

Control y Mejoras en Biorreactores para Tratar Aguas Residuales Tóxicas

Manuel J. BETANCUR ^{1*}
Jaime A. MORENO ¹
Iván MORENO-ANDRADE ²
Germán BUITRÓN ²

*Departamentos de ¹Automatización y ²Bioprocesos Ambientales, Instituto de Ingeniería,
Universidad Nacional Autónoma de México, *Email: MBetancurB@iingen.unam.mx;
(+52) (55) 56228127; fax 56228130; Apart. Postal 70-472, 04510 México D.F., México*

Resumen

Se presentan alternativas para solucionar problemas asociados a la operación de biorreactores buscando que su desempeño sea cercano al óptimo, en especial el problema de tratar picos altos y desconocidos de concentración de tóxicos. Dos filosofías de solución se han ensayado experimentalmente. Una modifica la configuración de biomasa en el reactor. La otra consiste en mejorar las acciones de control. Se considera que el modelo del biorreactor puede conocerse de manera apenas aproximada y que, debido a las características técnico-económicas de la aplicación, no es posible medir muchas de las variables de interés, por lo cual existe poca información para el control del proceso.

1. INTRODUCCIÓN

El tratamiento biológico de aguas residuales con alta concentración de compuestos tóxicos, tal como las producidas por las industrias químicas y petroquímicas, es una tarea difícil, importante y retadora. Los biorreactores secuenciales por lotes (SBR por sus siglas en inglés, *sequencing batch reactor*) han demostrado su superioridad con respecto a los reactores continuos gracias a su mayor eficiencia y flexibilidad. El término SBR se usa ahora como sinónimo de la tecnología en Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) donde el volumen del reactor es variable [13]. Pueden trabajar con biomasa suspendida o fija (a un soporte). En general los procesos SBR presentan 3 características: Repetición periódica de una secuencia definida de fases, duración definida de

cada fase de acuerdo a los resultados que se pretendan lograr, y desarrollo dinámico de las reacciones biológicas y físicas como funciones del tiempo. Sin embargo su operación básica enfrenta algunos problemas clave:

1. La relación entre la concentración del tóxico y la eficiencia de la planta es no lineal y de carácter inhibitorio. Esto ocasiona un mal desempeño de la PTAR si se somete a incrementos súbitos (picos) de la concentración tóxica a tratar. Dichos picos son frecuentes debido por ejemplo a una operación industrial intermitente.
2. La naturaleza tóxica del sustrato hace necesaria una aclimatación previa de la biomasa. Del mismo modo, un ayuno prolongado de biomasa ya aclimatada altera sus cualidades biológicas. Estos ayunos pueden presentarse al aplicar las políticas comunes de operación de PTARs [3, 5].
3. El control óptimo de un SBR requiere la medición en línea de la concentración tóxica. Sin embargo esto no es implementable en la práctica, hoy día, por razones técnico-económicas.

El objetivo de este artículo es presentar varias ideas implementadas por nuestro grupo para intentar solucionar estos problemas. Experimentalmente se han ensayado dos vías, tal como lo representa la Tabla 1. De un lado la mejora de estrategias de control basadas en la medida de Oxígeno Disuelto (OD), las cuales se discutirán en la Sección 2. De otro lado la alteración de la configuración de la biomasa dentro del reactor, explicadas en la Sección 3. La Sección 4 resume los experimentos realizados. Las conclusiones cierran el artículo.

Tabla 1. Vías de Investigación Experimental.
Se referencian los problemas analizados y se sugieren Futuros Experimentos (FE)

Modo de Control / Config de la Biomasa	FTC Fixed Timing Control	VTC Variable Timing Control	OBTOC Observer Based Time Optimal Control	EDTOC Event Driven Time Optimal Control
BS: Biomasa Suspendid	Picos - Ayuno-Inhibi	Picos - Inhib Usa OD	Picos+ Inhib Usa OD	Picos++ Inhib Usa OD
BM: Biomasa Móvil	Picos Ayuno+ Inhib	FE	FE	FE
BF: Biomasa Fija	Picos Ayun++ Inhib	FE		

