

20
20



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA
Y CALOR EN REACTORES CATALITICOS

(TRABAJO MONOGRAFICO DE ACTUALIZACION)
PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
MARIA DEL ROCIO CASTRO GARCIA



MEXICO, D.F.



1990



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE.

| | PAG. |
|---|------|
| INTRODUCCION..... | 3 |
| I. GENERALIDADES..... | 5 |
| -Ecuación general de transporte molecular..... | 6 |
| -Ecuación general de transporte turbulento..... | 11 |
| -Coeficientes de transferencia..... | 14 |
| -Régimen molecular..... | 14 |
| --Transporte de masa..... | 14 |
| --Transporte de calor..... | 17 |
| -Régimen turbulento..... | 19 |
| --Transporte de masa..... | 19 |
| --Transporte de calor..... | 20 |
| II. ANALISIS DIMENSIONAL PARA LA OBTENCIÓN DE CORRELACIONES DE PROPIEDADES DE TRANSPORTE DE MASA Y CALOR..... | 21 |
| -Grupos adimensionales independientes..... | 25 |
| -Variables relevantes..... | 27 |
| -Análisis dimensional en la transferencia de masa..... | 28 |
| -Análisis dimensional en la transferencia de calor..... | 32 |
| -Formulación de correlaciones..... | 35 |
| -Experimentación y estimación de parámetros..... | 36 |

| | |
|---|----|
| III. CORRELACIONES REPORTADAS EN LA BIBLIOGRAFIA..... | 38 |
| -Correlaciones para calor | |
| --Lechos fluidizados..... | 40 |
| ---Esferas y cilindros..... | 40 |
| ---Esferas..... | 41 |
| ---Otra geometría..... | 42 |
| --Lechos fijos y fluidizados..... | 44 |
| ---Esferas..... | 44 |
| ---Otra geometría..... | 44 |
| -Correlaciones para masa | |
| --Lechos fluidizados..... | 46 |
| ---Esferas..... | 46 |
| ---Otra geometría..... | 47 |
| --Lechos fijos..... | 50 |
| ---Esferas..... | 50 |
| ---Otra geometría..... | 52 |
| --Lechos fijos y fluidizados..... | 53 |
| ---Esferas..... | 53 |
| ---Otra geometría..... | 54 |
| -Observaciones para las correlaciones de calor..... | 56 |
| - Observaciones para las correlaciones de masa..... | 63 |
| IV. COMPARACION ENTRE LAS CORRELACIONES REPORTADAS..... | 74 |
| V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... | 90 |

INTRODUCCION

Cuando se piensa en el amoníaco, el hule, el "cracking" del petróleo, etc. no se puede evitar el pensar en su obtención, la cual se lleva a cabo por reacciones catalizadas, y éstas a su vez se desarrollan en reactores químicos.

El reactor químico es un elemento fundamental en cualquier proceso de transformación y su diseño de ninguna manera es una cuestión de rutina, ya que para un mismo proceso se pueden proponer diferentes formas y tamaños. Para el diseño de un reactor, se ha de disponer de información suficiente, conocimientos y experiencia en los campos de la termodinámica, cinética química, transporte de calor, transporte de masa y conceptos de economía, por lo que el cálculo de un reactor es una integración de los conocimientos anteriores, que son los básicos en el campo de la Ingeniería.

El estudio de los reactores químicos es un tema que se ha revisado exhaustivamente; sin embargo aún no se cuenta con un procedimiento general para la evaluación de los fenómenos de transporte que se llevan a cabo en su interior, debido a la alta complejidad que presentan.

Usualmente se generan modelos en los que se trata de identificar el fenómeno clave en el sistema y entonces así se puede desarrollar un experimento que sería el estudio analítico del fenómeno; esto se hace con el fin de obtener una relación entre las variables claves. Los datos experimentales que se obtienen, se usan para verificar los modelos matemáticos que ya se tuvieran.

La relación que se obtiene de las variables y que representa un fenómeno recibe el nombre de correlación. Estas correlaciones se dan en función de grupos adimensionales o de variables solas.

La formulación de correlaciones es muy antigua, pero no por eso deja de ser efectiva, es por esta razón que se sigue investigando y reportando en la literatura especializada los últimos adelantos acerca de este tema.

Experimentalmente los reactores de lecho fijo y fluidizado han sido los más estudiados, por lo que la información acerca de las correlaciones que para ellos se dispone, es abundante en comparación con los otros tipos de reactores.

Lo que aquí se pretende, es dar una guía actualizada de las últimas correlaciones que se han reportado para reactores de lecho fijo y/o fluidizado y comentar la mejor manera de utilizarlas.

I GENERALIDADES

Es muy importante conocer los principios de los fenómenos de transporte, ya que son indispensables en el diseño del equipo que se utiliza en la Ingeniería Química; casi todas las operaciones unitarias tienen intrínseco algún tipo de propiedad de transporte, ya sea de masa, calor o momentum, este transporte puede darse dentro de una misma fase o entre varias.

Los mecanismos fundamentales de transporte de masa y calor están estrechamente relacionados. Las ecuaciones de velocidad para estos sistemas, tienen la misma forma, esto es:

$$\text{velocidad de un proceso de transferencia} = \frac{\text{fuerza impulsora}}{\text{resistencia}}$$

y bajo ciertas condiciones los mecanismos son idénticos.

Existen dos tipos de mecanismos de transporte:

1.- el transporte molecular, que depende del movimiento de las moléculas y puede efectuarse en sólidos, en líquidos y en gases, no importando que el transporte sea de masa, calor o alguna otra propiedad. El transporte de masa recibe el nombre de difusión molecular y al de calor se le designa conducción.

2.- El transporte turbulento se origina por el movimiento desordenado de grandes grupos o paquetes de moléculas; estos grupos reciben el nombre de remolinos. En éstos existe material disuelto, de tal manera que contribuyen apreciablemente en un proceso de transferencia.

ECUACION GENERAL DE TRANSPORTE MOLECULAR

Para poder llegar a esta ecuación se debe considerar un modelo sencillo de un gas, y aunque la ecuación resultante se aplica estrictamente al modelo gaseoso, se puede extrapolar a gases reales, líquidos e incluso sólidos.

El modelo considerado es el que utiliza la teoría cinética de los gases (simplificada), la cual postula lo siguiente:

- 1.- El gas está conformado por moléculas perfectamente esféricas de diámetro σ .
- 2.- No existe ningún tipo de fuerzas entre las moléculas.
- 3.- El volumen que ocupa cada molécula es insignificante comparado con el volumen intermolecular.
- 4.- Los choques moleculares son perfectamente elásticos.
- 5.- Cada molécula se mueve al azar con una velocidad media (\bar{c}) en una dirección errática.
- 6.- Cada molécula se mueve una distancia (l) antes de chocar con otra molécula, esta distancia recibe el nombre de trayectoria libre promedio.
- 7.- El tiempo que tarda una molécula en recorrer una distancia (l) con una velocidad (\bar{c}), recibe el nombre de tiempo promedio entre choques ($\bar{\theta}$) y se define como:
$$\bar{\theta} = l / \bar{c}.$$
- 8.- El número de moléculas es tan grande que se pueden aplicar los valores promedios estadísticos de las

propiedades, para describir a las moléculas.

Considérense las moléculas que se encuentran en un elemento de volumen del gas modelo, este elemento se puede apreciar en la figura No. 1; debido a que tienen movimiento errático, las moléculas se mueven en todas las direcciones posibles, sin embargo con el fin de facilitar la situación, supóngase que sólo se pueden mover en direcciones paralelas a los ejes X, Y y Z.

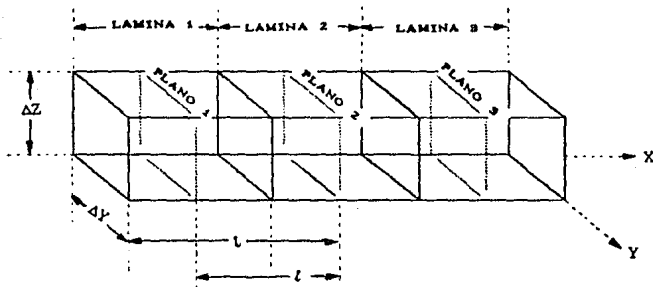


Figura No. 1

Elemento de volumen del gas modelo

1/6 de las moléculas totales se moverán en un instante dado en dirección +X, otro 1/6 en dirección +Y, otro en +Z y así sucesivamente; aunque en esta deducción, sólo se visualizarán las que se mueven en las direcciones +X y -X. Grupos pequeños de moléculas tendrán asociados, ciertas propiedades de ellas.

Se tienen tres planos separados a una distancia (l) uno de otro, estos planos tienen un área $\Delta Y \Delta Z$, también hay tres láminas de espesor (l) y a la mitad de cada una se encuentra un plano. La concentración de propiedad transferente se definirá para un volumen dado de moléculas y no para una sola, con esto se quiere decir lo siguiente:

$$\Gamma = \left\{ \begin{array}{l} \text{concentración de la propiedad que se} \\ \text{va a transferir, en dimensiones de} \\ \text{cantidad de la propiedad transferente} \\ \text{por unidad de volumen gaseoso.} \end{array} \right.$$

Todas las propiedades del gas son uniformes dentro de cada lámina, por lo tanto, es posible considerar el transporte de lámina en lámina equivalente al transporte de plano en plano. La concentración de la lámina 2 se puede relacionar con la concentración de la lámina 1, de acuerdo a:

$$\Gamma_1 = \Gamma_2 + \frac{d\Gamma}{dx} (-l) \quad (1.1)$$

donde:

$$\frac{d\Gamma}{dx} = \text{incremento de la concentración con la distancia } l \text{ en la dirección } +x.$$

- l = distancia del plano 2 al plano 1.

Análogamente:

$$\Gamma_3 = \Gamma_2 + \frac{d\Gamma}{dx} \quad (1)$$

En un tiempo $\bar{\theta}$, 1/6 de las moléculas de la lámina 3 se moverán una distancia l para ocupar exactamente el volumen de la lámina 2, de la misma manera 1/6 de las moléculas de la lámina 2 se moverá hacia la lámina 1, y otro 1/6 se moverá hacia la lámina 3. Si las moléculas se mueven, la propiedad que tienen asociada se moverá con ellas. La cantidad de propiedad en una lámina es la concentración de la propiedad por el volumen de la lámina; así para la lámina 1, se tiene: $\Gamma_1 \Delta Y \Delta Z l$, para la lámina 2 será: $\Gamma_2 \Delta Y \Delta Z l$ y así sucesivamente.

El flujo de propiedad de transporte ψ se puede definir como: la velocidad de transporte de una propiedad por unidad de área de transporte, así que si $\bar{\theta}$ es el tiempo que tarda en transferirse 1/6 de la cantidad de propiedad ($\Gamma_1 \Delta Y \Delta Z l$) del plano 1 al plano 2, el flujo es:

$$\psi_{(1-2)} = \frac{1 \Gamma_1 \Delta Y \Delta Z l}{6 \bar{\theta} \Delta Y \Delta Z} = \frac{\Gamma_1 l}{6 \bar{\theta}} \quad (1.2)$$

Similarmente, el flujo del plano 3 al plano 2 es:

$$\psi_{(3-2)} = - \frac{\Gamma_3 l}{6 \bar{\theta}}$$

donde el signo (-) indica que se mueve en la dirección (-X); el valor numérico de este flujo es negativo.

El flujo neto en la dirección +X entre dos planos, supóngase los planos 1 y 2, es la suma algebraica del flujo existente en la dirección -X y el de la dirección +X; ya que el flujo es siempre positivo en +X, se tiene:

$$\psi_{(\text{neto } 1-2)} = \psi_{(1-2)} + \psi_{(2-1)} = \frac{1}{6} \frac{l}{\theta} \left[\Gamma_1 - \Gamma_2 \right] \quad (1.3)$$

sustituyendo (1.1) en (1.3), obtenemos la ecuación (1.4)

$$\begin{aligned} \psi_{(\text{neto } 1-2)} &= \frac{1}{6} \frac{l}{\theta} \left[\Gamma_2 + \frac{d\Gamma}{dx} (-l) - \Gamma_2 \right] \\ &= - \frac{1}{6} \frac{l^2}{\theta} \frac{d\Gamma}{dx} \end{aligned} \quad (1.4)$$

para el flujo neto entre el plano 2 y el plano 3, se obtiene la siguiente expresión:

$$\psi_{(\text{neto } 2-3)} = - \frac{1}{6} \frac{l^2}{\theta} \left(\frac{d\Gamma}{dx} \right) \quad (1.5)$$

Como se puede apreciar en las ecuaciones (1.4) y (1.5), lo que sucede en el plano 2 es que el flujo hacia el plano es igual al flujo que sale de él, esto es, que no hay acumulación de propiedad con el tiempo, a esto se le llama un estado estable, y es sumamente importante, ya que se pueden aplicar las ecuaciones anteriores a cualquier valor de X, por lo tanto:

$$\psi_{\text{neto}} = - \frac{1}{6} \frac{l^2}{\theta} \frac{d\Gamma}{dx} \quad (1.6)$$

si $l = \bar{c}\bar{\theta}$, la ecuación anterior se transforma en:

$$\psi_{\text{neto}} = - \frac{1}{6} \bar{l}\bar{c} \frac{d\Gamma}{dx} \quad (1.7)$$

que es finalmente la ecuación general de transporte molecular.

Cabe mencionar que la ecuación (1.7) sirve tanto para el transporte de masa y calor como para cualquier otra propiedad transferible, por ejemplo: momentum.

ECUACION GENERAL DE TRANSPORTE TURBULENTO

En vista de que el transporte turbulento es más complicado que el molecular, no bastará una sola ecuación para describirlo, sino que es necesario combinar la teoría con la parte experimental para obtener una idea clara de lo que es la turbulencia.

Los remolinos de los que se ha hablado anteriormente, son sumamente importantes, ya que es a través de ellos que se lleva a cabo la transferencia, pues sirven como medio para un mezclado.

