

Estudio comparativo de sistemas SBR para eliminación de C, N y P. Convencional versus nitrificación externa.

Judith A. Santa Cruz¹, Patricia L. Mores¹, Nicolás J. Scenna¹, Sergio F. Mussati^{1,3},
Krist V. Gernaey², Miguel C. Mussati^{1,3}

¹CAIMI (UTN-Facultad Regional Rosario), E. Zeballos 1346, 2000 Rosario, Argentina
santacruz@bec.rosario-conicet.gov.ar
mores@inv.rosario-conicet.gov.ar
nscenna@yahoo.com.ar

²CAPEC-PROCESS, Technical University of Denmark (DTU), Søtofts Plads, Building 229,
DK-2800 Kgs. Lyngby, Denmark.
kvg@kt.dtu.dk

³INGAR (CONICET-UTN), Avellaneda 3657, 3000 Santa Fe, Argentina
{mussati, mmussati}@santafe-conicet.gov.ar

Resumen. Se presentan resultados de la simulación dinámica de sistemas SBR para la remoción de C, N y P de efluentes líquidos, en base al modelo de barros activados ASM3+BioP. Se incluyen resultados de la comparación entre el proceso SBR convencional y SBR con nitrificación externa, en base a la eficiencia de remoción de contaminantes y costos de inversión, operación y total, para diferentes condiciones de operación que cumplen con los límites de descarga considerados. Para el efluente estudiado, ambos procesos permiten cumplir los límites de descarga sin la adición de una fuente externa de C. El proceso SBR con nitrificación externa alcanza mayor remoción de N-nitratos y P total, mientras que la remoción de N-amoniaco se ve limitada. Si bien ambos procesos presentan costos totales específicos similares, el proceso SBR tiene un menor costo específico de inversión, mientras que el proceso SBR con nitrificación externa presenta menores costos de operación debido a una mayor eficiencia. Dado el elevado número de compromisos existentes entre las variables de operación, surge la necesidad de formular un modelo de optimización algorítmica que permita determinar simultáneamente las condiciones de operación que minimicen costos bajo especificaciones de descarga.

1 Introducción

La presencia de grandes cantidades de nutrientes biológicos (N y P) y materia orgánica (DQO) en las aguas residuales es una de las principales causas de eutrofización, entre otros impactos no deseados, que afectan a muchos cuerpos de agua. Por lo tanto, es de vital importancia el diseño de procesos confiables y robustos que reduzcan el contenido de materia orgánica y nutrientes biológicos a los estándares regionales de vertido.

El tratamiento convencional por barros activados se caracteriza por un alto consumo energético y producción de biomasa, lo cual conduce a altos costos de operación y problemas con la disposición de grandes cantidades de barros [1].

Los reactores secuenciales discontinuos (SBR) son una variante del proceso de barros activados que consiste en un reactor operado en modo discontinuo, en el cual el tratamiento biológico se completa mediante ciclos. Durante cada ciclo, el proceso tiene lugar en un único reactor en el que se llevan a cabo en forma secuencial las etapas de llenado, reacción, sedimentación, vaciado y purga.

Los reactores SBR pueden emplearse para tratar una gran variedad de efluentes con caudales menores o iguales a 5 MGD, lo que equivale a aprox. $19000 \text{ m}^3 \text{d}^{-1}$ [1-2]. Especialmente, en condiciones de flujo variables o bajos caudales son claramente más ventajosos que los sistemas continuos convencionales debido a su flexibilidad de operación ([3-5]).

Los sistemas SBR son capaces de remover materia orgánica, N y P simultáneamente [6]. Para ello, ocurren tres procesos principales: nitrificación (oxidación biológica de N-amoniaco a N-nitratos), desnitrificación (reducción de N-nitratos a N_2 gaseoso) y remoción biológica del fósforo (RBP), involucrando cada uno distintos tipos de microorganismos. La desnitrificación compite con la RBP por la materia orgánica disponible [7]. Por lo tanto, si la cantidad de sustrato orgánico (C) en el influente no es suficiente y/o la secuencia de etapas no es cuidadosamente seleccionada en lo que respecta al orden y la duración, el tratamiento puede resultar ineficiente para la remoción de N o P [8-9]. Varios autores demostraron que empleando una secuencia anaeróbica/ aeróbica/ anóxica y suministrando distintas fuentes externas de C se obtienen altas eficiencias de remoción ([4], [10-12]). Por otro lado, dado que la nitrificación es el proceso limitante debido a que es el más lento, requiere grandes tiempos de residencia tanto del líquido como de la biomasa dentro del reactor. Lo cual resulta en condiciones desfavorables para la siguiente etapa de desnitrificación [13-14].

