

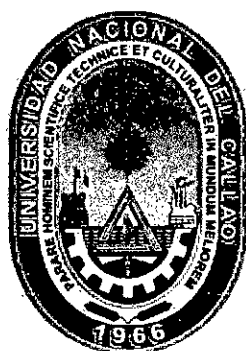


JUN 2019

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

**UNIDAD DE INVESTIGACIÓN DE LA FACULTAD DE
INGENIERÍA QUÍMICA**



INFORME FINAL DEL TEXTO

“TEXTO: TRANSFERENCIA DE MASA CONVECTIVA”

Autor: FABIO MANUEL RANGEL MORALES

Profesor Colaborador: JOSÉ ÁNGEL PORLLES LOARTE

Callao, 2019

PERU



Handwritten signature

I ÍNDICE

	Página
I Índice	01
II Prólogo	05
III Introducción	06
IV Cuerpo del texto	09
Capítulo I INTRODUCCIÓN	09
Capítulo II CONCEPTOS BÁSICOS Y DEFINICIONES	12
2.1 Transferencia de masa convectiva	12
2.2 Coeficientes de transferencia de masa	12
2.3 Caso I: Transferencia de A a través de B que no se transfiere	13
2.4 Caso II: Contradifusión equimolar	13
2.5 Relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa	14
2.6 Ecuaciones de velocidad y unidades de los coeficientes de transferencia de masa	15
2.7 Teorías de transferencia de masa	16
2.8 Ejemplos de aplicación	23
2.8.1 Ejemplo 1	23
2.8.2 Ejemplo 2	25
Capítulo III PARÁMETROS SIGNIFICATIVOS EN LA TRANSFERENCIA DE MASA CONVECTIVA	26
Capítulo IV APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DIMENSIONAL EN LA TRANSFERENCIA DE MASA CONVECTIVA	32
4.1 Transferencia por una corriente que fluye bajo convección forzada	32
4.2 Transferencia por una fase cuyo movimiento se debe a la convección natural	35

JRZ

4.3	Correlaciones para transferencia de masa	
	Convectiva	37
4.4	Ejemplos de aplicación	41
	4.4.1 Ejemplo 4.1	41
	4.4.2 Ejemplo 4.2	44
	4.4.3 Ejemplo 4.3	46
	4.4.4 Ejemplo 4.4	49
	4.4.5 Ejemplo 4.5	51
	4.4.6 Ejemplo 4.6	54
	4.4.7 Ejemplo 4.7	56
	4.4.8 Ejemplo 4.8	57
	4.4.9 Ejemplo 4.9	58
	4.4.10 Ejemplo 4.10	60
Capítulo V	ANALOGÍAS ENTRE TRANSFERENCIA DE MASA, CALOR Y CANTIDAD DE MOVIMIENTO	63
	5.1 Analogía de Reynolds	64
	5.2 Analogía de Prandtl	65
	5.3 Analogía de Von Karmán	65
	5.4 Analogía de Chilton-Colburn	66
	5.5 Ejemplos de aplicación	67
	5.4.1 Ejemplo 5.1	67
	5.4.2 Ejemplo 5.2	70
	5.4.3 Ejemplo 5.3	72
	5.4.4 Ejemplo 5.4	76
	5.4.5 Ejemplo 5.5	78
V	Referenciales	81
VI	Apéndice	83
VII	Anexos	85
	Anexo I Constante Universal de los Gases	86
	Anexos II Valores experimentales de difusividad de gases	87
	Anexos III Valores experimentales de difusividad de líquidos	88

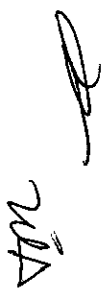


TABLA DE CONTENIDO

ÍNDICE DE TABLAS

		Página
Tabla 1	Conversiones entre coeficientes de transferencia de masa	15
Tabla 2	Ecuaciones de velocidad para gases	15
Tabla 3	Ecuaciones de velocidad para líquidos	16
Tabla 4	Grupos adimensionales correspondientes a la transferencia de masa y calor	30
Tabla 5	Longitud característica para calcular número de Reynolds	31

ÍNDICE DE FIGURAS

		Página
Figura 1	Teoría de la película	16
Figura 2	Teoría de la penetración	18
Figura 3	Teoría combinada de renovación de la superficie de la película	21
Figura 4	Teoría de estiramiento superficial	23
Figura 5	Perfiles de velocidad y concentraciones para un fluido que fluye sobre una superficie sólida	27

Handwritten mark

Handwritten mark

II PRÓLOGO

El propósito del presente texto de nivel universitario es proporcionar información y herramientas básicas para el mejor entendimiento de la TRANSFERENCIA DE MASA CONVECTIVA, la cual es presentada de una forma sistemática y ordenada para que sirva de complemento a la formación que se brinda en el aula y como una orientación en el estudio y reforzamiento de las enseñanzas brindadas por el profesor, lo cual significará un valioso aporte para los alumnos de Ingeniería Química.

La metodología utilizada para la elaboración del **“Texto: Transferencia de Masa Convectiva”**, se sustenta en la revisión bibliográfica y la experiencia del autor como profesor del curso “Transferencia de Masa I”, que corresponde al octavo semestre del Currículo de Estudios de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao. Las separatas que el autor ha venido utilizando y brindando al estudiantado durante muchos años, han sido mejoradas a través del tiempo incorporando cada vez conocimientos actualizados sobre la materia, lo que redundará en un beneficio para los alumnos que cursan dicha asignatura y que ha permitido al autor definir el contenido del presente texto.

Se ha logrado un texto sencillo y práctico, de fácil entendimiento y dirigido a la especialidad de Ingeniería Química, que permite una orientación adecuada a los alumnos que se inician en el campo de las Operaciones Con Transferencia de Masa, dándoles las herramientas básicas para el diseño de equipos para estas operaciones, además también puede servir a estudiantes de otras especialidades afines.

Fabio M. Rangel Morales

JM

III INTRODUCCIÓN

En las Industrias de los procesos químicos y físicos, e inclusive en el de las industrias alimentarias existen muchas operaciones comunes, regidas quizás por los fenómenos de transferencia de masa y calor, temas que frecuentemente los estudiantes de Ingeniería Química y afines estudian durante su preparación académica.

Es de vital importancia conocer estas operaciones, ya que es muy raramente que un proceso químico no requiera previamente tratar, purificar, separar sus materias primas y/o productos terminados. Para lograr separar los componentes de una solución será necesario poner esta solución en contacto con otra fase insoluble, la rapidez con la que se transfiera un componente de una fase a otra será proporcional a un coeficiente que será llamado coeficiente de transferencia de masa y dependerá también del grado de desviación del sistema del equilibrio. Solo cuando el sistema alcance el equilibrio cesará la transferencia del componente.

Cuando prevalece la difusión molecular, los diferentes componentes presentes en una fase poseen coeficientes de transferencia de masa que a pesar de que difieren entre sí, esta diferencia no es muy grande, esto ocurre tanto para gases como para líquidos.

Por tanto una buena separación dependerá del gradiente de concentración, es decir de la desviación del equilibrio y en menor grado de la diferencia entre coeficientes de transferencia de masa.

Los coeficientes de transferencia de masa controlan la rapidez con la cual se alcanza el equilibrio, el tiempo necesario para la separación, tamaño y costo del equipo de separación a emplear. (Rangel, 2009).

JRR

En muchos casos, la velocidad de difusión es lenta y se desea una transferencia más rápida. Para lograrlo, se incrementa la velocidad del fluido hasta obtener una transferencia de masa turbulenta.

Para que el fluido tenga un flujo convectivo se requiere que pase sobre otro fluido en el que sea inmiscible, o sobre una superficie sólida.

En el flujo laminar, el fluido circula con una trayectoria más o menos recta y su comportamiento puede describirse por medios matemáticos. No obstante, en el movimiento turbulento no hay corrientes rectas, sino que se forman grandes remolinos o "paquetes" de fluido que se desplazan de forma desordenada.

Cuando un soluto A se disuelve en una superficie, hay gran concentración de este en el fluido que está en la superficie, y en general, esta concentración disminuye a medida que aumenta la distancia a la pared. Sin embargo, las cantidades minúsculas de porciones de fluido adyacentes no siempre tienen concentraciones parecidas. Esto se debe a que los remolinos que contienen soluto se mueven con rapidez de una parte de fluido a otra, transfiriendo cantidades relativamente grandes de soluto. Esta difusión turbulenta (o transferencia de remolinos) es muy rápida en comparación con la transferencia molecular.

Se pueden visualizar tres regiones de transferencia de masa. En la primera, adyacente a la superficie, existe una subcapa delgada en forma de película viscosa. La mayor parte de la transferencia de masa se verifica por difusión molecular, puesto que hay pocos o ningún remolino presente. Como resultado de la lentitud de difusión, se produce una gran caída de concentración a través de esta película.

La región de transición o reguladora se encuentra adyacente a la primera zona. Aquí hay algunos remolinos y la transferencia de masa es la suma de la difusión turbulenta más la molecular. Hay entonces una transición gradual en esta región

JPL

entre una transferencia que se verifica principalmente por difusión molecular en un extremo hasta la que es de tipo turbulento, en el extremo opuesto.

En la región turbulenta adyacente a la de transición, la mayor parte de la transferencia ocurre por difusión turbulenta, con una porción pequeña causada por difusión molecular. La disminución de concentración es muy pequeña, pues los remolinos tienden a mantener la concentración uniforme. (Geankoplis, 1998).

SM

IV CUERPO DEL TEXTO

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

En las Industrias de los procesos químicos y físicos, e inclusive en el de las industrias alimentarias existen muchas operaciones unitarias que persiguen la modificación de la composición, operaciones, regidas quizás por los fenómenos de transferencia de masa y calor, temas que frecuentemente los estudiantes de Ingeniería Química y afines estudian durante su preparación académica.

Es de vital importancia conocer estas operaciones, ya que es muy común que un proceso químico requiera previamente tratar, purificar, separar sus materias primas y/o productos terminados. Para lograr separar los componentes de una solución será necesario poner esta solución en contacto con otra fase insoluble o parcialmente insoluble, la rapidez con la que se transfiera un componente de una fase a otra será proporcional a un coeficiente que será llamado coeficiente de transferencia de masa o coeficiente de rapidez de transferencia de masa y dependerá también del grado de desviación del sistema del equilibrio. Solo cuando el sistema alcance el equilibrio cesará la transferencia del componente.

Cuando prevalece la difusión molecular, los diferentes componentes presentes en una fase poseen coeficientes de transferencia de masa que a pesar de que difieren entre sí, esta diferencia no es muy grande, esto ocurre tanto para gases como para líquidos.

Por tanto una buena separación dependerá del gradiente de concentración, es decir de la desviación del equilibrio y en menor grado de la diferencia entre coeficientes de transferencia de masa.

Los coeficientes de transferencia de masa controlan la rapidez con la cual se alcanza

JPM

el equilibrio, el tiempo necesario para la separación, tamaño y costo del equipo de separación a emplear. (Rangel, 2009).

En muchos casos, la velocidad de difusión es lenta y se desea una transferencia más rápida. Para lograrlo, se incrementa la velocidad del fluido hasta obtener una transferencia de masa turbulenta.

Para que el fluido tenga un flujo convectivo se requiere que pase sobre otro fluido en el que sea inmiscible, o sobre una superficie sólida.

En el flujo laminar, el fluido circula con una trayectoria más o menos recta y su comportamiento puede describirse por medios matemáticos. No obstante, en el movimiento turbulento no hay corrientes rectas, sino que se forman grandes remolinos o “paquetes” de fluido que se desplazan de forma desordenada.

Cuando un soluto A se disuelve en una superficie, hay gran concentración de este en el fluido que está en la superficie, y en general, esta concentración disminuye a medida que aumenta la distancia a la pared. Sin embargo, las cantidades minúsculas de porciones de fluido adyacentes no siempre tienen concentraciones parecidas. Esto se debe a que los remolinos que contienen soluto se mueven con rapidez de una parte de fluido a otra, transfiriendo cantidades relativamente grandes de soluto. Esta difusión turbulenta (o transferencia de remolinos) es muy rápida en comparación con la transferencia molecular.

Se pueden visualizar tres regiones de transferencia de masa. En la primera, adyacente a la superficie, existe una subcapa delgada en forma de película viscosa. La mayor parte de la transferencia de masa se verifica por difusión molecular, puesto que hay pocos o ningún remolino presente. Como resultado de la lentitud de difusión, se produce una gran caída de concentración a través de esta película.

La región de transición o reguladora se encuentra adyacente a la primera zona. Aquí hay algunos remolinos y la transferencia de masa es la suma de la difusión turbulenta más la molecular. Hay entonces una transición gradual en esta región entre una transferencia que se verifica principalmente por difusión molecular en un extremo hasta la que es de tipo turbulento, en el extremo opuesto.

JUL
1

En la región turbulenta adyacente a la de transición, la mayor parte de la transferencia ocurre por difusión turbulenta, con una porción pequeña causada por difusión molecular. La disminución de concentración es muy pequeña, pues los remolinos tienden a mantener la concentración uniforme. (Geankoplis, 1998).

1

CAPÍTULO II

CONCEPTOS BÁSICOS Y DEFINICIONES

2.1 Transferencia de masa por convección

En la transferencia masa debida a la difusión molecular, es un proceso resultante de un gradiente de concentración. En sistemas que involucran líquidos o gases, sin embargo, cuesta mucho eliminar la transferencia de masa por convección del proceso en conjunto.

La transferencia de masa por convección implica la transferencia de un material entre una superficie límite y un fluido que se mueve o entre dos fluidos relativamente inmiscibles, en movimiento. La ecuación de rapidez para la transferencia de masa por convección se expresa de la forma:

$$N_A = \text{Coeficiente} \cdot \text{Gradiente de concentración} \quad (2.1)$$

Donde el flujo de masa, N_A , ocurre en la dirección de la disminución en la concentración. Esta ecuación simple es la relación que define el coeficiente convectivo de transferencia de masa. Es análoga a la ecuación que define el coeficiente convectivo de transferencia de calor,

$$\frac{q}{A} = h \Delta T \quad (2.2)$$

2.2 Coeficientes de transferencia de masa

Se debe tener claro la forma como se define el coeficiente de transferencia de masa a fin de utilizarlo apropiadamente, puede estar definido para un lugar particular sobre la superficie límite de la fase. La determinación del coeficiente de transferencia de masa no es una tarea simple. Al igual que el coeficiente de transferencia de calor están relacionados con las propiedades

del fluido, las características dinámicas del fluido que fluye y la geometría del sistema específico de interés.

