



**UNIVERSIDAD MICHOACANA  
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



**FACULTAD DE BIOLOGÍA  
FACULTAD DE INGENIERÍA CIVIL  
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**PROGRAMA DE MAESTRÍA EN CIENCIAS  
EN INGENIERÍA AMBIENTAL**

**Asimilación de nutrientes y producción de biomasa,  
en un biorreactor de membranas sumergidas,  
acoplado a un sistema acuícola con recirculación**

Tesis que para obtener el grado de Maestro en Ciencias en Ingeniería Ambiental presenta:

**Ingeniero en biotecnología Isaías Negra Jiménez**

Asesor:

**Doctor en ingeniería de procesos Julio César Orantes Ávalos**

Coasesor:

**Doctor en acuicultura Antonio Campos Mendoza**

**Morelia, Michoacán, febrero de 2015**



## **Agradecimientos**

Al Programa de Maestría en Ciencias en Ingeniería Ambiental de la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT). Por la beca proporcionada.

Al CONACYT por el financiamiento del proyecto: Sistema regional de producción intensiva de tilapia para mercados de alto valor comercial e impulsar el desarrollo económico y social en el occidente de México.

Al la Coordinación de la Investigación Científica de la UMSNH, por el financiado del proyecto: Desarrollo de un sistema integral de tratamiento y reuso de agua para la producción y conservación de peces. En el marco del programa de investigación 2012 y 2013.

Al Programa Integral de Fortalecimiento Institucional (PIFI) por el financiamiento para la participación en el congreso internacional CITEM 2014.

Al Dr. Julio César Orantes Avalos por todo su apoyo brindado, así como sus consejos, confianza y paciencia.

Al Dr. Antonio Campos Mendoza por sus comentarios, sugerencias y como parte del comité tutorial.

Al los Doctores Jose Apolinar Cortés, Jorge Fonseca Madrigal y la Dra. Ruth Alfaro Cuevas-Villanueva por su ayuda y orientación y como revisores del presente trabajo.

Al laboratorio de biología acuática de la Facultad de biología de la UMSNH.

Al laboratorio de Biotecnología Acuática de Instituto de Investigaciones Agropecuarias y Forestales de la UMSNH.

A Isac Chacon y Sivila Santos por el apoyo brindado en el desarrollo de la investigación.

A mis compañeros Lizeth, Alejandro, Renne y Aniceto por su amistad, compañía y apoyo.



## Tabla de contenido

Tabla de contenido.....	1
Índice de figuras .....	3
Índice de tablas .....	5
Tabla de nomenclatura y abreviaturas .....	6
Resumen.....	8
1. Introducción .....	10
2. Marco conceptual de la investigación.....	12
2.1. Hipótesis.....	12
2.1.1. Hipótesis general:.....	12
2.1.2. Hipótesis específicas: .....	12
2.2. Objetivo general.....	13
2.2.1. Objetivos específicos.....	13
2.3. Justificación .....	14
3. Marco teórico.....	15
3.1. La acuicultura .....	15
3.1.1. Importancia de la acuicultura y del cultivo de tilapia .....	15
3.1.2. Sistemas acuícolas con recirculación .....	16
3.2. Asimilación de nutrientes en biomasa heterótrofa .....	22
3.2.1. Tecnología de biofloc .....	23
3.2.2. Producción de biofloc en reactores de biomasa en suspensión .....	25
3.3. El biorreactor de membranas sumergidas .....	26
3.3.1. Filtración en un BRM .....	28
3.3.2. Suspensión biológica .....	33
3.3.3. Parámetros de operación en el BRM .....	36
4. Antecedentes .....	39
5. Materiales y métodos.....	43
5.1. Diseño experimental .....	43
5.2. Residuo acuícola utilizado .....	43

5.3.	Sustrato para la alimentación del BRM.....	44
5.4.	Descripción y operación del BRM .....	48
5.5.	Análisis de muestras.....	52
5.6.	Cálculos y análisis estadístico.....	56
6.	Resultados .....	58
6.1.	Arranque y estabilización.....	58
6.2.	Comportamiento del BRM y eficiencia de tratamiento del agua.....	60
6.2.1.	Condiciones fisicoquímicas.....	60
6.2.2.	Concentración de biomasa.....	62
6.2.3.	DQO soluble en el reactor y calidad del efluente.....	66
6.3.	Asimilación de nutrientes y producción de biomasa .....	70
6.3.1.	Asimilación materia orgánica .....	70
6.3.2.	Asimilación de nitrógeno.....	72
6.3.3.	Asimilación de fósforo.....	73
6.3.4.	Velocidad de consumo de oxígeno y actividad microbiana .....	73
6.3.5.	Producción y rendimiento de biomasa .....	74
6.3.6.	Cinética de la producción de biomasa .....	78
6.4.	Características nutrimentales de los bioflocs.....	80
6.5.	Análisis de aplicación del BRM al sistema RAS.....	84
7.	Conclusiones y recomendaciones .....	90
7.1.	Conclusiones.....	90
7.2.	Validación de hipótesis.....	92
7.3.	Recomendaciones generales.....	93
8.	Referencias.....	94
	Anexos.....	100
A.	Estequiometría de reacciones de óxido-reducción para el acetato como donador de electrones y el oxígeno como aceptor. ....	100
B.	Comportamiento de la presión transmembranal a lo largo de la experimentación.....	104
C.	Croquis del acoplamiento del BRM en el RAS escala piloto (vista en planta).....	105
D.	Croquis del acoplamiento del BRM al sistema RAS escala piloto (isométrico).....	106

## Índice de figuras

Figura 3.1. Producción y consumo mundiales de pescado como alimento 1976-2030, Fuente: FAO (2012). El Estado Mundial de la Pesca y la Acuicultura. ....	15
Figura 3.2. Elementos que pueden conformar un sistema acuícola con recirculación (RAS). Adaptado de (Timmons <i>et al.</i> , 2002) .....	20
Figura 3.3. Tecnología de bioflocs, desarrollo de la biomasa heterótrofa directamente en el tanque de cultivo de los peces. ....	24
Figura 3.4. Desarrollo de bioflocs para asimilación de nitrógeno (N); fósforo (P) y materia orgánica (DBO), en un reactor de biomasa en suspensión; Reactor secuencial en batch (SBR); bioreactor de membranas sumergidas (BRM). ....	26
Figura 3.5. Esquema general de un biorreactor de membranas sumergidas. Sólidos suspendidos volátiles (SSV). ....	27
Figura 3.6. Rango de aplicación de diferentes sistemas de filtración y tamaño de partículas típicas. Modificado de V. Jegatheesan, 2009. ....	29
Figura 3.7. Configuraciones del BRM y los mecanismos básicos de filtración. A) Con membranas externas, B) Biorreactor con membranas sumergidas .....	32
Figura 5.1. A) Tanques del sistema de cultivo acuícola; B) Filtro de gravedad para la retención de lodos. ....	44
Figura 5.2. BRM escala laboratorio utilizado en el experimento .....	46
Figura 5.3. Diagrama general de proceso para el tratamiento de los lodos de desecho del sistema acuícola con recirculación (RAS), mediante el biorreactor de membranas sumergidas (BRM). ....	47
Figura 5.4. Biorreactor de membranas sumergidas a escala laboratorio utilizado en el experimento. ....	48
Figura 5.5. A) Muestra de la suspensión biológica del reactor; B) Bioflocs prensados; C) Messtras de bioflocs secas a 60°C. ....	56

Figura 6.1. A) Concentraciones de sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), la relación (SSV/SST) y carga orgánica (CO) en el Biorreactor. A) Concentración de DQO en el efluente (permeado), influente y eficiencia de remoción. ....	59
Figura 6.2. Temperatura, pH y oxígeno disuelto en el Biorreactor de membranas durante el tiempo de experimentación. ....	62
Figura 6.3. Comportamiento de la biomasa en el tiempo, A) Concentración de biomasa medida como sólidos suspendidos totales (SST), Volátiles (SSV) y DQO particulada en la suspensión del Biorreactor; B) Producción de biomasa microbiana (biomasa extraída del biorreactor). ..	65
Figura 6.4. Comportamiento de la carga orgánica y las fracciones de DQO del permeado (salida) y de la DQO soluble de la suspensión del BRM .....	67
Figura 6.5. Demanda química de oxígeno (DQO) en el sustrato, la fracción soluble y el permeado del BRM en función de las diferentes cargas orgánicas. ....	68
Figura 6.6. Aspecto del permeado respecto a la suspensión biológica del BRM y los lodos acuícolas del sustrato .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Figura 6.7. Tasa de consumo de oxígeno (OUR) en función de las diferentes condiciones operacionales de carga orgánica. ....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Figura 6.8. Tiempo de retención celular (TRC) y rendimiento de biomasa en función de las diferentes cargas orgánicas. ....	76
Figura 6.9. Tasa de consumo de sustrato ( $r_s$ ) A) y tasa específica de crecimiento ( $\mu$ ) B) en función de la carga orgánica. ....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Figura 6.10. Contenido de proteínas, lípidos y cenizas de la biomasa (bioflocs) producida en el BRM a las diferentes cargas orgánicas. ....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
Figura 6.11. Relación del contenido de proteínas A) y contenido de lípidos B) respecto a la producción de la biomasa (bioflocs) a las diferentes cargas de concentración de sustrato en el BRM. ....	83
Figura 11.1. Comportamiento de la presión transmembranal en la experimentación. Se muestran también el tiempo en el que otros estudios tratando efluentes acuícolas alcanzan la presión máxima y se programa limpieza química de las membranas.....	104



## Índice de tablas

Tabla 3.1. Requerimientos de calidad del agua para el cultivo de tilapia (CONAPECA, 2012; Pillay, 1997).....	18
Tabla 3.2. Concentraciones de la demanda química de oxígeno (DQO), sólidos suspendidos totales (SST), nitrógeno amoniacal (N-NH <sub>3</sub> ) y Nitrógeno total (NT), para lodos acuícolas en diferentes sistemas.....	21
Tabla 3.3. Composición de bioflocs producidos tratando desechos acuícolas por diferentes sistemas, BFT: Tecnología de biofloc, BRM: biorreactor de membranas sumergidas, SBR: reactor secuencial en batch (Expresados como porcentaje de la biomasa). ....	23
Tabla 3.4. Parámetros típicos de operación de un BRM (Adaptado de Metcalf y Eddy, 2003). ....	37
Tabla 4.1. Características generales de los estudios de aplicación del BRM al tratamiento de efluentes acuícolas. ....	40
Tabla 5.1. Preparación del sustrato para alimentación del Biorreactor de membranas sumergidas (BRM) a partir de los lodos del sistema acuícola con recirculación (RAS) .....	45
Tabla 5.2. Características de la membrana utilizada en el Biorreactor de membranas sumergidas. ....	49
Tabla 5.3. Métodos y equipo de medición utilizados para los diferentes parámetros. ....	54
Tabla 6.1. Concentraciones promedio $\pm$ desviación estándar para el nitrógeno orgánico (N-orgánico), nitrógeno amoniacal (N-NH <sub>3</sub> ), Nitratos (N-NO <sub>3</sub> ) y fosfatos (P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> ), en la entrada (sustrato) y la salida del BRM (Permeado), así como los porcentajes de asimilación. ....	71
Tabla 6.2. Matriz comparativa de las diferentes alternativas de producción de biomasa para recuperación de nutrientes en la acuicultura intensiva .....	85
Tabla 6.3. Consideraciones del sistema acuícola para el acoplamiento del BRM .....	87
Tabla 6.4. Características generales del BRM para el acoplamiento al sistema RAS escala piloto.....	88
Tabla 11.1. Estequiometría de la reacción global con $f_e = 0.41$ y $f_s = 0.59$ .....	101

## Tabla de nomenclatura y abreviaturas

Notación	Descripción	Unidades
A	Área de filtración	m <sup>2</sup>
BRM	Biorreactor de membranas sumergidas	
BFT	Biofloc Technology, por sus siglas en inglés	
Biofloc	Flóculos de biomasa microbiana	
C/N	Relación carbono/nitrógeno	
CO	Carga orgánica	kg <sub>DQO</sub> /kg <sub>SSV</sub> •d
CO <sub>v</sub>	Carga orgánica volumétrica	kg <sub>DQO</sub> /m <sup>3</sup> •d
DBO <sub>5</sub>	Demanda bioquímica de oxígeno	mg <sub>DBO</sub> /L
DQO	Demanda química de oxígeno	mg <sub>DQO</sub> /L
DQO <sub>Sol</sub>	Demanda química de oxígeno de la fracción soluble	mg <sub>DQO</sub> /L
DQO <sub>Tot</sub>	Demanda química de oxígeno total	mg <sub>DQO</sub> /L
DQO <sub>Part</sub>	Demanda química de oxígeno de la fracción particulada	mg <sub>DQO</sub> /L
EPS	Substancias poliméricas extracelulares	
F	Cantidad de alimento suministrado a los peces	kg/d
J	Flujo membranal	L/m <sup>2</sup> •h
k <sub>d</sub>	Coefficiente de decaimiento de la biomasa	kg <sub>SSV</sub> /kg <sub>SSV</sub> •d
MF	Microfiltración	
NAT	Nitrógeno amoniacal (N-NH <sub>3</sub> + N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	mg <sub>N</sub> /L
NT	Nitrógeno Total	mg <sub>N</sub> /L
OD	Oxígeno disuelto	mg <sub>O<sub>2</sub></sub> /L
P	Fósforo en forma de ortofosfato (PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> )	mg <sub>P</sub> /L
PC	Porcentaje de proteína en el alimento de los peces	%
ΔP	Diferencia de presión	Bar

<b>Notación</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
PTM	Presión transmembranal	kPa
Q	Gasto	m <sup>3</sup> /d
Q <sub>e</sub>	Gasto del efluente	m <sup>3</sup> /d
Q <sub>w</sub>	Gasto de purga	m <sup>3</sup> /d
RAS	Sistema acuícola con recirculación	
R <sub>c</sub>	Resistencia de la torta	m <sup>2</sup> /kg
R <sub>w</sub>	Resistencia de la membrana	m <sup>2</sup> /kg
SMP	Compuestos microbianos solubles	mg <sub>DQO</sub> /L
TRC	Tiempo de retención celular	d
UF	Ultrafiltración	
ν	Viscosidad cinemática del agua	Pa•s
μ	Tasa específica de crecimiento microbiano	mg <sub>SSV</sub> /mg <sub>SSV</sub> •d
μ <sub>max</sub>	Tasa específica máxima de crecimiento microbiano	mg <sub>SSV</sub> /mg <sub>SSV</sub> •d
V <sub>R</sub>	Volumen de reactor	L
Y	Coeficiente de rendimiento de biomasa	mg <sub>SSV</sub> /mg <sub>DQO</sub>

## Resumen

Los sistemas acuícola con recirculación (RAS) descargan lodos residuales ricos en materia orgánica y nutrientes. En el presente trabajo se utilizando dichos lodos como sustrato de un MBR, a escala laboratorio, operado con diferentes cargas orgánicas (0.05, 0.1, 0.2, 0.3 y 0.5  $g_{COD}/g_{VSS}\cdot d$ ). Para todas las condiciones operacionales se encontraron tasas de remoción de materia orgánica mayores de 98%, de nitrógeno amoniacal del 99% y, de entre 20 y 26% de nitrógeno orgánico. Las tasa de remoción de nitratos fueron inferiores al 50%, descartando tasas importantes de nitrificación. En la determinación de coeficientes cinéticos de la biomasa, se encontró una tasa máxima de consumo de sustrato ( $r_s$ ) de 0.2  $g_{DQO}/g_{SSV}\cdot d$ , una tasa máxima de crecimiento específico ( $\mu_{max}$ ) de 0.1  $g_{VSS}/g_{VSS}\cdot d$ , y un coeficiente de decaimiento ( $k_d$ ) de 0.005  $g_{VSS}/g_{VSS}\cdot d$ , que son valores bajos respecto a los encontrados en la literatura. Respecto a la calidad del efluente, se concluye que el tratamiento permite lograr un efluente adecuado para su reuso en un sistema acuícola intensivo completamente recirculado y que se recomendaría operar con una carga orgánica del orden de los 0.3  $g_{COD}/g_{VSS}\cdot d$ , para un BRM acoplado a un RAS.