Supóngase una frontera en una pared del equipo, que es capaz de proporcionar masa o partículas de soluto a un fluido en movimiento. Si la concentración de propiedad transferente en la pared es muy

grande en comparación con el resto del fluido, tendrá lugar un gradiente de propiedad y en consecuencia se establecerá la transferencia de propiedad.

La figura No. 2 nos muestra los gradientes de concentración en varias secciones de la corriente del fluido, una vez que se ha llegado a una operación estable.

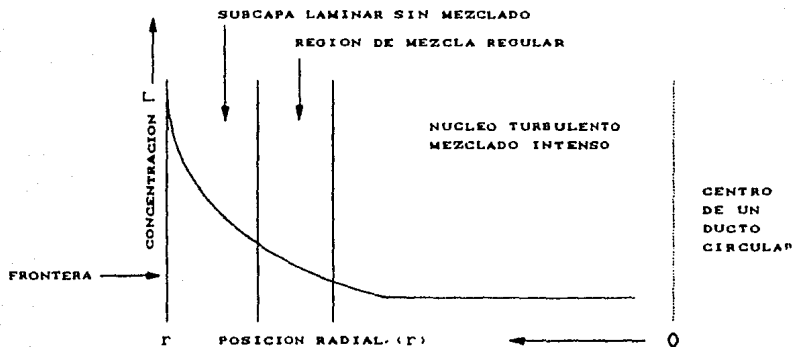


Figura No. 2

Esquema de gradientes de concentración.

1.- Tenemos una capa laminar, donde el gradiente es bastante considerable, a través de esta capa se lleva a cabo la transferencia molecular que va a depender del gradiente y la

difusividad molecular.

2.- Se ha llegado a una región intermedia, donde el gradiente es considerablemente menor que el anterior; sin embargo, el movimiento de los remolinos tiende a llevar algo de la propiedad transferente al núcleo turbulento y regresar parte del fluido que posee una menor concentración de la propiedad. También se lleva a cabo la transferencia por el mecanismo molecular, aunque en un menor grado.

3.- La etapa siguiente corresponde al llamado núcleo turbulento, en donde debido a la rapidez con que se mueven los remolinos, se impide la formación de gradientes, en consecuencia, el transporte molecular es mínimo y la mayor parte de la transferencia se presentará por mezclado.

Tomando como base la ecuación general de transporte molecular, y considerando la difusividad de los remolinos, obtenemos una ecuación para el transporte en régimen turbulento, esta ecuación es:

$$\psi = - (\delta + E) \frac{d\Gamma}{dx} \quad (1.8)$$

donde:

E = difusividad de los remolinos de la propiedad transferente.

δ = difusividad de transporte generalizado.

Como en el caso del régimen molecular esta ecuación es aplicable al transporte de masa, calor, momentum, etc.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA

Por regla general cuando se tiene un sistema de transferencia hay aportación de los dos tipos de transporte (molecular y turbulento) en diferentes proporciones, por lo que es imposible diferenciar cuanto se debe a uno y cuanto a otro; es aquí cuando se originan los coeficientes de transferencia, que reúnen la aportación de cada tipo de transporte.

Lo que se obtiene es un coeficiente promedio, de tal forma que si se tiene un régimen laminar o uno turbulento tiende a tener menos importancia. Es parte esencial el evaluar la transferencia de masa y/o calor con este tipo de coeficientes, ya que con ello se pueden obtener las velocidades de transferencia, en este caso entre el fluido global y la superficie catalítica.

TRANSPORTE DE MASA

REGIMEN MOLECULAR

Si se tiene una mezcla de dos diferentes clases de gases tiene lugar el transporte de masa, ya que la concentración de la fase gaseosa no es homogénea, por lo que tiende a homogenizarse.

Supóngase el elemento volumen representado en la figura 1, este elemento contiene dos especies de gas, el gas α y el gas β . De acuerdo a los postulados del modelo original, todas las moléculas

son del mismo tamaño, tienen la misma velocidad y se mueven siguiendo una dirección errática.

Si se encontrasen presentes más moléculas del gas α en un volumen dado, estas moléculas se desplazarían, con su movimiento errático, a la parte donde hubiera una menor concentración de éstas.

Haciendo una analogía con la ecuación general de transporte molecular, se puede llegar a una ecuación que represente el fenómeno de transferencia de masa, siendo ésta:

$$\left[N_{\alpha} \right]_{\text{neto}} = - \frac{1}{6} \bar{c} \frac{dC_{\alpha}}{dx} \quad (1.9)$$

donde:

N_{α} = flux neto en el estado estable.

C_{α} = concentración del gas α .

Ahora bien, el término $1/6 \bar{c}$ para la transferencia de masa recibe el nombre de difusividad \mathcal{D} , y puede calcularse por medio de ecuaciones empíricas para gases y líquidos. Si se introduce este concepto en la ecuación (1.9), se obtiene:

$$\left[N_{\alpha} \right] = -\mathcal{D} \frac{dC_{\alpha}}{dx} \quad (1.10)$$

Similarmente lo que sucede con el gas α , sucede con el gas b , así la ecuación correspondiente a b es:

$$\left[N_b \right] = - D \frac{dC_b}{dx} \quad (1.11)$$

Si se quisiera la ecuación de transporte de masa en función de las presiones parciales, se puede introducir el concepto de la ley de los gases ideales, donde: $\rho_a V = n_a RT$; si $C_a = n_a/V$ entonces: $C_a = n_a/V = \rho_a/RT$, sustituyendo este concepto en la ecuación (1.10):

$$N_a = - \frac{D}{RT} \frac{d\rho_a}{dx} \quad (1.12)$$

donde:

R = constante de los gases.

T = temperatura absoluta.

ρ_a = presión parcial del gas α .

Esta es la ecuación para la transferencia de masa en un régimen molecular.

TRANSPORTE DE CALOR

REGIMEN MOLECULAR

La energía térmica es la parte de la energía interna de una molécula que puede transferirse debido a un gradiente de temperatura. Se le llama calor a la porción de esa energía térmica que realmente se transfiere.

La temperatura es la medida de esa energía térmica; si tenemos una temperatura muy alta, ésta nos indica que la concentración de energía térmica es muy grande. El calor siempre es transportado de la región de más alta temperatura a la más baja, esto se consigue mediante el movimiento molecular errático de aquellas moléculas que poseen una mayor energía térmica y emigran hacia una región que posea una menor energía.

Supóngase que existe un gradiente de temperatura constante en el elemento volumen de la figura No. 1. La concentración de energía térmica de cada lámina de gas es $(\rho C_p T)$, en donde: ρ = densidad, C_p = calor específico y T = temperatura del gas. La trayectoria libre promedio y la velocidad promedio de las moléculas se ven afectadas por la temperatura; así, las concentraciones de propiedad, en este caso la energía térmica, se puede interrelacionar similarmente tal como se trabajó con la ecuación (1.1):

$$(\rho C_p T)_1 = (\rho C_p T)_2 + \frac{d(\rho C_p T)}{dx} (-l) \quad (1.13)$$

$$(\rho C_p T)_3 = (\rho C_p T)_2 + \frac{d(\rho C_p T)}{dx} (l) \quad (1)$$

El flux de calor representado por $\frac{q}{A}$ donde q = velocidad de transporte de energía térmica y A = área de transporte que va de la lámina 1 a la 2, por analogía con la ecuación (1.2) es:

$$\left[\frac{q}{A} \right]_{(1-2)} = \frac{1}{\delta} \frac{(\rho C_p T)_1 \Delta Y \Delta Z l}{\theta \Delta Y \Delta Z} = \frac{(\rho C_p T)_1 l}{\delta \theta} \quad (1.14)$$

el flux de calor del plano 3 al plano 2 es:

$$\left[\frac{q}{A} \right]_{(3-2)} = - \frac{(\rho C_p T)_3 l}{\delta \theta} \quad (1.15)$$

Haciendo una derivación similar a la que se realizó para obtener la ecuación (1.7), obtenemos la ecuación que representa el fenómeno de transferencia de calor:

$$\left[\frac{q}{A} \right]_{\text{neto}} = - \frac{1}{\delta} l \bar{c} \frac{d(\rho C_p T)}{dx} \quad (1.16)$$

Así como en la transferencia de masa, la \mathcal{D} representa el término $\frac{1}{\delta} l \bar{c}$ para los gases modelos, el término que corresponde a la transferencia de calor, es la difusividad térmica α , y tanto la \mathcal{D} como la α pueden ser evaluadas experimentalmente.

Si se considera que (ρC_p) es una constante e introducimos la difusividad térmica en la ecuación (1.16), se obtiene:

$$\frac{q}{A} = - \alpha \rho C_p \frac{dT}{dx} = - K \frac{dT}{dx} \quad (1.17)$$

donde:

K = conductividad térmica = $\alpha \rho C_p$.

$\frac{dT}{dx}$ = gradiente de temperatura.

α = difusividad térmica.

TRANSPORTE DE MASA REGIMEN TURBULENTO

Si se toma la ecuación (1.8), que representa el transporte en un régimen turbulento, y se extrapola para el caso del transporte de masa se convierte en :

$$\left[N_a \right] = - (D + E_N) \frac{dC_a}{dx} \quad (1.18)$$

donde:

N_a = flux másico.

D = difusividad de masa.

E_N = difusividad de los remolinos para el caso de transporte de masa.

TRANSPORTE DE CALOR

REGIMEN TURBULENTO

La transferencia de calor en un régimen turbulento tiene como base los mismos principios de la transferencia de masa, así que similarmente a la ecuación (1.8), se tiene:

$$\left[\frac{q}{A} \right]_t = - (\alpha + E_q) \frac{d(\rho C_p T)}{dx} \quad (1.19)$$

ya que el producto (ρC_p) es una constante:

$$\left[\frac{q}{A} \right] = - (K + \rho C_p E_q) \frac{dT}{dx} \quad (1.20)$$

la cual representa el transporte de calor en un régimen turbulento.

II. ANALISIS DIMENSIONAL PARA LA OBTENCION DE CORRELACIONES DE PROPIEDADES DE TRANSPORTE DE MASA Y CALOR

En el capítulo anterior, se presentaron las ecuaciones que representan los fenómenos de transporte, tanto en flujo laminar como en flujo turbulento. Ahora se trata de dar una idea de como los investigadores formulan las correlaciones que después reportan en la literatura.

Con el Análisis Dimensional se llega a formular una relación de las variables involucradas en un fenómeno: una vez obtenida la relación, con los datos que se originaron del experimento realizado, se pueden evaluar sus parámetros.

En este capítulo, se describirá el Análisis Dimensional, como se obtienen las correlaciones a partir de él y como se puede planear o diseñar un experimento para la evaluación de los parámetros.

El Análisis Dimensional es un método matemático que es capaz de correlacionar diversas variables características de un fenómeno en una ecuación representativa de dicho fenómeno, también es factible que proporcione alguna información sobre éste. El Análisis Dimensional parte de la premisa de que todo fenómeno físico puede describirse por una sola ecuación dimensionalmente correcta. (8)

Las ecuaciones resultantes no pueden ser resueltas numéricamente, ya que sólo se trata de dimensiones, sin embargo debido a su combinación, pueden establecer la influencia relativa que tiene cada una de las variables.

Uno de los aspectos más útiles del Análisis Dimensional es la posibilidad que proporciona de formular correlaciones entre las variables cuando la información de un fenómeno es incompleta. (2)

Cuando se aplica el Análisis Dimensional a un problema dado, la utilidad se encuentra en la reducción del número de variables. La pregunta obvia es, qué ventaja representa ésto? La respuesta es simple si se considera que una reducción del número de variables en un problema, amplifica la información que se obtiene a partir de pocos experimentos.

Para poder hacer uso del Análisis Dimensional, es necesario conocer las variables relevantes que están involucradas en el fenómeno. Si las variables que se introducen, no afectan al fenómeno, en la ecuación final aparecerán muchos términos. Si las variables omitidas tienen una influencia lógica en el fenómeno, puede llegarse a un resultado erróneo o incompleto. La siguiente pregunta obvia es, cómo se sabe que cierta variable afecta a un fenómeno? La respuesta ya no es tan simple, pues se debe tener un amplio conocimiento para saber cómo y cuáles son las variables que influyen en el fenómeno, aplicar el Análisis Dimensional y formular una teoría acerca del mecanismo del fenómeno. Por más simple que sea la teoría, usualmente se descubre la acción de las variables más importantes.

Ya que se han descrito las cualidades del Análisis Dimensional, justo es mencionar sus desventajas. Sus limitaciones son :

- 1.- No indica las variables a considerar.
- 2.- No informa la naturaleza del fenómeno.

Para determinar el número de grupos adimensionales independientes requeridos para obtener una relación que describa el fenómeno, podemos utilizar los siguientes teoremas:

- 1.- Teorema π o de Buckingham.
- 2.- Teorema Raleigh.

El teorema de Buckingham es una de las pruebas matemáticas más importantes en lo que se refiere al Análisis Dimensional. Una muy buena regla de dedo que se sigue cuando se utiliza este teorema es que:

"el número de grupos adimensionales a obtener es igual a la diferencia entre el número de variables y el número de dimensiones usadas para expresarlas"

sin embargo esta regla no es infalible.

Si se quisiera tener el número de grupos adimensionales que se pueden obtener a través del Análisis, y no se quisiera utilizar la regla de dedo, existe una justificación algebraica. Para poder hacer uso de ella, es conveniente realizar un arreglo de variables y dimensiones, de tal forma que se obtenga lo que en matemáticas se llama matriz; en este caso se llamará Matriz Dimensional.

"Si una matriz contiene un determinante diferente de cero, de orden r , y si los demás determinantes de orden mayor que r que contiene la matriz, son cero, el rango de la matriz es r ".(8)

En el Análisis Dimensional la importancia del concepto de rango de matriz radica en el siguiente teorema que nos da el número de grupos adimensionales a obtener:

"El número de grupos adimensionales a obtener de un conjunto de variables dadas, es igual al número de variables menos el rango de su matriz dimensional".

Antes de Buckingham, Lord Rayleigh ya se había dedicado al estudio del Análisis Dimensional, su método aunque difiere un tanto al de Buckingham, arroja los mismos resultados.

GRUPOS ADIMENSIONALES INDEPENDIENTES.

