



"El saber de mis hijos  
hará mi grandeza"

# **UNIVERSIDAD DE SONORA**

---

**DIVISIÓN DE INGENIERÍA**

**POSGRADO EN CIENCIAS DE LA INGENIERÍA**

**ESTUDIO DEL TRATAMIENTO DE EFLUENTES  
GENERADOS EN LA PRODUCCIÓN DE HARINA DE  
PESCADO EN UN BIORREACTOR DE  
MEMBRANAS (MBR)**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:  
DOCTOR EN CIENCIAS DE LA INGENIERÍA**

**PRESENTA:**

**GUADALUPE LÓPEZ AVILÉS**

**DIRECTOR: FRANCISCO JAVIER ALMENDARIZ TAPIA**

**CO-DIRECTOR: SERGIO PÉREZ FABIEL**

**Hermosillo, Sonora**

**Junio, 2017.**

# Universidad de Sonora

Repositorio Institucional UNISON



"El saber de mis hijos  
hará mi grandeza"



Excepto si se señala otra cosa, la licencia del ítem se describe como openAccess

# UNIVERSIDAD DE SONORA


## APROBACION DEL JURADO

de la tesis presentada por:

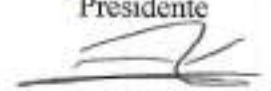
**Guadalupe López Avilés**

Esta tesis ha sido revisada por cada uno de los miembros del Jurado y por mayoría de votos la han encontrado satisfactoria.


14 de Junio de 2017

  
Dr. Francisco Javier Almendariz Tapia  
Presidente


14 de Junio de 2017

  
Dr. Sergio Pérez Fabiel  
Co-Presidente

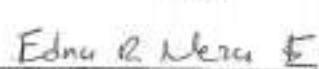
14 de Junio de 2017

  
Dra. Onofre Monge Amaya  
Secretario

14 de Junio de 2017

  
Dra. Maribel Plascencia Jatomea  
Vocal

14 de Junio de 2017

  
Dra. Edna Rosalba Meza Escalante  
Sinodal Externo



"El saber de mis hijos  
hará mi grandeza"

# UNIVERSIDAD DE SONORA

División de Ingeniería

---

**Posgrado en Ciencias de la Ingeniería: Ingeniería Química**

## AUTORIZACION DEL EXAMEN DE GRADO

20 Junio de 2017.

Por la presente se hace constar que la estudiante: **GUADALUPE LÓPEZ AVILÉS**, ha cumplido satisfactoriamente con los requisitos académicos correspondientes para la realización del Examen de grado del programa de Doctorado en Ciencias de la Ingeniería.

**DR. JESÚS FERNANDO HINOJOSA PALAFOX**  
**COORDINADOR**  
**POSGRADO EN CIENCIAS DE LA INGENIERÍA**

---

## RESUMEN

En la industria de producción de harina de pescado se generan grandes cantidades de aguas residuales, caracterizadas por su alto contenido de compuestos orgánicos, nitrogenados y salinidad, las cuales son la principal fuente de contaminación sobre los cuerpos de agua en donde estas industrias se han establecido, ya que son descargadas al mar sin un tratamiento previo. Una alternativa de tratamiento biológico es utilizar los biorreactores de membranas, ya que con esta tecnología se reduce el espacio ocupado para su tratamiento y, el efluente obtenido puede ser reutilizado. El objetivo de este trabajo fue estudiar el tratamiento de efluentes generados por la industria de harina de pescado, en un reactor biológico de membranas. La caracterización de estos efluentes según las normas y métodos estándares permitió conocer las propiedades físicas y químicas de las aguas residuales de este tipo de industrias, probando su alto contenido de materia orgánica y nitrogenada, así como el establecimiento de mecanismos biológicos para la remoción de dichos contaminantes. Las pruebas de biodegradabilidad en lote, se realizaron para conocer las actividades de degradación específica de la materia orgánica y las actividades nitrificantes de los lodos activados con aguas residuales a diferentes concentraciones (1.3, 2.5, 3.7 y 6.5 gDQO/L). Estos estudios demostraron la efectividad de la biomasa tanto en la producción de nitratos como en la degradación de la materia carbonada, con una actividad remoción de 2.4 gDQO/gSSV. Una vez comprobada su eficiencia, en el estudio en continuo se analizó la remoción de materia orgánica y de nitrógeno, el crecimiento de la biomasa y la saturación de la membrana en un biorreactor de membranas de placas sumergida, alimentado con aguas residuales sintéticas, de composición similar a los efluentes generados en la industria de la harina de pescado. Los resultados mostraron que la remoción de la materia orgánica fue superior al 90 %, para todas las cargas orgánicas volumétricas probadas en el estudio (0.8, 1, 1.33 y 2 gDQO/L·d). Sin embargo, la remoción de nitrógeno por nitrificación sólo se llevó a cabo en la carga orgánica más baja (0.8 gDQO/L·d), ya que la alta concentración de materia orgánica del efluente aparece como limitante para que se lleve a cabo este proceso, donde se alcanzaron valores de remoción de nitrógeno de 65 %, incluyendo la asimilación de este compuesto para producir biomasa. En cuanto al análisis de la saturación de la membrana, ésta ocurrió debido a la acumulación de torta sobre la superficie de la membrana, y se demostró que la variación de la carga orgánica y nitrogenada tiene efecto sobre la saturación.

---

## ABSTRACT

Large amounts of wastewater are generated by the fish meal industry, characterized by a high concentration of nitrogen, organic matter and salt, in addition to various toxic micropollutants, which are the main source of contamination on the bodies of water where these industries have been established, in most cases because they discharged directly to the sea without any treatment. An alternative treatment is to use membrane bioreactors, where wastewater can be treated in smaller spaces than those used in conventional systems and, in addition, the effluent obtained has a better quality as conventional process effluents and can be reused for different applications. The objective of this work was to study the treatment of effluents generated by the fishmeal industry in a membrane bioreactor. The characterization of these effluents per standard methods allowed to know the physical and chemical properties of this kind of wastewaters, proving their high content of organic and nitrogenous matter, as well as the establishment of biological mechanisms for the removal of this contaminants. Batch biodegradability tests were performed to determine the organic matter degradation activities and the nitrification activities with wastewater at different concentrations (1.3, 2.5, 3.7 and 6.5 gCOD/L). These studies demonstrated the biomass effectiveness in the nitrates production and carbonaceous matter degradation, with a removal activity of 2.4 gCOD/gVSS. Once its efficiency was verified, the organic matter and nitrogen removal, biomass growth and membrane fouling were analyzed in a continuous submerged sheet membrane bioreactor, fed with synthetic wastewater of similar composition to the effluents generated in the fish meal industry. After biomass acclimatization, the results showed that the organic matter removal was higher than 90%, for all organic loading rates (0.8, 1, 1.33 and 2 gCOD/L·d) tested during the study. However, the nitrogen removal by nitrification was only carried out with the lowest organic loading rate (0.8 gCOD/L·d). An excessive concentration of organic matter in the wastewater appears as a limiting factor to this process' operating conditions, where nitrogen removal values of 65% were reached, including the assimilation of this compound to produce biomass. The analysis of membrane fouling showed that the formation of bio-cake at the membrane surface is a major mechanism responsible of this phenomenon, and it was demonstrated that the variation of the organic and nitrogen loading rates affected membrane fouling rate.

---

## RÉSUMÉ

De grandes quantités d'eaux usées sont générées par l'industrie de la transformation du poisson, celles-ci se caractérisant par leur haute teneur en azote, matières organiques et sel, sans oublier de nombreux micropolluants toxiques. Ces eaux sont même la principale source de contamination des milieux marins où ces industries opèrent, car elles sont la plupart du temps déchargées directement dans la mer, sans aucun traitement préalable. Une alternative consisterait à utiliser des bioréacteurs à membrane, où les eaux usées pourraient être traitées dans des espaces plus réduits et avec une meilleure qualité des effluents que dans les systèmes conventionnels, lesquels effluents pourraient ensuite être réutilisés dans divers contextes. L'objectif de ce travail était l'étude du traitement, par un bioréacteur à membrane, des effluents générés par l'industrie de traitement du poisson. La caractérisation de ces effluents grâce aux méthodes standard a permis de connaître leurs propriétés physico-chimiques, prouvant leur haute concentration en matières organiques et en azote, tout en établissant des mécanismes biologiques pour éliminer ces contaminants. Des tests de biodégradabilité par lots ont été réalisés pour déterminer les processus de dégradation de la matière organique, ainsi que les processus de nitrification à différentes concentrations (1.3, 2.5, 3.7 and 6.5 gDCO/L). Cette étude a démontré l'efficacité de la biomasse quant à la production de nitrates et à la dégradation de la matière carbonée. Une fois cette efficacité vérifiée, l'élimination de la matière organique et de l'azote, ainsi que la croissance de la biomasse et l'encrassement de la membrane ont été analysés dans un bioréacteur continu à membrane en feuille immergé, alimenté en eaux usées synthétiques de composition similaire à celles générées par l'industrie de la transformation du poisson. Après acclimatation de la biomasse, les résultats montrèrent que l'élimination de la matière organique était supérieure à 90% pour tous les facteurs de charge organique (0.8, 1, 1.33 and 2 gDCO/L·j) testés pendant cette étude. Cependant, l'élimination de l'azote par nitrification fut seulement observée au facteur de charge le plus bas (0.8 gDCO/L·j). Une concentration excessive de matière organique dans les eaux usées apparaît comme un facteur limitant au niveau des conditions de fonctionnement de cette technique, qui a pourtant atteint des taux d'élimination de l'azote de 65%, avec assimilation de cette dernière pour produire de la biomasse. L'analyse du colmatage de la membrane a montré que la formation de bio-cake à sa surface est l'un des mécanismes majeurs responsables de ce phénomène, et il a été démontré que la variation du facteur de charge en matière organique et en azote affectaient le taux d'encrassement de la membrane.

---

## **DEDICATORIA**

Con mucho cariño a mis padres:

Marco Antonio López Grijalva y Guadalupe Avilés Moreno.



---

---

## TABLA DE CONTENIDO

<b>RESUMEN .....</b>	<b>IV</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>V</b>
<b>RÉSUMÉ.....</b>	<b>VI</b>
<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>XII</b>
<b>LISTA DE TABLAS .....</b>	<b>XIV</b>
<b>NOMENCLATURA.....</b>	<b>XV</b>
<b>AGRADECIMIENTOS.....</b>	<b>XVIII</b>
<b>CAPÍTULO 1.....</b>	<b>20</b>
<b>INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS .....</b>	<b>20</b>
<b>1.1 Justificación .....</b>	<b>22</b>
<b>1.2 Objetivo General .....</b>	<b>22</b>
<b>1.3 Objetivos Específicos.....</b>	<b>22</b>
<b>CAPÍTULO 2.....</b>	<b>23</b>
<b>REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>23</b>
<b>2.1 Panorámica ambiental de la actividad pesquera.....</b>	<b>23</b>
2.1.1 La actividad pesquera a nivel mundial.....	23
2.1.2 La actividad pesquera en México .....	25
<b>2.2 Contaminación por la industria pesquera .....</b>	<b>27</b>
2.2.1 Actividad de la flota pesquera.....	28
2.2.2 Actividad de descarga.....	28
2.2.3 Proceso industrial.....	29
<b>2.3 Características de las aguas residuales de las plantas procesadoras de pescado .....</b>	<b>30</b>
2.3.1 Heterogeneidad de los residuos .....	30
2.3.2 pH.....	30
2.3.3 Sólidos en suspensión .....	30
2.3.4 Contenidos orgánicos .....	31
2.3.5 Lípidos, aceites y grasas .....	31

2.3.6 Nitrógeno y fósforo.....	32
2.3.7 Otros contaminantes.....	32
<b>2.4 Posibles daños y magnitud del impacto .....</b>	<b>33</b>
2.4.1 Cambio en las condiciones físicas y químicas del agua de mar .....	33
2.4.2 Alteración de ciclos .....	33
2.4.3 Alteración en la diversidad de especies.....	34
2.4.4 Cambios estéticos.....	34
2.4.5 Reversibilidad de los cambios .....	35
<b>2.5 Efluentes del proceso de producción de harina de pescado.....</b>	<b>35</b>
<b>2.6 Métodos de tratamiento de las aguas residuales.....</b>	<b>39</b>
<b>2.7 Eliminación de nitrógeno de las aguas residuales.....</b>	<b>42</b>
2.7.1 El ciclo del nitrógeno.....	43
2.7.2 Métodos físico-químicos para eliminar nitrógeno.....	44
2.7.3 Métodos biológicos para eliminar nitrógeno.....	45
2.7.4 Nitrificación .....	48
2.7.5 Desnitrificación .....	50
<b>2.8 Reactores empleados en el tratamiento de aguas residuales de la industria pesquera.....</b>	<b>53</b>
<b>2.9 Reactores de membrana .....</b>	<b>56</b>
2.9.1 Fundamento de los biorreactores de membrana.....	58
2.9.2 Configuración de los biorreactores de membrana .....	59
2.9.3 Tecnología de membranas .....	60
2.9.4 Proceso de separación de membrana.....	62
2.9.5 Tipos de materiales de las membranas .....	64
2.9.6 Configuración de las membranas .....	64
2.9.7 Proceso de filtración.....	69
2.9.8 Saturación de las membranas .....	71
2.9.9 Desarrollo comercial de los MBR.....	75
<b>CAPÍTULO 3.....</b>	<b>76</b>
<b>MATERIALES Y MÉTODOS .....</b>	<b>76</b>
<b>3.1 Caracterización de las aguas residuales de la industria sardinera.....</b>	<b>76</b>
<b>3.2 Estudios en lote.....</b>	<b>77</b>
3.2.1 Actividad de degradación específica .....	79
3.2.2 Actividad nitrificante específica.....	80
<b>3.3 Estudios en continuo.....</b>	<b>81</b>

3.3.1 Arranque y aclimatación del reactor aerobio .....	81
3.3.2 Condiciones de operación del reactor de membranas .....	83
3.3.3 Actividad bacteriana por respirometría .....	86
3.3.4 Permeabilidad de la membrana .....	88
3.3.5 Limpieza de la membrana.....	89
<b>3.4 Métodos analíticos .....</b>	<b>91</b>
3.4.1 Demanda química de oxígeno (DQO) por reflujo cerrado.....	91
3.4.2 Demanda química de oxígeno (DQO) por reflujo abierto.....	92
3.4.3 Demanda biológica de oxígeno (DBO <sub>5</sub> ).....	93
3.4.4 Sólidos suspendidos.....	95
3.4.5 Sólidos disueltos, concentración de sal y conductividad eléctrica.....	96
3.4.6 Grasas y aceites.....	96
3.4.7 Nitrógeno amoniacal .....	97
3.4.8 Nitrógeno orgánico.....	99
3.4.9 Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK) .....	100
3.4.10 Amonio .....	100
3.4.11 Nitrato.....	101
3.4.12 Nitrito.....	102
3.4.13 Potencial de hidrogeno (pH) .....	103
<b>3.5 Parámetros operacionales del reactor.....</b>	<b>104</b>
3.5.1 Tiempo de residencia hidráulica .....	104
3.5.2 Tiempo de retención de sólidos .....	104
3.5.3 Carga orgánica volumétrica .....	105
3.5.4 Carga volumétrica de nitrógeno.....	105
3.5.5 Remoción de materia orgánica .....	105
3.5.6 Remoción de nitrógeno .....	106
<b>CAPÍTULO 4.....</b>	<b>107</b>
<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....</b>	<b>107</b>
<b>4.1 Caracterización de las aguas residuales de la industria de harina de pescado .....</b>	<b>107</b>
<b>4.2 Estudios en lote con aguas residuales reales .....</b>	<b>110</b>
4.2.1 Actividad de degradación específica .....	110
4.2.2 Actividad nitrificante específica.....	113
<b>4.3 Estudios en continuo.....</b>	<b>118</b>
4.3.1 Arranque y aclimatación del reactor aerobio .....	118
4.3.3 Crecimiento de la biomasa en el reactor de membranas .....	126

---

4.3.4 Remoción de materia orgánica .....	128
4.3.5 Remoción de nitrógeno .....	131
4.3.6 Actividad biológica .....	135
4.3.2 Monitoreo de pH en el sMBR .....	137
4.3.7 Evolución de la presión transmembrana .....	138
4.3.8 Resistencia hidráulica .....	140
<b>CAPÍTULO 5 .....</b>	<b>143</b>
<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>143</b>
5.1 Conclusiones .....	143
5.2 Recomendaciones .....	145
<b>CAPÍTULO 6 .....</b>	<b>146</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>146</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>160</b>
Anexo A. Pruebas respirométricas .....	160
Anexo B. Curva de calibración de la DQO .....	161
Anexo C. Curva de calibración del electrodo ion específico de amonio .....	162
Anexo D. Curva de calibración del electrodo ion específico de nitrato .....	163
Anexo E. Curva de calibración de nitritos .....	164

---

---

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 2.1</b>	Producción mundial de la pesca de captura y la acuicultura (FAO, 2016). .....	23
<b>Figura 2.2</b>	Especies de la producción pesquera en Sonora (SAGARPA, 2013).....	26
<b>Figura 2.3</b>	Diagrama del proceso de la harina de pescado (García-Sifuentes, 2009). .....	37
<b>Figura 2.4</b>	Ciclo del nitrógeno (Madigan <i>et al.</i> , 2004). .....	44
<b>Figura 2.5</b>	Etapas de la desnitrificación y enzimas involucradas (Martínez-Hernández, 2003). 51	
<b>Figura 2.6</b>	Comparación entre tratamiento mediante lodos activados y un MBR (Morales-Rodríguez, 2009). .....	57
<b>Figura 2.7</b>	a) MBR con membrana externa y, b) MBR con membrana sumergida MBR (Morales-Rodríguez, 2009). .....	59
<b>Figura 2.8</b>	Clasificación de membranas (Scott y Hughes, 1996). .....	61
<b>Figura 2.9</b>	Esquema de la configuración del módulo de membrana de Placa plana (Poyatos, 2007). .....	66
<b>Figura 2.10</b>	Sistema de membrana en Espiral (Poyatos, 2007).....	67
<b>Figura 2.11</b>	Esquema de circulación de flujo de membrana tubular (Poyatos, 2007).....	68
<b>Figura 2.12</b>	Módulo de membrana de fibra hueca (Poyatos, 2007). .....	69
<b>Figura 2.13</b>	Esquema de la filtración lineal (Saavedra y Romero, 1999).....	70
<b>Figura 2.14</b>	Esquema de la filtración tangencial (Saavedra y Romero, 1999).....	70
<b>Figura 3.1</b>	Agua residual del proceso de la harina de pescado y sus diluciones.....	76
<b>Figura 3.2</b>	Prueba de biodegradabilidad de las aguas residuales.....	77
<b>Figura 3.3</b>	Aclimatación de la biomasa en el reactor aerobio.....	83
<b>Figura 3.4</b>	Diagrama esquemático del biorreactor de membrana sumergida (sMBR). .....	85
<b>Figura 3.5</b>	Módulo de membrana de placas planas. ....	85
<b>Figura 3.6</b>	Dispositivo experimental para la técnica de respirometría. ....	88
<b>Figura 4.1</b>	Consumo de materia orgánica durante el experimento en lote. ....	111
<b>Figura 4.2</b>	Actividad de degradación específica de la materia orgánica.....	112
<b>Figura 4.3</b>	Comportamiento del ion nitrato en las pruebas en lote. ....	114
<b>Figura 4.4</b>	Evolución de los sólidos suspendidos volátiles en el experimento en lote. ....	115
<b>Figura 4.5</b>	Actividad nitrificante específica de los experimentos en lote.....	116
<b>Figura 4.6</b>	Comportamiento del control en el estudio en lote. ....	117

---

<b>Figura 4.7</b> Determinación de DQO en el efluente del reactor aerobio.....	119
<b>Figura 4.8</b> Eficiencia de remoción de DQO en el reactor con diferentes concentraciones de sal. .....	120
<b>Figura 4.9</b> Concentración de nitrógeno del efluente a diferentes cargas volumétricas de nitrógeno.....	122
<b>Figura 4.10</b> Eficiencia de remoción de nitrógeno en el reactor con diferentes concentraciones de sal.....	123
<b>Figura 4.11</b> Determinación de sólidos en las 4 etapas de aclimatación del reactor aerobio. ..	124
<b>Figura 4.12</b> Monitoreo del pH durante el arranque y aclimatación del reactor aerobio.....	125
<b>Figura 4.13</b> Concentración de biomasa durante el periodo experimental. ....	127
<b>Figura 4.14</b> Concentración de DQO en el permeado a diferentes cargas orgánicas. ....	129
<b>Figura 4.15</b> Eficiencia de remoción de DQO en el reactor de membranas a diferentes cargas orgánicas. ....	130
<b>Figura 4.16</b> Compuestos de nitrógeno en el permeado a diferentes cargas de nitrógeno. ....	133
<b>Figura 4.17</b> Eficiencia de remoción de nitrógeno en el reactor de membranas a diferentes cargas nitrogenadas. ....	134
<b>Figura 4.18</b> OUR endógeno y exógeno en el reactor de membrana.....	136
<b>Figura 4.19</b> Monitoreo de pH en el reactor de membranas.....	137
<b>Figura 4.20</b> Evolución de la presión transmembrana.....	139
<b>Figura 4.21</b> Resistencia del origen de la saturación de la membrana.....	141
<b>Figura 4.22</b> Porcentaje del origen de la saturación de la membrana. ....	142

---

---

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 2.1</b> Pesca de captura marina: principales países productores (FAO, 2016).....	24
<b>Tabla 2.2</b> Límites máximos permisibles (promedio diario) para la descarga de aguas residuales del proceso de la harina de pescado y aceite. ....	38
<b>Tabla 2.3</b> Métodos de tratamiento según el contaminante en el agua residual. ....	41
<b>Tabla 2.4</b> Antecedentes del tratamiento de aguas residuales de industrias pesqueras.....	55
<b>Tabla 2.5</b> Comparación de la calidad del efluente de un sistema de Lodos activados y un MBR. ....	57
<b>Tabla 3.1</b> Medio mineral sintético para el blanco en las pruebas de biodegradabilidad. ....	78
<b>Tabla 3.2</b> Composición del agua residual sintética (modificada de Rene, <i>et al.</i> , 2008). ....	82
<b>Tabla 3.3</b> Condiciones de operación en la aclimatación del reactor aerobio. ....	82
<b>Tabla 3.4</b> Condiciones de operación en el reactor sMBR. ....	84
<b>Tabla 4.1</b> Características fisicoquímicas de las aguas residuales de la industria de la harina de pescado. ....	108
<b>Tabla 4.2</b> Características del agua residual de la industria pesquera. ....	109
<b>Tabla 4.3</b> Velocidades de crecimiento específica de los lodos de la Planta de Tratamiento de Agua Residual.....	113
<b>Tabla 4.4</b> Actividad de la biomasa en el sMBR.....	136

---

## NOMENCLATURA

DQO	Demanda Química de Oxígeno
DBO <sub>5</sub>	Demanda Biológica de Oxígeno
pH	Potencial de hidrógeno
N	Nitrógeno
P	Fósforo
EDAR	Estación Depuradora de Aguas Residuales
ANAMMOX	ANAerobic AMMonia OXidation
DEAMOX	DEnitrifying AMmonium OXidation
SHARON	Single reactor system for High Ammonium Removal Over Nitrite process
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite
OLAND	Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification
AGV	Ácidos Grasos Volátiles
SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles
SSF	Sólidos Suspendidos Fijos
SST	Sólidos Suspendidos Totales
SSLM	Sólidos Suspendidos del Licor de la Mezcla
TRH	Tiempo de Residencia Hidráulico



---

TRS	Tiempo de Retención de Sólidos
MBR	Reactor Biológico de Membranas o Biorreactor de Membranas
UF	Ultrafiltración
MF	Microfiltración
NF	Nanofiltración
RO	Ósmosis Inversa
PTM	Presión Transmembrana
MOC	Materia Orgánica Coloidal
MOB	Materia Orgánica Biodegradable
EPS	Sustancias Poliméricas Extracelulares
SDT	Sólidos Disueltos Totales
ADE	Actividad de Degradación Específica
ANE	Actividad Nitrificante Específica
N-Org	Nitrógeno orgánico
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Nitrógeno amoniacal
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrógeno de nitratos
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrógeno de nitritos
NTK	Nitrógeno Total Kjeldahl
COV	Carga Orgánica Volumétrica
DQO/N	Relación Demanda química de oxígeno/nitrógeno

---

VCN	Velocidad de Carga de Nitrógeno
OD	Oxígeno Disuelto
OUR	Velocidad de Consumo de Oxígeno
ATU	Alitiourea
UV	Ultravioleta
R	Resistencia
J <sub>p</sub>	Flujo de permeado

---

---

## AGRADECIMIENTOS

A Dios, por darme esperanza en los momentos difíciles.

A mi director de tesis, Dr. Francisco Javier Almendariz, por su apoyo incondicional desde que inicié la maestría hasta culminar el doctorado, su comprensión, tiempo y paciencia, por sus acertados aportes, por compartir sus experiencias y sobre todo por su amistad. Muchas gracias por aguantarme todos estos años.

A mi co-director de tesis, Dr. Sergio Pérez Fabiel, por la oportunidad de hacer posible la magnífica experiencia de la estancia doctoral, además por sus aportes, apoyo, comprensión, tiempo y paciencia, por compartir sus experiencias y sobre todo por su amistad desde Chiapas.

A mi comité tutorial, Dra. Edna Rosalba Meza Escalante, Dra. Onofre Monge Amaya, Dra. Maribel Plascencia Jatomea, por sus valiosas sugerencias a este trabajo, sus consejos, su gran apoyo y amistad. Son un gran ejemplo para mí.

Al Dr. Geoffroy Lesage, por aceptarme en su equipo de trabajo y laboratorio, y hacer posible la experiencia de la estancia doctoral, por su apoyo en la realización de esta tesis, su tiempo, sobre todo su comprensión y sus consejos aún desde lejos.

A la Universidad de Sonora, a la Universidad de Montpellier y al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, por el apoyo otorgado a través de la beca.

---

A mis compañeros y amigos del posgrado Gonzalo (a pesar de la distancia), Diana Terán, Diana Franco, Citlali, Gaby, Mary, Denisse, Argentina, Poncho, Aarón, Fito y Héctor, por su apoyo, compañía y convivencia dentro y fuera del laboratorio.

A mis compañeras y amigas de Montpellier, Kate, Iryna, Améni, Salima, Celine, Noémie, Maria, Ambra y Sandra por compartir sus experiencias, por su apoyo, compañía y convivencia dentro y fuera de la Universidad.

A mis padres quienes han estado conmigo en todo momento, por su amor, amistad, apoyo y consejos. A ellos que me motivan a seguir adelante.

A mi novio y compañero de aventuras Nicolas (Choubibou), por su comprensión, paciencia y apoyo para finalizar la tesis.

A mi familia, mis amigos y a todas aquellas personas que, de cierta manera, colaboraron o me apoyaron en la realización de esta investigación.

¡Muchas gracias a todos!!!

## CAPÍTULO 1

### INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

En algunos países con una actividad creciente de las industrias productoras de harina de pescado, como Canadá, China, Tailandia, India, México o Suecia, generan una gran cantidad de efluentes contaminantes, que en la mayoría de los casos, se descargan directamente al mar sin ningún tratamiento previo; tal es el caso de la bahía de Guaymas, en el estado de Sonora, México, donde se estima que se vierten al mar 1495 m<sup>3</sup>/d de aguas residuales de las industrias de harina de pescado (Dirección General de Planeación y Ordenamiento Territorial, 2014).

Este tipo de efluentes se caracteriza por contener una alta concentración de nitrógeno, materia orgánica y sal, además de diversos microcontaminantes tóxicos (Chowdhury *et al.*, 2010), por lo que el vertido de estas aguas sin un tratamiento previo ocasiona un desequilibrio de las propiedades físicas, químicas y biológicas del agua de mar. Estas propiedades se ven afectadas por cambios en la salinidad, disminución del oxígeno disuelto, incremento de la demanda biológica de oxígeno (DBO), incremento de la demanda química de oxígeno (DQO), incremento de los nutrientes, alta carga de sulfuros y amonio e incremento de la temperatura, lo cual puede llevar a un proceso de eutrofización, evitando la rápida oxigenación del agua y dando lugar a la posterior muerte de organismos vivos (Aloui *et al.*, 2009). Por lo tanto, es necesario un manejo y control adecuado de las aguas residuales generadas por este tipo de industrias.

Aunque se han realizado diferentes experimentos y metodologías para el tratamiento de efluentes afines, se cuenta con poca información sobre el tratamiento de aguas residuales de productos marinos que se enfoquen a la remoción de materia orgánica y nitrogenada en presencia de una alta concentración salina. Al respecto, Gharsallah *et al.* (2002), estudiaron el tratamiento biológico de aguas residuales generadas por la industria procesadora de pescado en un reactor de biopelícula de cama fija; sin embargo, no estudiaron la remoción de nitrógeno. Boopathy *et al.* (2007), con efluentes de la industria procesadora de camarón, operaron un reactor SBR (reactor en lote secuencial) para nitrificar y desnitrificar el nitrógeno. Del mismo modo, Fontenot *et al.* (2007) y Mosquera-Corral *et al.* (2001), realizaron estudios en un reactor

híbrido de flujo ascendente (USBF) donde trataron efluentes de un digestor anaerobio de la industria enlatadora de pescado, pero sus estudios fueron enfocados solamente a la eliminación de nitrógeno. Lo mismo ocurrió con Huiliñir *et al.* (2011), quienes trabajaron con aguas residuales de la industria del Salmón en un reactor de biopelícula, pero con relaciones C/N cercanas a la estequiométrica. Finalmente, Ruíz *et al.* (2006), estudiaron efluentes de la industria procesadora de productos marinos con métodos biológicos tradicionales anaerobios y aerobios, mostrando buenos resultados en las eficiencias de remoción de componentes orgánicos, pero su uso se encuentra limitado por la alta carga nitrogenada y la presencia de sal, provocando la adición de una serie de pasos al tren de tratamiento de aguas residuales.

Una alternativa de tratamiento es utilizar los biorreactores de membrana (MBR), cuya tecnología es considerada actualmente como una de las más importantes innovaciones en el tratamiento de aguas residuales, ya que permiten reducir al mínimo los problemas de separación de las fases sólido-líquido que se encuentran en los sistemas de lodos activados (Aslam *et al.*, 2017). También tienen la ventaja de funcionar con un tiempo de residencia de lodos mayor, permitiendo una menor producción de lodos, por lo que las aguas residuales pueden ser tratadas en espacios más pequeños que los utilizados en los sistemas convencionales y, además, el efluente obtenido puede ser reutilizado (Hao *et al.*, 2015).

Se han realizado varios estudios sobre el funcionamiento del MBR para el tratamiento de aguas residuales de las industrias pesqueras como Sridang *et al.* (2008), quienes reportaron que los lodos de los biorreactores de membrana pueden adaptarse eficazmente a las aguas residuales de proceso real de mariscos con baja concentración salina; sin embargo, Artiga *et al.* (2008), trataron aguas residuales de la industria de enlatado de pescado con altas concentraciones salinas en un reactor MBR híbrido, pero con una muy baja carga de nitrógeno, lo mismo ocurrió con Cheng *et al.* (2010), y recientemente Hong *et al.* (2013), los cuales estudiaron el efecto de la sal en los efluentes producidos en la acuicultura con bajas concentraciones de amonio en un reactor MBR; sin embargo, no se ha estudiado a profundidad el tratamiento de aguas residuales con las características específicas de las producidas por la industria de la harina de pescado.

## 1.1 Justificación

En la industria de producción de harina de pescado se generan grandes cantidades de aguas residuales, caracterizadas por su alto contenido de compuestos orgánicos, nitrogenados y salinidad, las cuales son la principal fuente de contaminación sobre los cuerpos de agua en donde estas industrias se han establecido, ya que son descargadas al mar sin un tratamiento previo. Por lo que, ocasionan problemas de salud en humanos, serios problemas de eutrofización, mortandad de peces y un deterioro ambiental y estético. Una alternativa de tratamiento biológico es utilizar los biorreactores de membranas, ya que con esta tecnología se reduce el espacio ocupado para su tratamiento y, el efluente obtenido puede ser reutilizado, sin embargo, no se ha estudiado a profundidad la factibilidad de utilizar este tipo de reactores para el tratamiento de efluentes provenientes de la industria procesadora de productos marinos del estado. Por esta razón, es indispensable estudiar su efectividad en la disminución de los contaminantes de las aguas residuales y poder reducir el impacto ambiental provocado por este tipo de efluentes.

## 1.2 Objetivo General

Estudiar el tratamiento de efluentes generados por la industria de harina de pescado en un reactor biológico de membranas.

## 1.3 Objetivos Específicos

- Caracterizar los efluentes de la industria de harina de pescado con el fin de conocer su composición
- Adaptar el lodo aerobio a las características de las aguas residuales de la industria de harina de pescado
- Estudiar la cinética de la biodegradación aerobia de aguas provenientes de la industria del procesamiento de la harina de pescado
- Aclimatar la biomasa del biorreactor de membranas (MBR) a las condiciones de las aguas residuales
- Analizar la degradación del sustrato, actividad de la biomasa y saturación de la membrana en el sistema en continuo por medio de un biorreactor

## CAPÍTULO 2

### REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

#### 2.1 Panorámica ambiental de la actividad pesquera

##### 2.1.1 La actividad pesquera a nivel mundial

Actualmente se tiene una actividad importante en la producción pesquera a nivel mundial, ya que el incremento del suministro mundial de pescado para consumo humano ha superado al crecimiento de la población en los últimos cinco décadas, aumentando a un ritmo anual medio del 3.2 % en el período 1961-2013, el doble que el ritmo de crecimiento demográfico, lo que ha dado lugar a un incremento de la disponibilidad media per cápita (Figura 2.1). El consumo aparente de pescado per cápita a nivel mundial registró un aumento de un promedio de 9.9 kg en la década de 1960 a 14.4 kg en la década de 1990 y 19.7 kg en 2013, con estimaciones preliminares que apuntan a que seguirá aumentando hasta superar los 20 kg en 2014 y 2015 (FAO, 2016).

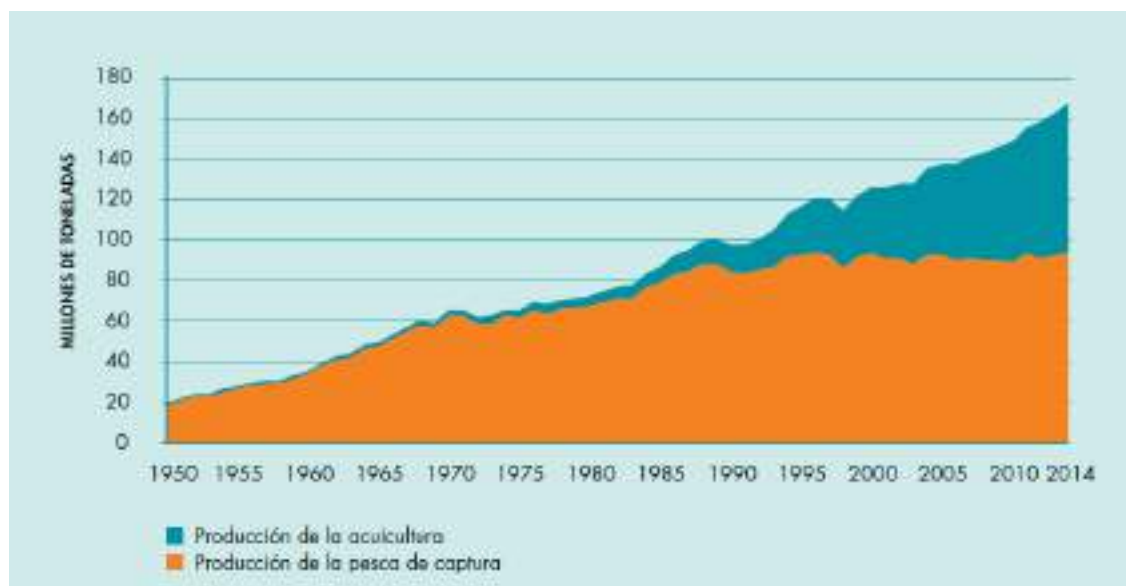


Figura 2.1 Producción mundial de la pesca de captura y la acuicultura (FAO, 2016).



Además del aumento de la producción, otros factores que han contribuido a incrementar el consumo son, la mejora de la utilización, el fomento de los canales de distribución, y la demanda cada vez mayor asociada al crecimiento demográfico, el aumento de los ingresos y la urbanización (Tabla 2.1). El comercio internacional también ha cumplido una función importante al ofrecer mayores alternativas a los consumidores (FAO, 2016).

**Tabla 2.1** Pesca de captura marina: principales países productores (FAO, 2016).

PAÍS O TERRITORIO	PROMEDIO 2003-2012	2013	2014	VARIACIÓN		
				PROMEDIO (2003-2012) - 2014	2013- 2014	2013-2014
		(Toneladas)		(Porcentaje)		(Toneladas)
China	12.759.922	13.967.764	14.811.390	16.1	6.0	843.626
Indonesia	4.745.727	5.624.594	6.016.525	26.8	7.0	391.931
Estados Unidos de América	4.734.500	5.115.493	4.954.467	4.6	-3.1	-161.026
Federación de Rusia	3.376.162	4.086.332	4.000.702	18.5	-2.1	-85.630
Japón	4.146.622	3.621.899	3.630.364	-12.5	0.2	8.465
Perú	7.063.261	5.827.046	3.548.689	-49.8	-39.1	-2.278.357
	918.049 <sup>a</sup>	956.416 <sup>b</sup>	1.226.560 <sup>c</sup>	33.6	28.2	270.144
India	3.085.311	3.418.821	3.418.821 <sup>a</sup>	10.8	0.0	0
Viet Nam	1.994.927	2.607.000	2.711.100	35.9	4.0	104.100
Myanmar	1.643.642	2.483.870	2.702.240	64.4	8.8	218.370
Noruega	2.417.348	2.079.004	2.301.288	-4.8	10.7	222.284
Chile	3.617.190	1.770.945	2.175.486	-39.9	22.8	404.541
	2.462.885 <sup>d</sup>	967.547 <sup>e</sup>	1.357.586 <sup>f</sup>	-44.9	40.3	390.045
Filipinas	2.224.720	2.130.747	2.137.350	-3.9	0.3	6.603
República de Corea	1.736.680	1.586.059	1.718.626	-1.0	8.4	132.567
Tailandia	2.048.753	1.614.536	1.559.746	-23.9	-3.4	-54.790
Malasia	1.354.965	1.482.899	1.458.126	7.6	-1.7	-24.773
México	1.352.353	1.500.182	1.396.205	3.2	-6.9	-103.977
Marruecos	998.584	1.238.277	1.350.147	35.2	9.0	111.870
España	904.459	981.451	1.103.537	22.0	12.4	122.086
Islandia	1.409.270	1.366.486	1.076.558	-23.6	-21.2	-289.928
Provincia china de Taiwán	972.400	925.171	1.068.244	9.9	15.5	143.073
Canadá	969.195	823.640	835.196	-13.8	1.4	11.556
Argentina	891.916	858.422	815.355	-8.6	-5.0	-43.067
Reino Unido	622.146	630.047	754.992	21.4	19.8	124.945
Dinamarca	806.787	668.339	745.019	-7.7	11.5	76.680
Ecuador	452.003	514.415	663.439	46.8	29.0	149.026
<b>Total 25 países principales</b>	<b>66.328.843</b>	<b>66.923.439</b>	<b>66.953.612</b>	<b>0.9</b>	<b>0.0</b>	<b>30.173</b>
<b>TOTAL MUNDIAL</b>	<b>80.793.507</b>	<b>80.963.120</b>	<b>81.549.353</b>	<b>0.9</b>	<b>0.7</b>	<b>586.233</b>
<b>PROPORCIÓN 25 PAÍSES PRINCIPALES (%)</b>	<b>82.1</b>	<b>82.7</b>	<b>82.1</b>			

La proporción de la producción pesquera utilizada para consumo humano directo aumentó de un 71 % en la década de 1980 a más del 86 % (136.2 millones de toneladas) en 2012, y el resto (21.7 millones de toneladas) se destinó a usos no alimentarios, como harina y aceite de pescado. Las harinas y aceites de pescado pueden elaborarse a partir de pescado entero, sus desechos u otros subproductos. En 2014, en torno al 35 % de la producción mundial de harina de pescado fueron residuos de pescado (FAO, 2016), lo que representa un problema para disponer de estos de una forma adecuada.

### **2.1.2 La actividad pesquera en México**

Cada país tiene una zona exclusiva para navegar y pescar de 370.5 km de extensión de la costa hacia mar adentro. México cuenta con 11,122 km de litoral, que significan un gran potencial de recursos pesqueros (INEGI, 2010).

En México las especies comercialmente explotables en aguas continentales y territoriales se dividen en 4 grupos:

1. Especies pelágicas o masivas: atún, sardina y anchovetas.
2. Especies demersales: huachinango, huachinango rojo, lisa, pargo, tiburón, cazón, peto y macarela reina.
3. Crustáceos y moluscos: camarón, langosta, abulón, ostión, almeja, pulpo, caracol, pepino de mar y erizo.
4. Especies de cría: mojarra, tilapia, carpa, trucha, bagre y langostino.

Nuestro país, ocupa el 16avo lugar de producción pesquera a nivel mundial (Tabla 2.1), aportando 1, 467, 790 toneladas de producto pesquero es decir el 1.84 % del total mundial. Sin embargo, México se encuentra varias posiciones atrás en la escala mundial de la industrialización de productos pesqueros, señal de que está generando materia prima a la cual no se le da un valor agregado. Las pesquerías más importantes por producción y valor son: camarón (8avo productor mundial); túnidos (11ava posición mundial) y sardina (4to productor mundial). Todas ellas son pesquerías principalmente industriales o de gran escala.

En 2013, según datos de la SAGARPA, el sector pesquero produjo 0.87 % del PIB nacional y empleó el 0.65 % de la población ocupada nacional (equivalente a 276,185 personas). Debido a

la naturaleza de la actividad y a la estructura sociodemográfica de nuestro país que cuenta con numerosas comunidades rurales este sector registra una fuerte actividad informal tanto en litorales como en aguas continentales.

El estado de Sonora, es el principal productor a nivel nacional con una participación de 610, 706 toneladas medidas por su volumen de capturas marinas y acuícolas, las cuales representan el 38.68 %, principalmente en productos como la sardina, anchoveta, camarón, caracol, jaiba, sierra, entre otros, de los cuales la sardina es la de mayor importancia pues representa el 68.63 % de la producción de la entidad (Figura 2.2). En el estado se tiene una industria pesquera con una capacidad instalada para procesar 190 ton/h de materia prima en 62 plantas de las cuales 43 son de congelado, 9 reductoras, 6 enlatadoras y 4 de tipo artesanal, donde más del 30 % del total es considerado como desecho (SAGARPA, 2013).



