



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN**

**“COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA,
UNA REVISION ACTUALIZADA”**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE INGENIERO QUIMICO

PRESENTAN:

EDGAR ALVAREZ MAYEN

RODOLFO MIRANDA TREJO

ASESOR: IQ. FERNANDO OROZCO FERREYRA

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX. 2004



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES**

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLAN
P R E S E N T E

ATN: Q. Ma. del Carmen García Mijares
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS:

Coeficientes de transferencia de masa, una revisión actualizada.

que presenta el pasante: Edgar Alvarez Mayen
con número de cuenta: 09850005-7 para obtener el título de :
Ingeniero Químico

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

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Méx. a 29 de Enero de 2004

PRESIDENTE	<u>IQ. Fernando Orozco Ferreyra</u>	
VOCAL	<u>Dr. Adolfo Obaya Valdivia</u>	
SECRETARIO	<u>MC. Arnulfo Chavando Ramirez</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>IQ. Ariel Bautista Salgado</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>Q. Celestino Silva Escalona</u>	



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLAN
P R E S E N T E

ATN: Q. Ma. del Carmen García Mijares
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS:

Coefficientes de transferencia de masa, una revisión actualizada.

que presenta el pasante: Rodolfo Miranda Trejo
con número de cuenta: 09850620-0 para obtener el título de :
Ingeniero Químico

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

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Méx. a 29 de Enero de 2004

PRESIDENTE IQ. Fernando Orozco Ferreyra

VOCAL Dr. Adolfo Obaya Valdivia

SECRETARIO MC. Arnulfo Chavando Ramírez

PRIMER SUPLENTE IQ. Ariel Bautista Salgado

SEGUNDO SUPLENTE Q. Celestino Silva Escalona

INDICE

	Pag.
PROLOGO	5
OBJETIVOS	7
INTRODUCCIÓN	8
CAPITULO I. Antecedentes	10
1.1 Definición de coeficiente de transferencia de masa.	10
1.2 Coeficientes binarios para bajas velocidades de transferencia de masa.	12
1.3 Coeficientes binarios y multicomponentes de transferencia de masa.	13
1.4 Parámetros importantes en los coeficientes de transferencia de masa.	15
1.5 Coeficientes globales de transferencia de masa.	18
1.6 Teorías de los coeficientes de transferencia de masa.	26
1.6.1 Teoría de la película.	27
1.6.2 Teoría de la penetración.	29
1.6.3 Teoría de la renovación de la superficie.	30
1.6.4 Teoría combinada de la película y la renovación de la superficie.	31
1.6.5 Teoría del estiramiento superficial.	32
1.6.6 Teoría de la capa límite.	34
Nomenclatura del capítulo I.	36
CAPITULO II. Coeficientes de transferencia de masa en equipos de contacto gas-líquido.	39
2.1 Coeficientes de transferencia de masa en columnas empacadas.	40
2.1.1 Coeficientes de transferencia de masa en columnas empacadas con empaques al azar.	43
2.1.2 Alturas de unidades de transferencia de masa y alturas	55

	equivalentes de plato teórico en empaques al azar.	
2.1.3	Coefficientes de transferencia de masa en empaques estructurados.	59
2.1.4	Altura equivalente de plato teórico en empaques estructurados.	74
2.1.5	Correlaciones válidas para el cálculo de coeficientes de transferencia de masa tanto para empaques estructurados como para empaques al azar.	75
2.2	Transferencia de masa en columnas de platos.	80
2.2.1	Coefficientes de transferencia de masa en columnas de platos.	82
2.2.2	Eficiencia en columnas de platos	83
2.3	Coefficientes de transferencia de masa en columnas de burbujeo.	94
2.4	Coefficientes de transferencia de masa en columnas de pared húmeda.	98
	Nomenclatura del capítulo II	101
	CAPITULO III. Coeficientes de transferencia de masa en equipos de contacto líquido -líquido.	108
3.1	Equipo de contacto por etapas: mezcladores – sedimentadores.	108
3.1.1	Coefficientes de transferencia de masa en tanques agitados.	109
3.1.1.1	Eficiencias de etapa teórica proporcionada por tanques agitados.	116
3.1.2	Mezcladores en línea o de flujo.	118
3.1.2.1	Mezcladores a chorro.	118
3.1.2.2	Tubos empacados.	119
3.2	Coefficientes de transferencia de masa en columnas de platos.	119
3.2.1	Eficiencia en columnas de platos de extracción líquida.	125
3.3	Coefficientes de transferencia de masa en columnas	126

	empacadas.	
3.4	Coefficientes de transferencia de masa en extractores a contracorriente agitados mecánicamente.	133
3.4.1	Extractores anulares rotatorios.	134
3.4.2	Extractor de Sheibel.	134
3.4.3	Extractor de discos rotatorios.	136
3.4.4	Columna de discos reciprocantes.	139
	CAPITULO IV. Coeficientes de transferencia de masa en equipos de contacto sólido-fluido.	141
4.1	Coefficientes de transferencia de masa en membranas.	141
4.2	Coefficientes de transferencia de masa en tanques agitados.	145
4.3	Coefficientes de transferencia de masa en lechos empacados.	150
4.4	Coefficientes de transferencia de masa en lechos fluidizados.	153
	CAPITULO V. Coeficientes de transferencia de masa en reactores.	159
5.1	Coefficientes de transferencia de masa en reactores de lecho fijo.	159
5.2	Coefficientes de transferencia de masa en reactores de tanque agitado.	167
5.3	Coefficientes de transferencia de masa en reactores de columna de burbujeo.	170
5.4	Coefficientes de transferencia de masa en reactores de lecho fluidizado.	173
5.5	Coefficientes de transferencia de masa en reactores de rocío de tres fases.	177
5.6	Coefficientes de transferencia de masa en reactores electroquímicos.	180
5.6.1	Electrodos paralelos.	180
5.6.2	Electrodos coaxiales.	181
5.6.3	Promotores de turbulencia.	183

5.6.4	Materiales tipo electrodo-promotor de turbulencia.	186
5.6.5	Electrodos porosos.	187
	Nomenclatura del capítulo V.	189
	CAPITULO VI. DISCUSION Y CONCLUSIONES	192
	BIBLIOGRAFIA	195
	APENDICE A	207

PROLOGO

En cualquier proceso donde ocurra la transferencia de una sustancia debido a la difusión, por lo menos se ve involucrada la transferencia de momentum y también puede haber transferencia de energía, como ocurre con la mayor parte de las aplicaciones prácticas de las operaciones de transferencia de masa, por lo menos dos de los tres fenómenos están interrelacionados entre sí.

En el caso de que el problema sea tratado con las ecuaciones diferenciales que describen la conservación tanto de momentum como de masa y energía, la posible expresión matemática resultante debido a la interrelación de los fenómenos de transporte, puede resultar bastante complicada. Además, en el caso de las aplicaciones industriales muy a menudo se trabaja en condiciones bajas las cuales prevalece el régimen de flujo turbulento, el cual no puede ser descrito completamente mediante una expresión matemática, puesto que el mecanismo de transporte turbulento es mucho más complicado que el mecanismo de transporte molecular. Como resultado de esto es necesario combinar la teoría con la evidencia experimental para obtener una imagen adecuada de la turbulencia.

Es por esto que para fines de diseño resulta mucho más ventajoso si la información que representa el fenómeno de transferencia de materia se encuentra disponible en una forma más sencilla que la ecuación de continuidad en su forma diferencial. Debido a lo anterior, resulta evidente la importancia de contar con correlaciones empíricas para la estimación de los coeficientes de transferencia de masa así como otros parámetros (número de Sherwood, altura de unidad de transferencia de masa, altura equivalente de plato teórico y eficiencia de etapa teórica), los cuales se encuentran directamente involucrados dichos coeficientes.

En el presente trabajo se presentan una serie de correlaciones empíricas para estimar los coeficientes de transferencia de masa, útiles para estudiantes de ingeniería, así como para aquellos profesionales que se dedican al diseño y análisis de equipos y/o procesos. En el primer capítulo, se exponen una serie

de fundamentos teóricos referentes a los coeficientes de transferencia de masa, como son, los coeficientes individuales y globales, números adimensionales involucrados, así como las teorías en las que se basan los coeficientes de transferencia de masa.

En el capítulo II se tratan los coeficientes de transferencia de masa en equipos de contacto gas-líquido, haciendo especial énfasis en columnas de platos y columnas empacadas las cuales, han venido incrementando su uso debido que en los últimos años se han desarrollado empaques estructurados que presentan una alta eficiencia para la transferencia de masa así como características hidráulicas muy atractivas.

El capítulo III está dedicado a la transferencia de masa en equipos de contacto líquido-líquido tratando los equipos de contacto por etapas, así como los equipos de contacto continuo presentando información necesaria para estimar los coeficientes de transferencia de masa en los diferentes fenómenos o patrones de flujo asociados a las operaciones de extracción líquida.

En el capítulo IV se tratan los coeficientes de transferencia de masa para equipos de contacto entre un sólido y un fluido, los cuales son de considerable interés debido principalmente a que dentro de esta categoría se encuentran muchas operaciones de importancia industrial.

Finalmente, en el capítulo V se trata el tema de los coeficientes de transferencia de masa en reactores químicos, especialmente se trata la transferencia de masa en reactores catalíticos además de reactores biológicos y electroquímicos.

OBJETIVOS

Objetivos Generales

- Explicar el concepto de coeficiente de transferencia de masa.
- Explicar la importancia de los coeficientes de transferencia de masa.

Objetivos Particulares

- Presentar una serie de correlaciones empíricas, gráficas y analíticas para el cálculo de coeficientes de transferencia de masa en diversos equipos de proceso.
- Presentar una serie de correlaciones empíricas gráficas y analíticas para el cálculo de parámetros que involucran directamente los coeficientes de transferencia de masa, como son la altura de unidad de transferencia HTU, la altura equivalente a un plato teórico HETP, así como eficiencia de etapa teórica.

INTRODUCCIÓN

Las operaciones de transferencia de masa son de gran importancia en el desarrollo de las actividades profesionales del ingeniero químico debido a que en la mayoría de los casos se requiere una purificación de sustancias para la obtención de un producto con un alto valor agregado.

Las operaciones de transferencia de masa se llevan a cabo debido a un gradiente de concentración lo cual es posible mediante la formación de dos fases ya que se basan en la distribución desigual en el equilibrio de las sustancias que han de separarse entre dos fases mutuamente insolubles.

Para la formación de dichas fases es necesaria la presencia de un agente de separación, el cual es una corriente de masa y/o energía que permite la formación de las dos fases.

Existen dos formas generales para llevar a cabo un proceso de transferencia de masa que son:

- Operaciones de contacto continuo o diferencial. En las cuales las sustancias se encuentran en contacto a todo lo largo del equipo.
- Operaciones de contacto discontinuo o por etapas. Son aquellas en las que se permite que las fases entren en contacto entre sí para que exista transferencia de masa y posteriormente se puedan separar mecánicamente.

La velocidad de transferencia de masa depende del grado de desviación del equilibrio que se encuentre en el sistema así como del régimen de flujo, las propiedades físicas de las fases y de las condiciones de operación.

Como ya se mencionó anteriormente, la velocidad de los procesos de transferencia de masa se encuentra gobernada por la desviación del estado de equilibrio que pueda haber en el sistema. Así mismo, la velocidad con la cual un sistema se acerca al estado de equilibrio es función de los coeficientes de transferencia de masa.

Por esta razón, los coeficientes de transferencia de masa intervienen directamente en el tiempo de contacto y por consiguiente en el tamaño que tendrá un determinado equipo de proceso destinado a llevar a cabo una separación.

Más aún, los coeficientes de transferencia de masa también intervienen en equipos en los que no es la función obtener una separación como es el caso de los rectores químicos. Por ejemplo, la rapidez con la cual se efectúa una reacción química entre dos fluidos en presencia de un catalizador sólido, está frecuentemente determinada por la rapidez de transferencia de masa de la manera siguiente:

1. Transporte de los reactantes del seno del fluido a la interfase fluido-sólido (superficie externa de la partícula catalizadora).
2. Transporte de los reactantes en el interior de la partícula (si ésta es porosa).
3. Adsorción de los reactantes en puntos internos de la partícula catalítica.
4. Reacción química de los reactantes adsorbidos formando productos adsorbidos (reacción superficial).
5. Desorción de los productos adsorbidos,
6. Transporte de los productos de los puntos internos a la superficie externa de la partícula del catalizador.
7. Transporte de los productos de la interfase sólido-fluido a la corriente del seno del fluido.

CAPÍTULO I

ANTECEDENTES

1.1 DEFINICIÓN DE COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA

Cada molécula de un sistema tiene una cierta cantidad de masa, energía térmica y cantidad de movimiento asociados con ella. El transporte de masa tiene lugar cuando se encuentran presentes en la misma fase diferentes clases de moléculas. Si la concentración de un tipo de molécula es mayor en una región del gas que en otra, la masa será transferida de la región de más alta concentración a la zona de concentración inferior. En el transporte en régimen laminar o molecular, las *moléculas* se mueven en una dirección errática. Considérese el caso de la figura 1.1 la cual, representa un tubo de vidrio dentro del cual fluye agua a cualquier velocidad media deseada. En el centro del tubo se introduce, mediante un tubo capilar, un pequeño chorro de un colorante soluble en agua, así que, el delgado filamento de colorante se inyecta en la corriente de agua; la velocidad de la corriente de colorante es igual a la del agua en el punto de introducción.

Refiriéndose a la figura 1.1a se ve que a bajas velocidades del agua, el filamento de colorante mantiene su identidad con la corriente de agua, a este patrón de flujo se le conoce como flujo laminar, en el cual, la velocidad de transferencia de masa puede ser estimada por medio de la ecuación 1.1, la cual representa la ley de Fick.

$$N_A = (N_A + N_B) \frac{C_A}{C} - D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z} \quad (1.1)$$

La ecuación 1.1 representa difusión unidireccional en estado estacionario, para un uso más general tomando en cuenta difusión en tres dimensiones, estado transiente, así como reacción química la ley de Fick se representa por medio de la ecuación 1.2.

$$u_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + u_y \frac{\partial C_A}{\partial y} + u_z \frac{\partial C_A}{\partial z} + \frac{\partial C_A}{\partial \theta} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) + R_A \quad (1.2)$$

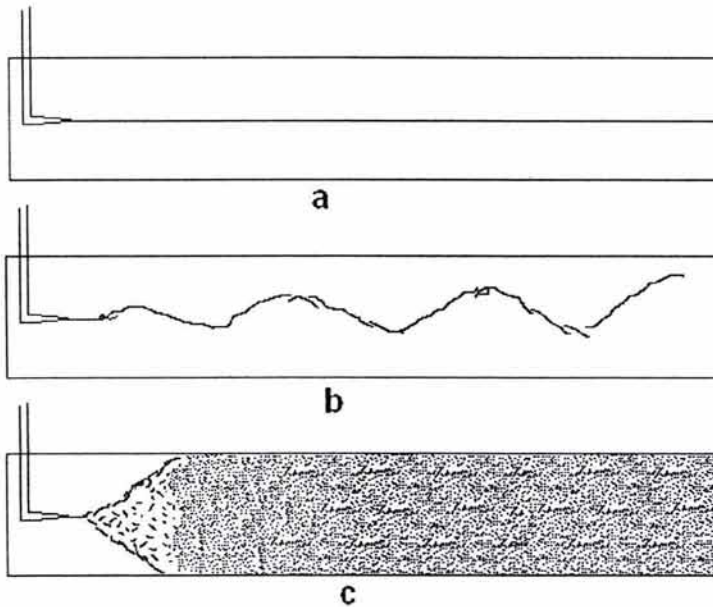


FIGURA 1.1 PATRON DE FLUJO

Con una velocidad media ligeramente superior, el filamento de colorante se rompe en trozos, como se aprecia en la figura 1.1b. A una velocidad media bastante mayor, como en el caso de la figura 1.1c, la actividad de los trozos se vuelve extraordinariamente violenta y la región del colorante homogéneo se aproxima al punto de entrada del colorante, es en este punto donde se produce lo que se conoce como flujo turbulento, en donde a diferencia del flujo en régimen laminar en el que fluyen de manera errática las moléculas, porciones relativamente grandes de fluido llamadas *remolinos* se mueven con rapidez de una región a otra, en estos remolinos existe material disuelto, por lo que el movimiento de remolino contribuye apreciablemente a la transferencia de masa. Las velocidades

longitudinales también parecen oscilar en forma caótica con respecto a su valor promedio. El tratamiento matemático turbulento es extremadamente difícil y hasta ahora no se conoce ninguna solución "exacta", es decir, estrictamente racional, que describa un flujo turbulento.

Se ha observado que cuando un fluido fluye sobre una superficie sólida, en condiciones en las cuales, por lo general, prevalece la turbulencia, hay una región inmediatamente contigua a la superficie en donde el flujo es predominantemente laminar. Al aumentar la distancia desde la superficie, el patrón de flujo cambia gradualmente hasta llegar a una zona en el seno del fluido en donde el patrón de flujo es completamente turbulento.

La transferencia de masa por convección (o transferencia de masa en régimen turbulento) es la que se realiza entre la superficie límite del sólido y el fluido en movimiento. La ecuación que describe la rapidez de transferencia de masa en estas condiciones tiene la forma:

$$N_A \propto \Delta C_A \quad (1.3)$$

En donde N_A es la rapidez de transferencia de materia o flujo difusional de una sustancia A (en algunos casos llamado flux de A) medido en (cantidad de materia)/(tiempo)(área normal a la dirección de la transferencia o área interfacial).

En la ecuación 1.3 se puede observar que la velocidad de transferencia de materia es proporcional a la diferencia de concentración (ΔC_A) que pueda existir, la constante de proporcionalidad entre la velocidad de transferencia de materia y la diferencia de concentración es conocido como coeficiente de transferencia de masa.

1.2 COEFICIENTES BINARIOS PARA BAJAS VELOCIDADES DE TRANSFERENCIA DE MASA

La forma de representar la velocidad de transferencia de masa se convierte entonces en

$$N_A = k_C \Delta C_A \quad (1.4)$$

Debido a que la concentración puede ser definida de diversas maneras, existen diversas dimensiones en los coeficientes para cada situación dependiendo de la manera de expresar la fuerza impulsora de tal forma que la velocidad de transferencia de masa puede ser expresada por medio de las expresiones:

$$N_A = k_G (p_{A1} - p_{A2}) = k_y (y_{A1} - y_{A2}) = k_C (C_{A1} - C_{A2}) \quad (1.5 a)$$

$$N_A = k_x (x_{A1} - x_{A2}) = k_L (C_{A1} - C_{A2}) \quad (1.5 b)$$

Debido a esto, hay diversas maneras de expresar los coeficientes de transferencia de materia así como la fuerza impulsora para el gradiente de concentración.

Los coeficientes de transferencia de masa en las ecuaciones 1.5 a) y b) son denominados coeficientes de transferencia de masa tipo "k", los cuales pueden ser utilizados bajo ciertas restricciones que son:

- Bajas velocidades de transferencia de masa.
- Transferencia de una sustancia A en una sustancia B no transferible o contratransferencia de masa equimolar.

1.3 COEFICIENTES BINARIOS Y MULTICOMPONENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Cuando ocurre la transferencia de masa en condiciones que no cumplan las restricciones antes mencionadas, es conveniente expresar la velocidad de transferencia de masa mediante un coeficiente local de transferencia de masa, el cual depende intrínsecamente de la velocidad de transferencia de materia, mediante la ecuación:

$$N_A = \frac{N_A}{N} F \ln \frac{\frac{N_A}{N} - \frac{C_{A2}}{C}}{\frac{N_A}{N} - \frac{C_{A1}}{C}} \quad (1.6)$$

En donde C_{A2} es la concentración al final del camino de la difusión, C_{A1} es la concentración en el principio del camino de la difusión, C es la concentración total

en el sistema, N_A es la velocidad de transferencia de masa de la sustancia A, N es la suma de las velocidades de transferencia de masa de las distintas sustancias presentes $N = \sum_{i=1}^n N_i$ y F es el coeficiente de transferencia de masa local o coeficiente de transferencia de masa tipo "F", definido para un lugar particular sobre la superficie límite de la fase. Puesto que el valor de F depende de la naturaleza del movimiento del fluido, que puede variar a lo largo de la superficie, es conveniente utilizar un valor promedio de F .

Cabe señalar que siempre que sea posible es conveniente expresar la velocidad de transferencia de masa mediante el uso de coeficientes tipo "F" ya que éstos no tienen las restricciones que tienen los coeficientes tipo "k". Sin embargo, hay que resaltar que en el caso de que se tenga contratrtransferencia de masa equimolar, $N_A = -N_B$, por lo que la ecuación 1.6 se indetermina; bajo estas circunstancias, la ecuación 1.4 se simplifica a la ecuación 1.5.

Existen equivalencias entre los distintos coeficientes de transferencia de masa las cuales son de la siguiente manera:

$$F_G = k_G P_{Blm} = k_y \frac{P_{Blm}}{P_T} = k_c \frac{P_{Blm}}{RT} = \frac{k_Y}{M_B} = k_G^{\circ} P_T = k_y^{\circ} = k_c^{\circ} \frac{P_T}{RT} \quad (1.7a)$$

$$F_L = k_x x_{Blm} = k_L x_{Blm} C = k_L^{\circ} C = k_L^{\circ} \frac{\rho}{M} = k_x^{\circ} \quad (1.7b)$$

En donde el superíndice $^{\circ}$ significa que el coeficiente de transferencia de masa es para alguna situación en donde ocurre la contratrtransferencia de masa equimolar como en el caso de operaciones de destilación, los coeficientes que no tienen el superíndice $^{\circ}$ son para operaciones de transferencia de masa en donde se transfiere un soluto A mientras que el solvente B no es transferido.

1.4 PARAMETROS IMPORTANTES EN LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA

La mayor parte de la información sobre coeficientes de transferencia de masa es empírica, particularmente lo que se refiere a las aplicaciones que incluyen el flujo turbulento. Debido a lo anterior, es necesario expresar las operaciones que incluyen los diversos fenómenos de transporte en forma matemática relativamente sencilla partiendo de las correlaciones de los datos experimentales.

Cada uno de los mecanismos puede ser descrito en términos de diversas variables. Considérese, por ejemplo, un sistema en el cual se predicen tres mecanismos A, B y C mediante examen cualitativo, experiencia o intuición. Estos mecanismos están representados por variables, tales como velocidad, conductividad térmica, difusividad molecular, etc., arregladas en grupos tales que las dimensiones de los mecanismos A, B y C, sean las mismas. Por lo tanto, las relaciones (A/B), (A/C) y (A/C) sean adimensionales. La relación empírica entre A, B y C puede escribirse como una serie de términos exponenciales

$$A = KB^b C^c \quad 1.8$$

Donde

K = Término constante sin dimensiones.

b, c = Exponentes constantes sin dimensiones.

En una ecuación de este tipo, el mecanismo A está completamente descrito en términos de los mecanismos B y C. Esto es una serie exponencial de términos similares, difiriendo entre ellos solamente en el valor numérico de las constantes.

La ecuación 1.8 puede dividirse entre B dando

$$\frac{A}{B} = K \frac{B^b}{B} C^c \quad (1.9)$$

El miembro izquierdo de esta ecuación es adimensional, y K se define también sin dimensiones. Por lo tanto, para que la ecuación sea dimensionalmente consistente, $B^{b-1}C^c$ debe ser adimensional, esto es $(-b + 1) = c$. La ecuación 1.9 también puede ser escrita de la forma

$$\frac{A}{B} = K \left(\frac{C}{B} \right)^c \quad (1.10)$$

El mismo razonamiento puede ser aplicado a una ecuación que incluya n mecanismos.

$$\frac{A}{B} = K \left(\frac{C}{B} \right)^c \left(\frac{D}{B} \right)^d \dots \left(\frac{N}{B} \right)^n \quad (1.11)$$

Los mecanismos que dependen de la turbulencia generalmente no pueden ser descritos en forma exacta, pero generalmente puede arreglarse un grupo de variables que dé como resultado más bien un número proporcional, que un número igual al efecto del mecanismo.

A menudo se utilizan parámetros adimensionales para relacionar los datos relativos a la transferencia convectiva de masa o difusión turbulenta. En la transferencia de momentum es importante el número de Reynolds, en transferencia de calor, son importantes los números de Prandtl y Nusselt. Algunos de estos parámetros resultan de utilidad en la correlación de coeficientes de transferencia de masa.

Las difusividades de los tres fenómenos de transferencia se definen de la siguiente manera:

- Difusividad de momentum = $\nu = \mu/\rho$
- Difusividad térmica = $\alpha = k/\rho C_p$
- Difusividad de masa = D_{AB}

Cada una de las difusividades tiene las dimensiones Longitud²/tiempo, por lo que la relación de cualquiera de ellas debe ser adimensional. La relación a la difusividad molecular de momentum a la difusividad molecular de masa se le denomina número de Schmidt:

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{D_{AB}} \quad (1.12)$$

El número de Schmidt tiene una importancia en la transferencia convectiva de masa análoga al número de Prandtl en la transferencia convectiva de calor. La relación de la difusividad molecular de calor a la de masa es denominada número de Lewis:

$$Le = \frac{k}{\rho C_p D_{AB}} \quad (1.13)$$

El número de Lewis aparece cuando un proceso involucra de la transferencia simultánea de calor y masa. Los números de Schmidt y Lewis son combinaciones de las propiedades de los fluidos por lo que cada uno de ellos se puede considerar como una propiedad del sistema en difusión.

En todo caso es evidente que los coeficientes de transferencia de masa pueden estar influidos por la magnitud de la difusividad y por consideraciones hidrodinámicas que influyen en el movimiento del fluido. Es costumbre y es útil describir los coeficientes de transferencia de masa en función de grupos adimensionales como los grupos mencionados anteriormente (Sc y Le), entre los grupos más importantes además de Sc y Le se encuentran los siguientes:

$$Sh = \frac{Fl}{CD_{AB}} = \frac{k_G l RT p_{B,lm}}{P_T D_{AB}} = \frac{k_C^0 l}{D_{AB}} = \frac{k_C p_{B,lm} l}{P_T D_{AB}} \quad (1.14)$$

La ecuación 1.14 corresponde al número de Sherwood en donde l es una dimensión lineal apropiada para el sistema. Este grupo es el usado como principal entre los que contienen al coeficiente de transferencia de masa. Puede ser visto como la relación de la dimensión l al espesor de la "película efectiva" y es análogo al número de Nusselt en transferencia de calor.

$$Re = \frac{l u \rho}{\mu} \quad (1.15)$$

La ecuación 1.15 es el número de Reynolds. Este número sirve como una medida del grado de turbulencia y es importante en la convección forzada. Es una relación entre la fuerza de inercia y la viscosidad.

$$\text{Gr} = \frac{g l^3 \Delta\rho}{\rho} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^2 \quad (1.16)$$

El grupo adimensional que aparece en la ecuación 1.16 representa el número de Grashof, el cual es importante en casos de convección natural.

$$\text{Fr} = \frac{u^2}{l g} \quad (1.17)$$

La ecuación 1.17 representa al número de Froude, o razón entre la fuerza de inercia y la gravitatoria, importante cuando han de tenerse en cuenta ondas en la superficie y otras condiciones semejantes.

$$\text{We} = \frac{\rho u^2 l}{\sigma g_c} \quad (1.18)$$

El número de Weber o razón entre la fuerza de inercia y la tensión interfacial, importante de modo particular en el contacto de dos fases inmiscibles. El número de Weber se encuentra representado en la ecuación 1.18.

1.5 COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Hasta ahora se ha hablado de coeficientes de transferencia de masa en una sola fase; sin embargo, en las aplicaciones prácticas del fenómeno de difusión como son los procesos de separación, se lleva a cabo la transferencia de masa entre dos fases mutuamente insolubles, como pueden ser los casos:

- Transferencia de masa entre un líquido y un gas.
- Transferencia de masa entre dos líquidos.
- Transferencia de masa entre un sólido y un gas.
- Transferencia de masa entre un líquido y un sólido.

Como se mencionó anteriormente, la transferencia de masa ocurre debido a un gradiente de concentración (la verdadera fuerza impulsora de un fenómeno de difusión es un gradiente de potencial químico, sin embargo, para fines prácticos, en el caso de soluciones diluidas dicha fuerza impulsora se considera como el gradiente de concentración). Cuando se alcanza el equilibrio, el potencial químico en las dos fases en cuestión se iguala, en este punto el número de moléculas de la sustancia que se difunde que pasa de la fase A hacia la fase B es el mismo número de moléculas que pasan de la fase B hacia la fase A. Dicho de otra manera, la fuerza impulsora para un proceso de difusión es el alejamiento que se tenga del equilibrio debido a que cuando se llega a alcanzar el estado de equilibrio la concentración de la sustancia que se difunde es uniforme en toda la fase, lo cual no implica que la concentración de la sustancia que se difunde sea igual en las dos fases.

A este mecanismo de difusión se le conoce como transferencia de masa entre fases o transferencia de masa interfacial.

En la transferencia de masa interfacial ocurren tres pasos en la transferencia de masa total que son:

- Transferencia de masa desde el seno de una primera fase hacia la superficie interfacial.
- Transferencia de masa en la interfase.
- Transferencia de masa desde la interfase hacia el seno de la segunda fase.

Para el análisis de este fenómeno de transferencia de masa, se involucran las siguientes consideraciones:

- La rapidez de transferencia de masa está controlada por la rapidez de difusión a través de las fases que se encuentran separadas por la interfase.
- No hay resistencia a la transferencia de masa en la interfase.

Ahora considérese la transferencia de masa entre una fase gaseosa y una fase líquida tal como la absorción de un soluto A desde la fase gaseosa a la fase líquida como se puede observar en la figura 1.2.

En donde el gradiente de concentración en la fase gaseosa se expresa como un gradiente de presión parcial y en la fase líquida como un gradiente de

concentración molar, los subíndices G, L e i significan que son las condiciones en el seno de la fase gaseosa, líquida y en la interfase respectivamente.

La velocidad de transferencia de masa del soluto A en las dos fases puede ser expresado por:

$$N_A = k_G (p_{AG} - p_{Ai}) \quad (1.19 a)$$

$$N_A = k_L (C_{Ai} - C_{AL}) \quad (1.19 b)$$

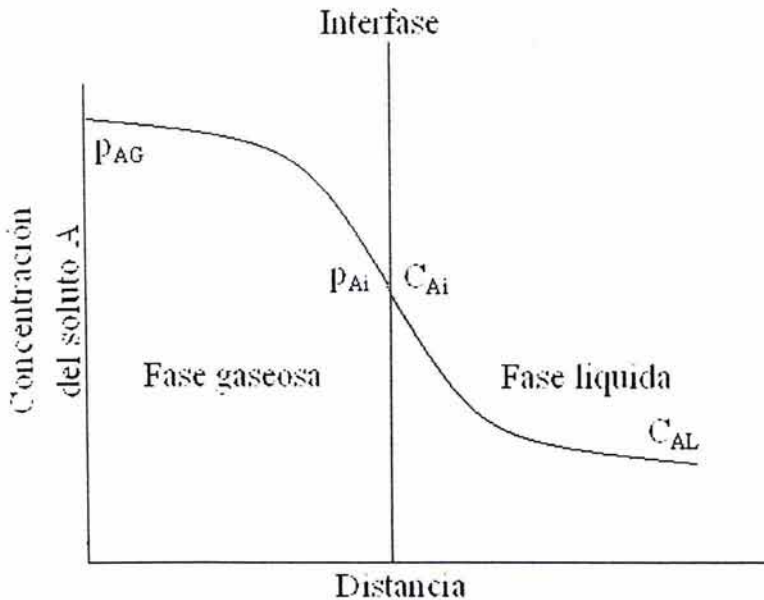


FIGURA 1.2 CONCEPTO DE DOBLE RESISTENCIA.

En donde k_G y k_L son los coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa y en la fase líquida respectivamente. En condiciones de estado estacionario, se pueden igualar las ecuaciones 1.19a y 1.19b para expresar la velocidad de transferencia de masa de A de la siguiente manera:

$$N_A = k_G (p_{AG} - p_{Ai}) = k_L (C_{Ai} - C_{AL}) = -k_L (C_{AL} - C_{Ai}) \quad (1.20)$$

La ecuación 1.14 se puede reordenar de la forma:

$$-\frac{k_L}{k_G} = \frac{p_{AG} - p_{Ai}}{C_{AL} - C_{Ai}} \quad (1.21)$$

La ecuación 1.21 sirve para poder conocer las composiciones interfaciales, la ecuación 1.21 también se puede expresar en función de coeficientes de transferencia de masa locales tipo "F", dando como resultado la ecuación 1.22.

$$\frac{\frac{N_A}{N} - y_{Ai}}{\frac{N_A}{N} - y_{AG}} = \left(\frac{\frac{N_A}{N} - x_{AL}}{\frac{N_A}{N} - x_{Ai}} \right)^{\frac{F_L}{F_G}} \quad (1.22)$$

En las determinaciones experimentales de la velocidad de transferencia de masa se mide la concentración del soluto en el seno de cada fase ya que no es posible realizar mediciones en la interfase, es por esto que es preferible utilizar coeficientes globales de transferencia de masa los cuales toman en cuenta la resistencia a la difusión en ambas fases.

Considérese el caso de la figura 1.3, ya que la curva de distribución de equilibrio es única a una temperatura y presión dadas para un determinado sistema, entonces p_A^* en equilibrio con C_{AL} , es una medida de C_{AL} tan adecuada como lo es C_{AL} por sí misma. Entonces el efecto completo de la transferencia de masa de las dos fases puede medirse en función de un coeficiente global de transferencia de masa en base a la fase gaseosa, K_G :

$$N_A = K_G (p_{AG} - p_A^*) \quad (1.23)$$

A partir de la geometría de la figura 1.3:

$$p_{AG} - p_A^* = (p_{AG} - p_{Ai}) + (p_{Ai} - p_A^*) = (p_{AG} - p_A) + m(C_{Ai} - C_{AL}) \quad (1.24)$$

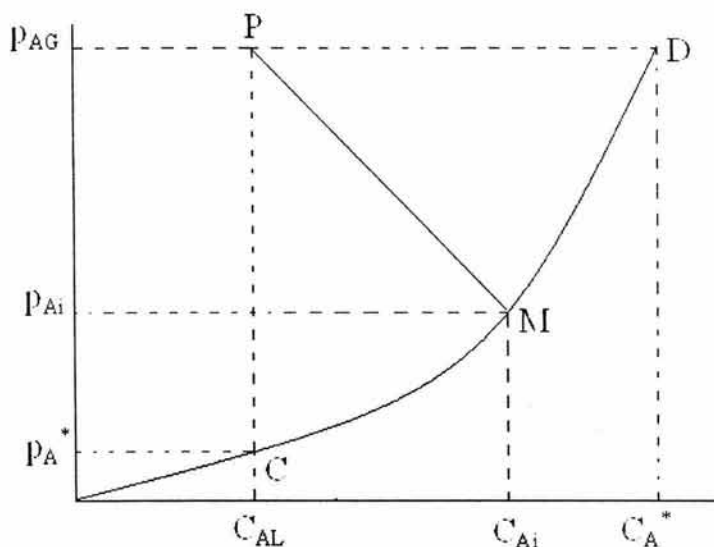


FIGURA 1.3 RELACIONES ENTRE FASES PARA TRANSFERENCIA DE MASA.

En donde m es la pendiente de la cuerda CM .

De las ecuaciones 1.19 a y b, despejando la fuerza impulsora se tiene:

$$p_{AG} - p_{Ai} = \frac{N_A}{k_G} \quad (1.25)$$

$$C_{AL} - C_{Ai} = \frac{N_A}{k_L} \quad (1.26)$$

Sustituyendo las ecuaciones 1.25 y 1.26 en 1.24 se obtiene:

$$\frac{N_A}{K_G} = \frac{N_A}{k_G} + \frac{mN_A}{k_L} \quad (1.27a)$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \quad (1.27b)$$

Por otra parte, C_{AL}^* es una medida de p_{AG} y puede utilizarse para obtener el coeficiente global de transferencia de materia en base a la fase líquida, K_L

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{m'k_G} + \frac{1}{k_L} \quad (1.28)$$

En donde m' es la pendiente de la cuerda MD en la figura 1.3.

Ahora considérese el caso en que el soluto de la fase gaseosa es muy soluble en la fase líquida, tal que pequeños cambios en la concentración de soluto en la fase gaseosa producirán grandes cambios en la concentración del soluto en la fase líquida como puede observarse en la figura 1.4

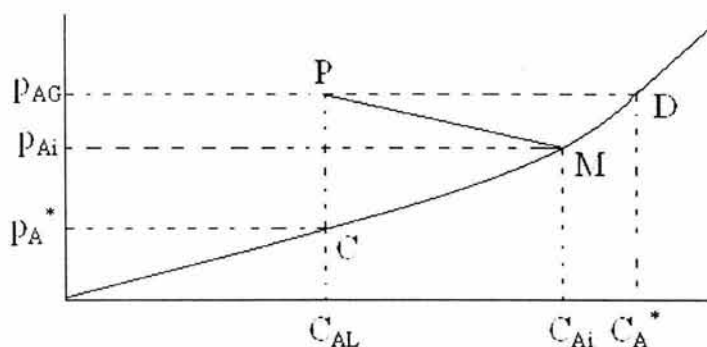


FIGURA 1.4 RELACIONES ENTRE FASES PARA SOLUTOS MUY SOLUBLES.

Suponiendo que el punto P represente la concentración del soluto en ambas fases totales, entonces la pendiente m que sería la pendiente de la cuerda CM sería relativamente pequeña y el término m/k_L en la ecuación 1.28 se vuelve poco importante, siempre y cuando los coeficientes sean del mismo orden de magnitud en estos casos se tiene que

$$\frac{1}{K_G} \approx \frac{1}{k_G} \quad (1.29)$$

De la ecuación 1.29 se puede concluir que la relación de resistencia de la fase gaseosa a la resistencia total es aproximadamente la unidad y que la fase gaseosa constituye la resistencia más importante.

El caso contrario es aquel en el que el soluto dentro de la fase gaseosa es relativamente insoluble en la fase líquida, la figura 1.5 muestra este comportamiento.

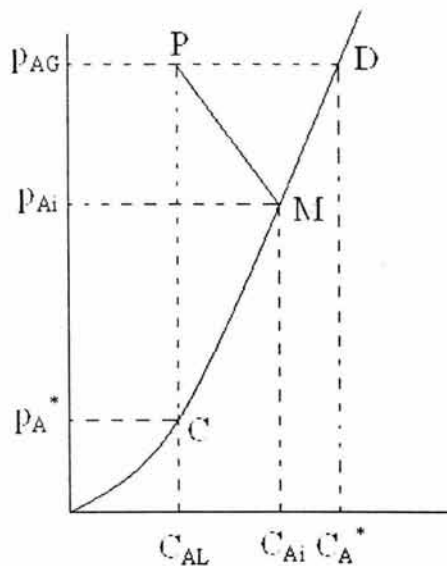


FIGURA 1.5 RELACIONES ENTRE FASES PARA SOLUTOS POCO SOLUBLES.

La pendiente m' de la cuerda MD es muy grande y el término $m'k_G$ de la ecuación 1.28 se vuelve poco importante y la resistencia principal a la transferencia de masa se encuentra en la fase líquida, de esta manera se tiene

$$\frac{1}{K_L} \approx \frac{1}{k_L} \quad (1.30)$$

Existe un tercer caso en el que la resistencia a la transferencia de masa puede cambiar a lo largo del proceso de transferencia de masa, tal es el caso que se muestra en la figura 1.6.

Ya que esta curva es una combinación de los diagramas mostrados en las figuras 1.4 y 1.5 en donde se puede apreciar que en la figura 1.6 que a bajas concentraciones del soluto en el líquido, la resistencia principal a la transferencia

de masa se encuentra en la fase gaseosa, conforme aumenta la concentración del soluto en la fase líquida, la resistencia a la transferencia de masa en la fase líquida se vuelve cada vez más importante, hasta que a concentraciones altas del soluto en la fase líquida, la resistencia principal a la transferencia de masa se encuentra en la fase líquida.

Cuando se trabaja en situaciones en las cuales no se cumplen las restricciones de los coeficientes de transferencia de masa tipo "k" se deben usar coeficientes de transferencia de masa locales tipo "F", la aproximación general es la misma, sin embargo, las expresiones resultantes son más complicadas que aquellas en las cuales se utilizan los coeficientes de transferencia de masa tipo "k".

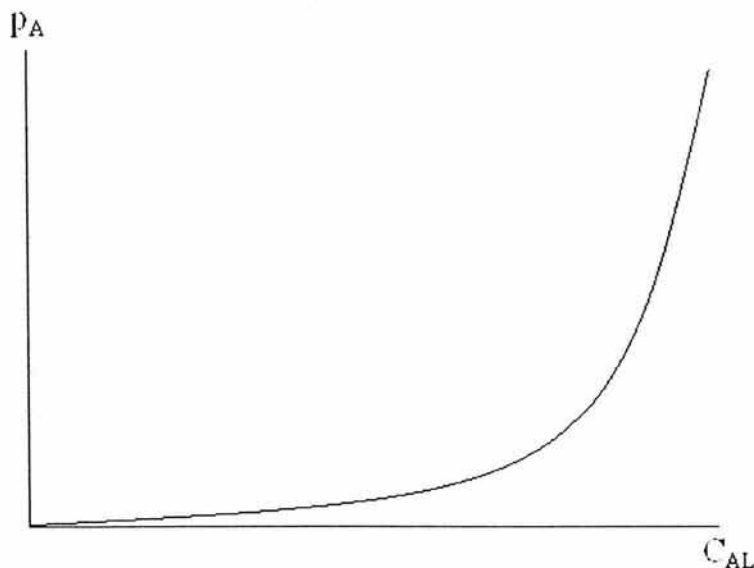


FIGURA 1.6 DIAGRAMA DE FASES CON VARIACIÓN DE SOLUBILIDAD DEL SOLUTO CON LA CONCENTRACIÓN DE SOLUTO EN EL LÍQUIDO.

Si se trabaja con coeficientes de transferencia de masa locales, se pueden obtener las expresiones para los coeficientes de transferencia de masa globales F_{OG} y F_{OL} . Las dos expresiones generales son:

$$\frac{1}{F_{OG}} = \frac{1}{F_G} \frac{(1-y_A)_{iM}}{(1-y_A)_{*M}} + \frac{m}{F_L} \frac{(1-x_A)_{iM}}{(1-y_A)_{*M}} \quad (1.31)$$

$$\frac{1}{F_{OL}} = \frac{1}{m'F_G} \frac{(1-y_A)_{iM}}{(1-x_A)_{*M}} + \frac{1}{F_L} \frac{(1-x_A)_{iM}}{(1-y_A)_{*M}} \quad (1.32)$$

Donde

$(1-y_A)_{iM}$ = media logarítmica de $1-y_{AG}$ y $1-y_{Ai}$

$(1-y_A)_{*M}$ = media logarítmica de $1-y_{AG}$ y $1-y_A$

$(1-x_A)_{iM}$ = media logarítmica de $1-x_{AL}$ y $1-x_{Ai}$

$(1-x_A)_{*M}$ = media logarítmica de $1-x_{AL}$ y $1-x_A$

En los casos en que exista contratransferencia de masa equimolar ($N_A = -N_B$), como ya se mencionó anteriormente, la ecuación 1.6 toma la forma de la ecuación 1.5, por lo que los coeficientes globales de transferencia de masa para las fases gaseosa y líquida respectivamente son:

$$\frac{1}{F_{OG}} = \frac{1}{F_G} + \frac{m}{F_L} \quad (1.33)$$

$$\frac{1}{F_{OL}} = \frac{1}{F_L} + \frac{1}{m'F_G} \quad (1.34)$$

1.6 TEORÍAS DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA

En la mayor parte de las aplicaciones prácticas, la corriente principal está en un régimen turbulento en lugar de ser laminar. Aunque muchos investigadores han hecho grandes aportaciones a la comprensión del flujo turbulento, hasta el momento nadie ha tenido éxito en la predicción de coeficientes de transferencia de masa o factores de fricción por el análisis directo, lo cual no resulta sorprendente si se tiene en cuenta que en el flujo turbulento, cualquier punto está sujeto a fluctuaciones irregulares en dirección y velocidad. De acuerdo a esto, cualquiera de las partículas del fluido sufre una serie de movimientos efectuados al azar sobrepuestos al flujo principal. Estos movimientos en forma de remolino, propician el mezclado en la zona turbulenta. A este proceso se le conoce como

difusión de remolino. En flujo turbulento, la difusividad de remolino es mucho mayor que la difusividad molecular.

Las pruebas indican que para los números de Prandtl y Schmidt cercanos a la unidad, como para la mayoría de los gases, las difusividades de remolino de calor y masa son similares a la difusividad de remolino de cantidad de movimiento en todas las regiones de la turbulencia.

Los coeficientes de transferencia de masa que cubren la transferencia de materia desde una zona laminar hasta la zona turbulenta, dependen de la difusividad total (molecular y de remolino) D_{AB} y ϵ . El éxito de que dicha transferencia de materia se calcule teóricamente en base al modelo para el flujo laminar

$$N_A = -(D_{AB} + \epsilon) \frac{\partial C_A}{\partial z} \quad (1.35)$$

Depende del conocimiento de cómo varía la relación ϵ/D_{AB} en toda la longitud de la trayectoria de la difusión, y esta relación no puede predecirse dadas las características aleatorias del movimiento turbulento. Aún mas, la complicación aumenta si se considera la zona de transición entre ambos regímenes de flujo, en la cual coexisten, en proporciones no determinables, ambos regímenes de flujo: el laminar y el turbulento.

Por lo anterior es que se ha convenido utilizar un factor que permita estimar la velocidad del proceso difusivo completo, desde la zona de flujo laminar hasta la zona en régimen turbulento. Este factor ha sido llamado coeficiente de transferencia de masa y su determinación está basada en la observación directa y las condiciones geométricas y de configuración física del ámbito en donde se da tal proceso de transferencia de masa.

1.6.1 TEORÍA DE LA PELÍCULA

Cuando un fluido fluye turbulentamente sobre una superficie sólida⁽⁷⁸⁾, al tiempo que la transferencia de masa se efectúa desde la superficie hacia el fluido, la relación de concentración-distancia es parecida al perfil de concentración que se muestra en la figura 1.7 cuya forma está controlada por la relación continuamente

cambiante de ϵ a D_{AB} . La teoría de la película postula que la concentración seguirá la línea punteada de la figura, de tal forma que la diferencia de concentración total, $C_{A1} - C_{A2}$ se atribuye a la difusión molecular dentro de una película "efectiva" de espesor Z_F . Respecto a la utilización de esta teoría, hace tiempo se reconoció que la película debía ser muy delgada a fin de que la cantidad de soluto dentro de la película fuese muy pequeña en relación con la cantidad que pasa a través de ella.

La teoría de la película predice que los coeficientes locales de transferencia de masa tipo "F", así como los coeficientes de transferencia de masa tipo "k" son directamente proporcionales al valor de la difusividad molecular para diferentes solutos que se encuentren transfiriéndose bajo las mismas condiciones de flujo de fluidos. Por otra parte, se observa una dependencia

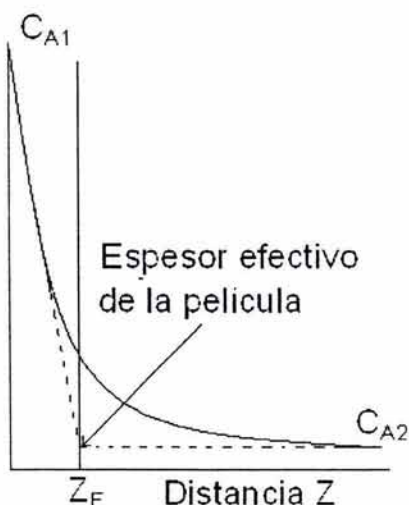


FIGURA 1.7 TEORÍA DE LA PELÍCULA.

menor para el flujo turbulento, proporcional a D_{AB}^n , en donde n puede ser desde casi cero hasta 0.9, según las circunstancias.