Por otro lado, se determinaron contenidos de proteína, lípidos y cenizas en la biomasa del BRM. La concentración de dichos componentes en los bioflocs, muestra correlación con las condiciones de operación del biorreactor; y, dada su composición rica en proteínas y cenizas pero pobre en lípidos, se concluye que los bioflocs podrían utilizarse como complemento del alimento balanceado para los peces, pero no sustituirlo por completo.

**Palabras clave:** Biorreactor de membranas sumergidas, sistema acuícola con recirculación, tratamiento de efluentes residuales, producción de biomasa, asimilación de nutrientes.

## Abstract

The recirculating aquaculture systems (RAS) discharge sludge waste, with organic matter and nutrients content. In this research, we used the sludge waste as a substrate for to fed a lab scale MBR, operated at different organic loading (0.05, 0.1, 0.2, 0.3 and 0.5  $\text{g}_{\text{COD}}/\text{g}_{\text{VSS}}\cdot\text{d}$ ). Results show, high organic matter (98%) and ammonia nitrogen (99%) removal rates. Low organic nitrogen removal rate in between 20 and 26% were found. The nitrate removal rate was below 50%, ruling out significant nitrification rates. Kinetic biomass coefficients showed, a maximum substrate consumption rate ( $r_s$ ) of 0.2  $\text{g}_{\text{COD}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ , a maximum specific growth rate ( $\mu_{\text{max}}$ ) of 0.1  $\text{g}_{\text{VSS}}/\text{g}_{\text{VSS}}\cdot\text{d}$ , and a decay biomass coefficient ( $k_d$ ) of 0.005  $\text{g}_{\text{VSS}}/\text{g}_{\text{VSS}}\cdot\text{d}$ , which are low values compared to those found in the literature. Regarding the quality of the effluent, it is concluded that treatment allow to get an effluent suitable for reuse in intensive aquaculture and completely recycled systems. Results show that the It is recommend to operate the MBR coupled to a RAS, with an organic loading of around 0.3  $\text{g}_{\text{COD}}/\text{g}_{\text{VSS}}\cdot\text{d}$ .

Proteins, lipids and ash content in the MBR biomass were determined. The bioflocs concentration of these components, were corelated to the operating conditions of the MBR; and, given its composition, rich in proteins and ashes, but poor in lipids, it is concluded that bioflocs could be used as a complement for balanced fish food, but not to replace it completely.

**Key words:** Membrane bioreactor, recirculating aquaculture system, wastewater treatment, biomass production, nutrients assimilation.

## 1. Introducción

Para que la acuicultura sea sostenible se han desarrollado los sistemas acuícolas con recirculación (RAS; Recirculated Aquaculture System, por sus siglas en inglés), (Timmons *et al.*, 2002). En estos sistemas de cultivo intensivos tratan y reutilizan el agua del proceso reduciendo así los daños ambientales. Los RAS utilizan para el tratamiento y reutilización del agua, entre otros sistemas, filtros biológicos con crecimiento de biomasa bacteriana adherida a un medio de soporte, los cuales permiten degradar la materia orgánica soluble, así como la oxidación y reducción de las concentraciones de nitrógeno amoniacal residual de tanque de cultivo (Badiola *et al.*, 2012), el cual tiene una alta toxicidad para los peces (Crab *et al.*, 2007).

En un RAS, normalmente sólo del 15 al 30% del nitrógeno y 35% del fósforo del alimento es aprovechado por los peces (Azim y Little, 2008) y, aproximadamente del 11 al 40% del alimento suministrado se pierde en forma de lodo residual (Luo *et al.* 2012). Los residuos particulados, provenientes del alimento no digerido y de las heces fecales de los peces, son normalmente eliminados por medio de proceso de remoción de sólidos, previo al filtro biológico. Sin embargo, estos lodos residuales, constituyen una significativa de nutrientes no utilizados por los peces (Schneider *et al.*, 2007). Adicionalmente, el desarrollo de la acuicultura depende de la posibilidad de contar con fuentes externas de ingredientes para elaborar alimento para los peces, como el aceite y la harina de pescado (FAO, 2012), lo cual encarece la fabricación del alimento. Por lo que la recuperación de nutrientes, en esos sistemas, resulta de particular interés. Los biofiltros tradicionalmente utilizados en los RAS, no obstante que permiten la degradación de los contaminantes, no permiten una reutilización de la biomasa generada en el biofiltro.

Una alternativa para el aprovechamiento de esos nutrientes es el uso de la tecnología de bioflocs (BFT; biofloc technology, por sus siglas en inglés), la cual se ha utilizado principalmente en cultivos de tilapia y camarón (Kuhn *et al.*, 2009), consiste en aprovechar como alimento a los microorganismos que crecen en suspensión directamente en los tanques de cultivo usando como nutrimentos los residuos de los

peces (nitrógeno y fósforo), además de una fuente de carbono exógena (Avnimelech, 2007). Sin embargo, esta tecnología presenta algunos inconvenientes, como son: variaciones desfavorables en la concentración de oxígeno disuelto (OD) y de sólidos suspendidos totales (SST), que pueden afectar el óptimo crecimiento de los peces. Otra alternativa es la utilización de un reactor de biomasa en suspensión independiente, donde el biofloc sea alimentado con los desechos del efluente del sistema de cultivo acuícola, pero donde se tenga un control total de la biomasa.

El biorreactor con membranas sumergidas (BRM), es un sistema que ha sido empleado en el tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales. Estos reactores permiten el desarrollo de biomasa en suspensión, que degrada la materia orgánica. La separación de la biomasa, se lleva a cabo por medio de membranas de microfiltración (MF) o ultrafiltración (UF), obteniendo (i) una alta calidad del efluente, que permite su reutilización en procesos como la acuicultura intensiva y (ii) un control total de la biomasa que se requiera recircular al sistema de cultivo de peces. Se han empezado a estudiar los BRM para su potencial aplicación (*Kuhn et al.*, 2010; *Holan et al.*, 2014; *Wold et al.*, 2014) sin embargo, aún no se ha generado conocimiento científico suficiente, para su aplicación a escala real en los RAS. Esta biotecnología permitiría tanto tratar los efluentes acuícolas y reusar el agua en el mismo sistema, así como aprovechar los residuos de los efluentes acuícolas y aprovecharlos como fuente complementaria de alimento para los peces.

En el presente trabajo se estudió, a escala laboratorio, la eficiencia de asimilación de materia orgánica, fósforo, nitrógeno orgánico y amoniacal en la biomasa de un BRM que es alimentado en forma continua con la descarga de lodos originada en el sistema de retención de sólidos de un RAS de cultivo de tilapia (*Oreochromis sp.*). Mediante un balance adecuado de la relación carbono/nitrógeno ( $DBO_5/N$ ), se busca desarrollar flóculos de microorganismos heterótrofos, y por sus características de contenido proteínas, lípidos y cenizas, poder dilucidar su factibilidad como fuente complementaria de alimento para los peces.

## 2. Marco conceptual de la investigación

### 2.1. Hipótesis

#### 2.1.1. *Hipótesis general:*

Un biorreactor con membranas sumergidas, tratando los desechos de un sistema acuícola con recirculación, permite la asimilación de nutrientes y materia orgánica, para la producción de biomasa.

#### 2.1.2. *Hipótesis específicas:*

- A. Un efluente acuícola tratado en un biorreactor con membranas sumergidas, permite alcanzar una calidad del agua tratada apropiada, para mantener en operación un sistema acuícola con recirculación.
- B. Las tasas de producción de biomasa en un BRM, permiten remover, por asimilación, una cantidad de nutrientes que permitan mantener en operación un sistema acuícola recirculado.
- C. La biomasa de un biorreactor con membranas sumergidas, considerando su contenido de proteínas, lípidos y cenizas, tiene una calidad nutrimental adecuada, para ser utilizada como alimento complementario para el cultivo del sistema acuícola recirculado.



## **2.2. Objetivo general**

Evaluar la asimilación de nutrientes y materia orgánica, en la producción de biomasa, en un biorreactor con membranas sumergidas, tratando la fracción sólida del efluente acuícola, en un sistema de cultivo recirculado.

### *2.2.1. Objetivos específicos*

- A. Evaluar, en un biorreactor con membranas sumergidas, a escala laboratorio, la calidad de un efluente acuícola tratado.
- B. Evaluar las tasas de producción de biomasa, en un biorreactor con membranas sumergidas, operado bajo diferentes cargas orgánicas.
- C. Evaluar la asimilación de materia orgánica y nitrógeno, en un biorreactor con membranas sumergidas, operado bajo diferentes cargas orgánicas.
- D. Analizar la factibilidad, desde el punto de vista nutrimental, de usar como alimento complementario para los peces, la biomasa producida en un biorreactor con membranas sumergidas, considerando su contenido de proteínas, lípidos y cenizas.

### **2.3. Justificación**

Con la presente investigación se busca beneficiar al sector productivo acuícola del Estado de Michoacán y del país. Esta investigación pretende generar conocimiento y bases sólidas para aplicación de nuevas tecnologías para la reutilización de agua y nutrientes no aprovechados en los sistemas acuícolas con recirculación. Se pretende lograr un uso más eficiente del alimento suministrado a los peces, al desarrollar bioflocs que puedan ser utilizados como complemento nutrimental.

La reutilización del agua se pretende implementar gracias a la utilización de un biorreactor con membranas sumergidas, que es una tecnología de tratamiento de agua que permite alcanzar altos estándares de calidad en los efluentes tratados.

En se pretende probar un sistema integrado con un biorreactor de membranas sumergidas y bioflocs, con un sistema acuícola con recirculación, el cual además de permitir un uso más eficiente del agua, requiere menor superficie de terreno para su implementación, que los sistemas de tratamiento tradicionalmente empleados en los sistemas acuícolas con recirculación. El integrar estos sistemas hace posible el desarrollo de proyectos productivos acuícolas más cerca de los centros de consumo, reduciendo así costos económicos y ambientales asociados al transporte de la producción acuícola.

El reuso de los nutrientes no aprovechados por los peces, para la producción de biomasa microbiana, mediante el uso del biorreactor de membranas sumergidas, permite que estos nutrientes puedan ser utilizados como fuente complementaria de proteínas para la producción acuícola; además, la obtención de un efluente tratado de mejor calidad, permite compensar los costos que implica el sistema de tratamiento de agua con membranas de microfiltración en el biorreactor.

### 3. Marco teórico

#### 3.1. La acuicultura

La acuicultura es el desarrollo de especies acuáticas en medios naturales y artificiales, es decir, la cría de animales y plantas acuáticos manejados por el hombre, en instalaciones ubicadas en aguas dulces, marinas o salobres, por medio de técnicas de cría o cultivo, que sean susceptibles de explotación comercial, ornamental o recreativa (SAGARPA, 2008).

##### 3.1.1. Importancia de la acuicultura y del cultivo de tilapia

La acuicultura se perfila como una alternativa real para zanzar la brecha entre el suministro y la creciente demanda mundial de alimento y particularmente de pescado. La aportación de la acuicultura al suministro mundial de pescado pasó de 3.6% en 1970 a 36 % en 2006 (FAO, 2012) (Figura 3.1).

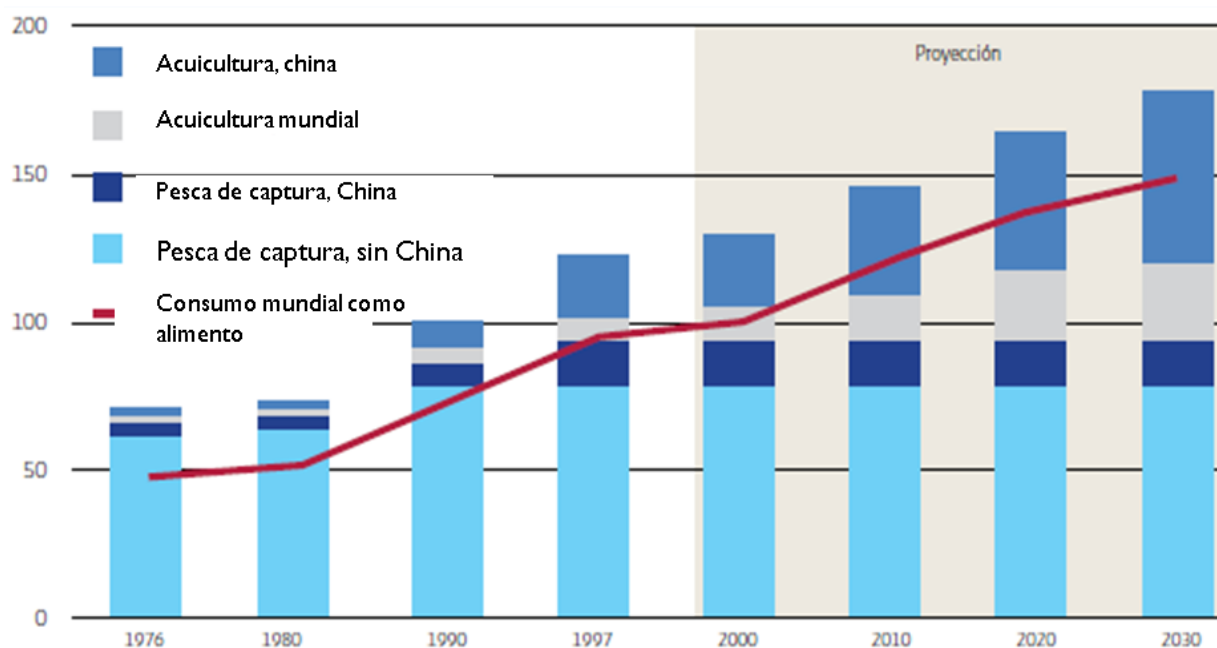


Figura 3.1. Producción y consumo mundiales de pescado como alimento 1976-2030, Fuente: FAO (2012). El Estado Mundial de la Pesca y la Acuicultura.

A nivel mundial, la acuicultura presenta un crecimiento anual del 8.8% (FAO, 2012). América Latina tiene una producción acuícola del 22% del total mundial, comparado con el 4.8% y 12.7% de Europa y África respectivamente (SPNT-CONAPESCA, 2010). El país con la mayor producción es China con el 68.2%, seguido de India, Indonesia y Japón que juntos hacen el 8.8% (FAO, 2012).

México ocupó, en 2008, el lugar 17 a nivel mundial en producción pesquera y contribuye con el 1.1% de la producción mundial. (CSPT-CONAPESCA, 2012), dando más atención al cultivo en agua dulce que a las actividades en estuarios (ASERCA-SAGARPA, 2012). Las principales especies en orden de importancia son: Camarón, Tilapia, Ostión, Carpa y Atún (SPNT-CONAPESCA, 2010).

En la producción de tilapia, el 91% se obtiene por acuicultura y se cultiva en 31 estados de la República Mexicana, siendo los principales productores: Veracruz, Michoacán, Tabasco, Sinaloa, Jalisco, Nayarit, Chiapas y Guerrero (SAGARPA, 2011).

La tilapia es originaria de África, pertenece a la familia de los cíclidos (SAGARPA, 2011). Las principales especies cultivadas son: *O. niloticus*, *O. mosambicus* y *O. aureus*, y cada una puede presentar ciertas características particulares que las distinguen, como la tolerancia a la salinidad, la talla alcanzada, los hábitos alimenticios, tolerancia a bajas temperaturas (Landau, 1995; Pillay, 1997; Cordova, 1998). La tilapia también presenta varias ventajas para su cultivo, como un rápido crecimiento, resistencia a las enfermedades y elevada productividad, tolera alta densidad de siembra y bajas concentraciones de oxígeno en el agua (SAGARPA, 2008).

### 3.1.2. *Sistemas acuícolas con recirculación*

Los diferentes sistemas de cultivo se podrán diferenciar principalmente por su nivel de producción. Iniciando con los sistemas extensivos, con bajas tasas de producción, hasta los sistemas tecnificados intensivos, con tanques circulares y sistemas con recirculación que les permiten alcanzar altas tasas de producción y densidades de cultivo [kg/m<sup>3</sup>, kg/m<sup>2</sup>, t/ha].

Los sistemas acuícolas con recirculación (RAS), son sistemas que cuentan con sistemas de tratamiento y acondicionamiento del efluente que permite recircularlo a los tanques de cultivo y mantener las condiciones adecuadas para las especies acuáticas que se cultivan, permitiendo una disminución significativa en el recambio del agua (Timmons *et al.*, 2002). En estos sistemas intensivos se debe tener un importante control de parámetros de crecimiento, alimentación de los peces y parámetros de calidad del agua.

