

Análisis Económico de un Proceso Basado en Reactores Discontinuos Secuenciales (SBR) para la Reducción de Nutrientes Biológicos de Aguas Residuales

Resumen: En este trabajo se presenta un análisis económico de un proceso discontinuo cíclico para remoción de materia orgánica, nitrógeno y fósforo de efluentes líquidos mediante barros activados. El proceso es del tipo reactores discontinuos secuenciales con nitrificación externa. Se evalúan y comparan mediante simulación los costos operativos y de inversión de dos configuraciones de proceso alternativas para distintos caudales de diseño que cumplen con los límites de descarga exigidos. Se determinó la escala de tratamiento (caudal de diseño) que conduce al mínimo costo total anual específico para cada configuración estudiada. Desde el punto de vista económico, se concluye que es más conveniente para tratar grandes caudales de efluente instalar plantas pequeñas en paralelo operando al caudal nominal que determina el mínimo costo total anual específico de tratamiento que una planta de gran dimensión.

Palabras Claves: Tratamiento de efluente; SBR; Nitrificación externa, Costos, ASM3+bioP.

Abstract: This paper presents an economic analysis of a cyclic batch process for removal of organic matter, nitrogen and phosphorus from wastewaters by activated sludge systems. The process is of sequential batch reactors type with external nitrification. The operation costs and investments for two alternative configurations are evaluated and compared by simulation for different design flow rates that meet the imposed discharge limits. The treatment scale (design flow rate) leading to the minimal specific annual total cost was found for each examined configuration. From an economic point of view, it is concluded that it is more convenient for treating large effluent flow rates to install small plants in parallel operating at the nominal flow rate that determines the minimal specific annual total cost than a large-size treatment plant.

Keywords: Wastewater treatment; SBR; External nitrification; Costs; ASM3+bioP.

Judith A. Santa Cruz⁽¹⁾, Nicolás J. Scenna⁽¹⁾, Miguel C. Mussati^(1,2)

⁽¹⁾Centro de Aplicaciones Informáticas y Modelado en Ingeniería (CAIMI), Zeballos 1346, Rosario, Argentina.

⁽²⁾INGAR Instituto de Desarrollo y Diseño (CONICET-UTN)), Avellaneda 3657, Santa Fe, Argentina.

Mail: mmussati@santafe-conicet.gov.ar

INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

La tecnología de reactores secuenciales discontinuos (SBR, por sus siglas en inglés) se ha convertido en una alternativa muy difundida para el tratamiento de aguas residuales industriales y municipales con caudales variables que contienen materia orgánica carbonosa (C) y nutrientes biológicos (nitrógeno N y fósforo P). El sistema de SBR es una opción de tratamiento basada en barros activados (BA) que tiene asociada numerosas ventajas comparativas con respecto a las plantas continuas convencionales, ya que presentan simplicidad y flexibilidad de operación y control, construcción y operación más económica, requieren menos espacio, entre otras.

Básicamente, todo sistema SBR consiste en un esquema de llenado y vaciado que opera cíclicamente en una secuencia temporal, en la cual cada ciclo sigue el mismo patrón de etapas sucesivas: llenado, reacción, sedimentación, vaciado (de líquido y purga de barros), y espera. Dependiendo de la carga contaminante del efluente a tratar y del objetivo del tratamiento, es posible configurar diferentes alternativas modificando el patrón de llenado y aireación y la duración de cada etapa del ciclo y el tiempo total del ciclo.

