

Influence of Operational Cycle Time on the Performance of a Sequencing Batch Biological Reactor Treating Dairy Effluents

Sedolfo Carrasquero-Ferrer¹, <https://orcid.org/0000-0002-4725-963X>

Gabriel Vaca-Suárez²; <https://orcid.org/0000-0001-5552-1848>

Nayade Domech-Polo³, <https://orcid.org/0000-0002-1448-5040>

Marisela Giraldo de López⁴, <https://orcid.org/0000-0001-7660-8803>

^{1,2}Dirección de Innovación. Universidad Tecnológica de Empresarial de Guayaquil (UTEG), scarrasquero@uteg.edu.ec; gvaca@uteg.edu.ec

^{3,4} Facultad de Posgrado e Investigación. Universidad Tecnológica de Empresarial de Guayaquil (UTEG), ndomenech@uteg.edu.ec; mgiraldo@uteg.edu.ec

Abstract—Dairy effluents generated during ice cream production are characterized by high concentrations of organic matter, suspended solids, and variable composition, as well as low alkalinity and acidic pH, which hinder their biological treatment. In this context, the aim of this study was to evaluate the influence of the operational cycle time (OCT) on the performance of a sequencing batch reactor (SBR) during the treatment of wastewater from an ice cream plant. The industrial effluent was characterized using various physicochemical parameters following the Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. A laboratory-scale SBR was operated with an effective volume of 2 L and 30% acclimated biomass, applying three treatments with OCTs of 6, 8, and 10 h, while maintaining a sludge retention time of 25 d. The removal of chemical oxygen demand (COD), biochemical oxygen demand (BOD), nitrogen species, and phosphorus was evaluated, and pH and alkalinity were monitored. Increasing the OCT enhanced organic matter removal, reaching values of 70.2% and 89.7% for COD, and 86.2% and 97.5% for BOD, at 6 and 8 h, respectively, with statistically significant differences. Nitrification efficiencies ranged from 80.3% to 95.0%, while denitrification efficiencies varied between 83.0% and 90.3% without the addition of an external carbon source. It was concluded that the SBR represents an effective alternative for treating effluents from ice cream plants. An OCT of 8 h significantly improved reactor performance and enabled the simultaneous removal of organic matter and nitrogen.

Keywords—Sequencing batch reactor, dairy effluents, ice cream industry, operational cycle time, nitrification–denitrification.

Influencia del tiempo de ciclo operacional en el desempeño de un reactor biológico secuencial tratando efluentes lácteos

Sedolfo Carrasquero-Ferrer¹, <https://orcid.org/0000-0002-4725-963X>

Gabriel Vaca-Suárez²; <https://orcid.org/0000-0001-5552-1848>

Nayade Domech-Polo³, <https://orcid.org/0000-0002-1448-5040>

Marisela Giraldo de López⁴, <https://orcid.org/0000-0001-7660-8803>

^{1,2}Dirección de Innovación. Universidad Tecnológica de Empresarial de Guayaquil (UTEG), scarrasquero@uteg.edu.ec; gvaca@uteg.edu.ec

^{3,4} Facultad de Posgrado e Investigación. Universidad Tecnológica de Empresarial de Guayaquil (UTEG), ndomenech@uteg.edu.ec; mgiraldo@uteg.edu.ec

Resumen—Los efluentes lácteos provenientes de la elaboración de helados se caracterizan por presentar elevadas concentraciones de materia orgánica, sólidos suspendidos y una composición variable, así como una baja alcalinidad y pH ácido, lo que dificulta su tratamiento biológico. En este contexto, el objetivo de la investigación fue evaluar la influencia del tiempo de ciclo operacional (TCO) sobre el desempeño de un reactor biológico secuencial por carga (SBR) durante el tratamiento de aguas residuales de una planta de helados. El vertido industrial se caracterizó mediante diversos parámetros fisicoquímicos siguiendo el método estándar de análisis de aguas y líquidos residuales. Se operó un SBR a escala de laboratorio con 2 L de volumen efectivo y 30% biomasa aclimatada, realizando tres tratamientos con TCO de 6, 8 y 10 h, manteniendo un tiempo de retención celular de 25 d. Se evaluó la remoción de DQO, DBO, formas de nitrógeno y fósforo, así como se monitorearon los valores de pH y alcalinidad. El aumento del TCO incrementó la remoción de materia orgánica, alcanzándose valores de 70,2 y 89,7% para la DQO, y de 86,2 y 97,5% de DBO, para los tiempos de 6 y 8 h, respectivamente, con diferencias estadísticas significativas. Se obtuvieron eficiencias de nitrificación entre 80,3 y 95,0%, y de desnitrificación entre 83,0 y 90,3% sin adición de una fuente carbono externo. Se concluyó que el SBR representa una alternativa efectiva para el tratamiento de los efluentes de la planta helados, un TCO igual a 8 h mejoró significativamente el desempeño del reactor y permitió la remoción simultánea de materia orgánica y nitrógeno.

Palabras clave—Reactor por carga secuencial, efluentes lácteos, planta de helados, tiempo de ciclo operacional, nitrificación—desnitrificación.

I. INTRODUCCIÓN

La industria alimentaria es el sector manufacturero más grande del mundo, con ventas globales anuales de más de 9,36 billones de dólares y una tasa de crecimiento anual prevista del 6,74 % (2023-2028) [1]. Incluso con este nivel de ventas, este sector enfrenta numerosos desafíos, entre ellos las complejidades de la cadena de suministro, el cumplimiento normativo asociado a la seguridad alimentaria, la sostenibilidad del sistema productivo, la creciente demanda de innovación en productos *premium*, y la gestión y tratamiento de los efluentes líquidos generados por sus operaciones, como consecuencia del elevado consumo de agua requerido para

cumplir con estrictos estándares de calidad e higiene [2,3,4,5,6].

En este contexto, la industria alimentaria se caracteriza por su uso intensivo de agua y la generación de importantes volúmenes de efluentes por unidad de producción. Después de los sectores químico y de refinera, el alimentario ocupa el tercer lugar en uso de agua y vertido de efluentes [7,8]. Por ello, los líquidos residuales de este tipo de industria representan un reto particular para la ingeniería sanitaria y ambiental, debido a su alta variabilidad fisicoquímica, asociada tanto a las materias primas empleadas como a las características específicas de cada proceso productivo.

El sector lácteo constituye uno de los principales generadores de aguas residuales de alta carga orgánica dentro de la agroindustria. Estos efluentes se originan tanto en las operaciones de transformación de la leche como en las actividades de limpieza y desinfección de equipos e instalaciones. A partir de la leche cruda se elaboran diversos productos, entre ellos leche fluida, leche pasteurizada, leche en polvo, helados, suero, mantequilla, queso, cuajada y yogur. La elevada demanda hídrica de estos procesos implica que se requieran aproximadamente entre 1 y 10 m³ de agua para producir 1 m³ de leche procesada [8]. En particular, las plantas productoras de helados generan efluentes con importantes variaciones de carga orgánica asociadas a pérdidas de materia prima, mezclas, lavados de tanques y líneas de producción, así como al uso de detergentes y desinfectantes, lo que puede provocar condiciones de pH ácido y baja alcalinidad, desfavorables para el tratamiento biológico directo.

