

Alfaro Pérez, Johnny; Molina Córdoba, Manuel
DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE PELÍCULA PARA FLUIDOS
PSEUDOPLÁSTICOS CALENTADOS CON SERPENTÍN EN TANQUES AGITADOS
Ingeniería. Revista de la Universidad de Costa Rica, vol. 22, núm. 1, enero-junio, 2012,
pp. 25-37
Universidad de Costa Rica
Ciudad Universitaria Rodrigo Facio, Costa Rica

Disponible en: <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=44170526002>

DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE PELÍCULA PARA FLUIDOS PSEUDOPLÁSTICOS CALENTADOS CON SERPENTÍN EN TANQUES AGITADOS

*Johnny Alfaro Pérez
Manuel Molina Córdoba*

Resumen

Esta investigación tuvo como objetivo determinar el coeficiente de transferencia de calor (h) de fluidos pseudoplásticos en tanques agitados tipo "batch" que contienen un serpentín en un régimen de calentamiento isotérmico.

Para ello se determinaron las propiedades fisicoquímicas de importancia de las disoluciones pseudoplásticas estudiadas como densidad y viscosidad aparente; además, se utilizó un equipo experimental constituido por un tanque de dimensiones estándar donde se introduce la disolución pseudoplástica, se le mide su temperatura inicial, se calienta por medio de un serpentín por el cual circula vapor de baja presión, y se mide su temperatura final junto con el tiempo de calentamiento.

Con los datos experimentales se calculó el coeficiente de película de los fluidos pseudoplásticos para cada uno de los experimentos y se ajustaron a un modelo de números adimensionales. Por la dispersión de los datos con respecto al modelo utilizado, la correlación obtenida es aconsejable para un dimensionamiento inicial de este tipo de equipo de transferencia de calor.

Palabras clave: modelos, transferencia de calor, fluidos pseudoplásticos, reología.

Abstract

The objective of this research was to determine the heat transfer coefficient (h) of pseudoplastic fluids in agitated batch vessels with coil in an isothermal heating regime.

First, the most important physicochemical properties (density and apparent viscosity) of the studied pseudoplastic solutions were determined; then, it was used an experimental equipment that consisted in a standard dimensions' vessel where the solution is placed; the initial temperature is measured and the solution is heated with a coil, where low pressure vapour is flowing, and the final temperature and heating time were measured.

The experimental heat transfer coefficient was calculated for every experiment and the data were fitted in a dimensionless model. Based on the dispersion of the data and the fitness of the model, the correlations obtained should be used only for initial scaling of this type of heat transfer equipment.

Keywords: models, heat transfer, pseudoplastic fluids, rheology.

Recibido: 24 de enero del 2012 · **Aprobado:** 02 de octubre del 2012

1. INTRODUCCIÓN

La transferencia de calor por convección es un fenómeno que tiene aplicación en la mayoría de los procesos industriales. El modelo más utilizado para estimarla se basa en la diferencia de temperaturas entre dos fluidos, así como de un coeficiente empírico que depende de las propiedades fisicoquímicas de las sustancias involucradas, de la geometría del sistema y del régimen de flujo (McCabe, Smith y Harriot, 2007).

Para determinar el tamaño, el costo y la factibilidad de un equipo necesario para el intercambio de calor entre dos corrientes, como pueden ser los tanques agitados tipo "batch", es de suma importancia poder estimar la transferencia de calor en el sistema en un tiempo determinado.

Además, el flujo de sustancias no newtonianas es un tema de gran aplicación en los procesos químicos e industriales, ya que la mayor parte de los fluidos utilizados en estos procesos

son de esta naturaleza, principalmente, los fluidos pseudoplásticos (Chhabra y Richardson, 2008).

En la literatura se encuentra una amplia investigación acerca de la transferencia de calor en sustancias newtonianas; sin embargo, existe escasa información con respecto a la transferencia de calor en tanques agitados para fluidos no newtonianos.

Por estas razones, esta investigación tuvo como objetivo obtener una correlación en términos de números adimensionales que permita relacionar el coeficiente de transferencia de calor de varias disoluciones de fluidos pseudoplásticos en tanques agitados calentados con serpentín, de manera que esta correlación pueda utilizarse en el dimensionamiento preliminar de equipos industriales que requieran el calentamiento o enfriamiento de dichas disoluciones.

2. FUNDAMENTO TEÓRICO

2.1 Fluidos pseudoplásticos

Los fluidos no newtonianos son aquellos que no presentan una tendencia lineal en una curva de flujo (esfuerzo cortante contra el gradiente de velocidad) para una temperatura y presión dadas. Los fluidos pseudoplásticos son fluidos no newtonianos donde la viscosidad no depende del tiempo, sino de la temperatura y la velocidad de corte (McCabe, et al, 2007).

Los fluidos pseudoplásticos se caracterizan porque la curva de flujo tiene una forma convexa, y que en los puntos extremos se presenta un comportamiento lineal (Sharma, et al, 2003). Existen varios modelos en la literatura para describir el comportamiento reológico de los fluidos pseudoplásticos; sin embargo, el más utilizado es la ley de la potencia, el cual se describe por la siguiente ecuación:

$$\tau = K \left(\frac{du}{dy} \right)^n \quad (1)$$

donde:

τ : Esfuerzo cortante.