Los sistemas convencionales continuos de BA (procesos A2O, Bardenpho de 5 etapas y UCT) permiten realizar la eliminación biológica simultánea de N y P en forma eficiente. En ellos, las condiciones anaerobias-anóxicas-aerobias necesarias se establecen en una secuencia espacial (serie de reactores) (Alasino et al., (2010)). Desafortunadamente, tal secuencia no puede obtenerse en forma temporal mediante un proceso SBR convencional (Artan y Orhon, (2005)). En este trabajo se estudia una configuración alternativa del proceso SBR que puede reproducir dicha secuencia de condiciones ambientales. Se trata de un sistema de dos barros activados con nitrificación externa, en

el que la eliminación biológica mejorada de fósforo (EBPR) y la desnitrificación se llevan a cabo en un reactor, llamado SBR principal, mientras que la nitrificación se realiza en otro reactor SBR, llamado RNE. Kim et al. (2008) demostraron experimentalmente que mediante un sistema SBR de dos etapas con nitrificación independiente se obtienen altos niveles de remoción de C, N y P para el tratamiento de una mezcla de efluentes municipales y porcinos con una baja relación C/N. Mientras que para procesos continuos, Hu et al. (2003) encontraron experimentalmente que mediante la intensificación del proceso de BA para la eliminación de N y P con el agregado de un reactor de nitrificación externa con un sistema de sólidos adheridos se obtienen importantes mejoras en la performance del proceso. Por otro lado, Zhang et al. (2014) estudiaron el proceso ENDPR (External Nitrification-Denitrifying Phosphorus Removal) combinando un reactor anaeróbico-anóxico-aeróbico con un filtro biológico aireado, para distintas velocidades de aireación en el reactor, y demostraron que este proceso alcanza altas eficiencia de remoción de nutrientes con bajo requerimiento de C y velocidades de aireación.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso consiste en dos sistemas de reacción independientes. La remoción biológica de P (EBPR) y la desnitrificación (DN) se realizan en el reactor principal (SBRP), mientras que la nitrificación ocurre en un reactor aparte, llamado reactor de nitrificación externa (RNE). Varios SBRPs pueden operar en paralelo fuera de fase combinados con un único RNE. Tanto los SBRPs como el RNE son discontinuos y operan en ciclos multi-etapas. El ciclo de cada SBRP consta de 10 etapas: llenado (efluente fresco), reacción (anae-

róbica), sedimentación, vaciado (se transfiere el sobrenadante rico en fosfatos y N-amoniaco al RNE), espera, llenado (con el sobrenadante rico en nitratos provenientes del RNE), reacción (anóxica-aeróbica), sedimentación, vaciado (efluente tratado), purga de barros. El reactor RNE opera en un ciclo que consta de las siguientes etapas: llenado (sobrenadante rico en fosfatos y N-amoniaco proveniente del SBRP), reacción aeróbica (nitrificación), sedimentación, vaciado (el sobrenadante rico en nitratos se transfiere al SBRP), purga de barros. Este ciclo se repite por cada SBRP asociado a éste. En la Figura 1 se presenta un esquema del proceso para un solo SBRP.

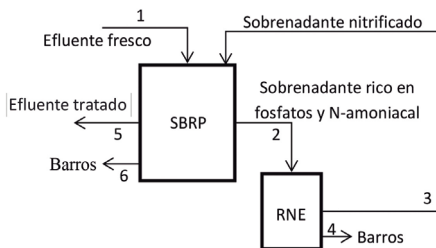


Figura 1. Esquema de operación del proceso SBR con nitrificación externa.

Se estudiaron dos configuraciones del proceso SBR con nitrificación externa. La primera configuración (C1) consiste en un reactor SBRP y un reactor RNE; mientras que la segunda configuración (C2) está formada por dos reactores SBRPs y un reactor RNE; en este último caso los SBRPs operan desfasados en el tiempo. La estructura temporal de la configuración C1 se representa en la Figura 2 y la correspondiente a la C2 en la Figura 3, utilizando la siguiente notación: llenado: t_L ; primera etapa reactiva en SBRP bajo condición anaeróbica: t_{RX-ANA} ; sedimentación: t_S ; vaciado: t_V ; tiempo de espera: t_{ESPERA} ; segunda etapa reactiva en SBRP bajo condición anóxica y aeróbica: $t_{RX-ANOX/AER}$; purga de barros: t_P ; y la etapa reactiva del RNE bajo condición aeróbica ($t_{RX-AERÓBICA}$).

