

DOI: 10.24850/j-tyca-14-05-02

Artículos

Evaluación de la tasa de utilización de sustratos orgánicos y nitrogenados por los microorganismos en un reactor discontinuo secuencial

Assessment of the utilization rate of organic and nitrogenated substrates by the microorganisms in a sequencing batch reactor treating tannery wastewater

Estefania Freytez-Boggio¹, ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-6133-5555>

Adriana Mercedes Márquez-Romance², ORCID: <https://orcid.org/0000-0003-2813-2147>

Sandra Gabriela Barrazueta-Rojas³, ORCID: <https://orcid.org/0000-0003-2837-8390>

Edilberto Guevara-Pérez⁴, ORCID: <https://orcid.org/0000-0003-2813-2147>

¹Programa de Ingeniería Agroindustrial, Universidad Centro-Occidental Lisandro Alvarado, Venezuela, estefaniafreytez@ucla.edu.ve

²Centro de Investigaciones Hidrológicas y Ambientales, Universidad de Carabobo, Venezuela, ammarquez@uc.edu.ve



³Escuela Superior Politécnica de Chimborazo (ESPOCH), Ecuador, sbarrazueta@epoch.edu.ec

⁴Centro de Investigaciones Hidrológicas y Ambientales, Universidad de Carabobo, Venezuela, eguevara@uc.edu.ve

Autora para correspondencia: Adriana Mercedes Márquez-Romance, ammarquez@uc.edu.ve

Resumen

En este artículo se evalúa la tasa de utilización de sustratos orgánicos y nitrogenados contenidos en un agua residual de tenería por un reactor por carga secuencial. Se implementaron dos diseños experimentales factoriales (FEDs). El FED1 (2^2) usó biomasa granular, la secuencia de aireación (óxica, anaeróbica-óxica) y duración del ciclo (6 y 24 h). El FED2 (4×3) incluyó biomasa suspendida, fases de reacción (anóxica I, óxica, anóxica II (CND: nitrificación-desnitrificación convencional) y (SND: nitrificación-desnitrificación simultánea), tiempo de llenado (rápido, lento y por etapas). Los sustratos examinados fueron la demanda química de oxígeno (COD), amonio ($\text{NH}_4^+\text{-N}$) y nitrógeno total Kjeldahl (TKN). Las tasas de utilización resultaron COD (-100 y $-200 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$) (FED1) y (-48 y $-75 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$) (FED2), siendo de 1.5 a 2 veces mayor FED1 a FED2. En TKN ($-5 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), y $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ($-30 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), que fueron significativas en la fases anóxica I y óxica.

Palabras clave: reactor por carga secuencial, tasa de utilización del sustrato, nitrificación, desnitrificación.



Abstract

In this article, the utilization rate of organic and nitrogenous substrates contained in tannery wastewater by a sequential batch reactor is evaluated. Two factorial experimental designs (FEDs) were implemented. FED1 (2^2) used granular biomass, the aeration sequence (oxic, anaerobic-oxic) and cycle duration (6 and 24 h). FED2 (4×3) included suspended biomass, reaction phases (anoxic I, oxic, anoxic II (CND: conventional nitrification-denitrification) and (SND: simultaneous nitrification-denitrification), filling time (fast, slow and in stages). The substrates examined were chemical oxygen demand (COD), ammonium ($\text{NH}_4^+\text{-N}$) and total nitrogen Kjeldahl (TKN). The utilization rates were COD (-100 and $-200 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$) (FED1) and (-48 and $-75 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$) (FED2), being 1.5 to 2 times higher in FED1 than FED2. In TKN ($-5 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), and $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ($-30 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), they were significant in the anoxic I and oxic phases.

Keywords: Sequencing batch reactor, substrate utilization rate, nitrification, denitrification.

Recibido: 12/08/2021

Aceptado: 07/03/2022



Introducción

En la curtiduría, el producto final es el cuero acabado obtenido de un proceso de transformación de la materia prima (cueros y pieles saladas), que consta de cuatro etapas (Stoop, 2003; Laurenti, Redwood, Puig, & Frostell, 2017): 1) ribera (curado y almacenamiento, remojo, recorte, depilado y encalado, desencalado y rebozado); 2) curtiduría (decapado, curtido, escurrido y partido); 3) poscurtido (afeitado, recurtido, teñido, engrasado, secado), y 4) acabado (acabado mecánico, revestimiento).

La secuencia de nueve pasos es un enfoque dentro de las etapas desde la ribera hasta el acabado del sistema de producción de cuero, que involucra (Stoop, 2003): 1) remojo, adición de agua y aditivos para eliminar el cloruro de sodio de las pieles; 2) recorte, eliminación de uñas, orejas y colas; 3) decapado y pelado, eliminación de epidermis y pelo mediante aplicación de cal, sulfuro de sodio y enzimas; 4) descarnado, eliminación de la capa subcutánea manualmente o con máquinas; 5) desencalado de la piel mediante ajuste del pH a 8 para neutralizar la mayoría de las sustancias alcalinas presentes en la piel (ahora llamados granos); 6) rebozado de granos por medio de enzimas pancreáticas; 7) decapado, hidrólisis parcial de proteínas y lípidos de la piel; para obtener condiciones de bronceado, los granos deben manipularse con ácido sin hinchar la piel, y por lo tanto se tratan con una solución acuosa de ácidos y sal, además se agregan fungicidas y bactericidas; 8) curtido, se saturan los granos con una solución de Cr^{3+} , y 9) deshidratación, se retira parte del agua de los granos por presión manual o mecánica.

La huella hídrica de las curtidurías, cuyo proceso va desde el cuero crudo hasta el cuero terminado, es de 130 a 170 l m⁻² de cuero procesado (Laurenti *et al.*, 2017). El curtido y procesamiento del cuero genera aguas residuales, cuyos principales productos químicos contaminantes son la cal, el sulfuro de sodio, las sales de amonio, el ácido sulfúrico, las sales de cromo y los materiales de curtido vegetal (Sreeram & Ramasami, 2003), que requieren un tratamiento biológico eficaz antes de ser vertidas a las aguas receptoras.

Entre los procesos de tratamiento biológico de biomasa en suspensión utilizados para la eliminación de la materia orgánica carbonosa y compuestos nitrogenados, el reactor discontinuo secuencial (SBR) es un sistema de tratamiento de lodos activados cuyo funcionamiento se basa en la secuencia de ciclos de llenado y vaciado.

Desde la década de 1970 hasta el presente, el SBR se ha operado para tratar aguas residuales domésticas, industriales y sintéticas. Con respecto al sustrato afluente para tratamientos del SBR, el agua residual doméstica cruda alimentada al SBR ha variado en su composición, encontrando una DQO que oscila entre 158 y 2 000 mg l⁻¹, NH₄⁺-N de 10 a 185 mg/l (Irvine, Miller, & Bhamrah, 1979; Carucci, Chiavola, Majone, & Rolle, 1999; De-Silva y Rittmann, 2000; Palma-Costa & Manga, 2005; Su & Yu, 2005; Guo *et al.*, 2009; Del-Rio *et al.*, 2012; Kocijan & Hvala, 2013; Fernandes, Jungles, Hoffmann, Antonio, & Costa, 2013; Isanta *et al.*, 2013; Ni, Joss, & Yuan, 2014).

El agua residual industrial cruda suministrada al SBR por las tenerías ha sido alimentada en los siguientes intervalos: DQO 845-5 584 mg l⁻¹, NH₄⁺-N de 10 a 185 mg l⁻¹ (Di-Iaconi, Lopez, Ramadori, Di-Pinto, &

Passino, 2002; Freytez, Márquez, Pire, Guevara, & Pérez, 2019a; Freytez, Márquez, Pire, Guevara, & Pérez, 2019b; Freytez, Márquez, Pire, Guevara, & Pérez, 2020; cerdos; DQO de 400 mg l⁻¹, NH₄⁺-N de 40 mg l⁻¹ (Carrasquero *et al.*, 2014); aves, DQO de 4.790 mg l⁻¹, NH₄-N de 274 mg l⁻¹ (Alleman & Irvine, 1980).

El sustrato sintético alimentado al SBR ha consistido principalmente en acetato de sodio combinado con otros compuestos químicos, donde la DQO varió de 800 a 55 000 mg l⁻¹, el NH₄⁺-N de 30 a 10 000 mg l⁻¹ (De-Kreuk, Heijnen, & Van Loosdrecht, 2005; Luo, Yang, Han, & Sun, 2014), así como sacarosa y otros compuestos químicos (Vázquez-Padin *et al.*, 2010; Jungles *et al.*, 2011).

Según una muestra de 43 estudios mencionados anteriormente, el 67 % de éstos correspondieron a la aplicación del SBR con biomasa suspendida en lugar de biomasa granular. La eficiencia de remoción de DQO y NH₄⁺-N para la biomasa suspendida osciló entre 80 y 95 % para el 72% de los estudios, y entre 40 y 80% para el 28% de los estudios. Respecto a la eficiencia de la biomasa granular, de 40 a 80 % para el 70% de los estudios; de 80 a 90 % para el resto.

En dicha muestra, las fases biológicas secuenciales y la duración de los ciclos se han configurado en el 80 % de los estudios como óxico; el 15 % de los estudios en dos fases biológicas secuenciales, anóxico-óxico; y el 5 % en tres fases biológicas secuenciales, anóxico-óxico, óxico-anóxico. Se encontró que la duración de la fase óxica es de 2 a 6 veces mayor que el tiempo de la fase anóxica.

En el sistema de lodos activados (SSA), los microorganismos realizan un metabolismo aeróbico obteniendo las fuentes de carbono y



energía a partir de reacciones químicas de oxidación de DQO (quimioheterótrofos) y materia nitrogenada (bacterias nitrificantes o quimioautótrofos).

En ASS, los experimentos de sustrato puro han planteado la hipótesis de que las aguas residuales municipales se componen de dos fracciones (Dold & Ekama, 1981): (a) una fracción soluble fácilmente asimilable, que se utiliza a un ritmo muy rápido, y (b) una fracción de partículas lentamente biodegradable que requiere almacenamiento y descomposición enzimática antes de la transferencia a través de la pared celular.

Desde la década de 1940, la utilización del sustrato almacenado para la síntesis se ha modelado mediante una relación tipo Monod de la concentración del sustrato almacenado con la tasa de crecimiento específica de los organismos activos (Dold & Ekama, 1981).

El mecanismo exacto para el empleo de dos tipos de sustratos por parte de los microorganismos aún no se ha establecido a partir de extensos estudios de simulación. En esta investigación, las novedades consisten en estimar la tasa de uso de sustratos orgánicos y nitrogenados por parte de los microorganismos en un SBR operado en régimen simple (óxico) y combinación de dos (anaeróbico-óxico) y tres (anóxico I-óxico-anóxico II) fases biológicas secuenciales. Los sustratos están compuestos por DQO, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ y TKN. La tasa de utilización de sustrato (SUR) se estima en condiciones: a) óxico para un tiempo de duración del ciclo de 24 h; b) óxico para un tiempo de duración del ciclo de 6 h; c) óxico-anaeróbico para un tiempo de duración del ciclo de 24 h; d) óxico-anaeróbico para un tiempo de duración del ciclo de 6 h; e)

anóxico-óxico-anóxico para un tiempo de duración del ciclo de 12 h. Las tendencias observadas proporcionarán la dinámica de la tasa de utilización del sustrato en las fases biológicas secuenciales, lo que permitirá determinar el desempeño de los microorganismos para transformar el sustrato siguiendo diferentes duraciones de ciclo, tipos de biomasa, procesos de nitrificación- desnitrificación convencionales y simultáneos, y secuencias biológicas en el SBR. Los objetivos específicos son los siguientes: a) caracterización de compuestos orgánicos y nitrogenados en las aguas residuales de tenería; 2) estimación de la tasa de utilización de sustratos orgánicos y nitrogenados; 3) evaluación de la tasa de uso de sustratos orgánicos y nitrogenados.

Métodos

El método aplicado comprendió las siguientes seis etapas: 1) construcción del SBR; 2) selección del sustrato; 3) aclimatación de la biomasa; 4) diseño experimental; 5) análisis estadístico de resultados; 6) evaluación del desempeño del SBR (Figura 1).

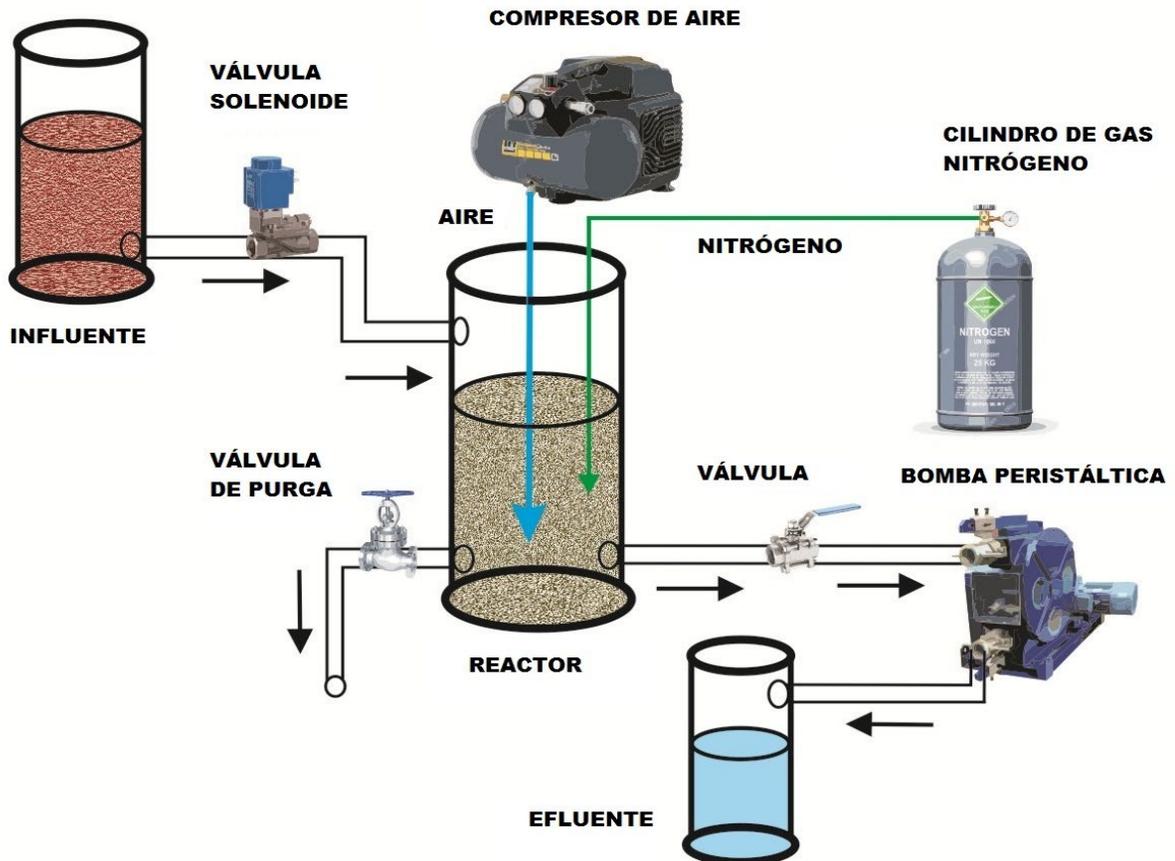


Figura 1. Esquema del sistema de tratamiento del SBR. Fuente: elaboración propia.