**Figura 2.2** Especies de la producción pesquera en Sonora (SAGARPA, 2013).

## 2.2 Contaminación por la industria pesquera

Los procesos principales en las plantas de procesamiento de pescado son: el fileteado, congelado, secado, fermentación, enlatado y el ahumado y en la mayoría de las operaciones de transformación de pescado producen aguas residuales, que contienen contaminantes en forma coloidal y de partículas solubles, ya que el procesamiento de pescado requiere grandes cantidades de agua, principalmente para propósitos de lavado y limpieza, también como medios de almacenamiento y refrigeración de los productos de pescado antes y durante el procesamiento. Además, el agua es un lubricante importante y medio de transporte en las diversas etapas de manipulación y procesamiento de pescado, lo cual origina grandes volúmenes de efluentes (Palenzuela-Rollon, 1999).

Las características de las aguas residuales de la industria pesquera como el volumen y la concentración dependen principalmente del producto que se procesa, los aditivos manejados y el procedimiento utilizado (González, 1996). Durante el procesamiento de atún, salmón y camarón se llegan a utilizar 22 m<sup>3</sup>/ton, 19.2 m<sup>3</sup>/ton y 60-116 m<sup>3</sup>/ton respectivamente (River *et al.*, 1998).

Las industrias de transformación de pescados y mariscos se enfrentan a problemas como el saneamiento de la planta, disponibilidad de materia prima y costo, la eficiencia de producción, el aumento de la competencia, y el aumento de los costos de mano de obra y energía, pero sobre todo al manejo y disposición de residuos, ya que se debe de cumplir con la normatividad de la descarga de desechos aplicable a estas industrias, la cual es regulada por la NOM-001-SEMARNAT-1996 que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. Por lo que, para hacer frente a la problemática de la operación de tratamiento de efluentes pesqueros y poder cumplir con las normas de descarga, las aguas residuales deben ser tratadas a través de una buena tecnología de tratamiento y gestión de los residuos.

Un análisis del problema de los desechos en la industria pesquera debe abordarse desde tres aspectos diferentes: actividad de la flota pesquera, actividades de descarga y del proceso industrial (Ahumada *et al.*, 1989).

### 2.2.1 Actividad de la flota pesquera

Los tres factores principales de contaminación por la actividad de la flota pesquera, son los siguientes (Ahumada *et al.*, 1989):

- Aguas de sentina. La sentina es una cavidad que poseen los barcos en las que se reúnen las aguas que se filtran por sus costados y por cubierta, además tiene por objeto recolectar todos los líquidos aceitosos procedentes de pequeñas pérdidas en tuberías, juntas, bombas que pudieren derramarse en la sala de máquinas, y su descarga se realiza frecuentemente en el puerto previo a la recarga de combustible. Las aguas de sentina deberían ser eliminadas de acuerdo a las normas internacionales y bajo estricto control de la autoridad marítima.
- Limpieza de bodegas. El lavado de las bodegas se realiza en puerto, utilizando la bomba de descarga y evacuando todos los residuos al mar. Las aguas del lavado de bodegas y aguas de lavado de sistemas de descarga deberían considerar procesos de tratamiento o eliminación fuera de la plataforma continental en sitios previamente seleccionados.
- Derrames ocasionales de hidrocarburos en las actividades de carga de combustible o reparaciones en puerto.

### 2.2.2 Actividad de descarga

Durante el proceso de descarga de la pesca, el principal factor de contaminación es el agua de sangre, producida en las bodegas del buque y que es vaciada directamente al mar.

La descomposición del pescado aumenta los desechos y su impacto en el agua de mar, al aumentar la solubilidad de las proteínas y la concentración de material particulado. Los parámetros que influyen la descomposición son: el tiempo de residencia del pescado en las bodegas del buque, temperatura ambiente, presión de la pesca sobre el fondo de la bodega (con la exudación de líquidos y pérdidas de grasas) y mecanismos propios de la captura.

### 2.2.3 Proceso industrial

Durante el proceso industrial pesquero se analizan tres fuentes potenciales de contaminación (Ahumada *et al.*, 1989):

- *Pozos de almacenamiento*

La descarga de pescado desde los buques puede ser realizada directa o indirectamente a la planta a través de camiones que llevan el pescado hasta los pozos de almacenamiento. Si la descarga es directa, la recirculación de las aguas debería ser posible, siendo una limitante la distancia del sitio de descarga. La descarga indirecta dificulta este proceso y además produce un mayor deterioro del pescado por la demora y sucesivas cargas y descargas. La degradación proteica se produce inmediatamente después de la muerte y comienza por una acción enzimática, para continuar por una rápida acción bacteriana y procesos oxidativos de los productos de degradación. El aumento de la temperatura ambiente en verano acelera los procesos de descomposición tanto en las bodegas (por el desprendimiento de gas sulfhídrico) como en los pozos. Uno de los principales compuestos producidos por la acción bacteriana son los óxidos de trimetilamina, olor característico del pescado descompuesto.

- *Gases y partículas a la atmósfera*

Las trimetilaminas son compuestos tóxicos de alta volatilidad (punto de ebullición de 3.5°C), por lo que no alcanzan a ser retenidos por los lavadores de gases y escapan al ambiente. Además, la eventual adición de formalina durante el procesamiento del pescado en descomposición, como una forma de evitar pérdidas mayores de proteínas, produce un foco de contaminación puntual. Otro factor de contaminación atmosférica son las partículas generadas por los combustibles usados (partículas de carbón e hidrocarburos) y partículas de harina.

- *Residuos líquidos de proceso*

En la producción de harina de pescado, una vez extraído el mayor porcentaje de sólidos en la prensa, el líquido pasa a las centrifugas para extraer los aceites, los líquidos residuales son conocidos como agua de cola. Dependiendo de la materia prima en elaboración, la composición promedio del agua de cola es: 89.5-91% de agua, 5-8% proteínas, 0.5-1% de aceites, 1.5-1.8% sales minerales y 4-7% de sólidos. Una fábrica que elabora normalmente 400 ton día<sup>-1</sup> de pescado, produce 50 m<sup>3</sup> de agua de cola (Silva, 1959).

## **2.3 Características de las aguas residuales de las plantas procesadoras de pescado**

El volumen y la concentración de las aguas residuales de procesamiento de pescado dependen principalmente de la composición del pescado crudo, aditivos utilizados, la fuente de agua de procesamiento y de la unidad de procesamiento (González, 1996).

### **2.3.1 Heterogeneidad de los residuos**

La heterogeneidad de los residuos industriales es uno de los principales problemas del tratamiento y de la evacuación de desechos. Desde este punto de vista, existen decisiones que deben ser tomadas en cuanto a segregación de desechos provenientes de procesos diferentes o la incorporación de todos los residuos a un ducto común. Esta última opción es la más frecuente en la industria pesquera, lo que produce serios problemas en el manejo de los residuos por sus altos volúmenes.

### **2.3.2 pH**

El pH del efluente de las plantas de procesamiento suele ser cercano a la neutralidad. Las emisiones de amoníaco y la descomposición de la materia proteínica son principalmente dependientes del pH (González, 1996).

### **2.3.3 Sólidos en suspensión**

Los sólidos en suspensión pueden afectar la vida acuática por la reducción de la cantidad de luz que entra en el agua. En general, las aguas residuales del procesamiento de pescado contienen altos niveles de sólidos suspendidos que son principalmente proteínas y lípidos. En el caso del salmón y el atún los sólidos suspendidos totales se encuentran en el rango de 100-1000 mg/L. Las características del agua residual del procesamiento del pescado dependen de la composición de pescado crudo, los procesos unitarios, fuente de agua de procesamiento y aditivos utilizados, tales como salmuera, aceite para el proceso de enlatado (Palenzuela-Rollon, 1999).

### 2.3.4 Contenidos orgánicos

En general, los residuos del procesamiento de pescado están constituidos por materia orgánica de fácil degradación (con excepción de los aceites y grasas) y, por lo tanto, presentan una alta demanda de oxígeno.

En las aguas residuales de procesamiento de pescado, la demanda biológica de oxígeno ( $DBO_5$ ) se origina principalmente de compuestos carbonosos y compuestos que contienen nitrógeno (proteínas, péptidos y aminos volátiles). En la industria pesquera, la demanda química de oxígeno (DQO) del efluente suele ser mayor que la  $DBO_5$ . La mayor parte de la DBO generalmente proviene de agua de sentina y del proceso de matanza (Technical Report Series FREMP, 1994). La industria conservera de pescado tiene una concentración de sustancias orgánicas contaminantes en un rango de 10,000-50,000 mg/L (Méndez *et al.*, 1995). Las aguas residuales generadas durante la producción de harina de pescado también contienen una alta carga orgánica.

Se ha visto que las características de las aguas residuales varían en función de las materias primas utilizadas en las plantas de procesamiento. Del mismo modo también se ha observado que la calidad de las materias primas que van a ser procesadas varía en función del tiempo (Omil, 1996).

La proporción de agua de proceso utilizada es uno de los factores principales que influyen en el contenido orgánico del efluente de procesamiento de pescado. El contenido orgánico del efluente de procesamiento de pescado no es un dato exacto ya que varía en función de la especie, proceso, producto y el tipo y la calidad de la materia prima.

### 2.3.5 Lípidos, aceites y grasas

Las materias grasas corresponden principalmente a aceites insaturados y ésteres de ácidos grasos. Son compuestos hidrofóbicos y una parte importante de ellos se saponifica, formando compuestos de baja solubilidad y de gran adherencia.

Las grasas y aceites también son parámetros importantes en el procesamiento de las aguas residuales pesqueras. Alrededor del 60% del aceite y la grasa se origina desde el proceso de



matanza (NovaTec, 1994). El resto del aceite y la grasa se genera durante el envasado de pescado y las operaciones del procesamiento de pescado (González, 1996). Las grasas y aceites se deben quitar de las aguas residuales, ya que por lo general flotan sobre la superficie del agua y afecta en la transferencia de oxígeno a ésta. Los valores de grasas y aceites para el procesamiento de atún, salmón y bagre fueron de, 250 mg/L, 20 a 550 mg/L y 200 mg/L, respectivamente (Carawan *et al.*, 1979).

### **2.3.6 Nitrógeno y fósforo**

El exceso de cantidad de nitrógeno y fósforo pueden causar la proliferación de algas y afectar la vida acuática en un cuerpo de agua. Para tener en el tratamiento biológico un crecimiento adecuado de la biomasa se recomienda una proporción N:P de 5:1. A pesar de que el nitrógeno y fósforo están presentes normalmente en las aguas residuales de las pesquerías, su concentración es mínima en la mayoría de los casos (González, 1996). Es probable que los altos niveles de nitrógeno sean debido al alto contenido de proteínas (15-20% de peso húmedo) de pescados y marinos invertebrados (Sikorski, 1990). Según lo informado por algunas plantas de procesamiento de pescado, la concentración de amonio varía de 0.7 mg/L a 69.7 mg/L (Technical Report Series FREMP, 1994). En el condensado de pescado el contenido total de amonio puede ser de 2000 mg N/L (Chowdhury *et al.*, 2010).

El fósforo también se origina en parte de los peces, pero también puede ser introducido con los agentes de limpieza y procesamiento (Chowdhury *et al.*, 2010).

### **2.3.7 Otros contaminantes**

El lavado y sanitización de una planta pesquera se realiza frecuentemente. Durante este proceso se utilizan detergentes, hidróxido de sodio, hipoclorito de sodio y otros compuestos que se evacúan por los efluentes ordinarios. También, en las aguas residuales del procesamiento marino se observa que a veces contienen una alta concentración de cloruro de sodio del barco de descarga, agua del procesamiento y salmuera (>30 g/L) los cuales tienen que ser tratados para su posterior liberación al ambiente (Chowdhury *et al.*, 2010).

## 2.4 Posibles daños y magnitud del impacto

La evacuación directa de desechos orgánicos al mar, provenientes de la industria pesquera, produce cambios en la transparencia del agua debido al material particulado; incorpora residuos amoniacales e importantes cantidades de materia orgánica (Ahumada *et al.*, 1989), ocasionando los siguientes efectos:

### 2.4.1 Cambio en las condiciones físicas y químicas del agua de mar

Los cambios físicos producidos, en el agua de mar, por la evacuación de desechos de la industria pesquera (aguas de sangre) son: incremento de partículas en suspensión y alteración del intercambio de gases con la atmósfera. En el caso de los residuos del proceso industrial, otra alteración física frecuente es la contaminación térmica, temperaturas superiores a 50°C.

Los cambios químicos del ambiente derivan principalmente de la incorporación de grandes volúmenes de materia orgánica, que hacen que el cuerpo de agua receptor no posea la capacidad para degradarla hasta nutrientes. En estas condiciones se altera el contenido de oxígeno disuelto, que en casos extremos puede llegar a la anoxia casi permanente; alteraciones en el pH del agua y en la capacidad de óxido-reducción de los sedimentos. Cambios importantes de pH pueden producirse, en los efluentes, después de los lavados de planta (utilización de hidróxido de sodio e hipoclorito de sodio).

### 2.4.2 Alteración de ciclos

La oxidación de la materia orgánica que llega al ambiente produce, en su remineralización, nutrientes inorgánicos (nitratos, ión amonio, fosfatos) que aumentan la fertilidad de las aguas. Esta producción de nutrientes se realiza con el consumo de oxígeno disuelto del agua. Si la demanda de oxígeno, por el aporte de material orgánico, supera la tasa de intercambio de oxígeno con la atmósfera, se produce un déficit de oxígeno, el que es cubierto por otro elemento aceptor de electrones: el nitrógeno, que se encuentra a la forma de nitrato (los nitratos son reducidos a nitritos, ion amonio o hasta nitrógeno molecular), alterando el ciclo del nitrógeno en ese ambiente en particular.

Otro ciclo que puede verse alterado, en condiciones de exceso de materia orgánica, es el del azufre. Este elemento se encuentra naturalmente en el agua de mar como sulfato y en condiciones anóxicas, actúa como agente oxidante de la materia orgánica, siendo reducido a sulfhídrico por la acción bacteriana (Ahumada, 1989).

### **2.4.3 Alteración en la diversidad de especies**

El principal punto crítico de la contaminación por materia orgánica corresponde a la disminución en la concentración de oxígeno disuelto del agua. Este gas se disuelve en el agua de acuerdo a la presión parcial del oxígeno en la atmósfera, hasta alcanzar un punto de equilibrio, el que dependerá de procesos de difusión turbulenta, mezcla y estratificación. De tal manera que la reposición bajo unos metros de la superficie es lenta. Valores de un 50% del punto de saturación son considerados como letales para los peces pelágicos.

La descarga de residuos industriales líquidos de la industria pesquera puede producir una disminución de oxígeno disuelto hasta un 35% de saturación, en extensiones de algunas decenas de km<sup>2</sup>, llegando a ser anóxicas en las zonas cercanas a los efluentes. La materia orgánica de difícil degradación (aproximadamente un 5-7%) sedimenta, cambiando las condiciones del medio y formando fangos anóxicos altamente reductores. La degradación de la materia orgánica, en condiciones naturales en el mar puede durar de 50 a 60 días, periodo que aumenta al disminuir el oxígeno disuelto. Este tipo de alteración trae como consecuencia mortandad de peces pelágicos e inhabilita grandes extensiones protegidas para la postura y crianza de algunas especies pelágicas y neríticas.

Los lípidos producen dos efectos importantes en el ecosistema: los aceites forman una película delgada sobre la superficie del agua impidiendo su oxigenación, y las grasas saponificadas se adhieren a sustratos del interior del mar impidiendo la fijación de especies o bien impidiendo físicamente la realización de procesos fotosintéticos y metabólicos de las algas (Ahumada, 1989).

### **2.4.4 Cambios estéticos**

Las áreas utilizadas para la evacuación de residuos industriales líquidos de la industria pesquera sufren severos cambios en la transparencia del agua, hedor desagradable, coloraciones producto de frecuentes blooms fitoplanctónicos o de bacterias (Ahumada, 1989).

### 2.4.5 Reversibilidad de los cambios

La incorporación de materia orgánica alóctona y la incapacidad del sistema para degradarla producen cambios profundos en los ecosistemas marinos y acumulación de sedimentos reductores (ácidos húmicos y fúlvicos), refractarios a la degradación, los cuales requieren de años para su recuperación después de retirar los factores que produjeron la perturbación (Ahumada, 1989).

### 2.5 Efluentes del proceso de producción de harina de pescado

Una de las consecuencias de la instalación de plantas industriales, en particular de las reductoras, ha sido la contaminación de bahías, debido a la descarga de sus desechos (agua de cola, agua de descarga y desechos del corte especialmente) sobre las aguas marinas. Los problemas ambientales en ecosistemas marinos han sido causados principalmente por la actividad de las pesquerías de camarón y sardina que cuentan con infraestructura integrada con astilleros, plantas procesadoras y congeladoras, catalogándose como puntales del desarrollo económico en la región donde se han asentado (Sonora, principalmente), al generar fuentes de empleo (García-Sifuentes *et al.*, 2011).

El consumo de pescado es de suma importancia debido al alto contenido proteico que aporta y este puede ser consumido fresco, enlatado o de manera indirecta por medio de la harina de pescado. La harina de pescado se utiliza a gran escala para dietas de animales por su alto contenido de proteínas, vitaminas y factores de crecimiento que favorecen la ganancia de peso.

El procesamiento de la sardina a harina de pescado (Figura 2.3) se divide en tres etapas: pesca de la materia prima, el desembarque y la transformación o procesado, las cuales consisten en lo siguiente:

- *La pesca.*

En esta etapa los barcos sardineros salen a capturar a las sardinas durante los días más oscuros del mes, ya que los cardúmenes tienen un efecto lumínico que permite verlos a varios metros de distancia lo que hace que sea más fácil su captura, posteriormente la sardina se almacena en los congeladores del barco con una mezcla de agua de mar y agua dulce.

- *El Desembarque.*

Al llegar a la planta transformadora, la sardina es descargada por bombeo donde se utiliza agua de mar como fluido transportador en una relación 2:3. Una vez en la planta la sardina se separa del agua de descarga y se recicla para continuar el desembarque, cuando este proceso termina, el agua de descarga se desecha al mar o en ocasiones se utiliza como señuelo para atraer a las sardinas durante la pesca.

- *La transformación o procesado (harina de pescado)*

En esta etapa, según Araujo-Moreno, (1998), la sardina es pesada y transportada a tanques de almacenamiento, posteriormente es trasladada en una transportadora helicoidal a los cocedores.

En los cocedores, las sardinas son cocidas para detener la actividad microbiológica y enzimática responsable de la degradación con el fin de coagular las proteínas. Después de la cocción, se deja escurrir el agua y el aceite desalojado del pescado y se pasa al prensado, en el cual se extrae el aceite de pescado y agua excedente (licor de prensa), formando una pasta (torta de prensa) con un contenido en agua aproximado del 50 %. En esta parte del proceso es donde se adicionan los sólidos que son recuperados del decantador.

El agua y el aceite excedentes de los cocedores y de las prensas, son recolectados en un decantador, el cual separa los de sólidos y líquidos por gravedad. Los sólidos separados en esta etapa son adicionan a la torta de prensa, mientras que la parte líquida se lleva a una centrífuga.

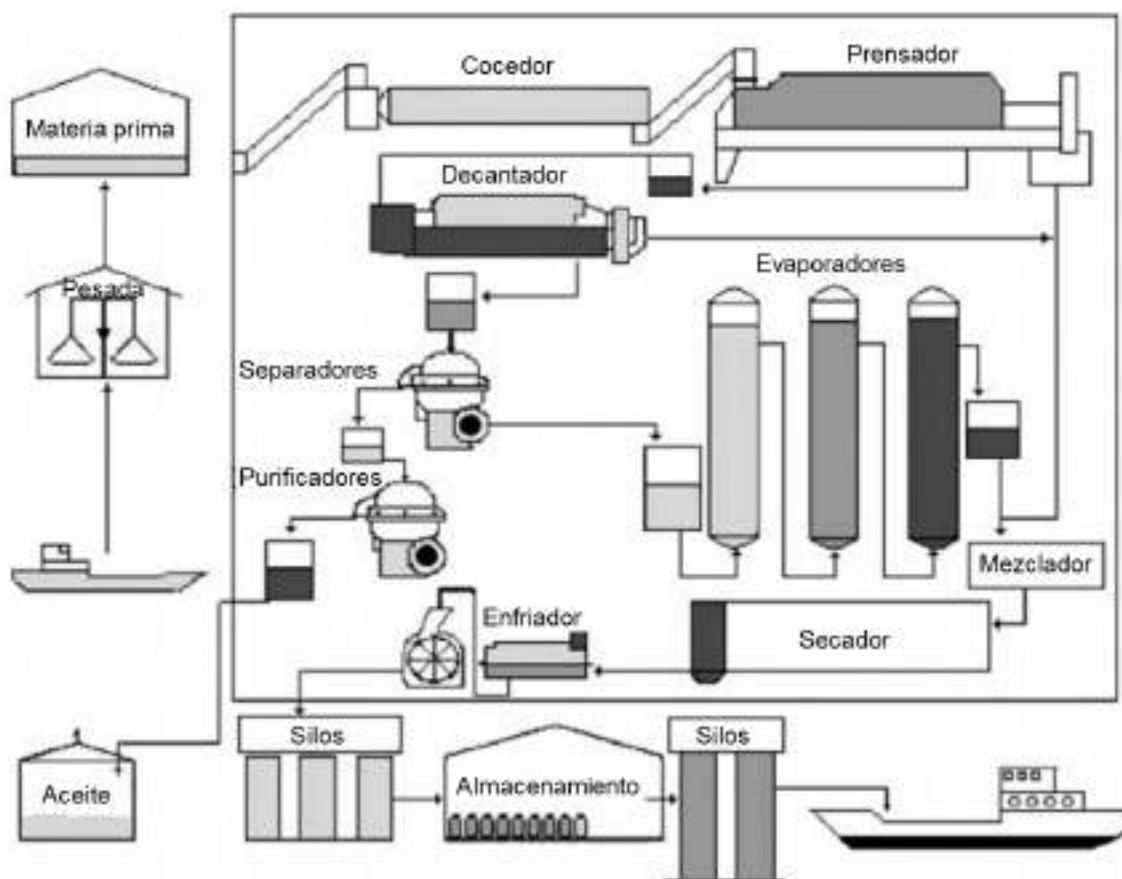
La centrífuga tiene la función de separar el aceite contenido en el líquido, para su posterior envasado. El líquido restante es también conocido como agua de cola, la cual es concentrada en evaporadores multiefecto con el objetivo de recuperar proteínas presentes.

Los evaporadores de agua de cola tienen como función evaporar el agua excedente hasta alcanzar una concentración de sólidos del 30 al 50 % encontrándose estos en forma soluble. El vapor remanente es adicionado a los cocedores y el concentrado de agua de cola es mezclado con la torta de prensa o es envasado para su venta directa.

Posteriormente se pasa la torta de prensa, los sólidos del decantador y el concentrado de agua de cola a un mezclador y a continuación a un secador donde el producto obtenido posee una

humedad máxima del 10 %. El producto seco pasa a través de un molino que reduce el tamaño de la partícula hasta obtener las características propias de la harina. Por último la harina se enfría y se envasa .

En resumen, durante la producción de la harina de pescado se generan dos grandes efluentes: las aguas de descarga, donde su tratamiento fue recientemente investigado por Gastélum-Rosas, (2016) en un sistema aerobio-anaerobio y las aguas de cola que una parte de ellas son regresadas al proceso o vendidas como fertilizantes, además que, García-Sifuentes (2009), Camacho-González (2015), Moreno-Cusivichan (2015), Vega-Robles (2015) han estudiado la degradación de la materia orgánica de las aguas de cola por medio de tratamientos biológicos obteniendo remociones de DQO superiores al 90 %.



**Figura 2.3** Diagrama del proceso de la harina de pescado (García-Sifuentes, 2009).

Los efluentes de las industrias procesadoras de pescados contienen una alta concentración de contaminantes orgánicos de los cuales las proteínas constituyen el 70 % aproximadamente, su descomposición origina residuos de nitrógeno peligrosos (Mishra *et al.*, 2015).

El nitrógeno de las aguas residuales generalmente se encuentra en forma de nitrógeno orgánico (proteínas, urea, ácidos nucleicos) o en forma de iones como  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$  y  $\text{NO}_3^-$ , generando problemas de contaminación significativos como el agotamiento del oxígeno disuelto, efectos tóxicos en peces y otros organismos, la eutrofización y la metahemoglobinemia. Estos iones son los compuestos nitrogenados más importantes que deben ser monitoreados para el control del proceso y del cumplimiento de las normas vigentes (Gerardi, 2002).

Para que las aguas residuales puedan ser descargadas al mar, deben de cumplir con los límites permisibles establecidos en la norma mexicana NOM-028-ECOL 1993, los cuales se muestran en la Tabla 2.2.

**Tabla 2.2** Límites máximos permisibles (promedio diario) para la descarga de aguas residuales del proceso de harina y aceite de pescado.

Parámetros	Límites Máximos Permisibles (mg/L)
pH	6 a 9 (unidades de pH)
DBO	200-400
Grasas y aceites	40-80
Sólidos sedimentables	1.0-2.0
Sólidos suspendidos totales	200-240

Fuente: NOM-028-ECOL 1993

## 2.6 Métodos de tratamiento de las aguas residuales

Las aguas residuales constituyen un importante foco de contaminación de los sistemas acuáticos. El fin de la depuración es obtener un agua cuya contaminación se limite a un grado tal que su vertido al medio receptor no suponga una merma en la calidad de éste. En cada país, la legislación correspondiente fija los límites de contaminación tolerados a los vertidos de aguas residuales. Para efectuar la separación de la carga contaminante hay distintos tipos de tratamiento de las aguas residuales, donde se ponen en juego, de forma aislada o combinada, operaciones unitarias. Las operaciones unitarias pueden ser físicas, químicas o biológicas (Jiménez, 2010). En la Tabla 2.3 se presentan algunos métodos de tratamiento según el contaminante.

En una EDAR (estación depuradora de aguas residuales) estas operaciones se agrupan para constituir lo que se conoce como pretratamiento, tratamiento primario, secundario y terciario mediante los cuales se consiguen cumplir los requisitos de vertido marcados para el efluente.

- *Pretratamiento*

El pretratamiento de las aguas residuales se define como el proceso de eliminación de los constituyentes de las aguas residuales cuya presencia pueda provocar problemas de mantenimiento y funcionamiento de los diferentes procesos, operaciones y sistemas auxiliares.

El pretratamiento por lo general incluye las operaciones de desbaste y dilaceración para la eliminación de sólidos gruesos, la flotación para la eliminación de grasas y aceites y el desarenado para la eliminación de la materia en suspensión gruesa que pueda causar obstrucciones en los equipos y un desgaste excesivo en los mismos. Si es necesario pueden instalarse como pretratamiento depósitos o balsas de homogenización para regular caudales y composiciones (Tchobanoglous, 1998).

- *Tratamiento primario*

Tiene por objetivo la eliminación de materia sedimentable y flotante del agua residual mediante operaciones físicas o físico-químicas.



Este proceso se lleva a cabo en un decantador primario donde por acción de la gravedad se produce la sedimentación de los sólidos en suspensión. También se pueden añadir sustancias químicas a los decantadores para hacer más rápida y eficaz la sedimentación. El efluente del tratamiento primario suele contener una cantidad considerable de materia orgánica y una  $\text{DBO}_5$  alta (Jiménez, 2010; Tchobanoglous, 1998).

- *Tratamiento secundario*

El tratamiento secundario de las aguas residuales está principalmente encaminado a la eliminación de los sólidos en suspensión, materia orgánica disuelta o coloidal, compuestos orgánicos biodegradables, así como la eliminación de compuestos que contienen elementos nutricionales (N y P). Puede incluir procesos biológicos y químicos. El proceso secundario más habitual es un proceso biológico en el que se facilita que las bacterias digieran la materia orgánica que llevan las aguas. Este proceso se suele hacer llevando el efluente que sale del tratamiento primario a reactores en los que se mezcla con agua cargada de fangos activos (microorganismos). Posteriormente el efluente del reactor se dirige a un decantador en donde se produce la sedimentación de los lodos. Separados los lodos, el agua que sale contiene menos impurezas y puede ser devuelta a la naturaleza para que continúe su ciclo o pasar a una serie de tratamientos más avanzados para mejorar la calidad (Jiménez, 2010).

- *Tratamiento terciario o avanzado*

El tratamiento terciario va más allá del tratamiento secundario convencional, para la eliminación de constituyentes de las aguas residuales que merecen especial atención, como los nutrientes, metales pesados, patógenos, los compuestos tóxicos y los excesos de materia orgánica o de sólidos en suspensión. Además de los procesos biológicos de eliminación de nutrientes, otros procesos u operaciones unitarios habitualmente empleadas en los tratamientos avanzados son la coagulación química, floculación y sedimentación, seguido de filtración y carbón activado. Para la eliminación de iones específicos y para la reducción de sólidos disueltos, se emplean métodos como el intercambio iónico o la osmosis inversa (Tchobanoglous, 1998).

**Tabla 2.3** Métodos de tratamiento según el contaminante en el agua residual.

<b>Constituyente</b>	<b>Sistema de tratamiento</b>
Sólidos suspendidos	Filtración
	Flotación
	Sedimentación
	Tamizado y dilaceración
Compuestos orgánicos biodegradable	Proceso de lodos activados
	Lagunas
	Sistemas físico-químicos
	Procesos naturales
Compuestos orgánicos volátiles	Arrastre por aire
	Tratamiento de gases
	Adsorción con carbón activado
Patógenos	Cloración
	Ozonización
	Radiación UV
Nitrógeno	Nitrificación-Desnitrificación
	Arrastre de amoníaco
	Intercambio iónico
	Cloración al punto de quiebre
Fósforo	Adición de sales metálicas
	Remoción biológica de fósforo
	Remoción bioquímica de fósforo
	Coagulación con cal sedimentación
Materia orgánica refractaria	Adsorción en carbón
	Ozonización terciaria
Metales pesados	Precipitación química
	Intercambio iónico

Fuente: Crites y Tchobanoglous, 2000.

## 2.7 Eliminación de nitrógeno de las aguas residuales.

El nitrógeno puede encontrarse en el agua en tres maneras diferentes: como gas disuelto, en combinaciones inorgánicas y en combinaciones orgánicas. El nitrato, nitrito y el ion amonio son formas inorgánicas de nitrógeno que pueden existir en numerosos estados de oxidación donde la interconversión de estos estados es predominantemente biológica.

La presencia de nitratos y nitritos en el ambiente se da de manera natural; sin embargo, las actividades humanas modifican sus concentraciones y pueden hacer que estos compuestos sean potencialmente peligrosos debido a la toxicidad que presenta para la salud humana, los organismos acuáticos, así como problemas de eutrofización de ríos y lagos (Mulder *et al.*, 1995).

Los nitratos en el suelo y en las aguas se originan de la descomposición natural por microorganismos de materiales nitrogenados orgánicos como las proteínas de las plantas, animales y sus excretas. Las fuentes ambientales más importantes son el uso de fertilizantes nitrogenados, la disposición de excretas y de desechos municipales e industriales. Aunque el nitrito es el compuesto tóxico, debido a que se forman a partir de los nitratos, un factor determinante en la incidencia de la toxicidad es la concentración de nitratos en el agua debido a que es la forma más estable en que puede encontrarse el nitrógeno y su presencia en concentraciones no deseables (mayor a 45 mg/L) es peligrosa en los sistemas acuíferos. El principal mecanismo de toxicidad de los nitritos en los seres humanos es la oxidación del ion ferroso a ion férrico, lo que puede producir metahemoglobinemia, efectos cardiovasculares y efectos respiratorios en la salud. Es por ello que la contaminación de las aguas por nitrógeno es un tema que ha tomado suma importancia y se han desarrollado e implementado metodologías para el control de los niveles de nitrógeno (Pacheco *et al.*, 2002).

En el procesamiento de alimentos, especialmente las industrias pesqueras, sus aguas residuales contienen altas concentraciones de nitrato como resultado de la digestión de las proteínas. Efluentes que se tienen que tratar para cumplir con las normas actuales de descarga de dicho parámetro (NOM-001-SEMARNAT-1996) y así eliminar toda contaminación que pueda ser nociva para los seres humanos, la flora y la fauna (Tugtas *et al.*, 2009).

La remoción de nitrógeno puede ser llevada a cabo por métodos fisicoquímicos o biológicos, y este último es el más utilizado ya que es efectivo y de bajo costo debido a que no se necesita la

adición de reactivos para lograrlo (Cervantes *et al.*, 2001; Khin y Annachhatre, 2004; Young-Ho, 2006).

### 2.7.1 El ciclo del nitrógeno

En la Figura 2.4 se muestra el ciclo de este elemento que comienza con el proceso de fijación de nitrógeno molecular y es regresado a la atmósfera mediante el proceso de la desnitrificación. La fijación de nitrógeno molecular es realizada por procariotas aerobias y anaerobias y no tiene lugar en las eucariotas (Madigan *et al.*, 2004). Aunque en menor grado también puede ocurrir químicamente en la atmósfera a través de descargas eléctricas o puede ser fijado industrialmente por el hombre, mediante el proceso de Haber. La fijación de nitrógeno tiene como producto la formación de amonio, compuesto nitrogenado más abundante en las aguas residuales, el cual es incorporado a la materia orgánica en forma de amina. La descomposición de la materia orgánica conduce a la formación de amonio por el proceso de amonificación. El amonio, a su vez, puede retornar a formas orgánicas o puede ser oxidado por microorganismos aerobios para formar nitrato (nitrificación). El nitrógeno en forma de nitrato, puede ser asimilado por los microorganismos o ser reducido mediante dos formas desasimilativas. Una vía ocurre mediante la reducción desasimilativa de nitrato a amonio y la otra, que es realizada por bacterias desnitrificantes, implica la reducción de nitrato hasta nitrógeno molecular, cerrando de esta forma el ciclo (Prescott *et al.*, 1999).

Mediante este ciclo, los microorganismos establecen el equilibrio de los compuestos nitrogenados presentes en el ambiente y a su vez obtienen la energía necesaria para llevar a cabo sus necesidades metabólicas. Sin embargo, la alteración del ciclo puede provocar la acumulación de distintos intermediarios nitrogenados que traen como resultado, efectos nocivos para la salud y el medio ambiente. Al respecto, se estima que, en los últimos cien años, la actividad humana ha duplicado la cantidad de nitrógeno presente en el globo terrestre. En consecuencia, el nitrógeno en sus distintas formas ha contribuido a la contaminación atmosférica, de suelos y de cuerpos de agua (Martínez-Hernández, 2003).

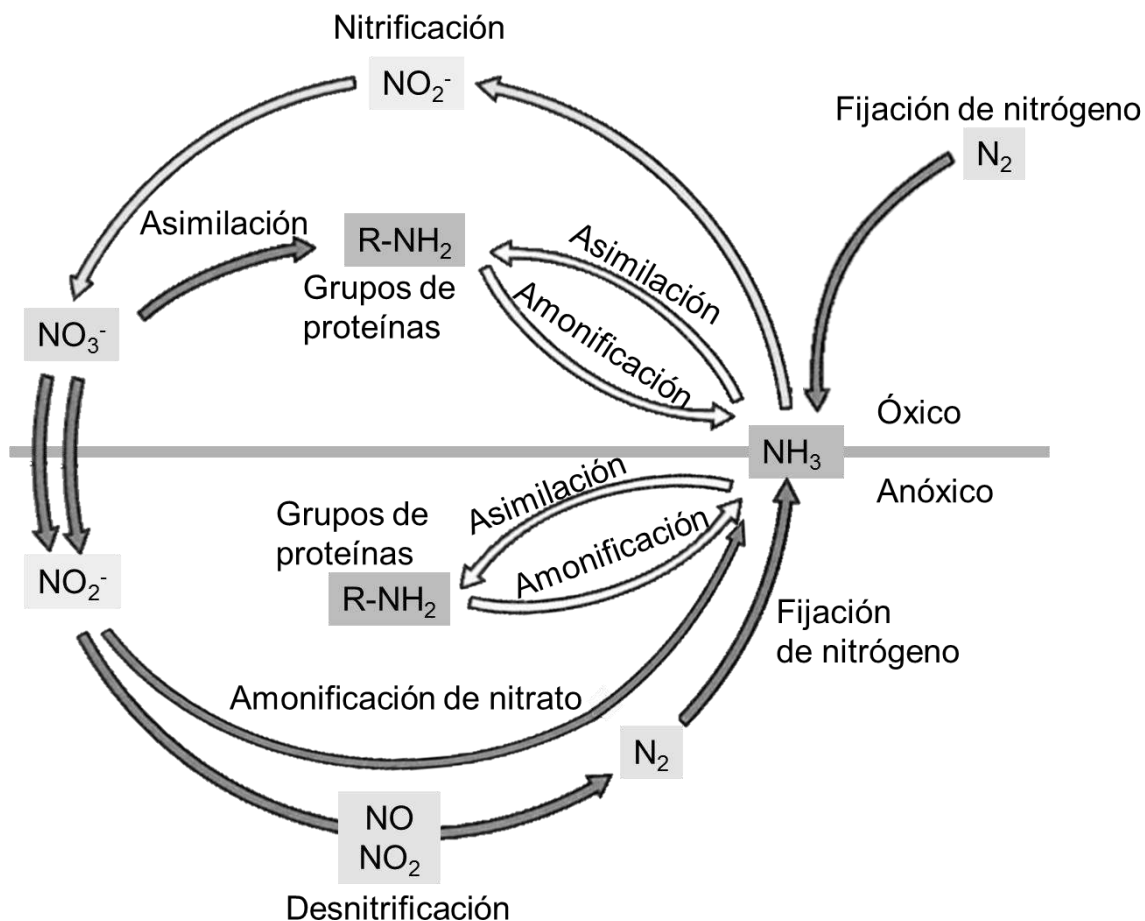


Figura 2.4 Ciclo del nitrógeno (Madigan *et al.*, 2004).

### 2.7.2 Métodos físico-químicos para eliminar nitrógeno.

Los principales procesos físicos y químicos que se emplean para la eliminación de nitrógeno son el arrastre con aire (stripping), cloración al breakpoint y el intercambio iónico selectivo. Sin embargo, su uso es limitado por sus altos costos y por los problemas de manejo y operación que se pueden presentar, además que sólo trasladan el contaminante de un lugar a otro.

- *Eliminación de amoniaco por arrastre con aire*

El nitrógeno amoniacal se puede separar del agua residual por volatilización del amoniaco gaseoso. El concepto que rige el proceso es sencillo, pero presenta serios inconvenientes que encarecen su mantenimiento y explotación (Tchobanoglous, 1998).

- *Cloración al breakpoint*

La cloración al breakpoint o rompimiento por cloración consiste en la adición de cloro al agua residual para oxidar el nitrógeno amoniacal de la solución a nitrógeno gas y otros compuestos estables. La ventaja más importante de este proceso es el hecho de que, con un control adecuado, se puede oxidar todo el nitrógeno amoniacal presente en el agua residual (Tchobanoglous, 1998).

- *Intercambio iónico*

El intercambio iónico es un proceso unitario en el que iones de diferentes especies, presentes en solución, desplazan los iones de una determinada especie que se halla sobre la materia insoluble de intercambio. El sistema puede funcionar tanto de forma continua como discontinua. En el proceso discontinuo, la resina se mezcla y agita con el agua a tratar en el interior del reactor hasta que se completa la mezcla. La resina empleada se separa por sedimentación para su posterior regeneración y reutilización. En el proceso continuo, la materia de intercambio se coloca en el interior de una columna, y se hace circular a través de ella el agua a tratar. Para el control del nitrógeno, el ion que normalmente se suele separar del agua residual es el ion amonio. El ion desplazado por el amonio depende de la naturaleza de la solución empleada para la regeneración del lecho (Tchobanoglous, 1998).

### **2.7.3 Métodos biológicos para eliminar nitrógeno.**

En el agua residual, el nitrógeno puede estar presente en múltiples formas, y son numerosas las transformaciones que puede sufrir en los diferentes procesos de tratamiento. Estas transformaciones permiten convertir el nitrógeno amoniacal en otros productos fácilmente separables del agua residual. Los dos mecanismos principales que intervienen en este proceso son la asimilación y la nitrificación-desnitrificación (Tchobanoglous, 1998).

Debido a que el nitrógeno es un nutriente, los microbios presentes en los procesos de tratamiento tenderán a asimilar el nitrógeno amoniacal y a incorporarlo a su masa celular. Una parte de este nitrógeno amoniacal retornará al agua residual con la lisis y muerte de las células (Tchobanoglous, 1998).

En el proceso de nitrificación-desnitrificación, la eliminación del nitrógeno se consigue en dos etapas de conversión. En la primera, la nitrificación, se reduce la demanda de oxígeno del amoniaco mediante su conversión a nitrato. En este paso el nitrógeno apenas ha cambiado de forma y no se ha eliminado. En el segundo paso, la desnitrificación, el nitrato se convierte en un producto gaseoso que es eliminado (Tchobanoglous, 1998).

En la actualidad muchas investigaciones hacen referencia a nuevas tecnologías biológicas que utilizan las diversas vías del ciclo del nitrógeno para eliminar compuestos nitrogenados, haciendo los procesos de tratamiento más eficaces y económicos desde el punto de vista de costes de operación. Algunas de estas tecnologías son ANAMMOX, DEAMOX, SHARON, CANON y OLAND.

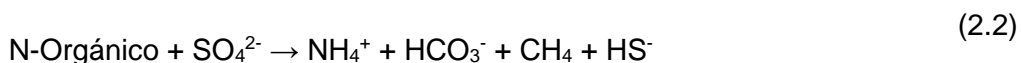
El proceso de oxidación de amonio en condiciones anaerobias (ANAMMOX, Anaerobic Ammonia Oxidation) consiste en la transformación de nitrito y amonio en nitrógeno gas. El nitrógeno amoniacal actúa como donador de electrones mientras que el nitrito lo hace como aceptor. Las bacterias que realizan este proceso son autótrofas, lo que significa que no necesitan una fuente de carbono orgánico, siendo el CO<sub>2</sub> la principal fuente de carbono (Jiménez, 2010). La reacción que tiene lugar es (Paredes, 2007):



La oxidación desnitrificante de amonio (DEAMOX, Denitrifying Ammonium Oxidation) combina el proceso ANAMMOX con condiciones desnitrificantes autótrofas usando sulfuro como dador de electrones para reducir nitrato a nitrito (Paredes *et al.*, 2007; Kalyuzhnyi *et al.*, 2006). Este nuevo concepto de tratamiento está destinado para aguas residuales con altas concentraciones de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>. El primer paso consiste en el pretratamiento en un reactor anaerobio del influente que contiene nitrógeno orgánico y sulfato (Reacción 2.2). Una parte del efluente de este primer paso, que contiene amonio y sulfuro, es utilizada para alimentar a un reactor nitrificante, donde el amonio es oxidado a nitrato (Reacción 2.3). El efluente de este segundo reactor es llevado al

reactor DEAMOX junto con la parte restante del efluente del reactor anaerobio. Dentro del reactor DEAMOX, el nitrato es reducido a nitrito con el sulfuro como dador de electrones. La presencia de nitrito y amonio en el reactor DEAMOX da lugar a la reacción ANAMMOX (Reacciones 2.4 y 2.5) (Kalyuzhnyi *et al.*, 2006). Las reacciones que tienen lugar en cada uno de los reactores son:

- Reactor Anaeróbico:



- Reactor Nitrificante:



- Reactor DEAMOX:



El proceso de nitrificación parcial-desnitrificación se conoce como proceso SHARON (Single reactor system for High Ammonium Removal Over Nitrite process). El proceso de nitrificación parcial es aquel en el que la nitrificación se detiene tras la primera etapa, es decir, el amonio se transforma en nitrito, pero éste no es oxidado a nitrato. Esta primera etapa la llevan a cabo las bacterias amonioxidantes bajo condiciones aerobias. El proceso de nitrificación parcial puede ser acoplado con el proceso de desnitrificación (desnitrificación a partir de nitrito) para reducir el nitrito a nitrógeno gas ( $\text{N}_2$ ). Esta segunda etapa la llevan a cabo bacterias heterótrofas bajo condiciones anaerobias (Peng *et al.*, 2006; Turk *et al.*, 1989; Beccari *et al.*, 1983).

