

## Evaluación económica y de la performance de un proceso SBR con nitrificación externa para tratamiento de efluentes basada en modelos.

Judith A. Santa Cruz<sup>1</sup>, Patricia L. Mores<sup>1</sup>, Nicolás J. Scenna<sup>1</sup>, Krist V. Gernaey<sup>2</sup>, Miguel C. Mussati<sup>1,3</sup>

<sup>1</sup>CAIMI (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

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

<sup>3</sup>INGAR (CONICET-UTN), Avellaneda 3657, 3000 Santa Fe, Argentina  
mmussati@santafe-conicet.gov.ar

**Abstract.** Mediante modelado y simulación se evaluaron dos modos de operación de un proceso basado en reactores secuenciales discontinuos con nitrificación externa para la remoción biológica de C, N y P de efluentes líquidos. Se evaluó la performance de remoción y se realizó un análisis de costos de inversión y operación en función del caudal de diseño (escala de tratamiento). Se encontró un punto de operación apropiado para cada modo de operación que permite cumplir con los límites de descarga, con costos de tratamientos similares. Ambos modos de operación se diferencian en que predicen diferentes calidades del efluente tratado. Se determinó la existencia de un costo total específico mínimo para el rango de caudal de diseño investigado, las hipótesis de modelado realizadas y el modelo de costos utilizado, resultando en aproximadamente 0.30 €/m<sup>3</sup> para un caudal de diseño de 1844.6 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> para ambos modos de operación.

### 1 Introducción

En los últimos años se han realizado grandes esfuerzos para reducir las cantidades de nutrientes biológicos en las aguas residuales a fin de minimizar la contaminación de las fuentes de agua. Se reducen principalmente N, P y materia orgánica (DQO) debido a que conducen a problemas de eutrofización y otros cambios indeseables que afectan al equilibrio del medio acuático.

Los procesos de barros activados representan la alternativa más aplicada para el tratamiento biológico de aguas residuales, ya que estos requieren menor superficie y tiempo de tratamiento que los sistemas convencionales (lagunas de estabilización) pero mayores costos.

En la práctica existe una amplia variedad de configuraciones hidráulicas de plantas y modos de operación para el proceso de barros activados. Por ejemplo, existen plantas continuas, semi-continuas y batch (SBR, Sequencing Batch Reactor) de barros activados para una operación a escala industrial. En particular, para el tratamiento de efluentes con condiciones de flujo variables o bajos caudales, los sistemas SBR son claramente más ventajosos que los sistemas continuos convencionales, dada su flexibilidad de operación [1,2].

Los sistemas SBRs operan cíclicamente, pasando secuencialmente por las etapas de llenado, reacción, sedimentación, vaciado y purga en el mismo tanque. Sin embargo, para cada aplicación en particular, la estrategia de operación debe adaptarse a las características del efluente a tratar y los límites de descarga establecidos por las regulaciones medioambientales.

Para la remoción biológica de nutrientes de los efluentes líquidos es necesaria una combinación de varios procesos biológicos que ocurren bajo condiciones anaeróbicas, anóxicas y aeróbicas. Un único reactor SBR resulta ineficiente, debido a que los grandes tiempos de retención requeridos para la remoción de N resultan desfavorables para la remoción de P [3,4]. Kuba et al., [5] propusieron un sistema de dos reactores secuenciales discontinuos, observando que se reduce el requerimiento de DQO y de oxígeno así como la producción de barros con respecto a los sistemas convencionales. Kim et al., [6] evaluó tal configuración para efluentes con baja relación C/N, demostrando que el uso preferencial del sustrato orgánico mejora la performance global del sistema sin el requerimiento de una fuente de carbono externa. De acuerdo a lo sugerido en [7], la principal ventaja de esta configuración es la posibilidad de realizar el diseño y aplicar el control en forma independiente de los distintos periodos mediante diferentes tiempos de residencia de sólidos (*SRT*, Sludge Retention Time).

