

# Diffusion models under the solid phase control for adsorption and ion-exchange

**Edgar Chourio, Xiomara Ferrer, Idelfonso Arrieta, Nola Fernández  
Carmen Sarmiento and César García**

*Escuela de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería  
Universidad del Zulia, Apartado 526. Maracaibo, Venezuela  
E-mail: cgarcia@luz.ve*

## Abstract

Diffusion Models under the Solid Phase Control for Adsorption and Ion-Exchange. In some adsorbents, the surface diffusion is the most important mechanism of intraparticle mass transfer. The correlation among particles of various shapes: spherical, cylindrical and planar, and the surface diffusion coefficient is well established. The optimum values of surface diffusion coefficient  $D_{so}$  are estimated by fitting the experimental adsorption kinetics reported in the literature with the present model developed, on basis to the combination between the exact solutions of the diffusion equations in solid and the optimization method of Davies, Swann and Campey. The film resistance is not included. The validity of the diffusion model in transient regime is confirmed by comparison with the experimental data.

**Key words:** Adsorption, ion-exchange, kinetics, diffusion coefficient, orthogonal collocation.

## Modelos de difusión con control de la fase sólida para adsorción e intercambio iónico

### Resumen

En algunos adsorbentes, la difusión a la superficie es el mecanismo más importante de la transferencia de masa intrapartícula. La correlación entre partículas de varias formas: planar, cilíndrica y esférica, y el coeficiente de difusión a la superficie es completamente establecida. Los valores óptimos de los coeficientes de difusión a la superficie  $D_{so}$  son estimados por el ajuste de la cinética de adsorción experimental reportada en la literatura con el presente modelo desarrollado, sobre la base de la combinación entre las soluciones exactas de las ecuaciones de difusión en el sólido y el método de optimización de Davies, Swann y Campey. La resistencia de la película no es incluida. La validez del modelo de difusión en régimen transiente es confirmada por la comparación con la data experimental.

**Palabras clave:** Adsorción, intercambio iónico, cinética, coeficiente de difusión, colocación ortogonal.

### Introducción

Existen pocos valores experimentales de los coeficientes de difusión de superficie  $D_s$  para sistemas de adsorción e intercambio iónico binarios, por lo que su determinación experimental o por correlaciones empíricas, representan un aspecto cada día más importante para el ingeniero de procesos y diseño. En la literatura se han re-

portado valores de  $D_s$  evaluados para diferentes sistemas iónicos y soluciones orgánicas. Turner y otros [1] determinaron el coeficiente de difusión para el intercambio de iones de  $H^+$  por  $Na^+$  en una resina Zeo-Karb 225 y proponen la correlación  $D_s = D_H/(1 + x)$ . Tikhomirov y otros [2] calcularon  $D_s$  a partir de las mediciones de la velocidad de intercambio de los iones  $Li^+$ ,  $Na^+$ ,  $K^+$  y  $Mg^+$  sobre las resinas Ku-2x8 y KB-4Px2, en soluciones

acuosas y alcohólicas, considerando  $D_s$  independiente de la concentración. Suzuki y Kawazoe [3] proponen la correlación  $D = 1.1 \times 10^{-4} \exp(-5.32 T_b/T) \text{ cm}^2/\text{s}$ , para adsorción en fase líquida de compuestos orgánicos volátiles sobre carbón activado. Sudo y otros [4] proponen que  $D_s$  puede calcularse por  $D_{s0} \exp(0.88 q_p) \text{ cm}^2/\text{s}$ , para adsorción de compuestos fenólicos y ácidos orgánicos sobre carbón activado. Susuki y Fujii [5] analizaron en una celda de difusión la adsorción del ácido propiónico sobre carbón activado y proponen  $D_s = 1.5 \times 10^{-6} (0.045 q_p)^n \text{ m}^2/\text{s}$ , considerando los efectos de la concentración y temperatura.

Cuando se dispone de mediciones de la cinética y equilibrio, el coeficiente de difusión de superficie, puede ser determinado con la ayuda de modelos matemáticos que representen el proceso de transferencia de masa. Algunos basados en el modelo de Fick [2, 6, 7] con  $D_s$  constante, mientras que otros [8 - 12] utilizan un modelo de difusión de superficie con  $D_s$  dependiente de la concentración de la partícula; todos estos investigadores consideran partículas esféricas.