El proceso autótrofo de eliminación de nitrógeno sobre nitrito (CANON, Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite) y el proceso autótrofo de oxígeno limitado de nitrificación-desnitrificación (OLAND, Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification) consisten en la eliminación de nitrógeno de las aguas residuales que contienen amonio y cantidades limitadas de carbono orgánico bajo condiciones de oxígeno limitado. Bajo condiciones de oxígeno limitado,



los dos grupos de bacterias involucrados en los procesos de nitrificación parcial y ANAMMOX, bacterias amonioxidantes y bacterias anammox, convierten secuencialmente el amonio a nitrito y el nitrito a nitrógeno gas en el mismo reactor (Khin *et al.*, 2004).

#### 2.7.4 Nitrificación

La nitrificación es el primer paso en la eliminación del nitrógeno por el proceso de nitrificación-desnitrificación.

Son dos los géneros bacterianos responsables de la nitrificación: *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*. Las bacterias *Nitrosomonas* oxidan el amonio a nitrito, producto intermedio, mientras que las *Nitrobacter* transforman el nitrito en nitrato. Las *Nitrosomas* y *Nitrobacter* son bacterias autótrofas (emplean carbono inorgánico para la síntesis celular), quimiosintéticas (utilizan energía de las reacciones de oxidación) y aerobias (emplean oxígeno libre) (Khin *et al.*, 2004).

Además de las bacterias *Nitrosomonas* se conocen otros géneros que pueden realizar el proceso de oxidación del amonio a nitrito como *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosovibrio* y *Nitrosolobus*. Del mismo modo la transformación del nitrito a nitrato puede ser llevada además de los *Nitrobacter* por otros géneros de bacterias como *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* y *Nitrocystis* (Khin *et al.*, 2004).

Las reacciones que tienen lugar se pueden expresar de la siguiente manera (Avila *et al.*, 2002):

Para las *Nitrosomonas*, la reacción es la siguiente:



Para las *Nitrobacter*, la reacción es la siguiente:



Reacción global de nitrificación:



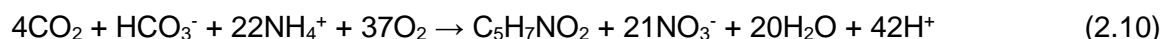
En las reacciones bioquímicas de ambas etapas se produce energía que es utilizada por los microorganismos para el crecimiento y mantenimiento celular. Estas ecuaciones permiten calcular las cantidades necesarias para los procesos de las diferentes especies químicas (Jiménez, 2010).

Es necesario tener presente que la transformación de nitrógeno amoniacal en nitrógeno en forma de nitrato no supone la eliminación del nitrógeno, aunque sí permite eliminar su demanda de oxígeno.

También se ha de considerar la reacción de síntesis de los microorganismos implicados, los cuales asimilan una fracción del amonio del agua residual para el tejido celular. Esta reacción de síntesis asumiendo como fórmula química de la biomasa  $C_5H_7NO_2$  es (Jiménez, 2010):



Por tanto, la reacción global representativa del proceso de nitrificación, obtenida a partir de las reacciones de oxidación y síntesis, es (Jiménez, 2010):



Teniendo en cuenta esta reacción global se puede observar como en el proceso de nitrificación se produce un consumo considerable de alcalinidad lo que provoca un importante descenso del pH del medio (Jiménez, 2010).

Las bacterias nitrificantes son organismos extremadamente sensibles a gran cantidad de sustancias inhibitoras, agentes tanto orgánicos como inorgánicos, que pueden impedir el crecimiento y la actividad de estos organismos. Las altas concentraciones de amoníaco y de ácido nitroso pueden resultar inhibitoras (Tchobanoglous, 1998).

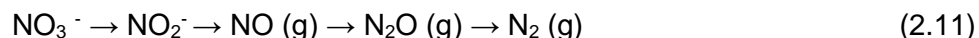
El efecto del pH es también importante, siendo el intervalo óptimo de valores de pH entre 7.5-8.6. Algunos sistemas aclimatados a condiciones de pH más bajos también han conseguido la nitrificación de forma satisfactoria (Tchobanoglous, 1998).

La temperatura también ejerce una gran influencia sobre el crecimiento de las bacterias nitrificantes. La actividad máxima de nitrificación se registra a lo largo de un rango amplio de temperaturas, que por lo general se extiende de 15-35°C (Jiménez, 2010).

Para que se produzca la nitrificación, es fundamental que existan concentraciones de OD (oxígeno disuelto) por encima de 1mg/L. Si el nivel de OD es inferior a este valor, el oxígeno se convierte en el nutriente limitante del proceso y puede producirse el cese o la ralentización de la nitrificación (Tchobanoglous, 1998).

### 2.7.5 Desnitrificación

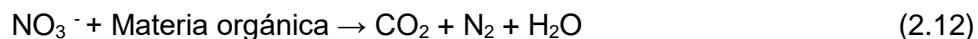
La desnitrificación es la segunda etapa de la eliminación de nitrógeno mediante el proceso de nitrificación-desnitrificación, y es un proceso anóxico secuencial realizado por diversos microorganismos heterotróficos facultativos: primero se reduce el nitrato a nitrito, posteriormente el nitrito se transforma a óxido nítrico, éste se reduce a óxido nitroso y por último el óxido nitroso se reduce a nitrógeno molecular, cerrando así el ciclo del nitrógeno. En la reacción 1 se muestran los intermediarios de la desnitrificación (Van Loosdrecht y Jetten, 1998; Cervantes *et al.*, 2000; De Lucas *et al.*, 2005).



La desnitrificación puede ser llevada a cabo por una gran variedad de bacterias, entre algunos de los géneros que incluyen este tipo de microorganismos están: *Pseudomonas*, *Micrococcus*, *Archromobacter*, *Thiobacillus* y *Bacillus*, entre otros. Estas bacterias son bioquímica y taxonómicamente muy diversas (Sorensen y Jorgensen, 1993).

La reducción de nitrato a nitrógeno molecular requiere de la presencia de una fuente de electrones. Algunas especies son fotosintéticas, como es el caso de *Rhodopseudomonas sphaeroides*, otras como *Thiobacillus desnitrificans* puede utilizar hidrógeno o compuestos reducidos de azufre como fuente de energía (litótrofos) y muchas otras pueden utilizar diversas fuentes orgánicas (organótrofos o heterótrofos). Entre las fuentes orgánicas que pueden consumir, se encuentra el glicerol, glucosa, ácidos grasos volátiles, etanol, alcohol polivinílico, e incluso compuestos difíciles de oxidar como los derivados del petróleo (Martínez Hernández, 2003).

La reacción de la desnitrificación heterotrófica se presenta a continuación (Reyes, 2000).

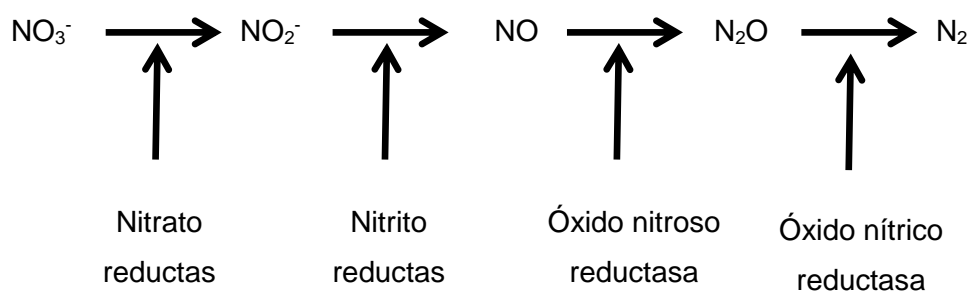


Este proceso presenta una importante ventaja ya que permite transformar compuestos carbonados y nitrogenados de forma simultánea a compuestos inocuos como  $\text{CO}_2$  y  $\text{N}_2$ .

Cada una de las etapas del proceso de desnitrificación mostradas en la reacción 1 son catalizadas por distintas enzimas (Zumft, 1997). Los mecanismos de acción son fuertemente regulados por la presencia de oxígeno y la concentración de sustrato. Estas etapas, así como las enzimas que intervienen en cada una de ellas, son esquematizadas en la Figura 2.5. Otros factores ambientales que también influyen en el desarrollo de un proceso desnitrificante eficaz, son: la relación C/N, la fuente de energía, el pH y la temperatura.

La relación C/N es un parámetro estequiométrico de suma importancia en la desnitrificación, se ha encontrado que esta puede orientar hacia un proceso desasimilativo desnitrificante, además de estar involucrado en la acumulación de intermediarios, o bien producir una ruta de desasimilación reductiva de nitrato a amonio (DNRA). Al respecto Cuervo López (2003), distingue tres niveles: 1) C/N menor a la estequiométrica, causa desnitrificación incompleta, 2) C/N estequiométrica, desnitrificación completa y 3) C/N mayor a la estequiométrica, desnitrificación completa y materia orgánica residual.

En lo que respecta a la fuente de carbono, esta tiene un efecto directo en las velocidades de desnitrificación, rendimientos, crecimiento de biomasa y la composición de la microflora.



**Figura 2.5** Etapas de la desnitrificación y enzimas involucradas (Martínez-Hernández, 2003).

Lee y Welander (1996), encontraron que usando metanol y acetato se obtienen altos rendimientos desnitrificantes y bajo crecimiento de biomasa en comparación con otros sustratos. Por otro lado, utilizando acetato se obtuvieron mayores velocidades de crecimiento y desnitrificación que usando metanol.

Otro parámetro importante es el pH. Los organismos desnitrificantes pueden soportar pH entre 6 y 9; sin embargo, el rango óptimo de pH reportado es de 7 a 8. El pH aumenta como resultado de la producción de iones  $\text{OH}^-$  durante la desnitrificación (Dincer y Kargi, 2000).

Respecto a la temperatura, se han observado velocidades de desnitrificación muy bajas y constantes a  $5^\circ\text{C}$ , mientras que a  $20^\circ\text{C}$  las velocidades son constantes y mayores, las temperaturas recomendables para mantener velocidades desnitrificantes adecuadas, oscilan entre  $20$  y  $35^\circ\text{C}$  (Cuervo López, 2003).

## 2.8 Reactores empleados en el tratamiento de aguas residuales de la industria pesquera

Los reactores biológicos que se emplean en el tratamiento de aguas residuales se pueden clasificar en base a la vía metabólica de los microorganismos, aerobia o anaerobia, y a la forma en que la población microbiana se encuentra dentro del reactor, fija o suspendida.

Los microorganismos, principalmente las bacterias, pueden ser aerobios si utilizan oxígeno en su metabolismo, anaerobios si no utilizan oxígeno en su metabolismo y facultativos si pueden desarrollarse en ambientes tanto aerobios como anaerobios. Los microorganismos aerobios son altamente productivos, cerca del 65% de la materia orgánica la transforman en biomasa, mientras que los microorganismos anaerobios producen metano y sólo un 10% de la materia orgánica se transforma en biomasa (Crites y Tchobanoglous, 2000).

Existe un proceso biológico intermedio entre el anaerobio y el aerobio denominado anóxico. El medio anóxico existe cuando hay nitrógeno oxidado en forma de nitratos y/o nitritos y no existe oxígeno molecular disuelto. En este caso, el nitrógeno oxidado actuará como aceptor de electrones lo que provoca la reducción del nitrógeno a la forma gaseosa ( $N_2$ ) proceso denominado desnitrificación. Se conoce como biomasa suspendida a aquellos reactores que no utilizan un medio de soporte y los microorganismos forman agregados conocidos como flóculos. Por el contrario, un reactor es de biomasa fija, cuando cuenta con un medio, ya sea natural o sintético, que sirva de soporte para que se desarrolle la comunidad microbiana en forma de película (Crites y Tchobanoglous, 2000).

Tomando en cuenta estos factores los reactores biológicos se pueden clasificar como: reactores aerobios de biomasa en suspensión, reactores aerobios de biomasa fija, reactores anaerobios de biomasa en suspensión y reactores anaerobios de biomasa fija.

En la literatura, han sido reportados numerosos diseños de reactores aplicados para el proceso de aguas residuales de la industria pesquera. Entre estos reactores se encuentran reactores en lote (BR, batch reactors), reactores en lote secuenciales (SBR, sequencing batch reactors), reactores de tanque continuamente agitado (CSTR, continuously stirred tank reactors), reactores de contacto anaerobio (ACP, anaerobic contact processes), reactores anaerobios de placa deflectora (ABR, anaerobic baffled reactors), reactores de filtro anaerobio (AFR, anaerobic filter

reactor), reactores de lecho fluidizado (FBR, fluidized-bed reactors), reactores de expansión de gas (GLR, gas lift reactors), biofiltro ascendente (UBF, upflow biofilter), filtro biológico aireado ascendente (UBAF, upflow biological aerated filter), filtro ascendente multi-alimentado (MUF, multi-fed upflow filter), biorreactor de lecho móvil (MBBR, moving bed bioreactor), reactor con recirculación (JLR jet loop reactor), reactor de lecho fijo (FFB fixed film bioreactor), reactor de biopelícula aerobio-anaerobio (AABR, anaerobic aerobic biofilm reactor), reactor de placa deflectora de lodo anaerobio granular (AGBR, anaerobic baffled granular sludge bed reactor). También se han utilizado reactores anaerobios híbridos (AHR, anaerobic hybrid reactors), reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB, upflow anaerobic sludge blanket reactors), el reactor de lecho expandido de lodos anaerobios granulares (EGSB; Expanded Granular Sludge Bed) y más recientemente, los reactores de membrana (MBR, membrane bioreactors). En la Tabla 2.4, se enuncian algunas de las investigaciones con los distintos tipos de reactores y diseños experimentales para el tratamiento de efluentes pesqueros que contienen compuestos orgánicos y nitrogenados (Chowdhury *et al.*, 2010).

**Tabla 2.4** Antecedentes del tratamiento de aguas residuales de industrias pesqueras.

Proceso	Tipo de agua residual	Salinidad (g/L)	DQO (g/L)	Nitrógeno (g/L)	Remoción de Mat. orgánica	Remoción de nitrógeno	Referencia
Reactor de Biopelícula de Lecho Fijo	Industria procesadora de pescado	30	0.25-1	-	87 %	-	Gharsallah <i>et al.</i> , 2002
Reactor en Lote Secuencial	Industria del Camarón	0.02	1.2	0.1	99 %	100 %	Boopathy <i>et al.</i> , 2007
Filtro Híbrido de Lodos Ascendente	Enlatado de mariscos	-	2.9-4	0.38-0.41	80 %	100 %	Mosquera-Corral <i>et al.</i> , 2000
Reactor de Biopelícula Tubular	Industria del Salmón	-	1.3-2.3	2.6-4.5 g/L de proteína	39-88 %	39-88 %	Huiliñir <i>et al.</i> , 2011
Reactor de Lecho de Flujo Ascendente	Agua sintética	-	2-6	0-2 gNO <sup>3</sup> /L	97-100 %	58-100 %	Ruiz <i>et al.</i> , 2006
Reactor de Membrana	Procesamiento de mariscos	1.4-1.6	0.943-1.923	0.019-0.162	85-99 %	70-95 %	Sridang <i>et al.</i> , 2008
Reactor de Membrana Híbrido	Enlatado de atún	15	1.6-20	0.1-0.4	99 %	99 %	Artiga <i>et al.</i> , 2008
Reactor de Membrana	Agua Residual de Acuicultura	21-28	0.1	0.014	95-98 %	91-96 %	Hong <i>et al.</i> , 2013



## 2.9 Reactores de membrana

El tratamiento de aguas residuales especialmente urbanas aplicando la tecnología de Biorreactor de Membrana, comúnmente conocida por sus siglas en inglés como MBR (Membrane Biological Reactor); ha tenido un avance muy importante durante la última década principalmente por la necesidad de muchas instituciones de cumplir con las cada vez más estrictas normas relacionadas con el tratamiento y vertido de aguas residuales (Metcalf & Eddy, 1995).

El Biorreactor de Membrana es un sistema de tratamiento muy compacto por su gran eficiencia y por la poca área que ocupa, ideal para sectores en donde el terreno tiene un precio considerable o en donde una planta de tratamiento de mayores dimensiones puede desvalorizar la propiedad. Este tratamiento combina un proceso de depuración biológica con una filtración por membrana, la membrana retiene prácticamente la totalidad de los sólidos en suspensión y la biomasa, logrando de esta manera un efluente de gran calidad (Metcalf & Eddy, 1995).

Si se compara este sistema con el tratamiento de lodos activados, el ahorro en espacio que proporciona el utilizar un MBR es considerable. En la Figura 2.5 se presenta un esquema comparativo entre un tratamiento de lodos activados y un sistema de Biorreactor de Membranas con membrana sumergida.

Además de la reducción considerable del área de ocupación de este sistema de tratamiento, su eficiencia en comparación con las aguas producidas por un sistema convencional de lodos activados es bastante superior. En la Tabla 2.5 se presenta una comparación entre un proceso convencional de lodos activados y un Biorreactor de Membrana. El MBR permite no sólo cumplir con las normas de vertido actuales, sino con mayores exigencias posibles para un futuro, además de producir un efluente que puede ser reutilizado por su calidad en distintos tipos de actividades urbanas e industriales.

La aplicación de este tipo de tratamiento se ha visto motivada por la poca área ocupada, la calidad de efluente producido, la baja producción de lodos, la posibilidad de eliminar el proceso de desinfección o tratamiento terciario y la reducción de los costos de la membrana gracias a la nueva generación de membranas de ultrafiltración y micro filtración más eficientes.

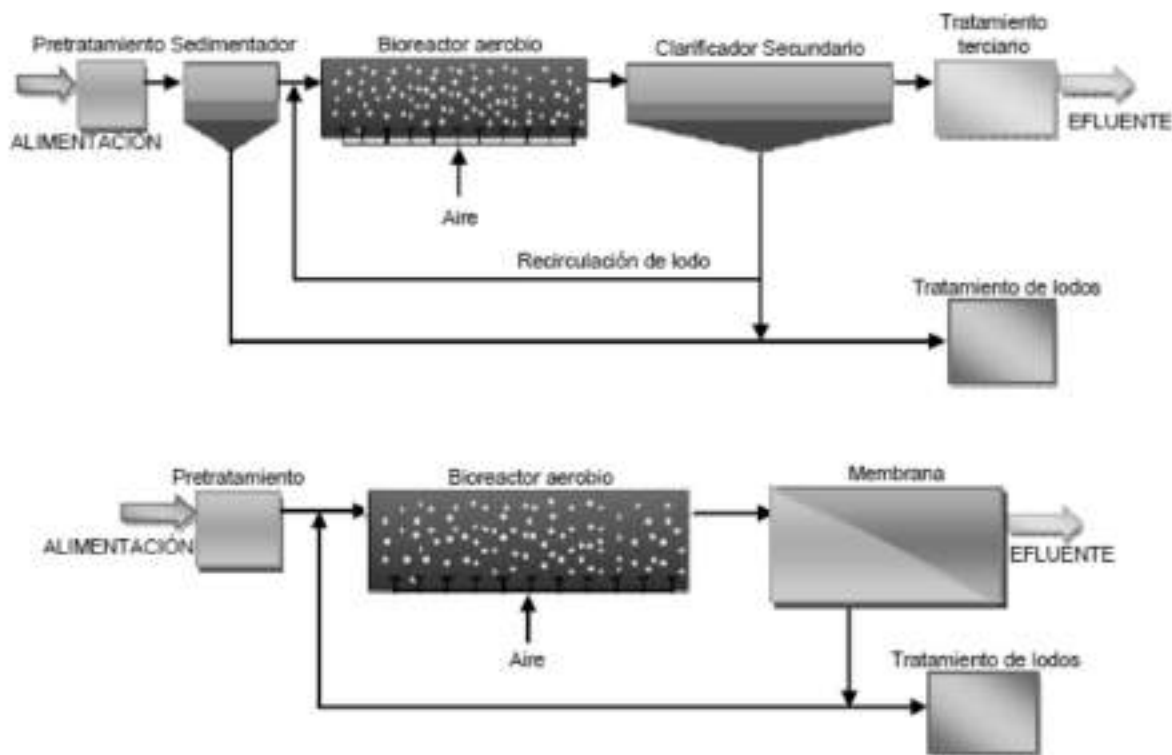


Figura 2.6 Comparación entre el tratamiento de lodos activados y un MBR (Morales-Rodríguez, 2009).

Tabla 2.5 Comparación de la calidad del efluente de un sistema de Lodos activados y un MBR.

Parámetros	Influente	Sistema convencional		MBR	
		Efluente	Eficiencia (%)	Efluente	Eficiencia (%)
DQO (mg/L)	520	75	85.6	10	98
SST (mg/L)	110	40	63.6	0	100
Turbidez (NTU)	38	15	60.5	0	100
NTK (mg/L)	48.3	30.2	37.5	3.4	93
Coliformes totales (UFC/100 mL)		$10^4$		$10^3$ - $10^2$	

Fuente: González, 2006.

### 2.9.1 Fundamento de los biorreactores de membrana

Los Biorreactores de Membranas o Reactor Biológico de Membrana se puede definir como la combinación de dos procesos elementales que son: por un lado, un proceso de degradación biológica que puede ser aerobia o anaerobia y un proceso de separación de sólidos y líquidos mediante una unidad de filtración por membrana en el cual los sólidos en suspensión y microorganismos responsables de la biodegradación son separados del agua tratada (Judd, 2006).

Entre una de las ventajas que nos proporciona esta tecnología al contener dentro del sistema la totalidad de biomasa se encuentra el control perfecto de la edad de fango y la desinfección del efluente sin necesidad de requerir de un tipo de tratamiento terciario. Antiguamente la tecnología de membrana tenía limitado uso al ser aplicada al tratamiento convencional de Lodos Activados como una etapa más o tratamiento terciario después del decantador secundario, ahora este tipo de tratamiento debe entenderse como un reactor biológico seguido en el proceso por una membrana la cual puede ser externa o sumergida.

Entre las principales ventajas comparativas que presenta un Biorreactor de Membrana respecto del proceso convencional de lodos activados podemos mencionar (Judd, 2006):

- *Efluente de calidad*

Una eficiente retención de sólidos y de compuestos solubles de elevado peso molecular proporciona un efluente potencialmente reutilizable y elimina la aplicación de un costoso tratamiento terciario de desinfección.

- *Reducción de la producción de lodos*

Hasta un 50% y por consiguiente se logra una reducción de costos de operación al operar a altas edades de fango. Se favorece el desarrollo de bacterias nitrificantes.

- *Compactación*

Se puede operar con concentraciones de 15-30 [g SSLM/L]. Trabajando a la máxima concentración de SSLM la superficie de la planta se puede reducir en un 50% o más.

- *Menor área*

Se da la eliminación del decantador secundario, reduciendo de este modo el espacio requerido para su instalación.

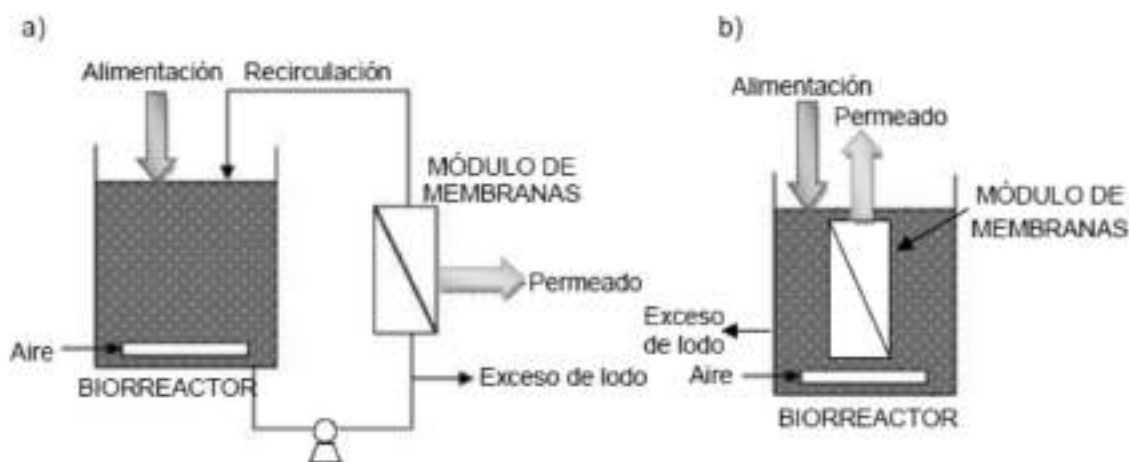
- *Flexibilidad*

Presenta la posibilidad de ampliación de plantas preexistentes sin necesidad de obra civil por su gran estabilidad frente a vertidos de alta carga contaminante. Las membranas pueden ser incorporadas en el diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales mediante un Biorreactor de Membrana como una etapa de separación sólido-líquido.

Las membranas deben de limpiarse con periodicidad mediante retrolavado y en ocasiones mediante lavado químico o ambos.

### 2.9.2 Configuración de los biorreactores de membrana

Dependiendo del diseño, se distinguen dos tipos principales de MBR, que se diferencian fundamentalmente por la disposición de las membranas y por la tecnología utilizada para crear el gradiente de presión entre ambos lados de la misma (fuerza directriz): Biorreactor con membrana sumergida y biorreactor con membrana externa (Figura 2.7).



**Figura 2.7** a) MBR con membrana externa y, b) MBR con membrana sumergida MBR (Morales-Rodríguez, 2009).

### **2.8.2.1 Biorreactor con membrana integrada o sumergida**

La unidad de membrana que realiza la separación física está inmersa en el tanque biológico. La fuerza impulsora a través de la membrana es alcanzada presurizando el biorreactor o creando presión negativa en el lado permeado de la membrana (Rosenberger *et al.*, 2002). Generalmente, se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de membrana para suministrar el aire necesario para homogeneizar la mezcla. Con esto también se consigue crear un régimen turbulento de aire en la capa límite de la membrana, que evita la formación de biopelícula que acaba por tapar la membrana.

En los MBR la fuerza impulsora a través de la membrana es alcanzada presurizando el biorreactor, o bien creando presión negativa en el lado de permeado de la membrana, mediante la aspiración a través de la propia membrana. Además, en los MBR, la aireación del licor es aprovechada para reducir la saturación sobre la superficie de las membranas. Este saturación está muy influenciado por las condiciones hidrodinámicas de operación del sistema, como el flujo de permeado, la velocidad de aireación y la concentración de sólidos.

### **2.8.2.2 Biorreactor con membrana externa o con recirculación**

En este tipo de biorreactor de membrana, la membrana se encuentra fuera del reactor biológico, y la mezcla se recircula desde el biorreactor hasta el módulo de membrana. Donde la fuerza impulsora es la presión creada por la alta velocidad del flujo de recirculación a través de la superficie de la membrana.

## **2.9.3 Tecnología de membranas**

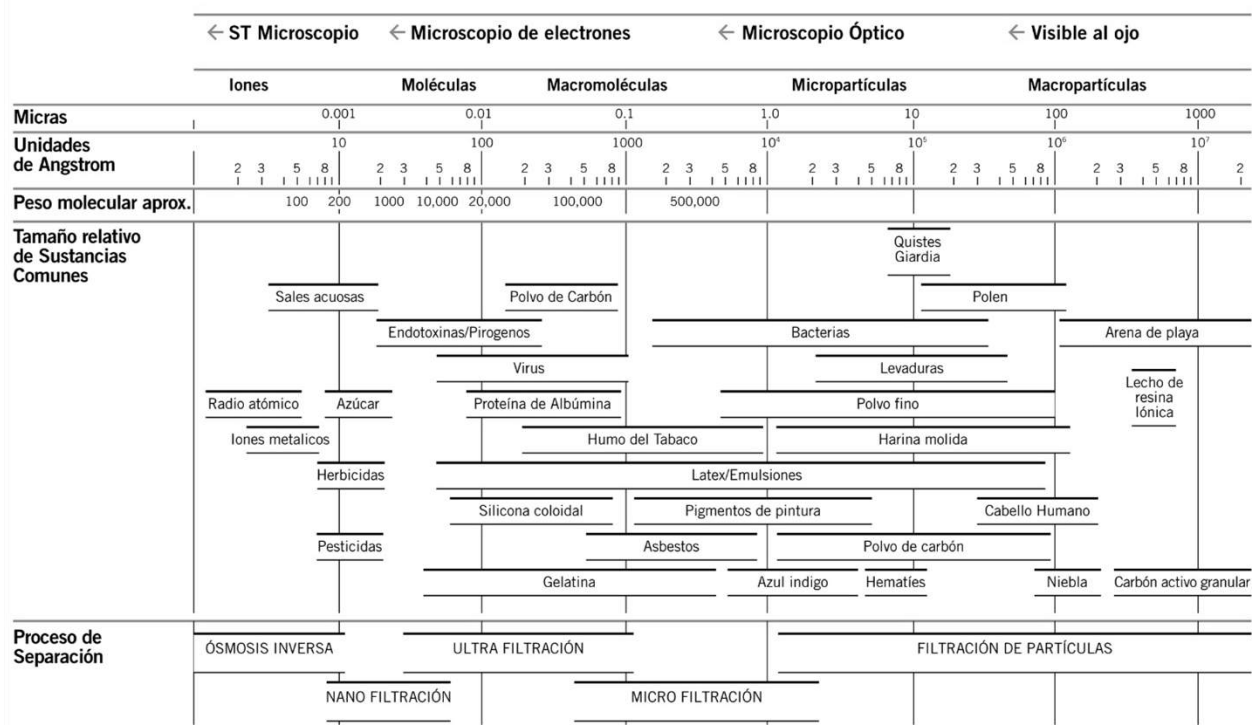
Se puede definir membranas como barreras físicas semipermeables que separan dos fases del flujo de entrada, impidiendo su íntimo contacto y restringiendo el movimiento de las moléculas a través de ella de forma selectiva. Este proceso selectivo permite la separación de las sustancias contaminantes del agua, generando un efluente líquido depurado (Judd, 2006).

Este tipo de tecnología se ha aplicado tanto al tratamiento de agua potable como a la depuración de aguas residuales. El primer biorreactor de membrana fue desarrollado comercialmente por Dorr-Oliver a finales de 1960 (Bemberis *et al.*, 1971). A partir de este momento se originó una rápida expansión de la utilización de membranas en procesos de separación, motivada por la

fabricación de membranas con capacidad para proporcionar elevados flujos de permeado y la fabricación de dispositivos compactos, baratos y fácilmente intercambiables.

Las membranas se presentan como una solución a mediano y largo plazo al problema de la escasez del agua, ya que es tal su eficiencia que permite tratar fuentes contaminadas para su potabilización, además de producir un efluente de calidad para su reutilización.

En la Figura 2.8 se muestra la clasificación de las membranas según el tamaño del poro, tipo de membranas y materiales.



**Figura 2.8** Clasificación de membranas (Scott y Hughes, 1996).

Entre los parámetros importantes que deben ser considerados en el diseño de una membrana se encuentra su configuración, es decir la geometría de la membrana y la dirección del flujo; su superficie, indicado por el tamaño de poro y el tipo de material de la membrana. Los efectos del tamaño del poro con la saturación en la membrana están fuertemente relacionados con las características del líquido a tratar, en particular con el tamaño y distribución de las partículas que contiene.

Los tipos de membrana que se utilizan en los biorreactores de membrana son de Ultrafiltración y de Microfiltración los cuales deben cumplir una serie de requisitos como (Poyatos, 2007):

- Deben ser inertes y no biodegradables.
- Deben ser fáciles de limpiar y de regenerar.
- Deben ser resistentes a los agentes químicos, presiones y temperaturas elevadas.
- Deben tener una distribución de los poros uniforme y elevada porosidad
- Deben ser neutras o presentar carga negativa para evitar la adsorción de microorganismos.
- Deben ser duraderas y fáciles de sustituir.

#### **2.9.4 Proceso de separación de membrana**

Una membrana aplicada al tratamiento de aguas negras es simplemente un material que permite a algunos componentes físicos y químicos pasar más fácilmente por ella que otros. Las membranas son selectivas ya que permiten que unos materiales impregnen a través de ella y otros los rechaza, estos son los que forman el material retenido. El grado de selectividad depende del tamaño de poro de la membrana, la membrana más selectiva está asociada con el proceso de ósmosis inversa debido a que posee el menor tamaño de poro.

Existen procesos en las membranas en los cuales la membrana no es necesariamente usada para retener los contaminantes y permitir el paso del agua. Entre estos procesos podemos mencionar:

- a) Extracción selectiva de ciertos componentes (extractivo)
- b) Introducción de un componente en la forma molecular (difusiva).

Los componentes rechazados y retenidos por la membrana tienden a acumularse en la superficie de la membrana, produciendo varios fenómenos que conducen a una reducción en el flujo del agua que atraviesa la membrana, aumentando la presión transmembrana. Estos problemas están relacionados con la saturación de la membrana.

Los cuatro procesos de separación de membrana en los cuales el agua forma el producto final son: Microfiltración (MF), Ultrafiltración (UF), Nanofiltración (NF) y Ósmosis Inversa (RO).

En estas dos tecnologías las membranas actúan como tamices moleculares. La relación: tamaño de sustancias contaminantes/distribución de tamaño de poros permite la exclusión de contaminantes en el permeado. Así, las sustancias mayores que el mayor tamaño de los poros serán totalmente rechazadas por la membrana, y las sustancias cuyo tamaño esté comprendido entre el mayor y menor tamaño de poros serán parcialmente rechazadas (Poyatos, 2007).

#### **2.9.4.1 Microfiltración (MF)**

Tienen tamaños de poro de 0.1  $\mu\text{m}$  o mayores, pudiendo separar tamaños de partículas dentro del rango 0.1-10  $\mu\text{m}$ . Proporciona una elevada eliminación de sólidos suspendidos, partículas finas, bacterias, virus, macromoléculas y algunas coloidales. Su presión de funcionamiento es similar a la de UF. Se utilizan membranas microporosas del tipo filtro profundo dispuestas en cartuchos, que se instalan en línea y del tipo tamiz, que se disponen en diferentes configuraciones y que operan en la forma filtración tangencial.

#### **2.9.4.2 Ultrafiltración (UF)**

Tienen tamaños de poro que van desde 0.1  $\mu\text{m}$  hasta menos de 5 nm (0.05  $\mu\text{m}$ ). Este tipo de membranas suelen permitir el rechazo de macromoléculas, todo tipo de microorganismos como virus y bacterias, coloidales y otro tipo de partículas. La presión de trabajo se mantiene baja (50 a 500 KPa). Las membranas más utilizadas son las anisótropas donde una delgada capa de poros de pequeño diámetro se encuentra unida, sin discontinuidad, a otra capa más gruesa y microporosa.

#### **2.9.4.3 Nanofiltración (NF)**

Tienen poros de un tamaño inferior a 0.01  $\mu\text{m}$ , lo que permite la eliminación de la mayoría de las especies como iones polivalentes (calcio y magnesio), elimina contaminantes de hasta 0.001  $\mu\text{m}$  de tamaño como quistes, bacterias, virus, materia orgánica, sales, patógenos, pesticidas, turbidez entre otros, excepto iones monovalentes y moléculas de bajo peso molecular.

#### **2.9.4.4 Ósmosis Inversa**

Consiste en generar, mediante una membrana permeable al agua, una solución acuosa con bajo contenido en sal a partir de otra con alto contenido de sal. En la ósmosis inversa, el proceso de separación se debe a la diferente solubilidad y difusividad en la membrana de los componentes de la solución acuosa.



### 2.9.5 Tipos de materiales de las membranas

Principalmente existen dos tipos de materiales que se suelen utilizar, estos son los poliméricos y cerámicos. Aunque también existen membranas de filtros metálicos estos no tienen ninguna relación con el sistema MBR. El material de la membrana debe ser formado (o configurado) de tal modo para permitir al agua pasar por ella.

Las membranas generalmente son formadas por un número diferente de material polimérico y cerámico, pero casi siempre comprenden una capa delgada superficial que proporciona la permeabilidad requerida sobre un apoyo más grueso y poroso que proporciona estabilidad mecánica. Las membranas cerámicas suelen tener mayor estabilidad química, mecánica y térmica que las membranas poliméricas, pero presentan la desventaja de ser muy frágiles por lo que la más comercializada es la membrana polimérica (Judd, 2006).

Las membranas poliméricas por lo general son fabricadas para tener una alta porosidad superficial y la distribución de tamaño de poro estrecha para proporcionar un alto rendimiento y grado selectivo de rechazamiento. El material normalmente posee una resistencia al ataque químico, altas temperaturas y concentraciones de oxidación que surgen cuando la membrana es limpiada químicamente. Hay una extensa cantidad de materiales que se pueden utilizar para la fabricación de membranas, pero las más comúnmente utilizadas en biorreactores son las siguientes (Poyatos, 2007):

- Polifluoruro de Vinilideno (PVDF)
- Polietilsulfonas (PES)
- Polietileno (PE)
- Polipropileno (PP)

### 2.9.6 Configuración de las membranas

La configuración de la membrana se refiere a su geometría y la manera en que esta es orientada en relación con el flujo de agua. El módulo de membranas define como se agrupan las

membranas y permite conocer el comportamiento del fluido sobre la superficie de ésta (Judd, 2006).

La membrana deberá ser configurada para tener:

- a) Un área grande de membrana.
- b) Un alto grado de turbulencia para la promoción de transferencia de masas sobre el lado del afluente.
- c) Un gasto de energía bajo por volumen de agua producido.
- d) Un precio bajo por membrana en relación al área.
- e) Un diseño que facilita la limpieza.
- f) Un diseño que permite la modulación.

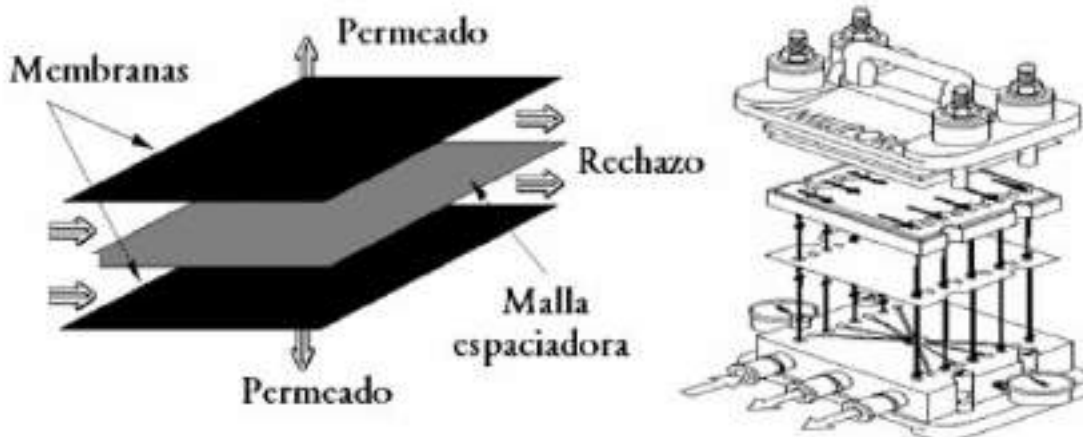
Los cuatro principales módulos que se encuentran en el mercado son:

- Placa plana
- Enrollada en espiral
- Tubular
- Fibra hueca

#### **2.8.6.1 Placa plana**

Este tipo de configuración está formada por membranas planas enrolladas en espiral alrededor de un tubo central. En estos módulos, el influente circula entre las membranas de dos placas adyacentes. Las membranas se encuentran separadas entre sí por medio de una anchura aproximada de 2mm (Figura 2.9).

En estos sistemas la saturación de la superficie de la membrana se disminuye introduciendo energía mecánica en el sistema para prevenir que las partículas se adhieran a los poros.

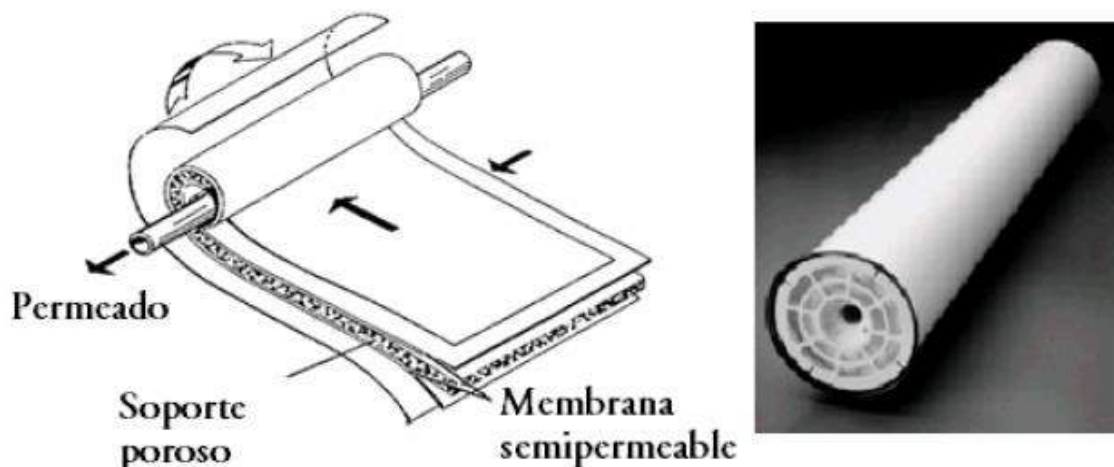


**Figura 2.9** Esquema de la configuración del módulo de membrana de Placa plana (Poyatos, 2007).

### 2.8.6.2 Enrollada en espiral

Estos elementos consisten en dos hojas de membranas separadas por un polímero de textil de refuerzo, esta tela soporta la membrana, para las altas presiones de operación y provee del canal de flujo por donde el agua clarificada sale y soporta las altas presiones de operación (Figura 2.10). Esta configuración se llama así porque está formada por membranas planas enrolladas en espiral alrededor de un tubo central. Estos módulos suelen tener 20 cm de diámetro y 100 cm de largo con varias membranas enrolladas que proporcionan una superficie de membrana de 1–2 m<sup>2</sup>.