Dado el gran número de procesos y componentes involucrados en la remoción biológica de nutrientes mediante barros activados junto con la complejidad de un sistema SBR, las herramientas computacionales de modelado y simulación de procesos son de gran utilidad cuando se desea predecir la calidad del efluente tratado.

En este trabajo se desarrolló un modelo que representa la dinámica de un sistema de dos reactores secuenciales discontinuos con nitrificación externa para la remoción simultánea de N y P. Se analiza la influencia de diferentes modos de operación en la eficiencia de remoción de nutrientes y en el costo total del proceso. La cinética de las transformaciones biológicas se describe mediante el modelo de barros activados ASM3+bioP [8]. El modelo fue implementado en gPROMS.

## 2 Descripción del proceso.

En la Fig. 1 se presenta un esquema del proceso para la remoción biológica de C, N y P de efluentes líquidos basado en la operación de reactores secuenciales

discontinuos. Básicamente, 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<sub>2</sub> gaseoso (desnitrificación) se llevan a cabo en el reactor principal (MSBR, Main Sequencing Batch Reactor), mientras que la transformación de N-amoniaco a N-nitratos, es decir la 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 condiciones anaeróbicas, anóxicas y aeróbicas 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 seguida de reacción aeróbica, h) sedimentación y i) 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) sedimentación y d) vaciado –en este punto el sobrenadante rico en nitratos se transfiere al MSBR–.

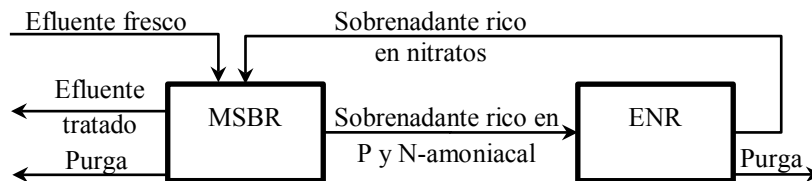


Fig. 1. Esquema del proceso de dos barros con nitrificación externa.

Es necesario extraer el exceso de barros generados en cada uno de los reactores para mantener constante la cantidad de biomasa al comienzo de cada ciclo y, de esa manera, controlar el SRT de cada reactor. El exceso de barros puede extraerse de los reactores mediante dos modos de operación posibles: a partir de los barros sedimentados luego de las etapas de sedimentación y vaciado, es decir, al final del ciclo (MO1), o bien, a partir del licor mezclado en suspensión después de la etapa de reacción (MO2); las secuencias se representan en las Fig. 2 y Fig. 3, respectivamente.

MSBR									
Llenado	Reacción	Sedim.	Vaciado	Espera	Llenado	Reacción	Sedim.	Vaciado	Purga
			↓		↑				
			Llenado	Reacción	Sedim.	Vaciado	Purga		Espera
ENR									

Fig. 2. Secuencia de etapas para el modo de operación 1 (MO1).

El modo MO1 es el más utilizado en la práctica industrial [6] mientras que el MO2 se aplica fundamentalmente a escalas de laboratorio y piloto [2,4,5].



Fig. 3. Secuencia de etapas para el modo de operación 2 (MO2).

En este trabajo, se analiza la influencia de ambos modos de operación en la eficiencia de remoción biológica de C, N y P y se realiza una evaluación económica mediante la estimación de costos operativos y de inversión en función del caudal de diseño ( $Q_D$ ) asociados a cada MO.

### 3 Modelado matemático.

#### 3.1 Proceso. Balances y velocidades de conversión.

El proceso se describe mediante un modelo matemático basado en primeros principios consistente en ecuaciones diferenciales ordinarias y algebraicas, basado en las siguientes hipótesis principales:

- Sedimentación completa de barros sin arrastre de sólidos suspendidos en las corrientes de salida.
- Todas las etapas del proceso 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 del modelo. Las Eqs. (1) a (3) representan el balance de masa global y por componente, respectivamente:

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

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

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

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,  $C=S$  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, respectivamente.  $Kla$  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  $\rho$  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 condiciones iniciales para las concentraciones en 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,  $\alpha$  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  $SVI=100 \text{ ml.g}^{-1}$ .