En este primer artículo, se propone un modelo de difusión gobernado por la ecuación (20) capaz de estimar el coeficiente de difusión de superficie considerando el efecto del factor de geometría de partícula, mediante los métodos de optimización de Davies, Swann y Campey y el método de Rosenbrock modificado [10, 13] en combinación con el método de colocación ortogonal [14, 15]. Este modelo es aplicado a cinco sistemas de cinética, tomados de la Literatura [3, 4, 6].

### Difusión y transferencia de masa

La difusión intrapartícula y el tamaño de partícula son dos de los factores determinantes de la velocidad neta de transferencia de masa  $N_A$ , de adsorción e intercambio iónico, dada por:

$$N_A = D_s \left( -\frac{\partial q}{\partial r} \right)_{r=L} \quad (1)$$

donde,  $D_s$ , es el coeficiente de difusión de superficie y es una medida de la facilidad de transferencia de masa, aumenta con incremento de la temperatura [3] y varía con la concentración para muchos sistemas.

El mecanismo de Transferencia de masa en sistemas de adsorción e intercambio iónico pue-

de ser considerado como un proceso controlado por flujos difusionales: i) Difusión externa: Transporte de masa de la solución hasta la superficie externa de la partícula (interfase); ii) Difusión interna o intrapartícula: Transporte de masa desde la interfase hacia el interior de la partícula, esta difusión puede ser difusión de superficie y/o difusión de poro; o iii) combinación de la difusión externa e interna [16-19].

Assumiendo el proceso de Transferencia de masa isotérmico y controlado por la fase sólida, donde la difusión de superficie es el mecanismo de difusión intrapartícula más importante, la ecuación diferencial general de difusión en sólidos puede escribirse como:

$$\frac{\partial q}{\partial t} + (\nabla q \bar{v}) = \nabla(D_s \nabla q) + R(q) \quad (2)$$

Considerando que la velocidad  $v$  en la fase estacionaria es cero y no ocurre reacción química,  $R(q)$  es cero, la ecuación (2) se simplifica a la forma siguiente:

$$\frac{\partial q}{\partial t} = \nabla(D_s \nabla q) \quad (3)$$

### Efecto de la geometría de la partícula

La ecuación generalizada de Transferencia de masa para el soluto A hacia el interior de un sólido, considerando el factor de geometría de partícula ( $a$ ) y despreciando los flujos por difusión en las direcciones  $\phi$  y  $\theta$  para una esfera, en las direcciones  $z$  y  $\theta$  para un cilindro y en las direcciones  $x$  e  $y$  para una lámina, es:

$$\frac{\partial q}{\partial t} = \frac{1}{r^{a-1}} \frac{\partial}{\partial r} \left[ r^{a-1} D_s \frac{\partial q}{\partial r} \right] \quad (4)$$

donde  $a = 1$  geometría laminar,  $a = 2$  cilíndrica y  $a = 3$  esférica.

Introduciendo las variables adimensionales:

$$X_A = \frac{q}{q_f}, \quad \bar{r} = \frac{r}{L}$$

y sustituyendo a continuación en la ecuación (4):

$$L^2 \frac{\partial X_A}{\partial t} = \frac{1}{\bar{r}^{a-1}} \frac{\partial}{\partial \bar{r}} \left[ \bar{r}^{a-1} D_s \frac{\partial X_A}{\partial \bar{r}} \right] \quad (5)$$

Ecuación válida para representar la cinética, determinada en un reactor por carga o en un reactor diferencial con difusión axial despreciable.

La fracción promedio del soluto  $X_A$ , para cualquier tiempo de contacto para una partícula de geometría  $a$ , está dada por:

$$\bar{X}_A(t) = \frac{\int_0^L X_A(r) r^{a-1} dr}{\int_0^L r^{a-1} dr} \quad (6)$$

### Estimación del coeficiente de difusión $D_s$

#### Modelo transiente con difusividad constante

El proceso de transferencia de masa del soluto A en función de un coeficiente de difusión de superficie considerado independiente de la cinética de adsorción o intercambio iónico para una concentración externa de solución constante, se describe por la ecuación de difusión de Fick.

$$L^2 \frac{\partial X_A}{\partial t} = D_s \left[ (a-1) \frac{1}{r} \frac{\partial X_A}{\partial r} + \frac{\partial^2 X_A}{\partial r^2} \right] \quad (7)$$

