

Remoción de nitrógeno en efluentes de una industria camaronera utilizando un reactor por carga secuencial

Altamira Díaz Montiel^{1}, Mara Peña de Villalobos²,
María Eugenia Escalera de Valecillos², Sedolfo José Carrasquero Ferrer¹,
Franklin Leonardo López Medina¹*

¹Dpto. de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (DISA), Facultad de Ingeniería, Universidad del Zulia.

²Instituto Universitario de Tecnología de Maracaibo. Maracaibo, Venezuela.

Recibido: 14-01-11 Aceptado: 16-04-12

Resumen

Se realizó un estudio a escala laboratorio utilizando un efluente industrial camaronero a fin de evaluar las condiciones óptimas de operación para la remoción de materia orgánica medida como Demanda Química de Oxígeno y Nitrógeno Total en un reactor por carga secuencial, midiendo también nitrógeno amoniacal y nitratos. Se aplicaron dos condiciones de operación, una inicial, etapa I caracterizada por llenado aireado, fase de reacción aerobia y periodo anóxico, de 10 min, 8 h y 1 h 50 min respectivamente y una final, etapa II de llenado estático, fase de reacción aerobia y periodo anóxico de 10 min, 7 h y 2 h 50 min respectivamente. El lodo utilizado para inocular el reactor fue proveniente de una industria cervecera de la región. Los porcentajes medios de remoción obtenidos para las etapas I y II fueron 74,25 y 83,05% de DQO, 80,28 y 78,67% de nitrógeno total Kjeldahl. La etapa I mostró los mejores porcentajes de remoción de nitrógeno, evidenciándose un proceso completo de nitrificación y desnitrificación. Para la etapa II se obtuvo el mayor porcentaje de remoción de DQO y una alta conversión de nitrógeno amoniacal a nitrato, indicativo de la presencia de un proceso incompleto de eliminación de nitrógeno.

Palabras clave: reactor por carga secuencial (SBR), remoción de DQO, eliminación biológica de nitrógeno, nitrificación, efluentes de industria camaronera.

Nitrogen removal from a shrimp industry effluent using a sequencing batch reactor

Abstract

A laboratory scale study was performed using an industrial shrimp effluent to evaluate the optimal operational conditions of the removal of organic measured as chemical oxygen demand (COD) and Kjeldahl total nitrogen (KTN) in a sequential batch reactor (SBR). Two different operational conditions were applied, phase I involved aerated filling, aerobical reaction and anoxic period of 10 minutes, 8 hours and 1 hour 50 minutes, respectively, and phase II with a static fill, aerobic reaction and anoxic period of 10 minutes, 7 hours and 2 hours 50 minutes, respectively. The sludge used to inoculate the SBR was from a beer industry of the region. The removal

* Autor para la correspondencia: adiaz@fing.luz.edu.ve

percentage on phase I and II was of 74.25% and 83.01% of COD, 80.28% and 78.67% of total nitrogen, respectively. Phase I showed the best percentages of nitrogen removal, having the evidence of a complete process of nitrification and denitrification. Phase II has the best percentage of COD removal and high conversion of ammoniac nitrogen to nitrate, that indicates the presence of an incomplete process if nitrogen removal.

Keywords: sequencing batch reactor (SBR), COD removal, biological nitrogen removal, nitrification, shrimp industry effluent.

Introducción

El Lago de Maracaibo, el reservorio más grande de agua dulce de Suramérica, se encuentra altamente contaminado, presentando afloramiento de especies vegetales propias de los estuarios eutrofizados con altas concentraciones de materia orgánica, fósforo y nitrógeno, los cuales constituyen los nutrientes principales de la dieta de la *Lemna sp* y otros tipos de vegetación acuática que han llegado a cubrir hasta un 14,5 por ciento de la superficie del espejo de agua del Lago de Maracaibo (1).

En el proceso de industrialización del camarón se emiten grandes cantidades de estos compuestos, la presencia de nitrógeno y fósforo en estas aguas residuales, es indeseable debido a que el nitrógeno en su forma amoniacal es tóxico para los peces y muchos otros organismos acuáticos, además todas las formas de este elemento contribuyen al proceso de eutrofización (2). Sólo entre un 30% a 40% de la producción camaronera global se consume fresco, el restante 70% es procesada por las industrias para el consumo y otros propósitos, lo cual implica la generación continua de una gran cantidad de este tipo de efluentes, la cual depende de la producción y el procesamiento que varía de acuerdo a las épocas del año (3).

