

16TCAm - MODELADO DEL EFECTO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA CELULAR SOBRE EL DESEMPEÑO DE UN REACTOR BATCH SECUENCIAL DURANTE EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES

LOBO, C. C.¹; BERTOLA, N. C.¹; CONTRERAS, E. M.²

¹Centro de Investigación y Desarrollo en Criotecología de Alimentos (CIDCA)
CONICET, Facultad de Ciencias Exactas, La Plata, Argentina.

²Instituto de Investigaciones en Ciencia y Tecnología de Materiales (INTEMA).
CONICET-Mar del Plata. UNMDP. Av. Juan B. Justo 4302 (7600) Mar del Plata,
Argentina.

cintiaceciliialobo@hotmail.com

Resumen

En el presente trabajo, se estudió el efecto de la variación del tiempo de residencia celular y el tipo de sustrato sobre el desempeño de un reactor batch secuencial (SBR). Se desarrolló un modelo matemático que permitió predecir la concentración de biomasa durante condiciones transitorias de operación en el reactor. El modelo se ajustó adecuadamente a los datos experimentales y permitió calcular el rendimiento observable en biomasa (Y_{obs}) y el coeficiente de decaimiento endógeno (b) para un modelo de agua residual industrial con fenol (F) y un agua residual de industria láctea con suero de queso (SQ). Los resultados indicaron que el rendimiento observable para SQ ($Y_{obs}=0.42$ gSST/gSQ) fue menor que el obtenido para F ($Y_{obs}=0.89$ gSST/gF). Sin embargo, en ambos casos aproximadamente el 50 a 55% del carbono presente en el sustrato fue transferido a la biomasa. Finalmente, el coeficiente de decaimiento endógeno de la biomasa para F fue tres veces mayor al obtenido cuando se empleó SQ.

1. Introducción

Los procesos industriales generan aguas residuales que se caracterizan por presentar una amplia variabilidad en términos de flujo, composición y concentración de sustancias orgánicas. Debido a ello, los sistemas de tratamiento biológico suelen operar bajo condiciones transitorias. En los últimos años, el empleo de reactores batch secuencial (SBRs) ha demostrado ser eficiente en el tratamiento de aguas residuales industriales, tales como industrias lácteas, farmacéuticas, curtiembres y con compuestos fenólicos. En general, la operación de un SBR se basa en la aplicación periódica de una serie de procedimientos; el conjunto de tales procedimientos se conoce como ciclo de operación. Cada ciclo de operación está compuesto por varias etapas: llenado, reacción, purga de barros, sedimentación y extracción del sobrenadante (efluente tratado). Este tipo de reactores presenta varias ventajas respecto del sistema continuo como por ejemplo: elevada flexibilidad, funcionamiento sencillo, diseño compacto y la posibilidad de trabajar en condiciones aeróbicas y anaeróbicas en el mismo reactor (Wang y col., 2014).

En los sistemas de tratamiento biológico el tiempo de residencia celular (θ_C) es una variable de operación clave, que no sólo permite controlar la concentración de biomasa, sino que además influye sobre la calidad del efluente, la demanda de oxígeno y la generación de exceso de barros activados. Por lo tanto, el desarrollo de modelos

matemáticos adecuados para el diseño y operación de estos procesos, especialmente bajo condiciones transitorias es de creciente interés. Por esta razón, los objetivos de este trabajo fueron: a) estudiar los efectos de variaciones en θ_C y el tipo de sustrato sobre el rendimiento de un SBR, y b) desarrollar un modelo matemático para representar los efectos de variaciones en θ_C .

2. Metodología

2.1 Cultivo de barros activados y operación del SBR

Los barros activados utilizados en este estudio fueron cultivados en dos SBRs escala laboratorio de 2.5 L cada uno. La aireación fue provista por aireadores con un flujo de 2 L min⁻¹, los cuales proporcionaron una correcta agitación y permitieron mantener el oxígeno disuelto (OD) en 4 mgO₂ L⁻¹. El tiempo de residencia hidráulico (θ_H) fue de 80 h. La operación del reactor constó de cinco ciclos por semana, el tiempo promedio de cada ciclo fue $t_T=1.40$ d y la fase de reacción $t_R= 1.32$ d. Cada ciclo de operación estuvo compuesto por: llenado, reacción, purga de barros en condiciones de mezclado, sedimentación y extracción del sobrenadante (efluente tratado). Luego se dio inicio a un nuevo ciclo de operación con el llenado del reactor con el efluente a tratar. Las operaciones de llenado, purga, sedimentación y descarga, comprendieron 2 h. Se obtuvieron diferentes θ_C mediante purga directa de los barros activados.

