



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL – AGUA

**TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE PLATAFORMAS
MARINAS HABITACIONALES MEDIANTE SISTEMAS
CON BIOMASA INMOVILIZADA**

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRA EN INGENIERÍA AMBIENTAL

PRESENTA:
HEBE VIVIANA SMITH NAVA

DIRECTORA DE TESIS
DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA, FACULTAD DE INGENIERÍA

COMITÉ TUTOR:
DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ, INSTITUTO DE INGENIERÍA
DR. IVÁN MORENO ANDRANDE, INSTITUTO DE INGENIERÍA

MÉXICO, D.F., ENERO, 2016

JURADO ASIGNADO:

Presidente: DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ
Secretario: DRA. GABRIELA ELEONORA MOELLER CHÁVEZ
1 er. Vocal: DRA. GEORGINA FERNÁNDEZ VILLAGÓMEZ
2 do. Vocal: DR. IVÁN MORENO ANDRADE
3 er. Vocal: DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

Lugar donde se realizó la tesis: INSTITUTO MEXICANO DE TECNOLOGÍA DEL AGUA

TUTOR DE TESIS:

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

FIRMA

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a la Universidad Nacional Autónoma de México y al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua por todo el apoyo brindado para mi formación académica en el posgrado de Ingeniería Ambiental.

Gracias al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca otorgada para la realización de mis estudios y proyecto de tesis de maestría.

Muchas gracias Dra. Petia Mijaylova Nacheva, por todas sus atenciones, consejos y conocimientos compartidos. Siempre le estaré agradecida por todo el apoyo, el cariño y la confianza que me ha brindado y también por sus apapachos.

A los integrantes del comité tutorial, Dr. Iván Moreno Andrade y Dr. Simón González Martínez, por compartirme sus conocimientos y por sus valiosas aportaciones, las cuales me fueron de gran ayuda para poder concluir este proyecto de investigación.

Gracias a la Dra. Georgina Fernández Villagómez y a la Dra. Gabriela Moeller Chávez por sus observaciones y sugerencias para mejorar este trabajo.

Agradezco a la Dra. Gabriela Mantilla y al M.C. Alejandro Ruíz por todos sus consejos, afecto y apoyo. Gracias por todas las pláticas y por qué no, por los regaños también.

Agradezco a mis abuelos, por regalarme las armas necesarias para salir adelante. Jamás lo hubiera logrado sin ustedes, ya que hicieron el papel de padres en mi vida.

Gracias a mi familia, porque a pesar de las dificultades y la distancia, de una u otra manera me han apoyado y me han demostrado su amor.

A doña Elizabeth y a don Raúl por permitirme ser parte de sus vidas, por apoyarme y regalarme su cariño.

Gracias a Josué, Yolis, Yaz, Carito y Toñito porque de alguna manera siempre me han apoyado y me han compartido su amistad y confianza.

A ti mi Chucho, por todo el amor incondicional que me has demostrado día a día. Mi amor, estoy tan feliz porque la vida nos ha permitido compartir nuestros logros y crecer juntos. Te agradezco enormemente todo tu apoyo y tus consejos.

RESUMEN

En el presente trabajo de investigación, se evaluó el tratamiento de agua residual con alta salinidad, cuyas características fueron similares a las que se presentan en las descargas generadas en plataformas marinas habitacionales. Para esto, se emplearon dos reactores aerobios de lecho fijo sumergido (reactores 1 y 2) empacados con cintas de polietileno de baja densidad con un área superficial específica de $1000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$. En la etapa de desarrollo y aclimatación de la biomasa, se determinó la remoción de materia orgánica a diferentes niveles de salinidad para una carga orgánica de $1 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$. La salinidad se ajustó adicionando cloruro de sodio o sal común hasta las concentraciones deseadas ($14,000$ y $7,000 \text{ mg L}^{-1}$). El tiempo de aclimatación para los reactores 1 y 2 fue de 173 días y 50 días, respectivamente. Se evaluaron tres fases experimentales variando la carga orgánica superficial de 1 a $5 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$. Durante la primera fase, se alcanzaron remociones de DQO, N-NH_4^+ , NT, SST y SSV de $83 \pm 3 \%$, $98 \pm 1.3 \%$, $14.7 \pm 5.6 \%$, $87 \pm 1 \%$ y $85 \pm 3 \%$ para el reactor 1 y $80 \pm 3 \%$, $97.4 \pm 2.3 \%$, $17.1 \pm 15 \%$, $86 \pm 4 \%$ y $87 \pm 5 \%$ para el reactor 2, en ese orden. Por otra parte, en la fase 2, las remociones de dichos parámetros fueron de $80 \pm 11 \%$, $78.55 \pm 10.7 \%$, $43 \pm 15 \%$, $84 \pm 2 \%$, y $85 \pm 3 \%$ en el reactor 1 y $81 \pm 12 \%$, $83.5 \pm 9 \%$, $43 \pm 12 \%$, $84 \pm 2 \%$, $86 \pm 4 \%$ en el reactor 2, respectivamente. Finalmente, las remociones obtenidas en la tercera fase fueron de $64 \pm 13 \%$, $58.9 \pm 9.4 \%$, $41 \pm 9 \%$, $85 \pm 2 \%$ y $86 \pm 2 \%$ para el reactor 1 y $70 \pm 12 \%$, $62.2 \pm 5.9 \%$, $42 \pm 12 \%$, $85 \pm 2 \%$ y $85 \pm 3 \%$ para el reactor 2, en ese orden. La cantidad de biomasa en el reactor 1 fue de $10 - 14 \text{ g SV m}^{-2}$ y $8 - 18 \text{ g SV m}^{-2}$ en el reactor 2. También, se alcanzaron TRS que oscilaron entre $49 - 32$ días en el reactor 1 y $53 - 32$ días en el reactor 2. A partir de respirometrías, se determinaron porcentajes de inhibición en una biomasa no aclimatada de 44.75% y 32.5% cuando fue expuesta a $14,000$ y $7,000 \text{ mg L}^{-1}$ de NaCl, respectivamente. A su vez, se obtuvo un porcentaje de inhibición del 16.4% para la biomasa aclimatada a una concentración de SDT de $7,000 \text{ mg L}^{-1}$ cuando se expuso a $14,000 \text{ mg L}^{-1}$ de NaCl. Además, se llevaron a cabo cinéticas de degradación ajustando los datos experimentales a una regresión no lineal con base en el modelo de Monod, se determinaron valores para μ_{max} de 0.015 y $0.01489 \text{ mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SV d}^{-1}$ en los reactores 1 y 2, respectivamente. Asimismo, se calcularon valores para K_s de $1,113$ en el reactor 1 y 950.6 mg L^{-1} en el reactor 2. También, se hizo el ajuste a una cinética de primer orden por medio de una regresión lineal, obteniéndose valores para K_s de 7.70 y 9.03 d^{-1} en los reactores 1 y 2, en ese orden.

ABSTRACT

In this research, the performance of two aerobic submerged biofilm reactors (reactors 1 and 2) with a packing bed made of polyethylene tape was studied for the treatment of saline wastewater with a composition similar to the one generated in Offshore Platforms. During biomass development and acclimatization stage, organic matter removals were determined at different salinity levels using an organic load of $1 \text{ g COD m}^{-2} \text{ d}^{-1}$. Salinity was adjusted to desired concentrations ($14,000$ and $7,000 \text{ mg L}^{-1}$) with NaCl. The acclimatization time for reactor 1 was 173 days and for reactor 2 was 50 days. Three experimental stages were evaluated at different organic loads (1 to $5 \text{ g COD m}^{-2} \text{ d}^{-1}$). In the first stage, COD, $\text{NH}_4^+\text{-N}$, TN, TSS and VSS removals of $83 \pm 3 \%$, $98 \pm 1.3 \%$, $14.7 \pm 5.6 \%$, $87 \pm 1 \%$ and $85 \pm 3 \%$ in reactor 1 and $80 \pm 3 \%$, $97.4 \pm 2.3 \%$, $17.1 \pm 15 \%$, $86 \pm 4 \%$ and $87 \pm 5 \%$ in reactor 2 were reached, in that order. On the other hand, removals of $80 \pm 11 \%$, $78.55 \pm 10.7 \%$, $43 \pm 15 \%$, $84 \pm 2 \%$ and $85 \pm 3 \%$ for reactor 1 and $81 \pm 12 \%$, $83.5 \pm 9 \%$, $43 \pm 12 \%$, $84 \pm 2 \%$ and $86 \pm 4 \%$ in reactor 2 were achieved, respectively. Finally, removals of $64 \pm 13 \%$, $58.9 \pm 9.4 \%$, $41 \pm 9 \%$, $85 \pm 2 \%$ and $86 \pm 2 \%$ for reactor 1 and $70 \pm 12 \%$, $62.2 \pm 5.9 \%$, $42 \pm 12 \%$, $85 \pm 2 \%$ and $85 \pm 3 \%$ for reactor 2, in that order, were obtained in the third stage. Large biomass amounts of $10 - 14 \text{ g SV m}^{-2}$ in reactor 1 and $8 - 18 \text{ g SV m}^{-2}$ in reactor 2 were achieved. Also, TRS of $49 - 32$ days in reactor 1 and $53 - 32$ days in reactor 2 were reached. Based on respirometric tests, inhibition percentages of 44.75% and 32.5% were determined in non-acclimated biomass exposed to NaCl concentrations of $14,000$ and $7,000 \text{ mg L}^{-1}$, respectively. At the same time, inhibition percentage of 16.4% was obtained for acclimated biomass to a TDS concentration of $7,000 \text{ mg L}^{-1}$ exposed to a NaCl concentration of $14,000 \text{ mg L}^{-1}$. Furthermore, degradation kinetics tests were performed with experimental data that were adjusted to a non-linear regression. Using Monod kinetics model, μ_{max} of 0.015 and $0.01489 \text{ mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SV d}^{-1}$ were determined in reactor 1 and 2, respectively. Moreover, values for K_s of $1,113$ in reactor 1 and 950.6 mg L^{-1} in reactor 2 were calculated. Also, experimental data were adjusted to a first order kinetics model using linear regression. Values for K_s of 7.70 and 9.03 d^{-1} in reactors 1 and 2 were obtained, in that order.

ÍNDICE

CAPÍTULOS	Páginas
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Justificación	1
1.2 Objetivo general	3
1.3 Objetivos específicos	3
1.4 Alcances	3
2. MARCO TEÓRICO	4
2.1 Plataformas marinas habitacionales	7
2.2 Procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales	11
2.2.1 Procesos con biomasa inmovilizada	14
2.2.1.1 Reactores aerobios de lecho fijo sumergido (RALFS).....	22
2.2.2 Efecto de la salinidad en el tratamiento biológico de aguas residuales	26
2.2.3 Microorganismos tolerantes a ambientes salinos.....	28
2.2.4 Tratamiento de aguas residuales en plataformas marinas habitacionales	29
2.2.4.1 Procesos biológicos empleados en plataformas marinas	30
3. METODOLOGÍA	32
3.1 Descripción del sistema experimental	32
3.2 Agua residual sintética	34
3.3 Procedimiento experimental y seguimiento del proceso	37
3.3.1 Desarrollo y aclimatación de la biomasa	38
3.3.2 Remoción de materia orgánica	39
3.3.3 Remoción de nitrógeno amoniacal, nitratos y nitritos	39
3.3.4 Remoción de SST y SSV	39
3.3.5 Determinación de la cantidad de biomasa	40
3.3.6 Pruebas respirométricas para la evaluación de la actividad microbiana	41
4. RESULTADOS	50
4.1 Desarrollo y aclimatación de la biomasa.....	50
4.2 Remoción de materia orgánica	53
4.3 Remoción de nitrógeno amoniacal, nitratos y nitritos	57
4.4 Remoción de sólidos suspendidos totales y volátiles.....	68
4.5 Determinación de la cantidad de biomasa en los reactores.....	72
4.6 Pruebas de inhibición inmediata	73
4.7 Capacidad halotolerante de la biomasa	74
4.8 Determinación de las constantes cinéticas	76
4.9 Relación del consumo de oxígeno y sustrato.....	80

CONCLUSIONES

RECOMENDACIONES

BIBLIOGRAFÍA

ANEXOS

Índice de Tablas

2.1 Características de los efluentes generados en plataformas marinas habitacionales.....	9
2.2 Caracterización de agua de mar	10
2.3 Clasificación del agua con base en la concentración de SDT como salinidad	10
2.4 Eficiencias de remoción típicas de los principales contaminantes de las aguas residuales domésticas tratadas en sistemas RAFLS	26
3.1 Balance de masas de contaminantes en aguas residuales de plataformas marinas habitacionales.....	36
3.2 Características del influente a la PTAR de la zona habitacional El Texcal	37
3.3 Parámetros de operación durante las tres fases experimentales	38
3.4 Parámetros de respuesta y control de proceso.....	38
3.5 Composición del medio mineral para las pruebas de inhibición	42
3.6 Proporciones de medio mineral, biomasa, sustancia prueba y agua desionizada para las pruebas de inhibición.....	43
3.7 Proporciones de medio mineral, biomasa, sustancia prueba y agua desionizada para determinar la capacidad halotolerante.....	45
4.1 Valores promedio de concentraciones y remociones de materia orgánica medida como DQO durante la evaluación de los dos reactores	57
4.2 Valores promedio de concentraciones y remociones de $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$, $N-NO_3^-$ y NT obtenidos en la evaluación de las tres fases experimentales	67
4.3 Cantidad de biomasa y tiempo de retención de sólidos en los reactores.....	72
4.4 Resultados obtenidos en las pruebas de inhibición inmediata	74
4.5 Resultados obtenidos en las pruebas respirométricas para determinar la capacidad halotolerante de la biomasa.....	76
4.6 Coeficientes cinéticos calculados con base en los modelos de Monod y primer orden	77

Índice de Figuras

2.1 Clasificación de plataformas marinas	5
2.2 Clasificación de procesos biológicos aerobios	12
2.3 Clasificación de procesos biológicos anaerobios	12
2.4 Reactores de biomasa inmovilizada: a) filtro percolador; b) reactor de lecho fijo sumergido y flujo ascendente; c) reactor de lecho fijo sumergido y flujo descendente; d) biodiscos rotatorios de contacto; e) reactor de lecho fluidizado; y f) reactor de lecho móvil	15
2.5 Representación esquemática de biopelícula sobre un medio filtrante plástico	17
2.6 Esquema del proceso Biostyr® mostrando la configuración para nitrificación-desnitrificación	24
2.7 Representación esquemática del proceso Biocarbón®	25
2.8 Diagrama del biorreactor piloto Biostar®.....	25
2.9 Distribución de agua en una plataforma marina habitacional	31
3.1 Esquema conceptual del sistema experimental (dos reactores con los mismos componentes)	32
3.2 Dimensiones de los componentes del sistema experimental	33
3.3 Vista lateral del sistema experimental: los dos reactores aerobios de lecho fijo sumergido	33

3.4 Vista superficial a uno de los reactores aerobios con lecho sumergido	34
3.5 Material y equipo para las pruebas de respiración y recipiente de contacto	44
3.6 Material y equipo empleado para la prueba cinética en el lecho del reactor 2	48
4.1 Seguimiento de la DQO en el reactor 1 durante la aclimatación	51
4.2 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 1 durante la aclimatación	51
4.3 Seguimiento de la DQO en el reactor 2 durante la aclimatación	52
4.4 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 2 durante la aclimatación	52
4.5 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	54
4.6 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	55
4.7 Seguimiento de la DQO en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	56
4.8 Seguimiento de la DQO en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	56
4.9 Porcentajes de remoción de N-NH ₄ ⁺ en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	59
4.10 Porcentajes de remoción de N-NH ₄ ⁺ en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	60
4.11 Seguimiento del N-NH ₄ ⁺ en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	60
4.12 Seguimiento del N-NH ₄ ⁺ en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	61
4.13 Seguimiento del N-NO ₃ ⁻ en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	61
4.14 Seguimiento del N-NO ₂ ⁻ en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	62
4.15 Seguimiento del N-NO ₃ ⁻ en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	62
4.16 Seguimiento del N-NO ₂ ⁻ en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	63
4.17 Porcentajes de remoción de NT en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	64
4.18 Porcentajes de remoción de NT en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	65
4.19 Seguimiento del NT en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	66
4.20 Seguimiento del NT en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	66
4.21 Porcentajes de remoción de SST y SSV en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	69
4.22 Porcentajes de remoción de SST y SSV en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales	69
4.23 Seguimiento de los SST en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	70
4.24 Seguimiento de los SSV en el reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	70
4.25 Seguimiento de los SST en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	71
4.26 Seguimiento de los SSV en el reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.....	71

4.27 Ajuste no lineal al modelo de Monod del reactor 1.....	78
4.28 Ajuste no lineal al modelo de Monod del reactor 2.....	78
4.29 Ajuste lineal al modelo de primer orden del reactor 1	79
4.30 Ajuste lineal al modelo de primer orden del reactor 2	79
4.31 Perfil de consumo de oxígeno con respecto a la concentración de sustrato en el reactor 1.....	80
4.32 Perfil de consumo de oxígeno con respecto a la concentración de sustrato en el reactor 2.....	81
4.33 Relación de la velocidad de consumo de oxígeno exógeno entre la velocidad de consumo de sustrato en el reactor 1	81
4.34 Relación de la velocidad de consumo de oxígeno exógeno entre la velocidad de consumo de sustrato en el reactor 2	82

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Justificación

En México la industria petrolera ha generado un impacto negativo en el ambiente debido a la contaminación involucrada desde la fase de exploración hasta la obtención de los petroquímicos básicos. Esta industria está compuesta por las siguientes áreas: exploración, explotación, producción, refinación y procesamiento de gas (Saval, 1995). Por su parte, las plataformas marinas forman parte de la cadena exploratoria y productiva de hidrocarburos en México (Mendoza *et al.*, 2004). En general, existen cinco tipos: de perforación, enlace, producción, compresión y habitacional (Sepúlveda, 2008).

Para el abastecimiento de agua potable en los módulos habitacionales se utiliza agua de mar. Esta agua es desalinizada para distribuirse a ciertos puntos tales como las regaderas, lavandería y cocina; sin embargo, no se le da ningún tratamiento para los mingitorios y retretes (Guerrero, 2003). Debido a lo anterior, se generan aguas residuales que presentan características similares a las de las aguas residuales domésticas pero además contienen altas concentraciones de sales inorgánicas disueltas (Opara *et al.*, 2013). Por tanto, es conveniente que estas descargas sean tratadas de manera adecuada antes de ser dispuestas nuevamente al cuerpo receptor.

A través del tiempo, las aguas residuales con alto contenido de sales inorgánicas disueltas se han tratado con técnicas fisicoquímicas; sin embargo, este tipo de tratamientos demandan gran consumo de energía y los costos para llevarlos a cabo pueden ser elevados (Lefebvre y Moletta, 2006). Por consiguiente, una alternativa apropiada es la aplicación de procesos biológicos.

Existen diferentes tipos de procesos biológicos tales como sistemas aerobios y anaerobios, de crecimiento en suspensión, con biomasa inmovilizada y procesos híbridos. Además, han sido ampliamente utilizados para tratar aguas residuales de origen doméstico e industrial (Crites y Tchobanoglous, 2000). Sin embargo, cuando se emplean procesos biológicos convencionales en el tratamiento de aguas residuales salinas se pueden obtener bajas remociones de DBO/DQO; así mismo, se ven afectados procesos como la nitrificación-desnitrificación y la remoción de fósforo (Uygur y Kargi, 2004). En algunas investigaciones se ha evaluado el proceso de lodos activados para tratar aguas residuales salinas. Se han obtenido remociones de materia orgánica del 85% para concentraciones de NaCl del 0 al 1 % p/v; no obstante se ha observado que con una

concentración del 5 % la eficiencia ha disminuido considerablemente hasta un 60 % (Kargi y Dincer, 1996a). Además, se ha demostrado que el proceso de nitrificación también se ve afectado por las altas concentraciones de sal. De acuerdo con esto, Uygur y Kargi (2004) obtuvieron remociones de nitrógeno amoniacal cercanas al 90 % cuando la concentración de NaCl fue del 1 %; sin embargo, cuando la concentración fue del 2 % la remoción disminuyó hasta un 70 %. Lo anterior indica que concentraciones de sal mayores al 1 % p/v pueden ocasionar plasmólisis y/o pérdida de actividad celular en la biocenosis del proceso (Uygur, 2006). Sin embargo, se ha demostrado que al utilizar microorganismos que toleran altas concentraciones de sal se puede mejorar la eficiencia del tratamiento (Aloui *et al.*, 2009). Además, también es posible lograr esto al aplicar un proceso y tiempos de aclimatación adecuados para microorganismos que no han sido previamente adaptados a ambientes salinos (Artiga *et al.*, 2008). De acuerdo con lo anterior, los procesos con biomasa inmovilizada pueden ser una alternativa para el tratamiento de aguas residuales salinas ya que presentan ciertas ventajas sobre los sistemas con biomasa suspendida tales como una mayor densidad de microorganismos, reactores con menor volumen, remoción de sólidos suspendidos, materia orgánica y nitrógeno en una sola unidad experimental, mayor capacidad de los microorganismos a la aclimatación del medio y una menor generación de lodo residual para lo cual se requieren sedimentadores de menor volumen (Su *et al.*, 200; Metcalf y Eddy, 2003). Un ejemplo de estos procesos, son los reactores aerobios de lecho fijo sumergido en los cuales se desarrolla biomasa adherida y a su vez en suspensión, y representan una alternativa eficaz a los procesos de tratamiento biológico convencionales (Smith y Hardy, 1992). Zhao *et al.* (2006b) reportaron que operando un reactor aerobio de lecho fijo sumergido durante 142 días con un TRH de 4 h y una carga orgánica de $1.07 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ podían alcanzar eficiencias de degradación del 78% para el carbono orgánico total, 94% para aceites y 90% para los hidrocarburos aromáticos policíclicos. Por su parte, Aslan y Simsek (2012), estudiaron el efecto de la sal sobre el proceso de nitrificación con dicho sistema. Durante su evaluación, obtuvieron remociones de nitrógeno amoniacal del 90 y 70 % para concentraciones de sal de 10 y 15 g L⁻¹. Además, existen algunas configuraciones de estos reactores en las cuales no sólo se cuenta con una zona activa para que ocurra la degradación biológica de los contaminantes, sino también presentan una zona de sedimentación de lodos en una sola unidad experimental. Por consiguiente,

el área necesaria para su instalación es menor en comparación con la requerida para un reactor biológico de biomasa suspendida (Mijaylova y Moeller, 2010).

Por estas razones, el estudio de tratabilidad en un sistema de biomasa inmovilizada como lo es el reactor aerobio de lecho fijo sumergido será de gran aporte al tratamiento de las aguas residuales de plataformas marinas habitacionales de la industria petrolera, ya que podría ser una alternativa viable para la remoción de materia orgánica y nitrógeno amoniacal en presencia de altas concentraciones de sal.

1.2 Objetivo general

Evaluar el efecto de la salinidad en el tratamiento de aguas residuales de plataformas marinas habitacionales utilizando reactores aerobios con lecho sumergido.

1.3 Objetivos específicos

- Determinar las mejores condiciones de operación de dos reactores aerobios de lecho fijo sumergido (carga orgánica superficial, tiempo de residencia hidráulica, tiempo de retención de sólidos) para el tratamiento de aguas residuales con alta salinidad.
- Evaluar el efecto de la salinidad del agua residual sobre la remoción de materia orgánica, nitrógeno amoniacal y total.
- Determinar la cantidad de biomasa en el lecho de los reactores mediante el método gravimétrico de SST.
- Evaluar la actividad de la biomasa mediante pruebas respirométricas.

1.4 Alcances

- El estudio se realizó en los laboratorios del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua en una instalación experimental que consistía de dos reactores aerobios de lecho fijo sumergido. Los reactores estaban empacados con cinta de polietileno de baja densidad insertada sobre un eje vertical.
- Se trabajó con agua sintética simulando la composición de las aguas residuales de las plataformas marinas habitacionales.

2. MARCO TEÓRICO

La Industria Petrolera en México

En México, la industria del petróleo está representada por Petróleos Mexicanos (PEMEX) y se divide en tres ramas principales: 1) la que abarca actividades relacionadas con la extracción y transporte del petróleo crudo hasta una refinería; 2) la que abarca todas las actividades relacionadas con la refinación del petróleo crudo en los centros industriales destinados a este fin y 3) la que comprende actividades de transformación más complejas comparadas con las que llevan derivados directos del petróleo obtenidos en las refinerías, incluidas dentro de lo que comúnmente se llama industria petroquímica. Dichas ramas están constituidas a su vez por los siguientes organismos subsidiarios que conforman PEMEX (Ley Orgánica de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios, 1992):

- **Pemex-Exploración y Producción:** exploración y explotación del petróleo y el gas natural; transporte, almacenamiento en terminales y comercialización.
- **Pemex-Refinación:** procesos industriales de la refinación; elaboración de productos petrolíferos y de derivados del petróleo que sean susceptibles de servir como materias primas industriales básicas; almacenamiento, transporte, distribución y comercialización de los productos y derivados mencionados.
- **Pemex-Gas y Petroquímica Básica:** procesamiento del gas natural, líquidos del gas natural y el gas artificial; almacenamiento, transporte, distribución y comercialización de estos hidrocarburos, así como de derivados que sean susceptibles de servir como materias primas industriales básicas.
- **Pemex-Petroquímica:** procesos industriales petroquímicos cuyos productos no forman parte de la industria petroquímica básica, así como su almacenamiento, distribución y comercialización.

La explotación marina de petróleo se efectúa a través de complejos de plataformas, teniendo cada una de ellas servicios específicos tales como perforación, producción, alojamiento personal (habitacional), compresión de gas, inyección, rebombado, recuperación, enlace y telecomunicaciones, entre otros. Actualmente, PEMEX tiene en operación en el Golfo de México alrededor de 350 plataformas fijas ubicadas en la Bahía

de Campeche y frente a las costas de Tampico, Veracruz y Tabasco, en tirantes de agua menores a 100 m (Cicilia, 2012). En la figura 2.1, se observa la clasificación general de las plataformas marinas de (Guerrero, 2003).

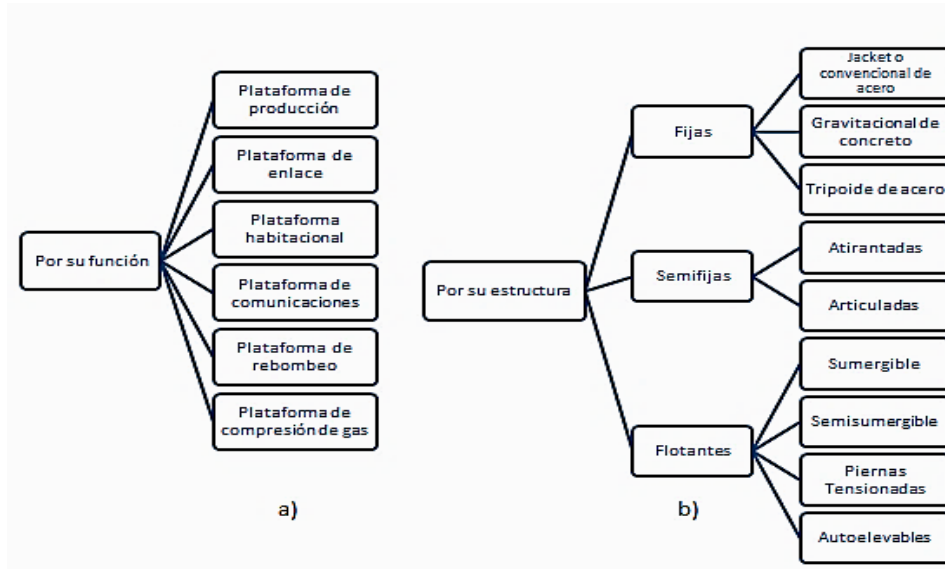


Figura 2.1 Clasificación de plataformas marinas: a)por su función; b)por su estructura

A su vez, las plataformas marinas se clasifican de acuerdo con su función de la siguiente manera:

- **Plataforma de perforación**

La plataforma de perforación aloja el equipo con el cual se perfora el pozo y tiene también como función colocar la tubería que permite explotarlo y el cabezal hacia donde se instala más tarde la plataforma de producción. Se dispone de 12 conductores de 30 pulgadas de diámetro, hincados a 60 m aproximadamente por debajo del fondo marino, así como de un equipo compuesto por varios paquetes de perforación. La cubierta consta de dos niveles, una de producción a 16 m sobre el nivel del mar y otro de perforación a 22 m. Está soportada por 8 columnas y se construye con traveses armados de placas, que unidas a la columna forman marcos rígidos para disponer de mayor espacio, facilitando la instalación de equipo y el movimiento de tuberías, así como su fabricación y colocación. Aquí se localizan el equipo de perforación, los tanques de lodo, la maquinaria y el paquete habitacional.

- **Plataforma de producción**

Su función consiste en separar el gas del crudo y bombear éste último a tierra. Está compuesta por:

- 1) una subestructura metálica de 8 columnas (patas) fabricada en 4 ó 5 niveles, según la profundidad de instalación que varía entre 40 y 60 m;
- 2) una superestructura que consta de dos niveles, soportada también por 8 columnas directamente acopladas a la subestructura.

Su peso estimado es de 3,600 toneladas e incluyen, además de la subestructura y superestructura, pilotes, el trípode, quemador y los puentes. Además, la plataforma de producción tiene acceso por puentes de enlace tanto a la plataforma de perforación vecina como a la plataforma de enlace.

- **Plataforma de enlace**

Para manejar la producción de las diferentes plataformas, es necesario instalar algunas de enlace en las cuales se construyen cabezales de recepción y envío de aceite crudo y gas. A dichas plataformas llegan las líneas que recolectan el crudo con gas de las plataformas de perforación y lo distribuyen a las plataformas de producción para su procesamiento. También, unen las líneas que recolectan el crudo con los oleoductos que lo transportan a la tierra. A bordo de estas plataformas, se cuenta con instalaciones para lanzar y recibir tapones conocidos como “diablos” que sirven para limpiar el interior de las líneas.

- **Plataforma habitacional**

Estas plataformas están diseñadas para otorgar la asistencia habitacional que requieren los trabajadores de los diferentes complejos de producción de crudo y gas.

- **Plataforma de comunicaciones**

Su función es la de mantener la comunicación entre cada una de las instalaciones así como entre estas y la tierra.

- **Plataforma de rebombeo**

La función específica de este tipo de plataformas colocadas en el punto medio entre las de enlace y las de tierra, es aumentar la presión y capacidad del transporte crudo. En ellas se dispone de 8 turbinas de gas para accionar las bombas y 3 generadores con una capacidad de 550 KW cada uno, suficientes para satisfacer sus necesidades de energía eléctrica.

- **Plataforma de compresión de gas**

Su función es suministrar al gas la presión necesaria para su transporte, así como su acondicionamiento, por ejemplo, el endulzamiento y deshidratación del gas amargo. El gas comprimido es enviado a la plataforma de enlace. Para comprimir el gas dulce se cuenta en cada plataforma con 4 módulos de compresión, siendo la capacidad total de compresión de 360 millones de pies cúbicos por cada plataforma. Los módulos de compresión, permiten aprovechar el 98% del gas natural, lo que evita quemarlo a la atmósfera. Los primeros módulos fueron colocados en el complejo Akal "C", en 1981.

Así mismo, las plataformas marinas se clasifican de acuerdo con su estructura de la siguiente forma:

- **Fijas.** Son aquellas que operan en un solo lugar durante el transcurso de su vida útil.
- **Semifijas ó flexibles.** Son estructuras esbeltas en las cuales su estabilidad está en función de cables anclados en el fondo marino o mediante tanques de flotación en la parte superior.
- **Flotantes o móviles.** Son aquellas que se pueden transportar, ya sea por medios propios o por ayuda externa (remolcadores, barcos o cargueros) hasta el lugar donde operan y una vez finalizada su operación, se pueden llevar a otros sitios para ser reutilizadas nuevamente.

2.1 Plataformas marinas habitacionales

Las plataformas marinas habitacionales han sido construidas con la finalidad de brindar servicios de alojamiento, higiene, atención médica, recreación, alimentación y

confort para los trabajadores. Están instaladas lo suficientemente cerca de la plataforma de perforación o producción para permitir que las dos áreas estén conectadas por un puente (Domínguez, 2013). En general cuentan con un helipuerto, sistemas de radiocomunicación, sistemas contra incendio, sistemas de potabilización de agua, planta de tratamiento de aguas residuales, cocina, comedores, salas de recreación, biblioteca, plantas generadores de energía eléctrica, clínica, gimnasio, etc. (Guerrero, 2003).

Generalmente, se da alojamiento a varios equipos de trabajo y sus capacidades oscilan entre 200 y 400 personas. El personal trabaja 7 días y está en tierra 7 días, o trabaja 14 días y está en tierra 14 días. Se sirven cuatro comidas al día incluyendo desayuno, almuerzo, merienda y cena. Dentro de las instalaciones, hay cuatro tipos de habitaciones: el cuarto de día (T.V. y estancia), galera (comedor), cocina y cuarto de cambio; en este último se cuenta con regaderas, sanitarios y armarios para la ropa de los trabajadores y algunas veces también hay lavadoras y secadoras, por lo que cada trabajador es responsable de su propia ropa de trabajo. La mayoría de los dormitorios cuentan con el espacio para alojar a cuatro personas y se encuentran agrupados cerca de un cuarto de baño comunitario con varios sanitarios individuales cerrados y varias regaderas. (Domínguez, 2013).

La distribución de las áreas puede ser de distintas maneras. Algunas plataformas se componen de tres pisos: los dormitorios para cuatro personas, cuartos de baño y almacén de blancos en el piso inferior; cocina, galera, sala de televisión y cuarto de cambio en el nivel medio; oficinas y del supervisor, cuarto de radio y dormitorios para la gente de supervisión en el piso superior. Por su parte, el helipuerto se instala sobre el último nivel de las habitaciones (Domínguez, 2013).

Para el suministro de agua potable se utiliza agua de mar, la cual es desalinizada para abastecer ciertos puntos como los baños, las regaderas, lavandería y cocina; sin embargo, no recibe ningún tratamiento previo para ser distribuida a los retretes y mingitorios. Después de su uso, estas dos corrientes se mezclan generándose así aguas residuales con características similares a las de las aguas residuales domésticas, las cuales presentan adicionalmente altas concentraciones de sales inorgánicas disueltas (Guerrero, 2003). En la tabla 2.1 se resumen algunas características y parámetros de dichas descargas. A su vez, en la tabla 2.2 se presenta una caracterización de agua de mar realizada a partir de valores puntuales (fijos) tomados de levantamientos de campo dentro de las instalaciones marinas por parte de especialistas del Instituto Mexicano del

Petróleo (IMP) en el mes de Junio 2001 en la “Terminal Marítima de Dos Bocas”. Así mismo, en la tabla 2.3 se muestra una clasificación del agua con base en el rango de salinidad medida como SDT. Cabe señalar que la presencia de altas concentraciones de sales inorgánicas disueltas como el cloruro de sodio en aguas residuales puede afectar la eficiencia de los procesos biológicos de forma significativa, ya que puede crear un efecto inhibitorio sobre la biocenosis y afectar las propiedades de sedimentación de los sólidos (Castillo *et al.*, 1995).

Tabla 2.1 Características de los efluentes generados en plataformas marinas habitacionales

Tipo de efluente	Parámetro	Posible fuente o causa
Efluente de los baños y regaderas	Grasas y aceites (GyA)	<ul style="list-style-type: none"> - Aseo personal de los empleados de la plataforma, desechado por los lavamanos y regaderas. - Debido a la limpieza del área de baños mediante el uso de detergentes líquidos y jabones - Por residuos humanos como heces fecales y orina. - Se utiliza agua de mar sin previa desalinización para los retretes y mingitorios
	Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)	
	Demanda química de oxígeno (DQO)	
	Nitrógeno total (NT)	
	Coliformes fecales	
	Sales inorgánicas disueltas	
Efluente de la cocina	Grasas y aceites	<ul style="list-style-type: none"> - Preparación de alimentos. - Lavado de utensilios de cocina - Limpieza del área. - Los desperdicios de comida por la preparación de alimentos
	Sólidos sedimentables (SS) y sólidos suspendidos totales (SST)	
	DBO	
Efluente generado en el lavado de ropa	G y A	Lavado de los uniformes de trabajadores.
	Detergentes y solventes	Adicionados para el lavado de ropa

Fuente: Guerrero, 2003

Tabla 2.2 Caracterización de agua de mar

PARÁMETRO	CONCENTRACIÓN (mg L⁻¹)
pH	9.55
Alcalinidad	130
Dureza	6,669
Fenoles	0.034
Cloruros	20,873
Cianuros	0.01
Cadmio	0.001
Cobre	0.02
Hierro	0.05
Mercurio	0.008
Níquel	0.04
Plomo	0.025
Zinc	0.04
Sodio	9,660
Arsénico	0.05
Níquel	0.04

Fuente: presentada por Guerrero, 2003.

Tabla 2.3 Clasificación del agua con base en la concentración de SDT como salinidad

Tipo de agua	Concentración de sólidos disueltos totales (SDT) en ppm
Agua dulce	< 1500 mg L ⁻¹
Agua salobre	1500 mg L ⁻¹ – 10,000 mg L ⁻¹
Agua de mar	10,000 mg L ⁻¹ – 45,000 mg L ⁻¹
Salmuera	> 45, 000 mg L ⁻¹

Fuente: Cipollina *et al.*, 2009

2.2 Procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales

Los sistemas biológicos son utilizados para el tratamiento de aguas residuales industriales o domésticas basándose en procesos de degradación natural. Para esto, se emplean reactores o tanques biológicos en los cuales tiene lugar la descomposición de la materia orgánica presente en el agua residual de manera acelerada mediante el control de las condiciones de operación y del entorno de microorganismos, obteniéndose nuevas células y productos que sean más fácilmente separables del agua tratada (Gray, 2004; IMTA, 2002). Lo anterior depende de los mecanismos de remoción microbianos, el tipo y la concentración de contaminantes y la operación del sistema de tratamiento (Metcalf y Eddy, 2003; Gray, 2004).

Los procesos biológicos para el tratamiento de las aguas residuales se pueden clasificar en dos grupos principales de acuerdo con los requerimientos de oxígeno (Metcalf y Eddy, 2003; IMTA, 2002):

- ❖ **Procesos aerobios.** Este tipo de procesos de tratamiento biológico requieren oxígeno para llevarse a cabo. Existen diversos tipos de sistemas tales como procesos extensivos (o naturales), procesos de biomasa en suspensión y procesos de biopelícula o biomasa fija (figura 2.2).
- ❖ **Procesos anaerobios.** Estos procesos de tratamiento biológico tienen lugar en ausencia de oxígeno. Estos se pueden clasificar de acuerdo con el tipo de biomasa que se desarrolla en los reactores de la manera siguiente: sistemas de biomasa suspendida y sistemas de biomasa fija o inmovilizada (figura 2.3).
- ❖ **Procesos anóxicos.** Son aquellos en los cuales el nitrógeno de los nitratos se transforma biológicamente en nitrógeno gas en ausencia de oxígeno molecular.
- ❖ **Procesos facultativos.** En ellos los organismos responsables de la degradación de la materia orgánica pueden subsistir en presencia o ausencia de oxígeno molecular. Un ejemplo de ellos son las lagunas de estabilización facultativas las cuales cuentan con una zona superficial en la que se encuentran bacterias aerobias y algas, una zona central que es parcialmente aerobia y anaerobia y una zona inferior en la que se desarrollan microorganismos anaerobios.

