

NUEVA TECNOLOGÍA PARA EL TRATAMIENTO DE CONTAMINANTES ORGÁNICOS EN MEDIO ACUOSO

Vera Mignaqui, Alejandra Ayude, Patricia Haure *

INTEMA, CONICET, UNMDP. J.B. Justo 4302, 7600 Mar del Plata, Argentina, tel. +54-223-4816600

E-mail: phaure@fi.mdp.edu.ar

Vera Mignaqui: Ingeniera Química (Universidad Nacional de Mar del Plata, 2003). Actualmente realiza la carrera de especialización en Ingeniería Sanitaria y Ambientan en el Instituto de Ingeniería Sanitaria de la UBA. Trabaja como Ingeniera en el Programa PROPASA del Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Obras. Publicación en un congreso internacional relacionada con el tema del presente trabajo.

María Alejandra Ayude: Ingeniera Química (Universidad Nacional de Mar del Plata, 1999). Magíster en Ingeniería Química, UNMdP, 2003). Actualmente realiza el Doctorado en Tecnología Química, UBA bajo la dirección de M. Cassanello y codirección de P. Haure. Tema de Tesis :”Modelado del Tratamiento de contaminantes en medio acuoso”. Becaria doctoral CONICET, Ayudante de Primera, dedicación simple, UNMdP: Presentó 8 trabajos en congresos nacionales e internacionales. Publicó un trabajo de investigación relacionado con el proyecto “Alternativas para el tratamiento de contaminantes fenólicos”

INTEMA, CONICET, UNMDP, JB Justo 4302, 7600 Mar del Plata, Argentina, tel: +54-223-4816600 - E-mail: mayude@fi.mdp.edu.ar

Patricia Haure : Ingeniera Química (Universidad Nacional de Mar del Plata, UNMdP,1981). PhD (University of Waterloo, Canadá,1989). Profesora asociada con dedicación exclusiva (Facultad de Ingeniería, UNMdP), Investigador Adjunto (CONICET). Categoría en Programa Incentivos :1.

Líneas de trabajo: Aplicación de reactores al control de la contaminación ambiental, reactores multifase, operación periódica de reactores multifase, desarrollo de modelos para procesos biotecnológicos de degradación de contaminantes.

Ha presentado más de treinta trabajos en congresos nacionales e internacionales y publicado quince trabajos en revistas internacionales con referato. Es autora de una patente canadiense relacionada con el control de emisiones de SO₂.

INTEMA, CONICET, UNMDP. JB Justo 4302, 7600 Mar del Plata, Argentina, tel: +54-223-4816600 - E-mail: phaure@fi.mdp.edu.ar

Palabras claves: Tratamiento de aguas, Oxidación catalítica, Contaminantes Orgánicos, Concentraciones Elevadas, Modulación del Flujo

* Autor a quien dirigir la correspondencia

RESUMEN

La oxidación catalítica es una técnica alternativa para el tratamiento de contaminantes orgánicos en medio acuoso altamente concentrados. Generalmente se recomienda utilizar reactores Trickle Bed, en los que el transporte de masa de los reactivos gaseosos es la etapa controlante. Por ello, para mejorar la conversión es conveniente trabajar en forma periódica.

El impacto de esta técnica en la selectividad de reacciones consecutivas se estudia a partir de un modelo matemático. que demuestra que la operación periódica aumenta la producción de CO_2 , reduciéndose así la carga contaminante. Los resultados experimentales, obtenidos para la oxidación de soluciones de fenol, confirman esta afirmación

INTRODUCCIÓN

El importante desarrollo industrial y tecnológico que ha experimentado la sociedad con el fin de generar un aumento en su calidad de vida, tiene como contrapartida el incremento en la emisión de efluentes contaminantes. Por este motivo surge la necesidad del desarrollo de tecnologías para la descontaminación.

