorption", *Institution of Chemical Engineers Symposium Series 128*; Institution of Chemical Engineers: London, Vol. 1, págs. PA48-A507, 1992.
- Bravo, J. L., "Effectively Fight Fouling of Packing", *Chemical Engineering Progress*, Vol. 89, No. 4, págs 72-76, 1993.
- Bravo, J. L., "Design Steam Strippers Water Treatment", *Chemical Engineering Progress*, Vol. 90, No. 12, págs 56-63, 1994.
- Bravo, J. L y Fair, J. R., "Generalized correlation for Mass Transfer in Packed Distillation Columns", *Ind. Eng. Chem. Proc. Design Devel.*, Vol. 21, 1982.
- Bravo, J. L y Fair, J. R., "Mass Transfer Efficiency Modeling of Packed Absorbers and Strippers", Reporte interno de Separation Research Program, Publicación No. B-90-1, 1989.
- Guinn, R. M y Bravo, J. L., "Prediction of Vapor and Liquid Equilibria for Sparingly Soluble VOCs in Water", Reporte interno de Separation Research Program, Publicación No. B-86-3, 1990.
- Handler, N. E., "Air Stripping of Volatile Organics in Packed Columns: Experiments and Mathematical Modeling", Tesis de Maestría de University of Texas, 1988.

-
- Hwang, Y. L.; Olson, J. D. y Keller, G.E., "Steam Stripping for Removal of Organic Pollutants from Water. 1. Stripping Effectiveness and Stripper Design", *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **Vol. 31**, No. 7, págs. 1753-1759, 1992a.
- Hwang, Y. L.; Olson, J. D. y Keller, G.E., "Steam Stripping for removal of Organic Pollutants from Water. 2. Vapor-Liquid Equilibrium Data", *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **Vol. 31**, No. 7, págs. 1759-1768, 1992b.
- Kister, H. Z., "Distillation Design", McGraw Hill, United State, 1992.
- Kister, H. Z. y Gill, D. R., "Predict Flood Point and Pressure Drop for Modern Random Packings", *Chemical Engineering Progress*, **Vol. 87**, No. 2, págs. 32-36, 1991.
- Krishnamurthy, R. y Taylor, R., "Simulation of Packed Distillation and Absorption Columns", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **Vol. 24**, No. 3, págs. 513-524, 1985.
- Lockett, M. J. "Distillation Tray Fundamentals", Cambridge University Press, Great Britain, 1986.
- McNulty, K. J., "Effective Design For Absorption and Stripping", *Chemical Engineering*, **Vol. 101**, No. 11, págs. 92-100, 1994.
- Okiniewski, B. A., "Remove VOCs from Wastewater by Air Stripping", *Chemical Engineering Progress*, **Vol. 88**, No. 2, págs. 89-93, 1992.
- Onda, K.; Takeuchi, H. y Okumoto, Y., "Mass Transfer Coefficients Between Gas and Liquid Phases in Packed Columns", *Journal of Chemical Engineering of Japan*, **Vol. 1**, No. 1, págs. 56-62, 1968.
-

-
- Reid, R. C.; Prausnitz, J. M. y Poling, B. E., "The Properties of Gases & Liquids", McGraw-Hill, 1986.
- Renon, H. y Prausnitz, J. M., "Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures", *AIChE Journal*, **Vol. 14**, No. 1, págs. 135-144, 1968.
- Roberts, P. V.; Hopkins, G. D.; Munz, C. y Levy, J. A., "Evaluating Two Resistance Models for Air Stripping of Volatile Contaminants in a Countercurrent Packed Column", *Environmental Science and Technology*, **Vol. 19**, No. 2, págs. 164-173, 1985.
- Robbins, L. A., "Method of Removing Contaminants from Water", *United States Patent*, No. 4,236,973, December 2, 1980.
- Seader, S. D. y Henley, E. J., "Process Separations Principles", John Wiley and Sons, 1998.
- Sherwood, T. K. y Holloway F. A. L., "Performance of Packed Towers-Liquid Film Data for Several Packings", *Trans. AIChE*, **Vol. 36**, págs. 36- 39, 1940.
- Shi, M. G. y Mersmann, A., "Effective Mass Transfer Area in Packed Columns", *Ger. Chem. Eng.*, **Vol. 87**, No. 8, 1985.
- Shulman, H. L.; Ulrich, C. F. y Wells, N., "Performance of Packed Columns. II. Wetted and Effective Interfacial Areas, Gas -and Liquid- Phase Mass Transfer Rates", *AIChE Journal*, **Vol. 1**, págs. 247-253, 1955.
- Stichlmair, J., "Dimensioning Plate Columns for Absorption and Rectification", *Int. Chem. Eng.*, **Vol. 18**, No. 2, págs. 223-230, 1978.
-

-
- Stichlmair, J.; Bravo, J. L. y Fair, J. R., "General Model Generalization for Prediction of Pressure Drop and Capacity of Countercurrent gas/liquid Packed Columns", *Gas Separation & Purification*, Vol. 3, No. 3, págs 19-28, 1989.
- Strigle, R. F "Understand Flow Phenomena In Packed Column", *Chemical Engineering Progress*, Vol. 89, No. 8, págs 79-83, 1993.
- Yaws, C. L.; Yang, H. C.; Hopper, J. R. y Hansen, K. C., "232 Hydrocarbons Water Solubility Data", *Chemical Engineering*, Vol. 97, No. 4, págs. 177-181, 1990.
- Yaws, C. L.; Pan, X. y Lin, X., "Water Solubility Data for 151 Hydrocarbons", *Chemical Engineering*, Vol. 100, No. 2, págs. 108-111, 1993.
- Yaws, C. L.; Bu, L. y Nijhawan, S., "Calculate the Solubility of Aromatics", *Chemical Engineering*, Vol. 102, No. 2, págs. 113-115, 1995.
- Zarsyck, R. y Chauk A., "Absorption, Fundamentals and Applications", Permamon Press, Oxford, 1993.
-