K : Índice de consistencia.

du/dy : Velocidad de corte.

n : Índice de comportamiento del fluido.

En el caso de los fluidos pseudoplásticos, el índice de comportamiento del fluido (n) debe ser menor a uno (Sharma, et al, 2003). Además, la viscosidad aparente en un punto de la curva de flujo se puede determinar por medio de la siguiente ecuación:

$$\mu_A = K \left(\frac{du}{dy}_{prom} \right)^{n-1} \quad (2)$$

donde:

μ_A : Viscosidad aparente.

De acuerdo con Chhabra y Richardson (2008), el índice de consistencia varía con la temperatura por medio del siguiente modelo:

$$K = K_0 \left\{ 1 + \beta(T - T_0) \right\}^{-n} \quad (3)$$

donde:

K_0 : Índice de consistencia a una temperatura referencia.

β : Constante del índice de consistencia con la temperatura.

T: Temperatura de medición.

T_0 : Temperatura de referencia.

2.2 Agitación y mezclado

El proceso de agitación es uno de los más importantes dentro de la industria química, ya que el éxito de muchas operaciones industriales depende de una agitación y mezcla eficaz (McCabe, et al, 2007). Los líquidos se pueden agitar con varios propósitos, entre ellos, para aumentar la transferencia de calor entre un fluido y un serpentín (Geankoplis, 1998).

Los líquidos se agitan por lo general en tanques, los cuales están provistos de un eje vertical; sobre dicho eje se instalan impulsores, los cuales tienen diferentes formas y tamaños. En el caso de fluidos no newtonianos se requieren de impulsores diferentes dependiendo de la velocidad de rotación y la viscosidad aparente del fluido (Chhabra y Richardson, 2008).

Debido a esto, cada impulsor presenta patrones de mezclado diferentes, los cuales son difíciles de determinar teóricamente; por

lo que, Metzner y Otto (1957) desarrollaron la siguiente relación entre la velocidad de corte promedio con la velocidad de agitación para cada agitador en particular:

$$\left(\frac{du}{dy} \right)_{\text{prom}} = k_s N \quad (4)$$

donde:

k_s : Función del tipo de impulsor y configuración del recipiente.

N: Velocidad de agitación.

2.3 Transferencia de calor

La rapidez de calor transferido por convección entre una superficie y un fluido, como es el caso en esta investigación, se calcula por medio de la relación propuesta por Newton:

$$Q = hA(T_s - T_f) \quad (5)$$

donde:

Q: Flujo de calor.

A: Área de transferencia.

T_s: Temperatura en la superficie.

T_f: Temperatura en el seno del fluido.

Para predecir la velocidad de transferencia de calor en tanques agitados es necesario estimar el coeficiente de transferencia de calor. Dicho coeficiente depende del arreglo particular del recipiente, el impulsor y el serpentín o de la chaqueta, así como de las propiedades fisicoquímicas del fluido, como la densidad, viscosidad, capacidad calorífica y la conductividad térmica (Chhabra y Richardson, 2008).

Normalmente se utilizan números adimensionales que se obtienen por medio de análisis dimensional, que permiten relacionar las variables que afectan al sistema con el coeficiente de película. Para el caso de tanques agitados se presentan relaciones como la que se presenta en la ecuación 6:

$$Nu = B \cdot Re^\alpha Pr^\beta \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^\gamma \prod_{i=1}^n forma^\delta \quad (6)$$

donde:

Nu: Número de Nusselt.

Re: Número de Reynolds.

Pr: Número de Prandlt.

Forma: Factores de forma.

μ_w : Viscosidad a la temperatura de la pared.

$\alpha, \beta, \gamma, \delta, B$: Coeficientes.

Para el caso de fluidos pseudoplásticos, la ecuación (6) se puede reescribir, de manera que los números adimensionales se presenten con todas las variables de importancia para el proceso, de la siguiente manera:

$$\frac{h_o D_T}{k} = B \left(\frac{ND_a^2 \rho}{\mu_A} \right)^\alpha \left(\frac{C_p \mu_A}{k} \right)^\beta \left(\frac{\mu_A}{\mu_{Aw}} \right)^\gamma \quad (7)$$

donde:

D_a: Diámetro del agitador.

D_T: Diámetro del tanque.

Cp: Capacidad calorífica de la disolución.

k: Conductividad térmica de la disolución.

Q: Densidad de la disolución.

h_o: Coeficiente de película de la disolución.