Una vez que se ha descrito como se obtienen los grupos dimensionales, es conveniente hacer un listado de los grupos que con mayor frecuencia se utilizan, y lo que representan: (58)

| <u>GRUPO</u> | <u>FORMULA</u> | <u>CANTIDAD REPRESENTADA</u> |
|---------------------------------|--------------------------------------|--|
| -Número de Reynolds, N_{Re} | $\frac{D v \rho}{\mu}$ | <u>fuerza inercial</u> <u>fuerza viscosa</u> |
| -Número de Froude, N_{Fr} | $\frac{v^2}{g D}$ | <u>fuerza inercial</u> <u>fuerza gravitacional</u> |
| -Número de Sherwood, N_{Sh} | $\frac{k D}{D}$ | <u>transferencia de masa</u> <u>difusividad molecular</u> |
| -Número de Schmidt, N_{Sc} | $\frac{\mu}{\rho D}$ | <u>difusividad de momentum</u> <u>difusividad</u> |
| -Número de Arquímedes, N_{Ar} | $\frac{g D^3 \Delta \rho}{v^2 \rho}$ | <u>inercial gravitacional</u> <u>viscosa</u> |
| -Número de Stanton, N_{St} | $\frac{k}{v}$ | <u>transferencia de masa</u> <u>velocidad</u> |
| -Número de Peclet, N_{Pe} | $\frac{v D}{D}$ | <u>transferencia por conjunto</u> <u>transferencia por conducción</u> |

| | | |
|---|---|---|
| -Factor de Chilton- Colburn, para masa. J_D | $\frac{k}{v} \left[\frac{u}{\rho D} \right]^{2.3}$ | |
| -Número de Prandtl. N_{Pr} | $\frac{C_p \mu}{K}$ | <u>difusividad de momentum</u> difusividad térmica |
| -Número de Nusselt. N_{Nu} | $\frac{h D}{K}$ | <u>transferencia de calor</u> difusividad térmica |
| -Número de Stanton. N_{St} | $\frac{h}{\rho C_p v}$ | <u>transferencia de calor</u> velocidad |
| -Número de Peclet. N_{Pe} | $\frac{D v \rho C_p}{K}$ | <u>transferencia por conjunto</u> transferencia por conducción |
| -Factor de Chilton- Colburn, para calor. J_H | $\frac{h}{C_p \rho v} \left[\frac{C_p \mu}{K} \right]^{2.3}$ | |

VARIABLES RELEVANTES.

Ya que se ha dado la relación de las variables para conformar un grupo adimensional, es necesario conocer las dimensiones que conforman estas variables.

Se tienen dos tipos de dimensiones, fundamentales y derivadas, a saber, las fundamentales son aquellas que son directamente medibles, tales como la longitud, el tiempo o la temperatura y las derivadas son aquellas que se expresan en términos de las dimensiones fundamentales, tales como la velocidad o la densidad.

| VARIABLE | SIMBOLO | DIMENSIONES |
|---|---------|--------------------|
| -Coeficiente promedio de transferencia de calor. | h | $(M/\theta^3 T)$ |
| -Coeficiente promedio de transferencia de masa. | k | (L/θ) |
| -Velocidad del fluido. | v | (L/θ) |
| -Densidad del fluido. | ρ | (M/L^3) |
| -Longitud (puede ser diámetro de partícula, longitud de tubo, etc.) | D | (L) |
| -Difusividad molecular. | D | (L^2/θ) |
| -Viscosidad absoluta del fluido. | μ | $(M/L\theta)$ |
| -Aceleración de la gravedad | g | (L/θ^2) |
| -Viscosidad cinemática | ν | (L^2/θ) |
| -Conductividad térmica | K | $(ML/\theta^3 T)$ |
| -Capacidad calorífica | C_p | $(L^2/\theta^2 T)$ |

ANALISIS DIMENSIONAL EN LA TRANSFERENCIA DE MASA.

Algunas de las variables involucradas en la transferencia de masa dentro de un reactor son las siguientes: diámetro (D), densidad (ρ), viscosidad (μ), el propio coeficiente de transferencia (k), aceleración de la gravedad (g), gradientes de densidades ($\Delta\rho$), velocidad (v), difusividad (\mathcal{D}) y la longitud (L).

Estas variables tienen únicamente 3 dimensiones fundamentales a saber: longitud (L), (M) masa y (θ) tiempo.

En vista de que aquellas variables no tiene ninguna dimensión que pueda ser derivada a partir de las tres anteriores, no es necesario incluir en la lista de variables alguna constante dimensional, tal como el equivalente mecánico del calor (J) o la constante de proporcionalidad de la 2a. Ley de Newton (g_c).

Como se puede apreciar se tienen 9 variables y 3 dimensiones fundamentales, si se utiliza a título de ejemplo el teorema π , que enuncia que:

$$\begin{array}{l} \# \text{Grupos} \\ \text{Adimensionales} \end{array} = \begin{array}{l} \# \text{ Variables} \\ - \end{array} \begin{array}{l} \# \text{ Dimensiones} \\ \text{Fundamentales} \end{array}$$

se obtendría:

$$\# \text{ G A.} = 9 - 3 = 6$$

lo que indica que son 6 los grupos adimensionales a obtener.

Si se revisa el listado de grupos adimensionales se puede hacer una selección de este listado y presuponer los seis grupos que se

obtendrán del análisis dimensional.

El D , está presente en el N_{Sh} , $N_{R\bullet}$, N_{Ar} , $N_{P\bullet}$.

La ρ , está presente en el $N_{R\bullet}$, N_{Ar} .

La μ , está presente en el N_{Sc} , $N_{R\bullet}$.

El k , está presente en el J_D , N_{Sh} , N_{St} .

La θ , está presente en el N_{Ar} .

La v , está presente en el J_D , $N_{R\bullet}$, N_{St} , $N_{P\bullet}$.

Como se empiezan a repetir los grupos, eso indica que los números adimensionales que pueden aparecer por medio del Análisis Dimensional son: N_{Sh} , $N_{R\bullet}$, N_{Ar} , $N_{P\bullet}$, N_{Sc} , N_{St} y J_D .

Continuando con el teorema π , se van a mantener 3 variables fijas y se irá variando 1 cada vez, de las 6 restantes, de tal forma que se obtengan los 6 grupos adimensionales. Se escogen las 3 primeras variables, de tal forma que π_1 es:

$$\pi_1 = D^a \rho^b \mu^c (k)^d$$

sustituyendo por sus dimensiones:

$$1 = (L)^a (M/L^3)^b (M/L\theta)^c (L/\theta)^d$$

(se iguala a 1 pues se supone que las variables tienen exponentes cero).

sumando los exponentes para cada una de las dimensiones:

$$(L) : 0 = a - 3b - c + d$$

$$(M) : 0 = b + c$$

$$(\theta) : 0 = -c - d$$

Esta ecuación se resuelve dando a c los siguientes valores:

$c = -a = -b = -d$, de tal forma que el grupo π_1 es:

$$\pi_1 = (\mu/D\rho h)^c$$

El grupo π_2 puede ser escrito de la siguiente manera:

$$\pi_2 = D^a \rho^b \mu^c (\Delta\rho)^d$$

sustituyendo sus dimensiones:

$$1 = (L)^a (M/L^3)^b (M/L\theta)^c (M/L^3)^d$$

sumando para cada una de las dimensiones:

$$(L) : 0 = a - 3b - c - 3d$$

$$(M) : 0 = b + c + d$$

$$(\theta) : 0 = c$$

Considerando $a = 0$ y $c = 0$, entonces $b = -d$, resulta que el grupo π_2 es:

$$\pi_2 = \frac{(\Delta\rho)^d}{\rho}$$

Combinando D , ρ y μ con cada una de las dimensiones que restan, se obtienen los 4 grupos siguientes:

$$\pi_3 = \frac{D^3 \rho^2 g}{\mu^2}$$

$$\pi_4 = \frac{D u \rho}{\mu}$$

$$\pi_5 = \frac{\mu}{\rho D}$$

$$\pi_6 = \frac{L}{D}$$

Algunos de los seis grupos que resultan tienen un nombre especial, así π_4 es el número de Reynolds, π_5 el número de Schmidt; además los grupos se pueden combinar entre sí para dar lugar a otros grupos, por ejemplo:

$$-\frac{\pi_5}{\pi_4} = \frac{k D}{D} = N_{Sh} \text{ que es el número de Sherwood.}$$

-- y el producto ($\pi_4 \pi_5$) nos da el número de Péclet.

Con lo anterior, se comprueba que los grupos propuestos al principio eran correctos.

ANÁLISIS DIMENSIONAL EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR.

Para el caso del transporte de calor, se realizará el Análisis Dimensional siguiendo el teorema π en su modalidad de Matriz Dimensional, ésto sirve como ejemplo para ilustrar este método, por lo que es necesario señalar las variables relevantes involucradas en este fenómeno, en la figura siguiente es posible apreciar cuales son:

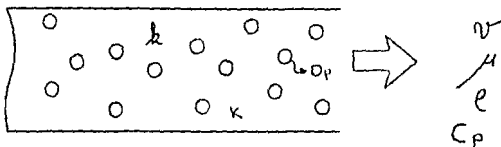


Figura No. 3

Diagrama que muestra las variables a considerar.

Las propiedades del fluido que se está manejando, tales como: μ , C_p , ν y ρ , son variables que deben ser consideradas; asimismo se debe tomar en cuenta la resistencia de la película a través de la cual se realizará el transporte, el diámetro de la partícula y el coeficiente de transferencia.

Las variables relevantes son: ν , μ , C_p , ρ , D_p , K y h .

Haciendo la Matriz Dimensional:

| | v | μ | C_p | P | D_p | K | h |
|----------|-----|-------|-------|-----|-------|-----|-----|
| M | 0 | 1 | 0 | 1 | 0 | 1 | 1 |
| L | 1 | -1 | 2 | -3 | 1 | 1 | 0 |
| θ | -1 | -1 | -2 | 0 | 0 | -3 | -3 |
| T | 0 | 0 | -1 | 0 | 0 | -1 | -1 |

El rango de esta matriz es cuatro, así que de acuerdo con el teorema de Buckingham, presentado en las primeras hojas de este capítulo:

$$\# \text{ Grupos Adimensionales} = \# \text{ de variables} - \text{rango}$$

$$\# \text{ Grupos Adimensionales} = 7 - 4 = 3$$

Los grupos adimensionales a obtener son 3 y muy posiblemente sean el N_{Nu} , N_{Pr} y el N_{Re} .

Obteniendo la matriz diagonal de la matriz dimensional, es posible obtener el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\Sigma (M) : 0 = a + d + g$$

$$\Sigma (L) : 0 = b + e + f$$

$$\Sigma (\theta) : 0 = c + f - g$$

$$\Sigma (T) : 0 = d + f - g$$

de donde se deduce que $c = d$ y que $c = g - f$.

Restando $\Sigma(M)$ de $\Sigma(L)$, se tiene que $b = c + a$, de ahí, si $b = -e - f$, entonces $e = -c - a - f$. Siguiendo con el teorema π :

$$\pi = \mu^a C_p^b \rho^c \nu^d K^e h^f D^g$$

igualando c con d :

$$\pi = \mu^a C_p^b (\rho \nu)^c K^e h^f D^g$$

utilizando las relaciones que se encontraron antes:

$$\pi = \mu^a C_p^{(a+c)} (\rho \nu)^c K^{(-c-a-f)} h^f D^{(f+c)}$$

dándole el valor de 0 a a y a c y de 1 a f , se obtiene el primer grupo adimensional:

$$\pi_1 = \frac{h D}{K}$$

que se conoce como número de Nusselt.

Para el segundo grupo $a = -1$, $c = 1$ y $f = 0$,

$$\pi_2 = \frac{\rho \nu D}{\mu}$$

que es el número de Reynolds.

Para el tercer grupo $a = 1$ y $c = f = 0$,

$$\pi_3 = \frac{\mu C_p}{K}$$

que es el número de Prandtl.

FORMULACION DE CORRELACIONES

La combinación de grupos adimensionales, que describe una serie de resultados experimentales, se puede escribir de la siguiente manera:

$$\pi_1 = \alpha \pi_2^\beta \pi_3^\gamma \pi_4^\delta \pi_5^\epsilon \pi_6^\zeta$$

y por medio del análisis estadístico, determinar las constantes. También es útil esta forma, para predecir comportamientos futuros.

Las correlaciones que se obtienen para la transferencia de masa, pueden ser de los siguientes tipos:

$$Sh = \alpha Gr^\beta Sc^\gamma$$

$$Sh = \alpha Re^\beta Sc^\gamma$$

todo dependerá de la situación con que se esté trabajando.

Para el caso de la transferencia de calor se puede proponer una correlación del siguiente tipo:

$$Nu = \alpha R_0^a Pr^c$$

EXPERIMENTACION Y ESTIMACION DE PARAMETROS.

Anteriormente se mencionó la gran importancia que tiene el Análisis Dimensional por su cualidad de disminuir el número de experimentos a realizar para la determinación de los coeficientes de transferencia.

No es práctico realizar experimentos para obtener los valores de los coeficientes de transferencia, con todos los fluidos y bajo una variedad infinita de condiciones experimentales. Por ejemplo, h diferirá para un mismo fluido cuando se tengan temperaturas diferentes, ya que sus propiedades cambian con la temperatura; y k diferirá cuando los diámetros de las partículas sean distintos.

Otros factores que afectan son los que se encuentran con el Análisis Dimensional, tales como la velocidad del fluido, etc.; es aquí donde las ecuaciones encontradas tienen una importancia evidente.

Si los valores de los exponentes y coeficientes de las ecuaciones adimensionales son evaluados mediante experimentos, en

sus valores extremos de operación, los coeficientes pueden ser calculados para cualquier combinación intermedia de velocidad, propiedades del fluido, diámetro de partícula, etc.

Con ayuda del Análisis Dimensional, los resultados de un experimento pueden aplicarse a otro sistema que sea análogo dinámicamente, ya que lo que se obtienen son relaciones entre grupos y no entre variables.

Una vez que se obtuvieron los números adimensionales que representan un fenómeno, se proponen correlaciones entre ellos, tales como las que se obtuvieron anteriormente.

