

SIMULACIÓN NUMÉRICA DEL CAMPO DE FLUJO Y TRANSPORTE DE MASA DE UN PROCESO DE ADSORCIÓN DE LECHO ESTÁTICO.

L. A. Patiño*, H. Espinoza**, D. Suárez y M. Collado

Centro de Termofluidodinámica y Mantenimiento (CTYM). Instituto de Investigación y Desarrollo
Anzoátegui, Universidad de Oriente. Puerto La Cruz. Venezuela. Fax: 0281-2676885.

*lpatino@anz.udo.edu.ve ** hespinoz@ci.udo.edu.ve

RESUMEN

El presente trabajo describe una metodología numérica para la solución de las ecuaciones que gobiernan el proceso de percolación de parafina. Además de la transferencia de cantidad de movimiento, el fenómeno presenta transferencia de masa desde una fase líquida hasta otra sólida en régimen transitorio. El modelo matemático es constituido por la ecuación de continuidad, la ley de Darcy, la ecuación de concentración de soluto en la fase líquida, la ecuación de concentración de soluto en la fase sólida y la Isoterma de Adsorción lineal. Para resolver este modelo se utiliza el Método de los Volúmenes Finitos en coordenadas curvilíneas axisimétricas, usando un esquema de diferencias centrales para aproximar los términos difusivos y un esquema WUDS para los términos convectivos. Por medio de este programa se obtiene la distribución de concentración de soluto en la fase líquida, la distribución de concentración de soluto en la fase sólida, el perfil de presiones en el fluido y el campo de flujo dentro del percolador. Los resultados obtenidos son comparados con valores teóricos reportados por otros investigadores y con datos experimentales, obteniéndose un acuerdo satisfactorio.

ABSTRACT

The present work describes a numerical methodology for the solution of the equations that govern the process of percolation of paraffin. In addition to the momentum transfer, the phenomenon presents mass transfer from a liquid phase to another solid one in transient state. The mathematical model is constituted by the continuity equation, the Darcy's law, the equation of solute concentration in the liquid phase, the equation of solute concentration in the solid phase and the Isotherm of linear Adsorption. To solve this model is used the Finite Volumes Methods in axisymmetrical curvilinear coordinates, using a scheme of central differences to approximate the diffused terms and a scheme WUDS for the convective terms. By means of this program is obtained the distribution of solute concentration in the liquid phase, the distribution of solute concentration in the solid phase, the profile of pressures in the fluid and the field of flow inside the domain. The obtained results are compared with theoretical values reported by others investigators and with experimental datas, obtaining a satisfactory agreement.

INTRODUCCIÓN

La percolación es un proceso mediante el cual se hace pasar un fluido a través de un recipiente (percolador) que contiene un lecho fijo de naturaleza. Además de la transferencia de cantidad de movimiento (flujo de un fluido a través de un medio poroso), el fenómeno presenta transferencia de masa en régimen transitorio desde una fase líquida hasta otra sólida. Comúnmente a la fase fluida se le

llama diluyente, a la fase sólida se le llama adsorbente y al elemento transferido de una fase a otra se le llama soluto. En la percolación el principal fenómeno presente es la adsorción, la cual constituye un proceso de separación donde uno o mas solutos de un fluido son transferidos a la superficie de cierto sólido (adsorbente).

En los sistemas de adsorción de lecho estático a medida que el fluido pasa a través del lecho poroso, y gracias al fenómeno de transporte de masa, éste se va cargando de soluto hasta un punto tal que no acepta mas transferencia de materia, y es en ese instante que se dice que el sólido está saturado. La gráfica representativa del perfil de concentraciones de soluto en la fase fluida se llama Curva de Ruptura. En los procesos de adsorción uno de los principales factores que se estudia es el tiempo de saturación del material adsorbente, ya que éste, conjuntamente con algunas propiedades del sólido tales como su resistencia mecánica, su capacidad de regeneración, etc., determinan la efectividad del proceso.