Construcción del SBR

El sistema de reacción para tratamientos experimentales en una y dos fases biológicas estuvo compuesto por los siguientes componentes: un recipiente cilíndrico de 50 cm de alto por 10 cm de diámetro, con

capacidad de 3 litros y volumen útil de 2 litros, construido en material acrílico transparente a base de sobre polimetilmetacrilato (Freytez *et al.*, 2019c). El reactor disponía de un punto de entrada de aguas residuales y dos puntos de drenaje. La entrada se ubicó en la parte superior a 34 cm del fondo por donde se alimentan las aguas residuales y dos salidas en la parte inferior. La primera salida se ubicó a 8 cm del fondo donde se descarga el efluente tratado y la segunda salida está en el fondo del reactor y se utiliza como drenaje para limpiar el sistema. Temporizadores digitales (Exceline, Venezuela) para controlar de forma automatizada el funcionamiento del reactor. Estos dispositivos garantizaban la activación y desactivación de los componentes electrónicos utilizados durante el tratamiento de las aguas residuales de curtiduría. Se instaló una electroválvula (ASCO, USA) de 0.6 cm de diámetro para gestionar el llenado del reactor. Para la descarga del efluente del reactor, una bomba peristáltica (Easy Load II, Masterflex L/S, Cole Parmer, USA) lideró la descarga luego de la aplicación del tratamiento (Freytez *et al.*, 2019a; Freytez *et al.*, 2019b; Freytez *et al.*, 2019c) (Figura 1).

Selección del sustrato

Las principales características fisicoquímicas del efluente de una industria de tenería asociado con el sustrato incluyeron los siguientes parámetros: 1) pH entre 9 y 9.56; 2) DQO: 4 904 y 6 264 mg l⁻¹; demanda bioquímica de oxígeno (DBO): 1 347 y 6 264 mg l⁻¹; TKN: 221 y 299 mg.l⁻¹, NH₄⁺-N: 2 mg l⁻¹; cloruro: 58 703 y 58 904 mg l⁻¹ y cromo: 3 mg l⁻¹ (Freytez



et al., 2019a; Freytez *et al.*, 2019b; Freytez *et al.*, 2019c). Los valores de las variables fueron medidos a los efluentes de los procesos de enrasado, curtido, teñido, curtido-tintorería y aguas residuales almacenadas en la laguna, y determinadas en laboratorio siguiendo los métodos estandarizados para el análisis de agua potable y aguas residuales (APHA-AWWA-WPCF, 2005). La curtiduría de donde se obtuvo el agua residual para ambos estudios se ubicó en el estado Lara, Venezuela.

Aclimatación de la biomasa al sustrato

En el FED-1, antes de iniciar el proceso de aclimatación reforzada de la biomasa granular, se desarrolló una etapa preliminar durante la cual se controlaron tres parámetros para verificar el desempeño de la biomasa en la remoción de DQO mediante la alimentación del SBR con agua sintética (Freytez *et al.*, 2015). El SBR se alimentó con 2 l de agua sintética y 25 gl^{-1} de biomasa granular. El agua sintética estuvo compuesta por las siguientes sustancias químicas (Freytez *et al.*, 2015): acetato de sodio, NaCH_3COO (4.5 gl^{-1}), cloruro de amonio, NH_4Cl (0.25 gl^{-1}), fosfato dipotásico, K_2HPO_4 (0.045 gl^{-1}), carbonato de calcio, CaCO_3 (0.03 gl^{-1}), sulfato de magnesio heptahidratado, $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (0.025 gl^{-1}), y sulfato ferroso heptahidratado, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ (0.02 gl^{-1}). Los mismos componentes para el agua de síntesis para evaluar el desempeño de la biomasa granular en la remoción de sustratos orgánicos y nitrogenados, variando en un intervalo para DQO ($200\text{-}500 \text{ mg.l}^{-1}$) y $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ($20\text{-}100$

mg.l⁻¹) por el SBR fueron utilizados por Luo *et al.* (2014), y Vázquez-Padin *et al.* (2010), encontrando altas eficiencias de remoción (84-98 %).

Se emplearon dos tipos de biomasa para remover sustratos orgánicos y nitrogenados en el SBR: granular y suspendida. La biomasa granular se obtuvo de un reactor biológico a escala de laboratorio que procesó efluentes sintéticos con características similares a las de la curtiduría. Se encontró un proceso natural de selección de los microorganismos existentes a través de los ciclos de trabajo del sistema, que favoreció el crecimiento y establecimiento de los microorganismos formadores de flóculos, eliminando así aquellas bacterias filamentosas que pudieran generar retrasos en los tiempos de sedimentación (Freytez *et al.*, 2019a). La biomasa granular se aclimató al sustrato orgánico medido como DQO durante un periodo de tiempo de 60 días. Se aplicó el principio de Arquímedes para la caracterización de la biomasa granular al inicio del proceso de aclimatación, el cual se llevó a cabo mediante la determinación de la densidad de biomasa, cuyo promedio fue de 1.19 g ml⁻¹ y desviación estándar de 0.13 g ml⁻¹. El tamaño medio de los gránulos en la biomasa varió de 1 a 5 mm, para lo cual se tomaron 100 gránulos y se midieron sus diámetros con un instrumento graduado (Freytez *et al.*, 2019c). El conteo microbiano en la etapa de aclimatación de la biomasa granular se muestra en la Figura 2 durante seis etapas, en las que se varió la dilución del efluente crudo de tenería. Los resultados de las etapas 1 y 2 arrojaron un conteo microbiano en las placas sin dilución y en las diluciones seriadas de 10⁻¹ a 10⁻³ UFC (unidad formadora de colonias) ml⁻¹. Durante las etapas 3, 4 y 5, el conteo de

microorganismos viables tuvo una ligera baja a medida que se disminuía la dilución (Figura 2). Los resultados encontrados en esas etapas fueron 6.3×10^5 UFC ml^{-1} (etapa 3); 2.5×10^5 UFC ml^{-1} (etapa 4), y 1.3×10^5 UFC ml^{-1} . Para la etapa 6, el conteo de microorganismos disminuyó a 4×10^3 UFC ml^{-1} . Se observó un crecimiento significativo que fue decreciendo en proporción de la dilución, lo que confirma la presencia de microorganismos en el ambiente, que se encargaron de la remoción de materia orgánica, medida en forma de DQO.

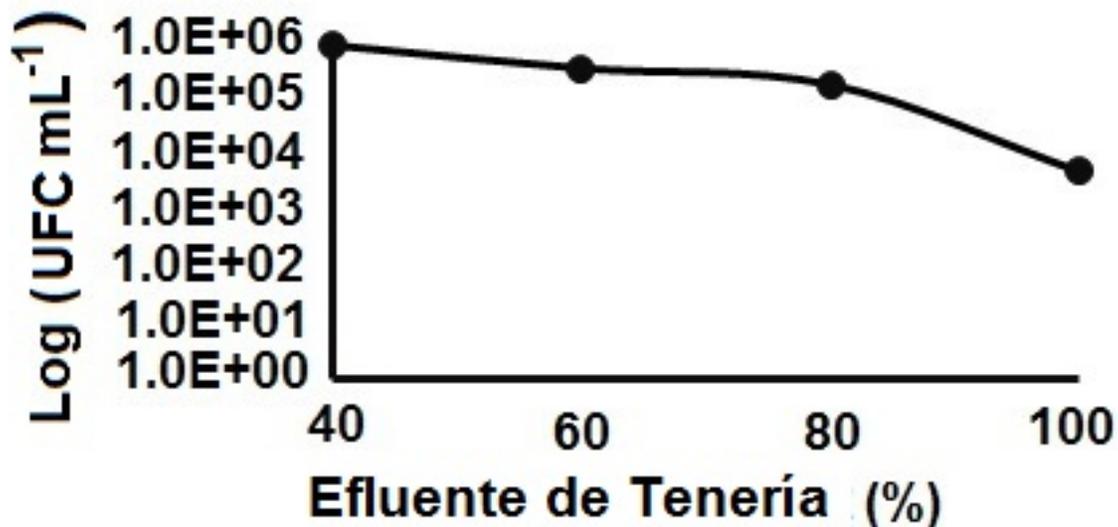


Figura 2. Conteo microbiano integrando la biomasa granular durante la etapa de aclimatación. Fuente: elaboración propia.

La biomasa en suspensión se extrajo de reactores biológicos de lodos activados en funcionamiento para tenería. El reactor se alimentó con 2 l de agua residual (30 % biomasa, 70 % efluente), mientras se

aclimatada la biomasa suspendida a las características del efluente. El tiempo de aclimatación de la biomasa granular al sustrato orgánico medido como DQO fue de 60 días. Se disminuyó la dilución de aguas residuales crudas de tenería obteniendo una DQO en el afluente al SBR, la cual se incrementó de 2 000 a 4 000 mg l⁻¹. Asimismo, la DQO en el efluente al SBR varió entre 200 y 2 000 mg l⁻¹ (Figura 3). La remoción de DQO resultó oscilando entre 60 y 80 % (Figura 3). Se logró el establecimiento de una población de microorganismos capaces de desarrollar sus procesos metabólicos a pesar de los compuestos inhibidores y la escasa materia orgánica biodegradable presentes en los efluentes de curtiduría.

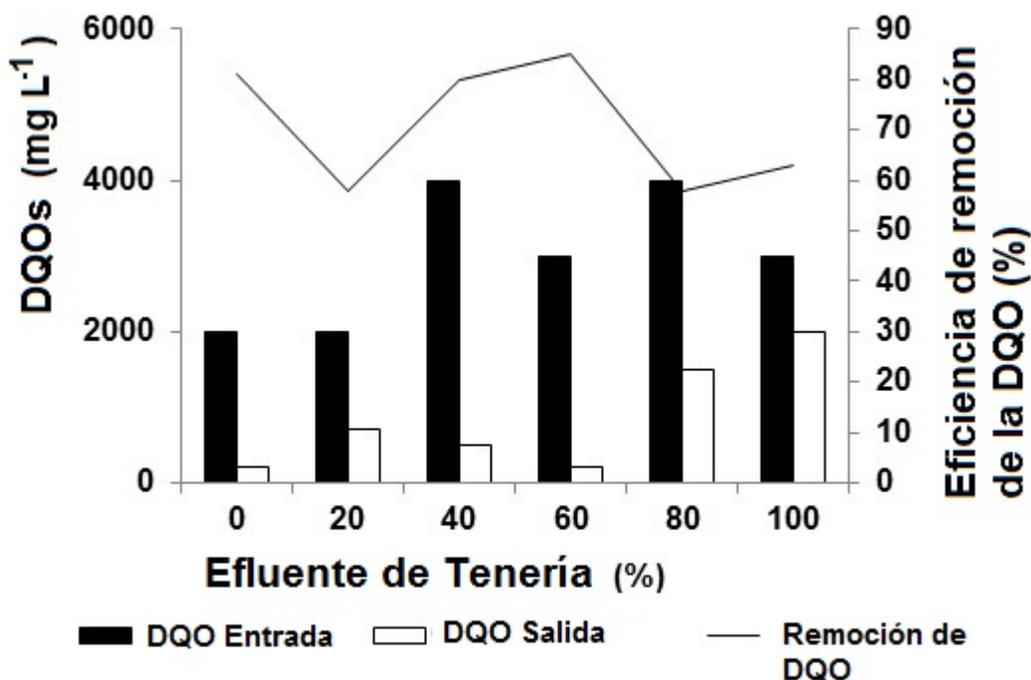


Figura 3. Variación de la DQO durante la etapa de aclimatación de la biomasa suspendida. Fuente: elaboración propia.

Diseño experimental

Se implementaron dos diseños experimentales factoriales (FED). En FED1 se probó el SBR para eliminar sustrato orgánico (COD) con biomasa granular. El FED1 fue un diseño regular de dos factores 2^2 , para cuatro tratamientos (T1 a T4). Los factores experimentales fueron la duración del ciclo fijada en dos niveles (6 y 24 h), así como las fases biológicas secuenciales, que consistieron en dos tipos de secuencias de aireación (óxica y anaerobio-óxica).

El FED2 estuvo compuesto por dos factores experimentales ajustados en cuatro y tres niveles (4 x 3). En el FED2 se realizó la biomasa en suspensión para eliminar los sustratos orgánicos y nitrogenados contenidos en las aguas residuales de la tenería. El arreglo factorial dio lugar a 12 tratamientos. El primer factor fue el tiempo de llenado con tres niveles: rápido, lento y por etapas. El segundo factor fueron las fases biológicas secuenciales con cuatro niveles: 1) anóxica I; 2) óxica; 3) anóxica II-nitrificación-desnitrificación simultánea (SND), y 4) anóxica II nitrificación-desnitrificación convencional (CND). Las respuestas o variables dependientes en los experimentos fueron tres: DQO, TKN y $\text{NH}_4^+\text{-N}$.