Entre los compuestos de mayor toxicidad presentes como efluentes industriales se encuentran el fenol y los fenoles sustituidos. Debido a sus efectos tóxicos los compuestos fenólicos están clasificados entre las 275 sustancias más peligrosas (US EPA, 1991). En la década de los 90s el fenol era el producto químico número 35 entre los 50 con mayor producción en USA, al hallarse en el orden de las 3, 5 billones de libras anuales. Entre las fuentes más importantes de contaminación por fenoles se incluyen: hornos de coque (28-3900 mg/l), procesos de conversión de carbón (9-6800 mg/l), refinerías de petróleo (6-500 mg/l), petroquímica (2.8-1220 mg/l) y otras industrias en general (0.1-1600 mg/l). Por las características que presentan estos compuestos la normativa ambiental que rige es particularmente severa. En nuestro país las normas sobre el vertido de efluentes fijan el límite para el control de carga en una concentración de 0.1 mg/l.

Entre las alternativas de tratamiento de efluentes líquidos con cargas contaminantes orgánicas elevadas se encuentra la oxidación húmeda en presencia de catalizador (CWAO). Estudios comparativos han demostrado que la catálisis heterogénea es más efectiva en términos de requerimientos de tamaño de reactor, tiempos de residencia, costos, y grado de oxidación de la materia orgánica a temperaturas y presiones menos exigentes que las requeridas por otros procesos de oxidación). El desarrollo de un catalizador activo, selectivo y estable es clave para el éxito del proceso de oxidación catalítica.

Para realizar este proceso se prefiere utilizar reactores tipo Trickle Bed (RTB). En este tipo de reactores la fase gas y la fase líquida fluyen a través del lecho catalítico en cocorriente descendente y el catalizador está en contacto con una cantidad reducida y circulante de líquido por lo que se

reducen la pérdida de fase activa y el deterioro mecánico. El reactor puede ser operado en estado estacionario o con modulación de la fase líquida (operación periódica o cycling) durante la cual el sistema es forzado a operar continuamente en estado transitorio. Esta técnica es una herramienta valiosa para mejorar el comportamiento de los RTB, especialmente cuando la reacción transcurre en forma instantánea en la superficie del pellet y el reactivo líquido no se agota durante el ciclo seco.

La modulación del flujo líquido se obtiene, simplemente, cambiando el caudal de líquido entre un valor mínimo (cero para cycling ON-OFF) y un valor máximo. El caudal de gas permanece constante durante todo el período. Estudios previos han demostrado que la operación ON-OFF puede resultar en mejoras sustanciales en la conversión y/o velocidad de reacción de RTB, tal como lo reportaron numerosos autores (Castellari & Haure, 1995, Lange et al., 1994). Sin embargo, el impacto de la operación periódica en la selectividad de reacciones complejas es un tema que aún no ha sido estudiado en forma exhaustiva. Recientemente, Tukac et al. (2003) investigaron la oxidación catalítica de soluciones acuosas de fenol (5000 ppm) sobre carbón activado a 140°C y 50 bar de presión de oxígeno. Realizaron experimentos de estado estacionario y cycling ON-OFF en la modalidad rápida. Para un período óptimo de 60 s y split 0.5 encontraron mejoras en la conversión de fenol de aproximadamente 10% con respecto a los valores de estado estacionario. Resultados similares fueron obtenidos por Massa et al. (2004) en la modalidad de cycling lento (del orden de minutos). No se obtuvieron mejoras significativas en la velocidad de reacción de fenol. Este resultado se explica mediante el modelo dinámico desarrollado por Ayude et al. (2004) para la reacción de primer orden sobre una pastilla esférica de catalizador. Los resultados del modelo sugieren que se obtendrán mejoras al trabajar con elevadas eficiencias de mojado y con un catalizador sumamente activo (o a elevados valores del módulo de Thiele).

Se observó, además, que la modulación del flujo líquido aumenta la producción de CO₂ con respecto a los resultados obtenidos en la operación de estado estacionario, reduciéndose así la carga contaminante del efluente. Las mejoras dependen de las condiciones de operación (período y split).

A pesar de los resultados alentadores obtenidos por diferentes investigadores referidos a la operación periódica de reactores Trickle Bed, esta tecnología no ha sido aún aplicada a nivel industrial. Es necesario continuar con estudios (tanto experimentales como teóricos) que permitan comprender los fenómenos relacionados con la modulación del flujo líquido como paso previo a su uso comercial. Es por ello que el objetivo final de este trabajo es el desarrollo de modelos matemáticos que permitan obtener la evolución de la velocidad de reacción en un reactor integral operado periódicamente. Esta tarea se realizará a partir del modelo desarrollado a nivel partícula que se presenta en esta contribución.