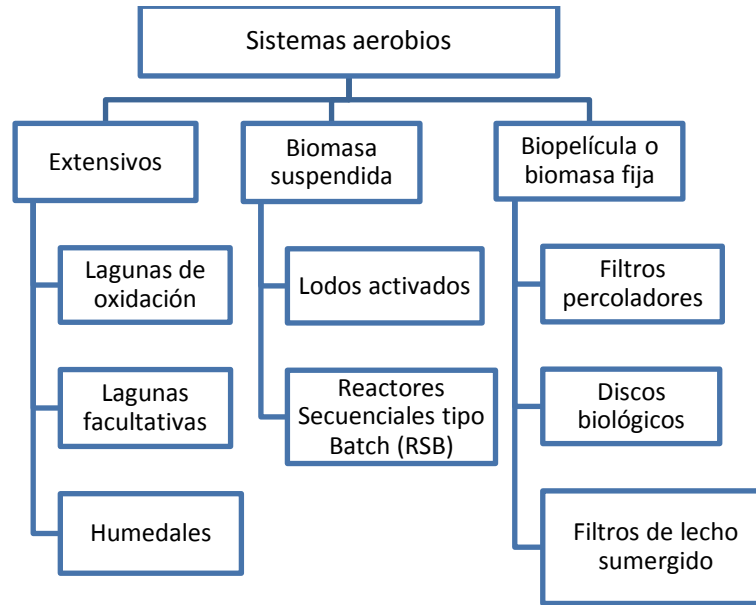


Figura 2.2 Clasificación de procesos biológicos aerobios (von Sperling y de Lemos, 2006)

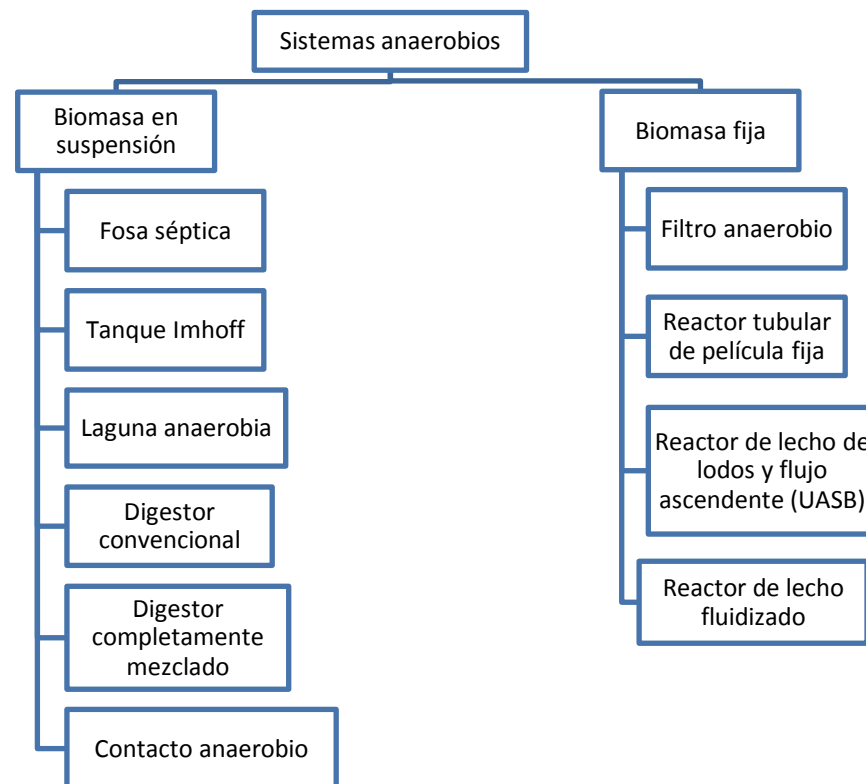
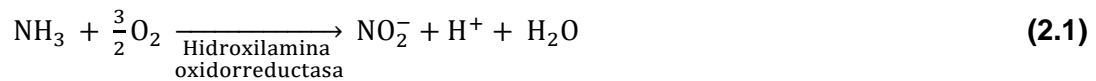


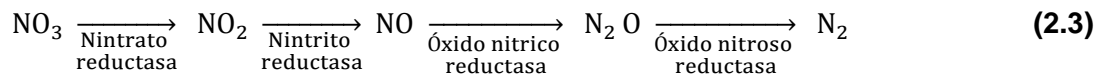
Figura 2.3 Clasificación de procesos biológicos anaerobios (Metcalf y Eddy, 2003)

Las principales aplicaciones de los procesos biológicos en el tratamiento de aguas residuales son las siguientes:

- **Remoción de DBO.** Es la conversión biológica de la materia orgánica del agua residual en tejido celular y otros productos como CO₂, H₂O, metano, etc. (Metcalf y Eddy, 2003).
- **Nitrificación.** Este proceso se lleva a cabo en dos fases: la conversión de nitrógeno amoniacal a nitritos por las bacterias nitrosomonas y posteriormente la conversión de nitritos a nitratos por las nitrobacter. Las reacciones globales son (Ward, 2002):



- **Desnitrificación.** En este proceso los nitratos se reducen a nitrógeno gas bajo condiciones anóxicas. Los microorganismos involucrados en la desnitrificación son aerobios autotróficos o heterotróficos. Este proceso ocurre con base en la siguiente secuencia (Bitton, 2005):



- **Remoción de fósforo.** El fósforo es un nutriente limitante que puede ocasionar eutroficación en aguas superficiales. A pesar de que es más común removerlo por métodos químicos, también es posible lograrlo por precipitación química mediada por microorganismos y por absorción microbiana. Existen procesos como el UCT (Proceso University of Capetown) el cual incluye una zona anaerobia, una anóxica y una zona aerobia seguidas por un clarificador final (Bitton, 2005).
- **Estabilización de lodos.** Este proceso se puede llevar a cabo por digestión anaerobia, mediante la cual los compuestos orgánicos se convierten en CH₄, CO₂ y

los sólidos volátiles se reducen en un 35 a 60% dependiendo de las condiciones de operación (Metcalf y Eddy, 2003).

2.2.1 Procesos con biomasa inmovilizada

Los procesos con biomasa inmovilizada, película fija o cultivo fijo, son aquellos en los cuales los microorganismos responsables de convertir la materia orgánica u otros compuestos presentes en el agua residual en gases y tejido celular, se adhieren a un medio inerte tal como piedras, grava, escorias, arena, plásticos o partículas de carbón activado. Estos sistemas incluyen a los filtros percoladores, biodiscos rotatorios de contacto (BRC), reactores de lecho fijo sumergido y reactores de lecho fluidizado. (Gray, 2004; Metcalf y Eddy, 2003) y se pueden apreciar en la figura 2.4. Además, los procesos con biomasa inmovilizada presentan las siguientes ventajas (Bitton, 2005; Metcalf y Eddy, 2003; Gray, 2004):

- Se pueden alcanzar mayores concentraciones de biomasa en comparación con el sistema de lodos activados por lo que se puede lograr un aumento en el tiempo de retención de sólidos sin recurrir a la recirculación de la biomasa. Se ha reportado que la concentración en lodos activados se mantiene entre 700 y 2,500 mg L⁻¹ de SSVLM, mientras que en los filtros percoladores, por ejemplo, la concentración de biomasa adherida es de 2,000 a 10,000 mg SV L⁻¹ (Cohen, 2001). Lo anterior, puede representar la principal ventaja de estos procesos dando lugar a un tratamiento eficiente con un sistema más compacto.
- Es posible el desarrollo de microorganismos con tasas específicas de crecimiento relativamente bajas (por ejemplo, las metanogénicas y las nitrificantes).
- Los costos operacionales de los filtros percoladores son menores en comparación con el sistema de lodos activados.
- En el caso de sistemas anaerobios de biomasa fija, se pueden emplear mayores cargas con tiempos de residencia hidráulica más cortos, por lo que se sugiere que los sistemas de biomasa inmovilizada son más eficientes que los de biomasa suspendida para la descomposición de contaminantes orgánicos.

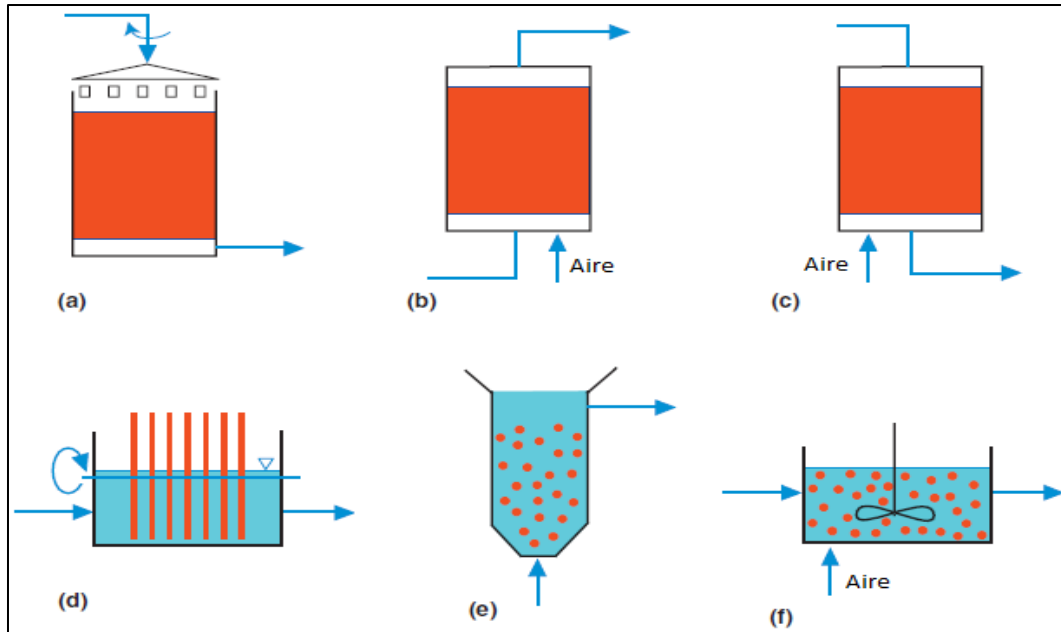


Figura 2.4 Reactores de biomasa inmovilizada: a) filtro percolador; b) reactor de lecho fijo sumergido y flujo ascendente; c) reactor de lecho fijo sumergido y flujo descendente; d) biodiscos rotatorios de contacto; e) reactor de lecho fluidizado; y f) reactor de lecho móvil. Fuente: Morgenroth, 2008

Características y formación de la biopelícula

La biopelícula es un conjunto de microorganismos conglomerados, donde predominan las bacterias heterótrofas adheridas al soporte debido a la producción de sustancias poliméricas extracelulares (SPE) nombradas genéricamente como poli- β -hidroxibutiratos (PHB), las cuales forman una estructura gelatinosa llamada “matriz de la biopelícula” que protege a las colonias bacterianas. Los SPE están compuestos por polisacáridos (40 – 95%), proteínas (1 – 60%), en algunos casos lípidos (1 – 40%), con menor contenido de ácidos nucleicos (1 – 10%) y otros compuestos biopoliméricos (Flemming y Wingender, 2001).

El desarrollo de la película microbiana consiste en diversas etapas y algunos autores las han descrito de la siguiente manera (Lewandowski, 2011; Iwai y Kitao, 1994):

- **Adsorción.** El proceso comienza con la adsorción de macromoléculas (proteínas, polisacáridos, ácidos nucleicos y húmicos) y moléculas más pequeñas (ácidos grasos, lípidos y contaminantes tales como hidrocarburos poliaromáticos y bifenilos policlorados) con lo cual se forma una capa que cubre la superficie del soporte y

suministra los nutrientes y los oligoelementos necesarios para la formación de la biopelícula, así como para su desprendimiento.

- **Colonización.** Los microorganismos presentes en el agua residual se adhieren a esta capa para realizar la colonización inicial. La primera adhesión puede darse por la secreción de SPE o por fijación de flagelos.
- **Crecimiento.** Una vez que algunos organismos logran adherirse a la superficie, éstos se propagan activamente. Se inicia el desarrollo de las primeras capas de bacterias que utilizan mecanismos que garantizan la adherencia y la de las generaciones siguientes. Por lo general, este proceso se lleva a cabo mediante una sola especie con tasas de crecimiento rápido la cual forma una película delgada que cubre toda la superficie.
- **Oportunismo.** Algunos organismos de más lento crecimiento, tienen la oportunidad de encontrar acomodo aprovechando la primera capa de la biopelícula utilizándola como soporte para su crecimiento.
- **Estabilización.** En esta fase se ha alcanzado un equilibrio trófico. Desde el punto de vista ecológico, el tiempo de maduración o estabilización es aquel que requiere el sistema biológico para que se establezcan las relaciones entre los organismos y el número de individuos de cada grupo.
- **Acumulación.** La biopelícula se puede acumular debido al aumento de la biomasa microbiana a partir de la síntesis de los residuos y a la acumulación de material particulado por floculación y arrastre físico, donde la tasa de acumulación supera la velocidad de solubilización y asimilación de los microorganismos. Una vez que la biopelícula excede el espesor crítico, los ambientes anóxico y subsecuentemente anaerobio se establecen por debajo de la zona aerobia.
- **Desprendimiento.** Como el espesor continúa aumentando en la fase de acumulación, la mayor parte de los nutrientes solubles es utilizada antes de que puedan alcanzar a los microorganismos inferiores, lo que propicia una fase endógena de crecimiento. Esto tiene como efecto, la desestabilización de la película debido a que los microorganismos inferiores pierden su capacidad de adherirse a la superficie del

medio, lo que origina el desprendimiento de algunas porciones de biopelícula. Sin embargo, aun cuando el crecimiento del espesor de las biopelículas no afecta la eficiencia de los filtros, el crecimiento excesivo puede reducir el volumen de los espacios y bloquearlos, alterando los flujos de aire y aguas residuales.

Las sustancias que inicialmente entran en contacto con la superficie de la biopelícula pasan a través de ella por difusión molecular, son consumidas y posteriormente metabolizadas por los microorganismos adheridos. Por otra parte, si las sustancias en el agua residual se encuentran como materia suspendida o coloidal no son capaces de difundirse a través de la biopelícula de manera directa, por lo que antes deben ser hidrolizadas a moléculas más simples en la superficie de ésta (González *et al.*, 2006). El dióxido de carbono y los productos finales del metabolismo se transfieren en dirección opuesta, es decir, hacia el exterior de la biopelícula tal como se muestra en la figura 2.5 (Gray, 2004).

El espesor de la biopelícula es crítico, ya que el oxígeno sólo puede difundirse hasta una cierta distancia a través de ella antes de ser utilizado. Lo anterior depende de la composición de la biopelícula, su densidad y la tasa de respiración dentro de ella. De esta manera, en las biopelículas aerobias puede existir a cierta profundidad una capa anóxica y también una anaerobia (Gray, 2004; Metcalf y Eddy, 2003).

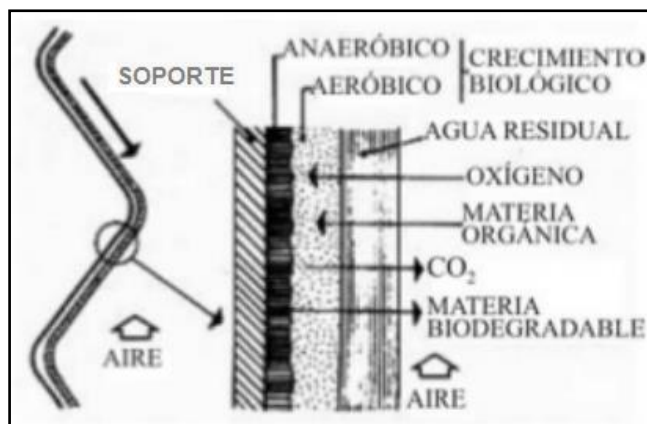


Figura 2.5 Representación esquemática de biopelícula sobre un medio filtrante plástico (Menéndez y Pérez, 2007)

Características del medio de soporte de la biomasa

La función principal del medio de soporte en los procesos con biomasa inmovilizada es proveer de una superficie extensa para la fijación de la biopelícula. Las dos propiedades más importantes son el área superficial específica (m^2 de superficie del empaque por m^3 de volumen total del lecho) y el porcentaje de espacios vacíos o porosidad del lecho (Gray, 2004).

El tipo y características del material de empaque, así como también la profundidad del lecho, influyen directamente sobre las propiedades hidráulicas y la transferencia de oxígeno y sustrato y afectan de manera significativa la inversión inicial y los costos de operación (Farabegoli *et al.*, 2009). Los materiales filtrantes pueden ser categorizados de manera general, como minerales (granulares), orgánicos o plásticos (Purswani *et al.*, 2011).

Diversos autores sugieren que un medio de soporte para la biomasa debe cumplir con la mayoría de las siguientes condiciones para ser considerado adecuado (Iwai y Kitao, 1994; Humby y Fitzpatrick, 1996; Fitzpatrick, 1998; Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999; More *et al.*, 2001; Cohen, 2006):

- Grado adecuado de adherencia de los microorganismos.
- Elevada área superficial específica.
- Alta porosidad del medio y de las columnas empacadas con ellos.
- Baja resistencia al flujo de agua.
- Estabilidad química y biológica.
- Suficiente durabilidad, asociada a su resistencia mecánica a la presión y la abrasión.
- Alta capacidad de atrapar sólidos suspendidos.
- Relación pequeña entre el peso específico del material con respecto al del agua, para evitar que la carga sobre la estructura sea excesiva.
- Precio bajo y de fácil abastecimiento.
- Facilidad de fabricación y transporte.

Cualquier material de soporte presenta ventajas y desventajas en su utilización, por lo que es necesario analizar todas sus características para poder decidir qué material es el más adecuado de acuerdo con la utilidad que se le va a dar (González *et al.*, 2006).

En el caso de los medios granulares, el uso de soportes con un tamaño de grano mayor a los 6 mm causa una reducción en la remoción de los sólidos y nutrientes. Lo anterior es debido a los grandes espacios vacíos lo que a su vez reduce el área disponible para la formación de la biopelícula (Mendoza – Espinoza y Stephenson, 1999). Al mismo tiempo, el tamaño de partícula influye en la carga hidráulica máxima que puede ser aplicada al sistema (More *et al.* (2001). Por otro lado, la porosidad afecta directamente a la cantidad de biomasa retenida en el reactor y por consiguiente influye sobre el tiempo de retención celular (Cohen, 2001). La rugosidad influye en la estabilidad de la biopelícula, así como en la retención de sólidos (Mendoza – Espinoza y Stephenson, 1999).

Algunos medios filtrantes de plástico como el polivinilo (PVC) que son utilizados en filtros percoladores, resultan eficientes en la eliminación de DBO y de sólidos suspendidos para un amplio rango de cargas. Con el uso de medios plásticos, se han construido filtros de hasta 12 m de profundidad (Metcalf y Eddy, 2003). Las ventajas que los medios plásticos tienen sobre los minerales son las siguientes (Lewandowski, 2011, Menéndez y Pérez, 2007; Cheikh *et al.*, 2013):

- Mayor área específica.
- Mayor porcentaje de espacios vacíos.
- Bajo peso específico.
- Reducen la frecuencia del retrolavado, ya que no acumulan una excesiva concentración de biomasa.
- Las obstrucciones a causa de la acumulación de la biopelícula son muy poco probables debido al porcentaje de espacio vacío que manejan, y también, se pueden aplicar altas cargas orgánicas.
- Estos medios son inertes y su composición no interfiere en el proceso biológico ni contamina el agua

Criterios de diseño y operación

Los principales criterios de diseño a considerar en la operación de sistemas con biomasa inmovilizada son los que a continuación se definen (von Sperling y de Lemos, 2006):

a) **Carga hidráulica.** Se refiere al volumen diario de agua residual aplicado al sistema por unidad de área superficial del lecho filtrante.

$$q_h = \frac{Q}{A_s} \quad (2.4)$$

donde:

q_h = carga hidráulica ($m^3 m^{-2} d^{-1}$)

Q: caudal de agua de agua residual ($m^3 d^{-1}$)

A_s : área superficial del lecho filtrante (m^2).

b) **Carga orgánica.** Es la cantidad de materia orgánica aplicada diariamente al sistema, por unidad de volumen o área superficial.

- Volumétrica (COV, expresada en kg DBO₅ o DQO aplicada por m³ de lecho filtrante por día):

$$COV = \frac{Q \cdot S_0}{V} \quad (2.5)$$

- Superficial (COS, expresada en kg DBO₅ o DQO aplicada por m² de lecho filtrante por día):

$$COS = \frac{Q_0 \cdot S_0}{A_{se} V} \quad (2.6)$$

donde:

COV: carga orgánica volumétrica ($kg m^3 d^{-1}$)

COS: carga orgánica superficial ($kg m^2 d^{-1}$)

S_0 : kg de DBO₅ o DQO en el influente

V: volumen que ocupa el lecho filtrante m^3

A_{se} : área superficial específica del lecho filtrante (m^2/m^3)

c) **Porcentaje de remoción o eficiencia de remoción (E).** Los principales factores que influyen en la eficiencia de remoción son: el tiempo de retención hidráulica, la temperatura, la cantidad y actividad de microorganismos en la biopelícula y la transferencia de oxígeno.

$$E = \frac{S_0 - S_2}{S_0} * 100 \quad (2.7)$$

donde:

S_0 : kg de DBO_5 o DQO en el influente

S_2 : kg de DBO_5 o DQO del efluente

d) Tiempo de residencia hidráulica (TRH). Se puede expresar por la siguiente relación:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (2.8)$$

donde:

V: volumen efectivo (lecho filtrante)

Q: caudal de agua residual

e) Relación de recirculación (R)

$$R = \frac{Q_r}{Q_o} \quad (2.9)$$

donde:

Q_r = flujo de recirculación

Una de las razones que justifican la introducción de la recirculación es para evitar la obstrucción del filtro y para favorecer el proceso de nitrificación. La aplicación de la recirculación tiene como consecuencia además la dilución de la concentración de las sustancias orgánicas del agua residual. La concentración de DBO de la mezcla se puede calcular por un balance de masa de entrada al filtro:

$$Q_0 S_0 + Q_r S_2 = S_m (Q_0 + Q_r) \quad (2.10)$$

$$\frac{Q_0 S_0 + Q_r S_2}{Q_0 + Q_r} = S_m \quad (2.11)$$

2.2.1.1 Reactores aerobios de lecho fijo sumergido (RALFS)

Los reactores aerobios de lecho fijo sumergido han sido desarrollados y ampliamente aplicados para el tratamiento de aguas residuales en Europa durante las últimas dos décadas (Schlegel y Koeser, 2007). Estos sistemas son capaces de alcanzar objetivos como la oxidación materia orgánica, nitrificación secundaria o terciaria, desnitrificación y remoción fisicoquímica de fósforo (von Sperling y de Lemos, 2006).

En la práctica, los RALFS pueden estar constituidos por un tanque conteniendo un material poroso a través del cual el agua residual y el aire suministrado fluyen permanentemente y se encuentra sumergido totalmente por el flujo hidráulico. De manera general, estos sistemas constan de tres fases (Goncalves *et al.*, 1992; von Sperling y de Lemos, 2006):

- Fase sólida: constituida por el medio de soporte y por las colonias de microorganismos que forman la biopelícula.
- Fase líquida: compuesta por el líquido en permanente movimiento a través del lecho filtrante.
- Fase gaseosa: formada por aireación artificial y en reducida escala por los productos gaseosos de la actividad biológica.

A nivel mundial, los RALFS de flujo ascendente son los más aplicados en el tratamiento de aguas residuales, pero presentan algunas dificultades para la remoción de amonio. Por otra parte, los RALFS de flujo descendente tienen la capacidad de soportar mayores caudales de entrada, tienen un ciclo de operación más grande, ofrecen una ventaja en cuanto a mejor mezclado y mayor tiempo de contacto aire – agua residual lo que conlleva a una mayor transferencia de oxígeno y biodegradación en la parte inferior del filtro (Hassimi *et al.*, 2009).

Los materiales de empaque más estudiados para estos sistemas son piedras, arcilla, esquisto y materiales sintéticos como el polietileno, poliestireno e incluso residuos plásticos (Osorio y Hontoria, 2002).

Al igual que en otros procesos de biomasa inmovilizada, los RALFS presentan ventajas sobre el sistema de lodos activados tales como la aplicación de cargas volumétricas más altas, mayor estabilidad en el proceso por variaciones de carga y un diseño de reactor más compacto; esto es, debido a que pueden retener altas

concentraciones de biomasa (Schlegel y Koeser, 2007; Polanco *et al.*, 2000). También, presentan una efectiva remoción de sólidos suspendidos, motivo por el cual se requieren sedimentadores secundarios de menor volumen (Lazarova y Manem, 2002; Zhao *et al.*, 2006a). Además de ser utilizados para la remoción simultánea de materia orgánica y nitrógeno amoniacal (Meaney y Strickland, 1994), existen algunas configuraciones en las cuales se emplea una zona anóxica o bien, una zona anaerobia, permitiendo así, la desnitrificación y la remoción biológica de fósforo, respectivamente (Rogalla *et al.*, 1991); la desnitrificación puede verse favorecida suministrando carbono ya sea por la recirculación del efluente nitrificado o mediante una fuente externa (Ryhiner *et al.*, 1994; Chen *et al.*, 2003). La tasa de nitrificación empleada es hasta 3.5 y 8 veces mayor que en los biodiscos y en los filtros percoladores usando medios plásticos, respectivamente (Boller *et al.*, 1997). Se han alcanzado remociones de 70% en fósforo (P) y 95% para el nitrógeno, reportándose concentraciones finales en el efluente $< 0.2 \text{ mg N-NH}_4 \text{ L}^{-1}$ y $0.5 \text{ mg P}_{\text{total}} \text{ L}^{-1}$ (Gray, 2004).

La principal limitación en los RALFS es, en algunos casos, el aumento en la pérdida de carga por la acumulación de sólidos dentro del filtro y de la biomasa sobre el medio filtrante, lo que puede provocar la disminución progresiva de la porosidad del lecho; a consecuencia de esto, se requiere de un retrolavado con el objetivo de mantener la pérdida de carga al mínimo (Zhao *et al.*, 2006a); sin embargo, existen algunas configuraciones de reactores de lecho sumergido que no requieren de un retrolavado como es el caso del Biostar® (Mijaylova y Moeller, 2010). Otro problema que se presenta, es la formación de espumas causada normalmente por la aplicación de bajas cargas, por lo que se deben aumentar para controlar el proceso, siendo otras opciones la recirculación de flujo, la reducción en la frecuencia del retrolavado o el uso de agentes antiespumantes (Gray, 2004).

Los RALFS son ampliamente usados para el tratamiento de contaminantes industriales y agrícolas, así como también contaminantes en aguas subterráneas tales como hidrocarburos del petróleo, hidrocarburos alifáticos y aromáticos (Langwaldt y Puhakka, 2000). En el tratamiento de aguas residuales municipales, es posible que la biopelícula se forme debido al alto contenido de microorganismos presentes en el influente a tratar. Por otra parte, en aguas residuales industriales conteniendo concentraciones extremas de contaminantes, se requiere que la biomasa sea aclimatada adecuadamente (Glass y Silverstein, 1999).

El diseño compacto de estos sistemas ha permitido su uso generalizado en zonas costeras; sin embargo, la variación en las concentraciones de cloruros o si éstas son muy altas, causa que las bacterias formen excreciones extracelulares de polisacáridos que bloquean rápidamente los espacios vacíos en los medios granulares, induciendo prematuramente la pérdida de carga y por consiguiente se requieren retrolavados más frecuentes (Gray, 2004).

Se han desarrollado y patentado algunos reactores de lecho fijo sumergido como el Biostyr® (figura 2.6) en Francia por la compañía OTV. En él, se utiliza poliestireno como empaque, opera con flujo ascendente y es empleado para la remoción de DBO, nitrificación y desnitrificación. Otro sistema es el Biocarbone (figura 2.7) desarrollado en Francia a principios de 1990, el cual opera con flujo descendente, utiliza arcilla como material de empaque y al igual que el Biostyr® se emplea para la remoción de materia orgánica y nitrógeno en una sola unidad (Metcalf y Eddy, 2003). Por su parte, Mijaylova y Moeller (2010) evaluaron el desempeño del Biostar® (figura 2.8), el cual es un reactor biológico aerobio de lecho sumergido y flujo descendente empacado con cintas de polietileno de baja densidad para el tratamiento de aguas residuales de tipo municipales. Para esto, se empleó un sistema a escala piloto, obteniéndose remociones de 90 – 95 % en la DBO_5 con cargas orgánicas de $4.0 - 17.6 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ y TRH de $0.2 - 1.1 \text{ h}$. Al mismo tiempo, se obtuvieron remociones de NT de 69 – 72 % con cargas de $0.8 - 4.6 \text{ g NT m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ cuando se utilizó un efluente recirculado.

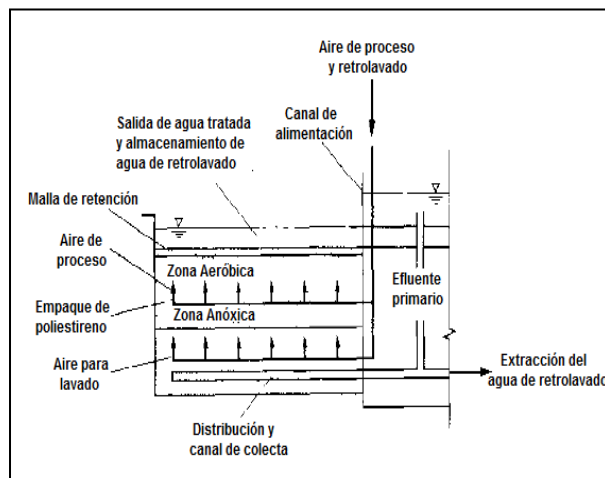


Figura 2.6 Esquema del proceso Biostyr® mostrando la configuración para nitrificación-desnitrificación

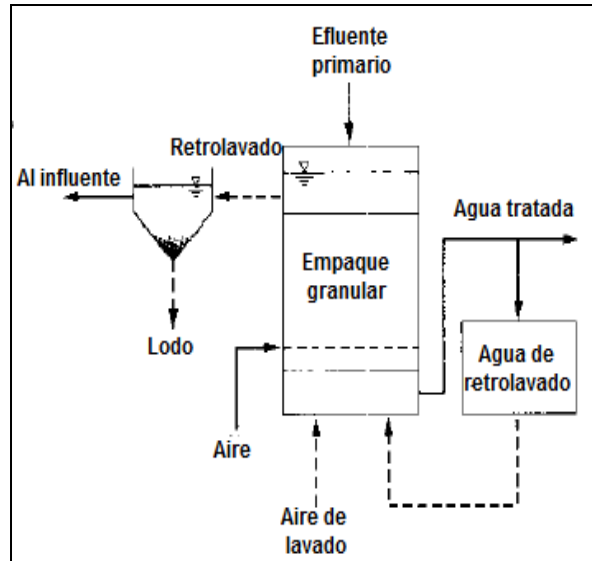


Figura 2.7 Representación esquemática del proceso Biocarbon®

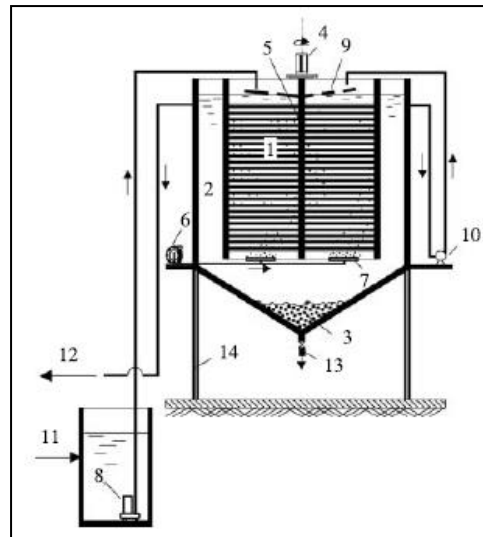


Figura 2.8 Diagrama del biorreactor piloto Biostar ®: 1) Empaque y zona activa de biodegradación; 2) zona de sedimentación; 3) zona de acumulación de lodos; 4) motor rotatorio; 5) eje de acero inoxidable que soporta a la cinta de polietileno; 6) bomba de aire; 7) difusores; 8) bomba de alimentación; 9) deflector para distribución del influente; 10) bomba de recirculación; 11) efluente primario clarificado; 12) efluente; 13) purga de lodos; 14) soporte del sistema (Mijaylova y Moeller, 2010)

De acuerdo con lo presentado por von Sperling y de Lemos (2006), en la tabla 2.5 se resumen los porcentajes de remoción típicos de contaminantes en aguas residuales domésticas empleando RALFS:

Tabla 2.4 Eficiencias de remoción típicas de los principales contaminantes de las aguas residuales domésticas tratadas en sistemas RALFS

PARÁMETRO	EFICIENCIA DE REMOCIÓN (%)
DBO ₅	88 – 95
DQO	83 – 90
Sólidos suspendidos	87 – 93
Nitrógeno amoniacal (NH ₄)	> 80
Nitrógeno total (NT)	> 75
Fósforo total (PT)	> 35
Coliformes fecales (unidades logarítmicas)	1 – 2

Fuente: Sperling y de Lemos, 2006

2.2.2 Efecto de la salinidad en el tratamiento biológico de aguas residuales

En los tratamientos biológicos convencionales, la presencia de altas concentraciones de sal en aguas residuales puede afectar significativamente la actividad metabólica microbiana, inhibe el desarrollo de la biomasa y disminuye la solubilidad del oxígeno disuelto. Por consiguiente, las remociones de materia orgánica, nitrógeno y fósforo se pueden ver afectadas debido a la plasmólisis celular que se genera por el estrés osmótico en los microorganismos (Kargi y Dincer, 1996a). No obstante, la utilización de cultivos tolerantes a concentraciones altas de sal o incluso la aclimatación paulatina de microorganismos no salinos - tolerantes, reduce el efecto del estrés osmótico sobre el metabolismo bacteriano (Dincer y Kargi, 2001; Mariangel *et al.*, 2008).

Kargi y Uygur (1998), estudiaron el efecto de un agua residual sintética conteniendo NaCl (0 – 10 %) sobre un cultivo mixto de lodos activados. En dicha investigación, se determinó que bajo una concentración de sal mayor al 3%, la remoción de materia orgánica se vio afectada significativamente; por tanto, se adicionaron al cultivo de lodos activados bacterias tolerantes a concentraciones altas de sal, tales como las *Halobacter*, siendo posible mejorar las eficiencias de remoción de DQO.

A pesar de que la nitrificación en agua dulce ha sido ampliamente estudiada en el tratamiento de aguas residuales domésticas e industriales, hay pocos estudios sobre la nitrificación de aguas salobres y de mar; sin embargo, la nitrificación en aguas residuales salinas es de gran importancia para muchos campos industriales, tales como la industria del petróleo (Dalmacija *et al.*, 1996). Dincer y Kargi (2001), observaron que el proceso de nitrificación se veía afectado por el aumento o la disminución de la concentración de sal en un reactor de lodos activados inoculado con cultivos puros de *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*

En resumen, algunos efectos adversos sobre los sistemas de tratamiento biológico bajo condiciones de alta salinidad son los siguientes (Dincer y Kargi, 2010):

1. **Aclimatación limitada al medio de exposición.** Los cultivos microbianos convencionales no pueden ser utilizados efectivamente para tratar aguas residuales salinas con un porcentaje de contenido de sales mayor a 3 – 5%. Sin embargo, la aclimatación de aquellos microorganismos que han podido adaptarse a medios salinos, de igual forma se puede inhibir cuando son expuestos a un medio libre de sal.
2. **Sensibilidad a los cambios de la fuerza iónica.** Aún con la presencia de cultivos microbianos aclimatados, se requiere de una composición iónica constante. Un cambio brusco en la concentración de sal, puede ocasionar más efectos adversos que cuando el cambio es gradual.
3. **Tasas de degradación reducidas.** Las tasas de degradación biológica de compuestos orgánicos decrece cuando la concentración de sal aumenta; es por ello que las aguas residuales salinas deben ser tratadas con una relación A/M más baja.
4. **Efluentes con concentraciones altas de sólidos suspendidos.** El contenido de sal en las aguas residuales reduce la población de protozoarios y organismos filamentosos, lo que da como resultado bajas eficiencias de sedimentación (Kargi y Dincer, 1996a).

5. **Cloruros como interferencia en la determinación de parámetros de respuesta como la DQO.** Los cloruros reaccionan con los iones de plata para precipitar como cloruro de plata, y por lo tanto, inhibe la capacidad catalítica de ésta. El bromuro, yoduro, y cualquier otro reactivo que inactive al ión de plata pueden interferir de manera similar. Tales interferencias son negativas debido a que tienden a restringir la acción oxidante del propio ion dicromato. Sin embargo, en virtud de los procedimientos de digestión rigurosos para los análisis de DQO, el cloruro, bromuro, o yoduro pueden reaccionar con el dicromato para producir la forma elemental del halógeno y el ión crómico. Las interferencias causadas por la presencia del cloruro pueden contrarrestarse en gran medida, aunque no por completo, adicionando sulfato mercúrico (HgSO_4) antes del procedimiento de reflujo (APHA, 1999).

2.2.3 Microorganismos tolerantes a ambientes salinos

Los ambientes salinos están colonizados por una gran diversidad de consorcios microbianos tolerantes a la presencia de altas concentraciones de sales inorgánicas (Zahra, 1997; Zhang *et al.*, 2002). Estos pueden ser halófilos y halotolerantes (Molina, 2008). Tienen la capacidad de balancear su presión osmótica en relación con el medio en el que se encuentran, ya que las células presentan altas concentraciones intracelulares de sal equivalentes a la concentración externa de sales, lo que les permite una resistencia a la deshidratación y a la desnaturalización proteínica (Dassarma y Arora, 2011).

Los microorganismos halófilos son aquellos que se encuentran ampliamente distribuidos en ambientes con diferentes salinidades, tales como lagos hipersalinos, suelos desérticos, salinos e hipersalinos, costas, diferentes profundidades del mar, etc. (Dassarma y Arora, 2011). Son capaces de reproducirse y realizar sus funciones metabólicas de una manera más eficaz sólo en presencia de altas concentraciones de sales y no en ausencia (González y Peña, 2002). De acuerdo con la definición descrita por Kushner y Kamerura (1988), los microorganismos halófilos pueden ser clasificados como *halófilos moderados* (crecimiento óptimo de 3% hasta 15 % (p/v) de NaCl) y *halófilos extremos* (crecimiento óptimo de 15 hasta 25 % (p/v) de NaCl) (Dassarma y Arora, 2011). Por su parte, los microorganismos halotolerantes son aquellos capaces de crecer en presencia y ausencia de altas concentraciones de sal (Zahra, 1997; Marguesin y Schiner, 2001). Flannery (1956), define a las bacterias halotolerantes como aquellas que

pueden crecer mejor en medios conteniendo concentraciones de sales < 2% pero también bajo concentraciones de NaCl del 10% o más (p/v).

2.2.4 Tratamiento de aguas residuales en plataformas marinas habitacionales

Para el manejo de las descargas generadas en plataformas marinas se debe contar con plantas de tratamiento de aguas residuales. Las aguas residuales deben cumplir con los límites máximos permisibles de contaminantes establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-1996 o con las condiciones particulares de descarga determinadas por la Comisión Nacional del Agua antes de ser dispuestas en el mar. Para la selección adecuada del tratamiento se deben tomar en cuenta ciertos factores como: (1) el número de trabajadores que pueda albergar la plataforma; (2) la cantidad de agua que se requiere por cada habitante; (3) el gasto medio consumido por la población; (4) las características de los efluentes que se generan; (5) la distribución de agua potable y volumen correspondiente dentro de la plataforma; y (6) la eficiencia de remoción de contaminantes de la planta potabilizadora (Guerrero, 2003).

En una plataforma marina, la única fuente de abastecimiento de agua natural a la que se puede recurrir es el agua de mar, la cual se alimenta a un tanque hidroneumático para su distribución hacia la plataforma habitacional respectiva.

Para obtener agua potable a partir del agua salada se recurre a la desalinización. Existen diversos procesos para la remoción de sales del agua de mar o el agua salobre, entre los cuales se pueden mencionar los siguientes (Cipollina *et al.*, 2009):

- Ósmosis inversa
- Destilación
- Electrodiálisis
- Intercambio iónico, entre otros.

El proceso que más se ha empleado en las plataformas marinas para la desalinización es el de ósmosis inversa (Domínguez, 2013). En él una membrana semipermeable separa un líquido en dos particiones, una de agua pura y otra, por ejemplo, de agua salada o de mar. Se aplica una presión externa del lado de la solución salada igual a la presión osmótica ocasionando un equilibrio entre ambas soluciones. Un

incremento en la presión aplicada en el agua salada genera un flujo del agua contenida en la solución concentrada hacia el agua pura a través de la membrana debido a la diferencia de potencial químico (tendencia de un componente a transferirse de una fase a otra) (Cipollina *et al.*, 2009).

Como se puede observar en la figura 2.9, en una plataforma habitacional el agua potable se distribuye a puntos de abastecimiento como la cocina, lavandería, regaderas y lavabos en los baños; sin embargo, para los retretes y mingitorios se emplea agua de mar sin tratamiento previo (Guerrero, 2003). Por tal motivo, se pueden presentar problemas de inhibición en la biocenosis del tratamiento ya que las descargas de aguas residuales presentan altas concentraciones de sales inorgánicas disueltas.