1.6.2 TEORÍA DE LA PENETRACIÓN

Esta teoría fue propuesta por primera vez por Higbie⁽⁵⁹⁾, quien hizo hincapié en que en muchos casos es pequeño el tiempo de exposición de un fluido a la transferencia de masa, y que, por ende, no llega a desarrollarse el gradiente de concentración de la teoría de la película, característico del estado estacionario. Esta teoría fue concebida para describir el contacto entre dos fluidos como se muestra en la figura 1.8 en donde se observa que una burbuja de gas asciende a través de un líquido que absorbe al gas, una partícula de líquido que se encuentra inicialmente en la parte superior de la burbuja, está en contacto con el gas durante el tiempo Θ que la burbuja requiere para ascender una distancia igual a su diámetro, mientras que la partícula líquida resbala a lo largo de la superficie de la burbuja. En estas condiciones, la partícula líquida está sujeta a difusión en estado no estacionario o penetración del soluto en dirección Z. El proceso es de estado no permanente y la integración de la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \theta} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \quad (1.36)$$

Cuando hay tiempos cortos de exposición y una difusión lenta en el líquido, las moléculas del soluto en solución nunca puede alcanzar la profundidad z_b correspondiente al espesor del remolino; por ello, desde el punto de vista del soluto, z_b es básicamente infinito. Entonces las condiciones a la frontera para resolver la ecuación 1.36 son

C_{AO} en $\theta = 0$ para toda z

$C_{A,i}$ en $z = 0$ para toda $\theta > 0$

C_{AO} en $z = \infty$ para toda θ

Resolviendo la ecuación 1.36 con las condiciones a la frontera impuestas y procediendo como se indicó anteriormente con respecto a la película descendente, se obtiene velocidad instantánea de transferencia de masa en el tiempo de exposición

$$N_A = \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta}}(C_{A1} - C_{A2}) \quad (1.37)$$

Para la aplicación de esta idea a un proceso continuo, se imagina que la operación descrita se repite muchas veces, con la mezcla íntima del líquido entre exposiciones sucesivas. La ecuación 1.37 se aplica también a un líquido que se mueve paralelo a una superficie en flujo laminar, siempre que la penetración sea tan corta que el soluto experimente una velocidad del líquido prácticamente constante. Cuando se aplica a ciertos procesos simples, la ecuación 1.37 da flujos medios de N_A de la misma forma que la ecuación anterior 1.36 con otros valores del radical, según las circunstancias.

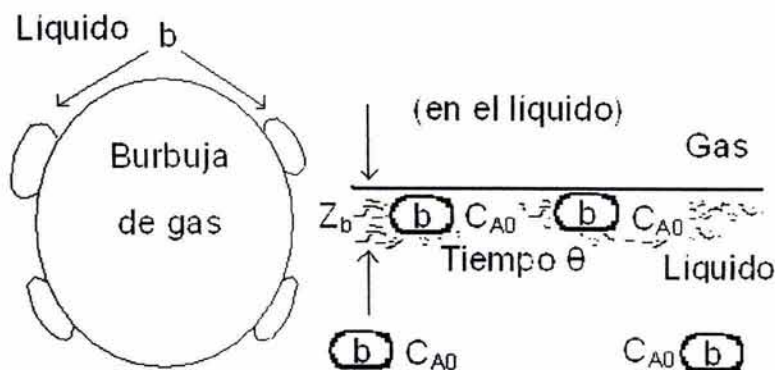


FIGURA 1.8 TEORÍA DE LA PENETRACION.

1.6.3 TEORÍA DE LA RENOVACIÓN DE LA SUPERFICIE

Esta es una ampliación de la teoría de la penetración propuesta por Danckwerts⁽³⁵⁾. En esta teoría se considera un líquido en flujo turbulento en donde continuamente son arrastrados a la superficie remolinos de concentración de soluto uniforme, C_{A2} , quedan en ella breve tiempo, experimentan penetración de soluto, en estado constante, por difusión molecular (el tamaño del remolino es tal

que la profundidad fraccionaria de penetración es pequeña) y son arrastrados de allí para ser remplazados por otros. Esto conduce a

$$N_A = \sqrt{D_{AB}S}(C_{A1} - C_{A2}) \quad (1.38)$$

En donde S es la velocidad fraccionaria media de producción de nueva superficie líquida por la llegada de remolinos. De cualquier forma al observar la ecuación 1.38 se puede deducir que el coeficiente de transferencia de masa k está relacionado con $D_{AB}^{0.50}$.

1.6.4 TEORÍA COMBINADA DE RENOVACION DE LA SUPERFICIE DE LA PELICULA

Esta teoría fue propuesta por Dobbins⁽³⁸⁾ se interesó en la velocidad con que los arroyos y ríos en movimiento absorben oxígeno; señaló que la teoría de la película supone que los elementos superficiales están lo suficientemente expuestos para que el perfil de concentración dentro de la película sea característico del estado estacionario; asimismo, indicó que las teorías de la penetración y de la renovación de la superficie suponen, por el contrario, que los elementos superficiales se encuentran a una profundidad infinita y que el soluto, que se está difundiendo, nunca alcanza la región inferior de concentración constante. La dependencia observada, kD_{AB}^n con n dependiendo de las circunstancias, puede explicarse permitiendo que los elementos o remolinos tengan una profundidad finita.

De acuerdo con lo anterior, reemplazó la tercera condición de frontera en la ecuación 1.36 por $C_A = C_{AO}$, para $Z = Z_b$, en donde Z_b es finita. Utilizando la rapidez de renovación de los elementos superficiales de Danckwerts, obtuvo

$$k_{Lprom} = \sqrt{D_{AB}S} \coth \sqrt{\frac{SZ_b^2}{D_{AB}}} \quad (1.39)$$

Para penetración rápida (D_{AB} grande), para la rapidez de renovación superficial pequeña (S pequeña) o para elementos superficiales de poco espesor, los

coeficientes de transferencia de masa adquieren el carácter descrito por la teoría de la película; por el contrario, para penetración lenta o renovación rápida, se sigue la ecuación 1.39. En consecuencia, $k_L \propto D_{AB}^n$, en donde n puede tomar cualquier valor entre 0.5 y 1.0.

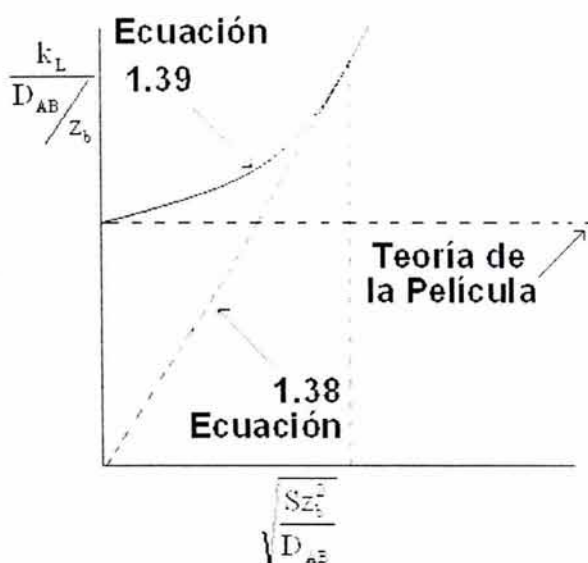


FIGURA 1.9 TEORÍA COMBINADA DE LA PELÍCULA Y DE RENOVACIÓN DE LA SUPERFICIE.

1.6.5 TEORÍA DE ESTIRAMIENTO SUPERFICIAL

Lightfoot⁽⁸⁰⁾ y colaboradores han aplicado los conceptos de penetración-renovación de la superficie a situaciones en donde la superficie interfacial a través de la cual ocurre la transferencia de masa cambia periódicamente con el tiempo.

Ejemplo de la anterior es el caso de una gota de líquido, como acetato de etilo, asciende a través de un líquido más denso, como el agua, y en que la transferencia de masa de un soluto, como ácido acético, se efectúa desde el agua hacia la gota. Dicha gota, si es lo suficientemente grande, tiembla, oscila y cambia de forma, tal como se muestra esquemáticamente en la figura 1.10.

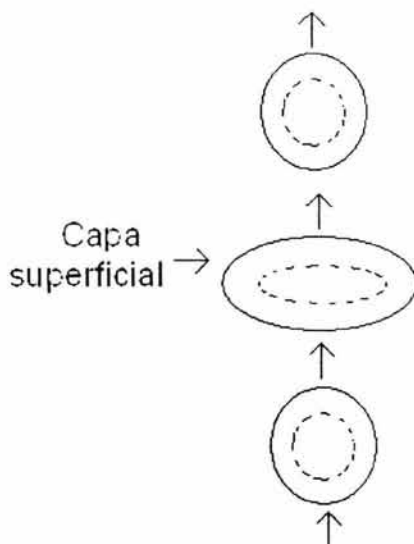


FIGURA 1.10 GOTA DE LIQUIDO QUE ASCIENDE A TRAVES DE OTRO LIQUIDO.

Si la porción central de la gota es completamente turbulenta, la resistencia a la transferencia de masa de la gota reside en una capa superficial de diferentes espesores. Suceden situaciones similares mientras se forman gotas y burbujas en boquillas y cuando las superficies líquidas se ondulan o agitan. Para estos casos, la teoría lleva a la ecuación 1.40.

$$k_{L,\text{prom}} = \frac{\left(\frac{A}{A_r}\right) \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta_r}}}{\sqrt{\int_0^{\theta_r} \left(\frac{A}{A_r}\right)^2 d\theta}} \quad (1.40)$$

La integral de la ecuación 1.40 puede ser evaluada una vez que se haya establecido la naturaleza periódica de la variación de la superficie.

A = Superficie interfacial dependiente del tiempo.

A_r = Un valor de referencia de A , definido para cada situación.

θ = Una constante, con dimensiones de tiempo, definida para cada situación. Por ejemplo, para la formación de una gota, θ , debe ser el tiempo de formación de la gota.

1.6.6 TEORÍA DE LA CAPA LÍMITE

Cuando una de las fases es un sólido, la velocidad del fluido paralela a la superficie de la interfase debe ser cero. En la figura 1.11

Un fluido con una velocidad uniforme u_0 y una concentración uniforme de soluto C_{AO} se encuentra con una superficie sólida lisa AK. Puesto que la velocidad u_x es cero en la superficie y aumenta a u_0 a cierta distancia arriba de la placa, la curva ABCD separa la región de velocidad u_0 de la región de menor velocidad, llamada la capa límite. La capa límite puede caracterizarse mediante el flujo laminar, como en la parte inferior de la curva AB; empero, si la velocidad u_0 es lo suficientemente grande, el flujo en la totalidad de la capa límite será turbulento como en la parte inferior de la curva CD.

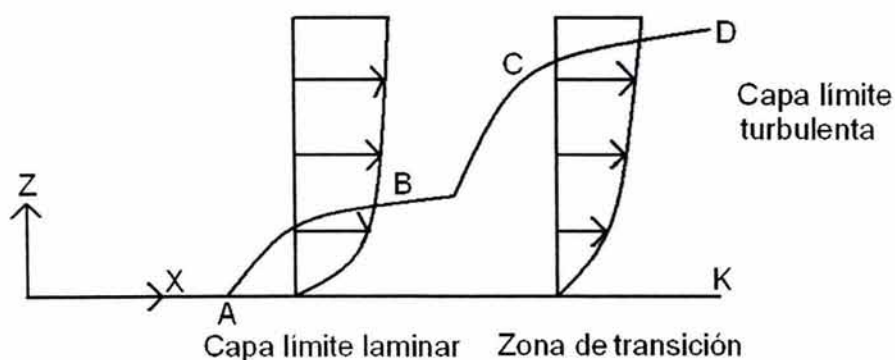


FIGURA 1.11 CAPA LÍMITE DE UNA PLACA PLANA.

Si la transferencia de masa se realiza desde la superficie hasta el fluido, tal como sucede cuando un sólido se sublima en un gas o cuando un sólido se disuelve en un líquido, la concentración del soluto en el fluido es C_{Ai} en la superficie del sólido y es mayor que C_{AO} en regiones con valores más elevados de C_A , que

corresponden a una capa límite de concentración. En la región en donde solo existe una capa límite con flujo laminar, se pueden resolver simultáneamente las ecuaciones de transferencia de momentum y continuidad para obtener el perfil de concentración y por consiguiente, el coeficiente de transferencia de masa en régimen laminar.

En el flujo laminar con bajas velocidades de transferencia de masa y propiedades físicas constantes sobre una superficie sólida, como la capa límite bidimensional de la figura, un balance de momentum para la dirección en x resulta

$$u_x \frac{\partial u_x}{\partial x} + u_z \frac{\partial u_z}{\partial z} = \nu \left(\frac{\partial^2 u_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u_x}{\partial z^2} \right) \quad (1.41)$$

Considerando que no hay reacción química, la ecuación de continuidad para la sustancia A resulta

$$u_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + u_z \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) \quad (1.42)$$

y si existe transferencia de calor entre el fluido y la placa, la ecuación de balance de energía resultante es

$$u_x \frac{\partial t}{\partial x} + u_z \frac{\partial t}{\partial z} = \alpha \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (1.43)$$

Se deben resolver simultáneamente las ecuaciones de continuidad, (balance de momentum, masa y energía) las condiciones límite con las que se deben resolver dichas ecuaciones son

$$\frac{u_x - (u_{x,z=0} = 0)}{u_o - (u_{x,z=0} = 0)}$$

$$\frac{C_A - C_{Ai}}{C_{AO} - C_{Ai}}$$

$$\frac{t - t_i}{t_o - t_i}$$

La resolución de estas tres ecuaciones proporciona soluciones idénticas para los perfiles de velocidad, temperatura y concentración respectivamente. En base a esto se pueden calcular los coeficientes locales de transferencia

$$N_A = -D_{AB} \left(\frac{\partial C_A}{\partial z} \right)_{z=0} = k_L (C_{Ai} - C_{Ao})$$

$$q = -\alpha \left[\frac{\partial (t C_p \rho)}{\partial z} \right]_{z=0} = h(t_i - t_o)$$

$$\tau g_c = \nu \left[\frac{\partial (u_x \rho)}{\partial z} \right]_{z=0} = \frac{f}{2} u_o (\rho u_o - 0)$$

en donde f es el factor de fricción y el término $fu_o/2$ se puede considerar como un coeficiente de transferencia de momentum. Cuando los coeficientes se calculan y se arreglan en grupos adimensionales, todos los resultados son de la misma forma. De esta manera, los coeficientes de transferencia de masa son proporcionales al valor de la difusividad con una potencia de $2/3$ ($D_{AB}^{2/3}$) lo cual es típico de los resultados de los cálculos de capa límite.

NOMENCLATURA

C = Concentración del soluto (si tiene subíndice), densidad molar de una solución, kmol/m^3 .

C_p = Capacidad calorífica a presión constante, $\text{J/kg}^\circ\text{K}$.

∂ = Operador diferencial.

D_{AB} = Difusividad molecular del soluto, m^2/s .

ε = Difusividad de remolino, m^2/s .

F_G = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase gaseosa, $\text{kmol/m}^2\cdot\text{s}$.

F_L = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase líquida, $\text{kmol/m}^2\cdot\text{s}$.

F_{OG} , F_{OL} = Coeficiente global de transferencia de masa para la fase gaseosa y líquida respectivamente, $\text{kmol/m}^2\cdot\text{s}$.

g = Aceleración de la gravedad, m/s^2 .

g_c = Factor de conversión, $1(kg \cdot m)/(N \cdot s^2)$.

k = Conductividad térmica, $J/(m \cdot s \cdot ^\circ K)$

k_G = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase gaseosa, $kmol/(m^2 \cdot s \cdot (kmol/m^3))$.

\bar{k}_G = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase gaseosa, $kmol/(m^2 \cdot s \cdot Pa)$.

k_L = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase líquida, $kmol/(m^2 \cdot s \cdot (kmol/m^3))$.

k_x = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase líquida, $kmol/(m^2 \cdot s \cdot (\text{fracción mol}))$.

k_y = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase gaseosa, $kmol/(m^2 \cdot s \cdot (\text{fracción mol}))$.

K_G, K_L, K_x, K_y = Coeficientes globales de transferencia de masa, $kmol/m^2 \cdot s \cdot (\text{diferencia de concentración})$.

l = Longitud característica, m.

m = Pendiente de la curva de equilibrio, adimensional.

M = Peso molecular.

N_A = Flujo difusional de soluto, $kmol/m^2 \cdot s$.

Nu = Número de Nusselt, adimensional.

P = Presión total del sistema, Pa.

P_A = Presión parcial del soluto, Pa.

P_{Bim} = Diferencia media logarítmica de presión del componente que no se difunde, Pa.

R = Constante universal de los gases, $8314 (m^3 Pa)/(kmol ^\circ K)$.

Re = Número de Reynolds, adimensional.

S = Rapidez fraccionaria de reemplazo del elemento de superficie, 1/s.

Sc = Número de Schmidt, adimensional.

Sh = Número de Shewrwood, adimensional.

T = Temperatura, $^\circ K$.

u = Velocidad local, m/s.

x_A = Concentración del componente A en el líquido, fracción mol.

y_A = Concentración del componente A en el gas, fracción mol.

α = Difusividad térmica, adimensional.

μ = Viscosidad, kg/(m*s).

ρ_G = Densidad, kg/m³.

CAPÍTULO II

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN EQUIPOS DE CONTACTO GAS-LÍQUIDO

GENERALIDADES

Los sistemas de contacto gas-líquido se utilizan para la transferencia de masa, calor y momentum entre las fases, con limitaciones del equilibrio físico y químico. Los equipos de procesamiento para estos sistemas se diseñan para realizar las operaciones apropiadas de transferencia con un consumo mínimo de energía.

Algunas operaciones típicas de transferencia de masa de contacto gas – líquido son:

- Destilación. Es la separación de los constituyentes de una mezcla líquida mediante la vaporización parcial de la mezcla y la recuperación por separado del vapor y residuos.
- Rectificación. Es la separación de los elementos que constituyen una mezcla líquida mediante destilaciones sucesivas (vaporizaciones parciales y condensaciones) y se realiza mediante un proceso integral o diferencial. Este proceso permite tener separaciones de productos de un alto grado de pureza.
- Agotamiento o Desorción. Es la transferencia de un gas disuelto en un líquido, a una corriente de gas. Este término también se le da a la sección de una columna fraccionadora que se encuentra por debajo de la alimentación.
- Absorción. Es la transferencia de un componente soluble de una mezcla en fase gaseosa a un absorbente líquido, cuya volatilidad es baja a las condiciones de proceso.
- Humidificación y deshumidificación. Se refiere a la transferencia de agua entre una corriente de gas y una corriente de agua.

Los equipos de proceso que se utilizan para contacto gas-líquido se basan en una combinación de principios de operación de las tres categorías:

Sentido de flujo de las corrientes

- A contracorriente.
- A corriente paralela.
- En flujo cruzado.

Tipo de contacto de las fases

- Contacto conituno.
- Contacto por etapas.

Dispersión de fases

- Gas.
- Líquido.

2.1 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS EMPACADAS

Las columnas empacadas para el contacto gas líquido son ampliamente utilizadas en las operaciones de absorción y destilación. Una columna típica consiste en un envolvente o cuerpo, generalmente de sección transversal circular que contiene uno o varios lechos empacados cada uno con un soporte distribuidor de líquido. Se encuentran comercialmente muchos empaques, cada uno de los cuales posee ventajas específicas para el contacto gas-líquido, a partir de los aspectos de costo, disponibilidad de superficie, regeneración interfacial, caída de presión y resistencia a la corrosión.

Los empaques utilizados en las torres pueden ser empaques distribuidos al azar, los que simplemente se arrojan a la torre durante su instalación y se dejan caer en forma aleatoria. En la figura 2.1(a) se muestran algunos ejemplos de este tipo de empaques. Sin embargo, durante los pasados años se han desarrollado una nueva familia de empaques estructurados como los mostrados en la figura 2.1(b). Estos empaques muestran características muy atractivas para su funcionamiento especialmente en lo que se refiere a la baja relación de caída de presión contra número de etapas teóricas.

La columna empacada funciona de modo característico con las fases a contracorriente. Debido a que no es posible medir las concentraciones de un

soluto en la interfase gas líquido, es deseable expresar la rapidez de transferencia de masa solo mediante coeficientes globales de transferencia de masa en lugar de coeficientes individuales. Por otra parte, es frecuente expresar los coeficientes de transferencia de masa como coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa $K_y a_e$, $K_G a_e$, $F_{OG} a_e$, $F_{OL} a_e$; en donde a_e es el área interfacial efectiva para la transferencia de masa por unidad de volumen del lecho empacado.

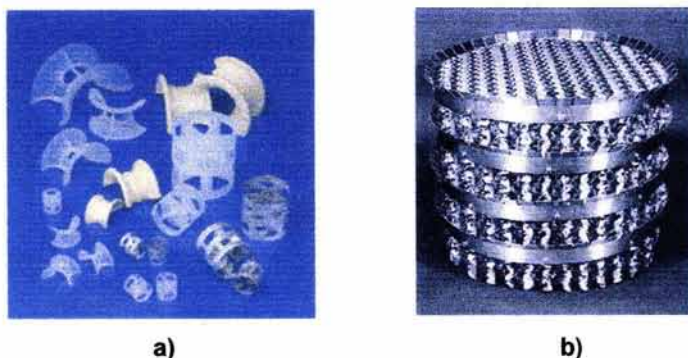


FIGURA 2.1 EMPAQUES PARA COLUMNAS.

Un parámetro importante en la evaluación del área interfacial es lo que se conoce como retención líquida.

La retención líquida total (h_L) es la cantidad de líquido en el empaque en condiciones dinámicas por unidad de volumen del lecho empacado, la cual consta de dos partes, que son:

- Retención líquida estática (h_S). Es la cantidad de líquido que permanece en el empaque en forma de lagunas o charcos en intersticios protegidos del empaque, principalmente charcos estancados y que son reemplazados muy lentamente por líquido fresco.
- Retención móvil o de operación (h_O). Consta de líquido que se mueve continuamente a través del empaque y que es reemplazado continua y rápidamente por líquido fresco.

La retención total afecta el porcentaje del volumen hueco que ofrece cada empaque en particular para el flujo de la fase gaseosa.

Con frecuencia, los valores de los coeficientes de transferencia de masa varían mucho en función de los flujos de las fases. Pero la relación de tales coeficientes y los flujos de las fases varían mucho menos de hecho, es casi constante. A estas relaciones se les llama alturas de unidades de transferencia HTU y significan la altura del lecho empacado que se requiere para una separación dada. Las alturas de unidades de transferencia en base a la fase líquida y fase gaseosa respectivamente pueden ser expresadas por:

$$\text{HTU}_L = \frac{L_m}{F_L a_e} = \frac{L_m}{k_L a_e C_L} \quad (2.1a)$$

$$\text{HTU}_G = \frac{G_m}{F_G a_e} = \frac{G_m}{k_G a_e p_{BLM}} \quad (2.1b)$$

En donde L_m y G_m son las masa velocidad molares de las fases, líquida y gaseosa respectivamente, así como F_L , k_L y F_G , k_G , k_L son los coeficientes de transferencia de masa de ambas fases y a_e es el área efectiva interfacial para la transferencia de masa.

De la misma manera se pueden obtener alturas globales de unidades de transferencia, a partir de las correspondientes alturas individuales mediante las mismas relaciones utilizadas para obtener coeficientes globales a partir de coeficientes individuales de transferencia de masa.

$$\text{HTU}_{OG} = \text{HTU}_G + \frac{mG_m}{L_m} \text{HTU}_L \frac{(1-x)_{iM}}{(1-y)_{*M}} = \frac{G_m}{K_G a_e p_{BLM}} \quad (2.2^a)$$

$$\text{HTU}_{OL} = \text{HTU}_L \frac{(1-x)_{iM}}{(1-x)_{*M}} + \frac{L_m}{mG_m} \text{HTU}_G \frac{(1-y)_{iM}}{(1-x)_{*M}} = \frac{L_m}{K_L a_e C_L} \quad (2.2b)$$

Otra cantidad útil en el análisis y diseño de torres empacadas, es la altura equivalente de plato teórico HETP, la cual se define como la altura equivalente de empaque que produce un cambio de concentración igual al cambio que produce un plato teórico. Tanto la HTU como HETP, se usan a menudo para expresar la

eficiencia de los lechos empacados debido a que entre menor sea el valor de ambos términos, será mayor el coeficiente de transferencia de masa y por lo tanto, es mayor la eficiencia del empaque.

2.1.1 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS CON EMPAQUES AL AZAR

Para la obtención de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa, Shulman^(129,130,131,132) y colaboradores presentan una serie de correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa, así como para la estimación del área interfacial.

Para obtener los coeficientes de transferencia de materia en el caso de que los empaques sean anillos Raschig y sillas Berl, Shulman propone la siguiente correlación, para la fase gaseosa:

$$\frac{k_G M_G p_{Bim} Sc_G^{\frac{2}{3}}}{G} = 1.195 \left[\frac{d_s G}{\mu_G (1 - \epsilon_0)} \right]^{-0.36} \quad (2.3)$$

En donde ϵ_0 es el espacio hueco fraccional de operación en el empaque; dado por $\epsilon_0 = (\epsilon - h_L)$, h_L es la retención líquida total y d_s es el diámetro de una esfera con la misma superficie que una pieza de empaque, ϵ es la relación de volumen hueco y volumen empacado, G la masa velocidad de la fase gaseosa, p_{Bim} es la presión media logarítmica de los compuestos no transferibles, Sc_G , M_G y μ_G son el número de Schmidt, peso molecular y viscosidad de la fase gaseosa respectivamente. Las propiedades del fluido deben evaluarse a las condiciones promedio entre la interfase y el seno del fluido.

El coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida se obtiene de la siguiente correlación

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25.1 \left(\frac{d_s L}{\mu_L} \right)^{0.45} Sc_L^{0.5} \quad (2.4)$$

En la que D_L es la difusividad de la fase líquida, L es la masa velocidad del líquido, Sc_L y μ_L son el número de Schmidt y la viscosidad de la fase líquida respectivamente (*a menos de que se indique lo contrario las unidades de todas los parámetros se encuentran en el sistema internacional y se encuentran al final del capítulo*). Shulman proporciona una serie de correlaciones gráficas para el cálculo de las áreas interfaciales y retención líquida para la absorción y desorción con agua o soluciones acuosas muy diluidas a_{AWe} , para condiciones por abajo del punto de carga. Tales correlaciones para el cálculo de la retención como del área efectiva interfacial se pueden encontrar en forma gráfica en las referencias originales^(129,130,131,132) o en otras fuentes⁽⁸³⁾. Para poder extender el uso de dichas correlaciones a otros sistemas que no sean soluciones acuosas se tienen que realizar correcciones a los datos obtenidos para las soluciones acuosas; estas correcciones tienen que ser por viscosidad del líquido (μ_L), por su densidad (ρ_L) y por tensión superficial del líquido (σ). Treybal⁽¹⁴⁵⁾ presenta las correlaciones obtenidas por Shulman en forma analítica.

$$a_{AWe} = mG^n L^p \quad (2.5)$$

Constantes utilizadas en la ecuación 2.5.

Empaque	Tamaño (mm)	Rango de L Kg/m ² s	m	n	p
Anillos Raschig	13	0.68 – 2.0	28.01	0.2323L – 0.30	-1.04
		2.0 – 6.1	14.69	0.01114L + 0.148	-0.111
	25	0.68 – 2.0	34.42	0	0.552
		2.0 – 6.1	68.2	0.0389L – 0.07963	-0.47
	38	0.68 – 2.0	36.5	0.0498L – 0.1013	0.274
		2.0 – 6.1	40.11	0.01091L – 0.022	0.140

Empaque	Tamaño (mm)	Rango de L Kg/m ² s	m	n	p
Anillos	50	0.68 – 2.0	31.52	0	0.481
Raschig		2.0 – 6.1	34.03	0	0.362
Sillas Berl					
	13	0.68 – 2.0	16.28	0.0529	0.761
		2.0 – 6.1	25.61	0.0529	0.170
	25	0.68 – 2.0	52.14	0.0506L – 0.1029	0
		2.0 – 6.1	73	0.0310L – 0.0630	-0.359
	38	0.68 – 2.0	40.6	-0.0508	0.455
		2.0 – 6.1	62.4	0.05240L – 0.0996	-0.1355

Para la absorción o desorción con líquidos no acuosos, el área efectiva interfacial a_{Ae} está dada por:

$$a_{Ac} = a_{AWe} \frac{h_O}{h_{OW}} \quad (2.6)$$

Y para el contacto de un gas con un líquido puro, como la evaporación, las áreas efectivas interfaciales son

$$a_{Ve} = 0.85 a_{Ac} \frac{h_L}{h_O} \quad (2.7)$$

$$a_{VWe} = 0.85 a_{AWe} \frac{h_{LW}}{h_{OW}} \quad (2.8)$$

Las correspondientes relaciones para la retención son:

$$h_L = h_S + h_O \quad (2.9)$$

$$h_{LW} = h_{SW} + h_{OW} \quad (2.10)$$

$$h_O = h_{OW}H \quad (2.11)$$

Los subíndices w significan que se trata del caso de agua y H es el factor de corrección debido a la tensión superficial, viscosidad así como de la densidad.

Para anillos Raschig de cerámica

$$h_S = \frac{0.0486 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.99}}{d_S^{1.21} \rho_L^{0.37}} \quad (2.12)$$

$$h_{LW} = \frac{2.09(10^{-6})(737.5L)^\beta}{d_S^2} \quad (2.13)$$

$$h_{SW} = \frac{0.000247}{d_S^{1.21}} \quad (2.14)$$

$$\beta = 1.508d_S^{0.376} \quad (2.15)$$

Para líquidos no acuosos, los factores de corrección debido a la viscosidad son:

Si $\mu < 0.012 \text{ kg/m}^*\text{s}$.

$$H = \frac{975.7L^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (2.024L^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L} \quad (1.16)$$

Si $\mu > 0.012 \text{ kg/m}^*\text{s}$.

$$H = \frac{2168L^{0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (2.024L^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L} \quad (1.17)$$

Para anillos Raschig de carbón

$$h_s = \frac{0.023 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.23}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}} \quad (2.18)$$

$$h_{LW} = \frac{7.34(10^{-6})(737.5L)^\beta}{d_s^2} \quad (2.19)$$

$$h_{sw} = \frac{5.94(10^{-4})}{d_s^{1.21}} \quad (2.20)$$

$$\beta = 1.104 d_s^{0.376} \quad (2.21)$$

Los factores de corrección debido a la viscosidad son:

Si $\mu < 0.012 \text{ kg/m}^*\text{s}$.

$$H = \frac{407.9L^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (1.393L^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L} \quad (2.22)$$

Si $\mu > 0.012 \text{ kg/m}^*\text{s}$.

$$H = \frac{901L^{0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (1.393L^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L} \quad (2.23)$$

Para sillas Beri:

$$h_s = \frac{0.00423 \mu_L^{0.04} \sigma^{0.55}}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}} \quad (2.24)$$

$$h_{LW} = \frac{2.32(10^{-6})(737.5L)^\beta}{d_s^2} \quad (2.25)$$

$$h_{sw} = \frac{5.014(10^{-5})}{d_s^{1.56}} \quad (2.26)$$

$$\beta = 1.508 d_s^{0.376} \quad (2.27)$$

Los factores de corrección debido a la viscosidad son:

Si $\mu < 0.02 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$.

$$H = \frac{1404 L^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.2817 - 0.262 \log L} \quad (2.28)$$

Si $\mu > 0.02 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$.

$$H = \frac{2830 L^{0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.2817 - 0.262 \log L} \quad (2.29)$$

Diámetro de una esfera con la misma superficie que una pieza de empaque.

Empaque	Tamaño nominal mm	(d_s), m
Anillos Raschig	13	0.01774
De cerámica	25	0.0356
	38	0.0530
	50	0.0725
Anillos Raschig	25	0.01301
De carbón	38	0.0543
	50	0.0716
Sillas Berl	13	0.0162
De cerámica	25	0.0320
	38	0.0472

Onda, Takemuchi y Okumoto⁽⁹⁴⁾ correlacionaron una gran cantidad de datos para líquidos orgánicos, así como también para agua. Sus datos experimentales fueron hechos con anillos Raschig, sillas Berl, anillos Pall, esferas y barras.

Los coeficientes de transferencia de masa en fase gaseosa y líquida respectivamente se obtienen con las siguientes correlaciones:

$$\frac{k_G RT}{a_p D_G} = C_1 \left(\frac{G}{a_p \mu_G} \right)^{0.70} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{1}{3}} (a_p d_p)^{-2} \quad (2.30)$$

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{g\mu_L} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.0051 \left(\frac{L}{a_p\mu_L} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{\frac{1}{2}} (a_p d_p)^{0.40} \quad (2.31)$$

En donde C_1 es 5.23 para anillos y sillas mayores de 12.7 mm. Para empaques menores, el valor de C_1 es 2.00. d_p es el diámetro o tamaño nominal del empaque. El área efectiva interfacial para la transferencia de masa utilizada en esta correlación es:

$$\frac{a_e}{a_p} = 1 - \exp \left[-1.45 \left(\frac{L}{a_p\mu_L} \right)^{0.10} \left(\frac{a_p L^2}{g\rho_L^2} \right)^{-0.05} \left(\frac{L^2}{a_p\sigma\rho_L} \right)^{0.20} \left(\frac{\sigma}{\sigma_c} \right)^{-0.75} \right] \quad (2.32)$$

Onda estipula las siguientes limitaciones de su correlación

$$\begin{aligned} 0.04 < \frac{L}{a_p\mu_L} < 500 \\ 1.2 * 10^{-8} < \frac{L^2}{a_p\sigma\rho_L} < 0.27 \\ 2.5 * 10^{-9} < \frac{a_p L^2}{g\rho_L^2} < 1.8 * 10^{-2} \\ 0.3 < \frac{\sigma_c}{\sigma} < 2.0 \end{aligned}$$

En donde σ es la tensión superficial del líquido, σ_c es la tensión superficial crítica del material de empaque, a_p es el área superficial específica del empaque y g es la constante gravitacional.

Tensión crítica de materiales de empaque.

Material	(σ_c) N/m
Carbón	0.056
Cerámica	0.061
Vidrio	0.073
Parafina	0.020

Material	(σ_c)N/m
Polietileno	0.033
Cloruro de polivinilo	0.040
Acero	0.075

Cabe señalar que en la correlación de Onda, los autores consideran al área efectiva interfacial para la transferencia de masa como el área mojada del empaque^(21,99,130), lo cual no es necesariamente cierto. De hecho hay investigadores que sugieren que el área mojada del empaque no solo no es equivalente al área interfacial, sino que ni siquiera son directamente proporcionales estos dos parámetros^(165,166). Mas aún, para idénticas condiciones de flujo de las respectivas fases, el área efectiva interfacial no es la misma para diferentes operaciones de transferencia de masa; además, el área efectiva interfacial se encuentra fuertemente ligada a la tensión superficial del líquido^(23,145,165).

Por ejemplo, bajo las mismas condiciones de flujo, el área efectiva interfacial para vaporizaciones es considerablemente más grande que para operaciones de absorción⁽¹⁶⁶⁾; esto concuerda con el hecho de que las alturas de unidades de transferencia para operaciones de absorción son mas grandes que las correspondientes en operaciones de vaporización y las áreas efectivas interfaciales son mayores en operaciones de destilación que en operaciones de absorción. Esto puede explicarse por que en la destilación existe simultáneamente la condensación como la vaporización, lo cual proporciona mayor superficie interfacial debida a la formación de gotas. Además el área efectiva interfacial será mayor en sistemas de baja tensión superficial debido precisamente a que esto permite una mayor formación de gotas. Hay investigadores que consideran que las áreas interfaciales tanto para destilación como para absorción son esencialmente las mismas bajo las mismas condiciones de flujo, siempre y cuando se haga una corrección debida a la tensión superficial. Gamson, Thodos y Hougen⁽⁹⁹⁾ evaluaron el comportamiento de columnas empacadas con esferas y sillas. Obtuvieron las siguientes correlaciones para la transferencia de masa y calor en la fase gaseosa

$$j_D = \frac{k_G P_{Bim} M_G}{G} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.99 \left(\frac{d_p G}{\mu_G} \right)^{-0.41} \quad (2.33)$$

$$j_H = \frac{h_G}{C_{PG} G} \left(\frac{C_{PG} \mu_G}{k} \right)^{\frac{2}{3}} = 1.064 \left(\frac{d_p G}{\mu_G} \right)^{-0.41} \quad (2.34)$$

Para números de Reynolds mayores de 350. En donde D_G , ρ_G , h_G , k y C_{PG} son la difusividad, densidad, coeficiente de transferencia de calor, conductividad térmica y capacidad calorífica de la fase gaseosa respectivamente.

Taecker y Hougen⁽⁹⁹⁾ obtuvieron correlaciones para los coeficientes de transferencia de masa y calor respectivamente para sillas Berl con un intervalo de validez de $70 < G \sqrt{A_P} / \mu_G < 3000$.

$$j_D = 0.855 \left(\frac{G \sqrt{A_P}}{\mu_G} \right)^{-0.34} = \frac{k_G P_{Bim} M_G}{G} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (2.35)$$

$$j_H = 0.920 \left(\frac{G \sqrt{A_P}}{\mu_G} \right)^{-0.34} = \frac{h_G}{C_{PG} G} \left(\frac{C_{PG} \mu_G}{k} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (2.36)$$

Para anillos Raschig las correlaciones son.

$$j_D = 1.070 \left(\frac{G \sqrt{A_P}}{\mu_G} \right)^{-0.41} = \frac{k_G P_B M_G}{G} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (2.37)$$

$$j_H = 1.148 \left(\frac{G \sqrt{A_P}}{\mu_G} \right)^{-0.41} = \frac{h_G}{C_{PG} G} \left(\frac{C_{PG} \mu_G}{k} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (2.38)$$

Withney y Vivian⁽⁸⁴⁾ evaluaron el comportamiento del sistema SO_2 -aire-agua en columnas empacadas con anillos Raschig de 1 pulgada. Encontraron que en este sistema, tanto la resistencia de la fase gaseosa como de la fase líquida son

importantes. Bajo la suposición de que el flujo de gas no afecta a la rapidez de transferencia en la película líquida, desarrollaron la siguiente correlación para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa global en la fase líquida dentro del rango de valores $920 < L_i < 11700$ y $65 < G_i < 800$. La correlación es:

$$\frac{1}{K_L a_{ci}} = \frac{1}{0.44 L_i^{0.82}} + \frac{H^o}{0.028 G_i^{0.7} L_i^{0.5}} \quad (2.39)$$

En donde:

$K_L a_{ei}$ = coeficiente volumétrico global de transferencia de masa, $\text{lbmol}/(\text{h} \cdot \text{pie}^3 \cdot (\text{lbmol}/\text{pie}^3))$.

H^o = constante de la ley de Henry, $(\text{lb mol}/\text{pie}^3)/\text{atm}$.

L_i = masa velocidad de la fase líquida $\text{lb}/\text{h} \cdot \text{pie}^2$.

G_i = masa velocidad de la fase gaseosa $\text{lb}/\text{h} \cdot \text{pie}^2$.

Furnas y Taylor⁽⁹⁹⁾ desarrollaron una correlación para predecir el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa en columnas de 0.3048 m de diámetro empacadas con anillos Raschig de cerámica de 9.5, 25 y 50 mm y sillas Berl de cerámica de 13 y 25 mm utilizando operaciones de destilación con el sistema etanol-agua, sus resultados indican que el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa en la fase gaseosa K_{ca_e} es función de la velocidad masa y viscosidad del líquido, así como de la pendiente de la curva de equilibrio (m), su resultado es el siguiente

$$K_{ca_e} = 4.5517 \left(10^{-7} \right) \left(\frac{1}{m \mu_L} \right)^{1.21} \quad (2.40)$$

Bravo y Fair⁽¹⁹⁾ desarrollaron una correlación para la transferencia de masa en columnas empacadas con sillas y anillos, la cual, aseguran que es de aplicación mas general que las correlaciones publicadas anteriormente. Tal correlación utiliza los modelos de coeficientes de transferencia de masa de las fases líquida y gaseosa desarrollados por Onda ec. (2.30) y (2.31), los cuales, son multiplicados

por el área efectiva interfacial obtenida por Bravo y Fair para obtener los coeficientes volumétricos de transferencia de masa.

$$a_c = 19.76 a_p \left(\frac{\sigma^{0.5}}{Z^{0.4}} \right) \left(\frac{L\mu_L}{\rho_L \sigma g_C} \frac{G}{a_p \mu_G} \right)^{0.392} \quad (2.41)$$

Los empaques utilizados en el desarrollo de este modelo fueron sillas Berl de 25 mm, anillos Raschig de 13 hasta 76 mm y anillos Pall de 16 hasta 50 mm. Según los autores, este modelo se puede extender a otros empaques que no hayan sido incluidos en la parte experimental ya que los empaques tienen un tamaño nominal identificable. Por ejemplo, las sillas Intalox no fueron incluidas en la parte experimental, sin embargo, su forma es parecida a la de las sillas Berl. El término de la altura del lecho empacado Z , es para tomar en cuenta los efectos de la mala distribución del líquido.

Se han desarrollado modelos de coeficientes de transferencia de masa en los que se involucra directamente la caída de presión de la fase gaseosa, ya que varios investigadores coinciden en el hecho de que ambos fenómenos o mecanismos, la hidráulica y la transferencia de masa se encuentran íntimamente relacionados. Un ejemplo de estas correlaciones fueron obtenidas para el cálculo de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa⁽¹⁰⁰⁾ de la fase líquida y gaseosa respectivamente para anillos Raschig y sillas Intalox de 1".

El coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida fue obtenido con el sistema aire-oxígeno-agua, siendo

$$k_L a_{ei} = 0.12 E_L^{0.5} \left(\frac{D_{Li}}{2.4 * 10^{-5}} \right)^{0.5} \quad (2.42)$$

$$E_L = \left(\frac{\Delta P_i}{Z} \right) U_{Li} \quad (2.43)$$

De la misma manera, se obtuvo el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa por medio de la absorción en el sistema amoniaco-aire-agua

$$k_y a_{ci} = 2 + 0.91 E_G^{\frac{2}{3}} \quad (2.44)$$

$$E_G = \left(\frac{\Delta P_i}{Z} \right) U_{Gi} \quad (2.45)$$

Donde:

D_{Li} = Difusividad de la fase líquida, cm^2/s .

$k_y a_{ci}$ = Coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, $\text{lb mol/s} \cdot \text{pie}^3 \cdot (\text{fracción mol})$.

$k_L a_{ci}$ = Coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida, $\text{lbmol/s} \cdot \text{pie}^3 \cdot (\text{lbmol/pie}^3)$.

U_{Gi} = Velocidad de la fase gaseosa, pie/s .

U_{Li} = Velocidad de la fase líquida, pie/s .

$(\Delta P_i/Z)$ = Caída de presión de la fase gaseosa por unidad de longitud del empaque, $(\text{lb}/\text{pie}^2)/\text{pie}$.

Doan⁽³⁷⁾ obtuvo modelos para los coeficientes de transferencia de masa en columnas empacadas con sillas Intalox de 50 mm en columnas de 1.2 m de diámetro con masa velocidad de gas de 0.5436 a 2.1744 $\text{kg/s} \cdot \text{m}^2$ y masa velocidad de líquido de 3.8889 a 12.9722 $\text{kg/s} \cdot \text{m}^2$. Las alturas del lecho empacado utilizadas experimentalmente fueron 0.91 y 1.8 m respectivamente. El sistema utilizado fue la deshumidificación de aire con soluciones de cloruro de calcio, en el cual, se espera que la resistencia controlante al proceso de transferencia de masa sea la resistencia en la fase gaseosa.

Las correlaciones obtenidas para los lechos empacados con alturas de 0.91 m es función de los números de Reynolds Re_G y Schmidt Sc_G de la fase gaseosa y para alturas del lecho empacado (Z) de 1.8 m el coeficiente global de transferencia de masa es función del número de Reynolds del gas, así como de la velocidad masa del líquido respectivamente son:

$$\text{Sh}_G = 0.015 \text{Re}_G^{0.89} \text{Sc}_G^{0.50} \quad (2.46)$$

$$\text{K}_G a_e = 1.307 (10^{-7}) \text{Re}_G^{0.99} L^{0.024} \quad (2.47)$$

Los estudios de Doan sugieren que el coeficiente de transferencia de masa es afectado por la altura del lecho empacado.

Wang⁽¹⁶¹⁾ desarrolló correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa y calor en procesos de deshumidificación de aire con soluciones de cloruro de litio. Para desarrollar sus correlaciones hizo experimentos en una columna de vidrio de 0.1524 m de diámetro y una altura de lecho empacado de 0.40 m. Los empaques utilizados fueron Flexirings de polipropileno y sillas Berl de cerámica. Sus resultados fueron:

$$\text{K}_y a_e \left(\frac{M_w d_p^2}{D_G \rho_G} \right) = 1.326 (10^{-4}) (1 - X)^{-0.94} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.27} \text{Sc}_G^{0.333} \text{Re}_G^{1.16} \quad (2.48)$$

$$h_G a_{eH} \left(\frac{d_p^2}{k} \right) = 5.2 (10^{-5}) (1 - X)^{1.56} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.5} \text{Pr}_G^{0.333} \text{Re}_G^{1.6} \quad (2.49)$$

En donde X es la fracción peso de cloruro de litio en la solución, Mw es el peso molecular del agua, L y G son las velocidades masa de líquido y gas respectivamente en kg/m²s, K_ya_e es el coeficiente volumétrico de transferencia de masa global basado en la fase gaseosa, kmol/(s*m²* fracción mol) y h_Ga_{eH} es el coeficiente volumétrico de transferencia de calor, k es la conductividad térmica de la fase gaseosa en kW/m⁰K.

2.1.2 ALTURAS DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA HTU Y ALTURAS EQUIVALENTES DE PLATO TEÓRICO HETP EN COLUMNAS CON EMPAUQUE AL AZAR.

De una forma general, en las operaciones de transferencia de masa intervienen dos resistencias de película. En el caso de existir contacto directo entre dos fases

como ocurre en las columnas empacadas, el empleo de un valor global de HTU simplifica grandemente los cálculos, debido a que la HTU global no varía grandemente⁽⁵³⁾ de un sistema a otro.

Sherwood y Holloway⁽⁸⁴⁾ propusieron correlaciones para el cálculo de las alturas de unidad de transferencia para empaques al azar, dichas correlaciones son

$$HTU_L = \phi \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^J \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.50} \quad (2.50)$$

$$HTU_G = \frac{\alpha G^\beta}{L^\gamma} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0.50} \quad (2.51)$$

Las unidades de HTU obtenidas con estas correlaciones son metros, las respectivas constantes utilizadas en las correlaciones de Sherwood y Holloway se dan a continuación.

Constantes utilizadas para el cálculo de HTU_L en la ec. (2.50)

Tamaño de Empaque, mm	(Φ)	(J)	Rango de L kg/s*m ²
Anillos Raschig			
9.525	0.000926	0.46	0.5424-20.34
13	0.001607	0.35	0.5424-20.34
25	0.003895	0.22	0.5424-20.34
38	0.004323	0.22	0.5424-20.34
50	0.004868	0.22	0.5424-20.34
Sillas Berl			
13	0.002774	0.28	0.5424-20.34
25	0.002448	0.28	0.5424-20.34
38	0.002603	0.28	0.5424-20.34

Constantes utilizadas para el cálculo de HTU_G en la ec. (2.51)

Tamaño de Empaque (mm)	(α)	(β)	(γ)	G kg/m ² s	L kg/m ² s
Anillos Raschig					
9.525	0.61965	0.45	0.47	0.2712-0.678	0.678-2.034
25	0.60847	0.39	0.58	0.2712-1.0848	0.542-2.034
	0.55718	0.32	0.51	0.2712-0.8136	0.678-6.102
38	0.83003	0.38	0.66	0.2712-0.9492	0.678-2.034
	0.68909	0.38	0.40	0.2712-0.9492	2.034-6.102
50	0.89406	0.41	0.45	0.2712-1.0848	0.678-6.102
Sillas Berl					
13	0.54045	0.30	0.74	0.2712-0.9492	0.678-2.034
	0.36736	0.30	0.24	0.2712-0.9492	2.034-6.102
25	0.46107	0.36	0.40	0.2712-1.0848	0.542-6.102
38	0.65237	0.32	0.45	0.2712-1.356	0.542-6.102

Cornell⁽²¹⁾ desarrolló correlaciones para el cálculo de las alturas de unidad de transferencia individuales basadas en estudios con el sistema aire-agua así como en la aplicación a destilación de diversos líquidos orgánicos binarios en columnas con diámetros comprendidos entre 0.2032 y 0.6096 m rellenas con anillos Raschig, sillas Berl y sillas Intalox, las correlaciones de Cornell predicen los valores de HTU en metros. Dichas correlaciones son:

$$HTU_L = \frac{\varphi}{3.28} Sc_L^{0.5} \left(\frac{Z}{3.05} \right)^{0.15} \quad (2.52)$$

$$HTU_G = \frac{A Sc_G^{0.5} Z^{0.33} D_C^m}{\left[L \left(\frac{\mu_L}{0.001} \right)^{0.16} \left(\frac{1000}{\rho_L} \right)^{1.25} \left(\frac{0.072}{\sigma} \right)^{0.8} \right]^n} \quad (2.53)$$

Donde:

$A = 0.017$ para anillos y 0.029 para sillas.

$m = 1.24$ para anillos y 1.11 para sillas.

$n = 0.6$ para anillos y 0.5 para sillas.

El valor de las constantes Φ y ψ de las ecuaciones 2.52 y 2.53 se encuentran en el apéndice A.I.