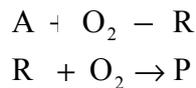
En un futuro, se espera producir una herramienta útil para :

- Comprender la importancia de las diferentes etapas de transporte y reacción
- Evaluar catalizadores con diferentes características
- Predecir tendencias al variar condiciones de operación
- Establecer condiciones óptimas y límites críticos de operación

. Con la finalidad de ser aplicado al tratamiento catalítico de contaminantes acuosos, se estudia una reacción consecutiva que se lleva a cabo en una única pastilla catalítica. La reacción transcurre en forma isotérmica en condiciones de mojado total. A partir de los balances de materia dinámicos para reactivos y productos durante los ciclos seco y mojado y en la operación de estado estacionario, es posible predecir perfiles de concentración en el interior del pellet y en el líquido circundante. Con estos datos, se puede evaluar el impacto de la operación periódica en la formación del producto final.

MODELO

Se ha desarrollado un modelo que considera dos reacciones consecutivas de primer orden que se efectúan en forma isotérmica en una pastilla catalítica expuesta a la operación periódica en modalidad ON –OFF. El modelo también representa la operación de estado estacionario. Este esquema representaría ,en forma muy simplificada, las reacciones involucradas en la oxidación catalítica de fenol:



con

$$\begin{aligned} -r_A &= k_1 C_O & -r_O &= k_1 C_O + k_2 C_O C_R \\ r_R &= k_1 C_O - k_2 C_O C_R & r_p &= k_2 C_O C_R \end{aligned}$$

Se realizan las siguientes suposiciones:

- La reacción está limitada por el transporte del reactivo gaseoso y se lleva a cabo en forma isobárica e isotérmica en una pastilla esférica de catalizador.
- A, R y P son compuestos no volátiles.
- Durante los ciclos ON-OFF los poros de catalizador están llenos de líquido (capilaridad)
- La pastilla catalítica está completamente mojada durante el ciclo en que fluye líquido y externamente seca durante el ciclo en el que sólo fluye gas.
- Los coeficientes de transporte de materia externo (estado estacionario y ciclo mojado) se evalúan de acuerdo a las correlaciones propuestas por Goto y Smith (1975)
- Las resistencias al transporte externo de materia se eliminan completamente durante el ciclo seco.

Se definen los siguientes parámetros adimensionales:

$$\rho = \frac{r}{R} \quad \xi = \frac{z}{L} \quad \tau = \frac{t \cdot D_o}{\varepsilon_p \cdot R^2}$$

$$\alpha_o = \frac{C_o}{C_o^*} \quad \xi = \frac{C_o^*}{C_{A_o}} \quad \alpha_i = \frac{C_i}{C_{A_o}} \quad i = A, R, P$$

$$\delta_i = \frac{D_i}{D_o} \quad i = A, R, P \quad \phi_1^2 = \frac{k_1 \cdot R^2}{D_o} \quad \phi_2^2 = \frac{k_2 \cdot C_o^* \cdot R^2}{D_o}$$

$$v = \frac{v_z \cdot R^2}{D_o \cdot L} \quad Bi_{glO} = \frac{kl_o \cdot R}{D_o} \quad Bi_{ls_i} = \frac{ks_i \cdot R}{D_i} \quad i = O, A, R, P$$