➤ *Crecimiento y alimentación*

La tilapia acepta una amplia gama de alimentos naturales y artificiales (SAGARPA, 2008). La mayoría de las especies tienden a tener hábitos de alimentación omnívoros (Landau, 1995) y pueden ingerir una amplia variedad de organismos incluyendo plancton, invertebrados, larvas de peces, detritos y materia orgánica (Pillay, 1997). En los sistemas con recirculación, se utiliza el alimento comercial peletizado y extruido (flotante). Son diversos los ingredientes utilizados para la elaboración de alimento para los peces, como los son forrajes de diversos granos, vegetales y harinas de origen animal principalmente de pescado.

Los materiales orgánicos que pueden proveer de energía a los peces son: las proteínas, carbohidratos y lípidos. Las vitaminas y minerales son también necesarios en los componentes de la dieta (Timmons *et al.*, 2002). Los requerimientos en masa de proteínas van del 25 a 55%. El contenido máximo de carbohidratos se recomienda en 12 al 20%. En el caso de los lípidos los requerimientos son del 8 a 15% como máximo para evitar enfermedades como el hígado graso (CSPT-CONAPESCA, 2012).

➤ *Calidad del agua*

En los sistemas acuícolas con recirculación se debe llevar un control adecuado de los parámetros de calidad del agua y evitar la acumulación de contaminantes tóxicos, esto con la finalidad de poder mantener condiciones óptimas para el desarrollo de los peces.

La producción de algún contaminante se relaciona directamente con la tasa de alimento proporcionado (Timmons *et al.*, 2002):

Nitrógeno amoniacal:

$$N - NH_3 = (F) * (PC) * (0.092) \quad \text{Ec. 1.}$$

Donde:

F = Cantidad de alimento suministrado (kg/d)

PC = Porcentaje de proteína en el alimento %

0.092 = Constante del metabolismo del nitrógeno<sup>1</sup>

Producción de sólidos suspendidos totales (SST) = 0.25 g<sub>SST</sub>/g<sub>Alimento</sub> (base seca)

CO<sub>2</sub> = 1.375 g/g<sub>Oxígeno consumido</sub>

Consumo de oxígeno = 250 g<sub>oxígeno</sub>/kg<sub>alimento</sub>

Algunos parámetros de importancia para el cultivo intensivo de tilapia se presentan en la Tabla 3.1.

**Tabla 3.1. Requerimientos de calidad del agua para el cultivo de tilapia (CONAPECA, 2012; Pillay, 1997).**

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura	20 a 30, óptima 26 a 28	°C
Oxígeno disuelto	> 5	mg/L
pH	6.5 a 9	
Nitrógeno amoniacal total (N-NH <sub>3</sub> + N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	< 3	mg/L
Nitrógeno como N-NH <sub>3</sub>	< 0.6	mg/L
Sólidos suspendidos	10 a 30	mg/L

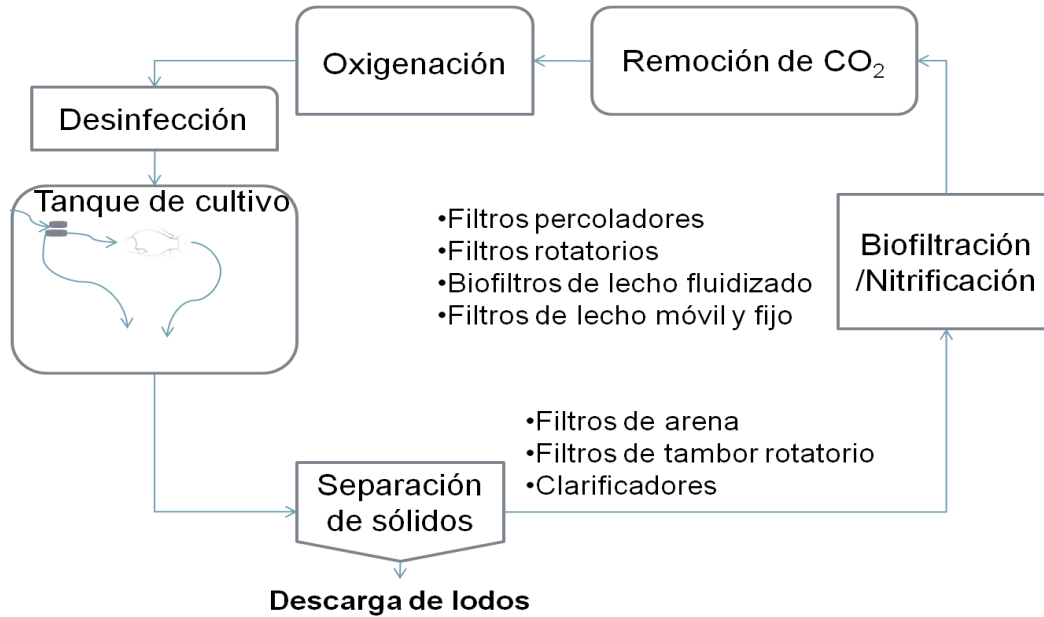
<sup>1</sup> 0.092 = 0.16\*80\*80\*90 (16% de nitrógeno en la proteína, 80% del nitrógeno es asimilado, 80% del nitrógeno asimilado es excretado, 90% de nitrógeno excretado es N-NH<sub>3</sub>)

Los requerimientos de proteína en los peces son altos, ya que su cuerpo en promedio contiene 65 al 75% de proteína, llegando a ser tres veces mayor que lo requerido por los mamíferos. Los peces usan la proteína para producción de energía, a diferencia de los animales terrestres que utilizan principalmente carbohidratos y lípidos (Crab *et al.*, 2012). Sin embargo, del total de alimento suministrado a los peces, aproximadamente sólo el 75% es ingerido y de éste, un 50% es desechado en los excrementos en forma de amonio, como producto final del metabolismo de las proteínas (Azim *et al.*, 2008). Los factores anteriores contribuyen a la acumulación de nitrógeno amoniacal en los sistemas de cultivo acuícola (Yeo *et al.*, 2004), con lo que se generan relaciones carbono/nitrógeno relativamente bajas (*i.e.* menores a 10).

Además del nitrógeno amoniacal, también son importantes los residuos de nitrógeno orgánico, fósforo y materia orgánica que se producen en los sistemas de cultivo.

➤ *Configuración de un RAS y tratamiento de residuos*

Los sistemas acuícolas con recirculación (RAS) pueden implementar diferentes tecnologías para el tratamiento de aguas, lo que puede permitir un mejor control de la calidad del agua (van Rijn, 2013), (Figura 3.2). Se puede llegar a contar con sistemas de oxigenación, desinfección con ozono o lámparas UV, así como sistemas para la eliminación del CO<sub>2</sub> (Timmons *et al.*, 2002).



**Figura 3.2. Elementos que pueden conformar un sistema acuícola con recirculación (RAS). Adaptado de (Timmons *et al.*, 2002)**

Para la retención de sólidos, se usan diferentes sistemas de filtración y sistemas de cribado, como los filtros de arena por gravedad y a presión, filtros de tierras diatomáceas y filtros de carbón activado (Sal y Merino, 2007), filtros de tambor rotatorio u otros tipos de separación sólido-líquido como clarificadores, ciclones etc., (van Rijn, 2013). El efluente, con baja carga de sólidos, que sale de esta etapa, se conduce al proceso de tratamiento biológico, que generalmente es a base de biomasa fija en un soporte o biopelícula (Timmons *et al.*, 2002), teniendo como principal objetivo reducir la concentración del nitrógeno amoniacal mediante el proceso de nitrificación. Ésta también puede ser llevada a cabo en diferentes tipos de reactores biológicos, que pueden ser emergidos, como los filtros rotatorios y los filtros percoladores; o sumergidos, como los filtros de lecho fluidizado, biorreactores de lecho móvil y de lecho fijo (Metcalf y Eddy, 2003).

En los sistemas de filtración biológica mencionados, se trata principalmente la fracción contaminante soluble que sale de los tanques de cultivo. La fracción sólida, (principalmente heces y alimento no digerido) se disponen en forma de lodos, y



representa entre un 3 y un 10% de la corriente total circulante en el RAS. Se pueden generar desde 10L (Timmons *et al.*, 2002), hasta 140 L de lodos (Schneider *et al.*, 2006) por kilogramo de alimento suministrado a los peces. Teniendo también diferentes concentraciones de sólidos suspendidos y materia orgánica (Tabla 3.2), esto dependerá en mayor medida del sistema que se utilice para la retención de los sólidos.

**Tabla 3.2. Concentraciones de la demanda química de oxígeno (DQO), sólidos suspendidos totales (SST), nitrógeno amoniacal (N-NH<sub>3</sub>) y nitrógeno total (NT), para lodos acuícolas en diferentes sistemas.**

Origen de la descarga	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	N-NH <sub>3</sub> (mg/L)	NT (mg/L)	Referencia
Tanque de sedimentación	708-930 <sup>a</sup>	517-717		110-120	(Summerfelt y Penne, 2005)
Filtro de tambor (60 µm)	1449-2025 <sup>a</sup>	763-915		100-184	(Summerfelt y Penne, 2005)
Filtro de tambor (60 µm)		1600	0.9	62	(Schneider <i>et al.</i> , 2006))
Lodos de retrolavado de filtro de lecho	1201		101		(Boopathy <i>et al.</i> , 2007)
Efluente acuícola sintético	870-3770 <sup>a</sup>		13-14		(De Schryver y Verstraete, 2009)
Filtro tambor rotatorio	1974-3219	2235-1827	2.1	86	(Sharrer <i>et al.</i> , 2010)
Retrolavado filtro gravedad	819-4010	608-2410	8	36-130	Este estudio

<sup>a</sup>Recalculada a partir de la DBO<sub>5</sub> (DQO = 3DBO<sub>5</sub>)

Dichos lodos generalmente son descargados al ambiente, procesados en compostas o depositados directamente en el suelo (Shnel *et al.*, 2002), contienen una gran cantidad de materia orgánica y nutrientes no utilizados por los peces. Una alternativa con gran potencial para estos lodos, es usarlos como sustrato para la generación de biomasa bacteriana, misma que puede ser utilizada como una fuente adicional de proteína para los peces (Schneider *et al.*, 2006).

### 3.2. Asimilación de nutrientes en biomasa heterótrofa

Además de las tecnologías implementadas en los sistemas acuícolas con recirculación para controlar la calidad del agua y permitir su reuso en el sistema (*i.e.* biofiltros), también están disponibles otras alternativas, como lo es el control del nitrógeno amoniacal mediante su asimilación en biomasa bacteriana heterótrofa. Una importante ventaja en esta modalidad de eliminación de nitrógeno, es que dicha biomasa bacteriana o bioflocs, pueden servir como alimento complementario para los peces logrando la recuperación de nutrientes (Avnimelech, 2007).

La biomasa microbiana puede desarrollarse directamente en los tanques de cultivo de los peces, lo que se conoce como tecnología de bioflocs (BFT), o bien, aplicando el mismo principio pero la producción de la biomasa se lleva a cabo en tanques o biorreactores separados del tanque de cultivo y que son alimentados con los residuos acuícolas ricos en materia orgánica y nutrientes.

Para la acuicultura, es de particular interés el tener un biofloc microbiano que tenga un alto valor nutrimental (Tabla 3.3). En general, los bioflocs que contengan más de un 50% de proteína cruda, 4% de fibra, 7% de cenizas y 22 kJ/g de energía en base seca, podrán ser considerados como apropiados en términos nutrimentales para especies de peces herbívoros/omnívoros (Webster y Lim, 2002). Parte de la estrategia para lograr esta calidad nutrimental, es tener predominancia de microorganismos que puedan fácilmente ser digeridos por los peces, además de aquellas bacterias que puedan contener productos ricos en energía de reserva tales como el Poli- $\beta$ -hidroxibutirato (Avnimelech, 2007). La mayoría de los microorganismos cultivados pueden cumplir con lo anterior y además, también tienen un tiempo de generación muy corto (Crab *et al.*, 2012).

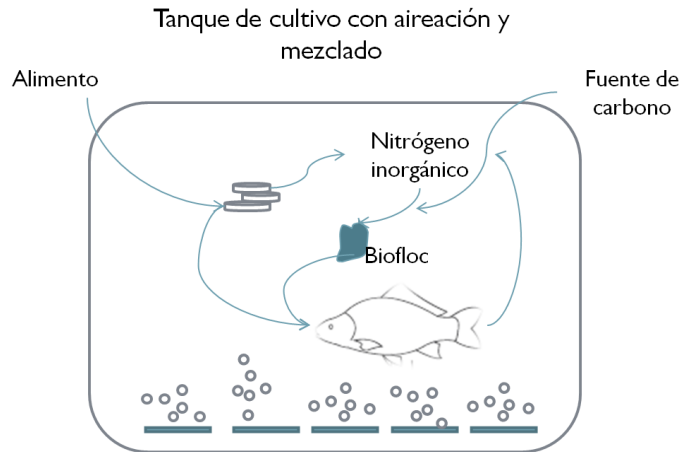
**Tabla 3.3. Composición, expresada en porcentaje de biomasa, de bioflocs producidos tratando desechos acuícolas por diferentes sistemas, BFT: Tecnología de biofloc, BRM: biorreactor de membranas sumergidas, SBR: reactor secuencial en batch.**

<b>Origen del biofloc</b>	<b>Proteína (%)</b>	<b>Lípidos (%)</b>	<b>Cenizas (%)</b>	<b>Referencias</b>
Estándar recomendado	20-50	10-25	<8.5	(Webster y Lim, 2002)
Sistema BFT	50.6	2.6	7.4	(Azim et al., 2008)
Sistema BFT	30.4	0.5	39.2	(Emerenciano <i>et al.</i> , 2011)
Reactor aerobio tratando lodos de sistema ciclón	19.3	1.9	46.3	(Magondu, 2012)
MBR nitrificación/desnitrificación, lodos filtro de tambor, RAS	25.21	0.67		(Sharrer <i>et al.</i> , 2010)
BRM, Efluente de RAS	38.8	<0.1	24.5	(Kuhn <i>et al.</i> , 2010)
SBR, Efluente de RAS	40.5	<0.1	11.8	(Kuhn <i>et al.</i> , 2010)
SBR, Efluente de RAS	49	1.13	13.4	(Kuhn <i>et al.</i> , 2009)
SBR, desecho acuícola simulado, (uso de acetato C/N= 10)	54		10.0-40.0	(De Schryver y Verstraete, 2009)
Reactor aerobio, Efluente acuícola (harina de trigo C/N= 10)	35.4	1.1	15.38	(Mahanand <i>et al.</i> , 2012)

### 3.2.1. Tecnología de biofloc

En esta tecnología, se busca la remoción del nitrógeno en el agua, por asimilación de éste directamente en la biomasa bacteriana, por procesos anabólicos.

La tecnología de biofloc, es una biotecnología que consiste en la adición de una fuente de carbono a los tanques de cultivo de los peces para lograr relaciones C/N mayores a 10, permitiendo el desarrollo de bacterias heterótrofas, las cuales mediante su crecimiento consumen parte del nitrógeno amoniacal, disminuyendo la concentración presente en el agua (Figura 3.3).



**Figura 3.3. Tecnología de bioflocs, desarrollo de la biomasa heterótrofa directamente en el tanque de cultivo de los peces.**

Los efluentes de los sistemas de cultivo acuícola presentan una baja relación C/N. En estas condiciones, el carbono es un sustrato limitante para las bacterias heterotróficas. La relación C/N puede ser incrementada por la adición de fuentes de carbono disponibles localmente a bajo costo, entre las cuales destacan la melaza, el ácido acético, acetato de sodio, glicerol, glucosa entre otros (Avnimelech, 2007). Con un ajuste adecuado de la relación C/N, las bacterias heterotróficas utilizan el amonio junto con el nitrógeno orgánico presente en los desechos para la generación de nuevas células. La biomasa generada puede ser usada como una fuente natural de alimento para peces como la tilapia (De Schryver *et al.*, 2008).