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

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  $SRT$  para MO1 y MO2 se define según las Eqs. (6) y (7), respectivamente:

$$SRT = \frac{(V_0 + V_w) \cdot X}{V_w \cdot X} \cdot t_c = \frac{V_0 + V_w}{V_w} \cdot t_c \quad (6)$$

$$SRT = \frac{(V_{T,2}) \cdot X}{V_w \cdot X} \cdot t_c = \frac{V_{T,2}}{V_w} \cdot t_c \quad (7)$$

donde  $t_c$  es el tiempo de ciclo,  $V_w$  es el volumen de purga extraído,  $X$  es la concentración total de barros y  $V_{T,2}$  representa el volumen total al finalizar la 2<sup>da</sup> etapa de llenado.

### 3.2 Modelo de costos.

El costo total anual ( $CTA$ ) se evalúa según la Eq. (8)[9]:

$$CTA = CI_{anual}^T + COTA \quad (8)$$

$$CI_{anual}^T = \Gamma \cdot CI^T = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \sum_{k=1}^N CI_k \quad (9)$$

$$COTA = \sum_{j=1}^N CO_j \quad (10)$$

donde  $CI^T$  es el costo de inversión total;  $CI_k$  y  $CO_j$  es el costo de inversión y de operación anual, respectivamente;  $\Gamma$  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 y el valor de la dimensión característica de la

misma elevada a un determinado exponente asociado a la economía de escala. 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  $Kla$  las del sistema de aireación.

El costo de operación incluye los costos de energía de aireación y bombeo, multas por las unidades de contaminación descargadas con el efluente y el costo de tratamiento de los barros en exceso.

### 3.3 Implementación.

El modelo de barros activados ASM3+bioP considera 17 componentes e involucra 23 procesos de transformación biológica. El modelo del proceso completo cuenta con 508 ecuaciones, 36 variables diferenciales y 472 variables algebraicas, presentando varias discontinuidades asociadas a los cambios de etapas y condición de aireación. Fue implementado y resuelto en gPROMS (Process Systems Enterprise Ltd).

## 4 Resultados

En este trabajo, se define como *punto operativo* (PO) al conjunto de valores de las variables de entrada: coeficiente de transferencia liq-gas de  $O_2$   $Kla$ , tiempo de ciclo  $t_c$ , duración de cada etapa,  $SRT$  en ambos reactores y el tiempo de aireación,  $\tau_{aire}$ , equivalente a una fracción de la duración del 2<sup>do</sup> periodo reactivo del MSBR. Cuando un PO permite que el proceso alcance un estado estacionario cíclico (EEC) cualquiera, entonces dicho punto se denomina *punto operativo factible* (POF). Cuando un POF permite que el proceso cumpla con los límites de descarga, entonces se denomina *punto operativo factible bajo especificación* (POFE). Los límites de descarga utilizados en este trabajo se tomaron de [10].

Cada simulación se realizó para 600 ciclos de operación, alcanzándose el EEC a los 200-250 ciclos, dependiendo de cada simulación en particular y de las condiciones iniciales utilizadas. Los valores de concentración mostrados en las Figs. 4 a 7 corresponden a un EEC.

Para ambos MO, se obtuvo un POFE y posteriormente se efectuó un análisis económico variando paramétricamente  $Q_D$ .

El caso de estudio seleccionado ( $C_{i,in}$ , Tabla 1 y el máximo  $Q_D$  considerado en este trabajo) está asociado a un efluente doméstico propuesto en el benchmark COST [11] para el modelo ASM1 y adaptado por [12] para el modelo ASM3+BioP.

### 4.1 Obtención de un *punto operativo factible en especificación (POFE)* para ambos MO.

Dados el caudal de diseño ( $Q_D=922.3 \text{ m}^3\text{d}^{-1}$ ), el tiempo de ciclo ( $t_c=24 \text{ h}$ ), el coeficiente de transferencia de materia gas-líquido ( $Kla=360 \text{ d}^{-1}$  para los periodos

aeróbicos de ambos reactores) y la duración de cada etapa de cada reactor para cada MO (Tablas 2 y 3), se determinaron los valores de *SRT* correspondientes a los POFEs.