2.2.4.1 Procesos biológicos empleados en plataformas marinas

El tratamiento biológico de aguas residuales más comúnmente utilizado en plataformas marinas habitacionales es el sistema de lodos activados (Guerrero, 2003) para remover principalmente materia orgánica como DBO y nitrógeno amoniacal (Crites y Tchobanoglous, 2000). Sin embargo, al emplear este proceso se pueden presentar algunos inconvenientes como los siguientes (Guerrero, 2003):

- Se debe cuidar el suministro de aire, de lo contrario no se satisface la demanda bioquímica de oxígeno, lo que ocasiona malos olores y problemas de corrosión interna.
- Debido al uso de agua de mar en retretes y mingitorios, se genera una inhibición en la biocenosis del sistema.
- Es complicado y tardado cultivar nuevas colonias de bacterias, así como la aclimatación de las ya existentes a las altas concentraciones de salinidad.
- Se requiere un control adecuado en la dosificación de biocida (hipoclorito de sodio o hipoclorito de calcio); en caso contrario, se descarga un efluente de mala calidad y si se tiene exceso se incrementan los costos de operación.
- Se requieren altos TRH, lo que da como resultado un volumen de reactor más grande en comparación con otro tipo de reactores.

Además del proceso de lodos activados, se han empleado sistemas con biomasa inmovilizada, los cuales pueden mejorar la eficiencia del tratamiento (Fakhru *et al.*, 2009).

Palmer *et al.* (1981) utilizaron un sistema de BRC para tratar aguas de producción en plataformas y se reportaron eficiencias de remoción para DBO y GyA de 94% y 74%, respectivamente. Li *et al.* (2005) estudiaron a los *Bacillus sp.* como cultivo fijo sobre un soporte de alcohol de polivinilo (APV) reportándose eficiencias de remoción para la DQO del 90% en aguas residuales de plataformas. Por su parte, Opara *et al.* (2013) analizaron la factibilidad técnica y económica de emplear un filtro percolador en una plataforma habitacional ubicada en el océano Atlántico en Nigeria, de lo cual se concluyó que es más económico utilizar un sistema con biomasa inmovilizada en comparación con el sistema de lodos activados.

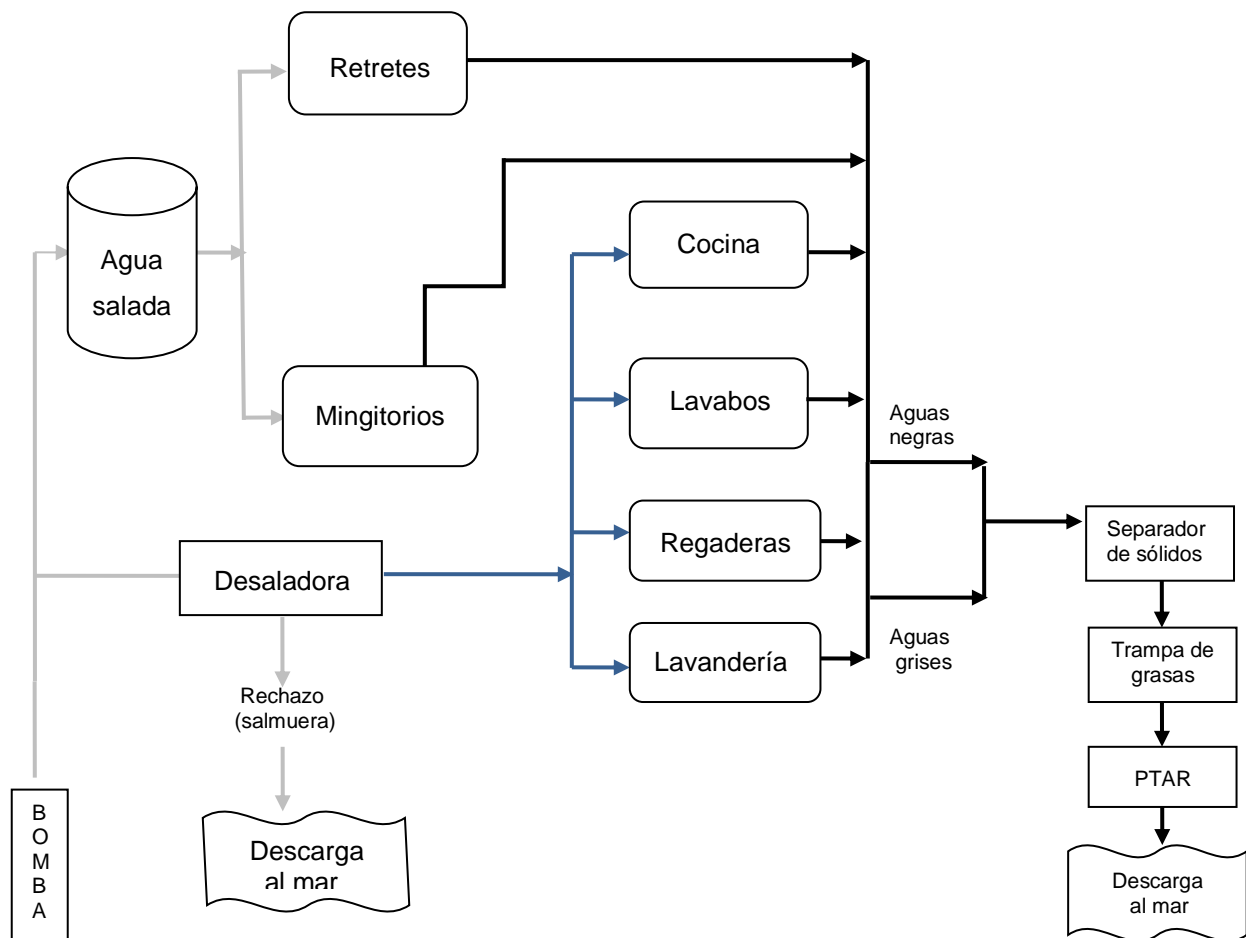


Figura 2.9 Distribución de agua en una plataforma marina habitacional. Adaptada de Guerrero (2003)

3. METODOLOGÍA

3.1 Descripción del sistema experimental

La unidad experimental consistió de dos reactores aerobios con biomasa inmovilizada y lecho sumergido usando como empaque cintas de polietileno de baja densidad insertadas sobre un eje vertical. Los reactores tenían una geometría cilíndrica y constaron de dos zonas: una interna de PVC donde se instaló el empaque y una zona de sedimentación periférica de acero inoxidable con fondo cónico para acumulación de lodos. Los volúmenes total y de contacto en la zona central activa del reactor son 109.4 L y 39.53 L, respectivamente.

El agua residual sintética se alimentó a los reactores de manera descendente por medio de bombas peristálticas a través de la zona activa y el aire fue suministrado por la parte inferior del lecho con ayuda de compresores y difusores. En las figuras 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4 se pueden observar un esquema conceptual, las dimensiones y fotografías del sistema experimental. El porcentaje de espacios vacíos y área superficial específica son del 99.3% y $1,098 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ respectivamente. La cinta es de 3 cm de ancho, 0.85 mm de espesor, flexible y con una densidad de 0.97 t m^{-3} (Mijaylova y Moeller, 2010).

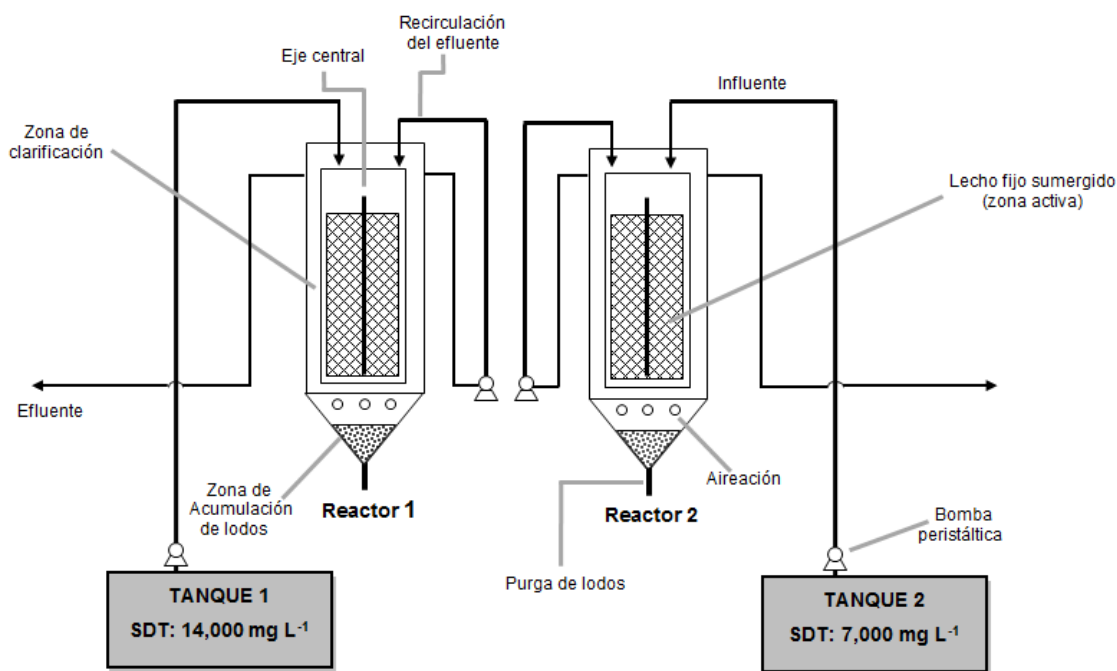


Figura 3.1 Esquema conceptual del sistema experimental (dos reactores con los mismos componentes)

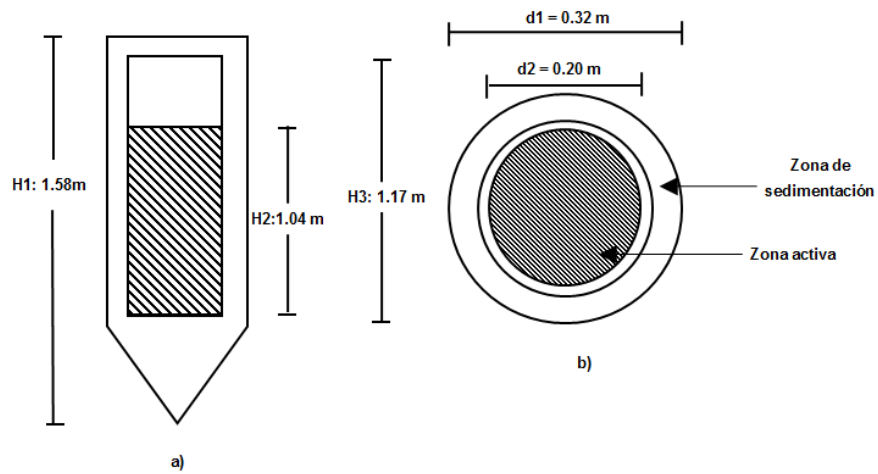


Figura 3.2 Dimensiones de los componentes del sistema experimental. a) Vista lateral: altura total del reactor (H1), altura del lecho (H2), altura de la zona activa (H3); b) vista superior: diámetro total del reactor (d1) y diámetro de contacto en la zona activa (d2)

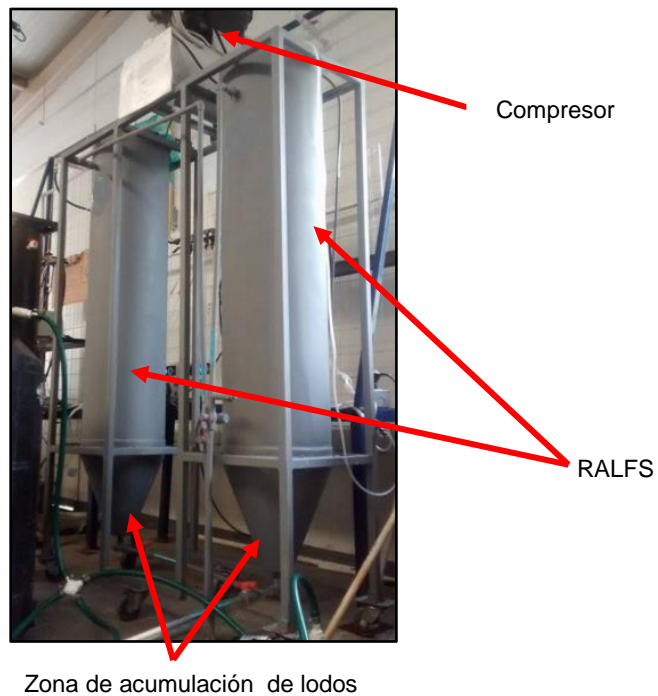


Figura 3.3 Vista lateral del sistema experimental: los dos reactores aerobios de lecho fijo sumergido

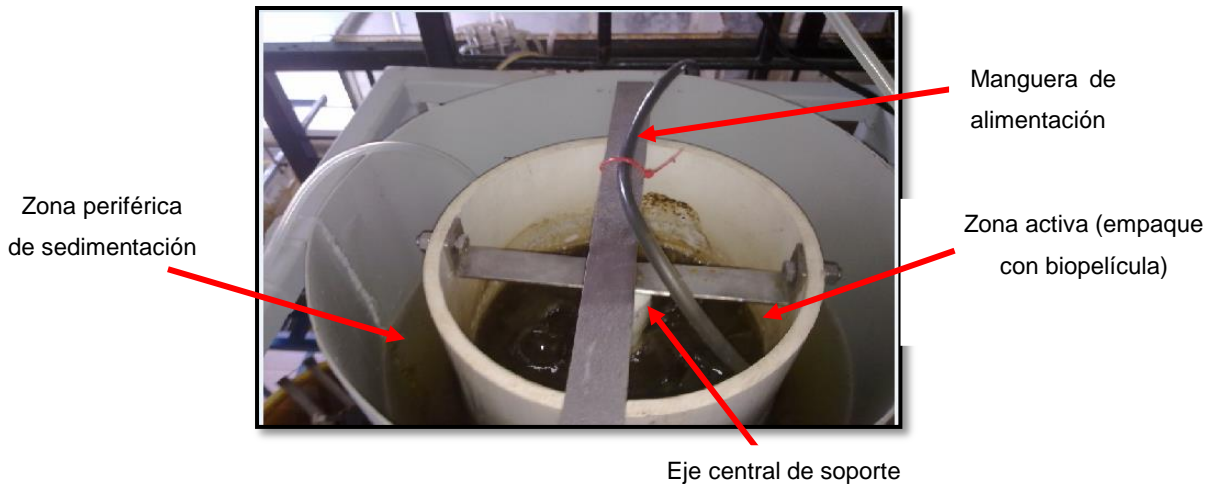


Figura 3.4 Vista superficial a uno de los reactores aerobios con lecho sumergido

3.2 Agua residual sintética

En este estudio se utilizó un agua residual sintética para simular las características de las descargas generadas en plataformas marinas habitacionales. Con la finalidad de seleccionar adecuadamente su composición, se llevó a cabo un balance de masas a partir de datos reportados en la literatura científica, referentes al consumo de agua en las diferentes actividades, caudales y características de las aguas residuales en plataformas marinas, barcos y zonas hoteleras.

En los casos de ausencia de información referente a caracterizaciones reales de algunas descargas, se realizó una estimación usando datos típicos de flujos y características de aguas residuales domésticas, con excepción de los sólidos disueltos totales (SDT) y los cloruros (Cl^{-1}).

Para determinar la dotación por habitante por día con base en información de consumos de agua por actividad reportados en algunas fuentes, se consideró un número de 300 trabajadores laborando en la plataforma (Guerrero, 2003).

En el balance se presentan tanto los caudales de agua residual, como los contaminantes y su concentración por cada punto de generación dentro de la plataforma (cocina, baño, regaderas, lavandería, retretes y mingitorios).

Para el análisis de los SDT y los cloruros se tomaron en cuenta las concentraciones típicas del agua de mar y del agua desalinizada mediante un proceso de ósmosis inversa (Guerrero, 2003; Domínguez, 2013). Solamente se consideró el aporte de SDT en los efluentes de la cocina y de los mingitorios y el aporte de cloruros en el

efluente de los mingitorios. Es importante tomar en cuenta el hecho de que se usa agua de mar desalinizada para abastecer puntos como la cocina, los lavabos, las regaderas y la lavandería, y agua de mar sin previo tratamiento para abastecer los retretes y mingitorios (Guerrero, 2003).

En el caso de las grasas y aceites, se obtuvo un dato correspondiente a la lavandería (Christova-Boal *et al.*, 1996). Por lo anterior, se consideró una concentración típica media de aguas residuales domésticas, ya que en las descargas de plataformas marinas habitacionales el aporte de este parámetro pudiera ser por medio de la constante preparación de los alimentos y por la introducción de cantidades relativamente pequeñas de aceites debido al lavado de ropa de los trabajadores.

Las concentraciones de nitrógeno total y de fósforo total correspondientes a los mingitorios y los retretes se consideraron en conjunto para ambos puntos de generación.

En la tabla 3.1, se presentan los datos y resultados obtenidos en el balance de masas previamente mencionado.

Preparación y caracterización

Primeramente, el agua de alimentación se preparó mezclando alícuotas de muestras de agua de mar tomadas cerca de una zona hotelera en Acapulco con agua residual del influente a la PTAR del IMTA. Sin embargo, con base en el balance de masas presentado en la tabla 3.1, el contenido de materia orgánica medida como DQO de esta agua se consideró bajo para el estudio (entre 200 y 250 mg L⁻¹). Por lo anterior, se optó por utilizar agua residual del influente a la PTAR de la zona habitacional El Texcal ubicada en Jiutepec, Morelos, la cual tiene una DQO entre 400 - 600 mg L⁻¹ cuya caracterización general se presenta en la tabla 3.2. Por tanto, no fue necesario adicionar una fuente externa de carbono, siendo la DQO igual en los influentes a los dos reactores de lecho sumergido. Esta agua se enriqueció con sal común (NaCl) para ajustar la salinidad a las concentraciones deseadas (SDT de 14,000 y 7,000 mg L⁻¹ para los influentes a los reactores R1 y R2 respectivamente) adicionándose paulatinamente.

Tabla 3.1 Balance de masas de contaminantes en aguas residuales de plataformas marinas habitacionales para 300 habitantes

Puntos de generación de A.R.*	AGUA DESALADA				AGUA SALADA		
	Cocina (fregadero)	Baños (lavabos)	Baños (regaderas)	Lavandería	Retretes	Mingitorios	TOTAL
Usos al día por habitante	4	10	2	1 vez al día, dos veces por semana	3	5	
Dotación (L hab ⁻¹ d ⁻¹)	46	20	80	28	25	20	348
Dotación total (L d ⁻¹)	13,920	6,000	24,000	8,400	7,500	10,500	104,320
Fracción del aporte de A.R.*	0.75	0.95	0.95	0.95	1	1	-----
Q medio A.R.* (L d ⁻¹)	10,440	5,700	22,800	7,980	7,500	10,500	97,230
Cl (mg L ⁻¹)	253	253	253	253	20,873	21,153	4,143
SDT (mg L ⁻¹)	496	300	300	300	33,000	33,931	17,665
DQO (mg L ⁻¹)	1,380	210	298	710	1,969	296	541
SST (mg L ⁻¹)	235	180	120	165	1,737	88	211
NT (mg L ⁻¹)	60	9.6	10	30	200		49
PT (mg L ⁻¹)	30	45	1.6	101	20		18
G y A (mg L ⁻¹)	-----	-----	-----	35	-----		90
Fuente:	1,2,3,4,5	1,2,3,6	1,2,3,7	1,2,8	1,2,7,9,10	2,10	11

* Aguas Residuales

Fuentes: (1) Almeida *et al.*, 1999; (2) Guerrero, 2003; (3) Eriksson *et al.*, 2002; (4) Li *et al.*, 2009; (5) Piña, 2010; (6) Jefferson *et al.*, 2000; (7) Mandal *et al.*, 2011; (8) Christova-Boal *et al.*, 1996; (9) Fan *et al.*, 2006; (10) Rana y Khari, 2010; (11) Metcalf y Eddy, 2003.

Tabla 3.2 Características del influente a la PTAR de la zona habitacional El Texcal

Parámetro	Concentración en mg L ⁻¹ a menos de que se especifiquen otras unidades
pH	7.15 – 7.50
Sólidos Disueltos Totales (SDT)	320 – 350
Conductividad	650 – 672 $\mu\text{S cm}^{-1}$
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	300 – 550
Nitrógeno amoniacal (N-NH ₄)	25 – 28
Nitrógeno Total	32 – 40
Nitrógeno de nitratos (N-NO ₃)	< 0.1
Nitrógeno de nitritos (N- NO ₂)	< 0.01
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	210
Sólidos Suspendidos Volátiles SSV	150

3.3 Procedimiento experimental y seguimiento del proceso

Debido a que la carga orgánica es considerada como un factor clave que influye sobre el crecimiento y la actividad de la biomasa durante un proceso de tratamiento de aguas residuales, se evaluaron tres fases experimentales variando la carga orgánica superficial de 1 a 5 g DQO m⁻² d⁻¹ y empleando una DQO de 400 – 600 mg L⁻¹ en ambos reactores. Lo anterior fue con la finalidad de observar el efecto de dicho parámetro sobre la remoción de materia orgánica, nitrógeno amoniacal, nitratos y nitritos, SST y SSV en agua residual doméstica con concentraciones de SDT de 14,000 y 7,000 mg L⁻¹. Además, la concentración de oxígeno disuelto se mantuvo en un rango de 3 – 4 mg L⁻¹.

En algunos estudios se ha demostrado que la recirculación del efluente mejora la eficiencia de remoción de materia orgánica y nitrógeno amoniacal (Ayoub y Saikaly, 2004). De igual forma, Pearce (2004) indica que para alcanzar una completa nitrificación generalmente es necesaria la recirculación del agua tratada. Por estas razones, se empleó una tasa de recirculación del 100% desde el monitoreo de la primera fase experimental.

En las tablas 3.3 y 3.4 se presentan las condiciones de operación y los parámetros de seguimiento del proceso, respectivamente.

Se llevaron a cabo respirometrías y cinéticas microbianas con el objetivo de evaluar la actividad de la biomasa con base en el consumo de oxígeno con respecto al sustrato, para lo cual se varió la composición del agua residual en cuanto a salinidad.

Tabla 3.3 Parámetros de operación durante las tres fases experimentales

Parámetro	Fase 1	Fase 2	Fase 3
Carga orgánica (g DQO m ⁻² d ⁻¹)	1	3	5
Caudal (L min ⁻¹)	0.050	0.144	0.240
TRH en la zona activa (h)	11	4	2
Duración (d)	30	71	72

Tabla 3.4 Parámetros de respuesta y control de proceso

Parámetro	Punto de muestro	Frecuencia	Método analítico
DQO	I y E	2 veces por semana	Espectrofotométrico (HACH)
Cl ⁻	I y E	1 vez por semana	Ión electrodo
SDT	I y E	Diario	Ión electrodo
pH	I, E, R	Diario	Ión electrodo
Temperatura	I, E, R	Diario	Ión electrodo
OD	R	Diario	Ión electrodo
SST	I y E	1 vez por semana	Gravimétrico
SSV	I,E	1 vez por semana	Gravimétrico
NT	I y E	2 veces por semana	Espectrofotométrico (HACH)
N-NH ₄ ⁺	I y E	2 veces por semana	Espectrofotométrico (HACH)
N-NO ₃ ⁻	I y E	2 veces por semana	Presentado en NMX-AA-079-SCFI-2001
N-NO ₂ ⁻	I y E	2 veces por semana	Presentado en NMX-AA-099-SCFI-2006

Nota: Influyente (I); Efluente (E); Reactor (R)

3.3.1 Desarrollo y aclimatación de la biomasa

En esta primera etapa de la experimentación se tomó como única variable de respuesta la remoción de materia orgánica medida como DQO. Tal como se mencionó en el punto 3.2, al inicio los reactores se alimentaron con una mezcla de agua residual del influente a la PTAR del IMTA y agua de mar en las proporciones necesarias para obtener una concentración inicial de SDT de 1000 mg L⁻¹. Posteriormente, se utilizó agua residual doméstica del influente a la PTAR de la zona habitacional el Texcal enriquecida con sal de mar o sal común aumentando la dosis paulatinamente hasta alcanzar las concentraciones de SDT previamente establecidas para cada reactor (14,000 y 7,000 mg L⁻¹). El nivel de

salinidad o concentración de SDT se aumentó en el momento en que se obtenía una remoción del 80% de materia orgánica.

3.3.2 Remoción de materia orgánica

La concentración de materia orgánica se determinó durante la fase de aclimatación y durante la operación del sistema. Para esto se empleó el método de refluo cerrado o espectrofotométrico HACH. Sin embargo, debido a la interferencia que representan los cloruros, fue necesario aplicar diluciones en las muestras para no exceder el límite señalado por dicho método ($2,000 \text{ mg L}^{-1}$). Con la finalidad de disminuir aún más el error, se realizaron curvas de calibración adicionando cloruro de sodio a los estándares y los blancos empleando la misma concentración de SDT que en las muestras a analizar.

3.3.3 Remoción de nitrógeno amoniacal, nitratos y nitritos

La remoción de nitrógeno amoniacal se evaluó a partir de la primera fase experimental. Para determinar su concentración tanto en los influentes como en los efluentes se utilizó el método Nessler No. 8038 de HACH.

Con la finalidad de evaluar el proceso de nitrificación – desnitrificación se determinaron los nitratos y nitritos de acuerdo a los procedimientos señalados en las NMX-AA-079-SCFI-2001 y NMX-AA-099-SCFI-2006 respectivamente. En el caso de los nitratos, fue necesario adicionar cloruro de sodio a los estándares y los blancos para obtener la curva de calibración adecuada. Por el contrario, la curva de calibración para nitritos se obtuvo sin adición de esta sal.

Se determinó el nitrógeno total en los influentes y efluentes por el método Persulfate Digestion 10071 de HACH. Esta medición incluye el N-NH_4^- , NO_2^- , NO_3^+ y nitrógeno orgánico (von Sperling y de Lemos, 2006). De acuerdo a lo anterior, este parámetro se determinó con la finalidad de evaluar la remoción de nitratos indirectamente mediante el proceso de desnitrificación (reducción de los nitratos a nitrógeno gas liberado a la atmósfera).

3.3.4 Remoción de SST y SSV

Se evaluó la remoción de sólidos suspendidos totales y volátiles analizando muestras de los influentes y efluentes del reactor 1 y 2, por método gravimétrico a partir de la primera fase experimental.

3.3.5 Determinación de la cantidad de biomasa

De acuerdo con algunas investigaciones en las cuales se han empleado sistemas con biomasa inmovilizada y además se han utilizado cintas de polietileno de baja densidad como empaque, el procedimiento que se llevó a cabo para determinar la concentración de biomasa es el siguiente (Gutiérrez, 2009; Argüelles, 2013):

1. Se tomaron muestras del empaque con la biomasa inmovilizada de tres alturas del lecho filtrante (superior, medio e inferior). Se cortaron pedazos rectangulares del material de soporte procurando no desprender la biomasa que se encontraba sobre él.
2. Cada tira se colocó en solución de metanol al 80% contenida en un vaso de precipitado de 100 mL. El volumen de la solución debía cubrir completamente la cinta.
3. Los vasos de precipitados con la cinta se sometieron a sonicación durante 30 a 40 minutos con una frecuencia de 60 kHz o hasta que los sólidos se desprendieran completamente.
4. Los sólidos desprendidos se procesaron por el método gravimétrico de sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos suspendidos volátiles (SSV). El resultado se expresó como masa seca.
5. Se determinó el área de la muestra del material de soporte y se relacionó con la cantidad de sólidos totales y volátiles desprendidos, expresándose el resultado en gramos de masa seca de ST o SV por unidad de área (m^2) del soporte. Esto se puede visualizar mediante los siguientes cálculos:

$$Cb = \frac{ST \text{ o } SV}{Amf} \quad (3.1)$$

donde:

Cb: cantidad de biomasa (g biomasa por m^2 de muestra de empaque)

ST o SV: Sólidos totales o volátiles $g L^{-1}$

Amf: área de muestra del material filtrante en m^2

Al multiplicar la C_b por el área específica del empaque en el biofiltro (A_e), se obtiene la cantidad de la biomasa por unidad de volumen de lecho.

$$\text{Densidad de la biomasa en el lecho} = C_b * A_e \quad (3.2)$$

donde:

A_e : área específica del medio filtrante ($m^2 m^{-3}$)

3.3.6 Pruebas respirométricas para la evaluación de la actividad microbiana

La respirometría se basa en la medición del consumo de oxígeno por microorganismos o por enzimas que utilizan el oxígeno atmosférico como último receptor de electrones (González y Nava, 1995). Por tanto, se llevaron a cabo pruebas respirométricas con la finalidad de evaluar la actividad microbiana en los reactores.

Con base en el método No. 209 de la OECD (2010), se determinó el porcentaje de inhibición de la biomasa a diferentes concentraciones de SDT. Además, se llevaron a cabo pruebas respirométricas adicionales para evaluar la capacidad halotolerante de los microorganismos. Los resultados obtenidos a partir de estas pruebas se expresan en $mg O_2 mg^{-1} SSV h^{-1}$ para una biomasa suspendida. Sin embargo, debido a que originalmente la biomasa estaba inmovilizada pero fue desprendida y suspendida en agua desionizada con sal o sin sal según la prueba con la finalidad de apegarse lo más posible a las instrucciones del método utilizado, el resultado se expresó en $mg O_2 mg^{-1} SV h^{-1}$ (von Sperling y de Lemos, 2006).

Por último, se realizaron cinéticas microbianas con base en el consumo de oxígeno y sustrato.

Pruebas de inhibición inmediata

El objetivo de estas pruebas fue determinar el porcentaje de inhibición de una biomasa no aclimatada proveniente de un reactor BIOSTAR® ubicado en una planta de tratamiento de aguas residuales en Cuernavaca, empleando el agua residual sintética estudiada en este proyecto, con 14,000 y 7,000 $mg L^{-1}$ de SDT. También, se determinó el porcentaje de inhibición de la biomasa del reactor 2 (ya aclimatada a una concentración de SDT de 7,000 $mg L^{-1}$) utilizando el agua residual sintética con 14,000 $mg L^{-1}$ de SDT.

- **Procedimiento experimental**

1. Para las pruebas, se tomaron muestras del empaque con la biomasa de tres alturas del lecho (superior, media e inferior). En ambos experimentos los inóculos fueron desprendidos manualmente de las cintas de polietileno. Posteriormente, la biomasa no aclimatada se suspendió en agua desionizada sin sal y por su parte, la biomasa aclimatada del reactor 2 fue suspendida en agua desionizada con 7,000 mg L⁻¹ o 14,000 mg L⁻¹ de NaCl según fuera el caso.
2. Para realizar las pruebas se emplearon dos controles y la sustancia prueba, los cuales se componían de la siguiente manera:

Prueba con biomasa no aclimatada

- Dos controles: biomasa + medio mineral sin sal + agua desionizada sin sal
- Sustancia prueba: biomasa + medio mineral con 14,000 ó 7,000 mg L⁻¹ de NaCl + sustancia problema con 14,000 ó 7,000 mg L⁻¹ de NaCl + agua desionizada con 14,000 ó 7,000 mg L⁻¹ de NaCl.

Prueba con biomasa aclimatada del reactor 2

- Dos controles: biomasa + medio mineral con 7,000 mg L⁻¹ de NaCl + agua desionizada con 7,000 mg L⁻¹ de NaCl.
- Sustancia prueba: biomasa + medio mineral con 14,000 mg L⁻¹ de NaCl + sustancia problema con 14,000 mg L⁻¹ de NaCl + agua desionizada con 14,000 mg L⁻¹ de NaCl.

3. La composición y cantidades de ingredientes por litro del medio mineral se presentan en la tabla 3.5. A su vez, las proporciones de medio mineral, biomasa, sustancia problema y agua desionizada que se presentan en la tabla 3.6.

Tabla 3.5 Composición del medio mineral para las pruebas de inhibición

Compuesto	Masa (g)
Peptona	16
Extracto de levadura	11
Urea	3
Cloruro de sodio (NaCl)	0.7
Cloruro de calcio dihidratado (CaCl ₂ .2H ₂ O)	0.4
Sulfato de magnesio heptahidratado (MgSO ₄ .7H ₂ O)	0.4
Fosfato monoácido de potasio (K ₂ HPO ₄)	2.8

Tabla 3.6 Proporciones de medio mineral, biomasa, sustancia problema y agua desionizada para las pruebas de inhibición

Componente	Control 1 y 2	Prueba
	Volumen (mL)	Volumen (mL)
Medio mineral	38	38
Sustancia problema (agua residual con sal)	0	240
Agua desionizada	682 (sin sal)	442 (con sal)
Biomasa	480	480
Volumen total	1,200	1,200

4. Las pruebas se llevaron a cabo en vasos de precipitado de 2 L con un volumen efectivo de 1.2 L. Durante 30 minutos, se suministró aire a los controles y a la sustancia prueba asegurando una concentración de oxígeno disuelto de 5 – 6 mg L⁻¹. Después del tiempo de contacto, las pruebas para determinar las tasas de respiración se realizaron en un recipiente de plástico de 1 L con tapón. En la muestra que se encontraba en constante agitación, se tenía sumergido un electrodo de oxígeno disuelto ConOx de doble sensor conectado a un equipo WTW Multi 350i (figura 3.5).
5. La velocidad específica de consumo de oxígeno se calculó mediante regresión lineal a partir de las ecuaciones 3.3 y 3.4:

$$VECO = \frac{VCO}{SV} \quad (3.3)$$

donde:

$$VCO = \frac{d[OD]}{dt} \quad (3.4)$$

VECO = velocidad específica de consumo de oxígeno (mg O₂ g⁻¹ SV h⁻¹).

VCO = velocidad de consumo de oxígeno (mg O₂ g L⁻¹ h⁻¹).

[OD] = concentración de oxígeno disuelto (mg O₂ L⁻¹).

6. Posteriormente, se determinó el porcentaje de inhibición con la siguiente ecuación:

$$I \% = \left[\frac{2VECO_{sp}}{VECO_{C1} + VECO_{C2}} \right] \times 100 \quad (3.5)$$

donde:

VECO_{sp} = velocidad específica de consumo de oxígeno de la sustancia prueba

(mg O₂ mg⁻¹ SV h⁻¹).

VECO_{C1} = velocidad específica de consumo de oxígeno del control 1

(mg O₂ mg⁻¹ SV h⁻¹).

$VECO_{C2}$ = velocidad específica de consumo de oxígeno del control 2 ($\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SV h}^{-1}$).



Figura 3.5 Material y equipo para las pruebas de respiración y recipiente de contacto

Capacidad halotolerante de la biomasa

Se llevaron a cabo pruebas adicionales para evaluar la capacidad halotolerante de la biomasa mediante la determinación de tasas de respiración. Al igual que en el punto 3.3.6.1, estas pruebas se realizaron tomando como base el método No. 209 presentado por la OECD (2010). En estas pruebas la biomasa fue expuesta al agua residual doméstica utilizada para la alimentación de ambos reactores y agua residual doméstica libre de sal.

• Procedimiento experimental

1. Las muestras del empaque con la biomasa se tomaron de tres alturas (superior, media e inferior) del lecho de los reactores 1 y 2. Para todas las pruebas, la biomasa fue desprendida manualmente del material de empaque y suspendida en agua desionizada sin sal o con 14,000 y 7,000 mg L^{-1} de NaCl, según fuera el caso.
2. Se realizaron las siguientes pruebas:
 - Prueba 1: biomasa del reactor 1 + agua residual con 14,000 mg L^{-1} de NaCl.
 - Prueba 2: biomasa del reactor 1 + agua residual sin NaCl.
 - Prueba 3: biomasa del reactor 2 + agua residual con 7,000 mg L^{-1} de NaCl.
 - Prueba 4: biomasa del reactor 2 + agua residual sin NaCl

3. Las proporciones de biomasa y agua residual que se utilizaron en los ensayos se presentan en la tabla 3.7.

Tabla 3.7 Proporciones de biomasa, agua residual y agua desionizada para determinar la capacidad halotolerante.

Componente	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	Prueba 4
	Volumen (mL)	Volumen (mL)	Volumen (mL)	Volumen (mL)
Agua residual	700 (con sal)	700 (sin sal)	700 (con sal)	700 (sin sal)
Biomasa	500 (con sal)	500 (sin sal)	500 (con sal)	500 (sin sal)
Volumen total	1,200	1,200	1,200	1,200

4. Igual al realizado en el punto 4 del tema 3.3.6.1
5. Igual al realizado en el punto 5 del tema 3.3.6.1
6. Igual al realizado en el punto 6 del tema 3.3.6.1
7. Igual al realizado en el punto 7 del tema 3.3.6.1
8. Las velocidades específicas de consumo de oxígeno se compararon para determinar si se presentó un cambio en la actividad microbiana cuando la biomasa aclimatada era expuesta a un medio libre de sal.

Cinéticas microbianas

Hvitved-Jacobsen *et al.* (2013) indican que uno de los objetivos principales de las cinéticas microbianas es el desarrollo de expresiones matemáticas que permitan evaluar los cambios en la concentración de biomasa y sustrato. Por tanto, la tasa de crecimiento bacteriano es una función de la concentración de biomasa a un tiempo dado. Matemáticamente, esta relación se puede expresar de la siguiente manera:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (3.6)$$

donde:

X = concentración de microorganismos en el reactor, SS o SV (g/m³).

$\mu_{\text{máx}}$ = velocidad específica de crecimiento (d⁻¹).

t = tiempo (d).

La ecuación 3.6 está formulada con base en el crecimiento microbiano bajo condiciones sin limitación de sustrato. Sin embargo, se ha visto que la tasa de crecimiento de los microorganismos depende de la disponibilidad del sustrato en el medio, siendo generalmente la materia orgánica el factor limitante en el tratamiento de aguas residuales. Es por ello que la velocidad específica de crecimiento μ debe expresarse como una función de la concentración de sustrato. De acuerdo con esto, Monod, en términos operacionales, presenta esta relación con la siguiente ecuación (von Sperling y de Lemos, 2006):

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (3.7)$$

donde:

μ = velocidad específica de crecimiento (d^{-1}).

μ_{\max} = velocidad específica máxima de crecimiento (d^{-1}).

S = concentración de sustrato a un tiempo t ($mg L^{-1}$).

K_s = constante de saturación o afinidad ($mg L^{-1}$).

En el campo de la ingeniería ambiental, es aceptado que el coeficiente de conversión de sustrato para sintetizar nuevas células es constante, por lo tanto la relación del incremento en la biomasa con respecto a la disminución de sustrato se define como coeficiente de rendimiento biomasa/sustrato Y (Lawrence *et al.*, 2009):

$$Y = \frac{dX/dt}{dS/dt} \quad (3.8)$$

Combinando las ecuaciones 3.6, 3.7 y 3.8 se obtienen las siguientes expresiones para la velocidad de degradación de sustrato:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_{\max}}{Y} \frac{S}{S + K_s} = q_{\max} \frac{S}{S + K_s} X \quad (3.9)$$

o la ecuación

$$q = q_{\max} \frac{S}{S + K_s} \quad (3.10)$$

donde:

q_{\max} = velocidad específica máxima de consumo de sustrato ($mg O_2 mg^{-1} SV d^{-1}$)

q = velocidad específica de consumo de sustrato ($\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SV d}^{-1}$).

De acuerdo con lo anterior, se realizaron cinéticas microbianas con la finalidad de comparar las constantes de biodegradación de materia orgánica ($q_{\text{máx}}$ y K_s) en agua residual con concentraciones de SDT de 14,000 y 7,000 mg L^{-1} como NaCl. Para esto, el lecho de los reactores se introdujo en una columna de acrílico que tenía un diámetro de 0.23 m y una altura de 0.95m, con un volumen efectivo de 39.5 L. Las dos pruebas se hicieron en régimen discontinuo con una duración de 5 horas, considerando la carga orgánica superficial y el TRH establecidos en la tercera fase experimental. Para la alimentación, se empleó el agua residual doméstica utilizada en la experimentación con 14,000 y 7,000 mg L^{-1} de SDT para el lecho de los reactores 1 y 2 respectivamente. Se tomaron muestras para determinar DQO cada 15 minutos desde el arranque hasta el final del experimento. Paralelamente, a partir de los 15 minutos después de iniciar se determinaron tasas de respiración midiendo el consumo de oxígeno disuelto de los microorganismos cada media hora utilizando un electrodo ConOx de doble sensor conectado a un equipo WTW Multi 350i. Para asegurar que no hubiera interferencia debida al oxígeno atmosférico durante las respirometrías, el electrodo de OD se introdujo por la parte superior de una caja de acrílico con forma de trapecio rectangular que tenía una altura (1) = 15 cm, altura (2) = 5 cm, ancho = 5 cm y largo = 20 cm. El agua residual de alimentación para cada prueba fue saturada de oxígeno de manera intermitente; es decir, durante 15 minutos era aireada hasta una concentración de 5 – 6 mg OD L^{-1} y después de este tiempo, se determinaba el consumo oxígeno hasta una concentración $\geq 2 \text{ mg OD L}^{-1}$, de tal forma que el oxígeno disuelto no estuviera limitado para el proceso de biodegradación aerobia, y así sucesivamente. Con ayuda de bombas peristálticas, el agua residual pasaba a través de la caja de acrílico donde se medía el oxígeno disuelto y después se recirculaba a cada uno de los reactores. Previamente a las cinéticas, se determinó el consumo de oxígeno endógeno para lo cual, 12 horas antes se suspendió la alimentación de los reactores con la finalidad de asegurar el consumo total del sustrato.