2. ESTRATEGIAS DE CONTROL

Muchos procesos de fermentación industriales utilizan biorreactores. La forma de control más simple y difundida en SBRs es el lazo abierto (FTC

en la Tabla 1), con tiempos fijos para cada fase (llenado, reacción, sedimentación, vaciado y ayuno ó tiempo muerto). Dado que es razonable optimizar el funcionamiento de dichos procesos, se han diseñado métodos de control realimentado, apoyados en el modelo aproximado dado por las Ecuaciones (1-4), para disminuir el tiempo dedicado a las fases de llenado-reacción. El más sencillo consiste en detectar el fin de la reacción (VTC en Tabla 1) aprovechando la dinámica del OD.

También se ha usado la teoría de control óptimo para determinar la mejor política de control [8, 9, 11]. Pero dado que la medida de la concentración de sustrato resulta impráctica, el OD se mide en su lugar, dando origen a dos estrategias de control próximas al óptimo teórico, la de tiempo óptimo basada en observadores (OBTOC en Tabla 1) y la basada en eventos (EDTOC en Tabla 1).

2.1. FTC (Fixed Timing Control)

El control de tiempos fijos es la estrategia usual en la cual un experto fija los tiempos de cada fase según su experiencia y según los valores esperados de las concentraciones.

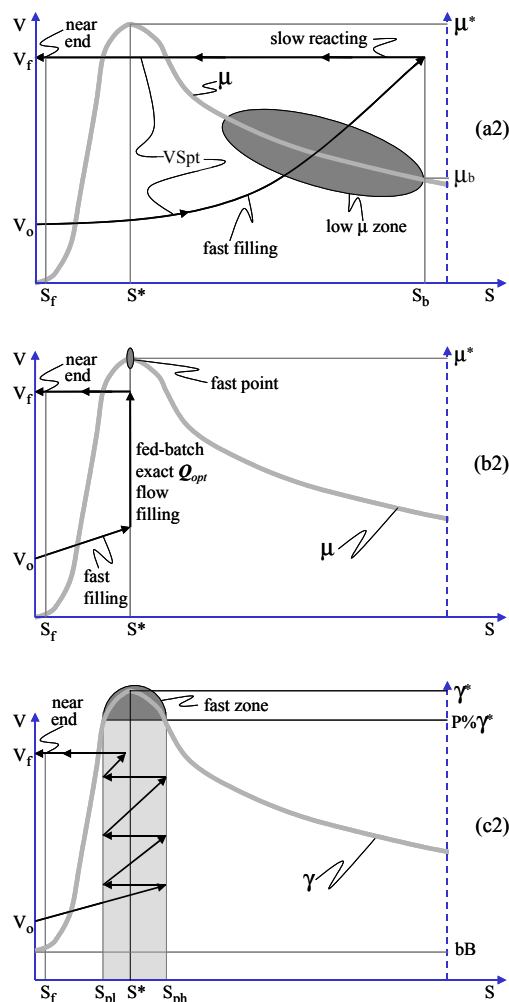
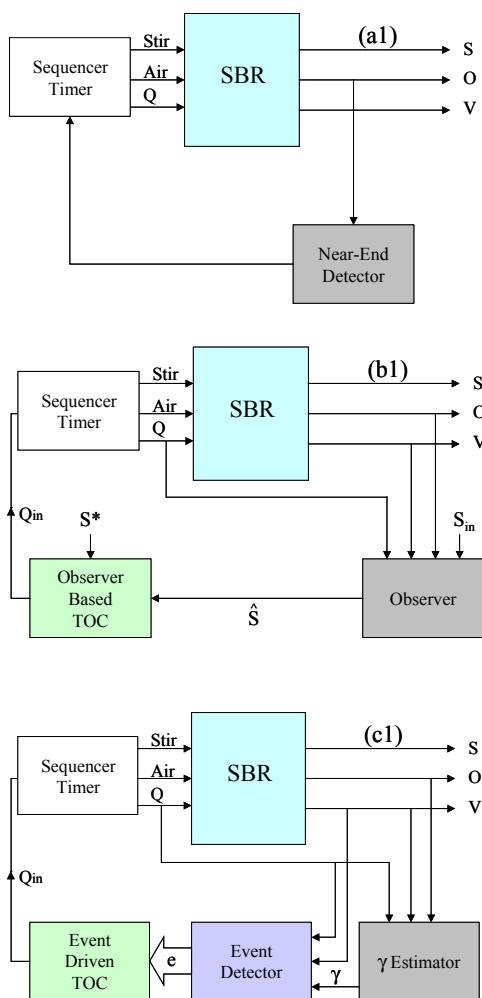