Los balances de materia adimensionales para reactivo y productos adentro de la pastilla porosa para la operación convencional y/o durante el ciclo mojado son

$$\frac{\partial \alpha_A}{\partial \tau} = \delta_A \cdot \frac{1}{\rho^2} \cdot \frac{\partial}{\partial \rho} \left(\rho^2 \cdot \frac{\partial \alpha_A}{\partial \rho} \right) - \phi_1^2 \cdot \alpha_o \cdot \xi \quad (1a)$$

$$\frac{\partial \alpha_o}{\partial \tau} = \frac{1}{\rho^2} \cdot \frac{\partial}{\partial \rho} \left(\rho^2 \cdot \frac{\partial \alpha_o}{\partial \rho} \right) - \phi_1^2 \cdot \alpha_o - \frac{\phi_2^2}{\xi} \cdot \alpha_o \cdot \alpha_R \quad (1b)$$

$$\frac{\partial \alpha_R}{\partial \tau} = \delta_R \cdot \frac{1}{\rho^2} \cdot \frac{\partial}{\partial \rho} \left(\rho^2 \cdot \frac{\partial \alpha_R}{\partial \rho} \right) + \phi_1^2 \cdot \xi \cdot \alpha_o - \phi_2^2 \cdot \alpha_o \cdot \alpha_R \quad (1c)$$

$$\frac{\partial \alpha_P}{\partial \tau} = \delta_P \cdot \frac{1}{\rho^2} \cdot \frac{\partial}{\partial \rho} \left(\rho^2 \cdot \frac{\partial \alpha_P}{\partial \rho} \right) + \phi_2^2 \cdot \alpha_o \cdot \alpha_R \quad (1d)$$

Con condiciones iniciales y de contorno definidas como:

$$\tau = 0 \quad \alpha_A = 1 \quad \alpha_o = 0.5 \quad \alpha_R = 0 \quad \alpha_P = 0 \quad (2a)$$

$$\rho = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_A = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_O = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_R = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_P = 0 \quad (2b)$$

$$\rho = 1 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_A = \text{Bi}_{\text{lsA}} \cdot (\alpha_A^b - \alpha_A) \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_O = \text{Bi}_{\text{lsO}} \cdot (\alpha_O^b - \alpha_O)$$

$$\frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_R = \text{Bi}_{\text{lsR}} \cdot (\alpha_R^b - \alpha_R) \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_P = \text{Bi}_{\text{lsP}} \cdot (\alpha_P^b - \alpha_P) \quad (2c)$$

Los balances de materia para reactivos y productos presentes en el seno de la fase líquida son:

$$\frac{h_L}{\varepsilon_p} \cdot \frac{\partial \alpha_A^b}{\partial \tau} = -v \cdot \frac{\partial \alpha_A^b}{\partial \zeta} - 3 \cdot \text{Bi}_{\text{lsA}} \cdot (1 - \varepsilon_p) \cdot \delta_A \cdot (\alpha_A^b - \alpha_A^s) \quad (3a)$$

$$\frac{h_L}{\varepsilon_p} \cdot \frac{\partial \alpha_O^b}{\partial \tau} = -v \cdot \frac{\partial \alpha_O^b}{\partial \zeta} + 3 \cdot \text{Bi}_{\text{lsO}} \cdot (1 - \varepsilon_p) \cdot (1 - \alpha_O^b) - 3 \cdot \text{Bi}_{\text{lsO}} \cdot (1 - \varepsilon_p) \cdot (\alpha_O^b - \alpha_O^s) \quad (3b)$$

$$\frac{h_L}{\varepsilon_p} \cdot \frac{\partial \alpha_R^b}{\partial \tau} = -v \cdot \frac{\partial \alpha_R^b}{\partial \zeta} - 3 \cdot \text{Bi}_{\text{lsR}} \cdot \delta_R \cdot (1 - \varepsilon_p) \cdot (\alpha_R^b - \alpha_R^s) \quad (3c)$$

$$\frac{h_L}{\varepsilon_p} \cdot \frac{\partial \alpha_P^b}{\partial \tau} = -v \cdot \frac{\partial \alpha_P^b}{\partial \zeta} - 3 \cdot \text{Bi}_{\text{lsP}} \cdot \delta_P \cdot (1 - \varepsilon_p) \cdot (\alpha_P^b - \alpha_P^s) \quad (3d)$$

Con las siguientes condiciones iniciales y de contorno:

$$\tau = 0 \quad \alpha_A^b = 1 \quad \alpha_O^b = 0.5 \quad \alpha_R^b = 0 \quad \alpha_P^b = 0 \quad (4a)$$

$$\zeta = 0 \quad \alpha_A^b = 1 \quad \alpha_O^b = 0.5 \quad \alpha_R^b = 0 \quad \alpha_P^b = 0 \quad (4b)$$