El consumo del biofloc por los peces sirve como fuente alimenticia de gran valor protéico, logrando así reciclar la fracción de nutrientes no utilizada del alimento inicial proporcionado a los peces (Avnimelech, 2007). En trabajos de este autor se ha demostrado que los bioflocs constituyen una potencial fuente de alimento para la tilapia y otros peces. Se ha evaluado la alimentación de tilapia mediante bioflocs y se ha encontrado que estos pueden aportar hasta cerca del 50% de los requerimientos de proteína, para el cultivo de tilapia. Conclusiones similares obtienen (De Schryver *et al.*, 2008), en un experimento durante 50 días para evaluar la efectividad de los bioflocs en conservar una buena calidad de agua en los estanques de cultivo de tilapia en invierno.

En el trabajo de Azim *et al.* (2008), estudian la aplicación de la tecnología de bioflocs bajo dos diferentes relaciones C/N, encontrando un nivel de supervivencia del 100% del cultivo de tilapia. Las características nutrimentales de los bioflocs fueron adecuadas, los indicadores medidos para registrar el bienestar de los peces bajo las condiciones de BFT no presentan diferencia significativa respecto al testigo utilizado.

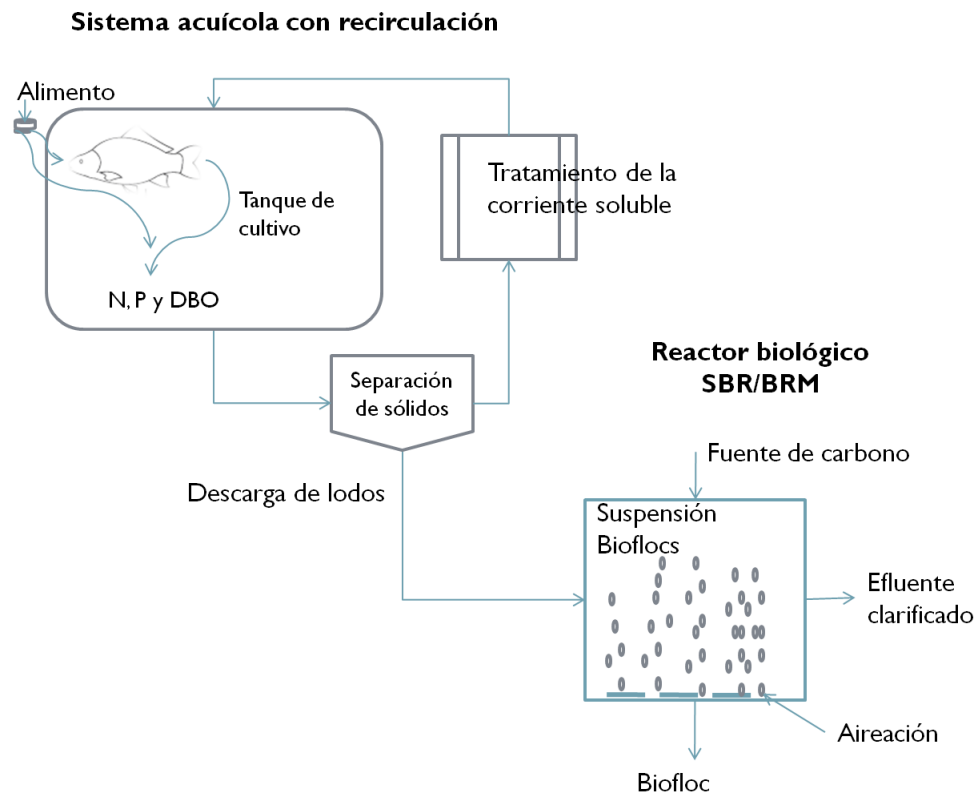
### 3.2.2. *Producción de biofloc en reactores de biomasa en suspensión*

Además de la tecnología con desarrollo de bioflocs directamente en el tanque de cultivo acuícola como se ha planteado, diversas investigaciones muestran que estos flóculos microbianos, también pueden ser producidos en reactores biológicos de biomasa en suspensión, que se encuentran separados del tanque de cultivo de los peces. En esta modalidad se usan principalmente, el reactor secuencial en batch (SBR; secuencing batch reactor, por sus siglas en inglés) y el biorreactor de membranas sumergidas (BRM) (Kuhn *et al.*, 2010).

Se ha llegado a plantear el desarrollo de los llamados sistemas híbridos, en los cuales en lugar de tener un sistema de biofiltración como los ya mencionados, se pondría un reactor de biofloc o reactor de biomasa en suspensión con adecuada aireación y balance de nutrientes (C/N); este biorreactor sería alimentado continuamente con el efluente neto de los tanques de cultivo acuícolas. Los flóculos deberán ser pasados por un sistema de separación (*e.g.* sedimentador, filtro), para separar los flóculos del efluente tratado y recircularlos a los tanques de cultivo como fuente complementaria de alimento (Azim *et al.*, 2008). Sin embargo, los sistemas con esta configuración, pueden generar complicaciones en el control del proceso, baja eficiencia y altos costos. Por otro lado, el uso de reactores de biomasa en suspensión puede implementarse si éste se alimenta con los desechos o lodos de un sistema acuícola convencional con recirculación (Schneider *et al.*, 2006) (Figura 3.4), de tal forma, que la eficiencia global del sistema acuícola no se ve afectada directamente por la operación de un reactor de biomasa en suspensión.

EL desarrollo de bioflocs en reactores de biomasa en suspensión, que operan alimentados con las descargas del RAS, permite controlar mejor la concentración de

los bioflocs, dado que la tasa de su producción generalmente no corresponde con la tasa de consumo de los peces (Azim *et al.*, 2008). Además, se evitan condiciones adversas en los tanques de cultivo acuícolas, como variaciones desfavorables en la concentración de oxígeno disuelto (OD) y de sólidos suspendidos totales (SST) que pueden afectar el óptimo crecimiento de los peces.

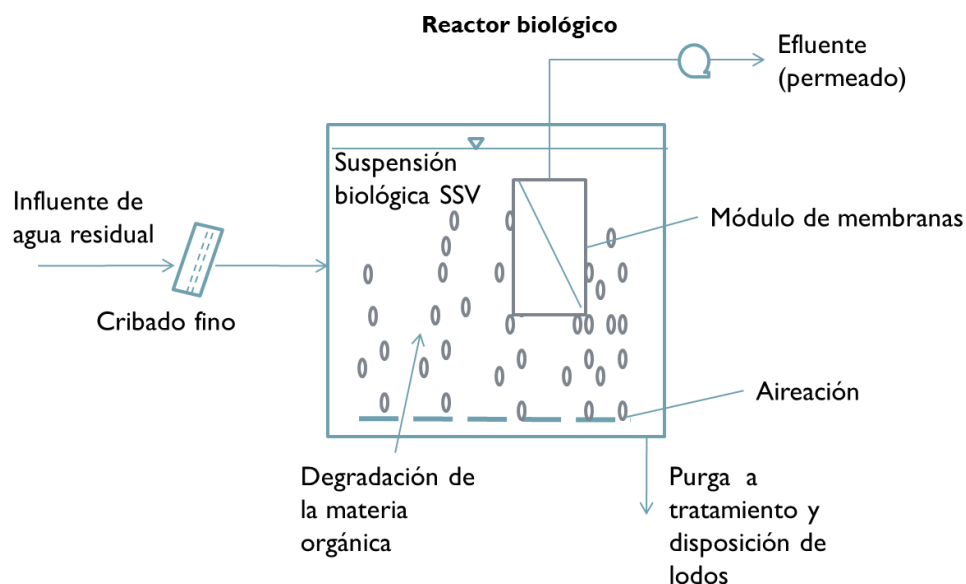


**Figura 3.4. Desarrollo de bioflocs para asimilación de nitrógeno (N); fósforo (P) y materia orgánica (DBO), en un reactor de biomasa en suspensión; Reactor secuencial en batch (SBR); bioreactor de membranas sumergidas (BRM).**

El estudio de la aplicación de los biorreactores de membranas sumergidas (BRM), tiene gran relevancia en los sistemas acuícolas, dada la alta calidad del efluente tratado que se obtiene en estos biorreactores. Los BRM permiten tener sistemas de tratamiento eficientes y compactos, dada la alta densidad celular que pueden manejar (Stephenson *et al.*, 2000), además de que permiten un perfecto control de la separación de la biomasa en suspensión.

### 3.3. El biorreactor de membranas sumergidas

En un sistema de tratamiento biológico de biomasa en suspensión, el agua residual a tratar, en este caso la descarga de un RAS, se hace circular a través de un tanque aireado y agitado, en el cual se desarrolla un cultivo mixto de microorganismos en suspensión. Se da un tiempo de contacto suficiente, entre sustrato, expresado como la concentración de DQO del agua residual a tratar, y la suspensión biológica de microorganismos que se pueden expresar como la concentración sólidos suspendidos volátiles en el biorreactor, para que los microorganismos degraden los contaminantes. En este contexto la suspensión biológica, está constituida fundamentalmente por los bioflocs de biomasa bacteriana.



**Figura 3.5. Esquema general de un biorreactor de membranas sumergidas.**

Los biorreactores con membranas sumergidas (BRM), son sistemas de biomasa en suspensión, con un proceso de separación por membranas. La degradación biológica de los contaminantes orgánicos se lleva a cabo en el biorreactor por medio de microorganismos adaptados, en el caso del BRM la separación de los microorganismos del agua tratada se efectúa por medio de un módulo de membranas de microfiltración (Hoinkis *et al.*, 2012) (Figura 3.5).

El BRM es utilizado para el tratamiento de aguas residuales de efluentes tanto industriales como municipales y tiene un gran potencial en usos específicos que requieren el reuso del agua como en la acuicultura, ya que presenta varias ventajas:

i) permite una mayor concentración de biomasa (SSV) en el reactor, ii) menor producción de lodos residuales (Jegantheesan, Shu, & Vasanathan, 2009), iii) permite largos tiempos de retención celular (TRC), iv) no hay arrastre de sólidos suspendidos, v) retiene micro-organismos libres en la suspensión, vi) valores mínimos de turbidez (Visiers, 2011), vii) reduce el área de implantación, viii) es un sistema modular, ix) reduce los requerimientos de desinfección posteriores (WEF, 2006). Por otro lado también cuenta con algunas desventajas como: i) el ensuciamiento de las membranas por compuestos microbianos solubles o colmatación biológica y colmatación química (Haandel y Lubbe, 2007), ii) tiene un alto costo de inversión y iii) alto consumo de consumo de energía (Jegantheesan *et al.*, 2009).

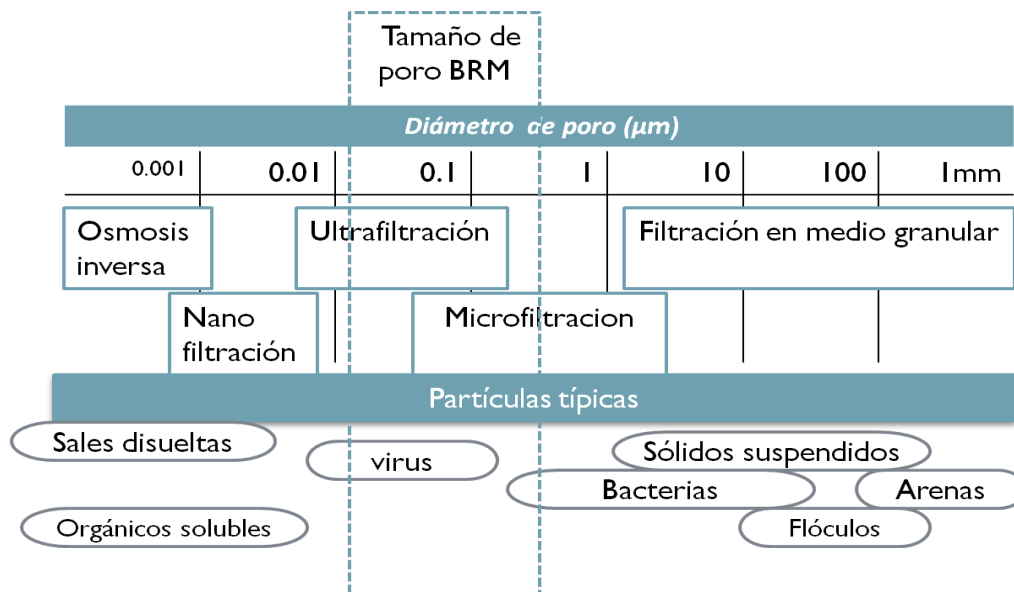
### 3.3.1. *Filtración en un BRM*

#### ➤ *Teoría de la filtración*

Los BRM están equipados con membranas de microfiltración (MF) o ultrafiltración UF) que trabajan a baja presión (WEF, 2006). En un proceso de membrana de microfiltración se usa flujo impulsado por presión a través de una membrana para separar de los fluidos partículas del tamaño de micrómetros. Este rango de tamaño de las partículas abarca de  $0.02\mu\text{m}$  a  $10\mu\text{m}$  (Figura 3.6) (Geankoplis, 2006; Jegatheesan, 2009), es decir, trabaja con rango de diámetro de poros de micro- a ultrafiltración  $0.01$  a  $0.4\mu\text{m}$  (Haandel y Lubbe, 2007).

En el extremo bajo del rango de tamaño, se retienen macromoléculas solubles de tamaño muy grande, bacterias y otros microorganismos. Otras partículas en este rango de tamaño son los pigmentos de pintura y las células de levadura, entre otras partículas.





**Figura 3.6. Rango de aplicación de diferentes sistemas de filtración y tamaño de partículas típicas. Modificado de V. Jegatheesan, 2009.**

Se emplean membranas de geometrías distintas; éstas incluyen enroscado en espiral, de placa y marco, de fibra hueca, filtros de cartucho con membranas plegadas, entre otros (WEF, 2006). Los materiales principalmente usados para las membranas en el BRM son: polipropileno, polietileno, politetrafluoroetileno, polisulfonía (Fitch, 2005); acetato de celulosa, fluoruro de polivinilideno, entre otros (WEF, 2006).

➤ *Flujo y presión transmembranal*

En un BRM la tasa de flujo membranal ( $J$ ), se define como el volumen que se transfiere a través de la superficie de la membrana por unidad de tiempo ( $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ ), es un importante parámetro de diseño y operación pues afecta directamente los costos del proceso (WEF, 2006).

La presión transmembranal (PTM), es la diferencia entre la presión de la membrana en el lado de la suspensión biológica y la presión en el lado del permeado. Es la fuerza impulsora asociada a un flujo membranal dado (Haandel y Lubbe, 2007). En un biorreactor de membranas sumergidas, un transmisor de presión se monta en el lado de la succión de la bomba de permeado y se podrá obtener la diferencia entre la presión cuando la bomba está en paro y cuando está en operación, la diferencia

será igual a la PTM. Generalmente; la caída de presión que se emplea a través de las membranas varía de 7 a 344 kPa.

➤ *Modelo de filtración*

Todos los procesos de filtración trabajan bajo el mismo principio básico: una presión aplicada para forzar el líquido a pasar a través de una barrera semipermeable, reteniendo todas las partículas de dimensiones mayores a cierto tamaño de poro.