Fellinger⁽⁸⁴⁾ obtuvo correlaciones gráficas para la estimación de HTU_{OG} en operaciones de absorción de amoníaco para anillos Raschig y sillas Berl; así mismo, Shultes⁽¹³⁴⁾ también correlacionó datos gráficamente para la estimación de HTU_{OG} y k_{La_e} basados en la absorción de amoníaco y dióxido de carbono utilizando como empaque anillos Super- Raschig. Los resultados obtenidos por ambos investigadores se encuentran en el apéndice A.II.

En lo que se refiere al cálculo de HETP Strigle⁽¹³⁸⁾ presenta una correlación empírica para el cálculo de dicha magnitud basada en estudios hechos en procesos de destilación atmosférica, en la cual se puede observar que $HETP_i$ (en pies) es una función de la tensión superficial y viscosidad de la fase líquida. Esta ecuación es aplicable para un rango de tensión superficial (σ_i) de 4 a 36 *dinas/cm* y una viscosidad (μ_{Li}) de 0.08 a 0.83 *cp*. La correlación propuesta por Strigle es:

$$\ln HETP_i = n - 0.187 \ln \sigma_i + 0.213 \ln \mu_{Li} \quad (2.55)$$

Constante "n" para cada empaque en particular utilizada en la ecuación 2.55.

Empaque	Valor de n
IMTP #25	1.13080
IMTP #40	1.31850
IMTP #50	1.56860
Anillos Pall de 1"	1.13080
Anillos Pall de 1.5"	1.35820
Anillos Pall de 2"	1.65840
Sillas Intalox de 1"	1.13080
Sillas Intalox de 1.5"	1.39020
Sillas Intalox de 2"	1.72330

Generalmente los valores tanto de HETP como de HTU tienen un cierto valor promedio. En el apéndice A.III se da una lista⁽¹⁵⁴⁾ de valores típicos de HTU y HETP para diferentes sistemas para que puedan servir como punto de referencia.

2.1.3 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN EMPAQUES ESTRUCTURADOS

Henriques⁽⁵⁶⁾ determinó el área específica interfacial para la transferencia de masa en empaques estructurados Mellapak 125Y, 250Y y 500Y utilizando operaciones de absorción con reacción química, en la cual se absorbía CO₂ disuelto en aire en soluciones de NaOH. En este proceso la velocidad de transferencia de masa es independiente de la fase líquida por lo que se puede decir que $k_C = K_C$. Obteniendo los siguientes modelos para estimar el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa así como el área efectiva interfacial

$$Sh_G = \frac{k_C 4}{D_G a_p} = 0.0338 \left(\frac{4 \rho_G U_G}{a_p \mu_G \cos 45^\circ} \right)^{0.80} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2.56)$$

$$\frac{a_e}{a_p} = 0.465 \left(\frac{\rho_L U_L}{\mu_L a_p} \right)^{0.30} \quad (2.57)$$

Rocha y colaboradores^(109,110), sugieren que el área interfacial es equivalente al área superficial del empaque en condiciones de operación cercanas a la inundación lo cual, es una condición indeseable.

Hay investigadores que sugieren que el líquido no moja completamente la superficie del empaque, especialmente en el caso de soluciones acuosas. Mientras el líquido se extiende para cubrir la superficie entera, una porción de líquido llegará a estancarse y no participará en el proceso de transferencia de masa, se encontró que esta área inactiva es una fuerte función del flujo del líquido.

Utilizando operaciones de destilación para desarrollar modelos de transferencia de masa en columnas empacadas con empaques estructurados en rangos de

presiones de operación de 0.05 a 4.14 bar, con la suposición de que el flujo a través de los empaques estructurados es similar al flujo ocurrido en una columna de pared húmeda, de esta manera el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa está dado por:

$$\frac{k_C S}{D_G} = 0.054 \left[\frac{(U_{Gef} + U_{Lef}) \rho_G S}{\mu_G} \right]^{0.80} \left(\frac{\mu_G}{D_G \rho_G} \right)^{0.333} \quad (2.58)$$

En donde la longitud característica S es la dimensión del lado de la corrugación de sección transversal del empaque y las velocidades efectivas de las fases gaseosa U_{Gef} y líquida U_{Lef} respectivamente son definidas de la siguiente manera:

$$U_{Gef} = \frac{U_G}{\varepsilon(1 - h_L) \text{sen}\theta} \quad (2.59)$$

$$U_{Lef} = \frac{U_L}{\varepsilon h_L (\text{sen}\theta)} \quad (2.60)$$

Donde U_G y U_L son las velocidades superficiales de las fases gaseosa y líquida respectivamente, h_L es la retención líquida total, la cual se encuentra comprendida por dos partes que son la retención líquida estática (h_s) y la retención líquida móvil o de operación (h_o), ε es la relación de volumen hueco entre el volumen del lecho empacado, θ es el ángulo del canal de flujo con respecto a la horizontal y ϕ es el ángulo de contacto tal como se muestra en la figura 2.2

$$h_L = \left(\frac{4}{S} \right) F_s \delta_s + \left(\frac{4}{S} \right) F_o \delta_o \quad (2.61)$$

En donde F_s es un factor de corrección debido a la superficie que no ha sido mojada cuando solamente ocurre la retención estática y F_o representa la corrección correspondiente cuando está presente el flujo del líquido y δ_o y δ_s representan el espesor de las películas líquidas que contribuyen a las retenciones de operación y estática

$$h_s = \frac{4}{S} 0.014 \left(\frac{2\sigma(1 - \cos\gamma)}{\rho_L g \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L}\right)} \right)^{0.50} \quad (2.62)$$

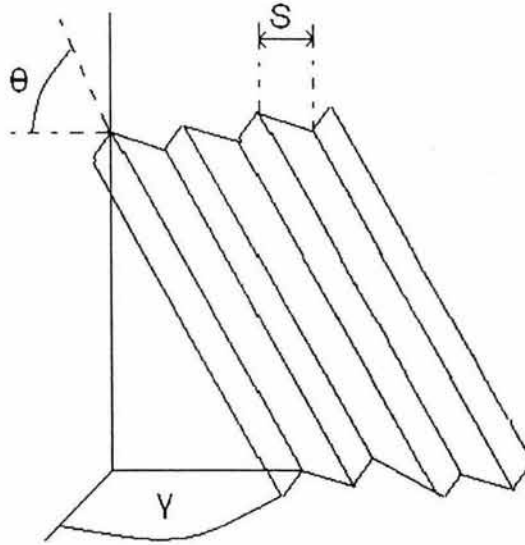


FIGURA 2.2 DIAGRAMA SIMPLIFICADO DE EMPAQUE ESTRUCTURADO.

Para la retención de operación se tienen las siguientes expresiones:

$$F_o = 7.2453 \left[\frac{0.76(We_L Fr_L)^{0.15} 5.64 S^{0.397}}{Re_L^{0.20} \varepsilon^{0.60} (1 - 0.93 \cos\gamma) (\text{sen}\theta)^{0.30}} \right] \quad (2.63)$$

$$\delta_o = \left[\frac{3\mu_L U_L}{\rho_L \varepsilon h_L g \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} - K_1 \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right) \left(\frac{1}{\rho_L g}\right)\right) \text{sen}\theta} \right]^{0.50} \quad (2.64)$$

$$\delta_s = \left[\frac{2\sigma}{\rho_L g \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L}\right) \sin\theta} \right] \quad (2.65)$$

En donde

$$K_1 = \frac{(\rho_L - \rho_G)g}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{inundacion}}} \quad (2.66)$$

Las correlaciones para la retención líquida fueron obtenidas para el sistema aire-agua a presión atmosférica con rangos de U_L de 0.0068 a 0.340 m/s y U_G de 0.461 a 4.367 m/s.

Debido a que la contribución de la retención estática al valor de la retención total es muy pequeña y su cálculo implica cierto grado de complejidad, se puede hacer una simplificación de la ecuación para el cálculo de la retención líquida total, el cual consiste en despreciar el término de retención estática. Esto da como resultado una aproximación bastante razonable en la magnitud de retención líquida con una exactitud satisfactoria. Esta simplificación conduce a:

$$h_L = \left(4 \frac{F_t}{S}\right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{3\mu_L U_L}{\rho_L \varepsilon g_{ef} \sin\theta}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (2.67)$$

$$F_t = \left[\frac{29.12 (We_L Fr_L)^{0.15} 5.64 S^{0.359}}{Re_L^{0.20} \varepsilon^{0.60} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \theta)^{0.30}} \right] \quad (2.68)$$

En donde g_{ef} es la gravedad efectiva que actúa sobre el fluido, la cual está dada por:

$$g_{ef} = g \left[\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right) \left(1 - \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{inundacion}}} \right) \right] \quad (2.69)$$

El coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida se basa en la teoría de la penetración con el reconocimiento de que para algunos sistemas el tiempo de exposición no puede ser tomado como una simple función del flujo del líquido y la longitud de la corrugación.

Debido a que en algunos procesos de transferencia de masa, como es el caso de la destilación, es pequeña la contribución de la resistencia del líquido a la resistencia global a la transferencia de masa, es aceptable usar una aproximación de la teoría de la penetración para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida con una modificación en el tiempo de exposición t:

$$t = \frac{S}{C_E U_{Lef}} \quad (2.70)$$

En donde C_E es un factor ligeramente menor a la unidad. Experimentos realizados con el sistema oxígeno-agua-aire muestran que para muchos empaques bien conocidos $C_E \sim 0.90$. De esta manera, el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida puede ser calculado mediante la siguiente relación:

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L C_E U_{Lef}}{S \pi}} \quad (2.71)$$

Los valores de los coeficientes de transferencia de masa que proporcionan las relaciones anteriores deben multiplicarse por el área interfacial para obtener los coeficientes volumétricos correspondientes.

Para el cálculo del área interfacial para el caso de empaques estructurados metálicos se puede utilizar la relación:

$$\frac{a_e}{a_p} = F_{SE} \frac{29.12 (We_L Fr_L)^{0.15} S^{0.359}}{Re_L^{0.20} \epsilon^{0.60} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \theta)^{0.30}} \quad (2.72)$$

En donde el factor F_{SE} toma en cuenta variaciones en el aumento de la superficie y el ángulo de contacto por la humectabilidad del material. Los números de Weber (We_L), Froude (Fr) y Reynolds (Re_L) se definen en base a la longitud del canal S como la longitud característica de la siguiente manera

$$We_L = \frac{U_L^2 \rho_L S}{\sigma g_c} \quad (2.73)$$

$$Fr_L = \frac{U_L^2}{Sg} \quad (2.74)$$

$$Re_L = \frac{U_L S \rho_L}{\mu_L} \quad (2.75)$$

Para empaques metálicos

Para $\sigma > 0.045 \text{ N/m}$

$$\cos \gamma = 5.211(10^{-16.835\sigma})$$

Para $\sigma < 0.045 \text{ N/m}$

$$\cos \gamma = 0.90$$

En la siguiente tabla se muestran valores de a_p , S , ϵ , F_{SE} y θ para algunos empaques estructurados comunes.

Características de algunos empaques estructurados comunes.

Empaque	(a_p) m^2/m^3	S, m.	(ϵ)	F_{SE}	(θ), Grados
Flexipac-1	443	0.0090	0.91	0.35	45
Flexipac-2	233	0.0180	0.95	0.35	45
Flexipac-3	111	0.0359	0.96	0.35	45
Flexeramic 28	282	0.0120	0.70		45
Flexeramic 48	157	0.0220	0.74		45
Flexeramic 88	101	0.0440	0.85		45
Gempak 2 a	233	0.0180	0.95	0.344	
Gempak 2AT	233		0.95	0.312	
Intalox 1T	315	0.0152	0.94		
Intalox 2T	213		0.95	0.415	
Maxpak	229	0.0175	0.95	0.364	
Mellapak 250Y	250	0.0135	0.95	0.350	45

Empaque	(a _p) m ² /m ³	S, m.	(ε)	F _{SE}	(θ), Grados
Mellapak 350Y	350		0.93	0.350	
Mellapak 500Y	500		0.91	0.35	
Sulzer BX	492	0.0090	0.90		60

Weiland⁽¹⁵⁹⁾ hizo determinaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa, así como de las áreas efectivas interfaciales para empaques Goodle y Motz A2 (similares a Sulzer BX). La determinación del coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa se llevó a cabo por medio de mediciones de SO₂ absorbido en soluciones de sosa cáustica.

El área interfacial efectiva para la transferencia de masa fue medida experimentalmente por medio de la absorción de CO₂ de una corriente de aire en soluciones diluidas de NaOH en condiciones de una reacción química de pseudo primer orden.

Finalmente, el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida fue determinado por la absorción de CO₂ en una solución buffer de carbonato/bicarbonato 0.44N y 0.22N respectivamente. La longitud característica en la cual se basaron los cálculos del número de Reynolds es el diámetro equivalente para los canales de flujo, el cual es 4 veces la fracción hueca (ε) dividida entre el área específica superficial del empaque (a_p).

Los resultados obtenidos para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa para la fase gaseosa fueron:

Para empaques Goodle:

$$Sh_G = 0.0567 Re_G^{1.10} Sc_G^{1/3} \quad (2.76)$$

Para empaques Montz A2

$$Sh_G = 0.0373 Re_G^{1.02} Sc_G^{1/3} \quad (2.77)$$

En ambas correlaciones, el rango de números de Reynolds es de 236 – 470.

De la misma manera, los coeficientes de transferencia de masa en la fase líquida están dados por:

Para empaque Goodle:

$$\text{Sh}_L = 3.4 \text{Re}_L^{-0.08} \text{Sc}_L^{\frac{1}{2}} \quad (2.78)$$

Para Montz A2:

$$\text{Sh}_L = 5.2 \text{Re}_L^{-0.04} \text{Sc}_L^{\frac{1}{2}} \quad (2.79)$$

No se espera (según Weiland) que el flujo de gas tenga influencia sobre el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, a menos de que el gas tenga influencia sobre la turbulencia o patrón de flujo del líquido.

Se encontró que la magnitud del área interfacial se encuentra relacionada directamente con el factor F del lado de la fase gaseosa ($F = \text{Factor de flujo del gas, } U_{GPG}^{0.50}, (\text{m/s})(\text{kg/m}^3)^{0.50}$) y es independiente del flujo de la fase líquida. De tal forma que las ecuaciones para el cálculo de las áreas interfaciales son:

Para empaque Goodle

$$a_e = 356 F^{-0.20} \quad (2.80)$$

Para Montz A2

$$a_e = 265 F^{-0.40} \quad (2.81)$$

La mayoría de las correlaciones para el cálculo de coeficientes de transferencia de masa en la fase líquida desprecian la velocidad del gas así como la altura del empaque. Mientras que la velocidad del gas es ciertamente despreciable para Re_L por debajo de las condiciones de carga, el efecto de la altura del empaque sobre los coeficientes de transferencia de masa debe ser verificado con exactitud, ya que hay investigaciones que sugieren que existe una relación entre ambas variables. Para tomar en cuenta este efecto, Brunazzi⁽²⁵⁾ propone la siguiente

correlación para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, el cual es función de los números de Graetz (Gz) y Kapitza (Ka) siendo

$$Sh_L = A \frac{Gz^B}{Ka^C} \quad (2.82)$$

$$Sh_L = \frac{k_L d}{D_L} \quad (2.83)$$

$$Ka = \frac{\sigma^3 \rho_L}{\mu_L^4 g} \quad (2.84)$$

$$Gz = Re_L Sc_L \frac{\delta}{H} \quad (2.85)$$

Las constantes de Brunazzi utilizadas en la ec. (2.81) son:

Empaque	Material	A	B	C
Mellapak Y	Metal/Plástico	16.43	0.915	0.09
Sulzer BX	Plástico	63.10	0.676	0.09

En donde d es una longitud característica para los grupos Re y Sh . Por esta razón Sh_L se define como una función de la altura de la película y no se basa en el espesor de la misma. El último parámetro que tiene que ser definido es la distancia de flujo H , la cual puede ser función tanto de la dimensión del canal así como de la altura del empaque. Finalmente, la distancia de flujo puede ser calculada por:

$$H = \frac{Z}{\text{sen} \gamma} \quad (2.86)$$

El área específica interfacial para la transferencia de masa esta dada por

$$\frac{a_c}{a_p} = \left(\frac{d_c \text{sen} \theta}{4 \varepsilon} \right) h_L^{1.5} \left(\frac{\rho_L g}{3 \mu_L U_L} \right)^{0.5} \dots (2.86) \quad (2.87)$$

Donde a_e es el área específica interfacial m^{-1} , a_p es el área superficial del empaque m^{-1} , θ el ángulo del canal de flujo con respecto a la horizontal, U_L la velocidad superficial de la fase líquida en m/s y h_L es la retención líquida. El diámetro equivalente del canal d_e es:

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{a_p} \quad (2.88)$$

La dimensión característica de la película líquida d , se define como

$$d = 4\delta \quad (2.89)$$

En donde δ es el espesor de la película líquida. Si la fase líquida es un líquido Newtoniano y fluye en flujo laminar, dicho espesor puede ser calculado por

$$\delta = \left(\frac{3\mu_L}{\rho_L g \text{sen}\gamma} \frac{U_L}{h_L \text{sen}\gamma} \right)^{0.50} \quad (2.90)$$

El número de Reynolds es

$$Re_L = \frac{\rho_L d U_{Lef}}{\mu_L} \quad (2.91)$$

En donde las velocidades efectivas de las fases líquida y gaseosa respectivamente propuestas por Brunazzi son

$$U_{Lef} = \frac{U_L}{h_L \text{sen}\gamma} \quad (2.92)$$

$$U_{Gef} = \frac{U_G}{(\varepsilon - h_L) \text{sen}\theta} \quad (2.93)$$

Para el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, Brunazzi propone utilizar la misma correlación desarrollada por Rocha, Bravo y Fair ec. (2.58)

Este modelo desarrollado por Brunazzi tiene una validez para rangos de flujos volumétricos de líquido y gas de $q_L = 1.2-21.6 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ y $q_G = 0.44-1.4 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ respectivamente, la altura del lecho empacado de la columna utilizada experimentalmente es de 1.90 m.

El primer tipo de modelos presentados para el cálculo de los parámetros involucrados en la transferencia de masa en empaques estructurados fabricados de metal, toman en cuenta la hidráulica de la torre al momento de calcular la retención líquida y así, calcular el área interfacial. Sin embargo, hay investigadores⁽⁵¹⁾ que sugieren que tanto la hidráulica como la transferencia de masa sean analizadas al mismo tiempo, tal es el caso de Gualito y colaboradores⁽⁵⁰⁾, ya que ellos enfatizan el hecho de que en un proceso de transferencia de masa, como pudiera ser el caso de la destilación, ocurren simultáneamente los fenómenos de transferencia de momentum y masa, esto es tomado en cuenta para el desarrollo de modelos para el análisis de hidráulica y transferencia de masa en columnas rellenas con empaque estructurado, generalizando un modelo para empaques de metal, cerámica y plástico (polipropileno), y para trabajar con presiones altas y bajas.

Para estos autores, la retención líquida es el parámetro que relaciona los dos fenómenos de transferencia, de momentum y masa. Para el análisis hidráulico, el incremento en la velocidad de cualquier fase, incrementa el espesor de la película líquida y la retención líquida de películas o gotas, y esto produce un incremento en la caída de presión.

Por otro lado, el aumento en la retención líquida, produce un incremento en el área interfacial dando como resultado, altos valores de coeficientes volumétricos de transferencia de masa.

Una consideración importante en el modelo general desarrollado por Gualito, es el factor de corrección por retención F_t de tal forma que

$$F_t = \frac{a_e}{a_p} = \frac{(We_L Fr_L)^{0.15} A_1 S^{A_2}}{Re_L^{0.20} \epsilon^{0.60} (1 - 0.93 \cos \gamma)(\sin \theta)^{0.30}} \quad (2.94)$$

Este es un parámetro importante en la predicción de la retención líquida, así como del área interfacial en el que los parámetros A_1 y A_2 son constantes que dependen del material de empaque.

A continuación se presentan las ecuaciones utilizadas en el modelo generalizado propuesto por Gualito para el cálculo de los parámetros de transferencia de masa e hidráulica respectivamente.

$$k_C = 0.054 \left(\frac{D_G}{S} \right) \left[\frac{(U_{Gef} + U_{Lef}) \rho_G S}{\mu_G} \right]^{0.80} \left(\frac{\mu_G}{D_G \rho_G} \right)^{0.333} \quad (2.58)$$

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L U_{Lef}}{\pi S}} \quad (2.95)$$

$$U_{Gef} = \frac{U_G}{\varepsilon(1-h_L) \sin \theta} \quad (2.59)$$

$$U_{Lef} = \frac{U_L}{\varepsilon h_L \sin \theta} \quad (2.60)$$

En donde el área interfacial está dada por

$$\frac{a_c}{a_p} = F_t F_{SE} \frac{1.2}{1 + 0.20 \exp 30 \left(\frac{U_L}{2 U_G} \right)} \quad (2.96)$$

Los números adimensionales que aparecen en la ecuación anterior son:

$$We_L = \frac{U_L^2 \rho_L S}{\sigma g_c} \quad (2.73)$$

$$Fr_L = \frac{U_L^2}{Sg} \quad (2.74)$$

$$Re_L = \frac{U_L S \rho_L}{\mu_L} \quad (2.75)$$

En el cálculo de la retención líquida se ve directamente involucrado el cálculo de caída de presión, para lo cual es necesario realizar un proceso iterativo como se muestra a continuación.

1.0 Estimar la caída de presión en seco:

$$\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{\text{SECO}} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_{\text{AIRE,1BAR}}}\right)^{0.40} \left(\frac{C_1 \rho_G U_G^2}{S \varepsilon^2 (\sin \theta)^2} + \frac{C_2 \mu_G U_G}{S^2 \varepsilon (\sin \theta)}\right) \quad (2.97)$$

2.0 Calcular el factor de corrección debido a la retención total:

$$F_t = \frac{a_c}{a_p} = \frac{(We_L Fr_L)^{0.15} A_1 S^{A_2}}{Re_L^{0.20} \varepsilon^{0.60} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \theta)^{0.30}} \quad (2.94)$$

Para $\sigma < \sigma_{\text{referencia}}$

$$\cos \gamma = 0.90$$

Para $\sigma > \sigma_{\text{referencia}}$

$$\cos \gamma = B_1 (10^{B_2 \sigma})$$

3.0 Se fijan las condiciones iniciales para las iteraciones:

$$\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{\text{NUEVA}} = \left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{\text{SECO}}$$

4.0 Se ejecuta el proceso de iteración:

$$h_L = \left(\frac{4F_t}{S}\right)^{\frac{2}{3}} \left[\frac{3\mu_L U_L}{\rho_L \varepsilon g \sin \theta \left\{ \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}\right) \left(1 - \frac{(\Delta P/\Delta Z)_{\text{NUEVO}}}{(\Delta P/\Delta Z)_{\text{INUNDACION}}}\right)\right\}} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.98)$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{SECO}}{[1 - (D_1 + D_2 S)h_L]^5} \quad (2.99)$$

5.0 Verificar la correspondencia:

a) Si

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right) \neq \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{NUEVO} \quad \text{Regresarse al paso 4.0}$$

b) Si

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} \approx \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{NUEVO} \quad \text{Parar}$$

Constantes Utilizadas en el Modelo de Gualito.

Constante	Material de Empaque		
	Metal	Cerámica	Polipropileno
A ₁	29.12	11.54	21.67
A ₂	0.36	0.36	0.13
B ₁	5.21	1.52	5.58
B ₂	-16.83	-3.51	-25.17
(σ _{referencia}), N/m	0.045	0.065	0.035
C ₁	0.177	0.244	0.134
C ₂	88.7	0.0	44.06
D ₁	0.614	0.532	0.633
D ₂	71.35	92.22	130.94
F _{SE}	0.35	0.46	0.46

Se ha observado que se tienen mejores eficiencias en las columnas empacadas cuando es alta la presión de operación. Gualito reporta que a presiones menores de 10 bar, la eficiencia del empaque aumenta conforme aumenta la presión; en un rango de 10 a 15 bar, la eficiencia del empaque no es afectada por la presión; pero a presiones mayores a 15 bar, la eficiencia del empaque disminuye al

aumentar la presión. A presiones altas, el área interfacial observada es mayor que el área superficial del empaque, esto puede ser atribuido a la formación de ondas y gotas de líquido dispersas en la fase gaseosa. Es por esto, que para el cálculo del área interfacial se agrega un factor de corrección que es el cociente de la derecha de la ecuación 2.96 de tal forma que

$$\frac{a_e}{a_p} = F_t F_{SE} \frac{1.2}{1 + 0.20 \exp 30 \left(\frac{U_L}{2U_G} \right)} \quad (2.96)$$

A bajas presiones (hasta 4.14 bar), no tiene un efecto considerable la adición de este factor de corrección y de hecho, se puede utilizar el modelo propuesto por Rocha para el cálculo del área interfacial.

El modelo desarrollado por Gualito es de aplicación general en operaciones de destilación, ya que es aplicable a empaques de metal, cerámica y plástico. Además, es aplicable a cualquier presión de operación.

Wang⁽¹⁶¹⁾ desarrolló correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa y calor en procesos de deshumidificación de aire con soluciones de cloruro de litio. Para desarrollar sus correlaciones hizo experimentos en una columna de vidrio de 0.1524 m de diámetro y una altura de lecho empacado de 0.40 m. Los empaques utilizados incluyen empaques estructurados de PVC.

$$K_y a_c \left(\frac{M_w d_{eq}^2}{D_G \rho_G} \right) = 2.25 (10^{-4}) (1-X)^{-0.75} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.10} Sc_G^{0.333} Re_G^{1.0} \quad (2.100)$$

$$h_G a_{ch} \left(\frac{d_p^2}{k} \right) = 2.78 (10^{-6}) (1-X)^{1.8} \left(\frac{L}{G} \right)^{0.40} Pr_G^{0.333} Re_G^{1.6} \quad (2.101)$$

En donde X es la fracción masa de cloruro de litio en la solución, M_w es el peso molecular del agua, L y G son las velocidades masa de líquido y gas respectivamente en kg/m^2s , $K_y a_c$ es el coeficiente volumétrico global de

transferencia de masa de la fase gaseosa y h_{Ga_eH} es el coeficiente volumétrico de transferencia de calor, k es la conductividad térmica de la fase gaseosa en $kW/m^{\circ}K$.

2.1.4 ALTURA EQUIVALENTE A PLATO TEÒRICO HETP EN EMPAQUES ESTRUCTURADOS

Los métodos cortos son ampliamente usados en los diseños de ingeniería química para la evaluación rápida en un rango de opciones y dan un acercamiento de los resultados que se esperan obtener por medio de métodos rigurosos de cálculo. Existen una serie de correlaciones empíricas para el cálculo de HETP.

Una primera propuesta para el cálculo de la altura equivalente a un plato teórico es para empaques estructurados con un ángulo de corrugación de 45° .

$$HETP = \frac{100}{a_p} \quad (2.102)$$

En donde a_p es el área superficial del empaque. Kister recomienda dividir el valor obtenido por 0.1 para obtener un valor conservador. Sin embargo, esta ecuación no dice nada acerca de la influencia de las propiedades físicas del sistema.

Striegler⁽¹³⁸⁾ proporciona una correlación para el cálculo de HETP(m) para empaques estructurados Intalox en función de la tensión superficial (N/m) y la viscosidad ($kg/m*s$).

$$\log HETP = n - 1.01 - 0.187 \log \sigma + 0.213 \log \mu_L \quad (2.103)$$

En donde la constante n es:

Empaque	Valor de n
Intalox 1T	0.76830
Intalox 2T	1.01280
Intalox 3T	1.38680

Lockett⁽⁸³⁾ propone una correlación para el cálculo de HETP en empaques estructurados para condiciones de operación de la columna referentes al 80% de inundación

$$\text{HETP} = \frac{1.54 \text{ g}^{0.50} (\rho_L - \rho_G)^{0.50} \left(\frac{\mu_L}{\mu_{\text{Agua}}} \right)^{-0.060}}{a_p \left(1 + 0.78 \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \exp(0.00058 a_p) \right)^2} \quad (2.104)$$

2.1.5 CORRELACIONES PARA EL CÁLCULO DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA VALIDAS TANTO PARA EMPAQUE ESTRUCTURADO COMO PARA EMPAQUE AL AZAR

Existen modelos para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa en columnas empacadas, los cuales se pueden aplicar tanto a empaques estructurados como a empaques al azar.

Billet y Schultes^(16,17) obtuvieron correlaciones para las alturas de unidades de transferencia de masa para las fases líquida y gaseosa respectivamente válidas para empaques estructurados y al azar. Las correlaciones de Billet y Schultes son

$$\text{HTU}_L = \frac{1}{C_L} \left(\frac{1}{12} \right)^{\frac{1}{6}} \left(\frac{4 h_L \varepsilon}{D_L a_p U_L} \right)^{\frac{1}{2}} \frac{U_L}{a_h} \quad (2.105)$$

$$\text{HTU}_G = \frac{1}{C_V} (\varepsilon - h_L)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{4 \varepsilon}{a_p^4} \right) \left(\frac{U_G \rho_G}{a_p \mu_G} \right)^{\frac{3}{4}} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{U_G a_p}{D_G a_h} \right) \quad (2.106)$$

$$h_L = \left(12 \frac{U_L^2 a_p}{g} \frac{1}{U_L \rho_L} \frac{1}{a_p \mu_L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{a_h}{a_p} \right)^{\frac{2}{3}} = \left(12 \frac{U_L a_p^2 \mu_L}{g \rho_L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{a_h}{a_p} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (2.107)$$

En donde a_h es el área específica hidráulica del empaque, la cual viene dada por:

$$\text{Re} < 5; \quad \text{Re} = \frac{U_L \rho_L}{a_p \mu_L}$$

$$\frac{a_h}{a_p} = C_h \left(\frac{U_L \rho_L}{a_p \mu_L} \right)^{0.150} \left(\frac{U_L^2 a_p}{g} \right)^{0.10} \quad (2.108)$$

$$\text{Re} \geq 5$$

$$\frac{a_h}{a_p} = 0.85 C_h \left(\frac{U_L \rho_L}{a_p \mu_L} \right)^{0.25} \left(\frac{U_L^2 a_p}{g} \right)^{0.10} \quad (2.109)$$

C_v , C_L y C_h que se encuentran en las ecuaciones 2.105, 2.106, 2.108 y 2.109 son constantes para cada tipo de empaque.

EMPAQUE AL AZAR

Empaque	Tamaño	Material	C_h	C_L	C_v
Sillas Berl	25 mm	Cerámica	0.620	1.246	0.387
	13 mm	Cerámica	0.833	1.364	0.232
Sillas Intalox	50 mm	Cerámica			
	50 mm	Plástico			
Anillos Pall	50 mm	Cerámica	1.335	1.227	0.415
	50 mm	Metal	0.784	1.192	0.410
	35 mm	Metal	0.644	1.012	
	25 mm	Metal	0.719	1.440	0.336
	15 mm	Metal	0.590		
	50 mm	Plástico	0.593	1.239	0.368
	35 mm	Plástico	0.718	0.856	0.380
	25 mm	Plástico	0.528	0.905	0.446
25 mm	Carbón	0.623	1.379	0.471	

Anillos Raschig	25 mm	Cerámica	0.577	1.361	0.412
	15 mm	Cerámica	0.648	1.276	0.401
	10 mm	Cerámica	0.791	1.303	0.272
	6 mm	Cerámica	1.094	1.130	
	15 mm	Metal	0.455		

EMPAQUES ESTRUCTURADOS

Empaque		Material	C_h	C_L	C_v
Euroform	PN-110	Plástico	0.511	0.973	0.167
Gempak	A2 T-304	Metal	0.678		
Impulse	110	Cerámica	1.900	1.317	0.327
Impulse	250	Metal	0.431	0.983	0.270
Mellapak	250Y	Plástico	0.554		
Montz	B1-100	Metal	0.626		
Montz	B1-200	Metal	0.547	0.971	0.390
Montz	B1-300	Metal	0.482	1.165	0.422
Montz	C1-200	Plástico		1.006	0.412
Montz	C2-200	Plástico		0.739	
Ralu Pak	YC - 250	Metal		1.334	0.385

Ortiz del Castillo⁽⁹⁵⁾ propone una serie de correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa en columnas empacadas con empaques estructurados y al azar para operaciones de desorción con vapor de compuestos orgánicos volátiles de corrientes de agua. Las correlaciones obtenidas son:

$$k_C = \frac{0.10 D_G}{d_p} \left\{ \frac{d_p (U_{Gef} + U_{Lef}) \rho_G}{\mu_G} \right\}^{0.2405} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2.110)$$

$$k_L = \frac{0.3415 D_L}{d_p} \left(\frac{d_p (U_{Gef} + U_{Lef}) \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.2337} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (2.111)$$

$$\frac{a_c}{a_p} = \frac{\left(\left(\frac{U_L^2 \rho_L d_p}{\sigma} \right) \left(\frac{U_L^2}{g d_p} \right) \right)^{0.150} a_p d_p^c}{\left(\frac{U_L \rho_L d_p}{\mu_L} \right)^{0.20} \varepsilon^{0.60} (1 - \cos \gamma)} \quad (2.112)$$

Para $\sigma > 0.045 \text{ N/m}$

$$\cos \gamma = 5.211 (10^{-16.835\sigma})$$

Para $\sigma < 0.045 \text{ N/m}$

$$\cos \gamma = 0.90$$

En donde la constante c en ec. (2.112) depende del tipo de empaque.

Sulzer BX	Mellapak 250Y	Fleximax 1"	Flexirings 1"
0.9772	0.7312	0.5005	0.6298

Las velocidades efectivas son.

Para empaque al azar

$$U_{Gef} = \frac{U_G}{\varepsilon(1 - h_L)} \quad (2.113)$$

$$U_{Lef} = \frac{U_L}{\varepsilon h_L} \quad (2.114)$$

Para empaques estructurados.

$$U_{Gef} = \frac{U_G}{\varepsilon(1 - h_L)\text{sen}\theta} \quad (2.59)$$

$$U_{Lef} = \frac{U_L}{\varepsilon h_L \text{sen}\theta} \quad (2.59)$$

En este modelo se considera que los fenómenos de transferencia de masa y momentum ocurren simultáneamente, por lo que se deben resolver simultáneamente las ecuaciones de hidráulica de la columna así como las de transferencia de masa.

$$d_p = \frac{6(1 - \varepsilon)}{a_p} \quad (2.115)$$

$$Re_G = \frac{U_G \rho_G d_p}{\mu_G} \quad (2.116)$$

$$f = \frac{C_1}{Re_G} + \frac{C_2}{\sqrt{Re_G}} + C_3 \quad (2.117)$$

$$\Delta P_{SECO} = \frac{f a_p \rho_G U_G^2}{8 \varepsilon^{4.65}} \quad (2.118)$$

$$h_{LO} = 3.6 \left(\frac{U_L a_p^{0.50}}{g^{0.50}} \right)^{0.66} \left(\frac{\mu_L a_p^{1.5}}{\rho_L g^{0.50}} \right)^{0.25} \left(\frac{a_p^2 \sigma}{\rho_L g} \right)^{0.10} \quad (2.119)$$

$$h_L = h_{LO} \left(1 + \left(\frac{\Delta P_{TOT}}{\rho_L g} \right)^2 \right) \quad (2.120)$$

$$d_L = C_L \sqrt{\frac{6\sigma}{(\rho_L - \rho_G)g}} \quad (2.121)$$

$$a_L = \frac{6h_L}{d_L} \quad (2.122)$$

$$\frac{\Delta P_{TOT}}{\Delta P_{SECO}} = \frac{a_L + a_p}{a_p} \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon - h_L} \right)^{4.65} \quad (2.123)$$

$$X = 3600\varepsilon^2 + 186480h_{LO}\varepsilon + 32280d_L a_p \varepsilon + 191844h_{LO}^2 + 95028d_L h_{LO} + 10609d_L^2 a_p^2 \quad (2.124)$$

En la ecuación 2.121 $C_L = 0.40$ para empaque al azar y 0.80 para empaques estructurados.

Constantes de Stichlmair para estimar el factor de fricción, ec. 2.117.

Tipo de Empaque	C_1	C_2	C_3
Esferas	24	4	0.28
Anillos Raschig de metal	48	8	2.0
Anillos Raschig de cerámica	60	1	7.5
Anillos Pall	33	7	1.4
Sillas	32	7	1.0
Empaque estructurado	18	4	0.20

2.2.0 TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS DE PLATOS

Las columnas de platos son cilindros verticales en donde se ponen en contacto el líquido con el vapor por medio de platos o charolas. El líquido entra en la parte superior de la columna y fluye de manera descendente por gravedad, mientras que el vapor se introduce en el fondo de la columna y fluye de manera ascendente a través de la columna pasando por cada plato a través de orificios, logrando con esto que el gas sea burbujeado dentro del líquido y por

consiguiente, un contacto íntimo entre las fases para que se pueda llevar a cabo el proceso de transferencia de masa.

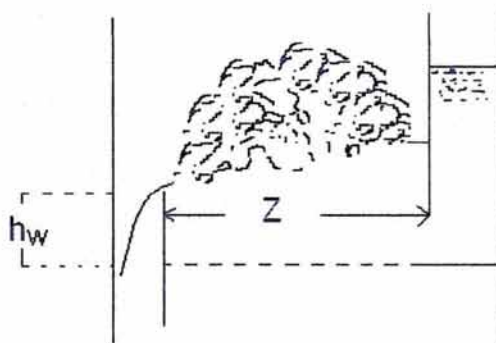


FIGURA 2.3 DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UN PLATO PERFORADO DE FLUJO TRANSVERSAL.

La altura de la compuerta del plato es h_w , Z es la longitud del recorrido de la fase líquida sobre el plato y z es la anchura promedio del flujo promedio del líquido sobre el plato. Con el flujo ascendente del gas a través de la columna, éste atraviesa la laguna de líquido que hay sobre el plato produciendo una espuma la cual es deseable por que así se obtienen grandes áreas de contacto entre el líquido y el gas aumentando la eficiencia en el proceso de transferencia de masa.

Los platos pueden ser de diferentes diseños, entre los que se encuentran:

- Platos perforados.
- Platos con borboteadores (cachuchas de burbujeo).
- Platos con válvulas.



FIGURA 2.4 PLATO DE VÁLVULAS.

2.2.1 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS DE PLATOS

Azrak⁽⁴⁰⁾ realizó experimentos de absorción de H₂S y CO₂ de corrientes de gas con soluciones de dietanolamina y monoetaloamina respectivamente, con el fin de obtener correlaciones tanto para el área interfacial por unidad de área activa del plato a_e (m²/m²), como para el coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase gaseosa utilizando columnas de platos de válvulas de tipo Glitsch con las siguientes condiciones experimentales:

Velocidad de la fase gaseosa $U_G = 0.23-0.83$ m/s, flujo volumétrico de líquido Q_L por longitud de la compuerta del plato W , $Q_L/W = 0.355(10^{-3})-7.58(10^{-3})$ m³/s*m y altura de la compuerta $h_w = 0.029 - 0.102$ m.

Los resultados fueron:

$$a_e'' = 97.8 \left(\frac{Q_L}{W} \right)^{0.130} \left(U_G \rho_G^{0.50} \right)^{0.36} h_w^{0.06} \quad (2.125)$$

$$k_G a_e'' = 0.00239 \left(\frac{Q_L}{W} \right)^{0.38} \left(U_G \rho_G^{0.50} \right)^{1.28} h_w \quad (2.126)$$

Se han propuesto correlaciones⁽¹⁰⁰⁾ para el cálculo de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa tanto para la fase líquida como para la fase gaseosa en platos perforados Chan y Fair obtuvieron eficiencias de platos de un banco de datos de operaciones de destilación y dedujeron la siguiente expresión para el coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa.

$$k_C a_e = \frac{D_G (1030f + 867f^2)}{(h_L)^{1/2}} \quad (2.127)$$

Para la fase líquida se tiene que para platos perforados

$$k_L a_e = \left(3.85(10^8 D_L) \right)^{1/2} (0.40 U_A \rho_G^{0.5} + 0.17) \quad (2.128a)$$

Para platos con borboteadores

$$k_L a_c = \left(4.127(10^8 D_L)\right)^{1/2} \left(0.21 U_A \rho_G^{0.5} + 0.15\right) \quad (2.128b)$$

Donde la altura de líquido claro sobre el plato es h_L , el término $U_A \rho_G^{0.50}$ en $m/s(kg/m^3)^{0.50}$, U_A es la velocidad activa de la fase gaseosa definida como la relación del flujo volumétrico del gas Q_G dividido entre el área activa A_A , la cual es el área ocupada por las perforaciones del plato y f es la relación de la velocidad de operación de la fase gaseosa (U_G) con respecto a la velocidad de inundación (U_{GF}) $f=(U_G/U_{GF})$.

2.2.2 EFICIENCIA EN COLUMNAS DE PLATOS

La eficiencia de los platos se define como el cambio real de las concentraciones de una fase en el plato en relación con el cambio de concentraciones si esa fase hubiese salido en equilibrio con la otra fase.

La *eficiencia global de la columna*, E_o , es definida como la relación del número de platos teóricos dividido entre el número de platos reales de la columna

$$E_o = \frac{N_{\text{TEORICOS}}}{N_{\text{REALES}}} \quad (2.129)$$

La figura 2.5 representa un plato n , en el cual se alimenta líquido de un plato $n-1$ con una composición promedio x_{n-1} fracción mol del componente transferido y produce líquido de composición x_n al plato inferior. Al mismo tiempo, la fase gaseosa de composición y_{n+1} se eleva desde el plato inferior y como resultado de la transferencia de masa, el gas abandona el plato n con una composición y_n . De tal forma que la *eficiencia puntual* E_{OG} del plato a la transferencia de masa en base a la fase gaseosa, se define como

$$E_{OG} = \frac{y_{n\text{local}} - y_{n+1\text{local}}}{y_{n\text{local}}^* - y_{n+1\text{local}}} \quad (2.130)$$

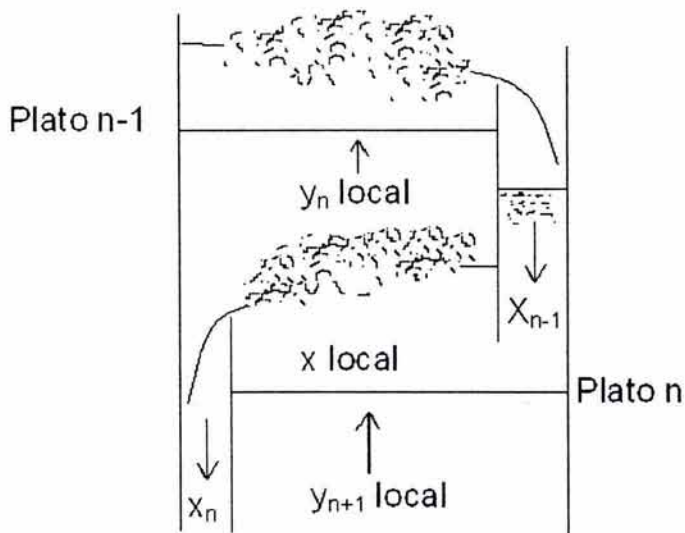


FIGURA 2.5 EFICIENCIA PUNTUAL E_{OG} DE PLATOS.

Considérese que el gas se eleva con una masa velocidad molar de G_m (moles/(tiempo)(área de sección transversal)). Sea la superficie efectiva interfacial entre el gas y el líquido a_e , área/volumen de espuma líquido gas. Cuando el gas se eleva una altura diferencial dh_L , el área de contacto por unidad de área del plato es adh_L . Si mientras tiene una concentración y , sufre un cambio de concentración dy en esta altura, y si la cantidad de gas permanece esencialmente constante, la rapidez de transferencia de masa del soluto es $G_m dy$:

$$G_m dy = K_y a_e dh_L (y_{local}^* - y) \quad (2.131)$$

Entonces

$$\int_{y_{n+1,local}}^{y_{n,local}} \frac{dy}{y_{local}^* - y} = \int_0^{h_L} \frac{K_y a_e dh_L}{G_m} \quad (2.132)$$

Puesto que y_{local}^* es constante para x_{local} constante,

$$\begin{aligned}
 -\ln \frac{y_{\text{local}}^* - y_{n\text{local}}}{y_{\text{local}}^* - y_{n+1\text{local}}} &= -\ln \left(1 - \frac{y_{n\text{local}} - y_{n+1\text{local}}}{y_{\text{local}}^* - y_{n+1\text{local}}} \right) = \\
 -\ln(1 - E_{\text{OG}}) &= \frac{K_y a_c h_L}{G_m}
 \end{aligned}
 \tag{2.133}$$

Por lo tanto

$$E_{\text{OG}} = 1 - \exp\left(\frac{-K_y a_c h_L}{G_m}\right) = 1 - \exp(\text{NTU}_{\text{OG}})
 \tag{2.134}$$

Donde h_L es la altura promedio del líquido sobre el plato y NTU_{OG} es el número de unidades de transferencia de masa globales de la fase gaseosa, la cual, se puede obtener de forma similar que los coeficientes de transferencia de masa globales, a partir del número de unidades de transferencia individuales, de la forma

$$\frac{1}{\text{NTU}_{\text{OG}}} = \frac{1}{\text{NTU}_G} + \frac{mG_m}{L_m} \frac{1}{\text{NTU}_L}
 \tag{2.135}$$

La eficiencia puntual del plato, se basa en la relación de concentraciones locales. De igual manera que E_{OG} se define la *eficiencia de Murphree*, la cual también se define como la relación del cambio de concentraciones producidas por el plato real entre la diferencia de concentración efectuada por un plato teórico, sin embargo, en este caso se utilizan concentraciones promedio en el plato. De manera que, en base a la fase, la eficiencia de Murphree es

$$E_{\text{MG}} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}
 \tag{2.136a}$$

De la misma manera que para la fase gaseosa, se puede definir la eficiencia de Murphree basada en el cambio de concentraciones en el líquido

$$E_{\text{ML}} = \frac{X_n - X_{n-1}}{X_n^* - X_{n-1}}
 \tag{2.136b}$$

Un factor de gran importancia al considerar la eficiencia de un plato es el arrastre fraccional E , que es la cantidad de líquido que es arrastrado por el gas hacia un plato superior respecto de la cantidad de líquido alimentado al plato disminuyendo así, la eficiencia del plato. Este efecto es acumulativo y las cargas en platos superiores pueden llegar a ser excesivas.

Existe una relación entre E_{OG} y E_{MG} en la cual, existen dos casos extremos que son:

- Líquido perfectamente mezclado, de concentración uniforme x_n en todos los puntos. En este caso $E_{OG} = E_{MG}$.
- Líquido en flujo tapón sin mezclado; cada partícula permanece sobre el plato durante el mismo periodo, en este caso

$$E_{MG} = \frac{L_m}{mG_m} \left(\exp\left(\frac{E_{OG}mG_m}{L_m}\right) - 1 \right) \quad (2.137)$$

En este caso m es la pendiente de la curva de equilibrio ($m = y/x$).

El caso intermedio, el cual es más probable, el transporte de soluto se puede describir en función de una difusividad de remolino D_E , de la forma

$$\frac{E_{MG}}{E_{OG}} = \frac{1 - e^{-(\eta+Pe)}}{(\eta+Pe) \left(1 + \frac{\eta+Pe}{\eta}\right)} + \frac{e^{\eta} - 1}{\eta \left(1 + \frac{\eta}{\eta+Pe}\right)} \quad (2.138)$$

$$\eta = \frac{Pe}{2} \left[\left(1 + \frac{4mG_mE_{OG}}{L_mPe}\right)^{0.50} - 1 \right] \quad (2.139)$$

$$Pe = \frac{Z^2}{D_E\theta_L} \quad (2.140)$$

En donde θ_L es el tiempo de residencia del líquido sobre el plato y Z es la longitud que recorre el líquido sobre el plato.

Para corregir la eficiencia de Murphree debido a los efectos que pueda tener el arrastre fraccional de líquido, es necesario hacer correcciones a E_{MG} por efecto de E de tal forma que:

$$E_{MGE} = \frac{E_{MG}}{1 + E_{MG} \frac{E}{1 - E}} \quad (2.141)$$

Las siguientes correlaciones para calcular los parámetros correspondientes válidos para platos perforados fueron desarrolladas por el AIChE⁽¹⁴⁵⁾. El número de unidades de transferencia en cada fase son función de la altura de la compuerta h_w , la velocidad del gas basada en el área activa del plato U_A , el espesor de flujo promedio sobre el plato z ($z = (\text{Diámetro de la torre} + \text{longitud de la compuerta})/2$) y la longitud de trayectoria sobre el plato Z

$$NTU_G = \frac{0.776 + 4.57 h_w - 0.238 U_A \rho_G^{0.50} + 104.6 \frac{Q_L}{Z}}{Sc_G^{0.50}} \quad (2.142)$$

$$NTU_L = 40000 D_L^{0.50} \left(0.213 U_A \rho_G^{0.50} + 0.15 \right) \theta_L \quad (2.143)$$

La difusividad de remolino D_E y el tiempo de residencia del líquido θ_L son respectivamente

$$D_E = \left(3.93(10^{-3}) + 0.0171 U_A + 3.67 \frac{Q_L}{Z} + 0.1800 h_w \right)^2 \quad (2.144)$$

$$\theta_L = \frac{h_L z Z}{Q_L} \quad (2.145)$$

Bennett^(11,12,13,14) desarrolló correlaciones para las eficiencias de platos perforados. Según Bennett, existen tres zonas en un plato de contacto gas líquido como se muestra en la figura 2.6: la zona de líquido continuo, la zona de dos fases y la zona fase gaseosa continua. Bennett sugiere que en muchas

ocasiones, gran parte de la transferencia de masa ocurre en la región continua de líquido.