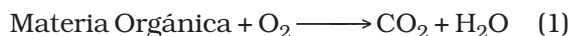
Los reactores secuenciales discontinuos por carga (SBR) consisten en tanques, en los cuales se suceden en forma secuencial en el tiempo diferentes procesos de reacción, aireación y clarificación, tienen como ventajas que son de fácil manejo, requieren espacios reducidos para instalarlos y generan menor cantidad de subproductos que

los sistemas biológicos convencionales, tales como los sistemas de lodos activados con recirculación (4-6).

Mediante la modificación de los tiempos de reacción se puede conseguir la eliminación de nitrógeno a través del proceso de nitrificación-desnitrificación. El nitrógeno amoniacal es oxidado a nitrato (nitrificación), con consumo de oxígeno y el nitrato más adelante es reducido a nitrógeno gaseoso (desnitrificación) (7). Para llevar a cabo la desnitrificación, en la fase anóxica es necesario disponer de una fuente de carbono, ya sea una fuente externa o por la respiración endógena de la biomasa presente (8).

Según Mace y Mata (9), las reacciones que ocurren en un SBR durante las fases aerobias y anóxicas, son las siguientes

Fase aeróbica



Fase anóxica



El SBR, adicionalmente presenta ventajas operativas que lo hacen ideal para el tratamiento de efluentes camaroneros, tales como homogenización de caudales y que la sedimentación primaria y el tratamiento biológico se lleven a cabo en un único tan-

que reactor. Pero indudablemente, la mayor ventaja operativa lo constituye su capacidad de remoción de nutrientes adicionalmente a la oxidación de la materia orgánica (10).

Este trabajo evaluó el uso de un reactor secuencial discontinuo por carga (SBR) para la efectiva remoción de materia orgánica y nitrógeno de los efluentes de una planta procesadora de camarón con sistema de cultivo intensivo, aplicando dos condiciones de operación diferentes. Igualmente se estimaron las variaciones en las concentraciones de las especies nitrogenadas durante las fases de operación para la determinación de las condiciones de mayor eficiencia de remoción de las mismas.

Materiales y métodos

Esta investigación se llevó a cabo utilizando un agua residual proveniente de una industria procesadora de camarón, ubicada en el municipio San Francisco, del estado Zulia, Venezuela. La captación del agua residual se realizó de manera manual cada quince días a través de un muestreo aleatorio simple, tomando las aguas residuales en una tanquilla donde convergen los efluentes de las diferentes etapas del procesamiento industrial del camarón. La recolección se realizó en recipientes de polietileno de alta densidad de 25 L, los cuales fueron llevados al Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (DISA) de la Universidad del Zulia, donde fueron preservadas a una temperatura de 4°C, con el fin de garantizar sus características iniciales.

Para la aplicación del tratamiento se utilizó un reactor por carga secuencial a escala laboratorio, construido con un cilindro de PVC de 0,30 m de diámetro y 0,31 m de altura total, 8,8 L de capacidad y con un volumen de trabajo de 5 L (tabla 1), destinando un 30% para el lodo activado y un 70% para el influente (11). El suministro de aire se realizó mediante un difusor de burbujas instalado en el fondo del recipiente, para lograr la mezcla completa se utilizó un mezclador

Tabla 1
Condiciones de operación del sistema experimental

Parámetro	Valor
Tiempo de retención celular, d	15
Tiempo de retención hidráulica, h	10
Volumen total del reactor, L	8,8
Volumen útil del reactor, L	5
Volumen del lodo, L	1,5
Tiempo de retención hidráulica, h	24
Temperatura, °C	25

eléctrico vertical regulado a 60 r.p.m (12). Se realizaron dos conexiones de salida para coleccionar el efluente después del proceso de sedimentación y hacer la extracción del licor mezcla (figura 1).

Para la aclimatación de la biomasa, se seleccionó un tiempo de retención hidráulico de 24 horas, utilizando efluente camarero diluido (20%), aumentando su concentración porcentualmente hasta obtener porcentajes de remoción de materia orgánica mayores de 70%, sólidos suspendidos totales (SST) y volátiles (SSV) en el licor mezcla cercanos a 3000 mg/L y 2500 mg/L, respectivamente, y una alta sedimentabilidad.