#### Condiciones de transferencia de masa

a) Sólido libre de la concentración del soluto A, al inicio de la difusión

$$t = 0, q = 0 \text{ entonces } X_A(r, 0) = 0.0 \quad (8)$$

b) Concentración de la solución externa constante, para cualquier tiempo de contacto.

$$C_A(t) = C_0 \text{ entonces } y_A(t) = y_0 \quad (9)$$

c) En la interfase, concentración del soluto A en la superficie de la partícula constante y en equilibrio con la fase líquida, para cualquier tiempo de contacto, esto significa suponer: que no hay resistencia a la difusión en la solución que rodea al sólido, que el volumen de la solución es lo suficientemente grande para que su concentración no cambie con el tiempo, o que la solución se está reemplazando continuamente.

$$t > 0, r = L, q = f(c^*) \text{ entonces } X_A(L, t) = X_A^* \quad (10)$$

d) Distribución simétrica en el centro de la partícula, para cualquier tiempo.

$$r = 0, \frac{\partial q}{\partial r} = 0 \text{ entonces } \frac{\partial X_A}{\partial r} = 0 \quad (11)$$

#### Método de solución

La solución analítica de la ecuación (7) para partícula de geometría esférica, cilíndrica y laminar es: [20].

$$a = 3, \bar{X}_A = 1 - \frac{6}{\pi^2} \sum_{K=1}^{\infty} \frac{1}{K^2} \exp\left(-\frac{K^2 \pi^2 D_s t}{L^2}\right) \quad (12)$$

$$a = 2, \bar{X}_A = 1 - 4 \sum_{K=1}^{\infty} \frac{1}{b_K^2} \exp\left(-\frac{b_K^2 D_s t}{L^2}\right) \quad (13)$$

$$a = 1, \bar{X}_A = 1 - \frac{8}{\pi^2} \sum_{K=0}^{\infty} \frac{1}{(2K+1)^2} \exp\left(-\frac{(2K+1)^2 \pi^2 D_s t}{4L^2}\right) \quad (14)$$

#### Procedimiento de cálculo

El coeficiente de difusión  $D_s$  se calcula utilizando el método de búsqueda unidimensional de Davies, Swann y Campey (DSC), mediante el ajuste de los datos experimentales de la cinética con los valores calculados por las ecuaciones (12, 13 y 14), bajo el criterio de la minimización de la función objetivo definida por:

$$FOBJ(X_A) = \sum_{i=1}^N (X_{AEX_i} - \bar{X}_{A_i})^2 \quad (15)$$

El programa de cálculo consiste:

1. Lectura de los datos experimentales de la cinética de los diferentes sistemas, a temperatura constante.
2. Lectura de las características del absorbente: factor de geometría, diámetro de partícula.
3. Lectura de las raíces de la Función de Bessel  $b_K$  pp. 81 - 93 21, número de términos K de la serie de Fourier.
4. Optimización del coeficiente efectivo de difusión de superficie mediante el método de Davies, Swann y Campey, para ello se elige un valor inicial  $D_s = 1 \times 10^{-8} \text{ cm}^2/\text{s}$ .
5. Cálculo de la fracción promedio  $\bar{X}_A$  partir de las ecuaciones (12, 13 y 14).

6. Criterio de convergencia, cuando la función objetivo FOBJ (X A) ecuación (15) sea mínima.

### Modelo transiente con difusividad variable

El proceso de transferencia de masa en adsorción e intercambio iónico puede expresarse en función de un coeficiente de difusión de superficie constante, sin embargo, para muchos sistemas de adsorción, especialmente para aquellos que teniendo isoterma no-lineal bien marcada, la energía de enlace cambiaría con la concentración, esperándose que el coeficiente  $D_s$  dependa de la concentración. El coeficiente de difusión de superficie  $D_s = D_{so} f(X_A)$ , se estima por las correlaciones propuestas por [8].

$$\text{Tipo Langmuir: } D_s = D_{so} \left( \frac{1 + \beta_1 X_A}{1 + \alpha_1 X_A} \right) \quad (16)$$

$$\text{Tipo Freundlich: } D_s = D_{so} (\alpha_2 X_A^{1/\beta_2}) \quad (17)$$

$$\text{Tipo Temkin: } D_s = D_{so} (\alpha_3 L_n \beta_3) \quad (18)$$

$$\text{Tipo Gilliland: } D_s = D_{so} (\alpha_4 e^{\beta_4 X_A}) \quad (19)$$

La ecuación (5) de Transferencia de masa con  $D_s = D_{so} f(X_A)$  resulta:

$$L^2 \frac{\partial X_A}{\partial t} = \frac{1}{r^{a-1}} \frac{\partial}{\partial r} \left[ r^{a-1} D_{so} f(X_A) \frac{\partial X_A}{\partial r} \right] \quad (20)$$