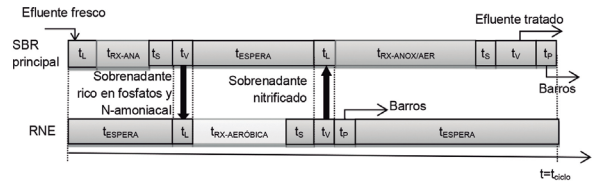


Figura 2. Estructura temporal de la configuración C1.

3. MODELADO MATEMÁTICO

El proceso se describe mediante un modelo matemático basado en primeros principios, formado por un conjunto de ecuaciones diferenciales y algebraicas que representan los balances másicos por componentes, balance global y ecuaciones de diseño de un sistema SBR simple para ambos tipos de reactores. Las ecuaciones de diseño se tomaron de Artan y Orhon (2005).

Las expresiones de velocidad de los procesos de conversión biológica se describen mediante el modelo de barros activados ASM3+bioP (Rieger et al., (2001)), el cual consta de 17 componentes: 8 solubles, 9 particulados y 23 reacciones.

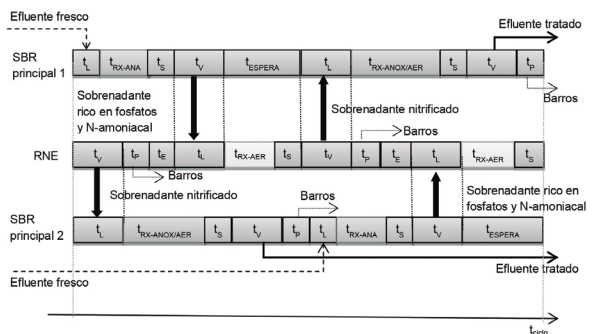


Figura 3. Estructura temporal de la configuración C2.

El costo total anual (CAT), en €/año, se evalúa según la Ecuación (1) (Gillot et al., (1999a):

$$CAT = CI_{ANUALES}^T + COTA \quad (1)$$

siendo $CI_{anuales}^T$ el costo de inversión total anualizado (Ecuación (2)), en €/año, y COTA es el costo de

operación total anual (Ecuación (3)), en €/año:

$$CI_{ANUALES}^T = \Gamma CI^T = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \sum_{k=1}^N CI_k \quad (2)$$

$$COTA = \sum_{k=1}^N CO_k \quad (3)$$

donde CI^T son los costos de inversión totales, en €; CI_k y CO_k es el costo de inversión y de operación anual del ítem k del conjunto N; Γ es el factor de anualización aplicado a los costos de inversión; i es la tasa de interés (índice de descuento) y n es la vida útil de la planta de tratamiento. En este modelo se consideraron $i = 0.05$ y $n = 20$ años.

Los ítems k tenidos en cuenta para el costo de inversión son los compartimentos de reacción (CI_r) y los sistemas de aireación (CI_a), los que se estiman a partir de Ecuación (4) a (6):

$$CI_r = \sum_{i=1}^m b_r V_i^{\delta_r} \quad (4)$$

$$CI_a = \sum_{i=1}^m b_a CaOx_i^{\delta_a} \quad (5)$$

$$CaOx_i = B \cdot kla \cdot V_i \quad (6)$$

La Tabla 1 muestra los parámetros b y δ para las funciones de costo de inversión que fueron adoptadas del trabajo de Gillot et al. (1999b).

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
b_r	10304	δ_r	0.477
b_a	8590	δ_a	0.433

Figura 1. Esquema de operación del proceso SBR con nitrificación externa.