Quando se elimina el flujo de líquido el sistema se describe por las ecuaciones. (1a) a (1d) con las siguientes condiciones de contorno:

$$\rho = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_A = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_O = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_R = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_P = 0 \quad (5a)$$

$$\rho = 1 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_A = 0 \quad \alpha_O = 1 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_R = 0 \quad \frac{\partial}{\partial \rho} \alpha_P = 0 \quad (5b)$$

Los balances de materia dinámicos se resuelven para la operación en estado estacionario y periódica. Las ecuaciones continuas se reemplazan por sus aproximaciones en diferencias finitas. Las soluciones para las ecuaciones explícitas a cada intervalo de tiempo se obtienen usando lenguaje FORTRAN. En todos los casos presentados se evalúa el estado invariante de la operación periódica. Para las simulaciones se utilizan parámetros adimensionales típicos que se detallan en la Tabla 1.

Tabla 1 Parámetros utilizados para las simulaciones

	Estado	
	estacionario	cycling
Bi_{glO_2}	1	1,33
Bi_{lsi}	100	150
\square	0,5	1
ϕ_i	10	
ϕ_{\square}	5	
\square	1/10	
split	-	0,5

Con $i = O_2, A, R, P$

Las velocidades de liquido para la operación en estado estacionario (u_{EE}) y durante el ciclo mojado de la operación periódica (u_{cyc}) están relacionadas por:

$$u_{ss} = s \cdot u_{cyc}$$

donde el split s es la fracción del período en la cual fluye liquido.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El modelo permite obtener los perfiles de concentración de reactivos y productos en el interior del pellet al final de los ciclos seco y mojado, así como los resultantes de la operación de estado estacionario. También se obtienen los perfiles de concentración de reactivos y productos en el seno de la fase liquida que rodea a la pastilla.

La operación periódica genera ciclos secos, en los que la concentración de oxígeno en el interior de la pastilla es elevada debido a que se han eliminado las resistencias externas al transporte

de materia. El oxígeno, en elevada concentración, reacciona con el líquido retenido internamente para dar mayor cantidad de R y de P. Al comenzar el ciclo mojado, la reacción transcurre de manera análoga a la operación convencional, sólo que cambian las concentraciones internas iniciales de reactivos y productos. Como resultado, los perfiles internos que representan la operación en estado estacionario y el ciclo mojado serán diferentes. Cuando fluye líquido se transfieren reactivos y productos hacia y desde el interior de la pastilla.

La Figura 1a muestra los perfiles del contaminante A en el interior del pellet. La concentración de A en estado estacionario disminuye con respecto al valor inicial debido a la reacción química. Durante la modulación del flujo líquido, se observa que no llega a recuperarse la concentración de A en el interior del pellet. Al comenzar el ciclo seco, la reacción se lleva a cabo entre A retenido (en menor concentración) y el reactivo gaseoso que llega abiertamente desde el exterior, ya que en este ciclo se han eliminado las resistencias externas al transporte. Obviamente la concentración de A disminuye con el tiempo ya que desaparece por reacción química, y llega a agotarse en el interior del catalizador para las condiciones estudiadas. La Figura 1b representa la concentración de A a la salida del reactor en función del tiempo para operación estacionaria (SS) y periódica (CYC).