En un modelo de microfiltración frontal, con membranas de fibra o planas directamente sumergidas en la suspensión biológica, las partículas se acumulan con el tiempo en forma de torta sobre la membrana y el permeado, que pasa a través de la membrana (Figura 3.7B) se va a obtener ya clarificado. La ecuación de flujo de permeado es como sigue (Jegantheesan *et al.*, 2009) :

$$J = \frac{\Delta P}{u(R_w + R_c + R_f)} \quad \text{Ec. 2.}$$

Donde:

$J =$	Flujo del agua a través de la membrana	(l/m <sup>2</sup> •s)
$\Delta P =$	Diferencia de presión	(Pa)
$U =$	Viscosidad	(Pa •s)
$R_w =$	Resistencia de la membrana	(m <sup>2</sup> /kg)
$R_c =$	Resistencia de la torta	(m <sup>2</sup> /kg)
$R_f =$	Resistencia por bloqueo de poro y adsorción	(m <sup>2</sup> /kg)

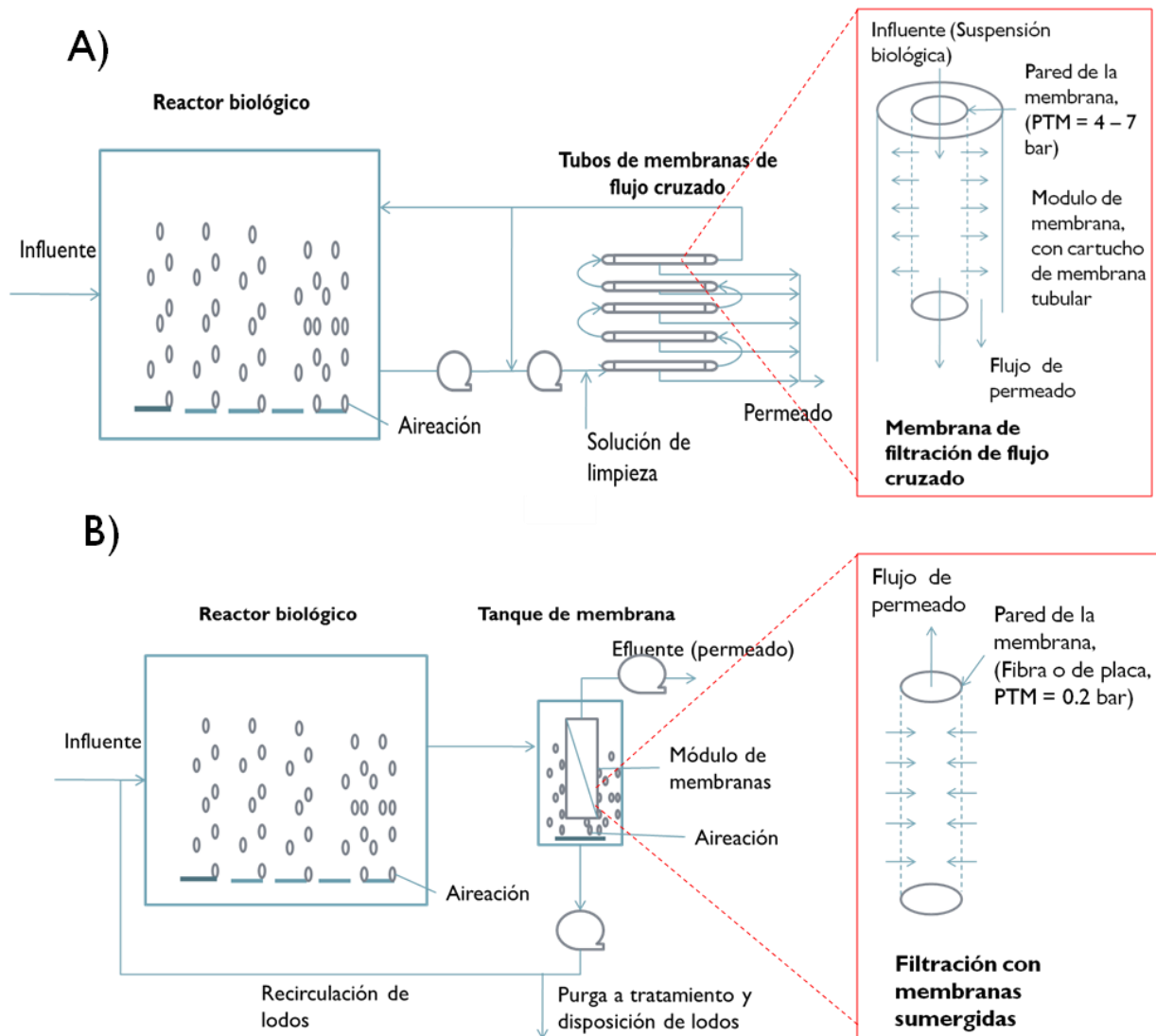
Los sistemas de limpieza para las membranas de un MBR pueden comprender procesos tales como: 1) relajación de la presión, 2) impulsos de flujo a contracorriente, 3) limpieza de mantenimiento y 4) una limpieza de recuperación iniciada por operador (Metcalf y Eddy, 2013).

### ➤ Configuración del BRM

Los biorreactores con membranas pueden desarrollarse en dos arreglos diferentes del sistema de membranas: 1) Sistemas con membranas externas o de flujo cruzado, con cartucho de membranas tubulares, de alta presión, montadas en módulo de membranas a donde es bombeada la suspensión biológica desde el reactor (Haandel y Lubbe, 2007) (**Figura 3.7A**); 2) Sistema con membranas sumergidas, donde el módulo de membranas está sumergido directamente en el biorreactor con la suspensión biológica (Buer y Cumin, 2010), o bien, en otro tanque, destinado para ese fin (Haandel y Lubbe, 2007) (**Figura 3.7B**). En el presente estudio se trabaja con una configuración de membranas sumergidas directamente en el biorreactor.

Los biorreactores con un diseño de módulos de flujo cruzado en cartuchos de alta presión, se utiliza principalmente en aplicaciones industriales específicas y con bajos flujos (Metcalf y Eddy, 2003; Haandel *et al.*, 2007), principalmente debido a que los costos en esta tecnología son alrededor de un 80% mayores, con respecto al diseño de membranas sumergidas (Buer *et al.*, 2010).

En el biorreactor con membranas sumergidas, éstas son sometidas a vacío para conducir el agua permeada a través de la membrana reteniendo los sólidos de la suspensión en el biorreactor. Se suministra un flujo de aire para mantener los flóculos en suspensión, proporcionarle a los microorganismos el oxígeno necesario para su actividad biológica y para reducir la acumulación de sólidos en el exterior de la membrana mediante la fuerza de cizalla que ejercen las burbujas de aire en su ascenso (WEF, 2006).



**Figura 3.7. Configuraciones del BRM y los mecanismos básicos de filtración. A) Con membranas externas; B) Biorreactor con membranas sumergidas.**

En un biorreactor con membranas sumergidas, en general se tiende a trabajar los sistemas con baja presión transmembranal (4 a 35 kPa), ya que se minimiza el consumo de energía y se tiene una menor frecuencia de limpieza (Haandel y Lubbe, 2007). Aspecto que ha hecho posible una mayor aplicación de esta tecnología en el

tratamiento de aguas residuales municipales (Buer *et al.*, 2010) y la factibilidad de su aplicación en otros procesos como la acuicultura.

El efluente en un BRM es, esencialmente, libre de sólidos suspendidos y material coloidal. Presenta una concentración de sólidos suspendidos menor a 1 mg/L, menos de 5 mg/L de DBO<sub>5</sub>, turbiedad menor a 0.5 NTUs (unidad nefelométrica de turbidez) y con un bajo contenido de bacterias y virus. En el BRM se remueve sólo una pequeña cantidad de sólidos disueltos (WEF, 2006). Las membranas por sí mismas no tienen efecto sobre el pH o la alcalinidad del efluente.

### 3.3.2. *Suspensión biológica*

En el tratamiento biológico de agua residual, los microorganismos degradan los contaminantes mediante la hidrólisis de la materia en suspensión y coloidal, degradación de la materia orgánica disuelta en diferentes gases y síntesis de tejido celular a partir de los contaminantes.

Estos microorganismos se encuentran formando parte de la suspensión biológica contenida en el biorreactor, que además de las diferentes especies de microorganismos, que en su mayoría están agrupados en flóculos, también se tiene otros componentes: la fracción de materia orgánica del influente, materia inorgánica, material coloidal: fracción coloidal del influente, bacterias lisadas y sustancias poliméricas extracelulares (EPS); y el material disuelto: proveniente del influente y productos microbianos solubles (SMP). Todos estos componentes, en conjunto con los microorganismos conforman la biomasa del reactor.

A fin de realizar sus funciones vitales adecuadamente, un organismo debe tener una fuente de energía y de carbono para la síntesis de nueva materia celular. En el caso de los microorganismos heterótrofos la energía la obtienen a partir de las reacciones orgánicas de oxidación-reducción y como fuente de carbono utilizan el carbono orgánico presente en las aguas a tratar.

### ➤ *Composición de la biomasa*

La materia viva de la suspensión biológica, está compuesta de un  $50 \pm 5\%$  de carbono (expresada como peso seco), 20 a 30% de oxígeno, 8 a 15% de nitrógeno, 8% de hidrógeno y 2.5 a 5% de fósforo. La fracción inorgánica, que únicamente representa el 3% aproximadamente, está compuesta de iones:  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{S}^{2+}$  y de otros elementos únicamente en concentraciones de traza (ASCE 1998; Pitter y Chudoba, 1990). Estas fracciones están agrupadas en diversos compuestos químicos. Aproximadamente 40% de su masa está constituida por las proteínas, que son los principales compuestos, seguidos de los ácidos húmicos que van del 15 al 40%, material polimérico de 10 a 20%, ácidos urónicos y ácido desoxirribonucleico del 1 al 6% (Wilén *et al.*, 2003).

En un BRM la mayoría de las bacterias se encuentran en suspensión, asociadas en forma de flóculos, lo cual les permite adaptarse al medio en el cual se desarrollan. Esta asociación constituye un medio de protección contra sus depredadores (Wanner *et al.*, 2003) y para ayudar a la adquisición de alimento (Crab *et al.*, 2012). Los flóculos se pueden caracterizar según su morfología, propiedades físicas, sus componentes químicos y el tipo de microorganismos presentes en la suspensión. Las bacterias, hongos, protozoarios y metazoarios son los diferentes grupos de microorganismos presentes en la biomasa, por lo que se considera como una suspensión biológica mixta aeróbica. Sin embargo, la mayor parte de la población está compuesta de bacterias heterótrofas, que se desarrollan a expensas de la materia orgánica biodegradable, necesaria para la síntesis de nuevas bacterias y para la producción de la energía asociada a la actividad celular.

### ➤ *Cinética del desarrollo de la biomasa*

El proceso de diseño de un biorreactor de biomasa en suspensión requiere del conocimiento de la cinética de crecimiento microbiano sobre los residuos que serán procesados en el sistema (Schneider *et al.*, 2007). Las constantes biocinéticas y balances de materia pueden usarse para definir la tasa de degradación del sustrato y crecimiento de biomasa (Metcalf y Eddy, 2013). Estos parámetros permiten estimar, por ejemplo, la cantidad de biomasa producida a partir de la oxidación de la materia

orgánica y las constantes en la velocidad de remoción de contaminantes (Martines, 1999). Los microorganismos degradan la materia orgánica siguiendo una cinética específica. De acuerdo con (Metcalf y Eddy, 2013), la tasa de utilización de sustrato biodegradable en un sistema biológico puede ser modelado por la siguiente expresión:

$$r_s = \frac{kXS}{K_s + S} \quad \text{Ec. 3.}$$

Donde:

$r_s =$	Tasa de utilización de sustrato por volumen de reactor	(g/m <sup>3</sup> ·d)
$K =$	Tasa máxima de utilización de sustrato	(g/g·d)
$X =$	Concentración de biomasa	(g/m <sup>3</sup> )
$S =$	Concentración del sustrato limitante	(g/m <sup>3</sup> )
$K_s =$	Constante de velocidad media	(g/m <sup>3</sup> )

La tasa de remoción de sustrato determina la carga orgánica (para el caso de una carga orgánica volumétrica, es la tasa a la que la materia orgánica es introducida en el biorreactor, kg<sub>DQO</sub>/m<sup>3</sup>·d). La ecuación anterior sigue la forma propuesta por la cinética de Monod para la tasa específica de crecimiento microbiano:

$$r_g = \frac{\mu_m XS}{K_s + S} \quad \text{Ec. 4}$$

Donde:

$r_g =$	Tasa de crecimiento microbiano por la utilización de sustrato	(g/m <sup>3</sup> ·d)
$\mu_m =$	tasa máxima específica de crecimiento	(g/g·d)

La tasa de crecimiento microbiano puede igualarse con la tasa de utilización de sustrato como sigue:

$$r_g = Yr_s \quad \text{Ec. 5.}$$

$Y =$	Rendimiento de biomasa	(g <sub>ssv</sub> /g <sub>DQO</sub> )
-------	------------------------	---------------------------------------

El coeficiente de rendimiento de biomasa (Y), (i.e. la masa de células formadas por masa de sustrato consumido) puede ser controlado con la manipulación de

factores ambientales tales como el pH y la temperatura o por parámetros operacionales como la carga orgánica, pero tales cambios también van a tener afectaciones en la biodegradación del biorreactor (Metcalf y Eddy, 2013).

### 3.3.3. *Parámetros de operación en el BRM*

En la tabla 3.4 se muestran los principales parámetros de operación para el BRM. Algunos parámetros importantes inherentes al proceso de filtración, como tasa de flujo membranal (J) y presión transmembranal (PTM), descritos previamente (subcapítulo 3.3.1).

#### ➤ *Carga Orgánica (CO)*

El rendimiento del biorreactor depende en gran medida de este parámetro, que se estima a partir de la relación entre la masa de sustrato alimentado y la masa de microorganismos presentes en el biorreactor, relación expresada como  $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ . Con cargas orgánicas bajas (*i.e.*  $\text{CO} < 0.5 \text{ kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ ) se tiene una mayor eficiencia de remoción de la DQO por los microorganismos (Jegantheesan *et al.*, 2009) ya que los microorganismos disponen de más tiempo para la hidrólisis y degradación de los contaminantes. Para un flujo y una concentración de DQO del influente, la mejor forma de ajustar la CO a niveles adecuados es ajustando la concentración de biomasa (SSV) en el biorreactor, lo cual es posible mediante la manipulación de la tasa de purga de la suspensión biológica. A medida que se extrae el permeado, la concentración de sólidos del biorreactor tiende a aumentar y en un BRM, por generar un efluente libre de sólidos suspendidos, no solo se van a retener aquellos microorganismos con buena sedimentabilidad o adheridos a los flóculos, por lo que es necesario realizar purgas periódicas de sólidos del reactor, para mantener la concentración deseada y ajustar la carga orgánica.



**Tabla 3.4. Parámetros típicos de operación de un BRM (Adaptado de Metcalf y Eddy, 2003).**

Parámetro		Rango	Unidades	Expresión matemática	
Carga orgánica volumétrica	CO <sub>v</sub>	2 a 4	kg <sub>DQO</sub> /m <sup>3</sup> •d	$CO_v = \frac{Q \cdot DQO}{V_R}$	Ec. 6.
Sólidos suspendidos totales	SST	5000 a 20000	mg/L		
Sólidos suspendidos volátiles	SSV	4000 a 16000	mg/L		
Carga orgánica	CO	0.1 a 0.4	g <sub>DQO</sub> /g <sub>SSV</sub> •d	$CO = \frac{Q \cdot DQO}{V_R \cdot SSV}$	Ec. 7.
Tiempo de retención celular	TRC	5 a 20	d	$TRC = \frac{V_R}{Q_w}$	Ec. 8.
Tiempo de retención hidráulico	TRH	4 a 5	h	$TRH = \frac{V_R}{Q}$	Ec. 9.
Flujo transmembranal	J	600 a 1100	L/m <sup>2</sup> •d	$J = \frac{Q_e}{A}$	Ec. 10.
Presión transmembranal	PTM	4 a 35	kPa		
Oxígeno disuelto	OD	0.5 a 2	mg/L		

*DQO; Demanda química de oxígeno; V<sub>R</sub>: Volumen de reactor; Q: gasto del influente; Q<sub>w</sub>: gasto de purga de la suspensión biológica; Q<sub>e</sub>: gasto del efluente; A: área de filtración.*

Hay procesos metabólicos, que se presentan particularmente cuando la biomasa se somete a condiciones de baja carga orgánica (Loosdrecht y Henze, 1999). Uno de estos procesos es el de “mantenimiento celular”, que se refiere al consumo de energía para satisfacer los requerimientos esenciales del metabolismo para mantener viva a la célula, y tiene prioridad de suministro de energía sobre el crecimiento celular. Otro, es la respiración endógena, este fenómeno consiste en la oxidación de

compuestos celulares internos. La lisis celular, es un proceso donde las bacterias presentan pérdida en la integridad de la membrana celular, liberando partículas residuales y compuestos solubles. Además de la baja carga orgánica, esta lisis puede deberse también a condiciones de operación drásticas (pH o temperaturas extremas, presencia de productos tóxicos o bien la presencia de virus).

➤ *Tiempo de retención celular (TRC) y concentración de sólidos suspendidos*

El TRC, es otro parámetro que afecta el rendimiento de un BRM, está definido como la relación de la masa de microorganismos en el sistema y los que salen de él (Tabla 4.3), (Jegantheesan *et al.*, 2009).