En la figura 3.6 se muestra el material y equipo utilizados en las cinéticas de biodegradación.



Figura 3.6 Material y equipo empleado para la prueba cinética en el lecho del reactor 2

La q se calculó a partir de las velocidades específicas de consumo de oxígeno obtenidas en las tasas de respiración mediante la siguiente ecuación 3.11:

$$q = \text{VECO}_{\text{exo}} \left(\frac{Y}{1-Y} \right) \quad (3.11)$$

donde:

$$\text{VECO}_{\text{exo}} = \text{VECO}_{\text{total}} - \text{VECO}_{\text{endo}} \quad (3.12)$$

VECO_{exo} = velocidad específica de consumo de oxígeno exógena ($\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SV d}^{-1}$).

$\text{VECO}_{\text{total}}$ = velocidad específica de consumo de oxígeno total ($\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SV d}^{-1}$).

$\text{VECO}_{\text{endo}}$ = velocidad específica de consumo de oxígeno endógena ($\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ SV d}^{-1}$).

Y = coeficiente de rendimiento ($\text{mg SV mg}^{-1} \text{ DQO}$).

Las constantes cinéticas ($q_{\text{máx}}$ y K_s) se determinaron con base en el modelo de Monod al graficar las concentraciones de sustrato contra las q obtenidas para diferentes tiempos ajustando los datos mediante una regresión no lineal por el método de mínimos cuadrados utilizando el programa MATLAB® R2014a.

Una ventaja de la ecuación de Monod reside en su estructura ya que permite la representación en forma continua del rango de variación entre los extremos de ausencia y abundancia de sustrato en el medio. Es por ello que dependiendo del valor de S , la ecuación de Monod puede representar aproximadamente cinéticas de orden cero o primer

orden. De acuerdo con esto, cuando la concentración de sustrato aún es alta y no está limitada, la reacción de remoción global sigue una cinética de orden cero. Por otro lado, si la concentración de sustrato es muy baja también lo es su disponibilidad en el medio. Por tanto, bajo estas condiciones la velocidad de reacción está limitada y sigue una cinética de primer orden. Estas dos situaciones ocurren dependiendo de los valores de S y K_s (Hvitved-Jacobsen *et al.*, 2013). La interpretación de los valores que se obtengan de K_s tiene que ver con la afinidad o no afinidad de los microorganismos por el sustrato. von Sperling y de Lemos (2006) indican que entre mayor sea el valor de K_s , menor será la q , o bien, menor será la afinidad de la biomasa por el sustrato. De acuerdo con las asunciones anteriores, en el presente trabajo se esperan valores de q bajos y valores de K_s altos debido a la baja concentración de S en el medio en relación con la concentración de biomasa y por la baja afinidad que se puede presentar de los microorganismos por el agua residual con concentraciones atípicas de SDT como NaCl. Además, pudiera ocurrir que el valor de K_s fuera mayor al valor de S . Entonces, cuando la concentración de sustrato es baja y $S \ll K_s$ la q es dependiente de S (directamente proporcional) y la reacción se aproxima a una cinética de primer orden tomando la siguiente forma:

$$q = q_{m\acute{a}x} \frac{S}{K_s} \quad (3.13)$$

Ya que $q_{m\acute{a}x}$ y K_s son constantes, el término $(q_{m\acute{a}x}/K_s)$ también lo es, por lo que puede ser sustituido por una nueva constante K . Por consiguiente, la ecuación 3.13 se reduce a:

$$-\frac{dS}{dt} = KS \quad (3.14)$$

Integrando 3.14 cuando $S(t=0) = S_0$ y $S(t) = S$:

$$\ln \left(\frac{S_0}{S} \right) = Kt \quad (3.15)$$

donde:

S_0 = concentración de sustrato a un $t = 0$ (mg L^{-1}).

K = constante de velocidad de reacción (d^{-1}).

t = tiempo (d).

Graficando tiempo contra $\ln \left(\frac{S_0}{S} \right)$ y ajustando los datos a una regresión lineal, se obtiene una pendiente $m = K$.

4. RESULTADOS Y SU EVALUACIÓN

4.1 Desarrollo y aclimatación de la biomasa

El arranque del sistema experimental comenzó el día 8 de mayo del 2014. En las primeras cinco semanas, los reactores se operaron en modo de recirculación con el objetivo de inducir el crecimiento de la biopelícula en el lecho. Tal como se menciona en el punto 3.3.1 de la metodología, se utilizó agua residual doméstica del influente a la PTAR de la zona habitacional el Texcal enriquecida con sal de mar o sal común aumentando la dosis paulatinamente hasta alcanzar las concentraciones de SDT establecidas: de 14,000 y 7,000 mg L⁻¹ para los reactores 1 y 2 respectivamente. La evaluación del proceso durante este periodo en ambos reactores comenzó a partir de los 33 días de operación. Por tanto, para una carga orgánica superficial de 1 g DQO m⁻² d⁻¹, se determinó la remoción de materia orgánica en cada nivel de salinidad, aumentando la concentración de SDT en el momento en que se obtenía un 80% de remoción de DQO.

La fase de aclimatación para el reactor 1 fue de 140 días aproximadamente hasta el día 173. El comportamiento y la remoción de DQO se presentan en las figuras 4.1 y 4.2, en ese orden. Se puede ver que la remoción de materia orgánica disminuyó en algunos casos hasta un 55% con el cambio en el nivel de salinidad. A su vez, se tiene que para concentraciones de SDT de 3,000, 4,000, 6,000, 8,000, 10,000, 12,000 y 14,000 mg L⁻¹, el tiempo de aclimatación fue 5, 8, 9, 18, 21, 25 y 26 días, respectivamente. Por tanto, se observa que al incrementar la concentración de SDT, el tiempo para la estabilización del sistema aumenta. Esta tendencia también se ha presentado en otras investigaciones, en donde se evaluó la aclimatación de consorcios microbianos a diferentes concentraciones de NaCl (5, 10, 15, 20 y 30 g L⁻¹) en un filtro percolador (Abou-Elela, *et al.*, 2010). Contrastando esto con el presente estudio, la aclimatación tomó más tiempo en cada nivel de salinidad debido a que el incremento de la concentración de SDT era mayor.

En las figuras 4.3 y 4.4 se muestran el comportamiento y la remoción de DQO, respectivamente, para el reactor 2. Se puede observar que al igual que ocurre en el reactor 1, el tiempo de aclimatación y la remoción de materia orgánica presentan la misma tendencia al aumentar y cambiar la concentración de SDT. La salinidad más alta que se empleó fue de 7,000 mg L⁻¹ como SDT a partir del día 71 de operación, alcanzándose una remoción del 80% de DQO en 10 días, con un periodo total de aclimatación de 50 días. Después de este tiempo, la remoción de materia orgánica se mantuvo relativamente constante (de 80 ± 3 %) hasta el día 173.

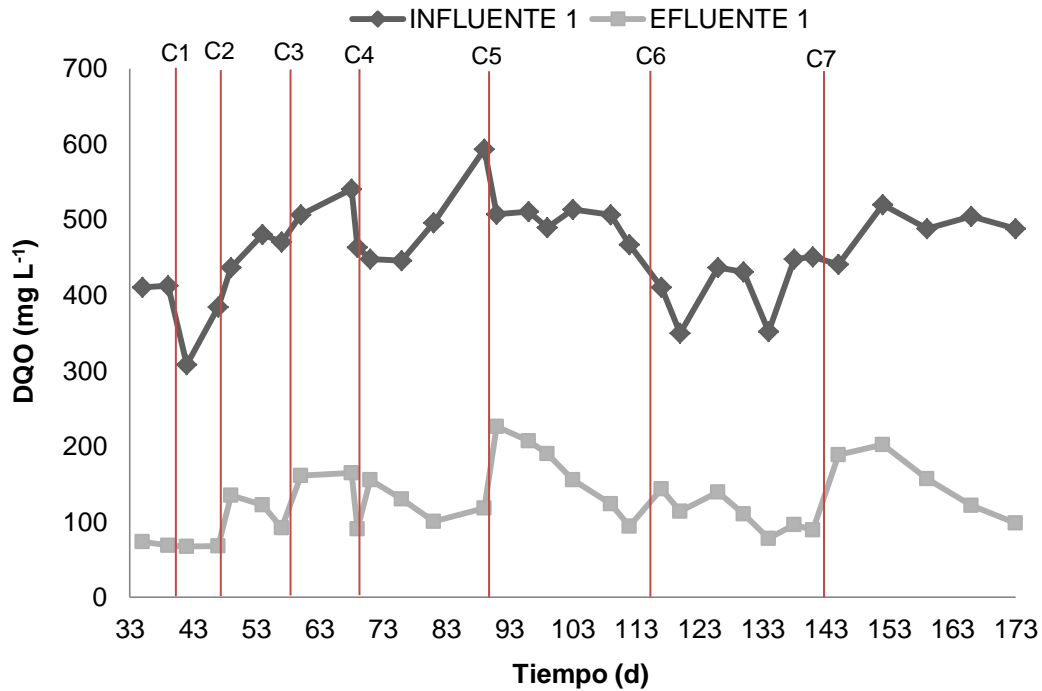


Figura 4.1 Seguimiento de la DQO en el reactor 1 durante la aclimatación a diferentes concentraciones de SDT en mg L⁻¹: C1 = 3,000, C2 = 4,000, C3 = 6,000, C4 = 8,000, C5 = 10,000, C6 = 12,000, C7 = 14,000.

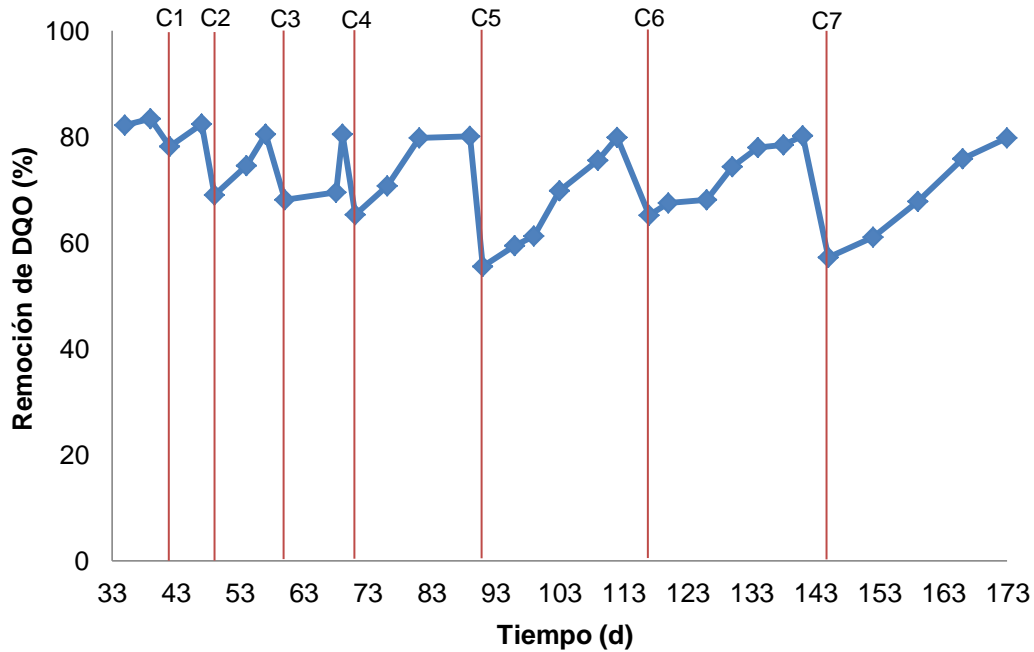


Figura 4.2 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 1 durante la aclimatación a diferentes concentraciones de SDT en mg L⁻¹: C1 = 3,000, C2 = 4,000, C3 = 6,000, C4 = 8,000, C5 = 10,000, C6 = 12,000, C7 = 14,000.

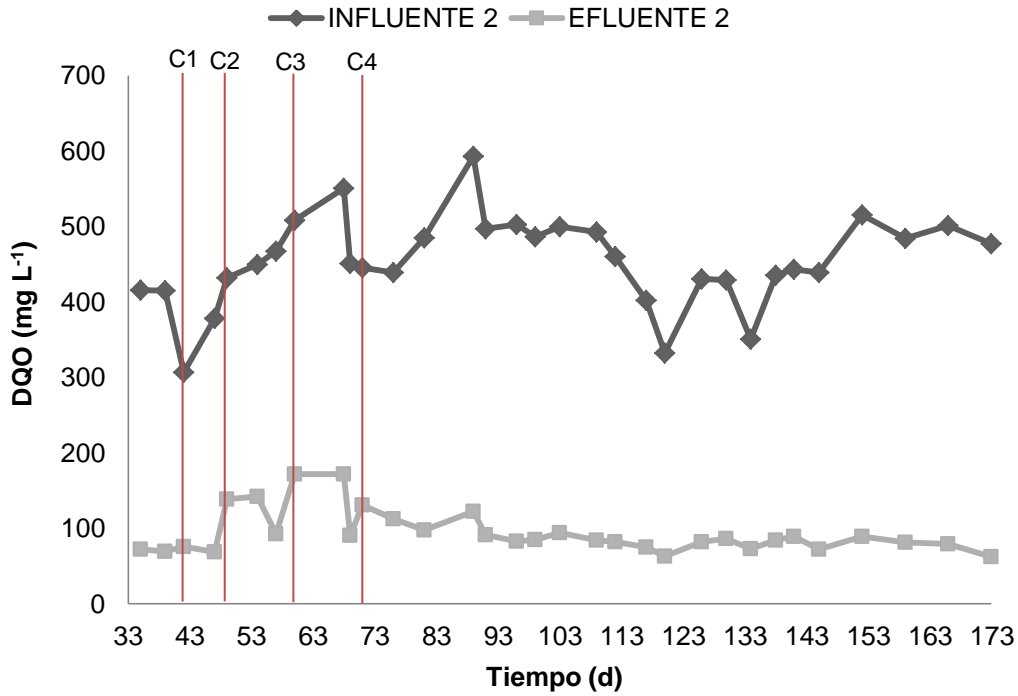


Figura 4.3 Seguimiento de la DQO en el reactor 2 durante la aclimatación a diferentes concentraciones de SDT en mg L⁻¹: C1 = 3,000, C2 = 4,000, C3 = 6,000, C4 = 7,000.

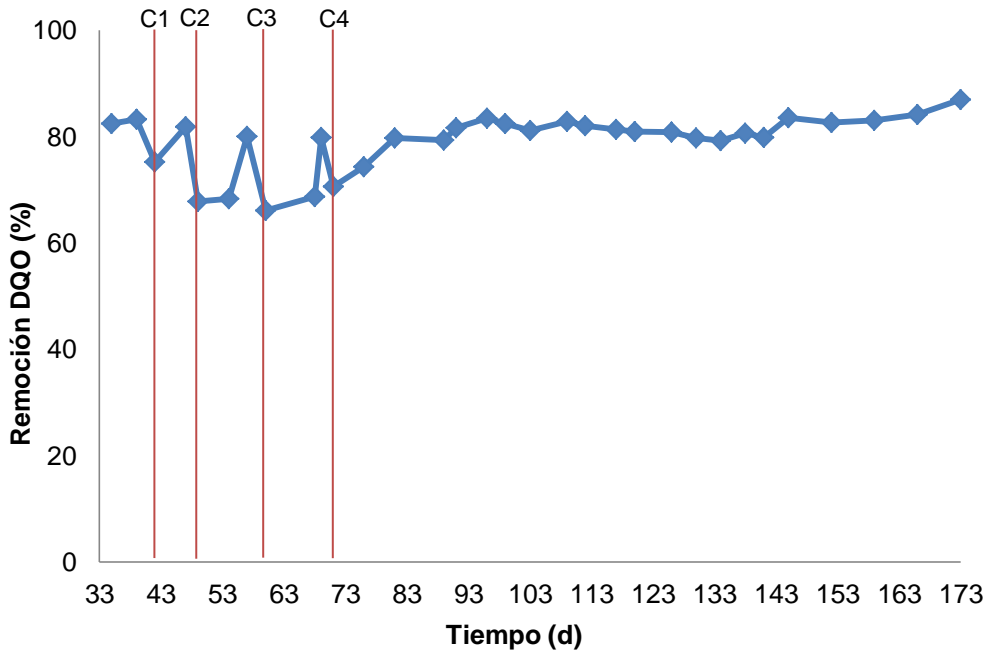


Figura 4.4 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 2 durante la aclimatación a diferentes concentraciones de SDT en mg L⁻¹: C1 = 3,000, C2 = 4,000, C3 = 6,000, C4 = 7,000.

4.2 Remoción de materia orgánica

Las remociones de materia orgánica, medida como DQO, obtenidas durante el periodo de evaluación (días 176 – 358), se presentan en las figuras 4.5 y 4.6. La primera fase experimental se evaluó por 30 días. Se mantuvo la carga orgánica superficial empleada para el periodo de aclimatación ($1 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$) y se obtuvieron remociones de materia orgánica de alrededor del 80 % en los dos reactores.

En la segunda etapa, la carga orgánica se aumentó de 1 a $3 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$. Para el día 215 de operación, se observó que la remoción de materia orgánica disminuyó con el incremento en la carga orgánica hasta un 51.5 % en el reactor 1 y 62 % en el reactor 2. Sin embargo, la remoción promedio de DQO permaneció constante en comparación con la primera etapa obteniéndose porcentajes de alrededor del 80 % en los dos reactores. Estos resultados, son similares a los reportados por Uygur y Kargi (2004), quienes obtuvieron remociones aproximadamente del 85 % y 75 % para concentraciones de SDT de $7,000$ y $14,000 \text{ mg L}^{-1}$, respectivamente. El tiempo de estabilización en ambos reactores durante esta etapa fue de 15 días y se operaron un total de 71 días.

La carga orgánica superficial se incrementó a $5 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ durante la tercera fase experimental y el proceso se evaluó durante 72 días en ambos reactores. En el día 286, se observó que debido al cambio en la carga orgánica, la remoción de DQO disminuyó hasta un 40 % y 56 % en los reactores 1 y 2, respectivamente. Bajo estas condiciones, la remoción de DQO promedio disminuyó considerablemente hasta un $64 \pm 13 \%$ en el reactor 1 y $70 \pm 12 \%$ en el reactor 2. Por consiguiente, se pudo determinar que cuando se empleó una carga orgánica superficial de $5 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$, es posible que la biomasa necesitara más tiempo para adaptarse a estas condiciones de operación respecto al periodo de evaluación de la fase tres (72 días). Lo anterior, también puede estar relacionado con la disminución en el TRS, ya que a pesar de que la cantidad de biomasa en los reactores aumentó con el incremento en la carga orgánica, los microorganismos se regeneran constantemente por lo que existe un menor tiempo para la adaptación a las condiciones salinas ya mencionadas. En comparación con la segunda fase experimental, el tiempo de estabilización en el sistema aumentó alcanzándose el 80 % de remoción de materia orgánica en un periodo de 62 días en el reactor 1 y 58 días en el reactor 2, operándose bajo estas condiciones un total de 72 días.

Cabe señalar, que no fue posible encontrar estudios previos con los cuales se pudiera hacer una comparación con respecto al efecto de la carga orgánica sobre el

tratamiento biológico de aguas residuales domésticas con alta salinidad. No obstante, algunos autores como Li *et al.* (2011), evaluaron dicho efecto sobre la remoción de materia orgánica al tratar un agua residual sintética con $17,500 \text{ mg L}^{-1}$ de NaCl empleando un biorreactor con membrana sumergida (BRMS), siendo esta concentración similar a la utilizada para el reactor 1 en el presente trabajo ($14,000 \text{ mg L}^{-1}$). Tales autores observaron que para cargas orgánicas volumétricas menores a $3.2 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ fue posible remover la DQO en un 90 %. En contraste con el presente trabajo, esta remoción fue mayor a la obtenida en el reactor 1 (80 %) durante la segunda fase experimental con una carga orgánica superficial equivalente de $3 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$, tomando en cuenta que el área superficial del empaque es de $1000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$. Sin embargo, en dicho trabajo la eficiencia de remoción de materia orgánica obtenida fue de 49 % cuando la carga orgánica aumentó a $5.2 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ siendo menor en comparación con la obtenida en el reactor 1 (64 %) durante la fase tres bajo una carga orgánica equivalente de $5 \text{ g DQO m}^2 \text{ d}^{-1}$. La comparación entre el BRMS y el RALFS utilizado en esta tesis, se puede realizar debido a que en ambos sistemas se pueden alcanzar altos tiempos de retención de sólidos y grandes cantidades de biomasa.

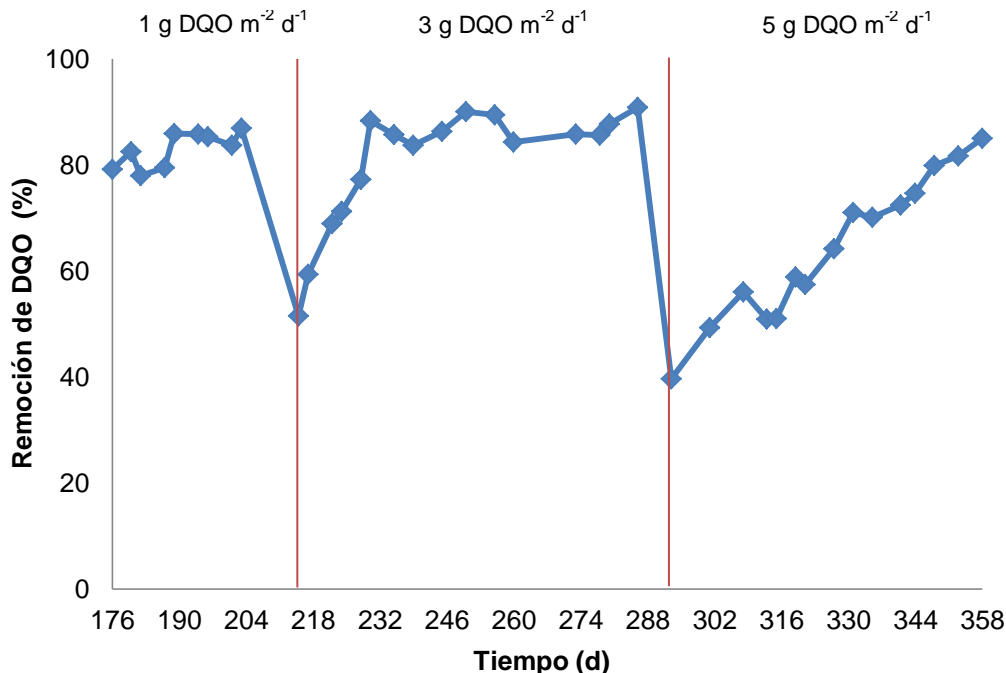


Figura 4.5 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 1 ($14,000 \text{ mg DQO L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

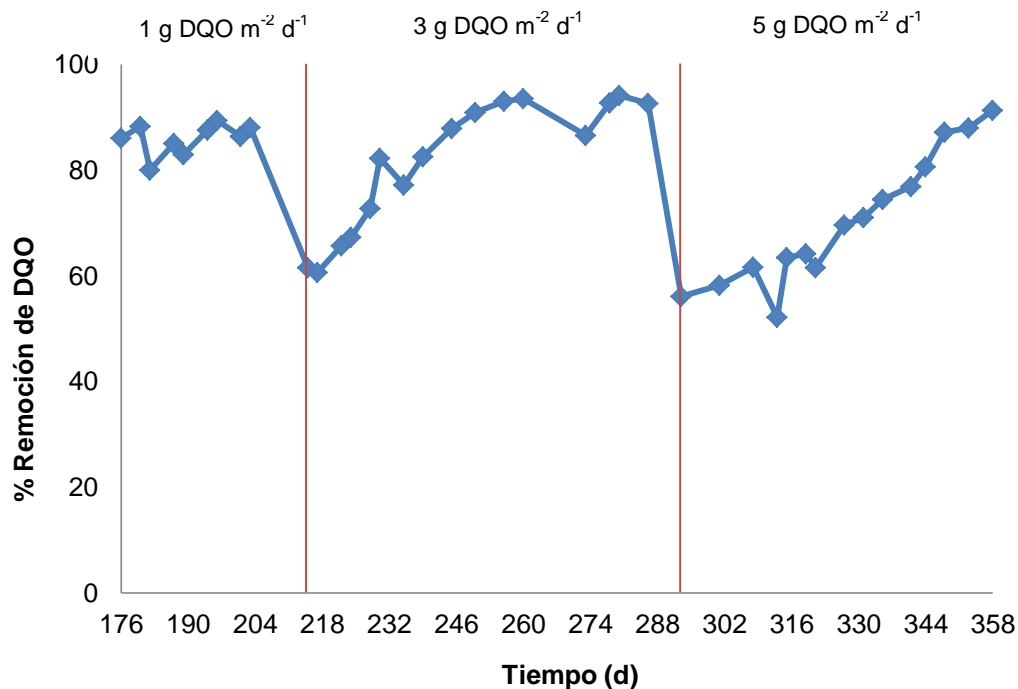


Figura 4.6 Porcentajes de remoción de DQO en el reactor 2 ($7,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

Se determinaron valores de DQO en los influentes a los dos reactores en el rango de $423 - 474 \text{ mg L}^{-1}$ durante las tres fases experimentales. Para el reactor 1, se obtuvieron concentraciones de DQO en el efluente de $72 \pm 14 \text{ mg L}^{-1}$, $93 \pm 60 \text{ mg L}^{-1}$ y $168 \pm 61 \text{ mg L}^{-1}$ durante la fases 1, 2 y 3 respectivamente. Por su parte, las concentraciones de DQO en el efluente del reactor 2 para la primera, segunda y tercera fase experimental fueron de $58 \pm 8 \text{ mg L}^{-1}$, $86 \pm 58 \text{ mg L}^{-1}$ y $137 \pm 55 \text{ mg L}^{-1}$ en ese orden.

El seguimiento de la DQO en el influente y efluente de los reactores se muestra en las figuras 4.7 y 4.8 para el reactor 1 y 2 respectivamente. Los valores promedio de las concentraciones y remociones de materia orgánica medida como DQO así como los valores de la variación en la carga orgánica superficial obtenidos durante la evaluación de las tres fases experimentales se presentan en la tabla 4.1.

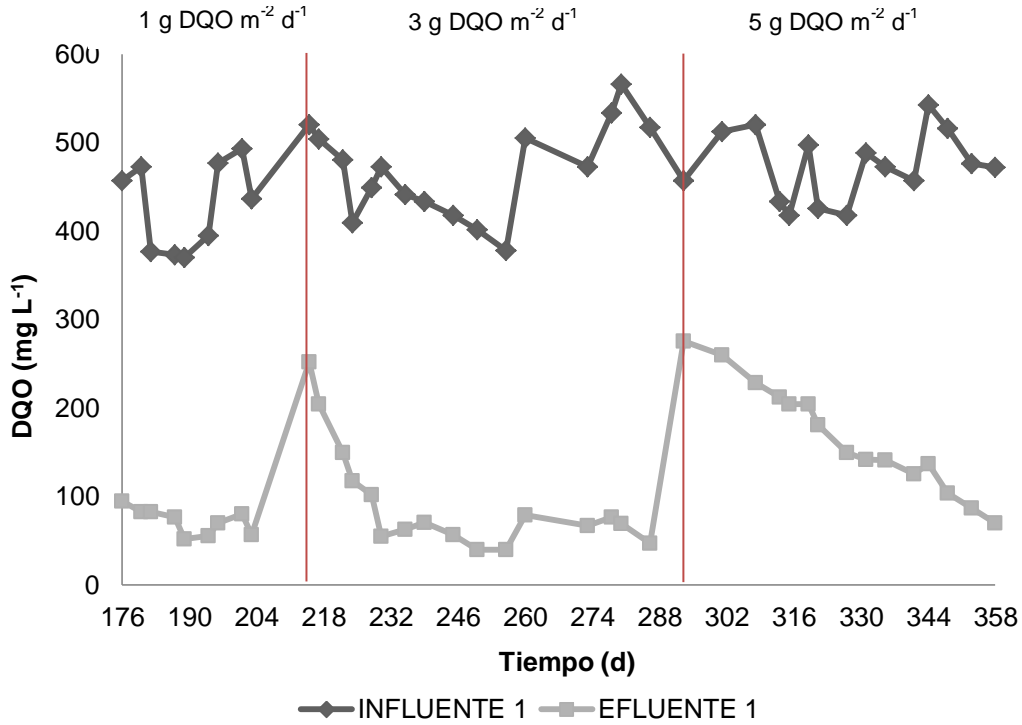


Figura 4.7 Seguimiento de la DQO en el reactor 1 ($14,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

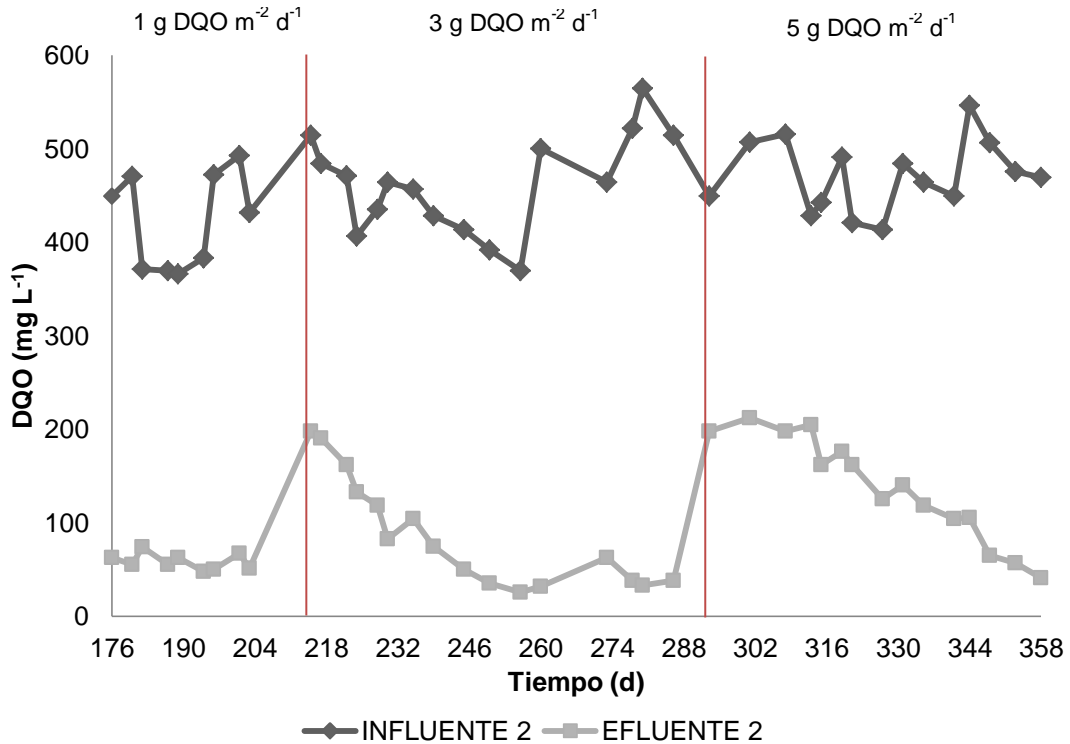


Figura 4.8 Seguimiento de la DQO en el reactor 2 ($7,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

Tabla 4.1 Valores promedio de concentraciones y remociones de materia orgánica medida como DQO durante la evaluación de los dos reactores

Reactor 1 (14,000 mg SDT L ⁻¹)			
Parámetro	Fase 1	Fase 2	Fase 3
Carga orgánica superficial (g DQO m ⁻² d ⁻¹)	1 ± 0.1	3 ± 0.3	5 ± 0.4
DQO en influente (mg L ⁻¹)	429 ± 49	469 ± 53	475 ± 39
DQO en efluente (mg L ⁻¹)	72 ± 15	93 ± 61	168 ± 62
Remoción de DQO (%)	83 ± 3	80 ± 11	64 ± 13
Reactor 2 (7,000 mg SDT L ⁻¹)			
Parámetro	Fase 1	Fase 2	Fase 3
Carga orgánica superficial (g DQO m ⁻² d ⁻¹)	1 ± 0.1	3 ± 0.3	5 ± 0.4
DQO en influente (mg L ⁻¹)	423 ± 51	462 ± 53	471 ± 38
DQO en efluente (mg L ⁻¹)	58 ± 9	86 ± 58	138 ± 56
Remoción de DQO (%)	80 ± 3	81 ± 12	70 ± 12

4.3 Remoción de nitrógeno amoniacal, nitratos y nitritos

El proceso de nitrificación – desnitrificación se evaluó a partir de la primera fase experimental. Para esto, se determinó la concentración de nitrógeno amoniacal, nitritos, nitratos y nitrógeno total en la entrada y la salida de los reactores. Las remociones de nitrógeno amoniacal obtenidas durante la evaluación de las tres fases experimentales se presentan en las 4.9 y 4.10 para el reactor 1 y 2 en ese orden.

Durante la primera fase experimental, se alcanzaron remociones promedio de nitrógeno amoniacal mayores al 95 % en los dos reactores con una carga de 0.06 kg N-NH₄⁺ m⁻³ d⁻¹. Por otro lado, en la segunda etapa de la experimentación con una carga de 0.20 kg N-NH₄⁺ m⁻³ d⁻¹, se obtuvieron eficiencias de remoción de nitrógeno amoniacal

promedio de $78.6 \pm 10.7\%$ en el reactor 1 y $83.4 \pm 9\%$ en el reactor 2. Con el aumento en la carga orgánica a $5 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ y la carga de nitrógeno amoniacal a $0.30 \text{ kg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ durante la fase tres, la remoción de nitrógeno amoniacal promedio disminuyó hasta $59 \pm 9.4\%$ y $62.2 \pm 12.3\%$ en los reactores 1 y 2 respectivamente. Li *et al.* (2011), reportaron que para cargas menores de $0.3 \text{ kg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, obtuvieron remociones de nitrógeno amoniacal alrededor del 90% siendo cercanas a las obtenidas en la presente investigación durante la primera fase experimental. Sin embargo, mencionan que la eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal disminuyó hasta un 70% cuando emplearon una carga de $0.3 \text{ kg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, siendo esta tendencia similar a lo que ocurrió durante la tercera fase experimental del actual estudio. Por su parte, Metcalf y Eddy (2014) mencionan que empleando cargas de $1.0 - 1.5 \text{ kg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ para tratar aguas residuales municipales en un proceso de nitrificación terciaria, se pueden alcanzar remociones de nitrógeno amoniacal por arriba del 90% . La concentración de N-NH_4^+ varió en el rango de 25 a 28 mg L^{-1} durante las tres fases experimentales en los influentes a los reactores 1 y 2. En el reactor 1 se obtuvieron concentraciones en el efluente de $0.5 \pm 0.4 \text{ mg L}^{-1}$, $6.2 \pm 3.3 \text{ mg L}^{-1}$, $10.7 \pm 2.1 \text{ mg L}^{-1}$ en las fases 1, 2 y 3 respectivamente. Para el reactor 2, se determinaron concentraciones en el efluente de $0.7 \pm 0.6 \text{ mg L}^{-1}$, $4.9 \pm 2.9 \text{ mg L}^{-1}$, $10.4 \pm 2.1 \text{ mg L}^{-1}$ durante la primera, segunda y tercera fase experimental en ese orden. El seguimiento del nitrógeno amoniacal durante las tres fases se presenta en las figuras 4.11 y 4.12.

El comportamiento de los nitratos y nitritos en la evaluación se presenta en las figuras 4.13 y 4.14 para el reactor 1 y 4.15 y 4.16 para el reactor 2. Las concentraciones de nitratos y nitritos en los influentes a los dos reactores fueron $< 1 \text{ mg L}^{-1}$, típicas para aguas residuales domésticas (Metcalf y Eddy, 2003). En el efluente del reactor 1, las concentraciones de nitritos fueron de $0.11 \pm 0.03 \text{ mg L}^{-1}$, $3.1 \pm 1.5 \text{ mg L}^{-1}$ y $2 \pm 0.9 \text{ mg L}^{-1}$ durante las fases 1, 2 y 3 respectivamente. Las concentraciones de nitratos fueron de $21.4 \pm 2.9 \text{ mg L}^{-1}$ en la fase 1, $7.1 \pm 2.1 \text{ mg L}^{-1}$ en la fase 2 y $5.6 \pm 1.1 \text{ mg L}^{-1}$ en la fase tres. En el efluente del reactor 2, se obtuvieron concentraciones de nitritos de $0.04 \pm 0.03 \text{ mg L}^{-1}$, $3.3 \pm 1.6 \text{ mg L}^{-1}$ y $1.013 \pm 0.7 \text{ mg L}^{-1}$ durante la primera, segunda y tercera fase en ese orden. Por su parte, las concentraciones de nitratos fueron de $21.9 \pm 2.3 \text{ mg L}^{-1}$ en la fase 1, $7.4 \pm 1.6 \text{ mg L}^{-1}$ en la fase 2 y $3.2 \pm 1.9 \text{ mg L}^{-1}$ en la fase 3.

Los resultados anteriores indican que el proceso de nitrificación se llevó a cabo casi por completo durante la primera fase experimental con una carga orgánica de $1 \text{ g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$, una carga de nitrógeno amoniacal de $0.06 \text{ Kg N-NH}_4^+ \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y un TRH de 11

horas aproximadamente. La remoción de nitrógeno amoniacal no disminuyó visiblemente durante la segunda fase (alrededor del 80 %). Sin embargo, en la tercera fase experimental la nitrificación se vio afectada notablemente.

Li *et al.* (2011) observaron que no era posible mantener remociones del 90 % de nitrógeno amoniacal con TRH menores a 12 horas, tal como ocurre en el presente estudio. Al mismo tiempo, mencionan que la remoción de nitrógeno amoniacal se ve más afectada que la remoción de materia orgánica por la disminución en el TRH y el aumento de la carga orgánica. La carga a su vez está relacionada con los TRS obtenidos en ambos reactores (punto 4.2.4). De acuerdo con esto, a menor carga orgánica mayor será el tiempo de retención de sólidos y menor será la frecuencia de lavado de la bioamasa lo que permite el desarrollo de microorganismos de tasas bajas de crecimiento como lo son las bacterias nitrificantes (von Sperling y de Lemos, 2006). Asimismo, otro factor que pudo haber influido sobre la remoción de nitrógeno amoniacal fue la concentración de oxígeno disuelto utilizada (3 – 4 mg OD L⁻¹). Cervantes (2008) indica que concentraciones de 4 – 6 mg OD L⁻¹ son adecuadas para que se lleve a cabo el proceso de nitrificación favorablemente.

