



COORDINACIÓN DE DESARROLLO PROFESIONAL E INSTITUCIONAL

SUBCOORDINACIÓN DE POSGRADO

T E S I S

**Tratamiento de aguas residuales municipales utilizando un sistema
biológico de lecho móvil acoplado a un módulo de membranas.**

que para obtener el grado de

**Maestro en
Ciencias y tecnología del agua**

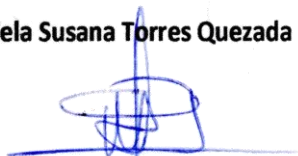
presenta

I. Q. Gabriela Susana Torres Quezada

Tutor: Dr. Edson Baltazar Estrada Arriaga

Con fundamento en los artículos 21 y 27 de la Ley Federal del Derecho de Autor y como titular de los derechos moral y patrimoniales de la obra titulada “Tratamiento de aguas residuales municipales utilizando un sistema biológico de lecho móvil acoplado a un módulo de membranas”, otorgo de manera gratuita y permanente al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, autorización para que fijen la obra en cualquier medio, incluido el electrónico, y la divulguen entre su personal, estudiantes o terceras personas, sin que pueda percibir por tal divulgación una contraprestación.

Gabriela Susana Torres Quezada



Jiutepec Morelos a 10 de febrero del 2020

Miembros del Jurado

Presidente

Dra. Petia Mijaylova Nacheva

Secretario

Dra. Tania Gutiérrez Macías

Vocal 1

Dr. Edson Baltazar Estrada Arriaga

Vocal 2

Dra. Gabriela Eleonora Moeller Chávez

Vocal 3

Mtro. Luciano Sandoval Yoval

Agradecimientos

Gracias al posgrado del Instituto Mexicano Tecnológico del Agua por haberme permitido formarme bajo su insignia y por la beca otorgada para la realización de este proyecto.

A mi director de tesis el Dr. Edson B. Estrada Arriaga, por haberme brindado la oportunidad de trabajar bajo su tutoría, por su valiosa ayuda y acertada orientación.

A los miembros del jurado por su tiempo dedicado, por sus observaciones, aportaciones y experiencia compartida para la realización de este trabajo: Dra. Petia Mijaylova Nacheva, Dra. Tania Gutiérrez Macías, Dra. Gabriela E. Moeller Chávez y Mtro. Luciano Sandoval Yoval.

A Humberto Magadán Salazar, por ser el mejor ejemplo de vida, por tus enseñanzas, por tu apoyo incondicional, por la sabiduría de tus palabras y consejos, y sencillamente por ser parte de mi camino.

A mi papá Epi, mi mamá Agueda, mis hermanas Minerva y Fabiola y a mis sobrinas Litzy y Pao, gracias por creer en mí y ser siempre las personas con quienes quiero compartirlo todo.

A mis compañeros de experiencia: Lupita, Efrén, Luis y Erika por la amistad brindada.

A todas las personas que fueron participes de este proceso, ya sea de manera directa o indirecta, gracias a todos ustedes.

Dedicatoria

A ti "bola" por siempre ser paciente y tolerante conmigo, por nunca dejarme sola y por hacerme sentir segura de que cualquier batalla que escoja pelear vas a estar ahí para afrontarla conmigo.

A mis padres, hermanos y sobrinos por ser la base del desarrollo de mi persona y por ser la familia más inusual.

A mí, por permitirme vivir esta experiencia.

Resumen

En el presente trabajo de investigación, se estudió el desempeño de un sistema de tratamiento biológico de lecho móvil acoplado a un biorreactor con membranas (MBBR-MBR) para la remoción de materia orgánica y de nitrógeno en aguas residuales municipales. Los experimentos se llevaron a cabo utilizando un reactor biológico de lecho móvil en configuración anóxico– aerobio con recirculación interna. En la zona aerobia fue sumergido un módulo de membranas de fibra hueca de ultrafiltración. Para los reactores de lecho móvil se utilizaron soporte tipo Kaldnes TM K1 los cuales fueron adicionados en un $30\% V_{\text{soportes}}/V_{\text{reactor}}$ (área superficial efectiva de $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$). El sistema fue operado con un TRS de 30 días y TRH de 24, 20, 16, 12 y 10 h. Se logró el desarrollo de una densidad de biopelícula máxima en la zona anóxica de $2.3 \pm 0.3 \text{ gSSV}/\text{m}^2$ y en la zona aerobia de $2.1 \pm 0.1 \text{ gSSV}/\text{m}^2$. La eficiencia de remoción de materia orgánica medida como demanda química de oxígeno (DQO) se mantuvo por arriba del 96%, mientras que la remoción para la demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5) fue mayor al 97%. Para el nitrógeno amoniacal (NH_4) y el nitrógeno total (NT) fue del 98.67%, 51.84% respectivamente. Se trabajó con cargas orgánicas superficiales entre 1.78 y 6.06 $\text{g DQO}/\text{m}^2\cdot\text{d}$ que corresponden a una carga orgánica volumétrica entre 0.27 y 0.91 $\text{kg DQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ y una carga de nitrógeno de 0.22 $\text{g NH}_4/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Se obtuvieron los parámetros cinéticos del sistema MBBR-MBR aplicando los modelos de Monod, Stover Kincannon y Grau de segundo orden. Los datos experimentales tanto para DQO como para DBO_5 permitieron obtener un mejor ajuste con el modelo Stover Kincannon con coeficientes de determinación altos ($R^2= 0.9999$ y 0.9973) y valores de K_B y U_{max} para DQO de 43.67 $\text{g}/\text{L}\cdot\text{d}$ y 44.99 $\text{g}/\text{L}\cdot\text{d}$, respectivamente, mientras que para la DBO_5 se obtuvo un K_B de 135.39 $\text{g}/\text{L}\cdot\text{d}$ y U_{max} de 123.46 $\text{g}/\text{L}\cdot\text{d}$.

Palabras clave: Tratamiento de aguas residuales, reactor biológico de lecho móvil, biorreactor con membranas, Stover kincannon.

Abstract

The current study investigated, the performance of a moving bed membrane bioreactor (MBBR-MBR) for the removal of organic matter and nitrogen in municipal wastewater. The experiments were conducted using a moving bed membrane bioreactor, it was divided into two zones: one anoxic zone, aerobic zone and internal recycling sludge line. In the aerobic zone was submerged module of hollowfiber ultrafiltration membranes. In the moving bed, the carriers used were AnoxKaldnes™ K1, with a $30\% V_{\text{carriers}}/V_{\text{reactor}}$ filling fraction, it had an effective specific surface area of $175 \text{ m}^2/\text{m}^3$ tank volume (effective specific surface area of $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$). The bioreactor was operated under sludge retention time (SRT) of 30 days and HRT of 24, 20, 16, 12 y 10 h. The higher values of biofilm density were in the anoxic zone of $2.3 \pm 0.3 \text{ gVSS}/\text{m}^2$ and in the aerobic zone of $2.1 \pm 0.1 \text{ gVSS}/\text{m}^2$. The organic matter removal efficiencies like chemical oxygen demand (COD) it was up than 96% and the biochemical oxygen demand on the fifth day (BOD_5) was superior than 97%. The values of removal efficiencies of ammoniacal nitrogen (NH_4) and total nitrogen (TN) was 98.67%, 51.84% respectively. The surface loading rate applied to reactor between 1.78 y 6.06 $\text{g COD}/\text{m}^2\cdot\text{d}$; values of volumetric organic loading from 0.27 to 0.91 $\text{kg COD}/\text{m}^3\cdot\text{d}$, and maximum rate of nitrogen loading of 0.22 $\text{g NH}_4/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Kinetic parameters were calculated according to Monod, Stover- Kincannon and Grau second-order. Th experimental data show the model Stover- Kincannon were found to be more suitable having highest $R^2= 0.9999$ (COD) and $R^2= 0.9973$ (BOD_5), with U_{max} and K_B values of 43.67 $\text{g}/\text{L}\cdot\text{d}$ and of y 44.99 $\text{g}/\text{L}\cdot\text{d}$ respectively.

Keywords: wastewater treatment, moving bed biofilm bioreactor, Membrane bioreactor, Stover kincannon

TABLA DE CONTENIDO

Capítulo 1. Introducción	1
1.1 Planteamiento del problema	1
1.2 Justificación	3
1.3 Antecedentes	6
Capítulo 2. Objetivos	10
2.1 Objetivo general	10
2.2 Objetivos particulares	10
Capítulo 3. Marco teórico	11
3.1 Nitrificación/desnitrificación	12
3.2 Reactor de lecho móvil	17
3.2.1 Soportes	18
3.2.2 Biopelícula	19
3.2.3 Carga orgánica superficial	21
3.2.4 Carga orgánica volumétrica	22
3.3 Reactores de membrana	22
3.3.1 Membranas	24
3.4 Modelos matemáticos	27
3.4.1 Monod	28
3.4.2 Stover–Kincannon	30
3.4.3 Modelo de segundo orden Grau	31
Capítulo 4. Desarrollo de la investigación	33
4.1 Descripción de la unidad experimental	33

4.2	Módulo de membrana.....	36
4.3	Lecho móvil	37
4.4	Etapas de arranque y estabilización	38
4.5	Variables de operación durante la experimentación	38
4.6	Biomasa adherida.....	40
4.7	Técnicas de análisis	40
4.8	Determinación de los parámetros cinéticos y modelo	42
Capítulo 5. Resultados y discusión		43
5.1	Parámetros de campo y caracterización del agua residual	43
5.2	Sólidos suspendidos y formación de biopelícula.....	45
5.3	Remoción de SST	50
5.4	Eficiencia del sistema en la remoción de materia orgánica	50
5.5	Efecto de la carga orgánica superficial, volumétrica y de nitrógeno	53
5.5.1	Carga orgánica superficial	53
5.5.2	Carga orgánica volumétrica	56
5.5.3	Carga de nitrógeno	58
5.6	Remoción de nitrógeno.....	60
5.7	Módulo de membrana.....	63
5.8	Determinación de parámetros cinéticos	66
Capítulo 6. Conclusiones		72
Capítulo 7. Referencias.....		73
Capítulo 8. Anexo		90

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Propuestas de configuraciones y acoplamiento de sistemas MBBR-MBR.	7
Tabla 3.1. Principales características que distinguen a los ambientes necesarios para propiciar las reacciones de degradación.....	11
Tabla 3.2. Configuraciones en sistemas de biomasa suspendida, para remoción biológica de nutrientes.	15
Tabla 3.3. Valores de diseño de carga orgánica superficial en sistemas MBBR a 15°C.	21
Tabla 3.4. Ventajas y desventajas en la aplicación de sistemas con membranas al tratamiento de aguas residuales. (Rodríguez Fernández-Alba et al., 2006)	23
Tabla 3.5. Procesos de filtración por membrana de acuerdo con el tamaño de poro en nanómetros (nm) (Judd, 2010).	24
Tabla 3.6. Clasificación de membranas.	26
Tabla 4.1. Dimensiones de la unidad experimental.....	33
Tabla 4.2. Características del módulo de membrana.	37
Tabla 4.3. Características de origen de los soportes utilizados para el lecho móvil.....	38
Tabla 4.4. Variables de operación.	39
Tabla 4.5. Descripción de la frecuencia, referencia y método de análisis para el monitoreo de los parámetros de operación y parámetros de calidad del agua.	41
Tabla 5.1. Características promedio de los principales contaminantes en el agua residual municipal utilizada.....	44
Tabla 5.2. Valores promedio de pH, oxígeno disuelto y temperatura del influente, zona aerobia, zona anóxica y efluente.	44
Tabla 5.3. Valores promedio de la densidad de biopelícula lograda para cada TRH de trabajo.	49

Tabla 5.4. Resumen de las cargas orgánicas superficiales promedio aplicadas y eliminadas con cada TRH de experimentación.	53
Tabla 5.5. Valores de carga orgánica volumétrica para cada TRH de trabajo...	56
Tabla 5.6. Protocolos de limpieza de membrana.	64
Tabla 5.7. Comparación de las constantes cinéticas y coeficientes de determinación (R^2) de los modelos Monod, Stover-Kincannon y Grau.....	70

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3.1. Proceso de nitrificación-desnitrificación.	14
Figura 3.2. Esquema general de la configuración Ludzack-Ettinger.....	16
Figura 3.3. a) Reactor de lecho móvil con agitación mecánica. b) con sistema de aireación.....	18
Figura 3.4. Soportes tipo Kaldnes, con divisiones al centro y crestas longitudinales que representan el área superficial donde se adjunta la biopelícula.	19
Figura 3.5. Proceso de formación de una biopelícula. Fuente adaptado de:.....	20
Figura 3.6. Formación de biopelícula en soportes Anox Kaldnes. (Bassin y Dezotti, 2018).	20
Figura 3.7. a) configuración membrana sumergida, b) configuración con membrana externa.	24
Figura 3.8. La configuración de la membrana en el sentido del flujo de la corriente del influente.	25
Figura 4.1. Planteamiento metodológico.....	33
Figura 4.2. Diagrama de flujo de la unidad experimental.	35
Figura 4.3. Unidad experimental en operación.....	36
Figura 4.4. Módulo de membrana.	36
Figura 4.5. Soportes Kaldnes tipo KMT K1	37
Figura 5.1. Desarrollo de los SSLM en el sistema durante proceso de arranque y aclimatación.....	46
Figura 5.2. Formación de biopelícula sobre los soportes a). zona anóxica y b). zona aerobia.....	47
Figura 5.3. Comportamiento de la biomasa adherida y la biomasa suspendida con cada TRH de experimentación.....	48
Figura 5.4. Concentración de los SST en el influente, efluente y porcentaje de emoción.....	50

Figura 5.5. Concentración de DQO en el influente, efluente y zonas anóxica y aerobia del sistema MBBR-MBR.	51
Figura 5.6. Concentración de DBO ₅ en el influente, efluente y zonas anóxica y aerobia del sistema MBBR-MBR.	52
Figura 5.7. Carga orgánica superficial aplicada versus la carga orgánica superficial eliminada expresadas en g DQO/m ² ·d.....	55
Figura 5.8. Carga orgánica superficial aplicada versus la carga orgánica superficial eliminada expresadas en g DBO ₅ /m ² ·d.....	55
Figura 5.9. Carga orgánica volumétrica aplicada versus la carga orgánica volumétrica eliminada expresadas en kg DQO/m ³ ·d.	57
Figura 5.10. Carga orgánica volumétrica aplicada versus carga orgánica volumétrica eliminada expresada en kg DBO ₅ /m ³ ·d.....	57
Figura 5.11. Carga superficial de nitrógeno aplicada versus la carga de nitrógeno eliminada	59
Figura 5.12. Carga volumétrica de nitrógeno aplicada versus la carga de nitrógeno eliminada	59
Figura 5.13. Concentraciones promedio de las especies de nitrógeno y de oxígeno disuelto en el influente, zona anóxica aerobia y efluente.....	60
Figura 5.14. Concentración del NH ₄ en influente, efluente y el porcentaje de remoción.....	61
Figura 5.15. Concentración de NT en el influente, efluente y porcentaje de remoción.....	62
Figura 5.16. Comportamiento del flux y la PTM con TRH de 24 h.....	65
Figura 5.17. Comportamiento del flux y la PTM con TRH de 10 h.....	65
Figura 5.18. Perfil de la PTM durante todo el periodo de operación.....	66
Figura 5.19. Representación gráfica de un modelo cinético Monod: a) DQO, b) DBO ₅	67
Figura 5.20. Representación gráfica del modelo cinético de Stover-Kincannon. a) DQO, b) DBO ₅	68
Figura 5.21. Representación gráfica del modelo de Grau: a) DQO, b) DBO ₅	69

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 3.1. Oxidación de amonio.....	13
Ecuación 3.2. Formación de nitrato.	13
Ecuación 3.3. Reacción global.....	13
Ecuación 3.4. Reacción general.	15
Ecuación 3.5. Fórmula para determinación de carga orgánica superficial.....	21
Ecuación 3.6. Fórmula para determinar Carga orgánica volumétrica.	22
Ecuación 3.7. Modelo de Monod.....	29
Ecuación 3.8. Balance de masa de la tasa de cambio de la concentración de sustrato.....	29
Ecuación 3.9. Tasa de cambio en condiciones estables.	29
Ecuación 3.10. Linealización de modelo de Monod	30
Ecuación 3.11. Modelo Stover Kincannon.	30
Ecuación 3.12. Tasa de consumo de sustrato.	31
Ecuación 3.13. Linealización de modelo Stover Kincannon.	31
Ecuación 3.14. Modelo general de Grau.....	31
Ecuación 3.15. Modelo de Grau linealizada.....	32
Ecuación 3.16. Modelo de Grau simplificado.	32
Ecuación 4.1. Fórmula para determinar el tiempo de retención de sólidos.	39
Ecuación 4.2. Determinación de la densidad de la biopelícula.....	40
Ecuación 5.1. Determinación de la constante de eliminación de sustrato de Grau.	69

Capítulo 1. Introducción

1.1 Planteamiento del problema

El agua es considerada un recurso indispensable en el desarrollo social, económico y tecnológico de las poblaciones, e implica un equilibrio en el cambio climático, la dinámica del propio ciclo hidrológico y en la supervivencia de los ecosistemas. En la actualidad a nivel mundial, se percibe una crisis sobre la disposición del recurso con calidad suficiente, principalmente para uso y consumo humano, por la sobreexplotación de los recursos hídricos viables, demanda de la creciente urbanización, la contaminación difusa o puntual causada por actividades antropológicas y falta de saneamiento (European Commission, 2016)

La contaminación del agua es una condición que se entiende como un cambio físico, químico o biológico a causa de la introducción de agentes orgánicos e inorgánicos, cuya presencia o acumulación tiene efectos nocivos en el entorno, la salud y el bienestar de las personas. Entre las principales actividades humanas que provocan la contaminación del agua, se encuentra el vertido de aguas de deshecho o residuales de origen agrícola, industrial, municipal o doméstico a los cuerpos de agua sin ser tratadas debido a la falta de infraestructura, capacidad técnica, institucional y de recurso monetario (Fondo para la Comunicación y la Educación Ambiental., 2017)

La Organización de las Naciones Unidas en el 2017 publicó en el informe: Aguas residuales: el recurso sin explotar, que los países de altos ingresos tratan alrededor del 70% de las aguas residuales municipales e industriales que generan. Ese índice se reduce al 38% en los países de ingresos medios altos y al 28% en los países de ingresos medios bajos.

El nivel extremadamente bajo de tratamiento de aguas residuales revela una necesidad urgente de innovaciones tecnológicas y opciones para el reúso de agua segura. (UNESCO, 2017)

Particularmente las aguas residuales domésticas están compuestas por un 99% de agua y 1 % de sólidos coloidales y disueltos; sus principales contaminantes son la materia orgánica y nutrientes como el nitrógeno. El aporte masivo de nitrógeno en los cuerpos de agua favorece efectos adversos como la eutrofización, consumo de oxígeno y toxicidad hacia los organismos en los sistemas acuáticos (Mannina et al., 2016); por consiguiente, la reducción de los niveles de este compuesto en las descargas de aguas residuales, constituye un objetivo primordial en la operación y diseño de las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) (Reboleiro-Rivas et al., 2015)

En la actualidad las PTAR municipales, usualmente están basadas en el proceso biológico de los lodos activados; dicha tecnología se conoce con gran potencial para la remoción de materia orgánica y nutrientes empleando un reactor independiente y de uno o varios sedimentadores para la separación física del agua de los lodos (Leyva-Díaz et al., 2013). Sin embargo, el proceso puede presentar inconvenientes cuando se expone a altas cargas hidráulicas y orgánicas, requiriendo un aumento de biomasa en el sistema y, en consecuencia; se debe considerar una mayor producción de lodos de deshecho, la dificultad de sedimentación de estos y un mayor volumen de los reactores (Zhou et al., 2017).

La anterior problemática requiere el desarrollo de propuestas en el tratamiento de las aguas residuales de origen municipal, que sean tecnológica, estructural y económicamente viables respecto a las ya existentes.

1.2 Justificación

En los últimos años, se han explorado tecnologías que implican mejorar el rendimiento de los procesos biológicos; principalmente aquellos que se basan en la alternancia de condiciones en la presencia y ausencia de oxígeno, procesos de biopelículas y procesos de membrana; debido a sus múltiples ventajas sobre los sistemas basados en los lodos activados (Mannina et al., 2016).

La eliminación de nitrógeno por métodos biológicos; supone la oxidación secuencial del nitrógeno amoniacal (NH_4) a nitrito (NO_2) y posteriormente a nitrato (NO_3) bajo regímenes específicos de oxígeno; por ello, se ha establecido en la literatura la viabilidad de alternar condiciones redox vinculadas al desarrollo de zonas anaerobias, anóxicas y aerobias para favorecer el crecimiento de los organismos específicos como los de lento crecimiento; responsables del proceso de nitrificación (Zinatizadeh y Ghaytooli, 2015; Fua et al., 2016). Existen investigaciones recientes que señalan, que al alternar zonas anaerobias, anóxicas y aerobias se logra minimizar la producción de lodos y en consecuencia un menor manejo de desechos sólidos, estabilización, transporte, gastos de eliminación y costos de operación en las PTAR (Semblante et al., 2014).

Los procesos biológicos utilizados en el tratamiento de las aguas residuales suelen clasificarse en dos tipos: biomasa suspendida (sistemas de lodos activados) o biomasa adherida (filtros percoladores, reactores biológicos de lecho móvil, de lecho fijo) (Leyva-Díaz et al., 2013).

Los reactores de lecho móvil (MBBR, por sus siglas en inglés Movil Bed Biofilm) son una tecnología muy simple y eficiente en las estrategias de tratamiento de aguas residuales municipales. El proceso MBBR se desarrolló sobre la base de los sistemas de lodos activados y las mejores características y principales ventajas del proceso de biofiltro. El MBBR puede trabajar con una mayor

concentración de biomasa, tiene buena tolerancia a los choques de carga orgánica, permite altos tiempos de retención de sólidos y bajos tiempos de retención hidráulico (TRH), ofrece mayores tasas de remoción con áreas y volúmenes relativamente pequeños y, es muy viable en los casos donde se tienen limitaciones de espacio o se necesitan modificaciones que requieren grandes gastos monetarios. (Zhang et al., 2016; Jaafari et al., 2017), pese a ello; una de sus principales desventajas, es la dificultad para sedimentar la biomasa, en comparación con el proceso de los lodos activados (Fua et al., 2016).

Con las recientes innovaciones técnicas de los procesos y sistemas para el tratamiento de las aguas residuales; surgen con gran aceptación los biorreactores de membrana (MBR, por sus siglas en inglés Membrane Bioreactor). El sistema MBR combina el tratamiento de los lodos activados convencional con las operaciones unitarias de microfiltración (MF) o ultrafiltración (UF) por medio de un módulo de membrana para separar físicamente los sólidos suspendidos totales (SST) del agua, sin la necesidad de clarificadores secundarios (Besha et al., 2017), entregando efluentes de alta calidad útiles para reutilización industrial o agrícola (Paetkau y Cicek, 2011).

Pese al desarrollo tecnológico y las ventajas que destacan los sistemas antes mencionados; la capacidad de asentamiento de los sólidos biológicos formados es el mayor desafío en el diseño de un sistema MBBR; dificultando la separación líquido-sólido en un clarificador secundario (Leyva-Díaz et al., 2014). En el caso del proceso MBR; el efecto de ensuciamiento del módulo de membrana por la alta concentración de biomasa y, el aumento de los costos energéticos y operativos; son los principales inconvenientes por tratar en el desarrollo de su investigación (Leyva-Díaz et al., 2016; Besha et al., 2017).

Un enfoque reciente de estudio en el tratamiento de las aguas residuales y particularmente en la mejora de procesos biológicos que remueven nitrógeno; es el acoplamiento de los sistemas de biopelícula como son los sistemas MBBR acoplados a un MBR.

El sistema acoplado MBBR-MBR supone un gran potencial para reducir el ensuciamiento de la membrana; prolongando la duración de la filtración, mejorando la formación y el desarrollo de biocenosis útil para la nitrificación y desnitrificación (Leyva-Díaz et al., 2015) y en la biodegradación de contaminantes orgánicos y ciertos compuestos emergentes (Jiang et al., 2018)

Desde el punto de vista de la cinética, el sistema MBBR-MBR es una propuesta innovadora que implica desconocimiento de su rendimiento y comportamiento teórico. Respecto a lo anterior; el modelado cinético es un enfoque conveniente para comprender profundamente el desempeño en la remoción de sustratos, simulación u optimización del proceso biológico y, como una herramienta imprescindible en el diseño, evaluación y control de sistemas a mayor escala (Pahlavanzadeh et al., 2018), Sin embargo, el conocimiento colectivo está limitado en este contexto.