Los factores experimentales, como duración del ciclo y tiempo de llenado en el ED-1 y ED-2, se configuraron con base en una revisión de 43 estudios científicos realizados en el periodo 1979-2017 (Freytez & Márzquez, 2021). En cuanto a la duración del ciclo, se fijó en 6, 12 y 24



h. Con base en una muestra de 42 reactores del SBR a escala de laboratorio, se encontró que las duraciones de ciclo de 12 y 24 h se incluyeron dentro de las frecuencias bajas de prueba de 6 y 5, respectivamente, lo que las hace distintivas (Freytez *et al.*, 2019a). En cuanto al tiempo de llenado, varió en rápido (0.083 h), lento (1 h) y en etapas (0.333, 0.25, 0.25 y 0.166 h); se encontró una tendencia temporal constante. Con base en una muestra de 42 estudios del SBR a escala de laboratorio, se detectó que el tiempo de llenado que se ajustó en rápido, lento y por etapas estuvo dentro del intervalo de ($\mu \pm 1\sigma$), y se incluyó dentro de la alta frecuencia de pruebas (Freytez *et al.*, 2019b).

Procedimiento de tratamientos experimentales

Los tratamientos experimentales probados en la operación del SBR asociados con FED incluyeron secuencias de procesos biológicos de 1 a 3 fases. Los procesos biológicos fueron óxico (FED1), anaeróbico-óxico (FED1) y anóxico-óxico-anóxico (FED2). La Figura 4 muestra los ajustes de tiempo para cuatro etapas (llenado, reacción, sedimentación y drenaje) dentro de la operación del SBR desde el tratamiento 1 (T1) hasta el tratamiento 5 (T5):

a) **Tratamiento 1 (T1)-FED1**: la remoción de DQO se llevó a cabo en una sola fase biológica correspondiente al óxico desarrollado para un ciclo de duración de 24 h (Figura 4a): T1 se realizó durante 24 h de

ciclo de operación, lo cual se distribuyó en 3 minutos para el tiempo de llenado; 1 430 minutos para el tiempo de reacción; 2 minutos para el tiempo de sedimentación, y 5 minutos para el tiempo de retiro. T1 estuvo compuesto por las cuatro etapas de la siguiente manera (Freytez *et al.*, 2019c):

- a1) Etapa de llenado: el sustrato fue alimentado al reactor por flujo de gravedad desde el contenedor de carga constante (Figura 1). Se utilizó una válvula solenoide (ASCO, EUA), con un diámetro de 0.6 cm para controlar la velocidad de alimentación y lograr una velocidad de 3 min periodo de llenado anóxico (Figura 1).
- a2) Etapa de reacción (óxico): se introdujo aire a través de un difusor de burbuja fina en el fondo de los reactores (2.5 l min^{-1}). La aireación se suministró a través de un compresor de aire (Elite 801, Hagen Inc., China) (Figura 1). La concentración de oxígeno disuelto se midió como porcentaje de la concentración de saturación (8 mg l^{-1}). El SBR se aireó proporcionando aire a volumen constante ajustando el agitador y el aireador en posición durante un tiempo de 1 430 minutos.
- a3) Etapa de sedimentación: esta fase permitió la separación de sólidos para obtener un sobrenadante clarificado como efluente. El SBR funcionó a volumen constante ajustando el motor y el agitador en la posición de apagado durante 2 minutos.
- a4) Etapa de drenaje: en esta etapa se extrajo el agua clarificada del reactor. El SBR estaba operando al volumen mínimo ajustando el motor y el agitador en la posición de apagado por 5 minutos.

b) **Tratamiento 2 (T2)-FED1**: la remoción de DQO se ejecutó por un ciclo de duración de 6 h, incluyendo una fase óxica de reacción (Figura 4b): T2 se desarrolló con la misma secuencia de operación del SBR que T1, cambiando la duración del ciclo de 24 a 6 h. Las etapas tuvieron una duración de la siguiente manera:

- b1) Etapa de llenado: 3 minutos.
- b2) Etapa de reacción (fase óxica): la aireación se calibró para mantener una concentración de oxígeno disuelto del orden de 8 mg l⁻¹ en el biorreactor durante el ciclo de aireación de 350 minutos.
- b3) b.3) Etapa de sedimentación: 2 minutos.
- b4) b.4) Etapa de escurrido: 5 minutos.

c) **Tratamiento 3 (T3)-FED1**: la eliminación de DQO ocurrió durante un ciclo de 24 h. La etapa de reacción consistió en dos fases biológicas secuenciales, anaeróbica-óxica (Figura 4c):

- c1) Etapa de llenado: el tiempo de llenado se ajustó en 3 min. Según Freytez *et al.* (Freytez *et al.* 2019a; Freytez *et al.* 2019b), la DQO alcanzó una disminución de alrededor del 75 % para sustratos solubles, mientras que varió cerca del 30 % para sustratos particulados durante el tiempo de llenado anóxico.
- c2) Etapa de reacción: la etapa de reacción incluyó dos procesos biológicos (anaeróbico-óxico):
 - Reacción (fase anaeróbica): el SBR se alimentó con gas N₂ mediante rociado intermitente para desplazar las moléculas de oxígeno gaseoso durante un periodo de 28 minutos para mantener los sólidos en

suspensión y la alimentación en condiciones anaeróbicas. Luego de ese tiempo, el desarrollo de la fase anaeróbica duró alrededor de 331 minutos (Figura 4). El SBR se hizo funcionar a volumen constante colocando el agitador en la posición de encendido y el aireador en la posición de apagado.

- Reacción (fase óxica): la intensidad de aireación se mantuvo en 2.5 l h^{-1} , generando una concentración de oxígeno disuelto que varió entre 2 y 8 mg l^{-1} durante $1\ 070$ minutos (Figura 4).

c3) Etapa de sedimentación: 2 minutos (Figura 4).

c4) Etapa de drenaje: 5 minutos (Figura 4).

d) **Tratamiento 4 (T4)-FED1**: la eliminación de DQO ocurrió durante un ciclo de 6 h de duración, que incluye dos fases biológicas secuenciales: anaeróbica-óxica (Figura 4d):

d1) Etapa de llenado: este tiempo correspondió a 5 min , siendo añadido a la primera etapa anóxica.

d2) Etapa de reacción: la etapa de reacción incluyó tres procesos biológicos, los cuales son anaerobio-óxicos.

- Etapa de reacción (fase anaerobia): en esta fase, la operación del SBR fue a volumen constante, ajustando el agitador en posición *on* y el aireador en posición *off* durante un periodo de 225 minutos.

- Etapa de reacción (fase óxica): el oxígeno disuelto se suministró desde el fondo del reactor mediante el uso de rociadores de aire durante 315 minutos.

- d3) Etapa de decantación: la decantación se produjo durante 45 minutos.
- d4) d.4) Etapa de drenaje: se utilizó una bomba peristáltica para descargar el efluente (a media altura en el reactor de columna) durante 15 minutos.
- e) **Tratamiento 5 (T5)-FED2:** para el T5, el FED2 empleó biomasa suspendida para el tratamiento de aguas residuales de tenería, la cual se aplicó bajo los siguientes tres factores experimentales: 1) llenado: se ajustaron tres tiempos de llenado (lento, rápido y por etapas); 2) la duración del ciclo se fijó en 12 h, y 3) se aplicaron tres fases biológicas secuenciales al SBR (anóxica I-óxica-anóxica II). T5 estuvo integrado por cuatro etapas (Figura 4e):
- e1) Etapa de llenado: el objetivo de esta etapa fue la adición de sustrato al reactor. El reactor se llenó con el efluente de curtiduría al máximo volumen, ajustando el agitador y aireador en posición *off*; la duración de las fases se ajustó en tres tiempos de llenado (lento, rápido y por etapas).
- e2) Etapa de reacción: la fase de reacción comprendió tres procesos biológicos, los cuales son anóxico-óxico-anóxico.
- Primera fase anóxica: en esta fase se realizó una desnitrificación preliminar mediante la cual el nitrógeno de los nitratos contenidos en las aguas residuales se transforma biológicamente en gas nitrógeno en ausencia de oxígeno, siendo la duración de la fase de 225 minutos (Figura 4e). Se produjo el proceso simultáneo de nitrificación-desnitrificación.

- Fase de aireación (óxica): en esta fase se produce la transformación biológica de la materia orgánica de las aguas residuales en tejido celular y diversos productos gaseosos. En la conversión, las nitrosomonas oxidaron el amonio a nitrito, producto intermedio; mientras que las nitrobacter transformaron el nitrito en nitrato. Se produjo el proceso simultáneo de nitrificación-desnitrificación. Las condiciones aeróbicas se lograron suministrando aire a través de un difusor de fina burbuja colocado en el fondo del reactor conectado a un compresor tipo Elite 801 (Hagen Inc., China) de 0.21 kg cm^{-2} , 2.5 watt h^{-1} y caudal de 2.5 l min^{-1} , manteniendo una concentración mínima de oxígeno de 2 mg l^{-1} en el sistema; la duración de la fase fue de 315 minutos (Figura 4e).
- Segunda fase anóxica: en esta fase se llevó a cabo el proceso de nitrificación-desnitrificación en el SBR. La duración de la fase fue de 120 minutos (Figura 4e).
 - e3) Etapa de decantación: el propósito de esta etapa fue permitir la separación de los sólidos para obtener un sobrenadante clarificado como efluente. El reactor estaba operando con agitador y aireador en posición de apagado (Figura 1); la duración de la fase fue de 45 minutos (Figura 4e).
 - e4) Etapa de drenaje: en esta etapa se produjo la extracción del agua clarificada del reactor. El reactor estaba operando con agitador y aireador en posición de apagado (Figura 1); la duración de la fase fue de 15 minutos (Figura 4e).

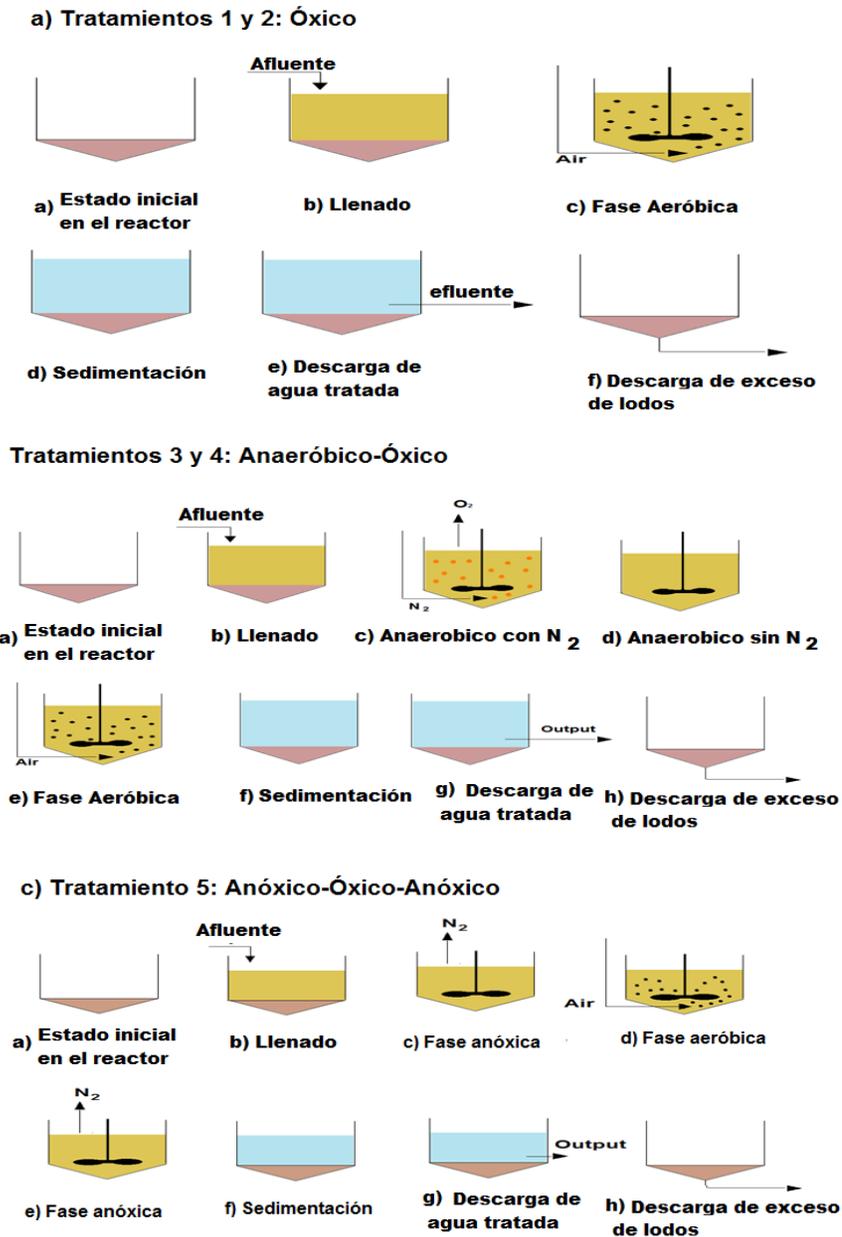


Figura 4. Fases de tratamiento del reactor por lotes de secuenciación: a) Tratamiento 1 y 2: óxico; b) tratamiento 3 y 4: anaeróbico-óxico; c) Tratamiento 5: anóxico-óxico-anóxico. Fuente: elaboración propia.

Análisis estadístico de resultados

El análisis estadístico de los resultados se realizó utilizando las gráficas de valores medios, las cuales se aplican como instrumento para representar la variación de DQO, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ y TKN en la entrada-salida de cinco tratamientos del SBR. Los gráficos de valores medios resumen una muestra de datos a través de tres estadísticas: 1) límite inferior, 2) media, 3) límite superior (Spiegel & Stephens, 2009). El analista puede determinar qué medias son significativamente diferentes de otras utilizando el procedimiento de diferencias mínimas significativas de Fisher, observando si un par de intervalos se superponen o no en la dirección vertical. Un par de intervalos que no se superponen indica una diferencia estadística entre las medias en un determinado nivel de confianza (Spiegel & Stephens, 2009).

Evaluación del desempeño del SBR

La evaluación del rendimiento del SBR se obtuvo comparando gráficamente la tasa de utilización del sustrato (dS/dt) de cinco tratamientos.

Resultados

Los resultados de la comparación de las variables de control en los tratamientos del SBR para biomasa granular, T1 a T4, y biomasa



suspendida, T5, se muestran en la Figura 5, donde las variables de control se han representado mediante gráficas de valores medios.