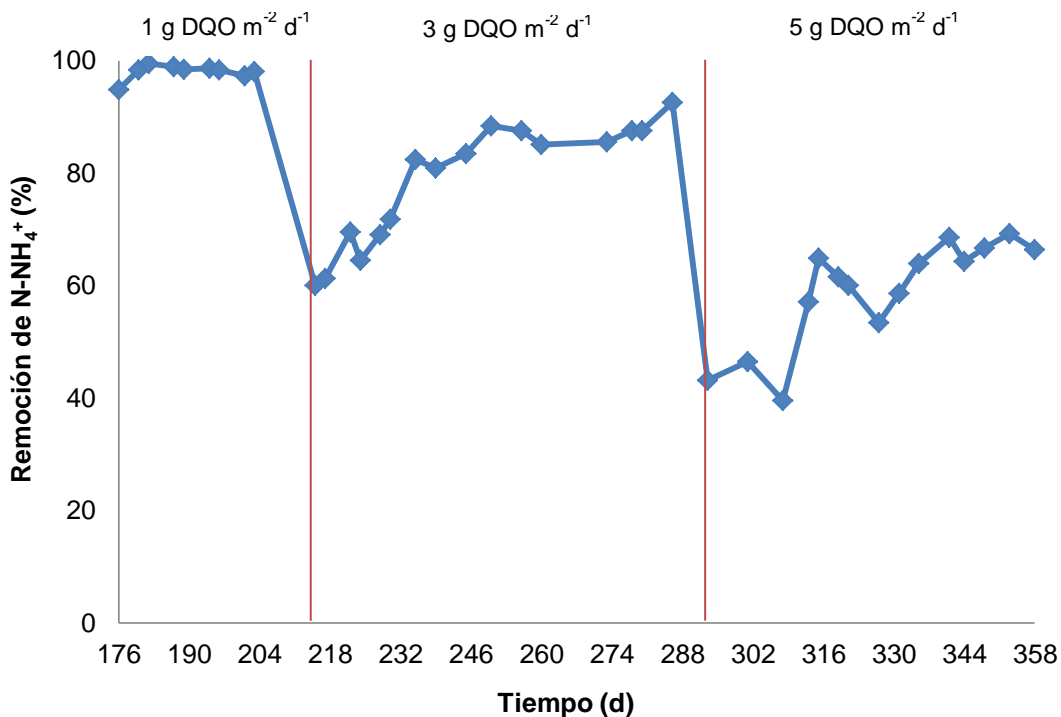


Figura 4.9 Porcentajes de remoción de N-NH₄⁺ en el reactor 1 (14,000 mg SDT L⁻¹) durante las tres fases experimentales.

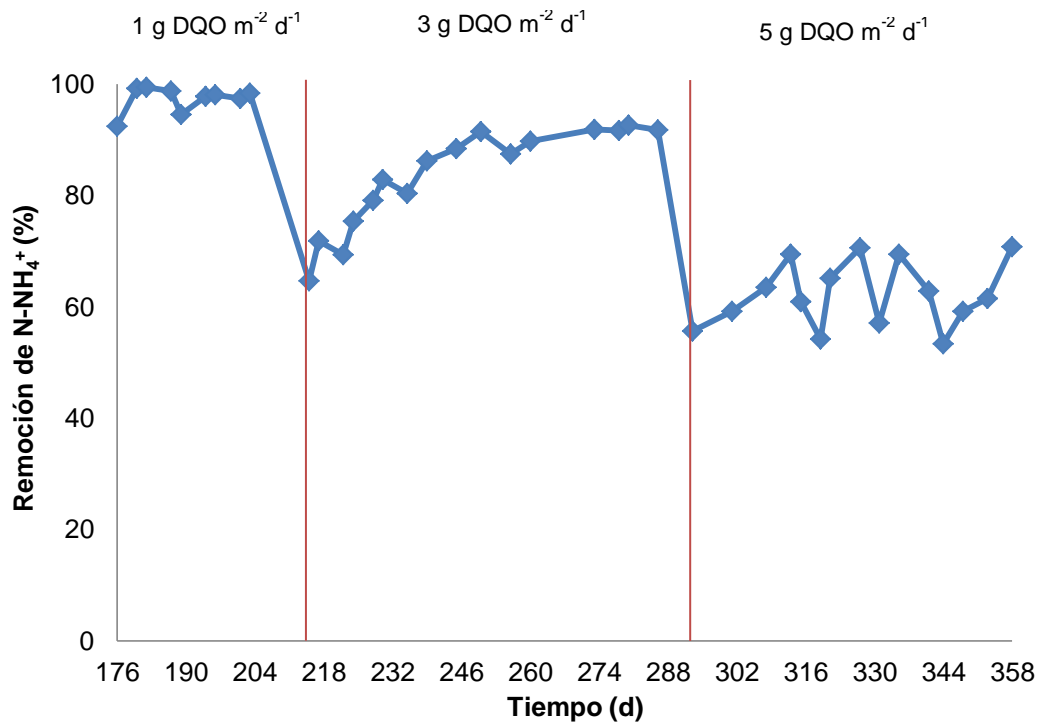


Figura 4.10 Porcentajes de remoción de N-NH₄⁺ en el reactor 2 (7,000 mg SDT L⁻¹) durante las tres fases experimentales.

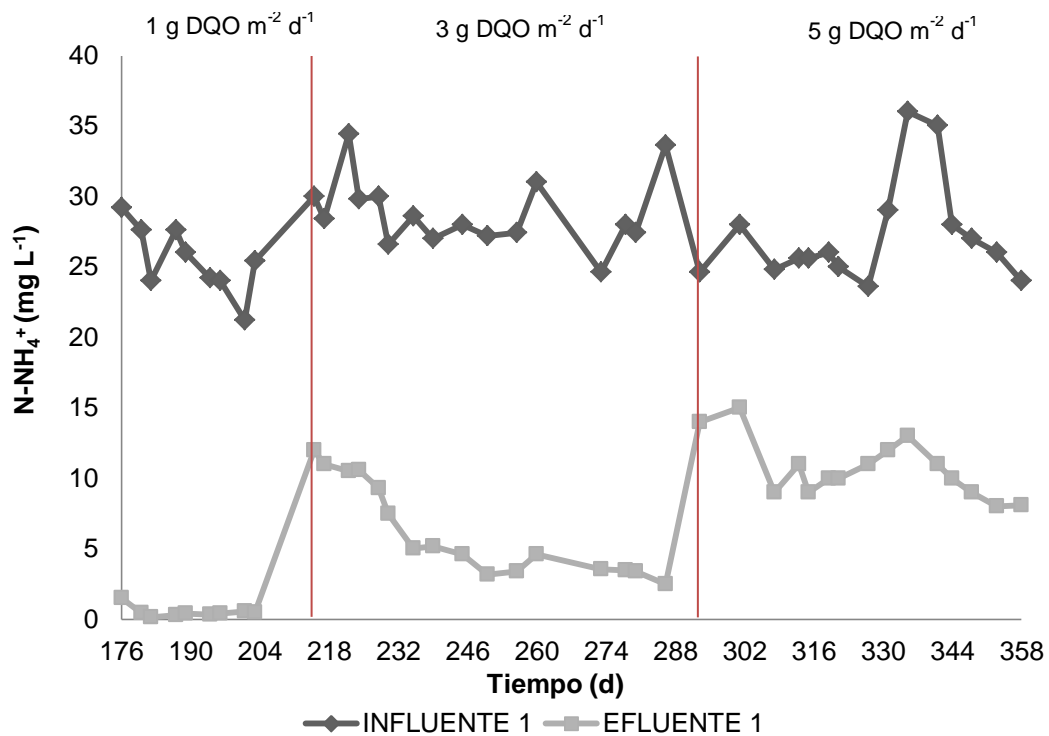


Figura 4.11 Seguimiento del N-NH₄⁺ en el reactor 1 (14,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

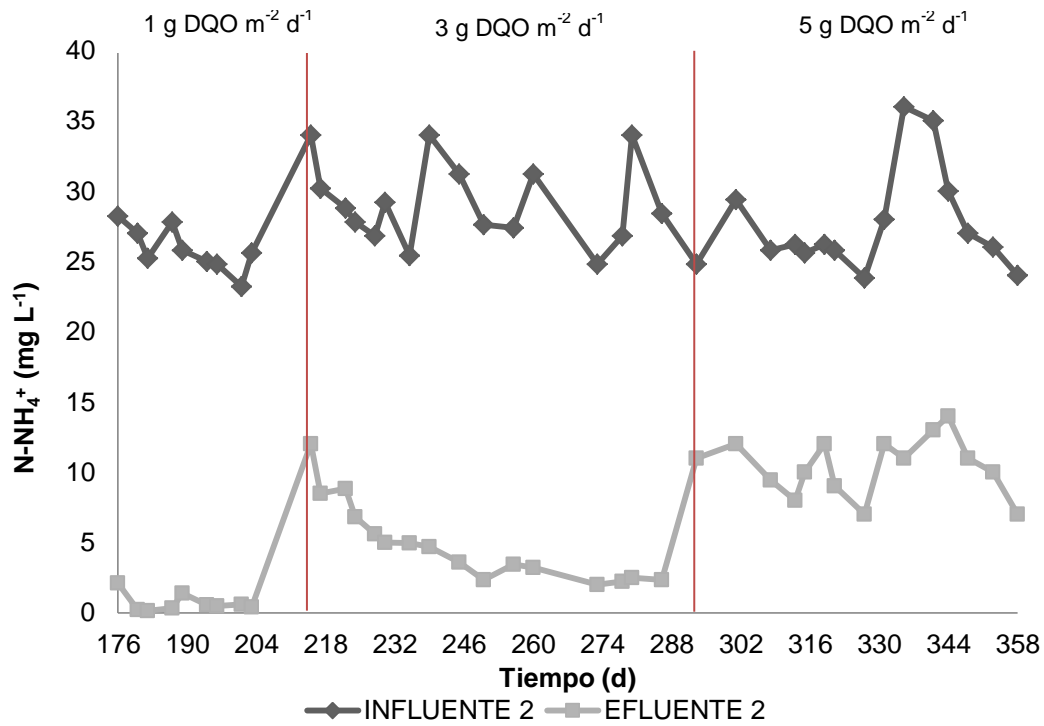


Figura 4.12 Seguimiento del N-NH_4^+ en el reactor 2 ($7,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

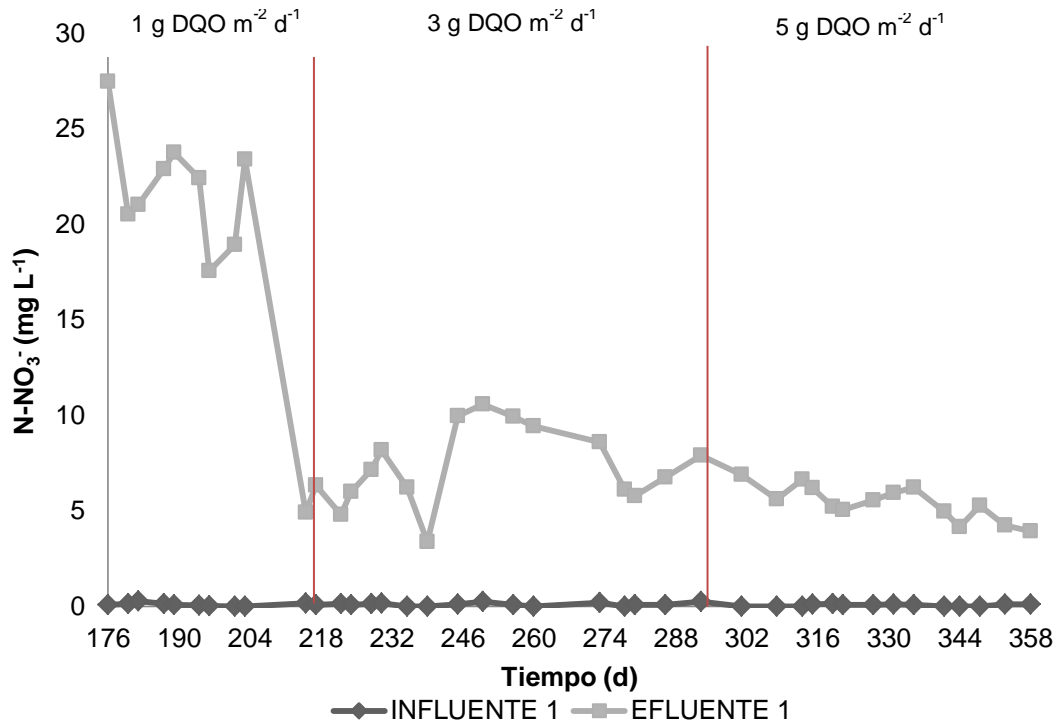


Figura 4.13 Seguimiento del N-NO_3^- en el reactor 1 ($14,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

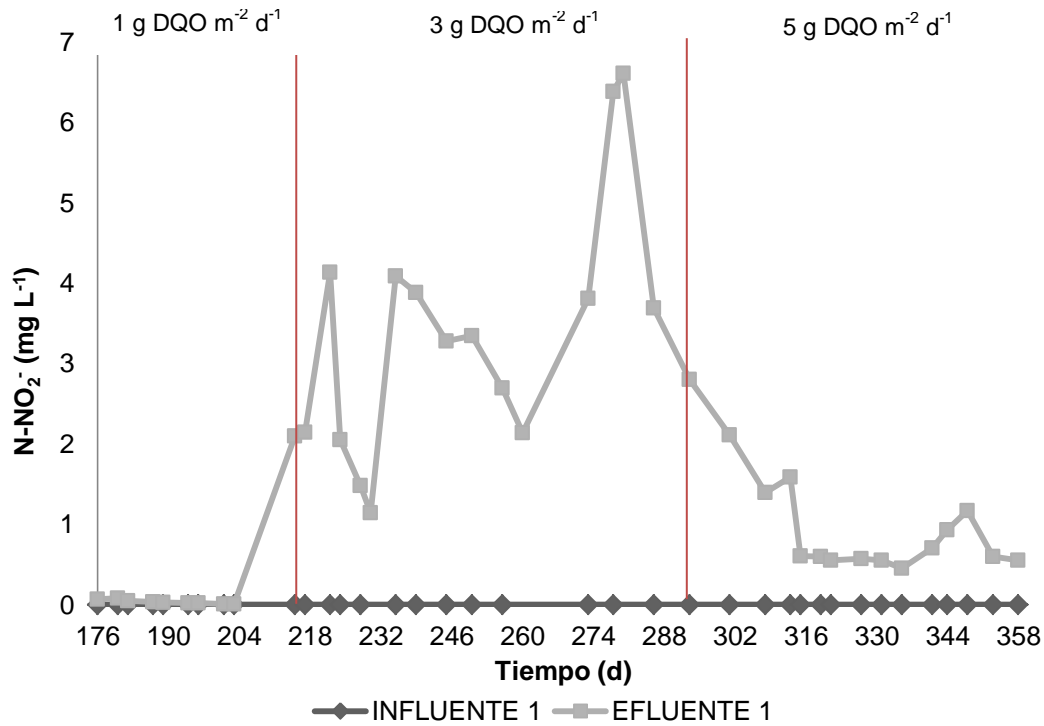


Figura 4.14 Seguimiento del N-NO_2^- en el reactor 1 ($14,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de tres fases experimentales.

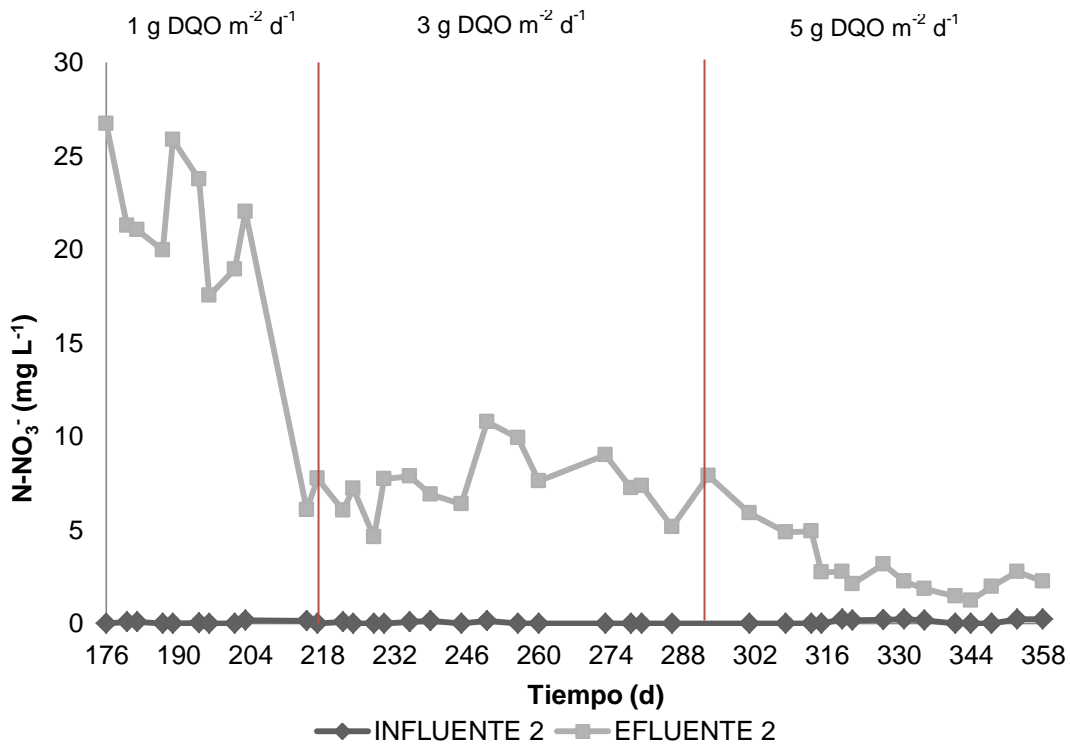


Figura 4.15 Seguimiento del N-NO_3^- en el reactor 2 ($7,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

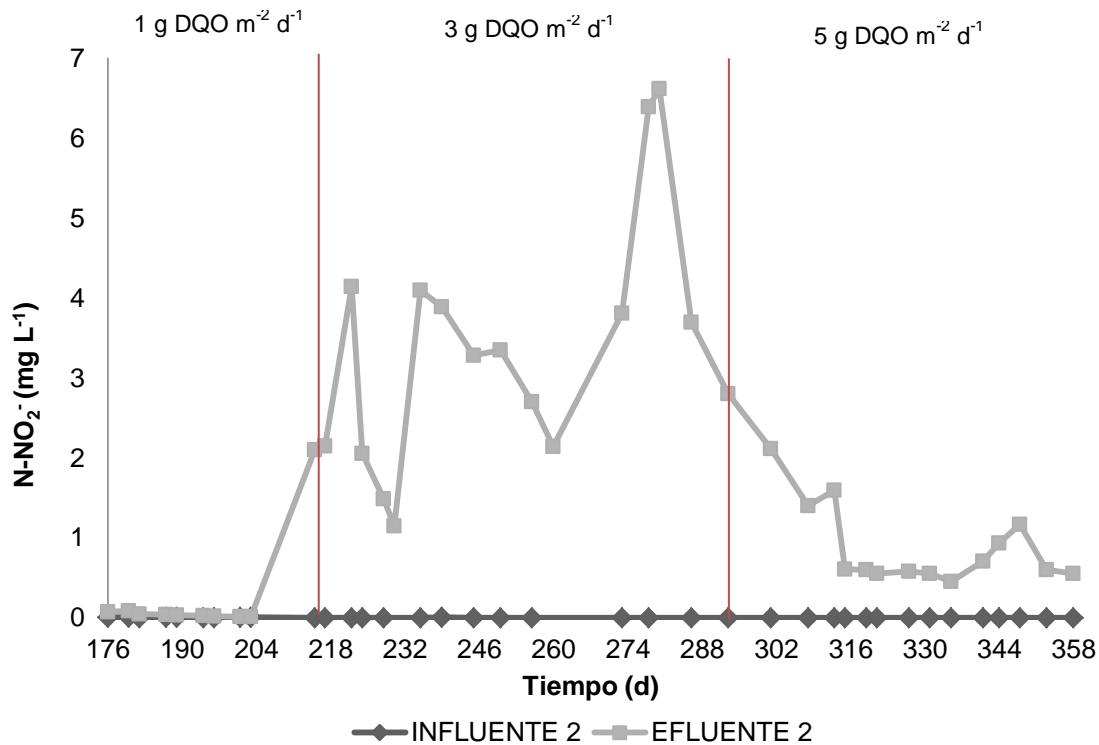


Figura 4.16 Seguimiento del N-NO_2^- en el reactor 2 ($7,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

En las figuras 4.17 y 4.18 se muestran las remociones de nitrógeno total obtenidas en la evaluación de los reactores durante las tres fases experimentales. Tal como se mencionó en el punto 3.3.3 de la metodología, el nitrógeno total incluye el N-NH_4^+ , NO_2^+ , NO_3^+ y nitrógeno orgánico, por lo que puede representar una medida indirecta de la remoción de nitrógeno a partir de la reducción de los nitratos mediante el proceso de desnitrificación.

En la primera fase experimental, se obtuvieron remociones de nitrógeno total promedio de 14.7 ± 5.7 y 17 ± 15 % para el reactor 1 y reactor 2 en ese orden. Por otra parte, en la fase 2, se alcanzaron remociones de 34 ± 15 % en el reactor 1 y 43 ± 12 % en el reactor 2. Durante la tercera fase experimental, estas remociones se mantuvieron relativamente constantes siendo de 34 ± 3 % y 42 ± 12 % en los reactores 1 y 2 respectivamente. Con base en lo anterior, se observó que el proceso de desnitrificación no se llevó a cabo favorablemente durante la primera fase de la experimentación, posiblemente porque se empleó una carga orgánica muy baja según la literatura consultada (Metcalf y Eddy, 2014). Al emplear cargas orgánicas bajas, se induce la formación de biopelículas delgadas lo que permite que el oxígeno suministrado al sistema penetre todas las capas. A su vez, lo anterior evita el desarrollo de condiciones anóxicas

necesarias para que se lleve a cabo el proceso de desnitrificación. Sin embargo, durante la segunda y la tercera fase, la remoción de nitrógeno total aumentó considerablemente. Esto indica que bajo estas condiciones se indujo la formación de biopelículas más gruesas y por consiguiente el desarrollo de condiciones anóxicas en las capas más cercanas al material de empaque. Al mismo tiempo, el aumento en la carga orgánica permite que el sustrato no se agote en los primeros estratos de la biopelícula siendo posible que sea aprovechado por los microorganismos que se encuentran más cerca del empaque.

Dincer y Kargi (2010), evaluaron el proceso de desnitrificación en un sistema con biomasa inmovilizada para tratar un agua residual sintética salina (10 a 6 g NaCl L⁻¹). Con lo anterior, observaron que la eficiencia del proceso disminuía considerablemente y la concentración de nitratos en el efluente aumentaba cuando la salinidad era mayor al 1 % (p/v). Por su parte, Mijaylova y Moeller (2010) evaluaron el BIOSTAR® para tratar aguas residuales domésticas bajo una carga orgánica superficial de 4 g DQO m⁻² d⁻¹ a partir de lo cual obtuvieron remociones de nitrógeno total de alrededor del 75 %. En contraste, se observa que estas eficiencias son mayores en comparación con las obtenidas en el presente trabajo empleando cargas que van de 3 a 5 g DQO m⁻² d⁻¹ y tratando agua residual doméstica con alta salinidad.

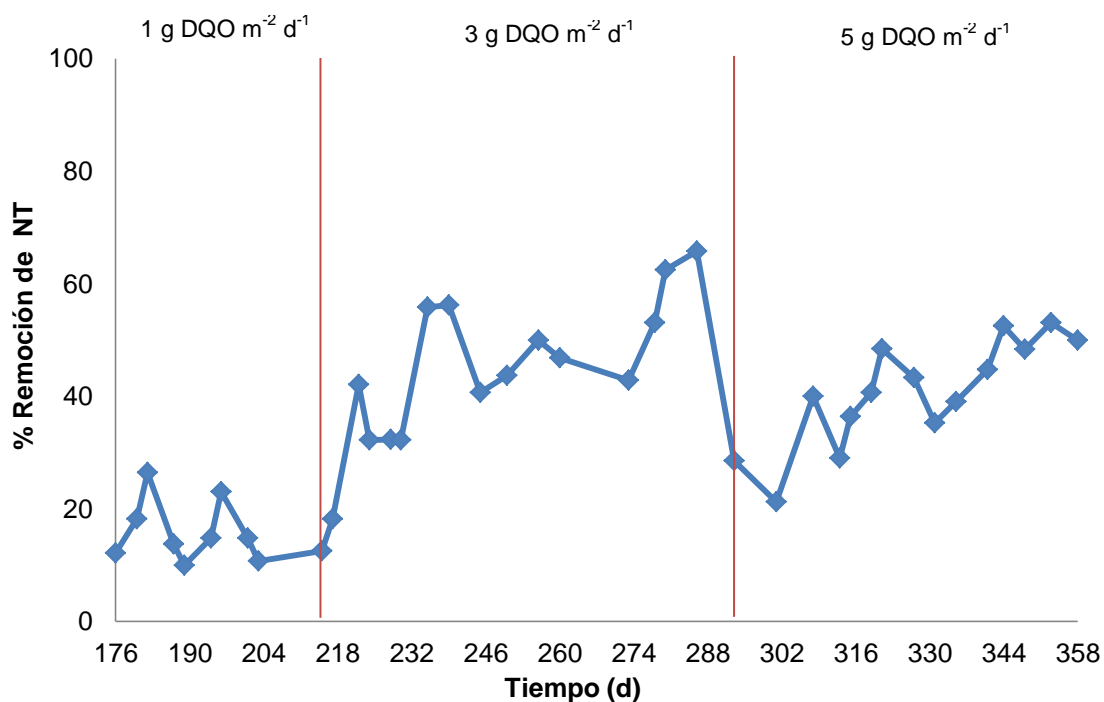


Figura 4.17 Porcentajes de remoción de NT en el reactor 1 ($14,000$ mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

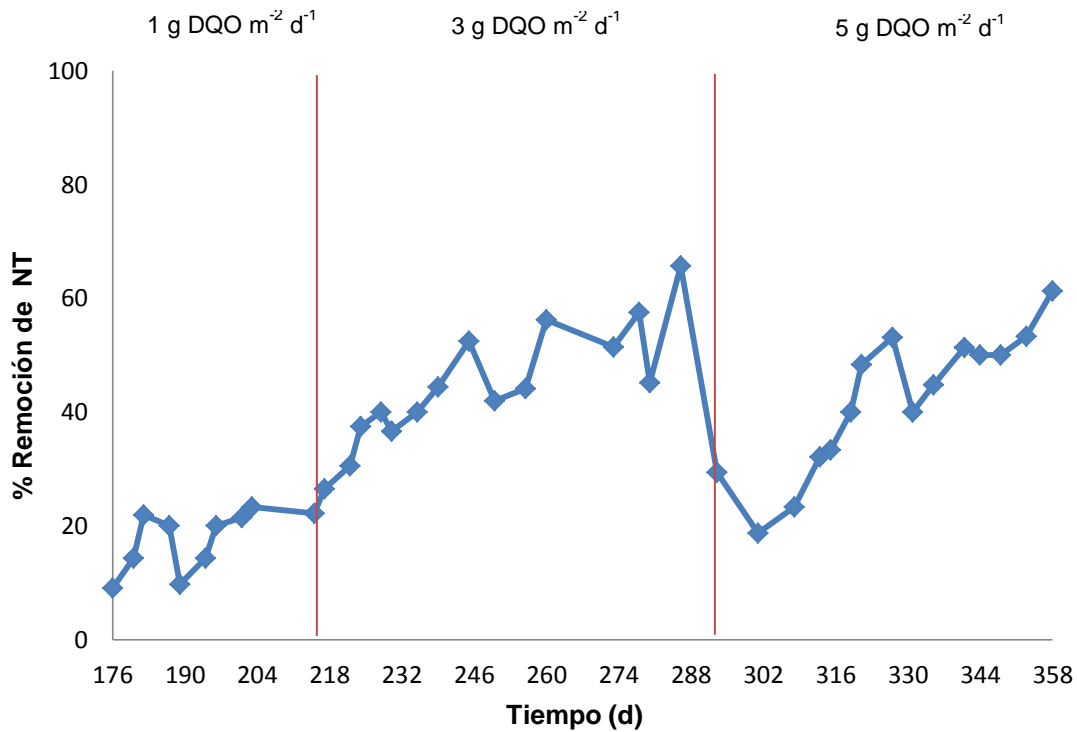


Figura 4.18 Porcentajes de remoción de NT en el reactor 2 (7,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales

En las figuras 4.19 y 4.20, se presenta el seguimiento de las concentraciones de nitrógeno total durante la evaluación del sistema experimental. Además, en la tabla 4.2 se muestran las remociones y los valores de concentraciones promedio obtenidos durante las tres fases.

La concentración de NT en los influentes de los dos reactores osciló entre 28 y 35 mg L⁻¹. Durante la primera fase, se obtuvieron concentraciones promedio en los efluentes de 23.6 ± 2.7 mg L⁻¹ y 21.9 ± 5 mg L⁻¹ para los reactores 1 y 2 respectivamente. En la fase 2, la concentración de NT en los dos efluentes fue de 19 ± 4 mg L⁻¹. Por último, en la tercera fase, se alcanzaron concentraciones de NT en los efluentes de 20 ± 4 mg L⁻¹ y 19 ± 4 mg L⁻¹ en los reactores 1 y 2 en ese orden. Estos resultados están relacionados con los obtenidos para nitratos y nitritos. Se observó que durante la fase 1, casi todo el NT estuvo representado por los nitratos, lo que confirma que el proceso de desnitrificación no se llevó a cabo satisfactoriamente durante esta etapa. En la segunda y tercera fase, se pudo ver que a pesar de que el proceso de desnitrificación tuvo lugar, hubo presencia de nitritos y nitratos en el efluente; sin embargo, la cantidad de nitratos fue menor en comparación con la primera fase, lo que nos indica que posiblemente fueron utilizados durante el proceso de desnitrificación para su reducción a nitrógeno gas.

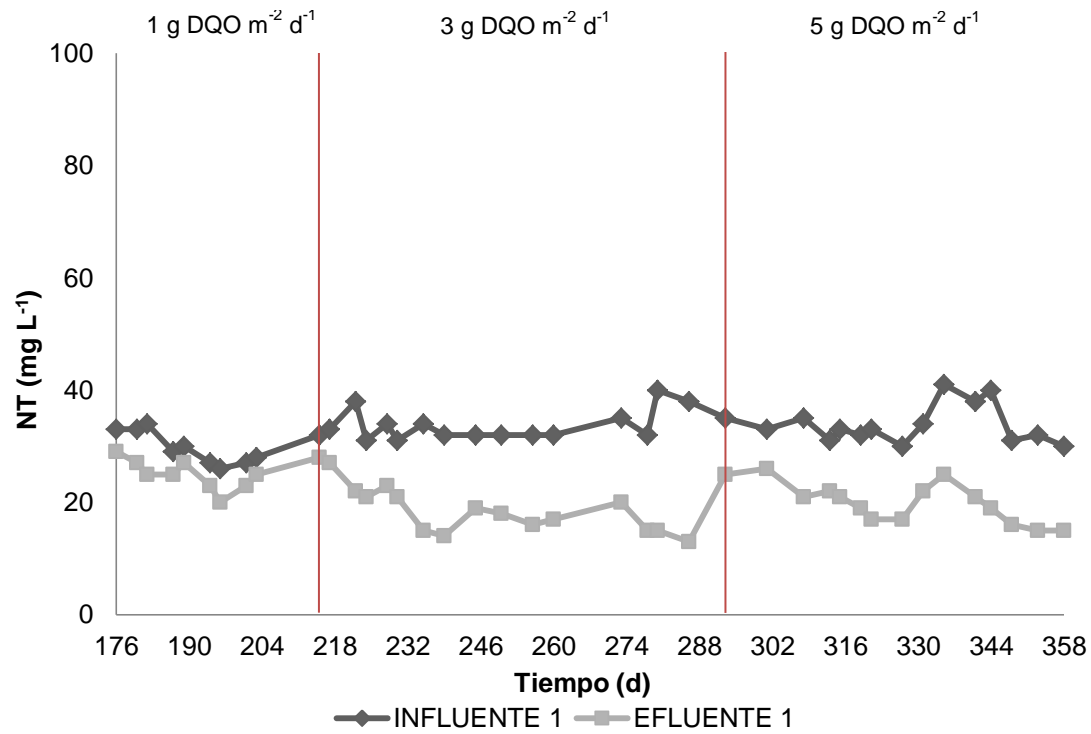


Figura 4.19 Seguimiento del NT en el reactor 1 ($14,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

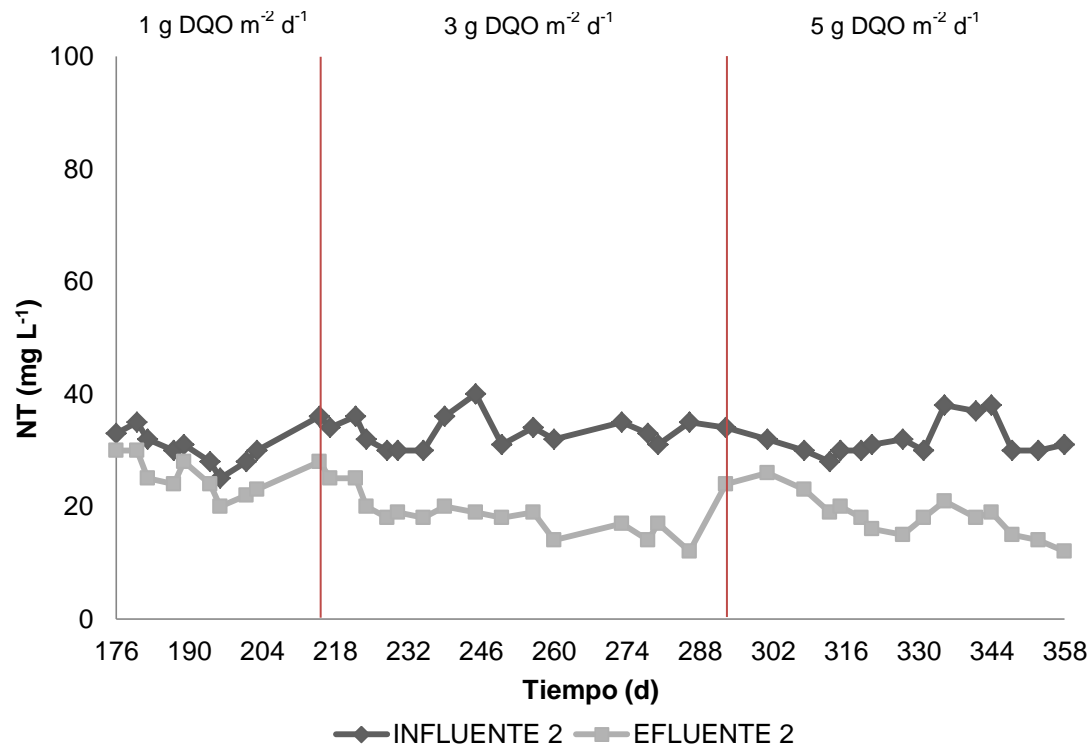


Figura 4.20 Seguimiento del NT en el reactor 2 ($7,000 \text{ mg SDT L}^{-1}$) durante la evaluación de las tres fases experimentales

Tabla 4.2 Valores promedio de concentraciones y remociones de N-NH_4^+ , N-NO_2^- , N-NO_3^- y NT obtenidos en la evaluación de los reactores durante las tres fases experimentales

Reactor 1				
Parámetro		Fase 1	Fase 2	Fase 3
Carga orgánica superficial (g DQO $\text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$)		1 ± 0.1	2.8 ± 0.3	4.7 ± 0.4
N-NH_4^+ (mg L^{-1})	Influente	25.5 ± 2.4	28.9 ± 2.5	27.2 ± 3.7
	Efluente	0.5 ± 0.4	6.2 ± 3.3	10.7 ± 2.1
	Remoción (%)	98 ± 1.3	78.55 ± 10.7	58.9 ± 9.4
N-NO_2^- (mg L^{-1})	Influente	0	0	0
	Efluente	0.1 ± 0.1	3.1 ± 1.5	2 ± 1
N-NO_3^- (mg L^{-1})	Influente	0.1 ± 0.1	0.1 ± 0.1	0.1 ± 0.1
	Efluente	21.4 ± 2.9	7.1 ± 2.1	5.6 ± 1.1
NT (mg L^{-1})	Influente	27.6 ± 3	34 ± 3	34 ± 3
	Efluente	23.6 ± 2.7	19 ± 4	20 ± 4
	Remoción (%)	14.7 ± 5.6	43 ± 15	41 ± 9
Reactor 2				
Parámetro		Fase 1	Fase 2	Fase 3
Carga orgánica superficial (g DQO $\text{m}^{-2} \text{d}^{-1}$)		1 ± 0.1	2.8 ± 0.3	4.7 ± 0.4
N-NH_4^+ (mg L^{-1})	Influente	25.8 ± 1.6	28.2 ± 3	27.6 ± 3.7
	Efluente	0.7 ± 0.65	4.9 ± 2.9	10.4 ± 2.1
	Remoción (%)	97.4 ± 2.3	83.5 ± 9	62.2 ± 5.9
N-NO_2^- (mg L^{-1})	Influente	0	0	0
	Efluente	0.04 ± 0.03	3.3 ± 1.6	1 ± 0.7
N-NO_3^- (mg L^{-1})	Influente	0.04 ± 0.06	0.04 ± 0.06	0.1 ± 0.1
	Efluente	21.9 ± 3	7.3 ± 1.6	3.2 ± 1.9
NT (mg L^{-1})	Influente	30 ± 3	33 ± 3	32 ± 3
	Efluente	21.9 ± 5	19 ± 4	19 ± 4
	Remoción (%)	17.1 ± 15	43 ± 12	42 ± 12

4.4 Remoción de sólidos suspendidos totales y volátiles

Las remociones obtenidas de SST y SSV en la evaluación del sistema experimental se presentan en las figuras 4.21 y 4.22 para los reactores 1 y 2, respectivamente. En el reactor 1, se alcanzaron remociones promedio de SST de 87 ± 1 %, 84 ± 2 % y 85 ± 2 % en las fases 1, 2 y 3 en ese orden. Las remociones de SSV fueron 85 ± 3 % en la fase 1, 86 ± 5 % en la fase 2 y 86 ± 2 % en la fase 3. En el reactor 2, las remociones de SST promedio fueron de 86 ± 4 %, 84 ± 2 % y 85 ± 2 % durante las fases 1, 2 y 3 en ese orden. Por su parte, los SSV fueron removidos en un 87 ± 5 %, 86 ± 4 % y 85 ± 3 % durante la primera, segunda y tercera fase, respectivamente. Con lo anterior, se observó que las remociones de SST y SSV fueron muy similares en ambos reactores durante las tres fases. También, se pudo ver que la remoción de SS no disminuyó considerablemente con el aumento en la carga orgánica superficial a pesar de que se presentó un desprendimiento considerable de la biomasa en cada cambio de fase. Lo anterior, posiblemente es debido a que el sistema empleado en este proyecto cuenta con una zona periférica de sedimentación, lo que permite la obtención de efluentes con una mejor calidad en cuestión de sólidos suspendidos. Mijaylova y Moeller (2010) obtuvieron remociones de SST y SSV de 88.4 ± 5.0 % y 87.7 ± 3.2 %, en ese orden, siendo éstas similares a las obtenidas en el presente trabajo.

El seguimiento de las concentraciones de SST y SSV se presenta en las figuras 4.23 y 4.24 para el reactor 1 y 4.25 y 4.26 para el reactor 2. Los SST y SSV en los influentes de ambos reactores no variaron considerablemente durante las tres fases experimentales, determinándose concentraciones promedio alrededor de $230 - 260 \text{ mg L}^{-1}$ y $130 - 165 \text{ mg L}^{-1}$ respectivamente, similares a las concentraciones típicas medias para aguas residuales domésticas (Metcalf y Eddy, 2003). Durante la primera fase experimental, las concentraciones promedio de SST en el efluente fueron de $34 \pm 5 \text{ mg L}^{-1}$ y $35 \pm 7 \text{ mg L}^{-1}$ en los reactores 1 y 2 respectivamente. Los SSV fueron de $20 \pm 4 \text{ mg L}^{-1}$ en el reactor 1 y 19 ± 6 en el reactor 2. En la segunda fase, se determinaron concentraciones promedio de SST en el efluente de $37 \pm 6 \text{ mg L}^{-1}$ y $37 \pm 5 \text{ mg L}^{-1}$ para los reactores 1 y 2, respectivamente. En el caso de los SSV, se reportaron concentraciones de $20 \pm 7 \text{ mg L}^{-1}$ en el reactor 1 y $19 \pm 5 \text{ mg L}^{-1}$ en el reactor 2. Por último en la fase 3, las concentraciones promedio de SST en el efluente fueron de $35 \pm 4 \text{ mg L}^{-1}$ y 34 mg L^{-1} en los reactores 1 y 2 respectivamente. Los SSV fueron de $23 \pm 4 \text{ mg L}^{-1}$ en el reactor 1 y $24 \pm 5 \text{ mg L}^{-1}$ en el reactor 2.