En el desarrollo de modelos matemáticos y sus soluciones en problemas de adsorción de lecho estático se han realizado numerosos trabajos y en la mayoría de los casos se han limitado a realizar los análisis en forma unidimensional en lo que respecta a la ecuación de conservación de masa del soluto en la fase fluida y tomando la velocidad axial del fluido constante.

En Morton et al (1967) se presenta la solución a través del método de diferencias finitas de un proceso de adsorción en fase líquida en la cual las variables, longitud el lecho y tamaño de partículas son tratados simultáneamente en un modelo de equilibrio no lineal. Seirafi et al (1980) desarrollaron un modelo teórico-experimental para obtener las curvas de rompimiento en un sistema de adsorción, donde la ecuación de transporte de masa en la fase fluida sólo se tomó en cuenta una coordenada espacial y se despreció el término difusivo.

En el trabajo presentado por Sun y Le Queré (1996) se plantea el modelado matemático y la solución numérica mediante el método de diferencias finitas de un proceso PSA (Pressure Swing Adsorption), dicho modelo se realizó tomando en cuenta dos coordenadas espaciales: la posición axial en el lecho y la posición radial dentro de las partículas. Xiu et al (1997) presentaron una predicción de los perfiles de concentración de soluto en la fase fluida en sistemas de adsorción de lecho estático con adsorción lineal, dispersión axial, suponiendo que dicho perfil de concentraciones puede ser modelado utilizando una aproximación Cuasi-Lognormal

Recientemente Reverchon et al (1998) resolvieron mediante el método de diferencias finitas (método de Wendroff) el modelo matemático de un proceso de adsorción constituido por la ecuación de la isoterma de adsorción y la ecuación de transporte de masa de soluto en la fase fluida, en la cual se despreció el término difusivo y se realizó sólo el análisis en la dirección axial. En Rege et al se realizó una simulación computacional a través del método de diferencias finitas con el esquema Crack-Nicholson de un proceso PSA, resolviendo la formulación matemática constituida por las ecuaciones de balance de masa de solutos en la fase fluida, balance global de masa y la ley cinética de Transporte.

En este trabajo se realiza una modelación matemática y solución numérica del campo de flujo y la transferencia de materia de un sistema de percolación de lecho fijo. El modelado matemático está conformado por las ecuaciones diferenciales, condiciones de borde e iniciales que permiten obtener el campo de velocidades y el perfil de concentraciones en regimen transitorio dentro del dominio a estudiar (percolador). El modelo matemático tiene la particularidad de tomar en cuenta la dispersión axial y radial en el fluido, la convección radial y axial en el fluido y la difusión radial en las partículas sólidas. La solución numérica se obtiene utilizando el método de los Volúmenes Finitos.

MODELO MATEMÁTICO DEL PROCESO ESTUDIADO.

El problema en estudio consiste en el flujo de un líquido a través de un recipiente cilíndrico-cónico (ver Fig. 3) que contiene una matriz sólida porosa constituida por granos esféricos. El modelo matemático

del problema planteado es dividido en dos partes: las ecuaciones que rigen el comportamiento dinámico del mismo y las condiciones del problema (iniciales y de borde).

Ecuaciones Gobernantes

Tomando como fluido en estudio, la parafina líquida transportándose a través del percolador (medio poroso), suponiendo que el líquido es incompresible, newtoniano e isotérmico donde las propiedades tales como densidad (ρ), viscosidad absoluta (μ) y difusividad másica (Df) son constantes. Considerando que la matriz sólida es bauxita activada, y que ésta es isotrópica, homogénea e indeformable cuyas propiedades tales como porosidad (ϕ), permeabilidad (k) y difusividad másica (Ds) son constantes. Suponiendo adicionalmente que la ley cinética de transporte está gobernada por una isoterma de adsorción lineal, las ecuaciones de variación en coordenadas cilíndricas, régimen laminar y estado transitorio, sólo para el fenómeno de transferencia de masa, pueden expresarse como:

Ecuación de Continuidad Global:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial r}(\rho v) = 0 \tag{1}$$