En respuesta a ello, el presente trabajo de investigación plantea determinar la cinética de remoción de sustrato mediante el uso de los modelos matemáticos: Monod, Stover-Kincannon y Grau de segundo orden; para un sistema acoplado de reactores de lecho móvil a un biorreactor de membrana en una configuración secuencial de zona anóxica - aerobia.

1.3 Antecedentes

En cuanto al desarrollo histórico de la tecnología impulsado por la necesidad de un tratamiento más avanzado, una legalización más estricta y una creciente escasez de recursos hídricos; a finales de los años 80 el tratamiento de las aguas residuales elevó su estándar con los procesos MBR en donde, el módulo de membrana tiene como objetivo reemplazar el clarificador secundario (Buer y Cumin, 2010), permitiendo trabajar con concentraciones de biomasa suspendida más altas, con largos tiempos de retención de lodo y menores volúmenes de reactor comparado con los sistemas de lodos activados (Hong et al., 2016). Una de sus principales limitantes en su operación; es el ensuciamiento de membrana, pese a la variedad de configuraciones en la que es posible diseñarla (Melin et al., 2006; Buer y Cumin, 2010). Con la finalidad de controlar el fenómeno de ensuciamiento y el consecuente gasto energético (hasta en un 40% del costo total), se han propuesto alternativas como es, el acoplamiento de sistemas MBR a diversos materiales adsorbentes, medios granulares con lavado de aire, biomasa granular, medios atrapados con quorum que apaga las enzimas de los microorganismos (Ternalorhemen et al., 2017) y a sistemas de crecimiento adherido como son los procesos de biopelícula vertical, filtros de goteo, los filtros biológicos aireados, (Rodgers y Zhan , 2004), reactores de película fija integrada (Mannina et al., 2018) y procesos MBBR (Ødegaard et al., 2000; Leyva-Díaz et al., 2013; Neoh et al., 2016; Zheng et al., 2018).

Hace aproximadamente dos décadas; la primer propuesta del acoplamiento de sistemas MBBR a procesos MBR fue planteada por Leikness y Ødegaard; el cual consistió en dos reactores aerobios e independientes acoplados por medio de un separador de biomasa de alta velocidad; con el fin de solucionar el problema de la separación sólido-líquido en el reactor MBBR, debido a las características pobres de sedimentación de sus lodos con respecto a los lodos de los sistemas de lodos activados (Ødegaard et al., 2000).

Al acoplar dicho proceso a un módulo de membrana no solo lidiaron el inconveniente de separación de lodos; también observaron mejores remociones de la carga contaminante medida como DQO (80 - 90%) utilizando una fracción de llenado de los soportes en el MBBR del 70%. (Leiknes y Ødegaard, 2001).

Años más tarde, otros investigadores plantearon acoplamiento de sistemas basados en el desarrollo de biopelícula (mayormente sistemas MBBR) a el proceso MBR con diferentes configuraciones y bajo diferentes enfoques a investigar, de los cuales se hace mención en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1. Propuestas de configuraciones y acoplamiento de sistemas MBBR-MBR.

Propuestas de sistemas acoplados MBBR-MBR (configuración)	Remoción (%)	Referencia
Cuatro reactores aerobios MBBR – seguido de un MBR independiente (sin recirculación alguna)	DQO: 88.3 SS: 86.2	Ivanovic et al.,2006.
Dos reactores aerobios MBBR-seguido de un MBR (TRH: 45 Y 180 min)	DQO:80 SS: 74-100	Ahl et al., 2006.
Un reactor aerobio dividido en dos zonas: zona MBBR y una zona con el módulo de membrana de menor volumen (FS- 67% v/v)	DQO: 87.3 N-NH ₄ : 98.7	Sun et al., 2012.
Un reactor aerobio único con la membrana y soportes en la misma zona (FS: 20 y 50 % v/v)	DQO:79.7-91.4 DBO ₅ :96.6-99.2 N-NH ₄ : 95.4 NT:14.2-31.2	Yang et al.,2012
Dos experimentos: un MBBR dividido en cuatro zonas: dos aerobias y dos anóxicas, con portadores en todas, y la segunda opción solo con portadores en zonas aerobias – ambos seguidos de un reactor MBR (TRH: 26 y 47 h y una recirculación externa)	DQO: >79.74 DBO ₅ :>85.82 TSS: >95.78 NT:58.13 – 61.39	Leyva-Díaz et al., 2013. Leyva-Díaz et al., 2014. Leyva-Díaz et al 2015.

Propuestas de sistemas acoplados MBBR-MBR (configuración)	Remoción (%)	Referencia
Un reactor MBBR seguido de un sistema MBR aerobio (TRH: 10 y 24, FS: 20, 30, 35 y 40 %)	DQO: 87.40 DBO ₅ :94.88 N-NH ₄ : 71-98	Reboleiro-Rivas et al., 2015. Martín-Pascual et al., 2015.
Dos reactores MBBR- MBR y un reactor aerobio único dividido, con soportes en una sola zona y con soportes en ambas cámaras MBBR seguidos del MBR aerobio (TRH: 12 y 16 h, FS:20%)	DQO:88-95 N-NH ₄ : 60-83% NT:33-75.26	Fua et al., 2016. Tang et al., 2016. Deng et al., 2016
Una sola unidad dividida en zonas (an, anx, ae) que conforman el MBBR y de forma independiente el MBR (con recirculación)	DQO:90 N-NH ₄ : 98 NT: ineficiente < 40	Rodríguez-Sánchez et al., 2018.
MBBR-MBR en tanques aerobios separados, evalúan eliminación de contaminantes emergentes (TRH: 4, 6,12,18 y 24 h)	DQO:94 N-NH ₄ :>82% NT: inestable 45.2-72.3	Jiang et al., 2018
Sistema de lodos activados de Película Fija Integrada seguida de un proceso MBR en configuración UCT*	DQO:>84 N-NH ₄ :90.9 NT: 69.4-76.7	Mannina et al., 2018.

FS: fracción de llenado de soportes en el MBBR. UCT: University of Cape Town

Con el curso en la innovación de los procesos acoplados, la combinación MBBR-MBR; ha demostrado ser una tecnología viable y eficiente en el tratamiento de aguas residuales municipales; muchas de sus investigaciones tienen como principal enfoque evaluar y reducir el fenómeno de obstrucción y ensuciamiento del módulo de membrana causado por la acumulación de sustancias en la superficie de la membrana; y la consiguiente reducción de la permeabilidad de la misma (Leyva-Díaz et al., 2013).

En este sentido; los investigadores coinciden en que las condiciones de operación (TRS, THR y relación alimento/microorganismos A/M), y las configuraciones del sistema (combinación de biomasas o sistemas puros)

(Ivanovic y Leiknes, 2012), son aspectos clave para una eficaz aplicación de los sistemas MBBR-MBR. Dichas características influyen en una mayor o menor incrustación de la membrana, disminuyendo o aumentando la necesidad de limpieza y retrolavado lo que hace variar costos operativos, productividad y la vida útil de está (Ivanovic et al., 2006; Sun et al., 2012; Di Trapani et al., 2014).

Sin embargo, la necesidad de entender el comportamiento del proceso biológico en un sistema MBBR-MBR mediante la determinación de los coeficientes cinéticos en función de la remoción de materia orgánica y nitrógeno, permitirá aportar en el entendimiento del proceso y el posible escalamiento.

Capítulo 2. Objetivos

2.1 Objetivo general

- Evaluar el desempeño de un reactor biológico de lecho móvil acoplado a un módulo de membrana para el tratamiento de aguas residuales municipales.

2.2 Objetivos particulares

- Calcular las eficiencias de remoción de materia orgánica y nitrógeno amoniacal en el sistema
- Analizar el efecto de la carga orgánica y de nitrógeno superficial y volumétrica sobre la eficiencia de tratamiento del sistema.
- Obtener los coeficientes cinéticos del sistema acoplado durante la remoción de materia orgánica aplicando los modelos de Monod, Stover Kincannon y Grau de segundo orden.

Capítulo 3. Marco teórico

La remoción de materia orgánica y nutrientes en sistemas biológicos se lleva cabo por medio de distintas reacciones microbiológicas, ejemplo: nitrificación, desnitrificación, desfosfatación (Rodgers y Zhan , 2004; Capodaglio et al., 2016), estas reacciones; son responsables de la degradación y se favorecen de acuerdo con la disponibilidad de oxígeno en el medio o bien en condiciones ambientales específicas; es decir, zonas anaerobias, anóxicas y aerobias (Abzazou Souisa, 2016); también en determinados intervalos de temperatura, adecuados potenciales redox, pH y la presencia de donadores o aceptores de electrones propiciando así; el cultivo y crecimiento de microorganismos más específicos (López Vázquez et al., 2017).

En la Tabla 3.1, se muestran las principales características de los ambientes necesarios para favorecer las reacciones de degradación antes mencionadas.

Tabla 3.1. Principales características que distinguen a los ambientes necesarios para propiciar las reacciones de degradación.

Condición	Aceptor de electrones	Potencial redox (mV)	Tipo de microorganismo	Ocurre
Aerobia: O ₂ disponible en forma libre	O ₂	+ 50 a +300	Amonio-nitrito-oxidante (Nitrosomonas - Nitrobacter)	Oxidación del N-amoniaco (N-NH ₄ ⁺) a NO ₂ -NO ₃ , (nitrificación)
Anóxica: O ₂ disponible en forma combinada	Óxidos de nitrógeno	-50 a +50	Desnitrificadores heterótrofos (Pseudomonas, Archromobacter)	Desnitrificación
Anaerobia: ausencia de	----	-50 a -300	Organismos acumuladores de	Absorción de fósforo

Condición	Aceptor de electrones	Potencial redox (mV)	Tipo de microorganismo	Ocurre
O ₂			fósforo (Acinetobacter)	

Fuente adaptado de (Saldarriaga y Correa, 2010).

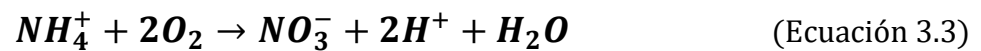
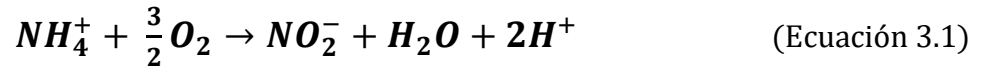
3.1 Nitrificación/desnitrificación

La innovación de tecnología para el tratamiento de aguas residuales municipales; en un esfuerzo por controlar y cumplir límites máximos permisibles de macronutrientes como el nitrógeno y el fósforo en el efluente de descarga al medio receptor (Jaafari et al., 2017), a menudo está basada en procesos biológicos; por ser alternativas más económicas y amigables con el ambiente en comparación con los tratamientos fisicoquímicos (Peng et al., 2006; Capodaglio et al., 2016). La transformación y eliminación biológica de nitrógeno se lleva a cabo; mediante un proceso biológico que implica una secuencia técnica de tres fases: amonificación, nitrificación y desnitrificación (Gómez Palacín et al., 2010).

La amonificación es la primera fase en donde la mayoría del nitrógeno contenido en las aguas residuales crudas (urea y material fecal), se transforma de nitrógeno orgánico a nitrógeno amoniacal a través de un proceso llamado hidrólisis (Arnáiz et al., 2000).

La siguiente fase en la remoción biológica de nitrógeno es la nitrificación y, se describe en dos pasos secuenciales; primero la conversión de nitrógeno amoniacal en un compuesto de nitrógeno oxidado como el nitrito y posteriormente a uno más oxidado como el nitrato. En la Figura 3.1 se ilustran dichos pasos los cuales, se llevan a cabo por diferentes tipos de microorganismos: las bacterias oxidantes de amoniacal y las bacterias oxidantes de nitrito (Zinatizadeh y Ghaytooli, 2015; Cydzik-Kwiatkowska y Zielińska, 2016; Ma et al., 2009). Las reacciones generalmente están acopladas y proceden rápidamente a la forma de nitrato; por lo tanto, los niveles de nitrito en un momento dado suelen ser bajos. La reacción global para la nitrificación

completa está basada en el rendimiento de crecimiento experimental y se puede describir por medio de la oxidación de amonio en la Ecuación 3.1, formación de nitrato en la Ecuación 3.2 y la reacción global en la Ecuación 3.3 (Canziani et al., 2006).



Las bacterias responsables de la nitrificación pertenecen a los géneros: Nitrosomonas, Nitrobacter y Nitrospira (Cyzdik-Kwiatkowska y Zielińska, 2016), estos microorganismos son autótrofos y utilizan carbono inorgánico para la síntesis celular, no dependen de compuestos orgánicos como fuentes de carbono ya que oxidan compuestos inorgánicos para obtener energía, y se les conoce como organismos quimiolitotróficos.

Las bacterias nitrificantes tienen tasas de crecimiento celular muy lento y en pequeñas cantidades y solo en ciertas circunstancias; esta situación puede complicar el funcionamiento de los sistemas de tratamiento biológico (Bassin y Dezotti, 2018) dado que la biomasa en el proceso de nitrificación; se vuelve más susceptible a la inhibición por una amplia gama de factores como por ejemplo; la temperatura ya que las bacterias nitrificantes son mesófilas y tienen una tasa de crecimiento óptimo en un intervalo entre 10° y 22°C (Zhang et al., 2014) y, un pH entre 8 y 9. Asimismo, la nitrificación es fuertemente dependiente de la concentración de oxígeno disuelto. Es el caso que, para los sistemas de lodos activados, normalmente se utiliza una concentración de oxígeno disuelto de por lo menos 2 mg/L, por lo tanto, la nitrificación es un paso limitante en la remoción de nitrógeno (Al-rekabi y Sabeeh, 2015).

La desnitrificación es resultado de la actividad de bacterias heterótrofas; éstas utilizan nitrato y nitrito como aceptor final de electrones y como su fuente principal de oxígeno para el metabolismo y la oxidación de la materia orgánica (Tallec et al., 2008). La Figura 3.1 muestra el paso de desnitrificación en la reacción global.

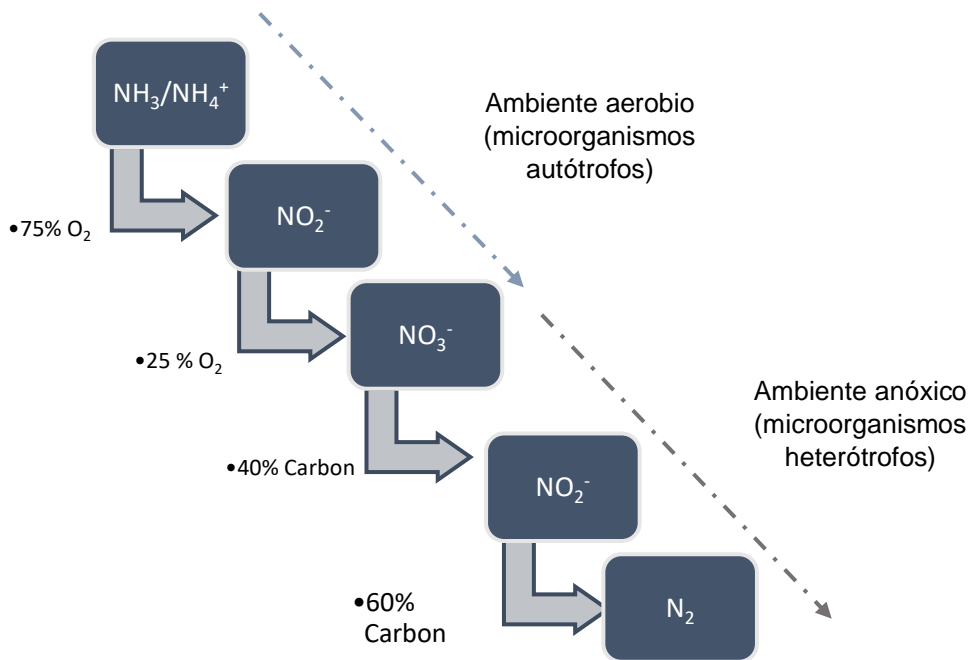
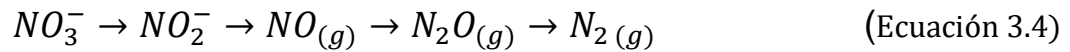


Figura 3.1. Proceso de nitrificación-desnitrificación.

Si existe oxígeno disuelto y nitrato, las bacterias desnitrificantes utilizarán el oxígeno disuelto en primer lugar dado que son organismos facultativos, no disminuyendo así, la concentración de nitrato, por ello la desnitrificación ocurre solo bajo condiciones anóxicas y/o anaerobias (Fernández-Nava et al., 2010) en donde, los niveles de oxígeno disuelto son inferiores a 0.5 mg/L y el valor de pH entre 7 y 9; entonces; las bacterias rompen el nitrato (NO_3^-) para obtener el oxígeno (O_2); el nitrato se reduce a óxido nitroso (N_2O) y este, a su vez, a nitrógeno gas (N_2) el cual, escapa a la atmosfera debido a su baja solubilidad. El proceso anterior se describe con la reacción general en la Ecuación 3.4 (Al-rekabi y Sabeeh, 2015).



Con el transcurso del tiempo para la eliminación biológica de nitrógeno, se han desarrollado configuraciones de los procesos que implican trabajar con biomasa suspendida; básicamente son arreglos que combinan condiciones de cultivo de diferentes ambientes exponiendo el consorcio microbiano a una secuencia óptima de zonas aerobias-anóxicas (Paetkau y Cicek, 2011). Sin embargo, la selección del proceso más efectivo se basa generalmente en las características del influente y la calidad del efluente que se pretende obtener (Jeyanayagam, 2005).

Algunas de las configuraciones que se mencionan en la Tabla 3.2, las cuales se han desarrollado y establecido como viables para remoción de nitrógeno; la secuencia de la zona o condición ambiental y la ubicación de los flujos de reciclaje son las principales características de diferenciación entre ellas.

Tabla 3.2. Configuraciones en sistemas de biomasa suspendida, para remoción biológica de nutrientes.

Configuración	Configuración/secuencia	Objetivo
AO _N Ludzack-Ettinger	anóxica-aerobia	Nitrógeno
Bardenpho 4 etapas	anóxica-aerobia-anóxica-aerobia	Nitrógeno
Bardenpho 5 etapas Phoredox	an-anx-ae-anx-ae	Nitrógeno y Fósforo
A2/O Bardenpho/Phoredox 3 etapas	anaerobia-anóxica-aerobia*	Nitrógeno y Fósforo
UCT University of Cape Town Process	anaerobia-anóxica-aerobia*	Nitrógeno y Fósforo

Configuración	Configuración/secuencia	Objetivo
UCT modificado	anaerobia-anóxica-aerobia*	Nitrógeno y Fósforo

*diferentes puntos de recirculación interna y/o externa. Fuente: (EPA Office of Water, 2007).

En la actualidad, el enfoque dominante en la remoción biológica de nitrógeno en sistemas que trabajan con biomasa suspendida; es la pre-desnitrificación. Se describe como un sistema de lodos activados convencional que requiere secuencias de zonas aerobias-anóxicas, en donde el compartimento anóxico se sitúa previo a la zona aireada, como es el arreglo convencional Ludzack-Ettinger o proceso con pre-desnitrificación anóxica; normalmente este arreglo permite obtener concentraciones de NTK (nitrógeno total Kjeldahl) en el efluente entre 6 y 10 mg/L. (Capodaglio et al., 2016). Con base en lo anterior, la Figura 3.1 ilustra la configuración Ludzack-Ettinger y los posibles puntos de recirculación ya sea externos o internos que tienen como objetivo aumentar la adición de nitrato, con una relación recomendada desde $Q_{INF}: Q_R=100$ hasta 300% (Federation, 2007). El proceso se usa de forma más general para lograr concentraciones de nitrógeno total en el efluente entre 5 y 10 mg/L. (Tchobanoglous et al., 2014).

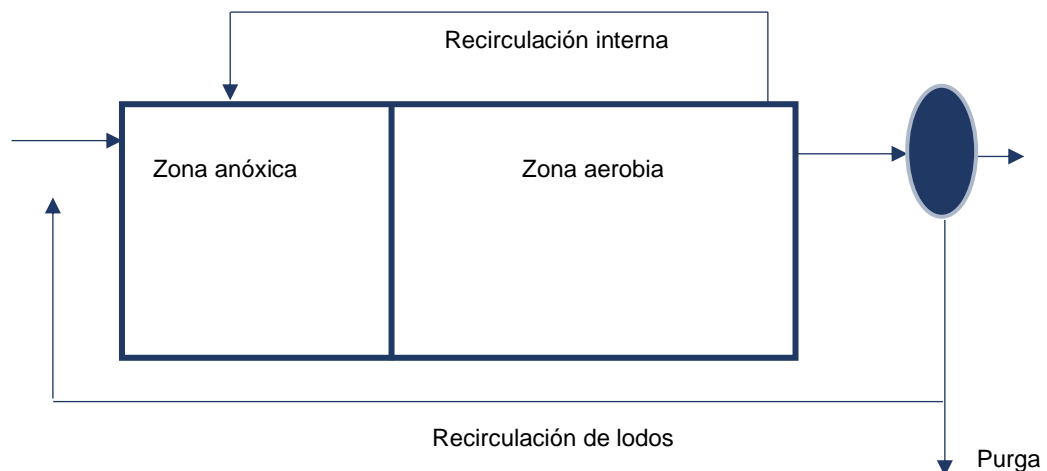


Figura 3.2. Esquema general de la configuración Ludzack-Ettinger.

3.2 Reactor de lecho móvil

El denominado reactor biológico de lecho móvil (MBBR por sus siglas en inglés); es una tecnología de biopelícula (Bassin et al., 2016) que combina dos procesos de crecimiento de biomasa activa: adherido y suspendido; su desarrollo tecnológico se realizó básicamente para mejorar la remoción de la materia orgánica medida como DQO o DBO₅ y la remoción simultánea de Nitrógeno y Fósforo en aguas residuales (Barwal y Chaudhary, 2014; Kawan et al., 2016).

El MBBR consiste en un tanque que contiene portadores o soportes que se suspenden y mezclan, ya sea por aireación o sistemas mecánicos como se muestra en la Figura 3.3. En este sistema; los microorganismos forman una biopelícula (Escolà Casas et al., 2015), la cual es considerada como el sitio activo del proceso de biodegradación de contaminantes típicos y de la oxidación de la materia orgánica (Ooi et al., 2017).

Entre las ventajas del MBBR comparado con los procesos convencionales (sistemas de lodos activados) es que, representa bajos costos de operación, requiere un menor espacio y volumen (Kamstra et al., 2017), reduce en gran medida la producción de lodos, opera con altas concentraciones de biomasa activa favoreciendo la tasa de biodegradación; presenta mayor capacidad para resistir sobrecargas y efectos de compuestos tóxicos ya que deja desarrollar una biopelícula más especializada, proporciona una vasta área superficial para el crecimiento de microorganismos, no es propenso a obstrucción por lo que no requiere retro lavado, es posible operarlo en continuo (Kawan et al., 2016), mayor edad del lodo y requiere un menor tiempo de retención hidráulico (Zhang et al., 2016).

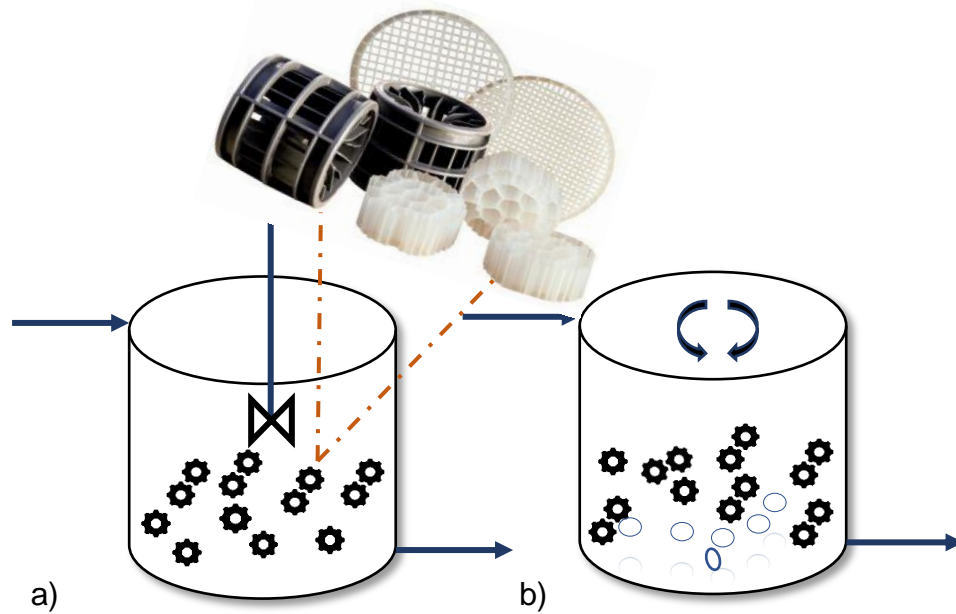


Figura 3.3. a) Reactor de lecho móvil con agitación mecánica. b) con sistema de aireación.