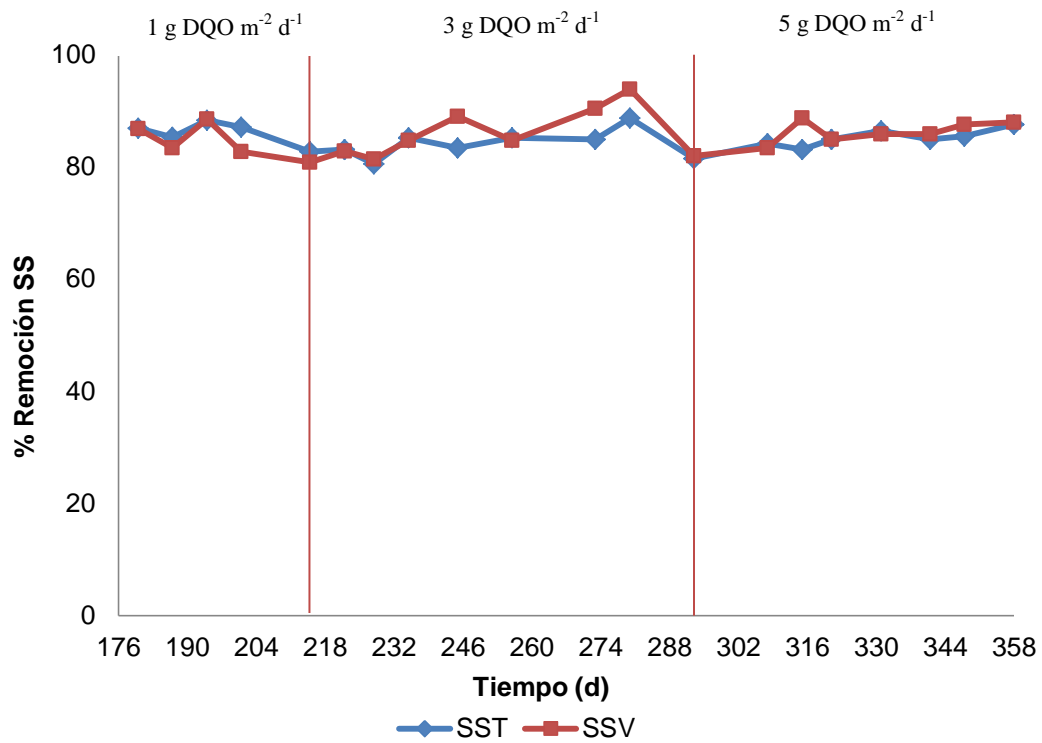


Figura 4.21 Porcentajes de remoción de SST y SSV en el reactor 1 (14,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

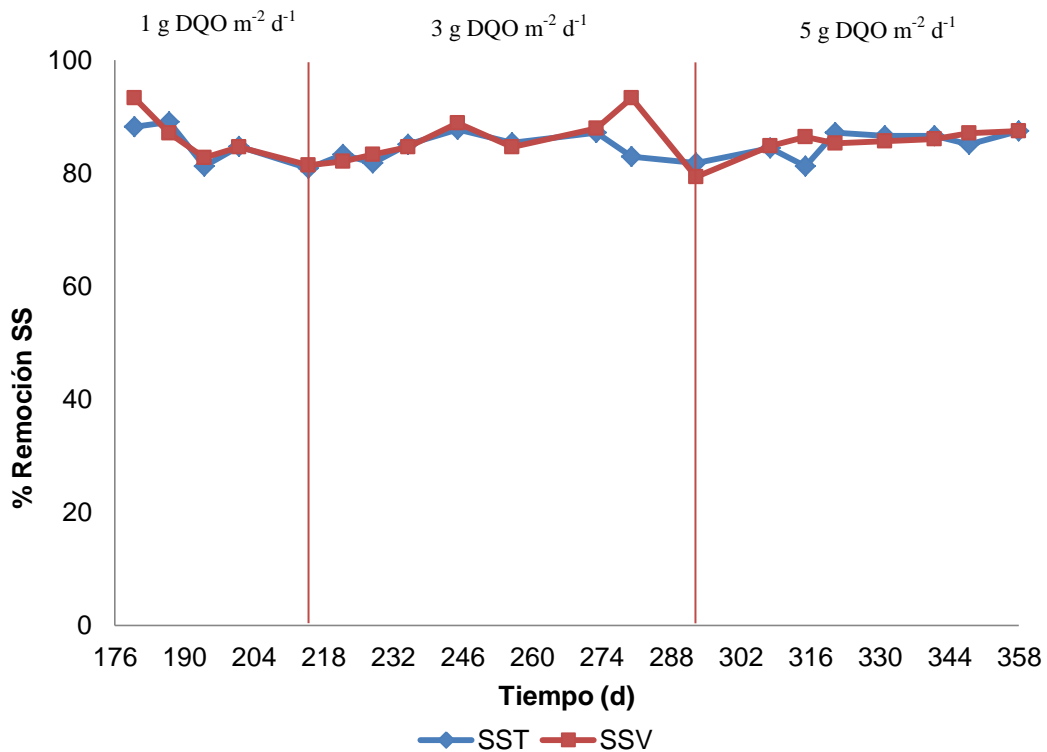


Figura 4.22 Porcentajes de remoción de SST y SSV en el reactor 2 (7,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

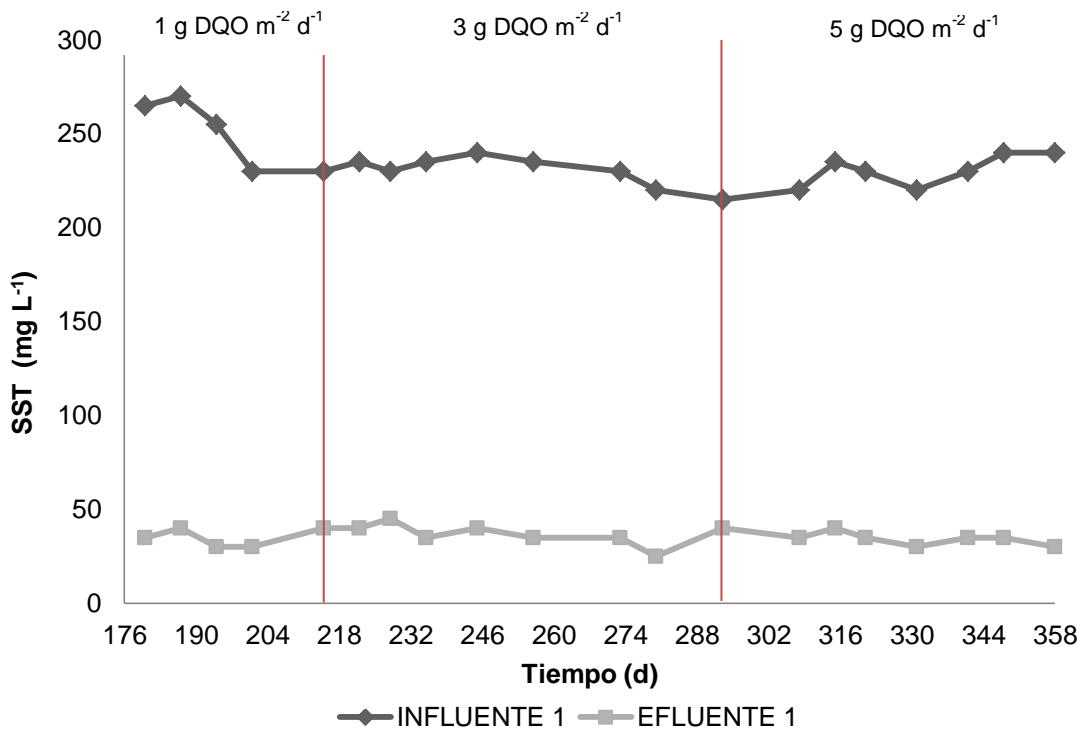


Figura 4.23 Seguimiento de los SST en el reactor 1 (14,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

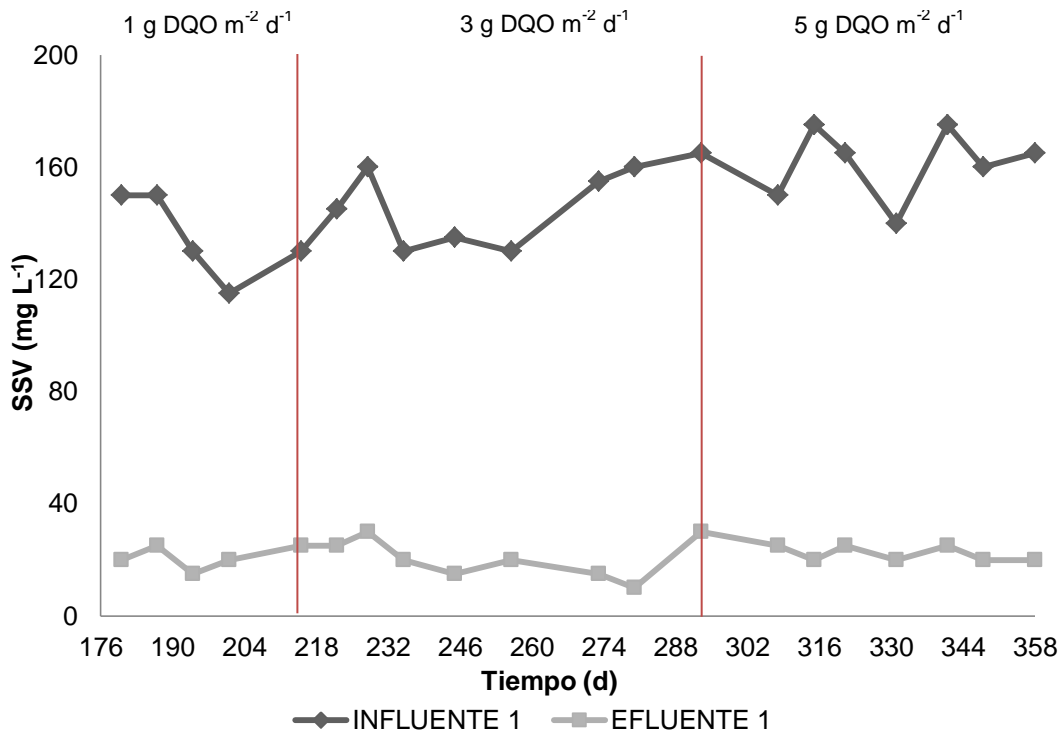


Figura 4.24 Seguimiento de los SSV en el reactor 1 (14,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

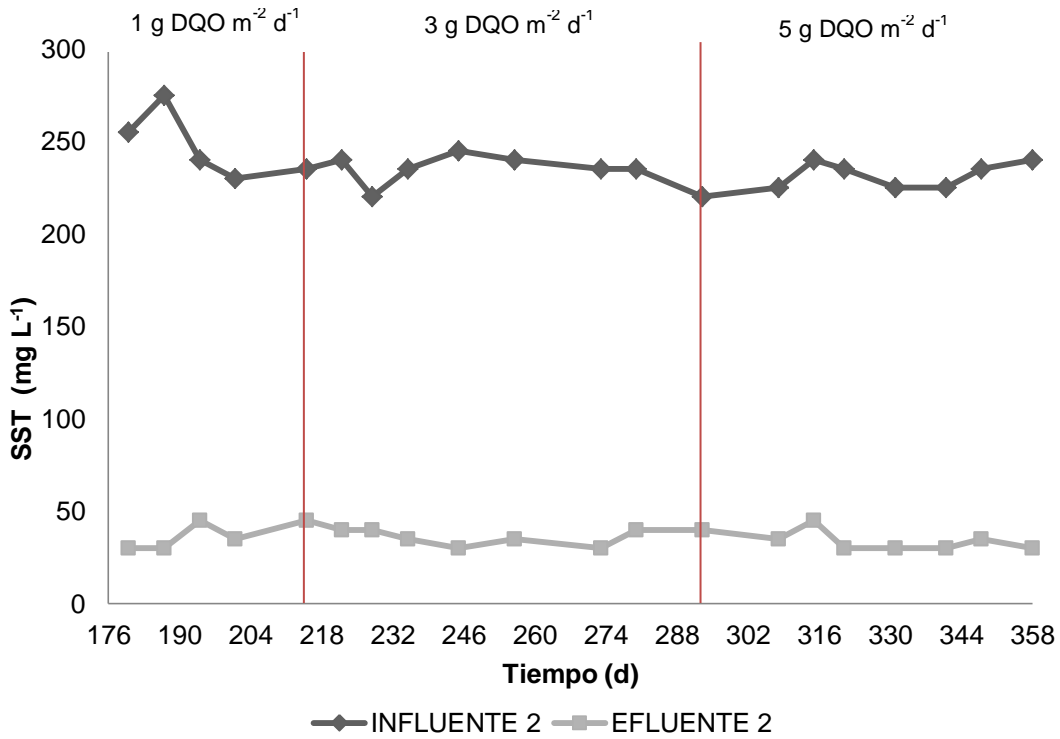


Figura 4.25 Seguimiento de los SST en el reactor 2 (7,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

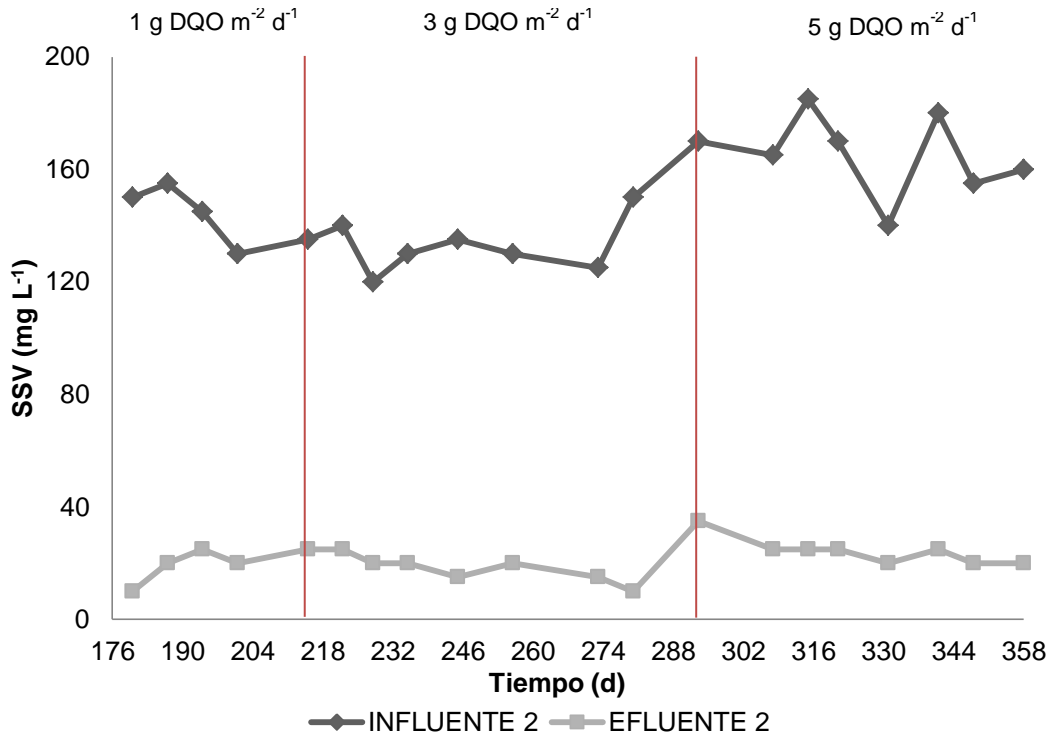


Figura 4.26 Seguimiento de los SSV en el reactor 2 (7,000 mg SDT L⁻¹) durante la evaluación de las tres fases experimentales.

Con los resultados anteriores, se tiene que el RALFS utilizado en este trabajo es un sistema adecuado para utilizarlo en zonas residenciales u hoteleras costeras o bien, en plataformas marinas habitacionales con respecto a la remoción de SST y SSV. Lo anterior, es debido a que en una sola unidad experimental, se cuenta con una zona activa para la remoción biológica de los contaminantes presentes en el agua residual y a su vez, una zona periférica de sedimentación secundaria de sólidos. De acuerdo con esto, es posible obtener efluentes con concentraciones bajas de sólidos suspendidos con respecto al límite máximo permisible (promedio mensual de 150 mg L^{-1}) señalado en la tabla 2 de la NOM-001-SEMARNAT-1996 en el apartado de descargas de aguas residuales en aguas costeras correspondiente al grupo A (Explotación pesquera, navegación y otros usos).

4.5 Determinación de la cantidad de biomasa en los reactores.

Se pudo observar que la cantidad de biomasa en los reactores aumentó con el incremento en la carga orgánica superficial, con valores que van de 10 a 14 g SV m^{-2} en el reactor 1 y de 8 a 18 g SV m^{-2} en el reactor 2. Esto sugiere que al incrementar la carga orgánica que entra al sistema, es posible evitar que el sustrato se agote en las capas más superficiales de la biopelícula ya que es suficiente para ser aprovechado por los microorganismos que se encuentran en las capas más cercanas al material de empaque, lo que impide el desprendimiento constante de la biomasa. Por su parte, el tiempo de retención de sólidos (TRS) disminuyó de 49 a 32 días en el reactor 1 y de 53 a 32 días en el reactor 2. Este cambio es debido a que al aumentar la carga orgánica superficial la concentración de SST que entra al sistema es mayor y por tanto, la concentración de SST en la purga. Lo anterior, se resume en la tabla 4.3.

Tabla 4.3 Cantidad de biomasa y tiempo de retención de sólidos en los reactores

Reactor 1			
Parámetro	Fase 1	Fase 2	Fase 3
Carga orgánica ($\text{g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$)	1	3	5
Biomasa (g SV m^{-2})	10	10	14
TRS (d)	49	38	32
Reactor 2			
Parámetro	Fase 1	Fase 2	Fase 3
Carga orgánica ($\text{g DQO m}^{-2} \text{ d}^{-1}$)	1	3	5
Biomasa (g SV m^{-2})	8	12	18
TRS (d)	53	44	32

En estudios realizados por el IMTA en el 2012, se alcanzaron TRS de 9 y 12 días para cargas orgánicas de 17 g DQO m⁻² d⁻¹ y 13 g DQO m⁻² d⁻¹ en reactores aerobios de lecho fijo sumergido. Estos tiempos son menores en comparación con los obtenidos en el presente estudio lo que puede estar relacionado con el hecho de que en dicho trabajo se emplearon cargas orgánicas más altas que las utilizadas en esta investigación. En tal estudio mencionan que el TRS no sólo está relacionado con la carga orgánica, sino también depende de factores tales como la tasa de crecimiento de la biomasa, la tasa de decaimiento, las características del agua y la biodegradabilidad de la materia orgánica. Asimismo, algunos autores indican que TRS influye directamente sobre la remoción de nitrógeno amoniacal tal como se mencionó en el punto 4.2.2. Por tanto, altos TRS evitan el constante lavado de la biomasa lo que induce el desarrollo de las bacterias nitrificantes las cuales presentan tasas bajas de crecimiento (von Sperling y de Lemos, 2006).

4.6 Pruebas de inhibición inmediata

Las pruebas de inhibición inmediata se llevaron a cabo al final de la segunda fase experimental. Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 4.4. Durante los experimentos con biomasa no aclimatada, la velocidad específica de consumo de oxígeno fue de 15.5 y 15.8 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹ en los controles 1 y 2 respectivamente. Sin embargo, cuando la biomasa no aclimatada se expuso a 14,000 mg L⁻¹ de SDT esta velocidad disminuyó a 8.65 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹ obteniéndose un porcentaje de inhibición del 44.75 %. Por otro lado, cuando la biomasa fue expuesta 7,000 mg L⁻¹ de SDT, la velocidad fue 10.6 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹ con un porcentaje de inhibición del 32.5 %. De acuerdo con esto, se observó que la inhibición fue mayor cuando la biomasa no aclimatada se expuso a una concentración de SDT como NaCl de 14,000 mg L⁻¹. Lo anterior, posiblemente fue debido a que esta concentración es mayor al 1 % (p/v), límite bajo el cual los microorganismos que no están adaptados anteriormente a condiciones de alta salinidad y estrés osmótico, comienzan a inhibirse considerablemente ya que se puede presentar plasmólisis y/o pérdida de actividad celular. Por su parte, en los ensayos con biomasa del reactor 2, se determinaron velocidades en los controles 1 y 2 de 21.1 y 22.8 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹, en ese orden. Cuando esta biomasa aclimatada fue expuesta a 14,000 mg L⁻¹ de SDT se determinó una velocidad de 16.4 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹ obteniéndose un porcentaje de inhibición del 22 %. Con lo anterior, se observó que a pesar de que la velocidad específica de consumo de oxígeno disminuyó con el cambio en la salinidad, la biomasa del reactor 2 no se vio afectada considerablemente.

Hamoda y Al-Attar (1995), evaluaron tres reactores de lodos activados para el tratamiento de agua residual sin sal (reactor 1), agua residual con 10 g L⁻¹ de NaCl (reactor 2) y agua residual con 30 g L⁻¹ de NaCl (reactor 3). Durante su experimentación, obtuvieron velocidades específicas de consumo de oxígeno de 52.5, 30.4 y 29.6 mg O₂ g SSV⁻¹ h⁻¹ en los reactores 1, 2 y 3 respectivamente. A pesar de que no se aprecia una diferencia significativa entre las velocidades de consumo de oxígeno en los tres reactores, ya que la biomasa de los reactores 2 y 3 fue aclimatada previamente, se puede observar que el consumo de oxígeno es mayor en el reactor 1. Por su parte, Di Bella *et al.* (2013), operaron un reactor BRSM para evaluar el efecto de la salinidad sobre una biomasa no aclimatada. Durante la experimentación, el reactor fue alimentado con agua residual sintética libre de sal y con agua residual sintética con 10 g L⁻¹ de NaCl en las etapas 1 y 2 respectivamente. De acuerdo con lo anterior, la respiración de los microorganismos se inhibió en un 60 % cuando la biomasa fue expuesta a un medio salino. Contrastando lo anterior con el presente estudio, se observa que la actividad microbiana puede verse afectada por el incremento súbito en la concentración de sal; sin embargo, la aclimatación paulatina de la biomasa puede inducir la adaptación a ambientes salinos o bien, el desarrollo de microorganismos halotolerantes o halofílicos.

Tabla 4.4 Resultados obtenidos en las pruebas de inhibición inmediata.

Prueba	Biomasa no aclimatada			Biomasa aclimatada a SDT de 7,000 mg L ⁻¹		
	VECO (mg O ₂ g SV ⁻¹ h ⁻¹)	I (%)	SV (mg L ⁻¹)	VECO (mg O ₂ g SV ⁻¹ h ⁻¹)	I (%)	SV (mg L ⁻¹)
Control 1	15.5	----	3,250	21.1	----	2,150
Control 2	15.8	----	3,320	22.8	----	2,230
SDT: 14000 mg L ⁻¹	8.65	44.75	3,475	16.4	22	2,600
SDT: 7000 mg L ⁻¹	10.6	32.5	3,265	----	----	----

4.7 Capacidad halotolerante de la biomasa

Al igual que las pruebas de inhibición, la evaluación de la capacidad halotolerante de la biomasa con base en la respiración de los microorganismos se llevó a cabo al final de la segunda fase experimental. En la tabla 4.5 se presentan los resultados obtenidos. Para la biomasa del reactor 1, se determinó una velocidad específica de consumo de oxígeno de 8.1 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹ mediante la prueba en la cual se empleó agua residual

con 14,000 mg L⁻¹ de NaCl. Asimismo, el consumo de oxígeno fue de 9.8 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹ cuando esta biomasa se expuso a un agua residual sin sal. Por su parte, para la biomasa del reactor 2 se obtuvieron velocidades de consumo de oxígeno de 9.7 mg O₂ g SSV⁻¹ h⁻¹ y 10.3 mg O₂ g SV⁻¹ h⁻¹ cuando se expuso a un agua residual con 7,000 mg L⁻¹ de NaCl y a un agua residual libre de sal. Con lo anterior, es posible comprobar que la biomasa del reactor 1 y la biomasa del reactor 2 tienen capacidad halotolerante, ya que no se observó un cambio significativo cuando se empleó agua residual doméstica sin adición de cloruro de sodio, inclusive para ambos casos, se pudo ver un ligero aumento en la velocidad específica de consumo de oxígeno.

Los resultados anteriores se pueden comparar con los obtenidos por Volker *et al.* (2003). En su estudio, evaluaron la capacidad de microorganismos provenientes de suelos salinos para degradar diesel utilizando medios de cultivo líquidos. Con base en la medición del consumo de oxígeno, obtuvieron tasas de degradación muy similares entre sí del 63 % y 70 % de dicho contaminante para salinidades del 0 % y 15 %. Con base en lo anterior, concluyeron que los microorganismos presentaban capacidad halotolerante, ya que estaban previamente adaptados a condiciones salinas y no hubo un efecto significativo sobre su respiración al exponerlos a un medio libre de sal. Asimismo, Kargi y Dincer (1996b) estudiaron el efecto del cambio súbito en la concentración de NaCl sobre un cultivo de lodos activados con y sin adición de un consorcio halobacteriano para tratar un agua residual sintética con salinidades de 0 a 5 %. En cada nivel de salinidad, los microorganismos fueron expuestos por lo menos 10 horas. Observaron que la actividad microbiana con respecto a la remoción de DQO en el consorcio de lodos activados no aclimatado fue del 80 % hasta una concentración de sal del 3 %. En contraste con el presente estudio, se pudo observar que al adicionar las halobacterias, la remoción de DQO se mantuvo en un 80 % con salinidades de 0 hasta 5 %. Este hecho se puede atribuir a que los microorganismos que no estaban adaptados a estas condiciones llevaron a cabo sus funciones metabólicas con normalidad en ausencia de sal y por otro lado, los microorganismos halotolerantes contrarrestaron el efecto sobre la remoción de materia orgánica cuando se incrementó la concentración de NaCl. Esto también puede deberse a que las halobacterias son capaces de sobrevivir en presencia y en ausencia de sal.

Tabla 4.5 Resultados obtenidos en las pruebas respirométricas para determinar la capacidad halotolerante de la biomasa.

Prueba	VECO (mg O ₂ g SV ⁻¹ h ⁻¹)			
	Con sal	SV (mg L ⁻¹)	Sin sal	SV (mg L ⁻¹)
SDT: 14,000 mg L ⁻¹	8.1	2,150	9.8	2,030
SDT: 7,000 mg L ⁻¹	9.7	2,260	10.3	2,240

4.8 Determinación de las constantes cinéticas.

Las gráficas obtenidas con el programa MATLAB® R2014a ajustando los datos al modelo de Monod, se presentan en las figuras 4.27 y 4.28 para los reactores 1 y 2 en ese orden. La línea azul está representada por los valores de la q calculada a partir de los datos de q_{\max} y K_s determinados con la regresión no lineal. La curva de puntos se obtuvo con los valores de la q experimental. Para el cálculo de q , se estableció que el coeficiente de rendimiento (Y) tuviera un valor constante de 0.3 mg SV mg⁻¹ DQO, el cual es típico en procesos biológicos aerobios para tratar aguas residuales domésticas (von Sperling y de Lemos, 2006). Lo anterior, fue debido a que no se pudo determinar adecuadamente la cantidad de sólidos en el sistema durante las pruebas, por lo cual, se supuso que la cantidad de biomasa expresada como SV se mantuvo constante siendo de 17,019 y 18,862 mg L⁻¹ para los reactores 1 y 2 respectivamente. Los resultados que se obtuvieron en las cinéticas de biodegradación de materia orgánica se resumen en la tabla 4.6. Se puede observar que los valores de q_{\max} calculados en ambos reactores son similares entre sí (0.01501 y 0.01486 mg O₂ mg⁻¹ SV d⁻¹ para los reactores 1 y 2, respectivamente). Dichos valores son bajos en comparación con los reportados por Trojanowicz *et al.* (2009) y por Metcalf y Eddy (2003); sin embargo, fueron más cercanos a los valores presentados por Mohammad *et al.* (2014) quienes aplicaron modelos con ajustes no lineales para determinar los coeficientes cinéticos de consorcios microbianos adaptados y no adaptados a aguas residuales salinas. Lo anterior, posiblemente se debió a las grandes cantidades de biomasa en los reactores con respecto a la concentración de sustrato. No obstante, de acuerdo con la literatura consultada, es adecuado que el tratamiento biológico de aguas residuales con alta salinidad se lleve a cabo con bajas relaciones de alimento/microorganismos para el caso de procesos biológicos con biomasa suspendida (Kargi y Dincer, 1998). Se determinaron valores de K_s de 1,113 y 950.6 mg L⁻¹, siendo éstos mayores a la concentración inicial de sustrato en los reactores 1 y 2, respectivamente. Se obtuvieron coeficientes de correlación (r^2) de 0.82 en el reactor 1 y

0.91 en el reactor 2, respectivamente. En su trabajo, Kargi y Dincer (1998) calcularon una K_s de 540 mg L^{-1} para una biomasa halófila que fue expuesta a un agua residual libre de sal. Por tanto, valores bajos de q_{\max} y valores de K_s mayores a la concentración inicial de sustrato indican que la biomasa es inhibida por el agua de alimentación ya que presenta concentraciones de SDT atípicas para un agua residual doméstica y a su vez existe una baja afinidad por el sustrato. Con base en los resultados anteriores, los datos experimentales se ajustaron a una cinética de primer orden aplicando una regresión lineal, tal como se muestra en las figuras 4.29 y 4.30 para los reactores 1 y 2, respectivamente. Se presentaron coeficientes de correlación relativamente más altos, de 0.98 para el reactor 1 y 0.97 para el reactor 2, en contraste con los obtenidos con el ajuste de los datos al modelo de Monod. Se obtuvieron pendientes K (constantes de velocidad de reacción) de 7.70 d^{-1} y 9.03 d^{-1} para los reactores 1 y 2, en ese orden. Sin embargo, a pesar de que estas pendientes son similares en ambos reactores, se observa que el valor de K es mayor en el reactor 2, lo que puede indicar que la velocidad de degradación del sustrato es mayor en comparación con lo obtenido para el reactor 1. Al mismo tiempo, esto puede estar relacionado con el hecho de que la biomasa del reactor 2 presenta una mayor afinidad por el sustrato ya que la concentración de NaCl a la cual fue expuesta, es menor en comparación con la concentración de NaCl en el agua residual de alimentación para la biomasa del reactor 1. A su vez, estos valores son altos en contraste con lo presentado por Mijaylova y Moeller (2010); no obstante son menores con respecto a lo que muestran Mohammad *et al.* (2014).

Tabla 4.6 Coeficientes cinéticos calculados con base en los modelos de Monod y primer orden.

Parámetro	Reactor 1	Reactor 2
Monod		
SV (mg L^{-1})	17,000	19,000
S_0 o DQO_0 (mg L^{-1})	469.4	435.6
q_{\max} ($\text{mg O}_2 \text{ mg SV}^{-1} \text{ d}^{-1}$)	0.01501	0.01486
K_s (mg L^{-1})	1,113	950.6
r^2	0.82	0.91
ECM	7.528×10^{-4}	4.799×10^{-4}
Primer orden		
K (d^{-1})	7.70	9.03
r^2	0.98	0.97

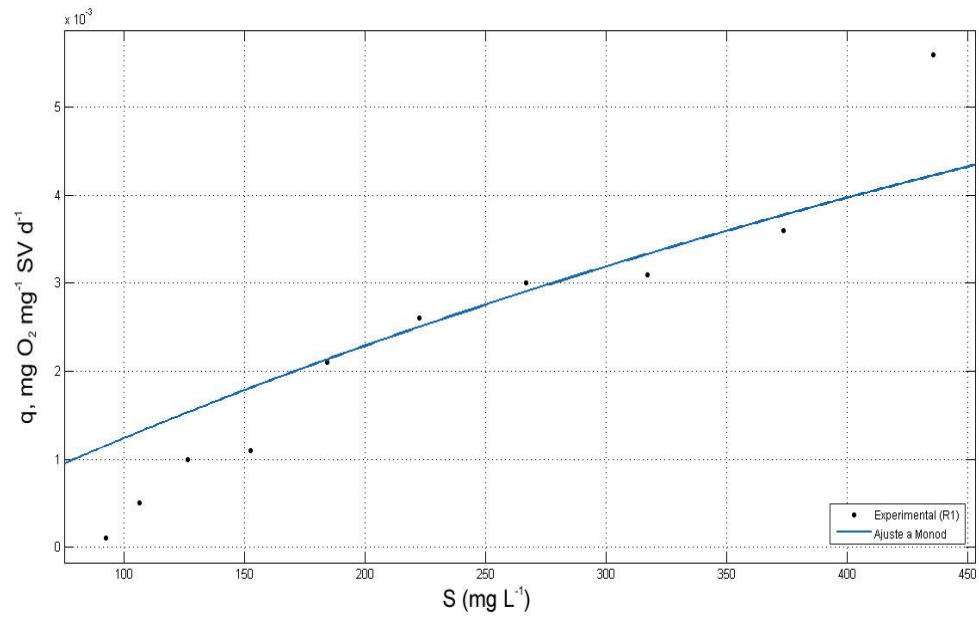


Figura 4.27 Ajuste no lineal al modelo de Monod del reactor 1.

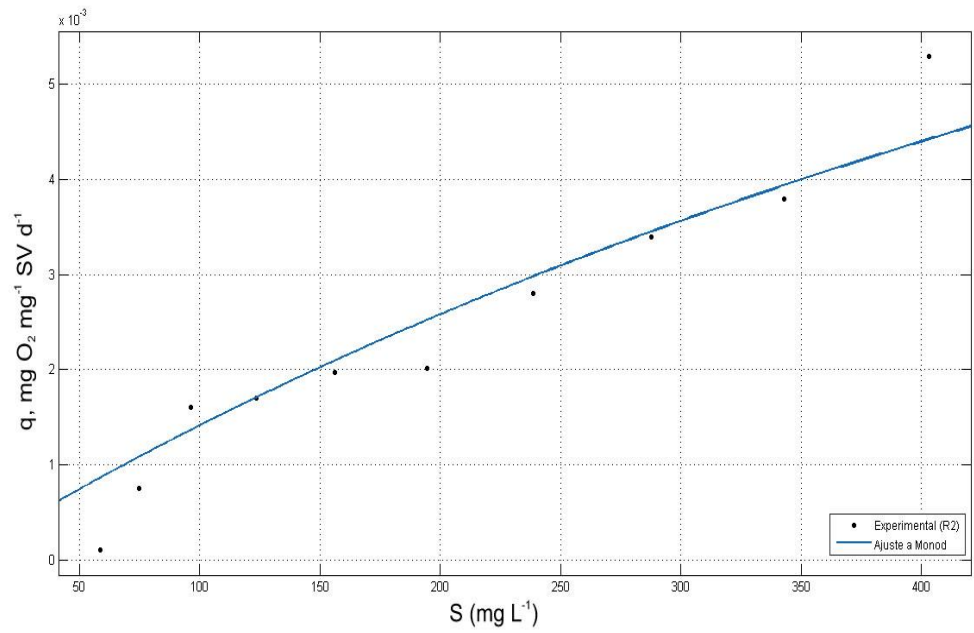


Figura 4.28 Ajuste no lineal al modelo de Monod del reactor 2.

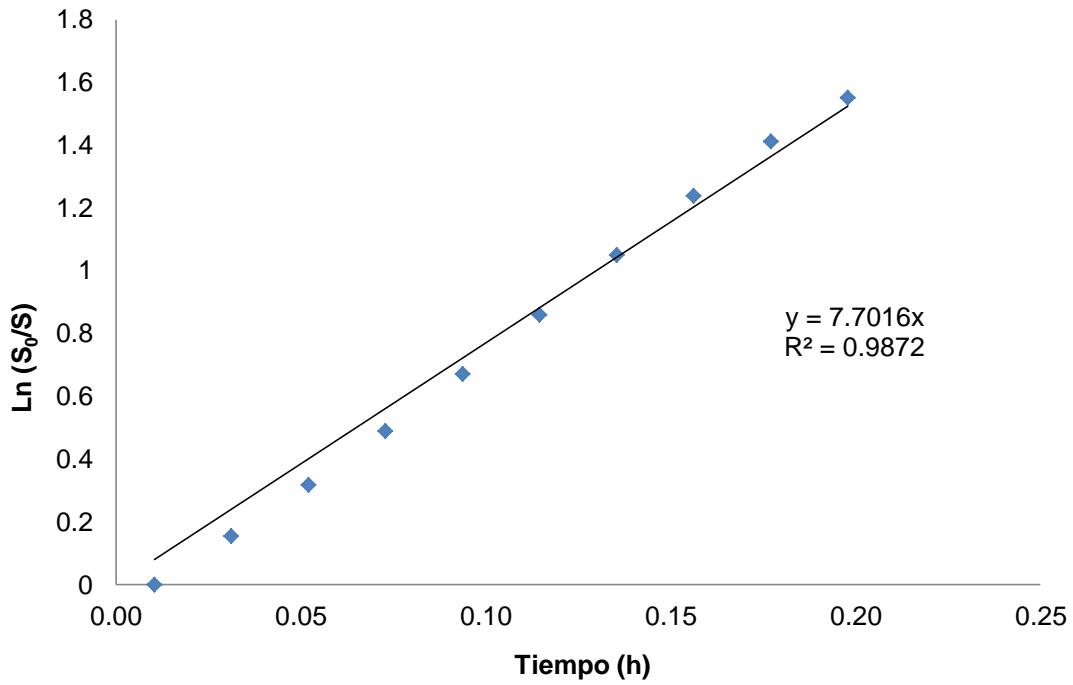


Figura 4.29 Ajuste lineal al modelo de primer orden del reactor 1.

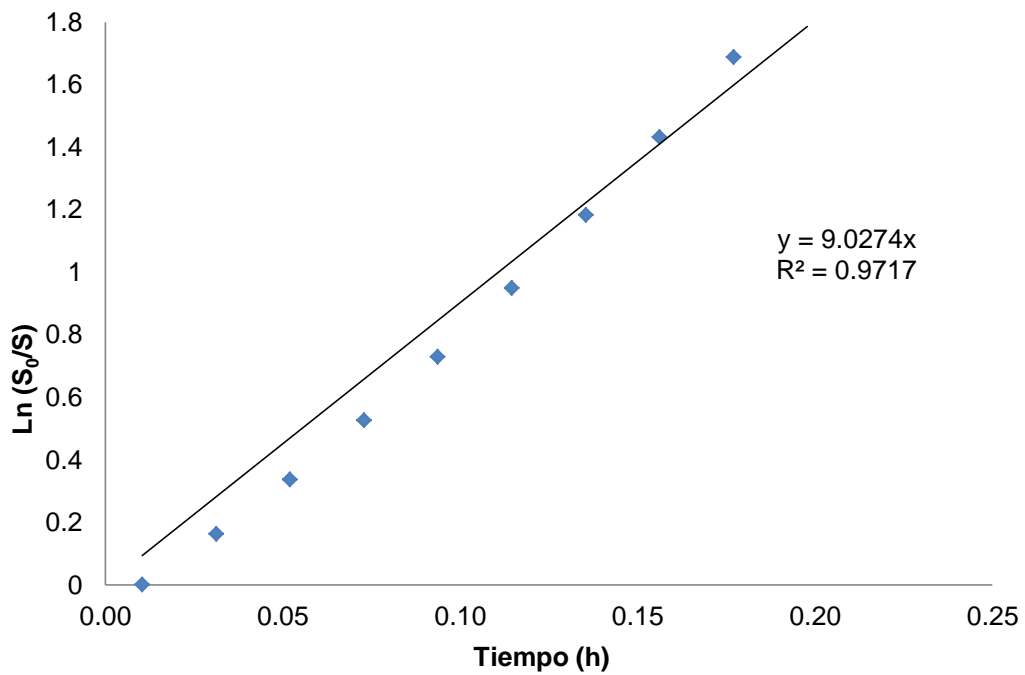


Figura 4.30 Ajuste lineal al modelo de primer orden del reactor 2.