Existen cuatro métodos para evaluar los coeficientes convectivos de transferencia de masa. Estos son:

- 1) Análisis dimensional apoyado en datos experimentales.
- 2) Análisis exacto de la capa límite.
- 3) Análisis aproximado de la capa límite.
- 4) Analogía entre transferencia de momento, energía y masa. (Rangel, 2009)

2.3 Caso I: Transferencia de A a través de B que no se transfiere

En este caso se cumple que $N_B = 0$, esto es $N_A/(N_A+N_B) = 1$

gases:

$$N_A = k_G (P_{A1} - P_{A2}) \quad (2.3)$$

$$N_A = k_y (y_{A1} - y_{A2}) \quad (2.4)$$

$$N_A = k_C (C_{A1} - C_{A2}) \quad (2.5)$$

líquidos:

$$N_A = k_x (x_{A1} - x_{A2}) \quad (2.6)$$

$$N_A = k_L (C_{A1} - C_{A2}) \quad (2.7)$$

2.4 Caso II: Contradifusión equimolar

En este caso se cumple que $N_A = -N_B$, esto es $N_A/(N_A+N_B) = \infty$

gases:

$$N_A = k'_G (P_{A1} - P_{A2}) \quad (2.8)$$

2.2 -

$$N_A = k'_y (y_{A1} - y_{A2}) \quad (2.9)$$

$$N_A = k'_c (C_{A1} - C_{A2}) \quad (2.10)$$

líquidos:

$$N_A = k'_x (x_{A1} - x_{A2}) \quad (2.11)$$

$$N_A = k'_L (C_{A1} - C_{A2}) \quad (2.12)$$

Los coeficientes de las ecuaciones anteriores son generalmente útiles sólo para rapidezces de transferencia de masa bajas. Los valores medidos bajo un nivel de rapidez de transferencia deben convertirse a F , a fin de utilizarlos con la ecuación

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} F \ln \frac{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{A2}}{C_T}}{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{A1}}{C_T}} \quad (2.13)$$

2.5 Relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa

Para obtener la relación entre F y las k , obsérvese que para los gases, por ejemplo, F reemplaza a $D_{AB}P_t/RTz$ y que k_G reemplaza a $D_{AB}P_t/RTzP_{BM}$. De aquí, $F = k_G P_{BM}$. De esta forma se obtuvieron las conversiones que se muestran en la tabla 2.1 para ambas fases, gaseosa y líquida. Puesto que el término de flujo total $N_A + N_B$ de la ecuación 2.13 es cero para la contradifusión equimolar, $F = k'_y$ (gases), y $F = k'_x$ (líquidos).

En unas cuantas situaciones límite, los coeficientes de transferencia de masa pueden deducirse de los principios teóricos. Sin embargo, en la mayoría de los

casos se depende de la medición directa en condiciones conocidas de los coeficientes de transferencia de masa que se usarán posteriormente en el diseño de equipo. (Treybal, 2000)

Tabla 1

Conversiones entre coeficientes de transferencia de masa

Fase Gaseosa

$$F = k_G P_{BM} = k_G y_{BM} P = k_y P_{BM} / P = k_y y_{BM} = k_C y_{BM} C = k_C P_{BM} / RT \\ = k'_G P = k'_y = k'_C P / RT = k'_C C$$

Fase Líquida

$$F = k_x x_{BM} = k_L x_{BM} C = k'_L C = k'_L (\rho / M) = k'_x$$

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición.

2.6 Ecuaciones de velocidad y unidades de los coeficientes de transferencia de masa

Tabla 2

Ecuaciones de velocidad para gases

Caso I	Caso II	Unidades del coeficiente
Difusión de <i>A</i> a través de <i>B</i> que no se difunde	Contradifusión equimolar	
$N_A = k_G \Delta P$	$N_A = k'_G \Delta P$	$\frac{\text{moles transferidos}}{\text{área-tiempo-presión}}$
$N_A = k_y \Delta y_A$	$N_A = k'_y \Delta y_A$	$\frac{\text{moles transferidos}}{\text{área-tiempo-fracción mol}}$
$N_A = k_c \Delta C_A$	$N_A = k'_c \Delta C_A$	$\frac{\text{moles transferidos}}{\text{área-tiempo-mol/vol}}$

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición.

Tabla 3

Ecuaciones de velocidades para líquidos

Caso I	Caso II	Unidades del coeficiente
Difusión de <i>A</i> a través de <i>B</i> que no se difunde	Contradifusión equimolal	
$N_A = k_L \Delta C_A$	$N_A = k'_L \Delta C_A$	$\frac{\text{moles transferidos}}{\text{área-tiempo-mol/vol}}$
$N_A = k_x \Delta x_A$	$N_A = k'_x \Delta x_A$	$\frac{\text{moles transferidos}}{\text{área-tiempo-fracción mol}}$

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición.

2.7 Teorías de transferencia de masa

2.7.1 Teoría de la película

La teoría de la película postula que la concentración seguirá la curva punteada de la figura 1 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 .

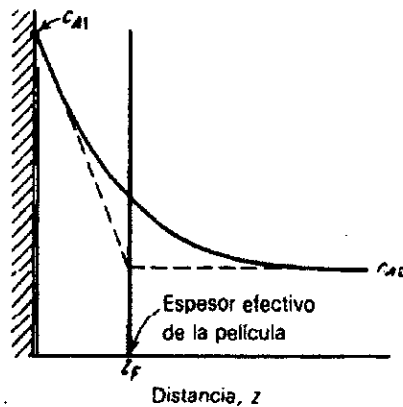


Figura 1
Teoría de la película

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición

Para la aplicación útil de esta teoría, 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, o a fin de que el gradiente de concentración se alcanzara con rapidez. El gradiente de concentración en la película es el característico del estado estacionario.

La teoría de la película establece que z en la ecuación 2.14

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB} C}{z} F \ln \frac{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{A2}}{C_T}}{\frac{N_A}{N_A + N_B} - \frac{C_{A1}}{C_T}} \quad (2.14)$$

es z_F , o espesor efectivo de la película, el cual depende de la naturaleza de las condiciones de flujo.

La teoría de la película predice que F y los coeficientes de transferencia de masa del tipo de las k , para diferentes solutos que están siendo transferidos bajo las mismas condiciones de flujo de fluidos, son directamente proporcionales a las D para los solutos. Para el flujo turbulento una dependencia menor, proporcional a D^n , en donde n puede ser desde casi cero hasta 0.8 o 0.9, según las circunstancias.

Esta teoría de la película funciona bien cuando se trabaja con un flux de transferencia de masa elevado, el efecto de la transferencia de masa sobre la transferencia de calor y al predecir el efecto de la velocidad de una reacción química sobre la transferencia de masa. (Treybal, 2000)

2.7.2 Teoría de la Penetración

Higbie, 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.

Handwritten notes: *TRZ* and a large checkmark.

En realidad su teoría fue concebida para describir el contacto entre dos fluidos, como en la figura 2. En ésta, tal como Higbie lo describió en la figura 2a, una burbuja de gas asciende a través de un líquido que absorbe al gas. Una partícula del líquido b , 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. Una aplicación a los casos en los cuales el líquido esté en movimiento turbulento, como en la figura 2b, muestra un remolino b que asciende desde las profundidades turbulentas del líquido y que permanece expuesto un tiempo Θ a la acción del gas. En esta teoría, el tiempo de exposición se toma como una constante para todos los remolinos o partículas del líquido. (Treybal, 2000)

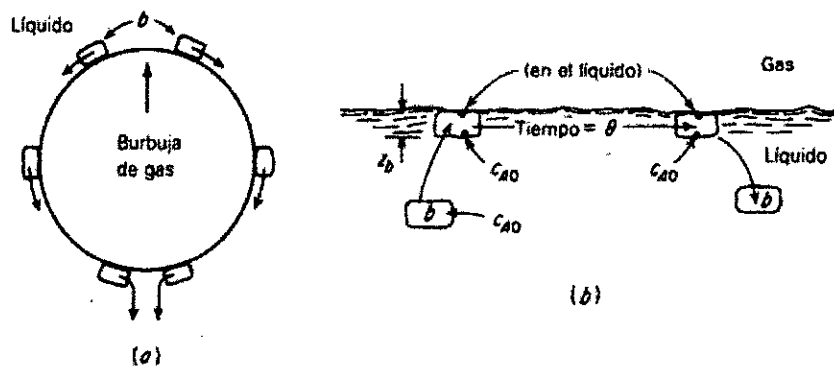


Figura 2

Teoría de la penetración

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición

Al principio, la concentración del gas disuelto en el remolino es C_{A0} invariablemente; se considera que internamente el remolino está estancado. Cuando el remolino se expone al gas en la superficie, la

puede tomarse como la solubilidad en el equilibrio del gas en el líquido. Durante el tiempo Θ , la partícula líquida está sujeta a difusión en estado no estacionario o penetración del soluto en la dirección z ; como aproximación, puede aplicarse la ecuación 2.15

$$\frac{\partial C_A}{\partial \theta} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \quad (2.15)$$

Cuando hay tiempos cortos de exposición y una difusión lenta en el líquido, las moléculas de soluto en solución nunca pueden 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 en la ecuación 2.15 son

$$C_A = \begin{cases} C_{A0} & \text{en } \theta = 0 \text{ para toda } z \\ C_{Ai} & \text{en } z = 0 \text{ para } \theta > 0 \\ C_{A0} & \text{en } z = \infty \text{ para toda } z \end{cases} \quad (2.16)$$

Resolviendo la ecuación 2.15 se obtiene un flux promedio durante el tiempo de exposición,

$$N_{A,pr} = 2(C_{Ai} - C_{A0}) \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta}} \quad (2.17)$$

Comparando con la ecuación 2.7

$$k_{L,pr} = 2 \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta}} \quad (2.18)$$

Handwritten notes and a signature on the left margin.

2.7.3 Teorías de renovación de la superficie

Danckwerts señaló que la teoría de Higbie, con su tiempo constante de exposición de los remolinos de fluido en la superficie, es un caso especial de lo que puede ser un panorama más realista, en donde los remolinos estén expuestos a diferentes intervalos de tiempo. La interfase líquido-gas es entonces un mosaico de elementos superficiales con diferentes registros de tiempo de exposición y puesto que la rapidez de penetración del soluto depende del tiempo de exposición, la rapidez promedio por unidad de área superficial debe determinarse sumando los valores individuales. Danckwerts supuso que la posibilidad de que un elemento de la superficie fuera reemplazado por otro casi no dependía del tiempo que hubiese permanecido en la superficie; luego, tomando a s como la rapidez fraccionaria de reemplazo de los elementos, Danckwerts encontró:

$$N_{A,pr} = (C_{Ai} - C_{A0})\sqrt{D_{AB}s} \quad (2.19)$$

y por lo tanto

$$k_{L,pr} = \sqrt{D_{AB}s} \quad (2.20)$$

Danckwerts señaló que todas las teorías de este tipo, derivadas de las condiciones originales a la frontera en la ecuación 2.15, llevan a $k_{L,pr}$ proporcional a $D_{AB}^{0.5}$, sin importar la naturaleza de la rapidez de renovación de la superficie s que se aplique. (Treybal, 2000)

2.7.4 Teoría combinada de renovación de la superficie de la película

Dobbins se interesó en la rapidez con que absorben oxígeno los arroyos y ríos en movimiento; señaló que la teoría de la película ($k_L \propto D_{AB}$)

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 penetración y de renovación de la superficie ($k_L \propto D_{AB}^{0.5}$) 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, puede explicarse permitiendo que los elementos superficiales o remolinos tengan una profundidad finita.

De acuerdo con lo anterior, reemplazó la tercera condición a la frontera en la ecuación 2.15 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

$$k_{L,pr} = \sqrt{D_{AB}s} \coth \sqrt{\frac{sz_b^2}{D_{AB}}} \quad (2.21)$$

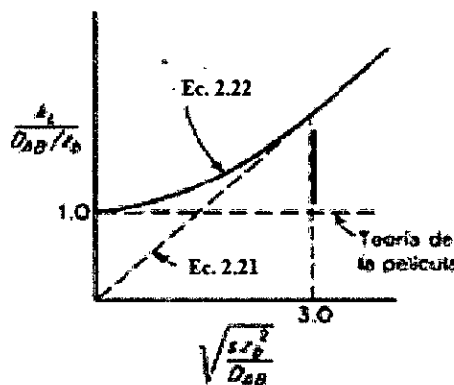


Figura 3

Teoría combinada de renovación de la superficie de la película

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición

Esto se muestra en la figura 3. Para penetración rápida (D_{AB} grande), para la rapidez de renovación superficial pequeña (s pequeña) o para

[Handwritten signature]

elementos superficiales de poco espesor, los coeficientes de transferencia de masa adquieren el carácter descrito por la teoría de la película; por lo contrario, para penetración lenta o renovación rápida, se sigue la ecuación 2.20. En consecuencia, $k_L \propto D_{AB}^n$, en donde n puede tomar cualquier valor entre los límites 0.5 y 1, lo cual explicaría muchas observaciones. (Treybal, 2000)

2.7.5 Teoría de estiramiento superficial

Lightfoot y colaboradores en un modelo promisorio, han aplicado los conceptos de penetración-renovación de la superficie a situaciones en donde cambia periódicamente con el tiempo la superficie interfacial a través de la cual sucede la transferencia de masa.

Ejemplo de lo anterior es el caso en que 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 4. Si la porción central de la gota es completamente turbulenta, la resistencia de la transferencia de masa de la gota reside en una capa superficial de diferentes espesores.

Sucedan 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:

$$k_{L,pr} = \frac{(A/A_r) \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \theta_r}}}{\sqrt{\int_0^{\theta/\theta_r} (A/A_r)^2 d\theta}} \quad (2.22)$$

En donde

A = superficie interfacial dependiente del tiempo
 A_r = un valor de referencia de A , definido para cada situación
 Θ_r = una constante, con dimensiones de tiempo, definida para cada situación. Por ejemplo, para la formación de una gota, Θ_r , debe ser el tiempo de formación de la gota.

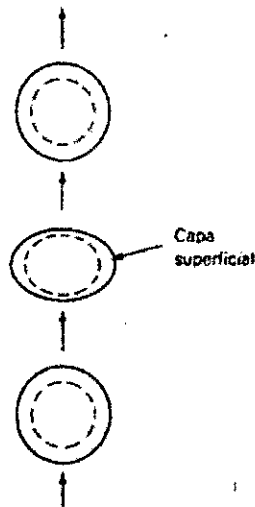


Figura 4

Teoría de estiramiento superficial

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición

Puede calcularse la integral de la ecuación 2.22 una vez que se establece la naturaleza periódica de la variación de la superficie; ya se ha calculado para diferentes situaciones. (Treybal, 2000)

2.8 Ejemplos de Aplicación

2.8.1 Ejemplo 2.1

Un gran volumen del gas B puro a 2 atmósferas de presión fluye sobre una superficie de la cual se vaporiza A puro. El líquido A moja completamente la superficie, que es un papel secante humedecido con este líquido, y por tanto la presión parcial de A en la superficie corresponde a su presión de vapor a 25 °C, que es 0.20 atmósferas.

Handwritten signature or initials.

$$N_A = 7.1435E-06 \quad \text{kmol/m}^2 \text{ s} \quad N_A = k_G (p_{A1} - p_{A2})$$

$$N_A = 7.1435E-06 \quad \text{kmol/m}^2 \quad N_A = k_y (y_{A1} - y_{A2})$$

2.8.2 Ejemplo 2.2

La absorción de un soluto A de una mezcla se realiza en una columna de paredes mojadas por un solvente a 1 atmósfera y 25 °C. El valor del coeficiente de película de transferencia de masa es $9.0 \times 10^{-4} \text{ m/s}$. En un punto, la fracción molar de A en la interfase líquido-gas es 2.0×10^{-5} en la fase líquida. La presión parcial de A en la fase gas es 0,08 atmósferas. La relación de equilibrio está dada por la ley de Henry.

$$p_A = (600)x_A \text{ en atm}$$

Calcule la velocidad de absorción de A en $\text{kmol/m}^2 \text{ s}$.