Debe diseñarse un aparato tal, que sea capaz de medir flujos, variar diámetros de columna o de partícula, medir temperaturas a la entrada, a la salida o en puntos intermedios, y en el caso de la transferencia de masa, medir concentraciones iniciales y finales. Todo ésto con la finalidad de evaluar las constantes o parámetros de las correlaciones. Para mayor detalle, consultar las referencias (2) y (15).

Una vez que se tienen los datos experimentales, existen dos formas de estimar los coeficientes y exponentes de la correlación propuesta, una algebraica y otra gráfica.

Con el advenimiento de las computadoras cada vez es más útil el método algebraico, ya que se puede tener un control más preciso de los datos y así obtener la ecuación más representativa del fenómeno.

III. CORRELACIONES REPORTADAS EN LA BIBLIOGRAFIA.

Una vez que se ha descrito como se obtienen las correlaciones y como se evalúan sus parámetros, se enlistan las correlaciones encontradas en la bibliografía.

El criterio que se siguió para recabar la información fue buscar información de reactores de lecho fijo y fluidizado, que tratara sobre transferencia de masa y/o calor.

Para poder leer fácilmente las correlaciones, se da una lista de los elementos que involucra cada una de ellas:

- Ar : Número de Arquímedes.
- D : Diámetro.
- G : Masa velocidad del gas.
- H : Altura de la dispersión.
- Ko : Número de Komodorof.
- L : Masa velocidad del líquido.
- Nu : Número de Nusselt.
- P : Presión.
- Pe : Número de Peclet.
- Pr : Número de Prandtl.
- Re : Número de Reynolds.
- Sc : Número de Schmidt.
- Sh : Número de Sherwood.
- St : Número de Stanton.
- U : Velocidad de fluidización.

v : Velocidad del gas.

Letras griegas.

ϵ : Fracción de espacios vacíos.

ϕ : Factor de forma.

η : Cociente de flujo másico.

ν : Viscosidad cinemática.

μ : Viscosidad absoluta.

Subíndices:

e : Equivalente.

G : Gas.

L : Líquido.

P : Partícula.

T : Reactor.

Es de mencionar que las correlaciones están separadas por forma de partícula. Se pueden utilizar esferas y cilindros indistintamente, haciendo uso del diámetro equivalente.

El número entre paréntesis que se encuentra al lado derecho del número de la correlación, es el número de la referencia de donde fue tomada.

ESTAS SON LAS CORRELACIONES QUE CORRESPONDEN AL CALOR PARA :

LECHOS FLUIDIZADOS

ESFERAS Y CILINDROS.

AÑO Y AUTOR

RANGO

CORRELACION

1 (20)

Balakrishnan

Re:300-4000

$$J_h = 0.018 \left[\frac{Ar}{Re^2} \right]^{0.25}$$

y Pei, 1975

Ar:4*10⁵-120*10⁵

D:0.125 - 0.5 plg.

u₀:3-14 pie/seg

2 (55)

TaiMing Chiu

St:1*10³-10*10³

$$St = 0.127 Re^{-0.354} Pr^{-0.362} u_0^{0.256} \phi_p^{-1}$$

y Ziegler,

u:0.063-0.15 m/seg

1985

D:0.001-0.137m.

3 (53)

TaiMing Chiu

$$D_e:0.349-0.5329 \text{ cm. } a) Pr^{2/3} St = C Re^{-0.305}$$

y Ziegler, 1983

D_p:0.05-0.476

u₀:1-14 cm/s

Re:30-1000

$$D_p:0.3-0.96 \text{ cm. } b) St Pr^{2/3} \phi_p = 0.1234 Re^{-1/3}$$

ESFERAS.

AÑO Y AUTOR

RANGO

CORRELACION

4 (37)

Balakrishnan
y Pei, 1978

Re: 481-3759

$$Nu = 0.016 Ar^{0.25} Re^{0.5} \phi_{\mu}^{3.76} (1+\eta)^{0.68}$$

D: 0.55-1.27cm

Ar: $5.4 \cdot 10^6$ - $43 \cdot 10^6$ η : 0.9-5.4 ϕ_{μ} : 0.85-1.0

5 (27)

Zhang G. y

Re: 0.3-40

$$Nu = 0.09 \left[\frac{\rho C_p}{\rho C_p^0} \right]^{0.4} Re^{0.15}$$

Ouyang, 1985

Dp: 130-800 μ m

6 (30)

Mathur, Saxena

D τ : 12.7, 28.6 y

$$Nu = 209 \left[Ar \frac{Cp^*}{Cpa} \right]^{0.145} \left[\frac{Dp}{D\tau} \right]^{0.065}$$

y Chao, 1986

50.8 mm.

U: 0.0497-0.2258 m/s

 ϵ : 0.4040-0.420Dp: 275-803 μ m

7 (10)

| | | |
|------------------|---|---|
| Khan, Juma y | $\nu : 0.001-0.5 \text{ m/s}$ | $h = (62.5 + 450 \nu_c^{0.6})(1 - \epsilon)^{0.55}$ |
| Richardson, 1983 | $\epsilon : 0.4 - 0.91$ $D : 3-9 \text{ mm}$ | $\mu^{-0.25} D^{-0.2}$ |

OTRA GEOMETRIA.

| AÑO Y AUTOR | RANGO | CORRELACION |
|-------------|-------|-------------|
|-------------|-------|-------------|

8 (24)

| | | |
|----------------|---|---|
| Grewal N.S. | $D : 167-504 \mu\text{m}$ | $Nu = 2(1-\epsilon) \left[Ar \frac{D\tau}{D} \right]^{0.21}$ |
| y Saxena, 1981 | $G : 0.31-0.69 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2\text{s}}$ $D\tau : 0.0127-0.0286 \text{ m}$ | $\left[\frac{Cp_s}{Cpl} \right]^{45.5} Ar^{-0.7}$ |

9 (30)

| | | |
|-----------------|--|-----------------------|
| Borodulya, 1980 | $P : 0.6-8.1 \text{ MPa.}$ $Ar : 5 \cdot 10^4 - 5 \cdot 10^8$ $Dp = 800 \mu\text{m}$ | $Nu = 0.064 Ar^{0.4}$ |
|-----------------|--|-----------------------|

10 (30)

Grewal, 1982

Dp: 178-1450 μm .

$$\text{Nu} = 0.9 \left[\text{Ar} \frac{D\tau}{D} \right]^{0.21} \left[\frac{C_{Dg}}{C_{Pg}} \right]^{0.2}$$

D τ : 12.7-50.8 mm

Ar: 75 - 20000

11 (30)

Denloye y

P: 9.2 MPa

$$\text{Nu} = 0.843\text{Ar}^{0.15} + 0.86\text{Ar}^{0.39}\text{Dp}^{0.5}$$

Botterill, 1978

Ar: $10^3 - 2 \cdot 10^6$

ESTAS SON LAS CORRELACIONES QUE CORRESPONDEN AL CALOR PARA:

LECHOS FIJOS Y LECHOS FLUIDIZADOS

ESFERAS.

| AÑO Y AUTOR | RANGO | CORRELACION |
|--|------------|---|
| | | 12 (12) |
| W.R. Paterson y J.J. Carberry, 1983 | Re: 35-535 | $Nu = \frac{5.73 (2m)^{1/2} Pr(0.11 Re + 20.64)}{Re^{0.202}}$ |

OTRA GEOMETRIA.

| AÑO Y AUTOR | RANGO | CORRELACION |
|-----------------------------------|--|--|
| | | 13 (9) |
| Gupta S.N. y Upadhyay. 1975 | Re: 10-10000 Dp: 0.18-2.17 cm e: 0.26-0.77 | $\epsilon J_h = \frac{2.876}{Re} + \frac{0.3023}{Re^{0.95}}$ |

14 (26)

Kawase y

 $\epsilon: 0.2-0.8$

$$Nu = 1.85 \frac{(1-\epsilon)^{1/3}}{\epsilon^{2/3}} \left[\frac{3n+1}{4n} \right]^{1/3} \times P_o^{1/3}$$

Ulbrecht, 1985

15 (28)

Grewal y

Saxena, 1980

$$Nu = 47(1-\epsilon) \times \left[\frac{G D_T \rho_o}{\mu \rho_f} \frac{\mu^2}{D_p^3 \rho_o^2 \theta} \right]^{0.25} \times \left[\frac{\rho C_p D^{3/2} \theta^{1/2}}{K} \right]^{0.23} \times Pr^{0.3}$$

Nuevamente las correlaciones están separadas por forma de partícula. Se usan esferas y cilindros con el diámetro equivalente.

El número entre paréntesis que se encuentra al lado derecho del número de correlación, es el número de la referencia de donde fue tomada.

ESTAS SON LAS CORRELACIONES QUE CORRESPONDEN A LA MASA PARA:

LECHOS FLUIDIZADOS

ESFERAS.

| AÑO Y AUTOR | RANGO | CORRELACION |
|-------------|-------|-------------|
|-------------|-------|-------------|

16 (40)

Tardos, 1979

$Re < 1$

$$Sh = 0.997g(\epsilon) Pe^{1/3}$$

$Pe > 100$

17 (40)

Gutfinger y

$\epsilon: 0.35-0.7$

$$Sh = \frac{1.01}{\epsilon} Pe^{1/3}$$

Tardos, 1979

$D_p: 0.714 \text{ mm}$

$Re < 10$

18 (49)

| | | | |
|---------------|--------------------------------|----|---|
| Nguyen-Tien, | $D_p: 0.05-1 \text{ mm}$ | a) | $k_a = 0.39 \left[1 - \frac{\phi_a}{0.58} \right]^2$ |
| Patwari N.A., | $v_g: 0.02-0.16 \text{ m/s}$ | | $\cdot v_g^{0.67}$ |
| Schumpe A. y | $v_L: 0.054-0.108 \text{ m/s}$ | | |
| Deckwer, 1985 | $D_p: 1-8 \text{ mm}$ | b) | $k_a' = 0.467 v_g^{0.82}$ |
| | $v_g: 0.02-0.16 \text{ m/s}$ | | |

19 (54)

| | | | |
|--------------|-----------------|--|------------------------------|
| Ulbrecht y | $Re: 0.01-40$ | | $Sh = 1.2 Re^{1/2} Sc^{1/3}$ |
| Kawase, 1983 | $\epsilon: 0.6$ | | |

OTRA GEOMETRIA.

| AÑO Y AUTOR | RANGO | CORRELACION |
|-------------|-------|-------------|
|-------------|-------|-------------|

20 (25)

| | | |
|---------------|-------------------------------|------------------------|
| Böhm U., 1983 | $Re_{opt} = 0.072 Ar^{0.614}$ | $Sh = 0.761 Ar^{0.41}$ |
|---------------|-------------------------------|------------------------|

21 (14)

Tonini, 1981

$$D_p: 1820 \mu\text{m} \quad Sh = 1.45 Re^{0.42} Sc^{0.33} (1-\epsilon)^{0.58}$$

$$Sc: 1813-37200$$

$$Sh: 5.8-72$$

$$\epsilon: 0.45-0.9$$

$$Re: 4.9 \cdot 10^{-3} - 190$$

22 (42)

Dhanuka y

$$D_p: 1.98 \text{ mm} \quad a) k a = (0.8118 \pm 0.187) \cdot 10^{-3} \cdot$$

Stepanek, 1980

$$v_a: 0-6 \text{ cm/s} \quad v_a^{(0.4077 \pm 0.059)}$$

$$v_L: 6.172-8.633 \text{ cm/s}$$

$$D_p: 4.08 \text{ mm} \quad b) k a \cdot 10^2 = (2.355 \pm 0.095) \cdot$$

$$v_a: 0-8 \text{ cm/s} \quad (0.1045 \pm 0.016) v_a$$

$$v_L: 7.897-10.86 \text{ cm/s}$$

$$D_p: 5.86 \text{ mm} \quad c) k a = (2.52 \pm 0.041) \cdot 10^{-2} v_a$$

$$v_a: 0-8 \text{ cm/s}$$

$$v_L: 10.85-13.80 \text{ cm/s}$$

23 (45)

Deckwer, 1981

$$v_a: 0.08 \text{ m/s} \quad k a = 0.00315 v_a^{0.50} \mu^{-0.84}$$

$$D_r: 0.14 \text{ m}$$

24 (13)

R.D. LaNauze y Sh: 0-10

$$Sh = 2\epsilon + \left[\frac{4\epsilon d}{\pi D_A} \left[\frac{U}{\epsilon} + v \right] \right]^{1/2}$$

K. Jung, 1984

25 (13)

R.D. LaNauze y D: 3-15 mm

$$Sh = 2\epsilon + 0.69 \left(\frac{Re}{\epsilon} \right)^{1/2} Sc^{1/3}$$

K. Jung, 1983 Sh: 6-8

26 (13)

Tamarin A.I., 1981

$$Sh = 0.248 (Sc Ar)^{1/3} \left(\frac{D}{da} \right)^{1/2}$$

ESTAS SON LAS CORRELACIONES QUE CORRESPONDEN A LA MASA PARA:

LECHOS FIJOS

ESFERAS.

| AÑO Y AUTOR | RANGO | CORRELACION |
|-----------------|---------------------------------------|---|
| 27 (39) | | |
| Mochizuki, 1978 | $Re < 10$ | |
| | $D_p: 6\text{mm}$ | a) $Sh = 48 Re^{1/4}$ |
| | $Re: 10-1600$ | |
| | $D_p: 11\text{mm}$ | b) $Sh = 250 Re^{1/4}$ |
| | $D_p: 12\text{mm}$ | c) $Sh = 300 Re^{1/4}$ |
| | | d) $Sh = 300 \exp \left[\frac{-0.062}{V} \right] \cdot Re^{1/4}$ |
| 28 (59) | | |
| Colquhoun-Lee y | $u_L: (0.59-3.42) 10^{-2} \text{m/s}$ | $Sh Sc^{-1/3} = 1.24 \left[\frac{Re}{1-\epsilon} \right]^{0.61}$ |
| Stepanek, 1978 | $D: 6*6 \text{ mm}, 6 \text{ mm}$ | |
| 29 (12) | | |
| W.R.Paterson y | $Re: 35-535$ | $Sh = \frac{kD}{D} = Re^{0.75}$ |
| Carberry, 1983 | | |

30 (23)

G. Delaunay, $G: 0.01-0.4 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$ $Jo = 1.31 Re^{-0.496}$
 A. Stork, 1982 $L: 0.5-5 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$
 $D: 4 \text{ mm}$
 $\epsilon: 0.37$
 $Re: 0.2-20$

31 (22)

Ruether, Yang y $Re < 55$ a) $\epsilon \frac{Sh}{Sc^{1/3}} = 0.0819 Re_L^{0.777}$
 Hayduck, 1980 $55 < Re < 100$ b) $\epsilon \frac{Sh}{Sc^{1/3}} = 0.00437 Re_L^{1.517}$
 $Re > 100$ c) $\epsilon \frac{Sh}{Sc^{1/3}} = 0.68 Re_L^{0.410}$
 $Dp: 0.635 \text{ cm}$
 $\epsilon: 0.59-0.64$

32 (50)

Chow, 1979 $Dp: 0.78 \text{ cm}$ $\epsilon Sh Sc^{-1/3} = 0.72 Re_L^{0.54} Re_G^{0.16}$
 $Re_L: 50-140$
 $Re_G: 40-300$
 $\epsilon: 0.365$

33 (50)

Drinkenburg,

 Re_L : 70-300

$$\epsilon \frac{Sh}{Sc^{1/3}} = 2.4 Re_L^{0.34} Re_O^{0.18}$$

Rao G.V., 1985

L: 7.5-95 Kg/m²sG: 0.08-2.4 Kg/m²s

Dp: 2.8-12.7 mm

 ϵ : 0.349-0.362OTRA GEOMETRIA.