La evaluación se realizó con un tiempo de retención hidráulico (TRH) de 10 horas y dos diferentes modalidades de trabajo ó etapas (tabla 2). La primera (etapa I) constó de un llenado aireado, una reacción de 8 horas aerobias más 1 hora 50 minutos anóxica y la segunda (etapa II) de un llenado estático, 7 horas aerobias y una fase anóxica de 3 horas de duración.

Los muestreos se hicieron diariamente tomando muestras clarificadas (sin biomasa) en dos puntos del proceso, entrada y salida del SBR para las dos etapas en estudio, realizándose trece repeticiones para cada una de las etapas evaluadas. En cada muestreo se midieron los siguientes parámetros

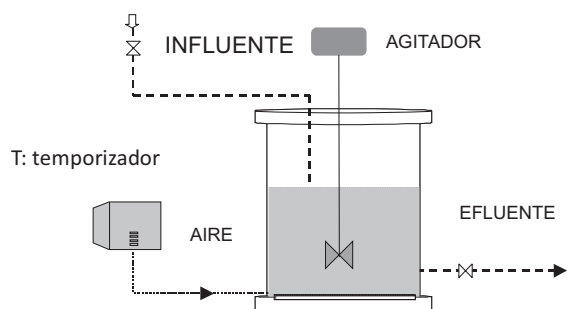


Figura 1. Esquema básico del reactor biológico secuencial utilizado.

por triplicado, tanto en la entrada como en la salida: pH (SM 1060 C), alcalinidad total (SM 2320 B), sólidos suspendidos totales (SM 2540 D), sólidos suspendidos volátiles (SM 2540 E), nitrógeno total Kjeldahl (SM 4500 N_{org} B), nitratos (SM 4110 B) y Deman-

da Química de Oxígeno (SM 5220), siguiendo los procedimientos establecidos en el método estándar para el análisis de aguas y efluentes (13). Los resultados se presentan con estadística descriptiva señalando los valores de tendencia central y su dispersión.

Resultados y discusión

La caracterización fisicoquímica del efluente de la industria camaronera se presenta en la tabla 3. El efluente industrial de la tenería se caracterizó por tener una concentración de materia orgánica medida como DQO que osciló entre 571,03 y 975,19 mg DQO/L, como un promedio de 773,11 mg DQO/L durante todo el período de experimentación.

Tabla 2
Secuencias operacionales utilizadas en el tratamiento

Etapa	Llenado Aireado (min)	Llenado Estático (min)	Reacción Aireación Agitación (min)	Reacción Sin Aireación Sin Agitación (min)	Sedimentación (min)	Vaciado (min)	Inactiva (min)
I	10	-	480	60	30	10	10
II	-	10	420	120	30	10	10

Tabla 3
Características fisicoquímicas del efluente de la industria camaronera

Parámetro	Unidad de expresión	Valor (media SD)	Límites establecidos por la norma de descarga a los cuerpos de agua
pH	-	6,84 ± 0,10	6-9
Alcalinidad Total	mg/L CaCO ₃	406,12 ± 0,10	-
DBO _{5,20}	mg/L	529,64 ± 193,64	60 mg/L
DQO	mg/L	773,11 ± 202,08	350 mg/L
NTK	mg/L	67,68 ± 20,12	-
N-NH ₄ ⁺	mg/L	20,48 ± 8,4	-
N-Org	mg/L	47,20 ± 11,27	-
PT	mg/L	8,18 ± 3,08	10 mg/L
DBO _{5,20} /DQO	mg/L	0,69	-

n: número de mediciones realizadas, n ≥ 10.

El pH de efluente camaronero resultó cercano a la neutralidad con valores entre 6 y 8, los cuales son óptimos para el crecimiento de los organismos aerobios, sin embargo su rango medio tiende a valores menores de 7 unidades de pH, lo que no permite las mejores condiciones de eficiencia para los procesos de eliminación del nitrógeno (figura 2).

En todas las etapas se obtuvieron incrementos en el potencial hidrógeno, luego de la aplicación del tratamiento, obteniendo valores de salida promedio de 7,60 y 7,33

para las etapas I y II respectivamente (tabla 4). El aumento de los valores de pH a la salida del reactor, se explica por la liberación de dióxido de carbono durante la fase de inclusión de aire, pues su eliminación tiende a disminuir la concentración del ión H^+ dando como consecuencia un aumento de pH a la salida.