Los ítems tenidos en cuenta para el cálculo del costo de operación, en €/año, comprenden los costos de energía de aireación CO_a^T y bombeo CO_p^T , multas por las unidades de contaminación descargadas con el efluente CO_{EQ}^T y el costo del tratamiento de barros en

exceso. El Costo de Operación Total Anual (COTA) se calcula según la Ecuación (7) y los costos de operación individuales por las Ecuaciones (8) a (11).

$$COTA = CO_a^T + CO_{EQ}^T + CO_p^T + CO_{SLDGD}^T \quad (7)$$

$$CO_a^T = \alpha_E \cdot E_a \quad (8)$$

$$CO_{EQ}^T = \alpha_{EQ} \cdot EQ \quad (9)$$

$$CO_p^T = \alpha_P \cdot E_p \quad (10)$$

$$CO_{SLDGD}^T = \alpha_{SLDGD} \cdot u_{SLDGD} \quad (11)$$

E_a , E_p , EQ , u_{SLDGD} es la demanda de energía de aireación, energía de bombeo, índice de calidad de efluente y caudal másico de barros producidos destinados a tratamiento, respectivamente.

La demanda de energía de aireación requerida para cada reactor E_a , en kWh d^{-1} , se estima mediante la Ecuación (12).

$$E_a = 24 \cdot \sum_i \left(2.267 \cdot 10^{-7} \cdot \left(\frac{kla_i \cdot V_{total,i}}{24} \right)^{\delta_r} + 5.612 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{kla_i \cdot V_{total,i}}{24} \right) \cdot m \cdot \tau_{aireación,i} \right) \quad (12)$$

siendo m la frecuencia de ciclos (número de ciclos por día); τ el tiempo de aireación del reactor i en cada ciclo, en día; Kla el coeficiente de transferencia gas-líquido, en d^{-1} , y $V_{total,i}$ representa el volumen de cada reactor, en m^3 .

La energía de bombeo E_p , en kWh d^{-1} , se obtiene a partir de la Ecuación (13), en donde $\gamma = 0.04$ kWh m^{-3} (Coop et al., 2002) y en la que solo se consideran las corrientes de barros provenientes de ambos tipos de reactores y la corriente de efluente nitrificado desde el RNE a cada SBRP. Se asume que las demás corrientes entre los compartimentos se conducen por gravedad.

$$E_p = \gamma \cdot m \cdot (Q_{RNE \rightarrow principal} \cdot l_{vaciado(RNE)} + Q_{RNE \rightarrow barros} \cdot l_{purga(RNE)} + Q_{principal \rightarrow barros} \cdot l_{purga(principal)}) \quad (13)$$

El índice de calidad del efluente EQ, en kg unidades contaminantes d⁻¹, se calcula computando las descargas de los compuestos que influyen significativamente en la calidad del líquido tratado y que, por lo general, se incluyen entre los parámetros de control de los entes regulatorios. Este índice puede relacionarse con las multas a imponer como consecuencia de la descarga de tales contaminantes. Se estima según la Ecuación (14):

$$EQ = \frac{1}{1000} (\beta_{COD} \cdot DQO_{ef} + \beta_{BOD} \cdot DBO_{ef} + \beta_{TKN} \cdot NTK_{ef} + \beta_{NO} \cdot S_{NO,ef} + \beta_{PT} \cdot PT) \cdot m \cdot Q_{ef, nominal} \cdot I_{masada(principal)} \quad (14)$$

donde DQO_{ef} y DBO_{ef} son la demanda química y biológica de oxígeno, respectivamente; NTK_{ef} es el nitrógeno total Kjeldahl en el líquido clarificado; y PT son las concentraciones de nitratos S_{NO,ef} y PT total en el efluente, respectivamente.

Los factores de peso β (g unidades contaminantes g⁻¹) para los contaminantes considerados son: β_{COD} = 1, β_{TKN} = 20, β_{PTot} = 20, β_{NO} = 20, β_{BOD} = 2 (Gernaey y Jørgensen, (2004)).