**Tabla 1.** Composición del efluente de entrada.

Comp. solubles	$C_{in}$	Comp. particulados	$C_{in}$
$S_I$	30 gCODm <sup>-3</sup>	$X_{BH}$	28.17 gCODm <sup>-3</sup>
$S_S$	69.5 gCODm <sup>-3</sup>	$X_{BA}, X_{PAO}, X_{STO}, X_{PHA}$	0
$S_{NH}$	40.601 gNm <sup>-3</sup>	$X_S$	202.32 gCODm <sup>-3</sup>
$S_{NO}, S_{N_2}, S_{O_2}$	0	$X_I$	51.2 gCODm <sup>-3</sup>
$S_{PO}$	7 gPm <sup>-3</sup>	$X_{SS}$	215.493 gCODm <sup>-3</sup>
$S_{ALK}$	9.01 molCO <sub>3</sub> m <sup>-3</sup>		

Para ello, primeramente se buscaron los valores de *SRT* que permitan cumplir con el límite de descarga para el N-amoniaco,  $S_{NH}$ . Posteriormente, para dichos valores de *SRT*, se determinó el  $\tau_{aire}$  mínimo que permita cumplir con los límites de P soluble,  $S_{PO}$ , y N-nitratos,  $S_{NO}$ , verificando que se mantenga en especificación el  $S_{NH}$ . Los límites de demanda química (*DQO*) y biológica (*DBO*) de oxígeno se cumplen para todas las condiciones analizadas.

**Tabla 2.** Duración de las etapas en el MSBR para ambos MO.

Etapa	MO1		MO2	
	% del $t_c$	Duración (min)	% del $t_c$	Duración (min)
1 <sup>er</sup> llenado	9	129.6	9	129.6
1 <sup>era</sup> reacción	8	115.2	8	115.2
1 <sup>era</sup> sedimentación	4	57.6	4	57.6
1 <sup>er</sup> vaciado	9	129.6	9	129.6
Espera	14	201.6	19	273.6
2 <sup>do</sup> llenado	9	129.6	9	129.6
2 <sup>da</sup> reacción	23	331.2	23	331.2
2 <sup>da</sup> sedimentación	9	129.6	4	57.6
2 <sup>do</sup> vaciado	10	144	10	144
Purga	5	72	5	72

**Tabla 3.** Duración de las etapas en el ENR para ambos MO\*.

Etapa	% tiempo de ciclo	Duración (min)
1 <sup>era</sup> espera	21	302.4
Llenado	9	129.6
Reacción	10	144
Sedimentación	4	57.6
Vaciado	9	129.6
Purga	5	72
2 <sup>da</sup> espera	42	604.8

\*Para el reactor externo ENR, la duración de todas las etapas coincide entre ambos modos de operación

Para definir el límite inferior del rango de los posibles valores de *SRT* en el MSBR, se fijó un *SRT* del ENR lo suficientemente largo (16 d) de manera que una eventual inestabilidad del sistema no pueda atribuirse a esta variable y se asumió que la 2<sup>da</sup> etapa de reacción del MSBR es completamente aireada. Se realizaron simulaciones

para valores crecientes de  $SRT$  en el MSBR, a partir de 6 d e incrementándose hasta obtener una concentración de  $S_{PO}$  estable en el efluente tratado. Se encontró que el mínimo valor posible de  $SRT$  del MSBR que conduce a un POF es 8 d para ambos MO.

El límite inferior del rango de los posibles valores de  $SRT$  en el ENR para POFs, se obtuvo fijando el  $SRT$  del MSBR en 8 d –determinado anteriormente– y realizando simulaciones para valores crecientes del  $SRT$  en el ENR a partir de 10 d. Se encontró que para valores inferiores a 13 d la concentración de  $S_{NH}$  en la corriente de salida del ENR es inestable, estabilizándose para 13 d en 8.3 y 2.3  $gNm^{-3}$  para MO1 y MO2, respectivamente. Por lo tanto, se tomó 13 d como límite inferior para el rango de variación del  $SRT$  del ENR para MO1 y MO2.