Existen dos desventajas que destacar en este tipo de configuración, la primera que una vez se ha contaminado, tanto la membrana como el contenedor deben reemplazarse, y posee dificultad para manejar materiales viscosos o con gran cantidad de sólidos.



**Figura 2.10** Sistema de membrana en Espiral (Poyatos, 2007).

### 2.8.6.3 Tubular

Está formado por cáscaras cilíndricas que contienen un número variable de membranas tubulares (Figura 2.11). Estas membranas están constituidas por un soporte poroso de papel o fibra de vidrio sobre el que se deposita la superficie filtrante. También se construyen en materiales cerámicos. Los módulos tubulares suelen tener longitudes de 13 cm – 20 cm, con 4 – 6 membranas de 0.5 cm – 1 cm de diámetro, dispuestas en su interior.

La saturación de este tipo de membrana es más lenta que otros, pues utiliza diámetros de tubo mayores cuando la filtración es de adentro hacia afuera. Entre sus ventajas se encuentran que sus orificios permiten manejar partículas más grandes y procesar influentes con grandes concentraciones de partículas, su mayor desventaja lo representan los costos asociados con el reemplazo de los tubos de membrana.



**Figura 2.11** Esquema de circulación de flujo de membrana tubular (Poyatos, 2007).

#### 2.8.6.4 Fibra hueca

La caída de presión en este tipo de módulos es de 0.7 bar – 70 bar, según el tipo de aplicación. Los elementos de filtración consisten en fibras que pueden ser presurizadas en el interior o exterior y la alimentación se puede producir de dos maneras:

El influente tiene lugar por dentro de las fibras (configuración de dentro – fuera) o bien por fuera de las fibras (configuración exterior – interior). En la configuración dentro – fuera, la alimentación ingresa al interior de la membrana y el permeado se obtiene al pasar del interior de la membrana al exterior. En la configuración exterior – interior o fuera – dentro, el influente viene por fuera de la membrana y el permeado se obtiene al pasar del exterior al interior de la fibra, quedando el retenido en el exterior, esto permite que se pueda tratar influentes con mayor concentración de sólidos en suspensión (Figura 2.12).

El diseño de los módulos también determina otras características como la demanda de energía, la capacidad para separar los sólidos en suspensión, la facilidad para limpiarlos y reemplazarlos, la densidad de empaquetamiento.

Entre las ventajas que presenta esta membrana están que la membrana puede retrolavarse periódicamente para compensar la saturación de la misma.

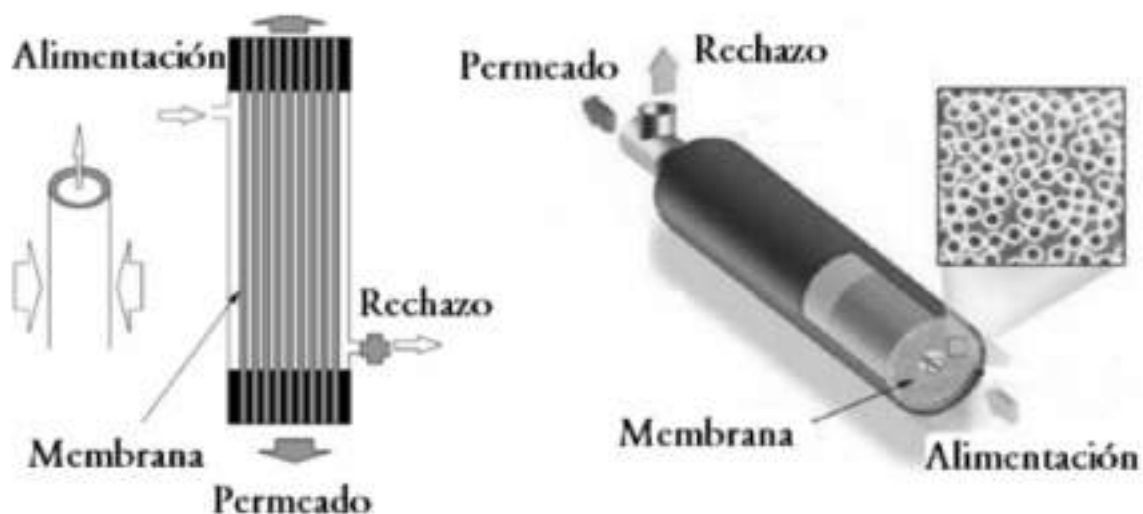


Figura 2.12 Módulo de membrana de fibra hueca (Poyatos, 2007).

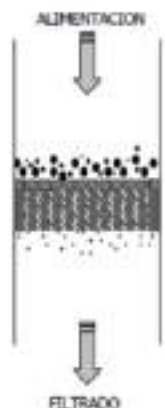
### 2.9.7 Proceso de filtración

Las membranas son barreras semipermeables selectiva que separa en dos fases sólido-líquida el flujo de entrada, un material permeado el cual traspasa la membrana y uno concentrado el cual se queda retenido, impidiendo en el proceso de filtración el paso de contaminantes.

Según la dirección del flujo con relación a la membrana, existen dos tipos de filtración las cuales son: filtración lineal y filtración tangencial.

#### 2.9.7.1 Filtración en línea

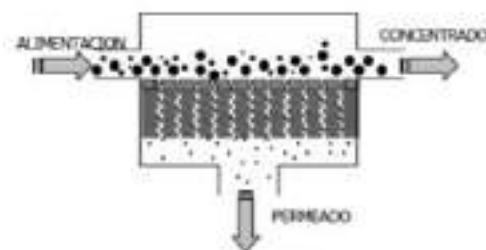
Las membranas se disponen en la línea de flujo del efluente que se desea tratar, quedando las partículas contaminantes retenidas sobre la superficie del medio y generándose una corriente depurada. Cuando se realiza una filtración directa como esta, toda el agua que entra en la superficie de la membrana es presionada para pasarla, algunos sólidos y componentes permanecerán en la membrana mientras que el agua fluye a través de esta. Conforme se vaya acumulando material retenido, el agua experimentará mayor resistencia a pasar a través de la membrana y dado que la presión del agua entrante es continua, esto resultará en un decrecimiento del efluente producido, por lo que será necesaria una limpieza (Figura 2.13).



**Figura 2.13** Esquema de la filtración lineal (Saavedra y Romero, 1999).

### 2.9.7.2 Filtración tangencial

El efluente que se desea tratar se hace circular tangencialmente a la membrana lo cual permite que la diferencia de presión en el flujo haga posible que parte de este atraviese la membrana mientras el resto de dicho flujo sigue fluyendo, arrastrando el retenido continuamente reincorporándola al influente y de esta manera generando dos tipos de corrientes: concentrado y permeado. La primera de estas posee una concentración de contaminantes mayor que en la alimentación y la segunda que posee una concentración de contaminantes mínimo que hace posible su vertido o reutilización (Figura 2.14).



**Figura 2.14** Esquema de la filtración tangencial (Saavedra y Romero, 1999).

Estos dos tipos de filtración poseen limitaciones y ventajas. Entre las limitaciones del flujo lineal se puede mencionar que al ser este directo provoca que la membrana se tape con mayor rapidez que en el caso de la filtración tangencial, esto ocasionará que la membrana deba ser limpiada con mayor frecuencia. En el caso del flujo tangencial, este provoca una auto limpieza en la superficie de la membrana, disminuyendo la frecuencia y los costes de limpieza. Por este motivo la mayoría de los MBR se realizan con este tipo de filtración.

### 2.9.8 Saturación de las membranas

La saturación de la membrana es un problema que ocurre debido a la presencia en la alimentación de sustancias que interaccionan con ella precipitándose en su superficie o penetrando en su interior y siendo absorbidas en sus paredes, reduciendo de esta manera el diámetro de paso de ellas mismas y el agua a través de la membrana.

Entre las consecuencias que presenta la saturación en las membranas se encuentra una disminución del flujo de permeado debido al aumento de la resistencia de la membrana para permitirlo. Al aumentar progresivamente la diferencia de la presión transmembrana con el fin de mantener el flujo de permeado puede acelerar el proceso de saturación e incluso llevarlo a una situación de taponamiento irreversible y estropear la membrana.

Según el caso de saturación así será el método aplicado para realizar la limpieza, ya sea con un retrolavado (cambio de dirección del flujo) o cuando la saturación sea en el interior de la membrana se deberá realizar un lavado químico.

Existen varias formas con las cuales se podría retrasar el problema de la saturación, como optimizar la diferencia de presión de trabajo para retrasar el taponamiento de los poros, operando a presiones menores que las de flujo de permeado máximo, pero con una presión suficiente para que la relación flujo de permeado-tiempo de utilización de la membrana sea ventajosa; mejorar el PH de trabajo; determinar el tipo de pretratamiento a hacer para tener un mejor control en la saturación.

Otra manera de prevenir la saturación es haciendo una buena elección de la configuración de membrana a utilizar, ya que se ha comprobado que las membranas del tipo fibras huecas, de pequeño diámetro, dispuestas con orientación vertical y baja densidad de empaquetamiento tienen un mejor comportamiento a la saturación, que las membranas con mayor porosidad y mayor diámetro de poro se produce antes la reducción en el flujo de permeado.

Existen varios tipos de saturación, los cuales pueden ser agrupados en tres categorías principales: inorgánico, orgánico y biosaturación.



- *Saturación Inorgánico*

A continuación, se presenta una tabla con algunos elementos y compuestos que pueden causar saturación de tipo inorgánico.

- *Materia Orgánica*

Aunque las membranas se operen en régimen de flujo cruzado o tangencial con el fin de minimizar la acumulación de soluto y coloide en la capa límite, una parte de los coloides del agua de alimentación son transportados a la superficie de la membrana donde se adsorben, formando una delgada capa ensuciadora

Es importante reducir al máximo la materia orgánica coloidal (MOC), especialmente aquella que por tamaño molecular, se aproxime al tamaño de los poros de la membrana. Los sistemas MBR presentan la ventaja que el proceso biológico situado justo antes del sistema de membranas, elimina eficientemente la materia orgánica biodegradable (MOB). Otro factor interesante en la minimización de la saturación orgánico es la temperatura. Debido a que los MBR eliminan elevadas cargas volumétricas (kg DBO/m<sup>3</sup>d) en procesos exotérmicos, la temperatura de los reactores suele ser elevada. Esto favorece la disolución de especies coloidales que de otro modo podrían ser potenciales “bloqueadores” de poros.

- *Biosaturación*

Los microorganismos también son transportados hacia la superficie de la membrana, donde se adsorben, crecen y se multiplican a expensas de los nutrientes del agua, formando una capa biológica o biocapa que puede comprometer también el rendimiento del sistema. En sistemas MBR, este efecto está más atenuado por la baja concentración de MOB en el circuito de membranas, pese a la presencia de una elevada cantidad de biomasa en forma de sólidos suspendidos.

### 2.8.8.1 Control de la saturación

La saturación puede ser reducido de las siguientes maneras (Alcarria, 2005):

- a) Por un pretratamiento que nos permita la eliminación de las partículas causantes de la saturación
- b) Provocar la turbulencia en las membranas.
- c) Provocar turbulencia en la membrana.
- d) Reducir el flujo.

Estas tres opciones generan un coste adicional en la inversión y operación en la implementación de la planta de tratamiento. La opción “a” no es viable para un sistema MBR, ya que estas partículas causantes de la saturación constituyen una carga importante de materia orgánica necesaria para el tratamiento biológico. La generación de turbulencia mediante el sistema de aireación es la forma más apropiada para un MBR. La reducción de flujo es otra técnica utilizado en los MBR principalmente sumergidos, ya que reducen el flujo que conlleva operar con PTM inferiores, lo cual provoca un menor saturación de las membranas.

### 2.8.8.2 Factores que afectan la saturación

Se pueden identificar tres factores principales que afectan la saturación, estos son: las características de la membrana, la biomasa y las condiciones de operación.

- *Características de la membrana*

La configuración de la membrana juega un papel importante en el comportamiento de esta y su saturación, la configuración más recomendada es de fibra hueca, por su comportamiento ante este problema y que presenta la ventaja de poder retrolavarse, reduciendo así la saturación. Entre otras características de la membrana que repercuten en la saturación están el tipo de material, la hidrofobicidad, porosidad y tamaño del poro en donde las partículas que ocasionan la saturación pueden introducirse en los poros de la membrana impidiendo el paso del agua.

- *La Biomasa*

El licor mixto presente en el biorreactor es una mezcla compleja de microorganismos procedentes de la degradación de los sólidos en suspensión del agua y de las células de las reacciones biológicas que tienen lugar en el tanque. Esta materia tanto disuelta como suspendida contribuye a la saturación de la membrana.

Al fraccionarse los flóculos quedan expuestas las sustancias poliméricas extracelulares (EPS) presentes en la estructura del flóculo que contribuyen a la formación de saturación. Algunos autores han identificado la EPS como uno de los factores más importantes causante de la saturación.

- *Condiciones de operación*

La velocidad de flujo tangencial es uno de los factores operacionales con mayor efecto sobre la saturación, este influye en el transporte de masa de partículas, haciendo que fluyan tangencialmente a la superficie de la membrana, reduciendo así el grosor de la torta. En los MBR con membrana sumergida, la velocidad del flujo tangencial es creada por un sistema de aireación situado justo debajo del módulo de membranas. Esta aireación no sólo proporciona el oxígeno necesario para la biomasa en el proceso biológico, sino que también mantiene los sólidos en suspensión y genera las burbujas gruesas que friegan la superficie de la membrana disminuyendo la saturación.

### 2.9.9 Desarrollo comercial de los MBR

El desarrollo comercial de los biorreactores de membrana comenzó a finales de 1960 por Dorr-Oliver (Bemberis *et al.*, 1971), cuya aplicación fue el tratamiento de aguas residuales a bordo de barcos. Al mismo tiempo, se comenzó a utilizar el sistema de membranas de separación a gran escala en el proceso de tratamiento de lodos activados (Hardt *et al.*, 1970; Smith *et al.*, 1969). El sistema de Dorr-Oliver logró el acoplamiento de un proceso de lodos activados con membranas, para concentrar la biomasa generada y obtener un agua-producto (permeado) clarificado y prácticamente desinfectado. Este sistema se comercializó en Japón bajo licencia de Sanki Ingeniería, con cierto éxito hasta la década de 1990. Desde finales de la década de 1980 a principios de 1990, Zenon Environmental fue desarrollando el sistema de MBR que finalmente llevó a la introducción del primer MBR sumergido en la década de 1990. Mientras tanto, en Japón se llevaba a cabo el desarrollo de un MBR con membranas planas de microfiltración por la empresa de maquinaria agrícola Kubota. A finales de 1996 ya existían 60 plantas Kubota instaladas en Japón para las aguas residuales domésticas y, posteriormente, para el tratamiento de efluentes en la industria. Al día de hoy, Kubota sigue dominando el mercado japonés de las membranas para el tratamiento de aguas residuales y también proporciona el mayor número de MBR en todo el mundo.

En la década de 1990, la empresa Zenon (actualmente, Zenon GE®) patentó el proceso tras el desarrollo de las membranas de fibra hueca (Tonelli y Behmann, 1996; Tonelli y Canning, 1993). La compañía presentó el cambio de diseño para aumentar la eficiencia del proceso global y la aireación cíclica se produjo en el año 2000. Durante este período, Kubota también ha desarrollado sus productos con una mejora de la eficiencia energética global. Como ya se indicó, la capacidad acumulativa de ambos, Zenon y Kubota, ha aumentado de forma exponencial. Estos dos sistemas MBR dominan el mercado hoy en día, un gran número de los sistemas a pequeña escala pertenecen a Kubota, mientras que el sistema de mayor capacidad tiende a ser Zenon. En la actualidad, el mercado de membranas se ha ampliado de forma importante, con la aparición de nuevas empresas (Koch Membrane Systems, Mitsubishi Rayon Engineering, Siemens Water Technologies, Norit X-Flow, entre otras).

## CAPÍTULO 3

### MATERIALES Y MÉTODOS

#### 3.1 Caracterización de las aguas residuales de la industria reductora.

Se utilizaron aguas residuales provenientes de la industria de harina de pescado PESCA HARINA (PEGUSA) localizada en el puerto de Guaymas, Sonora. Durante la investigación se realizaron 4 muestreos en las siguientes fechas: abril de 2014, noviembre de 2014, febrero de 2015 y marzo de 2016. Los efluentes se recolectaron en contenedores de plástico de 5 L e inmediatamente se preservaron a baja temperatura, para poder ser transportados al laboratorio para su posterior caracterización (Figura 3.1).

Los parámetros que se determinaron en la caracterización fueron los siguientes: DQO de reflujo abierto,  $\text{DBO}_5$ , Conductividad, Sólidos disueltos totales (SDT), % Sal, Grasas, pH, nitrógeno amoniacal, nitrógeno orgánico, SSF, SSV y SST de acuerdo a los métodos estándares establecidos en las normas mexicanas. Las técnicas analíticas se detallan en el apartado 3.4.



**Figura 3.1** Agua residual del proceso de la harina de pescado y sus diluciones.

### 3.2 Estudios en lote

Los estudios en lote para las pruebas de biodegradabilidad, se llevaron a cabo por duplicado en matraces Erlenmeyer de 500 mL, con un volumen de operación de 250 mL (Figura 3.2). Las condiciones de operación se realizaron variando la cantidad de agua residual para obtener concentraciones de 1.3, 2.5, 3.7 y 6.5 gDQO/L, posteriormente fueron inoculados con 25 mL de lodos activados provenientes de la Planta Tratadora de Aguas Residuales “Los Bagotes” de la ciudad de Hermosillo, Sonora, que presentó una concentración de SSV de 4.55 g/L. También se utilizó un matraz como control alimentado de 2 gDQO/L de glucosa con el medio mineral indicado en la Tabla 3.1. Los matraces se taparon con tapones de gasa y algodón, se colocaron en una incubadora NEW BRUNSWICK SCIENTIFIC modelo CLASSIC C76 a 30°C y se agitaron a 100 rpm durante un periodo de 84 horas.

En este experimento, se monitoreó el consumo de materia orgánica, producción de nitratos, así como también, el contenido de sólidos totales, fijos y volátiles.



**Figura 3.2** Prueba de biodegradabilidad de las aguas residuales.

**Tabla 3.1** Medio mineral sintético para el blanco en las pruebas de biodegradabilidad.

<b>Compuesto</b>	<b>Cantidad (g/L)</b>
NH <sub>4</sub> Cl	0.321
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.109
CaCl <sub>2</sub>	0.066
MgSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	0.318
NaHCO <sub>3</sub>	1
Glucosa	2
NaCl	0.240
<i>Elementos traza</i>	1 mL/L
<i>Solución de elementos traza</i>	
<b>Compuesto</b>	<b>Cantidad (g/L)</b>
FeCl <sub>2</sub> ·4H <sub>2</sub> O	2
MnCl <sub>2</sub>	0.500
EDTA	0.500
Na <sub>2</sub> SeO <sub>3</sub>	0.100
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	0.050
ZnCl <sub>2</sub>	0.050
(NH <sub>4</sub> ) <sub>6</sub> Mo <sub>7</sub> O <sub>24</sub> ·4H <sub>2</sub> O	0.050
AlCl <sub>3</sub>	0.050
NiCl <sub>3</sub> ·6H <sub>2</sub> O	0.050
CoCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	0.050
CuCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	0.050
HCl concentrado	1 ml/L

### 3.2.1 Actividad de degradación específica

La actividad de degradación específica (ADE = gDQO/gSSV·d) se define como la velocidad de consumo de materia orgánica, expresada como DQO, con respecto a la concentración de biomasa expresada como el contenido de sólidos suspendidos volátiles (SSV) por día. Es una manera indirecta de evaluar el desempeño de bacterias que intervienen en la digestión aerobia.

La actividad de degradación específica (ADE) se calculó utilizando la ecuación 3.1, obteniendo la pendiente de materia orgánica removida respecto al tiempo, calculada en el intervalo de mayor velocidad de consumo de DQO.

$$ADE = \frac{-m}{x} [=] \frac{gDQO_{removido}}{gSSV \cdot d} \quad (3.1)$$

Donde:

-m= pendiente, gDQO<sub>removido</sub>/L·d

x= biomasa, gSSV/L



### 3.2.2 Actividad nitrificante específica

La actividad nitrificante ( $\text{gNO}_3^-/\text{gSSV}\cdot\text{d}$ ) se define como la velocidad específica de producción de nitrato con respecto a la biomasa.

El procedimiento que se llevó a cabo para su realización fue similar a la descrita en la sección 3.2, donde se tomaron muestras de 1 mL con jeringas desechables de cada matraz. Las muestras se filtraron para posteriormente utilizar el permeado en la realización de las pruebas de producción de nitrato y consumo de materia orgánica, y el retenido se utilizó para las pruebas de sólidos suspendidos fijos, volátiles y totales. Ésta actividad se obtuvo de la pendiente de la concentración de nitrato con respecto al tiempo, dividida entre la concentración de biomasa. La pendiente se calculó en el intervalo de mayor velocidad de consumo (Ecuación 3.2).

$$ANE = \frac{m}{x} [=] \frac{\text{gNO}_3^-}{\text{gSSV} \cdot \text{d}} \quad (3.2)$$

Donde:

$m$ = pendiente,  $\text{gNO}_3^-/\text{L}\cdot\text{d}$

$x$ = biomasa,  $\text{gSSV}/\text{L}$

### 3.3 Estudios en continuo

#### 3.3.1 Arranque y aclimatación del reactor aerobio

El arranque y aclimatación de la biomasa aerobia, se llevó a cabo en un reactor de lodos activados con un volumen de operación de 30 L (Figura 3.3), con un tiempo de residencia hidráulica (TRH) de 3 días y un tiempo de retención de sólidos (TRS) de 40 días, carga orgánica volumétrica (COV) de 1.33-4 gDQO/L·d, carga volumétrica de nitrógeno (CVN) de 0.08-0.266 gN/L·d, una temperatura ambiente entre 15-18°C, pH neutro y aireación de 4 mgO<sub>2</sub>/L. El reactor fue inoculado con 10 L de biomasa aerobia con 3.8 g/L de SST y 3.01 g/L de SSV proveniente de una Planta Tratadora de Aguas Residuales de Montpellier, Francia.

El reactor tuvo que aclimatarse a las características de las aguas residuales del procesamiento de pescado durante 79 días. Se utilizó agua residual sintética de composición similar a la descargada por la industria de harina de pescado de Guaymas (México). El sustrato fue propuesto por Rene *et al.*, 2008, en el cual, se utilizaron glucosa y cloruro de amonio como fuente materia orgánica y de amonio respectivamente, y se añadió NaCl para imitar un efluente de la industria de harina de pescado. La composición del agua residual sintética esta descrita en la Tabla 3.2, donde se descartó el Na<sub>2</sub>MoO<sub>4</sub> · 2H<sub>2</sub>O. Las concentraciones de materia orgánica, amonio y sal, se incrementaron progresivamente, para adaptar los consorcios al efluente introducido, según las cuatro etapas establecidas en la Tabla 3.3.

El ensayo con el reactor de membrana sumergida se inició, una vez que se alcanzó la adaptación del lodo a una concentración de sal de 12 g/L y se obtuvo una relación DQO/N de 15.

**Tabla 3.2** Composición del agua residual sintética (modificada de Rene *et al.*, 2008).

Compuesto	Cantidad (g/L)
NH <sub>4</sub> Cl	0.475-2.036
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.220
CaCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	0.065
MgCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	0.050
NaHCO <sub>3</sub>	2.5
Glucosa	3.752-7.504
NaCl	1-12

**Tabla 3.3** Condiciones de operación en la aclimatación del reactor aerobio.

Etapa	Tiempo (d)	NaCl (g/L)	COV (gDQO/L·d)	CVN (gN/L·d)	SSV (g/L)	DQO/N
I	1-25	1-2	2	0.080	8	32
II	26-33	3-5	2	0.129	10	20
III	34-53	6-10	4	0.266	15	15
IV	54-79	11-12	1.33	0.086	9	15



**Figura 3.3** Aclimatación de la biomasa en el reactor aerobio.

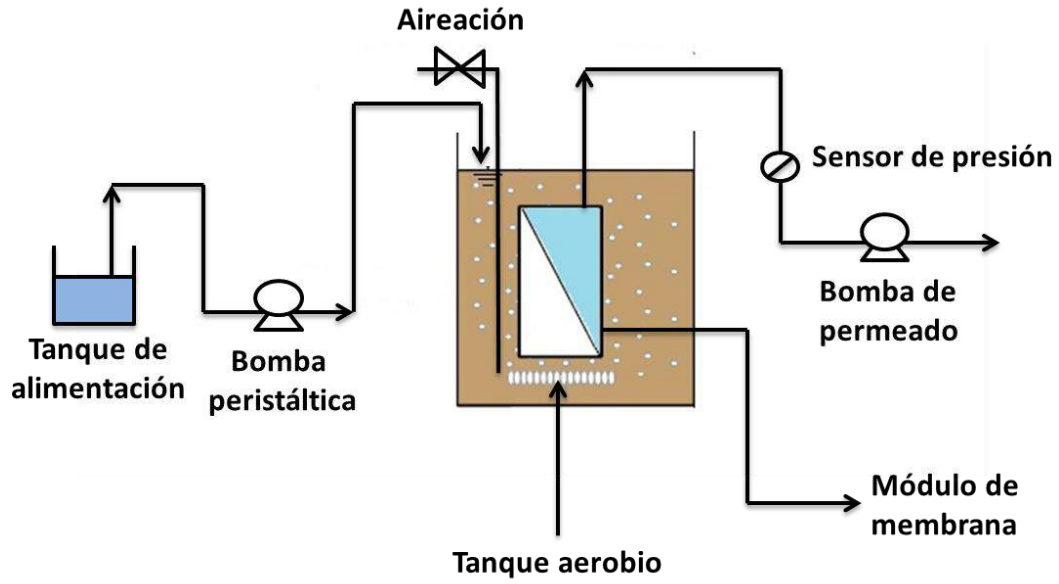
### 3.3.2 Condiciones de operación del reactor de membranas

Una vez que se obtuvieron las condiciones estacionarias durante el periodo de aclimatación, la experimentación se llevó a cabo en un biorreactor de membrana sumergida (sMBR) escala laboratorio (Figura 3.4) con un volumen de operación de 30 L, donde un módulo de membrana de láminas planas se sumergió directamente en el tanque. La membrana utilizada fue de polietersulfona con un tamaño de poro de  $0.22 \mu\text{m}$  y una superficie de  $0.258 \text{ m}^2$  (Figura 3.5). La filtración a través de la membrana se llevó a cabo mediante una bomba volumétrica, creando una depresión entre el módulo y la bomba. La presión transmembrana (PTM) se monitoreo mediante un manómetro negativo localizado en el sitio del permeado para indicar la evolución de la saturación de la membrana. Además, se proporcionó aireación en la parte inferior del reactor, donde el oxígeno disuelto se mantuvo siempre por encima de  $4 \text{ mg de O}_2/\text{L}$ . Las temperaturas en el reactor se mantuvieron en el rango de  $15 - 25^\circ\text{C}$ , con un pH que varió entre 7 y 7.8. El sMBR fue operado con un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 5 días y un tiempo de retención de lodo (TRS) de 40 días. Se utilizó agua residual sintética de composición similar a la descargada por la industria de la harina de pescado detallada en la Tabla 3.2.

Los estudios con el reactor de membrana sumergida se dividieron en cinco etapas y las condiciones de operación de cada etapa se muestran en la Tabla 3.4.

**Tabla 3.4** Condiciones de operación en el reactor sMBR.

<b>Etapas</b>	<b>Tiempo (d)</b>	<b>COV (gDQO/Ld)</b>	<b>CVN (gN/Ld)</b>	<b>Sal (g/L)</b>	<b>DQO/N</b>
I	80-96	1.33	0.089	12	15
II	97-124	2	0.133	12	15
III	125-180	1.33	0.089	12	15
IV	181-240	0.8	0.053	12	15
V	241-280	1	0.067	12	15



**Figura 3.4** Diagrama esquemático del biorreactor de membrana sumergida (sMBR).



**Figura 3.5** Módulo de membrana de placas planas.

### 3.3.3 Actividad bacteriana por respirometría

La respirometría es una técnica que permite el estudio simple y rápido de las cinéticas biológicas mediante la evolución de la velocidad de consumo de oxígeno (OUR por sus siglas en inglés) de los microorganismos. La actividad del cultivo bacteriano puede ser cuantificada a través de sus necesidades respiratorias aerobias, a condiciones endógenas (después de 24 horas de aireación), ya sea sin la adición de sustrato exógeno, o mediante un sustrato introducido en el medio.

Para medir la actividad respirométrica de los microorganismos autótrofos y heterótrofos, una muestra de los lodos aerobios del reactor, se introdujo en una botella serológica cerrada de 250 mL, después el sistema se puso en agitación con la ayuda de un agitador magnético. Cuando la aireación se detiene, no es posible el intercambio de gases con el aire exterior y dado que las especies llevan cabo la respiración, la concentración de oxígeno disuelto en la botella serológica disminuye con el tiempo. La actividad respirométrica se determinó siguiendo la evolución de la concentración de oxígeno disuelto en el tiempo (Anexo A), mediante un sensor OD (WTW 340i) conectado a una computadora que permitió los cálculos de la velocidad de consumo de oxígeno de los microorganismos (Figura 3.6).

La actividad de los microorganismos autótrofos y heterótrofos se estudiaron mediante el uso de soluciones de sustrato e inhibidor específico para cada población según el procedimiento descrito por Wang *et al.* (2005) y Lahdhiri *et al.* (2015).

- Primero se monitoreó el oxígeno disuelto de la muestra de lodo tomado directamente del reactor, para determinar la velocidad de respiración de todas las bacterias (autótrofos + heterótrofos) bajo las condiciones dentro del reactor.
- Posteriormente se monitoreó el oxígeno disuelto de una muestra del lodo después de 24 horas de aireación sin ninguna entrada de sustrato externo (se supone que el sustrato residual presente en el reactor se ha consumido totalmente). Esta medida permitió determinar la respiración endógena de todas las bacterias.
- Después mediante el seguimiento del oxígeno disuelto de una muestra de lodo en aireación durante 24 horas sin sustrato externo, pero con una inyección de inhibidores

específicos, para poder diferenciar la actividad respirométrica de las diferentes poblaciones bacterianas:

1. La adición de una solución de alitiourea (ATU) de 6.25 g/L, que es un inhibidor de las bacterias *nitrosomonas* autótrofas, permitió determinar la respiración endógena de las bacterias heterótrofas y las bacterias *nitrobacter* ( $OUR_{ATU}$ ). Una vez que la velocidad de consumo de oxígeno fue constante, se inyectó una solución de  $NaClO_3$  de 266.25 g/L como inhibidor de las bacterias ( $OUR_{NaClO_3}$ ). Cuando la velocidad de consumo de oxígeno se hizo constante, una solución de acetato de sodio trihidratado de 5.32 g/L se inyectó como fuente de carbono orgánico ( $OUR_{DQO}$ ). Por lo tanto, se calculó la actividad de bacterias heterotróficas y autótroficas como sigue:

$$OUR_{nitrosomonas\ endógenas} = OUR_{endógena} - OUR_{ATU} \quad (3.3)$$

$$OUR_{nitrobacter\ endógenas} = OUR_{ATU} - OUR_{NaClO_3} \quad (3.4)$$

$$OUR_{heterótrofa\ end} = OUR_{endógena} - OUR_{nitrobacter} - OUR_{nitrosomonas} \quad (3.5)$$

$$OUR_{heterótrofas\ exógenas} = OUR_{DQO} - OUR_{endógenas} \quad (3.6)$$

2. A la muestra de lodo del reactor se añadió la solución de  $NaClO_3$  de 266.25 g/L y después se inyectó la solución de cloruro de amonio durante 2 min, como fuente de  $NH_4^+$  para las bacterias *nitrosomonas* ( $OUR_{NH_4}$ ).

$$OUR_{nitrosomonas\ exógenas} = OUR_{NH_4} - OUR_{endógena} \quad (3.7)$$

3. Finalmente, a otra muestra de lodo se agregó una solución de  $NaNO_2$  de 11.62 g/L, como fuente de  $NO_2^-$  para las bacterias *nitrobacter* ( $OUR_{NO_2}$ ).

$$OUR_{nitrobacter\ exógenas} = OUR_{NO_2} - OUR_{endógena} \quad (3.8)$$





**Figura 3.6** Dispositivo experimental para la técnica de respirometría.

### 3.3.4 Permeabilidad de la membrana

Los datos de la diferencia de presión a través del módulo de membrana se registraron cada 2 segundos mediante un control automatizado de presión, y luego se almacenaron en una tarjeta de adquisición en el sistema CA Pyro-control 650. La presión transmembrana se calculó de la siguiente manera:

$$PTM = [P_{retenido} - P_{permeado}] \quad (3.9)$$

Si la resistencia de flujo total superó un valor superior (de 30 a 35 kPa), la filtración se detuvo para regenerar las membranas. Durante esta etapa de regeneración, la fuente dominante de saturación de la membrana puede identificarse mediante una metodología de lavado específica descrita a continuación.

### 3.3.5 Limpieza de la membrana

La limpieza de la membrana se llevó a cabo una vez que la presión transmembrana alcanzó 35 kPa en el experimento. Valor considerado crítico para evitar la compresión de los depósitos y dificultad de regeneración de la permeabilidad de la membrana con este tipo de efluentes (Sridang *et al.*, 2008).

La resistencia hidráulica total se calculó mediante la ley de Darcy (3.10), por lo tanto, fue necesario medir, la presión transmembrana y el flujo de permeado de agua pura del módulo de membrana, antes y después de cada paso de limpieza.

$$\frac{PTM}{J_P} = \mu \times R_{total} \quad (3.10)$$

Donde,  $J_P$  es el flujo de permeado ( $m^3/m^2 \cdot s$ ), PTM es la presión transmembrana (Pa),  $\mu$  es la viscosidad del permeado a la temperatura de filtración ( $Pa \cdot s$ ) y  $R_{total}$  es la resistencia total a la filtración.

Además, la resistencia de la membrana saturada  $R_{total}$  se consideró como la suma de la resistencia hidráulica inicial de la membrana  $R_{membrana}$ , la resistencia debida al depósito de la torta  $R_{torta}$ , la resistencia debida a la formación de biopelícula  $R_{biopelícula}$  y la resistencia debida a la adsorción de moléculas en la superficie de la membrana y en la pared interna del poro  $R_{adsorción}$  (Thongmak *et al.*, 2015).

$$R_{total} = R_{membrana} + R_{torta} + R_{biopelícula} + R_{adsorción} \quad (3.11)$$

Durante el experimento, el módulo de membrana saturada se extrajo del reactor y se sustituyó por un módulo de membrana limpio. El procedimiento de limpieza de las membranas se llevó a cabo practicando tres etapas sucesivas como sigue:

- El módulo de membrana saturada se enjuagó con agua destilada para eliminar los compuestos unidos a la superficie de la membrana. Después, se filtró agua destilada en la membrana para calcular su resistencia después del enjuague,  $R_{enjuague}$ .

- Posteriormente, se llevó a cabo el lavado a contracorriente con agua destilada durante 2 horas, para eliminar cualquier compuesto que bloquee mecánicamente los poros. A continuación, se filtró agua destilada en la membrana para calcular su resistencia después del lavado  $R_{retrolavado}$ .
- Finalmente se llevó a cabo la limpieza química. En este paso, se realizó un baño del módulo de membrana con una solución alcalina para eliminar fracciones orgánicas, seguido de un enjuague con agua destilada, después se efectuó un baño con una solución ácida para disolver las fracciones minerales y también su enjuague con agua. Por último, el baño de la membrana se realizó con una solución de hipoclorito de sodio para eliminar los residuos biológicos. Las características de las soluciones de lavado se muestran en la Tabla 3.5. Con estos datos, se obtuvo la resistencia química de la membrana. Si la limpieza química era suficiente, la resistencia final de la membrana  $R_{química}$  debería ser igual a la resistencia intrínseca a la membrana  $R_{membrana}$ .

Las resistencias hidráulicas específicas debidas a cada origen de la saturación pueden expresarse y calcularse por las siguientes ecuaciones:

$$R_{torta} = R_{total} - R_{enjuague} \quad (3.12)$$

$$R_{biopelícula} = R_{enjuague} - R_{retrolavado} \quad (3.13)$$

$$R_{adsorción} = R_{retrolavado} - R_{química} \quad (3.14)$$

**Tabla 3.5.** Protocolo de limpieza del módulo de membrana

Pasos de lavado	Concentración	Tiempo
Enjuague con agua	--	--
Retrolavado con agua destilada	--	2 h
Baño en solución de hidróxido de sodio	4 g/L	2 h
Baño en solución de ácido cítrico	22 g/L	2 h
Baño en solución de hipoclorito de sodio	0.2 g/L	2 h

### 3.4 Métodos analíticos

#### 3.4.1 Demanda química de oxígeno (DQO) por reflujo cerrado

Se entiende por demanda química de oxígeno (DQO), la cantidad de materia orgánica e inorgánica en un cuerpo de agua susceptible de ser oxidada por un oxidante fuerte (dicromato de potasio). Bajo tales condiciones se oxida toda la materia oxidable presente en la muestra, incluso aquella que los microorganismos no son capaces de degradar.

- *Técnica de la oxidación de dicromato*

La demanda química de oxígeno de las muestras en lote se determinó mediante la técnica de digestión en reflujo cerrado (APHA, 1995). La técnica se basa en que el ion dicromato oxida la materia orgánica presente, lo cual resulta en el cambio de estado del cromo de  $\text{Cr}^{6+}$  a  $\text{Cr}^{3+}$ . El ion crómico formado absorbe fuertemente a una longitud de onda de 620 nm. Se tomaron muestras de agua residual a diferentes tiempos, se filtraron y se realizaron diluciones, después, se tomaron 2 mL de muestra diluida y se les adicionó 1 mL de solución digestora de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  con sulfato de mercurio y 2 mL de ácido sulfúrico con sulfato de plata, posteriormente se homogenizaron en un agitador durante 1 minuto y se digirieron en una parrilla de calentamiento a 150 °C durante 2 horas. Se cuantificó la concentración DQO en un espectrofotómetro UV visible a 620 nm mediante el uso de la curva estándar de glucosa (Anexo B).

- *Técnica directa*

Las muestras de la entrada y salida del reactor se tomaron cada tercer día y se filtraron para la determinación de DQO. Se usaron tubos de ensayo (HC246053) para probar la concentración de DQO. Este método igualmente se basa en una reacción de oxidación por dicromato de potasio ( $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ) en ácido sulfúrico y también se digiere a 150 ° C durante dos horas. La DQO equivalente a la cantidad de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  consumida por la oxidación de compuestos orgánicos se lee directamente en el espectrofotómetro HACH DR 3900, donde previamente se grabó la curva de calibración.

### 3.4.2 Demanda química de oxígeno (DQO) por reflujo abierto

Para la determinación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) del agua residual de la industria de la harina de pescado se utilizó la técnica de Reflujo Abierto. Se colocaron en un matraz de destilación de 500 mL, 20 mL de muestra de agua residual diluida, 0.4 g de sulfato de mercurio ( $\text{HgSO}_4$ ) y perlas de vidrio para controlar la ebullición. A continuación, se añadieron 10 mL de dicromato de potasio ( $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ) 0.2514 N y 25 mL de la solución de ácido sulfúrico-sulfato de plata ( $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{Ag}_2\text{SO}_4$ ) y se agitó. Para realizar la solución de  $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{Ag}_2\text{SO}_4$  es necesario disolver cristales de sulfato de plata, en ácido sulfúrico concentrado en una relación de 5.5 g de  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$  por cada Kg de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Posteriormente, se conectó el matraz a la columna de destilación, se abrió el flujo de agua refrigerante a contracorriente, se encendió la placa de calentamiento para incrementar la temperatura de la muestra y se dejó destilar durante 2 horas. Paralelamente se realizó un ensayo en blanco utilizando agua destilada.

Una vez transcurridas las 2 horas, se retiró la muestra de la columna de destilación, se dejó enfriar y se le añadieron 100 mL de agua destilada. A 20 mL de muestra se le añadieron unas gotas de rojo de fenantrolina como indicador y se tituló el exceso de dicromato con sulfato ferroso amoniacal ( $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) hasta que el color cambió de verde brillante a rojo.

La DQO se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$DQO = \frac{(A - B) \cdot N \cdot 8000}{V_m} \cdot FD \quad (3.15)$$

Donde:

DQO = Demanda química de oxígeno, mg  $\text{O}_2$ /L

A = Volumen de titulante gastado para el blanco, mL

B = Volumen de titulante gastado para la muestra, mL

N = Normalidad del titulante (0.2793 N)

FD = Factor de dilución de la muestra

$V_m$  = Volumen de muestra, mL.

### 3.4.3 Demanda biológica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>)

La demanda biológica de oxígeno, es una prueba que se utiliza para determinar la cantidad de materia orgánica que puede ser degradada por los microorganismos en un periodo de 5 días a una temperatura de 20 °C.

Para la determinación de la DBO<sub>5</sub> del agua de descarga se utilizaron frascos tipo Wheaton de 300 mL de capacidad. Tanto las diluciones como el blanco se hicieron por duplicado. Se prepararon dos partes de diluciones y de blanco con el fin de medir la diferencia del oxígeno disuelto inicial y final (5 días).

Preparación del agua de dilución: Se introdujo en un garrafón el volumen de agua destilada que se consideró necesario y se agregaron las siguientes soluciones en proporción de 1mL/L: cloruro férrico, cloruro de calcio, sulfato de magnesio y solución amortiguadora de fosfatos. Posteriormente se saturó con oxígeno el agua de dilución agitando un mínimo de 900 veces y se dejó reposar durante 15 minutos.

Preparación de diluciones: Se introdujo en cada frasco el volumen de muestra seleccionado y se aforó con el agua de dilución. Se tapó el frasco con un tapón esmerilado, se retiró el exceso y se agitó para homogeneizar. Una parte de las diluciones se sometieron a la determinación de oxígeno disuelto a los 15 minutos (oxígeno disuelto inicial) mientras que las diluciones de la segunda parte se incubaron a 20°C y se determinó el oxígeno disuelto a los 5 días (oxígeno disuelto final).

Determinación del oxígeno disuelto: Para calcular el oxígeno disuelto inicial y final se añadieron los siguientes reactivos a cada frasco:

- 2 mL de sulfato manganeso (se tapó el frasco y se agitó).
- 2 mL de azida-yoduro alcalino (sal utilizada para generar el gas nitrógeno), obteniendo un precipitado color café que indica la presencia de oxígeno disuelto. Se tapó, se agitó y se dejó reposar cada frasco durante 15 minutos hasta que el precipitado sedimentó.
- 2 mL de ácido sulfúrico concentrado para fijar el oxígeno y se agitó hasta disolver el precipitado.

Finalmente se pusieron 100 mL de cada frasco Wheaton en un Erlenmeyer y se añadió 1 mL de almidón como indicador, obteniéndose un color azul oscuro. Por último, se tituló cada disolución con una solución estándar de tiosulfato de sodio 0.025 N hasta obtener un color blanco y se registró el volumen utilizado. La preparación de los reactivos utilizados en la técnica se encuentra en el Anexo G.