El TRC está directamente ligado a la concentración de sólidos en el reactor. Un BRM puede operar a concentraciones de Sólidos Suspendidos Totales (SST) de entre 5,000 y 25,000 mg/L. Se reportan concentraciones óptimas de entre 6000 mg/L a 10000 mg/L (Metcalf y Eddy, 2013). Con estas concentraciones de SST, se tienen largos TRC, que permiten una degradación eficiente del material biodegradable tanto particulado como soluble en la corriente residual. La operación en dicho rango de concentraciones de sólidos suspendidos reduce el volumen requerido del biorreactor así como los sólidos residuales generados. Sin embargo, estas altas concentraciones de SST pueden reducir el flujo transmembranal e incrementar la demanda de aireación, debido a la deposición de partículas sobre la membrana, ocasionando mayores consumos de energía.

En un BRM generalmente se tienen largos TRC, lo cual permite que crezcan microorganismos con tasas lentas de crecimiento, como pueden ser algunas bacterias nitrificantes y microorganismos que pueden crecer en químicos sintéticos (Metcalf y Eddy, 2003). Los largos TRC y altas concentraciones de SST causan estrés a los microorganismos requiriendo más energía para el mantenimiento celular y por lo tanto dejar menos energía para la producción celular. Estos costos energéticos inducen una baja producción de lodos en un BRM (Pulefou *et al.*, 2008; Jegantheesan *et al.*, 2009), lo cual es benéfico, ya que reduce los costos de tratamiento y disposición de lodos residuales.

## 4. Antecedentes

Existen relativamente pocas investigaciones sobre la aplicación del BRM al tratamiento de efluentes de la acuicultura (Tabla 4.1).

En 2007 Schneider *et al.*, estudiaron el potencial de la producción de biomasa bacteriana heterótrofa a partir de lodos de la acuicultura utilizando reactores aerobios de biomasa en suspensión. En sus resultados encontraron tasas de rendimiento de la producción biomasa biomasa ( $Y$ ) alrededor de los valores típicos para este tipo de reactores (0.2 a 0.5 g<sub>SSV</sub>/g<sub>C</sub>), con conversiones de nitrógeno de 20% y fósforo del 80%, bajo diferentes concentraciones de acetato como fuente de carbono complementaria. También usaron diferentes concentraciones de melaza, encontrando que el factor de influencia en los rendimientos es la cantidad de fuente de carbono y no el tipo de ésta. En este mismo estudio determinaron parámetros cinéticos y de diseño de estos reactores, como lo son el coeficiente de decaimiento ( $k_d = 0.033 \text{ h}^{-1}$ ), tasa máxima de crecimiento específica ( $\mu_{\max} = 0.217 \text{ h}^{-1}$ ), constante de velocidad media ( $k_m = 0.025 \text{ g/L}$ ), tasa máxima de utilización de sustrato ( $r_{S\max} = 0.404 \text{ gC/g}_{\text{SSV}}\cdot\text{h}$ ). Se encuentra una producción de biomasa de  $r_x = 187 \text{ g}_{\text{SSV}}/\text{kg}$  de alimento suministrado a los peces.

En 2008, Pulefou *et al.*, estudian un BRM a escala laboratorio de 40 L, membrana de fibra hueca de 0.4  $\mu\text{m}$  y área de 0.2  $\text{m}^2$ . El biorreactor se alimentan con efluente de acuicultura y se adiciona una fracción de azúcar para ajustar la relación C/N, también se cuenta con unidades aerobia y anóxica para promover la desnitrificación. Se midió el taponamiento de la membrana a diferentes tasas de aireación y diferentes relaciones C/N. En sus resultados reportan una mayor obstrucción de las membranas a mayores relaciones C/N, y un flujo óptimo de aireación en 5 L/min.

**Tabla 4.1. Características generales de los estudios de aplicación del BRM al tratamiento de efluentes acuícolas.**

Aplicación	Material de membrana	Tipo	Tamaño de poro de la membrana (μm)	Flujo de permeado (l/m <sup>2</sup> h)	Presión trans-membranal (bar)	Condiciones generales de operación <sup>c</sup>	Autores
Estándar general <sup>a</sup>	-	plana	0.01 a 0.04	25 a 45	0.1 a 0.2		(Haandel <i>et al.</i> , 2007)
Recuperación de nutrientes y alcalinidad <sup>b</sup>	-	plana	0.4	12.0 a 23.0	0.1 a 0.35	SST= 15 a 30 g/L; A= 40 m <sup>2</sup> ; C/N= 15	(Sharrer <i>et al.</i> , 2007)
Separación de bioflocs	Fluoruro de polivinildeno	fibra capilar	0.04	3.0 a 5.0	0.3 a 0.5	SST= 5-15 g/L; A= 10 m <sup>2</sup>	(Gemende <i>et al.</i> , 2008)
Reuso de agua <sup>b</sup>	-	fibra capilar	0.4	8.33	0.14	SST= 2.4-3.2 g/L; A=0.20 m <sup>2</sup> ; C/N= 2/1 y 4/1; aire = 5 L/min	(Pulefou <i>et al.</i> , 2008)
Rendimiento de un BRM-SBR <sup>b</sup>	Polietileno de alta densidad	fibra capilar	0.4	50	-	C/N (COD/TKN)= 7.8; aire = 8 L/min	(Chang y Cajucom, 2011)
Remoción partículas finas en RAS	-	plana	-	33	0.3	A=1.94m <sup>2</sup> Aire=17 L/min	(Wold <i>et al.</i> , 2014)
Rendimiento de BRM, coloides y partículas finas	-	plana	0.05	33	0.3	A=1.94m <sup>2</sup> Aire=17 L/min	(Holan <i>et al.</i> , 2014)

<sup>a</sup>Características generales en la aplicación del BRM a afluentes municipales.

<sup>b</sup>Incluye procesos de nitrificación/desnitrificación.

<sup>c</sup>Condiciones reportadas por los autores.

A: área de filtración de las membranas; SST: sólidos suspendidos totales; C/N: Relación Carbono/Nitrógeno; SBR: Reactor secuencial en Batch

En 2008 Gemende *et al.*, estudian, en un sistema BRM, la capacidad de filtración, obstrucción y requerimientos de limpieza, en dos diferentes tipos de membranas de fibra hueca con flujo cruzado (10 a 12 L/m<sup>2</sup>·h). Se utiliza el efluente de tanques de cultivo de peces con bioflocs incluidos. Se adiciona glucosa al tanque de cultivo para la fijación de nitrógeno amoniacal en la biomasa y su posterior separación de la columna de agua por medio del BRM. Los resultados se comparan con otros sistemas de separación. Los autores encontraron que, bajo estas condiciones de operación y con este tipo de membrana, en largos periodos de operación la integración de la microfiltración no resulta, ni tecnológica, ni económicamente la mejor opción para un sistema RAS. Proponen utilizar membranas planas en filtración frontal y aprovechar flujos transmembranales más elevados, para soportar mayores densidades de cultivo y poder justificar los gastos de los sistemas de microfiltración. Por otro lado, encuentran que el sistema sí resulta en una remarcable reducción de la concentración tanto de contaminantes disueltos en el agua residual, como de sólidos.

En 2010 Sharrer *et al.*, emplean un BRM con una unidades de nitrificación y desnitrificación para tratar la descarga de lodos del retrolavado del sistema de filtración de un RAS, donde se busca la recuperación del agua, alcalinidad, sales, fósforo y proteína contenida en dichos lodos. En general se observan porcentajes de remoción de entre 95 y 99% de contaminantes tóxicos como nitrógeno de nitratos y nitrógeno amoniacal. La biomasa producida es baja en concentraciones de metales pesados lo que puede permitir su reúso en alimentación animal.

En 2011 Chang y Cajucom utilizan una variante del BRM, realizando un tratamiento por lotes (*i.e.* SBR) para tratar un efluente acuícola. La remoción de DQO y DBO<sub>5</sub> más alta alcanzada fue de 81% y 90% respectivamente. Además, la nitrificación y desnitrificación fue significativa en uno de sus tratamientos, la mayor parte del tiempo el nitrato no fue detectable en el efluente tratado.

En 2012, Magondu estudió la producción de biofloc en reactores aerobio, anóxico y anaerobio de biomasa en suspensión. Dichos reactores fueron alimentados

con lodos residuales del cultivo de Tilapia. Los autores encontraron que los bioflocs producidos en el reactor anaerobio tienen las más altas concentraciones de proteína (21%), lípidos (42%) y carbohidratos (31%); sin embargo, la mayor atracción por los peces se encontró hacia los lodos de reactor aerobio con 19% de proteína, 19% de lípidos y 32% de carbohidratos. Otra desventaja de los bioflocs producidos en fase anaerobia y anóxica son los bajos rendimientos de biomasa y el riesgo mayor de que contengan componentes tóxicos.

Algunos estudios han destacado la importancia que tiene para un sistema acuícola la remoción de partículas finas y coloides, con el uso del sistema de microfiltración en un BRM y que no son removidos por los sistemas acuícolas convencionales (Hola *et al.*, 2014 y Wold *et al.*, 2014)

De manera general, tanto (i) la aplicación de los BRM para el tratamiento de los efluentes acuícolas, ya sea de la fracción disuelta, o de la fracción sólida, como (ii) la producción de bioflocs para de la biomasa bacteriana heterótrofa, son tecnologías que han sido poco estudiadas. Sin embargo los pocos estudios que se han realizado muestran que podrían tener un potencial interesante para su aplicación a escala real en las granjas de cultivo acuícola y disminuir las descargas de contaminantes al ambiente, ya que estos pueden ser retenidos en los sistemas acuícolas con recirculación y usados como nutrientes para el crecimiento de bioflocs. Estos bioflocs podrían ser utilizados como alimento complementario para el cultivo de peces, dependiendo de sus características nutrimentales.

## 5. Materiales y métodos

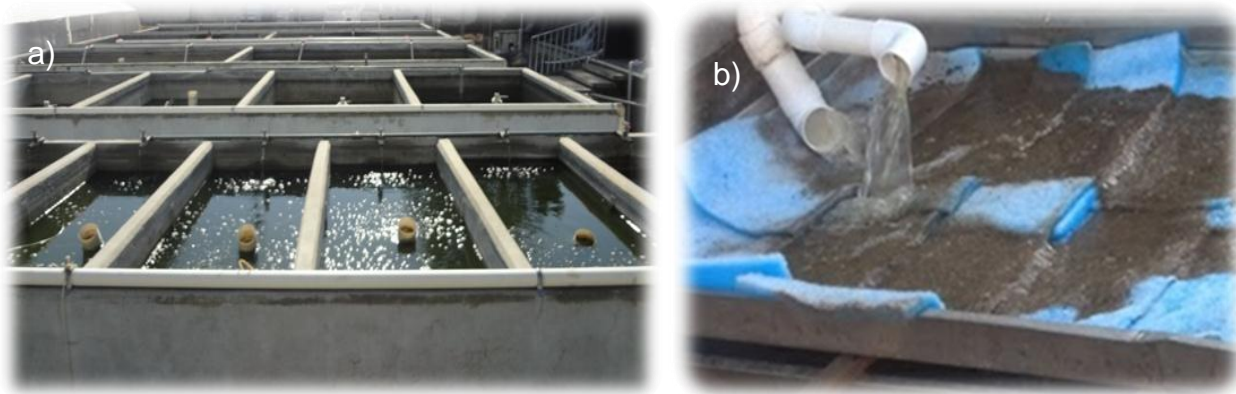
### 5.1. Diseño experimental

Para alimentar el BRM, se utilizaron como sustrato los lodos de desecho de un sistema acuícola con recirculación de cultivo de tilapia. Se trabajó con diferentes concentraciones de lodos en el influente del BRM, expresados como carga orgánica másica: 0.05, 0.1, 0.2, 0.3 y 0.5 g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub>•d. Estos diferentes niveles de carga orgánica abarcan el rango de operación de un BRM, incluyendo una carga baja (0.05) que puede alcanzarse directamente, en algunos casos, con los efluentes acuícolas sin modificación ni adición de ningún sustrato complementario (Sharrer *et al.*, 2007).

Las diferentes concentraciones del influente del BRM, se probaron en función del tiempo. Se dejó un periodo de aclimatación mínimo de 15 días antes de iniciar los muestreos correspondientes a cada condición de trabajo y se tomaron las muestras para los diferentes análisis durante los siguientes 5 días (Sharrer *et al.*, 2010; Magondu, 2012). La etapa estabilizada se verificó con una regresión lineal de la concentración de DQO del efluente del BRM, donde la estabilidad se acepta si la regresión no resulta significativa (pendiente=0,  $p>0.05$ ), para un periodo de 3 tiempos de retención hidráulicos (TRH).

### 5.2. Residuo acuícola utilizado

La descarga de lodos utilizada para la alimentación del BRM, fue extraída del sistema acuícola con recirculación para cultivo de tilapia, que se encuentra en el laboratorio de biología acuática de la Facultad de biología de la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo. Dicho sistema acuícola cuenta con 4 tanques de 7.9 m<sup>3</sup> cada uno (Figura 5.1.a), en los cuales se cultiva tilapia (*Oreochromis sp.*), con una densidad de cultivo de 10 a 20 kg/m<sup>3</sup>, e individuos con tallas que van de 150 a 400 g. La alimentación de los peces se realizó con alimento peletizado de 7.5 mm (NUTRIPEC, Agribands Purina México), con un máximo de 25% de contenido de proteína, 5% de grasa, 5.5% de fibra cruda y 12% de cenizas. El alimento fue suministrado a una tasa del 2% en función de la masa de peces 3 veces por día.



**Figura 5.1. a) Tanques del sistema de cultivo acuícola; b) Filtro de gravedad para la retención de lodos del efluente acuícola.**

El agua que sale de los tanques de cultivo se hizo pasar por un sistema de filtración por gravedad empacado con una fibra sintética de polietileno para la retención de los sólidos (Figura 5.1.b). Dicho medio de filtración se lavó diariamente para mantener una adecuada capacidad de filtración que permitiera alcanzar la tasa de recirculación de agua de alrededor de  $66 \text{ m}^3/\text{d}$  para los tanques de cultivo. Dos veces por semana, una parte de los lodos extraídos (150 L) en la operación de lavado del medio de filtración, se utilizaron para la preparación del influente (sustrato) del BRM.

### **5.3. Sustrato para la alimentación del BRM**

Los lodos concentrados del sistema de filtración del RAS, se llevaron a la concentración necesaria (en términos de DQO y de SST) mezclándolos con agua menos concentrada del efluente de los tanques de cultivo de los peces, para ajustar las cargas orgánicas de operación del BRM (0.05, 0.1, 0.2, 0.3 y  $0.5 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}} \cdot \text{d}$ ) (Tabla 5.1), con base en el diseño experimental (subcapítulo 5.1). Uno de los contaminantes que se desea remover eficientemente en el BRM es el nitrógeno amoniacal, también se verifica su concentración en los lodos de desecho, cuidando que se encuentre con valores entre 5 y 10 mg/L. En caso necesario se adiciona nitrato de amonio para ajustar la concentración a 7 mg/L. Adicionalmente, para alcanzar una relación carbono/nitrógeno (C/N) adecuada para la generación de biomasa a partir de



estos residuos, se utilizó como fuente de carbono exógena el ácido acético (50 %, grado técnico, Golden Bell®), el cual se adiciona a la suspensión de lodos para alcanzar una relación C/N alrededor de 15 (DBO<sub>5</sub>/N).

La preparación de este sustrato con los lodos del RAS se realizó dos veces por semana, en un volumen de 150 L. El sustrato se mantiene en un contenedor cilíndrico de polietileno, con capacidad de 200 L y agitación constante con un motor de ¼ hp que cuenta con un impulsor de dos paletas planas. La suspensión se alimentó al BRM en forma continua mediante una bomba peristáltica (Watson Marlow® Modelo 323), a un flujo de 1.4 L/h.