En las Fig. 4 y Fig. 5 se muestra la variación de la concentración  $S_{NH}$  en el efluente tratado en función de ambos  $SRT$ s para MO1 y MO2, respectivamente. Los resultados corresponden a un  $\tau_{aire}$  igual al 75% del tiempo de reacción en la 2<sup>da</sup> etapa reactiva (248.4 min.). Se incluye el límite de descarga para el  $S_{NH}$ .

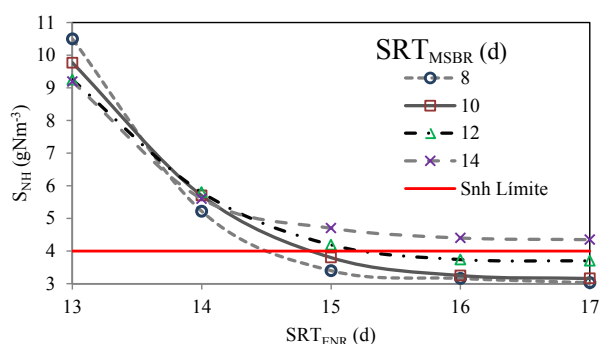


Fig. 4. Variación de la concentración de  $S_{NH}$  en función de ambos  $SRT$  para MO1.

Para ambos MO, se seleccionó un valor de 15 d para el  $SRT$  del ENR, siendo el mínimo posible para cumplir con el límite de descarga, según se indica en Fig. 4 y Fig. 5. En ambos casos, un incremento de este valor no representa una mejora apreciable de la calidad del líquido tratado en términos de la concentración final de  $S_{NH}$ ; por otro lado, un incremento de este valor aumentaría el  $V_0$  requerido para dicho reactor.

Para MO1, la Fig. 4 muestra que los posibles valores de  $SRT$  en el MSBR que cumplen con el límite de descarga para el  $S_{NH}$  están comprendidos en el rango de 8 a 10 d. Se seleccionó 8 d ya que requiere el menor  $V_0$ , lo que conduciría a un costo menor. Además, tal valor de  $SRT$  determina una menor concentración de  $S_{NH}$  en el efluente, permitiendo una mayor flexibilidad para seleccionar el  $\tau_{aire}$ , ya que una reducción de este último determina un incremento de la concentración final de  $S_{NH}$ .



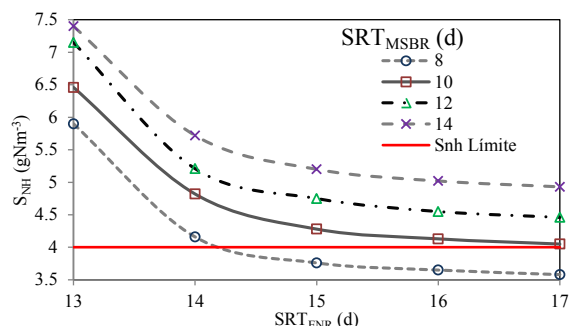


Fig. 5. Variación de la concentración de  $S_{NH}$  en función de ambos  $SRT$  para MO2.

Siguiendo el mismo criterio para MO2, a partir de la Fig. 5 se determinó un  $SRT$  de 8 d para el MSBR. Se observa que para un  $SRT$  fijo del ENR, un incremento en el  $SRT$  del MSBR implica un aumento de la concentración de  $S_{NH}$  en el efluente tratado.