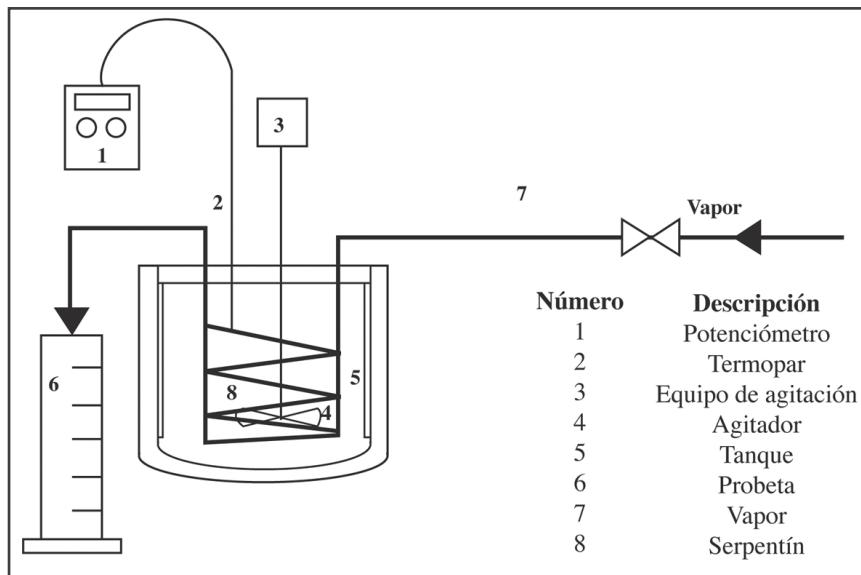
3. EQUIPO, MATERIALES Y METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

3.1 Equipo experimental

El equipo experimental utilizado se muestra esquematizado en la Figura 1. Los elementos esenciales son:

Tanque: Construido de acero al carbono, de forma cilíndrica vertical. El diámetro interno es de 0,32 m y satisface la relación de altura/diámetro interno de 1. El volumen efectivo es de 25,7 L. Cuenta con un aislante que permite despreciar las pérdidas de calor al ambiente. El tanque está provisto con cuatro deflectores.

Agitador: Se utiliza una turbina de aspas inclinadas, ya que la transferencia de calor es favorecida con impulsores de flujo axial (Oldshue, 1983). Su diámetro es de 84 mm y es colocado a una distancia respecto al fondo del tanque de 84 mm.

**Figura 1.** Equipo experimental.

Fuente: Los autores.

Equipo de agitación: Se encuentra representado por el indicador 3 en la Figura 1. Para las corridas experimentales se utiliza el equipo Lightnin LabMaster Mixer®, que permite registrar las revoluciones por segundo.

Sistema de calentamiento: Se encuentra representado por los indicadores 7 y 8 en la Figura 1, que es la línea de mayor grosor. El vapor que proviene de una caldera, se pasa a través de una válvula de globo para regular su flujo, y luego se pasa por una válvula reguladora de presión, con la finalidad de reducir y mantener constante la presión a lo largo de la experimentación; después de su paso por el serpentín se determina el flujo de condensado.

Viscosímetro rotacional: La viscosidad aparente se mide con un viscosímetro Brookfield con un ámbito de 1 cP a 90 000 cP.

3.2 Materiales

Se utiliza glicerina con una fracción de masa de 99,9 % para la calibración del viscosímetro rotacional. Como fluidos pseudoplásticos de

trabajo se utilizan goma Guar, goma Xantana y carboximetilcelulosa (CMC), todas estas de grado alimenticio.

3.3 Metodología experimental

Primera etapa: medición de propiedades fisicoquímicas

De acuerdo con Chhabra y Richardson (2008), para las disoluciones pseudoplásticas de tipo acuoso, diluidas y de concentración media (con una fracción masa menor a 5 %), tal como el caso de las disoluciones de la presente investigación, se tiene que la conductividad térmica y la capacidad calorífica pueden tomarse iguales a los reportados para el agua, con un error menor al 5 %.

Sin embargo, no puede aplicarse lo mismo para el caso de la viscosidad aparente, por lo que, se debe determinar para cada una de las disoluciones a utilizar en la segunda fase experimental. Para ello, se utiliza un

viscosímetro Brookfield, de manera que se obtengan valores de viscosidad aparente y de velocidad de corte (du/dy); posteriormente, se ajustan dichos valores al modelo de la ley de la potencia dado en la ecuación (2).

Dichas mediciones se realizan a dos temperaturas diferentes para poder determinar la funcionalidad del índice de comportamiento con la temperatura, de manera que el modelo generado pueda ser utilizado para calcular las viscosidades aparentes a diferentes temperaturas.

El viscosímetro rotacional se calibra utilizando glicerina con una fracción masa de 99,9 %, ya que, al tratarse de un fluido newtoniano, a todas las velocidades de rotación del viscosímetro, la viscosidad medida debe ser igual a la reportada en la literatura, lo que permite determinar una corrección que debe realizarse a los valores obtenidos con el viscosímetro para determinar la viscosidad aparente real de las disoluciones.

Para la determinación de la densidad de las diferentes disoluciones pseudoplásticas se hace uso de un picnómetro, por lo que, esta propiedad física se determina llenando este equipo con la disolución respectiva, se determina la masa por medio de diferencia y el volumen del picnómetro es conocido.