Ecuaciones de Cantidad de Movimiento en la dirección axial y radial:

$$u = \frac{k}{\mu} \left(-\frac{\partial p}{\partial x} + \rho g \right) \qquad v = \frac{k}{\mu} \left(-\frac{\partial p}{\partial r} \right) \tag{2}$$

Ecuación de Conservación de soluto en la fase fluida:

$$\frac{\partial}{\partial t}(C) + \frac{\partial}{\partial x}(uC) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(rvC) + \frac{1-\phi}{\phi} \frac{\partial \bar{q}}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(Df \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r Df \frac{\partial C}{\partial r} \right) \tag{3}$$

Ecuación de Conservación de masa de soluto en la fase sólida:

$$\frac{\partial \bar{q}}{\partial t} = \frac{1}{r_p^2} \frac{\partial}{\partial r_p} \left(Ds r_p^2 \frac{\partial \bar{q}}{\partial r_p} \right) \tag{4}$$

Ley de equilibrio: Isoterma de Adsorción lineal y relación entre q y \bar{q} :

$$q^* = K.C \qquad \bar{q} = \frac{3}{R_p^3} \int_0^{R_p} q r_p^2 dr_p \tag{5}$$

donde:

- | | |
|---|--|
| u es la velocidad del fluido en la dirección axial (x) | t es el tiempo |
| v es la velocidad del fluido en la dirección radial (r) | r_p es la coordenada radial en la partícula esférica |
| C es la concentración de soluto en la fase líquida | R_p es el radio de la partícula sólida esférica |
| q es la concentración de soluto en la fase sólida | K es la constante de adsorción lineal |
| p es la presión del fluido | g es la aceleración de la gravedad |

Condiciones del Problema

Las condiciones iniciales son velocidades radiales y axiales nulas, y una Concentración de soluto en la fase líquida homogénea en todo el dominio (C_0). Las condiciones de borde asociadas al problema son (ver Fig. 1 y Fig.2):

- Las velocidades u y v en las paredes son nulas.
- La velocidad u es máxima y la velocidad v es nula en el eje de simetría.

- La velocidad axial (u_0) en la entrada (superficie superior) es uniforme y la velocidad v en la superficie superior es nula.
- La Concentración de soluto en el líquido en el eje de simetría es mínima.
- En la salida (superficie inferior) se tienen condiciones localmente parabólicas.
- En la superficie superior la concentración (C_0) en el líquido es prescrita y uniforme.
- En el centro de la partícula esférica ($r_p = 0$) la concentración de soluto es máxima.
- En la superficie externa de la partícula esférica ($r_p = R_p$) el flujo de masa se expresa de la siguiente manera:

$$-Df \frac{\partial q}{\partial r} = h \left(q \Big|_{r_p=R_p} - q^* \right) \quad (6)$$

donde h es el coeficiente filmico de transferencia de masa por convección forzada externa y q^* es la concentración de soluto en equilibrio. Para el cálculo de h se tomó la metodología aplicada por Sun y Le Queré (1996).

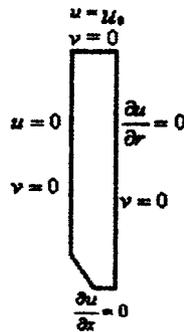


Fig. 1. Condiciones de borde hidrodinámicas

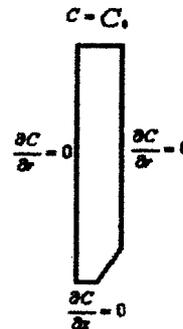


Fig. 2. Condiciones de borde de Concentración

SOLUCIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO.