Figura 1. a) VTC, b) OBTOC, c) EDTOC; 1) Diagrama de Control, 2) Proyección de la Trayectoria del sistema en el plano S-V ; Eje secundario para μ ó γ respectivamente. El área oscura marca la zona en la cual el proceso invierte la mayor parte del tiempo de reacción. Se asumen condiciones iniciales $S=0$ y $V=V_0$

Si el tiempo asignado para reacción es poco, el reactor no terminará de degradar el sustrato y, el agua aún tóxica será vertida al finalizar el lote. Si el tiempo es mayor al necesario, el proceso perderá eficiencia. Sin embargo, por seguridad, normalmente el tiempo asignado es mucho mayor al necesario.

La evolución de la proyección de la trayectoria del sistema en el eje Sustrato-Volumen (SV) se aprecia en la Figura 1(a2). En este caso el llenado se realiza usando el máximo flujo posible, lo cual explica por qué este método carece de robustez ante picos de concentración, dado que la máxima concentración del tóxico dentro del reactor, S_b , dependerá directamente de la concentración del influente (agua tóxica en la entrada). Este mismo hecho hace que la inhibición sea la situación normal de operación, dado que típicamente S_b es mayor que la concentración óptima S^* . Nótese que la parte horizontal de la trayectoria SV indica que no hay llenado del tanque (V constante). En esa condición el sustrato tóxico disminuye debido a la metabolización por parte de la biomasa. Sin embargo, la mayor parte del tiempo dicha concentración permanece por encima del punto óptimo, es decir, inhibiendo la biomasa.

2.2. VTC (Variable Timing Control)

El control de tiempo variable [4] es similar al FTC y su proyección SV es exactamente igual (Fig. 1(a2)). La diferencia es que el tiempo asignado a la reacción no es fijo, sino que varía en función de la determinación del final de reacción. El esquema se aprecia en la Fig. 1(a1). Allí se destaca el módulo detector de cuasi-final de reacción (NED). Este se basa en la dinámica del OD según el modelo matemático del reactor expresado en las Ecuaciones (1-4), particularmente en la Ecuación (4). Allí los estados X (g/L), S (g/L) y O (g/L) representan las concentraciones de biomasa, sustrato y oxígeno disuelto (OD) respectivamente, μ (h^{-1}) es la tasa específica de crecimiento de biomasa, S_i (g/L) denota la concentración de sustrato en el influente, k_1 y k_2 son coeficientes de producción, b el coeficiente de respiración endógena, Q (L), la variable de control manipulada, es el flujo y V (L) es el volumen del medio líquido en el tanque.

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - \frac{Q}{V} X \quad (1)$$

$$\frac{dS}{dt} = -k_1 \mu X + \frac{Q}{V} (S_i - S) \quad (2)$$

$$\frac{dV}{dt} = Q \quad (3)$$

$$\frac{dO}{dt} = -(k_2 \mu + b) X + K_1 a (O_s - O) - \frac{Q}{V} O \quad (4)$$

Luego del llenado, y dada una aeración constante del tanque del reactor, el OD tendrá un único mínimo temporal, el cual se asocia al momento cuando la concentración de sustrato posibilita la máxima actividad metabólica de la biomasa y por tanto la máxima degradación de sustrato. Dicho

mayor consumo de OD sucede para valores relativamente bajos de sustrato (S^*). Por tanto si, posterior al mínimo, el valor de oxígeno vuelve a subir a valores cercanos a saturación, esto indica que ha disminuido la actividad metabólica por ausencia de sustrato (tóxico), $S \leq S_f$, y la reacción ya está prácticamente terminada. Es allí que el NED detecta que la reacción ha terminado y envía la señal al módulo de secuencia y temporizado (Fig. 1(a1)) para que, luego de un tiempo adicional de seguridad, prosiga con las demás fases del lote.