**Tabla 5.1. Preparación del sustrato para alimentación del Biorreactor de membranas sumergidas (BRM) a partir de los lodos del sistema acuícola con recirculación (RAS)**

<b>Carga orgánica</b>	<b>Flujo de sustrato al BRM</b>	<b>SST en lodos del RAS</b>	<b>DQO en lodos del RAS</b>	<b>Ácido acético</b>	<b>Nitrato de amonio</b>	<b>DQO total del sustrato al BRM</b>
(g <sub>DQO</sub> /g <sub>SSV</sub> •d)	(L/d)	(mg/L)	(mg/l)	(ml/d)	(g/d)	(mg/L)
0.05	29	552	585	8	0.7	728
0.1	33	608	819	20	1.4	1122
0.2	34	1194	1414	43	1.3	2083
0.3	34	1624	2416	51	1.4	3063
0.5	33	2425	4013	52	1.9	5133

DQO= demanda química de oxígeno, SST= sólidos suspendidos totales, DBO<sub>5</sub> = demanda bioquímica de oxígeno, NT = Nitrógeno total, C/N = Relación Carbono/Nitrógeno.

El RAS opera en una escala piloto, mientras que el BRM es a escala laboratorio (Figura 5.2), por lo que se toma una parte del total de desechos del RAS para alimentar el BRM.



**Figura 5.2. BRM escala laboratorio utilizado en el experimento**

La configuración general del acoplamiento del BRM al cultivo acuícola se muestra en la Figura 5.3. También se ilustra la distribución de flujos entre el RAS y el BRM.

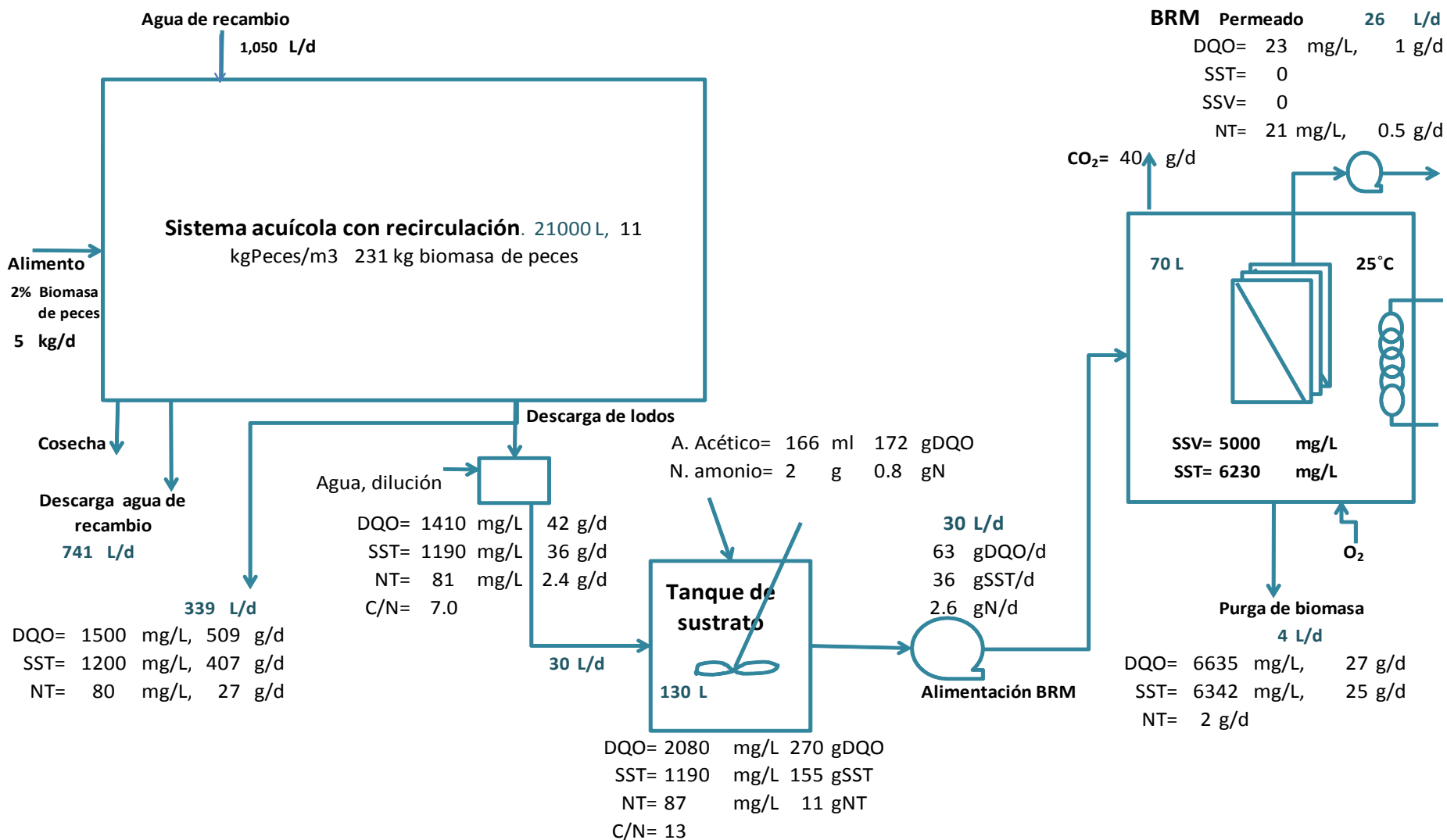
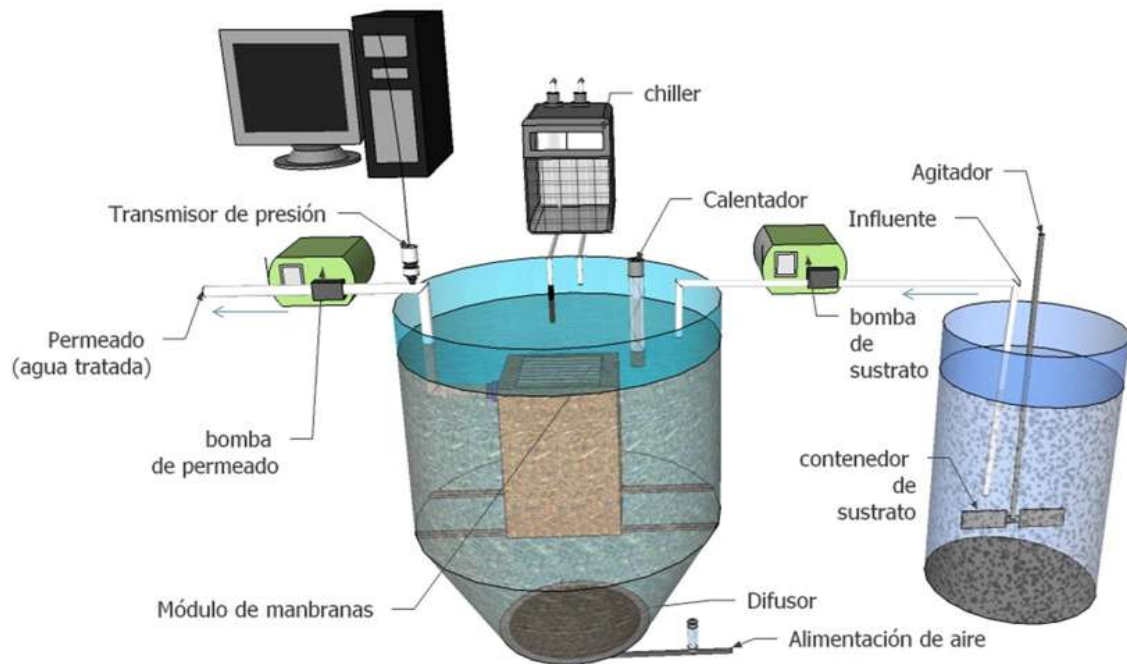


Figura 5.3. Diagrama general de proceso para el tratamiento de los lodos de desecho del sistema acuícola con recirculación (RAS), mediante el biorreactor de membranas sumergidas (BRM). En el diagrama se muestran los datos de balance de materia para una condición experimental de carga orgánica de 0.2 g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub> d.

#### 5.4. Descripción y operación del BRM

Se utilizó un BRM a escala de laboratorio, con un módulo de membranas planas sumergidas. El reactor es de acrílico, con un volumen útil de 70L, forma cilíndrica con diámetro de 0.5 m y base en forma de cono truncado para ajustar la base al diámetro del difusor (23 cm) (Figura 5.4).



**Figura 5.4. Biorreactor de membranas sumergidas a escala laboratorio utilizado en el experimento.**

El difusor de aire circular de burbuja fina, se encuentra en la parte inferior del reactor, tanto para proporcionar la aeración y agitación de la suspensión biológica en el reactor, como para generar una corriente ascendente de burbujeo, que ayudara a la limpieza de las membranas.

EL BRM cuenta con un módulo de membranas de tipo planas de material polimérico PVDF (polifloruro de vinilideno) (

Tabla 5.2.). El módulo está colocado en el centro del reactor y encima del difusor de aire (Figura 5.2). La extracción del permeado del BRM se realizó por medio de una bomba peristáltica (Watson Marlow® Modelo 323), con un flujo membranaral  $J = 7 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h}$  ( $Q = 30 \text{ L/d}$ ). El efluente del reactor se almacenó en un contenedor de 200L, hasta completar el periodo de análisis de muestras (2 d). En la línea de succión de la bomba se encuentra un transductor de presión, conectado a una caja de adquisición de datos digital (National Instruments®, Modelo NI-USB-8009), para el registro de los mismos con el software LabView®, y con esto poder monitorear la presión transmembranaral (PTM).

**Tabla 5.2. Características de la membrana utilizada en el Biorreactor de membranas sumergidas.**

<b>Concepto</b>	<b>Dimensión</b>	<b>Unidad</b>
Diámetro de poro	0.14	$\mu\text{m}$
Número de hojas del módulo	8.00	pieza
Espacio entre hojas	12	mm
Área de filtración	0.20	$\text{m}^2$
Densidad de área	54	$\text{m}^2/\text{m}^3$
Resistencia nominal	$1 \times 10^{12}$	$\text{m}^2/\text{m}^3$

La temperatura de operación del BRM se controló en  $25^\circ\text{C} \pm 1$ , para tal efecto se cuenta con un calentador sumergible de vidrio de 200 watts (SAH series) instalado directamente en la suspensión biológica del reactor y también se cuenta con un chiller C-150 (BOYU®) para controlar la temperatura.

La demanda de aireación está determinada por las necesidades de flujo de aire (5 a 10 L/min, (Pulefou *et al.* 2008)), para mantener una buena permeabilidad de las membranas, promovida por las fuerzas de corte tangencial de la ascensión de burbujas sobre las paredes de la membrana. Se verificó que la concentración de oxígeno disuelto fuera en todo momento mayor a 2 mg/L, concentración recomendada para garantizar los requerimientos metabólicos de la suspensión biológica (Metcalf y Eddy, 2013),

El pH del reactor se mantuvo entre 7.8 y 8.3, para lo cual se manejaron dosificaciones en el contenedor del influente (sustrato) del BRM, de solución de NaOH 5N o de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 1N según fuera el caso para ajustar el pH.

➤ *Arranque del BRM*

En el arranque de la operación, el BRM se inoculó con lodos provenientes de la planta de tratamiento biológico de lodos activados, que trata las aguas residuales municipales, de Pátzcuaro, Michoacán, México. Se cargó el reactor con 70 L de lodo activado con una concentración inicial de SSV de 750 mg/L.

**Durante la etapa de arranque se trabajó con retención total de biomasa, extrayendo únicamente los volúmenes requeridos para los análisis de laboratorio (i.e. 20 ml de la suspensión biológica dos veces por semana para análisis de parámetros del biorreactor,**

Tabla 5.3). El agua residual alimentada se prepara con un efluente de los tanques de cultivo acuícola del laboratorio de biología acuática ya mencionado (subcapítulo 5.3) y se utiliza ácido acético para alimentar una carga orgánica volumétrica constante de  $0.8 \text{ kg}_{\text{DQO}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ . Se opera en estas condiciones, hasta alcanzar la concentración de biomasa  $\text{SSV} = 5000 \text{ mg/L}$ , considerando los rangos de trabajo reportados para los BRM (Haandel *et al.*, 2007).

Una vez alcanzada la concentración de biomasa y estabilizada la carga orgánica másica y la concentración de DQO en el efluente, el reactor se alimentó con los lodos del sistema acuícola con diferentes cargas orgánicas ( $0.05, 0.1, 0.2, 0.3$  y  $0.5 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ ) (subcapítulo 5.1). Durante toda la corrida experimental se mantuvo la concentración de biomasa en alrededor de  $5000 \text{ mg/L}$  de SSV, concentración que se encuentra por el límite inferior del rango de trabajo de un BRM (Haandel *et al.*, 2007), pero que permite un manejo más eficiente de parámetros como las necesidades de aireación y mezclado.

Para controlar la concentración de biomasa en el reactor, diariamente se midió la biomasa producida y se extrajo el volumen de suspensión biológica del reactor (Purga de biomasa) necesaria para mantener la concentración de biomasa alrededor de los  $5000 \text{ mg/L}$  de SSV. Para ello se midió diariamente la concentración de sólidos suspendidos por método fotométrico,  $\text{SSV}_H$  (Espectrofotómetro DR2800 Método 8006, Hach Co. Colorado, US), los cuales se correlacionan linealmente con los SSV:

$$\text{SSV} = 4.26(\text{SSV}_H) - 53.66 \quad (R^2 = 0.96, n = 20). \quad \text{Ec. 11.}$$

Donde:

$\text{SSV}_H =$  Sólidos suspendidos volátiles; método fotométrico (mg/L)

$\text{SSV} =$  Sólidos suspendidos volátiles; método gravimétrico (mg/L)

$n =$  Número de muestras analizadas

Para obtener una operación más estable del BRM y reducir la colmatación de la membrana, la succión del permeado se realizó buscando mantener siempre un flujo subcrítico (Ognier *et al.*, 2004; Stephenson, 2000). En este caso se trabajó con un flujo membranal  $J = 7 \text{ L/m}^2\cdot\text{h}$ . El sistema operó en forma continua. Se estableció como límite máximo de la PTM un valor de  $\text{PTM} = 50 \text{ kPa}$  (0.5 Bar). En caso de alcanzarse esta presión, las membranas serían sometidas a un lavado químico, con solución de hipoclorito de sodio para la eliminación de los contaminantes orgánicos, y de ácido cítrico para la eliminación de los contaminantes inorgánicos conforme a especificaciones de fabricante.

## **5.5. Análisis de muestras**

**Se hizo un seguimiento de parámetros fisicoquímicos durante la operación del biorreactor (**



Tabla 5.3). Se elige la medición de parámetros como el nitrógeno total, nitrógeno amoniacal, nitrógeno de nitratos y el fósforo como fosfatos, principalmente debido a su estabilidad en el sistema, lo que asegura su abundancia y el cambio en las concentraciones se deberá principalmente a los procesos biológicos que se están estudiando. Así mismo, la medición de la carga orgánica mediante la DQO y de la biomasa con los SSV permiten obtener mediciones precisas y en los tiempos que son requeridos para el desarrollo del presente estudio. Para el monitoreo del sistema, se analizaron dos veces por semana, muestras de 30 mL para el caso de lodos de desecho del RAS y del sustrato; y muestras de 5 mL para la suspensión del BRM.

**Tabla 5.3. Métodos y equipo de medición utilizados para los diferentes parámetros.**

<b>Parámetros</b>	<b>Equipos y métodos de análisis</b>	<b>Muestra<sup>b</sup></b>
pH	Thermo Scientific, Orion Star AZ11 pH Meter	Biorreactor, sustrato y permeado
Oxígeno disuelto (mg/L)	Sonda para determinación de oxígeno disuelto YSI125 modelo: 55-25 FT	Biorreactor, permeado
Temperatura (°C)	Termómetro integrado Hach-Sension	Biorreactor, sustrato y permeado
DQO (mg/L)	Método de digestión en reactor y colorimetría, espectrofotómetro DR800, Hach (0-1,500 mg/L).	sustrato y permeado
SST (mg/L)	Método por gravimetría (Métodos estandarizados) <sup>a</sup>	Biorreactor
SSV (mg/L)	Método por gravimetría (Métodos estandarizados) <sup>a</sup>	Biorreactor
Nitrógeno Total (NT, mg/L)	Método de digestión con persulfato <sup>c</sup>	sustrato y permeado
Nitrógeno amoniacal (N-NH <sub>3</sub> , mg/L)	Método del salicilato <sup>c</sup>	sustrato y permeado
Nitrógeno de nitratos (N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , mg/L)	Método de reducción con cadmio <sup>c</sup>	sustrato y permeado
Fosfato (P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> , mg/L)	Método del ácido ascórbico <sup>c</sup> , equivalente con: Standard Method 4500-P-E for wastewater.	Influyente y permeado

<sup>a</sup>(APHA, 1992).; <sup>b</sup>La muestra del sustrato corresponde los lodos generados en el sistema acuícola. <sup>c</sup>Espectrofotómetro DR2800 Hach Co. Colorado, US.