Para la resolución del modelo se desarrolló una metodología analítica-numérica, iniciándose con la obtención de la concentración de soluto en el sólido (q) a través de la solución analítica de la ecuación 4 con sus respectivas condiciones mediante el método de separación de variables. De esta manera tenemos que:

$$q(r_p, t) = q^* \left(1 - \sum_1^{\infty} 2 \cdot \frac{\text{Sen } \lambda_n - \lambda_n \text{Cos } \lambda_n}{\lambda_n - \text{Sen } \lambda_n \text{Cos } \lambda_n} \cdot e^{-\frac{\lambda_n^2 D_f t}{R_p^2}} \cdot \frac{\text{Sen} \left(\frac{\lambda_n r_p}{R_p} \right)}{\frac{\lambda_n r_p}{R_p}} \right) \quad (7)$$

donde λ_n son los valores característicos, y definiendo el número de Biot (Bi) de transferencia de masa tenemos que:

$$\lambda = (1 - Bi) \cdot \text{tg } \lambda, \text{ donde } Bi = \frac{h \cdot R_p}{Df} \quad (8)$$

Combinando las ecuaciones 5, 6 y 7, e introduciéndolas en la ecuación 3, la ecuación de transferencia de masa en la fase fluida se expresa como:

$$\frac{\partial}{\partial t} (C) + \frac{\partial}{\partial x} (uC) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (rvX) + F(t) \cdot C = \frac{\partial}{\partial x} \left(Df \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r Df \frac{\partial C}{\partial r} \right) \quad (9)$$

donde:

$$F(t) = \left(\frac{1-\phi}{\phi} \right) \left(-\frac{3D_s}{R_p^2} \cdot K A_n e^{-\frac{\lambda_n^2 D_w}{R_p^2}} \right); \quad A_n = 2 \left(\frac{(\text{Sen} \lambda_n - \lambda_n \text{Cos} \lambda_n)(\lambda_n \text{Cos} \lambda_n - \text{Sen} \lambda_n - \lambda_n)}{\lambda_n - \text{Sen} \lambda_n \text{Cos} \lambda_n} \right) \quad (10)$$

Luego de realizar las transformaciones indicadas en los pasos precedentes, el modelo matemático se ha reducido a cuatro ecuaciones diferenciales parciales con cuatro incógnitas a resolver (u, v, p, C). Sustituyendo las ecuaciones 2 en la ecuación 1, se obtiene una ecuación diferencial parcial (ecuación de Laplace) que al resolverla permite obtener el perfil de presiones del fluido dentro del percolador.

$$\frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial p}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial p}{\partial r} \right) = 0 \quad (11)$$

TRANSFORMACIÓN Y DISCRETIZACIÓN DE LAS ECUACIONES.

Debido a la geometría cilíndrica-cónica del recipiente donde se encuentra el fluido, es necesario realizar una transformación en el sistema coordenado. En general las ecuaciones diferenciales se resuelven utilizando un sistema de coordenadas curvilíneo coincidente con la frontera siguiendo la metodología expuesta en Maliska (1995).

Ecuación de Presión:

Utilizando una transformación del tipo

$$\xi = \xi(r, x) \quad \eta = \eta(r, x) \quad (12)$$

y sustituyéndola en la ecuación 11, se tiene que

$$\frac{\partial}{\partial \xi} \left(D_1 \frac{\partial p}{\partial \xi} + D_2 \frac{\partial p}{\partial \eta} \right) + \frac{\partial}{\partial \eta} \left(D_3 \frac{\partial p}{\partial \eta} + D_4 \frac{\partial p}{\partial \xi} \right) = 0 \quad (13)$$

donde los coeficientes de difusión están dados por las siguientes ecuaciones:

$$D_1 = J \cdot \alpha \quad D_2 = D_4 = -J \cdot \beta \quad D_3 = J \cdot \gamma \quad (14)$$

En la ecuación 14 α, β, γ representan las componentes del tensor métrico y J es la matriz jacobiana de la transformación. Para un sistema de coordenadas generalizado las velocidades responsables del flujo másico a través de las interfaces de los volúmenes de control, son las componentes contravariantes del vector velocidad, los cuales están dadas por:

$$U = u \frac{\partial r}{\partial \eta} + v \frac{\partial x}{\partial \eta} \quad y \quad V = v \frac{\partial x}{\partial \xi} + u \frac{\partial r}{\partial \xi \eta} \quad (15)$$