Para el desarrollo de este modelo se utilizan dos zonas como es mostrado en la figura 2.6. En este modelo se considera que hay una región continua de fase líquida localizada cerca del la piso del plato y una región continua de fase gaseosa arriba de la región continua de líquido.

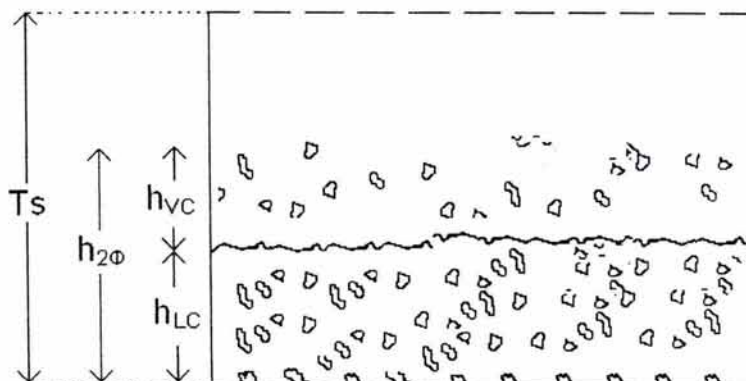


FIGURA 2.6 DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE LAS DOS ZONAS.

La región continua de líquido tiene una altura h_{LC} (m) y una densidad efectiva promedio de espuma Φ_{LC} (adimensional). La región continua de fase gaseosa tiene una altura h_{VC} y una densidad efectiva promedio de la espuma Φ_{VC} .

$$h_L = \phi_c h_{Fe} = \phi_{2\phi} h_{2\phi} = \phi_{LC} h_{LC} + \phi_{VC} h_{VC} \quad (2.146)$$

En donde h_L la cantidad de líquido total sobre el plato; Φ_{Fe} y h_{Fe} son la densidad efectiva promedio y altura respectivamente de la espuma; $\Phi_{2\phi}$ y $h_{2\phi}$ son la densidad y altura respectivamente de las dos fases.

$$\phi_{2\phi} = \frac{h_L}{h_{2\phi}} \quad (2.147)$$

Y h_L es obtenido por

$$h_L = h_{Fe} \phi_c \quad (2.148)$$

$$h_{Fe} = h_w + C \left(\frac{Q_L/W}{\phi_c} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (2.149)$$

$$\phi_c = \exp(-12.55 Ks^{0.910}) \quad (2.150)$$

En donde Ks es la velocidad del gas corregida por densidades sobre el área de burbujeo, Q_L/W es la relación del flujo volumétrico del líquido entre la longitud de la compuerta.

$$Ks = U_A \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (2.141)$$

Y la constante C es:

$$C = 0.501 + 0.439 \exp(-137.8 h_w) \quad (2.152)$$

La altura global de la espuma es función de la cantidad de líquido sobre el plato, el diámetro de los orificios del plato d_o , del número Froude de la fase gaseosa, así como del área de los orificios A_o y del área activa A_A .

$$\frac{h_{2\phi}}{h_{Fe}} = 1 + \left[1 + 6.9 \left(\frac{h_L}{d_o} \right)^{-1.83} \right] \frac{Fr_G}{2} \quad (2.153)$$

Donde

$$U_{ej} = 3 Ks \sqrt{\frac{\sqrt{3}}{\phi_c \left(\frac{A_o}{A_A} \right)}} \quad (2.154)$$

$$Fr_G = \frac{U_{ej}^2}{gh_{Fe}} \quad (2.155)$$

Bennett recomienda el uso de la siguiente correlación para calcular el punto de eficiencia global basado en la región continua de fase líquida

$$E_{OG_{LC}} = 1 - \exp \left(\frac{-0.0029}{1 + m \frac{\rho_G}{\rho_L} \sqrt{\frac{D_G(1-\phi_e)}{D_L \left(\frac{A_O}{A_A} \right)}}} * X * Y * Z \right) \quad (2.156)$$

Donde:

$$X = \left(\frac{\rho_G U_H h_{Fe}}{\mu_G} \right)^{0.4136} ; Y = \left(\frac{h_L}{d_O} \right)^{0.6074} ; Z = \left(\frac{A_O}{A_A} \right)^{-0.3195}$$

El grado en el que la fase gaseosa se encuentra mezclada puede ser estimado en base al número de Peclet para el gas de acuerdo con

$$Pe_G = \frac{U_A Z^2}{D_{EG} (T_S - h_{2\phi})} \quad (2.157)$$

Se recomienda el valor de $D_{EG} = 0.01 \text{ m}^2/\text{s}$. Si $h_{2\phi}/T_S \geq 1$, la fase gaseosa no se encuentra mezclada.

Cuando la fase gaseosa se encuentra bien mezclada pero la fase líquida se encuentra parcialmente mezclada, se puede estimar la eficiencia de Murphree ($E_{MG}(E=0)$) considerando cero el arrastre fraccional (E) para rangos de $0.5 \leq \lambda \leq 3.0$, $0.4 \leq E_{OG} \leq 1.0$ y $0 \leq Pe_L \leq 1000$

$$E_{MG}(E=0) = \frac{\left[1 + \left(\frac{\lambda E_{OG_{LC}}}{N} \right) \right]^N - 1}{\lambda} \quad (2.158)$$

Cuando la fase gaseosa no se encuentra mezclada, la eficiencia de Murphree depende de la dirección de flujo. Para flujo paralelo y para rangos de $0.5 \leq \lambda \leq 3.0$, $0.4 \leq E_{OG} \leq 1.0$ y $0 \leq Pe_L \leq 1000$, y puede ser estimada mediante la ecuación

$$E_{MG}(E=0) = \frac{\left[1 + \left(\frac{\lambda E_{OG_{LC}}}{N}\right)\right]^N - 1}{\lambda} \left[1 - 0.0335 \lambda^{0.6255} E_{OG}^{1.69591} Pe_L^{0.16625}\right]$$

Para el caso de flujo transversal y para rangos de $0.5 \leq \lambda \leq 3.0$, $0.4 \leq E_{OG} \leq 1.0$, $0 \leq Pe_L \leq 1000$.

Donde N es el número de células de mezclado y es función del número de Peclet del líquido.

$$E_{MG}(E=0) = \frac{\left[1 + \left(\frac{\lambda E_{OG_{LC}}}{N}\right)\right]^N - 1}{\lambda} \left[1 - 0.0335 \lambda^{1.07272} E_{OG_{LC}}^{2.51844} Pe_L^{0.17524}\right]$$

$$N = \frac{Pe_L + 2}{2} \quad (2.161)$$

$$Pe_L = \frac{Q_L Z^2}{A_A h_L De_L} \quad (2.162)$$

La difusividad de eddy se calcula por

$$D_{EL} = 0.096 (gh_{2\phi}^3)^{\frac{1}{2}} \quad (2.163)$$

La eficiencia de Murphree corregida por efecto del arrastre así como del escurrimiento de líquido a través del plato puede ser obtenida mediante la siguiente correlación

$$\frac{E_{MG}}{E_{MG}(E=0)} = 1 - 0.8 E_{OG_{LC}} \lambda^{0.543} E \frac{G}{L} \quad (2.164)$$

El arrastre es definido por

$$E = 0.0035 \left(\frac{T_s}{h_{2\phi}}\right)^{-1.10} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{0.5} \phi_{2\phi}^\beta \quad (2.165)$$

Donde $\Phi_{2\Phi} = h_L/h_{2\Phi}$, y

$$\beta = 0.5 \left\{ 1 - \tanh \left[1.3 \ln \left(\frac{h_L}{d_o} \right) - 0.15 \right] \right\} \quad (2.166)$$

Las condiciones experimentales bajo las cuales se desarrolló ésta correlación son:

Parámetro	Mínimo	Máximo
Diámetro de los orificios, d_o m.	0.0032	0.0217
Espaciamiento entre platos T_s , m.	0.3	0.61
Altura de la compuerta h_w , m.	0.038	0.051
Relación del área de los orificios al área activa A_o / A_A	0.08	0.14
Relación líquido gas, L/G	0.90	18.3
Pendiente de la curva de equilibrio, m	0.633	1.139
Relación de la curva de equilibrio a la línea de operación, $\lambda = mG/L$	0.043	1.13
Q_L/W , $m^3/s/m$	0.00015	0.0212
Inventario de líquido h_L , m.	0.0076	0.066
$Re_{LIQUIDO}$	9200	69700
$Sc_{LIQUIDO}$	3.09	920
Sc_{GAS}	0.75	1.70
$(\rho_L - \rho_G)/\rho_G$	2.37	1465

Bennett encontró que la correlación anterior es válida para un amplio rango de números de Froude, con una posible excepción, cuando los números de Fraude son menores de 0.40, la correlación predice eficiencias más bajas que las encontradas experimentalmente.

Kessler y Wanakat⁽¹¹⁷⁾ proponen las siguientes correlaciones para la estimación del porcentaje de eficiencia global de las columnas de platos.

Para destilación

$$E_o = 0.54159 - 0.29377 \log(\alpha \mu_L) \quad (2.167)$$

Para absorción

$$E_o = 0.13247 + 0.11656 \log\left(\frac{\rho_L}{K \mu_L M_L}\right) + 0.024816 \left[\log\left(\frac{\rho_L}{K \mu_L M_L}\right) \right]^2 \quad (2.168)$$

Dickamer y Bradfor correlacionaron la eficiencia global del componente clave que se absorbe en mezclas de hidrocarburos, en la cual, involucran la viscosidad media del aceite hidrocarburo con la cual entra o sale del absorbedor a la temperatura promedio a la que opera el absorbedor en un rango de viscosidades de 0.19 a 1.58cp. La correlación es

$$E_o = 19.2 - 57.8 \log(\mu_{Li}) \quad (2.169)$$

O`Connell⁽⁹³⁾ desarrolló una expresión para el cálculo de la eficiencia global de la columna en procesos de absorción de uso más general, donde no solamente incluye el término de la viscosidad de la fase líquida (μ_{Li} en cp), sino que también incluye la densidad del líquido (ρ_{Li} en lb/pe³) así como el valor de la constante de distribución ($K=y/x$) de las especies que se absorben, la correlación es

$$\log E_o = 1.597 - 0.199 \log\left(\frac{K M_L \mu_{Li}}{\rho_L}\right) - 0.0896 \left[\log\left(\frac{K M_L \mu_{Li}}{\rho_{Li}}\right) \right]^2 \quad (2.170)$$

Jacimovic⁽⁶⁴⁾ propone la siguiente correlación para estimar la eficiencia de Murphree basada en estudios experimentales con procesos de destilación de mezclas etanol-agua.

$$E_{MG} = 0.726 \lambda^{-0.2990} \exp\left(0.0457 \frac{U_G - 0.17}{\lambda^{1.71}}\right) \quad (2.171)$$

El uso de esta correlación es válido para platos perforados y de válvulas, y su uso se recomienda en los siguientes casos:

- Para mezclas binarias etanol-agua.
- Para columnas con diámetros comprendidos entre 0.314 y 1.20 m.
- Cuando el arrastre fraccional es relativamente pequeño.
- Con rangos de la relación entre la pendiente de la curva de equilibrio y la línea de operación $\lambda = 0.10 - 15$, ($\lambda = mG/L$) y velocidades de la fase gaseosa $U_G = 0.3 - 1.5$ m/s.

En el apéndice A.IV se da una lista de eficiencias para diversos tipos de platos y sistemas medidas experimentalmente, las cuales pueden servir como un punto de comparación al momento de calcular dichos parámetros.

2.3.0 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS DE BURBUJEO

Una columna de burbujeo es un equipo en el cual una corriente de gas se introduce en un líquido. El gas se burbujea en el líquido desde el fondo de la columna, en donde el gas pasa a través de un difusor, el cual puede ser un simple tubo abierto en el fondo de la columna o un tubo con varios orificios por donde pasa el gas. También pueden utilizarse como difusores platos porosos hechos de plástico, cerámica o metálicos.

En este tipo de aparatos en donde la fase gaseosa se dispersa en forma de burbujas en el líquido, la resistencia principal a la transferencia de masa se encuentra en la fase líquida, por lo que las correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa son generalmente para la fase líquida. Se han realizado revisiones bibliográficas^(97,137), así como desarrollo de nuevas correlaciones para estimar el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida.

Hughmark⁽⁶⁰⁾ obtuvo una correlación para el cálculo del coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida con los sistemas aire-agua, aire-glicerina y CO₂-agua, válida para velocidades del gas de 0.004-0.45 m/s en columnas de diámetro mayor a 0.10 m y un difusor de multiorificio.

$$\frac{k_L d_B}{D_L} = 2 + 0.0187 \left[\left(\frac{d_B U_G \rho_L}{h_G U_L} \right)^{0.484} \left(\frac{d_B g^{\frac{1}{3}}}{D_L^{\frac{2}{3}}} \right)^{0.072} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.339} \right]^{1.61} \quad (2.172)$$

$$a_c = 6 \frac{h_G}{d_B} \quad (2.173)$$

Siendo el diámetro de la burbuja d_B

$$d_B = 0.635 \left(\frac{\sigma}{0.072} \right)^{0.60} \left(\frac{1000}{\rho_L} \right)^{0.20} \quad (2.174)$$

La retención de la fase gaseosa, h_G , está dada por

$$h_G = \frac{1}{2 + \frac{0.35}{U_G} \left(\frac{\rho_L \sigma}{0.072} \right)^{\frac{1}{3}}} \quad (2.175)$$

Fair⁽⁴³⁾ presenta una ecuación teórica para calcular el coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida

$$k_L a_c = 3.31 \left(\frac{D_L h_G}{d_B^2} \right) \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{d_B \rho_L U_G}{\mu_L h_G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (2.176)$$

Akita y Yoshida⁽⁴⁾ obtuvieron una correlación para el cálculo del coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida con los sistemas aire-

agua, aire-glicerina, metanol-aire, agua-helio y CO₂-agua válida para velocidades del gas de 0.003-0.4 m/s y velocidades de líquido de 0-0.44 m/s en columnas de diámetros comprendidos entre 0.152 y 0.6 m, densidad de la fase líquida de 800 a 1600 kg/m³, viscosidades de la fase líquida de 0.00058 a 0.021 kg/m*s y un difusor de orificio simple.

$$\frac{k_L a_c D_C^2}{D_L} = 0.60 \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.50} \left(\frac{g D_C^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0.62} \left(\frac{g D_C^2 \rho_L^2}{\mu_L^2} \right)^{0.31} h_G^{1.10} \quad (2.177)$$

Donde la retención de la fase gaseosa está dada por:

$$\frac{h_G}{(1-h_G)^4} = 0.20 \left(\frac{g D_C^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{\frac{1}{8}} \left(\frac{g D_C^3 \rho_L^2}{\mu_L^2} \right)^{\frac{1}{12}} \left(\frac{U_G}{\sqrt{g D_C}} \right) \quad (2.178)$$

Hikita⁽⁵⁸⁾ obtuvo una correlación para el cálculo del coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida con los sistemas aire-agua, oxígeno-agua, Hidrógeno-agua, metano-agua, solución de sacarosa-aire, butanol-aire y metanol-aire válida para velocidades del gas de 0.042-0.38 m/s en columnas de diámetros comprendidos entre 0.10 y 0.19 m, densidad de la fase líquida de 998 a 1230 kg/m³, viscosidades de la fase líquida de 0.0008 a 0.011 kg/m*s y un difusor de orificio simple.

$$\frac{k_L a_c U_G}{g} = 14.9 \left(\frac{U_G U_L}{\sigma} \right)^{1.78} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{-0.248} * \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0.243} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-0.604} \quad (2.179)$$

Ozturk⁽⁹⁷⁾ hizo experimentos con 17 líquidos orgánicos puros y 17 mezclas de líquidos utilizando como fase gaseosa helio, aire, nitrógeno, CO₂, e hidrógeno; el rango de velocidades del gas fue de 0.008 a 0.10 m/s, la difusividad de la fase líquida debe estar en un rango de 0.29*10⁻⁹ a 5.85*10⁻⁹ m²/s, la densidad de la

fase líquida entre 714 y 1593 kg/m³, la densidad de la fase gaseosa entre 0.09 y 2.46 kg/m³. El resultado obtenido es

$$\begin{aligned} Sh_L &= 0.62 \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.50} \left(\frac{g \rho_L d_B^2}{\sigma} \right)^{0.33} \left(\frac{g \rho_L^2 d_B^3}{\mu_L^2} \right)^{0.29} \\ &* \left(\frac{U_G}{\sqrt{g d_B}} \right)^{0.68} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.04} \end{aligned} \quad (2.180)$$

Sotelo y Benitez⁽¹³⁷⁾ proponen una correlación para el cálculo del coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida en la cual se incluye un nuevo parámetro adimensional, que indica la relación del diámetro del poro del difusor d_p con el diámetro de la columna D_c . Su correlación es

$$\begin{aligned} \frac{k_L a_e U_G}{g} &= 16.9 \left(\frac{U_G \mu_L}{\sigma} \right)^{2.14} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{-0.518} \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0.047} \\ &* \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-0.038} \left(\frac{d_p}{D_c} \right)^{0.908} \end{aligned} \quad (2.181)$$

Se ha propuesto una correlación⁽³⁾ para el caso en el que la fase líquida en la columna sean líquidos pseudo plásticos. La parte experimental se llevó a cabo con columnas de 5, 10, 15 y 20 cm de diámetro interno y 250 cm de altura. La fase gaseosa la constituyeron aire puro y una mezcla aire-CO₂ Dando como resultado

$$\begin{aligned} \frac{k_L a_e D_C^3}{D_L} &= 0.0308 \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.50} \left(\frac{g D_C^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0.75} \\ &* \left(\frac{g D_C^3 \rho_L^2}{\mu_L^2} \right)^{0.39} \frac{U_G}{\sqrt{g D_C}} \end{aligned} \quad (2.182)$$

En donde la viscosidad de la fase líquida varía de la forma

$$\mu_L = K \left(\frac{U_G}{D_C/2} \right)^{n-1} \quad (2.183)$$

2.4.0 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS DE PARED HÚMEDA

Las columnas de pared húmeda o de película descendente se han llegado a aplicar en estudios teóricos de transferencia de masa debido a que la superficie interfacial puede ser bien conocida y mantenida bajo control. Industrialmente se han utilizado para operaciones de absorción para sistemas que provocan una gran evolución de calor. Se dispone de áreas grandes de superficie abierta para la transferencia de calor para una transferencia de masa dada en este tipo de equipos, debido a la lenta transferencia de masa inherente a los equipos de pared húmeda. Este tipo de equipo consiste en una envolvente de sección circular en la cual la fase líquida fluye de manera descendente por la superficie interna de la envolvente mientras que la fase gaseosa fluye en forma ascendente a través del centro de la columna.

Gilliland y Sherwood⁽⁴⁶⁾ encontraron que, para la vaporización de líquidos puros en corrientes de aire con un rango de presiones de 0.145-3.06 atm y $Re_G = 2000 - 27000$, el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa se obtiene de:

$$Sh_G = 0.023 Re_G^{0.83} Sc_G^{0.44} \quad (2.184)$$

Kafesjian⁽⁶⁷⁾ realizó experimentos con evaporación de agua en un rango de números de Reynolds de $Re_G = 2000 - 17000$ y $Re_L = 25 - 1200$, obteniendo una correlación adimensional para Sh_G , la cual, muestra dependencia de los números de Reynolds tanto del líquido como del gas

$$Sh_G = 0.0065 Re_G^{0.83} Re_L^{0.15} \quad (2.185)$$

Braun y Hilby⁽²⁴⁾ investigaron el efecto de la humedad H para la absorción de amoníaco en soluciones diluidas de ácido sulfúrico y encontraron que Sh_G es independiente de la humedad cuando $H > 80\%$, pero es función de la longitud de la columna Z. Su correlación es válida para $Z/D_c < 35$ siendo

$$Sh_G = 0.18 \xi Re_G^{0.40} Re_L^{0.16} Sc_G^{0.44} (1 + 6.4 X^{-0.75}) \quad (2.186)$$

Donde

X es la relación adimensional Z/D_c y

$$\xi = 1 - (1 - H)^9 \quad (2.187)$$

$$g = 1.8 X^{0.33} Re_G^{0.0625} \quad (2.184)$$

Lamourelle y Sandall⁽⁷⁵⁾ estudiaron la absorción en columnas de pared húmeda con longitudes de 91 a 188 cm y diámetro interno de 1.6 cm con $Re_L = 1300$ a 8300 obteniendo

$$Sh_L = 1.76 (10^{-5}) Re_L^{1.506} Sc_L^{0.50} \frac{D_c}{\delta_L} \quad (2.188)$$

En donde δ_L es el espesor de la película líquida en metros.

Hendstock y Hanratty⁽⁵⁷⁾ estudiaron la absorción de O_2 en agua en columnas de diámetro interno de 2.54 cm y longitud de 90-210 cm. Con $Re_G = 3500-34100$ y $Re_L = 280-10600$.

$$Sh_L = 0.0077 Sc_L^{1/2} \left[(0.203 Re_L^{1.25} + 2.796 Re_L^{2.25})^{0.4} \right]^{1/2} \\ * \frac{[1 + 1.18 \exp(-30F)]}{\delta_L} \quad (2.189)$$

En donde F es el parámetro modificado de Martinelli

$$F = \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (2.190)$$

Yih y Chen⁽¹⁶³⁾ estudiaron la absorción de O₂ y CO₂ en agua en una columna de 183 cm de longitud y 2.72 cm de diámetro obteniendo

$$Sh_L = 9.777(10^{-4}) Re_L^{0.6804} Sc_L^{0.50} \left(\frac{D_C^3 g \rho_L^2}{\mu_L^3} \right) \quad (2.191)$$

Nielsen⁽⁹⁰⁾ investigó el flujo de las fases líquida y gaseosa en una columna a escala piloto de 3.26 cm de diámetro y una altura de 5 m. Se determinaron correlaciones empíricas para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa en las fases líquida y gaseosa:

$$Sh_L = 0.01613 Re_G^{0.664} Re_L^{0.426} Sc_L^{0.50} \quad (2.192)$$

$$Sh_G = 0.00031 Re_G^{1.05} Re_L^{0.207} Sc_G^{0.50} \quad (2.193)$$

Las cuales son válidas para los rangos de números de Reynolds $Re_G = 7500 - 18300$ y $Re_L = 4000 - 12000$, condiciones de relevancia industrial. Estas correlaciones muestran que, tanto Sh_G como Sh_L dependen de los números de Reynolds de ambas fases debido al cambio de las áreas interfaciales ocasionadas por los altos valores de Re utilizados en la parte experimental. La presencia de partículas inertes puede influir en la transferencia de materia. Se observó una disminución del 15% en la transferencia de masa cuando la concentración de sólidos es de 0-30% en peso, aunque no se pudo relacionar tal efecto de manera cuantitativa con los coeficientes de transferencia de masa.

Matsuda y Honda⁽⁸⁶⁾ reportan correlaciones para el cálculo de las alturas de unidades de transferencia en columnas de pared húmeda obtenidas a partir de operaciones de destilación al vacío en columnas de 0.485, 0.9, 1.6 y 2 cm de

diámetro, a presiones de 533 Pa hasta presión atmosférica, utilizando los sistemas ciclohexano-tolueno y n-heptano-tolueno obteniendo para flujo laminar

$$\frac{HTU_G}{Z} = \frac{Re_G Sc_G \left(\frac{Dc}{4Z} \right)}{3.657 + \frac{0.0503 \left(Re_G Sc_G \frac{Dc}{Z} \right)}{1 + 0.0311 \left(Re_G Sc_G \frac{Dc}{Z} \right)^2}} \quad (2.194)$$

Para flujo turbulento

$$HTU_G = 0.0632 Re_G^{\frac{1}{4}} Sc_G^{\frac{2}{3}} \quad (2.195)$$

NOMENCLATURA

A_A = Área activa (porción perforada del plato), m^2 .

a_{Ave} = Área efectiva interfacial para absorción de soluciones acuosas, m^2/m^3 .

a_e = Área efectiva para la transferencia de masa, m^2/m^3 .

a_{eA} = Área efectiva interfacial para absorción, desorción y destilación en m^2/m^3 .

a_h = Área específica hidráulica del empaque, m^2/m^3 .

a_L = Área específica superficial del líquido, m^2/m^3 .

a_{Ve} = Área efectiva interfacial para la vaporización de un líquido puro en una corriente gaseosa, m^2/m^3 .

a_{Vve} = Área efectiva interfacial para la vaporización de soluciones acuosas, m^2/m^3 .

A_O = Área total de los orificios del plato, m^2 .

a_p = Área superficial específica del empaque, m^2/m^3 .

A_P = Superficie externa de una unidad de empaque, m^2 .

C_F = Factor de corrección para flujos elevados de gas.

C_L = Concentración de la fase líquida, $kmol/m^3$.

C_L = Constante para el cálculo del diámetro de la partícula: 0.4 para empaque al azar y 0.8 para empaque estructurado.

C_p = Calor específico a presión constante, $J/kg^\circ K$.

d_B = Diámetro de la burbuja, m.

D_C = Diámetro interno de la columna, m.

d_e = Diámetro equivalente del canal, m.

D_E = Difusividad de remolino, m^2/s .

D_G = Difusividad de la fase gaseosa, m^2/s .

d_L = Diámetro de las partículas líquidas, m.

d_O = Diámetro de los orificios del plato, m.

D_L = Difusividad de la fase líquida, m^2/s .

D_{L1} = Difusividad de la fase líquida, cm^2/s .

d_p = Diámetro medio de la partícula, m.

d_p = Diámetro del por del difusor, m.

d_S = Diámetro de una esfera de la misma superficie que una única partícula de empaque, m.

E = Arrastre fraccional.

E_{MG}, E_{ML} = Eficiencia de Murphree para las fases gaseosa y líquida respectivamente.

E_O = Eficiencia global de los platos.

E_{OG} = Eficiencia puntual basada en la fase gaseosa.

f = Factor de fricción, adimensional.

f = Relación de velocidades de operación y de inundación U_G/U_F para la fase gaseosa.

F_G, F_L = Coeficiente local de transferencia de masa para las fases gaseosa y líquida, $kmol/m^2 \cdot s$.

F = Parámetro de Martinelli modificado, $(\mu_L/\mu_G)(\rho_G/\rho_L)^{0.5}$.

F = Factor de flujo del gas, $U_G \rho_G^{0.50}$, $m/s(kg/m^3)^{0.50}$.

Fr_G, Fr_L = Número de Froude de las fases gaseosa y líquida respectivamente.

F_{SE} = Factor adimensional.

F_t = Factor de corrección de la retención, adimensional.

g = Aceleración de la gravedad, $9.81 m/s^2$.

g_{ef} = Gravedad efectiva, m/s^2 .

G = Velocidad masa de fase gaseosa, $\text{kg/s}\cdot\text{m}^2$.

G_i = velocidad masa de la fase gaseosa $\text{lb/h}\cdot\text{pie}^2$.

G_m = Velocidad masa molar de fase gaseosa, $\text{kmol/s}\cdot\text{m}^2$

Gz = Número de Graetz, adimensional.

H = Distancia de flujo, m.

H = Humedad, utilizada en la ec. (2.160).

H = Factor de corrección para la retención líquida debido a la viscosidad.

H^0 = Constante de la ley de Henry, $(\text{lb mol/ft}^3)/\text{atm}$.

HETP = Altura equivalente a un plato teórico, m.

HETP_i = Altura equivalente a un plato teórico, pies.

h_{Fe} = Altura efectiva de la espuma, m.

h_G = Retención de la fase gaseosa, adimensional.

$h_G a_{dH}$ = Coeficiente volumétrico de transferencia de calor, $\text{kW/m}^0\text{K}$.

h_L = Cantidad de líquido sobre el plato, expresado en altura de líquido claro, m.

h_L = Retención líquida, m^3 de líquido / m^3 del lecho empacado.

h_{LC} = Altura de líquido continuo sobre el plato, m.

h_{LW} = Retención líquida total para soluciones acuosas, m^3 de líquido / m^3 de lecho empacado.

h_O = Retención líquida de operación, m^3 de líquido / m^3 de lecho empacado.

h_{OW} = Retención líquida de operación para soluciones acuosas, m^3 de líquido / m^3 de lecho empacado.

h_S = Retención estática, m^3 de líquido / m^3 de lecho empacado.

h_{SW} = Retención estática para soluciones acuosas, m^3 de líquido / m^3 de lecho empacado.

h_T = Pérdida de carga total expresada en altura de líquido claro, m.

HTU_G = Altura individual de unidad de transferencia de masa basada en la fase gaseosa, m.

HTU_L = Altura individual de unidad de transferencia de masa basada en la fase líquida, m.

HTU_{OG} = Altura global de unidad de transferencia para la fase gaseosa, m.

HTU_{OL} = Altura global de unidad de transferencia de masa basada en la fase líquida, m.

h_{1C} = Altura de la región de vapor continuo sobre el plato, m.

$h_{2\phi}$ = Altura de la región de dos fases sobre el plato, m.

h_W = Altura de la compuerta del plato, m.

J_D = Grupo adimensional para la transferencia de masa.

J_H = Grupo adimensional para la transferencia de calor.

k = Conductividad térmica de la fase gaseosa, $J/m \cdot s \cdot ^\circ K$.

K = Constante de distribución, y/x (adimensional).

Ka = Número de Kapitsa, adimensional.

k_C = Coeficiente individual de transferencia de masa de la fase gaseosa, m/s.

K_{Ca_e} = Coeficiente volumétrico global de transferencia de masa para la fase gaseosa, 1/s.

k_G = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase gaseosa, $kmol/s \cdot m^2 \cdot Pa$.

K_{Ga_e} = coeficiente volumétrico global de transferencia de masa ($kmol/(m^2 \cdot s \cdot Pa)$).

k_L = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase líquida, m/s.

$k_L a_e$ = Coeficiente volumétrico individual de transferencia de masa para la fase líquida, referido al volumen de la dispersión, s^{-1} .

$K_L a_e$ = coeficiente volumétrico global de transferencia de masa, $kmol/(s \cdot m^3 \cdot (kmol/m^3))$.

$K_L a_{ei}$ = coeficiente volumétrico global de transferencia de masa, $lbmol/(h \cdot pie^3 \cdot (lbmol/pie^3))$.

$k_L a_{ei}$ = Coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida, $lbmol/s \cdot pie^3 \cdot (lbmol/pie^3)$.

$k_y a_e$ = Coeficiente individual volumétrico de transferencia de masa basado en la fase gaseosa, $kmol/(s \cdot m^3 \cdot \text{fracción mol})$.

$k_y a_{ei}$ = Coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, $lbmol/s \cdot pie^3 \cdot (\text{fracción mol})$.

K_s = Velocidad del gas corregida por densidades, m/s.

K_{ya_e} = Coeficiente volumétrico de transferencia de masa global basado en la fase gaseosa, $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^3\cdot\text{fracción mol})$.

L = Velocidad masa de la fase líquida, $\text{kg}/\text{s}\cdot\text{m}^2$.

L_i = velocidad masa de la fase líquida $\text{lb}/\text{h}\cdot\text{pie}^2$.

L_m = Velocidad masa molar de la fase líquida, $\text{kmol}/\text{s}\cdot\text{m}^2$

m = Pendiente de la curva de equilibrio, adimensional.

m = Espesor adimensional de la película líquida.

M_G = Peso molecular de la fase gaseosa.

M_L = Peso molecular de la fase líquida.

NTU_G = Número individual de unidades de transferencia de masa en base en la fase gaseosa, adimensional.

NTU_L = Número individual de unidades de transferencia de masa en base a la fase líquida, adimensional.

NTU_{OG} = Número global de unidades de transferencia de masa en base a la fase gaseosa, adimensional.

P = Presión del sistema, Pa.

$(\Delta P/Z)$ = Caída de presión de la fase gaseosa por unidad de longitud del empaque, Pa/m .

$(\Delta P_i/Z)$ = Caída de presión de la fase gaseosa por unidad de longitud del empaque, $(\text{lb}/\text{pie}^2)/\text{pie}$.

p_{Bim} = Presión parcial media logarítmica de los componentes inertes en la fase gaseosa, Pa.

Pe = Número de Peclet, adimensional.

Q_L = Flujo volumétrico de líquido, m^3/s .

Q_L/W = Flujo volumétrico de la fase líquida por longitud de la compuerta, $\text{m}^3/\text{s}\cdot\text{m}$

R = Constante universal de los gases, $8314 (\text{Pa}\cdot\text{m}^3)/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{K})$.

Re_G = Número de Reynolds para la fase gaseosa, adimensional.

Re_L = Número de Reynolds para la fase líquida, adimensional.

S = Dimensión del lado de la corrugación del empaque, m.

Sc_G = Número de Schmith para la fase gaseosa, adimensional.

Sc_L = Número de Schmith para la fase líquida, adimensional.

Sh_G = Número de Sherwood para la fase gaseosa, adimensional.

- Sh_L = Número de Sherwood para la fase líquida, adimensional.
- T = Temperatura, °K.
- T_s = Espaciamiento entre platos, m.
- U_G = Velocidad superficial de la fase gaseosa, m/s.
- U_A = Velocidad activa de la fase gaseosa (basada en el área activa del plato), m/s.
- U_{Gef} = Velocidad efectiva de la fase gaseosa, m/s.
- U_{Gi} = Velocidad superficial de la fase gaseosa, pie/s.
- U_H = Velocidad de la fase gaseosa a través de las perforaciones del plato, m/s.
- U_L = Velocidad superficial de la fase líquida, m/s.
- U_{Lef} = Velocidad efectiva de la fase líquida, m/s.
- U_{Li} = Velocidad superficial de la fase líquida, pie/s.
- W = longitud de la compuerta del plato, m.
- X = Coeficiente para el cálculo de la caída de presión en condiciones de inundación.
- X = Fracción peso de cloruro de litio en solución.
- z = Espesor de flujo promedio del líquido sobre el plato, m.
- Z = Longitud del recorrido de la fase líquida sobre el plato, m.
- Z = Altura del empaque, m.
- β = Constante empírica para la retención líquida.
- γ = Angulo de contacto entre el sólido (empaque) y la película de líquido, grados.
- δ_l = Espesor medio de la película líquida, m.
- ε = Fracción hueca de empaque.
- θ = Angulo con respecto a la horizontal de una película descendente o corrugación del canal, grados.
- θ_L = Tiempo de residencia del líquido sobre el plato, s.
- ρ_G = Densidad de la fase gaseosa, kg/m³.
- ρ_L = Densidad de la fase líquida, kg/m³.
- σ = Tensión superficial en N/m.
- σ_c = Tensión superficial crítica del material de empaque, N/m.
- σ_i = Tensión superficial, dinas/cm.
- μ_G = Viscosidad de la fase gaseosa, kg/m*s.

μ_L = Viscosidad de la fase gaseosa, kg/m*s.

μ_{Ll} = Viscosidad de la fase líquida, cp.

λ = Relación de pendientes entre la curva de equilibrio y la línea operante mG_m/L_m , adimensional.

$\phi_{Fe}, \phi_{LC}, \phi_{VC}$ = Densidad efectiva de la espuma, de la región de líquido continuo y de la región de vapor continuo respectivamente, adimensional.

Φ = parámetro de correlación para un empaque dado (Apéndice A.I).

C_F = factor de corrección para flujos elevados de gas.

Ψ = parámetro para un material dado de empaque (Apéndice A.I).

CAPÍTULO III

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN EQUIPOS DE CONTACTO LÍQUIDO-LÍQUIDO

GENERALIDADES

Al poner en contacto directo dos líquidos inmiscibles que no están en equilibrio entre sí, comienza inmediatamente una migración espontánea por difusión de las diversas sustancias que componen los líquidos, como un intento de establecer el equilibrio último para todo el sistema. De esta manera se logra la separación por extracción de las sustancias.

La velocidad de transferencia de masa puede aumentar por medio de la dispersión de uno de los líquidos en finas gotitas, inmersas en un continuo del otro líquido, lo cual se traduce en una grande área interfacial efectiva para la transferencia de masa.

Hay dos clases de equipos para la extracción líquida:

- Los que procuran etapas discretas, en las que los líquidos se mezclan, se deja que ocurra la extracción y se sedimentan las fases insolubles, que se retiran por separado (mezcladores / sedimentadores).
- Los de contacto continuo a contracorriente entre las fases insolubles. Se puede construir un equipo de una sola pieza, equivalente a tantas etapas como se deseen o como sean prácticas, sin separación intermedia de las fases

3.1 EQUIPO DE CONTACTO POR ETAPAS: MEZCLADORES- SEDIMENTADORES

La función de una etapa es poner en contacto los líquidos, permitir una cierta aproximación al equilibrio y efectuar su separación mecánica. El contacto y la separación corresponden a la mezcla de líquidos y la separación a la dispersión resultante, por lo que a esos dispositivos se les llama mezcladores -

sedimentadores. Las operaciones pueden llevarse a cabo en forma intermitente o continua.

Los equipos para transferencia de masa entre dos fases líquidas se pueden clasificar como sigue:

- I. Mezcladores. Contacto, dispersión y transferencia de masa.
 - A. Mezcladores en línea o de flujo.
 - Con agitación mecánica.
 - Sin agitación mecánica.
 - B. Recipientes agitados.
 - Con agitación mecánica.
 - Con agitación por gas.
- II. Sedimentadores. Coalescencia y separación de fases.
 - A. No mecánicos.
 - Por gravedad.
 - Centrífugos (Ciclones).
 - B. Mecánicos (Centrífugos).

Cualquier mezclador se puede acoplar a un sedimentador para proporcionar la etapa completa. Hay varias combinaciones especialmente populares. Por lo común, en dispositivos de funcionamiento continuo las funciones de mezcla y asentamiento se realizan en recipientes separados; en los dispositivos que funcionan en forma intermitente, se puede utilizar el mismo recipiente para las dos funciones.

3.1.1 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN TANQUES AGITADOS

Con frecuencia se utilizan tanques agitados para servicio discontinuo o continuo. En este último, se pueden dimensionar los recipientes para que proporcionen un tiempo de residencia adecuado.

En este tipo de recipientes se utiliza una hélice giratoria sumergida en el líquido para obtener la mezcla y la dispersión.

Los tanques agitados pueden agitarse por la acción rotatoria o recíproca de miembros internos, por uso de gas o por balanceo o agitación de todo el recipiente. Para la extracción líquida, por lo general se usa alguna forma de impulsor rotatorio, y unos cuantos aparatos usan agitación por gas. El balanceo y la agitación solo se aplican en los aparatos de laboratorio más pequeños.

El tanque es un cilindro vertical generalmente con el fondo cóncavo por dentro con la superficie interna lisa de altura similar al diámetro, salvo algunos casos en los que son colocados deflectores en las paredes del tanque, esto con el fin de disminuir la formación de vortices indeseables en los procesos de extracción.

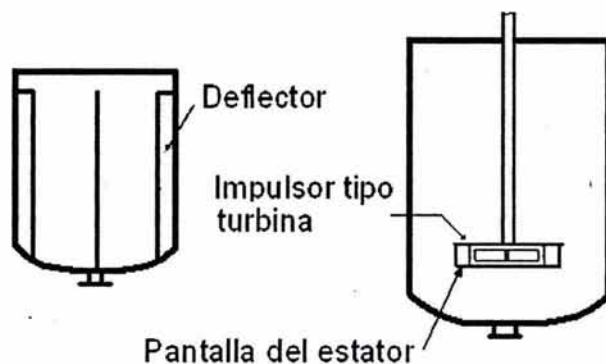


FIGURA 3.1 TANQUE AGITADO.

El contenido del tanque se agita por medio de un impulsor, dispuesto en un eje vertical o inclinado que entra por la parte superior del tanque, dichos impulsores son generalmente hélices, turbinas, palas y sus variantes, los cuales se disponen de modo que entren por la parte superior del recipiente.

Las mediciones simples de la magnitud de la extracción en un tanque agitado llevaron a los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa K_{Da_e} y K_{Ca_e} , los cuales se establecen a partir de los coeficientes individuales de la misma forma que los coeficientes globales para las operaciones gas-líquido, de tal forma que

$$\frac{1}{K_D} = \frac{1}{k_D} + \frac{1}{mk_C} \quad (3.1)$$

$$\frac{1}{K_C} = \frac{1}{k_C} + \frac{m}{k_D} \quad (3.2)$$

Los coeficientes de transferencia de masa se ven afectados por la velocidad de coalescencia y dispersión de las gotas, la presencia de agentes tensoactivos en la superficie, la turbulencia interfacial, la distribución de los tamaños de gotas, así como de las condiciones de operación.

Existe un gran número de mediciones para partículas sólidas y burbujas de gas suspendidas en líquidos agitados. Una correlación clásica de estos datos fue propuesta por Calderbank⁽²⁹⁾ en la cual propone una expresión para los coeficientes de transferencia de masa y calor respectivamente para la fase continua. La nomenclatura se presenta al final de la sección.

$$k_C (Sc_C)^{\frac{2}{3}} = \frac{h_C}{C_P \rho_C} (Pr_C)^{\frac{2}{3}} = 0.13 \left[\frac{\left(\frac{P}{V_C} \right) \mu_C}{\rho_C} \right]^2 \quad (3.3)$$

Para partículas sólidas⁽¹⁰⁰⁾, así como gotas pequeñas de líquido ($d_p \leq 2.5\text{mm}$), el coeficiente de transferencia de masa en la fase continua puede ser expresado mediante la siguiente correlación:

$$\frac{k_C d_p}{D_C} = 2 + 0.31 \left[\frac{d_p^3 |\rho_D - \rho_C|}{\mu_C D_C} \right] \quad (3.4)$$

Skelland y Moetti⁽¹²⁴⁾, obtuvieron una correlación para el coeficiente de transferencia de masa de la fase continua en tanques agitados por medio de turbina con 9 paletas (deflectores), utilizando como fase dispersa clorobenceno, o-Xileno y benzaldehído. Como soluto utilizaron los ácidos benzoico, heptanóico y

nonanónico y como fase continua utilizaron agua. La correlación que obtuvieron fue la siguiente

$$\frac{k_c d_p}{D_c} = 1.327(10^{-5}) \left(\frac{\mu_c}{\rho_c D_c} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{d_i^2 N \rho_c}{\mu_c} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{d_i N^2}{g} \right)^{\frac{5}{12}} \quad (3.5)$$

$$* \left(\frac{d_i}{d_p} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d_p}{T} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{\rho_D d_p^2 g}{\sigma} \right)^{\frac{5}{4}} \phi_D^{-0.5}$$

En la que la constante $1.327(10^{-5})$ es un valor promedio obtenido de 180 corridas experimentales, en las cuales el valor de la fracción en volumen de la fase dispersa (Φ) debe ser menor o igual a 0.09.

Skelland y Lee⁽¹²²⁾ determinaron una correlación para el coeficiente individual de transferencia de masa para la fase continua en sistemas agitados mecánicamente con turbinas de seis paletas localizadas al centro con deflectores colocados en forma radial para tanques en los cuales el diámetro (T) es igual a su altura (H).

$$\frac{k_c}{(ND_c)^{\frac{1}{2}}} = 2.932(10^{-7}) \phi_D^{-0.508} \left(\frac{d_i}{T} \right)^{0.548} Re^{1.371} \quad (3.6)$$

Una variante de la ecuación anterior, da como resultado el coeficiente volumétrico individual de transferencia de masa para la fase continua para sistemas agitados mecánicamente con turbinas de seis paletas localizadas al centro con deflectores colocados en forma radial.

$$k_c a_e = 2.621(10^{-3}) \frac{\sqrt{ND_c}}{d_i} \phi_D^{0.304} \left(\frac{d_i}{T} \right)^{1.582} Re^{1.929} Oh^{1.025} \quad (3.7)$$

Skelland y Kanel⁽¹²³⁾ hicieron una recopilación de correlaciones obtenidas por varios investigadores para la transferencia de masa en dispersiones líquidas en estado transitorio. En dichas correlaciones se calcula la transferencia del soluto

solamente durante el movimiento libre de las gotas a través del recipiente en donde ocurren instantáneamente la coalescencia y rompimiento.

El área efectiva interfacial, el tiempo y el coeficiente de transferencia de masa para la fase continua y dispersa respectivamente durante el rompimiento son:

$$a_{eB} = \pi d_p^2 \quad (3.8)$$

$$t_B = 1.53 d_p^{0.60} \varepsilon^{-0.36} \left(\frac{\sigma}{\rho_C} \right)^{0.0386} \quad (3.9)$$

$$k_{CB} = 0.447 \left(\frac{D_C}{t_B \pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.10)$$

$$k_{DB} = 0.447 \left(\frac{D_D}{t_B \pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.11)$$

Para la libre circulación el área efectiva interfacial, el tiempo de circulación y los coeficientes de transferencia de masa para las fases dispersa y continua respectivamente son

$$a_{eC} = d_p^2 \pi \quad (3.12)$$

$$t_C = 0.85 \left(\frac{T}{d_i} \right)^2 \frac{1}{N} \quad (3.13)$$

$$k_{DC} = -\frac{d_p}{6 t_C} \ln \left[\frac{3}{8} \sum_{j=1}^{\infty} B_j \exp \left(-\frac{\lambda_j 64 D_D t_C}{d_p^2} \right) \right] \quad (3.14)$$

$$k_{CC} = \frac{D_C}{d_i} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_D} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d_p}{d_i} \right)^{\frac{1}{3}} \text{ReSc}^{\frac{1}{3}} \quad (3.15)$$

Constantes de Groeber utilizadas en la ecuación 3.14.

$K_{CC}d_p / D_C$	(λ_1)	(λ_2)	(λ_3)	B_1	B_2	B_3
3.20	0.262	0.424		1.49	0.107	
5.33	0.386					
8.00	0.534					
10.7	0.680	4.92		1.49	0.300	
16.0	0.860	5.26		1.48	0.382	
21.3	0.928	5.63		1.47	0.428	
26.7	1.082	5.90	15.7	1.49	0.495	0.205
53.3	1.324	7.04	14.5	1.43	0.603	0.298
107	1.484	7.88	19.5	1.39	0.603	0.384
213	1.560	8.50	20.8	1.31	0.588	0.396
320	1.60	8.62	21.3	1.31	0.583	0.391
(∞)	1.656	9.08	22.2	1.29	0.596	0.386

Durante la coalescencia y superficie plana

$$a_{eC} = d_p^2 \pi \quad (3.12)$$

$$t_c = 0.446\tau \quad (3.16)$$

$$\tau = 2.02\mu_c \left(\frac{d_p}{2}\right) B^{\frac{2}{5}} \left(\frac{R^2}{\sigma}\right)^{\frac{3}{5}} \quad (3.17)$$

$$k_{CC} = \frac{-D_C \xi^{-\eta^2}}{(1 + \eta^2)(h_1 - h_2)} \left(\frac{\eta^2}{8\gamma} + \frac{\eta^2}{24\gamma} \left[\frac{1}{8\gamma} + \frac{\eta^2}{32\gamma} - 1 \right] + \dots \right) \ln\left(\frac{h_1}{h_2}\right) \quad (3.18)$$

$$\eta^2 = \frac{32 D_C}{3 V_n h} \quad (3.19)$$

Donde

a_e = Área efectiva interfacial de transferencia de masa, m^2/m^3 .

a_{eC}, a_{eB} = Área efectiva interfacial para la coalescencia, la libre circulación y el rompimiento, m^2 .

B = Constante $\approx 1(10^{-19})$, adimensional.

B_n = Constante de Groeber, adimensional.

C_p = Capacidad calorífica a presión constante de la fase continua, J/kmol^oK.

D_c = Difusividad molecular de la fase continua, m²/s.

D_D = Difusividad molecular de la fase dispersa, m²/s.

d_i = Diámetro del impulsor, m.

d_p = Diámetro de la partícula o gota, m.

g = Aceleración de la gravedad, 9.81 m/s².

H = Altura del recipiente, m.

h, h_1, h_2 = Distancia entre gotas, m.

h_c = Coeficiente de transferencia de calor para la fase continua, J/(s*m²*°K)

k_c = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase continua, m/s.

k_{CB}, k_{CC} = Coeficiente de transferencia de masa para la fase continua para el rompimiento, la libre circulación y la coalescencia, m/s.

k_{DB}, k_{DC} = Coeficiente de transferencia de masa para la fase dispersa para el rompimiento, la libre circulación y la coalescencia, m/s.

N = Velocidad del impulsor, revoluciones por segundo.