La  $DBO_5$  se obtiene a partir de las siguientes expresiones:

$$V_{RT} = \frac{V_T \cdot (V_F - V_R)}{V_F} \quad (3.16)$$

$$F = \frac{N \cdot 8 \cdot 1000}{V_{RT}} \quad (3.17)$$

$$DBO_5 = \frac{((OD_I - OD_F) - (OD_{B_I} - OD_{B_F})) \cdot F \cdot FD}{\% M} \quad (3.18)$$

Donde:

$OD_I$  = Oxígeno disuelto inicial, mL de tiosulfato de sodio a los 15 minutos

$OD_F$  = Oxígeno disuelto final, mL de tiosulfato de sodio a los 5 días

$OD_{B_I}$  = Oxígeno disuelto del blanco inicial, mL de tiosulfato de sodio a los 15 minutos

$OD_{B_F}$  = Oxígeno disuelto del blanco final, mL de tiosulfato de sodio a los 5 días

$\% M$  = Porcentaje de muestra, se obtiene dividiendo los mL de muestra entre 300

$FD$  = Factor de dilución

$F$  = Factor constante

$V_{RT}$  = Volumen real titulado, mL

$V_T$  = Volumen titulado, mL

$V_F$  = Volumen del frasco Wheaton, mL

$V_R$ = Volumen total de reactivos usados para fijar el oxígeno disuelto, mL.

$N$ = Normalidad del titulante (0.025N)

### 3.4.4 Sólidos suspendidos

Se determinaron los SST (Sólidos en suspensión totales), SSF (Sólidos en suspensión fijos) y SSV (Sólidos en suspensión volátiles) contenidos en las aguas residuales de la industria pesquera y los sólidos contenidos en el reactor de membranas. La prueba se realizó por duplicado tomando como valor final la media de cada uno de los valores obtenidos.

La determinación de los sólidos se realizó según los métodos estándares (APHA/SM 2540). Se lavaron dos crisoles y se calentaron en la mufla a 550 °C durante media hora, posteriormente se pasaron al desecador durante 15 minutos y se pesaron, tomándose este peso como 'peso del crisol'. A continuación, se agregaron 10 mL de agua residual en cada uno de los crisoles calentándose en una placa de calentamiento hasta eliminar el agua. Este último paso debe realizarse con especial cuidado ya que una temperatura muy alta puede hacer que el líquido entre en ebullición pudiendo dar lugar a una pérdida de muestra. Una vez que los crisoles han evaporado el agua se introdujeron en el horno a 100°C durante 4 horas, se pasaron al desecador 15 minutos y se pesaron, tomándose este peso como 'peso seco a 100 °C'. Por último, se colocan los crisoles en la mufla a 550°C durante treinta minutos, posteriormente se pasaron al desecador durante 15 minutos y se pesaron, tomándose esta pesada como 'peso seco a 550 °C'. Una vez obtenidos los tres pesos se determinan los sólidos en suspensión totales, fijos y volátiles mediante las siguientes ecuaciones:

$$SST = \frac{\text{Peso seco a } 100\text{ }^{\circ}\text{C} - \text{Peso del crisol}}{\text{Volumen de muestra}} \quad (3.19)$$

$$SSF = \frac{\text{Peso ceniza a } 550\text{ }^{\circ}\text{C} - \text{Peso del crisol}}{\text{Volumen de muestra}} \quad (3.20)$$

$$SSV = SST - SSF \quad (3.21)$$



Donde:

SST = sólidos suspendidos totales, g/L

SSF = sólidos suspendidos fijos, g/L

SSV = sólidos suspendidos volátiles, g/L

### **3.4.5 Sólidos disueltos, concentración de sal y conductividad eléctrica.**

Para la determinación de los sólidos disueltos totales, concentración de sal y conductividad eléctrica se utilizó el equipo *HACH sension 5*.

### **3.4.6 Grasas y aceites**

La determinación de las grasas y aceites de las aguas de descarga se realizó por el método de extracción Soxhlet según la norma NMX-AA-005, el cual consiste en la adsorción de las grasas y los aceites en tierras diatomeas. En esta determinación no se mide una sustancia específica sino un grupo de sustancias con unas mismas características fisicoquímicas (solubilidad). La determinación incluye ácidos grasos, jabones, grasas, ceras, hidrocarburos, aceites lubricantes y cualquier otra sustancia miscible de ser extraído con hexano.

El procedimiento fue el siguiente: se colocó un sistema para filtración a vacío con un matraz Kitazato y un embudo Büchner al cual se le puso un papel filtro y se agregó 100 mL de la suspensión de tierras diatomeas, posteriormente se encendió la bomba para hacer vacío y se lavó con agua destilada y después se filtraron 500 mL aproximadamente del agua de descarga (o hasta que se tapen los poros del filtro).

Con ayuda de unas pinzas se transfirió el material filtrante a un cartucho de extracción de celulosa y se dejó secar en un horno a 103 °C-105 °C durante 30 minutos. Transcurrido este período se adicionó hexano al matraz de extracción previamente puesto a masa constante y se colocó el cartucho en el equipo de extracción Soxhlet.

Se prendió la parrilla de calentamiento y una vez en ebullición el vapor llega al condensador de reflujo, produciéndose la caída del condensado sobre el recipiente que contiene el cartucho con

la muestra en su interior. El nivel aumenta con la caída del condensado hasta que se cubre el cartucho, momento en que se llega al nivel de bajada del sifón y se produce el reflujó, devolviendo el disolvente con el material extraído al matraz. El tope del sifón está por encima del cartucho para asegurar que todas las veces el material a extraer quede sumergido en el disolvente. Este proceso se repitió hasta que la muestra se agotó.

Una vez terminada la extracción se evaporó el disolvente y el matraz se colocó en el desecador hasta que alcance la temperatura ambiente. Se pesó el matraz con el residuo que ha quedado y por diferencia de masa medir las grasas y aceites recuperables.

El valor de las grasas se determinó con la siguiente expresión:

$$G = \frac{(A - B)}{V} \quad (3.22)$$

Donde:

G = grasas de la muestra, mg/L

A = peso final del matraz de extracción, mg

B = peso inicial del matraz de extracción, mg

V = volumen de la muestra, L.

### 3.4.7 Nitrógeno amoniacal

El nitrógeno amoniacal se llevó a cabo con la técnica Micro Kjeldahl en base a la norma mexicana NMX-AA-026, la metodología seguida consistió en introducir 50 mL de una dilución con un FD de 40 de agua de descarga en un matraz de 100 mL tipo Micro Kjeldahl y 3 mL de solución amortiguadora de boratos y ajustar el pH a 9.5 con NaOH 6 M si es necesario. Posteriormente se coloca el matraz en el equipo digestor micro Kjeldahl y calentar hasta evaporar aproximadamente 30 mL, en ese momento inmediatamente iniciar la destilación. Tanto las muestras como el blanco deben realizarse por duplicado.

Para llevar a cabo la destilación, la muestra se introduce en el destilador Micro Kjeldahl para destilar el  $\text{NH}_3$  presente, el cual es condensado y recibido en un vaso de precipitado con 10 mL de disolución de ácido bórico con dos gotas con fenolftaleína como indicador sumergiendo la punta del condensador por debajo de la superficie del líquido. La destilación se considera finalizada cuando el contenido del vaso de precipitados pasa de color rojo a amarillo.

Por último, se deja reposar la disolución contenida en el vaso de precipitado 5 minutos y se titula con ácido sulfúrico 0.03 M hasta que se produzca el viraje de amarillo a rojo, registrando el volumen gastado.

El nitrógeno amoniacal se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$N_{\text{amoniacal}} = \left( \frac{(V_A - V_B) \cdot c(\text{H}_2\text{SO}_4) \cdot A_T(\text{N}) \cdot 1000}{V_M} \right) \cdot FD \quad (3.23)$$

Donde:

$N_{\text{amoniacal}}$  = concentración de masa de nitrógeno amoniacal, mg/L

$V_A$  = Volumen de ácido sulfúrico gastados en la titulación de la muestra, mL

$V_B$  = Volumen de ácido sulfúrico gastados en el blanco, mL

$c(\text{H}_2\text{SO}_4)$  = concentración del ácido sulfúrico, 0.0315 mol/L

$A_T(\text{N})$  = masa atómica del nitrógeno, 14.00674 g/mol

FD = Factor de dilución, 40

$V_M$  = Volumen de muestra, mL

### 3.4.8 Nitrógeno orgánico

El nitrógeno orgánico se determinó en base a la norma mexicana NMX-AA-026 y consistió en colocar en un matraz de 100 mL tipo Micro Kjeldahl, 50 mL de la muestra de agua de descarga y 10 mL del reactivo de digestión. A continuación, se calentó el matraz en el digestor micro Kjeldahl hasta que la muestra se volvió transparente y se observó la formación de humos blancos, aumentar el calentamiento al máximo y seguir la digestión por 30 minutos más hasta tener 30 mL aproximadamente en el matraz. La descomposición del nitrógeno orgánico en la muestra se logra mediante la solución ácida, dando lugar a una disolución de sulfato de amonio.

Después, se dejó enfriar el matraz y se transfirió la muestra al equipo de destilación micro Kjeldahl, se añadieron 10 mL de la disolución de hidróxido-tiosulfato de sodio con la finalidad de convertir el amonio en amoníaco. Se prende el equipo para dar inicio a la destilación y el condensado fue recibido en un vaso de precipitado con 10 mL de disolución de ácido bórico con dos gotas con fenolftaleína como indicador sumergiendo la punta del condensador por debajo de la superficie del líquido. La destilación se considera finalizada cuando el contenido del vaso de precipitados pasa de color rojo a amarillo.

Por último, se deja reposar la disolución contenida en el vaso de precipitado 5 minutos y se titula con ácido sulfúrico 0.03 M hasta que se produzca el viraje de amarillo a rojo, registrando el volumen gastado.

El nitrógeno orgánico se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$N_{orgánico} = \left( \frac{(V_C - V_B) \cdot c(H_2SO_4) \cdot A_T(N) \cdot 1000}{V_M} \right) \cdot FD \quad (3.24)$$

Donde:

$N_{orgánico}$  = concentración de masa de nitrógeno orgánico, mg/L

$V_C$  = Volumen de ácido sulfúrico gastados en la titulación de la muestra, mL

$V_B$  = Volumen de ácido sulfúrico gastados en el blanco, mL

$c(\text{H}_2\text{SO}_4)$  = concentración del ácido sulfúrico, 0.0315 mol/L

$A_T(\text{N})$  = masa atómica del nitrógeno, 14.00674 g/mol

FD = Factor de dilución, 40

$V_M$  = Volumen de muestra, mL

Los reactivos utilizados en las técnicas de nitrógeno amoniacal y orgánico se muestran en el Anexo H.

### 3.4.9 Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK)

Para determinar el nitrógeno total se procede a sumar el nitrógeno amoniacal y el nitrógeno orgánico:

$$N_{NTK} = N_{amoniacal} + N_{orgánico} \quad (3.25)$$

Donde:

$N_{NTK}$  = concentración de masa de nitrógeno total Kjeldahl, mg/L

$N_{amoniacal}$  = concentración de masa de nitrógeno amoniacal, mg/L

$N_{orgánico}$  = concentración de masa de nitrógeno orgánico, mg/L

### 3.4.10 Amonio

- *Electrodo ion específico*

La concentración de amonio contenida en las muestras del estudio en lote se llevó a cabo por un electrodo ion específico Cole-Parmer K-27504-00 de amonio. El electrodo consiste en un cuerpo interno que contiene la solución de llenado (NaCl 0.1 M) que se encuentra en contacto con una membrana organófila gelificada con un intercambiador de iones de  $\text{NH}_4^+$ . Cuando la membrana se pone en contacto con una solución con iones de  $\text{NH}_4^+$  libres se desarrolla un potencial de electrodo a través de la membrana. Se utilizó una curva estándar de cloruro de amonio contra el potencial de electrodo en mVe (Anexo C).

El procedimiento consistió en preparar una dilución 1:25 de la muestra en un matraz de 50 mL, posteriormente se transfirió a un vaso de precipitado con un agitador magnético y se agregó 1 mL de NaCl 5 M conocida como solución ISA (solución ajustadora de la fuerza iónica), con la finalidad de obtener una fuerza iónica de 0.12 M, el vaso fue colocado sobre una placa magnética y se encendió la agitación a una velocidad moderada, a continuación se lavó y secó el electrodo para introducirlo en la muestra, se dejó dentro de la solución hasta que el conductímetro marcaba *ready* y se registró el dato obtenido.

- *Método del salicilato*

La cuantificación del amonio en el reactor se llevó a cabo mediante el método del salicilato que consiste en combinar el amonio con el cloro para formar monocloramina, la cual reacciona con el salicilato para formar 5-aminosalicilato que es oxidado en la presencia del catalizador nitroprusiato de sodio para formar un compuesto de color azul, que es enmascarado por el color amarillo del reactivo en exceso presente para formar una solución final de color verde.

Para la determinación de esta prueba se utilizaron tubos LCK 303, donde se agregó la muestra previamente filtrada (Whatman glass microfiber filters, GF/C) y se analizó directamente la concentración de nitrógeno de amonio en el espectrofotómetro HACH DR 3900, donde previamente se grabó la curva de calibración.

### **3.4.11 Nitrato**

- *Electrodo ion específico*

La concentración de nitrato contenida en las muestras de los estudios en lote fue determinada mediante el electrodo ion específico Cole-Parmer K-27504-22 de nitrato. El electrodo consiste en un cuerpo interno que contiene la solución de llenado ((NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.1 M) que se encuentra en contacto con una membrana organófila gelificada con un intercambiador de iones de NO<sub>3</sub><sup>-</sup>. Cuando la membrana se pone en contacto con una solución con iones de NO<sub>3</sub><sup>-</sup> libres se desarrolla un potencial de electrodo a través de la membrana. Se utilizó una curva estándar de nitrato de sodio contra el potencial de electrodo en mVe (Anexo D).

El procedimiento es el mismo que para el electrodo ion específico de amonio descrito en el apartado 3.4.11, cambiando la solución ISA de NaCl 5 M por  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  2 M y para eliminar la interferencia del nitrito se añadieron 300 g/100 mL de ácido sulfámico.

- *Método de reducción de cadmio*

El método utilizado para medir nitrato en las muestras del reactor es el de reducción de cadmio que consiste en la reducción del nitrato a nitrito por el cadmio metálico. El nitrito reacciona en medio ácido con el ácido sulfanílico para formar una sal intermedia de diazonio que se acopla al ácido gantístico para formar un producto color ámbar.

Para la determinación de esta técnica se utilizaron tubos LCK 340, donde se agregó la muestra previamente filtrada (Whatman glass microfiber filters, GF/C) y se analizó directamente la concentración de nitrógeno de nitrato en el espectrofotómetro HACH DR 3900, donde previamente se grabó la curva de calibración.

### **3.4.12 Nitrito**

- *Método del sulfato ferroso*

Para la determinación de los nitritos se utilizó el kit Nitri-Ver de bajo rango Hach, basado en el método del sulfato ferroso, con el principio de reducir el nitrito a óxido nitroso en medio ácido. Los iones ferrosos se combinan con el óxido nitroso para formar un complejo de color marrón verdoso en proporción directa con el nitrito presente.

La técnica consistió en adicionar 10 mL de agua destilada para el blanco o muestra diluida, se les agregó un sobre de reactivo y posteriormente se mezclaron lentamente y se dejaron en reposo por 10 minutos. La concentración de  $\text{NO}_2^-$  se determinó en un colorímetro Hach DR 890 a 500 nm y se cuantificó con el uso de la curva estándar de nitrito de sodio anhídrido.

- *Método directo*

Para la determinación de esta técnica se utilizaron tubos LCK 342, donde se agregó la muestra previamente filtrada (Whatman glass microfiber filters, GF/C) y se analizó directamente la concentración de nitrógeno de nitrito en el espectrofotómetro HACH DR 3900, donde previamente se grabó la curva de calibración.

### **3.4.13 Potencial de hidrogeno (pH)**

El pH de las muestras se midió mediante un potenciómetro Orion 266s (Termo Electron Corporation) con un electrodo HI 1230B. Para la calibración del equipo se utilizaron soluciones reguladoras de pH.



### 3.5 Parámetros operacionales del reactor

Los parámetros que se utilizaron para la operación del reactor sMBR son los siguientes:

#### 3.5.1 Tiempo de residencia hidráulica

Se fijó el tiempo en el cual la biomasa está en contacto con el agua residual (TRH) y a partir de éste se calculó el flujo de alimentación.

$$TRH = \frac{V}{F} [=] d \quad (3.26)$$

Donde:

V= Volumen de operación del reactor, L

F= Flujo de alimentación, L/d

#### 3.5.2 Tiempo de retención de sólidos

El tiempo de retención de sólidos, también llamado edad del lodo, es la relación entre la cantidad total de sólidos que se encuentran en el sistema dividido entre la cantidad de sólidos que salen del sistema por una unidad de tiempo (días).

$$TRS = \frac{(SSV_R)(V)}{(SSV_E)(F_P)} [=] d \quad (3.27)$$

Donde:

SSV<sub>R</sub>= sólidos suspendidos volátiles en el reactor, g/L

V= Volumen de operación del reactor, L

SSV<sub>E</sub>= Sólidos suspendidos volátiles en la purga, g/L

F<sub>P</sub>= Flujo de purga, L/d

### 3.5.3 Carga orgánica volumétrica

La carga orgánica volumétrica (COV) se estimó de la concentración de DQO en la alimentación dividida por el TRH.

$$COV = \frac{DQO_{In}}{TRH} [=] \frac{gDQO}{L \cdot d} \quad (3.28)$$

Donde:

$DQO_{In}$ = Demanda química de oxígeno en el influente, gDQO/L

TRH= Tiempo de residencia hidráulica, d

### 3.5.4 Carga volumétrica de nitrógeno

La carga volumétrica de nitrógeno (CVN) se calculó de la concentración de nitrógeno proveniente de la fuente de amonio alimentado en el reactor, dividida por el TRH.

$$CVN = \frac{N - NH_{4In}}{TRH} [=] \frac{gN}{L \cdot d} \quad (3.29)$$

Donde:

$N - NH_{4In}$ = Nitrógeno de la fuente de amonio en la alimentación, gN/L

TRH= Tiempo de residencia hidráulica, d

### 3.5.5 Remoción de materia orgánica

La eficiencia de remoción de materia carbonada se calculó a partir del sustrato consumido (DQO) y se expresó como porcentaje:

$$\text{Eficiencia de remoción de DQO (\%)} = \frac{DQO_{In} - DQO_E}{DQO_{In}} \cdot 100 \quad (3.30)$$

Donde:

$DQO_{In}$  = Demanda química de oxígeno en el influente, g/L

$DQO_E$  = Demanda química de oxígeno en el permeado, g/L

### 3.5.6 Remoción de nitrógeno

La eficiencia de remoción de nitrógeno incluye, tanto el amonio consumido, como el nitrato y nitrito producido en el reactor, ya que otros posibles intermediarios de la fuente de nitrógeno (NO y  $N_2O$ ) no están incluidos porque se supone que reaccionan rápidamente y no pueden ser detectados (Misiti *et al.*, 2011). Por lo tanto, la eficiencia de eliminación de nitrógeno se evaluó utilizando la siguiente ecuación:

$$\text{Eficiencia de remoción de nitrógeno (\%)} = \frac{NH_4^+_{In} - (NH_4^+_E + NO_3^-_E + NO_2^-_E)}{NH_4^+_{In}} \cdot 100 \quad (3.31)$$

Donde:

$N - NH_4^+_{In}$  = Concentración de nitrógeno de amonio en el influente, g/L

$N - NH_4^+_E$  = Concentración de nitrógeno de amonio en el permeado, g/L

$N - NO_3^-_E$  = Concentración de nitrógeno de nitrato en el permeado, g/L

$N - NO_2^-_E$  = Concentración de nitrógeno de nitrito en el permeado, g/L

## CAPÍTULO 4

### RESULTADOS Y DISCUSIÓN

#### 4.1 Caracterización de las aguas residuales de la industria de harina de pescado

En la Tabla 4.1 se presentan los resultados obtenidos en la caracterización fisicoquímica de las aguas residuales provenientes de la industria pesquera PESCAHARINA (PEGUSA) ubicada en el puerto de Guaymas, Sonora.

Las aguas residuales de las industrias del procesamiento de harina de pescado, se caracterizan por la presencia de materia orgánica de fácil degradación a excepción de los aceites y grasas. En este caso, la relación  $DBO_5/DQO$  fue de 0.31, lo que indica que este tipo de aguas es de fácil biodegradación, puesto que una relación menor de 0.3 indica la presencia de compuestos tóxicos por lo que se requerirían microorganismos adaptados para su tratamiento (Crites y Tchobanoglous, 2000).

Otro parámetro a destacar, es el contenido de sales, las cuales se relacionan directamente con el valor de la conductividad eléctrica observada de  $13.38 \pm 3.98$  mS/cm, el cual no es considerado un valor desfavorable para el tratamiento biológico, pero se requieren microorganismos adaptados a estas concentraciones de sal. Cuando se presenta un alto contenido de sal en el agua residual ( $>30$  g/L), se incrementa la presión osmótica y provoca la lisis celular (Prescott et al., 1999), por lo tanto, para el tratamiento biológico de este tipo de efluentes se requieren microorganismos que sean tolerantes a altas concentraciones salinas.

En cuanto al pH, se sabe que en sí mismo no es un contaminante, pero es importante como un parámetro de caracterización, ya que puede revelar la contaminación o indicar la necesidad de su corrección antes del tratamiento biológico de las aguas residuales. Los efluentes de las plantas de procesamiento de pescado por lo general presentan un pH entre 6 y 7 (Najafpour et

*al.*, 2006). Este valor es generalmente debido a la descomposición de la materia proteínica y la emisión de compuestos de amonio (FAO, 1996). Por lo que el pH obtenido en la caracterización de las aguas residuales de la industria harinera, se encuentra dentro del rango de este tipo de efluentes.

**Tabla 4.1** Características fisicoquímicas de las aguas residuales de la industria de la harina de pescado.

<b>Parámetro</b>	<b>Concentración (g/L)</b>
<b>DQO</b>	92.2 ± 10.5
<b>DBO<sub>5</sub></b>	28.7 ± 2.1
<b>Conductividad (mS/cm)</b>	13.38 ± 3.98
<b>SDT</b>	11.52 ± 4.71
<b>Salinidad (%)</b>	0.122 ± 0.052
<b>Grasas y aceites</b>	23.72 ± 13.99
<b>pH</b>	6.06 ± 0.06
<b>N-NH<sub>4</sub></b>	0.552 ± 0.194
<b>N-Org</b>	8.633 ± 1.540
<b>SSF</b>	13.5 ± 3.5
<b>SSV</b>	53.0 ± 10.0
<b>SST</b>	67.0 ± 14.0
<b>DQO/N</b>	15.0 ± 4.3

Comparando los resultados obtenidos en esta caracterización con los reportados por otros autores (Tabla 4.2), se observa que los datos de la concentración de DQO concuerdan con los de Balslev-Olesen *et al.*, (1990). Sin embargo, los sólidos totales y grasas aquí determinados, están muy por encima de los valores de otros autores. La diferencia entre estos valores se debe a que la composición de los efluentes pesqueros puede variar dependiendo de la especie de pescado, época de captura, estado fisiológico, condiciones de almacenamiento y del manejo operacional de la planta (Castillo *et al.*, 1987; Del Valle y Aguilera, 1991).

**Tabla 4.2** Características del agua residual de la industria pesquera.

Efluente	pH	DBO5 (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	Grasas y Aceites (mg/L)	NTK (mg/L)	Referencias
Enlatado de pescado	6.4	1733	3320	5985	1002	207	Prasertan <i>et al.</i> , 1994
Enlatado de pescado	3.8	78,000	90,000	10,000	4000	3000	Balsev-Olesen <i>et al.</i> , 1990
Procesamiento de pescado	5.8	11,874	46,955	6259	2822	456	Prasertan <i>et al.</i> , 1994
Salado de pescado	-	2300	5400	6000	-	257	NovaTec. 1994
Lavado de pescado	6.4	21,400	34,723	6100	-	-	Achour <i>et al.</i> , 2000

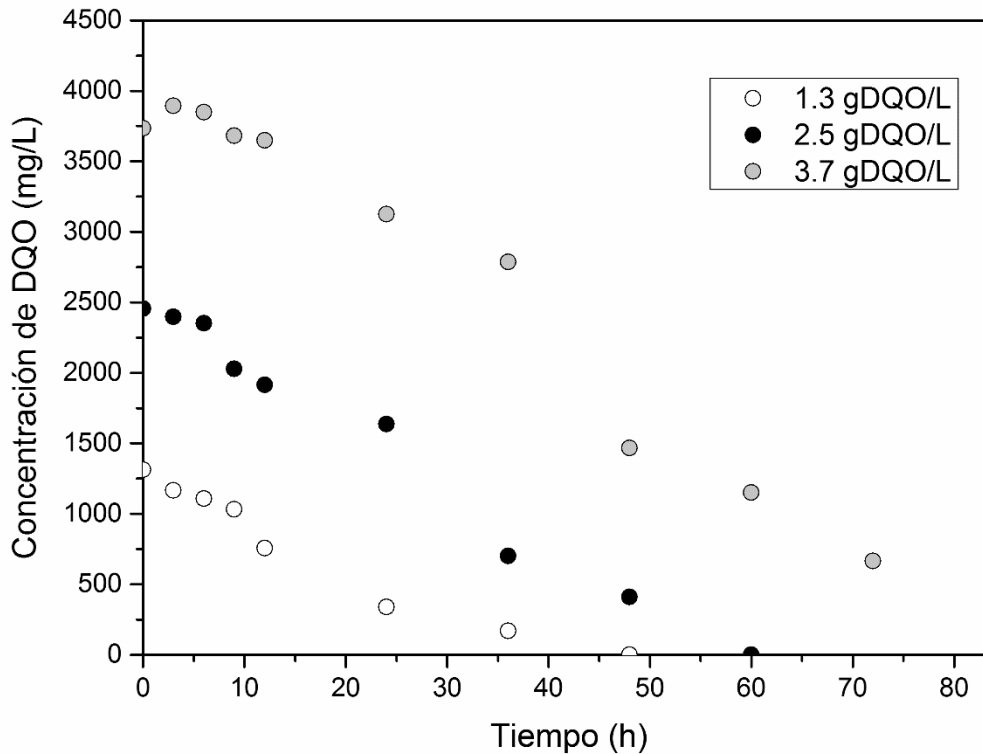
## 4.2 Estudios en lote con aguas residuales reales

### 4.2.1 Actividad de degradación específica

La actividad de degradación específica (ADE) de la biomasa aerobia, se evaluó a diferentes concentraciones de DQO de las aguas residuales. En la Figura 4.1 se muestra el comportamiento de la biodegradabilidad de la materia orgánica contenida en las aguas residuales de la industria de harina de pescado, durante un periodo de 84 horas. Donde se observa que a bajas concentraciones de DQO, se llevó a cabo una rápida degradación de la materia orgánica, la cual se consumió en su totalidad en un tiempo de 40 horas. Mientras que, a mayores concentraciones de DQO, se requirió mayor tiempo para degradar la materia orgánica (50 a 84 horas).

En la concentración de 6.5 gDQO/L, la cual representa el 14 % del residuo industrial contenido en la muestra, no se observó una degradación evidente (datos no mostrados), lo cual pudo deberse a un fenómeno de inhibición causado por los componentes del efluente, como el contenido de sólidos, grasas o sales.

Al respecto, Chowdhury *et al.*, (2010) concluyeron que la alta salinidad de las aguas residuales inhibe fuertemente el tratamiento biológico aerobio de estos efluentes, mostrando un efecto negativo sobre el tratamiento aerobio si las concentraciones de cloruro son por encima de 5000 a 8000 mg/L. Cuando el proceso de tratamiento biológico convencional no funciona con altas concentraciones salinas, se debe considerar el uso de bacterias halofílicas (Oren *et al.*, 1992). A pesar de este hecho, un buen rendimiento de sistema de lodos activados ha sido reportado por otros autores, como Azad *et al.*, (2001) y Aloui *et al.*, (2009), quienes demostraron que la aclimatación condiciones de los microorganismos a altas concentraciones de sal es eficiente para el tratamiento de aguas residuales salinas. Por lo tanto, una etapa de aclimatación de la biomasa a las sales del agua residual debe ser considerada para los estudios en continuo.



**Figura 4.1** Consumo de materia orgánica durante el experimento en lote.

A partir de los perfiles de consumo de materia orgánica de la figura anterior, se determinaron las actividades de degradación específica de la materia orgánica, las cuales se calcularon con las pendientes para cada concentración de agua residual probada, empleando la ecuación 4.1. En la Figura 4.2 se muestra que, al aumentar la concentración de materia orgánica, la ADE también aumenta, hasta llegar a un máximo en las concentraciones de 2.5 y 3.7 gDQO/L. Para determinar la constante de saturación  $K_s$  y la ADE máxima se empleó el modelo de Monod (Ecuación 4.1) donde se utilizó la herramienta de cálculo *Solver* en Excel para el ajuste del modelo a los datos experimentales. De acuerdo al modelo de Monod se obtuvo una  $K_s$  de 1.04 gDQO/L y una  $ADE_{max}$  de 3.26 gDQO/gSSV·d, con un coeficiente de correlación de 0.998.

$$ADE = ADE_{max} \frac{S}{K_s + S} [=] \frac{gDQO}{gSSV \cdot d} \quad (4.1)$$



Dónde:

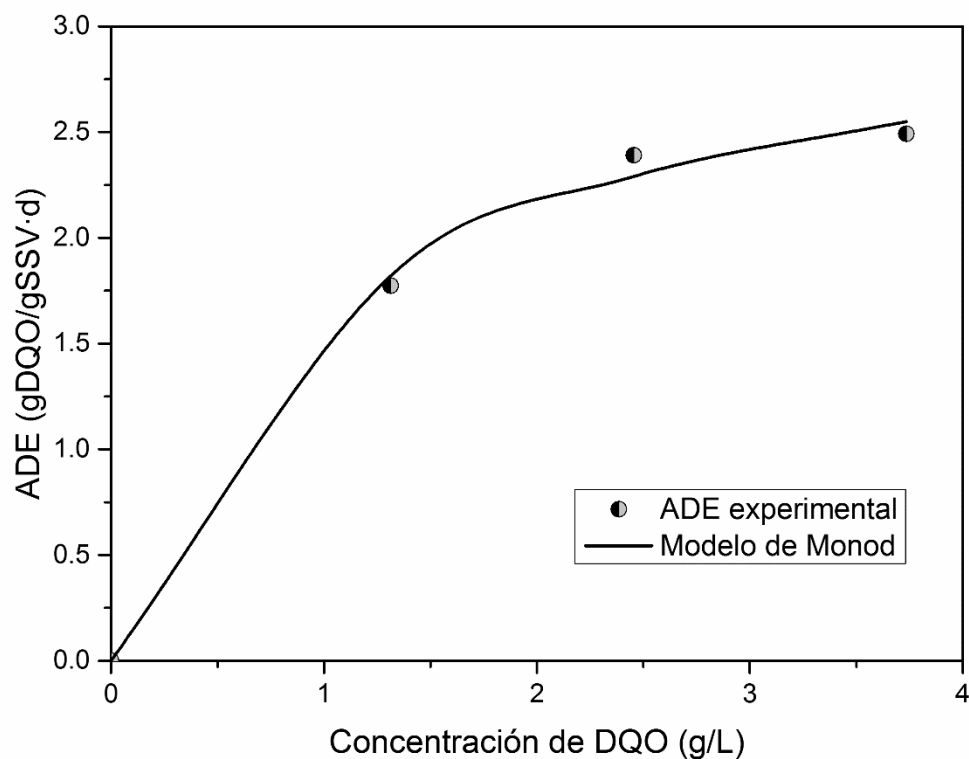
$ADE_{max}$  = Es la actividad de degradación específica máxima, gDQO/gSSV·d

ADE= Es la actividad de degradación específica, gDQO/gSSV·d

$K_s$ = Constante de afinidad, g/L

S= Sustrato, g/L

Los resultados obtenidos indican que la biomasa utilizada en esta prueba presenta una mayor actividad de degradación de la materia orgánica en presencia de sal, en comparación a la reportada por Amin *et al.*, (2014), quienes mencionan que la actividad de degradación máxima para un consorcio adaptado a concentraciones salinas fue de 2.894 gDQO/gSSV·d.



**Figura 4.2** Actividad de degradación específica de la materia orgánica.

### 4.2.2 Actividad nitrificante específica

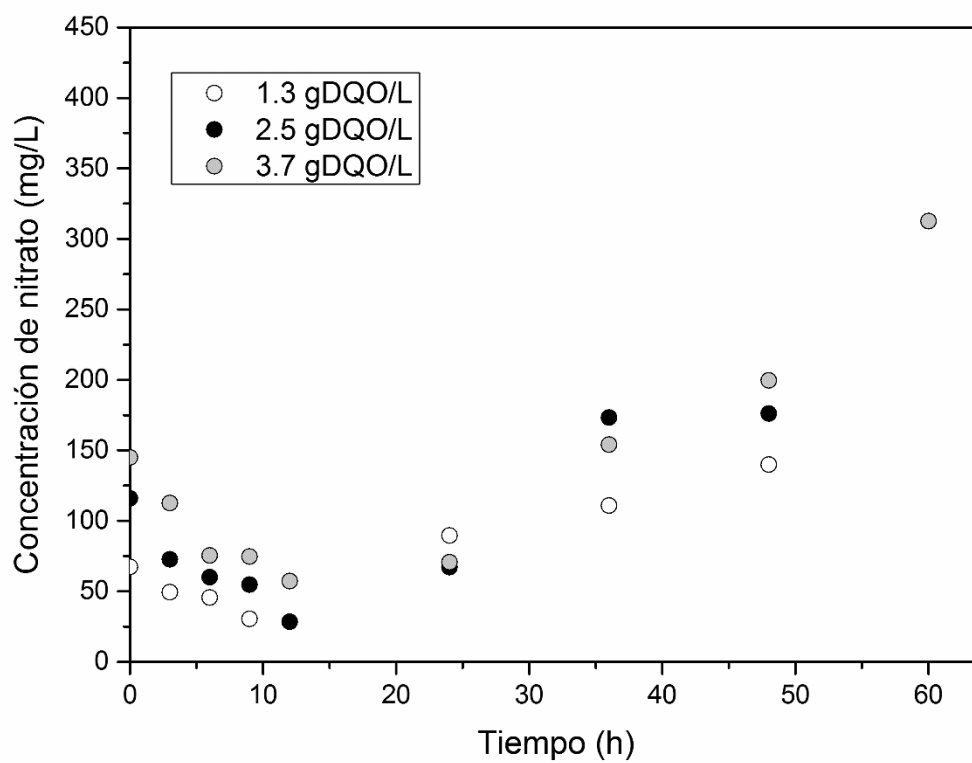
Simultáneamente al consumo de materia orgánica, se determinó la cantidad de nitrato contenida en los estudios en lote, con el objetivo de conocer la capacidad de producción de nitrato de la biomasa. Respecto al comportamiento del ion nitrato durante la cinética, se presentaron dos etapas (Figura 4.3), en la primera etapa, correspondiente a las primeras 15 horas del estudio en lote, se observó que los nitratos presentes en cada una de las muestras se consumieron en un 54, 81 y 60 %, para las concentraciones de 1.3, 2.5 y 3.7 gDQO/L de agua residual respectivamente y posiblemente fueron asimilados para la producción de biomasa de acuerdo a la Ecuación 4.2, ya que durante este mismo periodo de tiempo se registró un aumento en la concentración de SSV (Figura 4.4). Las velocidades de crecimiento específicas se muestran en la Tabla 4.3.



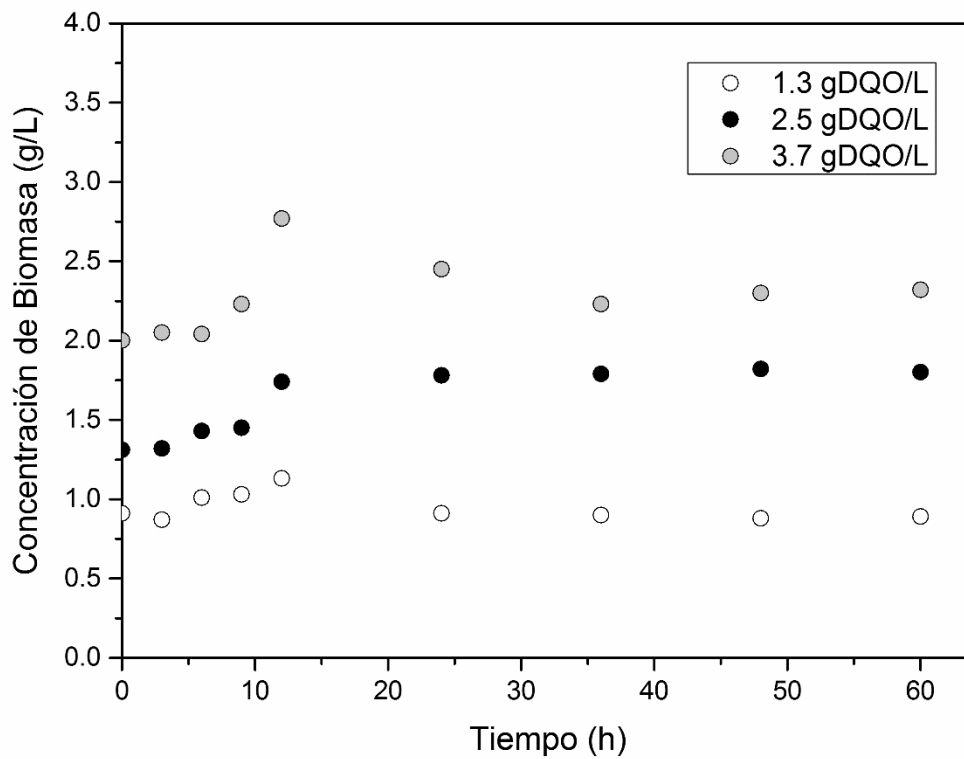
**Tabla 4.3** Velocidades de crecimiento específica de los lodos de la Planta de Tratamiento de Agua Residual.

Concentración de agua residual (gDQO/L)	$\mu$ (h <sup>-1</sup> )
1.3	0.005
2.5	0.017
3.7	0.012

En la segunda etapa de los estudios en lote, a partir de las 20 horas, se observó un fenómeno de nitrificación de acuerdo a las ecuaciones de este proceso, logrando producir concentraciones de nitrato de 139, 176 y 408 mgNO<sub>3</sub> para las concentraciones de 1.3, 2.5 y 3.7 gDQO/L de agua residual respectivamente. Durante esta etapa no se observó crecimiento de biomasa y permaneció constante durante el resto del experimento (Figura 4.4).



**Figura 4.3** Comportamiento del ion nitrato en las pruebas en lote.



**Figura 4.4** Evolución de los sólidos suspendidos volátiles en el experimento en lote.

Con base en las tendencias de la producción de nitrato del experimento en lote, se determinaron las actividades nitrificantes específicas ( $\text{gNO}_3^-/\text{gSSV}\cdot\text{d}$ ) para cada una de las concentraciones probadas. En la Figura 4.5 se observa que, al aumentar la concentración de DQO y, por lo tanto, también el contenido de nitrógeno del agua residual, la actividad nitrificante aumenta siguiendo una cinética de primer orden, la cual está descrita por la siguiente ecuación (4.3):

$$r_A = K(S)^n \quad (4.3)$$

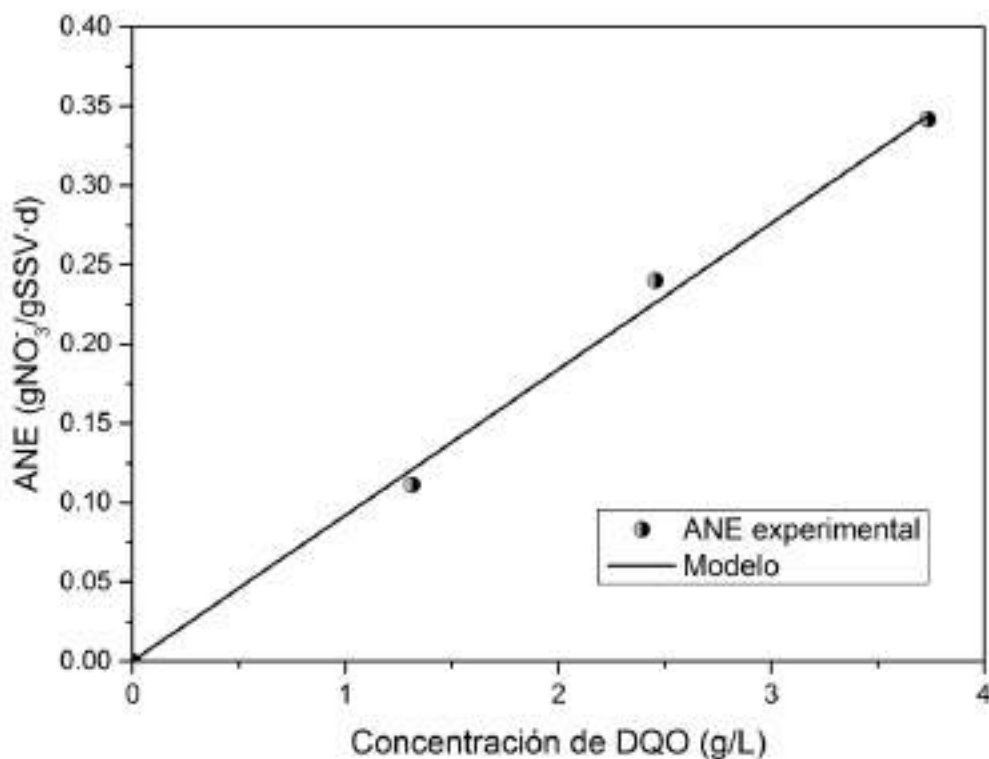
Dónde:

$r_A$ = Es la actividad nitrificante específica,  $\text{gNO}_3^-/\text{gSSV}\cdot\text{d}$

$K$ = Es la constante de reacción,  $\text{d}^{-1}$

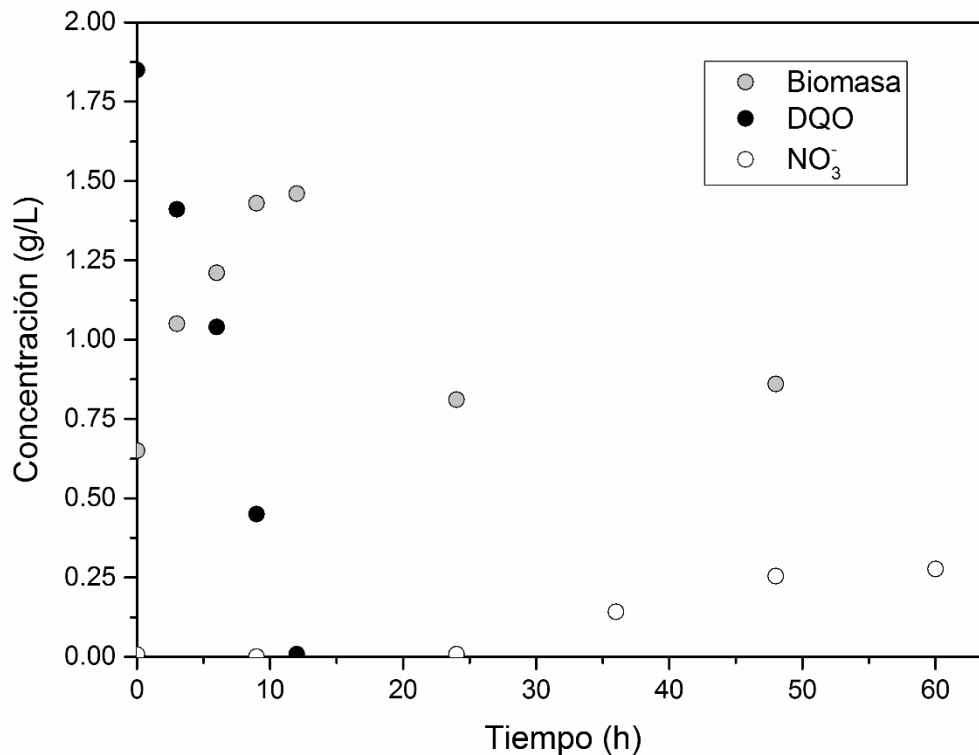
$S$ = Es la concentración del sustrato,  $\text{gDQO/L}$

$N$ = Es el orden de reacción (adimensional). Para cinéticas de primer orden, el valor de  $n$  es igual a la unidad.