Solución:

$$\begin{aligned} PT &= 1 && \text{atm} \\ T &= 298 && \text{K} \\ x_{Ai} &= 0.00002 && \text{fm} \\ p_{AG} &= 0.08 && \text{atm} \\ k_c &= 9.00E-04 && \text{m/s} \\ R &= 0.082057 && \text{atm m}^3/\text{kmol K} \\ H &= 600 && \text{atm/fm} \end{aligned}$$

$$p_{Ai} = 0.01200 \quad \text{atm} \quad p_{A_i} = 600x_{A_i}$$

$$N_A = k_c (C_{AG} - C_{Ai}) = \frac{k_c}{RT} (p_{AG} - p_{Ai})$$

$$N_A = 2.5028E-06 \quad \text{kmol/m}^2 \text{ s}$$

CAPÍTULO III

PARÁMETROS SIGNIFICATIVOS EN LA TRANSFERENCIA DE MASA POR CONVECCIÓN

Los parámetros adimensionales se usan a menudo para correlacionar datos de transferencia por convección. En la transferencia de momento el número Reynolds y el factor de fricción juegan un papel importante. En la correlación de los datos de transferencia de calor por convección, fueron importantes los números de Prandtl y de Nusselt. Algunos de los mismos parámetros, junto con algunos números adimensionales recién definidos, serán útiles en la correlación de datos de transferencia de masa por convección.

Las difusividades moleculares de los tres fenómenos de transferencia (momento, calor y masa) se han definido como:

$$\text{difusividad de momento, } \nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (3.1)$$

$$\text{difusividad térmica, } \alpha = \frac{k}{\rho C_p} \quad (3.2)$$

$$\text{difusividad de masa, } D_{AB} \quad (3.3)$$

Cada una de las difusividades tiene las dimensiones $L^2 t^{-1}$, por lo tanto, una relación de cualquiera de estas dos debe ser adimensional.

La relación de la difusividad molecular de momento y la difusividad molecular de calor es designada como el número de Prandtl

$$\frac{\text{difusividad de momento}}{\text{difusividad térmica}} = Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{C_p \mu}{k} \quad (3.4)$$

La relación de la difusividad molecular de momento y la difusividad molecular de masa es designada como el número de Schmidt, que juega un papel importante en

la transferencia de masa por convección, análogo al número de Prandtl en la transferencia de calor por convección.

$$\frac{\text{difusividad de momento}}{\text{difusividad de masa}} = Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \quad (3.5)$$

La relación de la difusividad térmica y la difusividad molecular de masa se denomina número de Lewis

$$\frac{\text{difusividad térmica}}{\text{difusividad de masa}} = Le = \frac{\alpha}{D_{AB}} = \frac{k}{\rho C_p D_{AB}} \quad (3.6)$$

El número Lewis se encuentra cuando un proceso involucra la transferencia simultánea de masa y energía por convección. Se observa que los números Schmidt, Lewis y Prandtl son combinaciones de propiedades del fluido; por lo tanto, cada número puede tratarse como una propiedad del sistema que se difunde.

Consideremos la transferencia de masa del soluto A desde un sólido hasta un fluido que fluye sobre la superficie del sólido, en la figura 5 se representa el perfil de concentraciones y velocidad

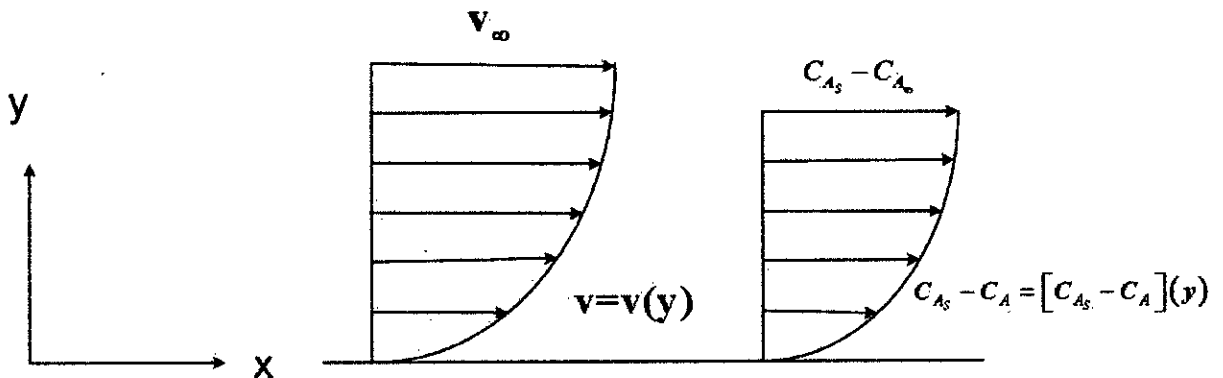


Figura 5

Perfiles de velocidad y concentraciones para un fluido que fluye sobre una superficie sólida

Para este caso, la transferencia de masa entre la superficie sólida y el fluido puede estar escrita como

$$N_A = k_c (C_{A_s} - C_{A_\infty}) \quad (a)$$

Desde que la transferencia de masa en la superficie es por difusión molecular, la transferencia de masa puede describirse por la ecuación

$$N_A = - D_{AB} \left. \frac{dC_A}{dy} \right|_{y=0}$$

Cuando la concentración límite, C_{A_s} es constante la ecuación anterior se simplifica

a

$$N_A = - D_{AB} \left. \frac{d(C_A - C_{A_s})}{dy} \right|_{y=0} \quad (b)$$

Las ecuaciones (a) y (b) puede igualarse, puesto que definen el mismo flujo del componente A que sale de la superficie y entra al fluido.

Esto conduce a la relación

$$k_c (C_{A_s} - C_{A_\infty}) = - D_{AB} \left. \frac{d(C_A - C_{A_s})}{dy} \right|_{y=0}$$

Esta relación puede ser reacomodada en la siguiente forma:

$$\frac{k_c}{D_{AB}} = - \frac{d(C_A - C_{A_s})/dy|_{y=0}}{(C_A - C_{A_s})}$$

Multiplicando ambos lados de ecuación anterior por una longitud característica, L , obtenemos la siguiente expresión adimensional:

$$\frac{k_c L}{D_{AB}} = - \frac{d(C_A - C_{A_s})/dy \Big|_{y=0}}{(C_{A_s} - C_{A_\infty})/L}$$

El término de la derecha de la ecuación anterior es la relación del gradiente de concentración en la superficie con un gradiente de concentración total o de referencia; Consecuentemente, puede considerarse que es una relación de la resistencia a la transferencia de masa molecular con respecto a la resistencia del fluido a la transferencia de masa por convección. Esta proporción es generalmente conocida como el número Sherwood, Sh .

Tabla 4

Grupos adimensionales correspondientes a la transferencia de masa y calor

N°	Transferencia de Masa	Transferencia de calor
	Concentración adimensional	Temperatura adimensional
1	$\frac{C_A - C_{A1}}{C_{A2} - C_{A1}}$	$\frac{t - t_1}{t_2 - t_1}$
	Número de Reynolds	Número de Reynolds
2	$Re = \frac{lv\rho}{\mu}$	$Re = \frac{lv\rho}{\mu} = \frac{Gl}{\mu} = \frac{Ll}{\mu}$
	Número de Schmidt	Número de Prandtl
3	$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{\nu}{D_{AB}}$	$Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha}$
	Número de Sherwood	Número Nusselt
4	$Sh = \frac{Fl}{cD_{AB}} = \frac{k_G P_{BM} RTl}{P_i D_{AB}}$ $= \frac{k_C P_{BM} l}{P_i D_{AB}} = \frac{k'_C l}{D_{AB}}$ $= \frac{k'_y RTl}{P_i D_{AB}} = \frac{k_x x_{BM} l}{\left(\frac{\rho_{sol}}{M_{sol}}\right) D_{AB}}$	$Nu = \frac{hl}{k}$
	Número de Grashof(*)	Número de Grashof
5	$Gr_D = \frac{gl^3 \Delta\rho}{\rho} \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2$	$Gr_H = gl^3 \beta \Delta t \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2$
	Número de Péclet	Número de Péclet
6	$Pe_D = Re Sc = \frac{lv}{D_{AB}}$	$Pe_H = Re Pr = \frac{C_p lv \rho \mu}{k} = \frac{lv}{\alpha}$
	Número de Stanton	Número de Stanton
7	$St_D = \frac{Sh}{Re Sc} = \frac{Sh}{Pe_D} = \frac{F}{c\nu}$ $= \frac{F}{G_M} = \frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho \nu}$ $= \frac{k'_C}{\nu} = \frac{k'_y}{G_M} = \frac{k'_G P}{G_M}$	$St_H = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{Nu}{Pe_H} = \frac{h}{C_p \nu \rho}$
8	$J_D = St_D Sc^{2/3}$	$j_H = St_H Pr^{2/3}$

TREYBAL, R. E. (2000). Operaciones con Transferencia de Masa. New York. Mc Graw-Hill Book Interamericana. Segunda edición

Donde:

(*) El número de Grashof aparece en casos que involucra convección natural donde:

$$\Delta\rho = (\rho_1 - \rho_2) \text{ y } \Delta t = (t_1 - t_2) \text{ en la misma fase.}$$

Flux másico

$$G = \rho v$$

Flux molar

$$G_M = \frac{\rho v}{M_{AV}}$$

Tabla 5

Longitud característica para calcular número de Reynolds

Numero de Reynolds	Longitud característica
Re	D = diámetro de la tubería
Re_x	X = longitud de la placa
Re_e	d_e = diámetro equivalente
Re'	D = diámetro del cilindro
Re''	d_p = diámetro de la esfera o partícula

R

SP

CAPÍTULO IV

APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DIMENSIONAL

EN

LA TRANSFERENCIA DE MASA CONVECTIVA

4.1 Transferencia por una corriente que fluye bajo convección forzada

Considere la transferencia de masa desde las paredes de un conducto circular hasta un fluido fluyendo a través del conducto. La transferencia de masa es debida a la fuerza impulsora de la concentración $C_{A_s} - C_A$. A continuación se enumeran las variables importantes, sus símbolos y sus representaciones dimensionales.

Variable	Símbolo	Dimensiones
Diámetro del tubo	D	L
Densidad del fluido	ρ	M / L^3
Viscosidad del fluido	μ	M / Lt
Velocidad del fluido	v	L / t
Difusividad del fluido	D_{AB}	L^2 / t
Coeficiente de transferencia de masa	k_c	L / t

Estas variables incluyen condiciones descriptivas de la geometría de sistema, el flujo, las propiedades del fluido y la cantidad que es de primordial interés, k_c .

La etapa inicial para aplicar el método de Buckingham requiere un listado de las variables significativas en un determinado problema. Entonces es necesario determinar el número de grupos adimensionales independientes en los que puedan combinarse las variables. Este número puede determinarse utilizando

el teorema *pi de Buckingham*, que establece que el número de grupos adimensionales, (*i*) que se utilizan para describir una situación en que intervienen *n* variables es igual a $n - r$, donde *r* es el orden de la matriz dimensional de las variables.

Así pues,

$$i = n - r$$

La matriz dimensional es simplemente la matriz formada por tabulación de los exponentes de las dimensiones fundamentales *M*, *L* y *t*, que aparecen en cada una de las variables.

Para nuestro caso $n = 6$, $r = 3$, por lo tanto el número de grupo de adimensionales para este problema será tres.

Si las variables centrales son D_{AB} , ρ , y *D*, los tres grupos pi que se formarán son

$$\pi_1 = D_{AB}^a \rho^b D^c k_c$$

$$\pi_2 = D_{AB}^d \rho^e D^f v$$

$$\pi_3 = D_{AB}^g \rho^h D^i \mu$$

Substituyendo las dimensiones para π_1

$$\pi_1 = D_{AB}^a \rho^b D^c k_c$$

$$1 = \left(\frac{L^2}{t}\right)^a \left(\frac{M}{L^3}\right)^b (L)^c \left(\frac{L}{t}\right)$$

Handwritten notes:


si se igualan los exponentes de las dimensiones fundamentales por ambos lados de la ecuación, se tiene

$$L: 0 = 2a - 3b + c + 1$$

$$t: 0 = -a - 1$$

$$M: 0 = b$$

Solucionando estas ecuaciones resulta,

$$a = -1 \quad b = 0 \quad y \quad c = 1$$

por lo tanto

$$\pi_1 = \frac{k_c D}{D_{AB}}$$

que es el número de transferencia de masa de Nusselt o de Sherwood.

Los otros dos grupos π podrían ser determinados de la misma manera, obteniéndose

$$\pi_2 = \frac{Dv}{D_{AB}}$$

y

$$\pi_3 = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = S_c$$

el cuál es llamado número de Schmidt.

Si se divide π_2 entre π_3 , se obtiene

$$\frac{\pi_2}{\pi_3} = \left(\frac{Dv}{D_{AB}} \right) / \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}} \right) = \frac{Dv\rho}{\mu} = Re$$

Handwritten signature

que es el número de Reynolds

El resultado del análisis dimensional de transferencia de masa por convección forzada en un conducto circular indica que la similitud de la correlación podría ser de la forma

$$Sh = Nu_{AB} = \psi (Re, Sc)$$

que es análogo a la correlación en transferencia de calor

$$Nu = \psi (Re, Pr)$$

4.2 Transferencia por una fase cuyo movimiento se debe a la convección natural

Si existe cualquier variación en densidad dentro de una fase líquida o gaseosa se producirán corrientes de convección natural. La variación de densidad puede ser debida a las diferencias de temperatura o a las diferencias de concentración relativamente altas.

En caso de la convección natural implicando transferencia de masa desde una pared plana vertical hasta un fluido adyacente, las variables serán distintas de las se utilizaron en el análisis de la convección forzada. A continuación se enumeran las variables importantes, sus símbolos y sus representaciones dimensionales.