Los valores de SST y SSV durante las dos etapas evaluadas son elevados indicando alta presencia de microorganismos y alta concentración de biomasa activa en ambos casos (tabla 5). La proporción de materia or-

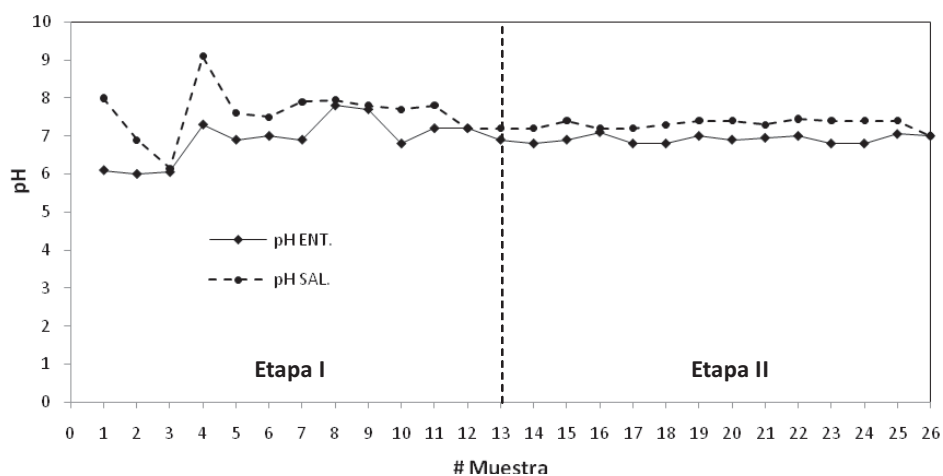


Figura 2. Valores de pH a la entrada y salida del reactor.

Tabla 4
Valores promedio de pH a la entrada y salida del reactor

	pH _{ENT.}		pH _{SAL.}	
	Promedio	DS	Promedio	DS
Etapa I	6,91	0,14	7,60	0,41
Etapa II	6,77	0,11	7,33	0,09

Tabla 5
Valores promedio de SST, SSV y SSV/SST en el licor mezcla

	SST (mg/L)		SSV (mg/L)		SSV/SST	
	Promedio	DS	Promedio	DS	Promedio	DS
Etapa I	1.989,78	508,92	1.727,44	439,97	0,87	0,07
Etapa II	2.140,84	643,37	1.520,00	437,59	0,71	0,03

gánica en el lodo no sufrió cambios significativos, la relación media SSV/SST se mantuvo estable mostrando valores de 0,87 para la I etapa y 0,71 para la II etapa, siendo superiores a las reportadas en la investigación de Vidal y col. (14), quienes reportaron relaciones SSV/SST de 0,60 a 0,70, lo que implica la presencia de bajos compuestos inorgánicos en la biomasa.

La relación media de SSV/SST para la I etapa fue mayor con relación a la obtenida en la II etapa, incidiendo en mejores condiciones de sedimentabilidad, debido a la existencia de un periodo de reacción más largo (14).

Desempeño de las variables evaluadas en el SBR

Demanda química de oxígeno (DQO)

El porcentaje de eliminación de DQO, para ambas etapas fue de 74,25 y 83,21%, y se encontraron concentraciones medias de DQO en el efluente de 128,49 y 155,82 mg/L, considerablemente menores que la concentración límite de 350 mg/L, el valor máximo permitido para descargar efluentes establecido en la Norma Venezolana para la clasificación y control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos (15) (tabla 6).

Al comparar los porcentajes de remoción en las etapas I y II, se observó una mayor remoción de DQO en la etapa II, efecto atribuible a valores de DQO mayores en la entrada, por lo que los porcentajes de remoción fueron mejores y más homogéneos, reforzando lo referido por Barajas (16) en cuanto a la obtención de un aumento en la

eficiencia de remoción cuando lo hizo la carga orgánica en el sistema.

El llenado anóxico en la etapa II se caracteriza por una alta concentración de sustrato al momento de comenzar la reacción aireada y una alta relación alimento a microorganismo (F/M), lo que crea un medio propicio para que los organismos crezcan en forma de flóculos en vez de filamentos, dando al lodo buenas condiciones de sedimentación, lo que incide sobre los porcentajes de remoción (14).

Existió un periodo donde la relación F/M (muestras 10 y 11) disminuyó bruscamente de 0,83 d⁻¹ a 0,24 d⁻¹, debido a la reducción de la concentración de sustrato que entró al sistema SBR, producto de la variabilidad en las características del efluente industrial que dependen de la cantidad de camarones procesados. Esta disminución conllevó a la aparición de una fase endógena en la biomasa causada por la baja concentración de sustrato en relación a la concentración de la masa microbiana presente en el reactor, pero la inmediata inclusión de influente con una mayor DQO, permitió la pronta recuperación del lodo, y que la duración de dicha etapa fuera corta (figura 3).