3.2.1 Soportes

La aceptación y éxito del sistema MBBR radica principalmente en facultar el crecimiento de biomasa activa en soportes flotantes de menor densidad que el agua, con movimiento libre en el reactor (Barwal y Chaudhary, 2014); los primeros portadores utilizados, los desarrolló AnoxKaldenes como se ejemplifica en la Figura 3.4. Están hechos de polietileno con una densidad de 0.95 g/cm^3 en diferentes dimensiones (Bassin y Dezotti, 2018), y dada la amplia aplicación del sistema, se han desarrollado una gran variedad de estos: esponja de poliuretano, plásticos de polietileno, polímero biodegradable, gel de poliuretano, carbón activado granular y almohadillas de espuma de polímero por mencionar algunos ejemplos.

Estudios previos señalan que, la fracción de llenado de los soportes utilizados preferentemente debe ser menor a un $70\% \frac{V_{\text{soportes}}}{V_{\text{reactor}}}$ lo que, garantiza el movimiento libre de estos en todo el volumen útil y evitar la formación de zonas muertas (Kawan et al., 2016; Jaafari et al., 2017); aunado a ello, el tipo de

material y la geometría del soporte, son factores que juegan un papel relevante en la formación, distribución y fijación de la biopelícula, influyen sobre la operación y eficiencia del proceso (Zhang et al., 2016) y sobre el crecimiento de microorganismos de lento crecimiento como los nitrificantes (Bassin et al., 2016).



Figura 3.4. Soportes tipo Kaldnes, con divisiones al centro y crestas longitudinales que representan el área superficial donde se adjunta la biopelícula.

3.2.2 Biopelícula

Su formación puede entenderse como un acumulado denso de componentes (proteínas, polisacáridos, ácidos nucleicos, y ácidos húmicos) en una matriz de sustancias poliméricas extracelulares, como resultado de factores físicos, químicos y biológicos. Su formación es lenta a menudo obstaculizada por la turbulencia del sistema que generalmente se inocula con un cultivo mixto de microorganismos provenientes de lodos activados (Bassin y Dezotti, 2018).

Este acumulado se desarrolla adherido a superficies sólidas sin movimiento como son las estructuras internas de los soportes flotantes, por lo que el área superficial efectiva es un factor de diseño relevante a considerar en un sistema MBBR (Barwal y Chaudhary, 2014). El crecimiento de una biopelícula puede ocurrir con base en la disponibilidad de sustrato. Cuando el sustrato no se encuentra limitado, los microorganismos crecerán hasta formar una biopelícula continua y contrario a esto, se favorecerá un desarrollo de la biopelícula perpendicular a la superficie del medio de soporte (Picioreanu et al., 200).

En la Figura 3.5, se muestra con una serie de pasos el desarrollo de una biopelícula: (1) adsorción, (2) colonización y (3) crecimiento. Una vez que se ha establecido una biopelícula madura en una superficie, esta se propaga activamente recubriendo toda la superficie del medio. Aunque la biopelícula se puede ver a simple vista como hace referencia la Figura 3.6, las imágenes de su estructura, comunidad microbiana, y la distribución de sustancias poliméricas extracelulares requiere el uso de varios tipos de microscopia (Lewandowski y Boltz, 2011).

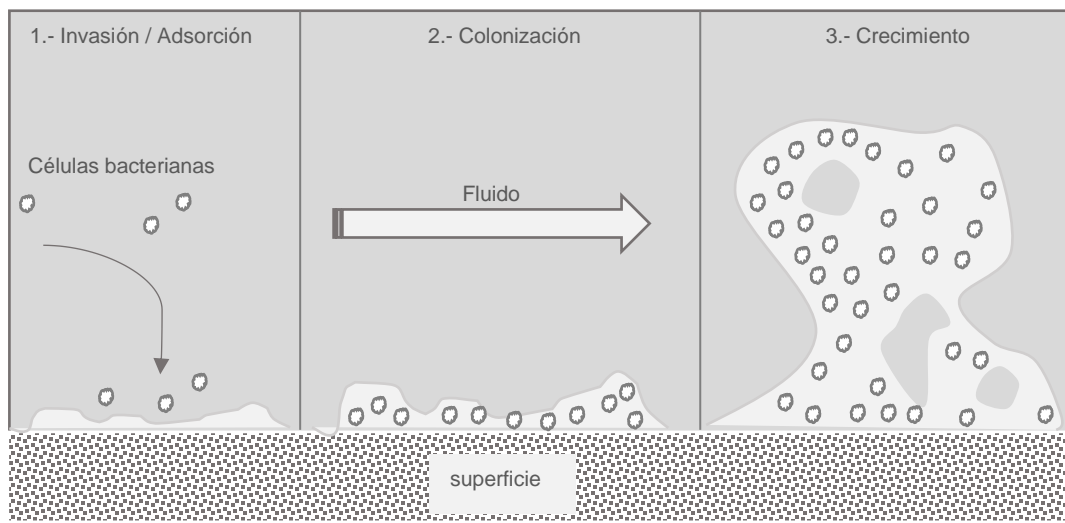


Figura 3.5. Proceso de formación de una biopelícula. Fuente adaptado de: (Lewandowski y Boltz, 2011).

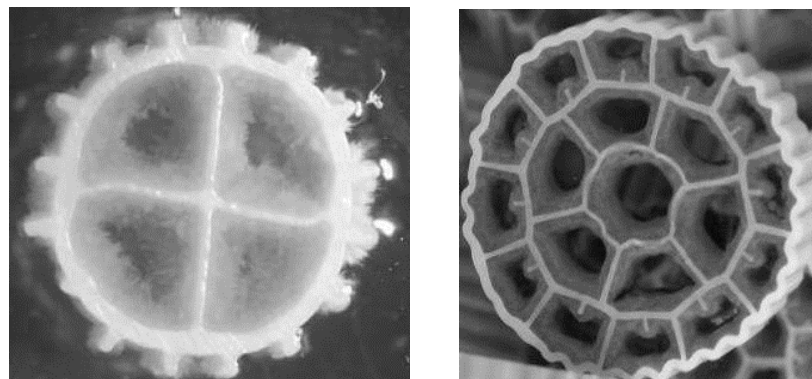


Figura 3.6. Formación de biopelícula en soportes Anox Kaldnes. (Bassin y Dezotti, 2018).

3.2.3 Carga orgánica superficial

El crecimiento de una biopelícula depende en gran medida de la carga orgánica, es decir de la cantidad y disponibilidad de alimento expresado como DBO₅ o DQO, para disposición de los microorganismos que se desarrollan en un metro cuadrado de biopelícula por día, mejor denominado como carga orgánica superficial. Particularmente en el diseño y control de sistemas MBBR y en general para reactores con biomasa adherida, la carga orgánica superficial es un parámetro empírico de diseño frecuentemente utilizado para determinar el tamaño requerido del tanque. Esta relación de la carga orgánica aplicada al reactor biológico con la superficie total de los soportes se define y calcula utilizando la Ecuación 3.5 (Tchobanoglous et al., 2014).

$$\text{Carga orgánica superficial} = \frac{S_0 \cdot Q}{A_B} \quad (\text{Ecuación 3.5})$$

Donde:

Carga orgánica superficial= g/m²·d

Q= caudal (m³/d)

S₀= DQO, DBO₅ o NH₄ en el influente (g/m³)

A_B= Área superficial de los soportes (m²)

La Tabla 3.3, muestra los valores de diseño de carga orgánica superficial para remoción de DBO en sistemas MBBR a 15°C.

Tabla 3.3. Valores de diseño de carga orgánica superficial en sistemas MBBR a 15°C.

Adaptado de (Metcalf, E., 2003).

Propósito: remoción de DBO	Objetivos de tratamiento: % remoción	Carga orgánica superficial de diseño: g/m²·d
Alta tasa	75-80 (DBO ₇)	25 (DBO ₇)

Propósito: remoción de DBO	Objetivos de tratamiento: % remoción	Carga orgánica superficial de diseño: g/m²·d
Tasa normal	85-90 (DBO ₇)	15 (DBO ₇)
Baja tasa	90-95 (DBO ₇)	7.5 (DBO ₇)

3.2.4 Carga orgánica volumétrica

La carga orgánica volumétrica es otro parámetro relevante en los sistemas MBBR, se describe como la relación entre la carga orgánica aplicada al biorreactor y el volumen del reactor, dada por los kg DQO/m³·d o DBO₅/m³·d de acuerdo con la Ecuación 3.6. El volumen del reactor usado para el cálculo de este parámetro debe manejarse bajo un porcentaje estándar de llenado de portadores, el cual asciende a 67% máximo del volumen útil del reactor MBBR. (Ødegaard et al., 2000)

$$\text{Carga orgánica volumétrica} = \frac{S_0 \cdot Q}{V} \quad (\text{Ecuación 3.6})$$

Donde:

Carga orgánica volumétrica= kg/m³·d

Q= caudal (m³/d)

S₀= DQO, DBO₅ o NH₄ en el influente (kg/m³)

V= volumen del reactor (m³)

3.3 Reactores de membrana

El reactor de membrana consiste en un reactor de lodos activados con una unidad de membrana externa o sumergida con succión (Huang y Lee, 2015), es considerado una tecnología avanzada, ampliamente utilizada en el tratamiento

de aguas residuales que conjuga un proceso biológico de los lodos activados con el de la separación física de sólidos y líquidos por microfiltración (MF) o ultrafiltración (UF), prescindiendo así de los clarificadores secundarios (Besha et al., 2017). Habitualmente es elegido como tratamiento para remoción de DQO, nutrientes y contaminación microbiológica; generalmente antecede a un tratamiento fisicoquímico (ozonización, carbón activado osmosis inversa y procesos de oxidación) usado para pulido del efluente (Badia-Fabregat et al., 2017); requiere un menor espacio físico y permite un funcionamiento flexible a diferentes volúmenes y cargas de trabajo; en la Tabla 3.4, se señalan con mayor detalle algunas de sus ventajas y desventajas. Estudios recientes señalan que el sistema MBR demuestra una amplia capacidad para remover sustancias traza de carácter emergente como son los productos farmacéuticos (Ugarte et al., 2017).

Tabla 3.4. Ventajas y desventajas en la aplicación de sistemas con membranas al tratamiento de aguas residuales. (Rodríguez Fernández-Alba et al., 2006)

Ventajas	Desventajas
Permiten la separación de contaminantes disueltos en forma coloidal	Ensuciamiento de la membrana, lo que hace se requiera métodos de limpieza
Pueden retener contaminantes traza concentrándolos en otra fase	(químicos y físicos) haciendo necesarios paros del sistema
Es factible su combinación con otros procesos de tratamientos (físicos, químicos y biológicos)	Puede presentarse el caso de una incompatibilidad entre el contaminante y la membrana
Simplifica el proceso y ocupa diseños compactos	

Las dos principales configuraciones de un sistema MBR son: membrana sumergida y membrana externa, siendo la primera la forma más utilizada, ambas ilustradas en la Figura 3.7 (Melin et al., 2006).

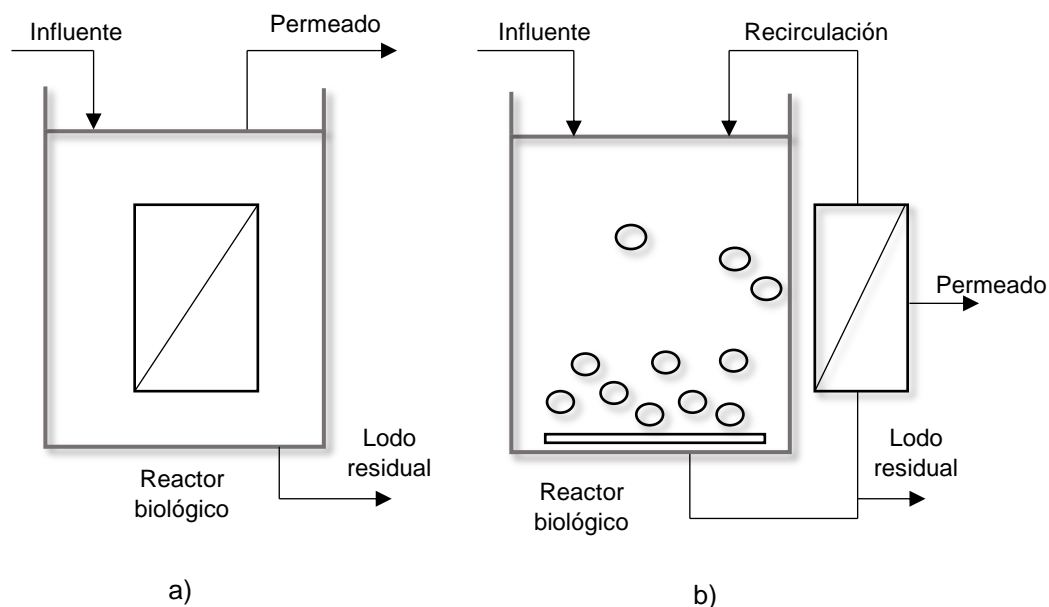


Figura 3.7. a) configuración membrana sumergida, b) configuración con membrana externa.

Fuente adaptada de (Melin, et al., 2006).

3.3.1 Membranas

La filtración por membrana es un proceso físico de separación a través de barreras semipermeables que separan el fluido en dos fases de forma selectiva e impiden su contacto. Su grado de selectividad está asociada al tamaño de poro de la membrana y por ello se distinguen 4 principales procesos de filtración, donde se requiere que el agua sea impulsada por presión a través de la membrana, y son ampliamente utilizados en el tratamiento de aguas residuales Tabla 3.5.

Tabla 3.5. Procesos de filtración por membrana de acuerdo con el tamaño de poro en nanómetros (nm) (Judd, 2010).

Microfiltración	Retiene básicamente sólidos suspendidos por acción de tamizado en macro poros >50 nm
Ultrafiltración	Lleva a cabo un tamizado en mesoporos

	de 2-50 nm
Nanofiltración	La separación está dada principalmente por el conjunto de fenómenos de solubilidad – difusión y tamizado en microporos de 2 (nm)
Osmosis Inversa	Considerado el proceso más selectivo, el proceso de separación es en función de diferencias de solubilidad y tasas de difusión del solvente y los solutos, retiene iones monovalentes como el Na ⁺ y el Cl ⁻

La membrana se posiciona en dirección de la alimentación o el flujo del influente a tratar, retiene los contaminantes generando dos corrientes: un concentrado y un permeado tal, como se ilustra en la Figura 3.8.

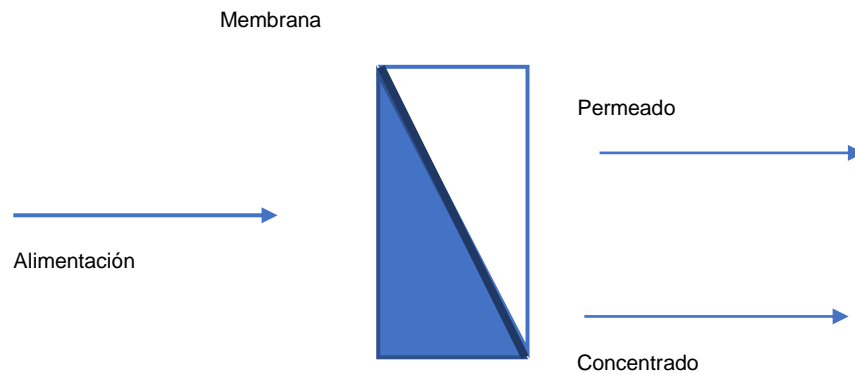


Figura 3.8. La configuración de la membrana en el sentido del flujo de la corriente del influente.

Fuente: adaptado de (Rodríguez Fernández-Alba, et al., 2006).

La selección de membrana en el tratamiento de aguas residuales se considera en función del tipo de contaminantes a retener, en el proceso de filtrado estos tienden a aglomerarse e incrustarse en la superficie de la membrana

reduciendo el flujo a través de ella, lo que se conoce como “fouling” o ensuciamiento de la membrana, y es uno de los fenómenos mayormente investigados ya que resulta de gran influencia en el rendimiento del sistema (Melin et al., 2006).

La configuración en la que se puede utilizar al módulo con la membrana puede ser sumergida o externa al sistema. De acuerdo con el material de fabricación, las membranas pueden ser poliméricas, cerámicas o metálicas, además pueden ser clasificadas con base en su estructuración física y configuración como se puede ver más a detalle en la siguiente Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Clasificación de membranas.

Criterio	Tipo
<p>Con base en su estructura física</p>	<p>Membranas micro porosas Conformadas por una distribución de poros (0.001mm-10 mm) impidiendo el paso por mecanismo de exclusión, permite los procesos de microfiltración y ultrafiltración, el permeado es resultados de una diferencia de presión.</p>
	<p>Membranas densas Son estructuras sin poros que funcionan con base en el modelo solución-difusión, lo que implica una diferencia de solubilidades, siendo la ósmosis inversa y nano filtración los procesos que las usan.</p>
	<p>Membranas cargadas eléctricamente Pueden ser porosas o densas, y también poseen restos catiónicos o aniónicos en la estructura membranosa. Son utilizadas en procesos de electrodiálisis.</p>
	<p>Membranas anisótropas (asimétricas) < 20 mm Formadas por una capa delgada y porosa (responsable del proceso de separación) soportada</p>

Criterio	Tipo
	en una más gruesa y porosa (aportando al sistema la resistencia mecánica requerida)
Las membranas se fabrican geoméricamente como: fibras huecas, laminas planas y tubulares	
Con base en su configuración	Cartuchos de membranas
	Módulo tipo placa bastidor
	Módulo de membranas enrolladas en espiral
	Módulo de membrana tipo fibra hueca

Los criterios operativos relevantes en el control del funcionamiento y rendimiento de un MBR son el TRH, TRS y tipo de membrana.

El TRS es un factor importante en la adaptación de microorganismos especializados como lo son los de lento crecimiento, los cuales tienen la capacidad de degradar a compuestos con características recalcitrantes. Los principales inconvenientes de un sistema MBR que son objeto de estudio en gran medida y requieren optimización mediata son: el ensuciamiento del módulo de membrana debido a incrustaciones (Badia-Fabregat et al., 2017); altos costos de inversión, gran demanda energética (Ceconet et al., 2017) y un efecto de desnitrificación poco eficiente (Zheng et al., 2018).

3.4 Modelos matemáticos

Los modelos matemáticos basados en datos experimentales son un enfoque analítico y herramienta útil para describir y simular la cinética, además de predecir el rendimiento de remoción para la optimización del proceso biológico en los reactores (Pahlavanzadeha et al., 2018). Propiamente el estudio de la cinética de los procesos biológicos contribuye a la comprensión de la velocidad de degradación de la materia orgánica, que es utilizada como alimento por los microorganismos, permitiendo la identificación de factores operacionales que afectan la cinética, como el sustrato, la temperatura y el pH, entre otros,

contribuyendo así, al establecimiento de condiciones operativas óptimas para el tratamiento y generalizar para mejorar la facilidad aplicada en el control de procesos y diseño. (Padilla-Gasca y López López, 2010).

El proceso biológico en sistemas MBBR es bien conocido por operar de forma estable y con un rendimiento satisfactorio. Sin embargo, la predicción de su comportamiento y la descripción de su cinética en el tratamiento de las AR es compleja para modelarla puesto que, deben considerarse las diferentes fases y zonas dentro de la biopelícula (Carminati et al., 2018).

Particularmente existen diferentes modelos que estudian la eliminación de sustrato en procesos que involucran biopelículas como son: los modelos de Monod, Stover-Kincannon (Hosseiny y Borghei, 2002) y Grau, considerados como fundamentales y comunes para predecir la tasa de remoción del sustrato en función de la concentración de sustrato en el influente (Hassani et al., 2014).

3.4.1 Monod

La hipótesis básica de la cinética de la biodegradación es que, el sustrato se consume a través de reacciones catalizadas exclusivamente por los microorganismos. La tasa de crecimiento es naturalmente independiente de la densidad de microorganismos, pero esta si puede afectar la tasa de crecimiento cuando hay un cambios de pH y OD (Martín-Pascual et al., 2012).

El modelo de Monod describe una relación empírica entre la concentración de un sustrato y el crecimiento de los microorganismos de un cultivo puro a través de los parámetros μ_{max} y K_s (Judd, 2010).

La Ecuación 3.7, describe el modelo de Monod como:

$$\mu = \mu_{max} \left[\frac{S}{K_s + S} \right] \quad (\text{Ecuación 3.7})$$

Donde:

μ = tasa de crecimiento específica de los microorganismos (h^{-1})

μ_{max} = tasa máxima de crecimiento (h^{-1})

S = concentración de sustrato (g/L)

K_s = constante de saturación del sustrato (concentración del sustrato a la mitad μ_{max}). (g/L)

Suponiendo que la cinética de primer orden prevalece en el reactor y la concentración del sustrato está completamente mezclada, la tasa de cambio de la concentración de sustrato podría expresarse con el siguiente balance de masa obteniendo la Ecuación 3.8.

$$\frac{dS}{dt} V_r = QS_0 - QS + V_r r_{su} \quad (\text{Ecuación 3.8})$$

En condiciones de estado estable, la tasa de cambio es despreciable, y la ecuación anterior puede ser modificada como:

$$r_{su} = \frac{-k X S}{K_s + S} = \frac{S_0 - S}{TRH} \quad (\text{Ecuación 3.9})$$

Posteriormente se obtiene la linealización del modelo de Monod.

$$\frac{TRH \cdot X}{S_0 - S} = \frac{K_s}{k} \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad (\text{Ecuación 3.10})$$

Donde:

TRH= tiempo de retención hidráulica (h)

S₀= concentración de sustrato en el influente (mg/L)

S= concentración del sustrato en el efluente (mg/L)

X= concentración de biomasa en el reactor (mg SSV/L)

K_s= constante de saturación del sustrato o velocidad media (concentración del sustrato a la mitad μ_{max}). (mg/L)

k= tasa de utilización máxima de sustrato por unidad de masa de microorganismos (d⁻¹)

3.4.2 Stover–Kincannon

Stover-Kincannon propuso un concepto de diseño para sistemas de biopelículas, donde el consumo de sustrato está basado en la tasa de carga orgánica total y se define en la Ecuación 3.11. Debido a las dificultades en la medición del área de superficie activa, que soporta la biopelícula, el volumen efectivo del reactor se utiliza este modelo (Padilla-Gasca y López López, 2010). Modelo que se define como:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{max} \left(Q \cdot \frac{S_0}{V} \right)}{K_B + \left(Q \cdot \frac{S_0}{V} \right)} \quad (\text{Ecuación 3.11})$$

Donde:

U_{max}= constante de utilización máxima (g/L·d)

K_B= constante de saturación (g/L·d)

V= volumen del reactor (L)

Q= caudal o flujo del influente (L/d)

S_0 = concentración del sustrato en el influente (g/L)

S = concentración del sustrato en el efluente (g/L)

En este modelo, la tasa de consumo de sustrato (dS/dt) se expresa en la Ecuación 3.12:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} = (S_0 - S) \quad (\text{Ecuación 3.12})$$

Esta ecuación también se puede escribir como una respuesta lineal de la siguiente manera en la Ecuación 3.13.

$$\frac{V}{Q \cdot (S_0 - S)} = \frac{K_B}{U_{max}} \frac{V}{Q \cdot S_0} + \frac{1}{U_{max}} \quad (\text{Ecuación 3.13})$$

3.4.3 Modelo de segundo orden Grau

La ecuación general de Grau describe un modelo cinético de segundo orden. Este modelo se basa en el concepto de eliminación lineal y se puede utilizar para mezclas de componentes múltiples (Pahlavanzadeha et al., 2018). La ecuación general del modelo cinético de segundo orden de Grau se expresa como en la Ecuación 3.14:

$$-\frac{dS}{dt} = K_s \cdot X \cdot \left(\frac{S}{S_0}\right)^2 \quad (\text{Ecuación 3.14})$$

Donde:

K_s = constante de segundo orden para la eliminación de sustrato (d^{-1})

X = concentración de biomasa en el reactor (mg/L)

S = concentración de sustrato en el efluente (mg/L)

S_0 =concentración de sustrato en el influente (mg/L)

Si la ecuación anterior se integra y luego se linealiza se obtendrá la Ecuación 3.15.

$$\frac{S_0 HRT}{S_0 - S} = HRT - \frac{S_0}{K_s \cdot X} \quad (\text{Ecuación 3.15})$$

Si el segundo término de la parte derecha de la Ecuación 3.14, se acepta como una constante y, $((S_0 - S) / S_0)$ expresa la eficiencia de remoción del sustrato y se simboliza como: E. Por lo tanto, la última Ecuación 3,16 se puede escribir de la siguiente manera:

$$\frac{TRH}{E} = a + b TRH \quad (\text{Ecuación 3.16})$$

Donde:

a= (d⁻¹)

b= adimensional

Capítulo 4. Desarrollo de la investigación

En el desarrollo de este proyecto de investigación, se planteó la metodología de experimentación en tres etapas (Figura 4.1)

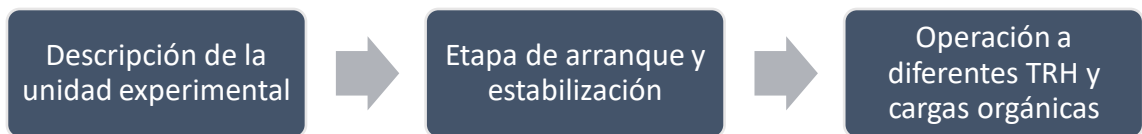


Figura 4.1. Planteamiento metodológico.