Variable	Símbolo	Dimensiones
Longitud característica	L	L
Difusividad del fluido	D_{AB}	L^2 / t
Densidad del fluido	ρ	M / L^3
Viscosidad del fluido	μ	$M / L t$
Fuerza de flotación	$g\Delta\rho_A$	$M / L^2 t^2$
Coefficiente de transferencia de masa	k_c	L / t

Según el teorema de Buckingham, existirán tres grupos de adimensionales. Si

las variables centrales son D_{AB} , L y μ , los tres grupos pi que se forman son

$$\pi_1 = D_{AB}^a L^b \mu^c k_c$$

$$\pi_2 = D_{AB}^d L^e \mu^f \rho$$

y

$$\pi_3 = D_{AB}^g L^h \mu^i g \Delta \rho$$

Solucionando para los tres grupos pi, obtenemos

$$\pi_1 = \frac{k_c L}{D_{AB}} = Nu_{AB}$$

el número de Nusselt para la transferencia de masa o número de Sherwood

$$\pi_2 = \frac{\rho D_{AB}}{\mu} = \frac{1}{Sc}$$

el recíproco del número de Schmidt, y

$$\pi_3 = \frac{L^3 g \Delta \rho_A}{\mu D_{AB}}$$

Si se multiplica π_2 por π_3 , se obtiene parámetro adimensional análogo al número Grashof en la transferencia de calor por convección natural,

$$\pi_2 \pi_3 = \left(\frac{\rho D_{AB}}{\mu} \right) \left(\frac{L^3 g \Delta \rho_A}{\mu D_{AB}} \right) = \frac{L^3 \rho g \Delta \rho_A}{\mu^2} = Gr_{AB}$$

El resultado del análisis dimensional de transferencia de masa por convección natural indica una correlación de la forma

$$Sh = \psi (Gr_{AB}, Sc)$$

4.3 Correlaciones para transferencia de masa convectiva

Movimiento del fluido.- Dentro de tubos circulares (gases)

$$\begin{aligned} \text{Rango .-} \quad Re &= 3000 \text{ a } 60000 \\ Sc &= 0.6 \text{ a } 3000 \end{aligned}$$

$$\text{Ecuación .-} \quad j_D = 0.023 Re^{-0.17}$$

$$Sh = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.44}$$

$$\begin{aligned} \text{Rango .-} \quad Re &= 10000 \text{ a } 400000 \\ Sc &= > 100 \end{aligned}$$

$$\text{Ecuación .-} \quad j_D = 0.0149 Re^{-0.12}$$

$$Sh = 0.0149 Re^{0.88} Sc^{1/3}$$

Movimiento del fluido.- Flujo no confinado paralelo a placas planas.

$$\begin{aligned} \text{Rango .-} \quad Re_x &= 5 \times 10^5 \text{ a } 3 \times 10^7 \\ Pr &= 0.7 \text{ a } 380 \end{aligned}$$

Handwritten signature or mark.

Ecuación .- $Nu = 0,037Re_x^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_i)^{1/4}$

Rango .- $Re_x = 2 \times 10^4 \text{ a } 5 \times 10^5$
 $Pr = 0,7 \text{ a } 380$

Ecuación .- $Nu = 0,0027Re_x Pr^{0,43} (Pr / Pr_i)^{1/4}$

Movimiento de fluido.- Flujo de un gas confinado paralelo una placa plana en una tubería.

Rango .- $Re_e = 2600 \text{ a } 22000$

Ecuación .- $J_D = 0,11Re_e^{-0,29}$

Movimiento del fluido.- Perpendicular a cilindros individuales. (Gases solamente)

Rango.- $Re' = 400 \text{ a } 25000$
 $Sc = 0,6 \text{ a } 2,6$

Ecuación.- $\frac{k_G P_t}{G_M} Sc^{0,56} = 0,281Re'^{0,4}$

Rango.- $Re' = 0,1 \text{ a } 10^5$
 $Pr = 0,7 \text{ a } 1500$

Ecuación.- $Nu = (0,35 + 0,34Re'^{1/2} + 0,15Re'^{0,58})Pr^{0,3}$

Movimiento del fluido.- Perpendicular a cilindros individuales. (Líquidos solamente)

Rango.- $Re' = 750 \text{ a } 12000$
 $Sc = 1000 \text{ a } 3000$

Ecuación.- $J_D = 0,281Re'^{0,4}$

Rango. - $Re' = 0,1 a 10^5$
 $Pr = 0,7 a 1500$

Ecuación. - $Nu = (0,35 + 0,34 Re^{1/2} + 0,15 Re^{0,58}) Pr^{0,3}$

Movimiento del fluido.- A través de esferas individuales. (Gases y líquidos)

Rango. - $Sc = 0,6 a 3200$
 $Re'' Sc^{1/2} = 1,8 a 600000$

Ecuación. - $Sh = Sh_0 + 0,347(Re'' Sc^{1/2})^{0,62}$

$$Sh_0 = \begin{cases} 2 + 0,569(Gr_D Sc)^{0,25} & Gr_D Sc < 10^8 \\ 2 + 0,0254(Gr_D Sc)^{0,333} Sc^{0,244} & Gr_D Sc > 10^8 \end{cases}$$

Movimiento del fluido.- A través de esferas individuales. (Líquidos)*

Rango. - $Re < 2000$
 $Sc = 788 a 1680$

Ecuación. - $Sh = 2,0 + 0,95 Re^{1/2} Sc^{1/3}$

Movimiento del fluido.- A través de esferas individuales. (Gases)*

Rango. - $Re < 48000$
 $Sc = 0,6 a 2,7$

Ecuación. - $Sh = 2,0 + 0,5525 Re^{0,53} Sc^{1/3}$

Movimiento del fluido.- A través de un lecho fijo de pellets.**)

Rango. - $Re'' = 90 a 4000$
 $Sc = 0,6$

Handwritten signature

Rango.- $Re^n = 90 \text{ a } 4000$
 $Sc = 0,6$

Ecuación.- $J_D = j_H = (2,06/\varepsilon)Re^{n-0,575}$

Rango.- $Re^n = 5000 \text{ a } 10300$
 $Sc = 0,6$

Ecuación.- $J_D = 0,95j_H = (20,4/\varepsilon)Re^{n-0,815}$

Rango.- $Re^n = 0,0016 \text{ a } 55$
 $Sc = 168 \text{ a } 70600$

Ecuación.- $j_D = (1,09/\varepsilon)Re^{n-2/3}$

Rango.- $Re^n = 5 \text{ a } 1500$
 $Sc = 168 \text{ a } 70600$

Ecuación.- $j_D = (0,25/\varepsilon)Re^{n-0,31}$

(*) Utilizar cuando no hay información para evaluar el número de Grashof.

(**) Para lechos fijos la relación entre ε y d_p es:

$$a = 6(1-\varepsilon)/d_p$$

$$d_p = \frac{\sum_{i=1}^n n_i d_{p_i}^3}{\sum_{i=1}^n n_i d_{p_i}^2}$$

donde a es la superficie específica del sólido por superficie de volumen del lecho.

4.4 Ejemplos de aplicación

4.4.1 Ejemplo 4.1

Calcule el coeficiente de la transferencia de masa y el espesor efectivo de la película que se esperaría en la absorción de amoníaco de aire por una solución de ácido sulfúrico 2N, en una torre de paredes mojadas en las siguientes condiciones:

Flujo de aire = 41.4 g/ min (sólo aire)

Presión parcial promedio del amoníaco en el aire = 30.8 mm Hg.

Presión total = 760 mm Hg.

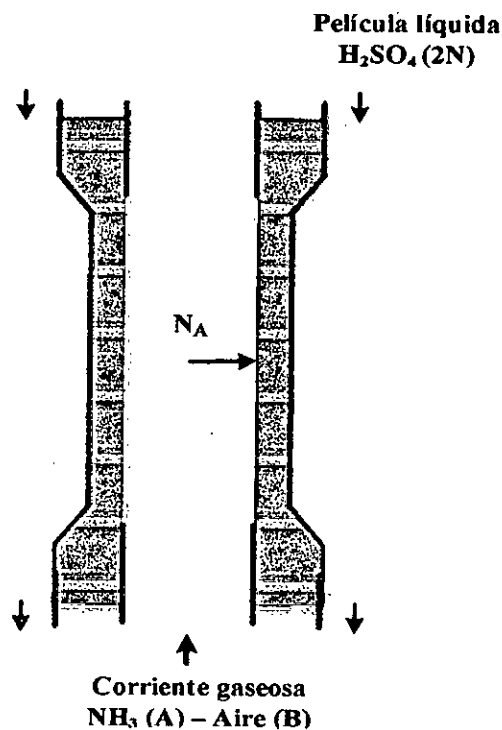
Temperatura promedio del gas = 25 °C.

Temperatura promedio del líquido = 25 °C.

Diámetro de la torre = 1.46 cm.

Para la absorción de amoníaco en ácido sulfúrico de esta concentración, la resistencia total a la transferencia de masa se encuentra en el gas; la presión parcial del amoníaco en la interfase puede despreciarse. Nota: Las condiciones corresponden a la corrida 47 de Chambers y Sherwood [Trans. AIChE, 33, 597(1937)], quienes observaron que $D/z_T = 16.6$

Solución:



$A =$	Amoniaco		
$B =$	Aire		
$M_A =$	17.03	kg/kmol	
$M_B =$	29	kg/kmol	
$R =$	62.364	mm Hg m ³ /kmol K	
$P_T =$	760	mm Hg	
$T_G =$	25	°C	
	298.15	K	
$T_L =$	25	°C	
	298.15	K	
$D =$	1.46	cm	
	0.01460	m	
$\text{Área} =$	0.00017	m ²	
$G'_B =$	41.4	g/min	
	0.00069	kg/s	
$G_B =$	4.12186	kg/s m ²	
$p_{A1} =$	30.8	mm Hg	
$p_{A2} =$	0	mm Hg	
$y_{A1} =$	0.04053	fm	
$y_{A2} =$	0	fm	
$\omega_{A1} =$	0.02421	fp	
$\omega_{A2} =$	0	fp	
$G =$	4.22413	kg/s m ²	$G_B = G(1-\omega)$

$$\mu_B = 0.01800 \text{ cP}$$

$$0.00002 \text{ kg/m s}$$

$$\rho_B = 1.18534 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_B = \frac{P_T M_B}{RT}$$

$$D_{AB} = 1.980E-05 \text{ m}^2/\text{s} \quad \text{a} \quad 273.15 \text{ K y } 1 \text{ atm}$$

$$D_{AB} = 2.260E-05 \text{ m}^2/\text{s} \quad \text{a} \quad 298.15 \text{ K y } 1 \text{ atm}$$

Movimiento del fluido.- Dentro de tubos circulares

Rango .- $Re = 3000 \text{ a } 60000$

$Sc = 0.6 \text{ a } 3000$

Ecuación .- $Sh = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.44}$

$$Re = 3426.23878 \quad Re = \frac{GD}{\mu}$$

$$Sc = 0.67193 \quad Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$Sh = 16.58246$$

$$c = 0.04087 \text{ kmol/m}^3 \quad c = \frac{P_T}{RT}$$

$$F = 0.00105 \text{ kmol/s m}^2 \quad Sh = \frac{FD}{cD_{AB}}$$

$$z_F = 0.00088 \text{ m} \quad F = \frac{D_{AB} P_T}{RT z_F}$$

$$D/z_F = 16.6$$

Handwritten signature

4.4.2 Ejemplo 4.2

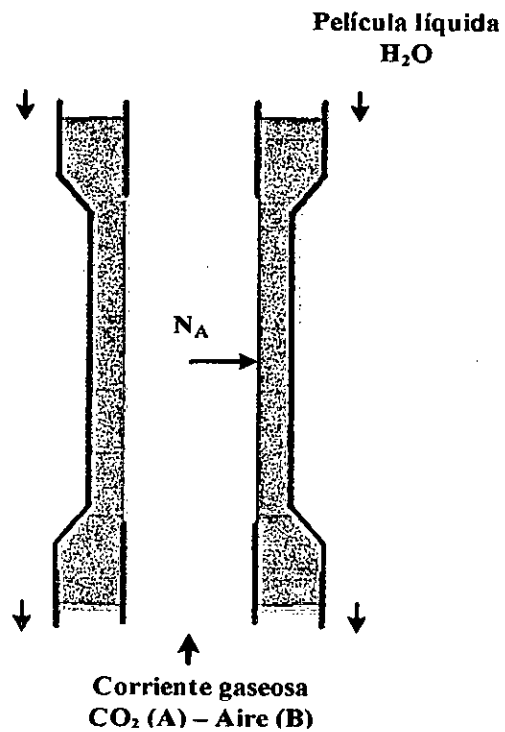
Una columna de paredes mojadas de 2 pulgadas de diámetro interior contiene aire y dióxido de carbono, fluyendo a razón de 2.5 pies/s. La columna opera a 10 atmósferas y 25 °C.

En un punto de la columna la concentración del dióxido de carbono en el aire es de 10% en volumen, mientras que la concentración del dióxido de carbono en el agua, exactamente en la interfase agua-aire, es 0.5% molar.

Calcular el flujo másico del dióxido de carbono en el punto bajo consideración, señalando la dirección de su flujo.

$$D_{AB(317,2 K, 1 atm)} = 0.177 \text{ cm}^2/\text{s} \quad \mu_{\text{aire}(25^\circ\text{C})} = 1.842 \times 10^{-5} \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$$

Solución:



$A = \text{CO}_2$
 $B = \text{Aire}$

$T =$	298	K	
$P =$	10	atm	
$R =$	1.315	atm pie ³ /lbmol K	
$H =$	1.64E+03	atm/fm	
$M_{aire} =$	29		
$v =$	2.5	pie/s	
	9000	pie/h	
$D =$	2	pulg	
	0.16667	pie	
$x_{A1} =$	0.0050	fm	
$y_{A1} =$	0.8200	fm	$y_{A1} = \frac{H}{P_T} x_{A1}$
$y_{A2} =$	0.0100	fm	
$D_{AB1} =$	0.1360	cm ² /s	$T_1 = 273 \text{ K}$
		atm	$P_1 = 1$
$D_{AB} =$	0.0155	cm ² /s	
	0.0600	pie ² /h	
$\mu_{aire} =$	0.0180	cp	
	0.0436	lb/pie h	
$\rho_{aire} =$	0.74	lb/pie ³	$\rho = \frac{PM_{aire}}{RT}$

Movimiento del Fluido.- Dentro de tubos circulares.

Rango .- $Re = 3000 \text{ a } 60000$

$Sc = 0.6 \text{ a } 3000$

Ecuación .- $Sh = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.44}$

$Sc = 0.98068$

$Re = 25482.60331$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 Sh &= 103.77338 & Sh &= \frac{k_G P_{BM} RTD}{P D_{AB}} \\
 p_{B1} &= 1.8000 \text{ atm} \\
 p_{B2} &= 9.9000 \text{ atm} \\
 p_{BM} &= 4.75144 \text{ atm} & P_{BM} &= \frac{(p_{B2} - p_{B1})}{\ln\left(\frac{p_{B2}}{p_{B1}}\right)} \\
 k_G &= 0.20072 \text{ lbmol/h pie}^2 \text{ atm} & k_G &= \frac{Sh D_{AB} P}{P_{BM} RTD} \\
 N_A &= 1.62584 \text{ lbmol/h pie}^2 & N_A &= k_G (p_{A1} - p_{A2})
 \end{aligned}$$

4.4.3 Ejemplo 4.3

Se deja fluir agua, a una temperatura de 60 °F, por la superficie exterior de un cilindro de 3 pulgadas de diámetro y 28 pulgadas de longitud, formando una película delgada.

Aire a 70 °F y bajo la presión de una atmósfera fluye perpendicularmente al cilindro a una velocidad media de 15 pies/s.