El helado es un postre consumido globalmente [9]. En 2017, el mercado mundial de helados tuvo ventas valoradas en 57 mil millones de dólares y alcanzaron 75 mil millones de dólares para 2024 [1]. Durante la fabricación de helados, se estima que la generación de aguas residuales oscila entre 1 y 2 galones por libra de producto elaborado. Estos efluentes constituyen una mezcla coloidal compleja compuesta por sólidos suspendidos (incluidos compuestos aromatizantes), material orgánico soluble (azúcares, lactosa, minerales y otros carbohidratos), partículas dispersas de distinto tamaño (proteínas y grasas emulsionadas) y residuos de agentes de

limpieza [10,11,12]. Aunque la concentración de estos compuestos varía según el rendimiento del proceso, el tipo de helado producido, el equipamiento utilizado y los protocolos de fabricación y limpieza, el elevado contenido de materia orgánica ha demostrado representar una carga significativa para las plantas de tratamiento receptoras de este tipo de efluentes [13].

Debido a su alta fracción biodegradable, los procesos biológicos constituyen una alternativa eficiente para el tratamiento de los vertidos de origen lácteo. Entre los distintos métodos aerobios disponibles, el reactor biológico secuencial (Sequencing Batch Reactor, SBR) se perfila como una de las tecnologías más prometedoras. El SBR es un sistema de lodos activados operado en ciclos de llenado y vaciado, en el cual las aguas residuales son introducidas al reactor para su tratamiento biológico y posteriormente descargadas una vez alcanzada la remoción de los contaminantes [6,14].

En los sistemas aerobios, los microorganismos oxidan la materia orgánica en un ambiente rico en oxígeno, transformándola en dióxido de carbono, agua y nueva biomasa. En los efluentes lácteos se han identificado diversas poblaciones microbianas heterotróficas, tales como *Bacillus cereus*, *Escherichia coli* y *Enterobacter*, así como levaduras del género *Candida* y *Saccharomyces* [15]. Para favorecer el establecimiento de una comunidad microbiana competitiva y estable, los sistemas biológicos requieren un período inicial de aclimatación, durante el cual se promueve el crecimiento y la adaptación de los microorganismos a las características específicas del efluente. La adición de inóculos o lodos provenientes de plantas de tratamiento con características similares puede reducir significativamente este tiempo de arranque.

En comparación con los procesos anaerobios, los tratamientos aerobios presentan mayores eficiencias en la remoción de nutrientes, aunque implican un mayor consumo energético y una mayor producción de lodos secundarios [16,17].

El desempeño de un SBR depende en gran medida de sus condiciones operacionales, particularmente del tiempo de ciclo, que controla la duración relativa de las fases biológicas y, por tanto, la eficiencia global del proceso. Tiempos de ciclo insuficientes pueden limitar la degradación de la fracción orgánica lentamente biodegradable y los procesos de nitrificación, mientras que tiempos excesivos incrementan los costos energéticos sin mejoras proporcionales en la calidad del efluente tratado. Por ello, evaluar la influencia del tiempo de ciclo operacional resulta clave para establecer condiciones de operación técnica y económicamente viables en el tratamiento de efluentes lácteos de alta carga.

El presente estudio tiene como objetivo evaluar la influencia del tiempo de ciclo operacional en el desempeño de un reactor biológico secuencial tratando efluentes lácteos provenientes de la producción de helados, mediante el análisis de la remoción de materia orgánica y nutrientes, así como de la estabilidad de parámetros como pH y alcalinidad.

II. MATERIALES Y MÉTODOS

A. Recolección y caracterización de los efluentes de la industria productora de helados

Los efluentes analizados fueron recolectados en una empresa dedicada a la producción de helados, ubicada en el oeste del municipio Maracaibo, estado Zulia, Venezuela. La toma de muestras se realizó conforme al Método 1060 para recolección y preservación [18].

Las muestras del efluente industrial fueron caracterizadas mediante la determinación de parámetros fisicoquímicos: demanda bioquímica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno total (DQO_T), demanda química de oxígeno soluble (DQO_S), nitrógeno total Kjeldahl (NTK), nitrógeno amoniacal (N-NH₄⁺), nitrógeno orgánico, óxidos de nitrógeno (NO_x⁻), nitrógeno total (NT), fósforo total (PT), ortofosfatos (P-PO₄³⁻), cloruros (Cl⁻), potencial de hidrógeno (pH), alcalinidad total, acidez total, color, turbidez, sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), y sólidos sedimentables (SS), de acuerdo con los métodos estándar [18].

B. Descripción del reactor utilizado

El tratamiento biológico de los efluentes generados en la producción de helados se llevó a cabo en un reactor de geometría cilíndrica operado a escala de laboratorio, con un diámetro de 14,5 cm y una altura de 26 cm, con un volumen total de 4 L y un volumen efectivo de trabajo de 2 L, constituido por 30 % de biomasa y 70 % de agua residual (Figura 1). El reactor operó de forma automatizada para las etapas de llenado y descarga, integrando sistemas independientes de agitación mecánica y suministro de oxígeno. Durante la fase de vaciado se retiró completamente el efluente clarificado.

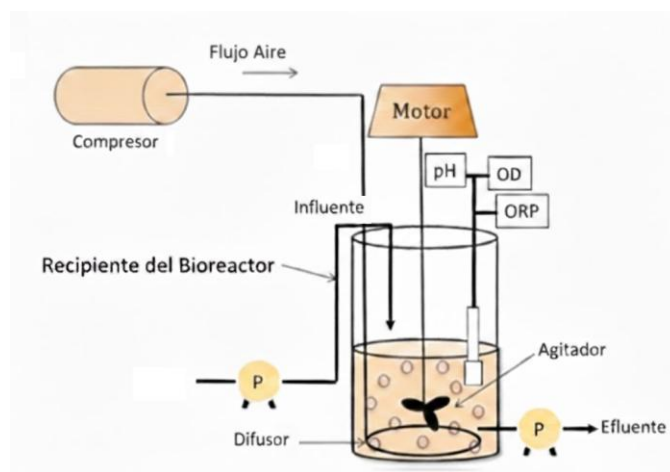


Fig. 1. Esquema del reactor utilizado en el tratamiento de los efluentes. P: Bomba. OD: Medidos de Oxígeno Disuelto. ORP: Potencial de óxido-reducción.

La agitación mecánica se realizó mediante un motor monofásico (General Electric, modelo WR60X165) de 15 W

de potencia y 1300 rpm, acoplado a un eje de acero inoxidable provisto de un aspa de cuatro palas sumergida en el licor mezcla. La velocidad de operación se reguló a 300 rpm mediante un potenciómetro, conforme a lo recomendado por Uygur [19].

La aireación se suministró utilizando un compresor (SeaStar, modelo HX-308-20), conectado a una manguera flexible transparente de 5 mm de diámetro interno, enlazada en serie con un difusor ubicado en el fondo del reactor (45 cm de longitud y 4 mm de diámetro). Este sistema permitió la distribución ascendente del aire en el licor mezcla, garantizando concentraciones mínimas de oxígeno disuelto de 2 mg/L durante la fase aeróbica.

El llenado y la descarga del afluente se realizaron mediante bombas peristálticas de flujo unidireccional (Cole-Parmer, modelos 77202-60 y 77201-60), controladas por temporizadores programables (Excelline, modelo GTC-E-120AS). La alimentación, descarga y purga del licor mezcla se efectuaron a través de tuberías flexibles (Masterflex, modelo 06409-147) de 6 mm de diámetro, manteniendo un caudal constante de 93 mL/min.