**Figura 4.5** Actividad nitrificante específica de los experimentos en lote.

Respecto al comportamiento de la degradación de la glucosa utilizada como control por los lodos activados de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales, se observó la degradación completa de glucosa en 24 horas con un crecimiento de biomasa de 1.5 gSSV/L, una velocidad de crecimiento específica de  $0.102 \text{ h}^{-1}$  y un rendimiento biomasa-sustrato  $Y_{x/s}$  de  $0.72 \text{ gSSV/g}$  de glucosa. Al igual que en los ensayos con agua real se observó la aparición del ion Nitrato a partir de las 36 horas, solo que en este caso la concentración fue menor ( $0.276 \text{ g NO}_3^-/\text{L}$ ), posiblemente debido a que el amonio contenido en el medio mineral se utilizó para la producción de biomasa y quedó una pequeña cantidad para la producción de nitrato (Figura 4.6).



**Figura 4.6** Comportamiento del control en el estudio en lote.

## 4.3 Estudios en continuo

### 4.3.1 Arranque y aclimatación del reactor aerobio

El objetivo de la aclimatación del reactor fue obtener una remoción de DQO y nitrógeno superior al 90 %, con una alimentación similar a las características de las aguas residuales del procesamiento de harina de pescado, es decir, una relación DQO/N de 15 y una concentración de sal de 12 g/L. Para permitir la rápida activación del reactor se operó como un proceso de lodos activados y se dividió en cuatro etapas (Figura 4.7). La primera etapa del reactor se llevó a cabo con el fin de activar la biomasa, en la cual se utilizó una baja carga orgánica volumétrica de 2 gDQO/L·d, una concentración de sal de 1 a 2 g/L y una relación DQO/N de 32, durante 25 días, en donde se observó que los valores de concentración de DQO en el permeado fueron cercanas a 0.01 gDQO/L. Posteriormente la carga de nitrógeno se fue incrementando gradualmente para disminuir la relación DQO/N, para obtener la relación adecuada. En la etapa II, la COV se mantuvo constante en 2 gDQO/L·d, pero la carga de nitrógeno aumentó, por lo que se obtuvo una relación DQO/N de 20 y una concentración de sal de 3 a 5 g/L. En esta etapa se lograron bajas concentraciones de DQO en el permeado, por lo que se incrementó la carga orgánica a 4 gDQO/L·d en la etapa III. A pesar de que se obtuvieron buenos resultados en la remoción de DQO con una relación DQO/N de 15 y con una concentración de sal de 6 a 10 g/L, la carga orgánica volumétrica se tuvo que disminuir a 1.33 gDQO/L·d en la etapa IV (día 54 a 79), debido a los problemas en la remoción de nitrógeno, con el fin de mantener la relación DQO/N de 15 y poder incrementar la concentración de sal a 12 g/L.

En la Figura 4.8, se puede observar la eficiencia de remoción de DQO durante los 79 días de la aclimatación del reactor aerobio. Los resultados muestran que el porcentaje de remoción de DQO fue superior al 95 % en todas las etapas, lo que indica que la eficiencia de remoción de materia orgánica no se ve afectada por el incremento de la concentración de sal y por las fluctuaciones de la COV.

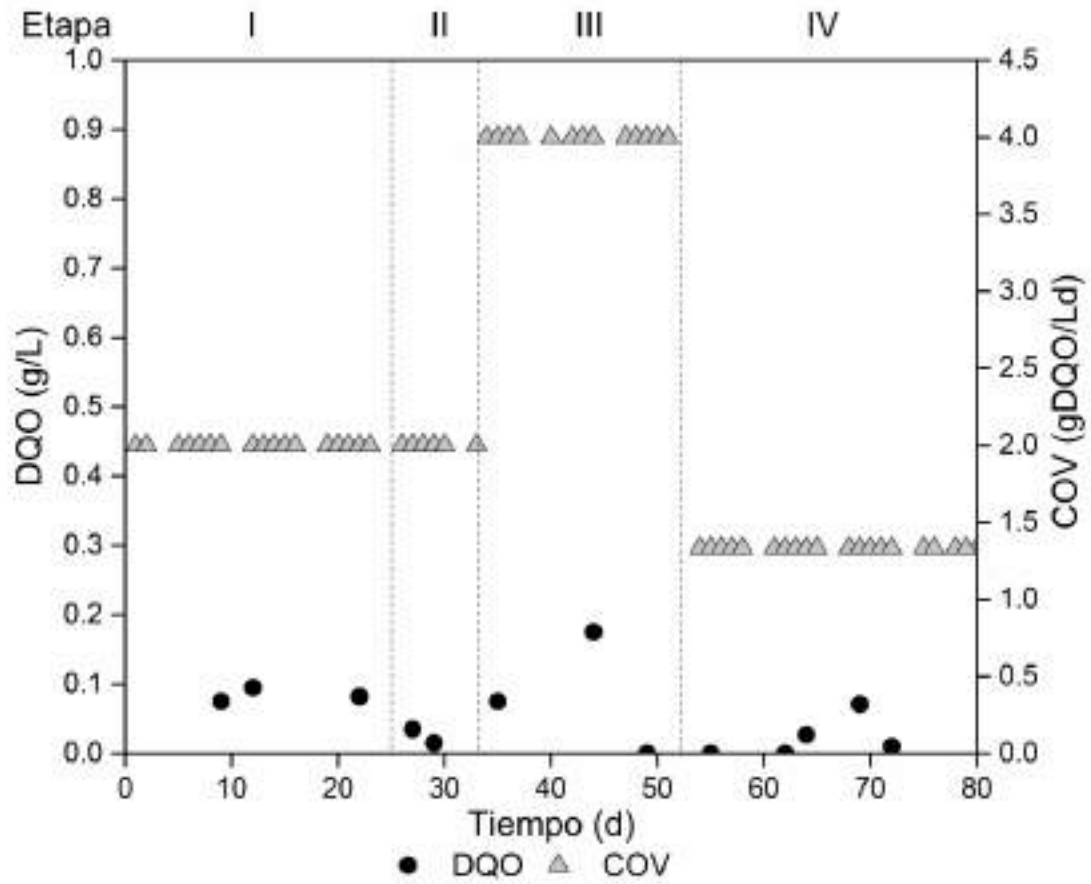
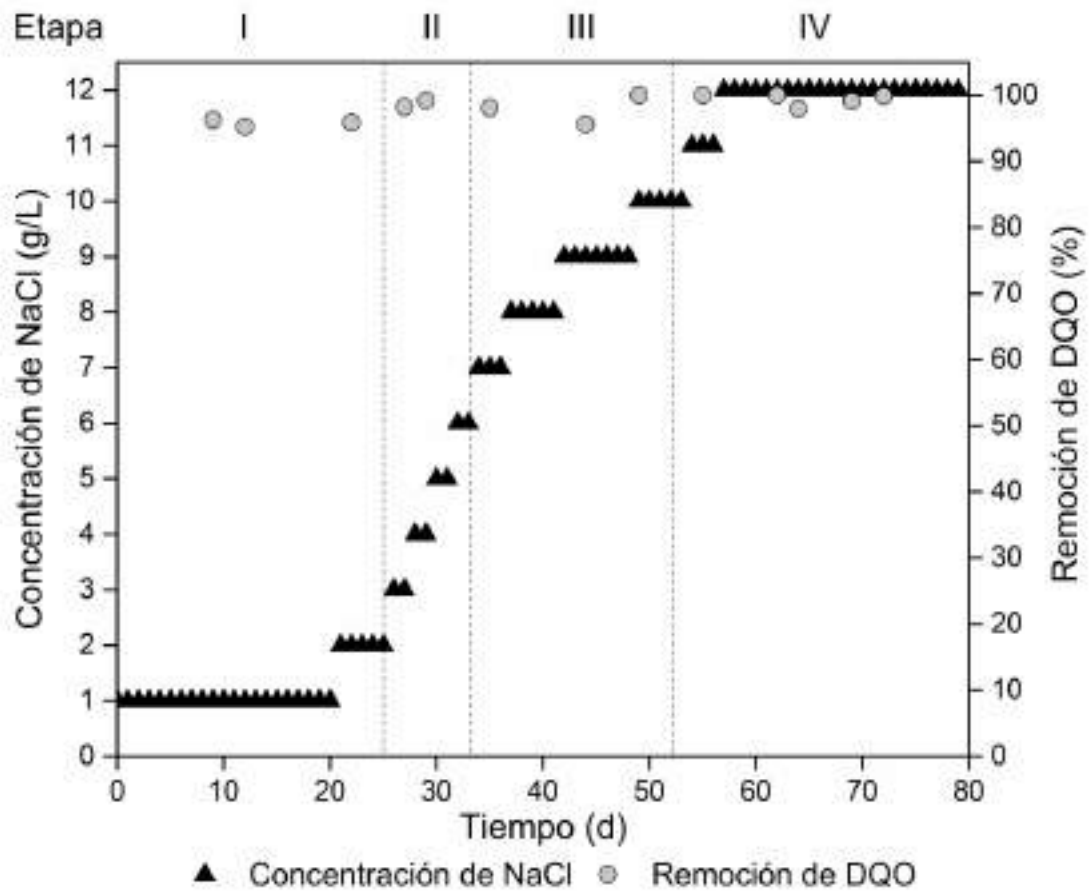


Figura 4.7 Determinación de DQO en el efluente del reactor aerobio.

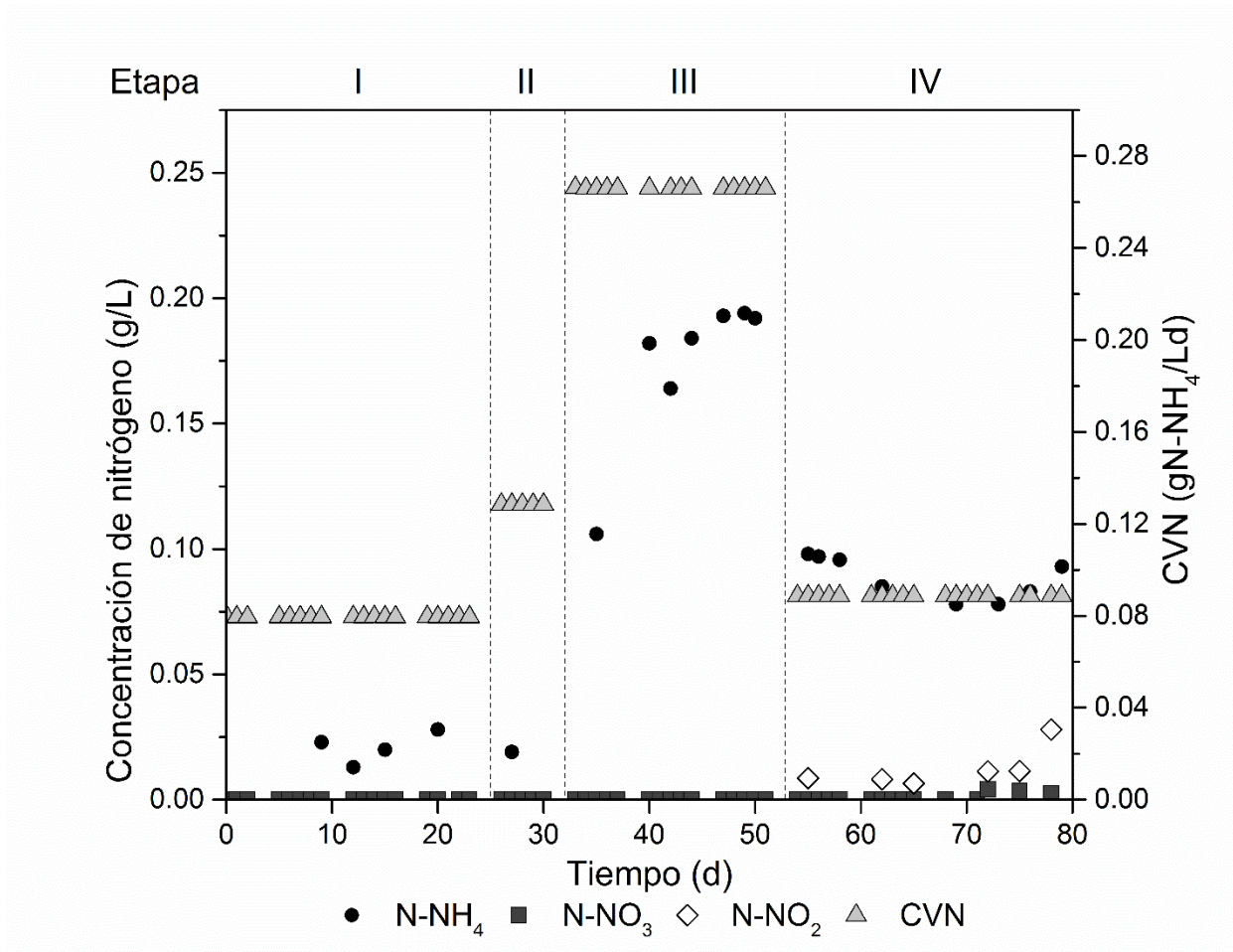




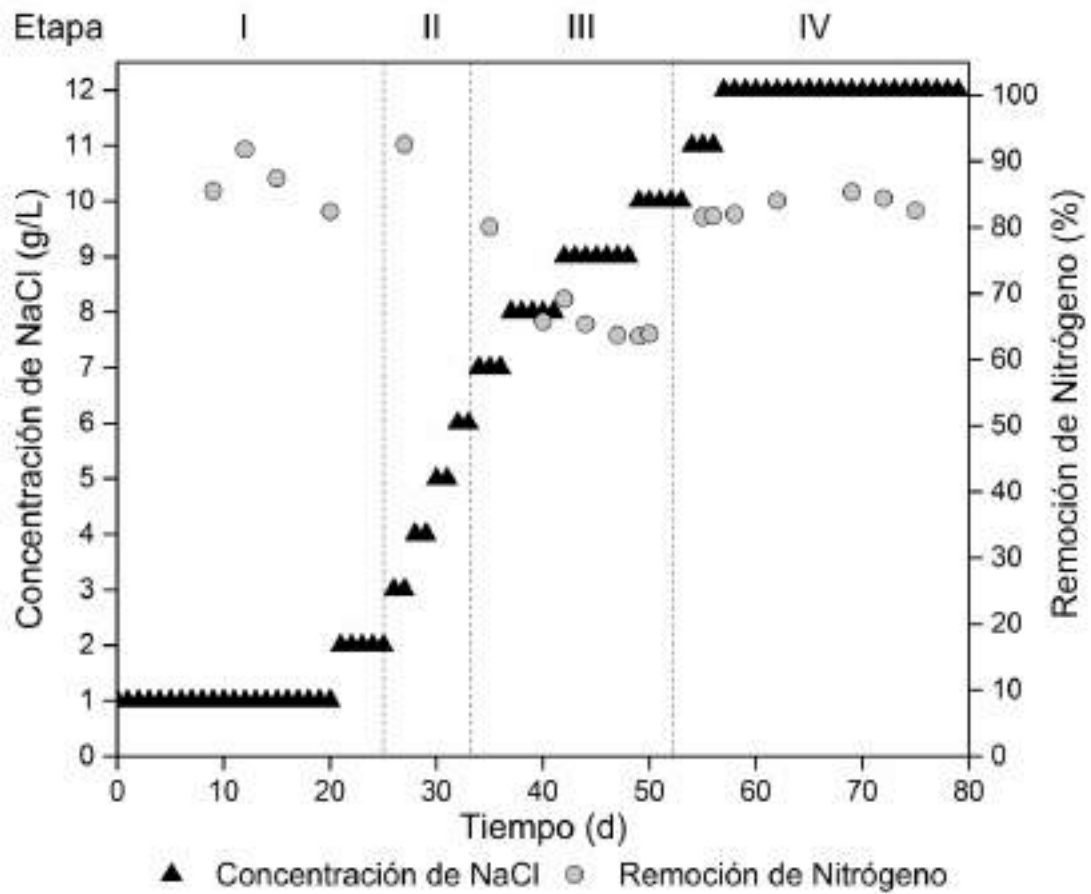
**Figura 4.8** Eficiencia de remoción de DQO en el reactor con diferentes concentraciones de sal.

La Figura 4.9, muestra los compuestos de nitrógeno a diferentes velocidades de carga de nitrógeno (CVN) en el reactor de lodos activados. Durante los primeros 25 días de operación del reactor, con una CVN de 0.080 gN-NH<sub>4</sub>/L·d y una relación DQO/N de 32, los valores de la concentración de amonio en el permeado fueron menores de 0.025 gN/L, por lo que en la segunda etapa se incrementó la carga volumétrica de nitrógeno a 0.129 gN-NH<sub>4</sub>/L·d, para reducir la relación DQO/N a 20, en la cual se obtuvo un 99 % de remoción de este contaminante. En la etapa III (del día 34 al 53) se incrementó nuevamente la carga a 0.266 gN-NH<sub>4</sub>/L·d, sin embargo, los valores de la concentración de amonio en el permeado aumentaron a 0.20 gN/L, por lo tanto, la CVN se redujo a 0.086 gN-NH<sub>4</sub>/L·d manteniendo la relación DQO/N en 15. En este período, se obtuvo nuevamente una baja concentración de amonio y un ligero incremento de la concentración de nitrito en el efluente. También se puede observar que la concentración de nitrato y nitrito en los 79 días de aclimatación fueron insignificantes, probablemente porque la remoción de nitrógeno fue llevada a cabo por los microorganismos para su asimilación y no por el proceso de nitrificación.

En la Figura 4.10, se puede observar la eficiencia de remoción de nitrógeno con diferentes concentraciones de sal, durante los 79 días de la aclimatación del reactor aerobio. Los resultados muestran que el porcentaje de remoción de nitrógeno fue superior al 90 % en las dos primeras etapas (de 1 a 5 g/L de sal), sin embargo, en la etapa III, la remoción fue del 65 %, para volver a incrementar la eficiencia al 99 % en la etapa IV, cuando la CVN fue la menor en el experimento y con 12 g/L de sal. Estos resultados indican que la eficiencia de remoción de nitrógeno no se ve afectada por el incremento de la concentración de sal, pero sí por las variaciones en la carga volumétrica de nitrógeno.

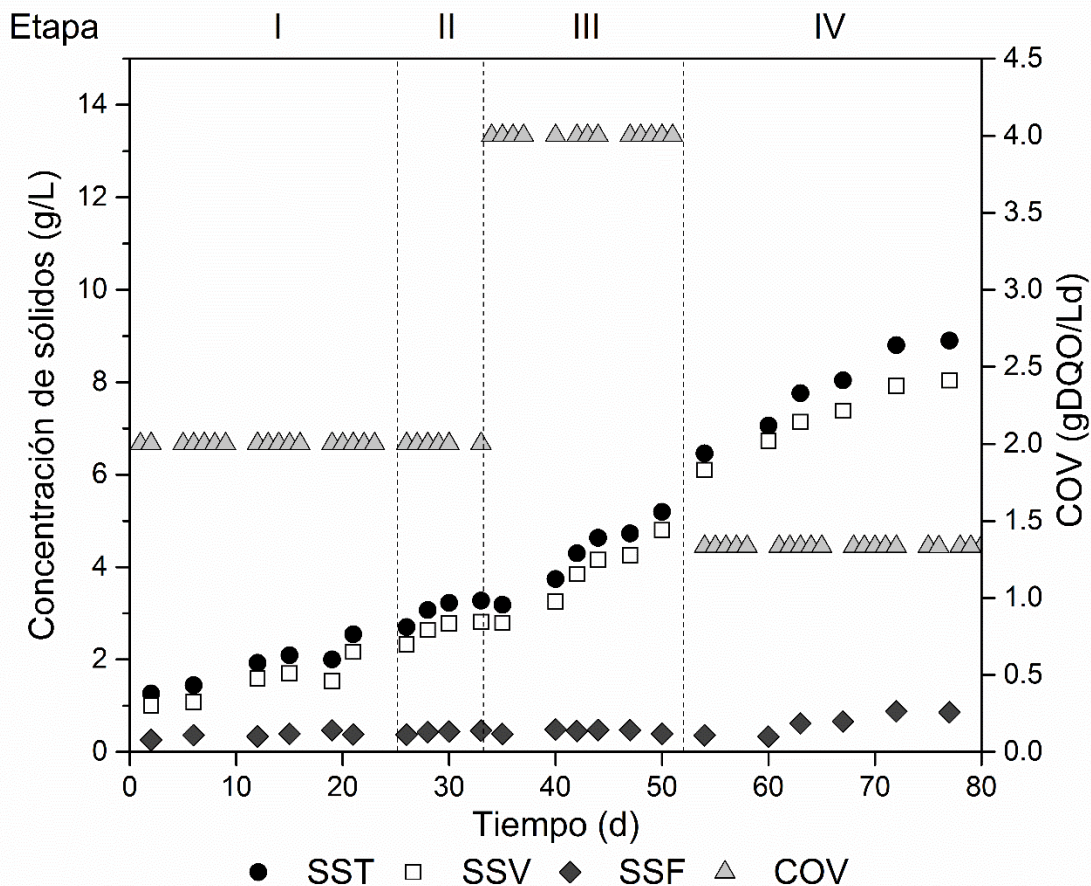


**Figura 4.9** Concentración de nitrógeno del efluente a diferentes cargas volumétricas de nitrógeno.



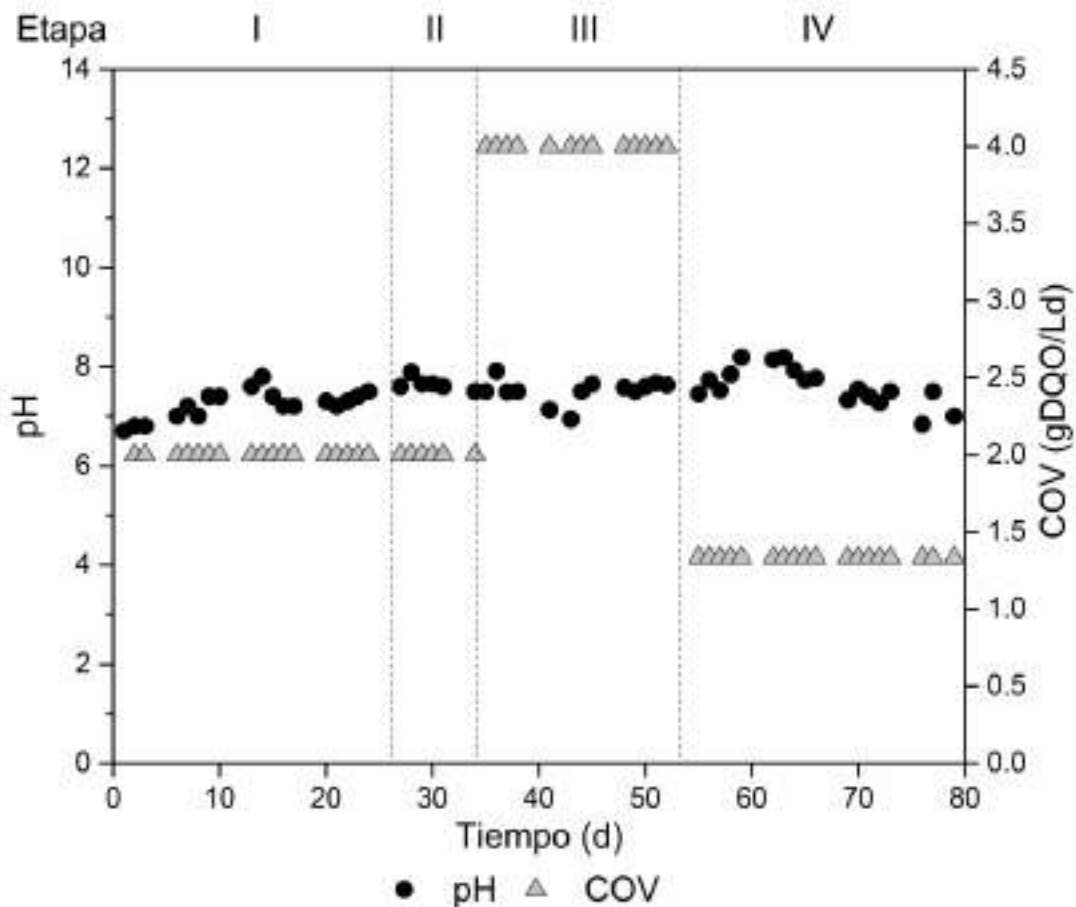
**Figura 4.10** Eficiencia de remoción de nitrógeno en el reactor con diferentes concentraciones de sal.

En la Figura 4.11 se muestra la evolución de los sólidos suspendidos fijos, volátiles y totales a lo largo la aclimatación del reactor. En esta gráfica se puede observar un incremento progresivo de las concentraciones de SST y SSV, alcanzando niveles cerca de los 12.4 g/L y 11 g/L respectivamente, cuando la COV tuvo un aumento de 2 gDQO/L·d a 4 gDQO/L·d. Este incremento de la biomasa está vinculado a la conversión de la fuente de carbono para el crecimiento y reproducción de microorganismos heterótrofos. Además, se puede observar que la concentración de sólidos aumentó al reducir la carga a 1.33 gDQO/L·d, debido a que, además del crecimiento de microorganismos heterótrofos, también se llevó a cabo una asimilación de nitrógeno para la producción de biomasa, y a que el tiempo de residencia de sólidos se mantuvo constante en 40 días, por lo que probablemente se produjeron más microorganismos que los que se extraían del reactor.



**Figura 4.11** Determinación de sólidos en las 4 etapas de aclimatación del reactor aerobio.

Durante estas cuatro etapas, también se monitoreó el pH del efluente, ya que la operación eficiente de un reactor aerobio implica el control de una adecuada capacidad buffer del sistema, que asegure el mantenimiento del pH en un rango óptimo para el desarrollo del consorcio microbiano. La determinación del pH proporciona información del comportamiento del reactor (Martínez-Hernández, 2003). En los 79 días de operación del reactor de lodos activados, el pH del efluente se mantuvo en  $7.36 \pm 0.5$  (Figura 4.12). Se han reportado diferentes valores de pH óptimo para el proceso de nitrificación; no obstante, se observa una tendencia marcada a que según disminuye el pH, la razón de nitrificación también disminuye (Shammas, 1986). Lo anterior se puede demostrar en la etapa III de la aclimatación, pues ocurrió un ligero descenso en el pH y también en la remoción de nitrógeno.

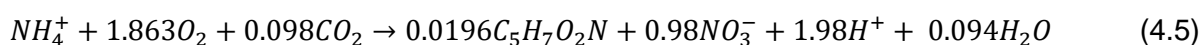
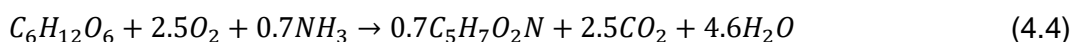


**Figura 4.12** Monitoreo del pH durante el arranque y aclimatación del reactor aerobio.

### 4.3.3 Crecimiento de la biomasa en el reactor de membranas

La experimentación con el reactor de membranas sumergidas inició del día 80 al día 280, una vez obtenidas las condiciones estacionarias en el periodo de aclimatación. La Figura 4.13, muestra la evolución de la concentración de SST, SSV y SSF, a diferentes cargas orgánicas volumétricas durante el experimento, manteniendo constante las principales características de las aguas residuales de la industria de harina de pescado, como la relación DQO/N de 15 y 12 g/L de concentración de sal.

En la gráfica se puede observar un incremento progresivo de las concentraciones de SST y SSV, alcanzando niveles cerca de los 12.4 g/L y 11 g/L respectivamente, cuando la COV tuvo un aumento de 1.33 gDQO/L·d a 2 gDQO/L·d. Este incremento de la biomasa está vinculado a la conversión de la fuente de carbono para el crecimiento y reproducción de microorganismos heterótrofos, según la reacción (4.4). Además, se puede observar que cuando se redujo la carga en la etapa III, la concentración de sólidos se mantuvo constante y lo mismo ocurrió al volver a reducir la carga a 0.8 gDQO/L·d, debido a que, además del crecimiento de microorganismos heterótrofos, también se llevó a cabo una asimilación de nitrógeno para la producción de biomasa autótrofa, de acuerdo a la reacción (4.5). Después, ocurrió una ligera disminución de los sólidos, cuando la carga orgánica volumétrica fue reducida (Etapa V), obteniendo concentraciones de 11 gSST/L y 10 gSSV/L al día 280.



Garzón-Zúñiga *et al.* (2005), estudiaron el mecanismo de eliminación de nitrógeno de un medio orgánico, y concluyeron que 0.036 y 0.02 gramos de nitrógeno es asimilado para producir biomasa heterótrofa y nitrificante, respectivamente. Comprobando que, en los procesos aerobios, tanto la materia orgánica como la nitrogenada, se asimilan para la producción de biomasa.



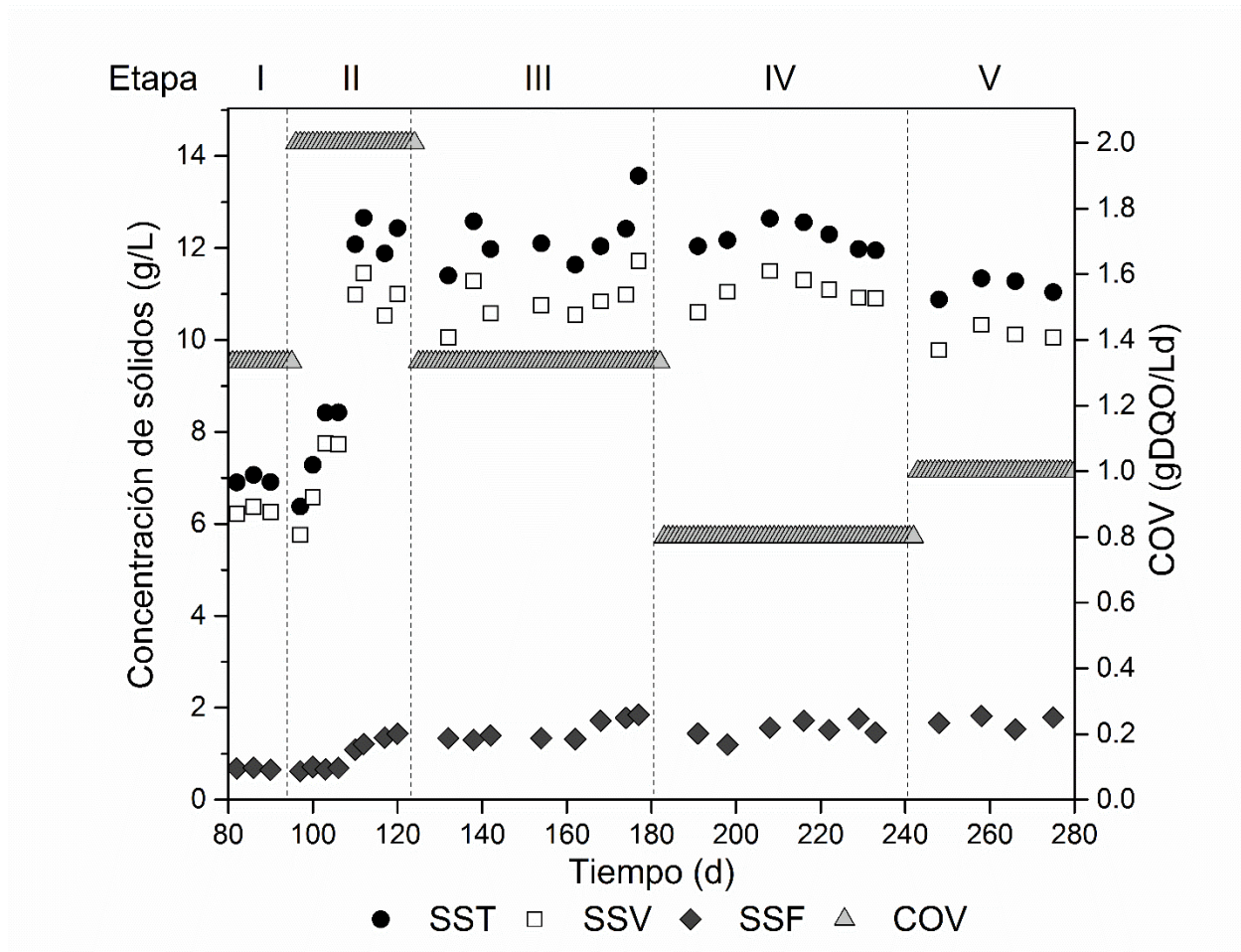


Figura 4.13 Concentración de biomasa durante el periodo experimental.

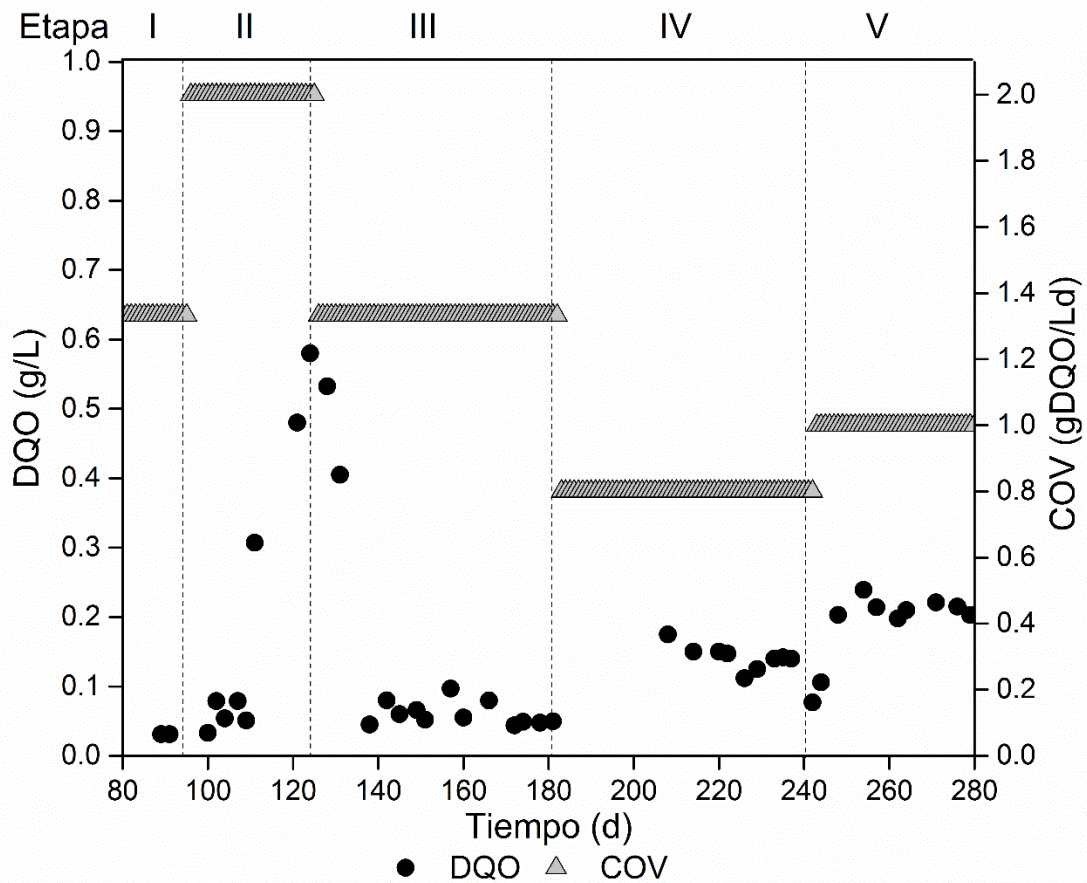


#### 4.3.4 Remoción de materia orgánica

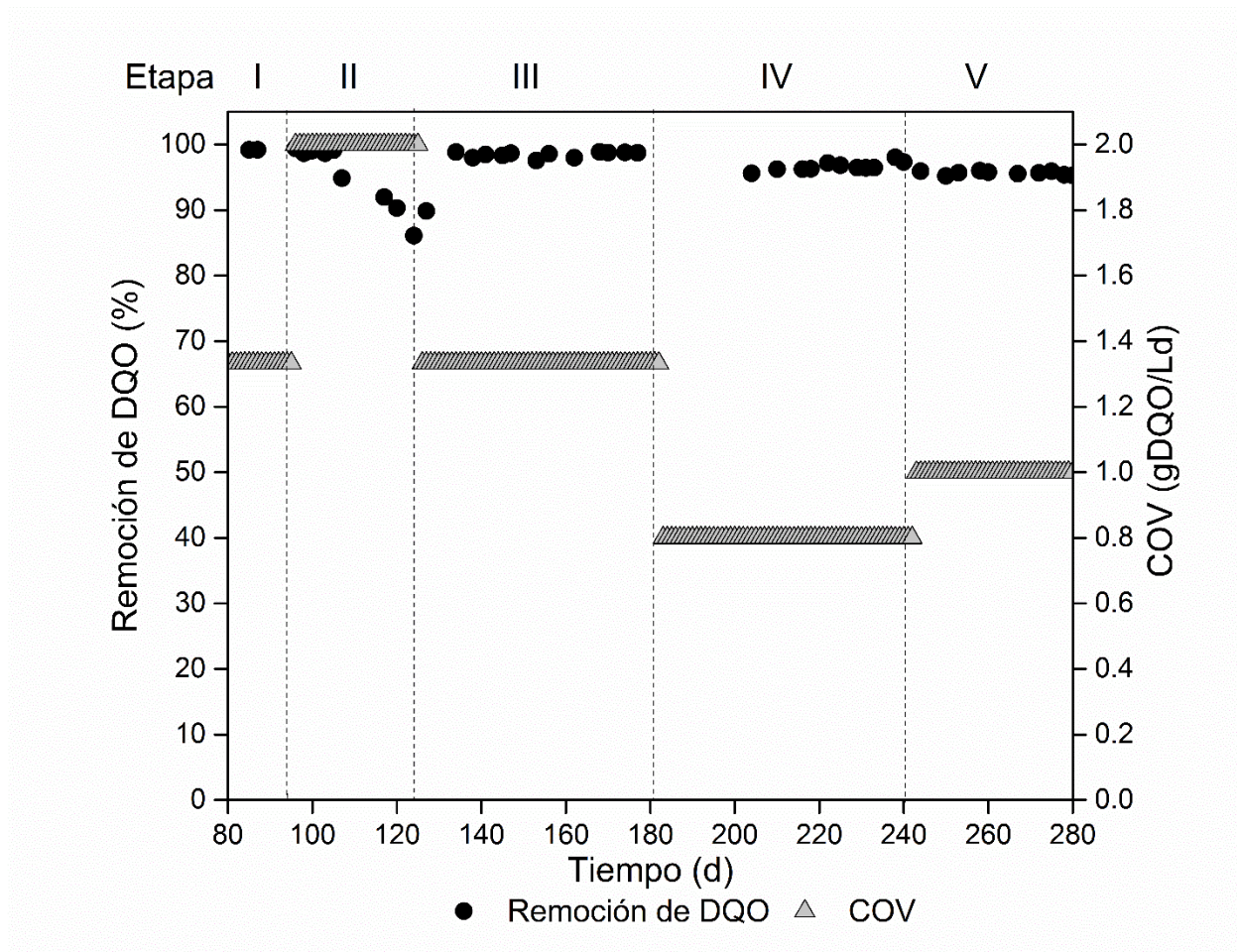
La evolución de la concentración de DQO en el permeado a diferentes cargas orgánicas volumétricas, se presenta en la Figura 4.14. Durante la primera etapa (16 días de operación) con el reactor de membrana, los valores de concentración de DQO en el permeado se mantuvieron constantes en 0.03 gDQO/L con una COV de 1.33 gDQO/L·d.

De acuerdo con la concentración de DQO del influente, la correspondiente eficiencia de remoción de materia orgánica fue alrededor del 99% (Figura 4.15). A partir del día 97 al 124 la COV aumentó a 2 gDQO/L·d, por lo que la concentración DQO del efluente fue aumentando progresivamente hasta alcanzar niveles cercanos a 0.83 gDQO/L (eficiencia de remoción de DQO del 90%), por esa razón, se decidió reducir nuevamente la carga orgánica a 1.33 gDQO/L·d, obteniendo de nuevo buenos resultados de remoción de materia orgánica. Después de este período, la COV se redujo, debido a que los valores de concentración de amonio en el permeado fueron aumentando (mostrado más adelante), y se quería mantener una relación DQO/N de 15, ocasionando un incremento insignificante en los valores de DQO del efluente. Finalmente, en los últimos 40 días del experimento (Etapa V), la tasa de carga orgánica se incrementó a 1 gDQO/L·d, obteniendo una concentración de 0.23 gDQO/L en el permeado y un 95% de eficiencia de remoción de DQO.

La remoción de materia carbonada es similar a la obtenida por Sridang *et al.* (2008), tratando efluentes de la industria procesadora de pescado en un reactor MBR, la cual fue del 90% aproximadamente, y Sun *et al.* (2010), utilizando un sistema con un biorreactor de membrana, con diferentes condiciones de operación para el tratamiento de efluentes municipales, el cual fue superior al 95 %. De igual forma, se puede comparar con los resultados obtenidos por Ahn *et al.*, (2007), Najafpour *et al.*, (2006), y Khannous *et al.*, (2003), quienes trabajaron con efluentes del procesamiento de pescado en un reactor combinado aerobio-anaerobio, un reactor biológico rotatorio de contacto y un reactor de lodos activados respectivamente.