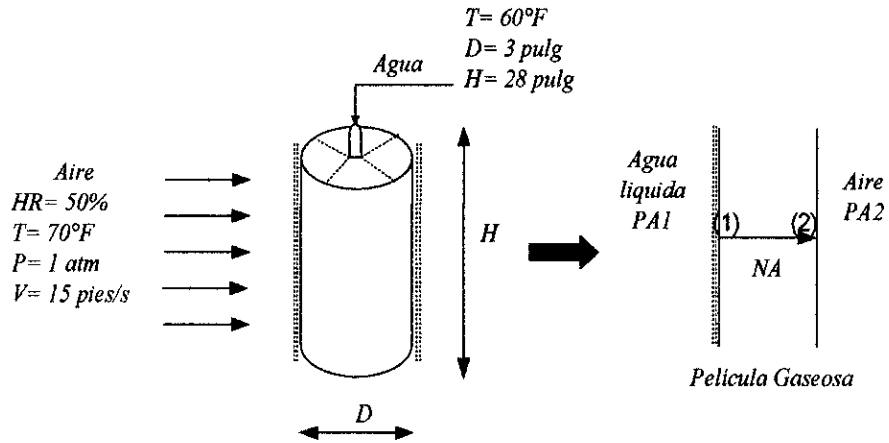
Si la humedad relativa del aire es de 50%, estimar la cantidad de agua a suministrar, de modo que la evaporación sea tal, de que nada del líquido pase del borde inferior del cilindro.

$$D_{AB(313 K, 1 \text{ atm})} = 0,288 \text{ cm}^2/\text{s} \quad \mu_{\text{aire}(70^\circ\text{F})} = 7,410 \times 10^{-2} \text{ lb/pies} \cdot \text{h}$$

$$p^\circ_{\text{agua}(60^\circ\text{F})} = 0,2561 \text{ psia} \quad p^\circ_{\text{agua}(70^\circ\text{F})} = 0,3629 \text{ psia}$$

Solución:

Handwritten notes:

$A = \text{Agua}$
 $B = \text{Aire}$

$T =$	530	$^{\circ}\text{R}$
$T_{media} =$	525	$^{\circ}\text{R}$
$PT =$	14.696	psia
$R =$	10.731	psia pie ³ /lbmol $^{\circ}\text{R}$
$M_{aire} =$	29	
$M_{agua} =$	18	
$v =$	15	pie/s
	54000	pie/h
$D =$	3	pulg
	0.25	pie
$L =$	28	pulg
	2.3333	pie
$A =$	21.9909	pie ²
$p^{\circ}_A, 60^{\circ}\text{F} =$	0.2561	psia
$p^{\circ}_A, 70^{\circ}\text{F} =$	0.3629	psia
$p_{A1} =$	0.2561	psia

$$\begin{aligned} \%HR_2 &= 50 \quad \% \\ p_{A2} &= 0.1815 \quad \text{psia} \end{aligned}$$

$$D_{AB1} = 2.8800\text{E-}01 \quad T_1 = 563.4 \text{ }^\circ\text{R} \quad P_1 = 14.696 \text{ psia}$$

$$D_{AB} = 2.5906\text{E-}01 \quad \text{cm}^2/\text{s}$$

$$1.0026\text{E+}00 \quad \text{pie}^2/\text{h}$$

$$\mu_{\text{aire}} = 7.4100\text{E-}02 \quad \text{lb/pie h}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 0.0749 \quad \text{lb/pie}^3 \quad \rho = \frac{PM_{\text{aire}}}{RT}$$

Movimiento del Fluido.- Perpendicular a cilindros individuales.

$$\text{Rango.-} \quad Re' = 400 \text{ a } 25000$$

$$Sc = 0.6 \text{ a } 2.6$$

$$\text{Ecuación.-} \quad \frac{k_G P_t}{G_M} Sc^{0.56} = 0.281 Re'^{0.4}$$

$$Sc = 0.9868 \quad Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$Re = 13645.7490 \quad Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

$$y_{A1} = 0.0174$$

$$y_{A2} = 0.0124$$

$$y_{B1} = 0.9826$$

$$y_{B2} = 0.9876$$

$$M_1 = 28.8083$$

$$M_2 = 28.8641$$

$$M_{AV} = 28.8362$$

$$G_M = 140.2611 \quad \text{lbmol/h pie}^2 \quad G_M = \frac{\rho v}{M_{AV}}$$

$$k_G = 5.9935E-02 \quad \text{lbmol/h pie}^2 \text{ psia} \quad k_G = 0.281 Re^{-0.4} \frac{G_M}{P_T} Sc^{-0.56}$$

$$N_A = 4.4711E-03 \quad \text{lbmol/h pie}^2 \quad N_A = k_G (P_{A1} - P_{A2})$$

$$N'_A = 1.7698 \quad \text{lb/h} \quad N'_A = N_A M_A A$$

4.4.4 Ejemplo 4.4

Una placa sólida de naftaleno de un espesor muy pequeño se orienta paralelamente a una corriente de aire que fluye de tal manera que el $Re = 500000$. El aire está en condiciones de $P = 202,6 \text{ kN/m}^2$ y $30 \text{ }^\circ\text{C}$, mientras que la placa está a una $T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$. Determinar el flux de difusión del naftaleno en el aire.

$$D_{AB(0^\circ\text{C}, 1 \text{ atm})} = 5.136 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\mu_{\text{aire}(30^\circ\text{C})} = 1.90 \times 10^{-5} \text{ kg/m}\cdot\text{s}$$

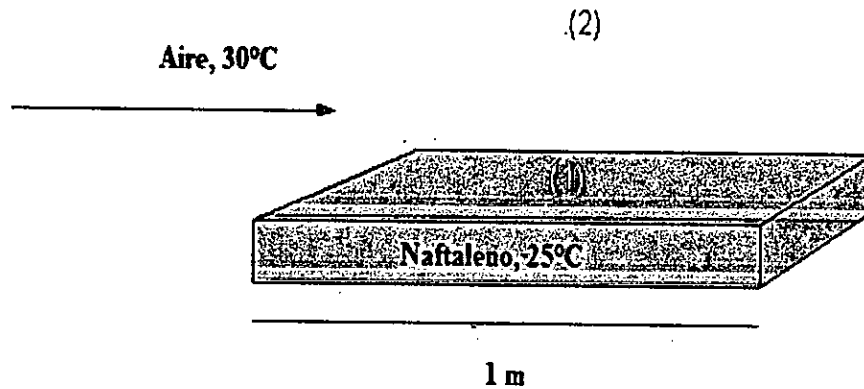
$$P^\circ_{A(25^\circ\text{C})} = 23,86 \times 10^{-3} \text{ kN/m}^2$$

Para régimen turbulento con $Sc = 0.6$ a 5.0

$$\text{Ecuación .-} \quad j_D = 0.036 Re_x^{-0.2}$$

Solución:

Handwritten notes: "Muy" and a signature.



A = Naftaleno

B = Aire

Movimiento del Fluido: Flujo no confinado paralelo a placas planas.

$$T = 303 \quad \text{K}$$

$$T_m = 300.65 \quad \text{K}$$

$$P = 202.6 \quad \text{kN/m}^2$$

$$R = 8.314 \quad \text{kN/m}^2 \text{ m}^3/\text{kmol K}$$

$$M_{\text{naft}} = 128.17 \quad \text{kg/kmol}$$

$$M_{\text{aire}} = 29 \quad \text{kg/kmol}$$

$$p_{A1} = 0.02386 \quad \text{kN/m}^2$$

$$p_{A2} = 0.00000 \quad \text{kN/m}^2$$

$$Re = 500000.0000$$

$$\mu_{\text{aire}} = 1.9000\text{E-}05 \quad \text{kg/m s}$$

$$D_{AB1} = 5.136\text{E-}06 \quad \text{m}^2/\text{s}$$

$$D_{AB} = 2.968\text{E-}06 \quad \text{m}^2/\text{s}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 2.33230 \quad \text{kg/m}^3$$

$$T_1 = 273 \quad \text{K} \quad P_1 = 101.3 \quad \text{kN/m}^2$$

$$\rho = \frac{PM_{\text{aire}}}{RT}$$

$$Sc = 2.74490$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$St_D = 1.331E-03$$

$$St_D = \frac{J_D}{Sc^{2/3}}$$

$$Sh = 1.827E+03$$

$$Sh = St_D Re Sc$$

$$p_{B1} = 202.5761 \text{ kN/m}^2$$

$$p_{B2} = 202.6000 \text{ kN/m}^2$$

$$p_{BM} = 202.58807 \text{ kN/m}^2$$

$$p_{BM} = \frac{(p_{B2} - p_{B1})}{\ln\left(\frac{p_{B2}}{p_{B1}}\right)}$$

$$L = 1 \text{ m}$$

$$k_G = 2.152E-06 \text{ kmol/s m}^2 \text{ kN/m}^2$$

$$k_G = \frac{Sh D_{AB} P}{p_{BM} R T D}$$

$$N_A = 5.135E-08 \text{ kmol/s m}^2$$

$$N_A = k_G (p_{A1} - p_{A2})$$

4.4.5 Ejemplo 4.5

Estimar el coeficiente de transferencia de masa k_L para una esfera de cloruro de sodio de $\frac{1}{4}$ de pulgada de diámetro, la que se disuelve en una corriente de agua que fluye a través de la esfera.

La velocidad de la corriente de agua es de 10 pies/s y la temperatura del sistema es de 70°F.

$$D_{\text{NaCl-agua}(70^\circ\text{F})} = 1.27 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \quad \mu_{\text{agua}(70^\circ\text{F})} = 2.4084 \text{ lb/pies} \cdot \text{h}$$

$$\text{Solubilidad del NaCl en el agua}_{(70^\circ\text{F})} = 36 \text{ lb NaCl}/100 \text{ lb agua}$$

JML
/

$$\rho_{\text{solución saturada en NaCl}(70^{\circ}\text{F})} = 74.734 \text{ lb/pie}^3 \quad \rho_{\text{agua}(70^{\circ}\text{F})} = 62.318 \text{ lb/pie}^3$$

Solución:

$A = \text{NaCl}$

$B = \text{Agua}$

$M_A = 58.4$

$M_B = 18.02$

$T =$	530	$^{\circ}\text{R}$
$W_{AI} =$	36	lb A/100 lb B
$w_{AI} =$	0.2647	lbmol A/lbmol sol
$v =$	10	pie/s
	36000	pie/h
$D =$	0.25	pulg
	0.0208	pie
$D_{AB} =$	1.2700E-05	cm^2/s
	4.9149E-05	pie^2/h
$\mu_{\text{agua}} =$	2.4084E+00	lb/ pie h
$\rho_{\text{agua}} =$	62.318	lb/pie^3
$\rho_{\text{sol sat}} =$	74.734	lb/pie^3

Movimiento del Fluido.- A través de esferas individuales. (Gases y líquidos).

Rango.- $Sc = 0.6 \text{ a } 3200$

$Re \cdot Sc^{1/2} = 1.8 \text{ a } 600000$

10-2
1
ML

Ecuación.- $Sh = Sh_0 + 0.347(Re^{0.5} Sc^{1/2})^{0.62}$

$$Sh_0 = \begin{cases} 2 + 0.569(Gr_D Sc)^{0.25} & Gr_D Sc < 10^8 \\ 2 + 0.0254(Gr_D Sc)^{0.333} Sc^{0.244} & Gr_D Sc > 10^8 \end{cases}$$

$Sc = 786.322$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$Re = 19375.4021$

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

$Re * Sc^{1/2} = 543314.052$

$Gr_D = 500542.2451$

$$Gr_D = \frac{gD^3 \Delta\rho \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2}{\rho}$$

$Gr_D * Sc = 3.94E+08$

$Sh_0 = 96.0825$

$Sh = 1343.6414$

$x_{A1} = 0.1000$

$x_{B1} = 0.9000$

$x_{A2} = 0.0000$

$x_{B2} = 1.0000$

$x_{BM} = 0.9491$

$$x_{BM} = \frac{(x_{B2} - x_{B1})}{\ln\left(\frac{x_{B2}}{x_{B1}}\right)}$$

$k_L = 3.3451E+00$

lbmol/h pie²(lbmol/pie³)

$$k_L = \frac{Sh D_{AB}}{x_{BM} D}$$

Handwritten signature

4.4.6 Ejemplo 4.6

Al estudiar la transferencia de materia en lechos fijos de sólidos granulares, se sopló aire a través de un lecho fijo de pellets porosos mojados con agua, y evaporando esta agua a condiciones adiabáticas, se reportó los resultados como coeficientes de película de transferencia de masa para lechos rellenos.

En un experimento se reportaron los siguientes datos:

Superficie específica: $a = 67.2 \text{ pie}^2 \text{ superficie/pie}^3 \text{ lecho}$

Diámetro de partícula efectivo: $d_p = 0.225 \text{ pulgadas}$

Velocidad máxima de la corriente gaseosa: $G = 600 \text{ lb/pie}^2 \text{ h}$

Temperatura en la superficie: $T = 110 \text{ }^\circ\text{F}$

Presión total: $P_T = 1 \text{ atmósfera}$

Asumiendo que las propiedades de la mezcla gaseosa son las mismas que las del aire, calcular el coeficiente de transferencia de materia para la película gaseosa, en $\text{lb mol/h pie}^2 \text{ atm}$.

$$D_{AB(313 \text{ K}, 1 \text{ atm})} = 0.288 \text{ cm}^2/\text{s} \quad \rho_{\text{aire}(110^\circ\text{F})} = 0.0698 \text{ lb/pie}^3$$
$$\mu_{\text{aire}(110^\circ\text{F})} = 1.296 \times 10^{-5} \text{ lb/pies} \cdot \text{s} \quad p^\circ_{\text{agua}(110^\circ\text{F})} = 66.52 \text{ mmHg}$$

Solución:

A =	Agua	
B =	Aire	
T =	570	$^\circ\text{R}$
	316.67	K
P =	1	atm
R =	0.73024	$\text{atm pie}^3/\text{lbmol } ^\circ\text{R}$
Maire =	29	
Magua =	18	
$p^\circ_A =$	66.52	mm Hg
	0.08753	atm

$G =$	600	lb/pie ² h		
$a =$	67.2	pie ² /pie ³		
$dp =$	0.225	pulg		
	0.01875	pie		
$D_{AB1} =$	2.880E-01	cm ² /s	$T_1 = 313$ K	$P_1 = 1$ atm
$D_{AB} =$	2.931E-01	cm ² /s		
	1.134E+00	pie ² /h		
$\mu_{aire} =$	1.296E-05	lb/pie s		
	4.666E-02	lb/pie h		
$\rho_{aire} =$	0.0698	lb/pie ³		

Movimiento del fluido.- A través de un lecho fijo de pellets.