Oh = Número de Ohnesorge, $\mu_c / (\rho_c d_i \sigma)^{0.5}$

(P/V_c) = Potencia disipada por el agitador por unidad de volumen de la fase continua, W/m³.

Pr_c = Número de Prandtl para la fase continua, $C_p \mu_c / k$

Sc_c = Número de Schmidt de la fase continua $\mu_c / D_c \rho_c$

T = Diámetro del recipiente, m.

V_n = Velocidad neta de aproximación de dos gotas durante la interacción, m/s.

$\gamma = \frac{D_c}{3V_n h}$, adimensional.

ε = Potencia suministrada por unidad de masa, W/kg.

$$\xi = \left(\frac{0.438 \mu}{\sigma} \right) \left(\frac{32.5 \sigma}{\rho_D d_p} \right)^{\frac{1}{2}}$$

η = Constante de separación, adimensional.

λ_n = Constante de Groeber, adimensional.

μ_c = Viscosidad de la fase continua, kg/m*s.

ρ_c = Densidad de la fase continua, kg/m³.

σ = Tensión interfacial, N/m.

ϕ_D = Retención de la fase dispersa, adimensional.

3.1.1.1 EFICIENCIA DE ETAPA PROPORCIONADA POR UN TANQUE AGITADO

Muy a menudo no hay datos específicos para sistemas de dos líquidos, en estos casos⁽¹⁴⁴⁾ se sugiere que se considere a las gotas de fase dispersa como esferas circulantes, con una difusividad efectiva D'_D que puede variar desde D_D hasta $2.5D_D$, según el grado de circulación interna.

Una gotita de fase dispersa en un recipiente agitado está sujeta a la difusión de soluto en estado no constante. Groeber integró la ecuación de velocidad para la situación comparable en la transferencia de calor y calculó el acercamiento al equilibrio térmico para una esfera rígida inmersa en un líquido de temperatura uniforme, cuando se conocen el diámetro y la difusividad térmica de la esfera, así como el coeficiente de transferencia de calor de la fase continua por medio de una analogía entre transferencia de calor y masa; obtuvo un método para estimar el acercamiento al equilibrio de transferencia de masa en la fase dispersa. El resultado de su aplicación es mostrado en la figura 3.2.

Los datos para las hélices, turbinas en espiral y turbinas de aspas planas se correlacionaron empíricamente para $d_i = 0.10$ a 0.25 m en tanques tanto con desviadores como sin ellos con una velocidad de flujo para producir un tiempo de residencia $\Theta = 648$ s, y una relación de queroseno/agua = 1.57 por volumen por medio de

$$E_o = 1 - \frac{0.138(10^{15}) \left(\frac{d_i}{T} \right)^\alpha}{Re^{3.2} Po^{1.37}} \quad (3.20)$$

Donde $\alpha = 0$ para el funcionamiento con desviadores y 1.6 para las operaciones sin desviadores. Con la hélice de 8 pulgadas centrada en el recipiente con

deflectores, el efecto de la velocidad de flujo (o tiempo de residencia) fue estudiado y, como podría preverse, se obtuvieron eficiencias de etapa más altas con tiempos de residencia más largos. Los datos para este caso, con una razón queroseno/agua = 1.57, están correlacionados empíricamente por

$$E_o^3 = \ln \left(\frac{0.0003989P}{Q} - 0.4250 \right)^{0.255} \quad (3.21)$$

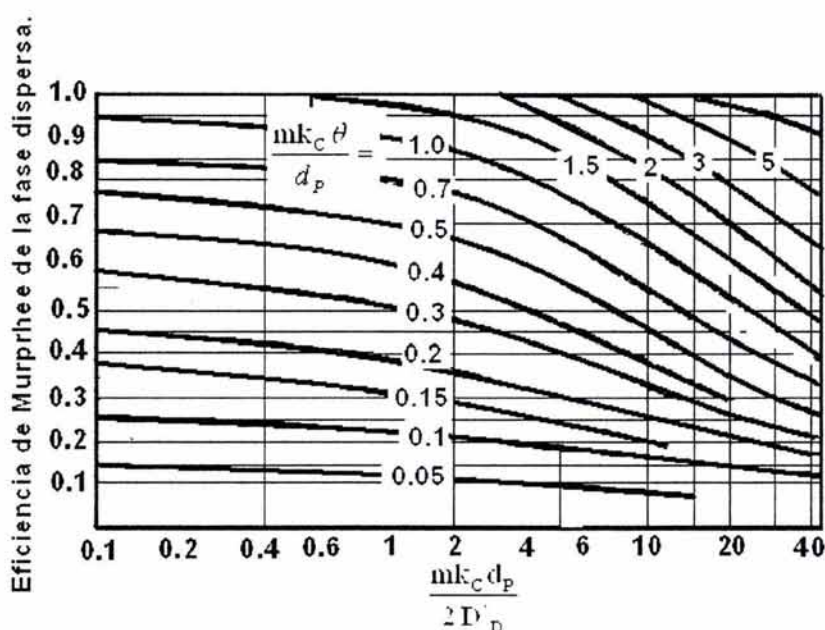


FIGURA 3.2 EFICIENCIA DE MURPHREE DE LA FASE DISPERSA PARA TANQUES AGITADOS.

Donde

d_i = Diámetro del impulsor, m.

E_o = Eficiencia de etapa total de una cascada sin arrastre.

g_c = Factor de conversión, $1 \text{ (kg}\cdot\text{m)/(N}\cdot\text{s}^2)$

P = Potencia, W.

P_o = Número de potencia, $P g_c / \rho_c N^3 d_i^5$ adimensional.

Q = Flujo volumétrico, m^3/s .

Re = Número de Reynolds de un impulsor, $d_i^2 N \rho_c / \mu_c$, adimensional.

T = Diámetro del recipiente, m.

μ_c = Viscosidad de la fase continua, kg/m*s.

ρ_c = Densidad de la fase continua, kg/m³.

θ = Tiempo de residencia, s.

3.1.2 MEZCLADORES EN LÍNEA O DE FLUJO

Los mezcladores de flujo o mezcladores de "línea" son aparatos en los que se efectúa dispersión de un líquido en otro mientras las fases, ya en las proporciones debidas fluyen por el aparato y en que el requerimiento de energía deriva del flujo del líquido. Se usan solo para operación continua o semicontinua. Este tipo de equipo proporciona un tiempo de residencia muy breve para los líquidos. Se debe de proporcionar un recipiente con el volumen necesario para poder llevar a cabo la extracción. Puede tratarse de una tubería larga de diámetro grande, equipada con desviadores segmentales; pero con frecuencia se utiliza un sedimentador que sigue al mezclador.

3.1.2.1 MEZCLADORES A CHORRO

En su forma más simple, el mezclador a chorro consiste en dos tubos conectados en forma de Y, en los cuales se bombean por separado los dos líquidos a las ramas para que fluyan juntos por el vástago.

Dependen del choque de un líquido contra otro para obtener una dispersión y uno de los líquidos se bombea por una boquilla u orificio pequeño, sobre la corriente del otro.

Trice⁽¹⁴⁴⁾ utilizó dos recipientes cilíndricos, T = 0.10 y 0.15m, por los que bombeó líquidos insolubles. El coeficiente de transferencia de masa para la fase continua está dado por

$$\frac{k_c T}{D_c} = 0.03 \left(\frac{T U_D \rho_c}{\mu_c} \right)^{0.88} \left(\frac{\mu_c}{\rho_c D_c} \right)^{0.50} \quad (3.22)$$

Donde

D_c = Difusividad molecular de la fase continua, m^2/s .

k_c = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase continua, $kmol/s \cdot m^2 (kmol/m^3)$.

T = Diámetro del recipiente, m .

U_D = Velocidad de la fase continua, m/s .

ρ_c = Densidad de la fase continua, kg/m^3 .

μ_c = Viscosidad de la fase continua, $kg/m \cdot s$.

3.1.2.2 TUBOS EMPACADOS

El flujo en corrientes paralelas de líquidos inmiscibles por un tubo produce un contacto de una etapa, característico de los mezcladores en línea. Para el flujo de isobutanol-agua por un tubo de 0.5 pulgadas de diámetro, empacado con 6 pulgadas de cuentas de vidrio de 3mm, Leacock y Churchill⁽⁹⁹⁾ descubrieron que

$$k_c a_e = 0.00178 L_C^{0.50} L_D \quad (3.23a)$$

$$k_c a_e = 0.0037 L_C^{0.75} L_D^{0.75} \quad (3.23b)$$

En donde la fase dispersa es el isobutanol $L_D = 4.746$ a $36.612 \text{ kg/s} \cdot m^2$ y la fase continua el agua $L_C = 8.136$ a $43.392 \text{ kg/s} \cdot m^2$.

3.2 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS DE PLATOS

Dos fases líquidas parcialmente miscibles pueden ser puestas en contacto para llevar a cabo una extracción en forma discontinua o por etapas por medio de columnas de platos (de forma similar a lo que ocurre en las operaciones de transferencia de masa entre una fase gaseosa y una líquida) los cuales cuentan

con un bajante para facilitar el flujo descendente de la fase continua. En el caso de las operaciones de contacto líquido-líquido, solamente se utilizan platos perforados, debido a que tanto los platos de válvulas como los platos con borboteadores utilizados en las operaciones de contacto gas-líquido resultan inefectivos debido a la pequeña diferencia entre densidades de las fases, la baja tensión interfacial y la alta viscosidad de la fase dispersa.

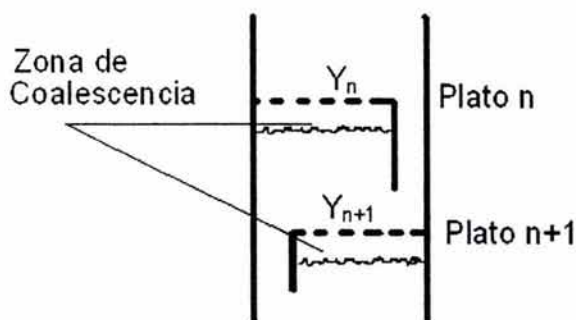


FIGURA 3.3 COLUMNA DE PLATOS PARA EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO.

El procedimiento para calcular la cantidad de soluto que se transfiere en las columnas de platos involucra las ecuaciones de transferencia de masa durante la formación de las gotas en las perforaciones de los platos, durante el libre camino ascendente de las gotas y durante la coalescencia por debajo de cada plato, para localizar la curva de pseudo equilibrio.

Cuando es bajo el flujo de la fase dispersa, la formación de las gotas y la separación ocurre en las perforaciones de cada plato. Sin embargo, a altos flujos de fase dispersa, las gotas se forman en la salida de las perforaciones.

En la figura 3.3 se muestra un plato "n" de una columna de extracción, en donde la transferencia de masa es de la fase continua hacia la fase dispersa. Si la fase dispersa sale de una perforación de un plato que no está completamente humedecido con el líquido disperso, la gota se formará en el orificio y su tamaño será uniforme a una velocidad dada a través del orificio. A cierta velocidad moderada, un chorro de líquido disperso sale del orificio y las gotas se forman al romperse ese chorro. La formación de las gotas se pueden llevar a cabo y la agitación resultante del movimiento de las gotas garantiza un valor constante de

y_n^* para un plato dado. El flujo difusional del plato "n" puede ser escrito en términos de la fase dispersa de la siguiente manera

$$N_A a_e = K_{DJ} a_{eJ} (y_{An}^* - y_{AJ})_{LM} + K_{DF} a_{eF} (y_{An}^* - y_{AF})_{LM} + K_{DR} a_{eR} (y_{An}^* - y_{AR})_{LM} + K_{DC} a_{eC} (y_{An}^* - y_{AC})_{LM} \quad (3.24)$$

De tal forma que el coeficiente global de transferencia de masa basado en la fase dispersa durante la existencia del chorro, la formación de las gotas, la elevación libre y la coalescencia, es obtenido de los correspondientes coeficientes individuales de transferencia de masa para cada fase dando por resultado

$$\frac{1}{K_{DJ,F,RoC}} = \frac{1}{k_{DJ,F,RoC}} + \frac{m}{k_{CJ,F,RoC}} \quad (3.25)$$

En donde las distintas formas de los coeficientes individuales de transferencia de masa se calculan con las siguientes correlaciones⁽¹¹²⁾, las cuales fueron desarrolladas para el caso de una sola gota inmersa en un líquido inmisible, de tal forma que se pudieran obtener datos para los distintos patrones en los que puede existir la transferencia de masa.

$$k_{DJ} = 2 \left(\frac{\rho_D}{M_D} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{D_D}{t_C \pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.26)$$

$$t_C = \frac{L_j}{U_j} \quad (3.27)$$

$$k_{DJ} = 0.0432 \frac{d_p}{t_F} \left(\frac{\rho_D}{M_D} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{U_o^2}{d_p g} \right)^{0.089} \left(\frac{d_p^2}{t_F D_D} \right)^{-0.334} * \left(\frac{\mu_D}{\sqrt{\rho_D d_p g_C \sigma}} \right)^{-0.601} \quad (3.28)$$

$$k_{DR} = \frac{-d_p}{6t} \left(\frac{\rho_D}{M_D} \right)_{\text{PROM}} \ln \left(1 - \frac{\pi D_D^{\frac{1}{2}} t^{\frac{1}{2}}}{\frac{d_p}{2}} \right) \quad (3.29)$$

$$k_{DR} = 31.4 \frac{D_D}{d_p} \left(\frac{\rho_D}{M_D} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{4D_D t}{d_p^2} \right)^{-0.34} \\ * \left(\frac{\mu_D}{\rho_D D_D} \right)^{-0.125} \left(\frac{d_p U_S^2 \rho_C}{g_C \sigma} \right)^{0.37} \quad (3.30)$$

$$k_{DR} = 0.32 \frac{D_D}{d_p} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{4D_D t}{d_p^2} \right)^{-0.14} \\ * \left(\frac{d_p U_S \rho_C}{\mu_C} \right)^{0.68} \left(\frac{\sigma^3 g_C^3 \rho_C^2}{g \mu_C^4 \Delta \rho} \right)^{0.10} \quad (3.31)$$

$$k_{DC} = 0.173 \frac{d_p}{t_f} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{\mu_D}{\rho_D D_D} \right)^{-1.115} \\ * \left(\frac{\Delta \rho g d_p^2}{g_C \sigma} \right)^{1.302} \left(\frac{U_S t_f}{D_D} \right)^{0.146} \quad (3.32)$$

$$k_{CJ} = 2 \left(\frac{\rho_C}{M_C} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{D_C}{t_C \pi} \right)^{0.50} \quad (3.33)$$

$$t_C = \frac{L_J}{U_J} \quad (3.27)$$

$$k_{CF} = 0.386 \left(\frac{\rho_C}{M_C} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{D_C}{t_f} \right)^{0.50} \left(\frac{\rho_C g_C \sigma}{\Delta \rho g t_f \mu_C} \right)^{0.407} \left(\frac{g t_f^2}{d_p} \right)^{0.148} \quad (3.34)$$

$$k_{CR} = 0.74 \frac{D_C}{d_p} \left(\frac{\rho_C}{M_C} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{d_p U_S \rho_C}{\mu_C} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{\mu_C}{\rho_C D_C} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.35)$$

$$k_{CR} = 0.725 \left(\frac{\rho_C}{M_C} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{d_P U_S \rho_C}{\mu_C} \right)^{-0.43} \quad (3.36)$$

$$* \left(\frac{\mu_C}{\rho_C D_C} \right)^{-0.58} u_S (1 - \phi_D)$$

$$k_{CR} = \frac{D_C}{d_P} \left(\frac{\rho_C}{M_C} \right)_{\text{PROM}} \quad (3.37)$$

$$* \left[50 + 0.0085 \left(\frac{d_P U_S \rho_C}{\mu_C} \right) \left(\frac{\mu_C}{\rho_C D_C} \right)^{0.70} \right]$$

$$k_{CC} = 5.959 (10^{-4}) \left(\frac{\rho_C}{M_C} \right)_{\text{PROM}} \left(\frac{D_C}{t_f} \right)^{0.50} \quad (3.38)$$

$$* \left(\frac{\rho_C U_S^3}{g \mu_C} \right)^{0.332} \left(\frac{d_P^2 \rho_C \rho_D U_S^3}{\mu_D g_C \sigma} \right)^{0.525}$$

Las respectivas áreas efectivas interfaciales para la transferencia de masa están dadas por

$$a_j = n_o \pi \left(\frac{d_n + d_{jc}}{2} \right) L_j \quad (3.39)$$

$$a_f = n_o \pi d_p^2 \quad (3.40)$$

$$a_r = \frac{(A_o - A_D)(H_C - h_c) \phi_D}{\text{Volumen por gota}} \quad (\text{Superficie por gota}) \quad (3.41)$$

$$a_c = A_o - A_D \quad (3.42)$$

Donde:

A_D = Área transversal de la bajante, m^2 .

a_j, a_f, a_r, a_c = Área total interfacial entre dos platos consecutivos para las respectivas etapas de chorro, formación de la gota, elevación libre y coalescencia, m^2 .

A_o = Área de sección transversal de la columna, m^2 .

D_c, D_D = Difusividad molecular de soluto en la fase continua y dispersa respectivamente, m^2/s .

d_{je} = Diámetro del chorro, m.

d_n = Diámetro de la perforación, m.

d_p = Diámetro de la gota (asumiendo forma esférica), m.

g = Aceleración de la gravedad, $9.81 m/s^2$.

g_c = Factor de conversión, $1 (kg*m)/(N*s^2)$

h_c = Espesor de la capa de coalescencia, m.

H_c = Espaciamiento entre platos, m.

$K_{DJ}, K_{DF}, K_{DR}, K_{DC}$, Coeficientes globales basados en la fase dispersa durante el chorro, la formación de la gota, libre ascenso y descenso, y la coalescencia, $kmol/m^2s$.

$k_{CJ}, k_{CF}, k_{CR}, k_{CC}$ = Coeficientes individuales de transferencia de masa para la fase continua durante el chorro, la formación de la gota, libre ascenso y descenso, y la coalescencia, $kmol/m^2s$.

$k_{DJ}, k_{DF}, k_{DR}, k_{DC}$ = Coeficientes individuales de transferencia de masa para la fase dispersa durante el chorro, la formación de la gota, libre ascenso y descenso, y la coalescencia, $kmol/m^2s$.

L_j = Longitud del chorro, m.

M = Peso molecular.

n_o = Número de perforaciones sobre el plato.

t = Tiempo de libre ascenso o descenso de una sola gota, s.

t_e = Tiempo de exposición, s.

t_f = Tiempo de formación de una sola gota, s.

U_j = Velocidad del chorro, m/s.

U_o = Velocidad a través de la perforación del plato, m/s.

U_s = Velocidad de deslizamiento, m/s.

ρ, ρ_c, ρ_D = Densidad; de la fase continua y la dispersa respectivamente, kg/m^3 .

σ = Tensión interfacial, N/m.

ϕ_D = Fracción en volumen de la fase dispersa.

3.2.1 EFICIENCIA EN COLUMNAS DE PLATOS PARA EL CONTACTO LÍQUIDO-LÍQUIDO

Para sistemas de tensión interfacial relativamente baja, el diámetro de los orificios y el área total de las perforaciones tienen relativamente poco efecto sobre la eficiencia del plato. En sistemas de tensión interfacial alta, sin embargo, la disminución substancial en el tamaño de gota producida por orificios menores se traduce en considerable mejora en las velocidades de extracción. El aumento en el espaciamiento entre los platos aumenta la eficiencia de la etapa debido a tiempos más largos de contacto de los líquidos. La eficiencia de la etapa será mayor en cuanto mayor sea la tensión interfacial.

Treybal⁽¹⁴⁴⁾ desarrolló una correlación para el cálculo de la eficiencia de los platos perforados obteniendo:

$$E_o = \frac{0.005647 H_c^{0.50} \left(\frac{U_D}{U_C} \right)^{0.420}}{\sigma} \quad (3.43)$$

Una manera alternativa para el cálculo de la eficiencia de Murphree basada en la fase dispersa del plato para extracción líquido-líquido es la siguiente⁽¹⁴⁶⁾

$$E_{MD} = \frac{\frac{4.4 K_{DF} \left(\frac{d_p}{d_o} \right)^2}{U_o} + \frac{6 K_{DR} \phi_D (H_c - h)}{d_p U_n}}{1 + \frac{0.40 K_{DF} \left(\frac{d_p}{d_o} \right)^2}{U_o} + \frac{3 K_{DR} \phi_D (H_c - h)}{d_p U_n}} \quad (3.44)$$

E_o = eficiencia total de la etapa.

H_c = Espaciamiento entre platos, m.

σ = Tensión interfacial, N/m.

U_D = Velocidad superficial de la fase dispersa, m/s.

U_c = Velocidad superficial de la fase continua, m/s.

d_o = Diámetro del orificio, m.

d_p = Diámetro de la gota, m.

E_{MD} = Eficiencia de Murphree para la fase dispersa.

h = Profundidad de líquido coalescido que se acumula sobre el plato, m.

K_{DJ} , K_{DF} , K_{DR} , K_{DC} , Coeficientes globales basados en la fase dispersa durante el chorro, la formación de la gota, libre ascenso y descenso, y la coalescencia, kmol /m²s.

U_o = Velocidad a través del orificio o perforación, m/s.

U_n = Velocidad basada en el área de sección transversal (A_n = área de la torre – área de los vertederos) de la torre, m/s.

ϕ_D = Fracción volumen de la fase dispersa.

3.3 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS EMPACADAS

De la misma manera que en el caso de operaciones de contacto gas-líquido, para operaciones de extracción líquido-líquido se utilizan columnas empacadas. Los empaques reducen el mezclado axial.

Para la fase continua, Pratt⁽¹⁴⁴⁾ ha sugerido una correlación para el coeficiente individual de transferencia de masa para la fase continua, el cual está corregido aproximadamente por efecto de mezcla axial. Esta ecuación fue útil para la predicción del coeficiente de transferencia de masa desde agua a un disolvente orgánico, pero dio valores bajos para la transferencia de masa en dirección opuesta

$$\frac{k_c \varepsilon \phi_D^{(0.95-2.4 d_F)}}{U_c} = 5.3 (10^{-5}) \left(\frac{d_{PO} U_K \rho_C}{\mu_C} \right)^{0.5} \left[1 + \frac{U_c \phi_D}{U_D (1 - \phi_D)} \right]^{1.5} \quad (3.45)$$

La retención de la fase dispersa está descrita por

$$\frac{U_D}{\varepsilon \phi_D} + \frac{U_C}{\varepsilon(1-\phi_D)} = U_K(1-\phi_D) \quad (3.46)$$

U_K es la velocidad característica definida por la velocidad media límite de las gotas a $U_C = 0$, para valores bajos de U_D y U_t es la velocidad terminal de sedimentación. La velocidad característica ha sido medida para anillos de hasta 1.5 pulgadas y sillas hasta de 1 pulgada. La figura 3.4 permite estimar dicho parámetro.

El diámetro medio de la gota está dado por

$$d_p = \frac{d_{PO} U_K \varepsilon \phi_D}{U_D} \quad (3.47)$$

$$\frac{d_{PO} \Delta \rho \sigma}{\mu_C^2} = 1.42 \left(\frac{\Delta \rho \sigma^3}{\mu_C^4 g} \right)^{0.475} \quad (3.48)$$

El área efectiva interfacial relacionada con la retención está dada por

$$a_e = \frac{6 \varepsilon \phi_D}{d_p} = \frac{6 U_D}{d_{PO} U_K} \quad (3.49)$$

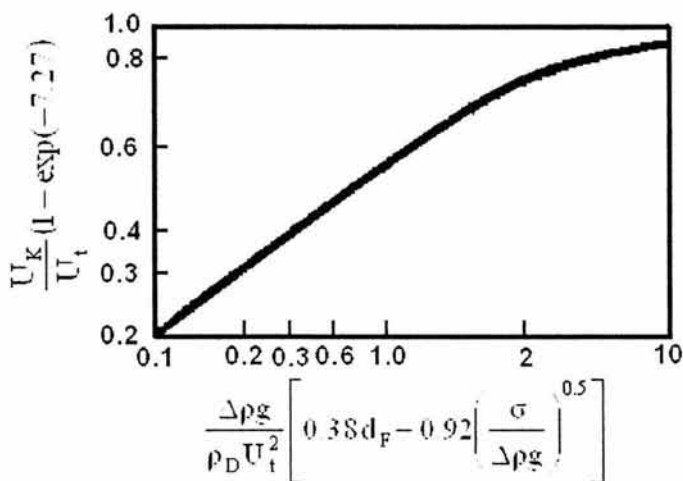


FIGURA 3.4 VELOCIDAD CARACTERÍSTICA DE GOTAS EN COLUMNAS EMPACADAS

a_c = Área efectiva interfacial, $\text{pie}^2/\text{pie}^3$.

d_F = Diámetro del empaque, pie.

d_p = Diámetro medio de la gota, pie.

g = Aceleración debida a la gravedad, pie/h^2 .

k_c = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase continua, $\text{lbmol}/\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot \Delta c$.

U_c = Velocidad de la fase continua, pie/h .

U_D = Velocidad de la fase dispersa, pie/h .

U_K = Velocidad característica de gotas, pie/h .

U_t = Velocidad terminal de sedimentación de la gota, pie/h .

ε = Fracción de espacios huecos del empaque.

μ_c = Viscosidad de la fase continua, $\text{lb}/\text{h} \cdot \text{pie}$.

ρ_c = Densidad de la fase continua, lb/pie^3 .

$\Delta\rho$ = Valor absoluto de la diferencia de densidades, lb/pie^3 .

σ = Tensión interfacial, lb/h^2 .

ϕ_D = Retención de la fase dispersa.

Se dispone de datos sobre altura global de unidad de transferencia para la fase continua en operaciones de extracción de solutos entre dos líquidos, una de las fuentes más completa existente hasta el momento fue la obtenida por Leibson y Beckman, estos investigadores usaron extractores de 3,4 y 6 pulgadas de diámetro empacados con anillos Raschig de porcelana. En la figura 3.5 se resumen la mayoría de sus resultados.

Seibert, Reeves y Fair⁽¹¹⁹⁾, desarrollaron un modelo para la transferencia de masa en columnas empacadas con empaques al azar IMTP de metal No. 25 y 40 y empaques estructurados Intalox 2T en una columna de 42.5 cm de diámetro y una altura del lecho empacado de 700 cm.

Sus resultados son los siguientes:

El coeficiente individual de transferencia de masa para la fase continua esta dado por:

$$k_c = 0.698 \left(\frac{D_c}{d_B} \right) \text{Re}_c^{0.50} \text{Sc}_c^{0.40} (1 - \phi_D) \quad (3.50)$$

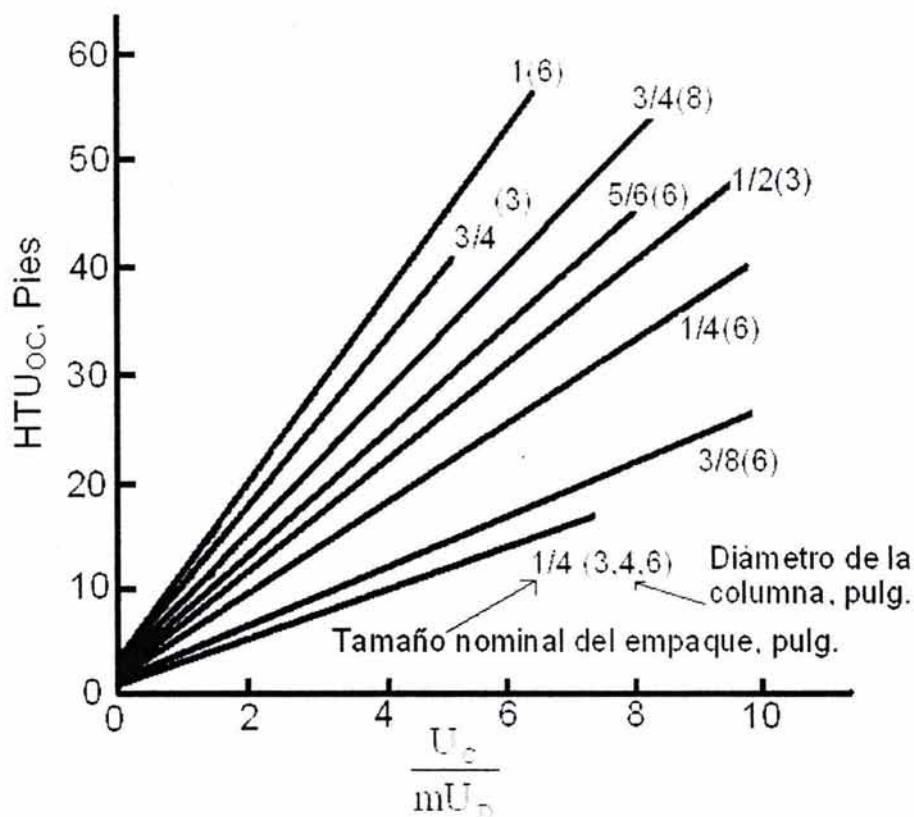


FIGURA 3.5 ALTURA DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA EN COLUMNAS EMPACADAS PARA EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

El coeficiente individual de transferencia de masa para la fase dispersa depende del parámetro ϕ , el cual es un criterio de aplicabilidad del modelo del coeficiente de película de transferencia de masa de la fase dispersa

Si $\varphi > 6$

$$k_D = 0.023 U_s \left(\frac{\rho_D D_D}{\mu_D} \right)^{0.50} \quad (3.51)$$

Si $\varphi < 6$

$$k_D = \frac{0.00375 U_s}{1 - \frac{\mu_D}{\mu_C}} \quad (3.52)$$

Donde:

$$\varphi = \frac{\left(\frac{\mu_D}{\rho_D D_D} \right)^{0.50}}{1 + \frac{\mu_D}{\mu_C}} \quad (3.53)$$

El diámetro medio de la gota es

$$d_B = 1.15 \eta \left(\frac{\sigma}{\Delta \rho g} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (2.54)$$

$\eta = 1.0$ c \rightarrow d Sin transferencia de masa

$\eta = 1.4$ d \rightarrow c Con transferencia de masa

Velocidad característica de deslizamiento, U_{s0}

$$P = \frac{\rho_C^2 \sigma^3}{\mu_C^4 g \Delta \rho} \quad (2.55)$$

$$H = P^{0.149} \left[\frac{4 d_B^2 g \Delta \rho}{3 \sigma} \right] \left[\frac{0.0009}{\mu_C} \right]^{0.14} \quad (2.56)$$

Si $H \leq 59.3$

$$\frac{Re}{P^{0.149}} = 0.94 H^{0.757} - 0.857 \quad (3.57)$$

Si $H > 59.3$

$$\frac{Re}{P^{0.149}} = 3.42 H^{0.441} - 0.857 \quad (3.58)$$

$$U_{SO} = \frac{Re\mu_C}{d_B\rho_C} \quad (3.59)$$

Retención de la fase dispersa

$$\zeta = \frac{a_P d_B}{2} \quad (3.60)$$

$$\phi_D = \frac{U_D \cos^{-2}\left\{\frac{\zeta\pi}{4}\right\}}{\varepsilon U_{SO} \exp(-1.92\phi_D) - \frac{U_C}{1-\phi_D}} \quad (3.61)$$

Velocidad de deslizamiento

$$U_S = U_{SO} \exp(-1.92\phi_D) \cos\left\{\frac{\zeta\pi}{4}\right\} + \left(1 - \cos\left\{\frac{\zeta\pi}{4}\right\}\right) \left(\frac{U_C}{\varepsilon(1-\phi_D)}\right) \quad (3.62)$$

Área efectiva interfacial

$$a_e = \frac{6\varepsilon\phi_D}{d_B} \quad (3.63)$$

Velocidad de inundación de la fase continua

$$\frac{1}{U_{Cflood}} = \frac{5.63}{\varepsilon U_{SO}} \left(1 + 0.925 \left(\frac{U_{Dflood}}{U_{Cflood}}\right) \left[\cos\left\{\frac{\zeta\pi}{4}\right\}\right]^{-2}\right) \quad (3.64)$$

$$\frac{1}{K_c} = \frac{1}{k_c} + \frac{1}{mk_D} \quad (3.65)$$

$$HTU_{oc} = \frac{U_c}{K_c a_e} \quad (3.66)$$

Donde

a_e = Área efectiva interfacial para la transferencia de masa, m^2/m^3 .

a_p = Área superficial del empaque por volumen de la columna, m^2/m^3 .

d_B = Diámetro medio de la gota, m.

C^* = Concentración en el equilibrio, kg/m^3 .

D_c = Difusividad molecular de la fase continua, m^2/s .

D_D = Difusividad molecular de la fase dispersa, m^2/s .

g = Constante gravitacional, $9.81 m/s^2$.

HTU_{oc} = Altura global de unidad de transferencia basada en la fase continua, m.

k_c = Coeficiente de película individual de transferencia de masa para la fase continua, m/s.

k_D = Coeficiente de película individual de transferencia de masa para la fase dispersa, m/s.

K_c = Coeficiente global de transferencia de masa basado en la fase continua, m/s.

m = Coeficiente de distribución, $m = \frac{dC_D^*}{dC_C}$.

Re_c = Número de Reynolds basado en la fase continua, $\rho_c U_s d_B / \mu_c$.

Sc_c = Número de Schmidt basado en la fase continua, $\mu_c / \rho_c D_c$.

Sc_D = Número de Schmidt basado en la fase dispersa, $\mu_D / \rho_D D_D$.

U = Velocidad superficial, m/s.

U_{ic} = Velocidad intersticial de la fase continua, m/s.

U_s = Velocidad de deslizamiento, m/s.

U_{so} = Velocidad de deslizamiento característica, velocidad de mezclado a bajos flujos de fase dispersa, m/s.

$\Delta\rho$ = Diferencia de densidades, kg/m^3 .

ε = Fracción hueca del empaque.

ζ = Factor adimensional de tortuosidad, $\text{apd}_B/2$.

μ = Viscosidad del líquido, $\text{kg}/(\text{m}^*\text{s})$.

η = Factor de corrección por el tamaño de la gota.

ρ_c = Densidad de la fase continua, kg/m^3 .

σ = Tensión interfacial, N/m .

ϕ_D = Fracción de la fase dispersa (retención) en la sección de contacto.

Las correlaciones desarrolladas por Seibert, Reeves y Fair mostradas anteriormente, pueden ser utilizadas para el diseño de columnas de extracción a escala industrial en tipos de empaques, tamaños de columna así como sistemas distintos a los utilizados en la parte experimental.

3.4 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN EXTRACTORES A CONTRACORRIENTE AGITADOS MECÁNICAMENTE

En este tipo de equipo se incluyen extractores en los cuales las piezas movidas mecánicamente dentro del extractor agitan a los líquidos a medida que pasan por el extractor, y también los extractores en los que la agitación es transmitida hidráulicamente al contenido del extractor.

Las torres a contracorriente agitadas por medios no mecánicos han dado magníficos resultados en el contacto gas-líquido, en donde el inconveniente de la tensión interfacial relativamente alta entre los fluidos en contacto ha sido vencido por la densidad, relativamente grande, del orden de $50 \text{ lb}/\text{pie}^3$ ($801 \text{ kg}/\text{m}^3$), que da energía necesaria para la dispersión de un fluido en otro. En la extracción líquida, en que es más probable que las diferencias de densidad sean de una décima parte de las anteriores, no se puede lograr una dispersión suficiente en sistemas de alta tensión interfacial sin la aplicación de energía externa. Para estos sistemas es necesario utilizar extractores agitados mecánicamente.

3.4.1 EXTRACTORES ANULARES ROTATORIOS

Este tipo de extractores constan de un cilindro exterior estacionario, dentro del cual gira un cilindro concéntrico. El contacto líquido-líquido ocurre en el espacio anular entre los dos. Este es probablemente el tipo más simple de los extractores agitados mecánicamente.

Para este tipo de torres, a velocidades del orden de la mitad de la velocidad de inundación, y en la transferencia de acetona entre agua y un disolvente orgánico, las velocidades de transferencia de masa están descritas por la ecuación

$$HTU_{OC} = HTU_C + \frac{U_C}{mU_D} HTU_D \quad (3.67)$$

HTU_C se toma como un valor constante⁽¹⁴⁴⁾ igual a 0.067 m y HTU_D está dada por

$$\frac{HTU_D}{T} = C \left(\frac{TN^2}{g} \right)^{-0.74} \left(\frac{T}{d_i} \right)^{2.31} \quad (3.68)$$

En donde $C = 0.32$ y 0.44 para acetato de butilo como disolvente, 0.44 y 0.57 para tolueno. El valor más bajo en ambos casos se aplica cuando la transferencia de soluto es al líquido orgánico y el más alto para el sentido inverso.

d_i = Diámetro del rotor, m.

g = Aceleración debida a la gravedad, 9.81 m/s^2 .

HTU_C = Altura individual de unidad de transferencia para la fase continua, m.

HTU_D = Altura individual de unidad de transferencia para la fase dispersa, m.

HTU_{OC} = Altura global de unidad de transferencia para la fase continua, m.

T = Diámetro de la torre, m.

3.4.2 EXTRACTOR DE SHEIBEL

Este tipo de extractor consta de compartimientos alternos agitados con impulsores situados en el centro, con los otros compartimientos llenos de una tela

metálica de tejido abierto, con 97 a 98 por ciento de huecos. La altura relativa de las secciones de relleno y la mezcla puede variarse según las circunstancias.

Ha habido diversos diseños, uno de los más recientes es como el que se muestra en la figura 3.6.

Los impulsores son de tipo turbina y las mamparas que los rodean, del tipo de dona, están sujetos por aros verticales de unión.

Los datos para capacidad y transferencia de masa de este tipo de extractores han sido obtenidos en columnas de diámetros entre 25 y 300 mm y para tres diferentes sistemas líquido-líquido. La capacidad reportada de la columna depende de las propiedades del sistema, pero varios datos son para un rango de flujo de aproximadamente $3.89(10^{-3})$ a $6.66(10^{-3})$ $m^3/s \cdot m^2$ (350 a 600 gal/h \cdot pie 2). La eficiencia de Murphree basada en la fase dispersa^(112,136) para cada etapa puede ser correlacionada de la manera siguiente

$$\frac{E_{MD}}{1 - E_{MD}} = 0.0002826 \left(\frac{H_C}{d_i} \right) (Nd_i)^4 \left(\frac{\delta a}{\delta C_D} \right) \left(\frac{\Delta \rho}{\sigma} \right)^{1.5} \quad (3.69)$$

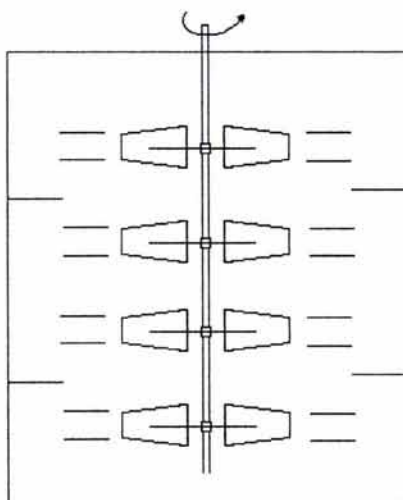


FIGURA 3.6 EXTRACTOR TIPO SHEIBEL.

La ecuación anterior es válida para columnas de 12 pulgadas de diámetro. El efecto del diámetro de la columna sobre la altura equivalente a un plato teórica (HETP) varía de acuerdo a la raíz cuadrada del diámetro de la forma

$$\frac{\text{HETP}_2}{\text{HETP}_1} = \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{0.50} \quad (3.70)$$

Donde

α = Actividad en la fase dispersa.

C_D = Concentración de la fase dispersa, kmol/m³.

D = Diámetro de la columna, m.

d_i = Diámetro del rotor o impulsor, m.

E_{MD} = Eficiencia de Murpree de la fase dispersa.

H_c = Espaciamiento entre compartimentos, m.

HETP = Altura equivalente a plato teórico, m.

N = Velocidad rotacional, revoluciones/s.

δ = Operador diferencial.

$\Delta\rho$ = Diferencia positiva de las densidades de las fases, kg/m³.

σ = Tensión interfacial, N/m.

3.4.3 EL EXTRACTOR DE DISCOS ROTATORIOS

Consiste en una columna en la cual se encuentran fijados a las paredes internas de la misma una serie de anillos estatores horizontales, mamparas que dividen al extractor en varios pequeños compartimentos, cada uno de altura H_c . Una serie de discos planos, dispuestos en un eje central en cada compartimento, giran para proporcionar agitación mecánica como se muestra en la figura 3.7.

Existen correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa⁽¹⁴⁴⁾ en extractores de discos rotatorios en diferentes casos:

Para gotas quiescentes, sin circulación

$$k_D = \frac{2\pi^2 D_D}{3d_p} \quad (3.72)$$

$$k_C = 0.001U_s \quad (3.73)$$

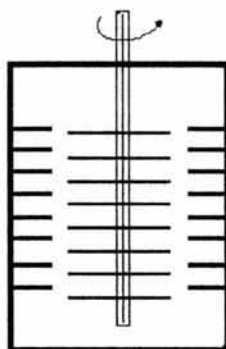


FIGURA 3.7 ESQUEMA DE EXTRACTOR DE DISCOS ROTATORIOS.

Para gotas con circulación

$$k_D = \frac{0.00375 U_s}{1 + \frac{\mu_D}{\mu_C}} + \frac{2\pi^2 D_D}{3d_p} \quad (3.73)$$

$$k_C = 1.13 \left(\frac{D_C U_s}{d_p} \right)^{0.50} \quad (3.74)$$

Al-Aswald y Mumford⁽⁵⁾ proponen un modelo para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa global para extractores. Dicho modelo toma en cuenta la contribución que hace cada régimen de flujo dentro del extractor, de tal forma que el coeficiente de transferencia de masa global es

$$K_{cal} = K_s p_s + K_c p_c + K_o p_o \quad (3.75)$$

En donde p_s , p_c y p_o son las fracciones en volumen de las gotas en estado estancado, circulante y oscilante respectivamente, de igual manera, K_s , K_c y K_o son los coeficientes de transferencia de masa globales para cada régimen de flujo.

Las correlaciones que recomiendan para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa individuales para cada fase son las siguientes:

Para flujo estancado:

$$k_{D,S} = \frac{4\pi^2 D_D}{3d_p} \quad (3.76)$$

$$Sh_{C,S} = 2076 Re^{0.50} Sc^{0.30} \quad (3.77)$$

Para flujo circulante:

$$k_{D,C} = \frac{17.9 D_D}{d_p} \quad (3.78)$$

$$Sh_{C,C} = -126 + 1.8 Re^{0.50} Sc^{0.42} \quad (3.79)$$

Para flujo oscilante:

$$k_{D,O} = 0.45(\omega D_D)^{0.50} \quad (3.80)$$

o

$$k_{D,O} = \sqrt{\frac{4\omega D_D(1 + \varepsilon_O)}{\pi}} \quad (3.81)$$

Donde

$$\varepsilon_O = \varepsilon + \frac{3}{8}\varepsilon^2 \quad (3.82)$$

$$Sh_{C,O} = 50 + 0.0085 Re Sc^{0.70} \quad (3.83)$$

Donde

D_C = Difusividad molecular de la fase dispersa, m^2/s .

D_D = Difusividad molecular de la fase dispersa, m^2/s .

d_p = Diámetro medio de la gota, m.

k_C = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase continua, m/s.

K_{cal} = Coeficiente global de transferencia de masa, m/s.

k_D = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase dispersa, m/s.

U_s = Velocidad de deslizamiento, m/s.

μ_c = Viscosidad de la fase continua, kg/m*s.

μ_D = Viscosidad de la fase dispersa, kg/m*s.

Re = Número de Reynolds.

Sc = Número de Schmidt.

Sh = Número de Sherwood.

ρ = Densidad, kg/m³.

μ = Viscosidad, kg/m*s.

ω = Frecuencia de oscilación, 1/s.

ε = Amplitud de la oscilación.

ε_0 = Función de la amplitud de oscilación.

3.4.4 COLUMNA DE DISCOS RECIPROCANTES

Este tipo de extractor es uno de los más ampliamente estudiados, el cual es simple en su construcción y exhibe un alto grado de flexibilidad, en la figura 3.8 se muestra un esquema de una columna de discos reciprocantes.

Para poder hacer una escala de este tipo de extractores de un tamaño de laboratorio a otro de aplicación industrial, se utiliza la siguiente correlación

$$\frac{HETP_2}{HETP_1} = \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{0.38} \quad (3.84)$$

Para este tipo de extractores, se ha desarrollado una correlación generalizada para el cálculo de HETP⁽¹¹²⁾

$$\frac{HETP}{D} = 1.03 \left(\frac{\rho_c U_T^2}{D \Delta \rho g} \right)^{0.075} \left(\frac{H_c U_T}{A F t_m} \right)^{1.3} \left(\frac{\sigma}{D \rho_c U_T^2} \right)^{0.625} \quad (3.85)$$

Esta correlación fue basada en datos obtenidos en columnas con diámetros comprendidos entre 0.0254 y 1 m y se encuentra restringida para fluidos con baja viscosidad y $0.01 < AF < 0.10$ m/s; $0.002263 < U_T < 0.02263$ m³/s*m², $0.010 < \sigma < 0.040$ N/m y $0.055 < (1 - \psi_c) < 0.075$.

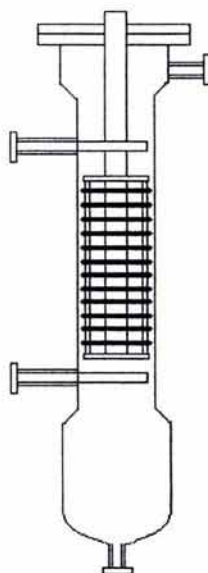


FIGURA 3.8 EXTRACTOR DE DISCOS RECÍPROCANTES.

Donde

A = Amplitud de reciprocación, m.

D = Diámetro de la columna, m.

F = Frecuencia de reciprocación, 1/s.

g = Aceleración de la gravedad, 9.81 m/s².

H_c = Espaciamiento entre platos, m.

HETP = Altura equivalente a plato teórico, m.

t_m = Espesor medio del plato, m.

U_T = Flujo volumétrico total, m³/(m²*s)

ρ_c = Densidad de la fase continua, kg/m³.

$\Delta\rho$ = Valor absoluto de la diferencia de densidad, kg/m³.

σ = Tensión interfacial, N/m.

CAPÍTULO IV

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN EQUIPOS DE CONTACTO SÓLIDO-FLUIDO

GENERALIDADES

Las operaciones de transferencia de masa en esta categoría son adsorción-desorción, intercambio iónico, secado y lixiviación. Teóricamente, los mismos equipos que son utilizados en adsorción para contacto gas-sólido o líquido-sólido, pueden utilizarse en las operaciones correspondientes a secado y lixiviación. Sin embargo, en la práctica se encuentran tipos especiales de equipos en estas tres categorías. Probablemente esta situación se deba a que durante muchos años las aplicaciones prácticas de éstas operaciones se desarrollaron sin comprender que básicamente son muy similares. No se han inventado todavía equipos ideales. No obstante, es razonable prever una reducción en el número de diferentes equipos y mayor interaplicación entre las operaciones al irse resolviendo los muchos problemas sobre el manejo de sólidos.

4.1 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN MEMBRANAS

Una membrana es una barrera delgada que separa dos fluidos. La barrera impide el flujo hidrodinámico, por lo que el transporte a través de la membrana es por adsorción o difusión. La propiedad de la membrana que afecta a la velocidad de transporte es su permeabilidad. Una membrana es semipermeable si, en condiciones idénticas, transporta diferentes especies moleculares con velocidades distintas.

Las películas poliméricas se pueden considerar, en general, que son regiones cristalinas y amorfas alternas. La región cristalina, que tiene estructuras regulares, se supone por lo común que es impermeable para los gases y los líquidos. Los segmentos poliméricos en la fase amorfa pueden tener un movimiento térmico e

impulsarse hacia un lado para dejar espacio para las moléculas que se permean.

El proceso de permeación por una membrana polimérica tiene tres etapas:

- 1.- adsorción de las moléculas que se permean del lado de la corriente arriba de la membrana-
- 2.- difusión de esas moléculas a través de la membrana.
- 3.- desorción del lado de corriente abajo de la membrana.

El dispositivo donde se realiza la operación con membranas es el modulo. El modulo es la unidad física donde se lleva a cabo la separación (diálisis, filtración, etc.) que cuenta con una configuración apropiada en su diseño, así mismo requiere de algunos aspectos importantes para su diseño.

Existen diferentes configuraciones de los módulos, uno de los aspectos críticos en el diseño de los módulos es la característica de la transferencia de masa del dispositivo. Para obtener altos valores de transferencia de masa es necesario tener altas velocidades tangenciales y/o turbulencia en la vecindad de la membrana, esto se puede lograr usando el flujo cruzado en el cual el flujo de alimentación es paralelo a la membrana y perpendicular al filtrado. Los módulos de las membranas que están disponibles comercialmente pueden ser clasificados en 4 tipos: fibras huecas, tubular, placa y marco, y devanado en espiral.