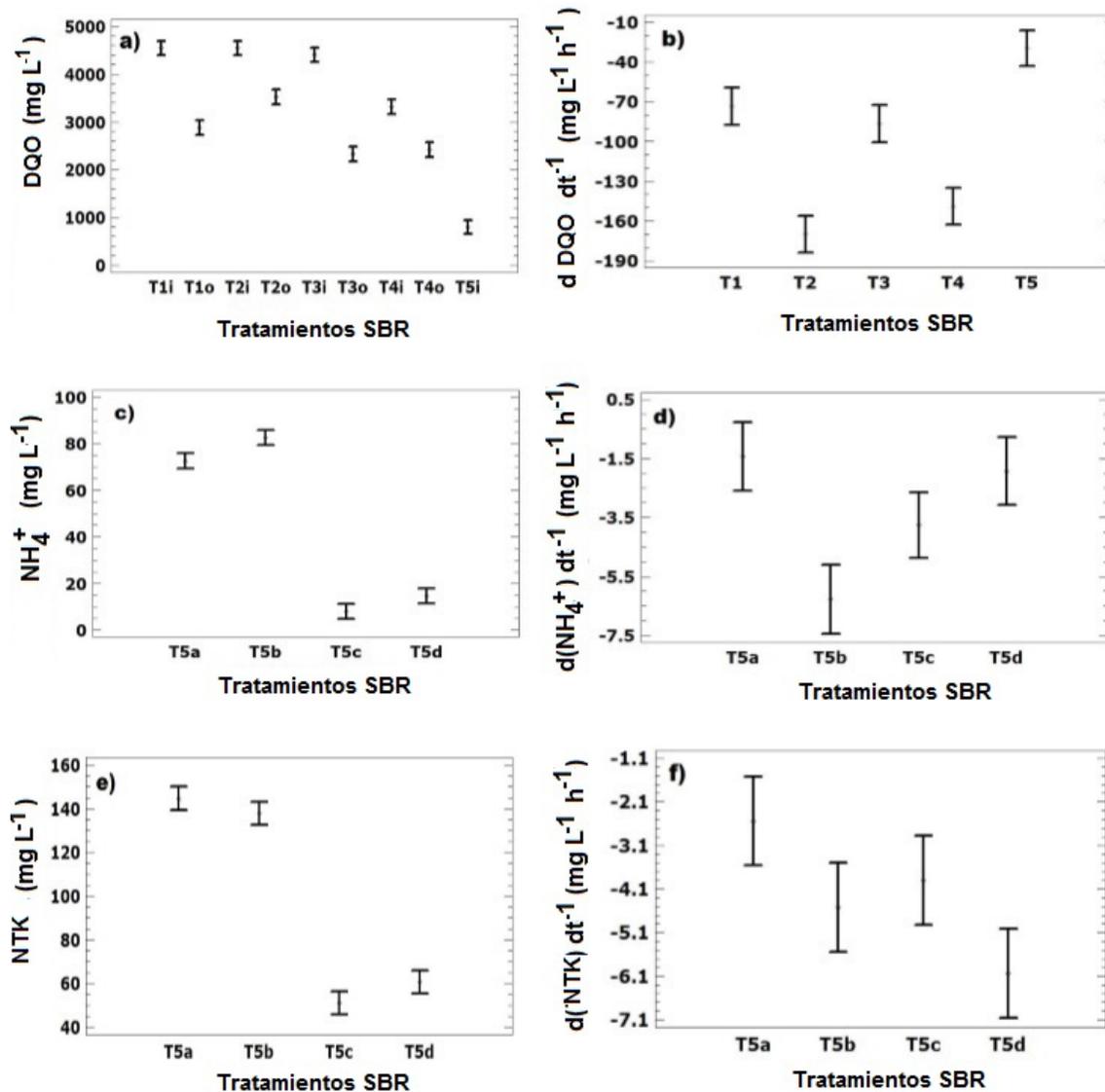


Figura 5. Comparación de variables de control de tratamientos del SBR: a) DQO *versus* SBR para tratamientos T1 a T4 en el SBR; b) $dCOD/dt$ *versus* para tratamientos T1 a T4 en SBR; c) DQO para

tratamiento T5 en SBR; d) $dCOD/dt$ para tratamientos T5 en el SBR; e) NH_4^+-N para tratamiento T5 en el SBR; f) $dNH_4^+ - N /dt$ para tratamiento T5 en el SBR; g) TKN para tratamiento T5 en el SBR; h) $dTKN/dt$ para tratamiento T5 en el SBR. T1: óxica para una duración del ciclo de 24 h; T2: óxica para un ciclo de 6 h; T3: anaeróbica-óxica para un ciclo de 24 h; T4: anaeróbica-óxica para un ciclo de 6 h; T5a: anóxica I para un ciclo de 12 h; T5b: aireación para un ciclo de duración de 12 h; T5c: nitrificación-desnitrificación convencional (anóxica II) para un ciclo de duración de 12 h; T5d: nitrificación-desnitrificación simultánea (anóxica II) para un ciclo de duración de 12 h. Fuente: elaboración propia.

Eliminación de DQO mediante biomasa granular

Los valores de DQO afluente para T1 a T4 variaron entre 2.916.7 y 6.666.7 mg l⁻¹ (Figura 5a, Tabla 1), siendo de 1.17 a 2.37 veces mayor que los valores de DQO del efluente para la operación del SBR. Para el T1 y T2 (Figura 5a, Tabla 1), el efluente de DQO disminuyó a medida que se aumentó el tiempo de 6 a 24 h. Los microorganismos requieren 12 h adicionales para incrementar la oxidación de DQO valores, alrededor de un 30 % con respecto a T3 y T4. Para T3 y T4 (Figura 5a, Tabla 1), los valores de DQO del efluente para duración de ciclo de 6 y 24 h fueron entre 40 y 90% menores en el primero con respecto al segundo. Se encontró que la eliminación de DQO subió entre un 30 y un 40 % a

medida que aumentaba el número de fases biológicas dentro de la operación del SBR.

Tabla 1. Parámetros estadísticos de sustratos orgánicos obtenidos en el diseño experimental factorial núm. 1 (FED1) y tasa de utilización de sustrato (SUR).

	t	DQO	Significado	Dakota del Sur	Tasa de utilización de sustrato (SUR)	RE
	h	mg·l ⁻¹	mg·l ⁻¹	mg·l ⁻¹	mg l ⁻¹ h ⁻¹	%
T1	0	Contra reembolso	5873.0	376.2		
	24	Contra reembolso	3311.6	230.6	-106.7	43.6
T2	0	Contra reembolso	5873.0	376.2		
	6	Contra reembolso	4112.8	306.9	-293.3	29.9
T3	0	Contra reembolso	5485.7	161.9		
	24	Contra reembolso	2828.5	170.4	-110.7	48.4
T4	0	Contra reembolso	4090.8	513.2		
	6	Contra reembolso	2919.2	937.2	-195.2	28.6

CODt: COD total; SD: desviación estándar; SUR: tasa de utilización de sustrato; RE: eficiencia de eliminación.

Fuente: los autores.

Tasa de utilización de DQO por biomasa granular

Utilización de la tasa COD ($dCOD/dt$) por la biomasa granular se muestra en la Figura 5b. Los gráficos de valores medios muestran que no existe diferencia estadísticamente significativa entre los $dCOD/dt$ estimados en el SBR para los tratamientos de T1 a T4. Sin embargo, la tasa de remoción de DQO tiende a ser constante en T1 y T3, tomando valores medios de $-100 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ asociados con una duración del ciclo de 24 h. Con respecto a T2 y T4, la tasa de remoción de DQO muestra una variación mayor ocurriendo valores de -350 a $-400 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$, lo que representa tres desviaciones estándar (Figura 2b). Además, los valores que ocurren entre el 25 y 75% del tiempo comprenden un intervalo de -160 a $-240 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$. Esta aleatoriedad podría estar asociada con la influencia de la adaptación de las bacterias facultativas al cambio de fase biológica en las múltiples fases biológicas en un corto periodo de tiempo, la afinidad por el sustrato en algunas cepas bacterianas, el comportamiento microbiano relacionado con la etapa de crecimiento exponencial (Metcalf & Eddy, 1995).

Para diferentes grupos de datos en el SBR que operan bajo T1 y T2, los parámetros cinéticos han demostrado que la biomasa granular puede producir predominantemente acumulación de concentración de DQO dentro del reactor. El valor medio de la tasa de acumulación de sustrato ($r_{(m,S)}$) alcanzó $92.27 \text{ mg DQO l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ para T1 y $117.85 \text{ mg DQO l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ para T2 (Freytez *et al.*, 2020). Con otro grupo de datos se encontró una tasa de utilización de sustrato que sugiere que la biodegradación ocurrió en una magnitud de $-135.65 \text{ mg DQO l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ para T1 y $-159 \text{ mg DQO l}^{-1}$



h^{-1} para T2 (Freytez & Márquez, 2021). Este tipo de comportamiento de la biomasa puede ocurrir debido a las concentraciones tóxicas de los compuestos a degradar, como los cloruros en el agua residual cruda de la curtiduría (58.804 mg l^{-1}) (Freytez *et al.*, 2019a). Las altas concentraciones de algunos productos químicos pueden provocar una alteración física importante de las bacterias (p. ej., la disolución de las membranas por los disolventes) o crear una unión competitiva de una enzima en particular. En estos casos, los procesos físicos, como la dilución, sorción, precipitación y volatilización, se convierten en mecanismos importantes (Guevara, 2016). En este estudio se demostró que la dilución era una opción para permitir la remoción de DQO por la biomasa dentro del SBR con eficiencias operativas que variaban entre 70 y 80 % para un porcentaje en la mezcla agua residual/agua sintética de curtiduría de 20 a 60 % (Figura 5) (Freytez *et al.*, 2019c; Freytez & Márquez, 2021).

El valor medio de $r_{(m,s)}$ para T3-T4 ($-56.76 \text{ mg l}^{-1} h^{-1}$) estuvo cercano al valor encontrado para T1-T2, lo que significa que hubo un comportamiento similar de la biomasa granular en el óxico y anaeróbico-óxico con respecto a la biodegradación del sustrato que compone el agua residual cruda de tenería. Como se observó en el periodo de aclimatación, las unidades formadoras de colonias y la eliminación de DQO fueron disminuyendo cuando el agua residual cruda reemplazó al agua sintética (Figura 2, Figura 3). Dicho resultado es una prueba de que es necesario agregar un sustrato primario para lograr altas concentraciones microbianas que induzcan cometabolismos que

conduzcan a mejorar la eliminación de DQO dentro de la operación del SBR (Guevara, 2016).

Eliminación de DQO utilizando biomasa suspendida

La remoción de DQO en las tres fases biológicas secuenciales, anóxica I - óxica-anóxica II usando biomasa suspendida se puede ver en la Figura 5c y la Tabla 2. La DQO se reduce en la fase anóxica I, T5a, debido a la posible ocurrencia de oxidación anaeróbica de amonio (anammox). En la fase óxica (T5b), la DQO aumenta ligeramente por el proceso de nitrificación, transformando $\text{NH}_4^+\text{-N}$ en NO_x . En la segunda fase anóxica (T5c), la DQO muestra un estado estacionario influenciado por posibles efectos inhibitorios y recalcitrantes de compuestos químicos como metales pesados (cromo) y haluros metálicos (cloruros) detectados en la caracterización de aguas residuales sin tratar (27, 28). La $(\text{COD}_i/\text{COD}_e)_{T_i}$ relación en la primera fase anóxica varió del orden de 1.53 a 2.37 y en la etapa restante es menor a la unidad, indicando que existe una posible acumulación de DQO (Tabla 2). Al comparar T5 con respecto a T1 a T4, se ha encontrado que existe una relación $(\text{COD}_i/\text{COD}_e)_{T_i}$ de relación similar estimada en las fases biológicas.

Tabla 2. Parámetros estadísticos de sustratos orgánicos y nitrogenados obtenidos en el diseño experimental factorial núm. 2 (FED2) y tasa de utilización del sustrato.

	t	Relleno	Variable	Significado	Dakota del Sur	Tasa de utilización de sustrato (SUR)	RE
	h	Hora	mg·l⁻¹	mg·l⁻¹	mg·l⁻¹	mg l⁻¹ h⁻¹	%
T5	0	Rápido	Contra reembolso	1 485.8	84.6		
	0	Lento	Contra reembolso	1 174.8	127.0		
	0	Por etapa	Contra reembolso	1 353.9	105.7		
	12	Rápido	Contra reembolso	725.7	127.0	-63.3	51.1
	12	Lento	Contra reembolso	617.9	59.0	-46.4	47.3
	12	Por etapa	Contra reembolso	712	48.8	-53,4	47.4
	0	Rápido	NH ₄ ⁺ -N	84	7.0		
	0	Lento	NH ₄ ⁺ -N	70	4.0		
	0	Por etapa	NH ₄ ⁺ -N	63.8	1.7		
T5	12	Rápido	NH ₄ ⁺ -N	7.4	3.6	-6.3	91.1
	12	Lento	NH ₄ ⁺ -N	20.3	4.7	-4.1	71
	12	Por etapa	NH ₄ ⁺ -N	16.2	1.4	-3.96	74.5
	0	Rápido	TKN	164.5	12.1		
	0	Lento	TKN	141.7	6.7		
	0	Por etapa	TKN	127.7	3.5		
	12	Rápido	TKN	54.7	9.5	-9.1	66.7
	12	Lento	TKN	64.1	7.9	-6.4	54.7
	12	Por etapa	TKN	63.0	1.8	-5.3	50.6

CODt: COD total; SD: desviación estándar; SUR: tasa de utilización de sustrato; RE: eficiencia de eliminación.

Fuente: los autores.

Tasa de utilización de DQO por biomasa suspendida

La tasa de utilización de DQO por biomasa suspendida alcanza un valor medio de $-40 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ en la primera etapa anóxica, T5a (Figura 5d, Tabla 2), lo que confirma que la eliminación de DQO se está produciendo con una variación que llega a $-100 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ para valor de tasa con tres desviaciones estándar. En las fases biológicas restantes, T5b-T5d, la tasa de utilización de DQO es constante y cercana a cero (Figura 5d) debido a la aparición de posibles efectos inhibitorios sobre el metabolismo microbiano.