Introduciendo el número de Fourier de masa  $t^* = \frac{D_{so} t}{L^2}$  y sustituyendo las ecuaciones (15) a (19) se obtienen respectivamente:

$$\frac{\partial X_A}{\partial t^*} = \left( \frac{1 + \beta_1 X_A}{1 + \alpha_1 X_A} \right) \frac{1}{r^{a-1}} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^{a-1} \frac{\partial X_A}{\partial r} \right) + \frac{\beta_1 - \alpha_1}{(1 + \alpha_1 X_A)^2} \left( \frac{\partial X_A}{\partial r} \right)^2 \quad (21)$$

$$\frac{\partial X_A}{\partial t^*} = (\alpha_2 X_A^{1/\beta_2}) \frac{1}{r^{a-1}} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^{a-1} \frac{\partial X_A}{\partial r} \right) + \left( \frac{\alpha_2 X_A^{1/\beta_2}}{\beta_2} \right) \left( \frac{\partial X_A}{\partial r} \right)^2 \quad (22)$$

$$\frac{\partial X_A}{\partial t^*} = (\alpha_3 L_n \beta_3) \frac{1}{r^{a-1}} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^{a-1} \frac{\partial X_A}{\partial r} \right) + \left( \frac{\alpha_3}{X_A} \right) \left( \frac{\partial X_A}{\partial r} \right)^2 \quad (23)$$

$$\frac{\partial X_A}{\partial t^*} = (\alpha_4 e^{\beta_4 X_A}) \frac{1}{r^{a-1}} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^{a-1} \frac{\partial X_A}{\partial r} \right) + (\alpha_4 \beta_4 e^{\beta_4 X_A}) \left( \frac{\partial X_A}{\partial r} \right)^2 \quad (24)$$

### Método de solución

La solución numérica de cada ecuación (21) a (24) se obtuvo aplicando el método de colocación ortogonal para la distribución simétrica de la fracción del soluto sobre la partícula sólida de geometría (a) y sujeta a las condiciones de Transferencia de masa dadas por las ecuaciones (8) a (11):

$$\frac{dX_{Aj}}{dt^*} = \frac{1 + \beta_1 X_{Aj}}{1 + \alpha_1 X_{Aj}} \sum_{i=1}^{N+1} B_{ji} X_{Ai} + \frac{\beta_1 - \alpha_1}{(1 + \alpha_1 X_{Aj})^2} \sum_{i=1}^{N+1} (A_{ji} X_{Ai})^2 \quad (25)$$

$$\frac{dX_{Aj}}{dt^*} = \alpha_2 L_n (\beta_2 X_{Aj}) \sum_{i=1}^{N+1} B_{ji} X_{Ai} + \frac{\alpha_2}{X_{Aj}} \sum_{i=1}^{N+1} (A_{ji} X_{Ai})^2 \quad (26)$$

$$\frac{dX_{Aj}}{dt^*} = \alpha_3 X_{Aj}^{1/\beta_3} \sum_{i=1}^{N+1} B_{ji} X_{Ai} + \frac{X_{Aj}^{1-\beta_3}}{\beta_3} \sum_{i=1}^{N+1} (A_{ji} X_{Ai})^2 \quad (27)$$

$$\frac{dX_{Aj}}{dt^*} = \alpha_4 e^{\beta_4 X_{Aj}} \sum_{i=1}^{N+1} B_{ji} X_{Ai} + \alpha_4 \beta_4 e^{\beta_4 X_{Aj}} \sum_{i=1}^{N+1} (A_{ji} X_{Ai})^2 \quad (28)$$

La fracción promedio se calcula utilizando la fórmula de cuadratura de Gauss - Legendre.

$$\bar{X}_A(t^*) = \frac{\sum_{j=1}^{N+1} W_j X_{Aj}}{\sum_{j=1}^{N+1} W_j} \quad (29)$$

Por lo tanto resolver una ecuación diferencial de la forma  $\frac{dX_A}{dt} = f(X_A, t, \alpha, \beta)$  por la combinación del método de colocación ortogonal, del método de integración de Euler y del método de Rosenbrock con la modificación de Davies, Swann y Campey se reduce al cálculo de las matrices  $A_{ji}$  y  $B_{ji}$  y de los parámetros  $\alpha$  y  $\beta$ . Detalles de estos métodos y del programa son dados por [10, 13].