Segunda etapa experimental: coeficientes de película

Puesto que el coeficiente de película varía con la concentración de la disolución, naturaleza del soluto, así como de la velocidad de agitación dentro del tanque, se escogen como variables de experimentación y sus respectivos niveles los siguientes:

- Sustancias: CMC, goma Guar, goma Xantana.
- Concentraciones (en fracciones masa): 0,1 %, 0,3 %, 0,5 %.
- Velocidades: 100, 220, 330 y 450 rev/min.

Estas disoluciones son muy utilizadas en la industria de alimentos como espesantes y presentan un amplio ámbito de viscosidades aparentes. Además, las velocidades se escogen de manera que cubran diversos regímenes de flujo y

considerando la capacidad del equipo de agitación a utilizar; el cual a velocidades mayores empieza a presentar problemas de operación debido a una vibración excesiva.

El diseño estadístico se basa en dos bloques: el primero es la velocidad de agitación dentro del tanque y el segundo es la combinación entre las sustancias y sus concentraciones; de manera que se obtienen 36 tratamientos diferentes. Se realizan tres repeticiones con la finalidad de aumentar la confiabilidad de los resultados, por lo que, el total de corridas es de 108.

Debido a la degradación térmica que sufren las sustancias de trabajo a temperaturas elevadas, se restringe el intervalo de temperaturas de trabajo, por lo que, tomando como medida de seguridad, se establece como temperatura máxima de la disolución dentro del tanque 45 °C.

Debe puntualizarse la importancia que tiene la preparación de las disoluciones utilizadas en cuanto al tiempo de uso, especialmente para la goma Guar y Xantana; ya que, si no se le da el tiempo de reposo adecuado, las partículas no se hidrolizan lo suficiente, lo que provoca cambios en la viscosidad aparente; y si el tiempo es muy prolongado, empieza la descomposición de estas sustancias debido a la acción de microorganismos, alterando sus propiedades y entre ellas los valores de viscosidad.

Tomando estas consideraciones, cada una de las corridas del diseño estadístico se estructura con la siguiente metodología de trabajo:

- Primero, se coloca la disolución a utilizar dentro del tanque.
- Luego, se abre la válvula de ingreso de vapor al serpentín.
- Se establece la velocidad de trabajo del agitador para el fluido dentro del tanque.
- Cuando la temperatura del fluido es 30 °C, se inicia la toma del tiempo.
- Se determina el flujo de condensado de la línea de vapor por medio de una probeta y cronómetro.
- Cuando la temperatura del fluido es 40 °C, se termina la toma del tiempo.
- Se cierra la válvula de ingreso de vapor al serpentín.
- Se vacía el tanque y se limpia.

Con los valores de las variables de medición (tiempo de la corrida y temperatura final de la disolución), se calcula el coeficiente de película de los fluidos pseudoplásticos para cada una de las corridas, y luego se realiza una regresión múltiple para determinar los parámetros del modelo a utilizar dado por la ecuación (7).

Para la determinación del coeficiente de película del lado del vapor se realizaron cinco experimentos con agua, que es un fluido newtoniano con correlaciones conocidas de su coeficiente de película en la fase líquida, siguiendo la misma metodología.

Tercera etapa experimental: Comprobación del modelo

Para ello se ejecutan cuatro corridas adicionales con CMC con una fracción masa de 0,2 %, el cual presenta viscosidades aparentes dentro del ámbito estudiado, a cuatro velocidades diferentes (100, 200, 300 y 400 rev/min) siguiendo la misma metodología de la segunda etapa experimental.

4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1 Propiedades fisicoquímicas

Densidad

El cálculo de las densidades para las distintas disoluciones pseudoplásticas a diferentes temperaturas son ajustados utilizando la siguiente regresión:

$$\rho = a + b \cdot T \quad (8)$$

En el Cuadro 1 se muestran los valores de los coeficientes ajustados para cada una de las disoluciones estudiadas, los cuales son evaluados para temperaturas entre 298 y 318 K. Los porcentajes de diferencia con respecto a los valores de densidad del agua a la misma temperatura son de 0,5 % y 2,7 % respectivamente.

Cuadro 1. Coeficientes del modelo de densidad de las disoluciones pseudoplásticas

Sustancia	Concentración (fracción masa %)	a (kg/m ³)	b (kg K ⁻¹ m ⁻³)
CMC	0,1	1165,6	-0,5830
CMC	0,3	1095,5	-0,3586
CMC	0,5	1136,6	-0,4837
Goma Guar	0,1	1209,6	-0,7341
Goma Guar	0,3	1069,0	-0,2611
Goma Guar	0,5	1287,0	-0,9920
Goma Xantana	0,1	1088,7	-0,3296
Goma Xantana	0,3	1455,4	-1,5552
Goma Xantana	0,5	1145,5	-0,5160

Fuente: Los autores.

Cuadro 2. Coeficientes del modelo de viscosidad aparente de las disoluciones estudiadas a una temperatura de 25 °C

Sustancia	Concentración (fracción masa %)	K	n
CMC	0,1	0,00752	0,119
CMC	0,3	0,04019	0,674
CMC	0,5	0,17617	0,839
Goma Guar	0,1	0,00564	0,200
Goma Guar	0,3	0,02229	0,212
Goma Guar	0,5	0,02568	0,222
Goma Xantana	0,1	0,03231	0,352
Goma Xantana	0,3	0,20330	0,268
Goma Xantana	0,5	0,54186	0,090

Fuente: Los autores.