Eliminación de nitrógeno por la biomasa suspendida

Eliminación de amonio por la biomasa suspendida

En la operación del SBR de tres fases biológicas secuenciales, la remoción de amonio se lleva a cabo entre la primera y la segunda fase biológica (Figura 5e, Tabla 2). En la primera fase anóxica se está produciendo el proceso simultáneo de oxidación anaeróbica de amonio (anammox) debido a la nitrificación del NH_4^+-N . La remoción de amonio muestra una disminución de 35 a 15 mg l^{-1} . En la fase óxica, la reducción de NH_4-N ocurre de 45 a 15 mg l^{-1} . En la segunda etapa anóxica, tanto CND (T5c) como SND (T5d), la remoción de amonio es constante, disminuyendo de 25 a 15 mg l^{-1} .



Tasa de utilización de amonio por biomasa suspendida

En la operación del SBR de tres fases secuenciales biológicas, en la primera etapa anóxica la tasa de remoción de amonio (dNH_4^+/dt) ocurre entre -1 y $-10 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ (Figura 5f, Tabla 2). En la fase óxica, la tasa de remoción de amonio se incrementa de manera significativa debido al proceso de nitrificación, tomando valores entre -1 y $-30 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$. En la fase anóxica remanente bajo SND y CND, la tasa de eliminación de amonio se estabiliza en -1 a -10 mg l^{-1} .

Eliminación total de nitrógeno Kjeldahl (TKN) por la biomasa suspendida

En la operación del SBR de tres fases biológicas secuenciales, TKN se reduce ligeramente de 60 a 35 mg l^{-1} (Figura 5g, Tabla 2). En la primera etapa anóxica, la producción de NO_x por nitrificación podría contribuir a limitar la remoción de TKN debido al posible proceso simultáneo de nitrificación-desnitrificación. En la etapa de aireación, los TKN disminuyen en menor proporción con respecto al NH_4^+-N , lo que podría estar ocurriendo por la acumulación de NO_x en el licor de mezcla en el reactor. La baja de TKN podría estar asociada con la oxidación de NH_4^+-N . En la segunda etapa anóxica, las sustancias inhibidoras pueden influir en la estabilización de las formas nitrogenadas.

Tasa de utilización de nitrógeno Kjeldahl total (TKN) por la biomasa suspendida

En la operación del SBR de tres fases secuenciales biológicas (Figura 5h, Tabla 2), la tasa de utilización de TKN ($dTKN/dt$) muestra una tendencia constante tomando valores entre $-5 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ y $5 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$, ocurriendo reducción de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ y aumento de NO_x .

En general, se encontró un patrón en las seis condiciones examinadas para evaluar la remoción de DQO y compuestos nitrogenados en función de las condiciones de operación del SBR con biomasa suspendida. Si bien la remoción de los sustratos orgánicos y nitrogenados contenidos en las aguas residuales de la tenería se realizó bajo la influencia de los sustratos inhibitorios y recalcitrantes, se consideró que los efectos fueron superados por los siguientes aspectos (Álvarez & Guevara, 2003; Guevara, 2016):

- a) La mayoría de las características estructurales de los compuestos orgánicos y nitrogenados presentes en las aguas residuales de las tenerías podrían estar dentro de las rutas metabólicas centrales reconocidas por las enzimas degradantes producidas por los microorganismos.
- b) La concentración de sustrato primario estuvo presente en una cantidad adecuada para mantener altas concentraciones microbianas en aquellas fases de operación del SBR donde la eliminación de los sustratos fue significativa.

Discusión

Tratamientos con biomasa granular

Eliminación de DQO en el SBR utilizando biomasa granular

Con base en los resultados del diseño experimental núm. 1 que se muestran en la Figura 5 y la Tabla 1, se sugieren las siguientes hipótesis y hallazgos:

- En los tratamientos que utilizaron la secuencia de aireación óxica individual para aguas residuales de tenería en el SBR (T1 y T2), las eficiencias promedio de remoción de DQO fueron 48.4 % (T1) y 28.6% (T2) en condiciones de operación del SBR óxico (Tabla 1). Algunos de los factores a introducir para mejorar el tratamiento serían los siguientes: aumento de la duración del ciclo; incremento de la variedad de cepas microbianas autótrofas y heterótrofas hasta formar una red de consorcio microbiano que contribuya a través del comensalismo a degradar cometabólicamente el sustrato; dilución del sustrato en el afluente al SBR; inclusión de organismos cuyas enzimas excretadas actúan sobre los complejos orgánicos a escala extracelular (Guevara, 2016).

- En los tratamientos con secuencia de aireación anaeróbica-óxica (T3 y T4) se encuentra que las eficiencias promedio de remoción de DQO fueron de 42.51% (T3) y 26.89% (T4) (Figura 5, Tabla 1). El alza del rendimiento en la remoción de sustratos orgánicos (DQO) de las aguas residuales de tenería se lograría estimulando el crecimiento de la biomasa heterótrofa (bioestimulación) mediante la introducción de macro y micronutrientes para lograr la fermentación de los sustratos orgánicos en la etapa anaerobia, así como un aumento en la duración del ciclo a por lo menos 24 h, como factor significativo para mejorar la biodegradación de las aguas residuales de tenería (Guevara, 2016). Al comparar los resultados de DQO en términos de eficiencias de afluente y remoción con otros estudios (Tabla 3, Tabla 4), se encontró que para DQO menores a 10^3 mg l⁻¹ y duración del ciclo entre 8 y 12 h, las eficiencias de remoción fueron de más del 90 % (Irvine *et al.*, 1979; Alleman & Irvine, 1980). Para DQO superiores a 10^3 mg l⁻¹ y duración del ciclo entre 12 y 14 h, la eliminación de DQO resultó variar entre 60 y 97 % (Lefevbre *et al.*, 2004; Ganesh, Balaji, & Ramanujam, 2006; Murat, Insel, Artan, & Orhon, 2006; Pire-Sierra, Palmero, Araujo, & Díaz, 2010; Freytez *et al.*, 2015; Freytez *et al.*, 2019a; Freytez *et al.*, 2019b; Freytez *et al.*, 2019c; Freytez, Márquez, Pire, Guevara-Pérez, & Pérez, 2020; Freytez & Márquez, 2021). El resultado de la comparación indica que la concentración de DQO y la duración del ciclo influyen en la eficiencia de eliminación de DQO. Otro aspecto que podría influir en la eficiencia de remoción de DQO podría estar asociado con las propiedades de sedimentación de la biomasa granular debido a que

sus componentes incluyen alguna presencia de diferentes concentraciones de sales de Mg^{2+} , Ca^{2+} y Ba^{2+} . La presencia de alguno de estos cationes ha aumentado la capacidad de floculación de la biomasa y mejorado la sedimentabilidad de la biomasa en reactores biológicos, del tipo del UASB, al ser resultado del contenido principalmente de calcio en los residuos (Lettinga, Van-Velsen, Hobma, De-Zeeuw, & Klapwijk, 1980) como parte de los reactores anaerobios híbridos (sistema de crecimiento suspendido-sistema de crecimiento adjunto) (Márquez *et al.*, 2021).

Tabla 3. Condiciones experimentales de operación del SBR.

Núm	Autores	ES			PA	CI mg l-1			VD (L)	BT	RE	CD (h)								
		D	I	S		1	2	3				1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	Irvine <i>et al.</i> , 1979	1			2	238	215	25.8	5	1	90	6,10				12,16		1	1	
2	Alleman y Irvine, 1980			1	2	200	2500	0	7.2	1	80	2				4		1	1.5	8.5
3	Alleman y Irvine, 1980			1	1	200	2500	0	7.2	1	90	2				6	8	0.5	0.5	
4	Silverstein y Schroeder 1985			2	1	500000	3994000	50000	4	1	80	2	3		3	1	0.33	1	0.17	9.5
5	Manning y Irvine, 1985			3	2	330000	1500000	27000	3.6	1	70	2				4		1	1	8
6	Beun <i>et al.</i> , 1999			4	2	83000	119000	4000	2.5	1	80	0.03				3		0.03	0.02	3
7	Carucci <i>et al.</i> , 1999		1		1	1300		200	5	1	80					3.5		1.5	1	6
8	De-Silva y Rittmann 2000	1				500	75	0	4	1	80									8
9	Beun, Heijnen y Van Loosdrecht, 2001			5	2	25000	11900	40	3	2	70-80									3
10	Di-Iaconi <i>et al.</i> , 2002		1		2	3500	1500	250	16	1	97-98	0.06				1	6.81	0.02	0.1	8
11	Arrojo, Mosquera-Corral, Garrido y Méndez, 2004			4	1	3000	1000	200	2.5	2	70-90	0.05				2.85		0.01	0.08	3

Núm	Autores	ES			PA	CI mg l-1			VD (L)	BT	RE	CD (h)								
		D	I	S		1	2	3				1	2	3	4	5	6	7	8	9
12	Farabegoli, Carucci, Majone y Rolle, 2004		1		1	845	3200	97	5	1	70					3.5		1.5	1	6
13	Tünay, Kabdasli y Guen, 2004		1		2	2600	4370		8	1	85	0.5, 2, 3				6, 8, 18		11, 5, 2	0.5, 1	8, 12, 24
14	Lefebvre <i>et al.</i> , 2004		1		2	2200	12000	150	10	1	92-96	0.5				22		1	0.5	24
15	Lefebvre <i>et al.</i> , 2004		1		3	2500	1500		5	1	77									
16	De-Kreuk <i>et al.</i> , 2005			6	1	16000	8500	1800	3	2	95	1				1.86		0.05	0.08	3
17	Palma-Costa y Manga, 2005	2			1	158	350	63.1		1	80.00									8
18	Su y Yu, 2005			2	2	1250	3000		2.2	2	90	0.1				3.66		0.08	0.08	4
19	Su y Yu, 2005	2			2	2000	5		3.8	2	80	0.1				3.66		0.08	0.08	4
20	Ganesh <i>et al.</i> , 2006		1		2	1910	1900	120	8	1	80-85	6,1				7,22		0.75, 0.75	0.25, 0.25	12,24
21	Su y Yu, 2006			2	2	3000	1200	200	3.8	2	80-90	0.08				5.75		0.08	0.08	6
22	De-Kreuk <i>et al.</i> , 2006			6	1	16000	1800	1200	5	2	90	1				1.86		0.13		3
23	Murat <i>et al.</i> , 2006		1		1	2700		15.8	3	1	60-75	1	1.5			8.5		2	2	12
24	Ni y Yu, 2008			7	2	800	1500			2		0.05				4		0.08	0.08	4.20
25	Insel <i>et al.</i> , 2009		1		2	2200	820	125	2	1	60-85									8
26	Loaiza-Navía y Fall, 2010	2			2	5804000	260000	267000	27.5E6	1	70.00									
27	Pire-Sierra <i>et al.</i> , 2010		1		1	25000		2800	500	1	85	1.25	3,1.8			7,4.2		0.5		12,8
28	Pire-Sierra <i>et al.</i> , 2010		1		1	1713, 3		111, 4	4	1	40-85	1.25	3, 1.8			7, 4.2		0.5		12,8
29	Vázquez-Padín <i>et al.</i> , 2010			8	2	55000		10000	4	2	30.00	0.05				2.85			0.01	0.08
30	El-Sheikh, Saleh, Flora, y AbdEl-Ghany, 2011		1		3	13500	6700	1016	1.5	1	80									
31	Jungles <i>et al.</i> , 2011			8	2	2800	190		94	1	92	0.01				2.8		1	0.03	3
32	Pire <i>et al.</i> , 2011		1		2	2510	960	75.3	125	1	57.40									24
33	Isanta <i>et al.</i> , 2012		2		2	400	5	40	4	2	70-85	0.05				2.85			0.01	3
34	Del-Rio <i>et al.</i> , 2012	2			2	1750	700	185	100	2	60-95	0.05				2.85			0.01	3
35	Kocijan y Hvala, 2013	2			1	3800		8.18	2.5	1		0.6				4		2.33	1	8

Núm	Autores	ES			PA	CI mg l-1			VD (L)	BT	RE	CD (h)								
		D	I	S		1	2	3				1	2	3	4	5	6	7	8	9
36	Isanta <i>et al.</i> , 2013	2			2	600	5	103	71	2	70-85	0.01				2.8		1	0.03	3
37	Carrasquero <i>et al.</i> , 2014		1		1	1901		140	1.5	1	50-90									10
38	Carrasquero <i>et al.</i> , 2014		3		1	4790		273.8	2	1	89.00	0.25				6,7		1.5, 1.75	1.5, 2.25	10, 12
39	Ni <i>et al.</i> , 2014	2			1			1250000	2	1	80									6,10
40	Luo <i>et al.</i> , 2014			8	1	300		30	1.4E6	1	84-98	2.5	2.5			5		0.5		8
41	Freytez <i>et al.</i> , 2015		1		2	5584		80.33	10	2	59-33	0.25				23.61		0.03	0.1	24
42	Pire-Sierra, Cegarra-Badell, Carrasquero-Ferrer, Angulo-Cubillan, y Díaz-Montiel, 2016		1		1	1546		121	3	1	80-99,6	0.08				11		0.75	0.25	12
43	Freytez <i>et al.</i> , 2019a; Freytez <i>et al.</i> , 2019b; Freytez <i>et al.</i> , 2019c; Freytez y Márquez, 2020; Freytez <i>et al.</i> , 2020		1		1	5584		80.33	3	2	50-60	0.05				5.83, 23.83		0.03		6,24

IS: sustrato de entrada; BP: proceso biológico; IC: concentración de entrada; RV: volumen del reactor; BT: tipo de biomasa; RE: eficiencia del reactor; CD: duración del ciclo; T: temperatura.

Tabla 4. Código de variables de operación del SBR.

Parámetro	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Sustrato de entrada (IS)									
Doméstico (D)	Rural	Municipal							
Industriales (yo)	Curtiduría	Porcino	Aves						
Sintético (S)	Mezcla de peptona y carbohidratos	Sacarosa, bactopectona y nutrientes inorgánicos	CH ₃ COONa, glucosa, aminoácidos	Etanol, NH ₄ Cl, K ₂ HPO ₄ , MgSO ₄ , CaCl ₂ .2H ₂ O, EDTA	CH ₃ COONa, MgSO ₄ .7H ₂ O, K ₂ HPO ₄	CH ₃ COONa, MgSO ₄ .7H ₂ O, KCl, NH ₄ Cl	CH ₃ COONa, propionato	CH ₃ COONa, ₃ H ₂ O, NH ₄ Cl, NaHCO ₃	
Biológico proceso (BP)	Mezclado	Aerobio	anaeróbico						
Afluente concentración (CI)	DQO mg l ⁻¹	SVS mg l ⁻¹	NH ₄ ⁺ mg l ⁻¹						
Biomasa tipo (BT)	Suspendido	Granular							
Ciclo duración (CD)	Tiempo de llenado	Anóxico	Anaeró-bico	anóxico	Óxico	Anóxico	Asentamiento	Efluente retiro	Total

Al comparar los tratamientos para la secuencia óxica individual y la mixta (anaeróbica-óxica), se encontró una ligera diferencia en la eficiencia de remoción de DQO y SUR (T1 y T3, T2 y T4). Este resultado lleva a que cualquiera de los tratamientos T1 a T4 sea una opción de tratamiento, aunque el T3 sería la mejor elección por el menor consumo energético. El signo negativo de SUR significa la disminución del sustrato con el tiempo debido a la acción de la biodegradación ejercida por la biomasa granular (Tabla 1).