4.1 Descripción de la unidad experimental

El sistema consistió en un recipiente acrílico con la geometría de un prisma rectangular de la cual, se especifican sus dimensiones en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Dimensiones de la unidad experimental.

Dimensión	Valor/unidad
Largo	0.66 m
Ancho/profundidad	0.18 m
Altura	0.275 m
Volumen total	0.033 m ³
Volumen útil	0.026 m ³

El reactor fue configurado con base en y la Figura 4.2 y Figura 4.3, ilustran la unidad experimental utilizada.

El reactor se dividió en dos compartimentos en serie; primero el compartimento de la zona anóxica con un volumen de 0.014m^3 y, posterior el compartimento de la zona aerobia con un volumen de 0.012m^3 . El primer compartimento tuvo sistemas de agitación mecánica de propela (Stir-Pak Heavy-Duty Mixer Heads - 1750 Arrow Mixing). La zona aerobia requirió de un sistema de aireación por medio de difusores de piedra porosa; ambas medidas en los dos compartimentos con el objetivo de proveer oxígeno a los microorganismos, movilidad de los soportes y permitir un mezclado homogéneo del licor mezclado en el reactor. Además, esta zona contó con una línea de recirculación interna del reactor aerobio hacia el reactor anóxico a razón de 1:1 ($Q_{\text{recirculacion}}: Q_{\text{influyente}}$) que cumplió con el objetivo de mantener homogenizada la biomasa.

Es importante mencionar que inicialmente se tenía una configuración anaerobia-anóxica- aerobia. sin embargo, las condiciones anaerobias nunca se lograron alcanzar por lo que se tomó el volumen del reactor anaerobio como parte del reactor anóxico.

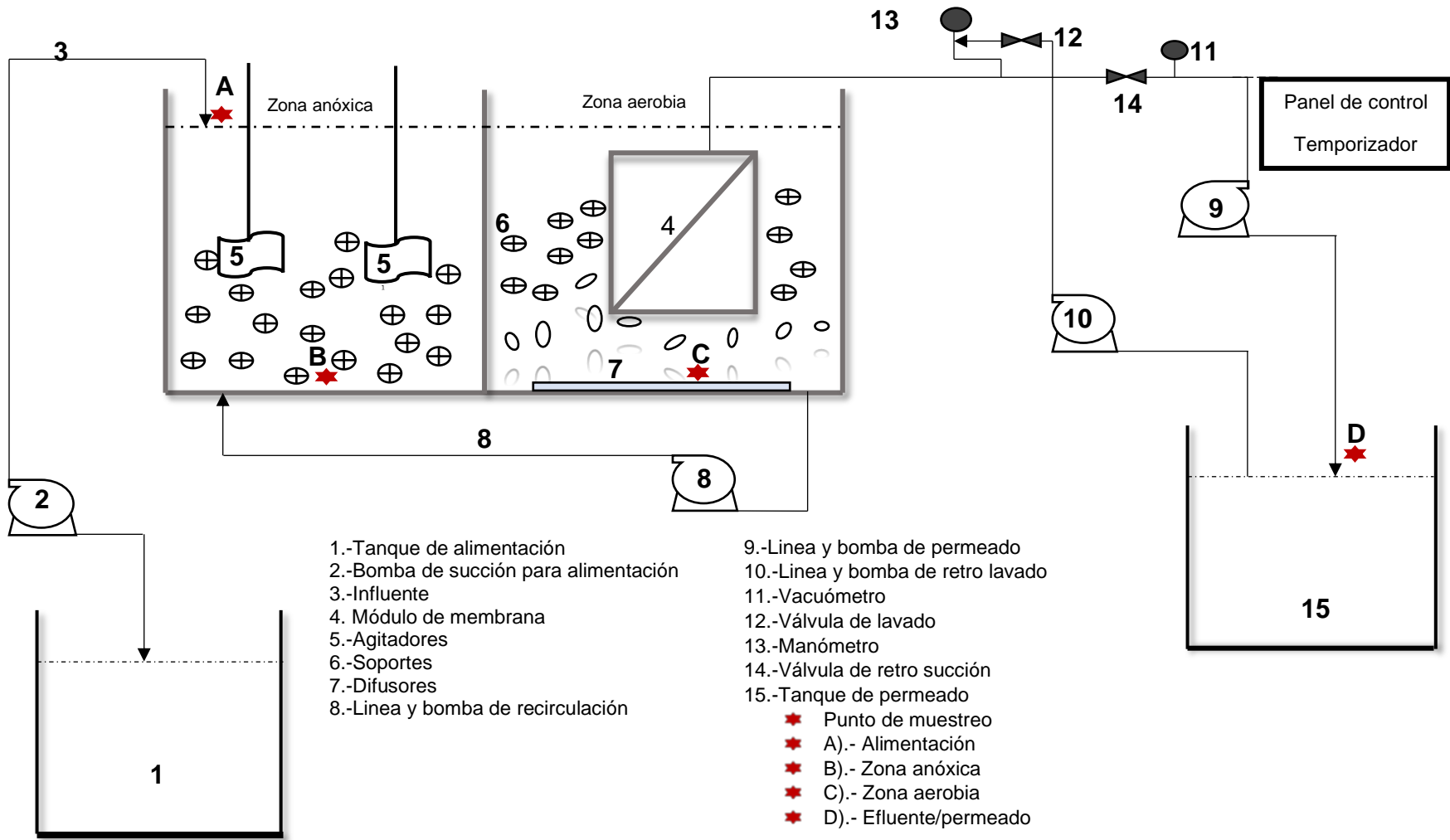


Figura 4.2. Diagrama de flujo de la unidad experimental.



Figura 4.3. Unidad experimental en operación.

4.2 Módulo de membrana

En la Figura 4.4, es posible observar que, en el interior de la zona aerobia fue sumergido un módulo de membrana hecho de polisulfona para ultrafiltración con una geometría tipo fibra hueca (General Electric). Las características correspondientes se presentan en la Tabla 4.2.



Figura 4.4. Módulo de membrana.

Tabla 4.2. Características del módulo de membrana.

Configuración	Sumergida
Geometría: Fibras huecas	Polisulfona con soporte de polipropileno
Dimensiones (cm)	5.1 ancho x 34.5 largo
Tamaño de poro (NMWC)	300,000
Fibra (d. i.= mm)	1
Área superficial (cm ²)	2520
Longitud nominal de la trayectoria del flujo (cm)	30

4.3 Lecho móvil

Para proporcionar el lecho móvil, se utilizaron soportes Kaldnes tipo KMT K1 los cuales, se ilustran en la Figura 4.5.



Figura 4.5. Soportes Kaldnes tipo KMT K1

Las principales características de origen de los soportes KMT K1 utilizados se presentan en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3. Características de origen de los soportes utilizados para el lecho móvil.

Material	polietileno de alta densidad
Densidad (g/cm ³)	(0.95 g/cm ³)
Forma	Cilíndrica
Dimensiones	7 mm largo y 10 mm de ancho
Soportes por unidad de volumen (unidades/L)	1030
Área superficial total (m ² /m ³)	690
Área superficial efectiva (m ² /m ³)	500

4.4 Etapa de arranque y estabilización

La fase de arranque del sistema y aclimatación de la biomasa tuvo lugar en un periodo de 136 días de operación. El sistema se inoculó con biomasa tomada del licor mezcla de la PTAR del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA) localizada en el municipio de Jiutepec Morelos la cual, contó con una concentración aproximada de SSV entre los 3,000 y 3,500 mg/L.

4.5 Variables de operación durante la experimentación

Durante el periodo de aclimatación, se trabajó con un caudal en el influente de 1.08 L/h con un TRH de 24 h y una fracción de llenado del lecho móvil del 30 % v/v. Para obtener los parámetros cinéticos que describen la remoción de sustratos, el proceso de experimentación implicó variar el TRH como se describe en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Variables de operación.

Fracción de llenado de soportes	TRH global (h)	Duración de cada etapa experimental (d)
30 % v/v	24	28
	20	
	16	
	12	
	10	

Posterior al periodo de estabilización, se buscó mantener la biomasa en el licor mezcla en una concentración promedio de SSV entre los 3,000 y los 3,500 mg/L. Durante el periodo de experimentación se mantuvo un TRS igual a 30 días mediante la realización de purgas diarias de aproximadamente 860 mL, calculado con base en la siguiente Ecuación 4.1 (Mannina et al., 2016).

(Ecuación 4.1)

$$TRS = \frac{V X}{Q_{lr} X_{lr} + Q X_e}$$

Donde:

TRS= días

V- volumen del reactor (L)

X-concentración de SSV en el lodo residual (mg/L)

Q_{lr}- caudal de lodo residual (L/h)

X_{lr}- concentración de los SSV en el lodo residual (mg/L)

Q- caudal del agua influente o efluente del sistema biológico en (L/h)

X_e- concentración de los SSV en el efluente (mg/L)

4.6 Biomasa adherida

Existen diversos procedimientos para cuantificar la biomasa adherida, en esta investigación, la cuantificación se llevó a cabo mediante el lavado de soportes aplicando la energía del sonido (sonicación) para desprendimiento de la biomasa adherida al soporte. Este procedimiento implicó, tomar al azar un total de 5 soportes del reactor y colocarlos en un vaso de precipitado con 20 mL de agua desionizada y se sometieron a sonicación por 15 minutos para posteriormente determinar SST y SSV. La densidad de la biopelícula se calculó con base en la siguiente Ecuación 4.2.

(Ecuación 4.2)

$$\text{Densidad de biopelícula} = \frac{\text{Volumen de muestra} \cdot \text{SST o SSV}}{\text{Área de soporte}}$$

Donde:

Densidad de biopelícula= g SST/m² o g SSV/ m²

SST o SSV= g/L

Volumen de muestra= L

Área de soporte por unidad= m²

4.7 Técnicas de análisis

El monitoreo de los principales parámetros de operación del sistema como son: temperatura (T°), oxígeno disuelto y pH; El seguimiento del proceso se realizó mediante los siguientes parámetros de calidad del agua: SST y SSV, DQO, N-NH₄, N-NO₂⁻ y N-NO₃⁻. Su determinación inició un par de días posterior al arranque y se realizó para todos los puntos de muestreo antes señalados; la frecuencia de monitoreo y los principales métodos de monitoreo se presentan en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Descripción de la frecuencia, referencia y método de análisis para el monitoreo de los parámetros de operación y parámetros de calidad del agua.

Parámetro	Método de análisis	Frecuencia
T (°C)	Medición directa por método potenciométrico	Diario
pH	Medición directa por método potenciométrico	Diario
Oxígeno disuelto (mg/L)	Medición directa por electrodo	Diario
DQO (mg/L)	Medición por espectrofotómetro (HACH)	2 veces / semana
DBO ₅ (mg/L)	espectrofotómetro (HACH)	2 veces / semana
SST (mg/L)	Medición por gravimetría	2 veces / semana
SSV (mg/L)	gravimetría	2 veces / semana
NH ₄ (mg/L)		2 veces / semana
NO ₂ (mg/L)	Medición por espectrofotómetro (HACH)	2 veces / semana
NO ₃ (mg/L)	(HACH)	2 veces / semana

4.8 Determinación de los parámetros cinéticos y modelo

Los parámetros cinéticos de remoción de sustratos para los modelos Monod, Stover Kincannon y Grau fueron determinados mediante la Ecuación 3.10, Ecuación 3.13 y Ecuación 3.16 anteriormente descritas.

Capítulo 5. Resultados y discusión

En este capítulo se describen y analizan los resultados obtenidos en la experimentación, se presentan los datos obtenidos que permitieron evaluar el desempeño y comportamiento del sistema durante en la remoción de sustratos analizando el efecto que tuvo la carga orgánica y de nitrógeno aplicada.

Posteriormente se obtuvieron los parámetros cinéticos que describen la remoción de sustrato en el sistema y para ello se utilizaron los modelos de primer orden Monod, Stover Kincannon y Grau de segundo orden.

Finalmente, utilizando como criterio el coeficiente de determinación más cercano a la unidad se definió cuál de los modelos para remoción de sustratos describe mejor el proceso biológico en el sistema MBBR-MBR.

5.1 Parámetros de campo y caracterización del agua residual

El agua residual municipal utilizada como modelo para la investigación fue tomada del influente de la PTAR el Texcal, ubicada en el municipio de Jiutepec, Morelos. En la Tabla 5.1, se muestran las características promedio del agua residual utilizada como modelo de la investigación la cual, primero fue almacenada en un tanque de 100 L, donde se llevó a cabo una sedimentación previa de los sólidos suspendidos.

Los resultados obtenidos de la caracterización indicaron que se trabajó con un agua residual de baja carga contaminante y, es posible atribuirlo al factor de dilución por aguas pluviales durante parte del periodo experimental. Lo anterior de acuerdo con los datos obtenidos y la comparación con datos de composición típica de agua residual municipal no tratada (Tchobanoglous et al., 2014)

Tabla 5.1. Características promedio de los principales contaminantes en el agua residual municipal utilizada

Parámetro	Valores promedio posterior a sedimentación primaria	
SST	107 ± 14	
DQO	322 ± 55	
DBO ₅	125 ± 8	
N-NH ₄	18 ± 5	mg/L
N-NO ₂	0.19 ± 0.3	
N-NO ₃	0.37 ± 0.2	
NT	32.28 ± 4	

Esta experimentación tuvo una duración de 40 semanas (280 días). Con la finalidad de propiciar las mejores condiciones al proceso biológico y al crecimiento de microorganismos específicos que favorezcan la nitrificación en el sistema, se llevó a cabo el monitoreo diario de los principales parámetros de campo: pH, oxígeno disuelto y temperatura, los valores promedio de estos parámetros se muestran en la siguiente Tabla 5.2, para cada punto de muestreo: influente, zona aerobia, zona anóxica y efluente.

Tabla 5.2. Valores promedio de pH, oxígeno disuelto y temperatura del influente, zona aerobia, zona anóxica y efluente.

parámetro de campo	Influente	Zona anóxica	Zona aerobia	Efluente
pH	7.86 ± 0.3	7.70 ± 0.3	7.36 ± 0.3	7.49 ± 0.3
Oxígeno disuelto (mg/L)	0.17 ± 0.03	0.33 ± 0.05	6.82 ± 0.8	6.57 ± 0.3
Temperatura (°C)	20.45 ± 2	20.46 ± 2	20.45 ± 2	20.67 ± 2

Los resultados del monitoreo de los parámetros antes mencionados indicaron que se mantuvieron valores considerados como óptimos: pH en rangos de 7 a

9, temperatura entre 10 y 22°C y valores de oxígeno disuelto para nitrificación >2 mg/L y desnitrificación <0.5 mg/L (Hem et al., 1994; Al-rekabi y Sabeeh, 2015). Durante el periodo de operación el oxígeno disuelto en la zona aerobia fue de 6.82 ± 0.76 mg/L, dicho valor puede considerarse un indicativo de un medio óptimo para una eliminación eficaz de la DQO y un proceso de nitrificación efectivo considerando que, en los procesos de biopelícula, la tasa de nitrificación muestra una dependencia de primer orden con respecto a la concentración de oxígeno disuelto (Al-rekabi y Sabeeh, 2015).

5.2 Sólidos suspendidos y formación de biopelícula

La biomasa está constituida por materia celular que contiene C, H, N y O ($C_5H_7O_2N$). En un biorreactor la biomasa comúnmente representada por los sólidos suspendidos en el licor mezcla (SSLM) los cuales, involucran microorganismos vivos, muertos y restos celulares. En particular, los sistemas MBBR proporcionan una combinación; es decir, la biomasa crece como flóculos suspendidos y como biopelícula adherida a medios de soporte inertes (Jaafari et al., 2017).

En la fase de aclimatación y estabilización principalmente se buscó propiciar el medio para la formación de la biopelícula. Durante esta etapa se estableció trabajar con un TRH de 24 h, un caudal de $0.026 \text{ m}^3/\text{d}$ y una fracción de llenado de los soportes del $30\% V_{\text{soportes}}/V_{\text{reactor}}$. Bajo estas condiciones, la concentración de SSLM dentro del reactor fue muy inestable, se mantuvo fluctuando entre los 3,000 y 6,000 mg/L en ambas zonas lo cual, puede atribuirse a que en esta etapa se mantuvo un TRS mayor a 30 días. Así mismo, es importante señalar que durante la toda la etapa de experimentación se mantuvo un TRS de 30 días mediante la realización de purgas diarias.

En la Figura 5.1, puede apreciarse el comportamiento de la concentración de los SSLM durante las etapas de aclimatación y experimentación. La baja variación en la evolución de los SSLM y la comprobación microscópica en la

Figura 5.2, definió el estado estacionario o aclimatación que requirió 136 días de operación, al cabo de este periodo se observaron concentraciones más estables de SSLM tanto en la zona anóxica como en la aerobia.

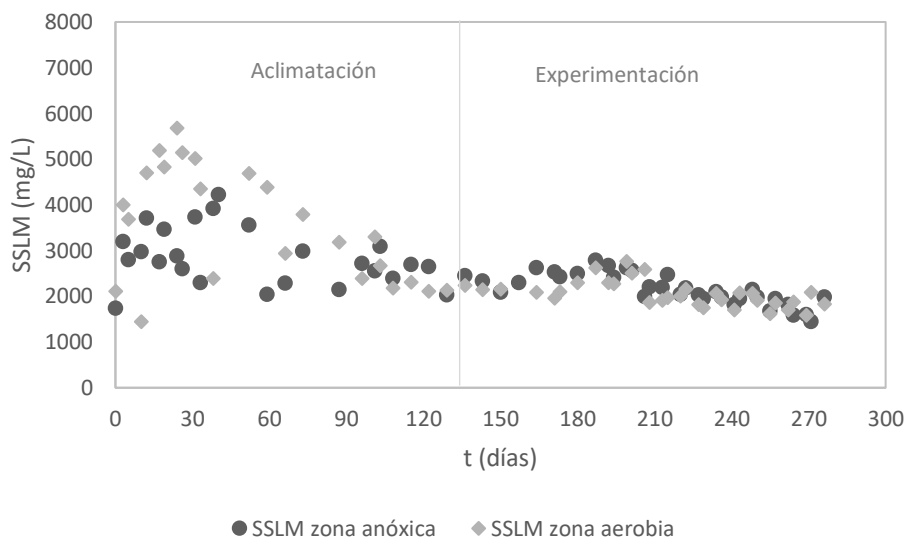


Figura 5.1. Desarrollo de los SSLM en el sistema durante proceso de arranque y aclimatación.

Para la formación de la biopelícula, se utilizaron 7,800 soportes los cuales, proporcionaron un área superficial efectiva de $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y un área total para establecimiento de la biopelícula de 3.9 m^2 . El número de soportes que se utilizó corresponde a una fracción de llenado del 30% $V_{\text{soportes}}/V_{\text{reactor}}$. La elección de dicho porcentaje fue tomando en cuenta los resultados de estudios previos donde se indica que, las fracciones de llenado entre el 30 y 50% de los soportes en los sistemas MBBR (Duan et al., 2013) favorecen la formación de biopelículas delgadas las cuales, se consideran óptimas por facilitar el transporte de sustratos al interior (Ahl et al., 2006). Estudios previos señalan que un aumento en la cantidad de soportes en el sistema influye en la competencia entre la biomasa adherida y la biomasa suspendida; identificaron que, porcentajes del 35% $V_{\text{soportes}}/V_{\text{reactor}}$ presentan mayores eficiencias en la remoción de DQO (>90%) (Barwal y Chaudhary, 2014). Asimismo, es importante mencionar, que aún se conoce muy poca información sobre el efecto

de la fracción de soportes particularmente sobre la capacidad de nitrificación y desnitrificación en sistemas MBBR (Zhang et al., 2016).

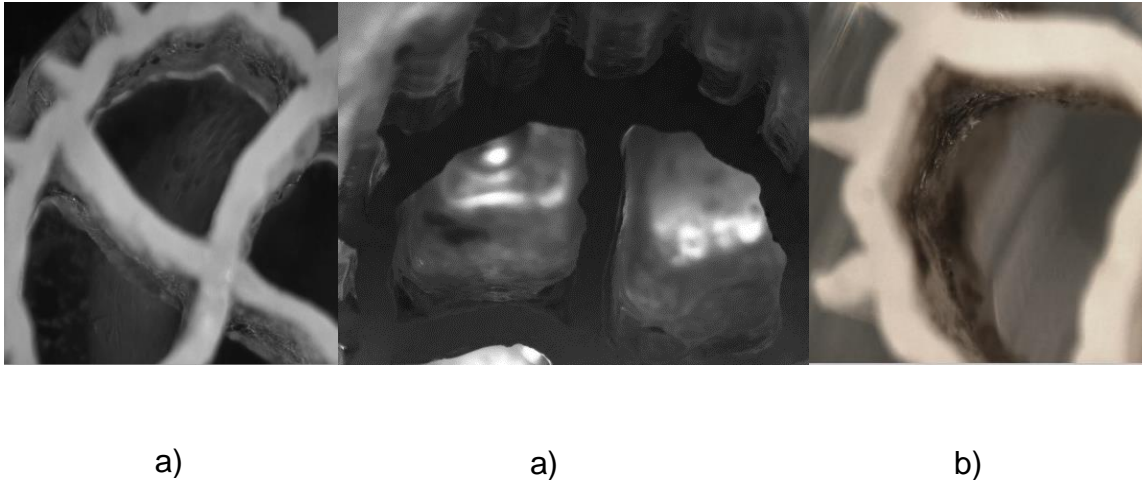


Figura 5.2. Formación de biopelícula sobre los soportes a). zona anóxica y b). zona aerobia.

En la Figura 5.3, se presenta un perfil del comportamiento con datos promedio de la evolución de ambas biomasas (expresadas en g SS/L) frente a TRH global de trabajo de forma sucesiva. El perfil muestra una disminución de la biomasa suspendida con los TRH más bajos mientras que la biomasa adherida se mantiene relativamente constante posiblemente a la baja competencia entre estas, sugiriendo que los microorganismos prefieren adjuntarse a los soportes y no a mantenerse de forma suspendida (Jaafari et al., 2017). De acuerdo con Piculell, M. (2016), la biomasa suspendida sufrió una mayor disminución con los TRH más bajos (16, 12 Y 10 h) posiblemente a su dependencia de las condiciones operativas, tales como TRH y la tasa de carga mientras que la biomasa adherida crece independientemente de factores como el TRH, la limitación de la difusión de nutrientes.

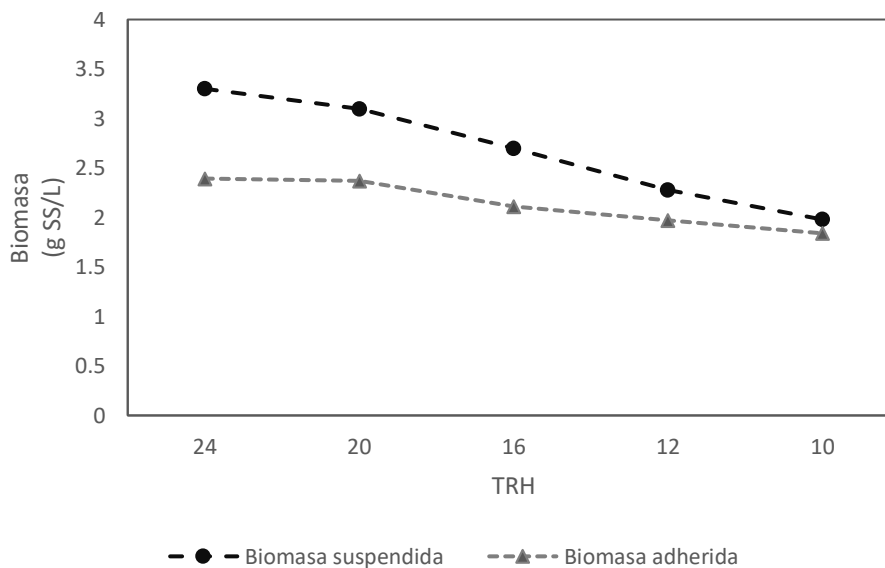


Figura 5.3. Comportamiento de la biomasa adherida y la biomasa suspendida con cada TRH de experimentación.