### Procedimiento de cálculo

Usamos un método iterativo para calcular los parámetros de las correlaciones propuestas, para estimar  $D_s$  se procede de acuerdo con los siguientes pasos:

1. Lectura de los datos experimentales.
2. Lectura de las características de la aproximación: factor de geometría  $a$ , factor pesante  $w(x) = 1.0$ , polinomio de Legendre y números de puntos de colocación ortogonal  $N = 6$ .



Tabla 1  
Resultados del coeficiente de difusión de superficie  $D_{so}$  y su relación con la geometría de la partícula

Sistema	T (°C)	$D_{so} \times 10^8$ (cm <sup>2</sup> /s) Estimado			$D_{so} \times 10^8$ (cm <sup>2</sup> /s) Reportado por
		Esférica (a=3) Ec (12)	Cilíndrica (a=2) Ec (13)	Planar (a=1) Ec (14)	
Benceno-Agua Carbón Activado C <sub>0</sub> = 89 mg/l dp = 3.41 mm Función objetivo Ec (15)	30	20.70 2.654x10 <sup>-3</sup>	41.30 5.252x10 <sup>-3</sup>	127.2 13.55x10 <sup>-3</sup>	16 Suzuki y Kawazoe
Benceno-Agua Carbón Activado C <sub>0</sub> = 95 mg/l dp = 3.41 mm Función objetivo Ec (15)	30	21.07 6.928x10 <sup>-3</sup>	42.41 9.149x10 <sup>-3</sup>	137.1 156.6x10 <sup>-3</sup>	16 [3]
β-Naftol - Agua Carbón Activado C <sub>0</sub> = 50 mg/l dp = 3.41 mm Función objetivo Ec (15)	30	1.381 1.550x10 <sup>-2</sup>	2.727 2.011x10 <sup>-2</sup>	8.886 3.089x10 <sup>-2</sup>	0.74 [3]
Fenol - Agua Carbón Activado C <sub>0</sub> = 100 mg/l dp = 3.41 mm Función objetivo Ec (15)	30	3.809 6.825x10 <sup>-3</sup>	7.621 4.543x10 <sup>-3</sup>	22.19 3.991x10 <sup>-3</sup>	4.3 [3]
Fenol - Agua Resina XAD4 C <sub>0</sub> = 28 mg/l dp = 0.388 mm Función objetivo Ec (15)	25	1.300 2.383x10 <sup>-3</sup>	2.509 4.495x10 <sup>-3</sup>	7.407 1.276x10 <sup>-2</sup>	1.32 Aloysius y otros [6]
Fenol - Agua Resina XAD4 C <sub>0</sub> = 1038 mg/l dp = 0.388 mm Función objetivo Ec (15)	25	5.893 1.851x10 <sup>-2</sup>	11.51 2.491x10 <sup>-2</sup>	33.06 3.824x10 <sup>-2</sup>	5.63 [6]
OrtoCloro fenol-Agua Carbón Activado C <sub>0</sub> = 367 mg/l dp = 1.015 mm Función objetivo Ec (15)	110	7.013 1.713x10 <sup>-2</sup>	14.04 1.340x10 <sup>-2</sup>	41.32 1.011x10 <sup>-2</sup>	1.7 Sudo y otros [4]

Nota: Los valores de la primera fila son del coeficiente de Difusión y los valores de la segunda fila son de la función objetivo.

esféricas tiene la mayor aproximación al valor reportado.

#### Efecto de la geometría de la partícula

El efecto de la geometría de la partícula sobre la difusión y transferencia de masa se muestran en la Tabla 1 y en las Figuras 1 y 2, en donde se puede notar que el mayor valor del coeficiente de difusión de superficie para todos los sistemas estudiados se encuentra con partículas de forma planar, concluyéndose que el orden de la difusión en partículas es: planar (a = 1) cilíndrica (a = 2) esférica (a = 3). Es interesante destacar que el carbón activado es más efectivo que la resina XAD4.

#### Efecto de la concentración

El efecto de la concentración del adsorbato sobre la difusión y transferencia de masa intrapartícula se estudia para los sistemas benceno - carbón activado y fenol - resina XAD4.