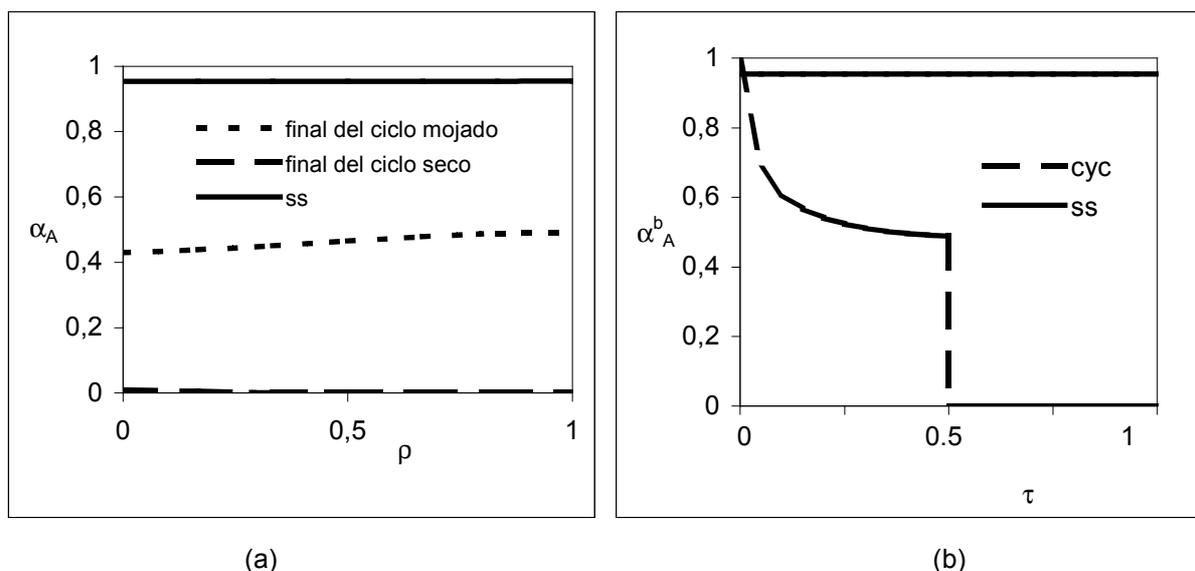


Fig. 1:Perfiles de concentración de A en el interior del pellet (a) y en el seno del líquido (b). Operación estable y periódica

La Figura 2a muestra los perfiles de concentración de R residual para ambos tipos de operación. El producto intermedio R se forma en el interior del catalizador y luego reacciona con oxígeno para formar el producto final P a una velocidad menor, por eso se observa una concentración remanente de R. En la operación de estado estacionario se forma menos cantidad de R residual que la que se obtiene al final del ciclo mojado. Al comenzar el ciclo mojado el catalizador posee niveles iniciales elevados de oxígeno que favorecen la formación de R.

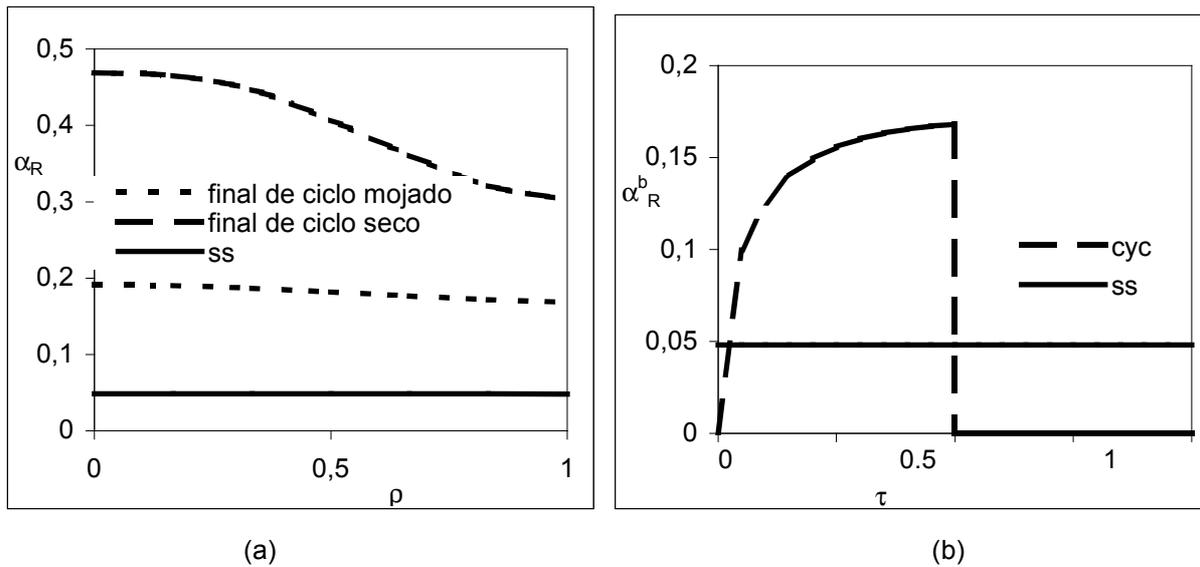


Fig. 2: Perfiles de concentración de R residual en el interior del pellet (a) y en el seno del líquido (b).
Operación estable y periódica

Durante el ciclo seco aumenta significativamente la producción de R siendo también favorecida la producción de P debido a la elevada concentración de oxígeno.