Para la etapa I caracterizada por llenados aireados y tiempos de reacción anóxica menores, se esperaban los mayores porcentajes de remoción de DQO, pero considerando la menor concentración de DQO del efluente y la aparición de condiciones indicativas de fases de crecimiento endógeno, se produjo una disminución del sustrato disponible, que influyó en la disminución de la eficiencia de remoción, por lo que la baja

Tabla 6
Valores promedio de DQO a la entrada, salida y % de remoción en el reactor

	DQO _{ENT.} (mg/L)		DQO _{SAL.} (mg/L)		% Remoción	
	Promedio	DS	Promedio	DS	Promedio	DS
Etapa I	590,21	356,32	151,42	85,75	74,25	6,73
Etapa II	876,00	118,44	153,60	60,94	83,05	9,37

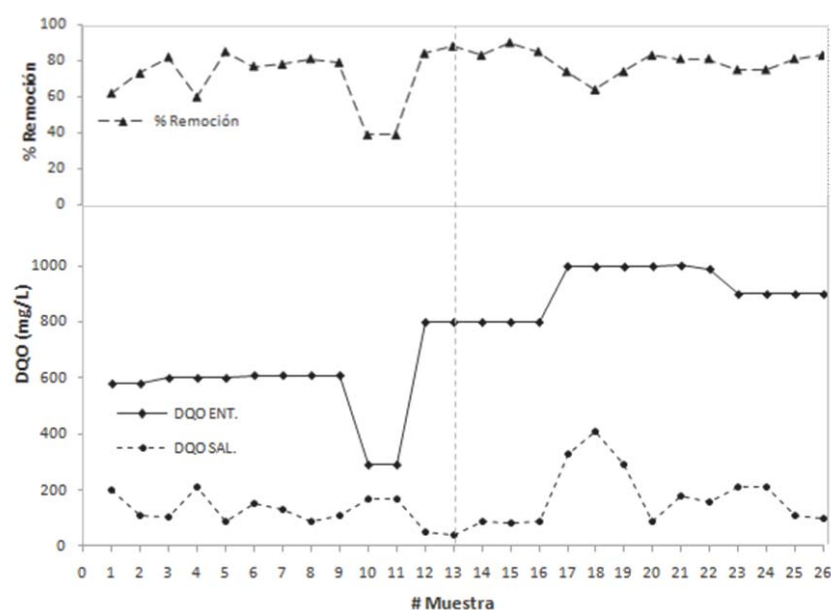


Figura 3. Valores de DQO a la entrada, salida y % de remoción en el reactor.

concentración de DQO en la entrada constituyó un factor limitante en la etapa I, para la obtención de mayores porcentajes de remoción. Se observó que a medida que cuando la concentración de DQO a la entrada presentó los menores valores, se obtenían menores concentraciones de esta variable a la salida. Al respecto Kapdan y Oztekin (17) señalaron que altas concentraciones de DQO en el afluente afectan de manera negativa la remoción de esta variable en el sistema SBR.

Nitrógeno total Kjeldahl (NTK), amoniacal, orgánico y nitratos

Los porcentajes de remoción de nitrógeno obtenidos, fueron de 80,28 y 78,67 % reportándose concentraciones medias de nitrógeno total Kjeldahl en la salida del reactor de 10,62 mg/L, y 18,61 mg/L, para la I y II etapa respectivamente (tabla 7 y figura 4).

En cuanto a las concentraciones de nitrógeno orgánico y amoniacal encontrados, se observa en todos los casos una mayor concentración de nitrógeno orgánico a la entrada, propio de efluentes con alta composición de urea y proteínas, este fenómeno se explica por la ausencia de un tanque de ho-

mogeneización antes del llenado del reactor biológico secuencial (18) (tablas 8 y 9).

Al comparar los porcentajes de remoción de las etapas I y II, considerando sus condiciones operacionales, se esperaba una mayor remoción de nitrógeno total en la II etapa, debido a sus características de llenado estático y un periodo de reacción anóxico mayor. Sin embargo los mayores niveles de concentración de DQO en el influente proporcionaron una alta concentración de materia orgánica, dando lugar a una rápida degradación en la fase de reacción aerobia, por lo que debió constituirse en un factor limitante para el crecimiento de las bacterias desnitrificantes, las cuales requieren una fuente de carbono fácilmente biodegradable para que el proceso de desnitrificación se dé con eficacia (16, 19).