**Figura 4.14** Concentración de DQO en el permeado a diferentes cargas orgánicas.



**Figura 4.15** Eficiencia de remoción de DQO en el reactor de membranas a diferentes cargas orgánicas.

### 4.3.5 Remoción de nitrógeno

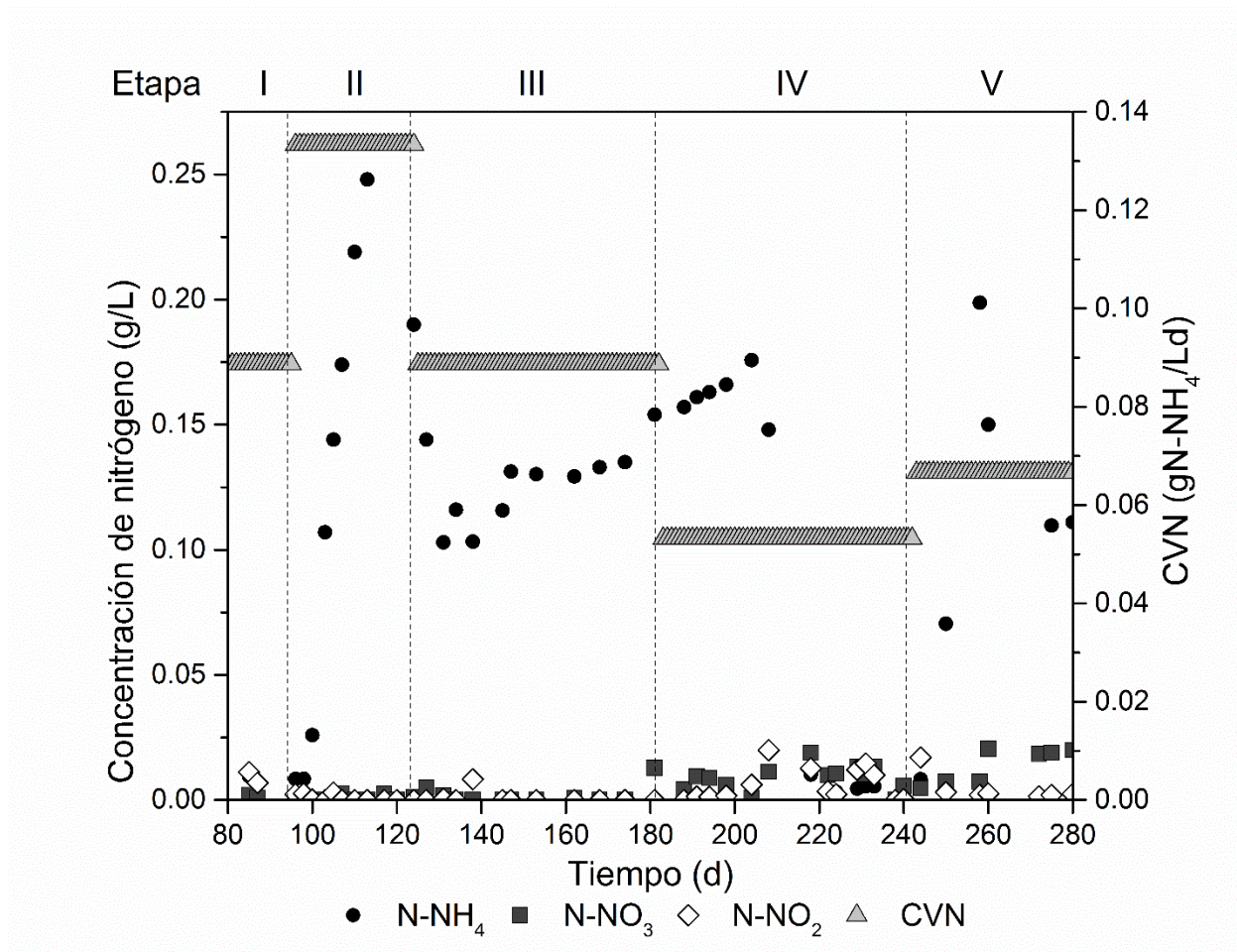
La Figura 4.16, muestra los compuestos de nitrógeno a diferentes velocidades de carga de nitrógeno (CVN), manteniendo constante la relación DQO/N de 15. Durante los primeros 16 días de operación del biorreactor de membrana sumergida, con una CVN de 0.089 gN-NH<sub>4</sub>/L·d, la eliminación de nitrógeno fue de 99 %, sin embargo, en la etapa II, la eliminación de nitrógeno se redujo a 38 %, obteniendo valores de concentración de amonio en el permeado de 0.249 gN/L, por lo que, en la etapa III, fue necesario reducir la carga nitrogenada a 0.089 gN-NH<sub>4</sub>/L·d, con la finalidad de obtener mejores resultados de remoción, pero debido a que los valores de concentración de amonio en el permeado seguían aumentando, la CVN se redujo a 0.053 gN-NH<sub>4</sub>/L·d. En este período (Etapa IV), se obtuvo una baja concentración de amonio y un incremento de la concentración de nitrato y nitrito en el efluente, demostrando que se llevó a cabo el proceso de nitrificación, según la reacción (4.2) y mostrando la mejor estabilidad del reactor durante todo el experimento. En los últimos 40 días del reactor, la velocidad de carga de nitrógeno se incrementó a 0.067 gN-NH<sub>4</sub>/L·d, y se obtuvieron concentraciones de 0.11 gN-NH<sub>4</sub>/L y 0.020 gN-NO<sub>3</sub>/L, sin la acumulación de nitrito. Con estos resultados se puede comprobar la sensibilidad de las bacterias nitrificantes a los incrementos de la carga nitrogenada y a la cantidad de materia orgánica presente en el efluente.

Además, en la Figura 4.17 se presenta la remoción de nitrógeno con las diferentes cargas volumétricas de nitrógeno probadas. En la etapa I, se presentó un período de operación muy estable obteniendo una eficiencia de remoción de nitrógeno por arriba del 95 % desde el día 80, posteriormente al aumentar la carga volumétrica de nitrógeno a 0.133 gN/L·d, se comenzó a desestabilizar el reactor, provocando una disminución de la eficiencia de remoción hasta un 38 %, por lo que en la etapa III se procedió a bajar la carga de nitrógeno a 0.089 gN/L·d. En este periodo, aunque se incrementó ligeramente la eficiencia, ésta fue cercana al 50 % durante los 59 días del experimento. Por lo tanto, en la etapa IV se redujo la carga a 0.053 gN/L·d, observándose una remoción de nitrógeno superior al 90 % desde el día 210. Una vez que se logró estabilizar la eficiencia, se incrementó nuevamente la carga volumétrica de nitrógeno a 0.067 gN/L·d, donde la eficiencia fue disminuyendo hasta un 40 %, para después aumentar y lograr el 60 % de remoción de este contaminante.

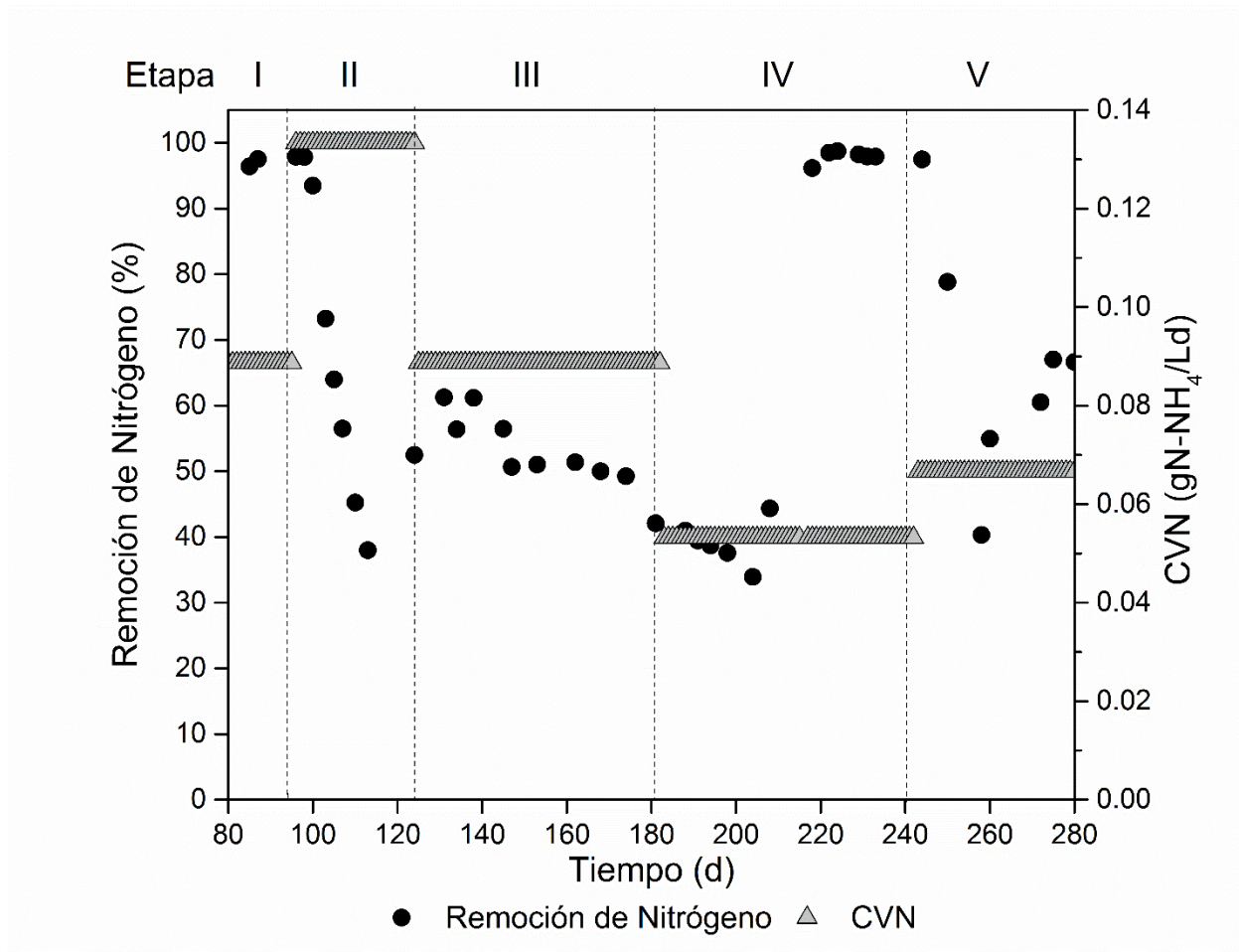
Los resultados obtenidos demuestran la importancia de la aclimatación de los microorganismos, y de establecer una relación DQO/N adecuada para que se lleve a cabo la nitrificación. Según Carrera *et al.* (2004) y Del Pozo *et al.* (2010), existen varios factores que afectan el proceso de nitrificación, uno de los más importantes es la concentración de los sustratos (expresada en la relación DQO/N), ya que determina la relación de la población heterótrofa/autótrofa presente en los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales. Cuando la concentración de carbono orgánica es elevada (alta relación DQO/N), las bacterias heterotróficas dominan el proceso, por lo es posible que se presente una inhibición en la actividad de las bacterias nitrificantes y que la nitrificación se vea reducida. Lo mismo ocurrió, con Cao *et al.* (2016), quienes concluyeron que a bajas relaciones DQO/N, la competencia por el oxígeno entre las bacterias heterótrofas y las nitrificantes es mínima, favoreciendo el proceso de nitrificación. Además, Komorowska-Kaufman *et al.* (2006), establece que el uso de relaciones DQO/N menores a 4, permite que se lleve a cabo la nitrificación con una efectividad mayor al 95 %.

En cuanto al efecto de la concentración de sal en el proceso biológico del experimento, es conocido que las altas concentraciones salinas tienen un efecto negativo sobre la remoción de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, siendo la nitrificación el proceso más sensible a las concentraciones salinas, sin embargo, Campos *et al.* (2002), reportaron que después de una aclimatación gradual de la biomasa a condiciones salinas, se pueden obtener altas eficiencias de nitrificación. Además, Dincer y Kargi (1999) y Vendramel *et al.* (2011), investigaron el efecto de la concentración de sal sobre la nitrificación en distintos tipos de biorreactores y observaron que la nitrificación no se ve afectada cuando la concentración de cloruro de sodio del efluente es menor a 12 g/L. Por otra parte, Panswad y Anan (1999), encontraron que la nitrificación se inhibe 55% con 30 g/L de sal. Por lo tanto, como la concentración de sal manejada en este estudio es menor a las reportadas anteriormente, se puede suponer que no tiene un efecto significativo sobre los procesos de remoción de sustrato llevados a cabo en esta investigación.





**Figura 4.16** Compuestos de nitrógeno en el permeado a diferentes cargas de nitrógeno.



**Figura 4.17** Eficiencia de remoción de nitrógeno en el reactor de membranas a diferentes cargas nitrogenadas.

### 4.3.6 Actividad biológica

Los requerimientos de oxígeno de la biomasa presente en el biorreactor de membrana, para llevar a cabo la respiración endógena (cuando los microorganismos llegan a su propia auto-oxidación) y exógena o de asimilación, durante la cual, las bacterias consumen el sustrato disponible en el agua residual, aumentando la población celular bacteriana, son mostrados en la Figura 4.18. A pesar de que son evidentes las diferencias significativas de los valores de OUR obtenidos a lo largo del experimento, se puede observar que las necesidades endógenas se mantuvieron alrededor de  $0.5 \text{ KgO}_2/\text{m}^3\cdot\text{d}$ , durante los 200 días del experimento, mostrando una estabilidad aparente de la biomasa. En cuanto a las necesidades exógenas, los valores de la velocidad de consumo de oxígeno de los microorganismos heterótrofos ( $\text{OUR}_{\text{DQO}}$ ) variaron entre  $0.73$  y  $1.06 \text{ KgO}_2/\text{m}^3\cdot\text{d}$ , dependiendo de la carga de sustrato suministrada, y la actividad de los microorganismos nitrificantes en el transcurso del experimento ( $\text{OUR}_{\text{NH}_4}$ ) estaban cerca de cero, pero en la etapa de menor carga orgánica y nitrogenada, el consumo de oxígeno aumentó, demostrando la presencia de bacterias autótrofas. Los valores del promedio de las actividades de la biomasa, en las distintas etapas del biorreactor de membrana se resumen en la Tabla 4.4.

Los resultados al igual que Pellegrin *et al.* (2002), muestran que las necesidades de oxígeno dependen de la cantidad de sustrato contenida en el agua residual, así como también de la aclimatación de esos microorganismos al sustrato añadido. Además, los valores de la OUR demostraron que la oxidación del sustrato de este experimento fue llevada a cabo principalmente por los microorganismos heterótrofos.



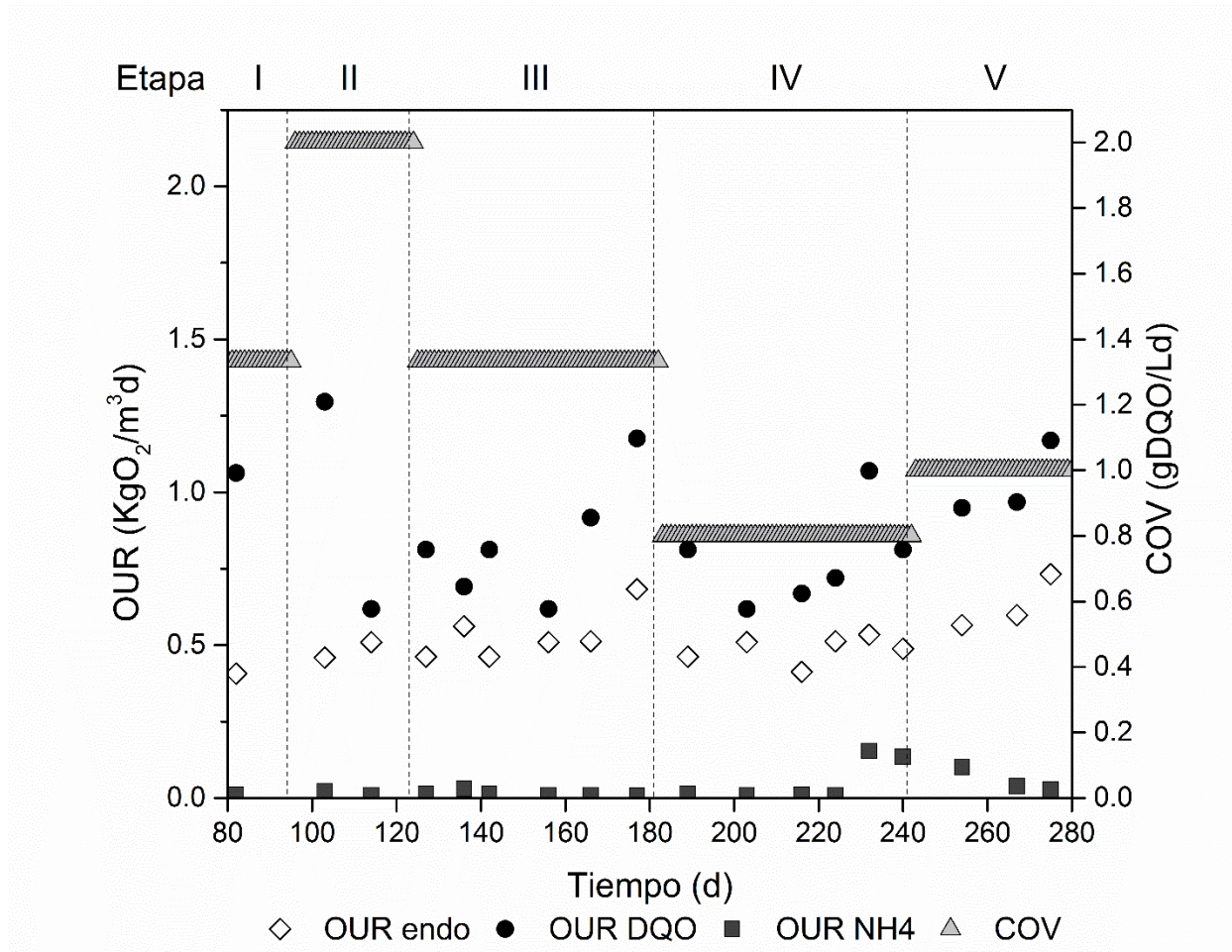


Figura 4.18 OUR endógeno y exógeno en el reactor de membrana.

Tabla 4.4 Actividad de la biomasa en el sMBR.

Etapa	OUR <sub>endo</sub> (KgO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> d)	OUR <sub>DQO</sub> (KgO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> d)	OUR <sub>NH<sub>4</sub></sub> (KgO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup> d)
I	0.40	1.06	0
II	0.47	0.90	0
III	0.51	0.78	0
IV	0.46	0.73	0.15
V	0.62	1.02	0.14

### 4.3.2 Monitoreo de pH en el sMBR

Durante los 200 días de la operación con el reactor de membranas, el pH de la alimentación se mantuvo en un promedio de 7, ya que el rango de pH óptimo para el desarrollo de las bacterias heterótrofas es entre 6.5 y 7 (Chen y Lin, 1993); para ello se adicionó a la alimentación 2 g/L de  $\text{NaHCO}_3$ . Como resultado se consiguió mantener el pH del permeado en un promedio de 8 (Figura 4.19), debido a que en el consorcio bacteriano también existían bacterias autótrofas, las cuales llevan a cabo el proceso de nitrificación. Se han reportado diferentes valores de pH óptimo para el proceso de nitrificación; no obstante, se observa una tendencia marcada a que según disminuye el pH, la razón de nitrificación también disminuye (Shammas, 1986). Generalmente el pH óptimo para este proceso oscila entre 8 y 9. Los límites de tolerancia mínimo y máximo oscilan entre 5.5 y 6.7 y entre 9.6 y 10.4.

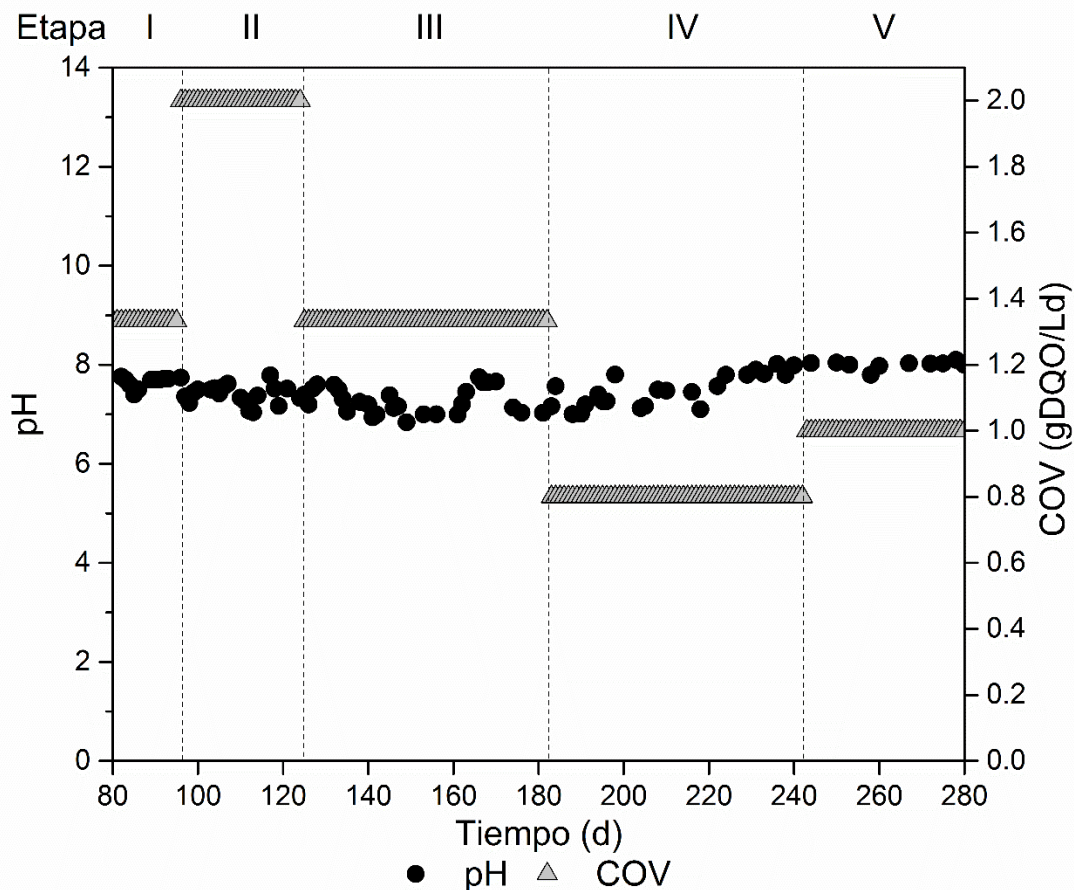


Figura 4.19 Monitoreo de pH en el reactor de membranas.

### 4.3.7 Evolución de la presión transmembrana

La saturación de la membrana se puede analizar mediante la variación de la presión transmembrana (PTM) respecto al tiempo, mostrada en la Figura 4.20. Una vez que se alcanzó una PTM de 35 kPa, el módulo de membrana se retiró del reactor para ser limpiado.

Las líneas punteadas indican los tiempos en que las membranas se regeneraron por el proceso de limpiado. El primer proceso de limpieza se produjo durante los 38 días de operación (días 80-117) con un bajo flujo de permeado de 1.61 L/h·m<sup>2</sup>, y se observó que al realizar un cambio considerable en las condiciones de filtración como el incremento de la COV a 2 gDQO/L·d, la TMP aumentó rápidamente. Esto se puede explicar por los altos valores de concentración de DQO en el sobrenadante y la concentración creciente en la biomasa del reactor. Comportamiento similar al observado por Yang *et al.* (2013).

El segundo proceso de limpieza se llevó a cabo 60 días después de la primera limpieza (días 118-177) con el mismo flujo de permeado, debido a la estabilización del reactor y a la disminución de la carga orgánica volumétrica (1.33 gDQO/L·d), y el tercer proceso de limpieza se produjo durante los 103 días de operación (178-280 días) con un flujo inferior de permeado (0.97 L/h·m<sup>2</sup>) y una COV de 0.8 a 1 gDQO/L·d. Demostrando que cuando hay un incremento de carga, la presión transmembrana se ve afectada, por lo tanto, contribuye a la saturación de la membrana. Varios autores han estudiado el efecto de la carga orgánica volumétrica sobre la saturación de la membrana y señalan que altas cargas orgánicas incrementan la presión transmembrana y por lo tanto aumenta la velocidad de la saturación de la membrana, situación semejante a la ocurrida en este estudio.

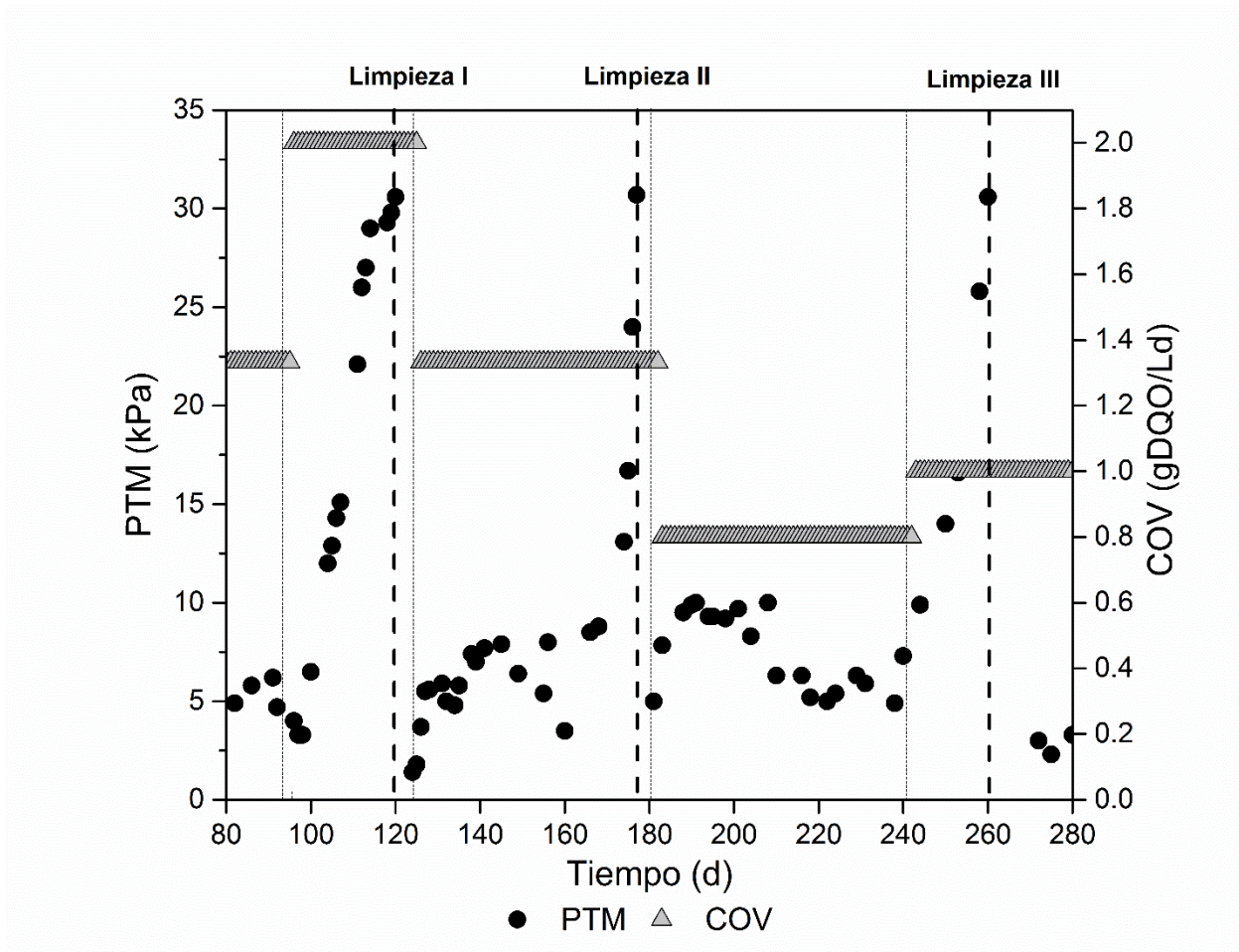


Figura 4.20 Evolución de la presión transmembrana.

### 4.3.8 Resistencia hidráulica

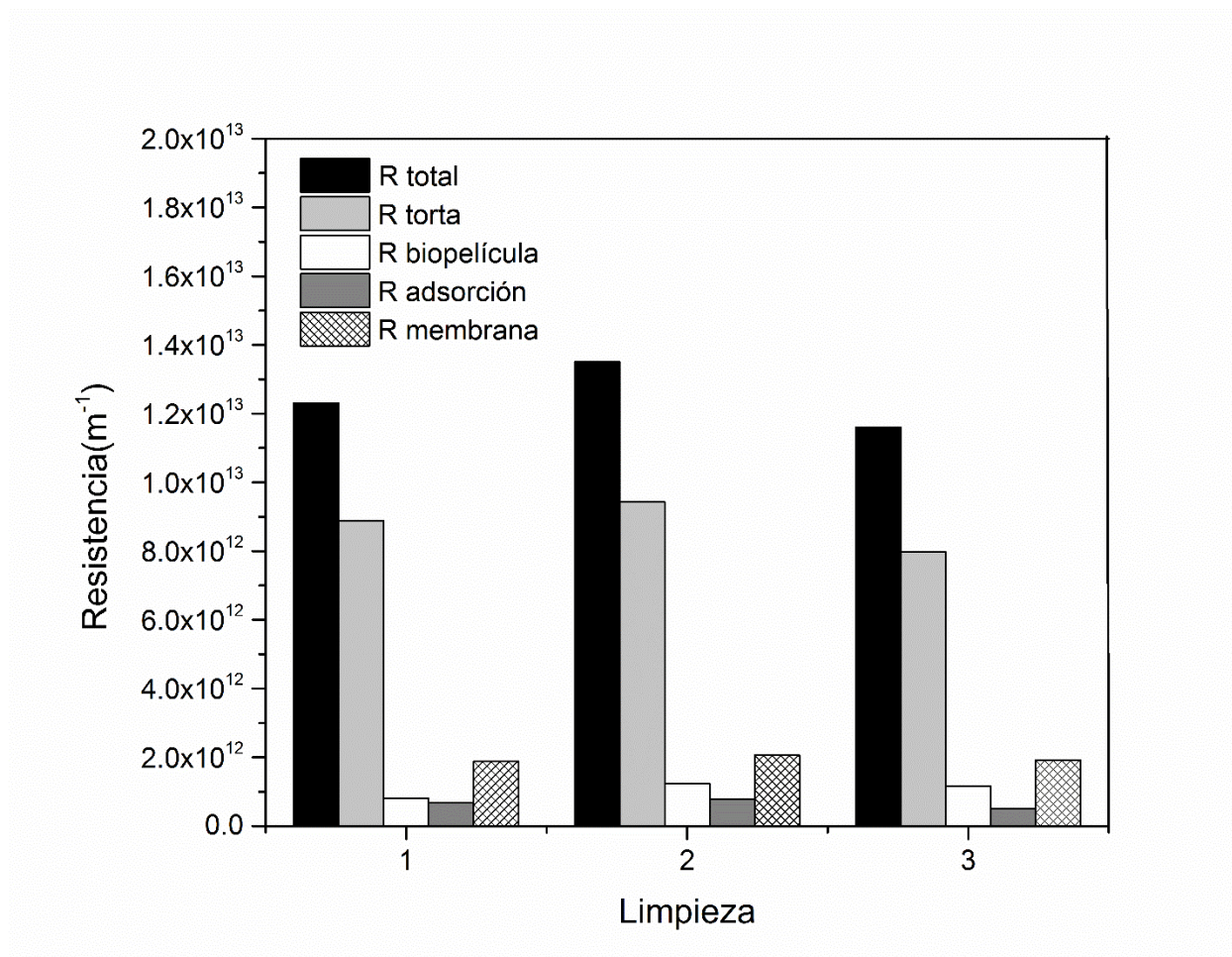
Durante los 200 días del funcionamiento del sMBR, el módulo de membrana se retiró 3 veces del biorreactor y se limpió de acuerdo con el procedimiento específico descrito anteriormente. Se calcularon las diferentes resistencias hidráulicas en cada etapa de limpieza, que reflejan la dificultad del paso del líquido a través de la membrana, y los resultados se muestran en la Figura 4.21.

Los días entre cada limpieza fueron aumentando, debido a la variación de las cargas en el reactor, sin embargo, no se observaron diferencias significativas de resistencia hidráulica entre cada operación de limpieza. La resistencia debida a la formación de la torta biológica sobre la superficie de la membrana, apareció como el principal origen de la saturación (resistencia promedio de  $8.76 \times 10^{12} \text{ m}^{-1}$ ), mientras que, el bloqueo de poros por biopelícula y adsorción fueron insignificantes.

Resultados similares fueron observados anteriormente cuando se trabajó con un MBR (Sridang *et al.*, 2008), probablemente debido a la alta concentración de sustancias orgánicas solubles y coloidales que se desarrollan en tales reactores, ya que se induce a una rápida acumulación de partículas en la superficie de la membrana, a pesar de los esfuerzos de corte y movimientos causados por el burbujeo de aire cerca de su superficie.

La saturación de la membrana debido a las sustancias inorgánicas como la concentración de sal presente en este tipo de efluentes, se puede despreciar, ya que el tamaño de poro de la membrana es mayor que los iones formados, por lo que la sal disuelta atraviesa la membrana para formar parte del permeado. Según Liu *et al.* (2012), los productos microbianos solubles que se forman en la suspensión biológica son considerados como uno de los principales factores que afectan la saturación de la membrana en un biorreactor. Dichos compuestos de origen microbiano se pueden derivar en solución durante el metabolismo del sustrato, crecimiento y descomposición de la biomasa. Ellos pueden ser adsorbidos sobre la superficie de la membrana, bloquear los poros y formar una estructura de gel en la superficie de la membrana, llamada torta, en las que se proporciona una posible fuente de nutrientes para la formación de biopelícula (Rosenberger *et al.*, 2005).

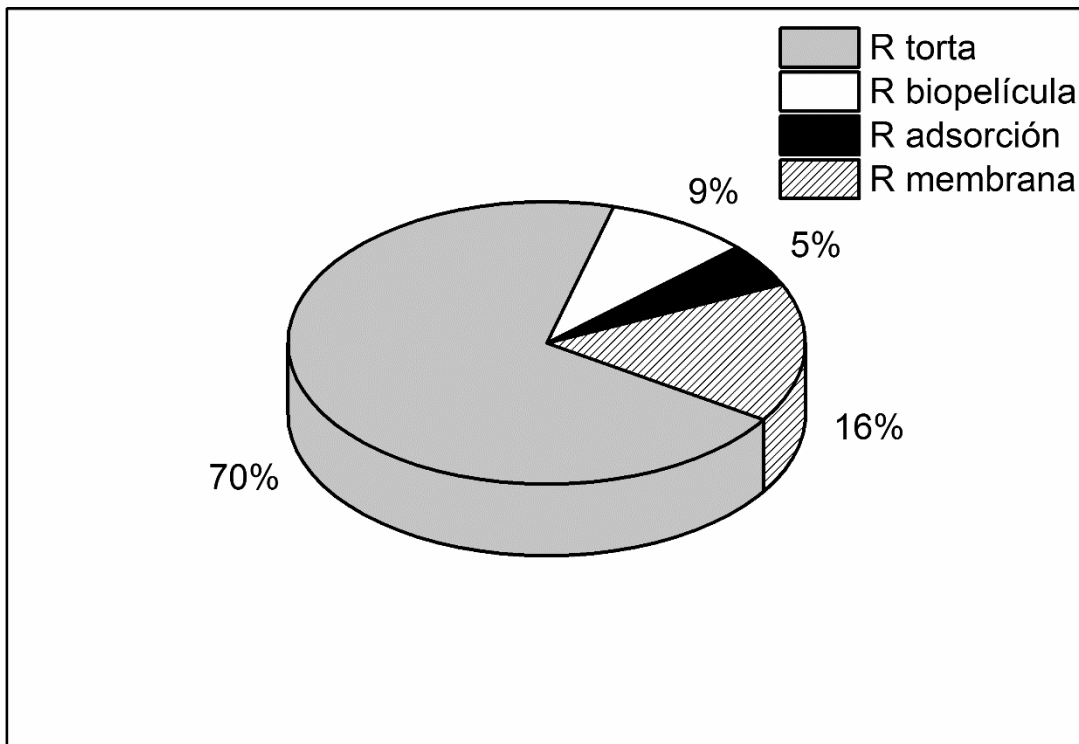




**Figura 4.21** Resistencia del origen de la saturación de la membrana.

Al establecer el protocolo de lavado descrito anteriormente (Apartado 3.3.5), se identificó el promedio del porcentaje de los diferentes orígenes de la saturación de la membrana como se describe en la Figura 4.22.

Esta figura confirma que, la presencia de biomasa depositada sobre la superficie de filtrado es la fuente principal de la resistencia hidráulica (70 %) después de 200 días de operación con el módulo de membranas, seguido por la resistencia debido a la propia membrana (16 %). El porcentaje debido a la formación de biopelícula y adsorción fueron 9 y 5 % respectivamente. Por lo que, la condición para el control de la incrustación por aireación no fue sumamente eficaz.



**Figura 4.22** Porcentaje del origen de la saturación de la membrana.

## CAPÍTULO 5

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 5.1 Conclusiones

##### *Caracterización de efluentes*

El análisis de los parámetros fisicoquímicos de los efluentes de la industria de harina de pescado permitió conocer las características de este tipo de aguas residuales, para el establecimiento de metodologías de tratamiento biológico.

##### *Estudios en lote*

Los ensayos de biodegradabilidad de contaminantes permitieron afirmar que los compuestos carbonados y nitrogenados de los efluentes podían ser removidos, ya que la biomasa utilizada fue capaz de degradar en su totalidad la materia carbonada, mientras que el comportamiento de la materia nitrogenada presentó dos fases, una de consumo de nitrato asociada al crecimiento y otra de nitrificación no asociada al crecimiento. Una vez que se conoció el comportamiento de la degradación biológica, se optó por la aplicación del proceso aerobio, permitiendo la degradación de la materia orgánica y la nitrificación de los compuestos nitrogenados.

##### *Estudios en continuo*

La correcta planeación de la etapa de aclimatación del reactor utilizando medios sintéticos, permitió conocer el comportamiento de los sistemas en cuanto a la variación de la concentración de sal, las relaciones carbono-nitrógeno (C/N) y cargas volumétricas, además de denotar la importancia de este periodo de operación para el tratamiento con los efluentes reales.



Durante el estudio en continuo con el biorreactor de membrana sumergida (sMBR) se estudiaron la remoción de materia orgánica y de nitrógeno, el crecimiento de la biomasa y la saturación de la membrana para el tratamiento de aguas residuales sintéticas, de composición similar a los efluentes generados en la industria de la harina de pescado.

Los resultados mostraron que la remoción de la materia orgánica fue superior al 90 %, para las diferentes cargas orgánicas probadas en el estudio (0.8, 1, 1.33 y 2 gDQO/L·d). El porcentaje de remoción de amonio también fue superior al 90 % para cargas de 0.8 y 1.33 gDQO/L·d, incluyendo la asimilación de este compuesto para producir biomasa. Demostrando la importancia de la adecuada aclimatación de los microorganismos a las características de las aguas residuales. Sin embargo, la remoción de nitrógeno por nitrificación sólo se llevó a cabo en la COV más baja (0.8 gDQO/L·d), ya que la alta concentración de materia orgánica del efluente aparece como limitante para que se lleve a cabo este proceso, alcanzando valores de remoción de este compuesto de alrededor de 65 % para las demás cargas probadas. Además, el sistema de membranas favoreció la retención de sólidos en el reactor, manteniendo la actividad de la biomasa a diferentes cargas probadas.

En cuanto al análisis de la saturación de la membrana, ésta ocurrió principalmente debido a la acumulación de torta sobre la superficie de la membrana, y se demostró que la variación de la carga orgánica y nitrogenada tienen efecto sobre la saturación.

Por lo tanto, los resultados obtenidos en el estudio demuestran la factibilidad de utilizar biorreactores de membrana para el tratamiento de aguas residuales que contienen una gran cantidad de materia orgánica, nitrógeno y una alta concentración de sal, por lo que una gran cantidad de efluentes como los generados en la producción de harina de pescado se pueden tratar en espacios más pequeños, que en los utilizados por los sistemas de tratamiento convencionales. No obstante, es necesaria la implementación de metodologías complementarias para su remoción completa y cumplir así con los niveles exigidos según la normativa oficial.

## 5.2 Recomendaciones

Con el fin de aplicar este tipo de tratamiento en las industrias pesqueras es necesario realizar estudios de costos y escalamiento, así como también dependiendo de la industria es importante caracterizar cada corriente para conocer cuál de ellas es la que aporta la mayor concentración de contaminantes y así definir si ésta se trata por separado o se incorpora a todo el proceso.

Llevar a cabo estudios en continuo con aguas residuales reales en el reactor de membranas y compararlas con los resultados obtenidos en este estudio. Además, poder determinar las condiciones de operación (TRH, TRS, carga orgánica y nitrogenada, pH, relación C/N) para que la biomasa remueva la mayor cantidad de contaminantes.

Realizar estudios sobre la composición de proteínas y sustancias exopoliméricas en la etapa de limpieza de las membranas, para ver el efecto de los sustratos o efluentes alimentados en la saturación de la membrana.

Determinar si es necesario realizar pasos previos al tren de tratamiento para poder utilizar el sistema aerobio de membrana sumergida, o complementar el tratamiento con un sistema integrado aerobio-anaerobio debido a la gran carga orgánica y nitrogenada que tienen este tipo de efluentes de la industria pesquera.

## CAPÍTULO 6

### BIBLIOGRAFÍA

Ahn Y.T., Kang S.T., Chae S.R., Lee C.Y., Bae B.U. y Shin H.S. (2006). Simultaneous high-strength organic and nitrogen removal with combined anaerobic upflow bed filter and aerobic membrane bioreactor. *Desalination*. 202(1): 114-121.

Ahumada R., Rudolph A. (1989). Residuos líquidos de la industria pesquera: alteraciones ambientales y estrategias de eliminación. *Amb. y Des.*1: 147-161.

Akunna J.C., Bizeau C., Moletta R. (1992). Denitrification in anaerobic digesters: possibilities and influence of wastewater COD/N-NO<sub>x</sub> ratio. *Environmental Technology*. 13: 825-836.

Almendáriz-Tapia F.J, López-Avilés G., Certucha-Barragán M.T., Monge-Amaya O. y Plasencia-Jatomea M. (2014). Manejo y aprovechamiento de efluentes de la pesca. En: *Química, bioquímica y estructura de los subproductos de la pesca*, (J.M. Ezquerro-Brauer). Universidad de Sonora. Hermosillo, México.

Aloui F, Khoufi S, Loukil S, and Sayadi S. (2009). Performances of an activated sludge process for the treatment of fish processing saline wastewater. *Desalination*. 248(1): 68-75.

Andalib M., Nakhla G., McIntee E., Zhu J. (2011). Simultaneous denitrification and methanogenesis (SDM): Review of two decades of research. *Desalination Elsevier*. doi: 10.1016/j.desal.2011.06.018.