El caudal másico diario de barros producidos destinados a tratamiento uSLDG se computa mediante la Ecuación (15), en kg de Sólidos Solubles d⁻¹:

$$u_{SLDGD} = \frac{1}{1000} \cdot m \cdot (X_{SS,principal} \cdot Q_{purga,principal} \cdot I_{purga,principal} + X_{SS,RNE} \cdot Q_{purga,RNE} \cdot I_{purga,RNE}) \quad (15)$$

siendo X_{SS,principal} y X_{SS,RNE} las concentraciones de sólidos totales de las corrientes de purga de los reactores SBRP y EN, respectivamente; Q_{purga,principal} y Q_{purga,RNE} los caudales de las corrientes de purga de cada tipo de reactor, y t_{purga,principal} y t_{purga,RNE} la duración de las etapas de purga.

Los costos unitarios anuales de operación considerados son αEQ = 50 € día(kgPU año)⁻¹, αE = 25 € día(kWh año)⁻¹ y αSLDGD = 75 € día(kgTSS año)⁻¹.

HIPÓTESIS DE MODELADO

- Las etapas del proceso tiene una duración fija.

- Se asume que la sedimentación de los componentes particulados es completa (las corrientes de sobrenadante y efluente tratado no contienen sólidos suspendidos).

- Se considera que hay conversión durante el llenado pero no durante el vaciado.

- Se asume condición de mezcla ideal en todas las etapas.

- La densidad del licor mezclado, líquido sobrenadante y barro sedimentado se asumen constantes.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Mediante una campaña de simulaciones se determinó un punto de operación fijando el caudal de diseño más grande del rango de operación estudiado, para el sistema formado por un SBRP y RNE que cumpla con los límites de descarga establecidos con los menores volúmenes y tiempos de operación. De esta manera se asegura el cumplimiento de los límites de descarga para todos los valores de caudal del rango de operación analizado.

El modelo del proceso fue implementado y resuelto en gPROMS ModelBuilder. Cada simulación se corrió durante una cantidad suficiente de ciclos para asegurar la condición de estado estacionario cíclico.

Se evaluaron y compararon los costos de las configuraciones investigadas para distintas capacidades de tratamiento (entre 421 y 18446 m³ d⁻¹), cubriendo el rango de operación sugerido por la EPA (EPA, (1999)). El caudal de diseño indica la cantidad o volumen de efluente que es generado y debe ser tratado diariamente. Los valores umbrales permitidos de descarga para el líquido tratado son los considerados por Gernaey y Jørgensen (2004).

En la Tabla 2 se presentan las condiciones de operación más relevantes que se consideraron en el estudio. Kla es el coeficiente de transferencia gas-líquido; taeróbico, principal es el tiempo de aireación en el

reactor SBRP; aeróbico, RNE es el tiempo de aireación en el reactor RNE (comprende las etapas de llenado con reacción y de reacción propiamente dicha).

Cond. operativas	Valores
Kla	360 d ⁻¹
SRT (tiempo de retención de sólidos)	SBRP: 10 d. / RNE: 15 d.
Duración del ciclo	24 h.
Q (caudal de diseño)	Desde 421 hasta 18446 m ³ d ⁻¹
t _{aeróbico, principal}	1.8 h
t _{aeróbico, RNE}	5.3 h

Tabla 2. Condiciones de operación consideradas.

En la Figura 4 se presentan los costos operativos anuales para ambas configuraciones; todos aumentan con el caudal de diseño Q. El costo de aireación COEa representa la mayor parte del costo total de operación COTA, acentuándose con el aumento de Q (escala de tratamiento). Los restantes costos operativos aumentan linealmente con Q. Dado que las condiciones operativas fueron determinadas para el máximo Q del rango considerado, la remoción de los contaminantes aumenta para Q menores, y por lo tanto, se reduce el costo relacionado al índice de calidad del efluente COEQ. Los costos de operación se reducen considerablemente para la configuración C2 respecto de la configuración C1.