Con el objetivo de aumentar la eficiencia de remoción biológica de N y P y mejorar el aprovechamiento de los recursos en un sistema SBR con crecimiento suspendido, Kuba et al. [13] propusieron un sistema SBR con nitrificación externa. El mismo consiste en un sistema de dos barros, en el cual la remoción biológica de P y la desnitrificación se llevan a cabo en un reactor principal mientras que la nitrificación ocurre en un reactor secundario. Ambos reactores operan individualmente como SBRs. De esta manera, los microorganismos que llevan a cabo la nitrificación permanecen separados de los desnitrificantes y de los microorganismos acumuladores de fósforo. El proceso SBR con nitrificación externa fue posteriormente estudiado por [7] para un efluente con una baja relación C/N, alcanzando una nitrificación del 70% y eficiencias de remoción de DQO, N y P de 87, 81 y 60 % respectivamente. Marcelino et al. [14] demostraron experimentalmente que un sistema de dos barros con nitrificación parcial en SBRs permite remover la mayoría del N, P y C de un efluente municipal de composición típica.

Para los procesos cíclicos discontinuos, las herramientas de simulación son fundamentales en la asistencia del diseño, operación, optimización y desarrollos posteriores, ya que permiten contar con información detallada acerca de los estados periódicos.

cos del reactor en función de sus variables de diseño, como tiempo de retención de sólidos (SRT), tiempo de retención hidráulico (HRT), duración de las etapas, niveles de aireación (asociados a un coeficiente de transferencia líquido-gas, $K_L a$), para poder evaluar su efecto sobre la performance y los costos del proceso considerando diferentes niveles de remoción.

Para el diseño del proceso se requiere un modelo cinético de los procesos biológicos con sus correspondientes parámetros cinéticos. En las últimas décadas, se han realizado grandes esfuerzos en el desarrollo de modelos cinéticos para el tratamiento biológico de efluentes en los que se realizan desde simples descripciones de la remoción de carbono y nitrógeno hasta modelos más complejos que incluyen la representación de distintos procesos físico-químicos, la remoción biológica de fósforo, la hidráulica del sistema, etc. [15]

Hauduc et al. [16] compararon los modelos de barros activados más empleados en la literatura (ASM1, ASM2d, ASM3, ASM3+BioP, Barker & Dold, UCTPHO+, ASM2+TUD) considerando tanto las diferencias conceptuales como su aplicabilidad. Los autores concluyeron que el empleo de uno u otro modelo depende de sus limitaciones teóricas, del tipo de tratamiento y de las características del efluente a tratar. Por otro lado, resaltaron la necesidad de mejorar la calidad de los modelos existentes.

Artan et al. [17] evaluaron el comportamiento de los reactores discontinuos secuenciales para la eliminación simultánea de nitrógeno y fósforo mediante simulación dinámica utilizando el modelo de barros activados ASM2d. Los modelos fueron implementados en AQUASIM. El estudio incluye las configuraciones principales del proceso con diferentes secuencias aerobias, anóxicas, anaeróbicas y condiciones de llenado. Concluyeron que los modelos desarrollados proporcionaron una descripción aceptable de la serie de procesos que definen la eliminación de nutrientes en sistemas de barros activados, aportando información sobre la calidad esperada del efluente y perfiles dinámicos de concentración para diferentes etapas dentro de la operación cíclica del SBR.

En la bibliografía no se encontraron modelos que describan el proceso SBR con nitrificación externa contemplando cada una de las etapas del proceso. En este trabajo, se desarrollaron e implementaron en gPROMS modelos dinámicos de sistemas SBR para la remoción de materia orgánica y nutrientes biológicos (N y P) de efluentes líquidos considerando el modelo de barros activados ASM3+BioP [18]. Más específicamente, se simularon dos procesos diferentes: SBR convencional y SBR con nitrificación externa para estudiar comparativamente la eficiencia de remoción de contaminantes y los costos de inversión, operación y total, variando tiempo de ciclo, $k_L a$, duración de las etapas y SRTs. Se analizaron particularmente diferentes condiciones de operación que cumplen con los límites de descarga considerados. El trabajo se encuentra dividido en las siguientes secciones: inicialmente se da una breve descripción de cada uno de los procesos involucrados, luego se muestran las principales ecuaciones que forman el modelo matemático de los procesos, el modelo de costos y se mencionan los aspectos fundamentales de la implementación de los mismos; por último se presenta la discusión de los resultados y las conclusiones.