Para la región de gel-polarizado donde el flujo difusional es independiente de la presión, se puede escribir

$$J_w = K \ln \left(\frac{C_g}{C_b} \right) \quad (4.1)$$

Donde K es el coeficiente de transferencia de masa equivalente a la difusividad molecular sobre el espesor de la capa límite y la concentración en la superficie de la membrana C_g . La ecuación 4.1 demuestra que en la ultrafiltración, la rapidez de transferencia de masa depende únicamente de la concentración de soluto fija en la corriente C_b y de las condiciones de transferencia de masa existentes en la región adyacente a la superficie de la membrana.

Las analogías entre los fenómenos de transferencia de masa y calor hacen posible la evaluación de los coeficientes de transferencia de masa K .

Las soluciones de Graetz Leveque⁽¹³¹⁾ para transferencia convectiva de calor en canales, comportamiento modificado para transferencia de masa, pueden ser usadas para evaluar el coeficiente de transferencia de masa para el caso en que se asume un perfil parabólico de velocidad, la solución de Leveque es

$$Sh = \frac{Kd_h}{D} = 1.62 \left(ReSc \frac{d_h}{L} \right)^{0.33} \quad (4.2a)$$

$$K = 1.62 \left(\frac{UD^2}{d_h L} \right)^{0.33} \quad (4.2b)$$

Para canales rectangulares planos, donde $d_h = 2b$ (b = altura del canal)

$$K = 0.816 \left(\frac{6UD^2}{bL} \right)^{0.33} = 0.816 \left(\frac{6QD^2}{b^2wL} \right)^{0.33} \quad (4.3)$$

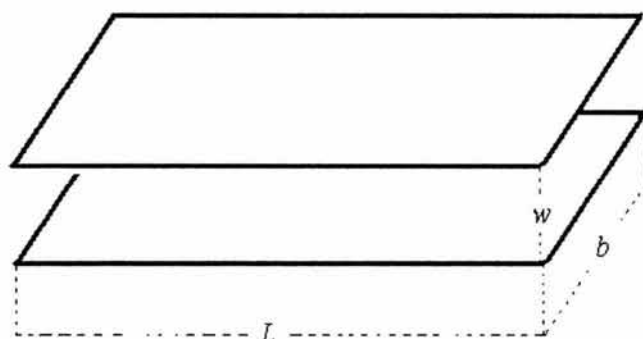


FIGURA 4.1 MEMBRANA DE CANALES RECTANGULARES.

Haciendo una revisión de las ecuaciones anteriores⁽¹³⁶⁾ (4.2 y 4.3) es claro que el coeficiente de transferencia de masa se incrementa al incrementar la velocidad del canal (U o Q) o al disminuir la altura del canal.

En algunos casos se ha notado una dependencia más grande del coeficiente de transferencia de masa con respecto al flujo del canal que el mostrado por la

ecuación (4.3). Gröeber obtuvo una correlación para el caso especial en el que los perfiles de velocidad y concentración se desarrollan completamente en la longitud del canal.

$$K = 0.664 \sqrt{\frac{U}{L}} \frac{D^{0.66} \rho^{0.17}}{\mu^{0.17}} = 0.664 \left(\frac{Q}{bwL} \right)^{0.5} \frac{D^{0.66} \rho^{0.17}}{\mu^{0.17}} \quad (4.4)$$

Una de las mejores correlaciones para flujo turbulento totalmente desarrollado es propuesta por Dittus y Boelther

$$K = 0.023 \frac{\rho^{0.47} U^{0.8} D^{0.67}}{d_h^{0.2} \mu^{0.47}} \quad (4.5)$$

El la cual, su rango de aplicación debe ser para $Re < 10000$. Sin embargo, en el caso actual de dispositivos de ultrafiltración de canales delgados, la geometría de entrada es tal que el flujo turbulento totalmente desarrollado ocurre a números de Reynolds mucho menores. Mediciones de la velocidad del fluido contra caída de presión muestran una transición definida del flujo laminar a flujo turbulento totalmente desarrollado a $Re = 2000$. Para canales rectangulares planos donde $d_h = 2b$ se tiene

$$K = 0.02 \frac{\rho^{0.47} U^{0.8} D^{0.67}}{b^{0.2} \mu^{0.47}} = 0.02 \frac{\rho^{0.47} Q^{0.8} D^{0.67}}{bw^{0.8} \mu^{0.47}} \quad (4.6)$$

Como en el caso de flujo laminar, el coeficiente de transferencia de masa puede ser incrementado al aumentar el flujo Q y disminuir la altura del canal. Sin embargo, el efecto es más drástico en flujo turbulento, debido a que el coeficiente de transferencia de masa varía en una potencia de 0.8 con el flujo e inversamente con la altura del canal. Además, el coeficiente de transferencia de masa es independiente de la longitud del canal debido a que los perfiles de velocidad y concentración se establecen rápidamente en la primera sección del canal.

Donde

b = Altura del canal.

D = Difusividad molecular del fluido.

d_h = Diámetro hidráulico.

K = Coeficiente de transferencia de masa.

Q = Flujo volumétrico.

Re = Número de Reynolds, $\frac{U\rho d_h}{\mu}$.

Sc = Número de Schmidt.

L = Longitud del canal.

U = Velocidad media del fluido.

w = Espesor del canal.

ρ = Densidad.

μ = Viscosidad.

4.2 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN TANQUES AGITADOS

Una revisión literaria⁽⁶²⁾ sobre la transferencia de masa en tanques agitados en operaciones sólido-fluido demuestra que existe un amplio rango de divergencia sobre los resultados, correlaciones, así como de las teorías. Esto es de esperarse debido al gran número de variables que afectan la transferencia de masa; dicho conjunto de variables hacen muy complejos a los sistemas agitados. Las diferentes conclusiones obtenidas por los investigadores se pueden deber a las diferentes condiciones experimentales utilizadas. Sin embargo, el hecho de que hasta ahora no se ha propuesto ninguna correlación que resulta satisfactoria para un amplio rango de condiciones, indica que no hay un entendimiento claro de la transferencia de masa de partículas en turbulencia generada por la agitación mecánica de los recipientes.

A continuación se presenta un resumen de las correlaciones existentes hasta ahora para la transferencia de masa de partículas sólidas hacia líquidos en recipientes agitados mecánicamente.

Hixson y Baum utilizaron el sistema ácido benzoico en agua, benceno y etilenglicol con sal en recipientes de 0.26 – 0.61 m de diámetro, con impulsores

de 0.078 - 0.178 m, partículas de 0.004 – 0.0067 m de diámetro y números de Schmidt de 748 – 430000.

$$\frac{k_{SL} T}{D_L} = 3.5(10^{-4}) \left(\frac{NT^2 \rho_L}{\mu_L} \right) \sqrt{Sc_L} \quad (4.7)$$

Barker y Treybal⁽¹⁰⁾ utilizaron ácido bórico y ácido benzoico en agua y sacarosa en recipientes de 0.15 – 0.65 m de diámetro, con impulsores de 0.05 – 0.325 m, con tamaños de partícula de 0.009 – 0.14 m de diámetro y con números de Schmidt de 735 – 62000.

$$\frac{k_{SL} T}{D_L} = 0.052 \left(\frac{Nd^2 \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.84} \sqrt{Sc_L} \quad (4.8)$$

Harriott utilizó ácido benzoico, sulfato en agua, dextrosa; zinc en ácido clorhídrico en recipientes de 0.1 – 0.51 m de diámetro, con impulsores de 0.0375 – 0.175 m, con tamaños de partícula de 0.000015 – 0.0003 m de diámetro y con números de Schmidt de 325 – 107500.

$$Sh_L = 2 + 0.6 \sqrt{\frac{d_p U_T \rho_L}{\mu_L}} Sc_L^{0.33} \quad (4.9)$$

Sykes y Gomezplata utilizaron Cadmio y partículas de cobre en yodo y soluciones de yodo y sacarosa en recipientes de 0.15 – 0.65 m de diámetro, con impulsores de 0.13 m, con tamaños de partícula de 0.0003 m de diámetro y con números de Schmidt de 770 - 11300.

$$Sh_L = 2 + 0.109 \left[\left(\frac{Nd^2 \rho_L}{\mu_L} \right) \left(\frac{\Psi_{imp}}{\Psi_{DT}} \right)^{0.33} \right]^{0.38} Sc_L^{0.5} \quad (4.10)$$

$$\Psi = \frac{Pg}{\rho_L N^3 d^5} \quad (4.11)$$

Nienow utilizó K_2SO_4 , NH_4Cl , aluminio y sal en agua en recipientes de 0.12 – 0.14 m de diámetro, con impulsores de 0.036 – 0.073 m, con tamaños de partícula de 0.00019 – 0.0091 m de diámetro y con números de Schmidt de 405 – 1790.

$$Sh_L = 2 + 0.72 \left(\frac{d_p U_T \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.5} Sc_L^{0.33} \quad (4.12)$$

Miller utilizó ácido benzoico en agua en recipientes de 0.15 – 0.69 m de diámetro, con impulsores de 0.10 – 0.45 m, con tamaños de partícula de 0.00039 m de diámetro y con números de Schmidt de 1000.

$$Sh_L = 0.0267 \left[2 + 1.1 \left(\frac{d_p U_T \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.5} Sc_L^{0.33} \right] N^{0.63} \quad (4.13)$$

Levins y Glastonbury utilizaron resinas de intercambio iónico en ácidos, bases, cobre, hierro, I_2 -KI-sacarosa, ácido esteárico en etanol, naftaleno en metanol en recipientes de 0.063 – 0.10 m de diámetro, con impulsores de 0.13 m, con tamaños de partícula de 0.00003 – 0.00196 m de diámetro y con números de Schmidt de 267 – 35000.

$$Sh_L = 2 + 0.47 \left[\left(\frac{d}{T} \right)^{0.28} \frac{d_p^{4/3} \left(\frac{P}{V_L} \right)^{1/3} \rho_L}{\mu_L} \right]^{0.62} Sc_L^{0.36} \quad (4.14)$$

Sano utilizó ácido benzoico, β -naftol, $KMnO_4$ en agua, resina de intercambio iónico en HCl en recipientes de 0.095 – 0.40 m de diámetro, con impulsores de 0.03 – 0.13 m, con tamaños de partícula de 0.0000107 – 0.000285 m de diámetro y con números de Schmidt de 217 - 1410.

$$Sh_L = \phi \left[2 + 0.4 (Re_K)^{0.25} Sc_L^{0.33} \right] \quad (4.15)$$

Kuboy utilizó resinas de intercambio iónico en NaOH en recipientes de 0.09 – 0.63 m de diámetro, con impulsores de 0.1045 m, con tamaños de partícula de 0.00029 m de diámetro y con números de Schmidt de 730.

$$Sh_L = 2 + 0.35 Re_K^{0.17} Sc_L^{0.5} \quad (4.16)$$

Lal utilizó ácido bórico en agua, CMC y glicol en recipientes de 0.145 – 0.25 m de diámetro, con impulsores de 0.04 – 0.10 m, con tamaños de partícula de 0.0054 – 0.02 m de diámetro y con números de Schmidt de 300 - 2000.

Para $1 < Re_p < 800$

$$Sh_L = 2 + 0.474 Re_p^{0.67} Sc_L^{0.33} \quad (4.17)$$

Para $Re_p > 800$

$$Sh_L = 2 + 7.525 Re_p^{0.25} Sc_L^{0.33} \quad (4.18)$$

Asai⁽⁷⁾ utilizó resinas de intercambio iónico en ácidos, bases, cobre, I₂-KI-sulfato en agua – glicerina en recipientes de 0.09 – 0.132 m de diámetro, con impulsores de 0.045 – 0.066 m, con tamaños de partícula de 0.00002 – 0.00195 m de diámetro y con números de Schmidt de 624 – 10000.

$$Sh_L = \left[2^{5.8} + \left\{ 0.61 \left(\frac{6^{0.33} d_p^{1.33} \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.58} Sc_L^{0.33} \right\}^{5.8} \right]^{\frac{1}{5.8}} \quad (4.19)$$

Armenate y Kirwan⁽⁶⁾ utilizaron resinas de intercambio iónico en NaOH, glicerol, resinas de intercambio iónico en AgNO₃ + NaNO₃ en recipientes de 0.19 m de diámetro, con impulsores de 0.0635 m, con tamaños de partícula de 0.0000006 – 0.000424 m de diámetro y con números de Schmidt de 420 – 130000

$$Sh_L = 2 + 0.52 Re_K^{0.17} Sc_L^{0.33} \quad (4.20)$$

Jadhav y Pangarkar⁽⁶²⁾ utilizaron el sistema ácido benzoico en agua, CMC (carboximetilcelulosa) en recipientes de 0.15 – 0.57 m de diámetro, con impulsores de 0.05 – 0.19 m, con tamaños de partícula de 0.00055 – 0.00358 m y con números de Schmidt de 800 – 4000.

$$k_{SL} = 1.72(10^{-3}) \left(\frac{N}{N_s} \right)^{1.16} Sc_L^{-0.53} \quad (4.21)$$

Donde

d = Diámetro del impulsor, m.

d_p = Diámetro de la partícula, m.

D = Difusividad del soluto, m^2/s .

f = Factor de fricción.

g_c = Constante gravitacional, m/s^2 .

Ga = Número de galileo, $Ga = \frac{d_p^3 \rho^2 g_c}{\mu^2}$

H = Altura del líquido en el recipiente, m.

k_{SL} = Coeficiente de transferencia de masa para la transferencia desde partículas de sólidos hacia líquidos, m/s .

N = Velocidad de agitación, rev/s .

N_s = Velocidad crítica de suspensión de las partículas, rev/s .

P = Potencia proporcionada por el impulsor, W .

Re_K = Número de Reynolds basado en la teoría de Kolomogoroff, $Re_K = \frac{Pd_p^4 \rho^3}{V\mu^3}$

Sc = Número de Schmidt, $(\mu/\rho D)$

Sh = Número de Sherwood, $(k_{SL}d_p/D)$

U = Velocidad característica, m/s .

U_s = Velocidad de mezclado, m/s .

U_T = Velocidad terminal de sedimentación, m/s .

T = Diámetro del tanque, m.

P/V = Potencia disipada por unidad de volumen, m^2/s^3 .

μ_L = Viscosidad del líquido, $kg/m*s$.

ρ_L = Densidad del líquido, kg/m^3 .

$\Delta\rho$ = Diferencia de densidad entre el sólido y el líquido, kg/m^3 .

ϕ = Factor de forma de la partícula.

ψ_{DT} = Número de potencia de la turbina.

ψ_{IMP} = Número de potencia del impulsor.

4.3 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN LECHOS EMPACADOS

Los fluidos supercríticos, también llamados gases densos, han incrementado sus aplicaciones en procesos industriales y de protección al ambiente. Hay dos características principales que hacen a los fluidos supercríticos (SCF) muy atractivos desde el punto de vista de la ingeniería química. La primera es la adaptabilidad de sus propiedades termodinámicas (densidad parecida a la de un líquido, alta capacidad de solvatación) así que es posible igualar el parámetro de solubilidad del fluido al soluto por cambios modestos de presión, temperatura o ambos. La segunda es que los fluidos supercríticos utilizados como solventes tienen favorables propiedades de transporte (viscosidad y difusividad en magnitud parecida a la de la mayoría de los gases), lo que proporciona altos valores en los números de Schmidt y Grashof y por consecuencia, grandes valores en el número de Sherwood.

Para la transferencia de masa de gases y líquidos en lechos empacados se tienen una serie de correlaciones⁽¹⁰³⁾, en muchos casos desarrolladas para el contacto entre un sólido y un fluido supercrítico (CO_2)

$$j_D \varepsilon = \frac{0.765}{\text{Re}^{0.82}} + \frac{0.365}{\text{Re}^{0.386}} \quad (4.22)$$

La correlación anterior tiene validez dentro de cierto rango de número de Reynolds

Para gases: $10 \leq \text{Re} \leq 15000$

Para líquidos: $0.01 \leq \text{Re} \leq 15000$

Para sólidos, líquidos o gases a bajas presiones, Re de 3 – 3000, Sc de 0.5 – 10000

$$\text{Sh} = 2 + 1.1 \text{Re}^{0.6} \text{Sc}^{1/3} \quad (4.23)$$

Para aceites/fluido super crítico (SCF), con velocidades de SCF de 0.00004 – 0.0028 m/s, Sc = 8

$$k_G a_e = 1.55 \left(\frac{U}{\varepsilon} \right)^{0.54} \quad (4.24)$$

Para sólidos/SCF, Re de 2 – 40, Sc de 2 – 20

$$\text{Sh} = 0.38 \text{Re}^{0.83} \text{Sc}^{1/3} \quad (4.25)$$

Para sólidos/SCF, Re de 2 – 70, Gr de 78 – 3.25 (10⁷)

$$\frac{\text{Sh}}{(\text{ScGr})^{0.25}} = 1.692 \left(\frac{\text{Re}}{\text{Gr}^{1/2}} \right)^{0.356} \quad (4.26)$$

Para sólidos/SCF, Re de 4 – 140, Sc de 2 – 11

$$\begin{aligned} \frac{\text{Sh}}{(\text{ScGr})^{0.25}} &= 0.1813 \left(\frac{\text{Re}^2 \text{Sc}^{1/3}}{\text{Gr}} \right)^{3/4} \left(\text{Re}^{1/2} \text{Sc}^{1/3} \right)^{3/4} \\ &+ 1.2149 \left[\left(\frac{\text{Re}^2 \text{Sc}^{1/3}}{\text{Gr}} \right)^{3/4} - 0.0165 \right]^{1/3} \end{aligned} \quad (4.27)$$

Para sustancias naturales/SCF, Re = 100 – 2000, Sc = 1 – 10

$$\text{Sh} = 0.13 \text{Re}^{0.5} \text{Sc}^{0.632} \left(\frac{d_h}{L} \right)^{0.3} \quad (4.28)$$

Para lechos empacados de ácido benzoico / ácido y naftaleno / SCF y convección natural

$$\frac{Sh}{(ScGr)^{0.25}} = 0.0833 \left[26.3 \left(\frac{Re^{0.5} Sc^{1/3}}{ScGr^{1/4}} \right)^3 - 1 \right]^{1/3} \quad (4.29)$$

Puiggenè⁽¹⁰³⁾ propone que el número de Sherwood se encuentra constituido por la contribución de la convección natural así como de la convección forzada, por lo que define un "número de Sherwood total", de tal manera que

$$Sh_T^3 = Sh_N^3 + Sh_F^3 \quad (4.30)$$

$$Sh_F = 0.395 Re^{0.58} Sc^{1/3} \quad (4.31)$$

$$Sh_N = 2 + 0.001(GrSc)^{0.37} \quad (4.32)$$

Para transferencia de masa en la fase líquido en un lecho empacado con resina de intercambio iónico⁽⁷⁷⁾, el coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida es

$$k_L = \frac{2.62 \sqrt{D_L U_L}}{a_p \sqrt{d_p}} \quad (4.33)$$

Donde

d_p = Diámetro de la partícula, m.

d_h = Diámetro hidráulico, m.

g = Aceleración de la gravedad, 9.81 m/s².

Gr = Número de Grashof, $Gr = \frac{d_p^3 g |\rho - \rho^*|}{\left(\frac{\mu}{\rho}\right)^2 \rho^*}$

K_G = Coeficiente global de transferencia de masa para la fase gaseosa, m/s.

L = Longitud del lecho empacado, m.

Re = Número de Reynolds, $(U_p d_p / \mu)$

Sc = Número de Schmidt.

Sh = Número de Sherwood, $(K_G d_p / D)$

U = Velocidad superficial, m/s.

ε = Fracción de espacios huecos.

4.4 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN LECHOS FLUIDIZADOS

Los lechos fluidizados han sido ampliamente usados en la recuperación de vapores a partir de mezclas vapor-gas; en forma extensa, para la desorción, para el fraccionamiento de vapores de hidrocarburos ligeros con carbón y para otros propósitos.

Considérese un lecho de sólidos granulados a través del cual fluye un gas; el gas presenta buena uniformidad de distribución en la sección transversal del fondo del lecho. A bajos flujos de gas, este sufre una caída de presión. Al aumentar la cantidad del gas, la caída de presión iguala por fin a la suma del peso de los sólidos por unidad de área del lecho y la fricción de los sólidos en las paredes del recipiente. Si los sólidos están fluyendo libremente, un incremento en la velocidad del gas causa que el lecho se expanda; la caída de presión del gas iguala el peso/área del lecho. Un incremento mayor en la velocidad del gas causa un mayor alargamiento del lecho y el espacio vacío aumenta lo suficiente para que las partículas del sólido se muevan localmente. Esta es la condición de un "lecho fluidizado tranquilo". Un aumento todavía mayor en la velocidad del gas expenderá todavía más el lecho; las partículas de sólido se moverán libremente (están circulando completamente por todo el lecho) y se podrán formar burbujas bien definidas de gas que ascenderán a través del lecho. El lecho se parece bastante a un líquido en ebullición; una interfase clara entre la parte superior de los sólidos y el gas que escapa permanece evidente; la caída de presión del gas es muy parecida al estado fluidizado tranquilo. Un aumento mayor en la velocidad del gas continúa expandiendo el lecho; finalmente los sólidos son acarreados junto con el gas. En la figura 4.2 se encuentra una representación de los patrones de flujo que se pueden tener en un lecho fluidizado dependiendo de la velocidad del gas. Se ha visto que el patrón de flujo tiene influencia sobre la transferencia

de masa entre sólidos y fluidos, no solo en lechos fluidizados, sino también en el caso de que se encuentren los sólidos sobre una superficie plana extendida como pudiera ser el caso de secadores de charolas en donde aquellas charolas situadas cerca de la entrada de aire se encuentran en condiciones notablemente de aquellas situadas al final de la trayectoria del flujo de aire. Como resultado, el material sobre algunas charolas se seca más rápidamente que en otras, lo que en algunas ocasiones provoca que el material se chamusque. Una variación de esta configuración del equipo podría ser una charola con fondo de malla, particularmente útiles en materiales que puedan tener formas definidas, en este caso, el flujo de aire se dirige de tal forma que atraviese los sólidos colocados sobre la charola. Este dispositivo acorta el tiempo de secado.

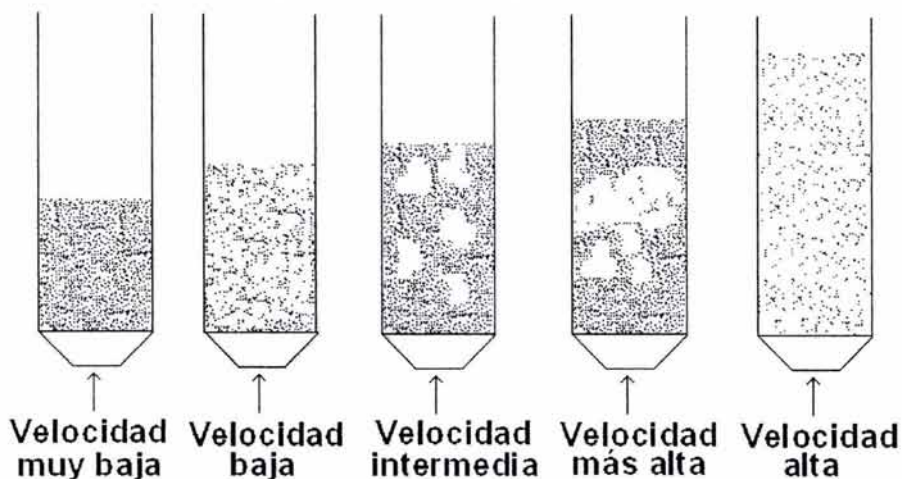


FIGURA 4.2 MOVIMIENTO DE PARTICULAS EN UN LECHO FLUIDIZADO

Se han propuesto una serie de correlaciones para la estimación del coeficiente de transferencia de masa entre una fase líquida y el sólido en lechos fluidizados, a continuación se presenta un resumen⁽⁷⁴⁾ de algunas de ellas:

Evans y Gerald⁽⁴¹⁾

$$\frac{2 \text{ShRe}}{\text{Sc}^{1/3} \text{Ga}} \frac{\rho_L}{\rho_S - \rho_L} = 1.66(10^{-6}) \text{Re}^{1.33} d_p \quad (4.34)$$

En la ecuación 4.34, d_p está en cm.

Fan, Yang y Wen⁽⁴²⁾

$$\text{Sh} = 2 + 0.46 \text{Re}^{0.543} \text{Sc}^{1/3} \quad (4.35)$$

Rowe y Claxton⁽¹¹³⁾

$$\text{Sh} = \frac{2}{1 - (1 - \varepsilon)^{1/3}} + \frac{0.7}{\varepsilon} \text{Re}^n \text{Sc}^{1/3} \quad (4.36)$$

$$\frac{2 - 3n}{3n - 1} = 4.65 \text{Re}^{-0.28} \quad (4.37)$$

Damrongled, Courdec y Angelino⁽³⁴⁾

Si $\varepsilon < 0.815$

$$\text{Sh} = 0.301 \text{Re}^{0.038} \text{Ga}^{0.305} \text{Sc}^{1/3} \quad (4.38)$$

Si $\varepsilon > 0.815$

$$\text{Sh} = 0.138 \text{Re}^{-0.086} \text{Ga}^{0.412} \text{Sc}^{1/3} \quad (4.39)$$

Vanadurogan, Laguerie y Courdec⁽¹⁵⁰⁾

Si $\varepsilon < 0.815$

$$\text{Sh} = 0.215 \text{Re}^{0.011} \text{Ga}^{0.309} \text{Sc}^{0.436} \frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} \quad (4.40)$$

Si $\varepsilon > 0.815$

$$\text{Sh} = 0.125 \text{Re}^{-0.076} \text{Ga}^{0.39} \text{Sc}^{0.436} \frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} \quad (4.41)$$

Tournié⁽¹⁴³⁾

$$Sh = 0.245 Ga^{0.323} Sc^{0.4} \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right)^{0.3} \quad (4.42)$$

Riba, Routie y Courdec⁽¹⁰⁷⁾

$$Sh = 0.264 Re^{-0.11} Ga^{0.36} Sc^{0.33} \quad (4.43)$$

Para $265 < Re < 3100$, $10^6 < Ga < 3(10^7)$, $550 < Sc < 1450$.

Para el coeficiente de transferencia de masa⁽¹⁰⁰⁾ tanto para el gas como para el líquido en lechos fluidizados se tiene

$$Sh = 0.61 \psi \left(\frac{U \rho_L d_p}{6 \mu_L \psi (1 - \varepsilon)} \right)^{0.59} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4.44)$$

En donde ψ es el factor de forma, el cual depende de las características de las partículas sólidas siendo:

Partícula	Esfera	Cilindro
1.00	0.91	0.81

Para esferas $d_p =$ Diámetro de la esfera, para no esferas $d_p = 0.567 \sqrt{\text{Area Superficial}}$

Para transferencia de masa entre líquidos y sólidos en lechos fijos y lechos fluidizados para número de Reynolds entre 1 y 10:

$$j_D \varepsilon = \frac{1.1068}{Re^{0.72}} \quad (4.45)$$

$$j_D \varepsilon = \frac{Sh}{Re Sc^{\frac{1}{3}}} \quad Sh = \frac{k d_p}{D} \quad Re = \frac{d_p U \rho}{\mu} \quad Sc = \frac{\mu}{\rho D}$$

Para líquidos en lechos fijos y lechos fluidizados con un rango de número de Reynolds entre 2 y 25 se tiene

$$\frac{k_L d_S}{D} = \frac{0.86 d_p U \rho_L}{\varepsilon \mu_L} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4.46)$$

Para líquidos se han propuesto las siguientes correlaciones dependiendo de la cantidad de espacios vacíos

Para $\varepsilon < 0.85$

$$\begin{aligned} \frac{k_L d_S}{D} &= 0.250 \left(\frac{d_p U \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.023} \left(\frac{d_p^3 \rho_L^2 g}{\mu_L^2} \right)^{0.306} \\ &* \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right)^{0.282} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D} \right)^{0.41} \end{aligned} \quad (4.47)$$

Para $\varepsilon > 0.85$

$$\begin{aligned} \frac{k_L d_p}{D} &= 0.304 \left(\frac{d_p U \rho_L}{\mu_L} \right)^{-0.057} \left(\frac{d_p^3 \rho_L^2 g}{\mu_L^2} \right)^{0.332} \\ &* \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right)^{0.297} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D} \right)^{0.404} \end{aligned} \quad (4.48)$$

$1.6 < Re < 1320$, $2470 < Ga < 4.42 \cdot 10^6$, $0.27 < (\rho_s - \rho_L)/\rho_L < 1.114$, $305 < Sc < 1595$.

Se han obtenido correlaciones⁽⁹⁸⁾ para obtener los coeficientes de transferencia de masa y calor de una fase gaseosa en lechos fluidizados con un rango de número de Arquímedes comprendido entre $10^2 < Ar < 10^7$

$$Sh_G = 2 + 0.6 Re_G^{0.5} Sc_G^{0.33} \quad (4.49)$$

Donde

D = Difusividad molecular.

d_p = Diámetro de partícula.

g = Aceleración de la gravedad.

k_L = Coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida.

ρ_L, ρ_S = Densidad del líquido y sólido respectivamente.

μ = Viscosidad.

ε = Fracción de espacios vacíos.

Re = Número de Reynolds.

Ga = Número de Galileo.

Sc = Número de Schmidt.

CAPÍTULO V

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN REACTORES

GENERALIDADES

Las reacciones químicas entre un gas y un líquido o entre dos líquidos, con o sin la presencia de un catalizador sólido proporcionan una amplia gama de aplicaciones industriales en la industria química, petroquímica, así como en la industria bioquímica. Algunos ejemplos podrían ser reacciones de oxidación, hidrogenación, hidroformilación, aminación y carbonilación, entre otros. Para estos propósitos se utilizan una gran variedad de reactores heterogéneos los cuales incluyen tanques agitados, columnas de burbujeo, reactores de lecho catalítico fijo, así como reactores de lecho fluidizado.

Independientemente de qué tan activa sea una partícula catalítica, solo puede ser efectiva si los reactantes pueden llegar a dicha superficie. La transferencia del reactante del seno del fluido a la superficie externa de la partícula catalítica requiere de una fuerza impulsora, que en este caso es la diferencia de concentraciones. El que esta diferencia de concentraciones entre el seno del fluido y la superficie de la partícula sea significativa o despreciable, depende de las características de la velocidad en el fluido cercano a la superficie, de las propiedades físicas del fluido, y de la velocidad intrínseca de la reacción química en el catalizador; esto es, depende del coeficiente de transferencia de masa entre el fluido y la superficie, y de la constante de velocidad para la reacción catalítica. En cualquier caso, la concentración de reactante en la superficie catalítica es inferior a la que prevalece en el seno del fluido. Por tanto, la velocidad observada, esto es, la velocidad total, es mas baja que la correspondiente a la concentración en el seno del fluido.

5.1 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN REACTORES DE LECHO FIJO

Los reactores de lecho fijo o empacado se refieren a sistemas de dos fases en los que el fluido reaccionante fluye a través de un tubo relleno de partículas o

gránulos catalíticos estacionarios: En estos reactores habrá regiones cerca de la superficie externa de las partículas en las que la velocidad del fluido será muy baja. En estas regiones, que resultan especialmente evidentes cerca de los puntos de contacto entre las partículas, la transferencia de masa y energía entre el seno del fluido y la superficie del gránulo se produce primordialmente por difusión. A medida que aumenta la distancia de la superficie, el mecanismo dominante será la convección. La complejidad de las trayectorias de flujo alrededor de un gránulo individual suspendido en una corriente de fluido es considerable. Cuando esto se combina con interacciones entre los gránulos, tal como sucede en este tipo de reactores, el problema de predecir o correlacionar las velocidades locales no tiene solución en la actualidad. Por tanto, las velocidades de transporte se definen por lo general en términos de coeficientes promedio de transferencia de masa y energía. Aún cuando los datos experimentales demuestran que existen variaciones, se supondrá que el coeficiente promedio se puede aplicar a toda la superficie del gránulo. Con estas suposiciones es posible usar un solo valor de coeficiente de transferencia de masa o calor, para describir las velocidades de transferencia entre el seno del fluido y la superficie de los gránulos.

El error que se introduce al usar un coeficiente promedio no es tan serio como podría suponerse, pues las correlaciones entre los coeficientes de transferencia de masa y de calor están basadas en datos experimentales para lechos de partículas.

Existen muchos estudios experimentales⁽¹²⁸⁾ de transferencia de masa en lechos fijos. Para números de Reynolds mayores de 10, la siguiente relación entre j_D y el número de Reynolds representan muy bien los datos disponibles

$$j_D = \frac{0.458}{\varepsilon} \left(\frac{d_p G}{\mu_G} \right)^{-0.407} \quad (5.1)$$

Donde ε es la relación entre el volumen de huecos y el volumen del lecho empacado, G la velocidad masa de la fase gaseosa, μ_G la viscosidad de la fase gaseosa y d_p es el diámetro de la partícula de catalizador. Los reactores de lecho catalítico fijo o lecho percolador (TBR del inglés *Trickle Bed Reactor*) para la

reacción entre una fase gaseosa y una fase líquida consiste en un lecho de partículas catalíticas fijas, las cuales se ponen en contacto con los reactantes líquidos y gaseosos respectivamente. Generalmente este tipo de reactores a nivel comercial operan adiabáticamente, a altas temperaturas y altas presiones.

Para estimar el coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida en reacciones entre un gas y un líquido en reactores TBR, Reiss y Charpentier proponen la siguiente correlación en donde relacionan la caída de presión por unidad del lecho empacado del reactor ($\Delta P/Z$), la velocidad superficial de la fase líquida U_L , así como de la difusividad de la fase líquida D_L .

$$k_L a_c = 0.0173 \sqrt{\frac{(\Delta P/Z) U_L D_L}{2.4(10^{-9})}} \quad (5.2)$$

Yaici y colaboradores⁽¹⁶²⁾ determinaron el coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase gaseosa en reacciones gas-líquido utilizando líquidos orgánicos e inorgánicos para velocidades masa de gas de 0.03 a 0.35 kg/m²*s y velocidades masa de líquido de 1 a 8 kg/m²*s. Sus resultados indican que el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa está fuertemente involucrado con el flujo de gas y es casi independiente del flujo de líquido, además de ser función de la superficie geométrica de las partículas catalíticas S_p , del diámetro de las partículas catalíticas d_p , así como de la retención de la fase líquida h_L . Su correlación es:

$$\frac{Sh_G a_c d_p}{1 - h_L} = 0.03 \left(\frac{S_p}{d_p^2} \right)^{-1.56} Re_L^{0.33} Re_G^{0.87} Sc_G^{0.5} \left(\frac{d_p}{D_R} \right)^{-0.67} \quad (5.3)$$

Aunque se pueden identificar varios patrones de flujo⁽²⁾ en los reactores (TBR), hay consenso en clasificarlos en dos grupos que son, patrón de baja interacción (LIR) y patrón de alta interacción (HIR).

El patrón (LIR) o flujo percolador (TBR) se presenta a bajos flujos de fase gaseosa y líquida y es caracterizado por una débil actividad interfacial gas-líquido.

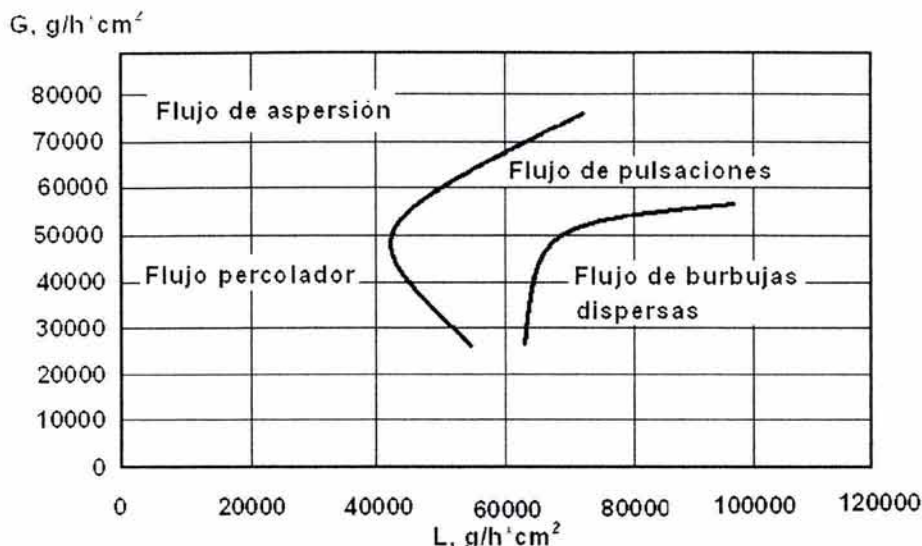


FIGURA 5.1 REGÍMENES DE FLUJO EN REACTORES DE LECHO PERCOLADOR (TBR)

La interacción gas-líquido en el patrón (LIR) puede ser incrementada al aumentar los flujos de gas y líquido respectivamente así como a presiones elevadas; el líquido que puede ser o no espumante descenderá por el lecho catalítico en forma de riachuelos o películas de una partícula a la otra, mientras que la fase gaseosa continua ocupará el espacio sobrante de huecos. El patrón de alta interacción (HIR) es caracterizado por un flujo moderado a intenso de las fases líquida y gaseosa. Como resultado de esto, este patrón de flujo depende en gran medida de la retención, así como de la tendencia de la fase líquida a formar espuma. Bajos flujos de fase gaseosa y flujos de líquido suficientemente altos propician el flujo de burbujas, siendo la fase líquida la fase continua la cual, contendrá pequeñas burbujas esféricas. A flujos medios de gas pero con altos flujos de líquido, la fase líquida seguirá siendo la fase continua pero la fase gaseosa se encontrará en forma de burbujas elongadas, este régimen es el considerado como flujo de burbujas dispersas. Cuando se tiene bajo flujo de líquido y flujos de gas de moderados a altos se tiene el régimen de flujo pulsante, aquí se observa una especie de niebla y el gas se encuentra como la fase continua y el líquido se encuentra en forma de pequeñas gotas. Hay autores^(111,128) que proponen gráficas o mapas en los cuales se puede estimar el patrón de flujo que existe en un TBR

dependiendo de los flujos de gas y líquido dentro del reactor, tal es el caso de la figura 5.1.

A continuación se presentan las correlaciones⁽²⁾ para estimar los coeficientes de transferencia de masa en la fase líquida, las cuales están función la relación de Lochart Martinelli X_G , así como de los números de Reynolds Re_L , Weber We_L y Schmidt Sc_L para la fase líquida respectivamente.

Para baja interacción

$$\frac{k_L a_c^0 d_K^2}{D_L} = 2.8(10^{-4}) \left[X_G^{\frac{1}{4}} Re_L^{\frac{1}{5}} We_L^{\frac{1}{5}} Sc_L^{\frac{1}{2}} \left(\frac{a_p d_K}{1-\varepsilon} \right)^{\frac{1}{4}} \right]^{3.4} \quad (5.4)$$

Para alta interacción

$$\frac{k_L a_c^0 d_K^2}{D_L} = 0.45 \left[X_G^{\frac{1}{2}} Re_L^{\frac{4}{5}} We_L^{\frac{1}{5}} Sc_L^{\frac{1}{2}} \left(\frac{a_p d_K}{1-\varepsilon} \right)^{\frac{1}{4}} \right]^{1.3} \quad (5.5)$$

Para el régimen de transición

$$\frac{k_L a_c^0 d_K^2}{D_L} = 0.091 \left[X_G^{\frac{1}{4}} Re_L^{\frac{1}{5}} We_L^{\frac{1}{5}} Sc_L^{\frac{3}{10}} \left(\frac{a_p d_K}{1-\varepsilon} \right)^{\frac{1}{4}} \right]^{3.8} \quad (5.6)$$

Donde

$$k_L a_c = (k_L a_c)^0 + k_L^{(Sh=2)} (a_c - a_c^0) \quad (5.7)$$

Así mismo se han propuesto correlaciones para estimar el área interfacial

Para la baja interacción

$$\frac{a_e}{a_p} = 10 \left[X_G \text{Re}_L^{\frac{1}{2}} \text{We}_L \left(\frac{a_p d_K}{1 - \varepsilon} \right)^{\frac{3}{2}} \right]^{0.7} \quad (5.8)$$

Para alta interacción

$$\frac{a_e^O}{a_p} = 1550 \left[X_G \text{Re}_L^{\frac{1}{2}} \text{We}_L \left(\frac{a_p d_K}{1 - \varepsilon} \right)^{-5} \right]^{0.7} \quad (5.9)$$

Para el régimen de transición

$$\frac{a_e}{a_p} = 21.3 \left[X_G \text{Re}_L^{\frac{1}{2}} \text{We}_L \left(\frac{a_p d_K}{1 - \varepsilon} \right)^{-2} \right]^{0.5} \quad (5.10)$$

El diámetro de la partícula está dado por

$$d_p = \sqrt[3]{\frac{16 \varepsilon^3}{9 \pi (1 - \varepsilon)^2}} \quad (5.11)$$

Muchas correlaciones de transferencia de masa relacionan el grupo adimensional $\text{Sh}_p \text{Sc}^{-1/3}$ a números adimensionales que caracterizan el flujo de gas y líquido. Estas correlaciones se basan en mediciones hechas en el empaque. En el flujo TBR el sólido puede mojar parcialmente el lecho empacado y los resultados de transferencia de masa generalmente son interpretados por el producto $\text{Sh}_p \psi \text{Sc}^{-1/3}$ donde ψ es la eficiencia del humedecimiento del lecho. Dichas correlaciones relacionan este grupo de parámetros de transferencia de masa con el número de Reynolds intersticial Re_i , tomando en cuenta la fracción hueca del lecho así como la saturación del líquido β

$$\text{Re}_i = \frac{U_L d_p \rho}{\varepsilon \beta \mu_L} \quad (5.12)$$

En los regímenes de alta interacción generalmente se admite que el sólido se encuentra completamente mojado y ψ equivale a uno. La definición de longitud característica para estimar el número de Reynolds varía con cada autor. Debido a esto, Rode y colaboradores⁽¹¹¹⁾ hicieron modificaciones a algunas de las correlaciones de transferencia de masa propuestas en donde involucran a Re_i así como el número de Kolmogoroff, Ko . Las correlaciones son:

Para interacción alta, esferas $d_p = 6.25$ mm, $\varepsilon \approx 0.4$, $3(10^9) < Ko < 2(10^{10})$

$$Sh_p Sc^{-1/3} = 0.2 Ko^{0.25} \quad (5.13)$$

Para partículas sólidas cilíndricas 3x3 y 6x6 mm, la fase gaseosa constituida por N_2 , He y Ar. Flujo pulsante, $7(10^7) < Ko < 2(10^8)$

$$Sh_p Sc^{-1/3} = 0.334 Ko^{0.202} \quad (5.14)$$

Para interacción alta, cilindros de 3x3 y 6x6 mm, $\varepsilon \approx 0.38$, $We > 0.1$, $300 < Re_i < 2000$

$$Sh_p Sc^{-1/3} = 54 Re_i^{0.622} \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L d_p \sigma} \right)^{0.311} \quad (5.15)$$

Para lechos empacados con sillas Berl de 6.35 mm de diámetro nominal, $0.59 < \varepsilon < 0.64$

a) Baja interacción, $Re_i < 330$.

$$\varepsilon Sh_p \psi Sc^{-1/3} = 0.122 Re_i^{0.7} \quad (5.16)$$

b) Alta interacción

$Re_i > 600$

$$\varepsilon Sh_p Sc^{-1/3} = 1.96 Re_i^{0.416} \dots (5.17) \quad (5.17)$$

$10^9 < Ko < 10^{11}$

$$\text{Sh}_p \text{Sc}^{-1/3} = 0.43 \text{Ko}^{0.22} \quad (5.18)$$

Para baja interacción, partículas esféricas de 4 mm de diámetro y $\varepsilon = 0.375$, $40 < \text{Re}_i < 140$

$$\text{Sh}_p \psi \text{Sc}^{-1/3} = 0.187 \text{Re}_i^{0.8} \quad (5.19)$$

Para lechos con partículas cilíndricas de 3x3 y 6x6 mm, $\varepsilon = 0.35 - 0.36$

a) Baja interacción, $70 < \text{Re}_i < 250$

$$\text{Sh}_p \psi \text{Sc}^{-1/3} = 0.24 \text{Re}_i^{0.75} \quad (5.20)$$

b) Alta interacción, $150 < \text{Re}_i < 1200$

$$\varepsilon \text{Sh}_p \text{Sc}^{-1/3} = 0.58 \text{Re}_i^{0.519} \quad (5.21)$$

$7(10^8) < \text{Ko} < 10^{10}$

$$\text{Sh}_p \text{Sc}^{-1/3} = 0.23 \text{Ko}^{0.25} \quad (5.22)$$

Para baja interacción con lechos rellenos de partículas cilíndricas de 6.1x4.7 mm, $\varepsilon = 0.31$, $\text{Re}_i < 1500$.

$$\text{Sh}_p \text{Sc}^{-1/3} = 0.76 \text{Re}_i^{0.495} \quad (5.23)$$

Existen diversas correlaciones para estimar la eficiencia en el humedecimiento de lecho empacado ψ , a continuación se presenta las dos mas recientes

$$\psi = 1 - \exp(-118 U_L^{0.635}) \quad (5.24)$$

$$\psi = 1.104 \left[\frac{\rho_L U_L d_p}{\mu_L (1 - \varepsilon)} \right] \left[\frac{\frac{\Delta P}{\rho_L g Z} + 1}{\frac{d_p^3 \rho_L^2 g \varepsilon^3}{\mu_L^2 (1 - \varepsilon)^3}} \right]^{\frac{1}{9}} \quad (5.25)$$

5.2 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN REACTORES DE TANQUE AGITADO

La característica distintiva de un reactor catalítico de tanque agitado es que existen partículas pequeñas de catalizador suspendidas en el líquido. En un sistema de tres fases, las burbujas de gas se elevan a través de la suspensión agitada. A diferencia de los reactores de lecho catalítico fluidizado, existe poco movimiento relativo entre las partículas y el fluido, aun cuando el fluido se agite mecánicamente. Las partículas tienden a moverse con el líquido. La disminución del coeficiente de transferencia de masa se debe al tamaño pequeño de las partículas, su baja difusividad en los líquidos y a la poca velocidad relativa. Por consiguiente, la transferencia externa de masa puede retardar significativamente la velocidad global, no obstante, la conductividad térmica de los líquidos es relativamente alta, incrementa el coeficiente de transferencia de calor. Esto, aunado al pequeño calor de reacción por unidad de volumen de la suspensión, significa que existe muy poca diferencia de temperatura entre la partícula y el líquido. Resulta razonable pensar que el líquido y las partículas de catalizador de un reactor de tanque agitado se encuentran bien mezclados.

Los fermentadores del tipo de tanque agitado es el tipo de reactor biológico más empleado en los procesos industriales en los que se lleva a cabo una fermentación.

En este tipo de bioreactores, el proceso de difusión del oxígeno desde el seno de la fase gaseosa hasta un organismo es controlado por la resistencia a la transferencia de masa en la fase líquida. El coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida es función del tipo de reactor, condiciones de operación, la

potencia suministrada P , el volumen del líquido V_L , la velocidad de la fase gaseosa U_G , la velocidad de agitación del tanque N , el diámetro del impulsor d_i , el diámetro del tanque D_T , así como de las propiedades físicas.

Jackson⁽⁶¹⁾ correlacionó datos de transferencia de masa para fermentadores con aun amplio rango de tamaños de equipos que son: 76 mm de diámetro y 21 m de profundidad, 1.8 m de diámetro con 13 m de profundidad y 7.6 m de diámetro con 10 m de profundidad, todos ellos a 20 grados centígrados, obteniendo

$$k_L a_e = 7.1749 \left(\frac{Q_G}{A_T} \right)^{1.14} Z^{-0.55} \quad (5.26)$$

Donde:

$k_L a_e$ = Coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida, 1/s.

Z = Profundidad del líquido, m.

Q = Flujo de fase gaseosa medido a 0°C y 1 atm, m³/s.

A_T = Área de sección transversal del tanque, m².

Se han hecho extensas revisiones bibliográficas⁽⁸⁾ concernientes a coeficientes de transferencia de masa en reactores biológicos de tanque agitado, a continuación se presentan los resultados.

Van't Riet⁽¹⁵¹⁾ propone dos correlaciones para estimar el coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida de acuerdo con la naturaleza de la solución.