C. Origen de la biomasa inoculada en los reactores

Para el tratamiento de los efluentes provenientes de la fabricación de helados, se utilizó como inóculo biomasa procedente de un sistema de tratamiento aeróbico de aguas residuales domésticas ubicado en el municipio Miranda, estado Zulia. La aclimatación de la biomasa se llevó a cabo mediante la alimentación progresiva del reactor con diluciones del agua residual industrial. Estas diluciones se prepararon utilizando agua residual sintética, de acuerdo con las proporciones recomendadas por Hwang et al. [20]. La fracción de agua sintética se fue reduciendo gradualmente conforme se observaron mayores eficiencias de remoción de DQO, hasta alcanzar la alimentación del reactor con 100 % de agua residual industrial [21].

Durante el proceso de aclimatación se mantuvieron constantes la relación agua residual/biomasa (70/30), el tiempo de retención celular (15 días), el tiempo de sedimentación (30 minutos), el tiempo de retención hidráulica (24 h). Asimismo, el pH del efluente de la planta productora de helados fue ajustado en un rango de 6,5 a 8,5 unidades para garantizar condiciones favorables para el desarrollo y estabilidad de la biomasa.

D. Condiciones operacionales en el reactor

El tratamiento de los efluentes generados en la producción de helados se evaluó bajo tres TCO de 6, 8 y 10 h, con el fin de determinar la condición de operación más eficiente. Se empleó un tiempo de retención celular de 25 días para garantizar la estabilidad de la biomasa durante el proceso. La duración de cada una de las fases que conformaron las secuencias operacionales del SBR se presenta en la Tabla I

La investigación se condujo bajo un diseño experimental completamente al azar, considerando tres condiciones

operacionales principales (TCO: 6, 8 y 10 h) y doce repeticiones por tratamiento, manteniendo constantes el volumen de trabajo, la relación biomasa/sustrato y las condiciones de aireación y mezcla. El desempeño del sistema se evaluó a partir de las eficiencias de remoción de materia orgánica y nutrientes, y los resultados se compararon mediante un análisis de varianza (ANOVA) utilizando el programa estadístico SPSS versión 22.0.

TABLA I
DURACIÓN DE LOS TRATAMIENTO REALIZADOS EN EL SBR PARA LA DETERMINACIÓN DEL TCO EN LOS EFLUENTES DE LA PLANTA PRODUCTORA DE HELADOS

Tratamiento	TCO (h)	TRH (h)	TRC (d)	Secuencia operacional (h)		
				An	Ae	Ax
T1	6	8,6	25	0,75	3,25	1
T2	8	11,4	25	0,75	5,75	0,5
T3	10	14,3	25	1,5	10	2,5

SBR: Reactor secuencial por carga. TRC: Tiempo de retención celular. TCO: Tiempo de ciclo operacional. TRH: Tiempo de retención hidráulica. An: Etapa Anaeróbica. Ae: Aeróbica. Ax: Anóxica. Las fases de llenado, sedimentación y descarga tuvieron una duración de 0,25; 0,5 y 0,25 h, respectivamente.

III. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A. Caracterización del efluente proveniente de la industria productora de helados

El efluente estudiado presentó características que lo hacen inicialmente poco apto para tratamiento biológico, debido principalmente a su acidez (Tabla II). Por esta razón, antes de su alimentación al reactor se realizó una neutralización del pH, garantizando condiciones adecuadas para el crecimiento microbiano responsable de la degradación de la materia orgánica. En efluentes lácteos, la adición de álcalis es una práctica común para mejorar la eficiencia del tratamiento biológico. Al respecto, Shuba y Joshi [22] recomiendan el uso de soda cáustica para ajustar el pH de valores ácidos (4,72–4,90) hasta rangos cercanos a la neutralidad (7,02–7,86) antes del ingreso a reactores biológicos.

El pH promedio del efluente industrial fue de $5,70 \pm 0,75$, dentro del rango reportado para vertidos de fabricación de helados. La alcalinidad total fue baja (59 mg CaCO_3/L), inferior a los valores recomendados para estabilidad del proceso de tratamiento biológico (>75 mg CaCO_3/L) [23]. Esta baja capacidad amortiguadora concuerda con lo indicado por Arango y Sánchez [24], quienes señalan que las aguas residuales lácteas tienden a acidificarse rápidamente por la fermentación de los azúcares.

La concentración de materia orgánica fue elevada, con promedios de DQO de 3270 mg/L, y DBO de 1454 mg/L, todos los valores por encima de los límites normativos de descarga [25]. La relación DBO/DQO fue de 0,44, lo que indica que el efluente es moderadamente biodegradable. En cuanto al nitrógeno, se obtuvo una concentración de NTK de

16,1 mg/L y de N-NH_4^+ de 12,7 mg/L, representando este último el 78,9% del nitrógeno total (NT). La relación DQO/N/P de 100/0,39/0,20, evidenciándose deficiencia nutricional [26,2].

Los parámetros físicos mostraron una turbidez de 148 (UNT) y un color verdadero de 49 UC Pt-Co. La turbidez se asoció significativamente con el nitrógeno orgánico y amoniacal, así como con los sólidos suspendidos ($r > 0,7$; $p < 0,001$), evidenciando la influencia de la fracción particulada sobre estas características [28].

TABLA II
CARACTERIZACIÓN DEL EFLENTE DE LA INDUSTRIA PRODUCTORA DE HELADOS

Parámetro	Valor (media $\pm$ DE)	Límites establecidos por la norma de descarga a los cuerpos de agua [25]
$\text{DBO}_{5,20}$	1454 ± 707	60
DQO_T	3270 ± 611	350
NTK	$16,1 \pm 1,4$	-
N-NH_4^+	$12,7 \pm 2,3$	-
Norgánico	$3,4 \pm 1,8$	-
NO_x^-	ND	10
NT	$16,1 \pm 1,4$	40
PT	$8,00 \pm 1,75$	9
P-PO_4^{3-}	$5,77 \pm 0,79$	10
Cl^-	1177 ± 306	1000
pH	$5,70 \pm 0,75$	6 -9
Alcalinidad total	59 ± 6	-
Acidez total	106 ± 48	-
Color real	49 ± 10	500
Turbidez	148 ± 48	-
SST	699 ± 218	-
SSV	444 ± 187	-
SS	$19,3 \pm 7,6$	1
$\text{DQO}_T/\text{N-NH}_4^+/\text{P-PO}_4^{3-}$	100/0,39/0,20	-

n:12. n: número de repeticiones. $\text{DBO}_{5,20}$: Demanda biológica de oxígeno, DQO_T : Demanda química de oxígeno total, NTK: Nitrógeno Total Kjeldahl, N-NH_4^+ : Nitrógeno amoniacal, N-NO_x^- : Nitros y nitratos, NT: Nitrógeno total, PT: Fósforo total, SST: Sólidos suspendidos total, SSV: Sólidos suspendidos volátiles, SS: Sólidos sedimentables. P-PO_4^{3-} : Ortofosfatos. Todos los parámetros están expresados en mg/L a excepción del pH, alcalinidad total (mg CaCO_3/L), sólidos sedimentables (mL/L) y color real (UC Pt-Co). ND: No detectable. Límite de detección: 0,1 mg/L.