Se estudiaron dos modelos de agua residual:

-Reactor A: fue alimentado con un agua residual sintética simulando el de la industria láctea con la siguiente composición: (NH₄)₂SO₄ 940 mg, K₂HPO₄ 500 mg and KH₂PO₄ 250 mg; todos los componentes se diluyeron en un litro. La fuente de carbono empleada fue suero de queso deshidratado (SQ) cuya concentración fue 1 g L⁻¹ (1000 mgDQO L⁻¹). Se estudiaron los siguientes θ_C : 45, 40, 30, 20 y 10 d y el tiempo de operación máximo del reactor fue de 392 días.

-Reactor B: fue utilizado para obtener barros activados aclimatados a fenol. Los barros activados (generados a partir del agua residual usada en el reactor A), fueron aclimatados a fenol con un medio conteniendo: (NH₄)₂SO₄ 226 mg L⁻¹, K₂HPO₄ 500 mg L⁻¹, KH₂PO₄ 250 mg L⁻¹, MgSO₄·7H₂O 25.2 mg L⁻¹, MnSO₄·H₂O 2.52 mg L⁻¹, CaCl₂ 2 mg L⁻¹, FeCl₃ 1.2 mg L⁻¹ y fenol (F) como única fuente de carbono (300 mg L⁻¹, 714 mgDQO L⁻¹). En este caso, se estudiaron los siguientes θ_C : 45, 40, 20 y 10 d y el tiempo de operación máximo del reactor fue de 453 días.

En ambos reactores se realizó la medición de la concentración de biomasa al inicio del ciclo de alimentación (X_0 ; gSST L⁻¹) como sólidos suspendidos totales, y la demanda química de oxígeno soluble ($sDQO$) en función del tiempo de ciclo. A partir de la gráfica de $sDQO$ en función del tiempo se obtuvo una línea recta cuya pendiente se correspondió a la velocidad de consumo de DQO soluble (R_S).

3. Resultados

3.1 Efecto de θ_C y tipo de sustrato de alimentación sobre la concentración de biomasa

En la Figura 1 se encuentran los resultados obtenidos de concentración de biomasa inicial (X_0) en función del tiempo de operación (t_{op}) para los diferentes θ_C . En el Reactor A (Fig. 1a) durante los primeros 25 d de operación ($\theta_C=45$ d) se observó una fase transitoria en la cual X_0 se incrementó de 5.0 ± 0.2 a 9.0 ± 1.0 gSST L⁻¹ para $t_{op}=26$ d. Posteriormente, cuando se redujo θ_C a 40 d se observó una disminución en X_0 . En el caso del Reactor B, la Fig. 1b muestra que la fase transitoria para $\theta_C=45$ d se extendió

durante 60 a 70 d, en la cual se obtuvo una disminución en X_0 de 6 a 3 gSST L⁻¹. Esta diferencia entre ambos reactores fue debida a la composición de la alimentación, mientras que el Reactor A fue alimentado con un medio complejo (SQ), el Reactor B fue alimentado con un medio mineral con F como fuente de carbono. Además, teniendo en cuenta la concentración de suero de queso y fenol utilizados y el contenido de carbono por unidad de masa de suero de queso (0,40 gC/gSQ) y fenol (0,77 gC/gF) (Ferro Orozco, 2014), se puede concluir que el Reactor A fue alimentado con un medio que contenía aproximadamente dos veces el carbono correspondiente al medio del Reactor B. Por esta razón, la concentración de biomasa para un valor dado θ_C fue mayor en el Reactor A que en el Reactor B.