4.9 Relación del consumo de oxígeno y sustrato.

Se graficaron perfiles de consumo de oxígeno con respecto al tiempo en relación con la concentración de sustrato. Se tomó en cuenta el consumo total de oxígeno que es la suma de la respiración exógena y la respiración endógena. En la respiración exógena, los microorganismos utilizan la materia orgánica presente en el agua para llevar a cabo todas sus actividades metabólicas de crecimiento y conservación de energía. Por su parte, la respiración endógena tiene lugar cuando el sustrato se ha agotado casi por completo, por lo cual, la principal fuente de alimento es el protoplasma celular (von Sperling y de Lemos, 2006). En las figuras 4.32 y 4.33, se puede ver que la pendiente de las curvas es menor cuando disminuye la concentración de DQO. Lo anterior, es debido a que inicialmente se remueve la materia orgánica que es más fácilmente biodegradable, y después de cierto tiempo, solo queda como remanente la fracción del sustrato que no es tan susceptible a ser oxidada por los microorganismos. También, en ambos reactores se determinaron las relaciones de la velocidad de consumo de oxígeno exógena entre la velocidad de consumo de sustrato expresando el resultado en $\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ DQO}$ a partir de una regresión lineal (figuras 4.33 y 4.34). Las pendientes m fueron de 0.037 y 0.041 $\text{mg O}_2 \text{ mg}^{-1} \text{ DQO}$ para los reactores 1 y 2, respectivamente, siendo éstas muy similares entre sí.

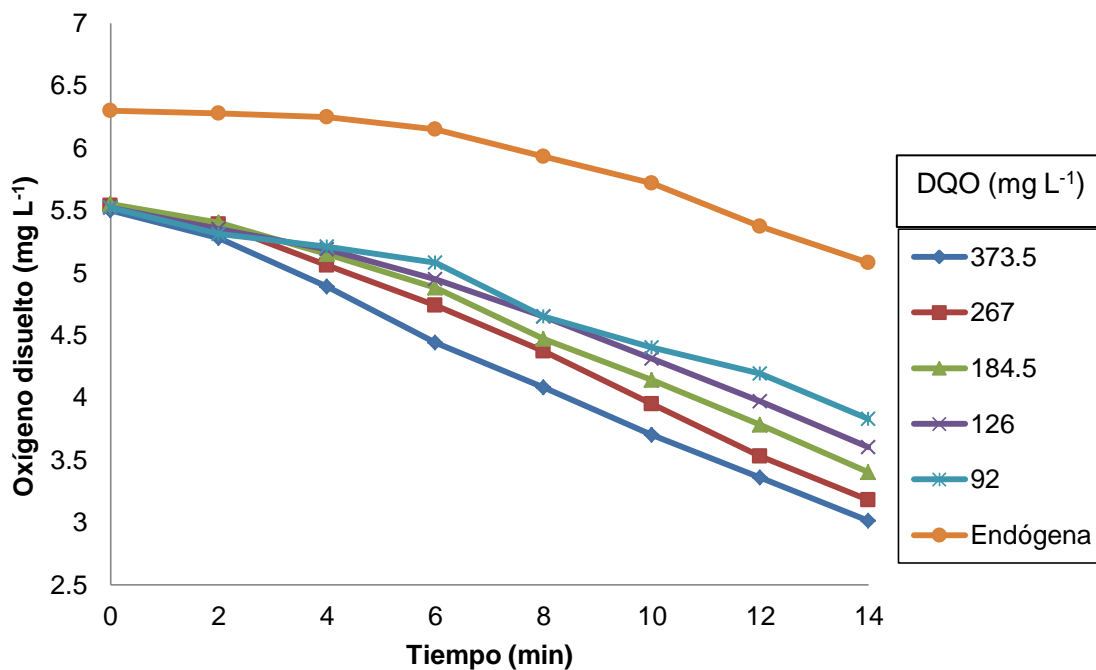


Figura 4.31 Perfil de consumo de oxígeno con respecto a la concentración de sustrato en el reactor 1.

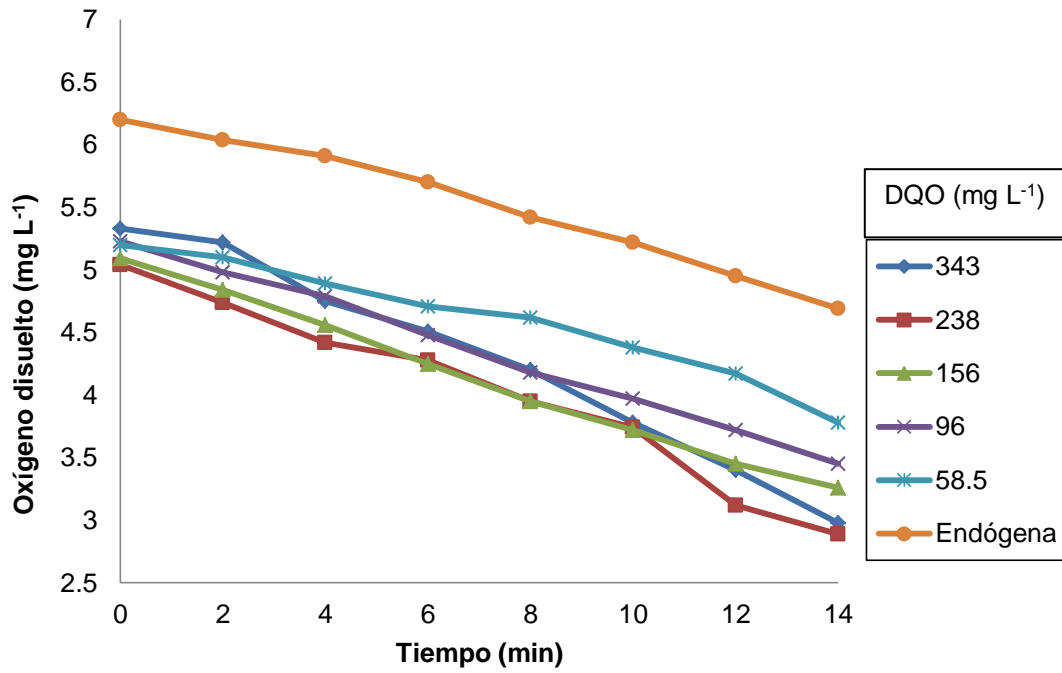


Figura 4.32 Perfil de consumo de oxígeno con respecto a la concentración de sustrato en el reactor 2.

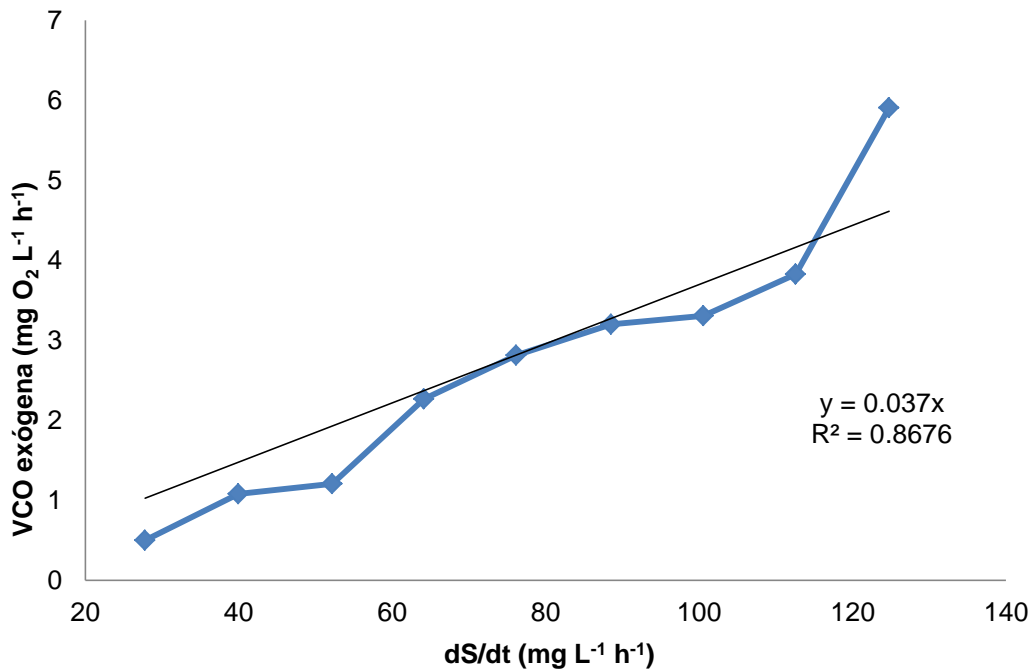


Figura 4.33 Relación de la velocidad de consumo de oxígeno exógeno entre la velocidad de consumo de sustrato en el reactor 1.

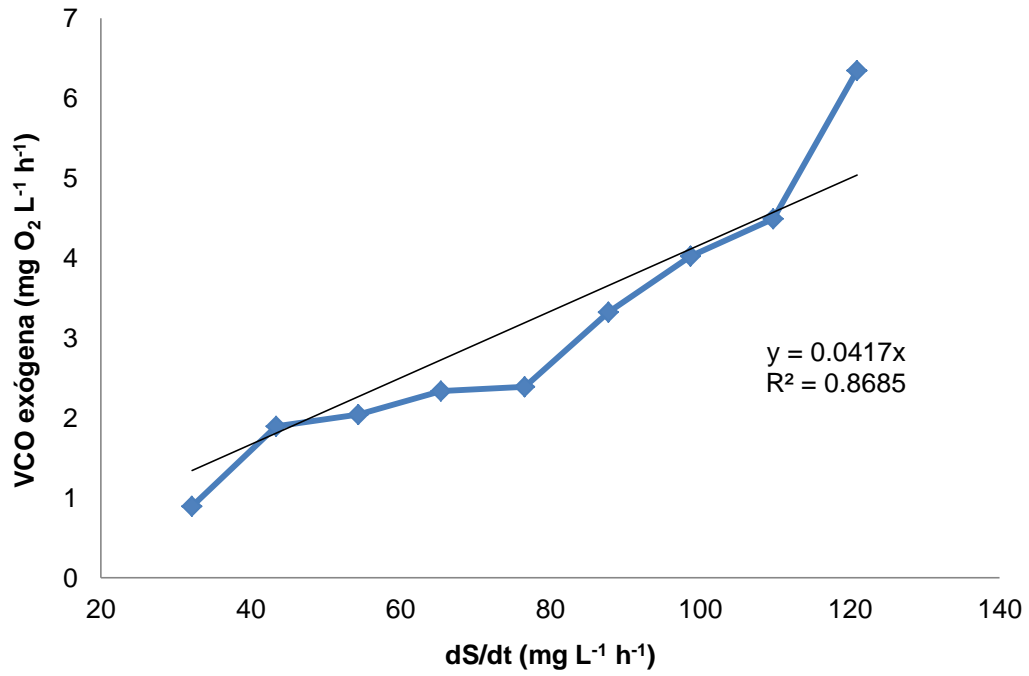


Figura 4.34 Relación de la velocidad de consumo de oxígeno exógeno entre la velocidad de consumo de sustrato en el reactor 2.

CONCLUSIONES

La evaluación de dos reactores aerobios de lecho fijo sumergido para tratar aguas residuales con características similares a los efluentes de plataformas marinas habitacionales, permitió demostrar la capacidad de remoción de materia orgánica, SST, nitrógeno amoniacal y total.

Se estableció que durante la segunda fase experimental, se obtuvieron las mejores remociones de materia orgánica, nitrógeno amoniacal, nitrógeno total, SST y SSV en comparación con las obtenidas en las fases 1 y tres. En ambos reactores, con una carga orgánica superficial de $3 \text{ g DQO m}^2 \text{ d}^{-1}$, se alcanzaron remociones de DQO, SST y SSV alrededor del 80 %, la eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal fue mayor al 95% y el nitrógeno total (N-H_4^+ , NO_2^- y NO_3^-) fue removido aproximadamente en un 40%.

Asimismo, se observó que la densidad de la biomasa en los reactores aumentó con el incremento en la orgánica superficial durante las tres fases experimentales de 11 a 17 g SV L^{-1} en el reactor 1 y de 9 a 20 g SV L^{-1} en el reactor 2.

Además, se observó que la biomasa no aclimatada se inhibió al ser expuesta a concentraciones de 14,000 y 7,000 mg L^{-1} de SDT. También, hubo un efecto de inhibición sobre la biomasa aclimatada del reactor 2 cuando se expuso a un medio con 14,000 mg L^{-1} de SDT; sin embargo, su respiración no disminuyó considerablemente.

Por último, se obtuvieron valores de q_{max} de 0.015 y 0.01486 $\text{mg O}_2 \text{ mg SV}^{-1} \text{ d}^{-1}$ para los reactores 1 y 2, respectivamente. A su vez los valores de K_S fueron mayores a la concentración inicial de sustrato de 1,113 y 950.6 mg L^{-1} para los reactores 1 y 2, en ese orden. Lo anterior, que la salinidad inhibe la actividad microbiana en ambos reactores. Con respecto a estos resultados, los datos se ajustaron a un modelo cinético de primer orden. El hecho de que el valor de K obtenido en el reactor 2 fuera mayor que el obtenido para el reactor 1, confirmó que la concentración de SDT como NaCl influye en la velocidad de degradación del sustrato, habiendo más afinidad por el agua residual doméstica con SDT de 7,000 mg L^{-1} en comparación con el agua residual con SDT de 14,000 mg L^{-1} .

RECOMENDACIONES

Con el fin de ampliar la información en estudios posteriores, se sugiere evaluar no sólo la remoción de materia orgánica durante el periodo de aclimatación, sino también la remoción de nitrógeno amoniacal y total.

Con el objetivo de facilitar y acortar el periodo de aclimatación, se propone adicionar un consorcio microbiano tolerante a altas concentraciones de sal ($> 1\%$) a la biomasa que no ha sido aclimatada previamente a estas condiciones.

Sería conveniente la evaluación de la eficiencia de los reactores para tratar un agua residual real de plataformas marinas habitacionales.

Para obtener mejores resultados en los análisis de parámetros de respuesta durante el monitoreo del sistema, es recomendable contar con kits especializados o bien, con el equipo e instrumentos necesarios para llevar a cabo técnicas más robustas que permitan mitigar interferencias por iones como los cloruros adicionados por la presencia de NaCl en el agua problema.

Se recomienda, adaptar los reactores de tal forma que sea posible evaluar la actividad microbiana por medio de respirometrías y cinéticas de degradación en la misma unidad experimental para evitar sustraer el lecho.

Con el objetivo de complementar los resultados obtenidos, se sugiere llevar a cabo un aislamiento e identificación de bacterias de los reactores operados para que sea posible saber si son microorganismos halotolerantes por medio de su taxonomía e información genética a partir de técnicas de biología molecular.

BIBLIOGRAFÍA

- Abou-Elala, S.I., Kamel, M.M., Fawzy, M.E. (2010). Biological treatment of saline wastewater using a salt-tolerant microorganism. *Desalination*, 250 (1): 1-5.
- Almeida, M.C., Butler, D., Friedler, E. (1999). At-source domestic wastewater quality. *Urban Water*, 1(1): 49-55.
- Aloui, F., Khoufi, S., Loukil, S., Sayadi, S. (2009). Performances of an activated sludge process for the treatment of fish processing saline wastewater. *Desalination*, 246 (1 – 3): 389 – 396.
- Ayoub, G.M., Saikaly, P. (2004). The combined effect of step-feed and recycling on RBC performance. *Water Research*, 38 (13): 3009 – 3016.
- APHA, AWWA, WEF. (1999). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20th Edition. American Public Health Association. Washington, D.C.
- Argüelles, G. L. (2013). *Remoción de Compuestos Aromáticos Halogenados mediante Biofiltración Anaerobia*. (Tesis de Maestría). UNAM. México, D.F.
- Artiga, P., García-Toriello, G., Méndez, R., Garrido, J.M. (2008). Use of a hybrid membrane bioreactor for the treatment of saline wastewater from a fish canning Factory. *Desalination*, 221 (1 – 3): 518 – 525.
- Bitton, G. (2005). *Wastewater Microbiology*. John Wiley & Sons, Inc. Hoboken, Nueva Jersey.
- Boller, M., Tschui, M., Gujer, W. (1997). Effects of transient nutrient concentrations in tertiary biofilm reactors. *Water Science and Technology*, 36 (1): 101 - 109.
- Castillo, P., Bezanilla, J., Amieva, J., Jácome, A., Tejero, I. (1995). Depuración de Agua Residual con Salinidad Variable empleando un Proceso de Biodiscos (RBC). *Ingeniería del Agua*, 2(1): 25-30.
- Cervantes, J.F. (2009). *Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution*. IWA Publishing, Londres, Inglaterra.
- Cheikh, A., Yalaa, A., Drouichea, N., Abdia, N., Lounicia, H., Mameric, N. (2013). Denitrification of water in packed beds using bacterial biomass immobilized on waste plastics supports. *Ecological Engineering*, 53: 329 - 334.
- Chen, G.H., Wong, M.T., Okabe, S., Watanabe, Y. (2003). Dynamic response of nitrifying activated sludge batch culture to increased chloride concentration. *Water Research*, 37 (13): 3125-3135.
- Cicilia, B.F. (2012). *Sistemas Flotantes para la Producción de Petróleo en Aguas Profundas*. (Tesis doctoral). Academia de Ingeniería, México.
- Cipollina, A., Micale, G., Rizzuti, L. (2009). Conventional and Renewable Energy Process. *Seawater Desalination*, Ed. Springer, Italia.
- Crites, R., Tchobanoglous, G. (2000). *Tratamiento de aguas residuales en pequeñas poblaciones*. Bogotá : McGraw-Hill Interamericana. Bogotá, Colombia.
- Christova-Boal, D., Eden, R.E., McFarlane, Scott. (1996). An investigation into greywater reuse for urban residential properties. *Desalination*, 106 (1 – 3): 391 – 397.
- Cohen, Y. (2001). Biofiltration – treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review. *Biorresource Technology*, 77 (3): 257 – 274.
- Dalmacija, B., Karlovic, E., Tamas, Z., Miskovic, D. (1996). Purification of high salinity wastewater by activated sludge process. *Water Research*, 30 (2): 295 - 298.
- Dassarma, S., Arora, P. (2011). Halophiles: *Encyclopedia of Life Sciences*. Nature Publishing, Group, Massachusetts, E.U.A.

- Dincer, A.R., Kargi, F. (2001). Salt inhibition kinetics in nitrification of synthetic saline wastewater. *Enzyme Microbial Technology*, 28 (7 – 8): 661 -665.
- Dincer, A.R., Kargi, F. (2010). Salt inhibition of Nitrification and Denitrification in Saline Wastewater. *Environmental Technology*, 20 (11): 1147 – 1153.
- Domínguez, A.J. (2013). *Consideraciones para el diseño de las instalaciones de suministro y evaluación del agua en plataformas marinas habitacionales*. (Tesina para obtener el grado de especialista en Ingeniería Sanitaria). UNAM.
- Domínguez, F.L. (2012). *Tratamiento de aguas residuales municipales en un filtro biológico aerobio utilizando tezontle con dos diferentes tamaños*. (Tesis de maestría). UNAM.
- Eriksson, E., Auffarth, K., Henze, M., Ledin, A. (2002). Characteristics of grey wastewater. *Urban Water*, 4 (1): 85 – 104.
- Fan, Y., Li, G., Wu, L., Yang, W., Dong, C., Xu, H., Fan, W. (2006). Treatment and reuse of toilet wastewater by and airlift external circulation membrane bioreactor. *Process Biochemistry*, 41 (1): 1364 – 1370.
- Farabegoli, G., Chaviola, A., Rolle, E., (2009). The biological aerated filter (BAF) as alternative treatment for domestic sewage. Optimization of a plant performance. *Journal of Hazardous Materials*, 171 (1- 3): 1126 – 1132.
- Fitpatrick, C. (1998). Media properties and their effect on filter performance and backwashing. *Water Science and Technology*, 38 (6): 105 – 111.
- Flannery, W.L. (1956). Current status of knowledge of halophilic bacteria. *Bacteriology Reviews*, 20 (2), 49-66.
- Flemming, H.C., Wingender. (2001). Relevance of microbial extracellular polymeric substance (EPSs)-Part I: Structural and ecological aspects. *Water Science and Technology*, 43 (2): 1 - 8.
- Di Bella, G., Trapani, D.D., Torregrossa, M., Viviani, G. (2013). Performance of a MBR pilot plant treating high strength wastewater subject to salinity increase: Analysis of biomass activity and fouling behavior. *Bioresource Technology*, 147: 614 – 618.
- Glass, C., Silverstein, J. (1999). Denitrification of high-nitrate, high salinity wastewater. *Water Research*, 33 (1): 223 – 229.
- Goncalves R.F., Sammut, F., Rogalla, F. (1992). High rate biofilter-Simultaneous phosphorus precipitation and nitrogen removal. En: Hahn H.H. y Klute R. (eds.). *Chemical Water and Wastewater Treatment II: 357 – 372*. Springer-Verlag, Berlin.
- González, H.J., Peña, A. (2002). Estrategias de adaptación de microorganismos halófilos y *Debaryomyces hansenii*. *Microbiología*, 44 (3 – 4): 137 - 156.
- González, M. S., Duque, L.J. (1992). Aerobic Submerged Biofilm Reactors for Wastewater Treatment. *Water Research*, 26 (6): 825 - 833.
- González, M.S., Flores, T.C., González, B.O. (2006). *Estructuras de biopelículas y su influencia en la transformación de compuestos orgánicos contaminantes*. (Informe técnico No. 3327 elaborado para CONACYT). Instituto de Ingeniería de la UNAM.
- González, M.S., Nava, R.C. (1995). *Determinaciones cinéticas en películas biológicas*. (Informe técnico). Instituto de Ingeniería de la UNAM.
- Gray, N.F.(2004). *Biology of Wastewater Treatment*. Imperial College Press. Londres, Inglaterra.
- Guerrero, A. E. (2003). *Estudio de Ingeniería para la producción de agua potable y el tratamiento de aguas negras en Plataformas Marinas*. (Tesis de licenciatura). UNAM.

- Gutiérrez, M.T. (2009). *Tratamiento biológico avanzado de aguas residuales utilizando reactores con cinta de polietileno*. (Tesis de maestría). UNAM.
- Hamoda, M.F., Al-Attar M.S. (1995). Effects of high sodium chloride concentrations on activated sludge treatment. *Water Science and Technology*, 31 (9): 61 – 72.
- Hassimi, A. H., Siti Rozaimah, S. A., Siti Kartom, K., & Noorhisham Tan, K. (2009). A review on the design criteria of biological aerated filter for COD, ammonia and manganese removal in drinking water treatment. *Journal The Institution of Engineers, Malaysia*, 70 (4): 25 – 33.
- Humby, M., Fitzpatrick, C. (1996). Attrition of granular filter media during backwashing with combined air and water. *Water Research*, 30 (2): 291 – 294.
- Hvitved-Jacobsen, T., Vollertsen, J., Haaning, N., A. (2013). *Sewer Processes: Microbial and Chemical Process Engineering of Sewer Network*. Taylor & Francis Group. Florida, E.U.A.
- IMTA. (2002). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. *Conferencia de Instituto Mexicano de Tecnología del Agua*. Ed. Argüeyes, S.J., Zayas, V. Jiutepec, Morelos. Edición Tecnológica Educativa.
- IMTA (2012). Reactor con biomasa inmovilizada (BIOSTAR): alternativa para remoción biológica de nitrógeno. *Informe final*. Ed. Mijaylova, N.P., Moeller, C.G., Mantilla, M.G. Jiutepec, Morelos. Edición Tecnológica Educativa.
- Iwai, S., Kitao, T. (1994). *Wastewater treatment with microbial film*. Technomic Publishing Company, Inc. E.U.A.
- Jefferson, B., Laine, A., Parsons, S., Stephenson, T., Judd, S. (2000). Technologies for domestic wastewater recycling. *Urban Water*, 1 (4): 285 – 292.
- Jou, ChJ., Huang, G.C. (2003). A pilot study for oil refinery wastewater treatment using a fixed-film bioreactor. *Advances in Environmental Research*, 7 (2): 463-469.
- Kargi, F., Dincer, A. R. (1996a). Effect of salt concentration on biological treatment of saline wastewater by fed-batch operation. *Enzyme and Microbial Technology*, 19 (7): 529-537.
- Kargi, F., Dincer, A.R. (1996b). Enhancement of biological treatment performance of saline wastewater by halophilic bacteria. *Bioprocess Engineering*, 15 (1): 51 – 58.
- Kargi, F., Dincer, A. R. (1998). Saline wastewater treatment by halophile-supplemented activated sludge culture in an aerated rotating biodisc contactor. *Enzyme and Microbial Technology*, 22 (6): 427 – 433.
- Kushner, D., Kamerura, M. (1988). Physiology of halophilic eubacteria. *In Halophilic Bacteria* (s.f.).
- Langwaldt, J.H., Puhakka, J.A. (2000). On-site biological remediation of contaminated groundwater: a review. *Environmental Pollution*, 107 (2):187 -97.
- Lawrence, K.W., Nazih, K.S., Yung-Tse, H. (2009). Handbook of environmental engineering: *Advanced Biological Treatment Processes*. Human Press, Nueva York, E.U.A.
- Lazarova, V., Manem, J. (2000). Innovative biofilm treatment technologies for water and wastewater treatment. En: Bryers, J.D. (ed). *Biofilms II: Process Analysis and Applications*: 159. Wiley-Liss, Inc. Nueva York, E.U.A.
- Lefebvre, O., Moletta, R. (2006). Treatment of organic pollution in industrial saline wastewater. *Water Research*, 40 (20): 3671-3682.
- Lewandowski, Z., Boltz, J.P. (2011). *Biofilms in Water and Wastewater Treatment*. Montana. Elsevier B.V., Montana E.U.A.
- Ley Orgánica de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. Ley publicada en el Diario Oficial de la Federación de México, D.F. el 18 de julio de 1992.

- Li, F., Wichmann, K., Otterpohl, R. (2009). Review of the technological approaches for grey water treatment and reuses. *Science of the Total Environment*, 407 (11): 3439 – 3449.
- Li J., Yu D., Wang D. (2011). Experimental test for high saline wastewater treatment in a submerged membrane bioreactor. *Desalination and Water Treatment*, 36 (1-3): 171-177.
- Mandal, D., Labhasetwar, P., Dhone, S., Dubey, A.S., Shinde, G., Wate, S. (2011). Water conservation due to grey water treatment and reuse in urban setting with specific context to developing countries. *Resources, Conservation and Recycling*, 55 (3): 356 - 361.
- Marguesin, R., Schiner, F. (2001). Potential of halotolerant and halophilic microorganisms for biotechnology. *Extremophiles*, 5 (2): 73 - 83.
- Mariangel, L., Aspe, E., Marti, M.C., Roeckel, M. (2008). The effect of sodium chloride on the denitrification of saline fishery wastewater. *Environmental Technology*, 29 (8): 871–879.
- Meaney, B.K., Strickland, E.T. (1994). Operating experiences with submerged filters for nitrification and denitrification. *Water Science and Technology*, 29 (10 - 11): 119 - 125.
- Mendoza, A., Herrera, M., Pascualli, G. (2004). Monitoreo ambiental de la actividad petrolera en el sur del Golfo de México. En: Arriaga, E., Villalobos, G., Adeath, I., Rosado, F. *El Manejo Costero en México*: 654. Campeche: Universidad Autónoma de Campeche.
- Mendoza – Espinoza, L., Stephenson, T. (1999). A review of biological aerated filters (BAFs) for wastewater treatment. *Environmental Engineering Science*, 16 (3): 201 – 216.
- Menéndez, G.C., Pérez, O.J. (2007). *Procesos para el Tratamiento Biológico de Aguas Residuales Industriales*. Editorial Félix Varera: Editorial Universitaria. Ciudad de la Habana.
- Metcalf y Eddy. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse*. McGraw Hill, Nueva York, E.U.A.
- Metcalf y Eddy (2014). *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. McGraw-Hill, Nueva York, E.U.A.
- Mijaylova, N.P., Moeller, G. (2010). Wastewater treatment using a novel bioreactor with submerged packing bed of polyethylene tape. *Water Science and Technology*, 61 (2): 481 – 489.
- Mohamma, M.A., Medhi, H. K., Ali, F., Ensiyeh, T. (2014). Validation of linear and non-linear kinetic modeling of saline wastewater treatment by sequencing batch reactor with adapted and non-adapted consortiums. *Desalination*, 344 (1): 228-235.
- Molina, P. J. (2008). Caracterización de cepas halófilas y halotolerantes con capacidad de producir amilasas, provenientes de la región Andina de Bolivia. Cochabamba, Bolivia.
- Moore, R., Quarmby, J., Stephenson, T. (2001). The effects of media size on the performance of biological aerated filters. *Water research*, 35 (10): 2514 – 2522.
- Morgenroth, E. (2008). Modelling biofilm systems. En: Henze, M., Van Loosdrecht, M.C., Ekama, G., Brdjanovic D. (eds). *Biological Wastewater Treatment – Principles, Modelling and Design*, pp. 457 – 492. IWA Publishing. Londres, Inglaterra.
- Neff, J.M., Sauer, T.C., Maciolek, N. (1987). Composition, Fate and effects of produced water discharges in nearshore marine waters. En: Ray, J.P. y Engelhart F.R. *Produced Water*: 371 – 385. Springer, Washington D.C., E.U.A.
- NOM-001-SEMARNAT-1996. Norma Oficial Mexicana, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales y bienes nacionales.
- OECD (2010). Test No. 209: Activated Sludge, Respiration Inhibition Test. *Guidelines for the Testing of Chemicals, Section 2: Effects on Biotic Systems*.

- Opara, C.C., Adeji, A. A., Onoabuchi, A. (2013). Biological Treatment of Platform Waste–Water Using Bench-Scale Trickling Filters. *Greener Journals of Biological Sciences*, 3 (2): 84-89.
- Osorio, F., Hontoria, E. (2002). Wastewater treatment with a double-layer submerged Biological Aerated Filter using waste materials as biofilm support. *Environmental Management*, 65 (1): 79 - 84.
- Palmer, L.L., Beyer, A.H., Stock, J. (1981). Biological oxidation of dissolved compounds in oilfield produced water by a field pilot biodisk. *Journal of Petroleum Technology*, 33 (6): 1136 - 1140.
- Pearce, P. (2004). Trickling filters for upgrading low technology wastewater plants for nitrogen removal. *Water Science and Technology*, 49 (11 – 12), 47 – 52.
- Piña, N.C. (2010). Desalación de agua de mar, efectos de la temperatura y concentración del agua de alimentación en el proceso de desalación por ósmosis inversa. *Tesis de licenciatura*. UNAM.
- Polanco, F.F., Méndez, E., Villaverde, U.S., Garcia, P.A. (2000). Spatial distribution of heterotrophs and nitrifiers in a submerged biofilter for nitrification. *Water Research*, 34 (16): 4081 - 4089.
- Purswani, J., Juárez, B., Rodelas, B., González-López, J., Pozo, C. (2011). Biofilm formation and microbial activity in a biofilter system in the presence of MTBE, ETBE and TAME. *Chemosphere*, 85 (4): 616 - 624.
- Rabalais, N.N., McKee, B.A., Reed, D.J., Means, J.C. (1991). Fate and Effects of Nearshore Discharges of OCS Produced Waters. *Gulf of Mexico OCS Regional Office*. Nueva Orleans, Louisiana, E.U.A.
- Rana, N.S., Kharo, M. (2010). Design Criteria for a Rotating Biological Contactor System for Treatment of Urinal Wastewater. *International Journal of Environmental Studies*, 59 (1): 159 – 169.
- Rogalla, F., Payaudeau, M., Sauvegraing, P., Sibony, J. (1991). Reduced hydraulic detention time for complete nutrient removal with innovative biological reactors. *Water Science and Technology*. 24 (10): 217 - 229.
- Ryhiner, G., Sorensen, K., Birou, B., Gros, H. (1994). Biofilm reactors configured for advanced nutrient removal. *Water Science and Technology*, 29 (10): 111 – 117.
- Saval, B. S. (1995). Acciones para le Remediación de Suelos en México. *Segundo Minisimposio Internacional sobre Contaminantes del Agua y Suelo*. Instituto de Ingeniería. UNAM.
- Secretaría de Recursos Hídricos. (1976). Uso del agua y manejo del agua residual en la industria petrolera. *Corporativa Creativa*, S.A. México, D.F.
- Schlegel, S., Koeser, H. (2007). Wastewater treatment with submerged fixed bed biofilm reactor system-design rules, operating experiences and ongoing developments. *Water Science and Technology*. 55 (8 - 9): 83 - 89.
- Sepúlveda, F.L. (2008). Diseño y Evaluación de Plataformas Marinas Fijas en el Golfo de México. *Norma de Referencia, Petroleos Mexicanos*.
- Smith, A.J., Hardy, P.J. (1992). High-rate sewage treatment using biological aerated filters. *Journal of the Institution of Water and Environmental*, 6 (2):179 – 193.
- Su, D., Wang, J., Liu, K., Zhou, D. (2007). Kinetic Performance of Oil-field Produced Water Treatment by Biological Aerated Filter. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 15 (4): 591-594.
- Telleza, G.T., Nirmalakhandanb, N., Gardea-Torresdey, J.L. (2002). Performance evaluation of an activated sludge system for removig petroleum hydrocarbons from oilfield produced water. *Advances in Environmental Research*, 6 (4): 455-470.

- Trojanowicz, K., Styka, W., Baczyński, T. (2009). Experimental determination of kinetic parameters for heterotrophic microorganisms in biofilm under petrochemical wastewater conditions. *Polish Journal of Environmental Studies*, 18 (5): 913 – 921.
- Uygur, A. (2006). Specific nutrient removal rates in saline wastewater treatment using sequencing batch reactor. *Process Biochemistry*, 41 (1): 61 – 66.
- Uygur, A., Kargi, F. (2004). Salt inhibition on biological nutrient removal from saline wastewater in a sequencing batch reactor. *Enzyme Microbiology Technology*, 34 (3 – 4): 313-318.
- Volker R., Sabine K., Wolfgang, B. (2003). Influence of high salinities on the degradation of diesel fuel by bacterial consortia. *Canadian Journal of Microbiology*, 49: 713 – 721.
- von Sperling, M., de Lemos, C.C. (2006). *Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions*. IWA Publishing. Londres, Inglaterra.
- Ward, B. B. (2002). Nitrification in aquatic systems: *Encyclopedia of Environmental Microbiology*. John Wiley & Sons, Inc., Nueva York, E.U.A.
- Yeung, C.W., Law, B.A., Milligan, T.G., Lee, K., Whyte, L.G., Greer, C.W. (2011). Analysis of bacterial diversity and metals in produced water, sewerage and sediments from an offshore oil and gas production platform. *Marine Pollution Bulletin*, 62 (10): 2095 - 2105.
- Zahra, H.H. (1997). Diversity, adaptation and activity of the bacterial flora in saline environments. *Biology Fertility of Soils*, 25 (3): 211 - 223.
- Zhang, W., Xue, Y., Ma, Y., Zhou, P., Ventosa, A., Grant, W. (2002). *Salinicoccus alkalophilus* sp. nov., a novel alkaliphile and moderate halophile from Bacer Soda Lake in Inner Mongolia Autonomous Region, China. *International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology*, 52 (3): 789 - 793.
- Zhao, H., Woods, C., Parker, J., Hon, S.N. (2006a). Pilot evaluation of floating media Biological Aerated Filters (BAFs) to achieve stringent effluent nutrient discharge requirements. *Water Practice and Technology*, 4 (1).
- Zhao, X., Wang, Y., Ye, Z., Borthwick, A., Ni, J. (2006b). Oil field wastewater treatment in Biological Aerated Filter by immobilized microorganisms. *Process Biochemistry*. 41 (7): 1475-1483.