Cuando fluye líquido, el R residual se transfiere a la superficie externa y de allí a la fase líquida. Las concentraciones de R en la fase líquida a la salida del reactor se muestran en la Figura 2b. La concentración promedio de R es menor para la operación en estado estacionario.

La Figura 3a muestra los perfiles del producto final P en el interior del pellet. La concentración de estado estacionario es relativamente baja ya que la concentración de oxígeno es menor. En el ciclo mojado la producción de P se ve favorecida ya que el catalizador posee niveles iniciales elevados de oxígeno. La concentración de P durante el ciclo seco aumenta significativamente. La selectividad hacia oxidación completa aumenta debido a que se incrementa el tiempo de residencia de R y a que se dispone de concentraciones de oxígeno mayores. La Figura 3b muestra que la concentración media de P en el efluente es mayor durante cycling (CYC) que la correspondiente al estado estacionario (SS). Esto implica que la formación del producto final de un esquema de reacciones consecutivas se ve favorecida al operar el reactor con modulación del flujo líquido

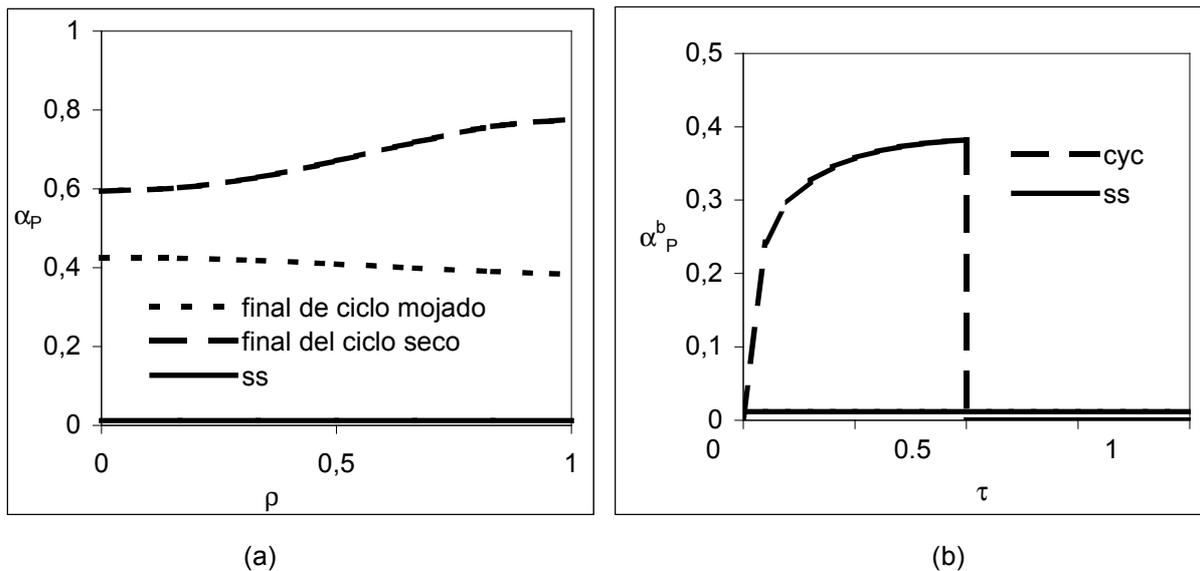


Fig. 3:Perfiles de concentración de P en el interior del pellet (a) y en el seno del liquido (b). Operación estable y periódica

. La importancia de este resultado para los procesos de oxidación catalítica de efluentes es obvia. Se formará mayor cantidad de CO_2 cuando el reactor se opera en forma discontinua y, por lo tanto se reducirá la carga contaminante. Se concluye que los procesos de oxidación catalítica por aire húmedo pueden ser optimizados por esta técnica porque cuando se corta el flujo de líquido, los productos intermedios permanecen dentro del catalizador y son oxidados a producto final. El tiempo de residencia de los intermediarios y las concentraciones medias de oxígeno dentro del catalizador son mayores en operación periódica que las que se obtienen en estado estacionario. Cabe destacar que esta modalidad de operación puede imponerse a unidades existentes con relativa facilidad y a bajo costo.