La concentración media de nitratos obtenida en la I etapa no superó la concentración máxima de 10 mg/L exigida por la Legislación Venezolana, sin embargo las concentraciones medias reportadas en la II etapa fueron de 23,04 mg/L, superando ampliamente la normativa vigente (tabla 10). En la etapa I se observa una mayor remo-

Tabla 7

Valores promedio de nitrógeno total Kjeldahl a la entrada, salida y porcentaje de remoción del reactor

	NTK _{ENT.} (mg/L)		NTK _{SAL.} (mg/L)		% Remoción	
	Promedio	DS	Promedio	DS	Promedio	DS
Etapa I	53,45	26,32	10,52	8,62	80,28	21,38
Etapa II	81,90	4,93	18,61	10,26	78,67	11,83

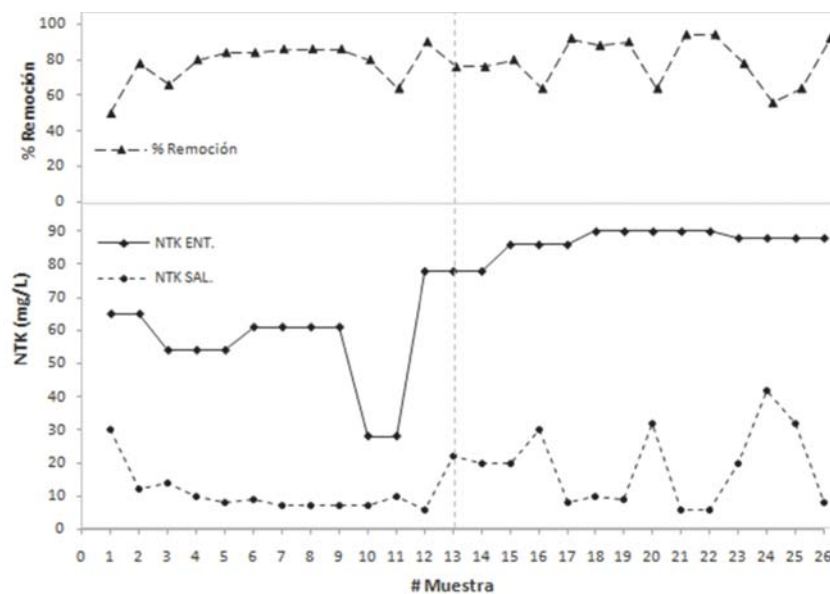


Figura 4. Valores promedio de Nitrógeno Total NTK a la entrada, salida y porcentaje de remoción del reactor.

Tabla 8

Valores promedio de nitrógeno amoniacal a la entrada y salida del reactor

	N _{amon ENT.} (mg/L)		N _{amon SAL.} (mg/L)	
	Promedio	DS	Promedio	DS
Etapa I	14,73	11,15	4,46	3,12
Etapa II	26,24	5,17	13,53	9,35

Tabla 9

Valores promedio de nitrógeno orgánico a la entrada y salida del reactor

	N _{org ENT.} (mg/L)		N _{org SAL.} (mg/L)	
	Promedio	DS	Promedio	DS
Etapa I	38,72	12,90	6,06	37,51
Etapa II	54,66	23,18	5,08	4,51

Tabla 10
Valores promedio de alcalinidad a la entrada y salida del reactor

	Alc _{ENT} (mg CaCO ₃ /L)		Alc _{SAL} (mg CaCO ₃ /L)	
	Promedio	DS	Promedio	DS
Etapa I	317,62	125,25	238,77	229,50
Etapa II	494,62	38,65	394,00	125,90

ción de nitrógeno total y los menores valores de nitrato reportados a la salida, debido a que se logró un proceso completo de remoción de nitrógeno con el correspondiente desprendimiento de N₂ a la atmósfera (20).

Los rangos de pH a la entrada del reactor SBR se encuentran dentro del rango de 6,5 a 8 unidades de pH (tabla 4), el cual es considerado óptimo para el crecimiento de los organismos aeróbicos, sin embargo de acuerdo con lo referido por Garzón (19) para los rangos óptimos de crecimiento de las bacterias nitrificantes, la mayor tasa de nitrificación se produce en el intervalo de 7,2 y 9 unidades de pH, por lo que los valores expuestos pudieron influenciar en los porcentajes de remoción de nitrógeno total obtenidos. Cervantes y col. (21) indican que en condiciones acidas (pH<6), se puede producir acumulación de intermediarios indeseables en el proceso desnitrificante como el ácido nitroso que es altamente tóxico para las bacterias e inhibe la oxidación del amonio.