Posteriormente, se buscó el  $\tau_{aire}$  mínimo que permita cumplir con los límites de descarga de P-fosfatos ( $S_{PO}=1.5 \text{ gPm}^{-3}$ ) y N-nitratos ( $S_{NO}=14 \text{ gNm}^{-3}$ ). Los resultados para MO1 y MO2 se muestran en las Fig. 6 y Fig. 7, respectivamente, en las cuales se comparan los valores de concentración de  $S_{NO}$  y  $S_{PO}$  con sus respectivos límites de descarga, para distintos  $\tau_{aire}$ . Dado que para un  $t_c$  constante un mayor  $\tau_{aire}$  implica un menor tiempo en condiciones anóxicas, un aumento en la remoción de  $S_{PO}$  implica una disminución en la remoción de N-nitratos.

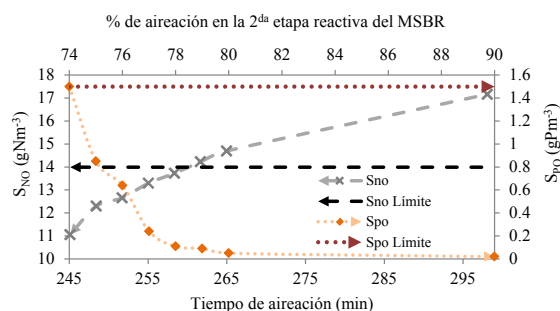


Fig. 6. Variación de la conc. de  $S_{NO}$  y  $S_{PO}$  en función del  $\tau_{aire}$  para MO1.

En base a la Fig. 6, se seleccionó un  $\tau_{aire}$  de 248.4 min., que representa el 75% del 2<sup>do</sup> periodo reactivo (eje horizontal secundario) para MO1, dado que para 245 min la concentración de  $S_{PO}$  coincide con su límite de descarga. Para MO2 se tomó 243.4 min. (73.5% del 2<sup>do</sup> periodo reactivo), ya que para un  $\tau_{aire}$  de 241.78 min (73 %) se cumplen los límites de descarga pero el sistema requiere aproximadamente tres veces el número de ciclos normales para estabilizarse.

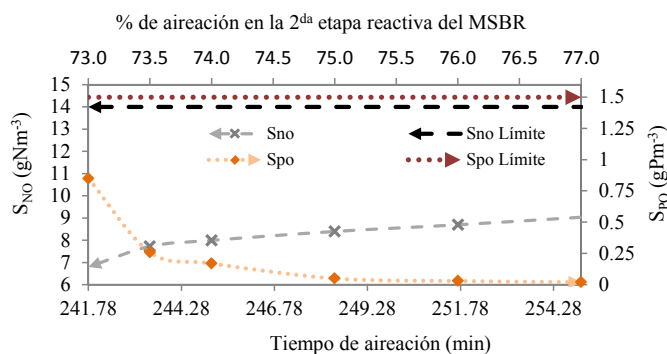


Fig. 7. Variación de la conc. de  $S_{NO}$  y  $S_{PO}$  en función del  $\tau_{aire}$  para MO2.

Dado que la remoción de  $S_{NH}$  por los microorganismos autótrofos se lleva a cabo totalmente en el ENR, la variación del  $\tau_{aire}$  en el MSBR no influye considerablemente sobre la concentración de  $S_{NH}$  al final del proceso. Para los rangos de  $\tau_{aire}$  señalados en las Fig. 6 y Fig. 7, los valores de  $S_{NH}$  varían desde 3.5 a 3.1  $gNm^{-3}$  para 245 a 298 min según MO1, y desde 3.9 a 3.7  $gNm^{-3}$  para 241.7 a 255 min según MO2 (resultados no mostrados).

Se encontró que el rango de posibles valores del  $\tau_{aire}$  depende principalmente del  $SRT$  del MSBR. A mayor  $SRT$ , es posible operar a un menor  $\tau_{aire}$  ampliando el rango de posibles valores.

En las Tabla 4 y 5 se resumen las condiciones operativas resultantes de un POFE para ambos MO y los indicadores de calidad del efluente tratado, respectivamente. De la Tabla 5 se observa que el MO1 presenta mayor remoción de N-amoniaco con respecto al MO2, mientras que este último presenta mayor remoción de P y N-nitratos con respecto al MO1.