2 Descripción de procesos

A continuación se describen los procesos SBR convencional y con nitrificación externa modelados en este trabajo y denotados, de aquí en adelante, como SBR-C y SBR-NE respectivamente.

2.1 Proceso SBR convencional (SBR-C).

El ciclo del proceso SBR-C está formado por 5 etapas principales (Fig. 1), comenzando con la etapa de llenado, durante la cual se carga el influente en el reactor que contiene una cierta cantidad de biomasa ya aclimatada proveniente del ciclo anterior. Esta etapa puede ser con aireación y/o mezclado dependiendo de las características del influente y el objetivo del tratamiento. La segunda etapa es de reacción, en la cual se interrumpe el flujo de influente. Mediante el encendido o apagado de la aireación se establece condición anaeróbica, anóxica o aeróbica. Controlando el tiempo total de mezclado y/o aireación se puede obtener el grado de tratamiento requerido. Un cambio en la duración de las etapas de llenado y/o reacción modifica la eficiencia del proceso SBR. En la etapa de sedimentación, los reactores actúan como clarificadores, sin flujos de entrada ni salida. Se desarrollan condiciones de reposo para favorecer la separación de los sólidos y líquidos. Durante la etapa de vaciado, posterior a la etapa de sedimentación, se descarga el líquido claro sobrenadante como efluente tratado. Puede ser necesaria una etapa de espera, desde que termina un ciclo y comienza el siguiente.

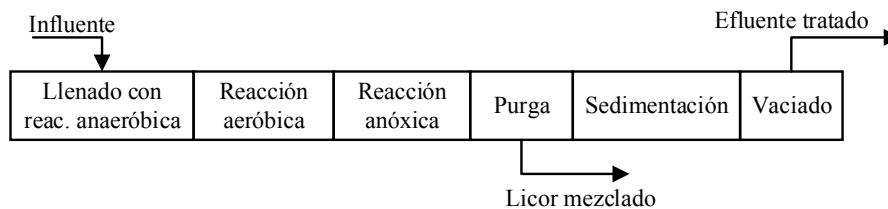


Fig. 1. Secuencia de etapas del proceso SBR (SBR-C)

Es necesario extraer el exceso de barros generados para mantener constante la cantidad de biomasa al comienzo de cada ciclo y, de esa manera, controlar el tiempo de retención de sólidos (SRT). El exceso de barros puede extraerse del reactor mediante dos modos de operación: a partir de los barros sedimentados luego de las etapas de sedimentación y vaciado, es decir, al final del ciclo, o bien, a partir del licor mezclado en suspensión después de la etapa de reacción. Esta última configuración, adoptada en este trabajo, es generalmente empleada en publicaciones que abordan el modelado y simulación de este tipo de proceso [17,19-20].

2.2 Proceso SBR con nitrificación externa (SBR-NE).

El proceso consiste en un sistema de dos barros con reacciones diferentes en cada uno de ellos. La remoción biológica de P y la conversión de nitratos a N_2 gaseoso (desnitrificación) se llevan a cabo en un reactor, denominado principal (MSBR, Main Sequencing Batch Reactor), mientras que la oxidación de N-amoniaco a N-nitratos (nitrificación) se lleva a cabo en el reactor externo (ENR, External Nitrification Reactor).

Ambos reactores operan en etapas y bajo diferentes condiciones ambientales; en el MSBR se establecen la secuencia de condiciones anaeróbica, anóxica y aeróbica mientras que los periodos reactivos del ENR ocurren bajo aerobiosis únicamente. La operación cíclica del MSBR consta de las etapas de a) llenado con efluente fresco, b) reacción anaeróbica, c) sedimentación, d) vaciado, en esta etapa se transfiere el sobrenadante rico en fosfatos y N-amoniaco al ENR, e) espera, f) llenado con el sobrenadante rico en nitratos proveniente del ENR, g) reacción anóxica, h) reacción aeróbica, i) purga de barros, j) sedimentación y k) vaciado del efluente tratado. Por otra parte, el reactor ENR opera en un ciclo que consta de las siguientes etapas: a) llenado con el sobrenadante rico en fosfatos y N-amoniaco proveniente del MSBR, b) reacción aeróbica de nitrificación, c) purga, d) sedimentación y e) vaciado, en este punto el sobrenadante rico en nitratos se transfiere al MSBR.