Cuadro 3. Coeficientes del modelo de viscosidad aparente de las disoluciones estudiadas a una temperatura de 40 °C

Sustancia	Concentración (fracción masa %)	K	n
CMC	0,1	0,00107	0,119
CMC	0,3	0,00896	0,674
CMC	0,5	0,03985	0,839
Goma Guar	0,1	0,00117	0,200
Goma Guar	0,3	0,00542	0,212
Goma Guar	0,5	0,00184	0,222
Goma Xantana	0,1	0,01570	0,352
Goma Xantana	0,3	0,07782	0,268
Goma Xantana	0,5	0,05063	0,090

Fuente: Los autores.

Cuadro 4. Coeficientes del modelo del índice de consistencia (ecuación (3))

Sustancia	Concentración (fracción masa %)	K ₀	β	n
CMC	0,1	0,0075	9 x 10 ⁵	0,119
CMC	0,3	0,0402	0,55	0,674
CMC	0,5	0,1761	0,33	0,839
Goma Guar	0,1	0,0056	175	0,200
Goma Guar	0,3	0,0223	53,3	0,212
Goma Guar	0,5	0,0257	9600	0,222
Goma Xantana	0,1	0,0323	0,45	0,352
Goma Xantana	0,3	0,2030	2,33	0,268
Goma Xantana	0,5	0,5419	1,5 x 10 ¹⁰	0,090

Fuente: Los autores.

Cuadro 5. Coeficientes del modelo en números adimensionales del coeficiente de película

Sustancia	b	α	β	γ
CMC	0,158	0,728	2/3	0,24
Goma Guar	0,864	0,624	2/3	0,24
Goma Xantana	3,630	0,409	2/3	0,24
General	0,128	0,758	2/3	0,24

Fuente: Los autores.

Viscosidades aparentes

Después de realizar la calibración del viscosímetro rotacional con glicerina con una fracción masa de 99,9 %, se determinan los coeficientes de la ecuación (2) para las disoluciones estudiadas. Los correspondientes coeficientes se presentan en el Cuadro 2 para una temperatura de 25 °C y en el Cuadro 3 para la temperatura de 40 °C.

Para el caso del índice de consistencia (K) del modelo de la ley de la potencia, el cual varía con la temperatura, tal como se muestra en la ecuación (3), se realiza un ajuste con los datos disponibles y se obtienen los coeficientes que se presentan en el Cuadro 4.

4.2 Coeficientes de película

Se calculó el coeficiente de película interno para cada una de las 108 corridas realizadas, considerando los diferentes modelos de densidad y viscosidad aparente obtenidos; y considerando que el coeficiente de película promedio del lado de vapor obtenido es de $6400 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$. Se determinaron los parámetros del modelo propuesto en la ecuación (7) para cada una de las diferentes sustancias utilizadas, con la finalidad de poder obtener modelos diferentes dependiendo de la naturaleza de las sustancias.

En el Cuadro 5 se presenta los resultados obtenidos para los parámetros de la ecuación 7. Los valores de los coeficientes del número de

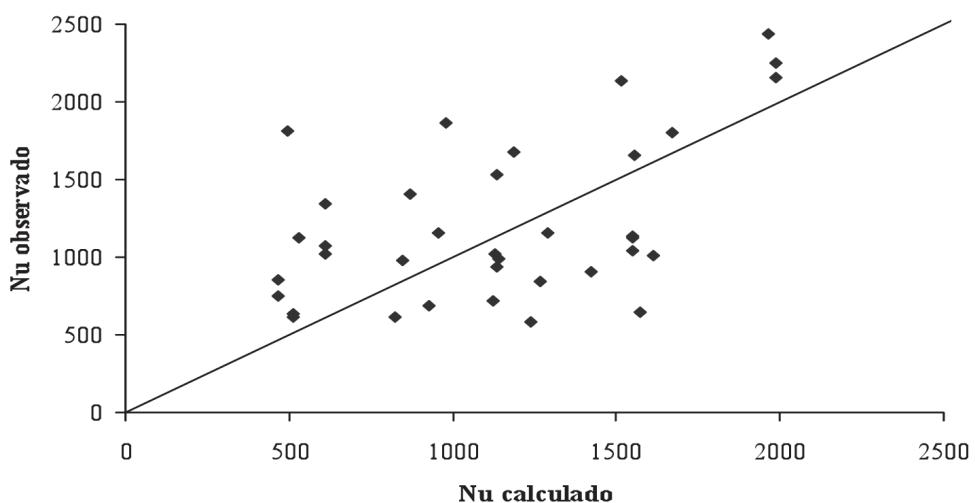


Figura 2. Comparación entre el número de Nusselt calculado contra el observado para CMC.

Fuente: Los autores.