Si bien este modelo ha sido desarrollado a nivel pastilla, permite predecir tendencias experimentales observadas por nuestro grupo de trabajo. Massa et al (2004) estudiaron la reacción de oxidación de fenol utilizando un catalizador de $\text{CuO}/\text{alúmina}$ en un reactor Trickle Bed operado en estado estacionario y en la modalidad de cycling lento (del orden de minutos). Se observó que la modulación del flujo liquido aumenta la producción de CO_2 con respecto a los resultados obtenidos en la operación de estado estacionario, reduciéndose así la carga contaminante del efluente.

CONCLUSIONES

Se ha desarrollado un modelo matemático dinámico que permite evaluar el impacto de la modulación ON OFF del flujo liquido (operación periódica) en la selectividad de reacciones consecutivas. El modelo considera las diferentes etapas de transporte y reacción involucradas

durante los ciclos seco y mojado y sirve para predecir los perfiles de concentración de reactivos y productos en el interior de una pastilla catalítica y en el líquido que la rodea y, a partir de ellos evaluar la selectividad del proceso. Se observa que ésta técnica favorece la formación del producto final ya que, cuando se corta el flujo de líquido, los productos intermedios que permanecen dentro del catalizador son oxidados. El tiempo de residencia de los intermediarios y las concentraciones medias de oxígeno dentro del catalizador son mayores en operación periódica que los correspondientes a estado estacionario. De esta manera se favorece la oxidación total.

Si bien este modelo ha sido desarrollado a nivel pastilla, permite predecir tendencias experimentales observadas por nuestro grupo de trabajo referidas a la oxidación catalítica de fenol en medio acuoso. En un trabajo futuro, utilizaremos este modelo como base para simular el comportamiento de un reactor integral.

NOTACIÓN

C	concentración en fase fluída (M)
D	difusividad efectiva (m^2/s)
k	constante cinética (s^{-1})
k_l	coeficiente global de transferencia de masa gas líquido (m/s)
k_s	coeficiente global de transferencia de masa líquido sólido(m/s)
L	longitud del reactor (m)
r	variable radial en la partícula esférica (m)
R	radio de la partícula esférica (m)
s	split
t	tiempo (s)
v_z	velocidad lineal de líquido (m/s)

Letras griegas

α	concentración adimensional de reactivo
ϵ_p	porosidad de la partícula catalítica
ϕ	Módulo de Thiele
η	variable radial adimensional en la partícula esférica

τ	tiempo adimensional
ν	parámetro del modelo
χ	longitud del reactor adimensional
ξ	parámetro del modelo

Subíndices

0	valor inicial
1	primer reacción
2	segunda reacción
A, R, P	sustancia no volátil
cyc	cycling
O	reactivo gaseoso
ss	operación estacionaria

Supraíndices

*	valor de saturación
b	concentración en el seno del líquido

REFERENCIAS

- Castellari A.T., P.M. Haure, AIChE J. 41,6 1593 (1995)
- R. Lange, J. Hanika, D. Stradiotto, R. R. Hudgins, P. L. Silveston, Chem. Eng. Sci., 49 (1994) 5615-5621.
- V. Tukac, J. Hanika, V. Chyva, Catalysis Today 79-80 (2003) 427-431.
- Massa P., M.A. Ayude, F.Ivorra, P.Haure and R.Fenoglio. Enviado a *Catálisis Today*, octubre.2004.
- M. A. Ayude, M. C. Cassanello, O. M. Martínez, P. M. Haure, 16th. International Congress of Chemical and Process Engineering, Prague, 22-26 Aug, 2004, electronic proceedings.