En la Fig. 2 se representa la secuencia de etapas utilizada para el proceso SBR-NE. Notar que en este proceso, en el reactor principal se establece la secuencia de condiciones anaeróbica/ anóxica/ aeróbica, mientras que en el proceso SBR convencional se utiliza la secuencia anaeróbica/ aeróbica/ anóxica.

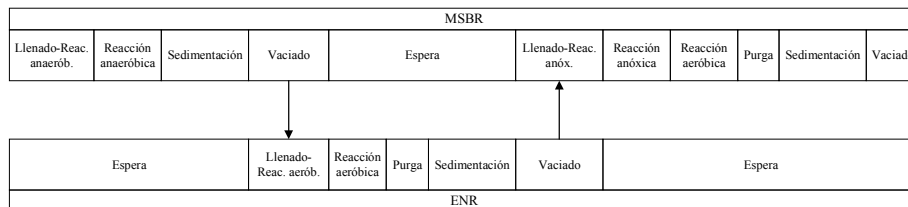


Fig. 2. Secuencia de etapas para el proceso SBR-NE.

3 Modelado matemático.

3.1 Modelo de un proceso SBR.

Los procesos se describen mediante modelos matemáticos basados en primeros principios consistentes en ecuaciones diferenciales ordinarias y algebraicas, adoptando las siguientes hipótesis principales:

- Sedimentación completa de barros sin arrastre de sólidos suspendidos en las corrientes de salida.

- Todas las etapas tienen una duración fija.
- No existe conversión biológica durante las etapas de sedimentación, vaciado, espera y purga.
- Condición de mezcla completa durante los periodos reactivos.
- Proceso isotérmico. No se consideran balances de energía.

A continuación se describen las ecuaciones principales de ambos modelos. Las Eqs. (1) a (3) representan el balance de masa global y por componentes, respectivamente.

$$\frac{dV}{dt} = Q_{in} - Q_{out} \quad (1)$$

$$\frac{d(V \cdot C_i)}{dt} = Q_{in} \cdot C_{i,in} - Q_{out} \cdot C_i + V \cdot r_i \quad \forall i \neq O_2 \quad (2)$$

$$\frac{d(V \cdot S_i)}{dt} = Q_{in} \cdot S_{i,in} - Q_{out} \cdot S_i + V \cdot r_i + k_L a \cdot (S_{O,sat} - S_i) \quad i = O_2 \quad (3)$$

donde V es el volumen del contenido de los reactores, C representa la concentración del componente i y Q es el caudal volumétrico. De aquí en adelante, se denotará $C=S$ y $C=X$ para indicar la concentración de los compuestos solubles e insolubles, respectivamente. Los subíndices in y out denotan la entrada y salida de los reactores. $K_L a$ es el coeficiente de transferencia de materia líquido-gas y $S_{O,sat}$ la concentración de saturación de oxígeno a 15°C ($S_{O,sat} = 8 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-3}$).

La velocidad de conversión r del componente i se determina mediante la Eq. (4):

$$r_i = \sum_k v_{k,i} \cdot \rho_k \quad (4)$$

donde ρ y v representan, respectivamente, la velocidad de cada proceso microbiológico k y los coeficientes estequiométricos del modelo de barros activados ASM3+Bio-P en este caso.

Se adopta un conjunto de valores numéricos para las condiciones iniciales de las concentraciones de cada reactor mientras que las condiciones iniciales para los volúmenes se obtienen mediante la Eq. (5), siendo V_0 el volumen de cada reactor al comienzo de cada ciclo, α un factor de seguridad, SVI el índice volumétrico de barros y P_{XT} el exceso de barros generados. En este trabajo se asume $\alpha=1$ y $SVI=100 \text{ ml} \cdot \text{g}^{-1}$.

$$V_0 = \alpha \cdot P_{XT} \cdot SVI \cdot 10^{-6} \cdot SRT \quad (5)$$

El tiempo de retención de sólidos, SRT , depende de la relación entre la masa de barros contenida en el reactor y la masa de barros eliminada diariamente en la etapa de purga. Así, el SRT se define según la Eq. (6):

$$SRT = \frac{V_T}{V_W} \cdot t_c \quad (6)$$

donde t_c es el tiempo de ciclo, V_W es el volumen de purga extraído y V_T representa el volumen total del reactor.