Rango.- $Re^n = 90 \text{ a } 4000$

$Sc = 0.6$

Ecuación.- $j_D = j_H = (2.06/\varepsilon) Re^{n-0.575}$

$Sc = 0.58932$ $Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$

$Re = 241.12654$ $Re = \frac{DG}{\mu}$

$\varepsilon = 0.79000$ $a = 6(1 - \varepsilon) / d_p$

$J_D = 0.11129$ $J_D = St_D Sc^{2/3}$

$St_D = 0.15833$

56/15

$$\begin{aligned}
 y_{A1} &= 0.08753 \\
 y_{A2} &= 0.00000 \\
 y_{B1} &= 0.91247 \\
 y_{B2} &= 1.00000 \\
 M_1 &= 28.03717 \\
 M_2 &= 29.00000 \\
 M_{AV} &= 28.51859
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 p_{A1} &= 0.08753 \quad \text{atm} \\
 p_{A2} &= 0.00000 \quad \text{atm} \\
 p_{B1} &= 0.91247 \quad \text{atm} \\
 p_{B2} &= 1.00000 \quad \text{atm} \\
 p_{BM} &= 0.95557 \quad \text{atm}
 \end{aligned}$$

$$p_{BM} = \frac{(p_{B2} - p_{B1})}{\ln\left(\frac{p_{B2}}{p_{B1}}\right)}$$

$$k_G = 3.48600 \quad \text{lbmol/h pie}^2 \text{ atm} \quad k_G = \frac{St_D G}{p_{BM} M_{AV}}$$

4.4.7 Ejemplo 4.7

Determine el número de Schmidt para el metanol en aire a 298 K y 1.013 x 10⁵ Pa y en agua líquida a 298 K

Solución:

$$\begin{aligned}
 T &= 298 \quad \text{K} \\
 P &= 1.013\text{E}+05 \quad \text{Pa}
 \end{aligned}$$

En la fase gas:

$$\begin{aligned}
 D_{\text{metanol-aire}} P &= 1.641 \quad \text{m}^2 \text{ Pa/s} \\
 D_{\text{metanol-aire}} &= 1.620\text{E}-05 \quad \text{m}^2/\text{s} \\
 \nu_{\text{aire}} &= 1.551\text{E}-05 \quad \text{m}^2/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$Sc = 0.957 \quad Sc = \frac{\nu}{D_{AB}}$$

En fase líquida:

$D_{\text{metanol-agua}, 288 \text{ K}}$	$1.280\text{E-}09$	m^2/s
T_1	288	K
$\mu_{\text{agua}, 288 \text{ K}}$	1193	Pa s
$\mu_{\text{agua}, 298 \text{ K}}$	909	Pa s

$$D_{AB,T_2} = D_{AB,T_1} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{\mu_{T_1}}{\mu_{T_2}} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$D_{\text{metanol-agua}, 298 \text{ K}} = 1.738\text{E-}09 \quad \text{m}^2/\text{s}$$

$$v_{\text{agua}, 298 \text{ K}} = 9.120\text{E-}07 \quad \text{m}^2/\text{s}$$

$$Sc = 524.668 \quad Sc = \frac{v}{D_{AB}}$$

4.4.8 Ejemplo 4.8

El aire fluye sobre una placa sólida de dióxido de carbono congelado (hielo seco) con un área de superficie transversal expuesta de 0.001 m^2 . El dióxido de carbono se sublima en la corriente de aire con un flujo de 2 m/s a una velocidad de liberación total de $2.29 \times 10^{-4} \text{ mol/s}$. El aire está a 293 K y $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$ de presión. A esta temperatura y presión, la difusividad del dióxido de carbono en el aire es de $1.5 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ y la viscosidad cinemática del aire es $1.55 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$.

Determine el valor del coeficiente de transferencia de masa del CO_2 que se sublima en el aire que fluye bajo las condiciones del experimento.

Solución:

$T =$	293	K
$P =$	$1.01\text{E}+05$	Pa
		Pa
$R =$	8.314	m^3/mol
		K
$A =$	$1.00\text{E-}03$	m^2

Handwritten marks and scribbles on the left margin.

$$\begin{aligned}
 v &= 2 && \text{m/s} \\
 D_{AB} &= 1.50\text{E-}05 && \text{m}^2/\text{s} \\
 \nu &= 1.55\text{E-}05 && \text{m}^2/\text{s} \\
 N'_A &= 2.29\text{E-}04 && \text{mol/s} \\
 p^\circ_A &= 5.72\text{E+}06 && \text{Pa} \\
 p_{A1} &= 5.72\text{E+}06 && \text{Pa} \\
 p_{A2} &= 0.00\text{E+}00 && \text{Pa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 k_G &= 4.00\text{E-}08 && \frac{\text{mol/m}^2 \text{ s}}{\text{Pa}} \\
 k_G &= 4.00\text{E-}11 && \text{kmol/m}^2 \text{ s Pa}
 \end{aligned}
 \quad k_G = \frac{N'_A}{A(p_{A1} - p_{A2})}$$

4.4.9 Ejemplo 4.9

Agua pura a 27 °C está fluyendo a una velocidad de 3,5 m/s a través de un tubo de 6 mm de diámetro interior, cubierto de ácido benzoico. La longitud del tubo es 1,25 m. Calcule la composición del ácido benzoico a la salida.

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{agua}(27^\circ\text{C})} &= 1.0 \text{ g/cm}^3 & \mu_{\text{agua}(27^\circ\text{C})} &= 0.871 \text{ cP} \\
 D_{AB} &= 1.3 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} & C_{As} &= 0.03 \text{ gmol/lit}
 \end{aligned}$$

$$J_D = \frac{f}{2} = 0.036 (Re)^{-0.25}$$

Solución:

A = Ac. Benzoico
B = Agua

T = 27 °C
 300.15 K
D = 0.006 m
 ν_B = 3.5 m/s
 ρ_B = 1000 kg/m³
 μ_B = 0.000871 kg/m s

702

$$D_{AB} = 1.3E-09 \quad \text{m}^2/\text{s}$$

$$Re = 24110.21814 \quad Re = \frac{v_{AGUA} D \rho_{AGUA}}{\mu_{AGUA}}$$

$$Sc = 670.00000 \quad Sc = \frac{\mu_{AGUA}}{\rho_{AGUA} D_{AB}}$$

$$J_D = 2.890E-03 \quad J_D = \frac{f}{2} = 0.036 (Re)^{-0.25}$$

$$k'_c = 1.320E-04 \quad \text{m/s} \quad J_D = \frac{k'_c}{v} (Sc)^{\frac{2}{3}}$$

$$N_A d_{AST} = v A_{ST} dC_A$$

$$A_{ST} = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$d_{AST} = \pi D dx$$

$$N_A = k_c (C_{A_1} - C_{A_2}) = k_c (C_{As} - C_A)$$

$$x = 0 \rightarrow C_A = C_{A_{entrada}} = 0$$

$$x = L \rightarrow C_A = C_{A_{salida}}$$

$$k_c (C_{As} - C_A) \pi D dx = v \frac{\pi D^2}{4} dC_A$$

$$C_{A_{salida}} = C_{As} - \left(\frac{C_{A_{sup\ eficiencia}} - C_{A_{entrada}}}{e^{\frac{4k_c L}{Dv}}} \right)$$

JRC

$$\begin{aligned}
C_{Asuperficie} &= 0.03 && \text{gmol/l} \\
C_{Aentrada} &= 0 && \text{gmol/l} \\
L &= 1.25 && \text{m} \\
C_{Asalida} &= 9.282\text{E-}04 && \text{gmol/l}
\end{aligned}$$

4.4.10 Ejemplo 4.10

Fluye alcohol etílico hacia abajo en contra corriente con aire en una columna de paredes mojadas que tiene 7,5 cm. de diámetro interior. Tanto el aire como el alcohol están a 25 °C, la presión total es de 700 mm Hg.

En un punto de la columna la presión promedio de etanol vapor es de 25 mm Hg. La velocidad del gas es 0,9 m/s .

Calcular el flujo másico en este punto de la columna.

$$D_{AB(313\text{ K}, 1\text{ atm})} = 0.145\text{ cm}^2/\text{s} \quad \mu_{aire(25^\circ\text{C})} = 1.842 \times 10^{-5}\text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$$

Solución:

A = Etanol
B = Aire

$$\begin{aligned}
T &= 298 && \text{K} \\
P &= 700 && \text{mm Hg} \\
R &= 62.364 && \text{mm Hg m}^3/\text{kmol K} \\
M_{aire} &= 29 && \\
v &= 0.9 && \text{m/s} \\
D &= 7.5 && \text{cm} \\
&= 0.075 && \text{m} \\
p_{A1} &= 59 && \text{mm Hg}
\end{aligned}$$

$$p_{A2} = 25 \text{ mm Hg}$$

$$D_{AB1} = 1.0200\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s} \quad T_1 = 273 \text{ K} \quad P_1 = 760 \text{ mm Hg}$$

$$D_{AB} = 1.2630\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\mu_{\text{aire}} = 1.8490\text{E-}05 \text{ N s/m}^2$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1.0923 \text{ lb/pe}^3 \quad \rho = \frac{PM_{\text{aire}}}{RT}$$

Movimiento del Fluido.- Dentro de tubos circulares.

Rango .- $Re = 4000 \text{ a } 60000$

$$Sc = 0.6 \text{ a } 3000$$

Ecuación .- $j_D = 0.023 Re^{-0.17}$

$$Sh = 0.023 Re^{0.83} Sc^{1/3}$$

$$Sc = 1.3403 \quad Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$Re = 3987.5744 \quad Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

$$Sh = 24.7011 \quad Sh = 0,023 Re^{0,83} Sc^{1/3}$$

$$p_{B1} = 641.0000 \text{ mm Hg}$$

$$p_{B2} = 675.0000 \text{ mm Hg}$$

$$p_{BM} = 657.8536 \text{ mm Hg}$$

JPL

$$k_G = 2.3816E-07 \quad \text{kmol/s m}^2 \text{ mm Hg} \quad k_G = \frac{ShD_{AB}P}{p_{BM}RT}$$

$$N_A = 8.0975E-06 \quad \text{kmol/s m}^2 \quad N_A = k_G (p_{A1} - p_{A2})$$

Handwritten marks: a checkmark and some scribbles.

CAPÍTULO V

ANALOGÍAS ENTRE TRANSFERENCIA DE MASA, CALOR Y CANTIDAD DE MOVIMIENTO

Las analogías entre la transferencia de masa, calor y momento tiene su origen tanto en la descripción matemática de los efectos como en los parámetros físicos usados para la descripción cuantitativa.

Para explorar esas analogías, debe entenderse que la difusión de masa y la conducción de calor obedecen ecuaciones muy similares. En particular, la difusión de masa en una dimensión, esta descrita por la Ley de Fick como:

$$J_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} \quad (5.1)$$

De modo semejante al conducción de calor esta descrita por la ley de Fourier como:

$$q = -k \frac{dT}{dz} \quad (5.2)$$

Donde la k es la conductividad térmica.

La ecuación similar que describe la transferencia de momento está dada por la ley de Newton y es:

$$\tau = -\mu \frac{dv}{dz} \quad (5.3)$$

Donde τ es el flujo de momento (o el esfuerzo de corte) y μ es la viscosidad del fluido.

Cada proceso usa una ley simple combinada con un balance de masa, energía y movimiento.

En esta sección se considerarán varias analogías entre los fenómenos de transferencia que se han propuesto a causa de la similitud en sus mecanismos. Las analogías son útiles para entender los fenómenos de transferencia y son un medio satisfactorio para predecir el comportamiento de los sistemas para los cuales se dispone de datos cuantitativos limitados.

La similitud entre los fenómenos de transferencia y, de acuerdo con ello, la existencia de analogías, requiere que se presenten las siguientes condiciones dentro del sistema:

1. Las propiedades físicas son constantes.
2. No se produce energía o masa dentro del sistema. Esto, por supuesto, infiere que no pueden ocurrir reacciones químicas.
3. No hay emisión o absorción de energía radiante.
4. No hay disipación viscosa de energía.
5. El perfil de velocidades no se ve afectado por la transferencia de masa; por lo tanto, la rapidez de transferencia de masa es baja.

5.1 Analogía de Reynolds

El primer conocimiento del comportamiento análogo de masa, calor y momento fue reportado por Osborne Reynolds en 1874. Aunque su analogía tiene aplicación limitada, sirvió como base para búsqueda de mejores analogías y se ha utilizado con éxito para analizar los fenómenos complejos de la aerodinámica en la capa límite.

Reynolds postuló que los mecanismos para la transferencia de momento, energía y masa eran idénticos. Por consiguiente,

$$\frac{k'_c}{v_\infty} = \frac{h}{\rho v_\infty C_p} = \frac{f}{2}$$

Aquí: h es el coeficiente de transferencia de calor.

f es el factor de fricción.

v_∞ es la velocidad de una corriente libre.

La analogía de Reynolds es interesante porque sugiere una relación muy simple entre los diferentes fenómenos de transporte. Esta relación se hace exacta

cuando los números de Prandtl y Schmidt son iguales a uno. Esto es aplicable para la transferencia de masa mediante remolinos turbulentos de gases. En esta situación podríamos estimar los coeficientes de transferencia de masa desde los coeficientes de transferencia de calor o desde los factores de fricción.

5.2 Analogía de Prandtl

Prandtl en 1910, junto con Taylor, modificaron la analogía de Reynolds, al dividir el transporte de masa, calor o momento dentro de una tubería en dos zonas: una zona cerca de la pared, donde el flujo es laminar y donde los fenómenos de transporte ocurren a escala molecular, y la otra es la región de transición y de turbulencia.

Pensaron que en la zona turbulenta y de transición los mecanismos de transporte eran similares y siguieron la analogía de Reynolds, mientras que para la zona laminar (cercana a la pared de la tubería) utilizaron las ecuaciones para transporte molecular.

$$St_H = \frac{h}{GC_p} = \frac{f/2}{1 + 5(f/2)^{1/2}(Pr - 1)}$$

$$St_D = \frac{k'_c}{v} = \frac{f/2}{1 + 5(f/2)^{1/2}(Sc - 1)}$$

Para $Sc = 1$ la ecuación se reduce a la analogía de Reynolds, y a pesar que la analogía de Prandtl presenta algunos progresos, es insatisfactoria para valores de números de Schmidt grandes.

5.3 Analogía de Von Karmán

Von Karmán, en 1939, extendió la analogía de Prandtl para incluir la existencia de una zona amortiguadora, entre la subcapa laminar y la de turbulencia.

$$\frac{k'_c}{v} = \frac{f/2}{1 + 5(f/2)^{1/2}(Sc - 1 + \ln((5Sc + 1)/6))}$$

Se han obtenido resultados razonables para los casos en que $Sc < 25$

5.4 Analogía de Chilton-Colburn

Debido a que la analogía de Reynolds fue prácticamente útil, muchos autores trataron de expandirla para líquidos. Chilton y Colburn, usando datos experimentales, descubrieron modificaciones a la analogía de Reynolds que pudiese no tener las restricciones de los números de Prandtl y Schmidt que deben ser igual a uno. Ellos definieron el factor j para la transferencia de masa como:

$$j_D = \frac{k'_c}{v_\infty} (Sc)^{2/3}$$

El factor j análogo para la transferencia de calor es:

$$j_H = St Pr^{2/3}$$

Donde St es el número de Stanton = $\frac{Nu}{RePr} = \frac{h}{\rho v_\infty C_p}$

Basados en los datos recolectados en régimen de flujo laminar y turbulento, ellos encontraron:

$$j_D = j_H = \frac{f}{2}$$

Esta analogía es válida para gases y líquidos dentro del rango de $0,6 < Sc < 2500$ y $0,6 < Pr < 100$.

Se ha observado que la analogía de Chilton-Colburn tiene aplicación para diferentes tipos de geometrías, por ejemplo en el flujo sobre platos lisos, flujo en tuberías y flujo alrededor de cilindros.

Para lechos empacados u objetos obtusos se ha encontrado que:

$$j_D = j_H \neq \frac{f}{2}$$

Válida para gases y líquidos dentro del rango de $0,6 < Sc < 2500$ y $0,6 < Pr < 100$.