En la Tabla 1 se muestra que un cambio pequeño en la concentración 89 mg/l a 95 mg/l de benceno no afecta la transferencia de masa, proporcionando un valor del coeficiente de difusión independiente de la concentración del adsorbato, mientras que para un cambio grande en la concentración 28 mg/l a 1038 mg/l de fenol, se aprecia la influencia sobre el coeficiente de difusión. La Figura 3 muestra el efecto de la concentración del adsorbato sobre la transferencia de masa,

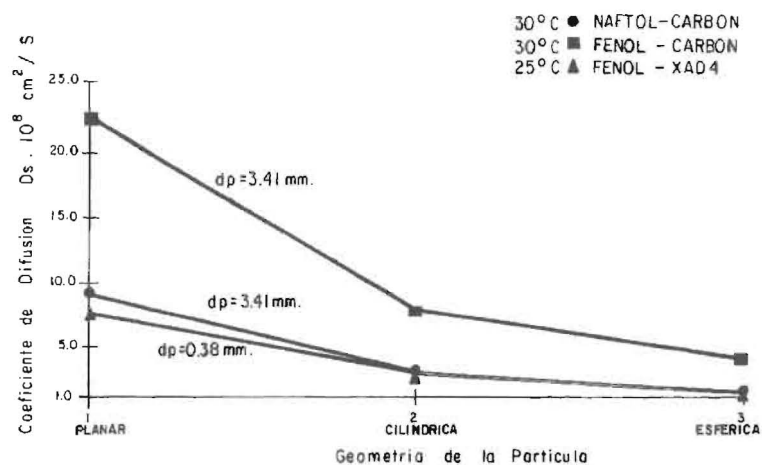


Figura 1. Efecto de la forma de la partícula sobre el coeficiente de difusión intrapartícula.

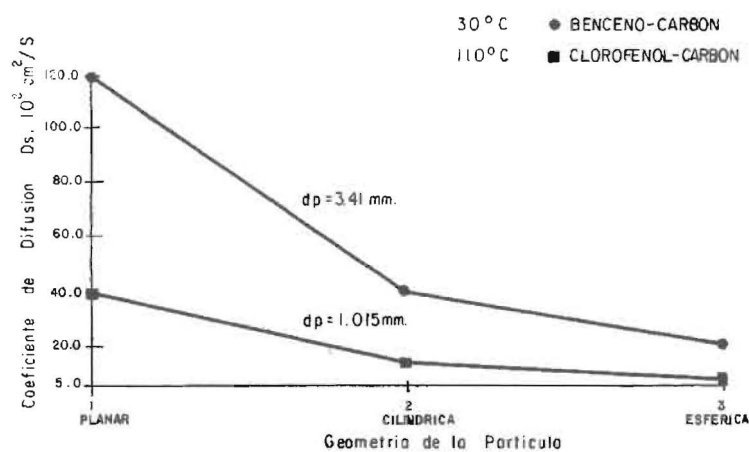


Figura 2. Efecto de la forma de la partícula sobre el coeficiente de difusión intrapartícula.

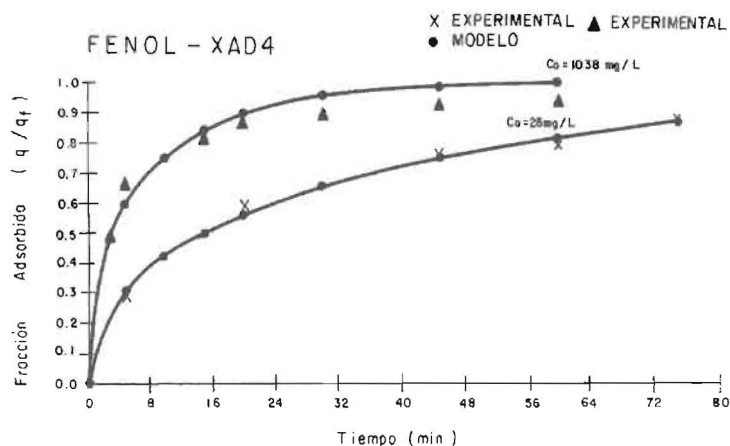


Figura 3. Distribución de la transferencia de masa intrapartícula versus tiempo de contacto en la resina a 25°C y dp 0.388 mm.