3.2 Modelo de costos.

El costo total anual (CTA) se evalúa según la Eq. (7) [21]:

$$CTA = CI_{anual}^T + COTA \quad (7)$$

$$CI_{anual}^T = \Gamma \cdot CI^T = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \sum_{k=1}^N CI_k \quad (8)$$

$$COTA = \sum_{j=1}^N CO_j \quad (9)$$

donde CI^T es el costo de inversión total; CI_k y CO_j representan el costo de inversión y de operación anual, respectivamente; Γ es el factor de recupero de capital; i es la tasa de interés y n es la vida útil de la planta de tratamiento. En este trabajo se asume $i=5\%$ y $n=20$ años.

El costo de inversión de cada unidad de proceso se calcula mediante el producto entre un costo específico de referencia adoptados de [21-22] y el valor de la dimensión característica de la misma elevada a un determinado exponente asociado a la economía de escala de la misma fuente. En este caso, el costo de inversión considera los costos de los compartimentos de reacción y los sistemas de aireación, siendo el volumen total de líquido la dimensión característica de los compartimentos de reacción, y el volumen total de líquido y el K_{La} del sistema de aireación.

El costo de operación incluye los costos de la energía eléctrica para aireación, mezcla y bombeo, multas por las unidades de contaminación descargadas con el efluente (ICE) y el costo de tratamiento de los barros en exceso [22].

3.3 Implementación.

El modelo de barros activados ASM3+bioP considera 17 componentes e involucra 23 procesos de transformación biológica. Los modelos de los procesos SBR convencional y con nitrificación externa cuentan, respectivamente, con 216 y 508 ecuaciones; 20 y 36 variables diferenciales; 196 y 472 variables algebraicas, presentando varias discontinuidades asociadas a los cambios de etapas y condición de aireación.

Ambos modelos fueron implementados y resueltos en gPROMS (Process Systems Enterprise Ltd).

4. Resultados

En la Tabla 1 se listan las características del efluente a tratar, que corresponde a un efluente doméstico propuesto en el benchmark COST [23] para el modelo ASM1 y adaptado por [24] para el modelo ASM3+BioP. Los límites de descarga considerados en este trabajo se tomaron de [25].

Tabla 1. Características del influente.

Comp. solubles	C_{in}	Comp. insolubles	C_{in}
S_I	30 gCOD·m ⁻³	X_{BH}	28.17 gCOD·m ⁻³
S_S	69.5 gCOD·m ⁻³	$X_{BA}, X_{PAO}, X_{STO}, X_{PHA}$	0
S_{NH}	40.601 gN·m ⁻³	X_S	202.32 gCOD·m ⁻³
S_{NO}, S_{N2}, S_{O2}	0	X_I	51.2 gCOD·m ⁻³
S_{PO}	7 gP·m ⁻³	X_{SS}	215.493 gCOD·m ⁻³
S_{ALK}	9.01 molCO ₃ ⁻ ·m ⁻³		
Q	18446 m ³ ·d ⁻¹		

De un estudio previo de simulación se seleccionaron diferentes conjuntos de condiciones de operación (CO) con las cuales es posible cumplir los límites de vertido de C, N y P. El conjunto de variables adoptadas para cada CO incluye el tiempo de ciclo (t_c), los tiempos de reacción aeróbico (t_{AER}), anaeróbico (t_{ANA}) y anóxico (t_{ANOX}), el coeficiente de transferencia líquido-gas ($K_L a$) y el tiempo de retención de sólidos (SRT). En las Tabla 2 y 3 se listan los CO más representativos en los que se cumplen los límites de vertido.

Se observa que para el SBR-C los tiempos de ciclo en los que se cumplen los límites de descarga tienen una duración entre 6 y 24 h mientras que para SBR-NE deben ser mayores a 18 h. Por el contrario, el sistema SBR-C requiere SRTs más largos (entre 15 y 26 días) que para el SBR-NE (entre 7 y 11 días para el reactor principal).