Tabla 4. Condiciones de operación para ambos modos MO.

Cond. Operativas	MO1	MO2
$Kla$	360 $d^{-1}$	360 $d^{-1}$
$SRT_{MSBR}$	8 d	8 d
$SRT_{ENR}$	15 d	15 d
Duración del ciclo, $t_c$	24 h	24 h
$\tau_{aire}$	248.4 min	243.3 min

Tabla 5. Calidad del efluente obtenido a partir de ambos MO.

Ind. de calidad	MO1	MO2
$DQO$	30.1 $gCODm^{-3}$	30.1 $gCODm^{-3}$
$DBO$	0.04 $gCODm^{-3}$	0.03 $gCODm^{-3}$
N-amoniaco ( $S_{NH}$ )	3.4 $gNm^{-3}$	3.8 $gNm^{-3}$
N-nitratos ( $S_{NO}$ )	12.3 $gNm^{-3}$	7.7 $gNm^{-3}$
P-fosfatos ( $S_{PO}$ )	0.85 $gPm^{-3}$	0.26 $gPm^{-3}$

#### 4.2 Performance económica en función del caudal de diseño.

Para las condiciones del POFE determinado en la sección anterior (Tabla 4), se varió paramétricamente  $Q_D$  desde 461 a 18446  $\text{m}^3\text{d}^{-1}$  y se determinaron los costos de operación, inversión y totales para cada MO según la sección 3.2 (Fig. 8). Se observa que no hay una diferencia apreciable entre los costos estimados para ambos MO. Los costos de operación representan la mayor parte del costo total, lo que se acentúa a medida que aumenta  $Q_D$ . Si bien, el costo de inversión, asociado fundamentalmente a los reactores, se incrementa con el aumento de  $Q_D$ , su variación se suaviza a medida que aumenta la escala de tratamiento.

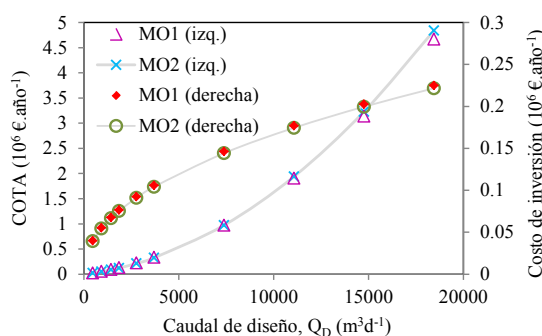


Fig. 8. Costo de operación e inversión total anual para ambos MO.

En la Fig. 9 se representan los costos por unidad de volumen de efluente tratado – costo específico – en función de  $Q_D$  para MO1. Se observa que el costo de operación total específico ( $COTA_{esp}$ ) es proporcional a  $Q_D$  y que el costo de inversión total específico ( $CI_{TOTAL,esp}$ ) disminuye con  $Q_D$ . Por lo tanto, para  $Q_D$  bajos, el  $CI_{TOTAL,esp}$  supera al  $COTA_{esp}$  y el  $CT_{esp}$  disminuye con  $Q_D$ . Por el contrario, para  $Q_D$  grandes, el  $COTA_{esp}$  supera ampliamente al  $CI_{TOTAL,esp}$ , por lo que el  $CT_{esp}$  crece con  $Q_D$ . Este comportamiento determinó la existencia de un mínimo en la curva  $CT_{esp}$  vs.  $Q_D$ . El mínimo  $CI_{TOTAL,esp}$  calculado para MO1 es 0.307  $\text{€/m}^3$  y corresponde a un caudal de 1844.6  $\text{m}^3\text{d}^{-1}$ , que coincide con  $Q_D$  para MO2, determinando un  $CI_{TOTAL,esp}$  mínimo de 0.294  $\text{€/m}^3$ .