2.3. OBTOC (Observer based time optimal control)

El control de tiempo óptimo basado en observadores [12] se presenta en la Fig. 1(b1) y la proyección SV de la trayectoria óptima en la Fig. 1(b2) [8]. Esta trayectoria consiste de tres arcos cuando se consideran los límites naturales del actuador (bomba del influente). En el primer arco *bang-bang* se llena el reactor rápidamente (flujo máximo) hasta lograr la concentración óptima S^* . Luego en el segundo arco, el singular, se aplica un flujo de entrada $Q_{in} = Q_{opt}$, justo el necesario para mantener $S = S^*$ hasta llenar el reactor. De allí el tramo vertical de la trayectoria, lo cual significa que no se presentan cambios en S a medida que se incrementa V . Y el último arco *bang-bang* consiste simplemente en esperar, sin agregar influente, hasta que la reacción termine. Si fuese posible medir S , y se conocieran sin incertidumbre todos los parámetros del sistema, el arco singular se realizaría fácilmente con un controlador estándar. Sin embargo, como no es ese el caso, el uso de un observador (*software sensor*) que utilice el OD para estimar $\hat{S} \approx S$ permite solucionar teóricamente el problema. El inconveniente es que se necesita conocer exactamente la concentración del sustrato en el influente (S_i , que tampoco es fácilmente medible) y también es necesario conocer los parámetros críticos del SBR, tal como S^* por ejemplo. Un pequeño error en la estimación de estos valores ocasiona un pobre desempeño del observador y por tanto la proyección SV de la trayectoria real no reflejará a la óptima. Es por esta razón que la solución OBTOC es poco robusta y difícil de aplicar en la práctica.

2.4. EDTOC (Event driven time optimal control)

En este método se usa una actitud diferente para combatir la falta de mediciones y la incertidumbre del modelo, al mismo tiempo que se propende por optimizar la operación del biorreactor. La idea principal se basa en la siguiente observación. Tal como se explicó en el numeral anterior para el OBTOC, cuando la solución no singular puede implementarse con realimentación los requerimientos de información son bajos y su implementación es robusta ante incertidumbres del modelo. El problema reside en la determinación e implementación del arco singular el cual requiere un buen conocimiento del modelo y parámetros de la planta y es sensible a incertidumbres. En este método se propone reemplazar la suave y sensible señal de control singular por una *bang-bang* que

mantenga la trayectoria alrededor de la superficie singular. El error generado puede hacerse tan pequeño como se desee (teóricamente) [6, 8]. La robustez de esta implementación está ligada a las bien conocidas propiedades de modos deslizantes [7, 10]. El bajo requerimiento de información se relaciona con el hecho de que solamente es necesario determinar la superficie singular en el espacio de estado. Dicha superficie está asociada a ciertos eventos de las variables internas. Si tales eventos pueden ser sensados (*software-sensed*) usando exclusivamente las variables medibles, entonces una solución práctica es posible. Si adicionalmente la superficie singular se relaciona robustamente con los eventos, la solución será robusta ante incertidumbres del modelo. Es así que el control de tiempo óptimo basado en eventos [1, 2] de la Fig. 1(c1) soluciona el problema de robustez, no midiendo S , sino calculando una variable (denominada γ) relacionada con la velocidad de reacción. Tal γ puede estimarse en tiempo real utilizando el OD (O) y el Volumen (V) con la Fórmula (5).