AÑO Y AUTOR

RANGO

CORRELACION

34 (11)

Mochizuki, 1982

Dp: 3 mm

 $Re_L < Re_{Lc}$

$$a) \frac{Sh}{Sc^{1/3}} = Dp \epsilon - 2.2$$

 $Re_{Lc} < Re_L < Re_{Ls}$

$$b) \frac{Sh}{Sc^{1/3}} = 0.55 Dp \epsilon Re_L^{0.14}$$

 $Re_{Ls} < Re_L$

$$c) \frac{Sh}{Sc^{1/3}} = 0.75 Re_L^{1/2}$$

35 (17)

Kumar, Mathur y

 ϵ : 0.26-0.632

Upadhyay, 1977

 Re : 0.016-4000

Dp: 0.5-1.198 cm

 $Re < 10$

$$a) \epsilon J_D = 1.110 Re^{-0.7188}$$

 $Re > 10$

$$b) \epsilon J_D = 0.5534 Re^{-0.4369}$$

36 (19)

Specchia, Baldi y $Re: 0.016-4000$ $ShSc^{-1/3} = 2.14 Re_L^{0.5} + 0.990$
 Gianetto, 1978 $Dp: 3 \cdot 3 \cdot 10^{-3} - 6 \cdot 6 \cdot 10^{-3} m$

ESTAS SON LAS CORRELACIONES QUE CORRESPONDEN A LA MASA PARA:

LECHOS FIJOS Y FLUIDIZADOS

ESFERAS.

| AÑO Y AUTOR | RANGO | CORRELACION |
|-------------|-------|-------------|
|-------------|-------|-------------|

37 (21)

| | | |
|----------------|-----------------|---|
| Hughmark, 1980 | $Sc: 0.6-11000$ | $\frac{k}{u/c} Sc^{2/3} Re^{0.55} = 0.99$ |
| | $Re: 50-450$ | |

38 (50)

| | | |
|------------------|--------------------------------------|-----------------------------|
| Lemay, Ruether y | $Ko: 33 \cdot 10^8 - 188 \cdot 10^8$ | $ASc^{2/3} = 0.20 Ko^{1/4}$ |
| Pineault, 1975 | $Dp: 6 mm$ | |
| | $G: 0.37-0.9 Kg/m^2 s$ | |
| | $L: 13-40 Kg/m^2 s$ | |

39 (18)

Dwivedi y

Sc:572-70000

Upadhyay, 1977

ε:0.2698-0.9653

Re:0.01-15000

$$a) \epsilon J_D = \frac{0.765}{R_e^{0.82}} + \frac{0.365}{R_e^{0.386}}$$

Re < 10

$$b) \epsilon J_D = 1.1068 R_e^{-0.7200}$$

Re > 10

$$c) \epsilon J_D = 0.4548 R_e^{-0.4069}$$

Dp : 5.6, 8, 12.6 cm.

OTRA GEOMETRIA.

AÑO Y AUTOR

RANGO

CORRELACION

40 (16)

Upadhyay y

ε:0.2698-0.9053

Tripathi, 1975

Re:0.405-11610

Re > 20

$$a) J_D = 1.6218 R_e^{-0.4447}$$

Re < 20

$$b) J_D = 3.8155 R_e^{-0.7318}$$

41 (61)

Pitayagulsarn, L:2620-14520 lb/hr pie²
 y Sylvester, 1975 G:167-687 lb/hr pie² a) $k = 1.295 \cdot 10^{-6} \cdot L^{1.2} G^{0.8}$
 L:4500-14520 lb/hr pie b) $k = 1.6348^{-4}$
 G:167-687 lb/hr pie * $\left[1.305 \cdot L^{-0.78} \cdot \right]$
 Dp: 3.17*3.17 mm * $\left(1 - \frac{e^y}{1+e^y} \right) G^{0.38}$

OBSERVACIONES PARA LAS CORRELACIONES DE CALOR

1

- Esta correlación sirve para lechos fluidizados.
- El número de Re está modificado para camas empacadas, ya que incluye la porosidad del lecho: $Re = \frac{Re}{(1-\epsilon)}$.
- Se usaron microondas para calentar y favorecer la transferencia entre el fluido y la partícula evitándose así, los gradientes térmicos en el lecho.
- El número de Ar está también modificado: $Ar (1-\epsilon)^2$.

2

- Se aplica en lechos fluidizados de tres fases.
- Se encontró que es útil también para lechos fluidizados de dos fases.
- No aplica para altas viscosidades > 10 cp.
- El Re que se utiliza se define como: $Re = \frac{v_L \rho}{S (1-\epsilon) \mu_L}$ donde S es el área superficial de las partículas por unidad de volumen. $S = \frac{6}{D_p}$ para esferas y $S = \frac{2(2L + D_p)}{D_p L}$ para cilindros.
- El St es: $St = \frac{h \epsilon_L}{\rho_L C_{pL} v_L}$ donde ϵ_L viene siendo la retención del líquido.
- ϕ_s es el factor de forma.

3

- Es para camas fluidizadas de tres fases, sin embargo los coeficientes así obtenidos pueden compararse con los de un sistema gas-líquido.

- D_e es el diámetro equivalente $D_e = (1.5 * D_p^2 L)^{1/3}$ donde D_p es el diámetro de la partícula y L es su longitud.

- ϕ_s es el factor de forma y se calcula con: $\phi_s = \frac{De^2}{D_p (L + 0.5 D_p)}$

- El valor de C es independiente del tamaño para los cilindros y es de 0.1230. Es de 0.1038 y 0.088 para las esferas de vidrio de 0.1 y 0.3 cm respectivamente.

- Se aplica a todo tamaño de partículas cilíndricas.

- Para partículas más grandes se utiliza la segunda ecuación, y sólo funciona para tres fases.

- Los números de Reynolds y Stanton están modificados, ya que involucran la ϵ que es la retención:

- El R_s que se utiliza se define como: $R_s = \frac{v_L \rho_L}{S (1-\epsilon) \mu_L}$ donde S es el área superficial de las partículas por unidad de volumen.

- El St es: $St = \frac{h e_L}{\rho_L C_{pL} v_L}$ donde e_L viene siendo la retención del líquido.

4

- Es para camas fluidizadas.
- Se calentó por microondas para evitar los gradientes en el lecho.
- Para obtener esta correlación se emplearon varios tipos de partículas catalíticas, así como de formas que van desde la esfera hasta el cilindro.
- El número de Arquímedes es: $Ar = \frac{Dp^3 \rho \Delta\rho}{\mu^2} (1-\epsilon)^2$ al cual se le agregó el término $(1-\epsilon)^2$ que corresponde al espacio vacío.
- η es el cociente del flujo másico del fluido y el flujo de los sólidos $\eta = \frac{mf}{ms}$.
- ϕ_s es el factor de forma, que se define como: $\phi_s = \frac{A_s}{A}$ donde A_s es el área de la esfera y A es una partícula arbitraria; también se le llama factor de esfericidad.

5

- Es para camas fluidizadas.
- Las partículas empleadas fueron de acero, arena, sílica y poliestireno, todas en forma esencialmente esférica.
- En esta correlación se incluyen los efectos provocados por la altura de la cama, su temperatura, el tamaño de la partícula y la velocidad del aire.

6

- Es para lechos fluidizados, se obtiene el Nu máximo.
- Para obtener esta correlación se empleó arena y sílica.
- U es la velocidad superficial en la fluidización mínima.

7

- Es para camas fluidizadas.
- La ecuación es para ser utilizada en unidades SI.
- Es aplicable para partículas esféricas.
- Se utilizó vidrio y poliacrílico para realizar los experimentos.

8

- Es para camas fluidizadas.
- D_r es el diámetro del tubo en que se evaluó la transferencia.
- ϵ es el espacio vacío de la cama.
- D es el diámetro de las partículas.
- Se incluyen los calores específicos de la partícula y del fluido para dar una mejor aproximación.
- Se utilizó alúmina, arena, sílica y vidrio.
- Ya que los autores consideran que la relación de calores específicos depende del tiempo de residencia, su exponente es principalmente una función del Re , el cual a su vez lo consideran una función del Ar .

9

- Es para camas fluidizadas.
- Se utilizó arena.
- Se realizó para altas presiones.
- El exponente del Ar es relativamente grande, ya que en el régimen de fluidización empleado, la transferencia de calor es predominantemente por convección.

10

- Es para lechos fluidizados.
- No se recomienda utilizarla para estimar el h max.
- D_T es el diámetro de las partículas que se introdujeron para medir la transferencia, además de las de vidrio.

11

- Esta ecuación sirve para camas fluidizadas
- Esta ecuación involucra el término de convección.
- Es estrictamente válida para $Ar > 1000$.
- El primer y segundo término del lado derecho, son originados por convección de las partículas y del gas, respectivamente.
- No es recomendable utilizarla para calcular el Nu máximo.

12

- Se realizaron las pruebas con esferas de cerámica.
- m es un aspecto radial que se define como: $\frac{D_a}{D_r}$ donde D_r es el diámetro del reactor.
- Sirve a Re muy altos.

13

- Sirve para lechos fijos y fluidizados.
- El Reynolds se calcula con la masa velocidad del gas.
- Esta correlación se obtuvo a partir de los datos de muchos investigadores que utilizaron diferentes sistemas. Se obtuvo a través de mínimos cuadrados; es la que mejor representa el conjunto de datos.

14

- Es para lechos granulares y fluidos Newtonianos y No-Newtonianos.
- Se desarrolló en tubos cilíndricos.
- Para obtener la correlación se empleó el modelo de Blake-Kozeny, el cual asume que un sistema de múltiples partículas, crea especies de tuberías de formas irregulares debido a los espacios entre las mismas.
- El P_e y el Nu se calculan en base al diámetro de la partícula.
- ϵ es el espacio vacío de la cama.
- n es el índice del comportamiento del flujo en un modelo exponencial.

- Se obtuvo a partir de tubos sumergidos en el reactor.
- Está dada para el cálculo de un coeficiente total.
- Se utilizaron partículas de arena, sílica y alúmina.
- D_T es el diámetro del reactor.

OBSERVACIONES PARA LAS CORRELACIONES DE MASA

16

- Se utiliza para lechos de tipo fluidizado.
- Se recomienda para esferas.
- Se obtuvo desde el punto de vista de que los resultados obtenidos para una esfera se pueden extrapolar a un conjunto de esferas que comprenden una cama.
- $g(\epsilon)$ es una función de la porosidad que puede ser evaluada experimental o teóricamente.

17

- Se utiliza para lechos de tipo fluidizado.
- Es recomendable para partículas esféricas, pero no necesariamente.
- Es posible utilizar el diámetro equivalente, en el caso de los cilindros.
- El P_* se define para una esfera como: $\frac{D}{d} \frac{v}{D}$.
- El R_* se define como $R_* = \frac{D U}{\nu}$ donde U es la velocidad del fluido superficial y ν es la viscosidad cinemática.

18

- La primera correlación es para lechos fluidizados de tres fases.
- ϕ_s representa en este caso la fracción de sólidos.
- Se obtiene el coeficiente volumétrico k_a , donde a es el área interfacial, con respecto al volumen del reactor.
- Cuando el diámetro de partícula es mayor a 1 mm, el coeficiente tenderá a disminuir de acuerdo a la concentración de sólidos.
- Se obtuvo a partir de esferas de vidrio.
- La segunda correlación es para un sistema de dos fases.
- Ambas son para el sistema MKS.

19

- Se utiliza para lechos de tipo fluidizado.
- Las partículas son esencialmente esferas.
- Es para fluidos newtonianos y no newtonianos.
- El R_e no debe sobrepasar el rango, pues entonces pierde toda su funcionalidad para los fluidos no newtonianos.
- Para fluidos newtonianos, el R_e puede llegar hasta alrededor de 1000.

- Es para lechos fluidizados.
- Es para fluidos Newtonianos y No-Newtonianos.
- Se obtuvo a partir de un grupo de datos experimentales tratados por mínimos cuadrados, de una gráfica de Ar vs. Sh.
- Sirve para predecir la máxima transferencia de masa de la cama fluidizada a un objeto inmerso; es decir da la fluidización óptima.
- La fluidización óptima se obtiene a través de la relación que nos da el Re óptimo.
- Las partículas utilizadas fueron arena y sílice.

- Es para lechos fluidizados.
- Como material fluidizado se usó vidrio.
- La correlación es válida para fluidos Newtonianos y No Newtonianos.
- Cubre un gran rango del Sc.