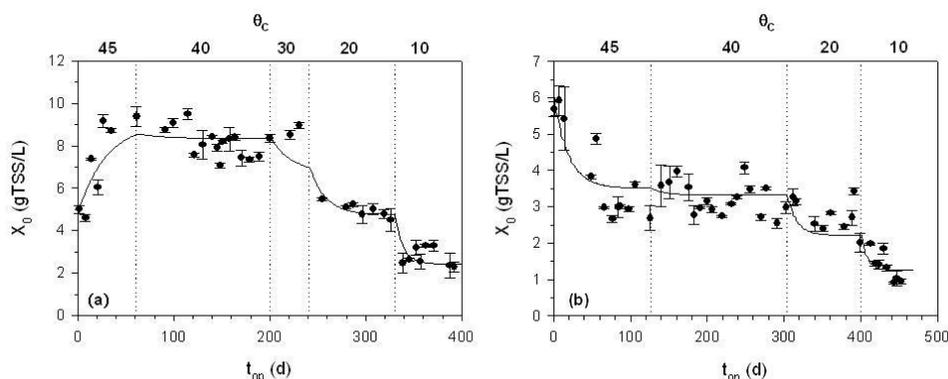


FIGURA 1. Concentración de biomasa (X_0) en función del tiempo de operación del reactor (t_{op}): (a) Reactor A (SQ) t_{op} máximo = 392 d, (b) Reactor B (F) t_{op} máximo = 453 d. Las líneas punteadas indican θ_C y la línea continua representa el modelo propuesto (ec. 17) utilizando los coeficientes descriptos en la Tabla 1.

3.2 Desarrollo del modelo matemático

En la Fig. 2 se muestra un esquema de la variación de concentración de biomasa (X) y sustrato (S , SQ o F) en función del tiempo (t) durante un ciclo de operación típico. El ciclo se inició con el llenado del reactor con el agua residual con una concentración de sustrato (S_{AR}). Una vez llenado el SBR las concentraciones de sustrato y biomasa al inicio de la etapa de reacción fueron S_0 y X_0 , respectivamente. En el presente modelo se asumió que el llenado fue instantáneo, es decir, despreciable frente al tiempo de la etapa de reacción (t_R) o al tiempo total del ciclo (t_T). Una vez realizado el llenado, se encendió el aireador y comenzó la etapa de reacción. Durante esta etapa el sustrato fue consumido y consecuentemente, X aumentó. Como puede observarse en la Fig. 2 la concentración de S en el efluente tratado fue $S \cong 0$. Así, se definió el tiempo crítico (t_C) como el tiempo del ciclo para el cual $S \cong 0$; además, para ese tiempo X alcanzó un valor máximo (X_{max}). Posteriormente, debido a la ausencia de una fuente de carbono y energía, la concentración de biomasa comenzó a descender debido al proceso de metabolismo endógeno (Orhon y Artan, 1994) hasta alcanzar un cierto valor (X_F) hacia el final de la etapa de reacción. Luego, se realizó la purga de barros retirando un volumen V_P del líquido del reactor en condiciones de mezclado, por lo que la concentración de biomasa en la purga fue X_F . Luego, se apagó el aireador, se dejaron sedimentar los barros 30 minutos para separar los mismos del efluente tratado y finalmente, se retiró un cierto volumen V_S del sobrenadante (el cual corresponde al efluente del proceso de tratamiento).

El conocimiento del caudal de agua residual a tratar (Q_{AR}), θ_H , θ_C y el caudal de purga (Q_P) es clave para el dimensionamiento y la operación de cualquier sistema de

tratamiento de aguas residuales (Metcalf y Eddy, 2003). En particular, considerando que el ciclo de operación del SBR se inició con el agregado de un volumen $V_P + V_S$ de agua residual cruda (o sea, el mismo volumen extraído del reactor durante el ciclo de operación anterior) y que la duración total de cada ciclo fue t_T , el caudal tratado de agua residual (Q_{AR}) resulta:

$$Q_{AR} = \frac{V_P + V_S}{t_T} \quad (1)$$

Además, considerando que al final de la etapa de reacción se extrajo un volumen V_P con el fin de purgar la biomasa del reactor, el caudal de purga (Q_P) resulta:

$$Q_P = \frac{V_P}{t_T} \quad (2)$$

Si V es el volumen del reactor al inicio de la etapa de reacción (volumen máximo en condiciones de operación), el tiempo de residencia hidráulico (θ_H) es:

$$\theta_H = \frac{V}{Q_{AR}} = \left(\frac{V}{V_P + V_S} \right) t_T \quad (3)$$