$$\gamma = (k_2\mu + b)B = K_1aV(O_s - O) - FO + V \frac{dO}{dt} \quad (5)$$

Compare γ y μ en la Fig. 1(c2) y Fig. 1(b2). Tienen la misma forma. Es por ello que resulta posible manipular Q_{in} de forma que la velocidad de reacción permanezca dentro de una “zona rápida” en la Fig. 1(c2). Tal zona se encuentra por encima de un $P\%$ de la máxima velocidad. Asociada a dicha zona existe un rectángulo sombreado con el cual se explica como controlar S de modo que oscile en un rango entre algún S_{pl} (*lower than S^**) y S_{ph} (*higher*) durante todo el llenado del SBR. Cada vez que S intenta salir de este rango, un evento es generado y entonces el EDTOC conmuta Q_{in} (*on/off*), para prevenirlo. Es por esto que la proyección SV de la trayectoria zigzaguea dentro del sombreado. A medida que $P \rightarrow 100\%$ el zigzag será mas fino y entonces el comportamiento del control se aproximará al óptimo teórico. Esta solución funciona sin importar el valor de S_i y a pesar de los cambios en la mayoría de los parámetros del SBR

Únicamente son necesarios K_1a y O_s para estimar γ y aún estos no necesitan conocerse exactamente. Es por ello que el EDTOC es robusto. Adicionalmente, un incremento del error de estimación en dichos

parámetros degradará el desempeño del EDTOC sólo de manera gradual. Aún si los parámetros se obtienen alejados de su valor real, el EDTOC se comportara de manera aceptable. Por tal razón esta solución es una buena candidata para usos en ambientes industriales.

Formalmente el EDTOC puede representarse por la máquina de estados finitos de la Fig. 2, y los eventos que generan las transiciones entre estados se resumen en la Tabla 2.

Tabla 2. Eventos para procesos *fed-batch* en un SBR

Evento	Trigger	Estimación	Significado
$e_{1,0}$	$d\gamma/dt > 0$	$S < S^*$	No Inhibido
$e_{2,0}$	$d\gamma/dt < 0$	$S > S^*$	Inhibido
$e_{2,1}$	$\gamma \leq P\gamma_k^*$	$S = S_h$	Esperar
$e_{1,2}$	$\gamma \leq P\gamma_k^*$	$S = S_l$	Llenar
e_3	$V \geq V_{max}$	(medido)	Tanque Full
e_4	$\gamma < \gamma_{end}$	$S < S_{end}$	FinReacción

La Tabla 2 muestra los eventos estimados por el detector de eventos de la Fig. 1(c1). Usando dichos eventos el EDTOC conmuta la bomba de influente Q . El estado inicial para $k=0$ en $t=t_0=0$ es siempre σ_0 . Si se inhibe, el sistema saltará instantáneamente al estado σ_2 . Luego del arco *bang-bang* inicial, el ciclo que se forma entre σ_1 y σ_2 aproximará el arco singular de la solución óptima. Una vez el tanque se llena, σ_3 completará el último arco *bang-bang*. La reacción terminará al alcanzar σ_4 luego de lo cual se continuará con las demás fases del lote.

3. CONFIGURACIÓN DE BIOMASA

El reactor fue inoculado con microorganismos provenientes de una planta de tratamiento municipal de lodos activados (2000 mgVSS/L) manteniendo una retención celular de 20 días. Se usaron 3 alternativas de configuración de la biomasa: Biomasa suspendida (BS), Biomasa Móvil (BM), que se compone de una mezcla una mezcla de biomasa suspendida y biomasa fija por colonización de empaques de polietileno de alta densidad (con un área superficial de 963 m²/m³), y Biomasa Fija (BF) la cual utilizó como material de soporte una roca volcánica porosa (puzolana) con porosidad de 63% y diámetro medio entre 1.0 y 1.5 cm.

Como puede verse en la Tabla 1 los experimentos que incluyen mejoras al control del reactor se hicieron únicamente para la configuración BS (biomasa suspendida) logrando significativa mejoras en la tolerancia a picos de concentración. Sin embargo se mencionan las demás configuraciones debido al interés que plantean para futuros trabajos en control, especialmente porque presentan mejor resistencia al ayuno, es decir, a no perder su capacidad degradadora por el hecho de permanecer largos periodos de tiempo sin alimentación de sustrato.