22

- Es exclusivamente para lechos fluidizados de tres fases.
- Se utilizó la técnica de Robinson y Wilke para medir el coeficiente volumétrico y el área interfacial. Esta técnica involucra una desorción de un gas y una adsorción con reacción química en la fase líquida.
- El área interfacial se evalúa de acuerdo a datos experimentales y utilizando las ecuaciones de Robinson y Wilke.
- k_a es el coeficiente volumétrico; para obtener el coeficiente de transferencia en la fase líquida, hay que multiplicarlo por el área interfacial.
- Los diámetros de partícula que se están reportando son promedios estadísticos de las medidas de 50 partículas de diferentes diámetros.
- Es para el sistema MKS.

23

- Se emplearon partículas de vidrio.
- k_a es el coeficiente volumétrico.
- Se aplica para fluidos Newtonianos y No-Newtonianos a viscosidades medias.
- D_r es el diámetro del reactor que se utilizó para realizar los experimentos.

24

- Es para una cama fluidizada con partículas pequeñas.
- Incluye la transferencia causada por el gas cuando pasa por la partícula y la interrelación con las otras partículas.
- U es la velocidad de fluidización mínima.
- z es el espacio vacío de la cama.

25

- Es para una cama fluidizada con partículas pequeñas.
- Las propiedades se calculan a la temperatura promedio que se obtiene de la temperatura de la cama y la temperatura de las partículas.
- U es la velocidad de fluidización mínima.
- El Re se calcula con la U anterior, $Re = \frac{D \rho U}{\mu}$

26

- Es para una cama fluidizada con partículas pequeñas.
- d_a es el diámetro promedio de partícula.
- D es el diámetro de la partícula que sirvió de muestra.
- Sólo en caso de que D sea diferente de d_a se utiliza el último término de la ecuación.
- El Re fue expresado en términos del Ar .

- Es para lechos fijos.
- La primera correlación es para $Re < 10$
- Las tres primeras correlaciones solo son válidas para esos diámetros.
- El término V_0 que aparece en la última correlación corresponde al volumen vacío promedio, es decir: el volumen de partícula promedio por la fracción de cama vacía. Esta correlación sirve para cualquier diámetro.
- A partir de esta última ecuación se obtiene el diámetro óptimo de partícula, que desde un punto de vista práctico, daría el máximo coeficiente de transferencia.
- El R_0 se define como: $\frac{v \cdot dh}{\epsilon v}$, donde $dh = \frac{\epsilon \cdot dp}{(1.5(1-\epsilon))}$

- Es para una cama fija.
- Se obtuvo a través de un método electroquímico.
- Se puede aplicar tanto a esferas como a cilindros.

- Es para cama fija.
- Se obtuvo con partículas de cerámica esféricas.
- Funciona para R_0 altos.

- Es para camas fijas.
- Se obtuvo a partir de esferas.
- El R_e se define como $R_e = \frac{v D}{\nu}$.
- Se utilizó un método electroquímico para obtener los datos y posteriormente obtener la correlación.

- Es para lechos fijos.
- Puede servir tanto para esferas como para cilindros, utilizando el diámetro equivalente.
- El número de R_e se define como: $\frac{v_L \rho_L}{h_L a_s \mu_L}$, donde a_s representa el área externa del empaque por unidad de volumen y h_L es la retención líquida.
- El número de Sh se define como: $\frac{k}{a_s D}$.
- Para números de R_e menores de 55 se tiene un flujo laminar, valores entre 55 y 100 corresponden a la transición y valores mayores que 100 determinan un régimen turbulento.

- Es para camas fijas, en las cuales se hace fluir una corriente gas-líquido.
- Se obtuvo a partir de esferas de níquel, pero se puede aplicar a cilindros, utilizando el diámetro equivalente.
- Se prefiere utilizar cuando se trabaja con flujos pulsantes.
- Los números de Re se evalúan con las masas velocidades.

- Es para camas empacadas fijas que se les hace pasar una corriente gas-líquido.
- Se puede emplear para esferas, cilindros, etc.
- El Sh se define como: $\frac{k D_p}{D}$
- Es preferible utilizarla con flujos pulsantes.
- Los Re se evalúan con las masas velocidades.

- Es para camas fijas.
- Re_L se define como $Re_L = \frac{D v}{\epsilon \nu}$ donde ϵ es la retención líquida.
- Re_{Lc} y Re_{Ls} son los límites del Re_L en función del mecanismo de transporte. $Re_{Ls} = 0.312 \exp(0.341 D_p)$ $Re_{Lc} = 7.77 \exp(0.3334 D_p)$.
- $Re_L < Re_{Lc}$ es lo que corresponde a la región turbulenta.
- $Re_{Lc} < Re_L < Re_{Ls}$ es lo que corresponde a la región de transición.
- $Re_{Ls} < Re_L$ es la región pseudolaminar.

35

- Se utiliza para lechos fijos.
- Se obtuvo a partir de cilindros.
- Se basa tanto en flujos de gas como de líquido.
- De todas las correlaciones que obtuvieron estos investigadores son las que ofrecen menor porcentaje de error.

36

- Es para lechos fijos.
- Se obtuvo a partir de partículas cilíndricas.
- El Sh se calculó suponiendo que $a_v = a_s$ donde a_s = área de transferencia por unidad de volumen y a_v = área geométrica del empaque por unidad de volumen.
- Se utiliza de preferencia en flujos pulsantes.

37

- Se utiliza para lechos fijos y fluidizados.
- El R_s se define como: $\frac{D \cdot v}{\nu}$
- Es el espacio vacío de la cama.
- Es para sólidos esencialmente esféricos, sin embargo es posible aplicar a cilindros con el diámetro equivalente.

38

- Es para lechos fijos y fluidizados.
- Se obtuvo a partir de esferas.
- Todas las corridas se hicieron con $G = 0.665 \text{ Kg/m}^2\text{s}$ y $L = 26.5 \text{ kg/m}^2\text{s}$.
- El número de Komodorof, se define como: $K_{00} = \frac{E_L D^4 D_p^4 \rho_L^3}{\mu^3}$ donde E_L es la energía disipada del líquido por unidad de masa de retención líquido.
- Esta correlación puede tener diferentes formas, pero siempre involucra la retención del líquido.
- Se utiliza de preferencia en regímenes pulsantes.

39

- Se utiliza para lechos fijos y fluidizados.
- La primera correlación se puede usar en todo el rango del Re en gases y líquidos.
- La segunda correlación, que es para $Re < 10$, sólo aplica en líquidos.
- Sirve para esferas o cilindros, se debe utilizar el diámetro equivalente.

40

- Se utiliza para lechos fijos y fluidizados, las partículas pueden ser tabletas y cilindros.
- El Reynolds se define como: $\frac{D_p G}{\mu(1-\epsilon)}$.

- Es para lechos fijos y fluidizados en ambos casos.
- La primera correlación es para un sistema gas-líquido.
- La segunda correlación es para un sistema sólido-líquido.
- Se obtuvo a partir de partículas cilíndricas.
- El término γ se define como: $\gamma = \frac{4L}{6350}$ donde L tiene que estar en $\text{lb/ft}^2\text{h}$.
- Para $L > 6350$ el coeficiente γ es independiente de L.
- La correlación se puede aplicar para flujos de gas continuos y pulsantes en regímenes de transición.

IV. COMPARACION ENTRE LAS CORRELACIONES REPORTADAS

Con el fin de comparar las diversas correlaciones encontradas en la literatura, se presentan gráficas en las que se involucran variables y/o grupos dimensionales, así con las rectas obtenidas se podrán sacar conclusiones entre unas y otras.

A continuación se darán los comentarios a las gráficas:

GRAFICA # 1

Si sólo se comparan aquellas gráficas que involucran el Ar (1a, 1b y 1c), se puede observar que hay una relación directa entre el Ar y el Jh, a saber, a medida que el Ar crece, el Jh aumenta también su valor.

Todas las correlaciones tienen la misma tendencia, a medida que el Re aumenta su valor, el Jh disminuye.

Dentro del rango de Re (300-4000) en el cual son válidas las tres primeras correlaciones, se ve que para obtener la mayor transferencia, las correlaciones 13 y 1c son muy parecidas en lo que a valores de Jh se refiere.

Por otro lado, si se quisiera la mínima transferencia la correlación 1a es la apropiada.

GRAFICA # 2

De este juego de tres correlaciones, la que ofrece el valor más grande de Nu es la No. 6. La correlación 10 a valores relativamente pequeños de Ar, que es donde está validada, proporciona el valor

mínimo de Nu.

La correlación 9 ofrece un valor intermedio de transferencia, además de que da el margen más amplio de Ar. Tanto la correlación 6 como la 10, involucran los Cp del fluido y la partícula, así como los diámetros del sistema.

GRAFICA # 3

Los valores de los coeficientes que se reportan para estas gráficas corresponden a coeficientes volumétricos, es decir involucran el área interfacial.

La tendencia de las correlaciones, como se puede observar es aumentar el valor del coeficiente a medida que aumenta la velocidad.

La correlación 22c ofrece el máximo valor del coeficiente mientras que la 22a proporciona el mínimo. Las correlaciones 18a y 18b están en una situación intermedia, dando la mayor transferencia aquella que es para un sistema de dos fases (18b).

GRAFICA # 4

De esta gráfica, en donde se involucran seis correlaciones, se puede observar que los valores para la transferencia cambian de acuerdo al Re en el que se hallen. Para Re mayores a 220, la correlación 28 ofrece la mayor transferencia, mientras que a valores más pequeños que éste, la correlación 32 proporciona la mayor transferencia.

La correlación 36 ofrece valores intermedios, además de que da el rango más amplio de Re. Las correlaciones 31a, 31b y 31c

proporcionan la mínima transferencia.

GRAFICA # 5

De las tres correlaciones que aquí se presentan, la correlación que mayores valores de transferencia proporciona es la 33, aunque después de $Re = 300$, se recomienda utilizar la 34c, ya que es en este punto donde la correlación 33 deja de aplicar. La correlación 34b a pesar de que puede extrapolarse, es la que ofrece la mínima transferencia.

GRAFICA # 6

En esta gráfica rápidamente se puede observar que las correlaciones 34b y 34c son las que ofrecen los valores más pequeños de transferencia, aun cuando ambas pueden extrapolarse.

La correlación 36 es la que da un intervalo de Re muy grande, pero proporciona valores relativamente menores en comparación con el resto de las correlaciones.

Para $Re < 300$, la correlación 33 es la que se recomienda, después de este punto la 28 es la que funciona.

GRAFICA # 7

Las correlaciones que aquí se grafican son las que los investigadores recomendaron para cada tipo de régimen.

Como se puede observar las correlaciones de la serie 31 son las que ofrecen los mayores valores de transferencia en el rango de Re que se está representando; cuando se utilicen otros valores de Re ,

se debe tener cuidado, ya que en el momento de extrapolar, los mayores valores de transferencia, los pueden dar las correlaciones de la serie 34.

GRAFICA # 8

En la gráfica se muestra que a medida que el Re crece el J_D disminuye, esto ocurre con las tres correlaciones.

Se podría decir que el punto decisivo para esta gráfica es aquel donde $Re = 10$, pues es aquí donde las correlaciones 35a y 35b terminan y empiezan a tener validación respectivamente, y la correlación 30 está en un punto intermedio de su rango de aplicación.

Para $Re < 10$ es recomendable utilizar la correlación 35a, para $Re > 10$ se recomienda la correlación 35b, ya que la correlación 30 sólo es válida hasta $Re = 20$.

GRAFICA # 9

La correlación que ofrece un mayor Sh y como consecuencia un coeficiente más alto es la correlación 27c, que además da un amplio margen de valores de Re , le sigue la 27b. La correlación 29 ofrece valores muy bajos de transferencia.

En esta gráfica se pueden observar dos correlaciones (27b y 27c) propuestas por el mismo investigador para dos diferentes tamaños de partícula. El hecho de tener una partícula más grande implica para este investigador, y se ve reflejado en la gráfica, que la transferencia es mayor. Para $Re < 10$ se recomienda utilizar la

correlación 27a.

GRAFICA # 10

El Pe, que es un número que involucra características del fluido y la partícula; a medida que aumenta ocasiona que el Sh aumente, con lo cual corrobora que la transferencia es una función de las propiedades del fluido y la partícula.

GRAFICA # 11

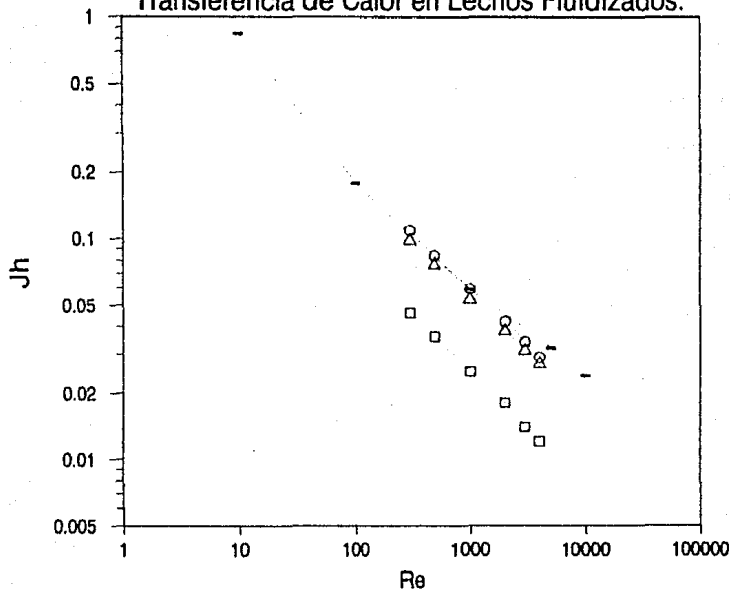
De esta gráfica se puede concluir que las correlaciones 19a y 21, dan valores semejantes para un mismo intervalo de Re.

Es preferible utilizar la correlación 21 en lugar de la 19a o 19b ya que a pesar de que da valores de $ShSc^{-1/3}$ menores, da un rango de Re en el que es válida tanto para fluidos newtonianos como para no newtonianos.