El efluente presentó alta carga orgánica, elevados sólidos suspendidos, baja alcalinidad y desbalance nutricional, con varios parámetros fuera de los límites establecidos para descarga [25]. Estas condiciones justifican la necesidad de

tratamiento previo, incluyendo ajuste de pH y procesos biológicos controlados, antes de su disposición final.

B. Aclimatación de la biomasa al efluente lácteo

La aclimatación de la biomasa se llevó a cabo en cinco etapas mediante un esquema de diluciones sucesivas del agua residual industrial (ARI) con agua residual sintética (ARS), empleando acetato de sodio como fuente de carbono fácilmente biodegradable [20].

En la primera semana de aclimatación se utilizó una relación ARS/ARI de 80/20 (Figura 2). Bajo estas condiciones, el reactor operó con una carga orgánica volumétrica (COV) de $1,66 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$, alcanzándose una remoción promedio de DQO del 89,0%, con concentraciones de salida entre 227 y 383 mg/L. Al reducir la proporción de ARS al 60% durante la segunda semana, la eficiencia de remoción disminuyó ligeramente hasta 83%, mientras que las concentraciones de DQO en el efluente variaron entre 295 y 588 mg/L. En esta etapa, la COV promedio fue de $2,01 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$.

En las tres etapas posteriores, correspondientes a relaciones ARS/ARI de 40/60, 20/80 y finalmente 0/100, se observó un aumento progresivo en la eficiencia de remoción promedio, pasando de 85,1% a 87,9%. Cuando el reactor fue alimentado exclusivamente con ARI, las concentraciones de DQO en el efluente oscilaron entre 268 y 466 mg/L, mientras que la COV se mantuvo en un rango de $1,62$ a $2,40 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$.

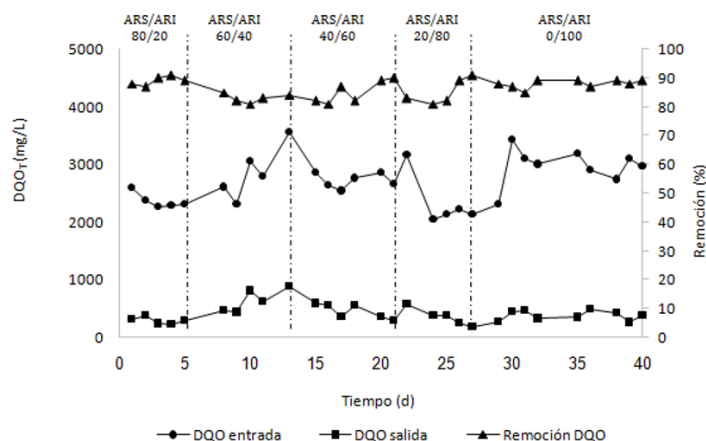


Fig. 2. Proceso de aclimatación de la biomasa al efluente lácteo. ARS: Agua residual sintética. ARI: Agua residual industrial. DQO_T : Demanda química oxígeno total.

A pesar de la variabilidad en la carga orgánica de entrada registrada entre los días 27 y 35, el reactor mostró una operación estable, manteniendo eficiencias de remoción superiores al 80% y concentraciones de DQO relativamente constantes en el efluente tratado.

C. Condiciones operacionales del reactor secuencial por carga

Las cargas orgánicas volumétricas oscilaron entre 6,26 y 6,89 Kg/(m³.d) entre los tiempos evaluados (Tabla III). La temperatura promedio durante esta fase de la investigación fue de 29,0°C, mientras que el pH del efluente lácteo a la entrada del reactor se ajustó con hidróxido de sodio (NaOH) a valores que se encontraron entre 6,85 y 6,93 unidades. El ajuste del pH se realizó debido a que, en condiciones de acidez, la población microbiana predominante son los hongos, dando como resultado una eficiencia baja en la sedimentación del lodo.

TABLA III
CONDICIONES OPERACIONALES DEL REACTOR POR CARGA SECUENCIAL DURANTE LOS TRATAMIENTOS

T	T1	T2	T3
T (°C)	29,5 ± 0,8	29,8 ± 0,7	28,2 ± 0,4
pH	6,93 ± 0,30	7,02 ± 0,34	6,86 ± 0,14
Alcalinidad total (mg CaCO ₃ /L)	219 ± 30	347 ± 24	204 ± 41
COV (Kg DQO/(m ³ .d))	6,89 ± 1,36	6,26 ± 0,97	6,35 ± 1,36
SSTLM (mg/L)	3400 ± 230	3150 ± 198	3650 ± 212
SSVLM (mg/L)	2100 ± 450	2150 ± 300	2450 ± 330
A/M (Kg DBO/(Kg SSV*d))	2,77 ± 0,23	1,66 ± 0,46	1,29 ± 0,35
Fase Anaerobia	0,20 ± 0,12	0,22 ± 0,09	0,29 ± 0,048
OD (mg/L) Fase aeróbica	3,05 ± 1,03	3,82 ± 0,58	3,09 ± 0,91
Fase anóxica	0,32 ± 0,15	0,42 ± 0,07	0,29 ± 0,13

A/M: Relación alimento/microorganismo. DQO: Demanda química de oxígeno. SSTLM: Sólidos suspendidos totales del licor mezcla. SSVLM: Sólidos suspendidos volátiles del licor mezcla. OD: Oxígeno disuelto.

La neutralización del efluente permitió aumentar los valores de alcalinidad total de 59 a 252 mg CaCO₃/L, encontrándose dentro del rango indicado por Romero (1999) para prevenir cambios bruscos de pH durante la remoción biológica de nutrientes. Los valores de la relación alimento/microorganismo (A/M) oscilaron entre 0,83 y 2,7 Kg DBO/(Kg SSV*d). La concentración de SSV en el licor mezcla en el reactor se mantuvo entre 2100 y 2450 mg/L, con relaciones SSVLM/SSTLM que variaron entre 0,62 y 0,68, con un promedio de 0,66, lo que implicó una baja presencia de compuestos inorgánicos en la biomasa.

Durante las fases aeróbicas, la concentración de oxígeno disuelto fue mayor a los 3 mg/L, mientras que, en las fases anóxicas y anaeróbicas, las concentraciones de oxígeno disminuyeron a valores menores a 0,5 mg/L, encontrándose dentro del rango recomendado por Mohseni y Bazari [29], quienes, tratando los efluentes de una planta envasadora de leche en un SBR, recomendaron un intervalo de 2 a 3 mg/L. En este rango no se observa el fenómeno de hinchamiento de los lodos que afecta el proceso de sedimentación en la fase de reposo y provoca elevados valores de turbidez en el efluente. La sedimentación de los lodos es uno de los principales

parámetros que deben estudiarse para el dimensionamiento de los reactores secuenciales por carga.

D. Desempeño del reactor en la remoción de materia orgánica y nutrientes

La Tabla IV muestra el desempeño del reactor en la remoción de materia orgánica expresada como DQO. El incremento del TCO de 6 a 10 h permitió aumentar la eficiencia de remoción de 70,2 a 89,6 %, evidenciando una relación directa entre el tiempo de reacción biológica y la degradación de la carga orgánica. Este comportamiento puede atribuirse a una mayor disponibilidad de tiempo para la actividad metabólica de los microorganismos, favoreciendo la oxidación de la fracción orgánica biodegradable presente en el efluente lácteo. En los ciclos de menor duración, parte de la materia orgánica, especialmente la fracción lentamente biodegradable, pudo no haber sido completamente transformada, lo que se reflejó en menores eficiencias de remoción.