Por definición, θ_C es el cociente entre la biomasa total en el reactor y la biomasa que sale del reactor por unidad de tiempo (Orhon y Artan, 1994). Debido a que el efluente tratado no contenía cantidades significativas de biomasa, la biomasa que salía del reactor por unidad de tiempo fue igual al producto $Q_P X_F$. Considerando que en ese instante la biomasa total en el reactor era el producto $V X_F$, la expresión de θ_C para el reactor SBR resulta

$$\theta_C = \frac{V X_F}{Q_P X_F} = \left(\frac{V}{V_P} \right) t_T \quad (4)$$

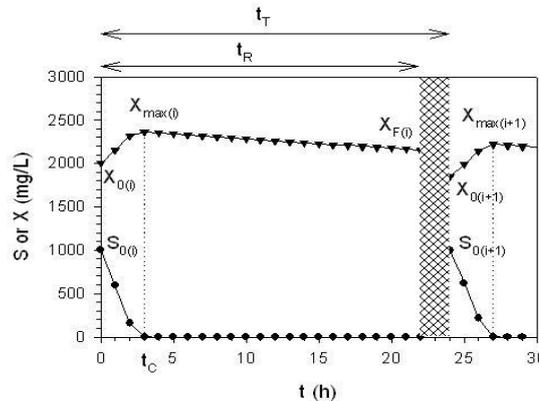


FIGURA 2. Concentración de biomasa (X , \blacktriangledown) y sustrato (S , \bullet) en función del tiempo (t) durante los ciclos de operación i e $i+1$. Se indican las concentraciones de biomasa inicial ($X_{0(i)}$), máxima ($X_{\max(i)}$) y final ($X_{F(i)}$) correspondientes al ciclo i de operación. Las líneas representan el tiempo crítico (t_C), de reacción (t_R) y total del ciclo (t_T). El área sombreada representa la purga, sedimentación y llenado del reactor.

Si V es volumen del reactor al inicio de la etapa de reacción, luego de las operaciones de purga, sedimentación y vaciado parcial del reactor, el volumen al final del ciclo de operación es $V_F = V - V_P - V_S$. A su vez, cada ciclo de operación se inició con el llenado del reactor con un volumen $V_P + V_S$ de agua residual cruda. Por lo tanto, las concentraciones de sustrato y biomasa al inicio de la etapa de reacción correspondiente al ciclo de operación $i + 1$ ($S_{0(i+1)}$, $X_{0(i+1)}$) son función de sus concentraciones al final del ciclo i ($S_{F(i)}$, $X_{F(i)}$):

$$S_{0(i+1)} = \frac{(V-V_P-V_S)S_{F(i)}+(V_P+V_S)S_{AR}}{V} \quad (5)$$

$$X_{0(i+1)} = \frac{(V-V_P)X_{F(i)}+(V_P+V_S)X_{AR}}{V} \quad (6)$$

donde S_{AR} y X_{AR} representan la concentración de sustrato y biomasa en el agua residual cruda, respectivamente. Nótese que como se asumió que el efluente tratado no contiene cantidades significativas de biomasa, la misma solamente sale del reactor cuando se purga un volumen V_P . Por el contrario, el sustrato sale del sistema tanto con V_P como con V_S ; por esta razón, las ecs. (5) y (6) resultan levemente diferentes.