Tabla 2. Especificación de las CO (datos de entrada del modelo SBR-C)

CO	t_c (d)	$k_L a$ (d ⁻¹)	SRT (d)	t_{ANA} (h)	t_{AER} (h)	t_{ANOX} (h)
1	0.25	240	20	1.26	1.77	0.12
2	0.25	240	26	1.26	1.53	0.12
3	0.25	200	26	1.29	1.89	0.12
4	0.5	240	18	1.8	2.64	1.2
5	0.5	240	18	1.56	2.52	1.2

6	0.5	200	18	1.56	3	1.2
7	0.5	210	23	1.56	2.64	1.2
8	0.75	240	15	1.8	3.42	2.52
9	0.75	240	15	1.8	3.42	2.34
10	0.75	240	24	1.62	2.7	1.89
11	1	240	16	2.16	3.96	3.24
12	1	240	26	1.728	3	2.4
13	1	180	26	1.728	3.74	1.92

La Tabla 4 contiene información acerca de la eficiencia de remoción de contaminantes, el requerimiento energético total y los costos de operación, inversión y total de cada uno de los CO seleccionados. Los dos últimos se expresan por unidad de volumen de efluente tratado.

Tabla 3. Especificación de las CO (datos de entrada del modelo SBR-NE)

CO		1	2	3	4	5	6	7
MSBR	t_c (d)	0.75	0.75	0.75	1	1	1	1
	t_{ANA} (h)	2.77	4.14	4.32	3.84	3.24	3.41	3.6
	t_{ANOX} (h)	4.41	4.14	4.23	5.04	4.8	4.8	5.76
	t_{AER} (h)	2.88	1.93	1.62	3.312	2.76	2.16	2.4
	k_{La} (d^{-1})	80	80	120	100	80	80	80
	SRT (d)	7	8	9	8	9	10	11
ENR	t_{AER} (llenado) (h)	1.35	1.35	1.35	1.2	1.2	1.2	1.2
	k_{La} (d^{-1})	300	300	300	300	300	300	300
	t_{AER} (reacción) (h)	1.8	1.8	1.8	2.4	2.4	2.4	2.4
	k_{La} (d^{-1})	200	200	240	200	200	200	200
	SRT (d)	35	35	35	35	35	35	35

Los resultados mostrados corresponden al estado estacionario cíclico de cada uno de los procesos, los cuales fueron alcanzados luego de varios ciclos de operación en cada CO.

La eficiencia de los procesos está dada por las concentraciones de los contaminantes N-amoniaco (S_{NH}), N-nitrato (S_{NO}) y P total (TP) en el efluente tratado y por el valor del índice de calidad del efluente (ICE), el cual se determina como la sumatoria del producto de la concentración de cada contaminante por su correspondiente factor de peso según se indica en [26].

Como se puede observar, la menor concentración de N-amoniaco obtenida para el proceso SBR-C es de $1.5 \text{ gN}\cdot\text{m}^{-3}$, mientras que para el SBR-NE el menor valor hallado es de $3.6 \text{ gN}\cdot\text{m}^{-3}$, encontrándose la mayoría de los valores muy cercanos del límite de descarga ($4 \text{ gN}\cdot\text{m}^{-3}$). No se impone límite de descarga para el N-nitrato, sino que se encuentra limitado por el N total ($18 \text{ gN}\cdot\text{m}^{-3}$), que corresponde a la suma del N-amoniaco y N-nitrato. El rango de concentraciones de N-nitrato alcanzado en SBR-C es de 6 a $14.5 \text{ gN}\cdot\text{m}^{-3}$ siendo mucho mayor que en SBR-NE (1.25 a $6.8 \text{ gN}\cdot\text{m}^{-3}$). El P total tiene un límite de $1.5 \text{ gP}\cdot\text{m}^{-3}$. En el proceso SBR-C la mínima concentración alcanzada es de $0.92 \text{ gP}\cdot\text{m}^{-3}$ a costa de una elevada concentración de N-nitrato (12.5

$\text{gN}\cdot\text{m}^{-3}$); mientras que en el SBR-NE se alcanzan concentraciones de $0.01 \text{ gP}\cdot\text{m}^{-3}$ sin detrimento en la eliminación de N-nitrato ($1.25 \text{ gN}\cdot\text{m}^{-3}$). Los valores de DBO y DQO alcanzados en ambos procesos son similares y se encuentran alrededor de 0.04 y $30.1 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-3}$ respectivamente.