TABLA IV
DESEMPEÑO DEL REACTOR EN LA REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA MEDIDA COMO DQO DURANTE LOS TRATAMIENTOS

Fase	T1	T2	T3
Entrada	2462 ± 484	2953 ± 545	3089 ± 137
Fin Anaerobia	1626 ± 331	2088 ± 194	1712 ± 570
Fin Aerobia	1011 ± 247	549 ± 57	520 ± 72
Fin Anóxica	740 ± 170	395 ± 41	310 ± 10
Salida	710 ± 46	391 ± 33	318 ± 31
% Remoción de DQO _T	70,2 c ± 5,7	86,8 b ± 2,22	89,7 a,b ± 2,23
Velocidad de remoción de materia orgánica (mg DQO _T /(L*h))	291,9 b ± 13,0	323,5 a ± 57,5	333,5 a ± 84,8
Velocidad específica de remoción de materia orgánica (mg DQO _T /mg SSV*h)	0,139 b ± 0,009	0,150 a ± 0,016	0,159 a ± 0,039

DQO_T: Demanda química de oxígeno total. SSV: Sólidos suspendidos volátiles. T1: tratamiento con un TCO de 6 h de duración. T2: Tratamiento con 8h. T3: Tratamiento con 10 h de duración. TCO: Tiempo de ciclo operacional. Letras distintas en columnas indican diferencias significativas, en las medias respaldada por una prueba de Tukey (p <0.05).

El incremento del TCO de 6 a 10 h también favoreció un aumento tanto en la velocidad global de remoción de materia orgánica como en la velocidad específica. La velocidad de global remoción se incrementó de 291,2 a 333,5 mg DQO·L⁻¹·h⁻¹, mientras que la velocidad específica aumentó de 0,0139 a 0,159 mg DQO·mg⁻¹ SSV·h⁻¹. Sin embargo, no se observaron diferencias estadísticamente significativas entre las

velocidades obtenidas para los TCO de 8 y 10 h. El análisis de correlación realizado entre la carga orgánica volumétrica (COV) y la DQO removida mostró una relación estadísticamente significativa ($p = 0,000$). Para todos los tiempos de ciclo operacional evaluados, se observó que el incremento de la carga orgánica aplicada al reactor se asoció con un aumento en el porcentaje de remoción de DQO total (Figura 4).

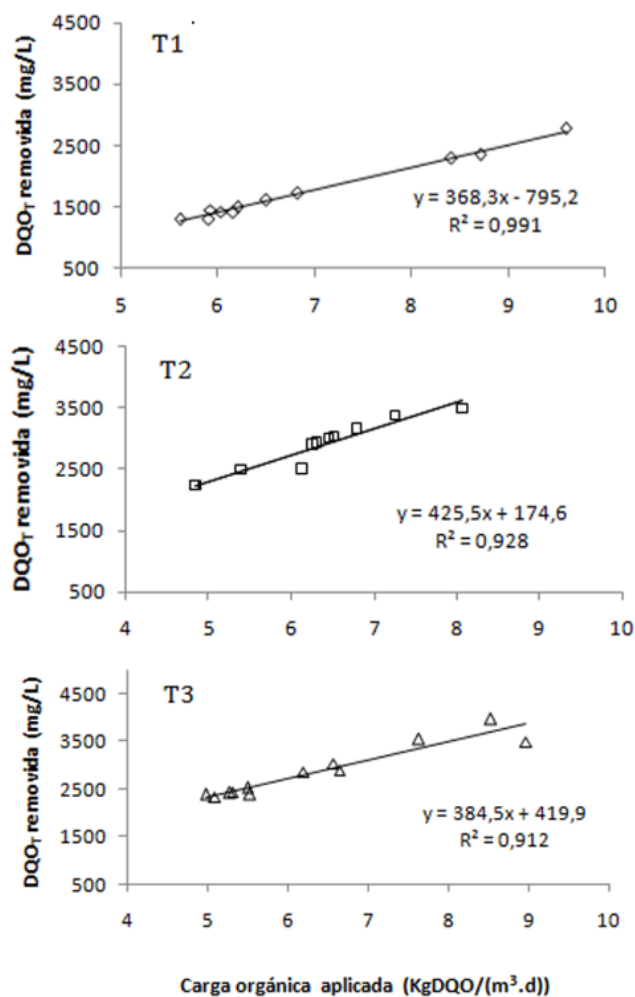


Fig. 4. Relación lineal entre la carga orgánica aplicada (kg DQO/m³.d) y la DQO removida (mg/L) en los tratamientos con sus respectivos modelos de regresión. T1: tratamiento con un TCO de 6 h de duración. T2: Tratamiento con 8h. T3: Tratamiento con 10 h de duración. TCO: Tiempo de ciclo operacional.

Las concentraciones de DBO en el afluente al reactor oscilaron entre 1275 y 2033 mg/L, mientras que las eficiencias de remoción registradas variaron entre 86,2 y 97,2 %. El análisis estadístico evidenció diferencias significativas ($p \leq 0,05$) entre el tratamiento operado con un TCO de 6 h y aquellos correspondientes a 8, 10 h. En consecuencia, los mayores porcentajes de remoción y las menores

concentraciones residuales de DBO en el efluente se alcanzaron con tiempos de ciclo superiores a 6 h.

De manera similar a lo observado para la DQO, la mayor fracción de remoción de DBO se produjo durante la primera fase del ciclo operacional, correspondiente a la etapa anaeróbica (Tabla V). En esta fase se lograron remociones del 69,0; 46,8; y 67,2% para los tiempos de 6, 8, y 10 h, respectivamente. Estos resultados indican que una parte importante de la materia orgánica fácilmente biodegradable presente en el efluente lácteo fue consumida rápidamente al inicio del ciclo, favoreciendo condiciones posteriores para los procesos aeróbicos de oxidación más completa del sustrato remanente [30].

TABLA V
DESEMPEÑO DEL REACTOR EN LA REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA COMO DBO DURANTE LOS TRATAMIENTOS

Fase	T1	T2	T3
Entrada	2033 ± 199	1690 ± 316	1548 ± 102
Fin Anaerobia	629 ± 283	898 ± 39	509 ± 109
Fin Aerobia	313 ± 70	161 ± 20	70 ± 16
Fin Anóxica	294 ± 64	98 ± 5	35 ± 12
Salida	298 ± 60	91 ± 5	38 ± 4
% Remoción de DBO _{5,20}	86,2 b ± 2,8	94,4 a ± 1,1	97,5 a ± 1,5

DBO: Demanda biológica de oxígeno. SSV: Sólidos suspendidos volátiles. T1: tratamiento con un TCO de 6 h de duración. T2: Tratamiento con 8h. T3: Tratamiento con 10 h de duración. TCO: Tiempo de ciclo operacional. Letras distintas en columnas indican diferencias significativas, en las medias respaldada por una prueba de Tukey ($p < 0,05$).