Combinando las ecuaciones 2 y 15 se obtiene las velocidades contravariantes en función de los gradientes de presión. Se tiene, entonces, que:

$$U = -\frac{k}{\mu} \left(J\alpha \frac{\partial p}{\partial \xi} - J\beta \frac{\partial p}{\partial \eta} \right) \quad y \quad V = -\frac{k}{\mu} \left(J\gamma \frac{\partial p}{\partial \eta} - J\beta \frac{\partial p}{\partial \xi} \right) \quad (16)$$

Usando un esquema de diferencias centrales para aproximar los términos difusivos presentes en la ecuación 13, se obtiene una ecuación algebraica para cada uno de los volúmenes finitos, que genera un sistema de ecuaciones lineales que al resolverlo se determinan las presiones en cada uno de los centros

de los volúmenes de control que conforman el dominio. Los coeficientes que aparecen en la siguiente ecuación pueden encontrarse en Maliska (1995).

$$A_r P_r = A_N P_N + A_S P_S + A_E P_E + A_W P_W + A_{NE} P_{NE} + A_{NW} P_{NW} + A_{SE} P_{SE} + A_{SW} P_{SW} \quad (17)$$

Luego de obtener el perfil de presiones en el fluido, se determinan las componentes de las velocidades contravariantes mediante la ecuación 16. Sustituyendo las transformaciones dadas en la ecuación 12 en la ecuación de concentración de masa de soluto, ésta última resulta:

$$\frac{1}{J} \frac{\partial}{\partial t} (\phi C) + \frac{\partial(UC)}{\partial \xi} + \frac{\partial(VC)}{\partial \eta} + F(t)C = \frac{\partial}{\partial \xi} \left(G_1 \frac{\partial C}{\partial \xi} + G_2 \frac{\partial C}{\partial \eta} \right) + \frac{\partial}{\partial \eta} \left(G_3 \frac{\partial C}{\partial \eta} + G_4 \frac{\partial C}{\partial \xi} \right) \quad (18)$$

donde:

$$G_1 = \frac{k}{\mu} D_1, \quad G_2 = \frac{k}{\mu} D_2, \quad G_3 = \frac{k}{\mu} D_3, \quad G_4 = \frac{k}{\mu} D_4 \quad (19)$$

Integrando la ecuación 18 en el tiempo (esquema totalmente implícito) y en el espacio de cada volumen finito se obtiene:

$$\begin{aligned} & \left[\frac{(\phi C)_r - (\phi C)_l}{J \Delta T} \right]_{\Delta V} + [(UC)_r - (UC)_l]_{\Delta \eta} + [(VC)_r - (VC)_l]_{\Delta \xi} = \\ & \left[G_1 \frac{\partial C}{\partial \xi} + G_2 \frac{\partial C}{\partial \eta} \right]_{\Delta \eta} - \left[G_1 \frac{\partial C}{\partial \xi} + G_2 \frac{\partial C}{\partial \eta} \right]_{\Delta \eta} + \\ & \left[G_3 \frac{\partial C}{\partial \eta} + G_4 \frac{\partial C}{\partial \xi} \right]_{\Delta \eta} - \left[G_3 \frac{\partial C}{\partial \eta} + G_4 \frac{\partial C}{\partial \xi} \right]_{\Delta \eta} \end{aligned} \quad (20)$$

De acuerdo a la forma de la ecuación anterior se utiliza una función de interpolación que tome en cuenta tanto los términos difusivos como los convectivos, específicamente se usó el esquema de interpolación WUDS. Un resumen de este esquema puede observarse en Maliska (1995). Introduciendo las ecuaciones que definen el esquema de interpolación en la ecuación anterior se obtiene una ecuación algebraica para cada volumen de control generando un sistema de ecuaciones lineales, que al ser resuelto permite obtener el perfil de concentraciones de soluto en la fase fluida en forma transitoria. La ecuación de concentración de soluto en el fluido general para cada volumen de control es:

$$a_r C_r = a_N C_N + a_S C_S + a_E C_E + a_W C_W + a_{NE} C_{NE} + a_{NW} C_{NW} + a_{SE} C_{SE} + a_{SW} C_{SW} + B \quad (21)$$

Las expresiones de los coeficientes y el término fuente linealizado no están dados debido a limitaciones de espacio, pero sus metodologías de cálculo puede verificarse en Maliska (1995). Los sistemas de ecuaciones algebraicas generados con la metodología anteriormente descritas fueron resueltas utilizando el método de Sobre Relajaciones Sucesivas (SOR).