La densidad de biopelícula relaciona la cantidad de biomasa adherida con el área superficial biodisponible proporcionada por los soportes en el reactor y se expresa en g SS/m². La densidad de biopelícula se determinó con base en la Ecuación 3.4. El procedimiento de cuantificación de la densidad de biopelícula requirió multiplicar los SS de los 5 soportes en la muestra por el volumen ocupado en la celda (los datos se mencionan en el capítulo 4 Desarrollo de la experimentación); el resultado se dividió entre 5 soportes para obtener el valor por cada unidad; esta cantidad a su vez, fue multiplicada por el total de soportes en la zona anóxica (4,200 unidades) y en zona aerobia (3,600 unidades), finalmente se dividió por el área superficial disponible para formación de la biopelícula.

En la Tabla 5.3 se muestran los valores promedio de la densidad de biopelícula lograda en la zona anóxica y zona aerobia para cada TRH global de trabajo y los TRH en la zona anóxica y aerobia. Se realizó un análisis de varianza (ANOVA) para comparación de tratamientos con un nivel de significancia del 5% ($\alpha=0.05$). Los datos muestran que la diferencia no es estadísticamente significativa considerando el mayor número de soportes en la zona anóxica que en la zona aerobia, además considerando que con los TRH bajos utilizados (12

y 10) se observó una disminución de los SSVLM sin embargo se mantuvieron valores de densidad de biopelícula relativamente constantes; así mismo, se supone un posible desprendimiento de la biopelícula debido a la erosión causada por las frecuentes colisiones entre las piezas y las paredes del reactor en la zona anóxica, como lo mencionan algunos investigadores (Rusten et al., 2006)

Tabla 5.3. Valores promedio de la densidad de biopelícula lograda para cada TRH de trabajo.

TRH global	TRH zona anóxica	Densidad de biopelícula zona anóxica	TRH zona aerobia	Densidad de biopelícula en zona aerobia
h	h	g SS/m ²	h	g SS/m ²
24	13	2.3 ± 0.3	11	2.1 ± 0.1
20	11	2.3 ± 0.2	9	2.0 ± 0.4
16	8	1.7 ± 0.2	8	1.7 ± 0.1
12	6.6	1.7 ± 0.09	5.4	1.6 ± 0.3
10	5.4	1.4 ± 0.2	4.6	1.6 ± 0.1

Las densidades de biopelícula obtenidas en este estudio son en comparación más bajas que las reportados en otros estudios; Por ejemplo, Camargo Rodríguez (2011) reporta densidades de biopelícula de 28.02 g SSV/m² en un sistema MBBR a escala real. Macedo Johansson, (2018) obtuvo densidades de biomasa adherida entre 73.25 y 132 g SSV/m². La diferencia puede deberse a múltiples factores como el TRS, TRH, tasas de carga orgánica, aireación en la zona aerobia y la agitación mecánica en la zona anóxica.

5.3 Remoción de SST

El proceso de ultrafiltración naturalmente debe tener un flujo mínimo de sólidos en suspensión a través de la membrana y se caracteriza por entregar efluentes con bajas o nulas concentraciones de SST y con altas eficiencias de remoción (> 96%) (Tchobanoglous et al., 2014). Dicho objetivo se cumplió en esta investigación. En la Figura 5.4, se muestra que durante todo el periodo experimental se obtuvieron concentraciones de SST en el permeado por debajo de los 30 mg/L con una eficiencia de remoción mayor al 97%.

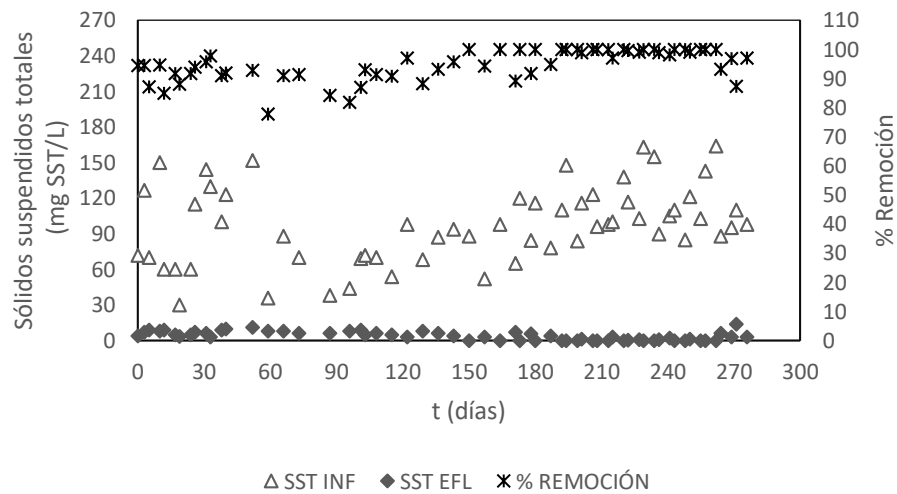


Figura 5.4. Concentración de los SST en el influente, efluente y porcentaje de emoción.

5.4 Eficiencia del sistema en la remoción de materia orgánica

Después del periodo de arranque y con el objetivo de evaluar el desempeño del sistema MBBR-MBR, se suministró agua residual de forma continua con una concentración promedio de DQO de 322 ± 54 mg/L y una DBO₅ de 125 ± 8 mg/L. En la Figura 5.5 y Figura 5.6, se ilustra la concentración de DQO y DBO₅

que se suministró al sistema; asimismo, es posible observar la concentración remanente de la zona aerobia, anóxica y en el permeado.

El agua residual se alimentó primero a la zona anóxica donde se observó el mayor porcentaje de biodegradación obteniendo una remoción del 81.53% para DQO, mientras que para DBO₅ se obtuvo un porcentaje de 81.93%.

El efluente de la zona anóxica alimentó a la zona aerobia con una concentración promedio de 56.10 ± 6.4 mg/L de DQO y 22.4 ± 2.4 mg/L de DBO₅. En esta misma zona, se observó un aumento en la remoción obteniendo porcentajes superiores al 90%, y se registraron concentraciones promedio de 28 ± 10.8 y 10.7 ± 6.0 mg/L de DQO y DBO₅ respectivamente. El módulo de membrana de UF fue sumergido dentro de la zona aerobia y produjo un permeado con concentraciones promedio de 12.1 ± 3.7 mg/L de DQO y 3 ± 1.0 mg/L de DBO₅, las eficiencias globales obtenidas fueron superiores al 96% para DQO y al 97% para DBO₅.

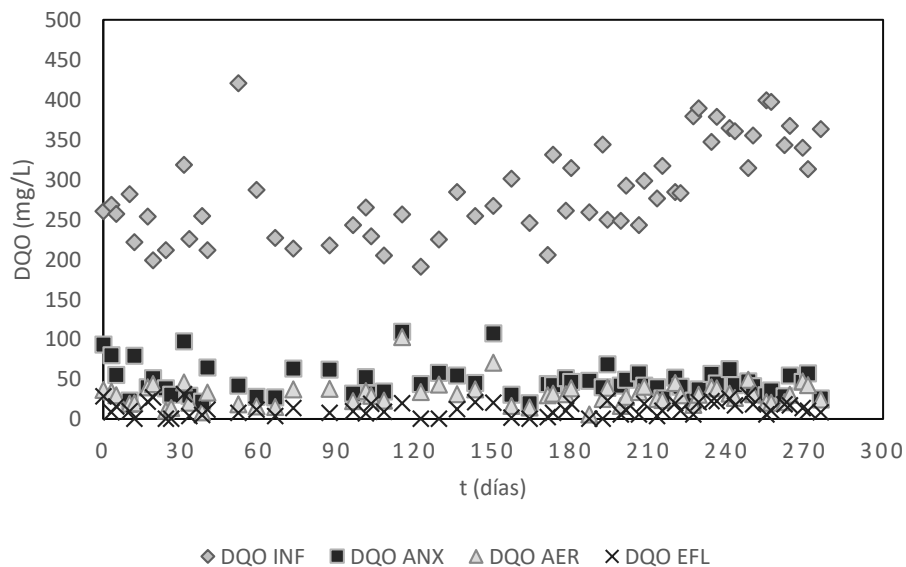


Figura 5.5. Concentración de DQO en el influente, efluente y zonas anóxica y aerobia del sistema MBBR-MBR.

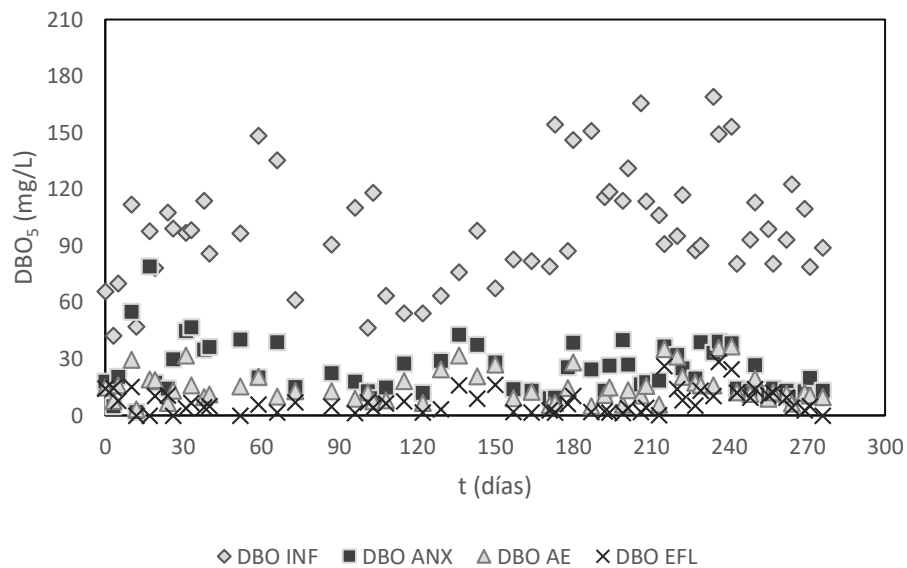


Figura 5.6. Concentración de DBO₅ en el influente, efluente y zonas anóxica y aerobia del sistema MBBR-MBR.

Los resultados obtenidos de la eficiencia global del sistema MBBR-MBR para remoción de DQO y DBO₅ en esta investigación son similares a los obtenidos por Duan y colaboradores (2013) quienes; reportaron eficiencias de remoción de DQO superiores al 95% en todo su periodo experimental.

En un estudio similar por Leyva-Díaz y colaboradores (2013) con una DQO y DBO₅ en el influente de 437.7 y 290.9 mg/L respectivamente, observaron remociones entre el 90.7% y 91.97% de DQO, mientras que para el parámetro DBO₅, registraron remociones entre el 98.81% y 99.07%. En otra investigación, trabajaron con valores promedio en el influente de entre 450 y 550 mg de DQO/L, obtuvieron porcentajes promedio de eliminación del 95% (Di Trapani et al., 2014). Los resultados se muestran homogéneos, considerando que se evaluaron diferentes acoplamientos entre sistemas MBBR a procesos MBR con condiciones de operación similares, pero diversos objetivos de estudio.

5.5 Efecto de la carga orgánica superficial, volumétrica y de nitrógeno

Para la evaluación del efecto de las cargas orgánicas y de nitrógeno en el desempeño del sistema, la entrada de DQO, DBO₅ y NH₄ fueron asumidos como variables para la determinación de cada carga.

5.5.1 Carga orgánica superficial

La carga orgánica superficial (COS) es un parámetro clave en el diseño y operación de los procesos MBBR y depende en gran medida del tipo de efluente a tratar (Macedo y May., 2018). En esta investigación dicho parámetro se determinó con base en la Ecuación 3.5 anteriormente descrita; para lo cual, se consideró el área superficial biodisponible de 3.9 m² que aportaron el 30% de los soportes en el sistema. En la Tabla 5.4 se presentan los valores promedio que se obtuvieron de las cargas orgánicas superficiales aplicadas y eliminadas en el sistema con cada uno de los TRH de experimentación.

Tabla 5.4. Resumen de las cargas orgánicas superficiales promedio aplicadas y eliminadas con cada TRH de experimentación.

TRH	COS _{DQO}	COS _{DQO}	COS _{DBO5}	COS _{DBO5}
	aplicada	eliminada	aplicada	eliminada
h	g DQO/m ² /d		g DBO ₅ /m ² /d	
24	1.78 ± 0.3	1.72 ± 0.3	0.78 ± 0.05	0.76 ± 0.05
20	2.34 ± 0.3	2.24 ± 0.4	1.01 ± 0.03	0.99 ± 0.02
16	2.81 ± 0.2	2.71 ± 0.2	1.18 ± 0.07	1.15 ± 0.07
12	4.76 ± 0.4	4.62 ± 0.4	1.64 ± 0.06	1.58 ± 0.06
10	6.06 ± 0.2	5.77 ± 0.2	2.14 ± 0.08	2.08 ± 0.09

COS= carga orgánica superficial.

Los valores de la carga orgánica superficial que se aplicaron son similares a los valores de carga con los que trabajó Ahl et al., (2006) y Nava Urrego et al., (2014) en sistemas, que al igual que en esta investigación utilizan sistemas que combinan la biomasa adherida y suspendida. En un sistema MBBR-MBR anóxico-aerobio. Melin et al., (2005) utilizaron bajas cargas superficiales de 4.1 y 6.8 g DQO /m²-d y evaluar el efecto sobre el ensuciamiento del módulo de la membrana.

En comparación con la Tabla 3.3 que muestra los valores de diseño de cargas orgánicas superficiales, es posible precisar que se trabajó con valores de cargas orgánicas superficiales aplicadas muy bajos. Sin embargo, los datos permitieron evaluar y observar un efecto casi nulo de la carga orgánica superficial aplicada en la eficiencia de tratamiento del sistema con cada TRH de experimentación.

En la Figura 5.8 y Figura 5.9 de carga orgánica superficial aplicada versus la carga orgánica eliminada, es posible observar un desempeño del sistema constante y un efecto estadísticamente no significativo de la carga orgánica aplicada sobre la remoción de DQO y DBO₅ lo cual, se determinó a través del análisis de varianza (Anexo). Se obtuvieron eficiencias promedio de 96.67%, 97.80%, 97.22%, 96.55% y 96.90% para los TRH de 24, 20, 16, 12 y 10 h respectivamente. Es posible notar que no existe un patrón en las eficiencias obtenidas de acuerdo con cada TRH con el que se experimentó considerando que la eficiencia de tratamiento de las aguas residuales en sistemas MBBR se comporta de forma proporcional no lineal a los TRH de rango bajo (Melin et al., 2005), cuando se opera con cargas orgánicas superficiales menores a los 8 g DQO/ m²-d (Torkaman et al., 2015).

Las eficiencias que se obtuvieron en este estudio son superiores a las obtenidas por Leiknes y Ødegaard., (2001) en un sistema MBBR-MBR completamente aerobio con 60-70% $V_{soportes}/V_{reactor}$ de soportes con valores de carga orgánica superficial entre 5 y 120 g DQO/ m²-d; de manera que estos resultados coinciden con estudios previos que señalan que los sistemas que

trabajan con bajas cargas suelen tener mejores eficiencias de tratamiento (Ahl et al., 2006).

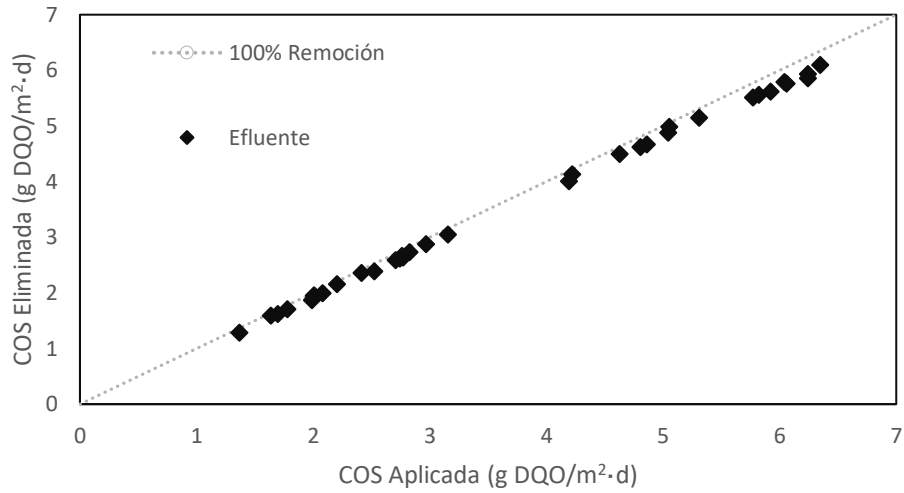


Figura 5.7. Carga orgánica superficial aplicada versus la carga orgánica superficial eliminada expresadas en g DQO/m²·d.

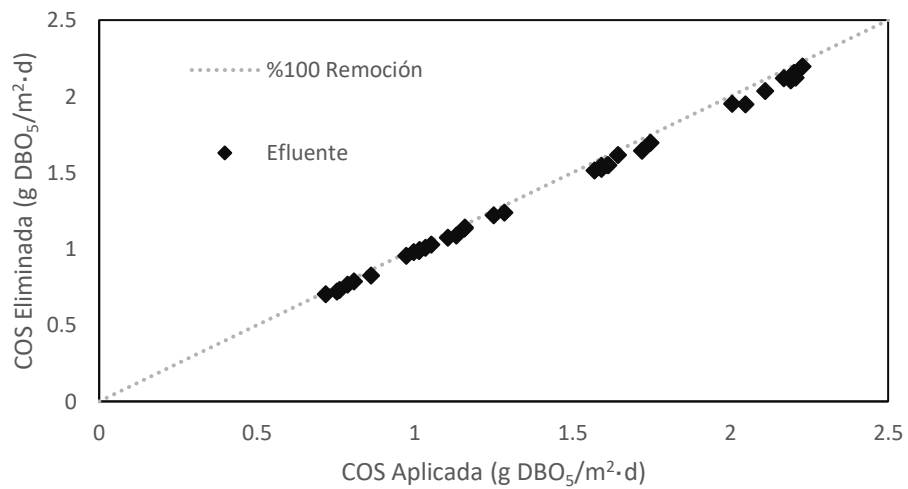


Figura 5.8. Carga orgánica superficial aplicada versus la carga orgánica superficial eliminada expresadas en g DBO₅/m²·d.

5.5.2 Carga orgánica volumétrica

Un segundo parámetro que determinó que es de gran relevancia para la operación de los sistemas MBBR es la carga orgánica volumétrica. Este parámetro se define como el cociente entre la cantidad de la materia orgánica y el volumen del reactor, y es inversamente proporcional al TRH de acuerdo con la Ecuación 3.6. En la Tabla 5.5, se muestran los valores promedio de carga orgánica volumétrica aplicada y eliminada durante cada TRH de experimentación.

Tabla 5.5. Valores de carga orgánica volumétrica para cada TRH de trabajo

TRH	COV_{DQO} aplicada	COV_{DQO} eliminada	COV_{DBO5} aplicada	COV_{DBO5} eliminada
h	g DQO/m ³ /d		g DBO ₅ /m ³ /d	
24	0.27 ± 0.04	0.26 ± 0.05	0.12 ± 0.01	0.11 ± 0.01
20	0.35 ± 0.05	0.34 ± 0.05	0.15 ± 0.01	0.14 ± 0.01
16	0.42 ± 0.04	0.41 ± 0.04	0.18 ± 0.01	0.17 ± 0.01
12	0.71 ± 0.06	0.69 ± 0.05	0.25 ± 0.01	0.24 ± 0.01
10	0.91 ± 0.03	0.86 ± 0.03	0.32 ± 0.03	0.31 ± 0.01

COV= carga orgánica volumétrica

Durante la primer etapa de experimentación se trabajó con un TRH de 24 h, una carga orgánica volumétrica de 0.27 ± 0.04 kg DQO/m³·d y 0.12 ± 0.01 kg DBO₅/m³·d; la cual, al ser inversamente proporcional al TRH fue incrementando gradualmente a medida que se disminuyó el TRH. El valor promedio máximo que se obtuvo fue de 0.91 ± 0.03 kg DQO/m³·d y 0.32 ± 0.03 kg DBO₅/m³·d cuando se experimentó con el TRH menor de 10 h. En la Figura 5.9 y Figura 5.10, se muestra que no hubo un efecto significativo de la carga orgánica volumétrica aplicada en la calidad del efluente; también es posible observar un

desempeño del sistema constante y un efecto estadísticamente no significativo de la carga orgánica volumétrica aplicada sobre la remoción de DQO y DBO₅; para ello, los datos obtenidos fueron sometidos a un análisis de varianza ANOVA para comparación de tratamientos con un nivel de significancia del 5% ($\alpha=0.05$) (Anexo).

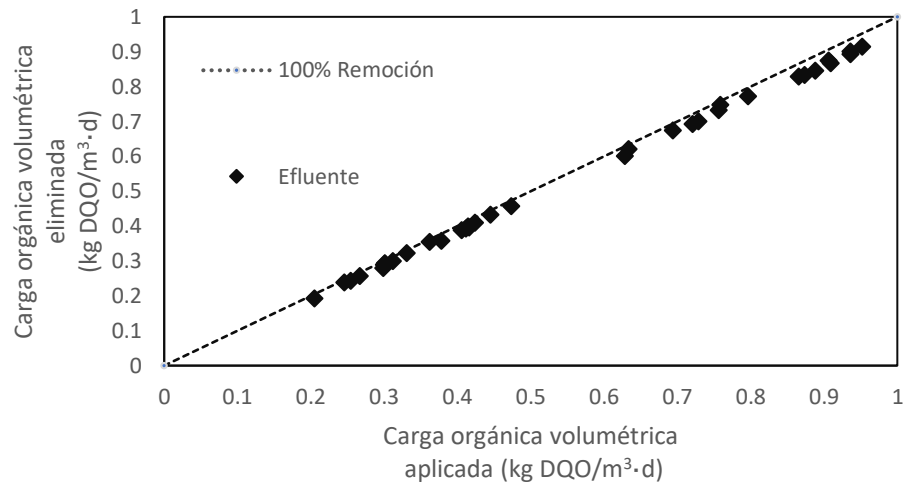


Figura 5.9. Carga orgánica volumétrica aplicada versus la carga orgánica volumétrica eliminada expresadas en kg DQO/m³·d.

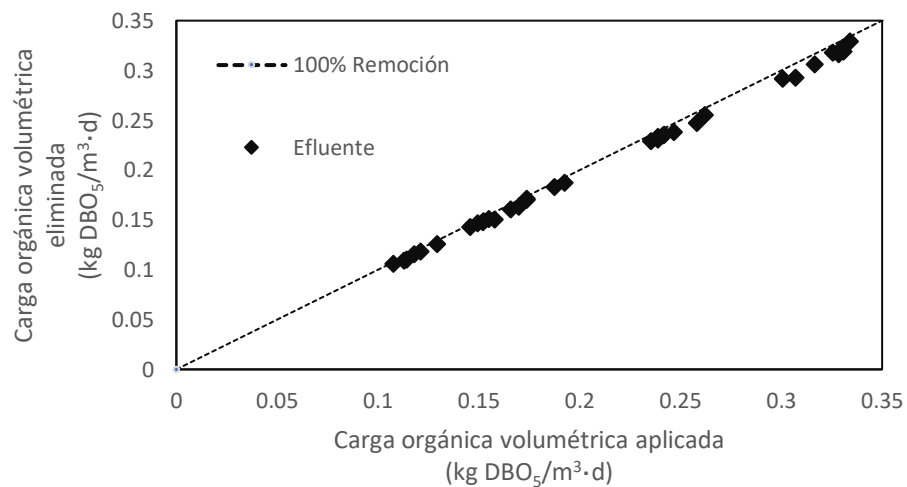


Figura 5.10. Carga orgánica volumétrica aplicada versus carga orgánica volumétrica eliminada expresada en kg DBO₅/m³·d

De acuerdo con los resultados obtenidos, es posible observar un efecto estadísticamente no significativo de la carga orgánica superficial volumétrica aplicada al sistema y su tasa de eliminación de DQO y DBO₅, una vez que se trabajaron valores de carga orgánica por debajo de los habitualmente reportados en la literatura ya que se trabajó con una agua residual real. Sin embargo, los resultados coinciden con lo descrito por Pervissian A. et al., (2010), ya que observó que los sistemas MBBR-MBR que operan con altas tasas de carga orgánica presentan tan solo un 4% más de eficiencia comparado con los sistemas que operan en condiciones de baja tasa de carga orgánica.