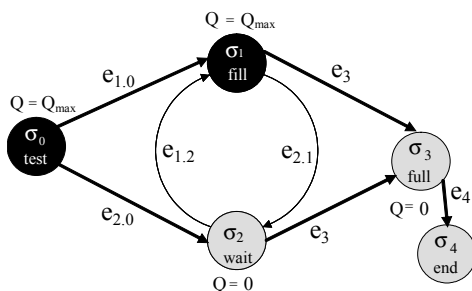


Figura 2. Máquina de estados finitos del EDTOC

4. EXPERIMENTOS

Se utilizó un biorreactor piloto de laboratorio de 7L aclimatado con lodos provenientes de una planta de tratamiento municipal para degradar agua sintética conteniendo 4-chloro-phenol (4CP) ó una mezcla de compuestos fenólicos en igual proporción (phenol, 4CP, 2,4-dichlorophenol, and 2,4,6-trichlorophenol). La concentración usual de tóxico para procesamiento en SBR es de $S_i=350\text{mg4CP/L}$. Aplicar mas del doble de dicha cantidad inhibiría fuertemente y estresaría a la biomasa, incrementando el tiempo de tratamiento de manera no lineal. Aplicar mayores concentraciones puede inhibir y/o deshabilitar al reactor permanentemente.

Se realizó una serie de experimentos para determinar el efecto de los diferentes tipos de control y diferentes configuraciones de biomasa en las características del sistema, especialmente resistencia al ayuno, a la inhibición, y a las concentraciones pico de sustrato. Lo resultados de esta última serie de experimentos se presentan en la Tabla 3. Para cada experimento el reactor se aclimató y operó previamente a la concentración estándar y utilizando la estrategia FTC. Una vez realizado el experimento respectivo, se regresa de inmediato al modo estándar de operación para medir el efecto inhibitorio de corto plazo, comparando la reacción anterior y la reacción posterior al experimento (última columna de la Tabla 3: (Q_e/Q_a)). Allí se aprecia que el reactor sufre en su desempeño posterior al pico de concentración para las estrategias FTC y VTC, y que incluso para concentraciones de 1400mg/L la VTC sufre drásticamente en su operabilidad.

Para el OBTOC se estudiaron diferentes tipos de observador, obteniéndose mejores resultados con un filtro de Kalman extendido, el cual se utilizó. Puede verse en la última columna de la Tabla 3 (Q_e/Q_a) que el pico con OBTOC no tiene prácticamente efecto en la operación a corto plazo del SBR. Lo mismo puede decirse para la EDTOC. Analizando la antepenúltima columna que indica la eficiencia (optimalidad) de remoción del sustrato tóxico (Q_u) se aprecia como la EDTOC alcanza los mayores niveles incluso para altísimos picos de concentración.

Los valores máximos de pico de concentración presentados para cada caso son los valores máximos a los cuales la estrategia se pudo poner en operación sin riesgo para el SBR. Esto muestra que la estrategia EDTOC pudo controlar adecuadamente picos de concentración un orden de magnitud por encima del máximo del OBTOC. Por tal razón, y en virtud de ser una estrategia más simple y robusta, se dedicará un espacio adicional a analizar con detalle una de las cinéticas experimentales EDTOC.

La Fig. 3 muestra una cinética experimental para degradar 4CP, usando γ en la Ecuación (5) para implementar el EDTOC. La concentración de sustrato tóxico S al interior del biorreactor (ver 4CP en Fig. 3, marcas a cuadros) fue medida fuera de línea, usando muestras tomadas manualmente, y no

fue usada con propósitos de control. Hasta un valor de $S=200\text{mg/L}$ se considera normal y seguro para la biomasa. Un ejercicio de identificación posterior reveló un valor óptimo $S^* = 13.99 \text{ mg4CP/L} \pm 7.4\%$ para un intervalo de confianza del 95%. La Figura 3 muestra que S fue mantenida en oscilación alrededor de S^* , en un aceptablemente bajo rango de concentración, al conmutar adecuadamente *on/off* la bomba de influente (Fig. 3, línea continua gruesa). Este comportamiento muestra la efectividad de la estrategia EDTOC.