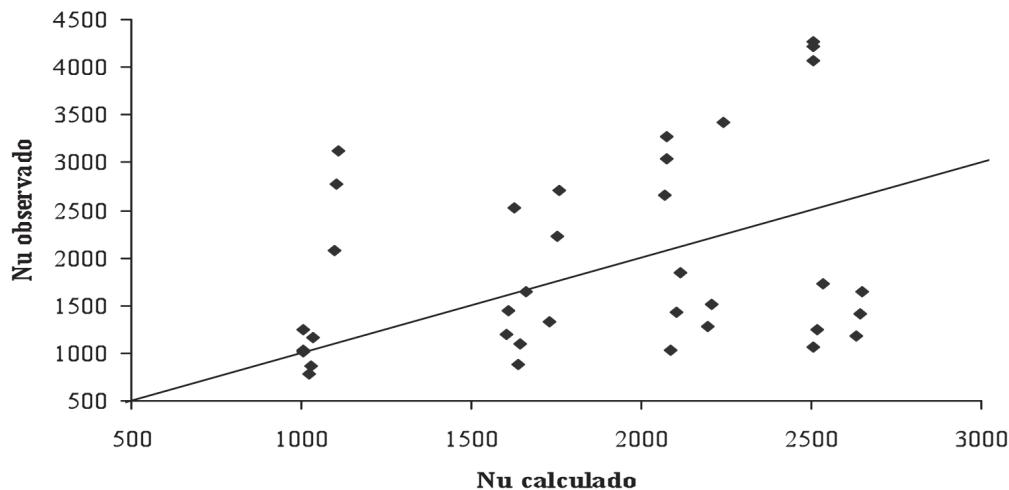


Figura 3. Comparación gráfica entre el número de Nusselt calculado contra el observado para goma Guar.

Fuente: Los autores.

Prandtl (β) y de la relación de viscosidades de Sieder Tate (γ) se fijaron utilizando los valores más usuales que se encuentran en la literatura, para reducir la dispersión de los datos.

Modelo para CMC

El modelo obtenido para CMC es el que se presenta en la ecuación 9.

$$\frac{h_o D_T}{k} = 0,158 \left(\frac{ND_a^2 \rho}{\mu_A} \right)^{0,728} \left(\frac{C_p \mu_A}{k} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_A}{\mu_{Aw}} \right)^{0,24} \quad (9)$$

Los intervalos de trabajo para esta relación:

- Números de Reynolds: 360 a $2,4 \times 10^6$.
- Números de Prandtl: 0,1 a 220.
- Viscosidades aparentes: 2×10^{-5} a $0,033 \text{ kg}/(\text{m s})$.

El porcentaje de error promedio de esta correlación es de 37,7 %. En la Figura 2 se muestra una comparación entre los valores del número de Nusselt observado contra el valor calculado para el modelo de CMC, y se determina que existe una alta dispersión, por lo que, el modelo no es muy preciso para cálculos muy detallados.

Modelo para goma Guar

El modelo para goma Guar es el siguiente:

$$\frac{h_o D_T}{k} = 0,864 \left(\frac{ND_a^2 \rho}{\mu_A} \right)^{0,624} \left(\frac{C_p \mu_A}{k} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_A}{\mu_{Aw}} \right)^{0,24} \quad (10)$$

Los intervalos de trabajo para esta correlación son:

- Números de Reynolds: 20 300 a $1,4 \times 10^6$.
- Números de Prandtl: 0,2 a 3,9.
- Viscosidades aparentes: 4×10^{-5} a $2 \times 10^{-4} \text{ kg}/(\text{m s})$.

El porcentaje de error promedio para esta correlación es de 45,5 %. En la Figura 3 se muestra el comportamiento de los valores del número de Nusselt observado contra el valor calculado, se encuentra que existe una alta dispersión.

Modelo para goma Xantana

El modelo para goma Xantana de presenta en la ecuación (11)

$$\frac{h_o D_T}{k} = 0,128 \left(\frac{ND_a^2 \rho}{\mu_A} \right)^{0,758} \left(\frac{C_p \mu_A}{k} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_A}{\mu_{Aw}} \right)^{0,24} \quad (11)$$