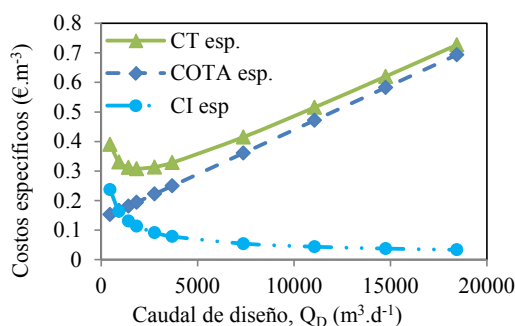


Fig. 9. Costos específicos para el MO1.

Finalmente se observó que, si se mantienen constantes las condiciones de operación, la composición de la corriente de efluente tratado no varía con el caudal de diseño (escala de tratamiento), debido a que el modelo de simulación incluye las ecuaciones de diseño del proceso cíclico (como volumen inicial y volumen de llenado) en función de  $Q_D$ .

## 5 Conclusiones

Mediante modelado y simulación se evaluaron dos modos de operación de un proceso SBR con nitrificación externa para la remoción de C, N y P de efluentes líquidos. Se encontró un punto de operación apropiado que permite cumplir con los límites de descarga. Los costos de tratamiento son prácticamente iguales para ambos modos de operación pero la calidad del efluente tratado es diferente. El modo de operación 1 presenta mayor remoción de N-amoniaco con respecto al modo de operación 2, mientras que este último presenta mayor remoción de P y N-nitratos con respecto al modo de operación 1. Ambos modos presentan una alta remoción de materia orgánica, en términos de DQO y DBO.

Se observó que la eficiencia de remoción del N-amoniaco depende en mayor medida del *SRT* en el reactor externo, en menor medida del *SRT* del reactor principal y muy levemente del tiempo de aireación en el reactor principal. Mientras que las eficiencias de remoción de P y N-nitratos dependen prácticamente en igual y gran medida del *SRT* y el tiempo de aireación en el reactor principal a la vez que son prácticamente independientes del *SRT* del reactor externo.

Se determinó la existencia de un mínimo en la curva de costo total específico en función de la escala de tratamiento, siendo de aproximadamente 0.307 €/m<sup>3</sup> y 0.294 €/m<sup>3</sup>, para el modo de operación 1 y 2, respectivamente, correspondiendo a un caudal de diseño de 1844.6 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> en ambos casos.

## Referencias

- 1 Kargi, F., Uygur, A., Savas, H., Bascaya, H.: J. Env. Manag. 76 (2005) 71–75
- 2 Tsuneda, S., Ohno, T., Soejima, K., Hirata, A.: Biochem. Eng. J. 27 (2006) 191–196
- 3 Zhou, Y., Pijuan, M., Yuan Z.: Wat. Res. 42 (2008) 3207 – 3217
- 4 Marcelino, M., Wallaert, D., Guisasola, A., Baeza, J. : Wat. Sci. Tec. 64.5(2011)1142-1147
- 5 Kuba, T., Van Loosdrecht, M.C.M, Heijnen, J. J. Wat. Res. 30 (1996) 1702-1710.
- 6 Kim, D., Kim, T.S., Ryu, H.D., Lee, S.I. Process Biochem. 43 (2008), 406–413.
- 7 Artan, N., Orhon, D.: Mechanism and design of sequencing batch reactors for nutrient removal. Scientific and Technical Report N° 19. IWA Publishing (2005).
- 8 Rieger, L., Koch, G., Kühni, M., Gujer, W., Siegrist, H.. Water Res. 35 (2001), 3887–3903.
- 9 Gillot, S., De Clercq, B., Defour, D., Simoens, F., Gernaey, K., Vanrolleghem, P.A. 72<sup>nd</sup> Annual WEF Conf. and Exp. New Orleans, USA (1999).
- 10 Gernaey, K.V. and Jørgensen, S.B. Control Eng. Pract., 12, (2004) 357-373.
- 11 J Copp, (2002). Office for Official Publications of the European Community, Luxembourg.
- 12 Alasino, N., Mussati, M., Scenna, N., Aguirre, P. Ind. Eng. Chem. Res. 49, (2010), 8601-8612