ANEXOS

A. Parámetros de campo de agua de alimentación para reactor 1

Fecha	Día	pH	T (°C)	Conductividad ($\mu\text{S cm}^{-1}$)	SDT (mg L^{-1})
08/05/2014	1	7.32	23.4	2,050	1,029
14/05/2014	6	7.50	25.6	2,100	1,056
20/05/2014	12	7.40	26.5	4,180	2,170
28/05/2014	20	7.20	24.0	4,000	1,999
12/06/2014	35	7.70	25.7	4,040	2,100
16/06/2014	39	7.60	25.1	4,000	2,000
18/06/2014	41	7.40	24.7	6,030	3,010
19/06/2014	42	7.50	23.8	6,060	3,000
20/06/2014	43	6.08	24.9	6,010	3,070
22/06/2014	45	7.30	23.0	6,190	3,280
24/06/2014	47	7.37	21.1	6,200	3,170
26/06/2014	49	7.28	19.4	8,400	4,360
27/06/2014	50	7.50	21.0	8,050	4,000
29/06/2014	52	7.70	20.9	8,170	4,180
30/06/2014	53	6.90	22.5	8,490	4,390
01/07/2014	54	7.50	20.5	8,030	4,100
02/07/2014	55	7.50	22.5	8,100	4,200
03/07/2014	56	7.28	22.8	7,660	4,080
05/07/2014	58	7.08	20.9	11,770	6,510
06/07/2014	59	7.42	20.4	10,870	6,090
07/07/2014	60	7.58	24.1	10,900	5,980
08/07/2014	61	7.35	24.0	10,980	6,093
09/07/2014	62	7.48	21.0	11,830	6,520
10/07/2014	63	7.01	23.8	11,540	6,636
11/07/2014	64	7.32	21.5	11,340	6,240
13/07/2014	66	7.13	20.7	11,300	6,120
14/07/2014	67	7.22	24.8	12,220	6,730
15/07/2014	68	7.30	23.0	11,610	6,390
16/07/2014	69	7.18	22.3	11,150	6,120
17/07/2014	70	7.35	22.1	14400	8,230
18/07/2014	71	7.22	22.3	14,440	8,100
20/07/2014	73	7.14	20.2	14,530	8,250
21/07/2014	74	7.43	21.8	14,360	8,140
22/07/2014	75	7.31	22.0	14,460	8,300
23/07/2014	76	7.45	22.0	14,510	8,090
24/07/2014	77	7.09	24.1	14,410	8,060
25/07/2014	78	7.13	21.9	14,600	8,170
27/07/2014	80	7.16	23.2	14,340	8,020
28/07/2014	81	7.31	24.2	14,590	8,160

29/07/2014	82	7.68	23.9	14,250	8,010
31/07/2014	84	7.20	21.7	14,380	8,130
01/08/2014	85	7.07	24.8	14,390	8,160
03/08/2014	87	7.34	23.7	14,360	8,100
04/08/2014	88	7.14	24.1	17,900	10,170
05/08/2014	89	7.52	24.0	17,690	10,050
06/08/2014	90	7.35	23.5	17,610	10,000
08/08/2014	92	6.68	22.9	17,750	10,090
10/08/2014	94	6.65	21.8	17,410	9,900
14/08/2014	98	6.80	21.7	17,600	10,000
15/08/2014	99	7.23	22.9	17,390	9,870
18/08/2014	102	7.12	24.9	17,770	10,100
19/08/2014	103	7.08	21.1	17,510	9,920
22/08/2014	106	7.52	24.4	17,270	9,840
24/08/2014	108	7.50	24.2	17,300	9,800
26/08/2014	110	7.35	24.2	17,630	10,200
27/08/2014	111	7.39	26.5	17,400	9,910
29/08/2014	113	7.64	26.4	20,990	12,030
01/09/2014	116	7.19	25.8	20,810	12,010
04/09/2014	119	7.25	22.5	21,100	12,200
05/09/2014	120	7.60	23.3	21,100	12,100
08/09/2014	123	7.52	25.1	21,000	12,020
09/09/2014	124	7.58	23.6	21,000	12,000
10/09/2014	125	7.57	24.0	20,800	11,970
11/09/2014	126	7.25	23.9	20,800	11,990
15/09/2014	130	7.33	23.4	21,000	12,030
17/09/2014	132	6.69	24.1	20,990	11,990
18/09/2014	133	6.90	23.7	20,800	11,890
19/09/2014	134	6.93	23.9	21,000	11,990
22/09/2014	137	7.20	25.6	21,080	12,040
23/09/2014	138	7.45	23.0	20,810	12,010
24/09/2014	139	7.07	23.4	24,150	14,070
25/09/2014	140	7.66	23.2	24,100	14,050
26/09/2014	141	7.57	23.8	23,800	13,900
29/09/2014	144	7.38	25.3	24,100	14,090
30/09/2014	145	7.55	23.3	24,000	14,010
01/10/2014	146	7.58	23.0	24,000	13,970
02/10/2014	147	7.45	23.4	24,000	14,010
03/10/2014	148	7.15	19.5	23,900	13,970
06/10/2014	151	7.01	23.6	23,900	13,950
07/10/2014	152	6.86	20.6	24,100	14,030
08/10/2014	153	6.91	20.6	24,100	14,050
09/10/2014	154	7.29	20.6	24,000	14,000
12/10/2014	157	7.38	20.3	23,810	13,920
13/10/2014	158	7.38	22.8	24,300	14,140
14/10/2014	159	7.09	21.4	24,000	14,000

16/10/2014	161	7.08	21.9	24,010	13,990
17/10/2014	162	7.20	21.7	23,990	14,000
20/10/2014	165	7.68	18.9	24,100	14,060
22/10/2014	167	6.80	18.6	24,100	14,050
23/10/2014	168	7.10	18.8	23,800	13,900
24/10/2014	169	7.38	19.8	24,200	14,110
27/10/2014	172	7.29	19.8	24,100	14,060
28/10/2014	173	7.64	18.3	24,000	13,970
29/10/2014	174	7.76	18.7	24,000	14,010
30/10/2014	175	-----	21.9	23,900	13,970
31/10/2014	176	7.05	18.7	23,900	13,950
03/11/2014	179	7.25	19.1	24,300	14,210
04/11/2014	180	7.47	17.8	24,100	14,050
05/11/2014	181	7.45	19.0	24,000	14,000
06/11/2014	182	7.33	18.5	23,800	13,900
07/11/2014	183	7.20	19.8	24,100	14,040
10/11/2014	186	7.26	20.3	24,000	14,090
11/11/2014	187	7.42	19.0	24,000	14,160
12/11/2014	188	7.38	19.0	24,000	14,030
13/11/2014	189	7.41	19.1	24,000	14,090
14/11/2014	190	7.45	18.8	24,300	14,200
17/11/2014	193	6.90	20.8	24,000	13,990
18/11/2014	194	7.03	19.6	24,000	14,010
19/11/2014	195	7.25	19.1	24,100	14,070
20/11/2014	196	7.27	19.1	24,100	14,060
21/11/2014	197	7.25	19.1	24,100	14,070
24/11/2014	200	7.66	20.1	24,000	14,000
25/11/2014	201	7.31	18.8	23,900	13,990
28/11/2014	204	7.12	17.2	24,000	14,040
08/12/2014	214	7.20	18.0	24,000	14,000
11/12/2014	217	7.14	21.4	23,900	13,950
15/12/2014	221	7.45	21.4	24,000	13,980
17/12/2014	223	7.06	22.1	24,400	14,100
19/12/2014	225	6.90	19.1	23,900	13,950
22/12/2014	228	6.85	18.6	23,900	13,930
24/12/2014	230	7.00	17.9	24,400	14,250
26/12/2014	232	7.05	17.8	24,100	14,040
29/12/2014	235	7.10	18.1	24,000	14,010
01/01/2015	238	7.12	23.2	23,900	13,940
05/01/2015	242	6.88	21.8	23,900	13,950
06/01/2015	243	7.25	20.8	24,100	13,950
09/01/2015	246	7.43	20.3	24,000	13,960
12/01/2015	249	7.50	21.2	23,900	13,970
14/01/2015	251	7.40	20.8	24,000	13,980
16/01/2015	253	7.32	20.9	23,980	13,940

20/01/2015	257	7.20	22.1	24,100	13,980
23/01/2015	260	7.31	22.5	23,900	13,970
26/01/2015	263	6.91	20.6	24,100	14,050
28/01/2015	265	7.29	20.6	24,000	14,000
30/01/2015	267	7.38	19.8	23,810	13,920
02/02/2015	270	6.86	23.6	24,100	14,030
05/02/2015	273	7.38	25.3	23,810	13,920
07/02/2015	275	7.38	23.8	24,300	14,140
09/02/2015	277	7.38	22.8	24,300	14,140
12/02/2015	280	7.09	25.4	24,000	14,000
16/02/2015	284	7.25	25.9	24,010	13,990
19/02/2015	287	7.15	25.9	24,100	14,020
21/02/2015	289	7.35	27.8	24,150	14,070
23/02/2015	291	7.22	26.1	24,100	14,050
24/02/2015	292	7.14	26.8	23,800	13,900
25/02/2015	293	7.43	25.7	24,100	14,090
27/02/2015	295	7.31	27.2	24,000	14,010
28/02/2015	296	7.45	27.1	24,000	13,970
02/03/2015	299	7.09	28.2	24,000	14,010
04/03/2015	300	7.16	29.1	23,900	13,970
05/03/2015	301	7.31	29.8	23,900	13,950
06/03/2015	302	7.68	28.2	24,100	14,030
08/03/2015	304	7.20	26.5	24,100	14,050
10/03/2015	306	7.07	25.3	24,000	14,000
11/03/2015	307	7.34	24.2	23,810	13,920
13/03/2015	309	7.14	24.3	24,150	14,070
16/03/2015	312	7.52	26.5	24,100	14,050
18/03/2015	314	7.35	28.1	23,800	13,900
20/03/2015	316	6.68	28.3	24,100	14,090
22/03/2015	318	6.65	27.9	24,000	14,010
24/03/2015	320	6.80	25.9	24,000	13,970
25/03/2015	321	7.23	28.1	24,000	14,010
27/03/2015	323	7.12	25.8	23,900	13,970
29/03/2015	325	7.08	24.1	24,300	14,140
30/03/2015	326	7.52	27.1	24,000	14,000
31/03/2015	327	7.50	28.8	24,010	13,990
01/04/2015	328	7.35	29.3	23,990	14,000
03/04/2015	330	7.39	29.9	24,100	14,060
04/04/2015	331	7.64	29.8	24,100	14,050
06/04/2015	333	7.19	28.7	23,800	13,900
07/04/2015	334	7.25	28.8	24,200	14,110
08/04/2015	335	7.60	25.4	24,100	14,060
10/04/2015	337	7.52	29.9	24,000	13,970
13/04/2015	340	7.58	30.1	24,000	14,010
15/04/2015	342	7.57	30.2	23,900	13,970
16/04/2015	343	7.45	25.9	23,900	13,950

17/04/2015	344	7.33	31.3	24,300	14,210
20/04/2015	347	7.20	30.8	24,100	14,050
22/04/2015	349	7.26	31.9	24,000	14,000
24/04/2015	351	7.42	31.2	23,900	13,990
26/04/2015	353	7.38	31.9	24,000	14,040
28/04/2015	355	7.41	29.8	24,000	14,000
30/04/2015	357	7.45	25.2	23,900	13,950
01/05/2015	358	6.90	26.3	24,000	13,980

B. Parámetros de campo de agua de alimentación para reactor 2

Fecha	Día	pH	T (°C)	Conductividad ($\mu\text{S cm}^{-1}$)	SDT (mg L^{-1})
08/05/2014	1	7.40	23.2	1,979	994
14/05/2014	6	7.70	25.3	2,120	1,066
20/05/2014	12	7.40	26.9	3,840	1,953
28/05/2014	20	7.10	25.7	3,986	1,990
12/06/2014	35	7.75	25.7	4,080	2,180
16/06/2014	39	7.60	25.3	4,000	2,010
18/06/2014	41	7.50	24.9	6,000	3,010
19/06/2014	42	7.50	23.8	6,090	3,030
20/06/2014	43	6.19	25.0	6,140	3,140
22/06/2014	45	7.85	24.5	6,260	3,170
24/06/2014	47	7.50	21.1	6,150	3,150
26/06/2014	49	7.25	19.45	8,040	4,200
27/06/2014	50	7.30	21.2	8,020	4,110
29/06/2014	52	7.70	21.1	8,000	3,950
30/06/2014	53	6.81	23.1	6,110	3,230
01/07/2014	54	7.50	20.5	7,190	3,820
02/07/2014	55	7.60	22.9	11,120	6,100
03/07/2014	56	7.19	22.9	10,990	6,040
05/07/2014	58	7.06	20.9	10,980	6,000
06/07/2014	59	7.42	20.1	11,070	6,100
07/07/2014	60	7.42	20.4	10,760	5,890
08/07/2014	61	7.22	24.0	11,180	6,140
09/07/2014	62	7.45	21.1	11,430	6,550
10/07/2014	63	7.12	23.8	11,200	6,200
11/07/2014	64	7.32	21.8	11,400	6,280
13/07/2014	66	7.07	20.6	11,260	6,190
14/07/2014	67	7.12	25.2	12,800	6,700
15/07/2014	68	7.35	22.4	11,530	6,340
16/07/2014	69	7.20	22.6	11,200	6,160
17/07/2014	70	7.32	22.3	12,700	7,100
18/07/2014	71	7.20	22.4	12,610	7,000
20/07/2014	73	7.15	20.5	12,880	7,260

21/07/2014	74	7.34	21.6	12,700	7,210
22/07/2014	75	7.34	22.0	12,500	7,000
23/07/2014	76	7.35	22.1	12,550	7,010
24/07/2014	77	7.26	24.0	12,620	7,000
25/07/2014	78	7.10	23.2	12,640	7,010
27/07/2014	80	7.21	23.4	12,810	7,110
28/07/2014	81	7.27	24.8	12,600	6,990
29/07/2014	82	7.75	23.2	12,710	7,040
31/07/2014	84	7.15	21.6	12,600	6,990
01/08/2014	85	7.07	24.9	12,620	7,010
03/08/2014	87	7.36	24.3	12,870	7,130
04/08/2014	88	7.18	24.5	12,910	7,150
05/08/2014	89	7.46	24.3	12,650	7,030
06/08/2014	90	7.37	23.7	12,670	7,030
08/08/2014	92	6.64	23.00	13,070	7,260
10/08/2014	94	6.63	22.7	12,460	6,890
14/08/2014	98	6.89	21.9	12,400	6,810
15/08/2014	99	7.20	22.7	12,730	7,050
18/08/2014	102	7.12	24.9	12,450	6,890
19/08/2014	103	7.24	21.3	12,630	7,000
22/08/2014	106	7.35	24.3	12,630	7,000
24/08/2014	108	7.40	24.3	12,700	7,120
26/08/2014	110	7.44	24.6	12,560	6,960
27/08/2014	111	7.42	27.0	13,110	7,280
29/08/2014	113	7.62	26.0	13,100	7,280
01/09/2014	116	7.04	26.0	12,740	7,070
04/09/2014	119	7.22	22.8	12,550	6,950
05/09/2014	120	7.60	23.8	12,640	7,070
08/09/2014	123	7.60	25.1	12,870	7,140
09/09/2014	124	7.59	24.0	12,840	7,120
10/09/2014	125	7.28	24.3	12,58	6,970
11/09/2014	126	7.29	24.4	12,440	6,910
15/09/2014	130	7.29	23.9	13,220	7,350
17/09/2014	132	6.80	24.2	13,110	7,280
18/09/2014	133	6.93	24.3	12,630	7,000
19/09/2014	134	6.93	24.2	13,130	7,300
22/09/2014	137	7.24	25.9	13,010	7,220
23/09/2014	138	7.49	23.6	12,450	7,070
24/09/2014	139	7.12	23.9	12,730	7,050
25/09/2014	140	7.73	23.4	12,500	6,930
26/09/2014	141	7.56	24.3	12,840	7,120
29/09/2014	144	7.39	25.3	12,680	7,020
30/09/2014	145	7.52	23.3	12,580	6,970
01/10/2014	146	7.51	23.0	12,680	7,030
02/10/2014	147	7.44	23.5	12,650	7,010

03/10/2014	148	7.18	20.0	12,570	6,950
06/10/2014	151	7.04	24.0	13,110	7,260
07/10/2014	152	7.03	20.6	12,750	7,070
08/10/2014	153	6.96	20.6	12,590	6,980
09/10/2014	154	7.37	21.0	12,170	7,080
12/10/2014	157	7.55	20.8	12,600	6,980
13/10/2014	158	7.55	23.2	12,510	6,930
14/10/2014	159	7.03	21.7	12,690	6,990
16/10/2014	161	7.10	22.1	12,600	6,980
17/10/2014	162	7.27	22.2	12,600	6,980
20/10/2014	165	7.65	19.1	12,580	6,900
22/10/2014	167	6.85	18.9	12,700	7,040
23/10/2014	168	7.20	19.5	12,730	7,060
24/10/2014	169	7.47	19.5	12,780	7,090
27/10/2014	172	7.35	20.1	12,690	6,990
28/10/2014	173	7.76	18.1	13,040	7,270
29/10/2014	174	7.67	18.5	12,640	7,010
30/10/2014	175	-----	22.2	12,660	7,020
31/10/2014	176	7.14	18.9	13,080	7,260
03/11/2014	179	7.45	18.7	13,110	7,280
04/11/2014	180	7.50	18.0	12,770	7,080
05/11/2014	181	7.54	19.2	12,600	6,980
06/11/2014	182	7.38	18.7	12,590	6,980
07/11/2014	183	7.30	20.0	12,560	6,960
10/11/2014	186	7.30	20.6	12,700	7,050
11/11/2014	187	7.42	19.2	12,700	7,060
12/11/2014	188	7.41	19.4	12,860	7,140
13/11/2014	189	7.42	19.3	12,999	7,210
14/11/2014	190	7.54	18.9	12,940	7,190
17/11/2014	193	6.96	20.9	13,150	7,300
18/11/2014	194	7.08	19.5	12,770	7,080
19/11/2014	195	7.23	19.1	12,740	7,080
20/11/2014	196	7.25	19.1	12,730	7,060
21/11/2014	197	7.38	19.1	12,770	7,060
24/11/2014	200	7.82	20.1	12,550	7,060
25/11/2014	201	7.38	18.8	12,740	7,070
28/11/2014	204	7.19	17.1	12,630	7,000
08/12/2014	214	7.25	17.9	12,900	7,160
11/12/2014	217	7.25	21.8	12,720	7,050
15/12/2014	221	7.60	21.5	12,890	7,160
17/12/2014	223	7.20	22.5	12,530	6,940
19/12/2014	225	7.45	19.05	12,560	6,960
22/12/2014	228	6.93	19.1	12,610	6,980
24/12/2014	230	7.05	18.0	12,740	7,060
26/12/2014	232	7.13	18.0	12,740	7,060
29/12/2014	235	7.15	18.9	12,500	6,930

01/01/2015	238	7.25	21.2	12,640	7,000
05/01/2015	242	6.90	20.8	12,580	6,970
06/01/2015	243	7.25	20.9	12,500	6,930
09/01/2015	246	7.50	22.1	12,610	6,980
12/01/2015	249	7.25	22.9	12,700	7,210
14/01/2015	251	7.60	20.8	12,500	7,000
16/01/2015	253	7.52	20.9	12,550	7,010
20/01/2015	257	7.58	20.1	12,620	7,000
23/01/2015	260	7.57	23.8	12,640	7,010
26/01/2015	263	7.25	25.6	12,810	7,110
28/01/2015	265	7.33	24.1	12,600	6,990
30/01/2015	267	6.89	23.1	12,710	7,040
02/02/2015	270	7.25	25.9	12,600	6,990
05/02/2015	273	7.60	26.2	12,620	7,010
07/02/2015	275	7.52	26.1	12,870	7,130
09/02/2015	277	7.58	28.0	12,910	7,150
12/02/2015	280	7.14	26.3	12,650	7,030
16/02/2015	284	7.45	27.0	12,670	7,030
19/02/2015	287	7.50	25.9	13,070	7,260
21/02/2015	289	7.54	27.3	12,700	7,210
23/02/2015	291	7.38	27.3	12,500	7,000
24/02/2015	292	7.30	28.4	12,550	7,010
25/02/2015	293	7.30	29.4	12,620	7,000
27/02/2015	295	7.42	30.1	12,640	7,010
28/02/2015	296	7.25	28.5	12,810	7,110
02/03/2015	299	7.66	26.9	12,600	6,990
04/03/2015	300	7.31	25.6	12,710	7,040
05/03/2015	301	7.12	24.6	12,600	6,990
06/03/2015	302	7.20	24.7	12,620	7,010
08/03/2015	304	7.14	26.9	12,870	7,130
10/03/2015	306	7.45	28.4	12,750	7,070
11/03/2015	307	7.06	28.6	12,590	6,980
13/03/2015	309	6.90	28.2	12,170	7,080
16/03/2015	312	6.85	26.2	12,600	6,980
18/03/2015	314	7.00	28.5	12,510	6,930
20/03/2015	316	7.05	26.1	12,690	6,990
22/03/2015	318	7.10	24.4	12,600	6,980
24/03/2015	320	7.12	27.5	12,600	6,980
25/03/2015	321	6.88	29.1	12,580	6,900
27/03/2015	323	7.41	29.6	12,700	7,040
29/03/2015	325	7.42	30.1	12,730	7,060
30/03/2015	326	7.54	30.1	12,780	7,090
31/03/2015	327	6.96	29.0	12,690	6,990
01/04/2015	328	7.08	29.0	13,040	7,270
03/04/2015	330	7.23	25.9	12,640	7,010

04/04/2015	331	7.25	30.1	12,660	7,020
06/04/2015	333	7.38	30.4	13,080	7,260
07/04/2015	334	7.82	30.6	13,110	7,280
08/04/2015	335	7.38	26.5	12,770	7,080
10/04/2015	337	7.19	31.9	12,600	6,980
13/04/2015	340	7.25	31.1	12,590	6,980
15/04/2015	342	7.25	32.1	12,560	6,960
16/04/2015	343	7.60	31.6	12,700	7,050
17/04/2015	344	7.20	32.1	12,700	7,060
20/04/2015	347	7.45	30.2	12,860	7,140
22/04/2015	349	6.93	25.5	12,999	7,210
24/04/2015	351	7.05	26.7	12,940	7,190
26/04/2015	353	7.13	21.5	13,150	7,300
28/04/2015	355	7.15	21.0	12,770	7,080
30/04/2015	357	7.14	21.2	12,740	7,080
01/05/2015	358	7.45	22.4	12,730	7,060

C. Seguimiento y porcentajes de remoción de la DQO en el reactor 1 durante la aclimatación.

FECHA	Tiempo (día)	SDT (mg L ⁻¹)	DQO INFLUENTE (mg L ⁻¹)	DQO EFLUENTE (mg L ⁻¹)	Remoción (%)
12/06/2014	35	2,000	410.70	73.20	82.20
16/06/2014	39	2,000	412.30	68.30	83.40
19/06/2014	42	3,000	307.80	67.07	78.20
24/06/2014	47	3,000	384.10	67.70	82.40
26/06/2014	49	4,000	436.60	135.20	69.00
01/07/2014	54	4,000	480.70	122.50	74.50
04/07/2014	57	4,000	470.60	91.60	80.50
07/07/2014	60	6,000	506.30	161.40	68.10
15/07/2014	68	6,000	540.50	164.80	69.50
16/07/2014	69	6,000	463.70	90.30	80.50
18/07/2014	71	8,000	447.70	155.50	65.30
23/07/2014	76	8,000	445.70	130.20	70.80
28/07/2014	81	8,000	496.10	100.30	79.80
05/08/2014	89	8,000	593.60	118.35	80.00
07/08/2014	91	10,000	507.60	225.80	55.51
12/08/2014	96	10,000	510.60	206.80	59.49
15/08/2014	99	10,000	489.60	189.80	61.23
19/08/2014	103	10,000	514.00	155.30	69.79
25/08/2014	109	10,000	506.30	123.70	75.56
28/08/2014	112	10,000	467.20	93.90	79.90

02/09/2014	117	12,000	410.90	143.15	65.16
05/09/2014	120	12,000	349.90	113.50	67.56
11/09/2014	126	12,000	436.40	138.90	68.17
15/09/2014	130	12,000	430.90	110.30	74.40
19/09/2014	134	12,000	475.65	113.50	76.13
23/09/2014	138	12,000	447.80	96.30	78.51
26/09/2014	141	12,000	450.80	89.10	80.22
30/09/2014	145	14,000	441.10	188.70	57.22
07/10/2014	152	14,000	519.95	202.40	61.10
14/10/2014	159	14,000	488.40	157.20	67.80
21/10/2014	166	14,000	504.20	121.80	75.80
28/10/2014	173	14,000	488.40	98.60	79.80

D. Seguimiento y porcentajes de remoción de la DQO en el reactor 2 durante la aclimatación.

FECHA	Tiempo (día)	SDT (mg/L)	DQO INFLUENTE (mg L ⁻¹)	DQO EFLUENTE (mg L ⁻¹)	Remoción (%)
12/06/2014	35	2,000	415.70	72.70	82.50
16/06/2014	39	2,000	415.40	69.50	83.30
19/06/2014	42	3,000	307.10	76.07	75.20
24/06/2014	47	3,000	378.50	68.70	81.90
26/06/2014	49	4,000	431.70	138.90	67.80
01/07/2014	54	4,000	449.80	142.35	68.40
04/07/2014	57	4,000	467.60	93.20	80.10
07/07/2014	60	6,000	508.70	172.30	66.10
15/07/2014	68	6,000	550.90	172.35	68.70
16/07/2014	69	6,000	450.90	90.95	79.80
18/07/2014	71	7,000	445.70	130.95	70.60
23/07/2014	76	7,000	438.90	112.70	74.30
28/07/2014	81	7,000	484.90	97.90	79.80
05/08/2014	89	7,000	593.40	122.30	79.40
07/08/2014	91	7,000	496.90	91.10	81.70
12/08/2014	96	7,000	502.90	83.20	83.50
15/08/2014	99	7,000	486.50	85.40	82.40
19/08/2014	103	7,000	499.80	94.00	81.20
25/08/2014	109	7,000	493.10	84.60	82.85
28/08/2014	112	7,000	460.10	82.45	82.10
02/09/2014	117	7,000	402.70	75.10	81.35
05/09/2014	120	7,000	332.65	63.30	81.00
11/09/2014	126	7,000	430.30	82.20	80.90

15/09/2014	130	7,000	429.00	86.80	79.80
19/09/2014	134	7,000	466.35	91.70	80.30
23/09/2014	138	7,000	435.40	84.30	80.60
26/09/2014	141	7,000	443.60	89.20	79.90
30/09/2014	145	7,000	438.90	72.10	83.60
07/10/2014	152	7,000	515.40	89.20	82.70
14/10/2014	159	7,000	484.10	81.90	83.10
21/10/2014	166	7,000	501.50	79.40	84.20
28/10/2014	173	7,000	477.17	62.30	86.90

E. Seguimiento y porcentajes de remoción de la DQO en el reactor 1 durante la evaluación de las tres fases experimentales

Tiempo (día)	COS (g.m ⁻² .d ⁻¹)	DQO (mg L ⁻¹)		
		Influyente	Efluente	% Remoción
176	0.91	456.90	94.90	79.20
180	0.94	472.65	82.70	82.50
182	0.75	376.50	82.70	78.00
187	0.75	373.45	76.60	79.50
189	0.74	370.40	52.15	85.90
194	0.78	394.70	55.80	85.90
196	0.95	476.84	69.90	85.30
201	0.98	493.00	80.20	83.70
203	0.87	436.25	57.00	86.90
215	3.10	520.00	252.00	51.50
217	3.00	504.10	204.65	59.40
222	3.00	480.50	149.50	68.90
224	2.50	409.60	118.00	71.20
228	2.70	449.00	102.00	77.20
230	2.80	472.65	54.90	88.40
235	2.65	441.12	62.80	85.80
239	2.60	433.20	70.50	83.70
245	2.50	417.48	57.00	86.30
250	2.41	401.70	39.90	90.00
256	2.27	378.06	39.90	89.40
260	3.03	502.30	79.00	84.40
273	2.84	472.65	66.80	85.90
278	3.20	533.70	76.60	85.65
280	3.40	566.15	69.20	87.80
286	3.10	517.44	47.00	90.90
293	4.57	456.90	275.60	39.70
301	5.12	512.00	259.80	49.30

308	5.20	519.95	228.30	56.00
313	4.30	433.24	212.54	50.90
315	4.17	417.50	204.65	51.00
319	5.00	497.10	204.65	58.80
321	4.25	425.40	181.00	57.45
327	4.20	417.50	149.50	64.20
331	4.88	488.40	141.60	71.00
335	4.73	472.65	141.30	70.10
341	4.57	456.90	125.80	72.50
344	5.42	542.20	137.30	74.70
348	5.16	515.83	103.80	79.90
353	4.76	476.30	87.10	81.70
358	4.72	471.90	70.40	85.10

F. Seguimiento y porcentajes de remoción de la DQO en el reactor 2 durante la evaluación de las tres fases experimentales.

Tiempo (día)	COS 1 (g.m ⁻² .d ⁻¹)	DQO (mg L ⁻¹)		
		Influente	Efluente	% Remoción
176	0.90	449.30	62.30	86.10
180	0.90	470.20	55.00	88.30
182	0.70	371.20	74.20	80.00
187	0.70	369.30	55.00	85.10
189	0.70	365.80	62.30	83.00
194	0.70	383.20	47.70	87.60
196	0.90	472.40	50.10	89.40
201	0.10	492.80	67.20	86.40
203	0.90	431.90	51.45	88.10
215	3.00	514.40	197.60	61.60
217	2.90	484.10	190.40	60.70
222	2.80	471.20	161.60	65.70
224	2.40	406.40	132.80	67.30
228	2.60	435.20	118.40	72.80
230	2.80	464.00	82.40	82.20
235	2.70	456.80	104.00	77.20
239	2.60	428.00	74.50	82.60
245	2.50	413.60	50.10	87.90
250	2.35	392.00	35.45	90.90
256	2.20	369.30	25.70	93.00
260	3.00	500.00	32.00	93.60
273	2.80	464.00	62.30	86.60
278	3.10	521.60	37.90	92.70
280	3.40	564.80	33.00	94.10

286	3.10	514.40	37.90	92.60
293	4.50	449.60	197.60	56.05
301	5.10	507.20	212.00	58.20
308	5.15	515.40	197.60	61.70
313	4.30	428.00	204.80	52.15
315	4.40	442.40	161.60	63.50
319	4.90	491.10	176.00	64.10
321	4.20	420.80	161.60	61.60
327	4.10	413.60	125.60	69.60
331	4.80	484.13	140.00	71.10
335	4.60	464.00	118.40	74.50
341	4.50	449.60	104.00	76.90
344	5.50	546.42	105.60	80.70
348	5.10	506.46	65.10	87.15
353	4.80	475.71	56.95	88.00
358	4.70	469.56	40.70	91.30

G. Seguimiento y porcentajes de remoción de SST y SSV en el reactor 1 durante la evaluación de las tres fases experimentales

Tiempo (día)	SST (mg L ⁻¹)			SSV (mg L ⁻¹)		
	Influyente	Efluyente	% Remoción	Influyente	Efluyente	% Remoción
180	265	35	86.80	150	10	86.60
187	270	40	85.20	155	20	83.30
194	255	30	88.20	145	25	88.50
201	230	30	87.00	130	20	82.60
215	230	40	82.60	130	25	80.80
222	235	40	83.00	145	25	82.80
228	230	45	80.40	160	30	81.20
235	235	35	85.10	130	20	84.60
245	240	40	83.30	135	15	88.90
256	235	35	85.10	130	20	84.60
273	230	35	84.80	155	15	90.30
280	220	25	88.60	160	10	93.75
293	215	40	81.40	165	30	81.80
308	220	35	84.10	150	25	83.30
315	235	40	83.00	175	20	88.60
321	230	35	84.80	165	25	84.85
331	220	30	86.40	140	20	85.70
341	230	35	84.80	175	25	85.70
348	240	35	85.40	160	20	87.50
358	240	30	87.50	165	20	87.90

H. Seguimiento y porcentajes de remoción de SST y SSV en el reactor 2 durante la evaluación de las tres fases experimentales.

Tiempo (día)	SST (mg L ⁻¹)			SSV (mg L ⁻¹)		
	Influente	Efluente	% Remoción	Influente	Efluente	% Remoción
180	255	30	88.20	150	10	93.30
187	275	30	89.10	155	20	87.10
194	240	45	81.25	145	25	82.80
201	230	35	84.80	130	20	84.60
215	235	45	80.85	135	25	81.50
222	240	40	83.30	140	25	82.10
228	220	40	81.80	120	20	83.30
235	235	35	85.10	130	20	84.60
245	245	30	87.80	135	15	88.90
256	240	35	85.40	130	20	84.60
273	235	30	87.20	125	15	88.00
280	235	40	83.00	150	10	93.30
293	220	40	81.80	170	35	79.40
308	225	35	84.40	165	25	84.85
315	240	45	81.25	185	25	86.50
321	235	30	87.20	170	25	85.30
331	225	30	86.70	140	20	85.70
341	225	30	86.70	180	25	86.10
348	235	35	85.10	155	20	87.10
358	240	30	87.50	160	20	87.50

I. Seguimiento y porcentajes de remoción de nitrógeno amoniacal y nitrógeno total en el reactor 1 durante la evaluación de las tres fases experimentales.

Tiempo (día)	N-NH ₄ ⁺ (mg L ⁻¹)			N-NO ₃ ⁻ (mg L ⁻¹)		N-NO ₂ ⁻ (mg L ⁻¹)		NT (mg L ⁻¹)		
	INF	EFL	R (%)	INF	EFL	INF	EFL	INF	EFL	R (%)
176	29.20	1.50	94.90	0.10	27.50	0.01	0.10	33.00	29.00	12.10
180	27.60	0.50	98.30	0.10	20.50	0.00	0.10	33.00	27.00	18.20
182	24.00	0.10	99.40	0.30	21.00	0.01	0.10	34.00	25.00	26.50
187	27.60	0.30	98.90	0.10	22.90	0.01	0.10	29.00	25.00	13.80
189	26.00	0.40	98.50	0.10	23.75	0.00	0.10	30.00	27.00	10.00
194	24.20	0.30	98.60	0.00	22.40	0.00	0.10	27.00	23.00	14.80
196	24.00	0.40	98.30	0.00	17.55	0.00	0.10	26.00	20.00	23.10
201	21.20	0.60	97.30	0.00	18.90	0.01	0.10	27.00	23.00	14.80
203	25.40	0.50	98.00	0.00	23.40	0.00	0.10	28.00	25.00	10.70
215	30.00	12.00	60.00	0.15	4.90	0.00	4.70	32.00	28.00	12.50
217	28.40	11.00	61.30	0.10	6.30	0.00	3.00	33.00	27.00	18.20
222	34.40	10.50	69.50	0.10	4.80	0.00	2.80	38.00	22.00	42.10
224	29.80	10.60	64.40	0.10	6.00	0.00	2.00	31.00	21.00	32.30
228	30.00	9.30	69.00	0.10	7.15	0.00	2.30	34.00	23.00	32.35
230	26.60	7.50	71.80	0.20	8.20	0.00	5.20	31.00	21.00	32.30
235	28.60	5.00	82.40	0.00	6.20	0.00	1.00	34.00	15.00	55.90
239	27.00	5.20	80.85	0.00	3.40	0.00	2.40	32.00	14.00	56.25
245	28.00	4.60	83.50	0.10	10.00	0.000	2.10	32.00	19.00	40.60
250	27.20	3.20	88.40	0.25	10.60	0.001	2.10	32.00	18.00	43.75

256	27.40	3.40	87.50	0.10	9.90	0.000	2.60	32.00	16.00	50.00
260	31.00	4.60	85.10	0.00	9.40	0.000	1.00	32.00	17.00	46.90
273	24.60	3.60	85.50	0.20	8.60	0.000	5.20	35.00	20.00	42.90
278	28.00	3.50	87.60	0.00	6.10	0.005	5.60	32.00	15.00	53.10
280	27.40	3.40	87.50	0.10	5.80	0.006	5.00	40.00	15.00	62.50
286	33.60	2.50	92.50	0.10	6.80	0.000	3.15	38.00	13.00	65.80
293	24.60	14.00	43.10	0.20	7.90	0.01	2.90	35.00	25.00	28.60
301	28.00	15.00	46.40	0.00	6.90	0.00	2.10	33.00	26.00	21.20
308	24.80	9.00	39.50	0.00	5.60	0.00	2.10	35.00	21.00	40.00
313	25.60	11.00	57.00	0.00	6.60	0.00	2.60	31.00	22.00	29.00
315	25.60	9.00	64.80	0.10	6.20	0.00	3.20	33.00	21.00	36.40
319	26.00	10.00	61.50	0.10	5.20	0.00	1.10	32.00	19.00	40.60
321	25.00	10.00	60.00	0.10	5.05	0.00	1.20	33.00	17.00	48.50
327	23.60	11.00	53.40	0.10	5.50	0.00	1.20	30.00	17.00	43.30
331	29.00	12.00	58.60	0.10	5.90	0.00	3.20	34.00	22.00	35.30
335	36.00	13.00	63.90	0.10	6.20	0.00	3.05	41.00	25.00	39.00
341	35.00	11.00	68.60	0.00	4.95	0.00	3.00	38.00	21.00	44.70
344	28.00	10.00	64.30	0.00	4.10	0.00	2.10	40.00	19.00	52.50
348	27.00	9.00	66.70	0.00	5.30	0.00	0.60	31.00	16.00	48.40
353	26.00	8.00	69.20	0.10	4.20	0.00	1.00	32.00	15.00	53.10
358	24.00	8.10	66.30	0.10	3.90	0.00	0.90	30.00	15.00	50.00

INF: influente; EFL: efluente; R (%): porcentaje de remoción.

J. Seguimiento y porcentajes de remoción de nitrógeno amoniacal y nitrógeno total en el reactor 2 durante la evaluación de las tres fases experimentales.

Tiempo (día)	N-NH ₄ ⁺ (mg L ⁻¹)			N-NO ₃ ⁻ (mg L ⁻¹)		N-NO ₂ ⁻ (mg L ⁻¹)		NT (mg L ⁻¹)		
	INF	EFL	R (%)	INF	EFL	INF	EFL	INF	EFL	R (%)
176	28.20	2.10	92.50	0.00	26.70	0.01	0.10	33.00	30.00	9.10
180	27.00	0.20	99.30	0.10	21.30	0.00	0.10	35.00	30.00	14.30
182	25.20	0.10	99.50	0.10	21.05	0.00	0.10	32.00	25.00	21.90
187	27.80	0.30	98.80	0.01	20.00	0.00	0.10	30.00	24.00	20.00
189	25.80	1.40	94.60	0.01	25.85	0.00	0.10	31.00	28.00	9.70
194	25.00	0.50	97.90	0.02	23.75	0.00	0.10	28.00	24.00	14.30
196	24.80	0.50	98.10	0.00	17.55	0.00	0.05	25.00	20.00	20.00
201	23.20	0.60	97.40	0.00	18.90	0.00	0.05	28.00	22.00	21.40
203	25.60	0.40	98.40	0.20	22.00	0.00	0.05	30.00	23.00	23.30
215	34.00	12.00	64.70	0.10	6.00	0.00	2.10	36.00	28.00	22.20
217	30.20	8.50	71.85	0.00	7.75	0.00	2.10	34.00	25.00	26.50
222	28.80	8.80	69.30	0.10	6.00	0.00	4.10	36.00	25.00	30.60
224	27.80	6.80	75.40	0.00	7.20	0.00	2.05	32.00	20.00	37.50
228	26.80	5.60	79.10	0.00	4.60	0.00	1.50	30.00	18.00	40.00
230	29.20	5.00	82.90	0.00	7.70	0.00	1.10	30.00	19.00	36.70
235	25.40	5.00	80.40	0.10	7.90	0.00	4.10	30.00	18.00	40.00
239	34.00	5.00	86.30	0.10	6.90	0.00	3.90	36.00	20.00	44.40
245	31.20	3.60	88.50	0.00	6.40	0.00	3.30	40.00	19.00	52.50
250	27.60	2.30	91.55	0.10	10.80	0.00	3.35	31.00	18.00	41.90
256	27.40	3.40	87.50	0.00	9.90	0.00	2.70	34.00	19.00	44.10

260	31.20	3.20	89.70	0.00	7.60	0.00	2.10	32.00	14.00	56.25
273	24.80	2.00	91.90	0.00	9.00	0.00	3.80	35.00	17.00	51.40
278	26.80	2.20	91.70	0.00	7.25	0.00	6.40	33.00	14.00	57.60
280	34.00	2.50	92.70	0.00	7.40	0.00	6.60	31.00	17.00	45.20
286	28.40	2.30	91.80	0.00	5.15	0.00	3.70	35.00	12.00	65.70
293	24.80	11.00	55.65	0.00	7.90	0.00	2.80	34.00	24.00	29.40
301	29.40	12.00	59.20	0.00	5.90	0.00	2.10	32.00	26.00	18.75
308	25.80	9.40	63.50	0.00	4.90	0.00	1.40	30.00	23.00	23.30
313	26.20	8.00	69.50	0.00	4.90	0.00	1.60	28.00	19.00	32.10
315	25.60	10.00	61.00	0.00	2.70	0.00	0.60	30.00	20.00	33.30
319	26.20	12.00	54.20	0.20	2.75	0.00	0.60	30.00	18.00	40.00
321	25.80	9.00	65.10	0.20	2.10	0.00	0.60	31.00	16.00	48.40
327	23.80	7.00	70.60	0.20	3.20	0.00	0.60	32.00	15.00	53.10
331	28.00	12.00	57.10	0.20	2.30	0.00	0.55	30.00	18.00	40.00
335	36.00	11.00	69.40	0.20	1.90	0.00	0.45	38.00	21.00	44.70
341	35.00	13.00	62.90	0.00	1.45	0.00	0.70	37.00	18.00	51.35
344	30.00	14.00	53.30	0.00	1.20	0.00	0.90	38.00	19.00	50.00
348	27.00	11.00	59.30	0.00	2.00	0.00	1.20	30.00	15.00	50.00
353	26.00	10.00	61.50	0.20	2.80	0.00	0.60	30.00	14.00	53.30
358	24.00	7.00	70.80	0.20	2.30	0.00	0.60	31.00	12.00	61.30

INF: influente; EFL: efluente; R (%): porcentaje de remoción.

K. Datos obtenidos a partir de las tasas de respiración y cinéticas microbianas en el reactor 1.

Tiempo (h)	VCO _{total} (mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹)	VCO _{exógena} (mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹)	DQO (mg L ⁻¹)	dS/dt (mg L ⁻¹ h ⁻¹)
0.25	13.14	5.91	435.9	124.8
0.75	11.058	3.828	373.5	112.6
1.25	10.542	3.312	317.2	100.6
1.75	10.434	3.204	266.9	88.6
2.25	10.044	2.814	222.6	76.2
2.75	9.498	2.268	184.5	64.2
3.25	8.442	1.212	152.4	52.2
3.75	8.316	1.086	126.3	40
4.25	7.734	0.504	106.3	27.8
4.75	7.308	0.078	92.4	

L. Datos obtenidos a partir de las tasas de respiración y cinéticas microbianas en el reactor 2.

Tiempo (h)	VCO _{total} (mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹)	VCO _{exógena} (mg O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹)	DQO (mg L ⁻¹)	dS/dt (mg L ⁻¹ h ⁻¹)
0.25	12.132	6.342	403.2	121
0.75	10.278	4.488	342.7	109.8
1.25	9.816	4.026	287.8	98.8
1.75	9.114	3.324	238.4	87.8
2.25	8.178	2.388	194.5	76.6
2.75	8.124	2.334	156.2	65.4
3.25	7.83	2.04	123.5	54.4
3.75	7.686	1.896	96.3	43.4
4.25	6.684	0.894	74.6	32.2
4.75	5.91	0.12	58.5	

M. Análisis de varianza

Con el objetivo de determinar si hubo una diferencia significativa entre las remociones de materia orgánica medida como DQO obtenidas en el reactor 1 (14,000 mg SDT L⁻¹) y las obtenidas en el reactor 2 (7,000 mg SDT L⁻¹) se llevó a cabo un análisis de varianza de un solo factor.

Para hacer el análisis se tomaron en cuenta los datos obtenidos durante la primera y segunda fase experimental. Se omitieron aquellas remociones que se determinaron durante el periodo de estabilización en cada etapa, con la finalidad de que las fluctuaciones no tuvieran un efecto sobre los resultados.

Tomando en cuenta que la única diferencia en la operación de los reactores fue la concentración de SDT en el agua de alimentación (14,000 y 7,000 mg L⁻¹), se plantearon las siguientes hipótesis:

H₀: No existe diferencia significativa entre las remociones de materia orgánica obtenidas en los dos reactores.

H₁: Si existe diferencia significativa entre las remociones de materia orgánica obtenidas en los dos reactores.

Análisis de varianza para la % de DQO en ambos reactores durante la primera y segunda fase experimental con un valor de significancia de 0.05.

Carga orgánica (g DQO m ⁻² d ⁻¹)	F	Probabilidad	Valor crítico para F
1	4.1	0.06	4.5
3	0.55	0.47	4.35

De acuerdo con los resultados obtenidos en el análisis de varianza, en las dos fases experimentales se obtuvo un valor F menor al valor crítico de F y al mismo tiempo, la probabilidad fue mayor al grado de significancia establecido en ambos casos. Lo anterior indica que se acepta la hipótesis nula de que **no existe diferencia significativa entre las remociones de materia orgánica en los dos reactores.**