5.5 Ejemplos de aplicación

5.5.1 Ejemplo 5.1

El aire pasa a través de un tubo de naftaleno, que tiene un diámetro interior de 2.5 cm, y fluye a una velocidad de 15 m/s. El aire tiene una humedad relativa del 80 % y está a 283 K y una presión promedio de 1.013×10^5 Pa. Suponiendo que el cambio de presión a lo largo del tubo es despreciable y que la superficie de naftaleno está a 283 K, determine la longitud del tubo que es necesaria para producir una concentración de naftaleno en la corriente del gas que sale de 4.75×10^{-4} mol/m³.

Los otros datos son:

Difusividad de naftaleno en el aire a 283 K y 1.013×10^5 Pa = 5.4×10^{-6} m²/s

Viscosidad cinemática del aire a 283 K = 1.415×10^{-5} m²/s

La presión de vapor del naftaleno a 283 K = 3 Pa

R = 8.314 Pa m³/mol K

El factor de fricción de Fanning está dado por: $f = 0.007Re^{0.11}$

Solución:

$T =$	283	K
$P =$	1.013E+05	Pa
$v =$	15	m/s
$\nu =$	1.415E-05	m ² /s
$D_{AB} =$	5.40E-06	m ² /s
$p^{\circ}_A =$	3.00E+00	Pa
$D =$	0.025	m
$R =$	8.314	Pa m ³ /mol K

$$\begin{aligned}
 C_{Aent} &= 0.00E+00 & \text{mol/m}^3 \\
 C_{Asat} &= 4.75E-04 & \text{mol/m}^3 \\
 C_{As} &= 1.275E-03 & \text{mol/m}^3
 \end{aligned}$$

Analogía de Chilton - Colburn

$$J_D = \frac{f}{2}$$

$$J_D = St_D Sc^{2/3}$$

$$f = 0.007 Re^{0.11}$$

$$St_D Sc^{2/3} = \frac{f}{2}$$

$$\left(\frac{k_c}{v}\right) Sc^{2/3} = \frac{f}{2}$$

$$k_c = \frac{f}{2} \left(\frac{v}{Sc^{2/3}}\right)$$

$$Re = 2.65E+04$$

$$Re = \frac{vD}{\nu}$$

$$Sc = 2.62E+00$$

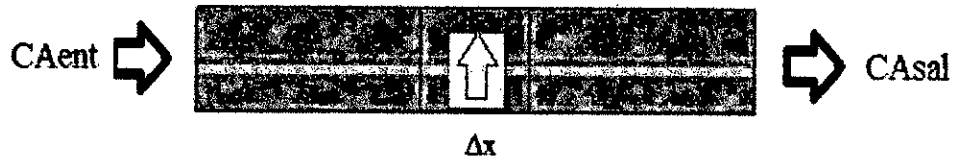
$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}}$$

$$f = 2.15E-02$$

$$f = 0.007 Re^{0.11}$$

$$k_c = 8.47E-02 \quad \text{m/s}$$

$$k_c = \frac{f}{2} \left(\frac{v}{Sc^{2/3}}\right)$$



Balance en el elemento diferencial

Entrada de agua con el aire + agua transferida al aire desde la pared =
Salida de agua con el aire

$$C_A V A \Big|_x + k_C (C_{As} - C_A) \pi D \Delta x = C_A V A \Big|_{x+\Delta x}$$

$$C_A V \frac{\pi D^2}{4} \Big|_x + k_C (C_{As} - C_A) \pi D \Delta x = C_A V \frac{\pi D^2}{4} \Big|_{x+\Delta x}$$

$$\div \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\frac{C_A \Big|_{x+\Delta x} - C_A \Big|_x}{\Delta x} = \frac{4k_C}{DV} (C_{As} - C_A)$$

lim
 $\Delta x \rightarrow 0$

$$\frac{dC_A}{dx} = \frac{4k_C}{DV} (C_{As} - C_A)$$

$$\int_{C_{Aent}}^{C_{Asal}} \frac{dC_A}{(C_{As} - C_A)} = \frac{4k_C}{DV} \int_0^L dx$$

Handwritten notes:
Dado
P

$$L = \frac{DV}{4k_c} \ln \left[\frac{(C_{As} - C_{Aent})}{(C_{As} - C_{Asnl})} \right]$$

$$L = 0.5160 \quad \text{m}$$

5.5.2 Ejemplo 5.2

Aire a 212 °F y 1 atmósfera fluye sobre un cuerpo de forma aerodinámica, hecho de naftaleno. El naftaleno sublima al aire siendo su presión de vapor 20 mm Hg; habiéndose encontrado que el coeficiente de transferencia de calor, para la misma forma y velocidad del aire, era de 4 BTU/h pie² °F.

La concentración de naftaleno en el seno de la corriente de aire es despreciable. La difusividad del naftaleno en aire a 212 °F es de 0.32 pie²/h.

Calcular el coeficiente de transferencia de masa, así como el flujo de masa para el sistema.

$$\begin{aligned}
 p^{\circ}_{\text{naftaleno}(212^{\circ}\text{F})} &= 2.5 \text{ kPa} & \rho_{\text{aire}(212^{\circ}\text{F})} &= 0.0592 \text{ lb/pie}^3 \\
 \mu_{\text{aire}(212^{\circ}\text{F})} &= 1.469 \times 10^{-5} \text{ lb/pie s} & C_{p,\text{aire}(212^{\circ}\text{F})} &= 0.2412 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} \\
 k_{\text{aire}(212^{\circ}\text{F})} &= 0.182 \text{ BTU/h pie}^2 (\text{°F/pie})
 \end{aligned}$$

Solución:

A = Naftaleno

B = Aire

$$T = 672 \quad \text{°R}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \quad \text{atm} \\
 R &= 1.314 \quad \text{atm pie}^3/\text{lbmol K} \\
 M_{\text{naftaleno}} &= 128.851 \\
 M_{\text{aire}} &= 29
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{\text{aire}} &= 4 \quad \text{BTU/h pie}^2 \\
 D_{AB} &= 3.2000\text{E-}01 \quad \text{pie}^2/\text{h} \\
 p^{\circ}_{\text{naftaleno}} &= 2.5000 \quad \text{kPa} \\
 &= 0.0247 \quad \text{atm} \\
 \rho_{\text{aire}} &= 0.0592 \quad \text{lb/pie}^3 \\
 \mu_{\text{aire}} &= 1.4690\text{E-}05 \quad \text{lb/pie.s} \\
 &= 5.2884\text{E-}02 \quad \text{lb/pie.h} \\
 C_{p_{\text{aire}}} &= 0.2412 \quad \text{BTU/lb } ^{\circ}\text{F} \\
 k_{\text{aire}} &= 0.182 \quad \text{BTU/h pie}^2 (^{\circ}\text{F/pie})
 \end{aligned}$$

$$Sc = 2.7916 \qquad Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$Pr = 0.0701 \qquad Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$J_D = J_H$$

$$J_D = St_D Sc^{2/3} \qquad J_H = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D Sc^{2/3} = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D = \frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho v} \qquad St_H = \frac{h}{C_p v \rho}$$

$$\frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho v} Sc^{2/3} = \frac{h}{C_p v \rho} Pr^{2/3}$$

$$k_G = \frac{h}{C_p P_{BM} M_{AV}} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{2/3}$$



$$p_{A1} = 0.0247 \quad \text{atm}$$

$$p_{A2} = 0.0000 \quad \text{atm}$$

$$p_{B1} = 0.9753 \quad \text{atm}$$

$$p_{B2} = 1.0000 \quad \text{atm}$$

$$p_{BM} = 0.9876 \quad \text{atm}$$

$$y_{A1} = 0.0247$$

$$y_{A2} = 0$$

$$y_{B1} = 0.9753$$

$$y_{B2} = 1$$

$$M_1 = 31.4663$$

$$M_2 = 29$$

$$M_{AV} = 30.2332$$

$$k_G = \frac{h}{C_p P_{BM} M_{AV}} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{2/3}$$

$$k_G = 0.0476 \quad \text{lbmol/h pie}^2 \text{ atm}$$

$$N_A = k_G (p_{A1} - p_{A2})$$

$$N_A = 0.0012 \quad \text{lbmol/h pie}^2$$

5.5.3 Ejemplo 5.3

Una placa delgada de naftalina sólida se encuentra orientada en forma paralela a una corriente de aire que fluye a 30 m/s. El aire está a 310 K y 1.013×10^5 Pa de presión y la placa 300 K. Determine la rapidez de sublimación de la placa. La difusividad de la naftalina en aire a 273 K y

1.013×10^5 Pa es de $5.14 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ y la presión del vapor de la naftalina a 300 K es de 26 Pa.

$$\begin{aligned} \mu_{\text{aire}(310\text{K})} &= 1,893 \times 10^{-5} \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2 & C_{p(310\text{K})} &= 1,0074 \text{ kJ}/\text{kg} \cdot \text{K} \\ k_{(310\text{K})} &= 27,040 \times 10^{-3} \text{ w}/\text{m} \cdot \text{K} & \mu_{\text{aire}(300\text{K})} &= 1,846 \times 10^{-5} \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2 \\ C_{p(300\text{K})} &= 1,0074 \text{ kJ}/\text{kg} \cdot \text{K} & k_{(300\text{K})} &= 26,300 \times 10^{-3} \text{ w}/\text{m} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Solución:

A = Naftaleno
B = Aire

$$\begin{aligned} T &= 310 & \text{K} \\ T_m &= 305 & \text{K} \\ P &= 1.0130\text{E}+05 & \text{Pa} \\ R &= 8314 & \text{Pa m}^3/\text{kmol K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{aire}} &= 29 \\ M_{\text{naftaleno}} &= 128.851 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} p_{A1} &= 26.00000 & \text{Pa} \\ p_{A2} &= 0.00000 & \text{Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} v &= 30.00000 & \text{m/s} \\ L &= 1 & \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{aire}, 300\text{K}} &= 1.8460\text{E}-05 & \text{kg/m s} \\ \mu_{\text{aire}, 310\text{K}} &= 1.8930\text{E}-05 & \text{kg/m s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{p_{\text{aire}}, 300\text{K}} &= 1007.4 & \text{J/kg K} \\ C_{p_{\text{aire}}, 310\text{K}} &= 1007.4 & \text{J/kg K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k_{\text{aire}, 300\text{K}} &= 2.63\text{E}-02 & \text{w/m K} \\ k_{\text{aire}, 310\text{K}} &= 2.70\text{E}-02 & \text{w/m K} \end{aligned}$$

Handwritten signature

$$D_{AB1} = 5.1360E-06 \text{ m}^2/\text{s} \quad T1 = 273 \text{ K} \quad P1 = 1.0130E+05 \text{ Pa}$$

$$D_{AB} = 6.0650E-06 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1.1398 \text{ kg/m}^3 \quad \rho = \frac{PM_{\text{aire}}}{RT}$$

Movimiento del Fluido.- Flujo no confinado paralelo a placas planas.

$$\text{Rango .-} \quad Re_x = 5 \times 10^5 \text{ a } 3 \times 10^7$$

$$Pr = 0.7 \text{ a } 380$$

$$\text{Ecuación .-} \quad Nu = 0.037 Re_x^{0.8} Pr^{0.43} (Pr / Pr_i)^{1/4}$$

$$Sc = 2.7384 \quad Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$Re = 1.8063E+06 \quad Re = \frac{Lv\rho}{\mu}$$

$$Pr = 7.0525E-01 \quad Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$Pr_i = 7.0710E-01 \quad Pr_i = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$Nu = 3.2222E+03 \quad Nu = 0.037 Re_x^{0.8} Pr^{0.43} (Pr / Pr_i)^{1/4}$$

$$J_D = J_H$$

$$J_D = St_D Sc^{2/3} \quad J_H = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D Sc^{2/3} = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D = \frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho v}$$

$$St_H = \frac{Nu}{Re Pr}$$

Handwritten signature

$$\frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho v} Sc^{2/3} = \frac{Nu}{Re Pr} Pr^{2/3}$$

$$k_G = \frac{Nu \rho v}{P_{BM} M_{AV} Re Pr} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{2/3}$$

$$p_{B1} = 101274.0000 \text{ Pa}$$

$$p_{B2} = 101300.0000 \text{ Pa}$$

$$p_{BM} = 101286.9994 \text{ Pa}$$

$$y_{A1} = 0.0003$$

$$y_{A2} = 0.0000$$

$$y_{B1} = 0.9997$$

$$y_{B2} = 1.0000$$

$$M_1 = 29.0256 \text{ kg/kmol}$$

$$M_2 = 29 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{AV} = 29.0128$$

$$k_G = \frac{Nu \rho v}{P_{BM} M_{AV} Re Pr} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{2/3}$$

$$k_G = 1.1914E-08 \text{ kmol/s m}^2 \text{ Pa}$$

$$N_A = k_G (p_{A1} - p_{A2})$$

$$N_A = 3.0975E-07 \text{ kmol/s m}^2$$

Handwritten signature or initials.

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \quad \text{atm} \\
 R &= 1.314 \quad \text{atm pie}^3/\text{lbmol K} \\
 M_{\text{naftaleno}} &= 128.851 \\
 M_{\text{aire}} &= 29
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{\text{aire}} &= 4 \quad \text{BTU/h pie}^2 \\
 D_{AB} &= 3.2000\text{E-}01 \quad \text{pie}^2/\text{h} \\
 p^{\circ}_{\text{naftaleno}} &= 2.5000 \quad \text{kPa} \\
 &= 0.0247 \quad \text{atm} \\
 \rho_{\text{aire}} &= 0.0592 \quad \text{lb/pie}^3 \\
 \mu_{\text{aire}} &= 1.4690\text{E-}05 \quad \text{lb/pie.s} \\
 &= 5.2884\text{E-}02 \quad \text{lb/pie.h} \\
 C_{p_{\text{aire}}} &= 0.2412 \quad \text{BTU/lb } ^{\circ}\text{F} \\
 k_{\text{aire}} &= 0.182 \quad \text{BTU/h pie}^2 (^{\circ}\text{F/pie})
 \end{aligned}$$

$$Sc = 2.7916 \qquad Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

$$Pr = 0.0701 \qquad Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$\mathbf{J_D = J_H}$$

$$J_D = St_D Sc^{2/3} \qquad J_H = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D Sc^{2/3} = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D = \frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho v} \qquad St_H = \frac{h}{C_p v \rho}$$

$$\frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho v} Sc^{2/3} = \frac{h}{C_p v \rho} Pr^{2/3}$$

$$k_G = \frac{h}{C_p P_{BM} M_{AV}} \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{2/3}$$



5.5.4 Ejemplo 5.4

Fluye aire a 100 °F y 1 atm de presión sobre una bola de naftalina. Como la naftalina ejerce una presión de vapor de 5 mm Hg a 100 °F, se sublima, integrándose a la corriente de aire que pasa, la cual tiene una concentración despreciablemente pequeña de naftalina en la corriente global de aire. En las condiciones especificadas de flujo se encontró que el coeficiente de transferencia de calor era de 25 BTU/h pie² °F.

Las propiedades físicas a la temperatura de la película son:

Difusividad de la masa	0.37 pie ² /h
Viscosidad cinemática del aire	0.651 pie ² /h
Difusividad térmica del aire	0.92 pie ² /h
Densidad del aire	0.071 lb/pie ³
Capacidad calorífica del aire	0.24 BTU/lb °F
Conductividad térmica del aire	0.0156 BTU/h pie ² °F

Determine el flujo de masa de la naftalina.