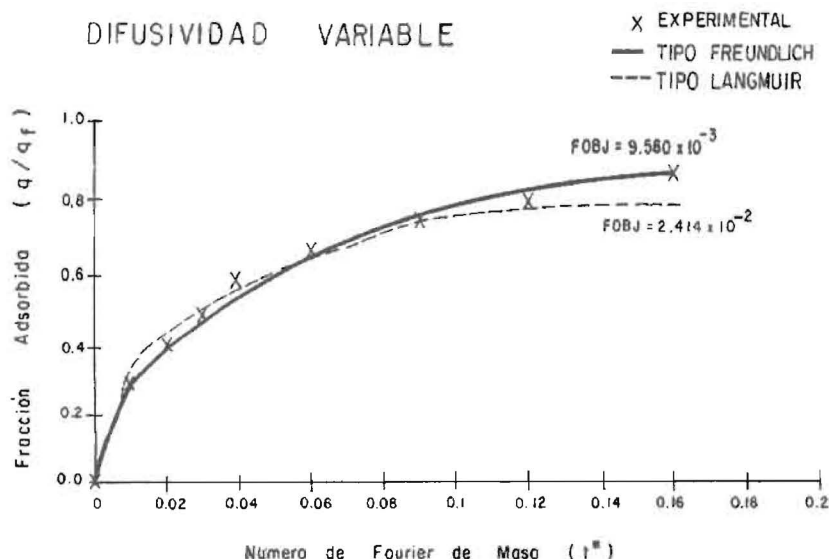


Figura 4. Comparación de las correlaciones de difusividad en la cinética de fenol sobre la resina XAD4.

destacándose que el modelo implementado representa en su totalidad los datos experimentales a bajas concentraciones, mientras que a altas concentraciones el modelo ajusta los datos experimentales para tiempo menores de 20 minutos, alcanzándose una alta transferencia de masa alrededor del 85%. Por esta razón el valor del coeficiente de difusión estimado para  $C_0 = 28$  mg/l es más cercano al valor reportado 6 que para  $C_0 = 1038$  mg/l.

En resumen, los modelos generalizados de difusión bajo control de la fase sólida sobre el proceso de transferencia de masa facilitan el análisis e interpretación de Datos Experimentales de estudios cinéticos fluido-sólido. En efecto, dependiendo de la forma geométrica de las partículas podrá optarse al ajuste por optimización de las expresiones correspondiente en geometría planar, cilíndrica o esférica. Por otro lado, si las fuerzas pulsoras del proceso residen exclusivamente en un gradiente de concentraciones entre la interfase y el seno de la fase sólida, entonces el Modelo de Fick, ecuaciones 12, 13 y 14, se aproxima a la mejor representación de la cinética. Si unido al gradiente de concentraciones aparecen otros campos inductores de transferencia de masa, entonces los Modelos de Langmuir, Freundlich, Temkin y Gilliland podrían asociarse a tales mecanismos pulsosores.

Entre las implicaciones prácticas del presente trabajo, se destaca en primer lugar el ajuste de procesos de Adsorción o de Intercambio Iónico por ensayo, experimentales por carga o batch, y en segundo lugar la cuantificación de la cinética del proceso facilita la estimación de variables operacionales de interés en el diseño de unidades de contacto de escala comercial e industrial. En la Ingeniería Ambiental por ejemplo, la remoción de fenol presente en cuerpos de agua por intermedio de carbón activado puede ser rápidamente estudiada por estos modelos y sus diferentes variables, tamaño de partícula, nivel de concentración, entre otros; igualmente el uso de resinas sintéticas en la separación de especies iónicas puede acoplarse a los modelos generalizados en la predicción de las condiciones de saturación y ruptura de las resinas.

En la Figura 4 se delinea la distribución de la fracción adsorbida de fenol sobre resina polimérica XAD4 versus número de Fourier de masa o tiempo adimensional ( $t^*$ ), para coeficiente de difusión intrapartícula expresado por las correlaciones tipo: Langmuir ecuación (16) y Freundlich ecuación (17). Las condiciones de transferencia de masa son  $XA(r,0) = 0.000$  y  $XA(R, t^*) = 0.600$ . Se observa que la correlación tipo Freundlich es la que representa en casi su totalidad la cinética de adsorción. Mientras que la Figura 5 muestra la comparación de los modelos de Fick ecuación (12) con difusividad constante y el modelo de Hel-