En la Tabla VI se presentan las concentraciones de nitrógeno total Kjeldahl (NTK), nitrógeno amoniacal ($N-NH_4^+$), nitritos ($N-NO_2^-$), nitratos ($N-NO_3^-$) y nitrógeno total (NT), utilizadas para analizar la transformación y remoción de este nutriente en el sistema SBR. Los resultados evidenciaron que el reactor promovió la remoción de nitrógeno mediante el proceso convencional de nitrificación-desnitrificación. Al final de la fase aeróbica se detectaron concentraciones de nitritos y nitratos acompañadas de una disminución en las concentraciones de NTK y $N-NH_4^+$, lo que confirma la ocurrencia de la nitrificación.

Posteriormente, durante la fase anóxica, se observó una reducción en las concentraciones de nitritos y nitratos, atribuida al proceso de desnitrificación [31]. En esta etapa, el nitrato actuó como aceptor de electrones para las bacterias heterótrofas facultativas, que llevaron a cabo la reducción de estos compuestos a óxidos de nitrógeno y nitrógeno molecular, utilizando materia orgánica como fuente de carbono.

La mayor remoción de NTK se registró en el tratamiento con un tiempo de ciclo de 10 h, presentando diferencias significativas ($p \leq 0,05$) respecto a los TCO de 6 y 8 h (Tabla VI). En particular, el tratamiento con un TCO de 10 h alcanzó una eficiencia promedio de remoción de NTK de 93,6 % (Tabla VII), obteniéndose las menores concentraciones residuales a la salida del reactor ($1,1 \pm 0,3$ mg/L)

TABLA VI
VARIACIÓN DE LAS CONCENTRACIONES EN LAS FORMAS DE NITRÓGENO
DURANTE LOS TRATAMIENTOS

Variable	Fase	T1	T2	T3
NTK (Nitrógeno total Kjeldahl)	Entrada	13,9 ± 0,9	13,5 ± 4,2	14,1 ± 1,0
	Fin Anaerobia	12,1 ± 0,3	9,8 ± 3,3	9,6 ± 1,3
	Fin Aerobia	3,2 ± 0,3	3,5 ± 1,8	1,7 ± 1,1
	Fin Anóxica	2,9 ± 0,5	3,0 ± 1,3	1,5 ± 0,8
	Salida	2,9 ± 0,4	3,1 ± 0,9	1,1 ± 0,3
	Fin Anaerobia	7,8 ± 2,2	10,2 ± 3,7	5,4 ± 2,8
N-NH ₄ ⁺ (Nitrógeno amoniaco)	Entrada	11,7 ± 1,9	11,9 ± 3,9	6,6 ± 3,5
	Fin Anaerobia	2,2 ± 0,3	1,9 ± 0,7	0,5 ± 0,2
	Fin Aerobia	2,5 ± 0,2	1,8 ± 0,7	0,8 ± 0,5
	Fin Anóxica	2,3 ± 0,4	1,8 ± 0,9	0,9 ± 0,3
	Salida	ND	ND	ND
	Fin Anaerobia	3,4 ± 2,3	3,8 ± 1,9	3,3 ± 1,5
N-NO ₂ ⁻ (Nitritos)	Entrada	ND	ND	ND
	Fin Anaerobia	ND	ND	ND
	Fin Aerobia	ND	ND	ND
	Fin Anóxica	ND	ND	ND
	Salida	ND	ND	ND
	Fin Anaerobia	9,6 ± 6,4	11,3 ± 7,2	14,4 ± 2,1
N-NO ₃ ⁻ (Nitratos)	Entrada	ND	ND	ND
	Fin Anaerobia	ND	ND	ND
	Fin Aerobia	1,6 ± 0,2	1,7 ± 0,4	1,4 ± 0,4
	Fin Anóxica	1,6 ± 0,3	1,8 ± 0,5	1,3 ± 0,3
	Salida	13,9 ± 0,9	13,5 ± 4,2	14,1 ± 1,0
	Fin Anaerobia	12,1 ± 0,3	9,8 ± 3,3	9,6 ± 2,3
NT (Nitrógeno total)	Entrada	13,9 ± 0,9	13,5 ± 4,2	14,1 ± 1,0
	Fin Anaerobia	12,1 ± 0,3	9,8 ± 3,3	9,6 ± 2,3
	Fin Aerobia	16,2 ± 8,4	18,6 ± 5,2	19,0 ± 5,0
	Fin Anóxica	4,5 ± 0,4	4,7 ± 1,4	3,1 ± 0,6
	Salida	4,5 ± 0,4	4,9 ± 0,7	2,9 ± 0,5
	Fin Anaerobia	16,2 ± 8,4	18,6 ± 5,2	19,0 ± 5,0

. T1: tratamiento con un TCO de 6 h de duración. T2: Tratamiento con 8h. T3: Tratamiento con 10 h de duración. TCO: Tiempo de ciclo operacional.
. ND: No Detectable. Límite de detección: 0,1 mg/l.

La mayor eficiencia de nitrificación (95,0 %) se registró en el tratamiento con un TCO de 10 h, correspondiente al ciclo con la fase aeróbica de mayor duración. Al finalizar esta etapa, las concentraciones de nitrógeno amoniacal fueron inferiores a 1 mg/L, mientras que se alcanzaron las concentraciones más elevadas de nitratos (14,4 ± 2,1 mg/L), lo que evidenció una conversión prácticamente completa del amonio a formas oxidadas de nitrógeno. Resultados similares fueron reportados por Sharma y Bhatti [32], quienes observaron mayores eficiencias de remoción de nitrógeno amoniacal al incrementar el ciclo de 3 a 9 h en un SBR tratando aguas residuales de alta carga orgánica.

En cuanto al proceso de desnitrificación, no se observaron diferencias estadísticamente significativas entre los distintos tiempos de ciclo evaluados, registrándose eficiencias entre

83,3 y 90,3 %. Es importante destacar que este proceso se llevó a cabo sin la adición de una fuente externa de carbono, ya que las bacterias desnitrificantes utilizaron la DQO remanente al final de la fase aeróbica o el carbono endógeno disponible, comportamiento consistente con lo observado en estudios previos para efluentes de características similares. Sharma y Bhatti [32] describen este fenómeno indicando que la secuencia temporal de fases aeróbicas y anóxicas favorece la desnitrificación sin adición de carbono externo, siempre que exista suficiente materia orgánica residual disponible

TABLA VII
REMOCIÓN DE LAS FORMAS DE NITRÓGENO DURANTE LOS
TRATAMIENTOS

Variable	T1	T2	T3
Remoción de NTK	79,1 b ± 8,5	77,4 b ± 4,3	93,6 a ± 1,6
Remoción de NT	67,6 b ± 0,6	63,7 b ± 0,9	85,1 a ± 1,2
Eficiencia de nitrificación	80,3 b ± 5,7	84,5 b ± 6,2	95,0 a ± 9,8
Eficiencia de desnitrificación	83,3 a ± 4,8	85,0 a ± 7,1	90,3 a ± 7,3

T1: tratamiento con un TCO de 6 h de duración. T2: Tratamiento con 8h. T3: Tratamiento con 10 h de duración. TCO: Tiempo de ciclo operacional. NTK: Nitrógeno total Kjeldahl. NT: Nitrógeno total. Letras distintas en columnas indican diferencias significativas, en las medias respaldada por una prueba de Tukey (p < 0.05).