Para ambas etapas operacionales se obtuvo una disminución de la alcalinidad a la salida del reactor con respecto a la entrada debido a la transformación del ión bicarbonato a dióxido de carbono. El consumo medio de alcalinidad para la etapa I y II se situó en 78,85 y 100,62 mg CaCO₃/L respectivamente (tabla 11). Para la etapa I se presentó mayor consumo de alcalinidad probablemente debido a la presencia de un proceso de nitrificación (figura 5).

La temperatura también influye sobre el proceso de nitrificación, ya que los orga-

Tabla 11
Valores de nitratos a la salida del SBR

	Nitrato _{SAL} (mg/L)	
	Promedio	SD
Etapa I	1,12	0,26
Etapa II	23,04	10,23

nismos nitrificantes son altamente dependientes de ésta. Las bacterias nitrificantes tienen un rango óptimo entre 35 y 42°C. Durante esta investigación la temperatura se mantuvo por debajo de este intervalo, oscilando entre 25 y 27°C, no obstante, existen reportes de sistemas en los que se lleva a cabo la nitrificación a temperaturas iguales o inferiores a 15°C (22).

Conclusiones

Los porcentajes medios de eliminación de DQO obtenidos para las etapas I y II fueron 74,25 y 83,05% respectivamente, ambos resultados estuvieron altamente influenciados por variabilidad en las concentraciones de DQO en el influente.

Las condiciones operacionales de la etapa I, resultaron las mejores para la degradación del nitrógeno, en esta etapa se dio una mayor eliminación del nitrógeno total NTK (80,28%), produciéndose un proceso completo pasando por las fases de nitrificación y desnitrificación.

La etapa II se caracterizó por una alta conversión de nitrógeno amoniacal a nitrato (nitrificación), lo que permitió un porcentaje

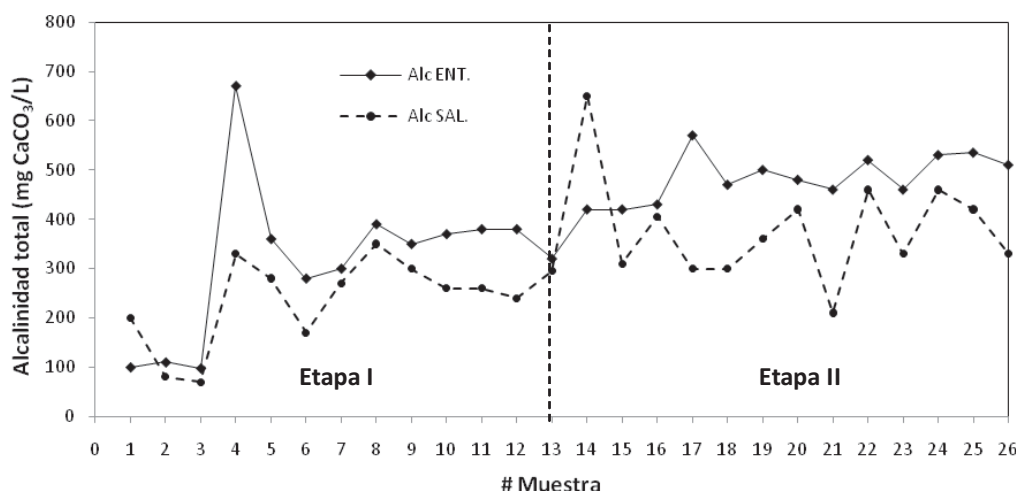


Figura 5. Valores de alcalinidad a la entrada y salida del reactor.

medio de remoción de nitrógeno total NTK del 78,67%.

El llenado estático y la fase de reacción anóxica aplicado en la II etapa, contrariamente a lo esperado no permitió la desnitrificación del efluente hecho atribuible a selectividad de los microorganismos que dieron prioridad a la oxidación del carbono sobre el proceso de nitrificación y por ende la desnitrificación.

Se observó una gran adaptabilidad de la masa microbiana al lodo en el reactor, exponiendo valores medios de SSV/SST de 0,87 y 0,71 para las etapas I y II respectivamente, además que la concentración de SSV y SST fueron altas en todas las etapas analizadas.