Solución:

$$\begin{aligned} T &= 560 && \text{°R} \\ P &= 760 && \text{mm Hg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} p_A^o &= 5 && \text{mm Hg} \\ p_{A1} &= 5 && \text{mm Hg} \\ p_{A2} &= 0 && \text{mm Hg} \\ p_{B1} &= 755 && \text{mm Hg} \\ p_{B2} &= 760 && \text{mm Hg} \\ p_{BM} &= 757.49725 && \text{mm Hg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y_{A1} &= 0.00658 && \text{fm} \\ y_{A2} &= 0.00000 && \text{fm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_A &= 128 && \text{lb/lb mol} \\ M_B &= 29 && \text{lb/lb mol} \end{aligned}$$

$$M_{Av1} = 29.65132 \quad \text{lb/lb mol}$$

$$M_{Av2} = 29 \quad \text{lb/lb mol}$$

$$M_{Av} = 29.32566 \quad \text{lb/lb mol}$$

$$h = 25 \quad \text{BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$D_{AB} = 0.37 \quad \text{pie}^2/\text{h}$$

$$\alpha = 0.92 \quad \text{pie}^2/\text{h}$$

$$C_p = 0.24 \quad \text{BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\nu = 0.651 \quad \text{pie}^2/\text{h}$$

$$\rho = 0.071 \quad \text{lb/pie}^3$$

$$k = 0.0156 \quad \text{BTU/h pie } ^\circ\text{F}$$

$$J_D = St_D Sc^{2/3}$$

$$j_H = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D = \frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho \nu}$$

$$St_H = \frac{h}{C_p \nu \rho}$$

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}}$$

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha}$$

$$J_D = J_H$$

$$St_D Sc^{2/3} = St_H Pr^{2/3}$$

$$\frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{\rho \nu} \left(\frac{\nu}{D_{AB}} \right)^{2/3} = \frac{h}{C_p \nu \rho} \left(\frac{\nu}{\alpha} \right)^{2/3}$$

$$\frac{k_G P_{BM} M_{AV}}{1} \left(\frac{1}{D_{AB}} \right)^{2/3} = \frac{h}{C_p} \left(\frac{1}{\alpha} \right)^{2/3}$$

$$k_G = \frac{h}{C_p P_{BM} M_{AV}} \left(\frac{D_{AB}}{\alpha} \right)^{2/3}$$

$$k_G = 2.555E-03 \quad \text{lb mol/h pie}^2 \text{ mm Hg}$$

$$N_A = 1.277E-02 \quad \text{lb mol/h pie}^2$$

5.5.5 Ejemplo 5.5

Solución:

a) Analogía de Chilton - Colburn

$$J_D = J_H$$

$$J_D = St_D Sc^{2/3}$$

$$J_H = St_H Pr^{2/3}$$

$$St_D Sc^{2/3} = St_H Pr^{2/3}$$

$$\left(\frac{k_c}{v} \right) Sc^{2/3} = \left(\frac{h}{C_p v \rho} \right) Pr^{2/3}$$

$$h = k_c C_p \rho \frac{Sc^{2/3}}{Pr^{2/3}}$$

Handwritten signature or initials.

$$Nu = \frac{hl}{k}$$

$$Nu = \frac{k_c C_p \rho \frac{Sc^{2/3}}{Pr^{2/3}} L}{k}$$

$$\frac{k_c C_p \rho \frac{Sc^{2/3}}{Pr^{2/3}} L}{k} = 0.664 Re^{0.5} Pr^{1/3}$$

$$\left(\frac{k_c L}{D_{AB}} \right) \left(\frac{D_{AB} \rho}{\mu} \right) \left(\frac{\mu C_p}{k} \right) \frac{Sc^{2/3}}{Pr^{2/3}} = 0.664 Re^{0.5} Pr^{1/3}$$

$$(Sh) \frac{1}{(Sc)} (Pr) \frac{Sc^{2/3}}{Pr^{2/3}} = 0.664 Re^{0.5} Pr^{1/3}$$

$$Sh = 0.664 Re^{0.5} Sc^{1/3}$$

b)

$T =$	300	K
$P =$	100	kPa
$v =$	15	m/s
$\nu =$	1.50E-05	m ² /s
$D_{AB} =$	6.00E-06	m ² /s
$L =$	0.5	m
$A =$	0.5	m ²
$C_{Ai} =$	1.00E-05	kmol/m ³
$C_{AG} =$	0.00E+00	kmol/m ³

$$Re = \frac{vL}{\nu}$$

$$Re = 5.00E+05$$

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}}$$

$$Sc = 2.50E+00$$

$$Sh = 0.664 Re^{0.5} Sc^{1/3}$$

$$Sh = 6.37E+02$$

$$Sh = \frac{k_c L}{D_{AB}}$$

$$k_c = \frac{Sh D_{AB}}{L}$$

$$k_c = 7.65E-03 \text{ m/s}$$

$$N_A = k_c (C_{A_i} - C_{A_g})$$

$$N_A = 7.65E-08 \text{ kmol/m}^2 \text{ s}$$

$$N'_A = 3.82E-08 \text{ kmol/s}$$

Handwritten signature and scribbles.

V REFERENCIALES

- Basmadjian, D. (2007). *Mass Transfer and Separation Process Principles and Applications*. New York. CRC Press Taylor and Francis Group.
- Benítez, J. (2009). *Principles and Modern Applications of Mass Transfer Operations*. New Jersey. Ed. John Wiley & Sons. 2nd Ed.
- Bennett, C. y Myers, J. (1979). *Transferencia de Cantidad de Momento, Calor y Masa*. Barcelona. Editorial Reverté S.A.
- Bennett, C. y Myers, J. (1982). *Momentum, Heat and Mass Transfer*. USA. McGraw-Hill. 3rd. Ed.
- Bird, R. y Stewart, W. y Lighfoot, E. (2011). *Fenómenos de Transporte*. México, Ed. LIMUSA WILEY. Segunda Edición.
- Carrasco, L. (2005). *Transferencia de Cantidad de Movimiento, Calor y Masa*. Perú. Editorial San Marcos.
- Carrasco, L. (2011). *Fenómenos de Transporte, Aplicaciones con métodos numéricos*. Perú. Empresa editora MACRO.
- Coulson, J. y Richardson, J. (1987). *Ingeniería Química – Operaciones básicas*. Vol. 2 Barcelona. Editorial Reverté
- Crank, J. (2004). *The mathematics of diffusion*. New York. Oxford University Press. Segunda Edición. 2004.
- Dutta, B. (2009). *Principles of Mass Transfer and Separation Processes*. New Delhi. PHI Learning Private Limited.
- Fahien, R. (1983). *Fundamentals of Transport Phenomena*. USA. McGraw-Hill.
- Felder, R. y Rousseau, R. (2005). *Elementary Principles of Chemical Processes*. USA. John Willey & Sons. 3rd Ed.
- Geankoplis, Ch. (1998). *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*. México. Editorial C.E.C.S.A. Tercera edición.
- Geankoplis, Ch. (2009). *Procesos de Transporte y Principios de Procesos de Separación*. México. Grupo Editorial PATRIA. Cuarta Edición.

- Hines, A. y Maddox, R. (1985). *Mass Transfer: Fundamentals and Application*. New Jersey. Prentice Hall. Tercera edición.
- Hougen, O. y Watson, K. (2004). *Chemical Processes Principles*. USA. John Wiley and Sons & CBS Publishers.
- Incropera, F. y De Witt, D. (2007). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. USA. John Wiley and Sons. 6th Ed.
- King, C. (1980). *Separation processes*. New York. McGraw-Hill Book Co.
- Martínez De La Cuesta, P. y Rus Martínez, E. (2004). *Operaciones de Separación en Ingeniería Química, Métodos de Cálculo*. España. Pearson – Prentice Hall.
- McCabe, W. y Smith, J. y Harriott, P. (2001). *Unit Operations of Chemical Engineering*. USA. McGraw Hill Inc. 6th Ed.
- McCabe, W. y Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. México. Editorial Mc Graw Hill. Séptima Edición.
- Perry, R. y Chilton, C. (1982). *Chemical Engineers Handbook*. New York. Editorial McGraw-Hill. 5th Ed.
- Poling, B. y Prausnitz, J. y O'Connell, J. (2001). *The Properties of gases & Liquids*. New York. McGraw Hill. 5th Ed.
- Rangel, F. (2017). *Difusión Molecular en Fluidos*. Universidad Nacional del Callao.
- Rangel, F. (2009). *Transferencia de Masa I*. Universidad Nacional del Callao.
- Treybal, R. E. (2000). *Operaciones con Transferencia de Masa*. New York. McGraw-Hill Book Interamericana. Segunda edición.
- Wetly, J. y Otros. (1984). *Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa*. México: Editorial Limusa

VI APÉNDICES

6.1 Glosario de términos

A	área de sección transversal
C	concentración total
c_i	concentración del componente i
D	diámetro
D	difusividad
D°	difusividad para un soluto a dilución infinita
f	función
J	flux de difusión relativo a la velocidad molar promedio
k	constante de Boltzmann
k	conductividad térmica
k_c	coeficiente de transferencia de masa
k_G	coeficiente de transferencia de masa
k_x	coeficiente de transferencia de masa
k_y	coeficiente de transferencia de masa
L	longitud
\ln	logaritmo natural
M	peso molecular
n	número de moles
N	flux molar relativo a una superficie fija
p°	presión de vapora
p	presión parcial
P	presión total
Pe	número de Péclet
Pr	número de Prandtl
r	separación molecular en el choque
R	constante universal de los gases

Re	número de Reynolds
S	área sección transversal
Sc	número de Schmidt
Sh	número de Sheewood
St	número de Stanton
T	temperatura absoluta
T_b	punto de ebullición normal
u	velocidad lineal
v	volumen molar líquido
V	volumen
x	(sin subíndice) distancia en la dirección x
x_i	concentración en fracción mol del componente i en un líquido
y	(sin subíndice) distancia en la dirección y
y_i	concentración en fracción mol del componente i en un gas
z	distancia en la dirección z
α	difusividad térmica
μ	viscosidad
ν	viscosidad cinemática o difusividad de la cantidad de movimiento
ρ	densidad
λ	calor latente molar de vaporización

20/12



VII ANEXOS

JPL
R

ANEXO N° 1
CONSTANTE UNIVERSAL DE LOS GASES

Valor	8.314 472	J/mol·K
Incertidumbre estándar	0.000 015	J/mol·K
Incertidumbre estándar relativa	1.7×10^{-6}	
Notación concisa	8.314 472(15)	J/mol·K

R =	8.314472	J/mol·K kJ/kmol·K Pa·m ³ /mol·K kPa·m ³ /kmol·K MPa·cm ³ /mol·K
	8.314×10^{-5}	bar·m ³ /mol·K
	83.14	bar·cm ³ /mol·K
	0.08314	bar·L/mol·K bar·m ³ /kmol·K
	82.057	atm·cm ³ /mol·K atm·L/kmol·K
	0.082057	atm·L/mol·K atm·m ³ /kmol·K
	8.314×10^7	erg/mol·K
	1.9872	cal/mol·K kcal/kmol·K BTU/lbmol·R U.C.C./lbmol·R
	0.062361	mmHg·m ³ /mol·K
	62.364	mmHg·L/mol·K Torr·L/mol·K
	62364	mmHg·cm ³ /mol·K Torr·cm ³ /mol·K
	0.08478	(kg/cm ³)·L/mol·K
	1.314	atm·pie ³ /lbmol·K
	998.9	mmHg·pie ³ /lbmol·K Torr·pie ³ /lbmol·K
	555.0	mmHg·pie ³ /lbmol·R Torr·pie ³ /lbmol·R
	0.0007805	HP·h/lbmol·R
	0.0005819	kW·h/lbmol·R
	0.73024	atm·pie ³ /lbmol·R
	21.85	pieHg·pie ³ /lbmol·R
	10.731	psia·pie ³ /lbmol·R (lb/pie ³)·pie ³ /lbmol·R
1545.35	(lb/pie ³)·pie ³ /lbmol·R lb·pie/lbmol·R	

REFERENCIAS
The NIST Reference on Constants, Units, and Uncertainty (<http://physics.nist.gov/cgi-bin/cuu/Value?r>)
Wikipedia, "Gas constant" (http://en.wikipedia.org/wiki/Gas_constant)

APES304-4 - 03/09/27

Handwritten signature

ANEXO N° 2

VALORES EXPERIMENTALES DE DIFUSIVIDADES DE GASES A 1.013

BAR

Gas pair A-B	Temperature (K)	$D_{AB} \times 10^5$ (m ² /s)	Gas pair A-B	Temperature (K)	$D_{AB} \times 10^5$ (m ² /s)
Air-CH ₄	273	1.96	Air-C ₂ H ₅ OH	273	1.02
Air-CO ₂	276.2	1.42	Air-H ₂	273	6.11
Air-H ₂ O	298.2	2.6	Air-O ₂	273	1.775
Air-Benzene	298.2	0.9	Air-NH ₃	333	2.53
Air-n-Butanol	299.1	0.87	CH ₄ -Ar	298	2.02
CH ₄ -He	298	6.75	CH ₄ -H ₂	298	7.26
CO-N ₂	295.8	2.12	CO-H ₂	295.6	7.43
CO ₂ -H ₂	298	6.46	CO ₂ -N ₂	298.2	1.65
CO ₂ -O ₂	273	1.39	CO ₂ -CO	273	1.37
CO ₂ -H ₂ O	307.5	2.02	H ₂ -N ₂	297.2	7.73
H ₂ -N ₂	297	7.79	H ₂ -O ₂	273.2	6.97
H ₂ -He	298.2	11.32	H ₂ -SO ₂	285.5	5.25
H ₂ -H ₂ O	307.1	9.15	H ₂ -NH ₃	298	7.83
N ₂ -SO ₂	263	1.04	O ₂ -H ₂ O	308.1	2.82
O ₂ -CO	273	1.85	He-H ₂ O	298.2	9.08
He-Benzene	298.2	3.84	Ar-NH ₃	295.1	2.32



ANEXO N° 3

DIFUSIVIDADES EN FASE LÍQUIDA DE COMPUESTOS SELECTOS A
DILUCIÓN INFINITA A 25 °C

Solute	Solvent	$D_{AB}^0 \times 10^{-9} \text{ (m}^2\text{/s)}$	Solute	Solvent	$D_{AB}^0 \times 10^{-9} \text{ (m}^2\text{/s)}$
Carbon dioxide	Water	1.92	Benzoic acid	Water	1.00
Chlorine	Water	1.25	Acetone	Water	1.16
Nitric oxide	Water	2.60	Acetone	Chloroform	2.35
Oxygen	Water	2.10	Benzene	Chloroform	2.89
Ammonia	Water	1.64	Acetic acid	Benzene	2.09
Hydrogen sulphide	Water	1.41	Benzoic acid	Benzene	1.38
Sulphuric acid	Water	1.73	Water	Acetone	4.56
Nitric acid	Water	2.60	Benzene	Ethyl alcohol	1.81
Methanol	Water	1.6	Iodine	Ethyl alcohol	1.32
Ethanol	Water	1.28	Water	Ethyl alcohol	1.24
Formic acid	Water	1.50	Water	n-Butyl alcohol	0.988
Acetic acid	Water	1.21	Water	Ethyl acetate	3.20

ML