Al comparar SUR en T1 a T4 con otro reactor biológico (Tabla 1) con respecto a los filtros anaeróbicos de flujo ascendente (UAF) separados

en dos fases (UAF-2SS) y tres fases (UAF-3SS), se calibraron y validaron varios modelos para determinar el parámetro cinético de la tasa máxima de utilización del sustrato (k_m). Entre los modelos propuestos, Márquez *et al.* (2021) calibraron una modificación del hallazgo de la ecuación de Monod ($r_{(m,s)}$), que tomó valores para UAF-2SS correspondientes a $-146.51 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ y de UAF -3SS de $-195,38 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$. En el mismo estudio, Márquez *et al.* (2021) calibraron con otro conjunto de datos un primer modelo acoplado superponiendo ecuaciones, propuesto por Van't Hoff (1884); Shulze (1960); Germain (1966), y Albertson y Davis (1984), obteniendo k_m para UAF-2SS de -0.27 a $-0.56 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-15.63 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), así como UAF-3SS de -2.05 a $-4.97 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-55.91 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), respectivamente. Además, Márquez *et al.* (2021) desarrollaron un segundo modelo de calibración acoplado apoyado en la combinación de la ecuación de Monod (Monod, 1942), la Ley de Velz (Velz, 1948) y la Ley de Fick, distinguiendo entre difusión molecular vertical y horizontal, y dando como resultado una respuesta similar en términos de k_m para UAF-2SS de -0.90 a $-0.93 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-25.65 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), al igual que UAF-3SS de -8.19 a $-8.84 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-246.78 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), respectivamente. Los valores de $r_{(m,s)}$ reportados por UAF-3SS estuvieron dentro del intervalo de los estimados para T2 y T4 (Tabla 1), confirmando un comportamiento similar del biofilm en relación con la biomasa en el SBR para un efluente con contenido recalcitrante e inhibitorio de sustancias (Maldonado-Maldonado, Márquez-Romance, Guevara-Pérez, Pérez, & Rey-Lago, 2018a; Maldonado-Maldonado, Márquez-Romance, Guevara-Pérez, Pérez, & Rey-Lago, 2018b; Maldonado-Maldonado, Márquez-Romance, Guevara-Pérez, Pérez, & Rey-Lago, 2020; Maldonado-Maldonado,



Márquez-Romance, Guevara-Pérez, Pérez, & Rey-Lago, 2021; Márquez, Maldonado, Guevara, Rey, & Pérez, 2021a; Márquez, Maldonado, Guevara, Rey, & Pérez, 2021b).

En otro estudio, Maldonado *et al.* (Maldonado *et al.*, 2018a; Maldonado *et al.*, 2018b) calibraron y validaron modelos basados en un modelo acoplado derivado de las ecuaciones propuestas por Germain (1966) y Albertson (1984) para UAF-2SS y UAF-3SS, operando bajo los reactores que contenían una concentración media de sólidos suspendidos volátiles (SVS) de $670 \text{ mg VSS l}^{-1}$, encontrando valores medios de k entre -0.88 y $-1.13 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-31.54 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$); asimismo, -6×10^{-4} y $-1.32 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-36.85 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), respectivamente. Un segundo modelo acoplado de Maldonado *et al.* (2020) involucró la combinación de ecuaciones propuestas por Vant Hoff Arrhenius (1884), Schulze (1960), Germain (1966) y Albertson (1984), encontrando valores medios para k asociados con UAF -2SS de $-0.20 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-5.6 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), al igual que UAF-3SS de $-4.49 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-125,34 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), respectivamente. Un tercer modelo acoplado de Maldonado *et al.* (2020) incluyó la combinación de ecuaciones obtenidas por Schulze (1960), Germain (1966) y Albertson (1984), encontrando valores medios para k asociados con UAF-2SS de $-0.34 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-9.49 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), así como UAF-3SS de $-1.01 \text{ mg DQO mg VSS}^{-1} \text{ día}^{-1}$ ($-28.19 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), respectivamente. Un cuarto modelo acoplado de Maldonado *et al.* (Maldonado *et al.*, 2020; Maldonado *et al.*, 2021) incluyó la combinación de ecuaciones obtenidas por Phelps (1944) y Stack (1957), que explican los procesos de transporte y transformación intra y extracelular, encontrando valores

medios para k relacionados con UAF-2SS de -16 y -19.33 mg DQO mg VSS⁻¹ día⁻¹ (-539.62 mg l⁻¹ h⁻¹), al igual que UAF-3SS de -1.56 y -2.2 mg DQO mg VSS⁻¹ día⁻¹ (-61.41 mg l⁻¹ h⁻¹), respectivamente. Estos valores de $r_{(m,s)}$ indican que la biodegradación de DQO para UAF-2SS fue menor que para UAF-3SS. En comparación con los valores informados en la Tabla 1, r_{ms} para UAF.3SS fue más intenso y rápido que SUR para el SBR en fase óxica en T1 y T4, en un orden que varía entre 2 y 4 veces.

Comparación de los resultados del FED1 con otros estudios

Basado en la comparación de los resultados de FED1 con 16 estudios sobre el SBR que tratan aguas residuales de tenerías en el periodo 1979-2019, realizados por Irvine *et al.* (1979); Su y Yu (2005); Su y Yu 2006; Del-Rio *et al.* (2012); Isanta *et al.* (2012); Isanta *et al.* (2013); Di-Iaconi *et al.* (2002); Tuenay, Kabdasli, y Guen (2004); Lefebvre *et al.* (2004); Ganesh *et al.* (2006); Insel, Görgün, Artan y Orhon (2009); Alleman e Irvine, 1980; Zheng, Yu y Sheng (2005); Jungles *et al.* (2011); Freytez *et al.* (2019a); Freytez *et al.* (2019b), se tiene que:

- La DQO en el afluente de $5\ 873$ mg l⁻¹ a la del SBR en T1 y T2 (Tabla 1) fue 4.7 veces superior al valor medio utilizado en otros estudios.
- Los valores de tasa de remoción y utilización de DQO encontrados en T1 a T4 (Tabla 1) resultaron en una baja frecuencia de ocurrencia menos del 10 % del tiempo.

Algunas de las causas para obtener estos resultados en el FED1 son la ausencia de organismos con la capacidad de biodegradación requerida o su presencia en muy bajas concentraciones; falta de sustrato primario para promover el cometabolismo; falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones; toxicidad en concentraciones del compuesto a degradar, produciendo la inactivación de la enzima (Guevara, 2016). Por ejemplo, Carucci *et al.* (2005) han encontrado una eliminación escasa de DQO y una nitrificación significativa en la etapa óxica del SBR que trata las aguas residuales de las curtiembres (1999) (Tabla 3). Estos resultados indican una baja actividad de la biomasa heterótrofa y alta de la biomasa autótrofa, respectivamente. Un comportamiento similar de la biomasa autótrofa y heterótrofa ha sido reportado en otros estudios, donde la nitrificación se logró completamente en un SBR alimentado con aguas residuales de tenería que contenían una concentración de cloruro de alrededor de 5 000 mg l⁻¹ (Murat, Atesş-Genceli, Tasşli, Artan, & Orhon, 2002) (Tabla 3) y cromo total de 95 mg l⁻¹ (Ganesh *et al.*, 2006) (Cuadro 3).

Tratamientos con biomasa en suspensión

Comparación de la eliminación de sustratos orgánicos y nitrogenados en el SBR utilizando biomasa suspendida

En los 12 tratamientos obtenidos del diseño experimental núm. 2, cuyos valores y parámetros estadísticos se muestran en la Figura 5 y Tabla 2, se han encontrado los siguientes hallazgos e hipótesis:

En la primera etapa anóxica hay principalmente actividades de biomasa autótrofa (nitrificación) y heterótrofa (procesos de digestión anaeróbica), pero no suficientes organismos como para generar una cantidad suficiente de enzimas para biodegradar todo el sustrato. La eficiencia de remoción de DQO varió entre 47 y 51 % (Tabla 2) posiblemente debido a procesos de digestión anaeróbica, como hidrólisis compleja (materiales orgánicos particulados de proteínas, carbohidratos y lípidos); fermentación de aminoácidos (proteínas), azúcares (carbohidratos) y grasas; ácidos (lípidos); metanogénesis acetoclástica o reductora (Pavlostathis & Giraldo-Gomez, 1991). La eficiencia de remoción de sustratos nitrogenados resultó en TKN de 28 % y de 18 % para $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (Figura 5). El caso particular de incremento de DQO y TKN en la etapa anóxica I (Figura 5) posiblemente se deba a la falta de una red de consorcios microbianos para realizar comensalismo cometabólico, donde una población se beneficia de las migajas de otra para lograr la mineralización de compuestos recalcitrantes (Guevara, 2016). La mayor eliminación de DQO (51 %) y TKN (50-66 %), así como la nitrificación-

desnitrificación en el tratamiento de aguas residuales de curtiduría se informó en la etapa anóxica para el SBR que opera en una secuencia anóxica-óxica por Carucci, Chiavola, Majone y Rolle (2019). Los procesos de nitrificación-desnitrificación se lograron completamente en un SBR operando en una secuencia de aireación anóxica-óxica durante un ciclo de 12 horas, alimentado por aguas residuales de curtiduría, con un contenido de 25-43 mg l⁻¹ de cromo total y de 4 638 a 6 075 mg l⁻¹ de cloruro (Murat *et al.*, 2002). Estos resultados indican que los procesos de nitrificación-desnitrificación se llevan a cabo por una biomasa facultativa compuesta por organismos quimioheterótrofos y quimioautótrofos que coexisten dentro del SBR para tratar las aguas residuales de tenería bajo una secuencia anóxico-óxica. El aumento del rendimiento en la eliminación de sustratos orgánicos (DQO) y sustratos nitrogenados de las aguas residuales de las tenerías se lograría estimulando el crecimiento de la biomasa heterótrofa (bioestimulación) mediante la introducción de macro y micronutrientes para lograr la fermentación de los sustratos orgánicos e inorgánicos en la etapa anóxica I de la secuencia de aireación mixta (anóxica I-óxica-anóxica II) (Guevara, 2016).

La reducción de NH₄⁺-N fue sustancial dentro de la primera etapa anóxica (Figura 4d), donde se observa que la tasa de utilización (r_s) de NH₄⁺-N alcanzó valores entre -1 y -2 mg l⁻¹ h⁻¹, de 5.5 a -7.5 mg l⁻¹ h⁻¹ (óxico) y de -1.5 a -3.5 mg l⁻¹ h⁻¹ (anóxico II CND y SND). Los valores medios de tasa máxima de utilización de NH₄⁺-N variaron entre -0.30 (anóxica I-SND) y -1.12 mg l⁻¹ h⁻¹, al calibrar la ecuación de Monod modificada (anóxica I CND) (Freytez *et al.*, 2019c; Freytez *et al.*, 2020).



Estos valores de SUR resultaron similares a los encontrados en el presente estudio, donde el $\text{NH}_4^+\text{-N}$ más significativo ocurrió en la primera etapa anóxica.

La reducción de TKN fue significativa dentro de T5 (Tabla 2), donde se observa que la tasa de utilización de TKN (r_s) alcanzó valores entre -5.3 y -9.1 $\text{mg l}^{-1} \text{h}^{-1}$. El valor medio de la tasa de utilización máxima de TKN varió entre -2 y -4 $\text{mg l}^{-1} \text{h}^{-1}$ (anóxica I); de -4 y -5 $\text{mg l}^{-1} \text{h}^{-1}$ (óxico); de -3 a -5 $\text{mg l}^{-1} \text{h}^{-1}$ (anóxico I CND), y de -5 a -7 $\text{mg l}^{-1} \text{h}^{-1}$ (anóxico I CND) (Figura 4f), siendo valores similares para el desempeño microbiano en la remoción de TKN dentro del SBR.

En la etapa de aireación ocurre más que aumenta la DQO (Figura 5), se eliminan TKN (62-84 %) (Figura 5, Tabla 2) y $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (71-91 %) (Figura 5, Tabla 2). El incremento de la DQO podría deberse al proceso de nitrificación-desnitrificación o a la acción de algún componente tóxico que impida la actividad de algunas enzimas extracelulares (Guevara, 2016). La remoción del TKN sugiere que existen residuos en el medio líquido del SBR de intermedios de reacción, posiblemente asociados con el proceso de desnitrificación por organismos aerotolerantes o heterótrofos facultativos (Metcalf & Eddy, 1995). La eficiencia de remoción de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ es de 96.95%, lo que confirma la ocurrencia de nitrificación por organismos heterótrofos. Existe una baja cantidad de microorganismos heterótrofos para biodegradar sustratos orgánicos (DQO) y la cantidad necesaria de organismos autótrofos para llevar a cabo el proceso de nitrificación. Se han reportado algunas similitudes en otros estudios; la nitrificación se logró completamente en un SBR alimentado con aguas residuales de tenería que contenían una

concentración de cloruro de alrededor de 5 000 mg l⁻¹ (Murat *et al.*, 2002) y cromo total de 95 mg l⁻¹ (Ganesh *et al.*, 2006). No se encontró remoción de DQO y nitrificación significativa en la etapa óxica del SBR que trata las aguas residuales de la curtiduría (Carucci *et al.*, 1999). Estos resultados indican una baja actividad de la biomasa heterótrofa y una alta actividad de la biomasa autótrofa, respectivamente.