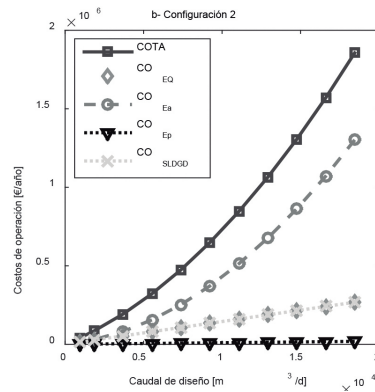
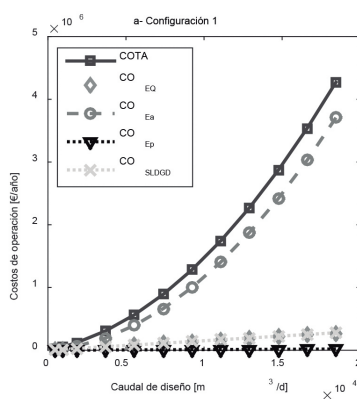


Figura 4. Costos de operación anuales.

En la Figura 5 se muestran los costos de inversión anualizados (CI) para ambas configuraciones. La mayor parte del total (CITOTAL) se debe a los reactores y solo una pequeña fracción a los sistemas de aireación. Los CI aumentan conforme crece la capacidad de

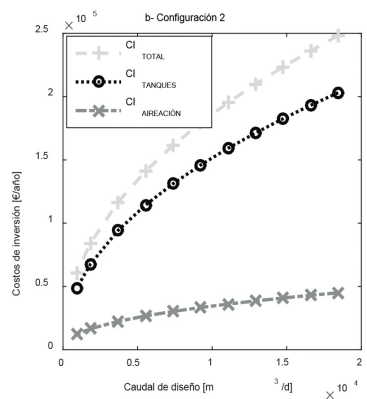
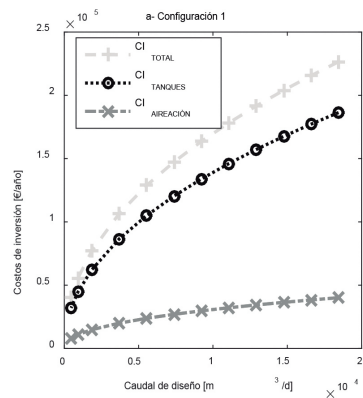


Figura 5. Costos de inversión anualizados.

la planta; sin embargo, la relación CITOTAL por unidad de volumen de efluente tratado ($CITOTAL_{esp}$) disminuye, como se observa en la Figura 7. Nótese que los CI para la configuración C1 son levemente menores que los correspondientes a C2.

En la Figura 6 se muestran los costos anuales totales (inversión más operación, CAT) para las dos configuraciones estudiadas. CAT se incrementa con Q, siendo de operación la mayor parte del mismo. Nótese que los CAT para C1 son considerablemente mayores que para C2.

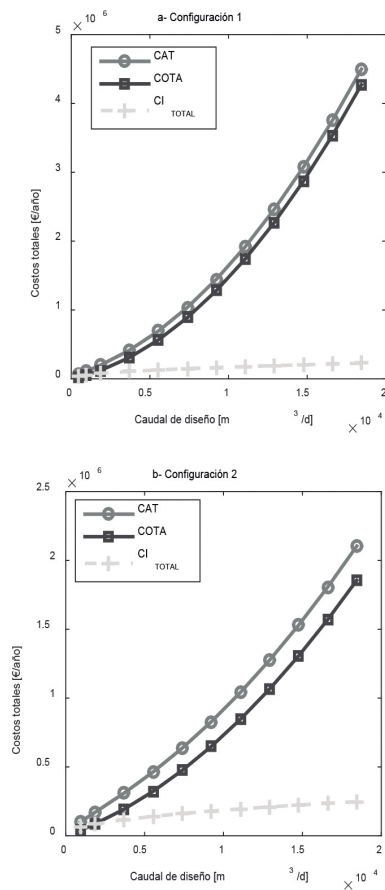


Figura 6. Costos anuales.