RESULTADOS.

El método numérico descrito fue implementado en un proceso de percolación de parafina, el cual tiene como función eliminar las impurezas presentes en ésta a través del fenómeno de adsorción por parte de un adsorbente (bauxita activada). Las propiedades del fluido y de la matriz porosa utilizados pueden observarse en la tabla 1. El dominio fue dividido con una malla de 127 volúmenes en la dirección axial y 15 volúmenes en la dirección radial, lo cual generó una discretización de 1905 volúmenes finitos, ver

Fig. 4. El periodo de tiempo total simulado fue de 15000 segundos (250 minutos) y el intervalo de tiempo utilizado fue 60 segundos. Los factores de relajación usados en las corridas fueron de 0,3 para las velocidades axiales y radiales; 0,45 para la presión y 0,07 para la Concentración, tomando como criterio de convergencia un tolerancia de 0,000001 en la ecuación de continuidad. El tiempo de ejecución de la simulación fue de aproximadamente tres horas, en un ordenador Pentium 450 MHz con 256 Mbytes de memoria RAM.

Tabla 1. Datos físicos

| Medio poroso | Fluido |
|---|--|
| $k=0,002 \text{ m}^2$ | $\rho=1000 \text{ Kg/m}^3$ |
| $\phi=0,45$ | $\mu=0,0292 \text{ Pa. s}$ |
| $R_p=3 \text{ mm}$ | $Df=4,89 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ |
| $K=1,08$ | $h=1,57 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$ |
| $Ds=3,36 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ | $Co=2,48 \text{ gr impureza/gr parafina}$ |
| | $Ci=0 \text{ gr impureza/gr parafina}$ |
| | $u_0=0,0027 \text{ m/s}$ |

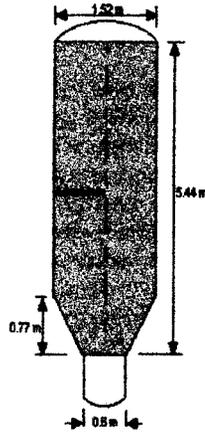
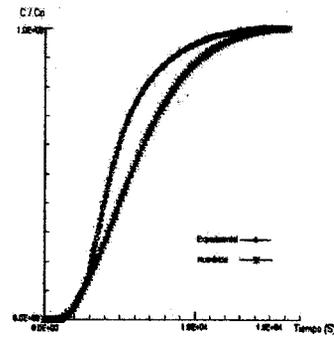
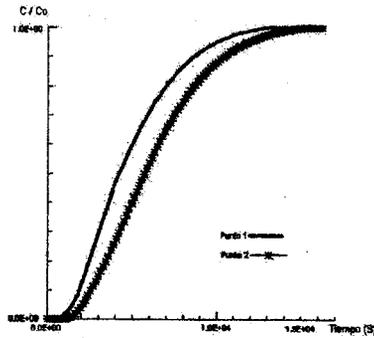