Las concentraciones promedio de fósforo total y ortofosfatos se presentan en la Tabla VIII. Los compuestos de fósforo constituyen nutrientes clave en los procesos de eutrofización de cuerpos de agua naturales, por lo que su control en los vertidos industriales es de especial importancia ambiental. En el caso de los efluentes lácteos, las concentraciones de fósforo suelen ser relativamente bajas en comparación con otros sectores industriales, donde este nutriente proviene del uso de detergentes y productos químicos empleados en las operaciones de limpieza.

TABLA VIII
REMOCIÓN DE LAS FORMAS DE FÓSFORO DURANTE LOS TRATAMIENTOS

Variable	Fase	T1	T2	T3
P-PO ₄ ⁻³	Entrada	5,39 ± 0,59	5,92 ± 0,92	5,31 ± 1,81
P-PO ₄ ⁻³	Fin Anaerobia	6,53 ± 0,74	7,01 ± 0,63	6,98 ± 1,13
	Fin Aerobia	4,31 ± 0,88	4,15 ± 0,72	3,96 ± 0,37
	Fin Anóxica	4,01 ± 0,67	4,03 ± 0,92	3,44 ± 0,65
	Salida	4,05 ± 0,60	4,10 ± 0,95	3,37 ± 0,55
PT	Entrada	8,36 ± 0,59	8,27 ± 0,67	8,06 ± 1,91
	Salida	6,53 ± 0,7	5,56 ± 0,64	4,06 ± 0,13
	% Remoción	30,4 b ± 13,8	32,3 b ± 12,7	45,4 a, b ± 11,3

T1: tratamiento con un TCO de 6 h de duración. T2: Tratamiento con 8h. T3: Tratamiento con 10 h de duración. TCO: Tiempo de ciclo operacional. P-PO₄⁻³: Ortofosfatos. PT: Fósforo total. Letras distintas en columnas indican diferencias significativas, en las medias respaldada por una prueba de Tukey (p < 0.05)

Se observó una ligera disminución del pH durante la fase anaeróbica, probablemente asociada a la fermentación de la lactosa y otros compuestos orgánicos presentes en el efluente, lo que conduce a la formación de ácidos grasos volátiles de cadena corta. Posteriormente, durante la fase aeróbica, se registró un incremento progresivo del pH, con una variación aproximada de 0,7 unidades. Este comportamiento difiere de lo reportado por Spagni y Marsili [33], quienes observaron una disminución del pH durante la nitrificación, atribuida a la generación de iones hidronio que tienden a acidificar el medio.

TABLA IX
 VARIACIÓN DE LOS pH Y ALCALINIDAD TOTAL DURANTE LOS TRATAMIENTOS

Variable	Fase	T1	T2	T3
pH	Entrada	6,93 ± 0,23	6,83 ± 0,14	6,86 ± 0,14
	Fin Anaerobia	6,69 ± 0,28	6,40 ± 0,15	6,91 ± 0,31
	Fin Aerobia	7,23 ± 0,17	6,73 ± 0,14	7,28 ± 0,50
	Fin Anóxica	7,56 ± 0,23	7,36 ± 0,15	7,50 ± 0,49
	Salida	7,63 ± 0,23	7,37 ± 0,18	7,51 ± 0,40
Alcalinidad total (mg CaCO ₃ /L)	Entrada	219 ± 30	347 ± 24	204 ± 41
	Fin Anaerobia	279 ± 36	483 ± 138	284 ± 22
	Fin Aerobia	328 ± 45	680 ± 169	347 ± 79
	Fin Anóxica	305 ± 43	642 ± 141	395 ± 61
	Salida	306 ± 38	5916 ± 6	391 ± 54

T1: tratamiento con un TCO de 6 h de duración. T2: Tratamiento con 8h. T3: Tratamiento con 10 h de duración. TCO: Tiempo de ciclo operacional.

En el presente estudio, el pH mostró una tendencia creciente y se estabilizó al final de la fase anóxica. Esta diferencia puede explicarse por la capacidad de amortiguación del sistema, favorecida por el ajuste previo del pH del efluente industrial mediante la adición de hidróxido de sodio, lo que permitió atenuar las variaciones típicas del pH asociadas a los procesos biológicos que ocurren en el SBR.

VI. CONCLUSIONES

El SBR trató de forma eficiente el efluente lácteo de helados, alcanzando remociones de DQO de 70,2–89,7% y de DBO de 86,2–97,5%, con mejoras significativas al aumentar el TCO desde 6 h hasta 8 h.

El sistema promovió la remoción de nitrógeno por nitrificación–desnitrificación, logrando nitrificación de 80,3–95,0% y desnitrificación de 83,3–90,3% sin adición de carbono externo, utilizando la DQO remanente/endógena.

La neutralización del efluente estabilizó el proceso, el pH aumentó y se mantuvo cercano a la neutralidad, mientras la alcalinidad aportó capacidad amortiguadora; la remoción de

fósforo fue moderada (30,4–45,4%), sugiriendo la necesidad de estrategias complementarias si se requieren mayores reducciones.

AGRADECIMIENTOS

Este estudio fue financiado por la Universidad Tecnológica Empresarial de Guayaquil (UTEG) en el marco del proyecto PROY-2025-01 — Sinergia biotecnológica en el tratamiento de aguas residuales industriales mediante modelos híbridos para la remoción de contaminantes.

REFERENCIAS

- [1] A. Harfoush, Z. Fan, L. Goddik, K. R. Haapala, “A review of ice cream manufacturing process and system improvement strategies,” *Manufacturing Letters*, vol. 41, pp. 170–181, 2024. <https://doi.org/10.1016/j.mfglet.2024.09.021>
- [2] R. Kler, G. Elkady, K. Rane, A. Singh, M. Hossain, D. Malhotra, K. Bhatia. (2022), “Machine Learning and Artificial Intelligence in the Food Industry: A Sustainable Approach,” *Journal of Food Quality*, vol. 2022, Art. no. 8521236, 2022. <https://doi.org/10.1155/2022/8521236>
- [3] J. Kong, C. Yang, J. Wang, X. Wang, M. Zuo, X. Jin, S. Lin, “Deep-stacking network approach by multisource data mining for hazardous risk identification in IoT-based intelligent food management systems,” *Computational Intelligence and Neuroscience*, vol. 2021, Art. no. 1194565, 2021. <https://doi.org/10.1155/2021/1194565>
- [4] S. Camaréna, “Artificial intelligence in the design of the transitions to sustainable food systems,” *Journal of Cleaner Production*, vol. 271, Art. no. 122574, 2020. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.122574>
- [5] B. Wu, B. Gao, W. Xu, H. Wang, Y. Yi, “Sustainable food smart manufacturing technology,” *Information Processing & Management*, vol. 59, no. 1, Art. no. 102754, 2022. <https://doi.org/10.1016/j.ipm.2021.102754>
- [6] S. Carrasquero-Ferrer, J. Pino-Rodríguez, A. Díaz-Montiel, “Sequencing Batch Reactor: A Sustainable Wastewater Treatment Option for the Canned Vegetable Industry,” *Sustainability*, vol. 17, no. 3, Art. no. 818, 2025. <https://doi.org/10.3390/su17030818>
- [7] R., Bhuvaneshwari, F., Majeed, E., Jose, E., Mohan, A., “Different treatment methodologies and reactors employed for dairy effluent treatment – A review,” *Journal of Water Process Engineering*, vol. 46, Art. no. 102622, 2022. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2022.102622>
- [8] J. Boguniewicz-Zablocka, I. Klosok-Bazan, V. Naddeo, “Water quality and resource management in the dairy industry,” *Environmental Science and Pollution Research*, vol. 26, no. 2, pp. 1208–1216, 2017. <https://doi.org/10.1007/s11356-017-0608-8>
- [9] A. Genovese, A. Balivo, A. Salvati, R. Sacchi, “Functional ice cream health benefits and sensory implications,” *Food Research International*, vol. 161, Art. no. 111858, 2022. <https://doi.org/10.1016/j.foodres.2022.111858>
- [10] M. Enteshari, S. I. Martínez-Monteagudo, “Subcritical hydrolysis of ice-cream wastewater: Modeling and functional properties of hydrolysate,” *Food and Bioproducts Processing*, vol. 111, pp. 104–113, 2018. <https://doi.org/10.1016/j.fbp.2018.08.002>
- [11] S. Carrasquero, S. Urbina, “Tratamiento de efluentes de una planta productora de helados usando reactores secuenciales por carga,” *Revista InGenio*, vol. 6, no. 1, pp. 20–30, 2023. <https://doi.org/10.18779/ingenio.v6i1.560>
- [12] B. Demirel, O. Yenigun, T. Onay, “Anaerobic treatment of dairy wastewaters: A review,” *Process Biochemistry*, vol. 40, no. 8, pp. 2583–2595, 2005. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2004.12.015>
- [13] W. Hu, K. Thayanithy, C. Foster, “A kinetic study of the anaerobic digestion of ice-cream wastewater,” *Process Biochemistry*, vol. 37, pp. 965–971, 2002. [https://doi.org/10.1016/S0032-9592\(01\)00310-7](https://doi.org/10.1016/S0032-9592(01)00310-7)
- [14] S. Carrasquero-Ferrer, G. Vaca, G. Viteri, G. Colina, “Monitoring of Nutrient Removal in Swine Effluents Using Sequential Reactors with Oxygen Control,” *Oxygen*, vol. 5, no. 4, Art. no. 21, 2025. <https://doi.org/10.3390/oxygen5040021>