En la segunda etapa anóxica, las variables asociadas con DQO (4-8 %) (Figura 5), TKN (13-48 %) (Figura 5), NH₄⁺-N (59-83 %) (Figura 5) se incrementan. El aumento puede deberse a concentraciones remanentes de otros ciclos en el SBR. El patrón de respuesta observado entre tratamientos en cuanto al desempeño de la biomasa en el SBR puede deberse a la falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones, falta de sustrato primario para promover el cometabolismo, y presencia de sustancias inhibitorias y biorrecalcitrantes (Guevara, 2016). Estas causas llevarían a un número reducido de biomasa heterótrofa para realizar el metabolismo fermentativo de sustratos orgánicos motivado a una baja disponibilidad de nutrientes inorgánicos en trazas como metales (Fe, Ni, Co, Mo y Zn) (Guevara, 2016). Asimismo, la acumulación de sustratos orgánicos y nitrogenados puede deberse a la existencia del sustrato, pero no hay inducción de enzimas en los microorganismos presentes en el licor de mezcla (Guevara, 2016) debido a concentraciones muy bajas de los organismos con capacidad de biodegradación requerida para dar lugar a un grupo de reacciones bioquímicas intracelulares de digestión anaeróbica (hidrólisis, fermentación, oxidación anaeróbica, acidogénesis y metanogénesis) (Pavlostathis, & Giraldo-Gomez, 1991).

El signo negativo de SUR en el FED2 para una duración de ciclo de 12 h significa la disminución del sustrato con el tiempo por acción de la biodegradación ejercida por la biomasa suspendida (Tabla 2).

Tratamientos del SBR con biomasa en suspensión en diferentes tiempos de llenado

La mayoría de los estudios con biomasa suspendida y secuencia de procesos biológicos mixtos se ha utilizado en el SBR para evaluar un único tiempo de llenado dentro de la duración del ciclo (Carucci *et al.*, 1999; Murat *et al.*, 2002; Freytez *et al.*, 2019a; Freytez *et al.*, 2019b). El tiempo de llenado varió entre 0.22 y 1.5 h, ocurriendo en condiciones anóxicas. Se encontró que las remociones de DQO y NO_x-N sucedieron para una eficiencia de remoción de 60-80 % y 40-50 % en la primera fase anóxica, respectivamente, durante el tiempo de llenado. Los valores de tasa de utilización y eficiencia de remoción de sustratos orgánicos y nitrogenados fueron similares en el presente y otros estudios (Tabla 2), lo que indica que la variación del tiempo de llenado del SBR tiene poca influencia en la biodegradación de los sustratos en la fase de reacción.

Comparación de la tasa de remoción de biomasa granular y suspendida

Como muestra, en la fase óxica del SBR, la tasa de eliminación de DQO en un SBR para duraciones de ciclo de 6, 12 y 24 horas usando biomasa granular y suspendida se muestra en la Figura 6a. Se observa que la tasa de remoción de DQO por la biomasa suspendida y una duración del ciclo de 12 horas toma valores similares bajo tiempos de llenado rápido ($-48 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$), lento ($-73 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$) y por etapas ($-60 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$). La tasa de remoción de DQO por biomasa granular bajo condiciones aeróbicas y una combinación de 25 % anaeróbico y 75 % aeróbico para duraciones de ciclo de 24 y 6 horas da como resultado en el primero (Figura 6a): $-105 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$, $-203 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$); en el segundo: $-119 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$, $-190 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$.

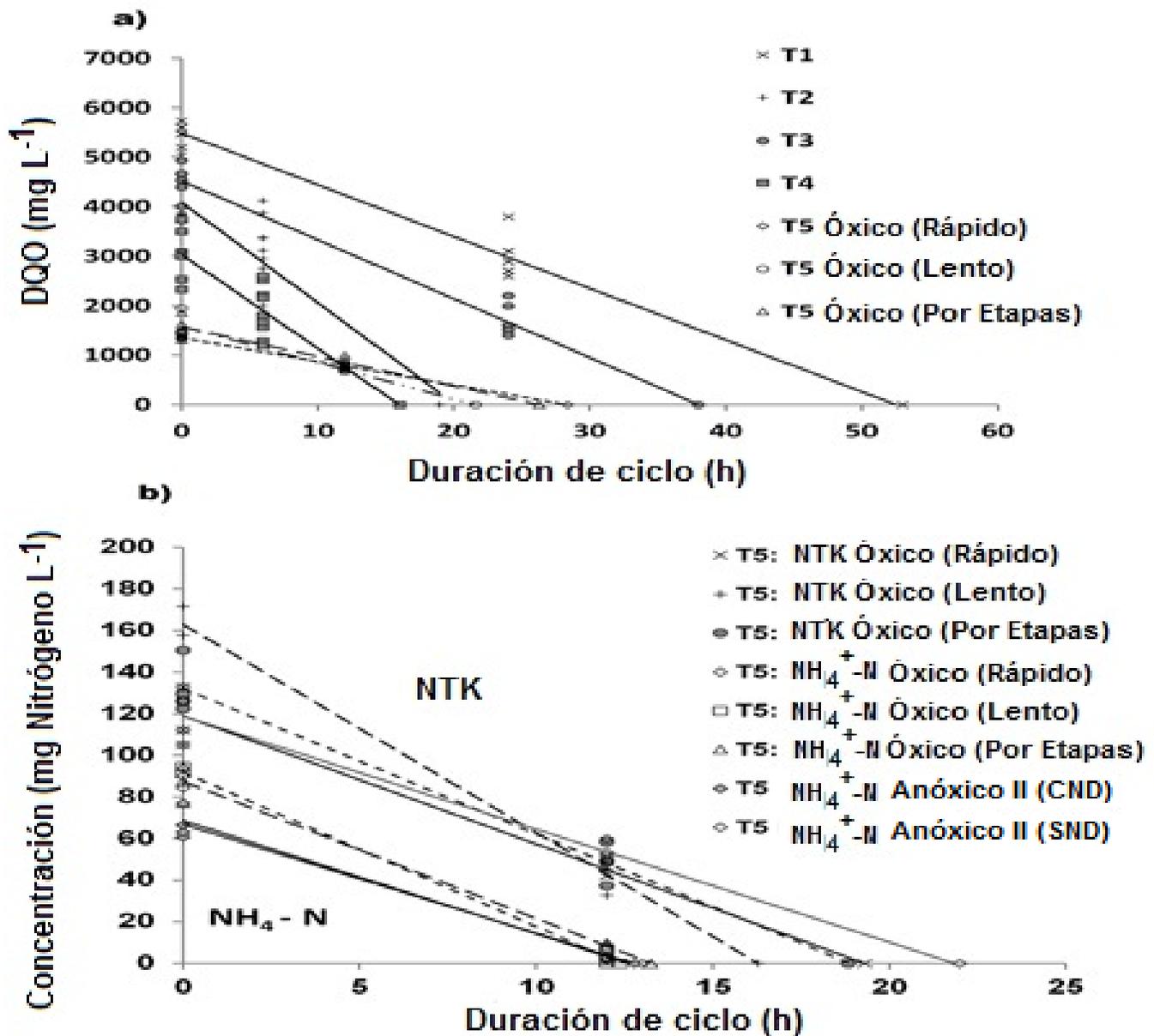


Figura 6. Tasa de remoción de DQO y amonio (NH₄⁺-N) dentro del ciclo del SBR para tiempos de ciclo de 12 horas en las etapas de remoción de materia orgánica carbonatada (aireación) y nitrificación-desnitrificación convencional (CND) aplicando tiempos de llenado: rápido, lento, por etapas. Fuente: elaboración propia.

De la Figura 6a se infieren los siguientes aspectos: 1) la biomasa granular en fase anaeróbica-óxica tiene un desempeño de remoción de DQO que varía entre 1.5 y 2 veces, el cual es superior al desempeño de la biomasa suspendida en condiciones aerobias; 2) la biomasa granular ha mostrado una tasa de eliminación de DQO para un ciclo de 6 horas del orden de dos veces mayor que la tasa de eliminación de DQO para una duración del ciclo de 24 horas. En la primera, la máxima tasa de remoción de DQO en las tres fases secuenciales utilizando biomasa suspendida ocurre en la primera etapa anóxica. En este último existe aleatoriedad en la respuesta de la biomasa granular para la duración del ciclo en un periodo de tiempo corto con respecto a un ciclo de duración más largo para la operación del SBR.

En la Figura 6b se puede ver la tasa de eliminación de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ y la tasa de eliminación de nitrógeno Kjeldahl total (TKN) en un SBR para duraciones de ciclo de 12 horas usando biomasa suspendida en la fase óxica y anóxica II (CND) aplicando lenta, rápido, por etapas, tiempos de llenado. Se observa que la tasa de remoción de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ por parte de la biomasa suspendida es similar en tiempo de llenado rápido, lento y por etapas. TKN se mantiene por encima del $\text{NH}_4^+\text{-N}$, en una proporción cercana a dos veces mayor para todos los tratamientos.

Conclusiones

El agua residual de tenería fue tratada con biomasa granular en el proceso biológico del SBR bajo dos tipos de secuencias: óxica y anaeróbico-óxica, obteniendo similar remoción en DQO, requiriendo ciclos de duración de 24 h para lograr la estabilización en la tasa de remoción de DQO.

La eliminación de DQO se incrementó en dos veces para ciclos de duración incrementada de 6 a 24 h. La remoción de DQO está influenciada por la materia inhibidora y recalcitrante contenida en las aguas residuales de la tenería para la actividad biológica en operación del SBR, falta de un nutriente esencial o aceptor de electrones, concentraciones tóxicas del compuesto a degradar produciendo inactivación enzimática, alcanzando valores de eficiencia que oscilan entre 30 y 40%.

Para el comportamiento de la biomasa granular, la tendencia de la tasa de remoción de DQO en el sistema óxico fue ligeramente diferente, tomando un valor alrededor de -100 a $-295 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$, en comparación con el sistema anóxico-óxico, que presentó valores de $-46 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$ a $-53 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$.

Las tasas de remoción de TKN y $\text{NH}_4^+\text{-N}$ fueron significativas en la primera fase anóxica y en las fases óxica, respectivamente. Este resultado sugiere que en la primera fase anóxica se está produciendo una nitrificación-desnitrificación simultánea y los microorganismos tienen una reacción convencional de nitrificación en la fase óxica.



Para la eliminación de sustratos orgánicos y nitrogenados de las aguas residuales de tenería, el tratamiento adecuado en el SBR estaría compuesto por una fase mixta biológica secuencial (anóxico-óxica) utilizando biomasa granular.

Referencias

Albertson, O. E., & Davis, G. (1984, October). Analysis of process factors controlling performance of plastic bio-media. *Proceedings of the 57th Annual Meeting of the WPCF, New Orleans, LA.*

Alleman, J. E., & Irvine, R. L. (1980). Nitrification in the sequencing batch biological reactor. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 52(11), 2747-2754. Recovered from <https://www.jstor.org/stable/25040953>

Álvarez, P., & Guevara, E. (2003). *Biorremediación y atenuación natural de acuíferos contaminados por sustancias químicas peligrosas*. Valencia, Venezuela: Consejo de Desarrollo Científico y Humanístico de la Universidad de Carabobo (CDCH-UC).

APHA-AWWA-WPCF, American Public Health Association, American Water Works Association, Water Pollution Control Federation. (2005). *Métodos normalizados para el análisis de las aguas potables y residuales (Standardized methods for the analysis of drinking water and wastewater)*. Recovered from <https://agris.fao.org/agris-search/search.do?recordID=US9335741>

- Arrojo, B., Mosquera-Corral, A., Garrido, J. M., & Méndez, R. (2004). Aerobic granulation with industrial wastewater in sequencing batch reactors. *Water Research*, 38(14-15), 3389-3399. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.watres.2004.05.002>
- Beun, J. J., Hendriks, A., Van Loosdrecht, M. C. M., Morgenroth, E., Wilderer, P. A., & Heijnen, J. J. (1999). Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. *Water Research*, 33(10), 2283-2290.
- Beun, J. J., Heijnen, J. J., & Van Loosdrecht, M. C. M. (2001). N-Removal in a granular sludge sequencing batch airlift reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 75(1), 82-92. Recovered from <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/bit.1167>
- Carrasquero, S., Matos, E., Saras, F., Pire, M., Colina, G., & Díaz, A. (2014). Evaluación de la eficiencia de un reactor por carga secuencial tratando aguas residuales provenientes de un matadero de reses. (Evaluating the efficiency of a reactor by sequential loading treating wastewater from a cattle slaughterhouse). *Revista de la Facultad de Ingeniería Universidad Central de Venezuela*, 29(3), 7-16. Recovered from http://www.scielo.org.ve/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0798-40652014000300002
- Carucci, A., Chiavola, A., Majone, M., & Rolle, E. (1999). Treatment of tannery wastewater in a sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, 40(1), 253-259. Recovered from [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(99\)00392-3](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(99)00392-3)

- De-Silva, D. V., & Rittmann, B. E. (2000). Nonsteady-state modeling of multispecies activated-sludge processes. *Water Environment Research*, 72(5), 554-565. Recovered from <https://doi.org/10.2175/106143000X138139>
- De-Kreuk, M. K., Heijnen, J. J., & Van Loosdrecht, M. C. M. (2005). Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. *Biotechnology and Bioengineering*, 90(6), 761-769. Recovered from <https://doi.org/10.1002/bit.20470>
- De-Kreuk, M. K., McSwain, B. S., Bathe, S., Tay, S. T., Schwarzenbeck, N., & Wilderer, P. A. (2006). Discussion outcomes Ede. In: *Aerobic Granular Sludge* (pp. 162-169). Water and Environmental Management Series. London, UK: IWA Publishing.
- Del-Rio, A. V., Figueroa, M., Arrojo, B., Mosquera-Corral, A., Campos, J. L., García-Torriello, G., & Méndez, R. (2012). Aerobic granular SBR systems applied to the treatment of industrial effluents. *Journal of Environmental Management*, 95, 88-92. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2011.03.019>
- Di-Iaconi, C., Lopez, A., Ramadori, R., Di-Pinto, A. C., & Passino, R. (2002). Combined chemical and biological degradation of tannery wastewater by a periodic submerged filter (SBBR). *Water Research*, 36(9), 2205-2214. Recovered from [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(01\)00445-6](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(01)00445-6)