Para líquidos no viscosos coalescidos, por ejemplo agua

$$k_L a_e = 2.6(10^{-2}) \left(\frac{P}{V_L} \right)^{0.4} U_G^{0.5} \quad (5.27)$$

Para líquidos no viscosos no coalescidos, como soluciones de sal en agua

$$k_L a_e = 2.0(10^{-3}) \left(\frac{P}{V_L} \right)^{0.7} U_G^{0.2} \quad (5.28)$$

Reuss⁽¹⁰⁶⁾ obtuvo una correlación para el coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida por medio de mediciones hechas a partir de la fermentación de *Saccharomyces cerevisiae* obteniendo la siguiente correlación

$$\left(\frac{k_L a_e}{U_G} \right) \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L^2 g} \right)^{\frac{1}{3}} Sc_L^{0.3} = 5.5(10^{-4}) \left(\frac{P}{V_L U_G \rho_L g} \right)^{0.7} \quad (5.29)$$

El número de Schmidt ha sido introducido para aplicar los mismos datos correlacionados de la fermentación de ácido gluconico con *Aspergillus niger*. Las altas concentraciones de azúcar y ácido glucónico (mas de 300 kg/m³) dieron como resultado un incremento en la viscosidad, así como un decremento en la difusividad molecular, la cual debe ser considerada en el grupo adimensional (Sc) para tomar en cuenta los efectos del transporte molecular en el coeficiente de transferencia de masa.

La situación es mucho más complicada en el caso de líquidos no Newtonianos altamente viscosos. A continuación se resumen algunas correlaciones que aparecen normalmente en la literatura

$$\begin{aligned} \frac{k_L a_e d_i^2}{D_L} &= 21.2 \left(\frac{d_i^2 N \rho_L}{\mu_{ef}} \right)^{1.11} \left(\frac{\mu_{ef}}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \\ &* \left(\frac{\mu_{ef} U_G}{\sigma} \right)^{0.45} \left(\frac{\mu_G}{\mu_{ef}} \right)^{0.7} \end{aligned} \quad (5.30)$$

$$\begin{aligned} \frac{k_L a_e d_i^2}{D_L} &= 0.06 \left(\frac{d_i^2 N \rho_L}{\mu_{ef}} \right)^{1.5} \left(\frac{\mu_{ef}}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_{ef} U_G}{\sigma} \right)^{0.6} \\ &* \left(\frac{dN^2}{g} \right)^{0.19} \left(\frac{Nd}{U_G} \right)^{0.32} \left[1 + 2(\lambda N)^{0.5} \right]^{-0.67} \end{aligned} \quad (5.31)$$

$$\frac{k_L a_e d_i^2}{D_L} = 2.5(10^{-4}) \left(\frac{d_i^2 N \rho_L}{\mu_{ef}} \right)^{1.8} \left(\frac{\mu_{ef}}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_{ef}}{\mu_w} \right)^{1.39} \quad (5.32)$$

$$* [1 + 100(\lambda N)]^{-0.67}$$

$$k_L a_e = \frac{0.0248}{D_T^4} \left(\frac{P}{V_L} \right)^{0.551} W_G^A \quad (5.33)$$

$$A = 0.551 / \sqrt{D_T}$$

$$\frac{k_L a_e}{N} = 0.0786 \left(\frac{d_i^2 N \rho_L}{\mu_{ef}} \right)^{0.41} \left(\frac{\rho_L N^2 d_i^3}{\sigma} \right)^{0.13} \left(\frac{N d_i}{U_G} \right)^{0.69} \quad (5.34)$$

5.3 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN REACTORES DE COLUMNA DE BURBUJUEO

Kojima, Sawai y Suzuki⁽⁷²⁾ hicieron estudios en columnas de burbujeo con un rango de presiones de 0.1 – 1.1 MPa y encontraron que la magnitud tanto de la retención de la fase gaseosa h_G como el coeficiente de transferencia de masa $k_L a_e$ aumentan con la presión. El coeficiente volumétrico de transferencia de masa, así como la retención de la fase gaseosa respectivamente fueron correlacionados mediante la siguiente ecuación

$$k_L a_e = Ch_G^D (\rho_L Q_G^2 d_o^{-3} \sigma^{-1})^E \left(\frac{P}{101300} \right)^F \quad (5.35)$$

$$h_G = 1.18 U_G^{0.679} \left(\frac{\sigma}{0.076} \right)^{-0.546} \quad (5.36)$$

$$* \exp \left\{ A (\rho_L Q_G^2 d_o^{-3} \sigma^{-1}) \left(\frac{P}{101300} \right)^B \right\}$$

En donde p es la presión de operación de la columna, Q_G el flujo volumétrico de la fase gaseosa, d_o el diámetro interno de la boquilla y el valor de 101300 representa la presión estándar en Pa, así como σ es la tensión superficial del líquido y 0.076 es la tensión superficial del agua a 20°C. El valor numérico de las constantes A,B,C,D,E y F utilizadas en las correlaciones anteriores depende de la concentración de enzimas utilizada.

	Agua	Solución Buffer de Enzimas		
		Concentración en mg/dm ³		
		2.99	82.8	163
A	1.27*10 ⁻⁴	1.27*10 ⁻⁴	4.96*10 ⁻³	1.07*10 ⁻²
B	1.00	1.31	0.336	0.0

	Agua	Soluciones Buffer de enzimas (oxidasa de glucosa), Concentración en mg/dm ³		
		2.99	82.8	163
C	0.00733	0.303	0.175	0.151
D	0.702	1.06	0.871	0.862
E	0.122	-0.0116	-0.0496	-0.106
F	0.151	0.155	0.0339	0.0705

Godbole⁽⁴⁷⁾ correlacionó datos para la fermentación de soluciones de carboximetilcelulosa (CMC) en columnas de burbujeo con diámetros de 0.305m y altura de 3.4m. En sus resultados experimentales observó una gran dependencia del coeficiente volumétrico de transferencia de masa hacia la viscosidad de la fase líquida, su correlación es

$$k_L a_c = 8.35(10^{-4}) U_G^{0.44} \mu_{ef}^{-1.01} \quad (5.37)$$

Zlokarnik⁽¹⁶⁸⁾ desarrolló sus relaciones por medio de mediciones en una columna de burbujeo para reacciones biológicas con aereadores tipo boquilla en planta piloto, encontró que para un medio inhibidor de coalescencia

$$k_L a_e \left(\frac{\mu_L}{\rho_L g^2} \right) = 2.75(10^{-4}) \left[\frac{PV_L^{-1}}{\rho_L (U_L g^4)^{0.33}} \right]^{0.8} \quad (5.38)$$

Con un rango de validez de

$$0.05 < \frac{PV_L^{-1}}{\rho_L (U_L g^4)^{0.33}} < 1.0$$

$$2(10^{-5}) < k_L a_e \left(\frac{U_L}{g^2} \right) < 2(10^{-4})$$

Para un medio de promotor de coalescencia

$$k_L a_e \left(\frac{Q_G}{V_L} \right)^{-1} = 1.5(10^{-2}) \left[\frac{P}{Q_G \rho_L (gU_L)^{0.66}} \right]^{0.5} \quad (5.39)$$

Con un rango de validez de

$$4(10^4) < \frac{P}{Q_G \rho_L (gU_L)^{0.666}} < 10^6$$

$$3 < \frac{k_L a_e V_L}{Q_G} < 10$$

Popovic y Robinson⁽¹⁰⁴⁾ recomiendan la siguiente correlación para estimar el coeficiente volumétrico de transferencia de masa en reactores de columnas de burbujeo con fluidos Newtonianos (soluciones de azúcar) y no Newtonianos soluciones de Carboximetilcelulosa (solución CMC)

$$k_L a_e = 0.5(10^{-2}) U_{Gr}^{0.52} D_L^{0.52} \rho_L^{1.03} \left[1 + \frac{A_d}{A_r} \right]^{-0.85} \mu_{ef}^{-0.89} \sigma^{-0.75} \quad (5.40)$$

$$\begin{aligned}
 0.03 &\leq U_{Gr} \leq 0.26 \text{ m/s} \\
 0 &\leq A_d/A_r \leq 0.444 \\
 0.02 &\leq \mu_{ef} \leq 0.5 \text{ Pas} \\
 0.33 &\leq D_L \cdot 10^9 \leq 2.52 \text{ m}^2/\text{s} \\
 1.003 &\leq \rho_L \leq 1.240 \text{ kg/m}^3 \\
 59 &\leq \sigma_L \cdot 10^3 \leq 79 \text{ N/m}.
 \end{aligned}$$

Donde A_d es el área del bajante, A_r el área de la sección transversal del elevador y U_{Gr} es la velocidad superficial del gas en el elevador.

Schumpe propuso la siguiente correlación basada en mediciones con glicerol, CMC, PAA

$$\frac{k_L a_e d_c^2}{D_L} = 0.021 \sqrt{\frac{\mu_{ef}}{\rho_L D_L}} \left(\frac{g d_c^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0.21} \left(\frac{g d_c^3 \rho_L^2}{\mu_{ef}^2} \right)^{0.6} \left(\frac{U_G}{d_c \sqrt{g}} \right)^{0.49} \quad (5.41)$$

$$\begin{aligned}
 5.4 \cdot 10^3 &\leq k_L a_e d_c^2 / D_L \leq 1.8 \cdot 10^6 \\
 2.2 \cdot 10^3 &\leq \mu_{ef} / D_L \rho_L \leq 2.3 \cdot 10^5 \\
 4.9 \cdot 10^2 &\leq g d_c^2 \rho_L / \sigma \leq 1.2 \cdot 10^4 \\
 1.3 \cdot 10^5 &\leq g d_c^3 \rho_L^2 / \mu \leq 1.1 \cdot 10^{10}
 \end{aligned}$$

5.4 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO

En un reactor de lecho fijo, las partículas de catalizador son relativamente grandes y estacionarias. En contraste, en un reactor de lecho fluidizado, las partículas pequeñas (50 a 250 μ) se desplazan de una manera que depende de la velocidad del fluido reaccionante. A velocidades bajas, las partículas no se perturban, por lo que, en esencia, se produce un comportamiento de lecho fijo. En el otro extremo, la velocidad es tan alta que las partículas se elevan hacia la parte superior del reactor con el fluido. En la mayoría de los reactores de lecho catalítico fluidizado, el fluido es un gas y las condiciones normales de operación consisten en un régimen de burbujeo.

Una de las características importantes de los lechos fluidizados es la casi total uniformidad de la temperatura que se logra en todo el reactor. Esto se debe al mezclado en la fase de emulsión, causado por burbujas de gases, y la gran área de transferencia de calor por unidad de masa del catalizador, que está asociada con las partículas pequeñas. Esta misma área, se encuentra disponible para la transferencia de masa. Por consiguiente, las diferencias de temperatura y concentración entre el fluido y la superficie del catalizador suelen ser insignificantes. Esto contrasta notablemente con los reactores de lecho fijo, aun cuando los coeficientes de transferencia de masa y de calor en reactores de lecho fluidizado suelen ser de menor magnitud que los correspondientes a reactores de lecho fijo.

Este tipo de reactores se utilizan para una gran variedad de aplicaciones que van desde pruebas en plantas piloto hasta la utilización en reacciones de importancia industrial como es el caso de la desintegración catalítica fluidizada (FCC) desde principios de la década de 1940. Las olefinas se cloran para obtener cloruros de alquilo en un lecho fluidizado simple, el naftaleno se oxida por medio de aire para producir anhídrido ftálico en un reactor de lecho fluidizado de burbujeo, el acrilonitrilo se produce al hacer reaccionar propileno, amoníaco y oxígeno (aire) en un reactor de lecho fluidizado de un catalizador complejo, el nitrobenzeno se hidrogena para obtener anilina, etc.

Kunni y Levenspiel han resumido los datos disponibles de transferencia de masa y calor⁽⁹³⁾ en función del número de Reynolds, dichos resultados pueden ser expresados en función de factores j como

$$j_D = j_H = 1.77 \left[\frac{d_p G}{\mu(1 - \epsilon_B)} \right]^{-0.44} \quad (5.42)$$

En el intervalo de $30 < dpG/\mu(1-\epsilon_B) < 5000$, en donde los factores j son definidos por

$$j_D = \frac{k_C \rho_G}{G} \left(\frac{a_m}{a_t} \right) \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (5.43)$$

$$j_H = \frac{h}{C_p G} \frac{a_m}{a_t} \left(\frac{C_p \mu_G}{k_f} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (5.44)$$

Donde a_m y a_t son las áreas efectiva y total del lecho catalítico por unidad de masa del catalizador, k_c el coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, h coeficiente de transferencia de calor, C_p la capacidad calorífica y k_f la conductividad térmica de la fase gaseosa.

Para la transferencia de masa entre la fase gaseosa y el catalizador sólido, McConnachie propone la siguiente correlación para números de Reynolds mayores a 100

$$Sh\varepsilon = 2 + 0.75 \sqrt{\frac{d_p U_G \rho_G}{\mu_G (1 - \varepsilon)}} \quad (5.45)$$

Kato y Kubota⁽⁶⁹⁾ correlacionaron datos de sublimación de naftaleno con diámetros de partículas d_p comprendidos entre 0.004 y 0.00016 m en corrientes de aire para estimar el coeficiente de transferencia de masa entre la fase gaseosa y el sólido. Su correlación es válida tanto para lechos empacados como para lechos fijos, con restricciones en cuanto al valor del producto del número de Reynolds y la relación de diámetro de la partícula d_p a la altura del lecho Z .

Para $0.1 \leq Re_p (d_p/Z)^{0.6} \leq 5$

$$\frac{Sh}{Sc^{\frac{1}{3}}} = 0.72 \left[\frac{d_p U_G \rho_G}{\mu_G (1 - \varepsilon)} \left(\frac{d_p}{Z} \right)^{0.6} \right]^{0.95} \quad (5.46)$$

Para $5 \leq Re_p (d_p/Z)^{0.6} \leq 10^3$

$$\frac{Sh}{Sc^{\frac{1}{3}}} = 1.25 \left[\frac{d_p U_G \rho_G}{\mu_G (1 - \varepsilon)} \left(\frac{d_p}{Z} \right)^{0.6} \right]^{0.63} \quad (5.47)$$

Ostergaard⁽⁹⁶⁾ obtuvo correlaciones para coeficientes volumétricos de transferencia de masa para la fase líquida en lechos fluidizados de tres fases en

columnas de 0.2286 m de diámetro con diferentes tamaños de partículas sólidas, sus resultados son:

Para partículas de 1mm, $0.043 < U_G < 0.124$ m/s y $0.015 < U_L < 0.046$ m/s

$$k_L a_e = 0.04323 U_G^{0.76} \quad (5.48)$$

Para partículas de 3mm de diámetro, $0.043 < U_G < 0.128$ m/s y $0.043 < U_L < 0.073$ m/s

$$k_L a_e = 0.6149 U_L U_G^{0.25} \quad (5.49)$$

Para partículas de 6mm de diámetro, $0.047 < U_G < 0.127$ m/s y $0.068 < U_L < 0.097$ m/s

$$k_L a_e = 0.4246 U_G^{0.93} \quad (5.50)$$

Zheng y colaboradores⁽³³⁾ estudiaron la transferencia de masa en reactores de lecho fluidizado de tres fases con partículas sólidas esféricas de 0.52 a 0.755 mm, ellos mencionan que existen diferentes regímenes de flujo en los lechos fluidizados, los cuales se caracterizan por diferencias en cuanto a retención h_G y velocidad U_G de la fase gaseosa. Dichos regímenes de flujo son: régimen homogéneo de burbujeo (HBR), régimen de transición (TR) y régimen turbulento de burbujeo (TBR), donde la transferencia de masa se encuentra íntimamente ligada al régimen de flujo, en la literatura se pueden encontrar estudios mas completos de la hidrodinámica de lechos fluidizados de tres fases^{49,81,82,157}. De acuerdo a la velocidad de la fase gaseosa, Zheng obtuvo una correlación para la estimación del coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida

$$k_L a_e = A U_G^B U_L^C d_p^D (1 - h_s)^E (1 + F \sqrt{h} + Gh) \quad (5.51)$$

En donde las constantes A,B,C,D,E,F y G dependen del régimen de flujo que se tenga en el reactor, h_s es la retención de sólidos, h es la distancia axial del

distribuidor, U_{GK1} y U_{GK2} son las velocidades de la fase gaseosa de transición de HBR a TR y TR a TBR respectivamente. Los criterios de flujo son:

$U_G < U_{GK1}$, en HBR; $U_G = U_{GK1}$, en el punto de transición entre HBR y TBR.

$U_{GK1} < U_G < U_{GK2}$ en TR; $U_G = U_{GK2}$ en el punto de transición entre TR y TBR.

$U_G > U_{GK2}$ en TBR.

Donde

$$U_{GK1} = 3.56(10^{-3})U_L^{0.11}d_P^{0.39}(1-h_S)^{0.95}\left(\frac{1-0.88\sqrt{h}+0.19h}{1-0.85\sqrt{h}+0.18h}\right)^{4.2} \quad (5.52)$$

$$U_{GK2} = 1.11(10^{-2})U_L^{0.092}d_P^{-0.36}(1-h_S)^{0.87}\left(\frac{1-0.89\sqrt{h}+0.20h}{1-0.88\sqrt{h}+0.19h}\right)^{4.2} \quad (5.53)$$

Parámetros utilizados en la ec. (5.53)	HBR	TR	TBR
A	11.05	2.89	0.99
B	0.98	0.74	0.50
C	0.92	0.95	0.97
D	-0.087	-0.18	-0.27
E	0.09	0.32	0.53
F	-0.85	-0.88	-0.89
G	0.18	0.19	0.20

5.5 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN REACTORES DE ROCÍO DE TRES FASES

Para los reactores de rocío de tres fases (TPSR del inglés *three phase sparged reactor*) existen tres diferentes regímenes de flujo, los cuales son:

1. Régimen de flujo homogéneo de burbujas.
2. Régimen de flujo heterogéneo o de mezcla turbulenta.

3. Régimen de flujo de ariete (slug).

Para columnas industriales de grandes diámetros operando a velocidades de gas moderadamente altas ($>0.08\text{ m/s}$) predomina el flujo homogéneo de burbujas⁽⁶³⁾. Por otra parte, para condiciones similares de velocidad y en columnas de laboratorio (diámetro $< 0.1\text{ m}$), se presenta el flujo de ariete (slug). Estos dos regímenes son de características completamente diferentes. El régimen de flujo heterogéneo es caracterizado por una vigorosa circulación interna, lo cual tiene como resultado altas velocidades de transferencia de masa y calor, así como de mezclado axial. En régimen de ariete (slug), prevalecen largas burbujas de gas, en este caso la circulación del líquido decrece significativamente. Se han recopilado correlaciones para el coeficiente de transferencia de masa entre las partículas sólidas y la fase líquida en reactores (TPSR), la mayoría de ellas son para columnas de pequeños diámetros.

$$\text{Sh}_L = 2 + 0.212 \left(\frac{d_p^3 \Delta \rho_L g}{\mu_L D_L} \right)^{0.33} \left(\frac{d_p U_G \rho_L}{\mu_L} \right)^{0.112} \left(\frac{U_G}{U_L} \right)^{0.33} \quad (5.54)$$

Para $Re_K > 1$

$$\text{Sh}_L = 2 + 0.65 Re_K^{0.24} Sc_L^{0.33} \quad (5.55)$$

Para $Re_K < 1$

$$\text{Sh}_L = 2 + 2.067 Re_K^{0.38} Sc_L^{0.33} \quad (5.56)$$

La ecuación (4.15) también puede ser utilizada en este tipo de reactores^(62, 63).

Para $dp \leq 1100(10^{-6})\text{ m}$

$$\text{Sh}_L = 2 + 0.42 \left(\frac{U_P \rho_L d_p}{\mu_L} \right)^{0.278} Sc_L^{0.454} \quad (5.57)$$

Para $1540(10^{-6}) \leq dp \leq 3680(10^{-6})$

$$\text{Sh}_L = 2 + 0.408 \left(\frac{U_P \rho_L d_p}{\mu_L} \right)^{0.44} Sc_L^{0.45} \quad (5.58)$$

Para $dp \leq 1100(10^{-6})\text{ m}$

$$Sh_L = 0.0915 \left(\frac{U'' \rho_L d_p}{\mu_L} \right)^{0.625} Sc_L^{0.45} \quad (5.59)$$

$$Sh_L = 0.102 \left(\frac{U'' \rho_L d_p}{\mu_L} \right)^{0.75} Sc_L^{0.45} \quad (5.60)$$

Para $1540(10^{-6}) \leq dp \leq 3680(10^{-6})$ m

$$U'' = 0.43 \left\{ gD_R \left[U_G - h_G U_{b\infty} - h_S U_T \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right) \right] \right\}^{0.33} \quad (5.61)$$

Las condiciones bajo las cuales se obtuvieron las correlaciones anteriores son:

Ecuación	Sistema Utilizado	Rango de dp (10^5)m	Rango de D _R , m	Rango de U _G , m/s
5.56	Disolución de ácido benzoico, α-naftol, β-naftol en agua	10-1000	Z/D _R = 2- 9	0.02- 0.1
5.56 a y b	Resina de intercambio iónico en agua, soluciones acuosas de glucosa, glicol.	115- 874	0.08	0.01- 0.10
5.57 y 5.58	Disolución de ácido benzoico en agua, soluciones acuosas de glucosa y CMC	50-370	0.1	0.09- 0.35
5.59, 5.60 y 5.61	Disolución de ácido benzoico en Agua, soluciones acuosas de glucosa y CMC	50-370	0.1 - 0.4	0.09- 0.35

Donde $U_{b\infty}$ es la velocidad de elevación de las burbujas, U'' es la intensidad media de la turbulencia, U_T es la velocidad terminal de sedimentación de las partículas, D_R el diámetro del reactor, h_G y h_S son la retención de gas y sólidos respectivamente.

La diferencia en las correlaciones presentadas anteriormente son que las primera fueron obtenidas para reactores diámetros pequeños, mientras que la última se obtuvo para diámetros de la columna de 0.1 – 0.4 m y como se mencionó anteriormente, bajo condiciones similares pero con diámetros diferentes de la columna, se puede presentar diferencia en cuanto a los patrones de flujo. Además, las dos correlaciones presentadas por dichos investigadores, presentan diferencias en la forma en que se encuentra definido el número de Reynolds.

5.6 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN REACTORES ELECTROQUÍMICOS

La bibliografía ofrece una serie de correlaciones teóricas y empíricas⁽³⁰⁾ que expresan el coeficiente de transferencia de masa entre el flujo de fluido (en circulación, agitado, oscilante, pulsado, etc.) y una superficie sólida que puede cumplir el papel de electrodo. Sin embargo, existen algunas configuraciones básicas que, sin duda, se deben tener en primera aproximación al momento de diseñar un reactor electroquímico industrial.

5.6.1 ELECTRODOS PLANOS PARALELOS

En el compartimiento de espesor h , y de diámetro hidráulico d_h , el flujo puede ser laminar o turbulento. Se distingue el caso de electrodos cortos en la dirección de flujo por que la transferencia de masa no está establecida sobre ellos.

Dimensiones características

$$d_h = \frac{2 * l * h}{l + h} \quad Sh = \frac{k_D d_h}{D_A} \quad Re = \frac{U d_h \rho}{\mu}$$

Para flujo laminar $75 < Re < 7000$ y $0.05 < d_h/L < 20$

$$Sh = 1.85 \left(Re Sc \frac{d_h}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (5.62)$$

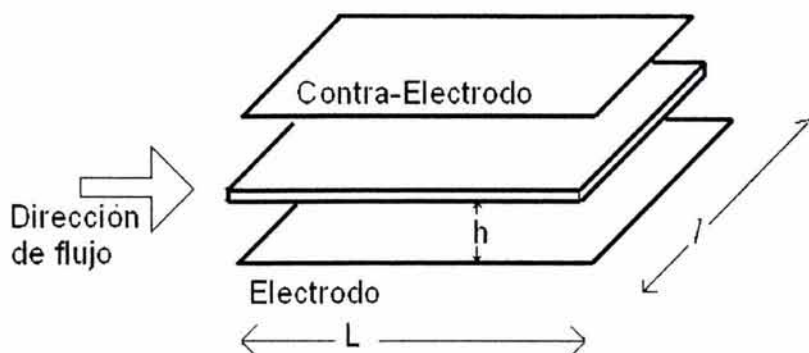


FIGURA 5.2 ELECTRODOS PLANOS PARALELOS.

Para flujo turbulento $Re > 4000$

$$Sh = 0.023 Re^{0.8} Sc^{1/3} \quad (5.63)$$

5.6.2 ELECTRODO DE CILINDROS COAXIALES

En este caso, el electrolito se introduce en el espacio entre dos cilindros de radio R_1 y R_2 como se muestra en la figura 5.3. Para algunas aplicaciones, se puede utilizar solamente la rotación del electrodo cilíndrico interior ($\omega \neq 0$; $U = 0$) o tener en cuenta cierta preponderancia sobre el flujo axial ($\omega \neq 0$; U muy pequeña). Para este caso se conocen varios regímenes de flujo posibles⁽³⁰⁾: laminar, laminar de remolinos, turbulento con remolinos bien definidos, turbulento.

Los remolinos (o inestabilidades) que se pueden presentar en el espacio interelectródico se conocen como remolinos de Taylor.

Existen varias correlaciones que hacen intervenir un número de Reynolds característico de la rotación. Existen también situaciones donde el flujo axial se superpone de manera neta a la rotación del cilindro interior, dando lugar a

correlaciones que tienen en cuenta a la vez, los números de Reynolds Re_a y de Taylor Ta .

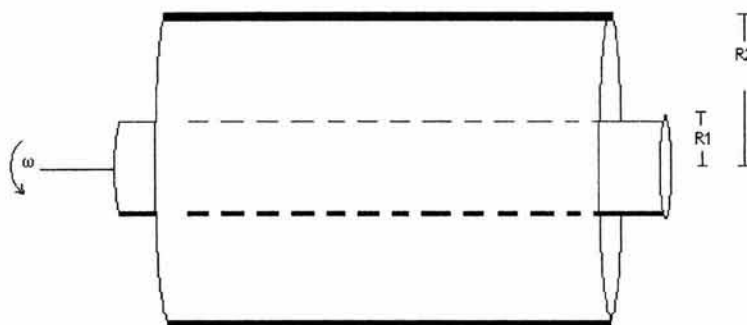


FIGURA 5.3 ELECTRODO DE CILINDROS COAXIALES

Número de Reynolds axial

$$Re_a = \frac{U \rho 2(R_2 - R_1)}{\mu} \quad (5.64)$$

Número de Reynolds de rotación

$$Re_\omega = \frac{2 R_1^2 \rho \omega}{\mu} \quad (5.65)$$

Diámetro hidráulico

$$d_h = 2(R_2 - R_1) \quad (5.66)$$

Sin flujo axial $U = 0$

- Laminar con remolinos.
- Turbulento (relación de Eisenberg)

$$\frac{k_D 2 R_1}{D} = 0.0791 \left\{ \frac{2 \rho R_1^2 \omega R_1}{\mu R_2} \right\}^{0.7} Sc^{0.56} \quad (5.67)$$

Para $10^3 < Re_\omega < 10^5$

Flujo Solamente axial ($\omega = 0$)

- Laminar no establecido: teoría de la capa límite laminar.
- Laminar establecido (y electrodos cortos)

$$\frac{k_D d_h}{D} = 1.614 \Gamma \left\{ Re_a Sc \frac{d_h}{L} \right\}^{1/3} \quad (5.68)$$

Para $10^4 < Re_a Sc(d_h/L) < 10^8$, Γ = Coeficiente de corrección que depende de (R_2/R_1)

Para flujo turbulento

$$\frac{k_D d_h}{D} = 0.023 Re^{0.8} Sc^{1/3} \quad (5.69)$$

5.6.3 PROMOTORES INERTES DE TURBULENCIA

La presencia de un obstáculo (química y electroquímicamente inerte) cerca o contra la superficie del electrodo, perturba el flujo del electrolito en sus inmediaciones, lo que acarrea la reducción del espesor medio δ de la capa límite difusional ficticia que se desarrolla en el electrodo.

Además, un promotor de turbulencia de textura granular puede mejorar la uniformidad de la distribución de coeficientes locales de transferencia de masa sobre el electrodo. Evidentemente, los promotores de turbulencia solo encuentran aplicación cuando es inexistente la turbulencia natural en el flujo del electrolito.

El esquema anterior muestra un promotor de turbulencia del tipo de tela aislante que se encuentra colocado sobre un electrodo plano; es necesario distinguir entre:

- Promotores inertes, es decir que solamente promueven la turbulencia del electrolito.

- Promotores activos, que desempeñan simultáneamente el papel de electrodo y de promotor de turbulencia.

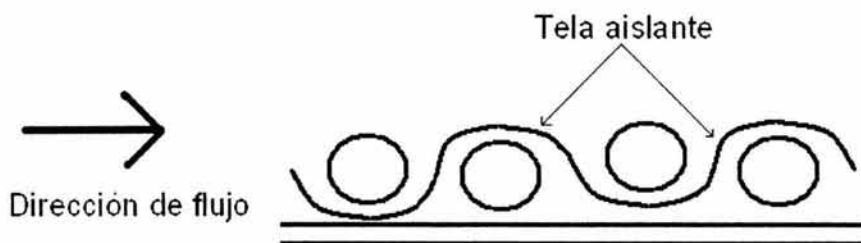


FIGURA 5.4 PROMOTOR DE TURBULENCIA.

Entre los promotores del tipo inerte se tiene:

1. Lechos granulares, y particularmente lechos fluidizados, donde el electrodo se encuentra sumergido en un lecho granular o situado en la frontera de éste. La porosidad en este lecho puede variar en un amplio margen, desde 0.3 – 0.4 para un lecho fijo hasta 0.45 – 1 para un lecho fluidizado.
2. Las rejillas. En ciertos reactores, el espacio interelectrónico (o solo uno o los dos compartimentos, si la celda es compartimentada) puede estar ocupado por una rejilla inerte que tiene por efecto: a) por un lado, mantener constante el espesor del canal considerado, sobre todo para el caso en que se utiliza membrana. b) por otro lado, promover la turbulencia si las velocidades medias de flujo son moderadas.
3. La diagonal mayor (LD) es paralela al sentido del flujo del electrolito. La promoción de turbulencia existe pero es débil.
4. La diagonal menor (CD) es paralela al sentido del flujo. En este caso, el efecto de la rugosidad es máximo y el electrolito se desvía.

Para lechos granulares (granos esféricos)⁽³⁰⁾

Lechos fijos

$$\frac{k_D}{U} \varepsilon Sc^{2/3} = 1.09 Re''^{-2/3} \quad (5.70)$$

Para flujo laminar $Re < 6$

$$\frac{k_D}{U} \varepsilon Sc^{2/3} = 0.24 Re''^{-1/3} \quad (5.71)$$

Para $Re'' < 3000$

$$Re'' = \frac{U \rho d_p}{\mu(1 - \varepsilon)} \quad (5.72)$$

Lechos fluidizados

$$\frac{k_D}{U} \varepsilon Sc^{2/3} = 0.84 (Re'')^{-0.53} \quad (5.73)$$

Para $10 < Re'' < 1000$

Promotores de tipo rejilla o tela

Telas de la celda: Swiss-Roll⁽³⁰⁾

Para $5 < Re < 80$

$$\frac{k_D d_h}{U} = 1.27 \left(\frac{U d_h \rho}{\mu} \right)^{0.34} Sc^{1/3} \quad (5.74)$$

Para $80 < Re < 1000$

$$\frac{k_D d_h}{D} = 0.15 \left(\frac{U d_h \rho}{\mu} \right)^{0.46} Sc^{1/3} \quad (5.74)$$

Promotores de la celda SU⁽³⁰⁾

Para $100 < Re < 2000$

$$\frac{k_D d_h}{D} = 1.11 Re^{0.46} Sc^{1/3} \quad (5.75)$$

Para $20 < Re < 2100$

$$\frac{k_D d_h}{D} = 0.346 Re^{0.61} Sc^{1/3} \quad (5.76)$$

Promotores de tipo desplegado⁽³⁰⁾

Para $20 < Re < 500$

$$\frac{k_D R_h}{D} = 0.11 \left(\frac{UR_h \rho}{\mu} \right)^{0.62} \left(\frac{R_h}{A'} \right)^{0.38} Sc^{1/3} \quad (5.77)$$

$$R_h = \frac{\varepsilon}{a_\varepsilon (1 - \varepsilon)} \quad (5.78)$$

a_ε = Área específica del desplegado

5.6.4 MATERIALES TIPO ELECTRODO – PROMOTOR DE TURBULENCIA

Se trata de electrodos únicos, no apilados, colocados en una celda (o uno de sus compartimentos) y que, sea por su estructura, sea por que generan burbujas de gas, o por que coexisten los dos fenómenos, cumplen el papel de promotores de turbulencia.

Las correlaciones correspondientes a una rejilla de metal desplegado que actúa como electrodo en el espesor h de un canal paralelepipedico, o bien, en el seno de un apilamiento de rejillas idénticas inertes. Los estudios han demostrado que la orientación del desplegado no tiene importancia y que las correlaciones son todavía válidas para electrolitos bifásicos (suspensiones, emulsiones). Así, el paso de una emulsión en flujo forzado a través de un sistema de este tipo, sirve para mantener la estabilidad de la misma.

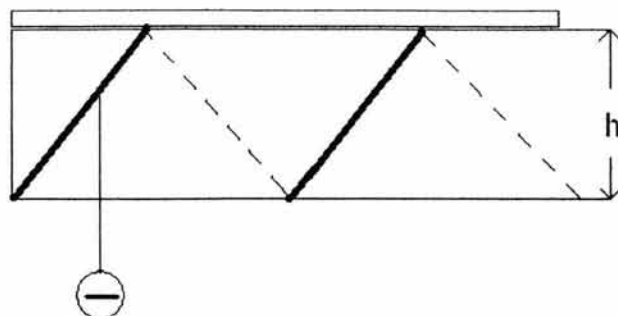


FIGURA 5.5 REJA ÚNICA DE METAL DESPLEGADO EN UN CANAL.

Para una rejilla única.

Para $1000 < Re < 2000$

$$\frac{k_D d_h}{D} = 0.083 Re^{0.75} Sc^{1/3} \quad (5.79)$$

Para una rejilla de metal desplegado entre rejillas inertes.

Para $400 < Re < 3000$

$$\frac{k_D d_h}{D} = 1.16 Re^{0.57} Sc^{1/3} \quad (5.80)$$

Los estudios han demostrado que la orientación del desplegado no tiene importancia y que las correlaciones son todavía válidas para electrolitos bifásicos (suspensiones, emulsiones, etc.) Así, el paso de una emulsión en flujo forzado a través de un sistema de este tipo, sirve para mantener la estabilidad del sistema.

5.6.5 ELECTRODOS POROSOS

La circulación forzada del líquido en los poros tortuosos del electrodo genera remolinos mejorando así la transferencia de masa. Debido a que generalmente no se conoce la superficie del electrodo, las correlaciones para los coeficientes de transferencia de masa generalmente se presentan de tal forma que se involucra el área específica, resultando correlaciones para coeficientes volumétricos de transferencia de masa. Este tipo de electrodos pueden ser:

- Electrodos granulares de lecho fijo de granos conductores.

- Electrodo constituido por apilamiento de telas metálicas.
- Apilamiento ordenado de rejillas de metal desplegado.
- Electrodo de espuma metálica.

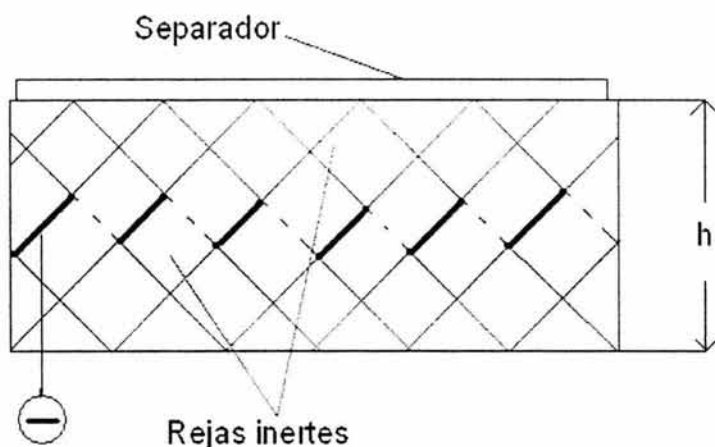


FIGURA 5.6 REJA ÚNICA DE METAL DESPLEGADO ENTRE REJAS INERTES.

A continuación se presentan las correlaciones para este tipo de electrodos.

Electrodos granulares.

$$\frac{k_D}{U} Sc^{2/3} = \left\{ \begin{array}{l} = 5.4 \left(\frac{U \rho \rho_P}{\mu} \right)^{-2/3} Sc^{-1/12} \\ = 1.88 \left(\frac{U \rho \rho_P}{\mu} \right)^{-0.55} \end{array} \right. \quad (2.81)$$

La primera correlación es para $0.04 < Re < 30$ y $1700 < Sc < 11000$ y la segunda para $18 < Re < 325$ y $Sc = 1040$.

Electrodos de tela metálicas.

$$\frac{k_D}{U} Sc^{2/3} = 0.40 \left(\frac{\rho U d}{\mu} \right)^{-0.507} \quad (5.82)$$

$4 < Re < 150$, d = Diámetro del hilo.

Electrodos de metal desplegado apilado.

Malla 16-20-06

$$k_D a_e = 8.05(10^{-5})U^{0.56} \quad (5.83)$$

Malla 10-10-06

$$k_D a_e = 1.21(10^{-3})U^{0.58} \quad (5.84)$$

Para $0.02 < U < 0.15$ m/s, $D = 6.5(10^{-10})$ m²/s, $Sc = 1430$.

Nomenclatura

a_e = Área efectiva interfacial, m²/m³.

a_e = Área específica del electrodo, m²/m³.

a_e^0 = Área efectiva interfacial a presión atmosférica, m²/m³.

a_p = Área específica superficial entre el líquido y la biomasa.

A_r, A_d = Área de sección transversal del elevador y el bajante, m².

a_v = Área específica del lecho empacado, m²/m³.

D = Difusividad molecular, m²/s.

D_{AL} = Difusividad efectiva de los reactantes al catalizador, m²/s.

d_c = Diámetro de la columna, m.

D_{ef} = Difusividad efectiva.

d_h = Diámetro hidráulico, m.

d_i = Diámetro del impulsor.

d_K = Diámetro hidráulico de Krischer-Kast, m.

D_T = Diámetro del tanque, m.

D_L = Difusividad del líquido, m²/s.

d_o = Diámetro interno de la boquilla, mm.

d_p = Diámetro de la partícula, m.

D_R = Diámetro del reactor, m.

g = Aceleración de la gravedad, 9.81 m/s².

G = Velocidad masa de la fase gaseosa, $\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$.

h = Espesor de un canal o distancia interelectròdica, m.

h = Distancia axial del distribuidor, m.

HBR = Régimen homogéneo de burbujeo.

h_G = Retención de la fase gaseosa, m^3/m^3 .

h_L = Retención de la fase líquida, m^3/m^3 .

h_S = Retención de sólidos, m^3/m^3 .

k_D = Coeficiente de transferencia de masa, m/s.

$k_L a_e$ = Coeficiente volumétrico de transferencia de masa para la fase líquida, 1/s.

Ko = Número de Kolmogoroff,
$$Ko = \frac{(\Delta P/Z) U_L d_p^4 \rho_L^3}{\rho_L \varepsilon \beta \mu_L^3}$$

$(\Delta P/Z)$ = Caída de presión por unidad de longitud del lecho empacado, $\text{N/m}^2/\text{m}$.

l = Altura de un canal paralelepípedo, m.

L = Espesor de un electrodo plano, m.

N = Velocidad de agitación, revoluciones/s.

p = Presión, N/m^2 .

P = Potencia suministrada, W.

Q_G = Flujo volumétrico de la fase gaseosa, m^3/s .

Re = Número de Reynolds, $\rho U d_p / \mu$

S_p = Superficie geométrica de las partículas, m^2 .

Sc = Número de Schmidt, μ/D_p

Sh = Número de Sherwood, $(k_{SL} d_p / D)$.

Sh_p = Número de Sherwood para la partícula, $k d_p / D$.

TBR = Régimen turbulento de burbujeo.

TR = Régimen de transición.

U_G = Velocidad superficial del gas, m/s.

U_{Gr} = Velocidad superficial del gas en el elevador.

U = Velocidad característica de la partícula, m/s.

U'' = Intensidad media de la turbulencia, m/s.

$U_{b\infty}$ = Velocidad de elevación de las burbujas, m/s.

U_L = Velocidad superficial del líquido, m/s.

U_p = Velocidad de sedimentación de la partícula, m/s.

U_s = Velocidad de partícula en campo turbulento, m/s.

U_T = Velocidad terminal de sedimentación de las partículas, m/s.

V_L = Volumen de líquido, m³.

We = Número de Weber, $\rho_L U_L^2 d_p / \sigma_L$.

X_G = Relación de Lockhart-Martinelli, $\frac{U_G \sqrt{\rho_G}}{U_L \sqrt{\rho_L}}$

β = Saturación líquida total dada por unidad de volumen, adimensional.

ε = Fracción hueca del lecho.

μ_L = Viscosidad del líquido, kg/m*s.

μ_{ef} = Viscosidad efectiva.

μ_w = Viscosidad del agua.

ρ_L, ρ_G = Densidad de la fase líquida y gaseosa respectivamente, kg/m³.

ρ_s = Densidad del sólido, kg/m³.

$\Delta\rho$ = Diferencia de densidad entre el sólido y el líquido, kg/m³.

σ = Tensión superficial, N/m.

ω = Velocidad angular, radianes/s.

CAPÍTULO VI

DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES

Las correlaciones para estimar coeficientes de transferencia de masa se basan en datos obtenidos experimentalmente y por consecuencia en mediciones directas para sistemas, geometrías y condiciones de operación particulares, la aplicabilidad de dichas correlaciones se encuentra restringida a los rangos dentro de los cuales se encuentren algunos parámetros (como números de Schmidt, Sherwood, Reynolds, velocidades, presiones, temperaturas, etc.) definidos por cada autor además, aunque existe cierto consenso en cuanto a los grupos adimensionales involucrados en las correlaciones para algunas situaciones en particular, existen diferencias en cuanto a los parámetros involucrados para definir estos grupos adimensionales por mencionar un ejemplo, la longitud característica para calcular un número de Reynolds, y como es de esperarse, los resultados obtenidos al aplicar las diferentes correlaciones varían en cuanto a su magnitud. Resulta evidente la importancia que tiene la hidráulica sobre los procesos de transferencia de masa. Esto es de esperarse ya que en régimen turbulento disminuye la resistencia a la transferencia de masa; más aún, investigaciones más recientes sugieren que la hidráulica juega un papel fundamental, no solo por el hecho de que define el régimen de flujo con el que se está trabajando, sino que se propone que la caída de presión así como la potencia suministrada al sistema afectan directamente los coeficientes de transferencia.

Debido a que hasta el momento no existe una correlación que sea válida en cualquier situación, se consideró necesario hacer un trabajo que pudiera ser consultado tanto por estudiantes de ingeniería así como por profesionales dedicados principalmente al diseño y análisis de equipos y/o procesos que se interesen por el tema de la transferencia de masa, por esta razón este trabajo es una herramienta útil para aquellas personas interesadas en las operaciones de transferencia de masa ya sea en un proceso de separación o en una reacción química catalizada por un sólido.

Para la realización de este trabajo se hizo una amplia revisión bibliográfica con el fin de poder reunir la mayor cantidad posible de información sobre coeficientes de transferencia de masa aplicables a situaciones industriales. Es lógico pensar que no se puede reunir toda la información que pueda existir sobre coeficientes de transferencia de masa, esto es debido a que continuamente son publicadas investigaciones sobre este tema y por consiguiente, nunca se acabaría de reunir toda la información además, el propósito de este trabajo fue recopilar la mayor cantidad de información en un lapso de tiempo razonable.

Aquí se presenta información que ha sido utilizada en las últimas décadas fácilmente localizable en la literatura, así como información reciente que aún no se encuentra publicada en la literatura tradicional para ingenieros, principalmente aquellas investigaciones realizadas en los últimos 20 años.

Uno de los aspectos que tal vez resulte mas atractivo de este trabajo, es lo que se refiere a columnas empacadas con empaques estructurados (también llamados empaques de alta eficiencia) así como los anillos Súper-Raschig los cuales, han venido incrementando su uso debido a que ofrecen grandes ventajas tanto en la hidráulica como en la transferencia de masa, los trabajos que parecen ser los de uso mas amplio en el caso de operaciones de contacto gas-líquido son las referencias 95 y 50 reportadas en la bibliografía, cabe señalar que los coeficientes de transferencia de masa en columnas empacadas con empaques estructurados para el contacto gas-líquido, fueron obtenidos en operaciones de destilación, en donde frecuentemente ocurre la contratransferencia de masa equimolar, es por esto que si se quieren ocupar estas correlaciones en operaciones distintas a la destilación, se debe hacer la conversión entre los coeficientes para las distintas situaciones como se menciona en la sección 1.3. Un tratamiento más amplio de este tipo de equipos se puede encontrar en las referencias 84,127, 138 y 155.

Para operaciones de contacto líquido-líquido la referencia 119; presenta un tratamiento de uso general en lo que se refiere a columnas empacadas; para tanques agitados las investigaciones mas amplias son las reportadas en las referencias 121, 122, 123, 124, 125 y 126. Los extractores a contracorriente

agitados mecánicamente en realidad son muy pocas. Para un tratamiento mas detallado en cuanto a este tipo de operaciones como los equipos utilizados en ellas se pueden consultar las referencias 136, 144 y 155.

La transferencia de masa en las operaciones sólido-fluido es quizás, el tipo de operaciones en las que se presentan mayor discrepancias en los resultados experimentales, esto es de esperarse debido al gran número de variables que afectan la transferencia de masa; dicho conjunto de variables hacen muy complejos a los sistemas sólido-fluido. Las diferentes conclusiones obtenidas por los investigadores se pueden deber a las diferentes condiciones experimentales utilizadas. Además, la mayor parte de las correlaciones obtenidas son para los coeficientes de transferencia de masa del fluido, ya que lo que se refiere al sólido, el proceso de transferencia de masa se trata de un caso de transferencia en estado transitorio y/o si el sólido es poroso, la transferencia de masa se puede llevar a cabo por mecanismos de difusión que pueden ser difusión tipo Fick o difusión tipo Knudsen; no es el objetivo de este trabajo analizar estos casos de transferencia de masa.

Los procesos de transferencia de masa como parte de la hidráulica de los reactores de lecho fijo catalítico, pueden ser analizados con las correlaciones presentadas en la sección 5.1, un tratamiento más amplio de este tipo de reactores puede ser encontrado en las referencias 105, 115 y 128. La mayor parte de los reactores biológicos son de tanque agitado y columnas de burbujeo, en las secciones 5.2 y 5.3 se presentan varias correlaciones que cubren un amplio rango de condiciones de operación, en la referencia 8 se presenta un estudio muy completo sobre este tipo de reactores. Finalmente, en la sección 5.6 se presenta una serie de correlaciones con las que pueden ser analizados diferentes tipos de reactores electroquímicos, en la referencia 30 se puede encontrar un estudio bastante amplio de este tipo de reactores.

BIBLIOGRAFIA

1. Akita, K. "Effect of electrolyte on the mass transfer characteristics of a bubble column" *Int.Chem.Eng.* vol.29.no.1.1989.
2. Al-Dahan, M.H; Lachari, F; Dudukovic, M.P. "High-Pressure trickle bed reactors: A Review" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol36, No.8, 1997.
3. —"Gas hold up and mass transfer in bubble columns with pseudo plastic liquids" *Chem.Eng.Sci.*Vol.44 No.10, 1989.
4. Akita, K; Yoshida, F., *Ind.Eng.Process Des. Dev.*, 12, p76, 1973.
5. Al-Aswad., Mumford, C.J; "The application of drop size distribution and discrete drop mass transfer models to assess the performance of rotating disc contactor" *AIChEJ*; Vol.31, No.9, 1985.
6. Armenate, P.M; Kirwan, D.J. "Mass transfer to microparticles in agitated systems" *Chem.Eng.Sci.* 1989, 44, 2781-2796.
7. Asai, S; Konishi, Y. "Mass transfer between fine particles and liquids in agitated vessels" *J.Chem.Eng.Jpn.* 1988, 21, 107-112.
8. Asenjo, J.A; Merchuk, J.C, "Bioreactor System Design" Marcel Dekker Inc. 1995.
9. Asghar, M; "Novel type of impinging streams contactor for liquid-liquid extraction" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.40, No.2, 2001.
10. Barker, J.J; Treybal, R.E. "Mass transfer coefficients for solids suspended in agitated liquids" *AIChEJ.* 1960, 6, 289-295.
11. Bennett, D.L; Agrawal, R. "New pressure drop correlation for sieve tray distillation columns" *AIChEJ*, Vol.39 No.2.1983.
12. Bennett, D.L "Trayed Columns" *Chem.Eng.Prog.* May.2000.
13. Bennett, D.L "A mechanistic analysis of sieve tray froth height and entrainment" *AIChEJ*, Vol.41 No.9, 1995.
14. Bennett, D.L "New correlation for sieve tray point efficiency, entrainment, and section efficiency" *AIChEJ*, Vol.43 No.6, 1997.
15. Bennett, D. "Packed columns" *Chem.Eng.Prog.* May 2000.
16. Billet, R; Schultes, M. *Chem.Eng.Technol.* 14, 89-95, 1991.