- [15] H. J. Porwal, A. V. Mane, and S. G. Velhal, "Biodegradation of dairy effluent by using microbial isolates obtained from activated sludge," *Water Resources and Industry*, vol. 9, pp. 1–15, 2015. <https://doi.org/10.1016/j.wri.2014.11.002>
- [16] Y. Wang and L. Serventi, "Sustainability of dairy and soy processing: A review on wastewater recycling," *Journal of Cleaner Production*, vol. 237, Art. no. 117821, 2019. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.117821>
- [17] J. Akansha, P., Nidheesh, A., Gopinath, K., Anupama, M., Kumar, "Treatment of dairy industry wastewater by combined aerated electrocoagulation and phytoremediation process," *Chemosphere*, vol. 253, Art. no. 126652, 2020. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2020.126652>
- [18] APHA, AWWA, WEF, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 24th ed. Washington, DC, USA: American Public Health Association, 2022.
- [19] A. Uygur, "Specific nutrient removal rates in saline wastewater treatment using sequencing batch reactor," *Process Biochemistry*, vol. 41, pp. 61–66, 2006. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2005.03.068>
- [20] I. Hwang, K. Min, E. Choi, Z. Yun, "Nitrogen removal from piggery waste using the combined SHARON and ANAMMOX process," *Water Science and Technology*, vol. 52, no. 10–11, pp. 487–494, 2005. <https://doi.org/10.2166/wst.2005.0727>
- [21] R. Ganesh, G. Balaji, A. Ramanujam, "Biodegradation of tannery wastewater using sequencing batch reactor – Respirometric assessment," *Bioresource Technology*, vol. 97, no. 15, pp. 1815–1821, 2006. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.09.003>
- [22] E. Shubham, Y. Joshi, "Characterization and treatment of ice cream industry wastewater using UASB reactor," *International Journal of New Technologies in Science and Engineering*, vol. 2, no. 5, pp. 69–77, 2015.
- [23] A. Zornoza, L. Avendaño, S. Sosanos, I. Amorós, I. Bernácer, J. Martínez, "Análisis de las correlaciones entre diversos parámetros operacionales y fisicoquímicos relacionados con el proceso de nitrificación en fangos activos," *Tecnología del Agua*, vol. 32, pp. 24–34, 2011. https://doi.org/10.4103/ijas.ijas_11_17
- [24] O. Arango, L. Sánchez, "Tratamiento de aguas residuales de la industria láctea en sistemas anaerobios tipo UASB," *Facultad de Ciencias Agropecuarias*, vol. 7, no. 2, pp. 24–31, 2009. Recuperado a partir de <https://revistas.unicauca.edu.co/index.php/biotecnologia/article/view/711>
- [25] República de Venezuela, "Normas para la clasificación y el control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos," Decreto 883, 1995.
- [26] C. Cárdenas, K., Landeta, T., Perruolo, N., Angulo, S., Yabroudi, A., Trujillo, P., Flores, "Determinación de las constantes cinéticas para el diseño de tratamientos biológicos de un efluente lácteo en régimen discontinuo," *Revista Técnica de Ingeniería de la Universidad del Zulia*, vol. 37, no. 1, pp. 11–19, 2014. Disponible en: <https://produccioncientificaluz.org/index.php/tecnica/article/view/6940> (Accedido: 30enero2026).
- [27] N. Angulo, K. Carvajal, C. Cárdenas, I. Araujo, G. Morillo, P. Melo, A. Beltrán, A. Díaz, "Comparación de condiciones operacionales en un reactor por carga secuencial tratando un efluente lácteo," *Rev. Tec. Fac. Ing. Univ. Zulia*, vol. 38, no. 1, pp. 50–57, 2015. Disponible en: <http://www.produccioncientificaluz.org/index.php/tecnica/article/view/19884> (Accedido: 30enero2026).
- [28] W. Qasim, A. Mane, "Characterization and treatment of selected food industrial effluents by coagulation and adsorption techniques," *Water Resources and Industry*, vol. 4, pp. 1–12, 2013. <https://doi.org/10.1016/j.wri.2013.09.005>
- [29] A. Mohseni, H. Bazari, "Biological treatment of dairy wastewater by sequencing batch reactor," *Iranian Journal of Environmental Health Science and Engineering*, vol. 1, no. 2, pp. 65–69, 2004.
- [30] A., Zinatizadeh, Y. Mansouri, A. Akhbari, S. Pashaei, "Biological treatment of a synthetic dairy wastewater in a sequencing batch biofilm reactor," *Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly*, vol. 17, no. 4, pp. 485–495, 2011. <https://doi.org/10.2298/CICEQ110524034Z>
- [31] G. Navaneetha, "Simultaneous carbon and nutrient removal from dairy wastewater in sequencing batch reactor (SBR)," *Global NEST Journal*, vol. 17, no. 3, pp. 628–636, 2015. <https://doi.org/10.30955/gnj.001671>
- [32] [A. Sharma, M. S. Bhatti, "Simultaneous removal of organic matter and nutrients from high strength organic wastewater using sequencing batch reactor (SBR)," *Processes*, vol. 10, no. 10, Art. no. 1903, 2022. <https://doi.org/10.3390/pr10101903>
- [33] A. Spagni and S. Marsili, "Nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating sanitary landfill leachate," *Bioresource Technology*, vol. 100, pp. 609–614, 2009. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.06.064>