Fig. 3 Dimensiones del dominio



Fig. 4 Discretización del dominio



En la figura 5 se observan las variaciones con respecto al tiempo de la concentración adimensional (concentración de soluto en la fase líquida / concentración de soluto en la fase líquida en la entrada del recipiente) para el problema estudiado. Estas concentraciones están dadas en dos puntos del percolador. El punto 1 está ubicado a un metro por encima del extremo inferior y el punto 2 está justamente en la

salida del recipiente. Como puede observarse, el punto 1 llegó a estado de saturación de manera más rápida que el segundo (aproximadamente 41 minutos), indicando entonces que a medida que transcurre el tiempo el sentido de saturación del adsorbente es el mismo sentido del flujo. Además se observa que las dos curvas de rupturas son casi paralelas. Estos resultados concuerdan satisfactoriamente con lo expresado por Sun et al (1996). En la figura 6 se aprecian las curvas de rupturas en la salida de la torre de adsorción obtenidas a partir de mediciones experimentales y numéricamente a través de la solución del modelo matemático descrito en este trabajo. Como se observa el tiempo de saturación para ambos casos son muy similares, presentando un error de aproximadamente 2,3 %. Experimentalmente el adsorbente se saturó en 15.100 s y a través de la corrida se pudo determinar que el tiempo de saturación es de 15450 s., lo cual genera una diferencia de aproximadamente 5 minutos, representando una diferencia bastante pequeña si se toma en cuenta que el proceso transitorio es de aproximadamente 250 minutos. En la figura 6 también se observa que para el caso experimental la parte ascendente de la curva presenta mayor verticalidad que la curva obtenida a través de la solución del modelo matemático, esto demuestra que el efecto de la difusión numérica, propia del método numérico, está presente en la solución generando amortiguación en la respuesta transitoria y anulando cualquier efecto de oscilación numérica.

CONCLUSIONES

En este artículo se ha presentado el desarrollo de un modelo matemático y la solución numérica de un proceso de adsorción de solutos disueltos en líquidos tomando en consideración un dominio axisimétrico y el uso de las velocidades axiales y radiales del fluido para el cálculo del transporte de masa desde el fluido hasta el sólido. Además el modelo considera los efectos difusivos en ambas direcciones, y se ha propuesto una nueva metodología para el cálculo de la adsorción de masa por parte del adsorbente (termino fuente de la ecuación de concentración de masa). El método numérico usado fue el de los Volúmenes Finitos, generando resultados bastante aproximados en cuanto al tiempo de saturación y perfiles de concentración cuando estos son comparados con datos experimentales. El tiempo de saturación del adsorbente modelado es función de la posición en el lecho, mientras un punto del sólido esté más cercano a la entrada del recipiente llega a su concentración máxima de manera más rápida. El modelo numérico empleado genera cierta cantidad de difusión numérica, que se refleja en un amortiguamiento en la curva de ruptura teórica, pero a su vez no se presentan oscilaciones numéricas en la respuesta.

REFERENCIAS

- [1] Maliska C, 1995. "Transferencia de Calor e Mecánica dos Fluidos Computacional". LTC Editora, Brazil.
- [2] Morton, E., Murril, P., 1967. "Analysis of Liquid Phase Adsorption Fractionation in Fixed Beds". *AiChe J.* 13. 965-972.
- [3] Patankar, S. 1980. "Numerical Heat Transfer and Fluid Flow". Hemisphere Publishing Corporation, Mc Graw-Hill. Washinton.
- [4] Rege, S., Padia, J., Yang, R., 1998. "Olefin/Paraffin Separations by Adsorption: π -Complexation vs. Kinetics Separation". *AiChe J.* 44, 799-809.
- [5] Reverchon, E., Lamberti, G., Subra, P., 1998. "Modelling and Simulation of the supercritical adsorption of complex tempene mixtures". *Chem. Eng. Sci.* 53, 3537-3544.
- [6] Seiraffi, H., Smith, J., 1980. "Mass Transfer and Adsorption in Liquid Full and Trickle Beds". *AiChe J.* Sun, L., Le Queré, P., 1996. "Numerical Simulation of Diffusion - Limited PSA Process Models by Finite Difference Methods". *Chem. Engng Sci.* 51, 5341-5353.
26. 711-718.
- [7] Xiu, G., Nitta, T., Li, P., Jin, G., 1997. "Breakthrough Curves for Fixed-Bed Adsorbers: Quasi-Lognormal Distribution Approximation". *AiChe J.* 43. 979-985.