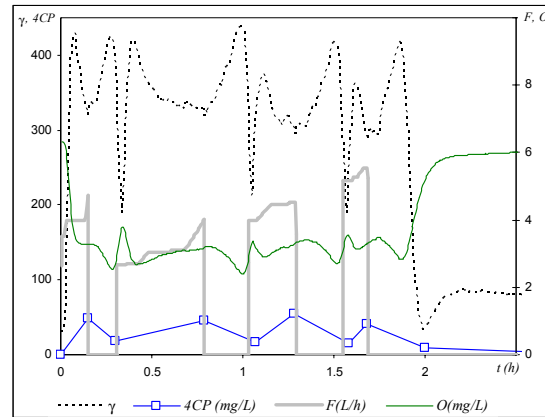


Figura 3. Cinética experimental EDTOC, caso 14/07/2003; $P=.0.9$; Concentración de tóxico en el influente $S_i=.634\text{mg4CP/L}$

La biomasa fue de $B=1.4\text{g}$ exhibiendo un incremento de menos de un 2% durante la reacción. Su valor no fue usado por el controlador. Tampoco se usaron los valores de S , S_i ni S^* . Una perturbación adicional proviene del sensor usado para medir el Oxígeno Disuelto (Fig.3, Línea delgada continua). Este introduce efectos apreciables de Segundo orden, y algo de ruido, a la variable de estado O . Por tanto es de esperarse que se presenten distorsiones y retardos al calcular γ en la Ecuación (5) (Fig. 3, línea punteada) para usarla en el EDTOC. Pero gracias a la robustez del EDTOC el sistema toleró todas estas perturbaciones e incertidumbres.

Al realizar una serie de experimentos en la cual se aumentaba gradualmente la concentración de tóxico en el influente (hasta 11.2g4CP/L), usando la estrategia EDTOC para controlar el SBR, se observó un incremento lineal del tiempo de tratamiento con respecto a S_i . Se observó también que la biomasa jamás estuvo sometida ni a inhibición ni a estrés, pues en el interior del reactor la concentración fue siempre menor a 100mg4CP/L. Para los experimentos se escogió $P = 0.9$ lo cual, en teoría, implica un tiempo de tratamiento solamente un 5% mayor que el óptimo.

5. CONCLUSIONES

De los resultados obtenidos hasta ahora se obtienen, dos importantes conclusiones:

1. Si no se utilizan estrategias especiales de control entonces los sistemas que incluyen biomasa soportada, Móvil o Fija (BM ó BF), tienen

Tabla 3. Efecto de diferentes estrategias sobre el desempeño del reactor sometido a picos de concentración

Estrategia de Control	Tipo de Biomasa	Pico de 4CP, mg/L (S_{in})	Eficiencias durante el pico (%)	Qa: Tasa de degradación antes del pico (mg 4CP/gVSS-h)	Qu: Tasa de degradación durante el pico (mg 4CP/gVSS-h)	Qe: Tasa de degradación después del pico (mg 4CP/gVSS-h)	Efecto del pico: Relación de degradación (Qe/Qa)
FTC	BS	550	100	25.0	21.0	22.2	0.9
		760	85	25.0	18.5	11.3	0.5
		900	63	25.0	11.4	7.4	0.2
VTC	BS	700	100	59.8	44.9	59.8	1.0
		1050	100	59.8	9.0	18.0	0.3
		1400	18.3	59.8	0.9	N.D.	N.D.
OBTOC	BS	700	100	79.3	57.1	79.3	1.0
		1050	100	79.3	45.1	79.3	1.0
		1400	100	79.3	73.3	79.3	1.0
EDTOC	BS	700	100	71.4	63.5	71.4	1.0
		1400	100	65.0	91.2	71.4	1.1
		2800	100	95.3	114.3	101.5	1.1
		5600	100	81.6	114.3	71.4	0.9
		11200	100	71.4	114.3	64.5	1.0

N.D. No se pudo adquirir datos suficientes para computar (muy baja: el SBR quedó afectado por el experimento)

mayor resistencia al ayuno y a picos de concentración que la configuración de biomasa suspendida (BS). Sin embargo la diferencia no es suficientemente grande como para considerarlas una solución ante condiciones de operación extremas del SBR.