Araujo-Moreno M.E. (1998). Tratamiento y disposición del agua residual generada por la industria pesquera. Tesis de Maestría en Ingeniería Ambiental. Universidad Autónoma de Nuevo León. México.

APHA, AWWA, and WEF (2012), Standard methods for examination of water and wastewater, 22nd ed. Washington, DC: American Public Health Association.

Artiga P., García-Toriello G., Méndez R. y Garrido, J.M. (2008). Use of a hybrid membrane bioreactor for the treatment of saline wastewater from a fish canning factory. *Desalination*. 221(1): 518-525.

Aslam M., Charfi A., Lesage G., Heran M. y Kim J. (2017). Membrane bioreactors for wastewater treatment: A review of mechanical cleaning by scouring agents to control membrane fouling. *Chem. Eng. J.* 307(1): 897-913.

Azad S.A., Vikineswary S., Ramachandran K.B. y Chong V.C. (2001). Growth and production of biomass of *Rhodovulum sulfidophilum* in sardine processing wastewater. *Letters in Applied Microbiology*. 33(1): 264–268.

Bernet N. y E. Paul. E. (2006). Application of biological treatment systems for food-processing wastewaters: En *Advanced Biological Treatment Processes for Industrial Wastewaters Principles and Applications*. IWA publishing. Inglaterra. 237-262.

Boone D.R. (1982) Terminal reactions in the anaerobic digestion of animal waste. *Appl. Environ. Microbiol.* 43:57-64.

Boonyungyuen W., Wonglertarak W. y Wichitsathian, B. (2014). Effect of organic loading rate on the performance of a membrane bioreactor (MBR) treating textile wastewater. Presented at the International Conference on Chemical, Environment and Biological Sciences, Kuala Lumpur, Malaysia, September 17-18.

Boopathy R., Bonvillain C., Fontenot Q. y Kilgen M. (2007). Biological treatment of low salinity shrimp aquaculture wastewater using sequencing batch reactor. *International Biodeterioration and Biodegradation*. 59:16-17.

Boopathy R., Bonvillain C., Fontenot Q. y Kilgen M. (2007). Biological treatment of low salinity shrimp aquaculture wastewater using sequencing batch reactor. *Int. Biodeter, Biodegr.* 59(1): 16-17.

Camacho-González M.L. (2015). Tratamiento de aguas de cola de la industria sardinera en un reactor anaerobio de lecho empacado y flujo ascendente. Tesis de fin de carrera. Universidad politécnica de Madrid. España.

Campos J.L., Mosquera-Corral A., Sánchez M., Méndez R. y Lema J.M. (2002). Nitrification in saline wastewater with high ammonia concentration in an activated sludge unit. *Water Res.* 36(10): 2555-2560.

Cao S.M.S., Fontoura G.A.T., Dezotti M. y Bassin J.P. (2016). Combined organic matter and nitrogen removal from a chemical industry wastewater in a two-stage MBBR system. *Environ. Technol.* 37(1): 96-107.

Carawan R.E., Chambers J.V., Zall, J.V. (1979). *Seafood Water and Wastewater Management*. North Carolina Agricultural Extension Services, Raleigh, NC.

Carrera J., Vicent T. y Lafuente, J. (2004). Effect of influent COD/N ratio on biological nitrogen removal (BNR) from high-strength ammonium industrial wastewater. *Process Biochem.* 39(12): 2035-2041.

Castilla-Hernández, P. (2006). Biodegradación anaerobia de compuestos petroquímicos. Tesis de doctorado. Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa, México D.F.

Cervantes F.J., Perez F., y Gomez J. (2000). Avances en la eliminación biológica de nitrógeno de las aguas residuales., *Revista Latinoamericana de Microbiología.*, 42 (2): 73-82.

Cervantes F.J., De la Rosa D.A. y Gómez J. (2001). Nitrogen removal from wastewater at low C/N ratios with ammonium and acetate as electron donors. *Bioresource Technology.* 79:165-170.

Chen K.C. y Lin Y.F. (1993). The relationship between denitrifying bacteria and methanogenic bacteria in a mixed culture system of acclimated sludges. *Water Research.* 27(12): 1749-1759.

Cheng S., Leiknes T., Weitzenböck J. y Thorstensen, B. (2010). Salinity effect on a biofilm-MBR process for shipboard wastewater treatment. *Sep. Purif. Technol.* 72(1): 380-387.

Cheremisinoff P. Nicholas (1996). *Biotechnology for waste and wastewater treatment*. Noyes Publications, Westwood, New Jersey, USA.

Chowdhury P., Viraraghavan P. y Srinivasan A. (2010). Biological treatment processes for fish processing wastewater – A review. *Bioresource Technology* 101: 439–449.

Clean Water Technology, Inc. Case study: fish processing plant wastewater treatment. Recuperado el 15 de marzo del 2013, [http://www.cleanwatertech.com/publications/2007-07-29-fish\\_processing\\_wastewater.pdf](http://www.cleanwatertech.com/publications/2007-07-29-fish_processing_wastewater.pdf)

CONAGUA. (2001). Normal AA-026-SCFI-2001. Análisis de agua - determinación de nitrógeno total Kjeldahl en aguas naturales, residuales y residuales tratadas - Método de prueba. Comisión Nacional del Agua. Disponible en: <http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/NMX-AA-026-SCFI-2001.pdf>.

CONAGUA. (2001). Normal AA-028-SCFI-2001. Análisis de agua - determinación de la demanda bioquímica de oxígeno en aguas naturales, residuales (DBO5) y residuales tratadas -Método de prueba. Comisión Nacional del Agua. Disponible en: <http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/NMX-AA-028-SCFI-2001.pdf>.

CONAGUA. (2013). Norma AA-005-SCFI-2013. Análisis de agua – medición de grasas y aceites recuperables en aguas naturales, residuales y residuales tratadas- Método de prueba. Comisión Nacional del Agua. Disponible en: <http://www.conagua.gob.mx/conagua07/noticias/nmx-aa-005-scfi-2000.pdf>.

CONAGUA. (2015). Normal AA-034-SCFI-2001. Análisis de agua - medición de sólidos y sales disueltas en aguas naturales, residuales y residuales tratadas-Método de prueba. Comisión Nacional del Agua. Disponible en: <http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/nmx-aa-034-scfi-2015.pdf>.

Crites, R. y Tchobanoglous G. (2000). Tratamiento de aguas residuales en pequeñas poblaciones. McGraw-Hill Interamericana S.A. Reino Unido.

Cuervo-López, F.M. (2003). Estudio biológico-fisicoquímico de un lodo desnitrificante alimentado con diferentes fuentes de electrones. Tesis de Doctorado. Universidad Autónoma Metropolitana. México.

Dalsgaard T., Bo Thamdrup y Canfield D. (2005). Anaerobic ammonium oxidation (anammox) in the marine environment. *Research in Microbiology*. 156(4):457-464.

De Lucas, A., Rodríguez L., Villaseñor, J. y Fernández, F., J. (2005). Denitrification potential of industrial wastewaters. 39:3715-3726.

Del Pozo R., Diez V. y Salazar, G. (2010). Nitrogen and organic matter removal from slaughterhouse wastewater in a lab-scale aerobic fixed-film bioreactor. *Environ. Technol.* 25(6): 713-721.

Dincer A.R. y Kargi F. (2000). Kinetics of sequential nitrification and denitrification processes. *Enzyme and Microbial Technology*. 27(1-2): 37-42.

Dincer A.R. y Kargi F. (1999). Salt Inhibition of Nitrification and Denitrification in Saline Wastewater. *Environ Technol.* 20(11): 1147-1153.

Dirección general de planeación y ordenamiento territorial (DGPO). (2014). Programa de ordenamiento territorial de la zona conurbada Guaymas-Empalme-San Carlos. Mexico. [http://ordenamientoterritorial.gob.mx/SEIOT/DPT/POTZC/Guaymas\\_Em\\_Sc.aspx](http://ordenamientoterritorial.gob.mx/SEIOT/DPT/POTZC/Guaymas_Em_Sc.aspx)

FAO. (1996). Wastewater treatment in the fishery industry. Food and agriculture organization of the united nations. Disponible en: <http://www.fao.org/3/a-v9922e/V9922E00.HTM#Contents>.

FAO. (2016). El estado mundial de la pesca y la acuicultura: oportunidades y desafíos. Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura. Roma.

Fontenot Q., Bonvillain C., Kilgen M. y Boopathy R. (2007). Effects of temperature, salinity and carbon: nitrogen ratio on sequencing batch reactor treating shrimp aquaculture wastewater. *Bioresource Technolo.* 98(9): 1700-1703.

Fux C., Boehler M., Huber P., Brunner I. y Siegrist H. (2002). Biological treatment of ammonium-rich wastewater by partial nitrification and subsequent anaerobic ammonium oxidation (anammox) in a pilot plant. *Journal of Biotechnology*. 99(3):295-306.

García-Sifuentes C.O., Pacheco-Aguilar R., Ramírez-Suárez J.C. y Carvallo-Ruiz G. (2011). Stickwater multi-step treatment: effect on organic material removal. *Biotechnia*. 13, 10-16.

Garzón-Zúñiga M., Lessard P., Aubry G. y Buelna, G. (2005). Nitrogen elimination mechanisms in an organic media aerated biofilter treating pig manure. *Environ. Technol.* 26(4): 361-371.

Gharsallah N., Khannous L., Souissi N. y Nasri, M. (2002). Biological treatment of saline wastewater from marine products processing factories by a fixed-bed reactor. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 77(1): 865-870.

Gerardi M.H. (2002). Nitrification and denitrification in the activated sludge process. Editorial Wiley-Interscience. USA.

Gonzalez J.F. (1996). Wastewater Treatment in the Fishery Industry. FAO Fisheries Technical Paper (FAO), No. 355/FAO, Rome (Italy), Fisheries Dept.

Guyot J.P. (1990). Introducción a la Microbiología de los Digestores Anaerobios. Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales en América Latina. Ciudad Universitaria, México D. F., 8 y 9 de noviembre.83-95.

Hao L. y Liao B.Q. (2015). Effect of organic matter to nitrogen ratio on membrane bioreactor performance. *Environ. Technol.* 36(20): 2674-2680.

Hong J., Li W., Lin B., Zhan M., Liu C. y Chen B.Y. (2013). Deciphering the effect of salinity on the performance of submerged membrane bioreactor for aquaculture of bacterial community. *Desalination.* 316(1): 23-30.

Huiliñir C., Aspé E. y Roeckel M. (2011). Modelling of the denitrification/anaerobic digestion process of salmon fishery wastewater in a biofilm tubular reactor. *J. Environ. Manage.* 92(1): 1591-1608.

Hungate R.E. (1967) A roll tube method for cultivation of strict anaerobes. In *Methods in Microbiology*. Norris, J.R. and Ribbons D. W.(ed.). Academic press. New York, NY. 2:117-130.

INEGI. (2010). Actividades económicas primarias/ Pesca. Instituto Nacional de Estadística y Geografía. Disponible en: <http://cuentame.inegi.org.mx/economia/primarias/pesca/default.aspx?tema=E>.



Instituto Nacional de Ecología. (1993). Norma Oficial Mexicana NOM-CCA-028-ECOL/1993, que establece los Límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de preparación y envasado de conservas de pescados y mariscos y de la industria de producción de harina y aceite de pescado.

Instituto Nacional de Ecología. Disponible en:  
[http://dof.gob.mx/nota\\_detalle.php?codigo=4794187&fecha=18/10/1993](http://dof.gob.mx/nota_detalle.php?codigo=4794187&fecha=18/10/1993).

Jiménez Douglas E. (2010). Modelación matemática del proceso de nitrificación en dos etapas. Desarrollo de metodologías de calibración del modelo para un reactor SHARON y un proceso de fangos activados. Departamento de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universidad Politécnica de Valencia. España.

Johir M.A., Vigneswaran S., Sathasivan A., Kandasamy J. y Chang, C.Y. (2012). Effect of organic loading rate on organic matter and foulant characteristics in membrane bio-reactor. *Bioresour, Technol.* 113(1): 154-160.

Judd S. (2006). *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*. Elsevier. 344 p.

Kalyuzhnyi S., Gladchenko M., Mulder A. y Versprille B. (2006). DEAMOX—New biological nitrogen removal process based on anaerobic ammonia oxidation coupled to sulphide-driven conversion of nitrate into nitrite. *Water Research.* 40(19):3637-3645.

Kato M. T. (1994). *The anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters*. Ph.D. Thesis. Wageningen Agricultural University. Wageningen, The Netherlands.

Khannous L., Souissi N., Ghorbel B., Jarboui R., Kallel M., Nasri M., and Gharsallah N. (2003). Treatment of saline wastewaters from marine-products processing factories by activated sludge reactor. *Environ. Technol.* 24(10): 1261-1268.

Khin T. y Annachhatre A.P. (2004). Novel microbial nitrogen removal processes. *Biotechnology Advances.* 22:519-532.

Kiepper B. (2001) A survey of wastewater treatment practices in the broiler industry. Proceedings of the WEF Annual Conference, Atlanta, GA, USA.

Klüber H.D. y Conrad R. (1998). Inhibitory effects of nitrate, nitrite, NO, and N<sub>2</sub>O on methanogenesis by *Methanosarcina barkeri* and *Methanobacterium bryantii*. FEMS Microbiol. Ecol. 25:331-339.

Komorowska-Kaufman M., Majcherek H. y Klaczynski, E. (2006). Factors affecting the biological nitrogen removal from wastewater. Process Biochem. 41(5): 1015-1021.

Lahdhiri A., Grasmick A., Lesage G., Hannachi A. y Héran, M. (2015). Calibration of ASM-SMP Model Under Specific Experimental Conditions for Membrane Bioreactor Application. Current Environ. Eng. 2(1): 11-18.

Lee N.M. y Welander T. (1996). The effect of different carbon sources on respiratory denitrification in biological wastewater treatment. Journal of Fermentation and Bioengineering. 82(3):277-285.

Lefebvre O. y Moletta, R. (2006). Treatment of organic pollution in industrial saline wastewater: a literature review. Water res. 40(20): 3671-3682.

Lettinga G. (1995). Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. Antonie van Leeuwenhoek. (67): 3-28.

Lettinga G. (2001). Digestion and degradation, air for life. Water Science and Technology. 44(8):157-176.

Lettinga G., van Velsen A.F.M., Hobma S.W., Zeeuw W. & Klapwijk A. (1980). Use of upflow sludge blanket reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. Biotechnol. Bioeng. (22): 699-734.

Liu, L., Liu, J., Gao, B., Yang, F., and Chellam, S. (2012), "Fouling reductions in a membrane bioreactor using an intermittent electric field and cathodic membrane modified by vapor phase polymerized pyrrole", J. Membr. Sci., 394(1), 202-208.

Madigan T. M., Martinko M. J. y Parker J. (2004). Brock: Biología de los Microorganismos. Ed. Pearson Educación, S. A. 1096.

Martínez-Hernández S. (2003). Estudio del tolueno como fuente de carbono en la desnitrificación en un reactor en continuo. Tesis de maestría. Universidad Autónoma Metropolitana - Iztapalapa, México D.F.

McCarty P. L. (2001). The development of anaerobic treatment and its future. *Water Sci Technol.* 44: 149-156.

Mendez R., Lema J.M. y Soto M. (1995). Treatment of seafood-processing wastewaters in mesophilic and thermophilic anaerobic filters. *Water Environ. Res.* 67, 33–45.

Meng F., Chae S.R., Shin H.S., Yang F. y Zhou Z. (2012). Recent advances in membrane bioreactors: configuration development, pollutant elimination, and sludge reduction. *Environ. Eng. Sci.* 29(3): 139-160.

Metcalf & Eddy, Inc. (2003). *Wastewater Engineering-Treatment and Reuse*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, NY.

Mishra S.S., Markanade A.R., Keluskar R.P., Karunasagar I. y Nayak B.B. (2015). Simultaneous nitrification and denitrification by novel heterotrophs in remediation of fish processing effluent. *Journal of basic microbiology.* 54, 1-8.

Mittal, G.S. (2006) Treatment of wastewater from abattoirs before land application a review. *Biores. Technol.* 97(9),1119-1135.

Moreno-Cusivichan L.M. y Vega-Robles M. (2015). Tratamiento aerobio de aguas de la industria pesquera en un reactor de flujo ascendente empacado con zeolita. Tesis de licenciatura en Ingeniería Química, División de Ingeniería, Universidad de Sonora, México.

Mosquera C. A., de Kreuk M.K., Heijnen J.J. y van Loosdrecht M.C.M. (2005). Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor. *Water Research.* 39: 2676–2686

Mosquera-Corral A., Sanchez M., Campos J.L., Mendez R. y Lema, J.M. (2001). Simultaneous methanogenesis and denitrification of pretreated effluents from a fish canning industry. *Water Res.* 35(2): 411-418.

Mulder A., van de Graaf A. A., Robertson L. A. y Kuenen J. G. (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. *FEMS Microbiology Ecology*. 16(3):177-183.

Nagaoka N., Kono S., Yamanishi S. y Miya, A. (2000). Influence of organic loading rate on membrane fouling in membrane separation activated sludge process. *Water Sci. Technol.* 41(1): 355-362.

Najafpour G.D., Zinatizadeh A.A.L. y Lee L.K. (2006). Performance of a three-stage aerobic RBC reactor in food canning wastewater treatment. *Biochem. Eng. J.* 30(1): 297–302.

NovaTec Consultants Inc. and EVS Environmental Consultants. (1994). Wastewater Characterization of Fish Processing Plant Effluents – A Report to Water Quality/ Waste Management Committee. Fraser River Estuary Management Program.

Oren A., Gurevich P., Azachi M. y Henis Y. (1992). Microbial degradation of pollutants at high salt concentrations. *Biodegradation*. 3(1): 387–398.

Pacheco J., Pat R. y Cabrera A. (2002). Análisis del ciclo del nitrógeno en el medio ambiente con relación al agua subterránea y su efecto en los seres vivos. *Ingeniería*. 6-3: 73-81.

Palenzuela-Rollon, A., Zeeman, G., Lubberding, H.J., Lettinga, G., Alaerts, G.J. (2002). Treatment of fish processing wastewater in a one- or two-step upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Water Sci. Technol.* 45 (10), 207–212.

Panswad T. y Anan C. (1999). Impact of high chloride wastewater on an anaerobic/anoxic/aerobic process with and without inoculation of chloride acclimated seeds. *Water Res.* 33(1): 1165-1172.

Parawira W. (2004). Anaerobic treatment of agricultural residues and wastewater: Application of high-rate reactors. Doctoral dissertation. Department of Biotechnology. Faculty of Engineering. Lund University. 91-89627-28-8: 53

Plascencia-Jatomea R. (2010). Caracterización y tratamiento de efluentes del procesamiento de desechos de jaiba (*Callinectes arcuatus*), utilizando un Sistema integrado anaerobio-aerobio. Tesis de Maestría en ciencias de la Ingeniería, División de Ingeniería, Universidad de Sonora. México.

Pellegrin M.L., Wisniewsk C., Grasmick A., Tazi-pain A. y Buissona, H. (2002), Respirometric needs of heterotrophic populations developed in an immersed membrane bioreactor working in sequenced aeration. *Biochem. Eng. J.*11(1): 2-12.

Prescott L.M., Harley J.P. y Klein, D. A. (1999). *Microbiología*. Editorial McGraw- Hill- Interamericana.

Poyatos J.M., Molina-Munoz M., Delgado F., Gonzalez-Lopez J. y Hontoria E. (2007). Effect of the mixed liquor suspended solid on permeate in a membrane bioreactor system applied for the treatment of sewage mixed with wastewater of the milk from the dairy industry. *J Environ Sci Health A Tox Hazard Subst Environ Eng.* 42(7):1005-12.

Ramalho R. S. (1991). *Tratamiento de aguas residuales*. REVERTÉ. España.

Rene E.R., Kim S.J. y Park H.S. (2008). Effect of COD/N ratio and salinity on the performance of sequencing batch reactors. *Bioresource Technol.* 99(4): 839-846.

Reyes J.A. (2000). *Eliminación biológica de nitrógeno, carbono y azufre por desnitrificación*. Tesis de Maestría. Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa. México.

Rittmann B.E. y McCarty P.L. (2001). *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*, New York, NY:McGraw Hill. 126.

River Luis, Aspe Estrella, Roeckel Marlene, Mart M. Cristina (1998). Evaluation of Clean Technology Processes in the Marine Products Processing Industry. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 73: 217-226.

Rosenberger S., Evenblij H., Te-Poele S., Wintgens T. y Laabs C. (2005). The importance of liquid phase analysis to understand fouling in membrane assisted activated sludge processes— Six case studies of different European research groups. *J. Membr. Sci.* 263(1): 113-126.

Roy R., Conrad R. (1999). Effect of methanogenic precursors (acetate, hydrogen, propionate) on the suppression of methane production by nitrate in anoxic rice field soil. *FEMS Microbiology Ecology.* 28:49-61.

Rodríguez D.C., Ramírez O. y Peñuela-Mesa G. (2011). Behavior of nitrifying and denitrifying bacteria in a sequencing batch reactor for the removal of ammoniacal and organic matter. *Desalination*. 273, 447-452.

Ruíz G., Jeison D. y Chamy R. (2003). Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration. *Water Research*. 37, 1371-1377.

Ruíz G., Jeison D. y Chamy R. (2006). Development of denitrifying and methanogenic activities in USB reactors for the treatment of wastewater: effect of COD/N ratio. *Process Biochem*. 41(1): 1338-1342.

Rusten et al. (1990) Coagulation as pretreatment of food industry wastewater. *Wal. Sci. Technol*. 22(9):1-8.

Rusten *et al.* (1993) Chemical pretreatment of dairy wastewater. *Wat. Sci. Technol*. 28(2): 67-76.

SAGARPA. (2013). Anuario Estadístico de Acuicultura y Pesca de la Comisión Nacional de Acuicultura y Pesca. Secretaria de agricultura, ganadería y desarrollo rural, pesca y alimentación.

Saval, S. y Noyola, A. (1992). Aportaciones de la Biotecnología al Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales. *Biotecnología*. 2: 155-172.

Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Naturales. Compendio de estadísticas ambientales 2012. Recuperado el día 28 de marzo de 2013, de [http://app1.semarnat.gob.mx/dgeia/Compendio\\_2012/dgeiawf.semarnat.gob.mx\\_8080/ibi\\_apps/WFServlet1bdc.html](http://app1.semarnat.gob.mx/dgeia/Compendio_2012/dgeiawf.semarnat.gob.mx_8080/ibi_apps/WFServlet1bdc.html).

Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Naturales. Norma 001-SEMARNAT-1996 límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. Recuperado el día 21 de marzo de 2013, de <http://biblioteca.semarnat.gob.mx/janium/Documentos/Ciga/agenda/DOFs/DO2470.pdf>.

Shin H.S., Kim K.Y., Lee C.Y., Kang S.K. (2002). Effect of alkalinity and substrate on simultaneous denitrification and methanogenesis, WEF Proceeding. toluene by pure cultures of denitrifying bacteria. *Arch. Microbiol*. 175: 7-12.

Silva J. (1959). Aprovechamiento de las aguas de cola, págs. 116-123. In: Explotación Pesquera y Aprovechamiento de los Productos de la Pesca en Chile. Primer Congreso de Ingeniería Química. Instituto de Ingenieros Químicos de Chile. Concepción, Chile. Vol. III, 306 pp.

Sorensen B. Halling and Jorgensen S.E. (1993). The removal of Nitrogen Compounds from Wastewater. Elsevier.

Speece R.E. (1996). Anaerobic biotechnology: For industrial wastewater. Ed. Archea Press, Nashville, Tennessee, USA. 274-286.

Sridang C., Pottier A., Wisniewski C., and Grasmick A. (2008). Performance and microbial surveying in submerged membrane bioreactor for seafood processing wastewater treatment. J. Membr. Sci. 317(1): 43-49.

Sun C., Leiknes T., Weitzenböck J. y Thorstensen, B. (2010). Salinity effect on a biofilm-MBR process for shipboard wastewater treatment. Sep. Purif. Technol. 72(3): 380-387.

Sun S.P., Pellicer C., Merkey B., Zhou Q., Xia S.Q., Yang D.H., Sun J.H. y Smets B.F. (2010). Effective biological nitrogen removal treatment processes for domestic wastewaters with low C/N ratios: a review. Environ. Eng. Sci. 27(2): 111-126.

Technical Report Series FREMP WQWM-93-10, DOE FRAP 1993-39. (1994). Wastewater Characterization of Fish Processing Plant Effluents. Fraser River Estuary Management Program. New West Minister, B. C.

Thauer R. K., Möller-Zinkhan D. y Spormann A. M. (1989). Biochemistry of acetate catabolism in anaerobic chemotrophic bacteria. Annu. Rev. Microbiol. 43: 43-67.

Thongmak N., Sridang P., Puetpaiboon U., Héran M., Lesage G. y Grasmick A. (2015), Performances of a submerged anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for latex serum treatment. Desalination. 57(44): 1-13.

Tugtas A. Evren, Tezel U., Pavlostathis Spyros G. (2009). A Comprehensive Model of Simultaneous Denitrification and Methanogenic Fermentation Processes. Biotechnology and Bioengineering. Vol. 105(1): 98-108.

Van Lier J.B., Van Der Zee F.P., Tan N.C.G., Rebac S. & Kleerebezem R. (2001b). Advances in high rate anaerobic treatment: staging of reactor systems. *Wat. Sci. Technol.* (44): 15-25.

Van Loosdrecht M.C.M. y Jetten M.S.M. (1998). Microbiological conversions in nitrogen removal., *Water Science and Technology.*, 38(1): 1-7.

Vendramel S., Dezotti M. y Sant'Anna, G.L. (2011). Nitrification of an industrial wastewater in a moving-bed biofilm reactor: effect of salt concentration. *Environ. Technol.* 32(1): 837-846.

Vidal G., Aspé E., Marti M.C. y Poeckel M. (1997). Treatment of recycled wastewater from fishmeal factory by an anaerobic filter. *Biotechnology Letters.* 19:117-121.

Wang Y., Huang X. y Yuan, Q. (2005). Nitrogen and carbon removals from food processing wastewater by an anoxic/aerobic membrane bioreactor. *Process Biochem.* 40(5): 1733–1739.

Weston R.F. (1984). Inc.: Advanced waste treatment performance evaluation summary report, USEPA. 68:03-3019.

Williams R.T. y Crawford R.L. (1985). Methanogenic bacteria, including acid-tolerant strain, from peatlands. *Appl. Environ. Microbiol.* 50:1542-1544.

Xiao Y. y Roberts, D.J. (2010). A review of anaerobic treatment of saline wastewater. *Environ. Technol.* 31(8-9): 1025-1043.

Yang Y., Lesage G., Barret M., Bernet N., Grasmick A., Hamelin J. y Héran, M. (2014). New urban wastewater treatment with Autotrophic Membrane Bioreactor (AutoMBR) at low COD/N substrate ratio. *Water Sci. Technol.* 69(5): 960-965.

Young-Ho A. (2006). Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review. *Process Biochemistry.* 41:1709-1721.

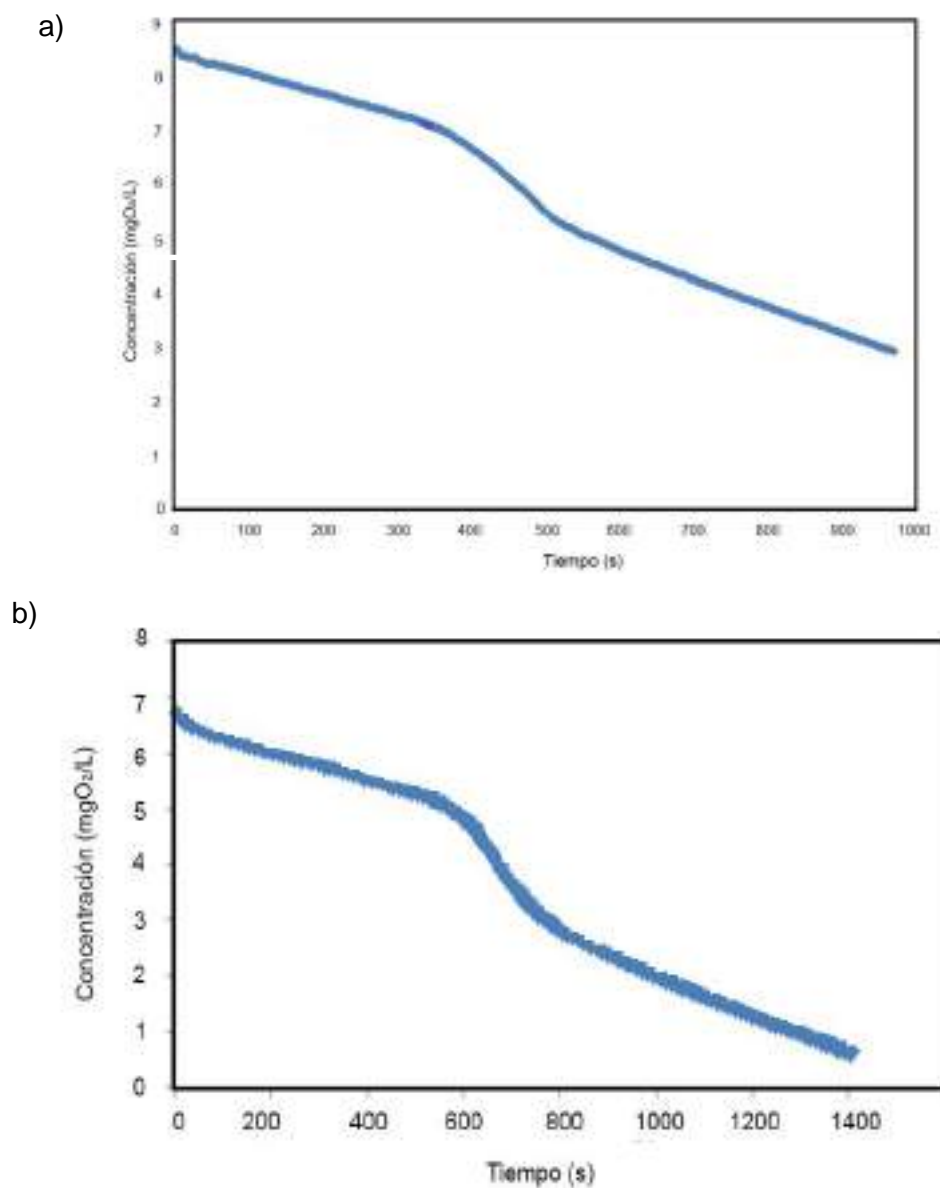
Zhang X., Zhou J., Guo H., Qu Y., Liu G. y Zhao, L. (2007). Nitrogen removal performance in a novel combined biofilm reactor. 42:620-626.

Zumft, W. G. (1997). Cell biology and molecular basis of denitrification. *Microbiol. Mol. Biol. Rev.* 61(4): 533-616.



## ANEXOS

## Anexo A. Pruebas respirométricas



**FIGURA A.** Curvas características del consumo de oxígeno en las pruebas de respirometría con la adición de sustratos específicos. a) Fuente de carbono orgánico b) Fuente de nitrógeno inorgánico.

## Anexo B. Curva de calibración de la DQO

Tabla B. Datos para la curva de calibración de la DQO

Concentración (mg/L)	ABS (620 nm)
0	0
50	0.016
250	0.117
500	0.237
750	0.404
1000	0.454
1500	0.737

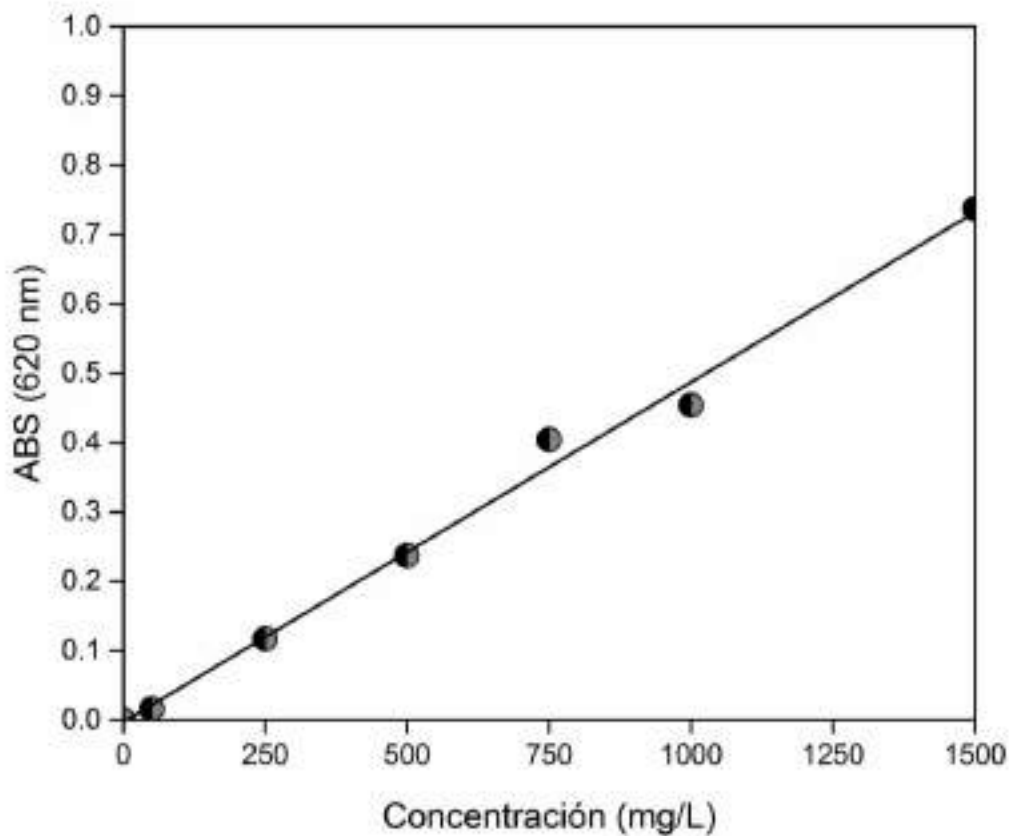


Figura B. Curva estándar de la demanda química de oxígeno. ( $ABS = 0.005 [DQO] - 0.0027$ ;  $R^2 = 0.9936$ ).

## Anexo C. Curva de calibración del electrodo ion específico de amonio

Tabla C. Datos para la curva de calibración del amonio.

Concentración (mg/L)	mVe
1000	85.2
100	30
10	-16.4
1	-38.4

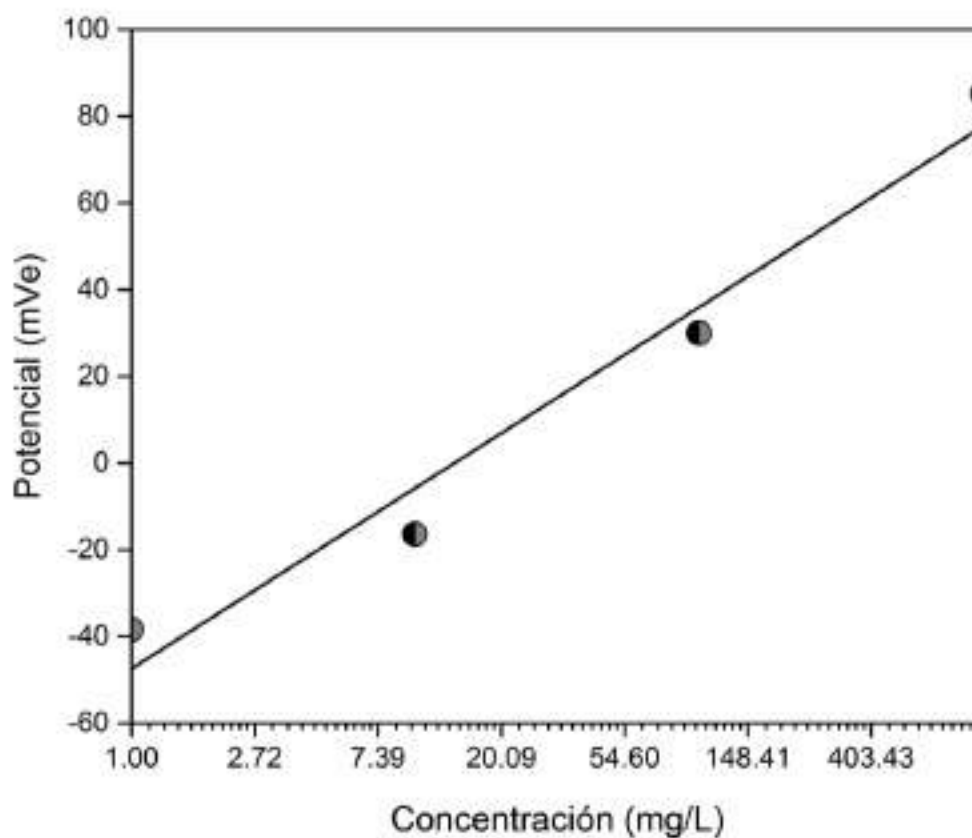
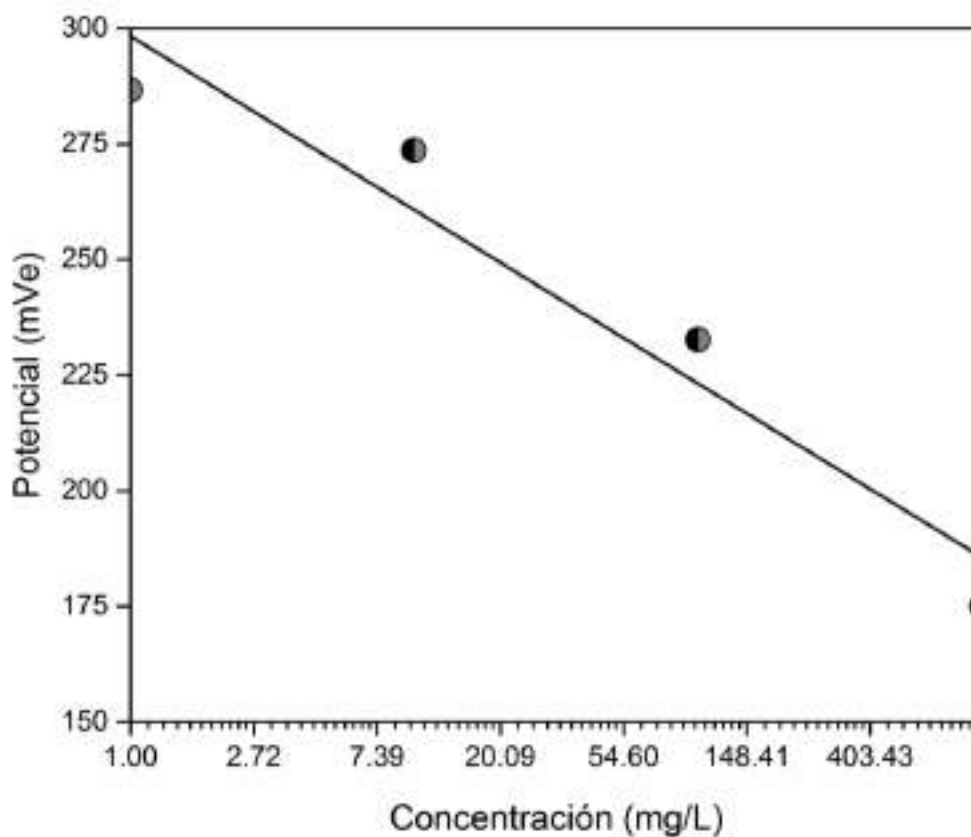


Figura C. Curva de calibración amonio (electrodo).  $mVe = 18.119 \ln[NH_4^+] - 47.48$ ;  $R^2 = 0.968$

## Anexo D. Curva de calibración del electrodo ion específico de nitrato

**Tabla D.** Datos para la curva de calibración de nitratos (electrodo).

Concentración (mg/L)	mV e
1000	175
100	232.6
10	273.6
1	286.6



**Figura D.** Curva de calibración nitratos (electrodo).  $mVe = -16.32 \ln[NO_2^-] + 298.32$ ;  $R^2 = 0.9334$

## Anexo E. Curva de calibración de nitritos

Tabla E. Datos para la curva de calibración de los nitritos.

Concentración (mg/L)	ABS (500 nm)
0	0
50	0.267
100	0.555
150	0.903

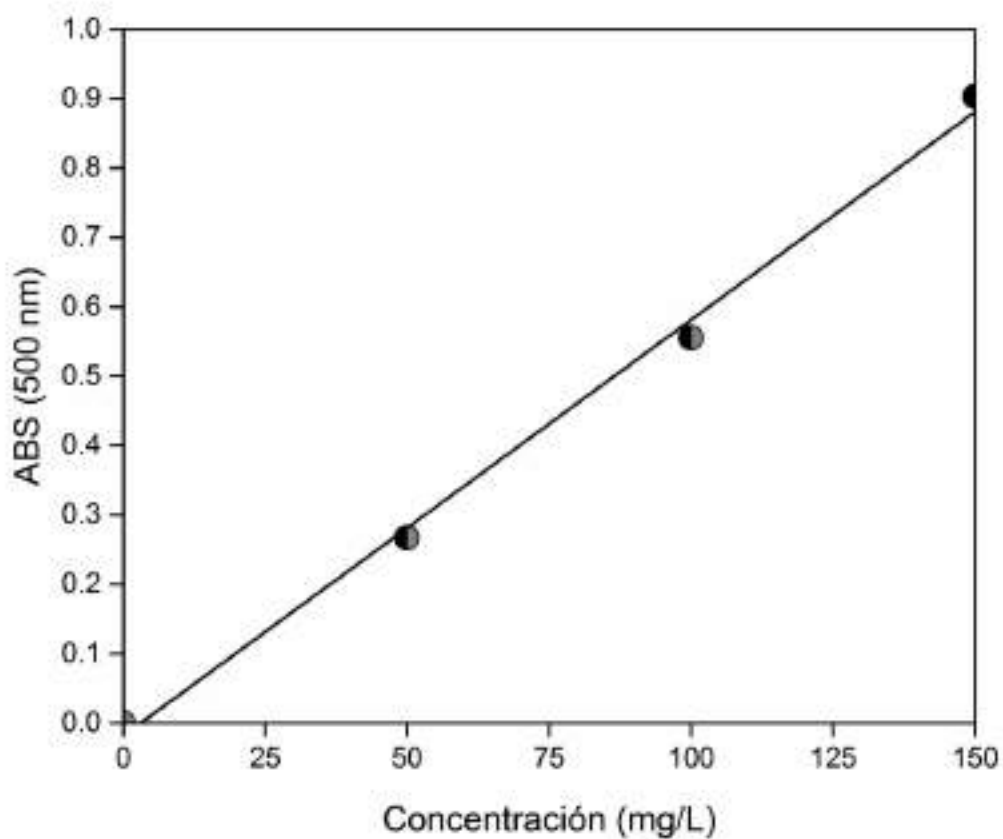


Figura D. Curva de calibración de nitritos.  $ABS = 0.006[NO_2^-] - 0.0183$ ;  $R^2 = 0.9962$