En la Figura 7 se presentan los costos específicos (C_{esp}) para ambas configuraciones. Si bien el costo de

operación total anual específico ($COTA_{esp}$) es proporcional a Q, el costo de inversión total específico ($CI_{TOTAL,esp}$) disminuye cuando se requiere tratar mayores volúmenes de efluente. Por lo tanto, para un cierto rango de caudales de diseño bajos, el $CI_{TOTAL,esp}$ supera al $COTA_{esp}$ y el CAT_{esp} disminuye con el aumento de Q. Por otro lado, para Q grandes, el $COTA_{esp}$ supera ampliamente al $CI_{TOTAL,esp}$, por lo que el CAT_{esp} crece con Q. Este comportamiento determina la existencia de un mínimo en la curva CAT_{esp} vs. Q en aprox. 1844.6 m³d⁻¹ para la configuración C1 y 5533 m³d⁻¹ para C2, determinando valores de CAT_{esp} de 0.29 y 0.23 €/m³, resp.

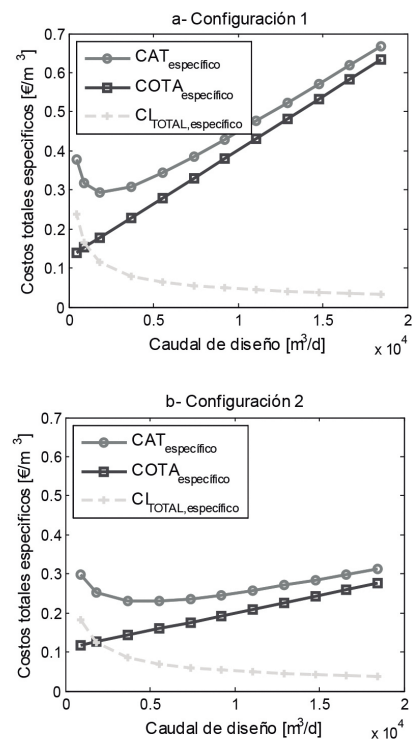


Figura 7. Costos totales por unidad de volumen de efluente tratado.

Comparativamente, CAT_{esp} es siempre considerablemente menor para C2. Notar que para Q mayores que el mínimo, el crecimiento de CAT_{esp} para C2 es

apreciablemente más suave que para C1. Se observa que $CI_{TOTAL,esp}$ son similares para ambas configuraciones, siendo levemente menor para C1 en todo el rango de Q, conservando la diferencia entre ambas. Mientras que $COTA_{esp}$ es siempre mayor para C1, aumentado la diferencia conforme aumenta Q.

Dado que las variables de operación fueron fijadas en valores que permiten cumplir con los límites de descarga para Q de $18446 \text{ m}^3\text{d}^{-1}$, se verifica el cumplimiento de dichos límites para todo el rango de Q investigado.

CONCLUSIONES

Se realizó un estudio económico para dos configuraciones de un proceso del tipo reactores discontinuos secuenciales (SBR) para la remoción de C, N y P de efluentes líquidos mediante barros activados. Una de las alternativas consiste en un reactor principal y un reactor de nitrificación externa, siendo éste el diseño más sencillo que permite cumplir con los límites de descarga establecidos. En este diseño, el reactor de nitrificación externa presenta tiempos de espera considerablemente largos. Por ello, en la segunda configuración se incorpora un segundo reactor principal operando desfasado con el anterior aprovechando los tiempos de inactividad del reactor de nitrificación.

Mediante simulaciones basadas en el modelo de barros activados ASM3+bioP y valores de referencia de sus parámetros, se determinó la existencia de un mínimo en la curva de costo total anual específico en función de la escala de tratamiento para cada configuración y para un conjunto de condiciones de operación fijas. Para la configuración de un único reactor principal acoplado a un reactor de nitrificación se estimó un costo total anual específico mínimo de 0.29 €/m^3

correspondiendo a un caudal de diseño de $1844.6 \text{ m}^3\text{d}^{-1}$; mientras que para la configuración de dos reactores principales acoplados a un reactor de nitrificación resultó en 0.23 €/m^3 para un caudal de $5533 \text{ m}^3\text{d}^{-1}$. Este resultado constituye el principal aporte del trabajo.