- Estrategias de control como la OBTOC y la EDTOC incrementan sustancialmente la robustez y desempeño del SBR a niveles nunca obtenidos antes sin ellas. La investigación para desarrollar tales modos de control es por tanto muy prometedora.

Más experimentos deben realizarse para terminar este estudio. Debe estudiarse la estabilidad de largo plazo (biológica) del SBR sometido a estrategias TOC antes de poder afirmar categóricamente la bondad de sus propiedades. Esto incluye especialmente un estudio de la evolución de las propiedades de la biomasa bajo este tipo de estrategias. Nuestra hipótesis es que la combinación de biomasa suspendida y biomasa fija (Biomasa Móvil) combinada con la estrategia EDTOC dará los mejores resultados para el sistema completo.

AGRADECIMIENTOS

Gracias al CONACyT (Project 34934A) y a DGAPA por su apoyo financiero. Este artículo incluye resultados del proyecto EOLI el cual es patrocinado por el programa INCO de la Comunidad Europea, contrato ICA4-CT-2002-10012. M. J. Betancur agradece también a DGEP, UNAM y UPB. Las opiniones científicas son responsabilidad de los autores.

REFERENCIAS

[1] Betancur M.J., Moreno J. and Buitrón G. (2004). Event-driven control for treating toxicants in aerobic sequencing batch bioreactors. *Proceedings of the 9th International Symposium on Computer Applications in Biotechnology (CAB9)*, March 28-31, 2004. Nancy, France.

[2] Betancur M. J., Moreno J. and Buitron G. (2004). Practical Optimal Control for Fed-Batch Bioreactors. *Proceedings of NOLCOS 2004*, Stuttgart, Germany

[3] Buitrón G. and Moreno J. (2002). Modeling of the acclimation/deacclimation process of a mixed culture degrading 4-chlorophenol. *Proc. 5th IWA Chemical Industry Group Conference*, Nimes, France, 179-186.

[4] Buitron G., Schoeb M. and Moreno J. (2003). Automated sequencing batch bioreactor under extreme peaks of 4-chlorophenol. *Water Science and Technology*, **47**(10), 175-181.

[5] Coello M.D., López-Ramirez J.A., Sales D. and Quiroga J.M. (2003). Evolution of an activated sludge system under starvation conditions. *Chem. Eng. Journal*, **94**, 139-146.

[6] Hermes, H. and J.P. LaSalle (1969). Functional analysis and time optimal control. Ac.Press, N.Y.

[7] Khalil, H.K. (2002). *Nonlinear Systems*. 3rd. ed. Prentice Hall, Upper Saddle River, N.J.

[8] Moreno, J. (1999). Optimal time control of bioreactors for the wastewater treatment. *Optimal Control Applications and Methods*, **20**, 145-164.

[9] Sarkar, D. and J.M. Modak (2003). Optimisation of fed-batch bioreactors using genetic algorithms. *Chemical Engineering Science*, **58**, 2283-2296.

[10] Slotine, J.J. and W. Li (1991). *Applied nonlinear control*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J.

[11] Smets, I.Y.M; K.J.E. Versyck and J.F.M. Van Impe (2002). Optimal control theory: a generic tool for identification and control of (bio)chemical reactors. *Annual Reviews in Control*, **26**, 57-73

[12] Vargas A., Soto G., Moreno J. and Buitrón G. (2000). Observer based time-optimal control of an aerobic SBR for chemical and petrochemical wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 42 No. 5-6, 163-170.

[13] Wilderer P.A., Irvine R.L. and Goronszy M.C. (2001). Sequencing batch reactor technology. *Scientific and technical report No 10*, IWA Publishing, London, 76 pp.