Aunque las ecs. (5) y (6) son de carácter general, en el caso particular analizado se pueden hacer las siguientes simplificaciones: en algún momento del ciclo se cumple que $S_{F(i)} \cong 0$ y el agua residual no contiene cantidades significativas de biomasa ($X_{AR} \cong 0$). Teniendo en cuenta estas simplificaciones y combinando con las definiciones de θ_H (ec. 3) y θ_C (ec. 4) para este tipo de reactores, se obtienen las siguientes expresiones:

$$S_{0(i+1)} = \left(\frac{V_P+V_S}{V}\right) S_{AR} = \left(\frac{t_T}{\theta_H}\right) S_{AR} \quad (7)$$

$$X_{0(i+1)} = \left(\frac{V-V_P}{V}\right) X_{F(i)} = \left(\frac{\theta_C-t_T}{\theta_C}\right) X_{F(i)} \quad (8)$$

Si S_{AR} es constante y además el reactor es operado con θ_H y θ_C constantes, la ecuación (7) demuestra que $S_{0(i+1)}$ es una constante para todo ciclo de operación. Por el contrario, $X_{0(i+1)}$ no sólo depende de θ_H y θ_C , sino también de la concentración de biomasa al final del ciclo anterior. Además, de acuerdo con la Fig. 2, es evidente que para un ciclo determinado $X_{F(i)}$ depende de $X_{0(i)}$. Por lo tanto, si se conociera la relación entre $X_{F(i)}$ y $X_{0(i)}$ y empleando iterativamente la ec.(8) se podrían calcular $X_{0(i+1)}$, $X_{0(i+2)}$, etc., o sea, la concentración de biomasa en función del ciclo de operación.

A continuación se analizan los cambios en la concentración de sustrato y biomasa durante la etapa de reacción con el fin de obtener la relación entre $X_{F(i)}$ y $X_{0(i)}$. Empleando el modelo tradicional de metabolismo endógeno (Orhon y Artan, 1994), la variación de las concentraciones de S y X en un reactor tipo batch resultan:

$$\frac{dS}{dt} = -q_S X \quad (9)$$

$$\frac{dX}{dt} = (Y_{X/S} q_S - b) X \quad (10)$$

$-\frac{dX}{dS} = Y_{X/S} - \frac{b}{q_S} = Y_{obs}$ donde q_S es la velocidad específica de consumo de sustrato, $Y_{X/S}$ el rendimiento verdadero en biomasa (o sea, en ausencia de decaimiento) y b la constante de decaimiento endógeno (Orhon y Artan, 1994). Haciendo el cociente entre las ecs.(9) y (10) se obtiene:

$$(11)$$

donde Y_{obs} es el rendimiento observado. En algunos casos (por ejemplo, cuando $K_S \ll S$ en una cinética tipo Monod), q_S se mantiene aproximadamente constante hasta que se agota S; además, en general se cumple que $b \ll q_S$. En ambos casos Y_{obs} resulta aproximadamente constante; así, integrando la ec.(11) se obtiene la siguiente expresión:

$$X - X_0 = Y_{obs}(S_0 - S) \quad (12)$$

Como se asumió que el tiempo total del ciclo de operación (t_T) fue lo suficientemente largo como para el sustrato se agote (Fig. 2), la concentración máxima de biomasa correspondiente al ciclo i de operación ($X_{\max(i)}$) resulta:

$$X_{\max(i)} = X_{0(i)} + Y_{obs}S_0 \quad (13)$$

Una vez que S se agota, la concentración de biomasa disminuye debido al metabolismo endógeno. Como se definió el tiempo crítico t_C como el tiempo a partir del cual $S = 0$ y $X = X_{\max}$, entonces para $t \geq t_C$, $q_S = 0$. En estas condiciones, integrando la ec.(10) se obtiene:

$$X_{(i)} = X_{\max(i)}e^{-b(t-t_C)} \quad (14)$$

Finalmente, para $t = t_R$ la concentración de biomasa al final de la etapa de reacción correspondiente al ciclo i ($X_{F(i)}$) se obtiene combinando las ecs.(13) y (14):

$$X_{F(i)} = (X_{0(i)} + Y_{obs}S_0)e^{-b(t_R-t_C)} \quad (15)$$

La ecuación (15) representa la relación entre $X_{F(i)}$ y $X_{0(i)}$. El problema de esta ecuación es que todavía no se conoce t_C . Sin embargo, a partir de las curvas de consumo de suero de queso y fenol en función del tiempo, obtenidas en diferentes condiciones de operación, se deduce que en la mayoría de los casos $t_C < 4$ h. Además, considerando que se realizaban 5 ciclos de operación por semana, el tiempo total (promedio) de un ciclo de operación era $t_T = 33.6$ hs. Como las operaciones de purga, sedimentación y vaciado llevaban entre 1 y 2 h, el tiempo de reacción (promedio) era $t_R \cong 32$ hs $\gg t_C$. En estas condiciones, t_C puede ser despreciado de la ec. (15) resultando:

$$X_{F(i)} = (X_{0(i)} + Y_{obs}S_0)e^{-bt_R} \quad (16)$$

Es importante destacar que para un valor de $b = 0.01 \text{ h}^{-1}$, con $t_R = 32$ hs y $t_C = 4$ hs, la diferencia entre las ecs.(15) y (16) resulta menor a un 4%. Debe considerarse que el valor de b empleado en el cálculo es relativamente alto; en general, los valores informados por otros autores son inferiores (Gujer y col., 1999). Además, debido a que la diferencia entre las ecs.(15) y (16) es menor a medida que b disminuye, a fines prácticos la ec. (16) puede considerarse como una buena aproximación de la ec. (15), siendo su error menor al 4%.

Si se combinan las ecs. (8) y (16) se obtiene la siguiente expresión:

$$X_{0(i+1)} = \left(\frac{\theta_C - t_T}{\theta_C} \right) (X_{0(i)} + Y_{obs}S_0)e^{-bt_R} \quad (17)$$

Por lo tanto, para un cierto modo de operación del reactor (θ_H , θ_C , t_T , t_R) y si se conocen los coeficientes Y_{obs} y b y la concentración de biomasa en el reactor para un ciclo determinado ($X_{0(i)}$), mediante la ec.(17) se puede calcular la concentración de biomasa en el ciclo siguiente ($X_{0(i+1)}$). De esta manera, la aplicación iterativa de la ec. (17) permite calcular la evolución de la concentración de biomasa en función del número de ciclo de operación (i). Finalmente, el tiempo total de operación (t_{op}) del reactor se calcula como el producto entre el número de ciclo de operación (i) y el tiempo (promedio) para un ciclo ($t_T = 33.6$ hs). La ec. (17) también puede emplearse para estimar los coeficientes Y_{obs} y b a partir de datos experimentales. Si durante un tiempo determinado el SBR es operado en las mismas condiciones, en algún momento la

concentración de biomasa al inicio del ciclo de operación tiende a estabilizarse en un cierto valor estacionario $X_{0E} = X_{0(i)} = X_{0(i+1)} = X_{0(i+2)}$, etc. En esta condición, reordenando la ec. (17) se obtiene:

$$X_{0E} = \left(\frac{\theta_C}{\theta_C - t_T} \right) X_{0E} e^{bt_R} - Y_{obs} S_0 \quad (18)$$

De acuerdo a la ec.(18), si se grafica X_{0E} en función de $\left(\frac{\theta_C}{\theta_C - t_T} \right) X_{0E}$ debería obtenerse una recta con pendiente e^{bt_R} y ordenada $-Y_{obs} S_0$. Como puede observarse en la Fig. 3, tanto para barros activados alimentados con suero de queso (Fig. 3a) como fenol (Fig. 3b) se obtuvo una correlación satisfactoria; en ambos casos el valor de r^2 fue mayor a 0.997. A partir de los valores de la ordenada al origen y la pendiente se calcularon los coeficientes Y_{obs} y b correspondientes a cada tipo de alimentación (Tabla 1). Los valores de Y_{obs} y b obtenidos mediante regresión lineal fueron empleados en la ec.(17) para calcular la evolución de la concentración de biomasa en función del tiempo total de operación (t_{op}). La Fig. 1 muestra que mediante el procedimiento de cálculo propuesto (ec. 17) se puede describir adecuadamente los cambios en la concentración de biomasa debidos a la modificación en θ_C en un SBR alimentado tanto con un modelo de agua residual fácilmente biodegradable (SQ) como con un agua residual con fenol como única fuente de carbono. Además, la Tabla 1 demuestra que el rendimiento observable en biomasa en SQ ($Y_{obs} = 0,42$ gSST/gSQ) fue menor que la correspondiente a F ($Y_{obs}=0.89$ gSST/gF). Sin embargo, teniendo en cuenta el contenido de carbono de ambos sustratos (SQ=0.4 gC/gSQ; F=0.77 gC/gF) y de los barros activados ($X=0.59$ gC/gSST), se puede observar en la Tabla 1 que alrededor del 50 a 55% del carbono fue transferido a la biomasa. Finalmente, la Tabla 1 muestra que el coeficiente de decaimiento endógeno de la biomasa en presencia de F fue tres veces mayor que la obtenida con SQ.