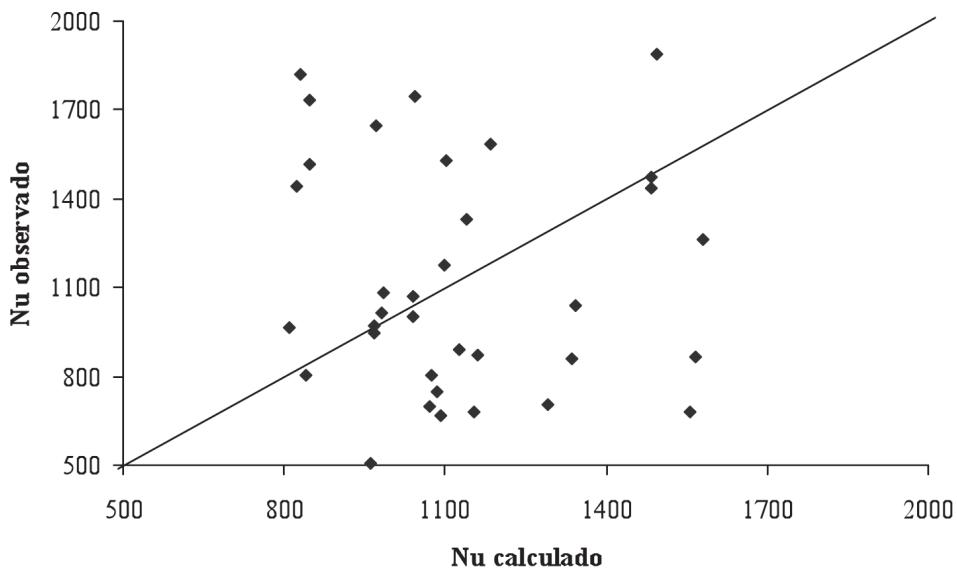


Figura 4. Comparación entre el número de Nusselt calculado y el observado para la goma Xantana.

Fuente: Los autores.

Este modelo es válido para los siguientes intervalos de trabajo:

- Números de Reynolds: 3190 a $5,6 \times 10^4$.
- Números de Prandtl: 6,2 a 67.
- Viscosidades aparentes: 0,0010 a 0,0036 kg/(m s).

El porcentaje de error promedio de esta correlación es de 36,0 %. En la Figura 4 se presenta una comparación entre los valores del número de Nusselt observado contra el valor calculado para

el modelo de goma Xantana, y se determina que existe una alta dispersión, por lo que, el modelo no es muy preciso para cálculos detallados.

Modelo general

A partir de la información obtenida para cada una de las sustancias, se procede a ajustar un modelo general, donde se incluyen todos

Cuadro 6. Coeficientes del modelo de otras correlaciones en la literatura

B	α	β	γ	Fuente
0,131	0,757	2/3	0,24	Presente investigación
2,51	0,63	0,26	0,31	Hagedorn y Salamone (1967)
0,833	0,594	1/3	-0,02	Sandall y Patel (1970)
0,482	2/3	1/3	-0,12	Sandall y Patel (1970)
0,258	0,62	0,32	0,20	Skelland y Dimmick (1970)
0,21	2/3	1/3	-----	Suryanarayanan et al (1976)
0,036	0,64	0,35	0,20	Chhabra y Richardson (2008)

Fuente: Los autores.

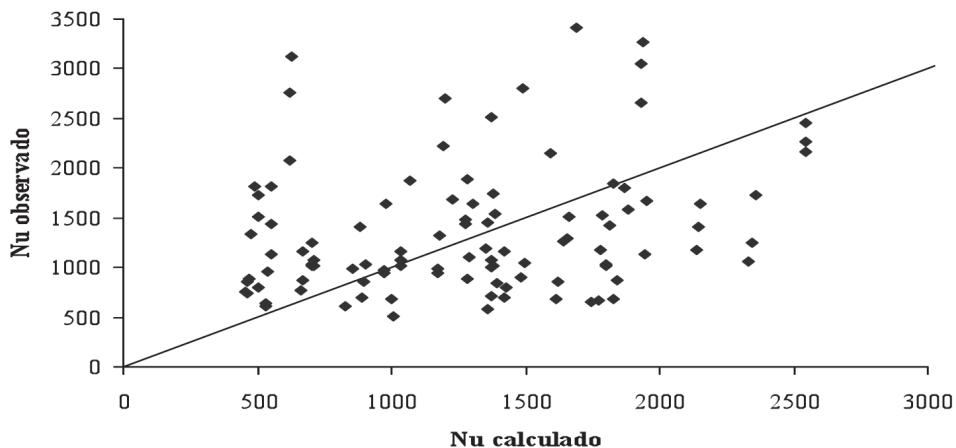


Figura 5. Comparación el número de Nusselt calculado contra el observado para el modelo general.

Fuente: Los autores.

los datos recolectados para las tres sustancias diferentes, de manera que se obtiene la siguiente correlación:

$$\frac{h_o D_T}{k} = 0,128 \left(\frac{ND_a^2 \rho}{\mu_A} \right)^{0,758} \left(\frac{C_p \mu_A}{k} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_A}{\mu_{Aw}} \right)^{0,24} \quad (12)$$

Este modelo es válido para los siguientes intervalos de trabajo:

- Números de Reynolds: 360 a $2,4 \times 10^6$.
- Números de Prandtl: 0,1 a 220.

- Viscosidades aparentes: 2×10^{-5} a 0,033 kg/(m s).

El porcentaje de error promedio de esta correlación es 45,2 %. Comparado con otros modelos aplicables a geometrías diferentes en la literatura, se observa que los valores de los parámetros obtenidos son semejantes, tal como se muestra en el Cuadro 6.