Es importante recalcar que a partir de $Re > 100$ la correlación adecuada para utilizar es la 19b, siempre y cuando se trate de fluidos newtonianos.

La correlación 25 también podría utilizarse ya que la diferencia de valores con la 19b son mínimos. Cualquier relación dependerá del sistema con que se esté trabajando.

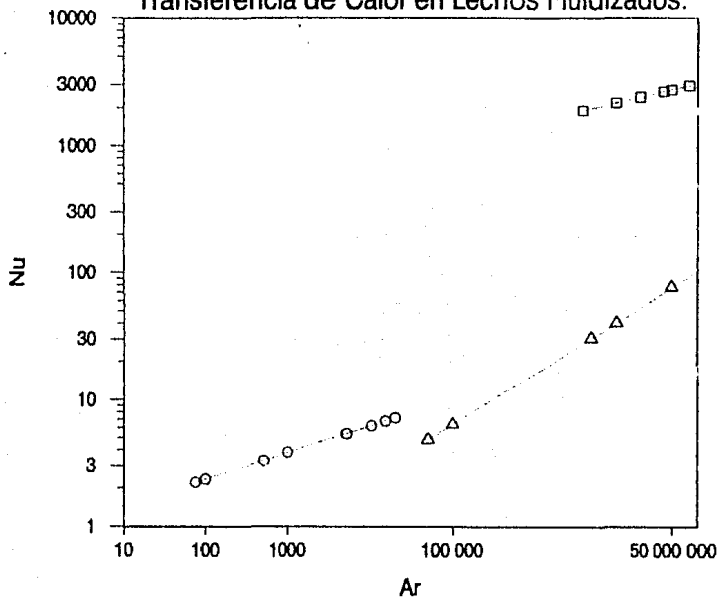
Transferencia de Calor en Lechos Fluidizados.



- (1a) $J_h = 0.018(Ar/Re^2)^{1/4}$ $Ar = 4 \times 10^6$
- △ (1b) $J_h = 0.018(Ar/Re^2)^{1/4}$ $Ar = 80 \times 10^6$
- (1c) $J_h = 0.018(Ar/Re^2)^{1/4}$ $Ar = 120 \times 10^6$
- (13) $J_h = ((2.876/Re) + (0.3023/Re^{0.35})) / \epsilon$

Gráfica 1

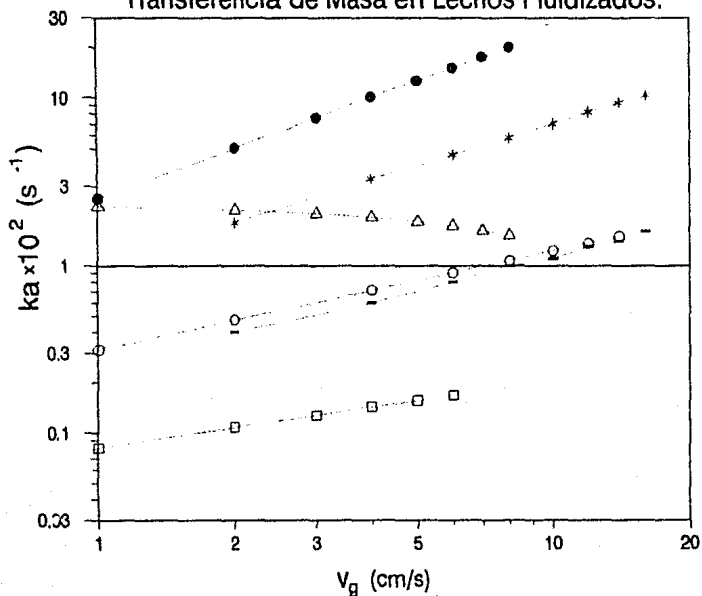
Transferencia de Calor en Lechos Fluidizados.



- (6) $Nu = 209 Ar^{0.145}$
- △ (9) $Nu = 0.064 Ar^{0.4}$
- (10) $Nu = 0.9 Ar^{0.21}$

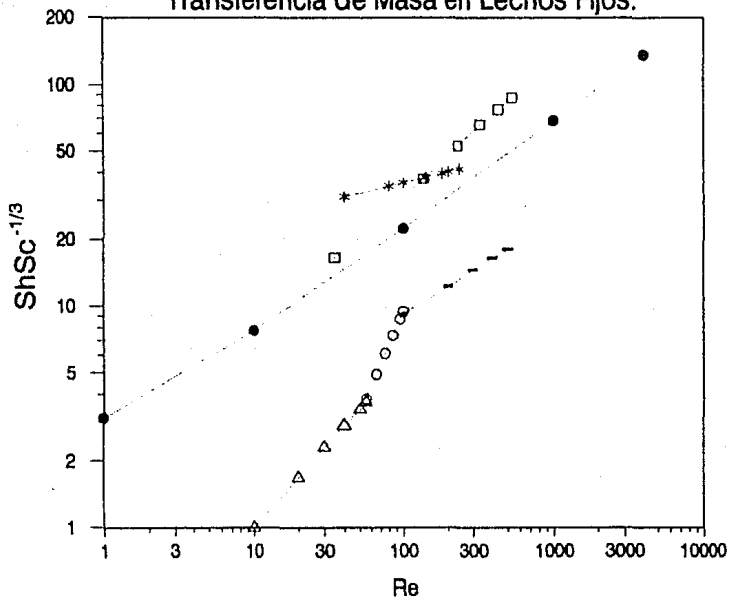
Gráfica 2

Transferencia de Masa en Lechos Fluidizados.



Gráfica 3

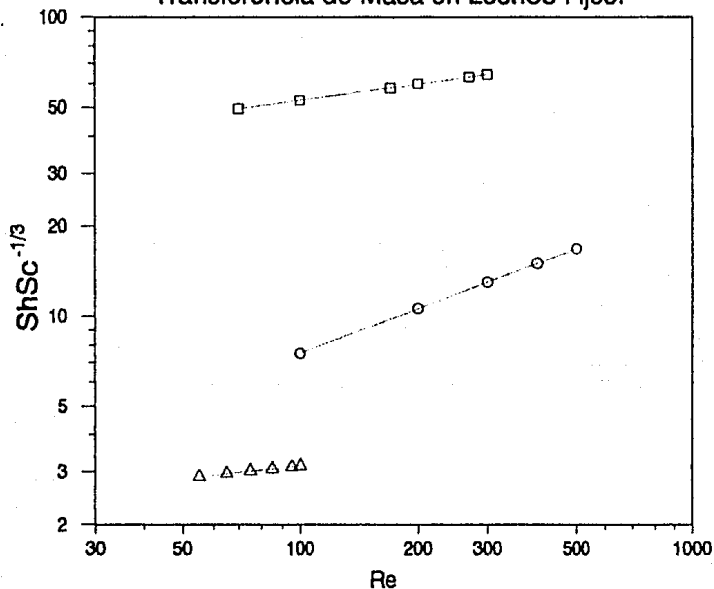
Transferencia de Masa en Lechos Fijos.



- (28) $ShSc^{-1/3} = 1.24(Re/(1-\epsilon))^{0.61}$
- △ (31a) $ShSc^{-1/3} = (0.0819Re^{0.777})/\epsilon$
- (31b) $ShSc^{-1/3} = (0.00437Re^{1.517})/\epsilon$
- (31c) $ShSc^{-1/3} = (0.68Re^{0.416})/\epsilon$
- * (32) $ShSc^{-1/3} = 0.72Re_L^{0.54} Re_G^{0.16} / \epsilon$
- (36) $ShSc^{-1/3} = 2.14Re^{1/2} + 0.99$

Gráfica 4

Transferencia de Masa en Lechos Fijos.



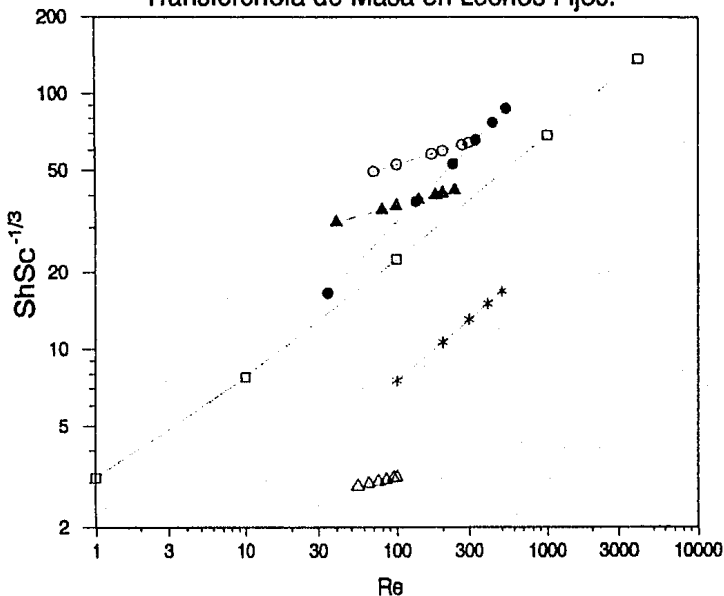
□ (33) $ShSc^{-1/3} = 2.4 Re_L^{0.34} Re_G^{0.18} / \epsilon$

△ (34b) $ShSc^{-1/3} = 0.55 D_p Re^{0.14}$

○ (34c) $ShSc^{-1/3} = 0.75 Re^{1/2}$

Gráfica 5

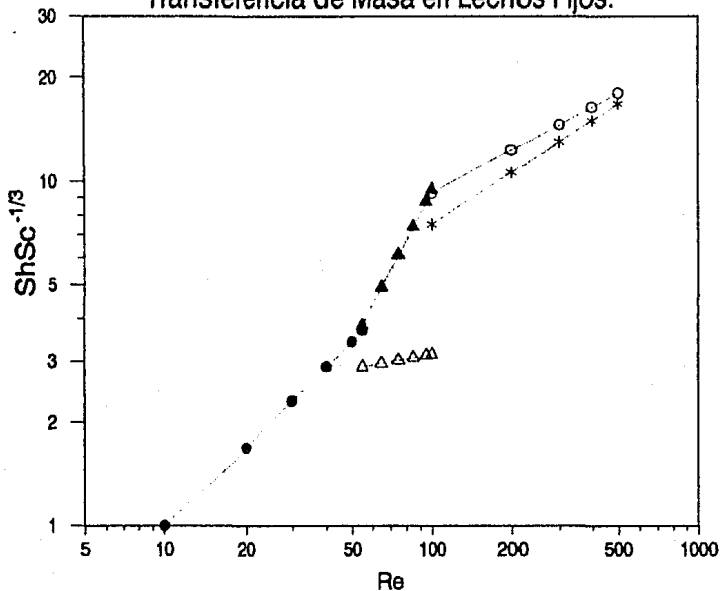
Transferencia de Masa en Lechos Fijos.



- (28) $ShSc^{-1/3} = 1.24(Re/(1-\epsilon))^{0.61}$
- ▲ (32) $ShSc^{-1/3} = 0.72Re_L^{0.54} Re_G^{0.16} / \epsilon$
- (33) $ShSc^{-1/3} = 2.4Re_L^{0.34} Re_G^{0.18} / \epsilon$
- △ (34b) $ShSc^{-1/3} = 0.55 D_p Re^{0.14}$
- * (34c) $ShSc^{-1/3} = 0.75 Re^{1/2}$
- (36) $ShSc^{-1/3} = 2.14Re^{1/2} + 0.99$

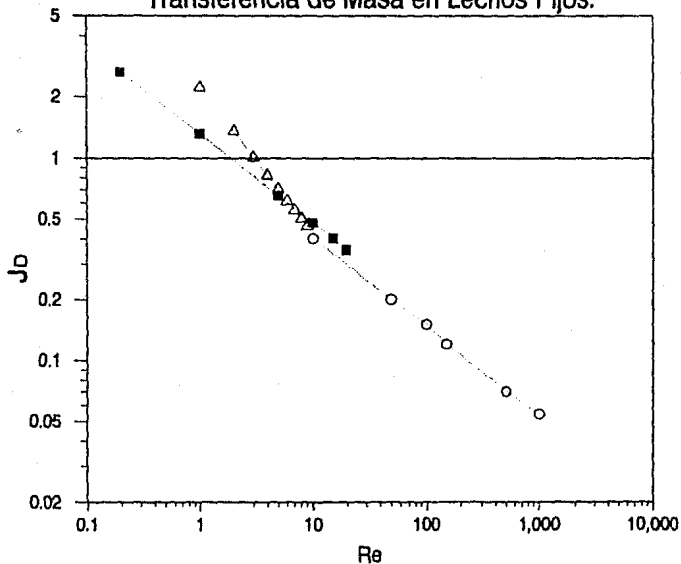
Gráfica 6

Transferencia de Masa en Lechos Fijos.



Gráfica 7

Transferencia de Masa en Lechos Fijos.