Tabla 4. Eficiencia, consumo energético y costos para cada estado operativo de los procesos SBR-C y SBR-NE.

CO	S_{NH} $\text{gN}\cdot\text{m}^{-3}$	S_{NO} $\text{gN}\cdot\text{m}^{-3}$	TP $\text{gP}\cdot\text{m}^{-3}$	ICE (Unid. cont. desc $\cdot\text{d}^{-1}$)	E.eléc. total esp. $\text{kWh}\cdot\text{m}^{-3}$	COT esp. $\text{€}\cdot\text{m}^{-3}$	Costo Inv. Esp. $\text{€}\cdot\text{m}^{-3}$	Costo total esp. $\text{€}\cdot\text{m}^{-3}$
SBR-C								
1	3.32	9.74	1.5	5889.3	0.181	0.089	0.012	0.101
2	3.97	7.36	1.1	5138.3	0.266	0.083	0.012	0.096
3	3.5	6.06	1.4	4617	0.173	0.078	0.012	0.09
4	1.5	12.5	0.92	5915.7	0.198	0.092	0.014	0.106
5	3.96	10.37	1.02	6069.8	0.187	0.093	0.014	0.107
6	3.95	9.62	1.35	5922.5	0.187	0.091	0.014	0.104
7	3.4	7.4	1.27	4933.9	0.178	0.083	0.014	0.097
8	2.81	13.7	1.5	6845.9	0.22	0.102	0.016	0.117
9	2.63	14.5	1.5	7061.7	0.219	0.103	0.016	0.119
10	3.22	9.22	1.16	5431.7	0.195	0.088	0.016	0.105
11	3.1	14.5	0.95	6926.5	0.245	0.105	0.017	0.122
12	2.7	10.51	1.23	5678.4	0.206	0.091	0.018	0.109
13	3.8	10.7	1.42	6191.2	0.19	0.093	0.018	0.111
SBR-NE								
1	3.97	3	0.64	2985.04	0.19	0.075	0.028	0.102
2	3.88	6.78	0.69	4227.4	0.22	0.086	0.028	0.115
3	4	4.6	0.012	3395.6	0.21	0.08	0.028	0.108
4	3.6	2.7	1.25	2892.6	0.24	0.076	0.032	0.107
5	4	2	0.92	2730	0.21	0.074	0.032	0.105
6	3.97	1.97	0.018	2461.3	0.2	0.072	0.032	0.104
7	3.97	1.25	0.01	1853.3	0.21	0.067	0.032	0.099

Para la comparación de los dos procesos desde el punto de vista económico se tiene en cuenta el costo de operación y el costo de inversión. En particular, el costo de operación contempla los barros generados que requieren un tratamiento posterior, la energía eléctrica para aireación, mezclado y bombeo, y una penalidad por los contaminantes descargados a pesar de no superar el límite. Se encontró que la cantidad de barros generados en el proceso SBR-C es de 0.15 a $0.18 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ de efluente tratado, mientras que para el SBR-NE es de aproximadamente $0.19 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. La demanda de energía específica al volumen de efluente tratado varía entre 0.17 y $0.27 \text{ kWh}\cdot\text{m}^{-3}$ para el SBR-C siendo similar en el SBR-NE (0.19 a $0.24 \text{ kWh}\cdot\text{m}^{-3}$).

Para todos los casos analizados, el costo de operación específico es mayor que el costo de inversión representando para el SBR-C entre el 83 y 88% del costo total mientras que para el SBR-NE varía entre 67 y 74%. Menores costos de operación en el SBR-NE están asociados principalmente a menores valores de ICE y consecuentemente a menores penalizaciones económicas.

El costo de inversión tiene en cuenta el sistema aireación, en función del volumen y el valor de K_{La} ; y los reactores, en función de su volumen. Para el proceso SBR-C

se observa que el costo de inversión específico se incrementa principalmente con el tiempo de ciclo, variando desde 0.012 a 0.018 €·m⁻³, mientras que para el SBR-NE varía entre 0.027 a 0.032 €·m⁻³. El costo total específico obtenido para ambos procesos es similar, siendo el rango de variación en el proceso SBR-C (0.09-0.122 €·m⁻³) más amplio que el de SBR-NE (0.099-0.115 €·m⁻³).