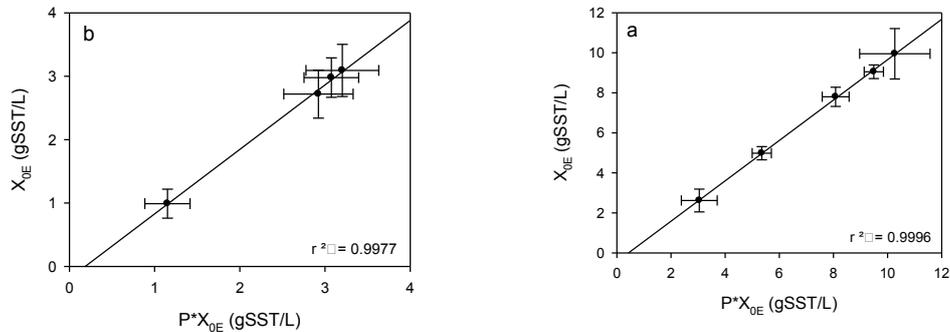


FIGURA 3. Concentración estacionaria de biomasa al inicio de ciclo de operación del SBR (X_{0E} ; ●) en función de PX_{0E} (donde $P = \frac{\theta_C}{\theta_C - t_T}$) correspondiente a barros activados alimentados con: **a.** Barros activados alimentados con suero ($S_0 = 1000$ mg/L). **b.** Barros activados alimentados con fenol ($S_0 = 300$ mg/L). Las líneas representan la ec.(18), las barras indican el desvío estándar.

Tabla 1. Coeficientes correspondientes al modelo propuesto ec (17)

Coeficiente	Reactor A (SQ)	Reactor B (F)
Y_{obs} (gSST/gS)	0.42	0.89
(gC/gC)	0.50	0.55
(gDQO/gDQO)	0.54	0.48
b (d⁻¹)	0.01	0.03

4. Conclusiones

En este trabajo, se desarrolló un modelo matemático simple que permitió predecir la concentración de biomasa en condiciones transitorias de tiempo de residencia celular en un SBR. El modelo se utilizó para calcular el rendimiento en biomasa observable (Y_{obs}) y el coeficiente de decaimiento endógeno (b) para dos tipos de aguas residuales. Los resultados obtenidos en el presente trabajo podrían ser útiles para la selección de las condiciones de operación adecuadas para mejorar el rendimiento de los tratamientos de aguas residuales industriales que utilizan reactores del tipo SBRs.

Agradecimientos

Los autores agradecen al Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas, la Universidad Nacional de la Plata y la Agencia Nacional de Promoción Científica y Tecnológica, Argentina.

Bibliografía

- Ferro Orozco, A.M., Contreras, E.M., Zaritzky, N.E., 2014. Acclimation and degradation of bisphenol a (BPA) by activated sludge: effect of the presence of a biogenic substrate. Submitted to Process Biochem
- Gujer, W., Henze, M., Mino, T., van Loosdrecht, M., 1999. "activates sludge model no.3". Water Science and Technology 39 (0), 183-193.
- Metcalf y Eddy (2003). Wastewater Engineering: Tratment, Disposal and Reuse. . Mc Graw Hill, New York.
- Orhon, D. y Artan, N. (1994). "Modelling of activated sludge systems." Technomic Publishing Company, Inc., USA.
- Wang, Y.-F., Wang, X.-L., Li, H., Lin, K.-F., Wang, P., Yang, J., Liu, Y.-D., Sun, Z.-Y., Fan, L.-H. y Wu, Z.-M. (2014). "Treatment of high salinity phenol-laden wastewater using a sequencing batch reactor containing halophilic bacterial community." International Biodeterioration & Biodegradation 93(0): 138-144.