- Dold, P. L., & Ekama, G. A. (1981). A general model for the activated sludge process. In: *Water pollution research and development* (pp. 47-77). Recovered from <https://doi.org/10.1016/B978-1-4832-8438-5.50010-8>
- El-Sheikh, M. A., Saleh, H. I., Flora, J. R., & AbdEl-Ghany, M. R. (2011). Biological tannery wastewater treatment using two stage UASB reactors. *Desalination*, 276(1-3), 253-259.
- Farabegoli, G., Carucci, A., Majone, M., & Rolle, E. (2004). Biological treatment of tannery wastewater in the presence of chromium. *Journal of Environmental Management*, 71(4), 345-349.
- Fernandes, H., Jungles, M. K., Hoffmann, H., Antonio, R. V., & Costa, R. H. (2013). Full-scale sequencing batch reactor (SBR) for domestic wastewater: Performance and diversity of microbial communities. *Bioresource Technology*, 132, 262-268. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.01.027>
- Freytez-Boggio, E., Silva-Escalona, R., Pire-Sierra, M. G., Molina-Quintero, L. R., & Pire-Sierra, M. C. (2015). Comportamiento fisicoquímico y microbiológico de un biorreactor durante la aclimatación de la biomasa granular usando efluentes de una tenería. *Agroindustria, Sociedad y Ambiente*, 3(1), 66-82. Recovered from <http://revencyt.ula.ve/storage/repo/ArchivoDocumento/asa/n4/art05.pdf>

- Freytez-Boggio, E., & Márquez-Romance, A. M. (2021). *Modelación dinámica de los procesos de eliminación de materia orgánica y nitrógeno de efluentes de tannería usando un reactor por carga secuencial* (tesis doctoral). Universidad de Carabobo. Recovered from <http://mriuc.bc.uc.edu.ve/handle/123456789/8695?show=full>
- Freytez, E., Márquez, A., Pire, M. C., Guevara, E., & Pérez, S. (2019a). Design, construction and evaluation of the performance of a load reactor sequential for treatment of wastewater of tannery. *Revista Ingeniería UC*. Recovered from <https://www.redalyc.org/jatsRepo/707/70758484006/html/index.html>
- Freytez, E., Márquez, A., Pire, M. C., Guevara, E., & Pérez, S. (2019b). Operation assessment of the sequential batch reactor in tannery effluents using suspended and granular biomass. *Energía y Sostenibilidad*. DYNA, 10. Recovered from <http://dx.doi.org/10.6036/ES9130>
- Freytez, E., Márquez, A., Pire, M. C., Guevara, E., & Pérez, S. (2019c). Nitrogenated substrate removal modeling in sequencing batch reactor oxic-anoxic phases. *Journal of Environmental Engineering*. ASCE. Recovered from <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001556>

- Freytez, E., Márquez, A., Pire, M. C., Guevara-Pérez, E., & Pérez, S. (2020). Organic and nitrogenated substrates utilization rate model validating in sequential batch reactor. *Journal of Environmental Engineering*, 146(3), 04019124. Recovered from <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001632>.
<https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001632>
- Ganesh, R., Balaji, G., & Ramanujam, R. A. (2006). Biodegradation of tannery wastewater using sequencing batch reactor—respirometric assessment. *Bioresource Technology*, 97(15), 1815-1821. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.09.003>
- Germain, J. E. (1966). Economical treatment of domestic waste by plastic-medium trickling filters. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 192-203. Recovered from <https://www.jstor.org/stable/25035484>
- Guevara, E. (2016). Transporte y transformación de contaminantes en el ambiente y contaminación de las aguas. Lima, Perú: Ministerio de Agricultura y Riego. Recovered from <https://190.12.92.167/handle/20.500.12543/3941>
- Guo, J. H., Peng, Y. Z., Wang, S. Y., Zheng, Y. N., Huang, H. J., & Ge, S. J. (2009). Effective and robust partial nitrification to nitrite by real-time aeration duration control in an SBR treating domestic wastewater. *Process Biochemistry*, 44(9), 979-985. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.04.022>

- Insel, H. G., Görgün, E., Artan, N., & Orhon, D. (2009). Model based optimization of nitrogen removal in a full scale activated sludge plant. *Environmental Engineering Science*, 26(3), 471-480. Recovered from <https://doi.org/10.1089/ees.2007.0272>
- Irvine, R. L., Miller, G., & Bhamrah, A. S. (1979). Sequencing batch treatment of wastewaters in rural areas. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 52(2), 244-254. Recovered from https://www.jstor.org/stable/25039820?seq=1#page_scan_tab_contents
- Isanta, E., Suárez-Ojeda, M. E., Del-Río, Á. V., Morales, N., Pérez, J., & Carrera, J. (2012). Long term operation of a granular sequencing batch reactor at pilot scale treating a low-strength wastewater. *Chemical Engineering Journal*, 198, 163-170. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.05.066>
- Isanta, E., Figueroa, M., Mosquera-Corral, A., Campos, L., Carrera, J., & Pérez, J. (2013). A novel control strategy for enhancing biological N-removal in a granular sequencing batch reactor: A model-based study. *Chemical Engineering Journal*, 232, 468-477. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.07.118>
- Jungles, M. K., Figueroa, M., Morales, N., Val-del-Río, Á., Da-Costa, R. H. R., Campos, J. L., ... & Méndez, R. (2011). Start up of a pilot scale aerobic granular reactor for organic matter and nitrogen removal. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 86(5), 763-768, 2011. Recovered from <https://doi.org/10.1002/jctb.2589>

- Kocijan, J., & Hvala, N. (2013). Sequencing batch-reactor control using Gaussian-process models. *Bioresource Technology*, 137, 340-348. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.03.138>
- Laurenti, R., Redwood, M., Puig, R., & Frostell, B. (2017). Measuring the environmental footprint of leather processing technologies. *Journal of Industrial Ecology*, 21(5), 1180-1187. Recovered from <https://doi.org/10.1111/jiec.12504>
- Lefebvre, O., Habouzit, F., Bru, V., Delgenes, J. P., Godon, J. J., & Moletta, R. (2004). Treatment of hypersaline industrial wastewater by a microbial consortium in a sequencing batch reactor. *Environmental Technology*, 25(5), 543-553. Recovered from <https://doi.org/10.1080/09593330.2004.9619345>
- Lettinga, G. A. F. M., Van-Velsen, A. F. M., Hobma, S. D., De-Zeeuw, W., & Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 22(4), 699-734. Recovered from <https://doi.org/10.1002/bit.260220402>
- Loaiza-Navía, J. L., & Fall, C. (2010). Modelación del proceso de lodos activados en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Noreste, Apodaca, NL. *Ciencia UANL*, 13(1), 46-54.
- Luo, T., Yang, M., Han, J., & Sun, P. (2014). A novel model-based adaptive control strategy for step-feed SBRs dealing with influent fluctuation. *Bioresource Technology*, 167, 476-483. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.05.117>

Maldonado-Maldonado, J. I., Márquez-Romance, A. M., Guevara-Pérez, E., Pérez, S., & Rey-Lago, D. (2018a). Model development for the design of an anaerobic upflow filter separated in two and three phases. *Dyna*, 85(207), 44-53. Recovered from <https://doi.org/10.15446/dyna.v85n207.69783>

Maldonado-Maldonado, J. I., Márquez-Romance, A. M., Guevara-Pérez, E., Pérez, S., & Rey-Lago, D (2018b). Design, construction and modeling of upflow anaerobic filters separated in two and three phases. *Journal of Water Resources and Pollution Studies*, 3(3). Recovered from <http://matjournals.in/index.php/JoWRPS/article/view/2762>

Maldonado-Maldonado, J. I., Márquez-Romance, A. M., Guevara-Pérez, E., Pérez, S., & Rey-Lago, D. (2020). Models for the design of upflow anaerobic filters separated in two and three phases. *Journal of Environmental Engineering ASCE*. Recovered from <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/%28ASCE%29EE.1943-7870.0001577>

Maldonado-Maldonado. J. I., Márquez-Romance, A. M., Guevara-Pérez, E., Pérez, S., & Rey-Lago, D. (2021). Novel hybrid models for the design of upflow anaerobic filters separated in phases. *Journal of Environmental Quality Management Wiley*. Recovered from <https://doi.org/10.1002/tqem.21769>

Manning, J. F., & Irvine, R. L. (1985). The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 87-94. Recovered from <https://www.jstor.org/stable/25042524>



- Márquez, A. M., Maldonado, J. I., Guevara, E., Rey, D. J., & Pérez, S. A. (2021). An approach to models for the design of upflow anaerobic filters. *Journal of Applied Water Engineering and Research*, 1-26. Recovered from <https://doi.org/10.1080/23249676.2020.1831972>
- Metcalf & Eddy. (1995). *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*. Volumen II. 3ª ed. Madrid, España: McGraw Hill.
- Monod, J. (1942). *Recherches sur la croissance des cultures bactériennes*. Paris, France: Hermann & Cie.
- Murat, S., Atesş-Genceli, E., Tasşli, R., Artan, N., & Orhon, D. (2002). Sequencing batch reactor treatment of tannery wastewater for carbon and nitrogen removal. *Water Science and Technology*, 46(9), 219-227. Recovered from <https://iwaponline.com/wst/article-abstract/46/9/219/8118>
- Murat, S., Insel, G., Artan, N., & Orhon, D. (2006). Performance evaluation of SBR treatment for nitrogen removal from tannery wastewater. *Water Science and Technology*, 53(12), 275-284. Recovered from <https://doi.org/10.2166/wst.2006.430>
- Ni, B. J., Joss, A., & Yuan, Z. (2014). Modeling nitrogen removal with partial nitrification and anammox in one floc-based sequencing batch reactor. *Water Research*, 67, 321-329. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.09.028>

- Ni, B. J., & Yu, H. Q. (2008). Storage and growth of denitrifiers in aerobic granules: Part I. Model development. *Biotechnology and Bioengineering*, 99(2), 314-323.
- Palma-Costa, M., & Manga, J. (2005). Simulación de un sistema de fangos activados en discontinuo SBR para el tratamiento de aguas residuales con altos contenidos de nitrógeno (Simulation of a system of activated sludge in discontinuous SBR for the treatment of wastewater with high nitrogen content). *Ingeniería y Desarrollo Colombia*, 18, 61-71. Recovered from <http://rcientificas.uninorte.edu.co/index.php/ingenieria/article/viewArticle/2406>
- Pavlostathis, S. G., & Giraldo-Gomez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: A critical review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 21(5-6), 411-490. Recovered from <https://doi.org/10.2166/wst.1991.0217>
- Phelps, E. B. (1944). *Stream sanitation*. New York, USA: John Wiley and Sons. Inc.
- Pire, M. C., Sargent, K. R., Reyes, M. F., Fuenmayor, Y., Acevedo, H., Ferrer, S. C., & Montiel, A. D. (2011). Biodegradabilidad de las diferentes fracciones de agua residual producidas en una tenería. *Ciencia e Ingeniería Neogranadina*, 21(2), 5-19. Recovered from <https://www.redalyc.org/pdf/911/91123440001.pdf>

- Pire-Sierra, M. C., Cegarra-Badell, D. D., Carrasquero-Ferrer, S. J., Angulo-Cubillan, N. E., & Díaz-Montiel, A. R. (2016). Nitrogen and cod removal from tannery wastewater using biological and physicochemical treatments. *Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquia*, (80), 63-73. Recovered from <https://www.redalyc.org/pdf/430/43047073008.pdf>
- Pire-Sierra, M. C., Palmero, J., Araujo, I., & Díaz, A. (2010). Tratabilidad del efluente de una tenería usando un reactor por carga secuencial. *Revista Científica*, 20(3), 284-292.
- Schulze, K. L. (1960). Load and efficiency of trickling filters. *Water Pollution Control Federation- Part I*, 32(3), 245-261. Recovered from <https://www.jstor.org/stable/25034098>
- Silverstein, J., & Schroeder, E. D. (1983). Performance of SBR activated sludge processes with nitrification/denitrification. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 377-384. Recovered from <https://www.jstor.org/stable/25041877>
- Spiegel, M. R., & Stephens, L. J. (2009). *Estadística*. México, DF, México: McGraw Hill Interamericana.
- Sreeram, K. J., & Ramasami, T. (2003). Sustaining tanning process through conservation, recovery and better utilization of chromium. *Resources, Conservation and Recycling*, 38(3), 185-212. Recovered from [https://doi.org/10.1016/S0921-3449\(02\)00151-9](https://doi.org/10.1016/S0921-3449(02)00151-9)
- Stack, V. T. Jr. (1957). Theoretical performance of the trickling filtration process. *Sewage and Industrial Wastes*, 29(9), 987-1001. Recovered from <https://www.jstor.org/stable/25033426?seq=1>

- Stoop, M. L. M. (2003). Water management of production systems optimised by environmentally oriented integral chain management: case study of leather manufacturing in developing countries. *Technovation*, 23(3), 265-278. Recovered from [https://doi.org/10.1016/S0166-4972\(01\)00117-1](https://doi.org/10.1016/S0166-4972(01)00117-1)
- Su, K. Z., & Yu, H. Q. (2005). Gas holdup and oxygen transfer in an aerobic granule-based sequencing batch reactor. *Biochemical Engineering Journal*, 25(3), 201-207.
- Su, K. Z., & Yu, H. Q. (2006). A generalized model for aerobic granule-based sequencing batch reactor. 2. Parametric sensitivity and model verification. *Environmental Science & Technology*, 40(15), 4709-4713.
- Tünay, O., Kabdasli, I., & Guen, O. (2004). Sequencing batch reactor treatment of leather tanning industry wastewaters. *Fresenius Environmental Bulletin*, 13(10), 945-950.
- Van 't Hoff, J. H. (1884). *Etudes de dynamique chimique*. Amsterdam, The Netherlands: Frederik Muller & Company.
- Vázquez-Padín, J. R., Mosquera-Corral, A., Campos, J. L., Méndez, R., Carrera, J., & Pérez, J. (2010). Modelling aerobic granular SBR at variable COD/N ratios including accurate description of total solids concentration. *Biochemical Engineering Journal*, 49(2), 173-184. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.bej.2009.12.009>
- Velz, C. J. (1948). A basic law for the performance of biological filters. *Sewage Works Journal*, 20(4), 607-617.

Zheng, Y. M., Yu, H. Q., & Sheng, G. P. (2005). Physical and chemical characteristics of granular activated sludge from a sequencing batch airlift reactor. *Process Biochemistry*, 40(2), 645-650. Recovered from <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2004.01.056>