Las concentraciones medias de todos los parámetros evaluados en la presente investigación (pH, DQO, nitrógeno total Kjeldahl) a la salida del reactor cumplieron con los valores límites máximos exigidos por la normativa venezolana en la etapa I, por lo que se concluye que el sistema SBR bajo esta condiciones es efectivo para el tratamiento de los efluentes de la plantas camaroneras.

El tratamiento aplicado al agua residual de la industria camaronera en el reac-

tor por carga secuencial (SBR) permitió en las dos etapas evaluadas la remoción simultánea de nitrógeno y materia orgánica, debido a la flexibilidad del reactor para adaptarse a distintas condiciones de operación, por lo que este sistema representa una opción altamente efectiva y económica para el tratamiento de este tipo de efluentes.

Referencias bibliográficas

1. RIVAS Z., SÁNCHEZ J., TRONCONE F., MÁRQUEZ R., LEDO M., COLINA M., GUTIÉRREZ E. *Interciencia* 34(5) 308-314. 2009.
2. LI J.P., HEALY M.P., ZHAN X.M., RODGERS M. *Bioresource Technol* 99(16), 7644-7650. 2008.
3. FAO (ORGANIZACIÓN DE LAS NACIONES UNIDAS PARA LA AGRICULTURA Y LA ALIMENTACIÓN). Visión general del sector acuícola nacional: Venezuela. Disponible en: http://www.fao.org/fishery/countrysector/naso_venezuela/es. 2008. Consultado el 12 febrero de 2012.
4. Keller J., Subramaniam D., Gösswein J., Greenfield P.F. *Wat Sci Tech* 35(6):137-144. 1997.
5. KETCHUM J. *Wat Sci Tech* 35(1):11-18. 1997.

6. Farabegoli G., Carucci A., Majone M., Rolle E. **J Environ Manage** 71, 345-349. 2004.
7. Henry J., Heinke G. **Ingeniería Ambiental**. 2da. Edición. Prentice Hall. México. 1999.
8. METCALF y EDDY. **Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización**. 3era. Edición. Ed. McGraw-Hill. España. 1998.
9. MACE S., MATA-Alvarez J. **Ind Eng Chem Res** 41:5539-5553. 2002.
10. FONTENOTA Q., BONVILLAINA C., KILGENA M., BOOPATHY R. **Bioresource Technol** 98:1700-1713. 2007.
11. AKIN B., UGURLU A. **J Environ Sci Heal** 38(8): 1479-1488, 2003.
12. PIRE M., PALMERO J., ARAUJO I., DIAZ A. **Rev Cient Fac Cien V** 20(3): 284-292. 2010.
13. AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). In: Clesceri L., Greenberg A., Eaton A. (Ed). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20th edition. American Public Health Association, Washintong D.C. I-48 pp. 1998.
14. Vidal G., Nieto J., Márquez F., Mansilla H., Bornhardt C. **XXVIII Congreso de la Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (AIDIS)**. Cancún. México. 2003.
15. REPÚBLICA DE VENEZUELA. DECRETO N° 883. Normas para la clasificación y el control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos. Decreto 883. **Gaceta Oficial** N° 5021. Venezuela. 17 pp. 1995.
16. Barajas L., María G. Eliminación biológica de nutrientes en un reactor secuencial (Para obtener el título de Doctor en Ciencias Biológicas). Caracterización y estimulación de las fuentes de carbono. Universidad Politécnica de Cataluña. Barcelona. España. 345 pp. 2002.
17. KAPDAN I., OZTEKIN R. **J Hazar Mater** 136:896-901. 2006.
18. ENVIROMENTAL PROTECTION AGENCY (EPA). Folleto informativo de ecología de aguas residuales. Reactores secuenciales por tandas. EPA 832-F-99-073. United States. 1999.
19. GARZÓN M. **Ing Hidraul Mex** 20(4): 137-149. 2005.
20. LEZAMA C.; PANIAGUA J.; ZAMORA J. **Lat Am J Aquat Res**. 38(1): 129-142. 2010.
21. CERVANTES F.; PÉREZ J.; GÓMEZ J. (2000). **Rev Lat M Microbiol** 42:73-82. 2000.
22. LOUZEIRO N., MAVINIC D., OLDHAM W., MEISEN, A., GARDNER I. **Water Res** 36: 2721-2732. 2002.