5. Conclusiones

Por medio de simulaciones basadas en modelos se comparó la eficiencia y la distribución de costos para dos procesos discontinuos secuenciales para la remoción de C, N y P de aguas residuales. Para el efluente estudiado, ambos procesos permiten cumplir los límites de descarga sin la adición de una fuente externa de carbono. Sin embargo, el proceso SBR con nitrificación externa alcanza mayor remoción de N-nitratos y P total, mientras que la remoción de N-amoniaco se ve limitada para este proceso. Ambos procesos presentan costos totales específicos similares, sin embargo, el proceso SBR tiene un menor costo específico de inversión, mientras que el proceso SBR con nitrificación externa presenta menores costos de operación debido a la mayor eficiencia del tratamiento. Dado el alto número de grados de libertad que presenta este tipo de procesos, resulta de gran interés el uso de un modelo de optimización para determinar las condiciones de operación óptimas que conducen a un menor costo e impacto ambiental, para posteriormente efectuar la comparación en estas condiciones.

Referencias

1. Singh M, Srivastava RK. *Asia-Pac J Chem Eng.* (2011); 6(1):3-13.
2. EPA, United States, Environmental Protection, Agency. Report No.: EPA 932-F-99-073. (1999)
3. Kargi F, Uygur A, Başkaya HS. *J Environ Manage.* (2005); 76(1):71-5.
4. Tsuneda S, Ohno T, Soejima K, Hirata A. *Biochem Eng J.* (2006);27(3):191-6.
5. Al-Rekabi WS, Qiang H, Qiang WW. *Pak J Nutr.* 2007; 6(1):11-9.
6. Tilche A, Bacilieri E, Bortone G, Malaspina F, Piccinini S, Stante L. *Water Sci Technol.* 1 de enero de 1999;40(1):199-206.
7. Kim D, Kim T-S, Ryu H-D, Lee S-I. *Process Biochem.* (2008); 43(4):406-13.
8. N. Artan, D. Orhon. Vol. Scientific and Technical Report No. 19. Istanbul Technical University, Environmental Engineering Department: IWA Publishing; 2005. 116 p.
9. Yin J, Zhang P, Li F, Li G, Hai B. *Int Biodeterior Biodegrad.* (2015); 103:221-6.
10. Obaja D, Macé S, Costa J, Sans C, Mata-Alvarez J. *Bioresour Technol.* (2003); 87(1):103-11.
11. Obaja D, Macé S, Mata-Alvarez J. *Bioresour Technol.* (2005);96(1):7-14.
12. Yuan Y, Liu J, Ma B, Liu Y, Wang B, Peng Y. *Bioresour Technol.* (2016); 222:326-34.
13. Kuba T, van Loosdrecht MCM, Heijnen JJ. *Water Res.* (1996); 30(7):1702-10.

14. Marcelino M, Wallaert D, Guisasola A, Baeza JA. *Water Sci Technol J Int Assoc Water Pollut Res.* (2011); 64(5):1142-7.
15. Gernaey KV, Sin G. Elsevier; (2013).
16. Hauduc H, Rieger L, Oehmen A, van L, Comeau Y, Héduit A. *Biotechnol Bioeng.* (2013); 110(1):24-46.
17. Artan N, Wilderer P, Orhon D, Tasli R, Morgenroth E. *Water SA.* (2002); 28(4):423-32.
18. Rieger L, Koch G, Kühni M, Gujer W, Siegrist H. *Water Res.* (2001); 35(16):3887-903.
19. Lobo CC, Bertola NC, Contreras EM. *Process Saf Environ Prot.* (2016); 100:65-73.
20. Dionisi D, Rasheed AA, Majumder A. *J Environ Chem Eng.* (2016); 4(3):3665-80.
21. Gillot, S., De Clercq, B., Defour, D., Simoens, F., Gernaey, K., Vanrolleghem, P.A. En New Orleans, USA; (1999).
22. Alasino N, Mussati MC, Scenna N. *Ind Eng Chem Res.* (2007); 46(23):7497-512.
23. Copp, J. Office for Official Publications of the European Community, Luxembourg; (2002).
24. Alasino N, Mussati MC, Scenna NJ, Aguirre P. *Ind Eng Chem Res.* (2010);49(18):8601-12.
25. Gernaey KV, Jørgensen SB. *Control Eng Pract.* (2004); 12(3):357-73.
26. Alasino N, Mussati MC, Scenna N, Aguirre P. *Computer Aided Chemical Engineering.* Elsevier; (2009)