5.5.3 BCarga de nitrógeno

El proceso de nitrificación es básicamente una función de un conjunto de tres parámetros: la carga orgánica, la carga de nitrógeno disponible en la entrada y el OD. Para evaluar el efecto de la carga de nitrógeno se consideró el volumen del reactor como una constante variando los TRH, y se relacionó el área superficial que proporcionaron los soportes con la velocidad de flujo de NH₄ en la entrada, para presentar los resultados en función de la carga superficial y carga volumétrica de NH₄ calculados con base en la (Ecuación 3.5 y Ecuación 3.6 anteriormente descritas).

Durante la experimentación la concentración en el influente de NH₄, fluctuó entre 13 y 23 mg NH₄/L, con una carga superficial de NH₄ promedio de 0.22 ± 0.09 g NH₄/m²·d que correspondió a un valor promedio de carga orgánica volumétrica de 0.035 ± 0.01 kg NH₄/m³·d. En la Figura 5.11 y Figura 5.12 de carga superficial y volumétrica de NH₄ aplicadas versus las cargas superficiales y volumétricas eliminadas; se observa gráficamente que pese a la reducción de los TRH y el consecuente aumento del flujo a la entrada de NH₄ al sistema, se mantuvieron eficiencias de remoción de la carga de NH₄ de forma constante durante todo el periodo de operación, para lo cual, se realizó el análisis estadístico de varianzas ANOVA para comparación de tratamientos con un nivel de significancia del 5% ($\alpha=0.05$) y se determinó que no existe una diferencia

estadísticamente significativa (Anexo) entre los resultados obtenidos en cada etapa experimental. La eliminación máxima observada fue de 0.21 g NH₄/m²·d y de 0.034 kg NH₄/m³·d. Se logró una eficiencia promedio durante toda la experimentación de 98.5 ± 2.25 % y 97.74 ± 1.3 % para la carga superficial y volumétrica respectivamente.

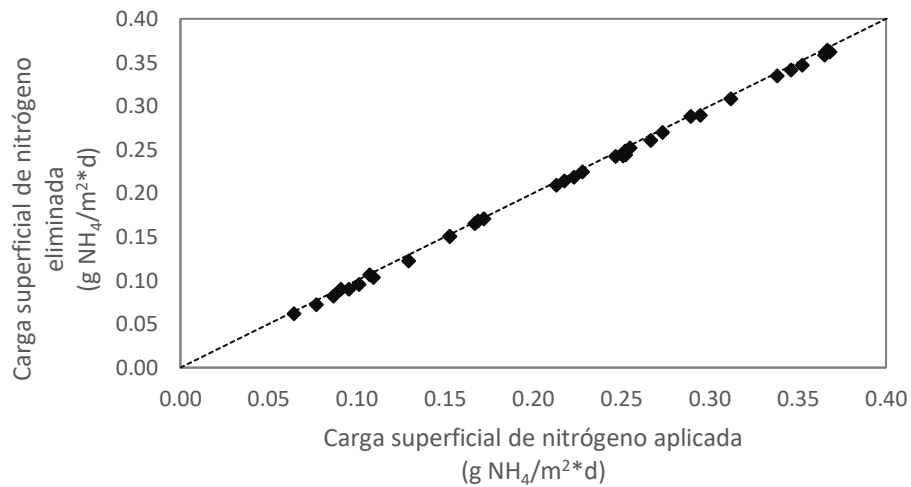


Figura 5.11. Carga superficial de nitrógeno aplicada versus la carga de nitrógeno eliminada expresada en g NH₄/m²·d.

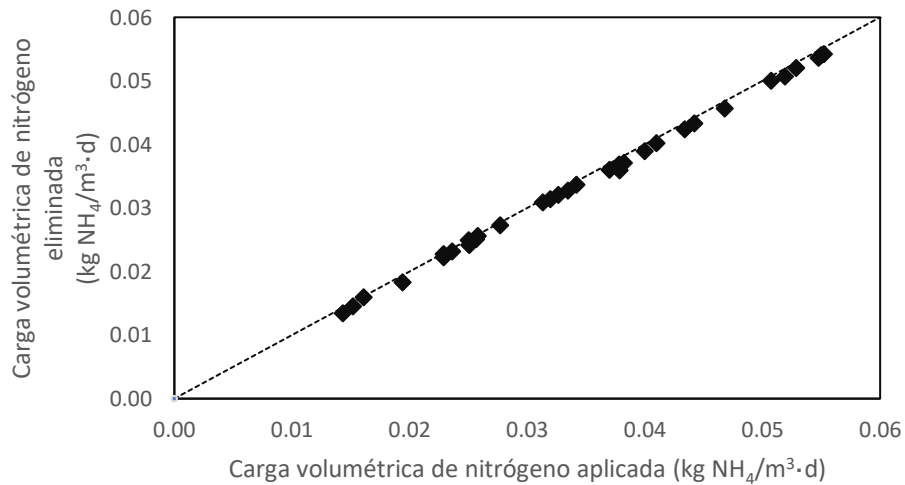


Figura 5.12. Carga volumétrica de nitrógeno aplicada versus la carga de nitrógeno eliminada expresada en kg NH₄/m³·d

5.6 Remoción de nitrógeno

La eliminación de nitrógeno y la eficiencia del reactor se evaluó mediante el monitoreo del nitrógeno total (NT) y nitrógeno amoniacal en el influente y efluente del sistema; así como también, se monitoreo la presencia de la especies oxidadas de nitrógeno (NO_2 y NO_3) de los sobrenadantes de las muestras tomadas en la zona anóxica y aerobia.

En la Figura 5.13, se muestra un comparativo con los valores promedio de las especies de nitrógeno que se observaron en cada punto de muestreo y del OD de acuerdo con su flujo en el sistema, esto considerando que la eliminación biológica de nitrógeno es sensible a la concentración de OD y pH en el sistema, y controlar dichos parámetros de operación, garantiza que se lleven a cabo los procesos de nitrificación/ desnitrificación (Chan et al., 2009). Los resultados demostraron que con una concentración promedio en el influente de 18 ± 4.8 mg NH_4 /L y 6.82 ± 0.76 mg OD/L en la zona aerobia, el NH_4 se convirtió en un 61.66% a NO_3 registrándose un promedio de 11.1 mg NO_3 /L.

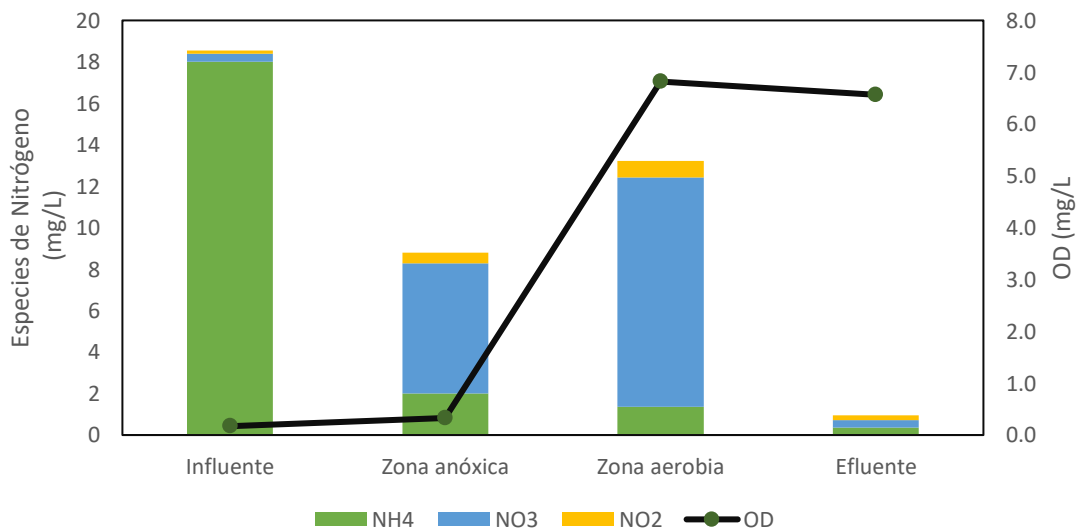


Figura 5.13. Concentraciones promedio de las especies de nitrógeno y de oxígeno disuelto en el influente, zona anóxica aerobia y efluente.

El sistema en este estudio permitió evaluar su capacidad de oxidación, particularmente en el efluente, mostrando una importante disminución del nitrógeno amoniacal. El valor promedio de la concentración de NH_4 en el efluente fue de $0.35 \pm 0.2 \text{ mg NH}_4/\text{L}$, bajo una temperatura promedio de $20.5 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$ en todo el reactor y eficiencias de remoción promedio del $98 \pm 2 \%$ durante todo el periodo de operación del reactor; dichos datos se presentan en la Figura 5.14y en la Figura 5.14.

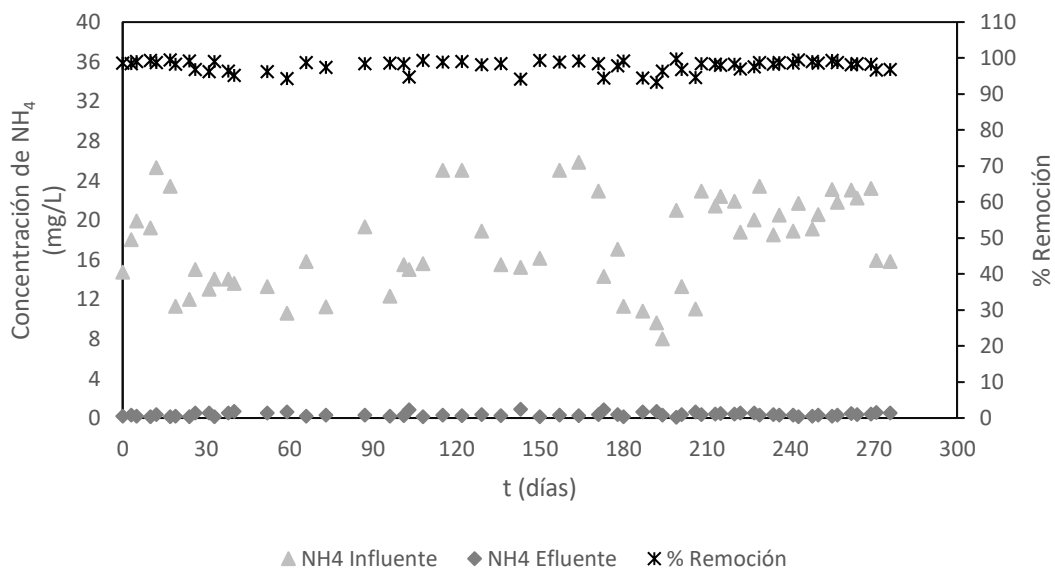


Figura 5.14. Concentración del NH_4 en influente, efluente y el porcentaje de remoción.

En la comparación de los resultados obtenidos en este estudio respecto a la remoción de nitrógeno, Di Trapani et al., (2014), en un sistema MBBR-MBR completamente aerobio obtuvieron porcentajes máximos del 98.5% operando con DQO entre 185 y 687 mg/L , BDO_5 en el rango de 130 a 500 mg/L , una fracción de llenado de los soportes del 35%, TRH de 10h, sólidos suspendidos en el licor mezcla de 2414 mg/L y una temperatura promedio de $27.88 \text{ }^\circ\text{C}$. 7. Sun et al., (2012) en un MBR acoplado a un proceso de lodos activados convencional trabajaron con una concentración de DQO aproximada de 87.3 mg/L , y consiguieron remoción de nitrógeno amoniacal del 98.7%.

Durante la etapa de experimentación se monitoreo el NT en el influente y el efluente, se registró una concentración promedio de 32 ± 4.5 mg/L y 15.4 ± 3.3 mg/L respectivamente, y se observó una remoción promedio del 53 ± 2.58 % tal como se muestra en la Figura 5.15.

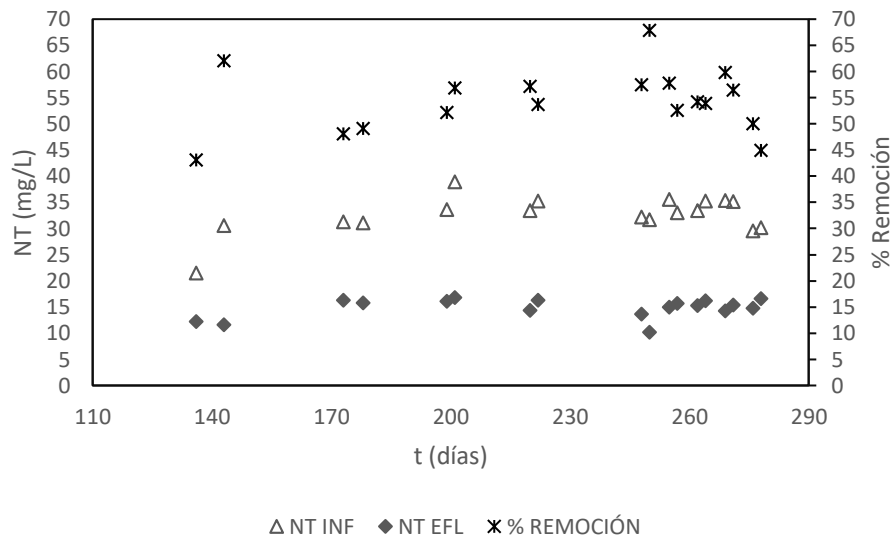


Figura 5.15. Concentración de NT en el influente, efluente y porcentaje de remoción.

En trabajos previos de sistemas MBBR, que operaron con TRH de 5.5 a 7.5 h, concentraciones de OD entre 2.5 y 3 mg/L señalan eficiencias máximas de eliminación de NT del 50% (Zinatizadeh y otros., 2015). De acuerdo con los resultados obtenidos y diversos autores, los procesos de nitrificación y desnitrificación en sistemas acoplados MBBR-MBR son más efectivos que en un proceso MBBR (Khan et al., 2011; Ivanovic y Leiknes, 2012). Liu y otros evaluaron un sistema acoplado MBBR-MBR, y operaron con un TRH de 10 h, obteniendo durante la primer fase (sistema sin soportes), una eliminación promedio de NT del 37.3% y en la segunda fase incorporaron los soportes aumentando la remoción a un 51.0% (Liu et al., 2010).

En la comparativa de este trabajo, el porcentaje de eliminación de NT lograda se encuentra dentro de los rangos obtenidos en investigaciones similares sobre sistemas acoplados (Zinatizadeh & Ghaytooli , 2015; Fua et al., 2016; Mannina

et al., 2016), dicho porcentaje obtenido pudo haberse visto limitado por la gran variabilidad de la concentración del OD que se recirculaba de la zona aerobia a la zona anóxica, ya que la zona aerobia mantuvo concentraciones de OD consideradas como altas (> 4 mg/L) por lo que, la eliminación de NT podría mejorarse controlando de forma más estricta el OD en la zona anóxica para ayudar a un mejor desarrollo del proceso de desnitrificación (Wang et al., 2006), aunado a esto, la baja carga orgánica hace que sea difícil lograr altas eficiencias de eliminación de NT obteniendo remociones máximas entre 60 y 75% (Miodoński et al., 2018)

5.7 Módulo de membrana

Durante el arranque de la unidad y parte del periodo experimental, se realizaron pruebas hidráulicas al módulo de membrana, con el objetivo de evaluar los caudales máximos que se podían alcanzar a distintas presiones con el TRH más bajo y alto de la experimentación. Lo anterior; considerando que se trabajó con un área superficial de la membrana menor al área de fabricación. Para ello, las pruebas fueron con biomasa con una concentración promedio de SSLM de 2425 y 1937 mg/L que correspondió a los TRH de 10 y 24 h respectivamente.

En la Figura 5.16 se muestra la prueba realizada durante un periodo de succión (70 min), con el caudal más bajo de 1.08 L/h y un TRH de 24 h, se puede observar que el flux subcrítico se mantiene fluctuando entre 2.5 y 5 L/m²/h y la presión transmembrana (PTM) es constante entre 14 y 16 KPa durante casi todo el periodo de succión, con un aumento súbito a 24 KPa y en ese mismo punto se observa una disminución progresiva donde se observa el punto de flux crítico. Así mismo; la Figura 5.17 muestra la prueba realizada con el TRH de 10 h y un caudal de 2.6 L/h, es posible observar que el flux y la PTM aumentan progresivamente hasta llegar a una presión de 47 KPa y un flux entre 6 y 9.5 L/m²/h, en este último punto el flux declina súbitamente y la PTM continúa aumentando.

Los perfiles de operación de la membrana son similares a los flux de operación en estudios previos de sistemas MBBR-MBR (Di Trapani et al., 2014; Leyva-Díaz et al., 2015) y demuestran el potencial del sistema MBBR-MBR para operar con flux altos en comparación con un sistema MBR (Martín-Pascual et al., 2015) superiores a 25 L/m²/h incluso en condiciones de muy alta carga orgánica (Leiknes & Ødegaard, 2001), lo cual se atribuye al uso de la biomasa adherida a soportes reduciendo la concentración de sólidos en suspensión y mejorando el grado de ensuciamiento de la membrana (Martín-Pascual et al., 2015)

Un incremento sustancial de la PTM es indicativo de ensuciamiento y taponamiento de los poros en la fibras de la membrana, de igual manera cuanto mayor sea el flujo mayor será el fouling, por ello se recomienda operar por debajo del flujo crítico y que se especifica por el fabricante.

La operación del módulo de membrana en esta investigación fue en modo intermitente e implicó lavados a contracorriente (duración 3 min), limpieza física y lavados químicos periódicos (2 a 8 veces) con bajas concentraciones de hipoclorito de sodio para mantener la permeabilidad de acuerdo con la Tabla 5.6 (Judd, S., 2008)

Tabla 5.6. Protocolos de limpieza de membrana.

Esquema de limpieza	Reactivo	Frecuencia
Mantenimiento	100-500 mg/L	Semanal o mensual
recuperación	0.3 – 0.5 % peso Hipoclorito de sodio	Trimestral - cada dos años

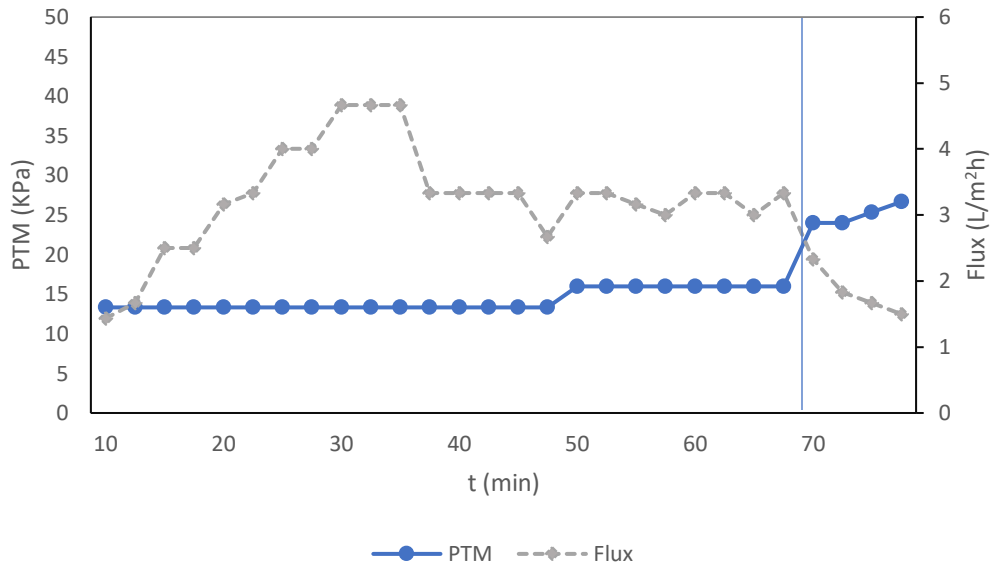


Figura 5.16. Comportamiento del flux y la PTM con TRH de 24 h.

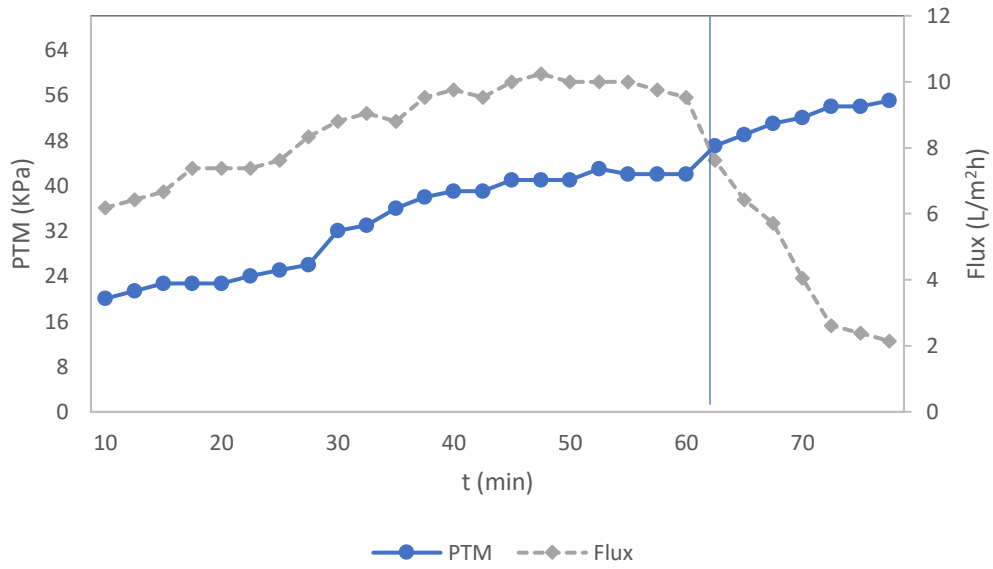


Figura 5.17. Comportamiento del flux y la PTM con TRH de 10 h.

El rango de PTM predicho es de 5 a 50 KPa, aunque las membranas aparentemente pueden tolerar presiones de hasta 500 KPa, con TRS entre 5 y 50 días, y con un rango de concentración de SSLM entre 5 hasta 15 g/L (Judd, 2010). La presión del proceso de succión por la membrana se monitoreo a través de un vacuómetro que permitió registrar los valores según el caudal requerido, permitiendo programar periodos de lavados a contracorriente. a través de una bomba peristáltica reversible. La

Figura 5.18, presenta el perfil de la PTM membrana durante el periodo de operación.

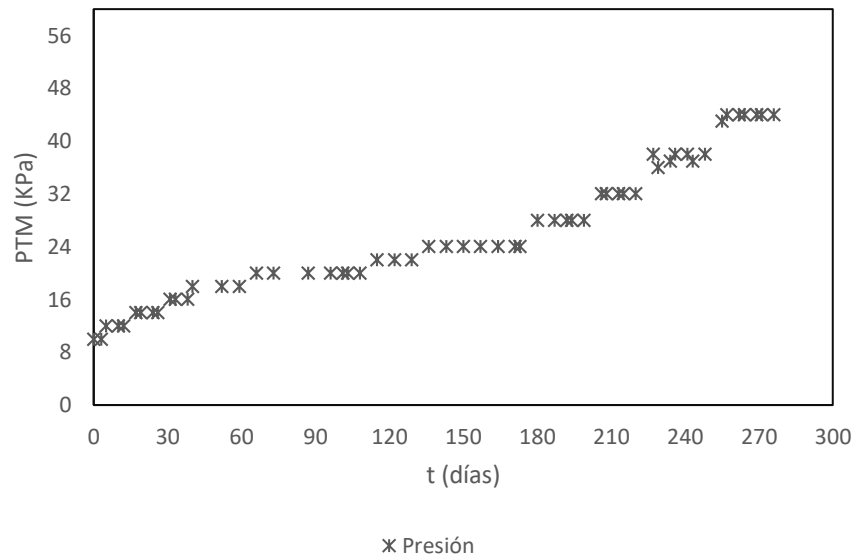


Figura 5.18. Perfil de la PTM durante todo el periodo de operación.

5.8 Determinación de parámetros cinéticos

Una vez que se concluyeron cada una de las etapas experimentales, se procedió a la evaluación de modelos matemáticos según su forma linealizada. Los modelos utilizados se conocen ampliamente por ser empleados para determinar los efectos de los factores ambientales y operativos en las tasas de remoción de sustratos, orientar el diseño experimental y evaluar resultados

experimentales. (Pahlavanzadeh et al., 2018). En este estudio se emplearon los modelos Monod, Stover kincannon, y de segundo orden Grau para una temperatura promedio del sistema de 20° C.