De la comparación de ambas curvas de costo total anual específico, se concluye que es más conveniente para tratar grandes caudales de efluente instalar plantas pequeñas en paralelo operando al caudal de diseño que determina el mínimo costo total anual específico de tratamiento que una planta de gran dimensión. Esto motiva a determinar las condiciones de operación y variables de diseño más adecuadas mediante la optimización algorítmica y simultánea de las variables de decisión del problema minimizando el costo total anual específico de tratamiento. La derivación de tal modelo permitirá, además, mediante el agregado de las restricciones correspondientes, realizar optimización multiobjetivo (objetivo económico vs. objetivo ambiental).

La incorporación de un segundo reactor principal contribuye a reducir el tiempo ocioso del reactor de nitrificación externa y, a su vez, reduce considerablemente los volúmenes requeridos para los reactores principales y sus sistemas de aireación, disminuyendo consecuentemente el costo total de tratamiento. Esto sugiere evaluar la concepción de configuraciones con mayor número de reactores operando en paralelo y el desempeño desde las perspectivas económica y de eficiencia del tratamiento.

AGRADECIMIENTOS

Se agradece los recursos brindados por la UTN (Rectorado y FRRo) y CONICET.

REFERENCIAS

- Alasino N., Mussati M., Scenna N., Aguirre P. (2010). *Wastewater Treatment Plant Synthesis and Design: Combined Biological Nitrogen and Phosphorus Removal*. *Ind. Eng. Chem.*, 49, 8601-8612.
- Artan N., Orhon D. (2005). *Mechanism and Design of Sequencing Batch Reactors for Nutrient Removal*.
- Copp J. (2002). *The COST Simulation Benchmark: Description and Simulator Manual*. Office for Official Publications of the European Community, Luxembourg.
- EPA. (1999). *Wastewater Technology Fact Sheet Sequencing Batch Reactors*. EPA 832-F-99-073.
- Gernaey, K.V. and Jørgensen, S.B. (2004). *Benchmarking combined biological phosphorus and nitrogen removal wastewater treatment processes*. *Control Eng. Pract.*, 12, 357-373.
- Gillot, S., De Clercq, B., Defour, D., Simoens, F., Gernaey, K., Vanrolleghem, P.A. (1999a). *Optimization of wastewater treatment plant design and operation using simulation and cost analysis*. 72nd Annual WEF Conference and Exposition. New Orleans, USA.
- Gillot, S., Vermeire, P., Jacquet, P., Grootaerd, H., Derycke, D., Simoens, F., Vanrolleghem, P.A. (1999b). *Integration of wastewater treatment plant investment and operating costs for scenario analysis using simulation*. In *Proceedings 13th Forum Applied Biotechnology*. Med. Fac. Landbouww. Univ. Gent, Gent, Belgium. 22-23 September, 64/5a, 13.
- Hu Z., Söttemann S., Moodley R., Wentzel M., Ekama G. (2003). *Experimental Investigation of the External Nitrification Biological Nutrient Removal Activated Sludge (ENBNRAS) System*. *Water Research Group*, 260-273.
- Kim D., Kim, T., Ryu H., Lee S. (2008). *Treatment of low carbon-to-nitrogen wastewater using two-stage sequencing batch reactor with independent nitrification*. *Process Biochemistry*, 43, 406-413.
- Rieger L., Koch G., Kuhni M., Gujer W., Siegrist H. (2001). *The EAWAG Bio-P module for activated sludge model No. 3*. *Water Research*, 35(16), 3887-3903.
- Zhang W., Hou F., Peng Y., Liu Q., Wang S. (2014). *Optimizing Aeration Rate in an External Nitrification-Denitrifying Phosphorus Removal (ENDPR) System for Domestic Wastewater Treatment*. *Chemical Engineering Journal*, 245, 342-347.