17. Billet, R; Schultes, M, "Packed Towers in Processing and Environmental Technology. VCH Publishers, New York, 1995.
18. Bird, R.B; Steward, W.E; Lightfoot, E.N. "Fenòmenos de Transporte" Ediciones Repla S.A, 1987, México DF.Cap.21.
19. Bravo, J.L; Fair, J.R "Generalized correlation for mass transfer in packed distillation columns" *Ind.Eng.Process Des.Dev.* Vol.21 No.1, 1982.
20. Brian, P.L.T; Hales, H.B; Sherwood, T.K. "Transport of heat and mass between liquids and spherical particles in an agited tank" *AIChEJ.* 1962, 15, 727 – 733.
21. Bolles, W.L; Fair, J.R "Improved mass transfer model enhances packed column design" *Chem.Eng.*Jul.1982.
22. Bravo, J.L; Rocha, J.A; Fair, J.R "Mass transfer in gauze packings"*Hydroc.Proc.* Jan.1985.
23. Bravo, J.I; Fair, J.R. "Scale up of laboratory data for distillation columns containing corrugated metal type structured packing" *Ind.Eng.Chem.Res.*Vol.27 No.11, 1988.
24. Braun, D; Hilby, J.W. "Der gasseite Stoffübergangskoeffizient" *Chem.Eng.Technol.* Vol.42, 345, 1970.
25. Brunazzi, E. "liquid film mass transfer coefficient in a column equipped with structured packings"*Ind.Eng.Chem.Res.*Vol.38 No.4, 1999.
26. Bontzoglou, V; Karabelas, A.J. "Predict contact steam condensation with simultaneous noncondensable gas absorption" *AIChEJ*, Vol.41 No.2, 1995.
27. Buchanan, J.E "Operating hold up on film type packings" *AIChEJ.* Vol.34 No.5, 1988.
28. Byoung, S; Won Kook, L; "Simulation and experimental analysis of mass tranfer in a liquid- liquid stirred tank extractor" *Ind.Eng.Chem.Res*, Vol.29, No.9, 1990.
29. Calderbank, P, H; Moo Young, M, B; "The conituos phase heat and mass tranfer properties of dispersions" *Chem.Eng.Sci*, 16, 3921-3934, 1961.
30. Cceuret, F. "Introducción a la Ingeniería Electroquímica" Editorial Reverté, Barcelona, 1992.

31. Chen, C.X "Liquid phase resistance to mass transfer on distillation trays" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.34 No.9, 1995.
32. Chieng, T. "Semiteoretical equation for liquid phase mass transfer coefficients for drops" *AIChEJ*, Vol.39 No.6, 1993.
33. Cohong Zheng; Chen, Z; Feng, Y; Hofmann, H. "Mass transfer in diferent flow regimes of three phase fluidized beds" *Chem.Eng.Sci.* Vol.50 No.10, 1995.
34. Courdec, J.C; Gilbert, K, Angelino, H. *Chem.Eng.Sci.* 1972, 27, 11.
35. Danckwerts, P.V., *AIChEJ*. 1, 456, 1955.
36. Dewes, I; Scuumpe, A. "Gas density effect on mass transfer in the slurry bubble column" *Chem.Eng.Sci.*Vol.52 No.21, 1997.
37. Doan, H.D; Fayed, M.E. "Entrance effect and gas film mass transfer coefficient in a large diameter column" *Ind.Eng.Chem.Res.*Vol.39 No.4, 2000.
38. Dobbins, W.E; McCabe y Eckenfelder. "Biological Treatment of Stegwise and Industrial Wastes". Reihnold; New York; 1965
39. Dwivedi, P.N; Upadhyay, S.N. *Ind. Eng. Procces. Des. Dev.* 1977, 16, 157.
40. El Azrak, A; Peytavy, J.L; Huor, H.M. "The gas phase mass transfer coefficient and interfacial area in absorpion column equipped with Glitsch valvie trays" *Int.Chem.Eng.* Vol.31 No.2, 1991.
41. Evans, G.C; Gerald, C.F. *Chem.Eng.Prog.*1953, 49,135.
42. Fan, L.T; Yang, Y.C; Wen, C.Y. *AIChEJ*, 1960, 6, 482.
43. Fair, J.R., *Chem.Eng.* 74, p.67, 1976.
44. Fost, A.S; Wenzel, L.A; Clump, C.W; Maus, L; Andersen, L.B. "Principios de Operaciones Unitarias". Compañía Editorial Continental, S.A. México D.F. 1960.
45. Garcia, J; Khalfet, R; "Hydrodynamics and mass transfer in suspended solid bubble column with polidispersed high density particles" *Chem.Eng.Sci.*Vol.52 No.21, 1997.
46. Gilliland, R.E; Sherwood, T.K. Diffusion of vapors into air streams" *Ind.Eng.Chem.* Vol.26, 1934.

47. Godbole, S.P; Scumpe, A; Shah, Y.T. "Hydrodynamics and mass transfer in non-Newtonian solutions in a Bubble Column" *AIChEJ*, Vol.30 No.2, 1984.
48. Gómez, A, S; Ruiz, F, B; Fernandez, J, S; "Purification of phosphoric acid by extraction with 2-ethyl-1-hexanol: Equilibrium data and mass transfer coefficients" *Ind.Eng.Chem.Res.*Vol.40 No.3, 2001.
49. Grace, J.R; Avidan, A.A; Knowlton, T.M "Circulating Fluidized Beds" Blackie Academic and Professional, 1997.
50. Gualito, J.J; Cerino, F.J; Cardenas, C; Rocha, J.A. "Design method for distillation columns filled with metallic, ceramic, or plastic structured packings" *Ind.Eng.Chem.Res.*Vol.36 No.5,1997.
51. Hanley, B. "A unified model for concurrent vapor/liquid packed columns" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.33 No.5, 1994.
52. Heideger, W, J; "Liquid extraction during drop formation: effect of formation time" *AIChE J*, Vol.32, No.8, 1986.
53. Henley, E.J; Seader, J.D. "Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química" Ediciones REPLA S.A., 1990 México D.F. Cap.16.
54. He, D; Xiong, C "The characteristics of a cup jet absorber" *Int.Chem.Eng.*Vol.23 No.4, 1983.
55. Herran, C.C; Fair, J.R. "Hydrodynamics and mass transfer on three phase distillation trays" *AIChEJ*. Vol.34 No.8, 1988.
56. Henriques, M; Stockart, U "Effective mass transfer area in a pilot plant equipped with structured packings and with ceramic Raschig rings" *Ind.Eng.Chem.Res.*Vol.33 No.3, 1994.
57. Henstock, W.H; Hanraty, T.J. "Gas adsorption by a liquid layer flowing on the wall of a pipe" *AIChEJ*, Vol.25, 1979.
58. Hikita, H; Kikukawa, H., *Bull.Univ.Osaka Prefecture, Ser. A.*, Vol.22, p.151, 1970.
59. Higbie, R; *Trans, AIChE*, 31, 365, 1935.
60. Hugmark, G.A., *Ind.Eng.Process Des. Dev.* 6, p.18, 1967.
61. Jackson, M.L; Chia-Cheu, S. "Aeration and mixing in deep tank fermentation systems" *AIChEJ* Vol.24. No.1, 1978.

62. Jadhav, S.V; Pangarkar, V.G "Particle-Liquid Mass Transfer in Mechanically Agitated Contactors" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.30 No.11, 1991.
63. Jadhav, S.V; Pangarkar, V.G. "Particle liquid mass transfer in three phase sparged reactors: Scale up effects" *Chem.Eng. Sci.* Vol. 46. No.4, 1991.
64. Jocimovic, B.M. "Use a new approach to find Murphree tray efficiency" *Chem.Eng.Prog.* Aug.1996.
65. Jhoshi, S; Fair, J.R. "Adsorptive Drying of Toluene" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.27 No.11, 1988.
66. Ju, D.P. "Effect of length of packing on mass transfer coefficient in a packed column" *Int.Chem.Eng.* Vol.25.No.4, 1985.
67. Kafesjian, R; Plank, C.A; Gerhard, R.E. "Liquid flow and gas phase mass transfer in wetted wall towers" *AIChEJ*, Vol.7, 1961.
68. Karr, A, E; "Amplification of the scale-up for reciprocant plate extraction column" *AIChE J*, Vol.31, No.4, 1985.
69. Kato, K; Kubota, H, Wen, C.Y. "Mass Transfer in Fixed and Fluidized Beds" *Chemical Engineerin Progress Symposium Series*, Vol. 66 No.105, 1970.
70. Khalid, H, J; Thornton, J, D; Anderson, T, J; "Surface phenomena and mass transfer rates in liquid-liquid systems" *AIChE J*, Vol.35, No.7; 1989.
71. King, C.J. "Separation Process" Second Edition, McGrawHill, 1980.
72. Kojima, H; Sawai, J. "Effect of pressure on volumetric mass transfer coefficients and gas holdup in bubble column" *Chem.Eng.Sci.* Vol.52 No.21, 1997.
73. Kushalkar, K.B; Pangarkar, V.G. "Particle Liquid Mass Transfer in Three Phase Mechanically Agitated Contactors: Power Law Fluids" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.34 No.7, 1995.
74. Lafaille, J.P; Sanchez, V; Mahenc, J. "Mass transfer in hollow fiber ultrafiltration modules" *Int.Chem.Eng.* Vol.27 No.2, 1987.
75. Lamourelle, A.P ; Sandall, O.C. « Gas absorption into a turbulent liqui ». *Chem.Eng.Sci.* Vol.27, 1035, 1972.
76. Larachi, F ; Belfares, L ; Iliuta, I. « Three Phase Fluidization Hydrodynamics Revisted » *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.40.No.3, 2001.

77. Latheef, I.M; Huckman, M.E; Anthony, R.G. "Modeling Cesium Ion Exchange on Fixed Bed Columns of Crystalline Silicate Granules" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.39 No.5, 2000.
78. Leva, M. "Tower packings and packed tower design" Second Edition, the United States Stoneware Company, Akron Ohio, 1953.
79. Lewis, W.K; Whitman, W. *Ind.Eng.Chem.* 16,1215,1924.
80. Lightfoot, E.N; Angelo, J.B. *AIChEJ.*, 14, 531, 1968.
81. Littman, H; Pfeffer, R; Feinman, J; Lee, B.S; Levitz, N. "Fluidization Fundamentals and Application" Chemical Engineering Progress Symposium Series, Vol.66 No.105, 1970.
82. Littman, H; Pfeffer, R; Wen, C.Y; Levenspiel, O; Keairns, D.K. "Fluidization: Fundamental Studies, Solid-Fluid Reactions, and Applications" *AIChE Symposium Series*, Vol.67 No.116, 1971.
83. Lockert, M.J. "Easily predict structured packing HETP" *Chem.Eng.Prog.* Jan.1998.
84. Ludwig, E.E. "Applied process design for chemical and petrochemical plants" vol.2, Gulf Publishing Company. Houston, Texas. Cap.9.
85. Massimiliano, P.L. "Performance of absorption columns equipped with low pressure drops structured packings" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.38 No.9, 1999.
86. Matsuda, A; Honda, K; Munakata, T; Okada, K. "The performance of wetted wall distillation columns under reduced pressure" *Int.Chem.Eng.* Vol.22 No.3, 1982.
87. McConnachie, J.L.T; Thodos, G., *AIChEJ.* 9(1), 60, 1963.
88. Merchuk, J.C; Ladwa, N; Bulmer, M; Picket, A. "Concentric tube airlift reactors: effects of geometrical design on performance" *AIChEJ* Vol.40 No.7, 1994.
89. Nanda, A; Ghosal, S.K; Mukerjee, R.N. *Chem. Age of India*, 1975, 26, 55.
90. Nielsen, H.C; Soren; Thomsen, W.H; Johansen, D "Mass transfer in wetted wall columns: correlations at high Reynolds numbers" *Chem.Eng.Sci.* Vol.53 No.3, 1998.
91. Niewoudt, I; Crause, I.C; "Mass transfer in short wetted wall column" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.38 No.12, 1999.

92. Noh, S. H; Baird, M, H, I; "Mass transfer and pressure drop in cocurrenta reciprocant plate extraction column" *AIChEJ*, Vol.30, No.1, 1984.
93. O`Connell, H.E., *Trans. AIChE*, 42, 741, 1946.
94. Onda, K; Takemucci, H; Okumoto, Y., *J.Chem.Eng.Jap*, 1, 56, 1968.
95. Ortiz del Castillo, J.R; Guerrero, G; Lopez,T; Rocha, J.A. "Design of steam stripping columns for removal of organic compounds from water using random and structured packings" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.39 No.3, 2000.
96. Ostergaard, K. "Hodup, mass transfer and mixing in three phase fluidization" *AIChE Symposium Series Vol.74 No.176*, 1978.
97. Öztürk, S.S; Schumpe, A; Deckewer, D. "Organic liquids in a bubble column: holdups and mass transfer coefficients" *AIChEJ*. Vol.33 No.2, 1987.
98. Palchonok, G.I; Dolidovich, A.F. "Calculation of true heat and mass transfer coefficients between particles and a fluidized bed" *Fluidization, Engineering Foundation*, 1992.
99. Perry, R.E. "Biblioteca del ingeniero químico" quinta edición, Volumen IV, McGraw Hill, 1986.
100. Perry, R.E; "Chemical Engineers Handbook" 7th Edition, McGraw Hill, 1999.
101. Prado, M; Fair, J.R. "Fundamental model for the prediction of sieve tray efficiency" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.29 No.6, 1990.
102. Potter, O.E; Nickin, D.J."Fluidization" *Engineering Foundation*, 1992.
103. Puiggenè, J; Larrayoz, M.A; Recanses, F. "Free liquid to supercritical fluid mass transfer in packed beds" *Chem.Eng.Sci.* Vol.52 No. 2, 1997.
104. Pupovic, M.K; Robinson, C.W. "Mass transfer studies of external loop airlifts and a bubble column" *AIChEJ*, Vol.35 No.3, 1989.
105. Ramachandran, P.A, Chaudari, . "Three Phase Catalytic Reactor" *Gordon and Breach Science Publishers, New York*.
106. Reuss, M; Frolich, S, Kramer, B; Messercshmidt, K; Pommerening, G., *Bioprocess Eng.* 1, 79, 1986.

107. Riba, J.P; Routie, R; Couderc, J.P. "Mass transfer from fixed sphere to a liquid in a fluidized bed". Fluidization. Cambridge University Press, Cambridge UK, 1978.
108. Rice, R.C; Geary, W. "Circulation model for absorption and dispersion in concurrent bubble columns" *AIChEJ*.vol.39.no.2.1993.
109. Rocha, J.A; Bravo, J.L; Fair, J.R. "Distillation columns containing structured packing: A compressive model for their performance 1" *Ind.Eng.Chem.Res*.Vol.32 No.4, 1993.
110. Rocha, J.A; Bravo, J.L; Fair, J.R. "Distillation columns containing structured packing: A compressive model for their performance 2" *Ind.Eng.Chem.Res*. Vol.35 No.5, 1996.
111. Rode, S; Midoux, N; Storck, A. "Hydrodynamics and liquid-solid mass transfer mechanisms in packed beds operating in cocurrent gas-liquid downflow" *Chem.Eng.Sci*. Vol.49 No.9, 1994.
112. Rosseau, R.W. "Handbook of Separation Process Technology" John Wiley and Sons, 1987. Cap7.
113. Rowe, P.N; Claxton, K.T. *Trans. Inst. Chem. Engrs*, 1965. 43. 321.
114. Sanchez, A; Garcia, F; Contreras, A; Molina, E; Chisti, Y. "Bubble column and airlift photobioreactors for agal culture" *AIChEJ* Vol.46 No.9, 2000.
115. Schmidt, L.D. "The Engineering of Chemical Reactions". Oxford University Press Inc. New York, 1998.
116. Schugerl, K; Hansen, R; Schlitching, E; Halwachs, W; "Reactive extractions" *Int. Chem. Eng*. Vol.28, No.3, 1988.
117. Seader, J.D; Henley, E.J. "Separation process principles" Jhon Wiley and Sons, Inc. New York, 1998. Cap.6.
118. Sedahmed, G.H. "Free convection mass transfer behavior of a fixed bed o Raschig rings" *Ind.Eng.Chem.Res*.vol.37.no.8.1998.
119. Seibert, F, A; Reeves, E, B; Fair, J.R., "Performance of a large scale packed liquid-liquid extractor" *Ind.Eng.Chem.Res*. Vol. 29, No.9, 1990.

120. Shamlou, A.P; Pollard, D.J; Ison, A.P. "Volumetric mass transfer coeficien in concentric tube airlift bioreactors" *Chem.Eng.Sci.* Vol.50 No.10, 1995.
121. Skelland, A.H.P; Hu Xien., "Dispersed phase mass transfer in agited liquid-liquid systems" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.29, No.3, 1990.
122. Skelland, A. H. P., Jai Moon Lee; " Drop size and continuos phase mass transfer in agited vessels" *AIChE J*, Vol.27, No.1, 1981.
123. Skelland, A. H. P., Kanel, J, S; "Simulation of mass transfer in batch liquid-liquid dispersion" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.31, No.3, 1992.
124. Skelland, A.H.P; Moeti, L.T; "Mechanism of continuos phase mass transfer in agited liquid-liquid systems" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.29.No.11, 1990.
125. Skelland, A. H. P; Jai Moon Lee; "Agitator speeds in baffled vessels for uniform liquid-liquid dispersions" *Ind.Eng.Process Des. Dev.* Vol.17, No.4, 1978.
126. Skelland, A. H. P; Seksaria, R; "Minimum impeller speeds for liquid-liquid dispersion in baffled vessels" *Ind.Eng. Process Des. Dev.* Vol.17, No.1, 1978.
127. Smith, B.D. "Design of equilibrium stages process" McGrawHill, New York, 1963.
128. Smith, J.M. "Ingeniería de la Cinética Química" Compañía Editorial Continental SA de CV, 1997
129. Shulman, H.L. "Liquid side mass transfer coefficients in packed towers" *AIChEJ* vol.no6.1.1960.
130. Shulman, H.L. "Effect of gas properties, temperature and pressure on gas phase mass transfer coefficients" *AIChEJ*.vol.3no.2.1957.
131. Shulman, H.L. "Effect of solute concentration on gas phase mass transfer rates" *AIChEJ*. Vol.5.no.3.1959.
132. Shulman, H.L. "Mass transfer rates for dehumidification at high solute concentrations" *AIChEJ*.Vol.6 No.3, 1960.
133. Sheng Yi Lee "Succed at gas/liquid contacting" *Chem.Eng.Prog.* Jul.1999.

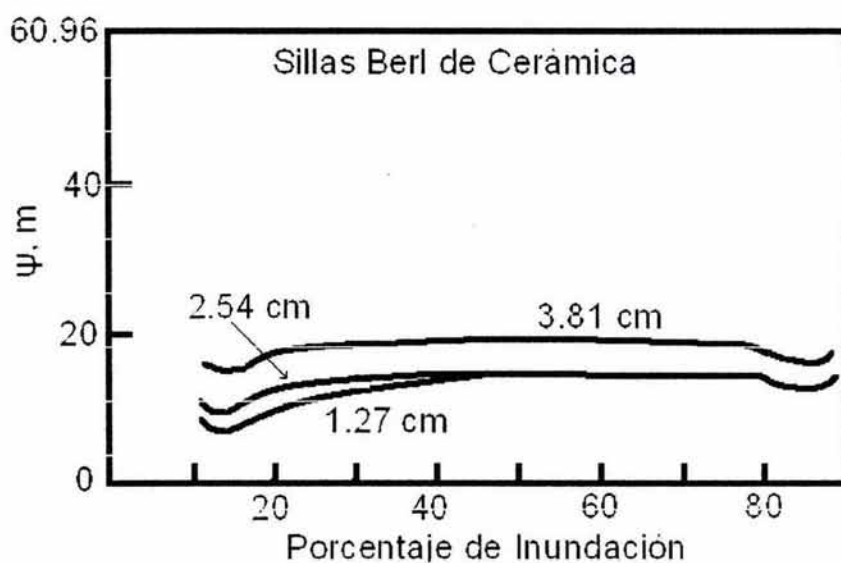
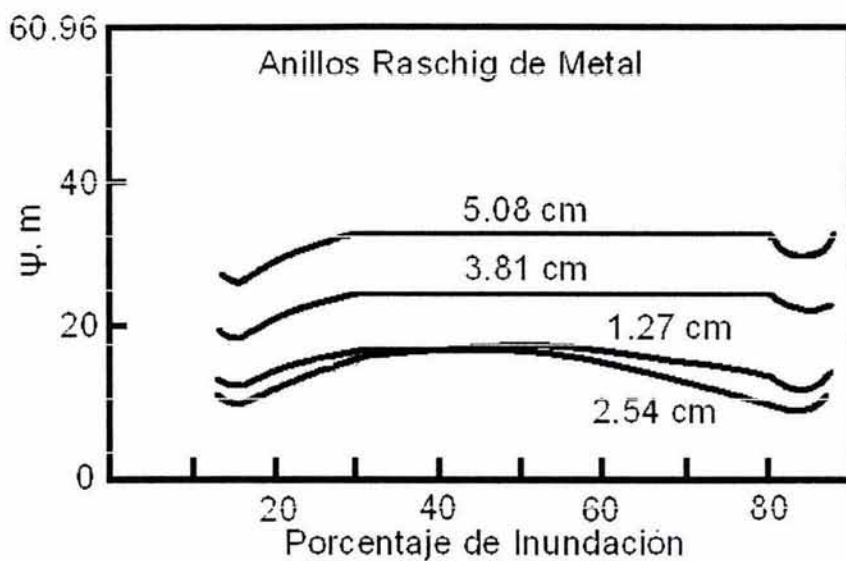
134. Shultes, M. "Raschig super ring, a new fourth generation of random packing". Prepared for presenting at 2001 Spring AIChE meeting and Petrochemical and Refining Exposition, Houston, Texas, April 22-26, 2001. www.vap/gasprocessing/TechPapers/Raschig4thGen.pdf.
135. Schultz, L; Pihof, T. "Tray efficiency in pulsed sieve tray extraction columns" *Int. Chem. Eng.* Vol.22, No.1, 1982.
136. Schweitzer, P.A. "Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers" Third Edition, McGrawHill, 1997.
137. Sotelo, J.L.; Benitez, F.J; Beltran, J; Rodriguez, C: "Gas hold up and mass transfer coefficients in bubble columns" *Int.Chem.Eng.* Vol.34 No.1, 1994.
138. Strigle, F.R. "Random packings and packed towers. Design and applications" Gulf Publishing Company, 1987.
139. Stichlmair, J; Bravo, J.L; Fair, J.R. "General Model Generalization for Prediction of Pressure Drop and Capacity of Countercurrent Gas/Liquid Packed Columns" *Gas.Sep.Purif.* 3,19,1989.
140. Stichlmair, J; Fair, J.R. "Mass transfer in beds of modern high efficiency random packings" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.36 No.4, 1997.
141. Stichlmair, J; Fair, J.R; "Distillation, Principles and Practice" Wiley-VCM, 1998. Cap.8.
142. Timoty, C. S; "Effects of low amplitude forced oscillation on the rate of mass transfer to circulating liquid droplets" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.31, No.12, 1992.
143. Tournie, P, Docteur-Ingenieur, University of Toulouse.
144. Treybal, R.E; "Extracción en Fase Líquida" Unión Tipográfica Editorial Hispanoamericana, 1968.
145. Treybal, R.E. Treybal, R.E. "Operaciones de Transferencia de Masa" Segunda Edición, McGraw Hill, 1982, México DF. Cap. 6.
146. Treybal, R.E. Treybal, R.E. "Operaciones de Transferencia de Masa" Segunda Edición, McGraw Hill, 1982, México DF. Cap.10.

147. Uchida, H; Iwai, Y; Miya, M; Arai, Y. "Adsorption behaviors of 2, 6-Dimethylnaftalenes in supercritical carbon dioxide using NaY-type zeolite" *Ind.Eng.Che. Res.* Vol.36 No.2, 1997.
148. Upadilla, S.N; Tripathi, G. *J. Chem.Eng.Data*, 1975, 20,20.
149. Van Wilke, M. "Distillation" McGrawHill, 1967.
150. Vanadurongwan, V; Laguerie, C; Courdec, J.P. *Chem.Eng.J.*, 1976, 12, 29.
151. Van't Riet, *Ind.Eng.Chem. Process Des.Dev.* 18, 357, 1979.
152. Vital, J.J; Grossel, S.S. "Estimating separation efficiency Part.1" *Hydroc.Proc.* Oct.1984.
153. Vital, J.J; Grossel, S.S. "Estimating separation efficiency Part.2" *Hydroc.Proc.* Nov.1984.
154. Vital, J.J; Grossel, S.S. "Estimating separation efficiency Part.3" *Hydroc.Proc.* Dec.1984.
155. Walas, S.M. "Chemical Process Equipment, Selection and Design" Butterworth-Heinemann, 1990.
156. Welty, J.R; Wicks, C.E; Wilson, R.E. "Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa" Editorial Limusa, 1991, México DF. Cap.31
157. Wen, C.Y. "Fluidization: Application to Coal Conversión Process" *AIChE Symposium Series.* Vol. 74, No.176, 1978.
158. Whaley, A.K. "HETP and pressure drop prediction for structured packing distillation columns using a neural network model" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.38 No.4, 1999.
159. Weiland, R.H; Alhgreen, K.R; Evans, M. "Mass transfer characteristics of some structured packing" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.32 No.7, 1993.
160. Wilkinson, P.M; Haringa, H. "Mass transfer and bubble size in a bubble column under pressure" *Chem.Eng.Sci.* Vol.49 No.9, 1994.
161. Wang Chung, T. "Comparison between random and structured packing for dehumidification of air by Lithium chloride solutions and their heat and mass transfer correlations" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.35 No.1, 1996.

162. Yaici, W; Laurent, A; Midoux, N; Charpetier, J.C. "Determination of gas side mass transfer coefficients in trickle bed reactors in presence of an aqueous or an organic liquid phase" *Int. Chem. Eng.* Vol.28 No.2, 1988.
163. Yih, S; Chen, K." Gas absorption into wavy and turbulent liquid films in a wetted wall column" *Chem.Eng.Commun.* Vol.17, 123, 1982.
164. Yin, F.H; Sun, C.G. "CFD modeling of mass transfer process in randomly packed distillation columns" *Ind.Eng.Chem.Res.* Vol.39 No.5, 2000.
165. Yoshida, F., Konyanagi, J. "Mass transfer and effective interfacial area in packed columns" *AIChEJ.* Vol.8 No.3, 1962.
166. Yoshida, F. "Liquid phase mass transfer rates and effective interfacial areas in a packed column" *Ind.Eng.Chem.* Vol.50 No.3, 1958.
167. Yoshida, F. "Air water contact operations in a packed column" *Ind.Eng.Chem.* Vol.43 No.6, 1951.
168. Zlokarnik, M. *Chem.Eng.Sci.* 34, 1265, 1979.

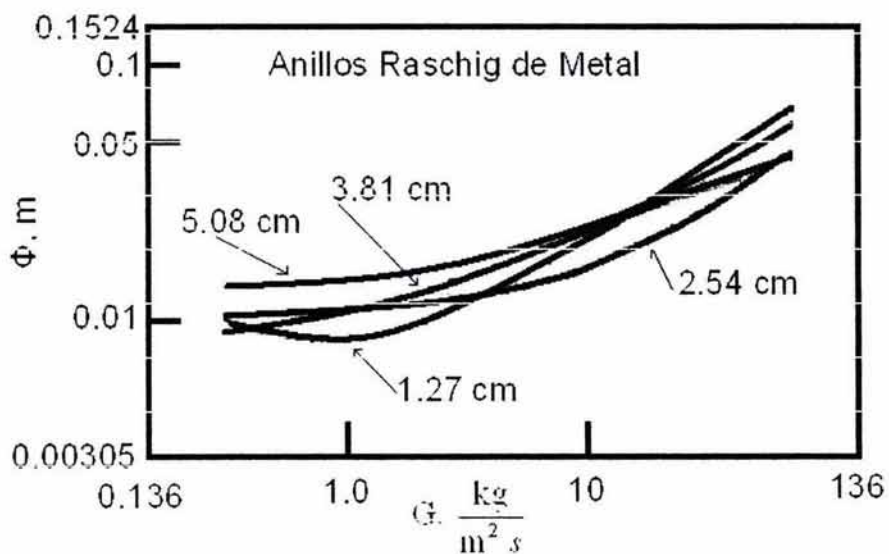
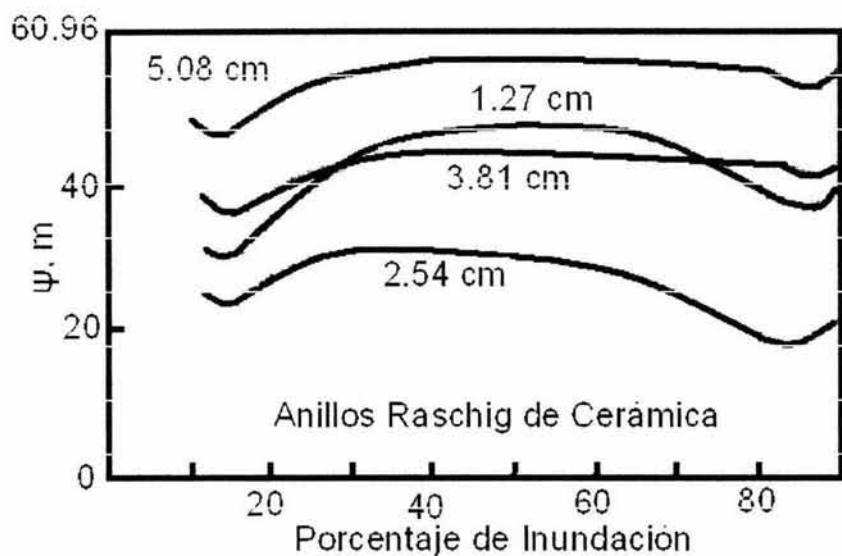
APENDICE A. I

Parámetro de correlación de empaque Φ y parámetro de empaque ψ utilizados en las ecuaciones 2.52 y 2.53.



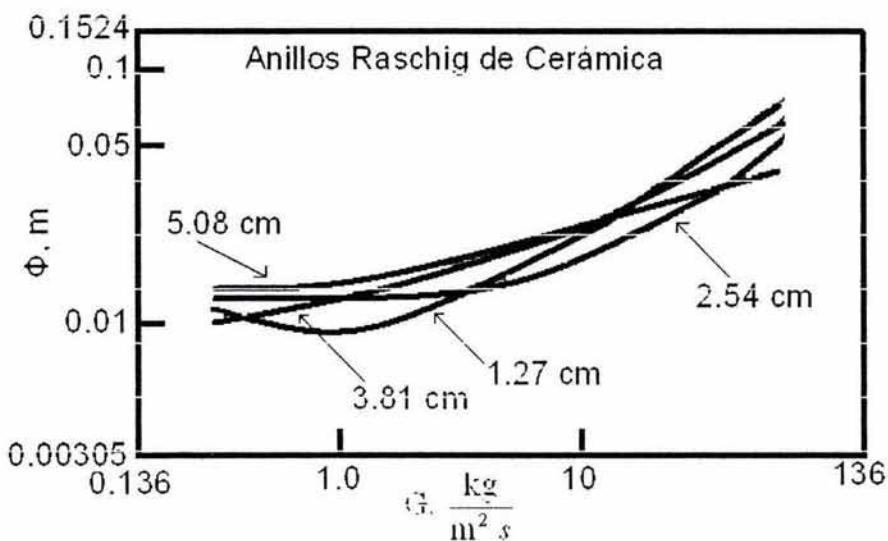
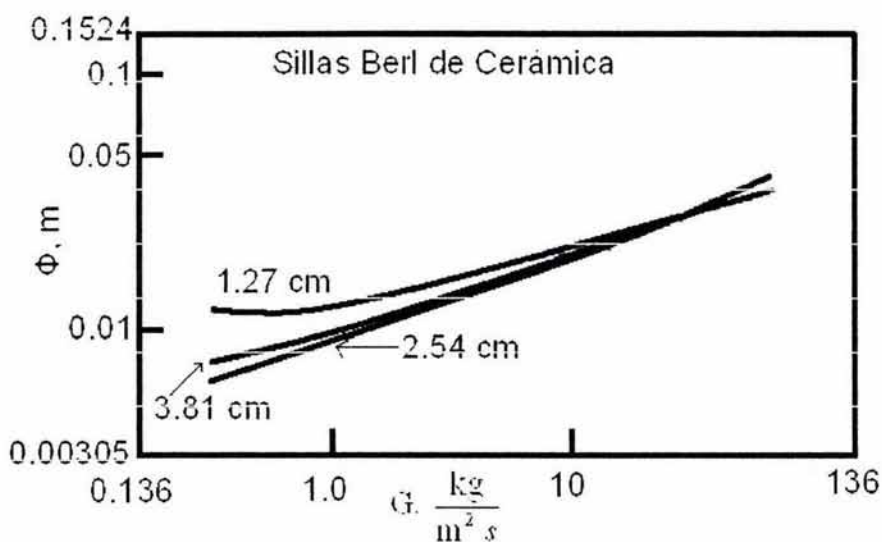
APENDICE A. I (Continuación)

Parámetro de correlación de empaque Φ y parámetro de empaque ψ utilizados en las ecuaciones 2.52 y 2.53.



APENDICE A. I (Continuación)

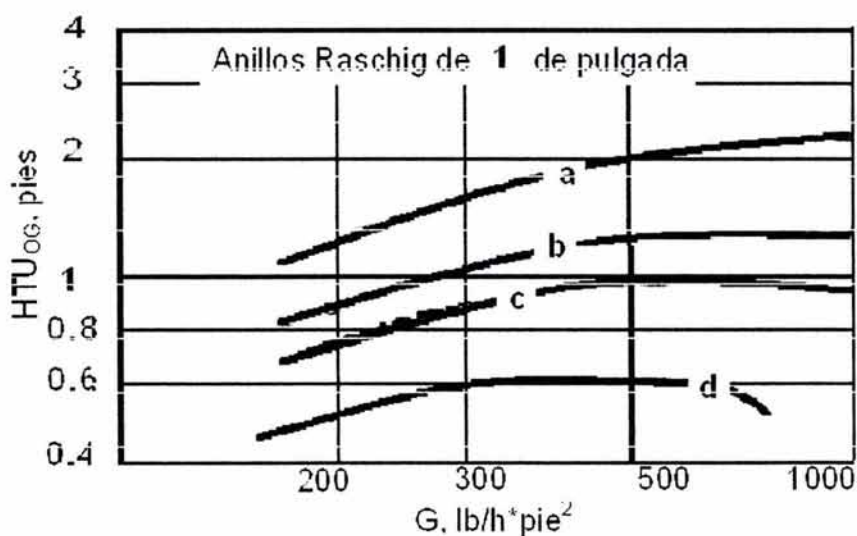
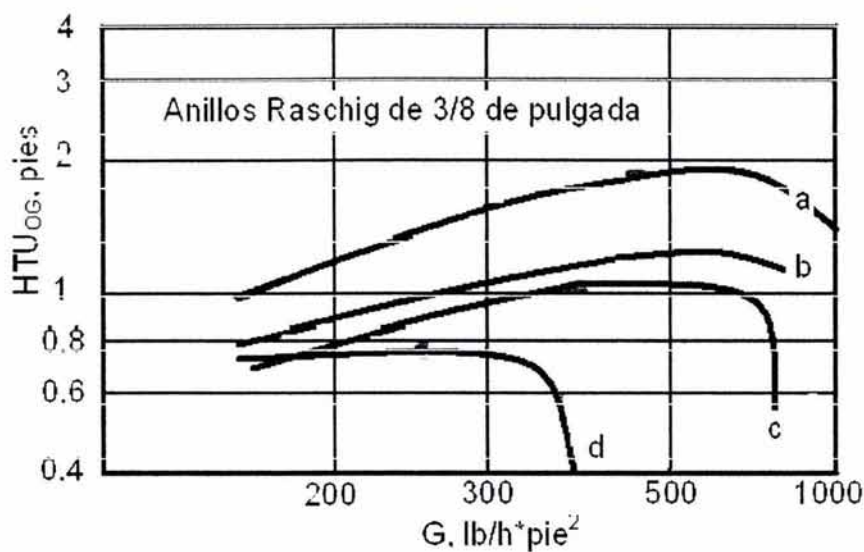
Parámetro de correlación de empaque Φ y parámetro de empaque ψ utilizados en las ecuaciones 2.52 y 2.53.



APENDICE A.II

Correlación de Fellingner . Altura global de unidad de transferencia para la absorción de amoniaco.

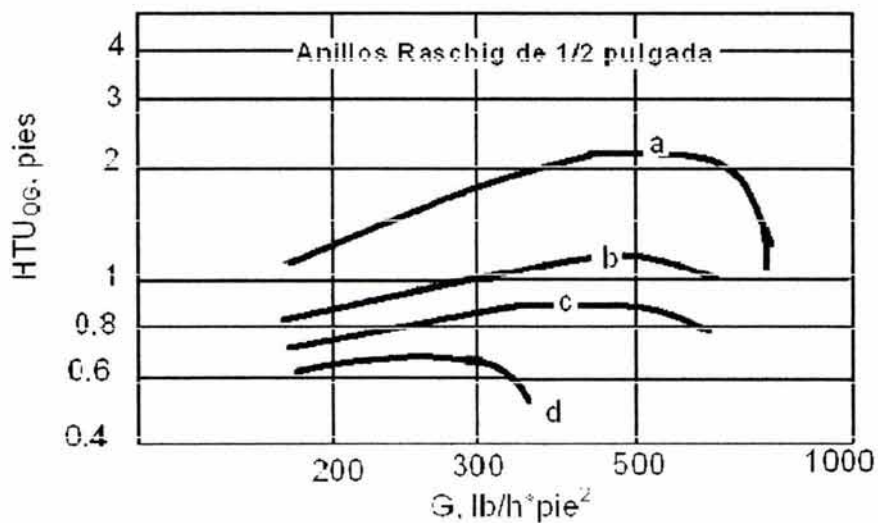
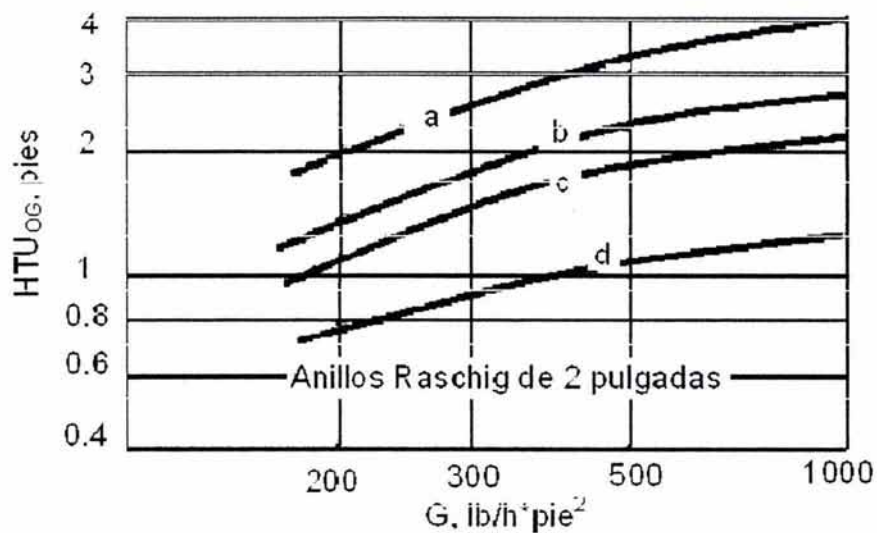
Curva	a	b	c	d
Masa Velocidad L, lb/hpie ²	500	1000	1500	4500



APENDICE A.II (Continuación)

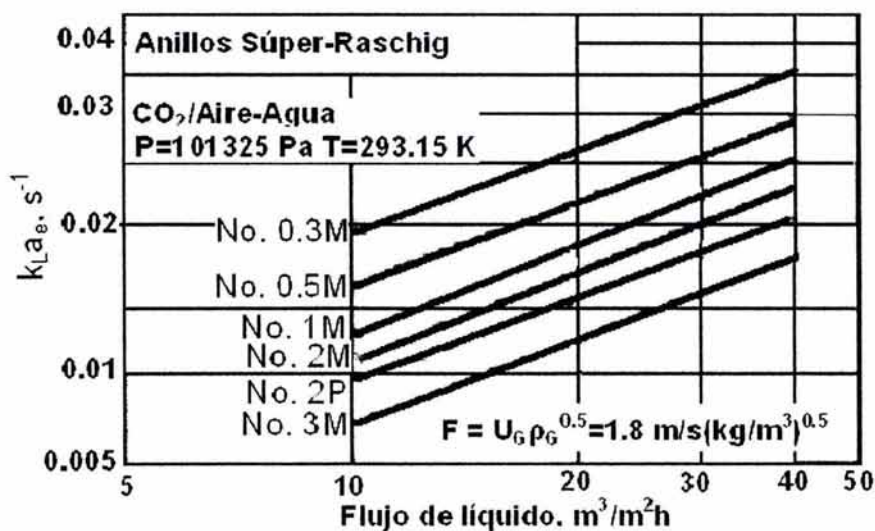
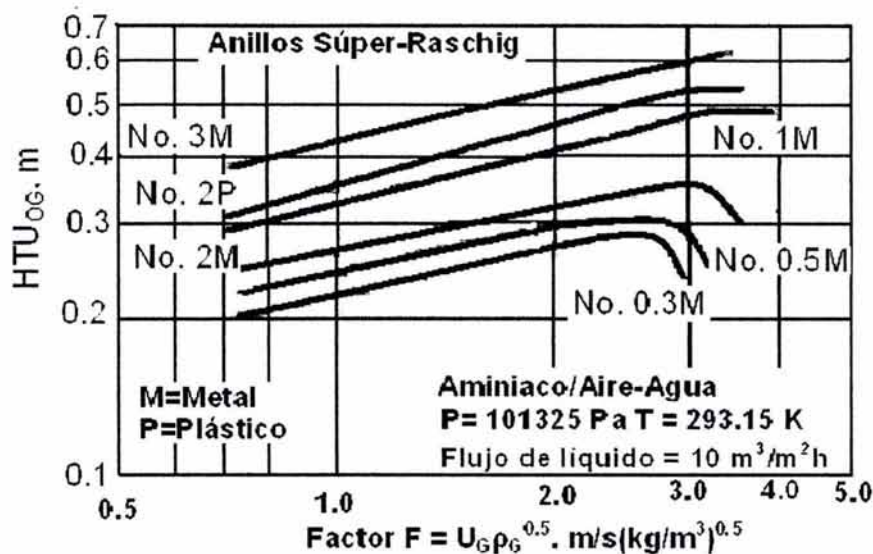
Correlación de Fellingner para la absorción de Amoniaco.

Curva	a	b	c	d
Masa Velocidad L, lb/hpie ²	500	1000	1500	4500



Apéndice A.II (Continuación)

Correlación de Schultes para HTU_{OG} y k_{La_e} en columnas empacadas con anillos Súper-Raschig.



APENDICE A.III

Alturas de unidades de transferencia de masa HTU y alturas equivalentes de plato teórico HETP en columnas empacadas para el contacto gas - líquido.

Sistema	Diámetro de la Columna, m.	Empaque	Tamaño, mm	HETP, m	HTU, m	ρ , kPa
Hidrocarburos						
Absorbedor	0,91	Anillos Pall	0,05	0,85		5964
Aceite ligero en la zona de fraccionamiento	0,91	Anillos Pall	0,05	0,76		1083
Aceite ligero en la zona de agotamiento	1,22	Anillos Pall	0,05	0,85		1083
Zona de rectificación de desetanizador	0,46	Anillos Pall	0,038	0,88		2069
Zona de agotamiento de desetanizador	0,76	Anillos Pall	0,05	1,01		2069
Zona de rectificación de despropanizador	0,59	Anillos Pall	0,038	0,98		1862
Zona de agotamiento de despropanizador	0,59	Anillos Pall	0,038	0,73		1862
Zona de rectificación de desbutanizador	0,5	Anillos Pall	0,038	0,73		621
Zona de agotamiento de desbutanizador	0,5	Anillos Pall	0,038	0,61		621
n-Pentano / Isopentano	0,46	Anillos Pall	0,025	0,46		101
Nafta ligera/ pesada	0,38	Anillos Pall	0,025	0,62	0,54	13
	0,38	Sillas Intalox	0,025	0,76	0,61	13
	0,38	Anillos Raschig	0,025	0,71	0,52	13
Isooctano / Tolueno	0,38	Anillos Pall	0,025	0,43	0,45	13
Hidrocarburos / Agua						
Acetona	0,36	Sillas Intalox	0,025	0,46		101
Metanol	0,41	Anillos Pall	0,025		0,52	101

APENDICE A.III (Continuación)

Alturas de unidades de transferencia de masa HTU y alturas equivalentes de plato teórico HETP en columnas empacadas para el contacto gas - líquido.

Sistema	Diámetro de la Columna, m.	Empaque	Tamaño, mm	HETP, m	HTU, m	p, kPa
	0,3	Sillas Intalox	0,025	0,46		101
Isopropanol	0,33	Sillas Intalox	0,025		0,76	101
	0,46	Sillas Intalox	0,025	0,48		101
Furfural	0,51	Sillas Intalox	0,038	0,61		101
Acido Formico	0,91	Anillos Pall	0,05	0,76		101
Acetona (Absorción)	0,61	Sillas Intalox	0,038		0,46	101
Acetona	0,38	Sillas Intalox	0,05	0,53	0,47	101
	0,38	Anillos Pall	0,038	0,46	0,55	101
	0,38	Anillos Pall	0,025	0,44	0,34	101
	0,38	Sillas Intalox	0,025	0,52	0,32	101
	0,38	Sillas Berl	0,025	0,52	0,34	101
	0,38	Anillos Raschig	0,025	0,52	0,36	101
Etilenglicol	1,07	Anillos Pall	0,038	0,91		31
Propilenglicol	0,25	Sillas Intalox	0,013		0,86	101

APENDICE A. IV

Eficiencia en Columnas de Platos

Sistema	Diámetro de la columna, m	P, kpa	Eog	Emv	Eo
PLATOS CON BORBOTEADORES					
Etanol - agua	0,46			0,98	
				0,7	0,95
	0,11			0,646	
	0,46	101	0.80 - 0.90	0.90 - 1.30	
				0,95	
			0,81		
	0,48			0,85	
	0,15			0,998	
	0,196	101		0,8	
Metilciclohexano - Tolueno	0,11			0,646	
Aire - Agua	1,52				0,83
Dióxido de Carbono - Agua	0,076	101		0,8	
	0,59	58		0,54	
Deuterio - Hidrógeno	0,027			0,5	
Oxígeno - Nitrógeno					0,76
Acetona - Agua	5,49				
			0,91		
Dicloroetileno - Tolueno				0,95	
Metanol - Agua	1			0,7	
Metanol - Isopropanol - Agua	0,45			0,68	0,68
				0,7	
				0,68	
Acetona - Metanol - Agua	0,45			0,6	
				0,6	
			0,8	1	
Estabilizadores de Gasolina	1,44	1820	0,75	1	
Benceno - Tolueno	0,2			0,6	
	0,2			0,7	
Anilina - Agua	0,2			0,58	
Nafta - Agua	2,74			0,65	
Isopropanol - Agua	0,45			0,78	

APENDICE A. IV Continuación

Eficiencia en Columnas de Platos

Sistema	Diámetro de la columna, m	P, kpa.	Eog	Emv	Eo
PLATOS PERFORADOS					
Etanol - agua	0,76	101	0,455		
	0,127				0,85
	0,196				0,9
Metilcetona - Agua	0,8		0,41		
Acetona - Agua	0,5	101	0,255		
	0,11				0,435
	0,15				0,8
n-Heptano -Metilciclohexano	0,4			0,776	
n-Heptano -Ciclohexano	1,2	165			0,85
	2,44	165			0,75
	1,2	164		0,9	
Tolueno - Metilciclohexano	0,15	101			0,546
Propano - Butano					1
Dióxido de Carbono - Agua	0,8		0,8	1,25	
n-Octano - Tolueno	0,15	101			0,38
Aire - Agua - Amoniaco	0,8		0,857	0,964	
Oxígeno - Agua - Amoniaco	0,15		0,75		
	0,3	101		0,89	
Metilisobutilcetona - Agua	0,15			0,75	
Metanol -tetracloruro de Carbono	0,11		0,257		
Metanol - Agua	0,11		0,56		
Acetona - Tetracloruro de Carbono	0,11		0,5		
Beneceno - Tolueno	0,127			0,75	
	10,7	101		0,75	
Benceno - Metanol	0,18	690	0,864	0,942	0,85
Ciclohexano - Tolueno	2,4	103		0,7	
Etilbenceno - Estireno	0,5	13		0,75	
Nitrògeno - Isobutanol			0,8		
Nitrògeno - Ciclohexanol			0,7		