Para obtener los parámetros cinéticos del modelo de primer orden Monod: K_s (constante de velocidad media de remoción de sustrato o de saturación) y k (tasa máxima de utilización de sustrato), se asumió que prevalecieron condiciones de estado estable en el sistema y durante la experimentación. La Figura 5.19, muestra la descripción gráfica de los datos experimentales tanto para DQO y DBO_5 con base en lo descrito en la Ecuación 3.10 y se graficó $HRT \cdot X / S_0 - S$ versus $1/S$. De acuerdo con la ecuaciones y las pendientes obtenidas, se determinaron los parámetros cinéticos: $K_s = 58.65 \text{ mg/L}$; $k = 0.097 \text{ d}^{-1}$ con base en DQO; y para el parámetro DBO_5 se obtuvo un valor de $K_s = 16.23 \text{ mg/L}$ y $k = 69.93 \text{ d}^{-1}$.

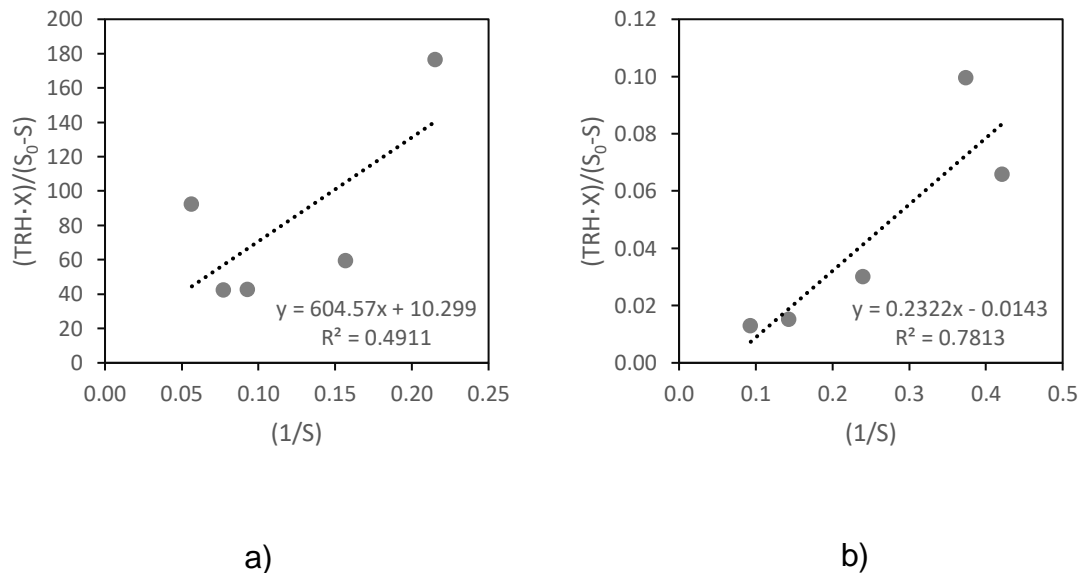


Figura 5.19. Representación gráfica de un modelo cinético Monod: a) DQO, b) DBO_5 .

Los coeficientes de determinación fueron de 0.4911 y 0.7813 con base en DQO y DBO_5 respectivamente. El valor se considera bajo e indican que la cinética de

Monod no se puede aplicar con buena precisión. En la Figura 5.20, es posible observar la descripción gráfica del modelo Stover kincannon correspondiente al recíproco de la tasa de eliminación de carga orgánica total, $[V/(Q (S_0-S))]$ versus el recíproco de la tasa de carga orgánica total, $V/(Q \cdot S_0)$ de acuerdo con la Ecuación 3.11.

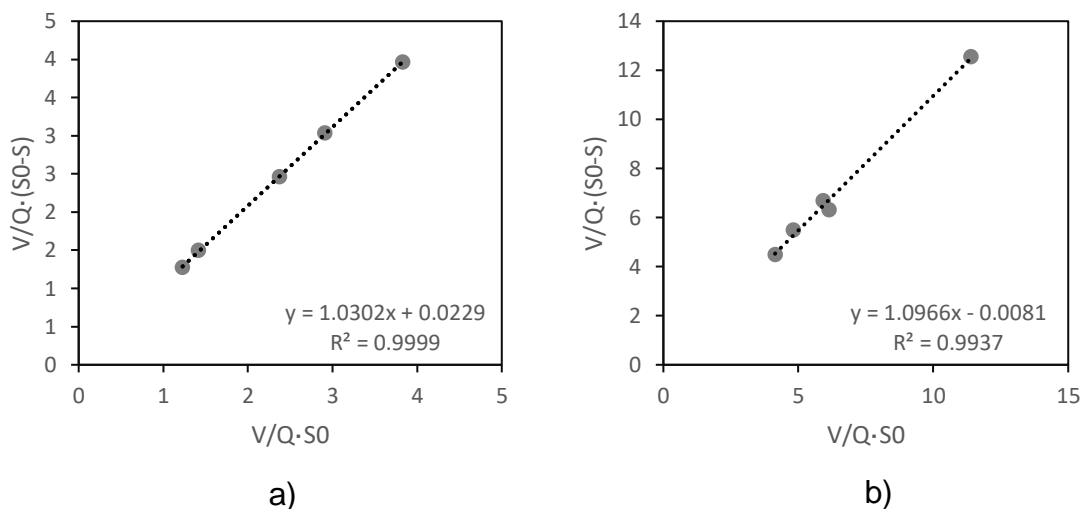


Figura 5.20. Representación gráfica del modelo cinético de Stover-Kincannon. a) DQO, b) DBO₅.

En consecuencia, los valores calculados para los coeficientes cinéticos del modelo: U_{max} como tasa máxima de degradación de sustrato y la constante de saturación K_B fueron de g/L-d 43.66 y 44.98 g/L-d respectivamente, con un coeficiente de determinación de 0.9999 para DQO, mientras que para DBO₅ se obtuvo U_{max} de 123.45 g/L-d y K_B de 135.38 g/L-d, con un coeficiente de determinación de 0.9937. Los resultados indican una mejor descripción para la remoción de sustrato en el sistema MBBR-MBR en comparación al modelo anterior. Una ventaja del modelo de Stover kincannon es su capacidad de predecir la remoción y eficiencia de un proceso independientemente del orden de la cinética bajo cualquier condición de carga, permitiendo establecer relaciones cuantitativas de eliminación de sustrato en función de la cantidad de sustrato aplicado al sistema.

En el modelo de Grau se determinaron los valores para a y b; se calcularon graficando TRH/E versus el TRH de acuerdo con la linealización del modelo en la Ecuación 3.16, se utilizó el valor de la pendiente y la intersección de las ecuaciones obtenidas tal como se observa en la Figura 5.21 para ambos parámetros. Los valores obtenidos fueron de a fueron de 0.0134 con base en DQO y 0.0405 para DBO₅, y R² de 0.9999 y 0.9885 de acuerdo con el orden mencionado, en tanto para b fueron de 1.022 y 1.026 respectivamente. La constante de velocidad de eliminación de sustrato de Grau (k_s) se calculó a partir de la Ecuación 5.1 para la cual, se obtuvo un valor de 0.153 d⁻¹ para DQO y de 0.055 d⁻¹ para DBO₅, con una concentración de biomasa promedio en el reactor de 2875 mg/L.

$$K_s = \frac{S_0}{X}$$

(Ecuación 5.1)

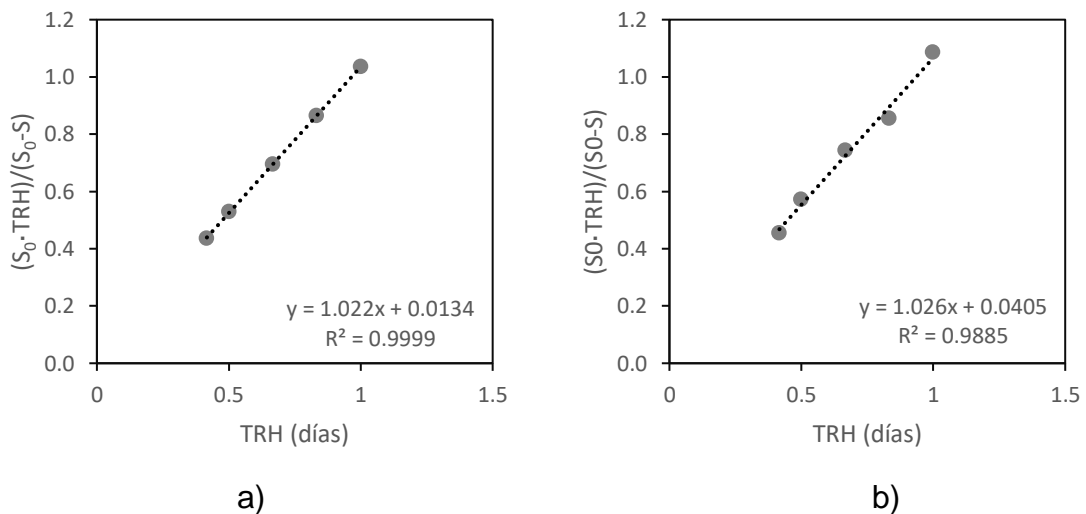


Figura 5.21. Representación gráfica del modelo de Grau: a) DQO, b) DBO₅.

El coeficiente de determinación se consideró como criterio para seleccionar el modelo más adecuado en la evaluación de la cinética de remoción de materia orgánica como sustrato, con base en ello, la Tabla 5.7, muestra la comparativa de los coeficientes cinéticos y de determinación obtenidos, donde se observa que el modelo de Stover-Kincannon y Grau fueron más apropiados que el modelo de Monod.

Tabla 5.7. Comparación de las constantes cinéticas y coeficientes de determinación (R^2) de los modelos Monod, Stover-Kincannon y Grau.

Modelo		k (d⁻¹)	K_s (mg/L)	(R²)	
Monod	DQO	58.65	0.97	0.4911	
	BDO ₅	69.93	16.23	0.7813	
Modelo		U_{max} (g/L·d)	K_B (g/L·d)	(R²)	
Stover-Kincannon	DQO	43.67	44.99	0.9999	
	BDO ₅	135.39	123.46	0.9973	
Modelo		K_s (d⁻¹)	a (d⁻¹)	b_(adimensional)	(R²)
Grau	DQO	0.153 (d ⁻¹)	0.0134	1.022	0.9999
	DBO ₅	0.055 (d ⁻¹)	0.0405	1.026	0.9885

Dinh et al., (2019), al igual que en este estudio, obtuvieron que Stover kincannon fue el modelo que proporcionó una base racional para la predicción de consumo de sustrato, en un sistema de esponjas colgantes con flujo descendente (DHS por sus siglas en ingles), para tratar AR domésticas reales, con coeficientes cinéticos: U_{max} de 56.818 g/L·d y K_B de 75.034 g/L·d (evaluados en DBO₅) y un R^2 de 0.9928. Ahmadi et al., (2017), estudiaron la cinética de remoción de fenol en AR salinas sintéticas en un MBBR y obtuvieron con base en DQO valores de U_{max} y K_B de 47.13 g/L·d y 47.13 g/L·d respectivamente y R^2 de 0.991. En comparación, en un biorreactor de flujo ascendente anóxico/aerobio (UAASB por sus siglas en inglés) una constante K_B de 25.997 g DQO/L·d y U_{max} de 24.75 g DQO/L·d y obtuvieron un R^2 de 0.9917 (Hassani et al., 2014). Kapdan (2005), estudió la eliminación de DQO y

colorante de aguas residuales sintéticas. En el resultado, los datos experimentales mostraron que con base en los coeficientes de determinación de 0.9902 y 0.9659 el modelo Stover-Kincannon mostraba buena descripción sobre la remoción de sustratos; así mismo, encontraron constantes cinéticas para la remoción del colorante y de la DQO con valores de $K_B = 17.8$ g DQO/L·d, $U_{max} = 19,5$ g DQO/L·d, y $K_B = 37,9$ g DQO/L·d, $U_{max} = 12,9$ g DQO/L·d, respectivamente.

En la comparativa de los coeficientes obtenidos en esta investigación con la literatura antes mencionada, se muestran resultados en cuanto al valor numérico contradictorios que pueden deberse al efecto de diferentes condiciones operativas, a mayores tasas de utilización de sustrato por afinidad de los microorganismos, a la temperatura de operación, o bien a las diferentes estructuras y configuraciones del reactor. Sin embargo, de acuerdo con Dinh et al., (2019), los coeficientes cinéticos obtenidos muestran potencial para la eliminación de materia orgánica como sustrato en aguas residuales municipal en el sistema acoplado MBBR-MBR.

Capítulo 6. Conclusiones

El acoplamiento de un reactor de lecho móvil a un módulo de membrana mostró potencial en el tratamiento de aguas residuales municipales logrando obtener eficiencias globales promedio para la remoción de materia orgánica superiores al 96% para DQO y 97 % para DBO₅ durante todo el periodo de operación del sistema.

Se lograron observar densidades de biopelícula máximas de 2.3 ± 0.3 g SS/m²; para lo cual, se requirió de 136 días de operación con un TRH de 24 h, TRS infinito, SSVLM entre 3,000 y 6,000 mg/L, una fracción de llenado del 30% $V_{soportes}/V_{reactor}$ y 3.9 m² de área superficial biodisponible. Se obtuvieron concentraciones de SST en el permeado por debajo de los 30 mg/L con una eficiencia de remoción mayor al 97%.

La remoción de nitrógeno amoniacal fue del 98 ± 2 % con concentraciones en el efluente de 0.35 ± 0.2 mg NH₄/L, por lo que se llevó a cabo satisfactoriamente el proceso de nitrificación. El NT se monitoreo en el influente y el efluente, se registró una concentración promedio de 32 ± 4.5 mg/L y 15.4 ± 3.3 mg/L respectivamente, y se observó una remoción promedio del 53 ± 2.58 %

Los datos obtenidos para evaluar el efecto de la carga orgánica y de nitrógeno tanto superficial como volumétrica en el sistema acoplado, no mostraron diferencia estadísticamente significativa entre cada etapa experimental y la eficiencia global se mantuvo por arriba del 96% para los tres parámetros.

El modelo de Stover Kincannon y el modelo de segundo orden de Grau con base en la variable DQO se obtuvieron $R^2 = 0.9999$ en ambos modelos; mientras que, para el modelo de Grau un coeficiente de determinación $R^2=0.9885$ y para Stover Kincannon $R^2 =0.9937$ con base en DBO₅. Sin embargo, fue el modelo de Stover kincannon con valores de R^2 ligeramente superiores en relación con la variable de DBO₅ lo cual, definió que el modelo se ajusta mejor y es más adecuado para la predicción de sustrato en el efluente en condiciones de baja carga en el sistema MBBR-MBR propuesto.

Capítulo 7. Referencias

- Abzazou Souisa, T. 2016. Técnicas moleculares para la caracterización microbiológica de los procesos de eliminación de nutrientes en las EDARs= Molecular techniques for microbiological characterization of nutrient removal processes at WWTPs.
- Ahl, R., Leiknes, T., y Ødegaard., 2006. Tracking particle size distributions in a moving bed biofilm membrane reactor for treatment of municipal wastewater. *Water Science & Technology*, 53 (7), pp. 33–42.
- Ahmadi, M., Amiri, P., y Amiri, N. (2015). Combination of TiO₂-photocatalytic process and biological oxidation for the treatment of textile wastewater. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 32(7), 1327-1332.
- Ahmadi, M., Jaafarzadeh, N., Rahmat, Z. G., Babaei, A. A., Alavi, N., Baboli, Z., & Niri, M. V. (2017). Kinetic studies on the removal of phenol by MBBR from saline wastewater. *Journal of Environmental Health Science and Engineering*, 15(1), 22.
- Al-Rekabi, W. S. (2015). Mechanisms of nutrient removal in moving bed biofilm reactors. *Int. J. Sci. Eng. Res*, 6, 497-517.
- Alvarino, T., Suarez, S., Lema, J., & Omil, F. (2018). Understanding the sorption and biotransformation of organic micropollutants in innovative biological wastewater treatment technologies. *Science of the Total Environment*, 615, 297-306.
- Arnáiz Franco, C., Isac Oria, L., & Lebrato Martínez, J. (2000). Tratamiento biológico de aguas residuales. II Eliminación de nutrientes. *Tecnología del agua*, 20 (199), 32-36.
- Arya, V., Philip, L., & Bhallamudi, S. M. (2016). Performance of suspended and attached growth bioreactors for the removal of cationic and anionic pharmaceuticals. *Chemical Engineering Journal*, 284, 1295-1307.

- Aygun, A., Nas, B., & Berktaş, A. (2008). Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor. *Environmental Engineering Science*, 25(9), 1311-1316.
- Azimi., Hassani., Darzi., & Borghei., 2017. Biodegradation of Wastewater Containing High Concentration of Sulfamethoxazole by Antibiotic Adopted Biofilm in Attached Growth Bioreactor. *Polish Journal Environmental Studies*, 26(6), pp.2463-69.
- Badia-Fabregat, M., Oller, I., & Malato, S. (2017). Overview on pilot-scale treatments and new and innovative technologies for hospital effluent. In *Hospital Wastewaters* (pp. 209-230). Springer, Cham.
- Barwal, A., & Chaudhary, R. (2014). To study the performance of biocarriers in moving bed biofilm reactor (MBBR) technology and kinetics of biofilm for retrofitting the existing aerobic treatment systems: a review. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 13(3), 285-299.
- Bassin, J. P., & Dezotti, M. (2018). Moving bed biofilm reactor (MBBR). In *Advanced biological processes for wastewater treatment* (pp. 37-74). Springer, Cham.
- Bassin, J. P., Dias, I. N., Cao, S. M. S., Senra, E., Laranjeira, Y., & Dezotti, M. (2016). Effect of increasing organic loading rates on the performance of moving-bed biofilm reactors filled with different support media: Assessing the activity of suspended and attached biomass fractions. *Process Safety and Environmental Protection*, 100, 131-141.
- Besha, A. T., Gebreyohannes, A. Y., Tufa, R. A., Bekele, D. N., Curcio, E., & Giorno, L. (2017). Removal of emerging micropollutants by activated sludge process and membrane bioreactors and the effects of micropollutants on membrane fouling: a review. *Journal of environmental chemical engineering*, 5(3), 2395-2414.
- Buer, T., & Cumin, J. (2010). MBR module design and operation. *Desalination*, 250(3), 1073-1077.

- Burton, F. L., Stensel, H. D., & Tchobanoglous, G. (Eds.). (2014). Wastewater engineering: treatment and resource recovery. McGraw-Hill.
- Camargo Rodríguez, M. P. (2011). Efecto de la aireación sobre la remoción de materia orgánica y nitrógeno en biorreactores de lecho móvil (Maestro). Universidad Nacional Autónoma de México.
- Canziani, R., Emondi, V., Garavaglia, M., Malpei, F., Pasinetti, E., & Buttiglieri, G. (2006). Effect of oxygen concentration on biological nitrification and microbial kinetics in a crossflow membrane bioreactor (MBR) and moving-bed biofilm reactor (MBBR) treating old landfill leachate. *Journal of Membrane Science*, 286(1-2), 202-212.
- Capodaglio, A. G., Hlavínek, P., & Raboni, M. (2016). Advances in wastewater nitrogen removal by biological processes: state of the art review. *Revista ambiente & agua*, 11(2), 250-267.
- Carminati, H. B., Lima, P. S., Secchi, A. R., & Bassin, J. P. (2018). Modeling and dynamic simulation of a two-stage pre-denitrification MBBR system under increasing organic loading rates. *Bioprocess and biosystems engineering*, 41(11), 1573-1587.
- Cecconet, D., Molognoni, D., Callegari, A., & Capodaglio, A. G. (2017). Biological combination processes for efficient removal of pharmaceutically active compounds from wastewater: a review and future perspectives. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 5(4), 3590-3603.
- Chan, Y. J., Chong, M. F., Law, C. L., & Hassell, D. G. (2009). A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chemical Engineering Journal*, 155(1-2), 1-18.
- Chen, F., Bi, X., & Ng, H. Y. (2016). Effects of bio-carriers on membrane fouling mitigation in moving bed membrane bioreactor. *Journal of membrane science*, 499, 134-142.

- Cydzik-Kwiatkowska, A., & Zielińska, M. (2016). Bacterial communities in full-scale wastewater treatment systems. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 32(4), 66.
- Deng, L., Guo, W., Ngo, H. H., Zhang, X., Wang, X. C., Zhang, Q., & Chen, R. (2016). New functional biocarriers for enhancing the performance of a hybrid moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor system. *Bioresource technology*, 208, 87-93.
- Di Trapani, D., Di Bella, G., Mannina, G., Torregrossa, M., & Viviani, G. (2014). Comparison between moving bed-membrane bioreactor (MB-MBR) and membrane bioreactor (MBR) systems: influence of wastewater salinity variation. *Bioresource technology*, 162, 60-69.
- Duan, L., Jiang, W., Song, Y., Xia, S., & Hermanowicz, S. W. (2013). The characteristics of extracellular polymeric substances and soluble microbial products in moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor. *Bioresource technology*, 148, 436-442.
- EPA Office of Water, 2007. Biological Nutrient Removal Processes and Costs. [Online] Available at: https://www.epa.gov/sites/production/files/documents/criteria_nutrient_bioremoval.pdf [Accessed 10 Mayo 2018].
- Casas, M. E., Chhetri, R. K., Ooi, G., Hansen, K. M., Litty, K., Christensson, M., ... & Bester, K. (2015). Biodegradation of pharmaceuticals in hospital wastewater by staged Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR). *Water research*, 83, 293-302..
- Esmailirad, N., Borghei, S. M., & Vosoughi, M. (2015). Kinetics of ethylene glycol biodegradation in a sequencing moving bed biofilm reactor. *J Civ Eng Environ Sci* 1 (1): 002, 7(002).
- European Commission, 2016. *Water Scarcity and Droughts, Second Interim report*. [Online] Available at: <http://ec.europa.eu/environment/water/quantity/about.htm> [Accessed 03 Enero 2019].

- Federation, W. E., 2007. Biological Nutrient. In Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants. Water Environment Federation. pp.28-38.
- Fernández-Nava, Y., Marañón, E., Soons, J., & Castrillón, L. (2010). Denitrification of high nitrate concentration wastewater using alternative carbon sources. *Journal of Hazardous Materials*, 173(1-3), 682-688.
- Gavrilescu, M., Demnerová, K., Aamand, J., Agathos, S., & Fava, F. (2015). Emerging pollutants in the environment: present and future challenges in biomonitoring, ecological risks and bioremediation. *New biotechnology*, 32(1), 147-156.
- Geissen, V., Mol, H., Klumpp, E., Umlauf, G., Nadal, M., van der Ploeg, M., ... & Ritsema, C. J. (2015). Emerging pollutants in the environment: a challenge for water resource management. *International Soil and Water Conservation Research*, 3(1), 57-65.
- Gholizadeh, A., Gholami, M., Davoudi, R., Rastegar, A., & Miri, M. (2015). Efficiency and kinetic modeling of removal of nutrients and organic matter from a full-scale constructed wetland in Qasre-Shirin, Iran. *Environmental Health Engineering and Management Journal*, 2(23), pp.107-16.
- Grandclément, C., Seyssiecq, I., Piram, A., Wong-Wah-Chung, P., Vanot, G., Tiliacos, N., ... & Doumenq, P. (2017). From the conventional biological wastewater treatment to hybrid processes, the evaluation of organic micropollutant removal: a review. *Water research*, 111, 297-317.
- Hassani, A. H., Borghei, S. M., Samadyar, H., & Ghanbari, B. (2014). Utilization of moving bed biofilm reactor for industrial wastewater treatment containing ethylene glycol: kinetic and performance study. *Environmental technology*, 35(4), 499-507.
- Hem, L. J., Rusten, B., & Ødegaard, H. (1994). Nitrification in a moving bed biofilm reactor. *Water Research*, 28(6), 1425-1433.