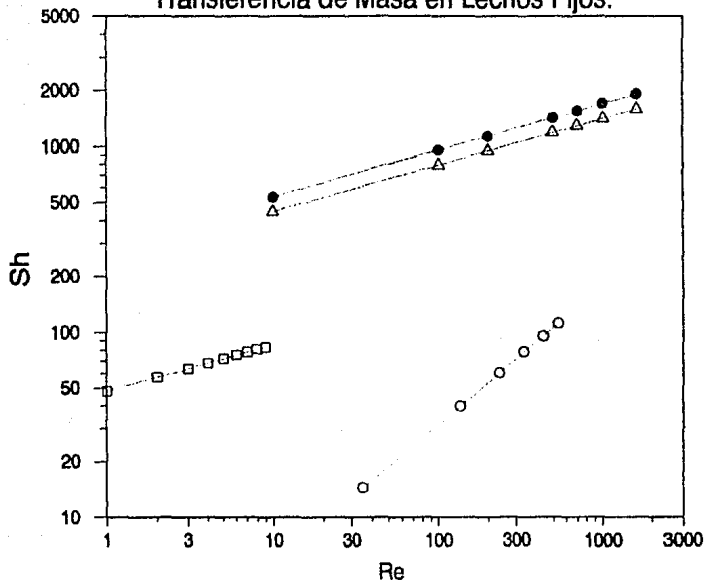
■ (30) $J_D = 1.31 Re^{-0.436}$

△ (35a) $J_D = (1.11 Re^{-0.7196})/\epsilon$

○ (35b) $J_D = (0.5534 Re^{-0.4369})/\epsilon$

Gráfica 8

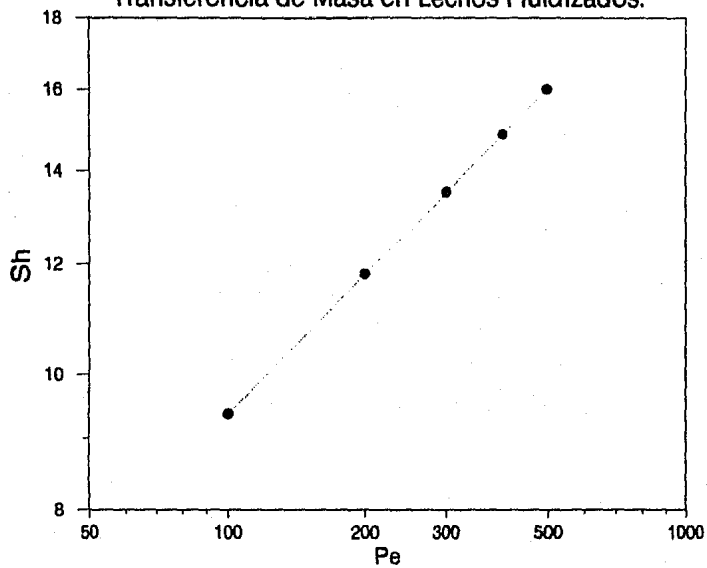
Transferencia de Masa en Lechos Fijos.



- (27a) $Sh = 48 Re^{1/4}$
- △ (27b) $Sh = 250 Re^{1/4}$ $D_p = 11\text{mm}$
- (27c) $Sh = 300 Re^{1/4}$ $D_p = 12\text{mm}$
- (29) $Sh = Re^{3/4}$

Gráfica 9

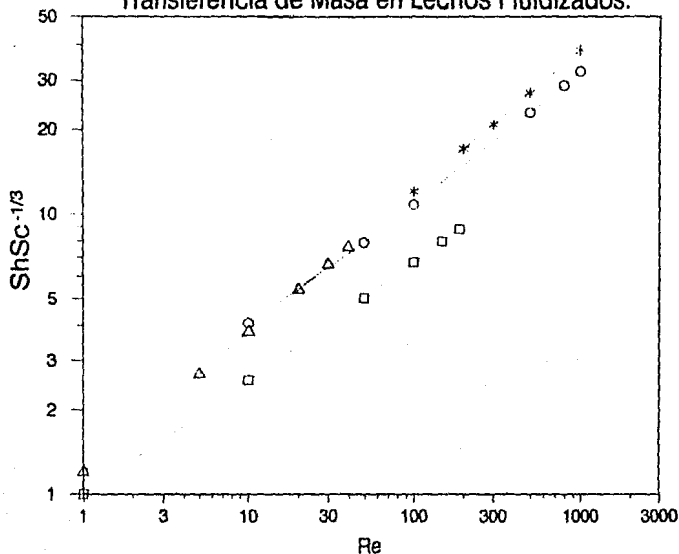
Transferencia de Masa en Lechos Fluidizados.



● (17) $Sh = 1.01 Pe^{1/3} / \epsilon$

Gráfica 10

Transferencia de Masa en Lechos Fluidizados.



△ (19a) $ShSc^{-1/3} = 1.2 Re^{1/2}$ Fluidos No-Newtonianos

* (19b) $ShSc^{-1/3} = 1.2 Re^{1/2}$ Fluidos Newtonianos

□ (21) $ShSc^{-1/3} = 1.45(Re^{0.42})(1-\epsilon)^{0.58}$

○ (25) $ShSc^{-1/3} = 2\epsilon + 0.69(Re/\epsilon)^{1/2}$

Gráfica 11

V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

El principal propósito de este trabajo es dar una guía actualizada en lo que se refiere a correlaciones de transferencia de masa y calor en reactores catalíticos de lecho fijo y fluidizado, ya que es obligación de todo verdadero ingeniero el buscar nuevas opciones al realizar su trabajo, no importa de que tipo sea éste.

Ya que se han comentado las gráficas es necesario aclarar que estas gráficas además de guía para comparar las diversas correlaciones, podrán servir para obtener algún valor de ellas.

Es de mencionar que estas gráficas así como las correlaciones que se han reportado deben ser utilizadas respetando los rangos de aplicación ya sea en variables o en grupos adimensionales; de esta manera se estará asegurando que los resultados que se obtengan serán los adecuados.

Además de respetar los rangos de aplicación, es necesario tener el suficiente criterio para decidir si los resultados obtenidos son lógicos o no, y si aplican al problema que se está resolviendo. Este criterio solamente se obtiene a través del tiempo y del estudio continuo de este tipo de problemas.

Por otro lado, se debe recalcar que además de las gráficas y las correlaciones, se encuentra un apartado en el cual se incluyen las observaciones necesarias para el uso de cada una de las correlaciones.

En este trabajo se hizo mención de los máximos valores de transferencia, sin embargo también es factible encontrar los mínimos

valores cuando estos se requieran.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- TREYBAL, ROBERT E.: Operaciones de Transferencia de Masa. Mc Graw Hill, 1980.
- 2.- KERN, DONALD G.: Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, 1965.
- 3.- FOUST, ALAN S.: Principios de Operaciones Unitarias. CECSA, 1975.
- 4.- SMITH, J.M.: Ingeniería de la Cinética Química. CECSA, 1982.
- 5.- BENNETT & MYERS: Momentum, Heat and Mass Transfer. Mc Graw Hill, 1974.
- 6.- GEANKOPLIS: Principios de transporte y Operaciones Unitarias. CECSA, 1978.
- 7.- PERRY: Manual del Ingeniero Químico. Mc Graw Hill.1980.
- 8.- LANGHAAR, H. L.: Dimensional Analysis and Theory of Models. John Wiley & Sons, Inc. 1951.

- 9.- GUPTA, S.N.; CHAUBE, R.B. and UPADHYAY, S.N.: Chemical Engineering Science, 1974, vol. 29, pp. 839-843.
- 10.- KHAN, A.R.; JUMA, A.K.A. and RICHARDSON, J.F.: Chemical Engineering Science, 1983, No.12, vol. 38, pp. 2053-2066.
- 11.- MOCHIZUKI, S.: Chemical Engineering Science, 1982, vol. 37, No. 9, pp. 1422-1424.
- 12.- PATERSON, W.R. and CARBERRY J.J.: Chemical Engineering Science, 1983, vol. 38, pp.175-180.
- 13.- LANAUZE, R.D.; JUNG, K. and KASTL, J.: Chemical Engineering Science, 1984, vol. 39, pp.1623-1633.
- 14.- TONINI, R.D.; BOHM, U. and BREA, F.M.: Chemical Engineering Journal, 1981, vol. 22, pp.51-59.
- 15.- HIKITA, H.; ASAI, S.; TANIGAWA, K.; SEGAWA, K. and KITAO, M.: Chemical Engineering Journal, 1981, vol. 22, pp.61-69.
- 16.- UPADHYAY, S.N. and TRIPATHI, G.: Journal of Chemical and Eng. Data, 1975, vol. 20, pp.20-26.

- 17.- KUMAR, S.; UPADHYAY, S.N. and MATHUR, V.K.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1977, vol. 16, No. 1, pp.1-8.
- 18.- DWIVEDI, P.N. and UPADHYAY, S.N.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1977, vol. 16, No. 2, pp.157-165.
- 19.- SPECCHIA, V.; BALDI, G. and GIANETTO, A.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1978, vol. 17, No. 3, pp.362-367.
- 20.- BALAKRISHNAN, A.R. and PEI, D.C.T.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1979, vol. 18, No. 1, pp.30-40.
- 21.- HUGHMARK, G.A.: Ind. Eng. Chem. Fundam., 1980, vol. 19, No. 2, pp. 198-201.
- 22.- RUETHER, J.A.; YANG, C. and HAYDUK, W.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1980, vol. 19, No. 1, pp.103-107.
- 23.- DELAUNAY, G.; STORCK, A.; LAURENT, A. and CHARPENTIER, J.C.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1980, vol. 19, No.4, pp.514-521.
- 24.- GREWAL, S.N. and SAXENA, S.C.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1981, vol. 20, No. 1, pp.108-116.

- 25.- BOHM, U.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1983, vol. 22, No.2, pp. 339-341.
- 26.- KAWASE, Y. and ULBRECHT, J.J.: Ind. Eng. Chem. Fundam. 1985, vol. 24, pp.115-116.
- 27.- ZHANG, G.T. and OUYANG, F.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1985, vol. 24, No. 2, pp.430-433.
- 28.- GREWAL, N.S.; CHEUNG, T.K. and SAXENA, S.C.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1985, vol. 24, No. 2, pp.458-471.
- 29.- BOHM, U. and GAGLIARDINO, D.A.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1985, vol. 24, No. 3, pp.888-889.
- 30.- MATHUR, A.; SAXENA, S.C. and CHAO, A.: Ind. Eng. Chem. P.D.D., 1986, vol. 25, No. 1, pp.156-163.
- 31.- STEIFF, A. and WEINSPACH, P.M.: Ger. Chem. Eng., 1978, vol. 1, pp. 150-161.
- 32.- ROSSI, R.A.: Chemical Engineering, 1984, Oct.15, pp. 95-102.
- 33.- BONDY, F. and LIPPA, S.: Chemical Engineering, 1983, Apr.14, pp. 62-71.

- 34.- TILTON, J.N. and RUSSELL, T.W.F.: Chemical Engineering, 1982, Nov.29, pp. 61-67.
- 35.- FEDKIW, P. and NEWMAN, J.: AICHE Journal, 1977, vol. 23, No. 3, pp. 255-263.
- 36.- DHARWADKAR, A. and SYLVESTER, N.D.: AICHE Journal, 1977, vol. 23, No. 3, pp. 376-378.
- 37.- BALAKRISHNAN, A.R. and PEI, D.C.T.: AICHE Journal, 1978, vol. 24, No. 4, pp. 613-619.
- 38.- SATTERFIELD, C.N.; VAN EEK, M.W. and BLISS, G.S.: AICHE Journal, 1978, vol. 24, No. 4, pp. 709-717.
- 39.- MOCHIZUKI, S.: AICHE Journal, 1978, vol. 24, No. 6, pp. 1138-1141.
- 40.- TARDOS, G.I. and GUTFINGER, C.: AICHE Journal, 1979, vol. 25, No. 6, pp. 1073-1077.
- 41.- CHAUDHARI, R.V. and RAMACHANDRAN, P.A.: AICHE Journal, 1980, vol. 26, No. 2, pp. 177-201.
- 42.- DHANUKA, V.R. and STEPANEK, J.B.: AICHE Journal, 1980, vol. 26, No. 6, pp. 1029-1038.

- 43.- KELLAND, A.H.P. and MOON LEE, J.: AICHE Journal, 1981, vol. 27, No. 1, pp. 99-111.
- 44.- VASALOS, I.A.; RUNDELL, D.N.; MEGIRIS, K.E. and TJATJOPOULOS, G.J.: AICHE Journal, 1982, vol. 28, No. 2, pp. 346-348.
- 45.- SHAH, Y.T.; KELKAR, B.G.; GODBOLE, S.P. and DECWER, W.D.: AICHE Journal, 1982, vol. 28, No. 3, pp. 353-379.
- 46.- HERSKOWITZ, M. and SMITH, J.M.: AICHE Journal, 1983, vol. 29, No. 1, pp. 1-18.
- 47.- MUROYAMA, K. and FAN, L.S.: AICHE Journal, 1985, vol. 31, No. 1, pp. 1-34.
- 48.- CHANDRAN, R. and CHEN, J.C.: AICHE Journal, 1985, vol. 31, No. 1, pp. 168-170.
- 49.- NGUYEN-TIEN, K.; PATWARI, A.N.; SCHUMPE, A. and DECWER, W.D.: AICHE Journal, 1985, vol. 31, No. 2, pp. 194-201.
- 50.- RAO, V.G. and DRINKENBURG, A.H.H.: AICHE Journal, 1985, vol. 31, No. 7, pp. 1059-1068.

- 51.- MARRONE, G.M. and KIRWAN, D.J.: AICHE Journal, 1986,
vol. 32, No. 3, pp. 523-525.
- 52.- GEORGE, S.E. and GRACE, J.R.: AICHE Journal, 1982,
vol. 28, No. 5, pp. 759-765.
- 53.- CHIU MING, T. and ZIEGLER, E.N.: AICHE Journal,
1983, vol. 29, No. 4, pp. 677-685.
- 54.- KAWASE, Y. and ULBRECHT, J.J.: AICHE Journal, 1983,
vol. 29, No. 4, pp. 689-691.
- 55.- CHIU, T.M. and ZIEGLER, E.N.: AICHE Journal, 1985,
vol.31. No. 9, pp. 1504-1509.
- 56.- WILSON, E.J. and GEANKOPLIS C.J.: Ind. Eng. Chem.
Fundam. 1966, vol. 5, No. 9
- 57.- BIRD, B; STEWART, W AND LIGHTFOOT, E: Transport
phenomena. John Wiley & Sons, Inc. New York, 1960.
- 58.- SZEKELY, JULIAN: The mathematical and physical
modelling of metals processing operation.
Department of Materials Science and Engineering,
Massachusetts Institute of Technology, Cambridge,
Massachusetts 02139.

- 59.- COLOUHOUN-LEE I. and STEPANEK: Trans I. Chem E,
Vol. 56, No. 2, 1978, pag. 136.
- 60.- KUMAR S. and UPADHYAYS.N.: Ind. Eng. Chem.
Fundam., Vol. 20, No. 3, 1981, pag. 186.
- 61.- SYLVESTER N.D. and PITAYAGULSARN P.: Ind. Eng.
Chem. P.D.D. Vol. 14, 1975 pag. 421.