En la Figura 5 se muestra una comparación entre los valores del número de Nusselt observado contra el valor calculado para el modelo general, y se determina que existe una alta dispersión, por lo que, el modelo no es muy preciso para cálculos

Cuadro 7. Porcentajes de diferencia entre el coeficiente de película calculado con la ecuación (12) contra el valor real para disolución de CMC con una fracción masa de 0,2 %

Experimento	h calculado con ecuación (12) (W m ⁻² K ⁻¹)	h obtenido (W m ⁻² K ⁻¹)	% Diferencia
1	1138,0	1357	-19,2
2	2042,1	2366	-15,9
3	2835,1	2466	13,0
4	3605,5	2952	18,1

Fuente: Los autores.

muy detallados, y se recomienda para cálculos iniciales de dimensionamiento de este tipo de equipo de transferencia de calor.

Comprobación del modelo general

Se utiliza una disolución de CMC con una fracción en masa del 0,2 %, a la cual se le determina un modelo de densidad a diferentes temperaturas:

$$\rho = 1143 - 0,5131T \quad (13)$$

El modelo obtenido de viscosidad aparente para 25 °C y 40 °C son, respectivamente, los siguientes:

$$\mu_A = 0,02203 \left(\gamma_{\text{prom}} \right)^{-0,524} \quad (14)$$

$$\mu_A = 0,00497 \left(\gamma_{\text{prom}} \right)^{-0,524} \quad (15)$$

Realizando el ajuste del índice de consistencia (K) con las dos temperaturas de estudio, se obtiene la siguiente relación:

$$K = 0,0220 \left\{ 1 + 1,29(T - 298) \right\}^{-0,476} \quad (16)$$

Calculando el valor del coeficiente de película de la disolución pseudoplástica de CMC con una fracción masa de 0,2 % para cuatro experimentos de comprobación como valores reales y comparándolos con los valores obtenidos por medio de la ecuación (12), se obtienen los porcentajes de diferencia que se muestran en el Cuadro 7.

La mayoría de las correlaciones en términos de números adimensionales que se muestran en la literatura para la determinación del coeficiente de película presentan este tipo de porcentajes de diferencia típicos menores al 20 %, tal como los obtenidos con las pruebas de comprobación.

5. CONCLUSIONES

Se determinaron modelos de densidad a diferentes temperaturas para las disoluciones pseudoplásticas estudiadas, las cuales presentan porcentajes de

diferencia con respecto a los valores de densidad del agua de 0,5 % y 2,7 %.

Para cada disolución pseudoplástica estudiada, se obtuvo un ajuste al modelo de la ley de potencias; así como la obtención de los parámetros del modelo del índice de consistencia para diferentes temperaturas, de manera que, se consiguieron modelos de viscosidad aparente para cada una de las disoluciones del plan experimental.

Se ajustaron correlaciones para cada una de las sustancias estudiadas (CMC, goma Guar y goma Xantana), así como una correlación general aplicable en un amplio intervalo de velocidades de agitación y viscosidades aparentes.

Las pruebas de comprobación del modelo general muestran porcentajes de diferencias menores al 20 %, que es un valor típico de las correlaciones de este tipo en la literatura.

Debido a la variabilidad que presentan los datos experimentales al ajustarlos con las diferentes correlaciones, se sugiere que estos modelos se utilicen únicamente para estimaciones iniciales de equipos de transferencia de calor.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Chhabra, R., Richardson, J. (2008). *Non Newtonian Flow and Applied Rheology. Engineering Applications.* 2da ed. Oxford: Butterworth Heinemann.
- Geankoplis, C. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias.* México: Compañía Editorial Continental, S.A.
- Hagedorn, D., Salamone, J. (1967). Batch Heat Transfer Coefficients for Pseudoplastic Fluids in Agitated Vessels. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 6 (4), 469-475.
- McCabe, W., Smith, J., Harriot, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química.* México: McGraw Hill.
- Metzner, A. y Otto, R. (1957). Agitation of Non Newtonian Fluids. *A.I.Ch.E.J.*, 3, 3-10.
- Oldshue, J. (1983). *Fluid mixing technology.* Nueva York: McGraw Hill.
- Sandall, O., Patel, K. (1970). Heat Transfer to Non-Newtonian Pseudoplastic Fluids in Agitated Vessels. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 9 (1), 139-144.

- Sharma, S., Mulvaney, S., Rizvi, S. (2003). *Ingeniería de alimentos. Operaciones unitarias y prácticas de laboratorio.* México: Limusa Wiley.
- Skelland, A., Dimmick, G. (1970). Heat Transfer Between Coils and Non-Newtonian Fluids with Propeller Agitation. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 8 (2), 267-274.
- Suryanarayanan, S., Mujawar, B., Rao, M. (1976). Heat Transfer to Pseudoplastic Fluids in Agitated Vessel. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 15 (4), 564-569.

SOBRE LOS AUTORES

Johnny Alfaro Pérez. Licenciado en Ingeniería Química. Docente de la Escuela de Ingeniería Química e Investigador del Instituto de Investigaciones en Ingeniería, Universidad de Costa Rica.

Correo electrónico: johnnydaniel.alfaro@ucr.ac.cr

Manuel Molina Córdoba. Licenciado en Ingeniería Química. Docente de la Escuela de Ingeniería Química, Universidad de Costa Rica.