- Neoh, C. H., Noor, Z. Z., Mutamim, N. S. A., & Lim, C. K. (2016). Green technology in wastewater treatment technologies: integration of membrane bioreactor with various wastewater treatment systems. *Chemical engineering journal*, 283, 582-594.
- Hosseiny, S. H., & Borghei, S. M. (2002). Modelling of organic removal in a moving bed biofilm reactor (MBBR). *Scientia Iranica*, 9(1), 53-58.
- Huang, L., & Lee, D. J. (2015). Membrane bioreactor: a mini review on recent R&D works. *Bioresource technology*, 194, 383-388.
- Hubert., Bashir., & Nasi., 2018. Mathematical modeling and analysis of domestic wastewater treatment in Phagwara using moving bed biofilm reactor. *Designing and Manufacturing of Fermenter for Idli* , 24(4), pp.1803-10.
- Iorhemen, O. T., Hamza, R. A., & Tay, J. H. (2017). Membrane fouling control in membrane bioreactors (MBRs) using granular materials. *Bioresource technology*, 240, 9-24.
- Ivanovic, I., & Leiknes, T. O. (2012). The biofilm membrane bioreactor (BF-MBR)—a review. *Desalination and Water Treatment*, 37(1-3), 288-295.
- Ivanovic, I., Leiknes, T., & Ødegaard, H. (2006). Influence of loading rates on production and characteristics of retentate from a biofilm membrane bioreactor (BF-MBR). *Desalination*, 199(1), 490-492.
- Jaafari, J., Seyedsalehi, M., Safari, G. H., Arjestan, M. E., Barzanouni, H., Ghadimi, S., ... & Haratipour, P. (2017). Simultaneous biological organic matter and nutrient removal in an anaerobic/anoxic/oxic (A 2 O) moving bed biofilm reactor (MBBR) integrated system. *International journal of environmental science and technology*, 14(2), 291-304.
- Jeyanayagam, S., 2005. True confessions of the biological nutrient removal process. *Florida Water Resources Journal*, 1, 1, pp.37-46.
- Jiang, Q., Ngo, H. H., Nghiem, L. D., Hai, F. I., Price, W. E., Zhang, J., ... & Guo, W. (2018). Effect of hydraulic retention time on the performance of a hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor system for

- micropollutants removal from municipal wastewater. *Bioresource technology*, 247, 1228-1232.
- Judd, S. (2008). The status of membrane bioreactor technology. *Trends in biotechnology*, 26(2), 109-116.
- Judd, S. (2010). *The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment*. Elsevier.
- Kamstra, A., Blom, E., & Terjesen, B. F. (2017). Mixing and scale affect moving bed biofilm reactor (MBBR) performance. *Aquacultural Engineering*, 78, 9-17.
- Kapdan, I. K. (2005). Kinetic analysis of dyestuff and COD removal from synthetic wastewater in an anaerobic packed column reactor. *Process Biochemistry*, 40(7), 2545-2550.
- Kawan, J. A., Hasan, H. A., Suja, F., Jaafar, O., & Abd-Rahman, R. (2016). A review on sewage treatment and polishing using moving bed bioreactor (Mbbbr). *J. Eng. Sci. Technol*, 11(8), 1098-1120.
- Khan, S. J., Ilyas, S., Javid, S., Visvanathan, C., & Jegatheesan, V. (2011). Performance of suspended and attached growth MBR systems in treating high strength synthetic wastewater. *Bioresource technology*, 102(9), 5331-5336.
- Kim, D. J., Lee, D. I., & Keller, J. (2006). Effect of temperature and free ammonia on nitrification and nitrite accumulation in landfill leachate and analysis of its nitrifying bacterial community by FISH. *Bioresource technology*, 97(3), 459-468.
- Larcher, S., & Yargeau, V. (2012). Biodegradation of sulfamethoxazole: current knowledge and perspectives. *Applied microbiology and biotechnology*, 96(2), 309-318.
- Leiknes, T., & Ødegaard, H. (2001, June). Moving bed biofilm membrane reactor (MBB-MR): characteristics and potentials of a hybrid process design

- for compact wastewater treatment plants. In Proceedings of Engineering with Membranes (Vol. 1, pp. 52-57). Granada Spain.
- Lewandowski, Z., & Boltz, J. P. (2011). Biofilms in water and wastewater treatment. In Treatise on water science. pp.529-570
- Leyva-Díaz, J. C., Calderón, K., Rodríguez, F. A., González-López, J., Hontoria, E., & Poyatos, J. M. (2013). Comparative kinetic study between moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor and membrane bioreactor systems and their influence on organic matter and nutrients removal. *Biochemical engineering journal*, 77, 28-40.
- Leyva-Díaz, J. C., González-Martínez, A., González-López, J., Muñío, M. M., & Poyatos, J. M. (2015). Kinetic modeling and microbiological study of two-step nitrification in a membrane bioreactor and hybrid moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor for wastewater treatment. *Chemical Engineering Journal*, 259, 692-702.
- Leyva-Díaz, J. C., Martín-Pascual, J., Muñío, M. M., González-López, J., Hontoria, E., & Poyatos, J. M. (2014). Comparative kinetics of hybrid and pure moving bed reactor-membrane bioreactors. *Ecological engineering*, 70, 227-234.
- Leyva-Díaz, J. C., Muñío, M. M., González-López, J., & Poyatos, J. M. (2016). Anaerobic/anoxic/oxic configuration in hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor for nutrient removal from municipal wastewater. *Ecological Engineering*, 91, 449-458.
- Liu, Q., Li, M., Liu, X., Zhang, Q., Liu, R., Wang, Z., ... & Zhang, F. (2018). Removal of sulfamethoxazole and trimethoprim from reclaimed water and the biodegradation mechanism. *Frontiers of environmental science & engineering*, 12(6), 6.
- Liu, Q., Wang, X. C., Liu, Y., Yuan, H., & Du, Y. (2010). Performance of a hybrid membrane bioreactor in municipal wastewater treatment. *Desalination*, 258(1-3), 143-147.

- Llobregart , J. & Armando, J., 1997. Simulación de procesos de tratamiento de aguas residuales con Reactores Anaerobios o Biodiscos (Doctoral dissertation, Tesis de Maestría en Ingeniería Ambiental. Area de Estudios de Post-Grado. Universidad de Carabo.
- Lolmede, P., Jácome, A., Vidart, T. & Tejero, I., 2000. Tratamiento de agua residual con elevado contenido de nitratos utilizando reactores biomembrana aireados. Ingeniería del agua, 7 (3).
- López Vázquez, C.M., Buitrón Méndez, , García, H.A. & Cervantes Carrillo., 2017. Tratamiento biológico de aguas residuales: Principios, modelación y diseño. Londres: IWA Publishing.
- Luo, Y., Guo, W., Ngo, H. H., Nghiem, L. D., Hai, F. I., Zhang, J., ... & Wang, X. C. (2014). A review on the occurrence of micropollutants in the aquatic environment and their fate and removal during wastewater treatment. Science of the total environment, 473, 619-641.
- Luo, Y., Jiang, Q., Ngo, H. H., Nghiem, L. D., Hai, F. I., Price, W. E., ... & Guo, W. (2015). Evaluation of micropollutant removal and fouling reduction in a hybrid moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor system. Bioresource technology, 191, 355-359.
- Macedo, J., & May, L. (2018). Modification of a Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR) due to radically changed process conditions: A case study of Kvarnsveden paper mill.
- Magdum, S., & Kalyanraman, V. (2017). Existing biological nitrogen removal processes and current scope of advancement. Research Journal of Chemistry and Environment, 21(7), 43-53.
- Mannina, G., Capodici, M., Cosenza, A., Di Trapani, D., & Ekama, G. A. (2018). The effect of the solids and hydraulic retention time on moving bed membrane bioreactor performance. Journal of cleaner production, 170, 1305-1315.

- Mannina, G., Capodici, M., Cosenza, A., & Di Trapani, D. (2016, September). Removal of carbon and nutrients from wastewater in a moving bed membrane biofilm reactor: the influence of the sludge retention time. In Proc. 3th IWA Specialized Conference on Small Water and Wastewater Systems (SWWS) together with the 5th IWA Specialized Conference on Resources-Oriented Sanitation (ROS).
- Ma, Y., Peng, Y., Wang, S., Yuan, Z., & Wang, X. (2009). Achieving nitrogen removal via nitrite in a pilot-scale continuous pre-denitrification plant. *Water Research*, 43(3), 563-572.
- Martín-Pascual, J. et al., 2012. Estudio cinético comparativo del tipo de portador en un sistema de lecho móvil aplicado a la eliminación de materia orgánica en el tratamiento de aguas. *Water Air Soil Pollution*, 223(4), pp.1699–712.
- Martín-Pascual, et al., 2015. Effect of the Filling Ratio, MLSS, Hydraulic Retention Time, and Temperature on the Behavior of the Hybrid Biomass in a Hybrid Moving Bed Membrane Bioreactor Plant to Treat Urban Wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, 141(7), p.04015007.
- Melin, T., Jefferson, B., Bixio, D., Thoeye, C., De Wilde, W., De Koning, J., ... & Wintgens, T. (2006). Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. *Desalination*, 187(1-3), 271-282.
- Melin, E., Leiknes, T., Helness, H., Rasmussen, V., & Ødegaard, H. (2005). Effect of organic loading rate on a wastewater treatment process combining moving bed biofilm and membrane reactors. *Water science and technology*, 51(6-7), 421-430.
- Metcalf, E. (2003). Inc., wastewater engineering, treatment and reuse. New York: McGraw-Hill.
- Miodoński, S., Muszyński-Huhajło, M., & Rucka, K. (2018). Impact of nitrification rate test procedure on results in activated sludge tests. *Proceedings of ECOpole*, 12.

- Monclús, H., Sipma, J., Ferrero, G., Comas, J., & Rodríguez-Roda, I. (2010). Optimization of biological nutrient removal in a pilot plant UCT-MBR treating municipal wastewater during start-up. *Desalination*, 250(2), 592-597.
- Nava Urrego, L. M., Gasperín Sánchez, R., & Durán Moreno, A. (2014). Comparación de un reactor de biomasa suspendida y un reactor de biomasa adherida para la biodegradación de compuestos tóxicos presentes en aguas residuales de refinerías de petróleo. *Revista internacional de contaminación ambiental*, 30(1), 101-112.
- Neoh, C. H., Noor, Z. Z., Mutamim, N. S. A., & Lim, C. K. (2016). Green technology in wastewater treatment technologies: integration of membrane bioreactor with various wastewater treatment systems. *Chemical engineering journal*, 283, 582-594.
- Nga, D. T., Hiep, N. T., Hung, N. T. Q., Nga, D. T., Hiep, N. T., & Hung, N. T. Q. (2019). Kinetic modeling of organic and nitrogen removal from domestic wastewater in a down-flow hanging sponge bioreactor. *Environmental Engineering Research*, 25(2), 243-250.
- Ødegaard, H. (2006). Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process. *Water Science and Technology*, 53(9), 17-33.
- Ødegaard, H., Gisvold, B., Helness, H., Sjøvold, F., & Zuliang, L. (2000). High rate biological/chemical treatment based on the moving bed biofilm process combined with coagulation. In *Chemical water and wastewater Treatment VI* (pp. 245-255). Springer, Berlin, Heidelberg.
- Ødegaard, H., Mende, U., Skjerping, E. O., Simonsen, S., Strube, R., & Bundgaard, E. (2012). Compact tertiary treatment based on the combination of MBBR and contained hollow fibre UF-membranes. *Desalination and Water Treatment*, 42(1-3), 80-86.
- Padilla-Gasca, E., & López, A. L. (2010). Kinetics of organic matter degradation in an upflow anaerobic filter using slaughterhouse wastewater. *Journal of Bioremediation and Biodegradation*, 1(2).

- Paetkau, M., & Cicek, N. (2011). Comparison of nitrogen removal and sludge characteristics between a conventional and a simultaneous nitrification–denitrification membrane bioreactor. *Desalination*, 283, 165-168.
- Pahlavanzadeh, S., Benis, K. Z., Shakerkhatibi, M., Jashni, A. K., Beydokhti, N. T., & Kordkandi, S. A. (2018). Performance and kinetic modeling of an aerated submerged fixed-film bioreactor for BOD and nitrogen removal from municipal wastewater. *Journal of environmental chemical engineering*, 6(5), 6154-6164.
- Palacín, L. G., Gómez, A. M., & de Prada Moraga, C. (2010). Estudio de la sensibilidad global y estimación de parámetros en un reactor SBR, con nitrificación desnitrificación, utilizando el modelo ASM1. XXXI Jornadas de Automática, CEA-IFAC, Jaén, Spain.
- Pervissian, A. (2010). Investigation of the Effects of Coagulation on Membrane Filtration of Moving Bed Biofilm Reactor Effluent (Master's thesis, University of Waterloo).
- Peng, Y. Z., Wang, X. L., & Li, B. K. (2006). Anoxic biological phosphorus uptake and the effect of excessive aeration on biological phosphorus removal in the A2O process. *Desalination*, 189(1-3), 155-164.
- Picioreanu, C., Van Loosdrecht, M. C., & Heijnen, J. J. (2000). Effect of diffusive and convective substrate transport on biofilm structure formation: A two-dimensional modeling study. *Biotechnology and bioengineering*, 69(5), 504-515.
- Piculell, M. (2016). New Dimensions of Moving Bed Biofilm Carriers: Influence of biofilm thickness and control possibilities. Lund University.
- Raboni, M., Torretta, V., Viotti, P., & Urbini, G. (2013). Experimental plant for the physical-chemical treatment of groundwater polluted by municipal solid waste (MSW) leachate, with ammonia recovery. *Revista Ambiente & Agua*, 8(3), 22-32.

- Reboleiro-Rivas, P., Martín-Pascual, J., Juárez-Jiménez, B., Poyatos, J. M., Vilchez-Vargas, R., Vlaeminck, S. E., ... & González-López, J. (2015). Nitrogen removal in a moving bed membrane bioreactor for municipal sewage treatment: community differentiation in attached biofilm and suspended biomass. *Chemical Engineering Journal*, 277, 209-218.
- Rodgers, M., & Zhan, X. M. (2004). Biological nitrogen removal using a vertically moving biofilm system. *Bioresource technology*, 93(3), 313-319.
- Rodríguez Fernández-Alba, et al., 2006. *Tratamineto avanzados de aguas residuales*. Madrid, España: CEIM.
- Rodríguez - Sánchez, A., Leyva-Díaz, J. C., González - López, J., & Poyatos, J. M. (2018). Membrane bioreactor and hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor for the treatment of variable salinity wastewater: Influence of biomass concentration and hydraulic retention time. *Chemical Engineering Journal*, 336, 102-111.
- Rusten, B., Eikebrokk, B., Ulgenes, Y., & Lygren, E. (2006). Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aquacultural engineering*, 34(3), 322-331.
- Saldarriaga Molina, J. C., Garrido Fernández, J. U. A. N., Ayala, H., Angela, D., & Correa Ochoa, M. A. (2010). Simultaneous Carbon, Nitrogen and Phosphorus Removal from Wastewater with a Modified Hybrid UCT System. *Dyna*, 77(162), 39-48.
- Samiotis, G., Tzelios, D., Trikoilidou, E., Koutelias, A., & Amanatidou, E. (2018). Innovative Approach on Aerobic Activated Sludge Process towards more Sustainable Wastewater Treatment. In *Multidisciplinary Digital Publishing Institute Proceedings (Vol. 2, No. 11, p. 645)*.
- Semblante, G. et al., 2014. Sludge cycling between aerobic, anoxic and anaerobic regimes to reduce sludge production during wastewater treatment: Performance, mechanisms, and implications. *Bioresource Technology*, 155, pp.395–409.

- Shokoohi, R., Asgari, G., Leili, M., Khiadani, M., Foroughi, M., & Hemmat, M. S. (2017). Modelling of moving bed biofilm reactor (MBBR) efficiency on hospital wastewater (HW) treatment: a comprehensive analysis on BOD and COD removal. *International journal of environmental science and technology*, 14(4), 841-852.
- Soleimani Karizme, M. (2012). Investigation of biologically-produced solids in moving bed bioreactor (MBBR) treatment systems (Doctoral dissertation, Université d'Ottawa/University of Ottawa).
- Stephenson, T., Brindle, K., Judd, S., & Jefferson, B. (2000). *Membrane bioreactors for wastewater treatment*. IWA publishing.
- Stewart, M., Olsen, G., Hickey, C. W., Ferreira, B., Jelić, A., Petrović, M., & Barcelo, D. (2014). A survey of emerging contaminants in the estuarine receiving environment around Auckland, New Zealand. *Science of the Total Environment*, 468, 202-210.
- Sun, C., Leiknes, T., Fredriksen, R. H., & Riviere, E. (2012). Comparison of membrane filtration performance between biofilm-MBR and activated sludge-MBR. *Desalination and Water Treatment*, 48(1-3), 285-293.
- Tallec, G., Garnier, J., Billen, G., & Gousailles, M. (2008). Nitrous oxide emissions from denitrifying activated sludge of urban wastewater treatment plants, under anoxia and low oxygenation. *Bioresource Technology*, 99(7), 2200-2209.
- Tamtam, F., Mercier, F., Le Bot, B., Eurin, J., Dinh, Q. T., Clément, M., & Chevreuil, M. (2008). Occurrence and fate of antibiotics in the Seine River in various hydrological conditions. *Science of the Total Environment*, 393(1), 84-95.
- Tan, T. W., & Ng, H. Y. (2008). Influence of mixed liquor recycle ratio and dissolved oxygen on performance of pre-denitrification submerged membrane bioreactors. *Water research*, 42(4-5), 1122-1132.

- Tang, B., Yu, C., Bin, L., Zhao, Y., Feng, X., Huang, S., ... & Chen, Q. (2016). Essential factors of an integrated moving bed biofilm reactor–membrane bioreactor: adhesion characteristics and microbial community of the biofilm. *Bioresource technology*, 211, 574-583.
- Ternes, T. A., Joss, A., & Siegrist, H. (2004). Peer reviewed: scrutinizing pharmaceuticals and personal care products in wastewater treatment. pp.392A-9A.
- Ooi, G. T., Casas, M. E., Andersen, H. R., & Bester, K. (2017). Transformation products of clindamycin in moving bed biofilm reactor (MBBR). *Water research*, 113, 139-148.
- Tiwari, B., Sellamuthu, B., Ouarda, Y., Drogui, P., Tyagi, R. D., & Buelna, G. (2017). Review on fate and mechanism of removal of pharmaceutical pollutants from wastewater using biological approach. *Bioresource technology*, 224, 1-12.
- Torkaman, M., Borghei, S.M. & Tahmasebian, S., & A, 2015. Nitrogen removal from high organic loading wastewater in modified Ludzack–Ettinger configuration MBBR system. *Water Science and Technology*, 72(8), pp.1274-82.
- Uan, D. K., Yeom, I. T., Arulazhagan, P., & Banu, J. R. (2013). Effects of sludge pretreatment on sludge reduction in a lab-scale anaerobic/anoxic/oxic system treating domestic wastewater. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 10(3), 495-502.
- Ugarte, et al., 2017. Biorreactores de membranas cerámicas para tratamiento de aguas residuales urbanas. *Jornada de Jóvenes Investigadores del I3A*, 5.
- UNESCO, 2017. United Nations Educational, Scientific and Cultural Organization, UN Water, Coordinating the UN's work on water and sanitation. [Online] Available at: <http://www.unwater.org/water-facts/quality-and-wastewater/> [Accessed 18 Noviembre 2017].

- Vera, I., Sáez, K., & Vidal, G. (2013). Performance of 14 full-scale sewage treatment plants: Comparison between four aerobic technologies regarding effluent quality, sludge production and energy consumption. *Environmental technology*, 34(15), 2267-2275.
- Wang, J., & Wang, S. (2016). Removal of pharmaceuticals and personal care products (PPCPs) from wastewater: a review. *Journal of Environmental Management*, 182, 620-640.
- Wang, X. J., Xia, S. Q., Chen, L., Zhao, J. F., Renault, N. J., & Chovelon, J. M. (2006). Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. *Process Biochemistry*, 41(4), 824-828.
- Weber, S. D., Ludwig, W., Schleifer, K. H., & Fried, J. (2007). Microbial composition and structure of aerobic granular sewage biofilms. *Appl. Environ. Microbiol.*, 73(19), 6233-6240.
- Wang, X. C., Liu, Q., & Liu, Y. J. (2010). Membrane fouling control of hybrid membrane bioreactor: Effect of extracellular polymeric substances. *Separation science and technology*, 45(7), 928-934.
- Yang, F., Wang, Y., Bick, A., Gilron, J., Brenner, A., Gillerman, L., ... & Oron, G. (2012). Performance of different configurations of hybrid growth membrane bioreactor (HG-MBR) for treatment of mixed wastewater. *Desalination*, 284, 261-268.
- Zhang, X., Chen, X., Zhang, C., Wen, H., Guo, W., & Ngo, H. H. (2016). Effect of filling fraction on the performance of sponge-based moving bed biofilm reactor. *Bioresource technology*, 219, 762-767.
- Zhang, S., Wang, Y., He, W., Wu, M., Xing, M., Yang, J., ... & Pan, M. (2014). Impacts of temperature and nitrifying community on nitrification kinetics in a moving-bed biofilm reactor treating polluted raw water. *Chemical Engineering Journal*, 236, 242-250.

- Zheng, Y., Zhang, W., Tang, B., Ding, J., & Zhang, Z. (2018). Membrane fouling mechanism of biofilm-membrane bioreactor (BF-MBR): Pore blocking model and membrane cleaning. *Bioresource technology*, 250, 398-405.
- Zhou, X., Zhang, Z., & Li, Y. (2017). Four-stage biofilm anaerobic–anoxic–oxic–oxic system for strengthening the biological treatment of coking wastewater: COD removal behaviors and biokinetic modeling. *RSC Advances*, 7(38), 23714-23726.
- Zhu, G., Peng, Y., Li, B., Guo, J., Yang, Q., & Wang, S. (2008). Biological removal of nitrogen from wastewater. In *Reviews of environmental contamination and toxicology* (pp. 159-195). Springer, New York, NY.
- Zinatizadeh, A. A. L., & Ghaytooli, E. (2015). Simultaneous nitrogen and carbon removal from wastewater at different operating conditions in a moving bed biofilm reactor (MBBR): process modeling and optimization. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 53, 98-111.

Capítulo 8. Anexo

Con el objetivo de establecer si existió diferencia significativa entre los resultados obtenidos para evaluar el efecto de la carga orgánica superficial, volumétrica y de nitrógeno, se realizó un análisis de varianza (ANOVA) para comparación de tratamientos con un nivel de significancia del 5% ($\alpha=0.05$). Tomando en cuenta que todas las pruebas se realizaron bajo las mismas condiciones y que la única condición diferente entre ellas fue el tiempo de retención hidráulico. En las tablas

Tabla ANOVA carga orgánica superficial con base en el parámetro DQO eliminada por TRH

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Entre grupos	11.9161	4	2.97902	2.66	0.0560
Intra grupos	27.9571	25	1.11828		
Total (Corr.)	39.8731	29			

La tabla ANOVA descompone la varianza de carga orgánica superficial DQO eliminada en dos componentes: un componente entre grupos y un componente dentro-de-grupos. La razón-F, que en este caso es igual a 2.66392, es el cociente entre el estimado entre grupos y el estimado dentro-de-grupos. Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de carga orgánica superficial DQO eliminada entre un nivel de TRH y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla ANOVA para carga orgánica superficial con base en el parámetro DBO₅ eliminada por TRH

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Entre grupos	3.8	4	0.95	1.12	0.3685
Intra grupos	21.1667	25	0.846667		
Total (Corr.)	24.9667	29			

La tabla ANOVA descompone la varianza de carga orgánica superficial DBO₅ eliminada en dos componentes: un componente entre grupos y un componente dentro-de-grupos. La razón-F, que en este caso es igual a 1.12205, es el cociente entre el estimado entre grupos y el estimado dentro-de-grupos. Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia

estadísticamente significativa entre la media de carga orgánica superficial DBO₅ eliminada entre un nivel de TRH y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla ANOVA Carga orgánica volumétrica con base en el parámetro DBO₅

<i>Fuente</i>		<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>		<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Entre grupos		2.86667	4	0.716667		0.72	0.5885
Intra grupos		25.0	25	1.0			
Total (Corr.)		27.8667	29				

La tabla ANOVA descompone la varianza de carga orgánica volumétrica con base en el parámetro DBO₅ eliminada en dos componentes: un componente entre grupos y un componente dentro-de-grupos. La razón-F, que en este caso es igual a 0.716667, es el cociente entre el estimado entre grupos y el estimado dentro-de-grupos. Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de carga orgánica superficial DBO₅ eliminada entre un nivel de TRH y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla ANOVA Carga orgánica superficial con base en el parámetro DQO

<i>Fuente</i>		<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Entre grupos		2.86667	4	0.716667	0.72	0.5885
Intra grupos		25.0	25	1.0		
Total (Corr.)		27.8667	29			

La tabla ANOVA descompone la varianza de carga orgánica volumétrica DQO eliminada en dos componentes: un componente entre grupos y un componente dentro-de-grupos. La razón-F, que en este caso es igual a 0.716667, es el cociente entre el estimado entre grupos y el estimado dentro-de-grupos. Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de carga orgánica volumétrica DQO eliminada entre un nivel de TRH y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.