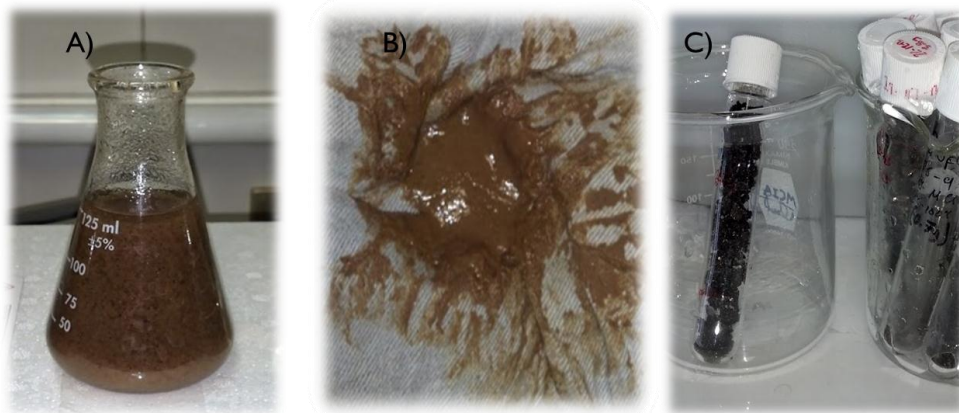
Se filtran al vacío a través de un filtro de fibra de vidrio de 1.2 µm (Whatman GFC 47mm), previamente puesto a peso constante, la fracción del filtrado (soluble) se utiliza para la determinación de nitrógeno amoniacal (N-NH<sub>3</sub>), nitrógeno de nitratos (N-

$\text{NO}_3^-$ ), Fosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$ ) y demanda química de oxígeno soluble ( $\text{DQO}_{\text{Sol}}$ ) por métodos espectrofotométricos (USEPA, Espectrofotómetro DR2800 Hach Co. Colorado, US) (tabla 5.3). La fracción de sólidos retenida en el filtro, se lleva a secado a  $105^\circ\text{C}$  para determinación de los sólidos suspendidos totales (SST), y su posterior calcinación a  $550^\circ\text{C}$  para determinación de la fracción de sólidos suspendidos volátiles (SSV), conforme a métodos estandarizados (APHA, 1992).

Las determinaciones de NT y DQO se realizaron directamente de las muestras sin filtrar. Las muestras para análisis del permeado en volumen de 200ml, se tomaron dos veces por semana del contenedor cilíndrico de polietileno de 200 L donde descarga la bomba peristáltica de succión del permeado y se analizaron sin filtración bajo las metodologías mencionadas, el NT,  $\text{N-NH}_3$ ,  $\text{N-NO}_3^-$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  y DQO.

La temperatura y el oxígeno disuelto del BRM fueron monitoreados diariamente a través de la sonda YSI125 modelo 55-25 FT.

Para el análisis proximal de los bioflocs producidos en el BRM, se tomó un volumen de 1L de la suspensión biológica, se acidificó con  $\text{H}_2\text{SO}_4$  1N hasta un pH entre 2 y 3, posteriormente se concentró hasta un contenido de humedad de aproximadamente 80% prensando sobre tela mezclilla, la torta formada se seca a  $60^\circ\text{C}$  por 12 h hasta alcanzar un contenido de humedad de aproximadamente 10% (Figura 5.5). Las muestras de biomasa así obtenidas fueron conservadas en refrigeración a  $-10^\circ\text{C}$  para análisis posterior de la proteína cruda, lípidos y cenizas con métodos oficiales (AOAC, 2000).



**Figura 5.5. A) Muestra de la suspensión biológica del reactor; B) Bioflocs prensados; C) Muestras de bioflocs secas a 60°C.**

El contenido de lípidos se determinó utilizando éter de petróleo como solvente, mediante el uso del equipo de extracción Soxtec Avanti Foss Tector. La determinación de proteína se realizó mediante la cuantificación del nitrógeno total proteínico (16% de nitrógeno en proteínas), con el uso de un equipo analizador Leco FP528, Técnica de dumas utilizando helio como referencia (Olvera *et al.*, 1993). Para la determinación de cenizas, la muestra una vez seca y con registro de su peso, se calcinó a 550°C por 30 minutos, las cenizas restantes se enfrían y se pesan, por diferencia de los pesos se calcula el contenido de cenizas en la muestra.

## **5.6. Cálculos y análisis estadístico**

En el análisis estadístico de los datos se utiliza el nivel de carga orgánica como factor principal, se realizó análisis de varianza (ANOVA) para las diferentes variables de salida y comparación de medias de Tukey para los análisis que arrojan diferencias significativas. Se usa el paquete estadístico JMP™ Statistical Discovery from SAS. Se realizan regresiones y correlaciones de las diferentes variables de salida, como la composición bromatológica de los bioflocs y los parámetros de la biomasa: se utiliza Microsoft office Excel 2007.

Los parámetros cinéticos se determinaron como se describe en (Schneider *et al.*, 2007), con regresiones lineales a partir de los datos experimentales obtenidos. Las regresiones se dan con las siguientes ecuaciones:

$$q = \frac{Q(S - S_0)}{VX} \quad \text{Ec. 12.}$$

$$\mu = Y \cdot q - k_d \quad \text{Ec. 13.}$$

$$q = \frac{1}{Y}\mu + \frac{k_d}{Y} \quad \text{Ec. 14.}$$

$$\frac{Q(S - S_0)}{VX} = \frac{Y(K_s - S)}{\mu_{max}S} \quad \text{Ec. 15.}$$

Donde:

q =	Tasa específica de remoción de sustrato	(g/g•h)
Q =	Flujo en el reactor	(L/h)
S =	Concentración residual de sustrato	(g/L)
S <sub>0</sub> =	Concentración inicial del sustrato	(g/L)
X =	Concentración de biomasa en SSV	(g/L)
Y =	Coeficiente de rendimiento	
k <sub>d</sub> =	Coeficiente de decaimiento	(1/h)
μ =	Tasa de crecimiento	(1/h)
μ <sub>max</sub> =	Tasa máxima de crecimiento	(1/h)
K <sub>s</sub> =	Constante de velocidad media	(g/L)
K =	Tasa máxima de utilización de sustrato	(1/h)

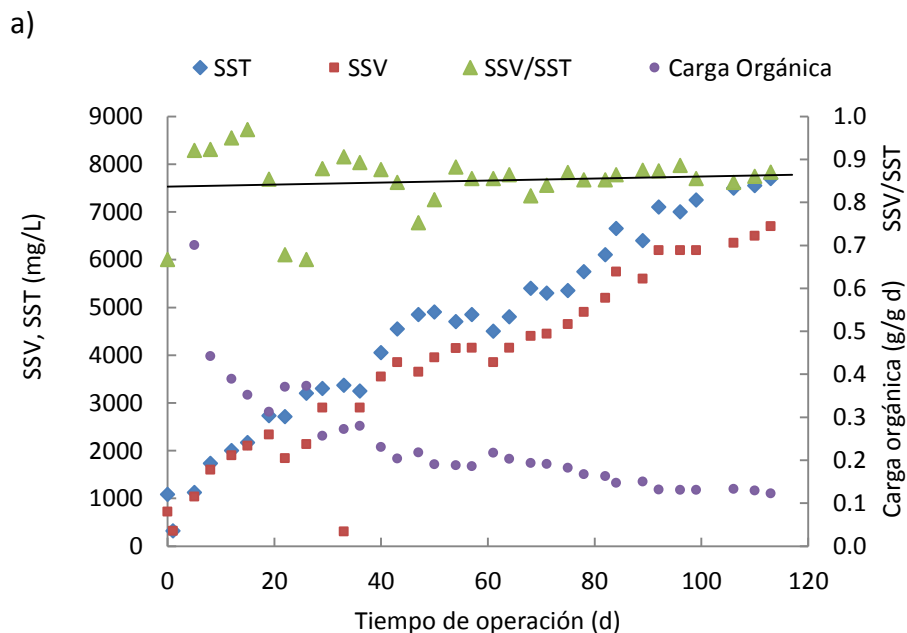
## 6. Resultados

### 6.1. Arranque y estabilización

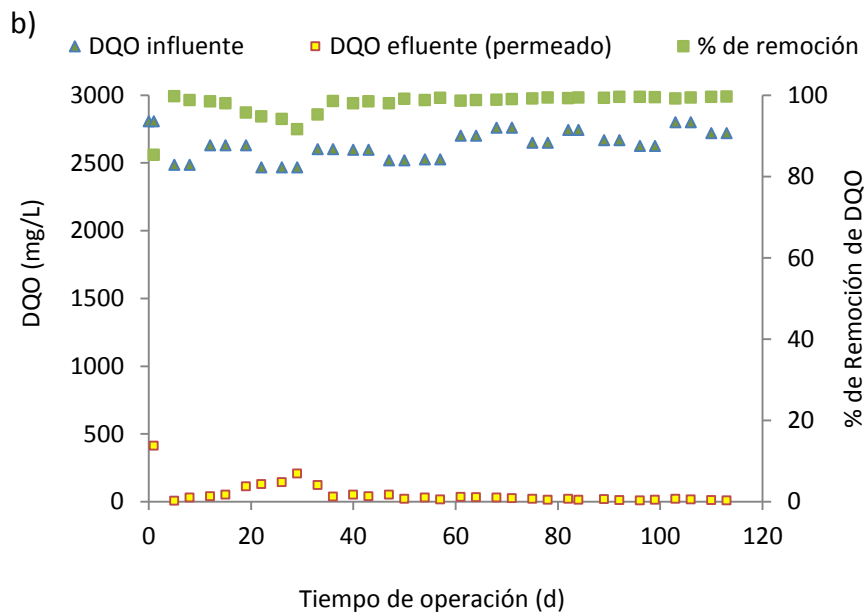
Uno de los objetivos principales en esta etapa de arranque fue alcanzar una biomasa adaptada a las condiciones de operación del BRM y con una concentración de biomasa característica de este tipo de reactor (*i.e.* 5000 mg<sub>SSV</sub>/L).

**En la caracterización inicial de la suspensión biológica (lodo activado) utilizado para el arranque del BRM, se obtuvo una concentración relativamente baja de sólidos suspendidos totales y volátiles comparando con un biorreactor convencional de lodos activados, teniendo valores entre 1080 y 720 mg/L respectivamente (**

a). Se verifica la existencia de actividad de los microorganismos con la tasa específica de consumo de oxígeno (SOUR) de 3.6 en mgO<sub>2</sub>/g<sub>SSV</sub>•h, que representa un nivel de respiración relativamente bajo (Haandel y Lubbe, 2007).



**Figura 6.1.a). Concentraciones de sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), la relación (SSV/SST) y carga orgánica (CO) en el biorreactor.**



**Figura 6.1.b). Concentración de DQO en el efluente (permeado), influente y eficiencia de remoción.**

En esta primera etapa se operó el reactor con retención total de sólidos, consecuentemente, la carga orgánica (CO) tiende a ir disminuyendo a medida que la concentración de biomasa aumenta en el BRM. A partir del día 100 de experimentación se observó cierta estabilidad de la CO (

.a). Debido a la asimilación del sustrato y a que se opera sin extracciones de biomasa, a los 110 días de haber arrancado el BRM se tiene una concentración de 6500 mg/L de SSV. Esta concentración de biomasa ya corresponde a los niveles de trabajo de un biorreactor de membranas sumergidas (Haandel *et al.*, 2007).

**En estos resultados también se puede observar que se alcanzó una eficiencia global de la remoción de DQO del 98%. La calidad del efluente y la eficiencia de remoción presentan algunas alteraciones durante la fase de estabilización, en los primeros días de operación del reactor; en cambio a partir del día 50 de operación y la eficiencia de remoción se mantienen estables (**

.b). El sustrato es consumido a una tasa de 55 g<sub>DQO</sub>/d, con una tasa relativa estimada de 0.13g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub>\*d durante la fase estable (*i.e.* los últimos 50d de operación).

En el periodo de adaptación, no hay evidencia de colmatación de la membrana, ya que no se observa ningún incremento en la PTM (Hwang *et al.*, 2012), manteniéndose alrededor del valor inicial de 14 kPa (0.14 Bar).

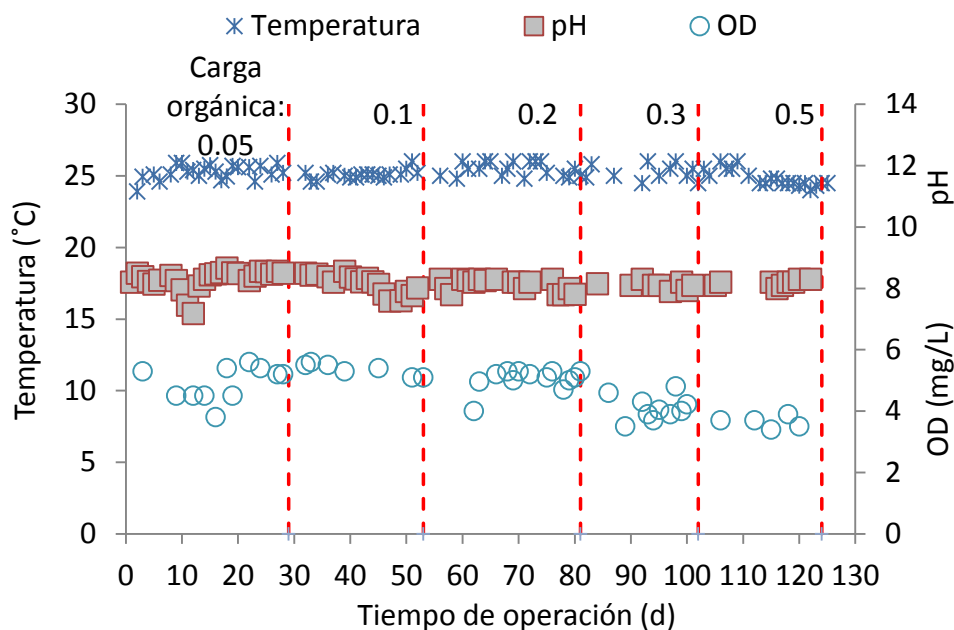
## **6.2. Comportamiento del BRM y eficiencia de tratamiento del agua**

### *6.2.1. Condiciones fisicoquímicas*



A lo largo de las diferentes condiciones de carga orgánica con las que es alimentado el biorreactor, utilizando como sustrato los lodos residuales del RAS, se tuvo el control de las variables de Temperatura, pH, OD (Figura 6.2) y de la biomasa como SSV, DQO particulada y sólidos suspendidos totales (SST) (

Figura 6.3). La temperatura en el biorreactor se mantuvo en  $25^{\circ} \text{C} \pm 1$ . El pH se controló entre un rango de 7.5 y 8.3, siendo necesarias dosificaciones de NaOH 1N durante el periodo de operación en cargas orgánicas más bajas de 0.05 y 0.1  $\text{g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}$ , consecuentemente las variaciones más significativas de pH se tienen en los periodos de dichas cargas (primeros 60 días) (Figura 6.2).



**Figura 6.2. Temperatura, pH y oxígeno disuelto en el biorreactor de membranas durante el tiempo de experimentación.**

Estas variaciones de pH son atribuibles a las bajas concentraciones de sustrato, y por lo tanto, a la baja actividad microbiana. El sustrato es de carácter ácido, por la adición del ácido acético ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ), en el que se midió un valor promedio de  $\text{pH} = 5.0 \pm 1$  para todas las condiciones de carga orgánica ( $\text{NaOH}$  1N). La utilización del acetato  $\text{CH}_3\text{COO}^-$  como fuente de energía por los microorganismos, se considera como la principal razón del equilibrio que se establece en el pH en el biorreactor, en las cargas orgánicas altas (anexo A).

El flujo de aire se mantuvo constante durante toda la experimentación, se verifica que la concentración de oxígeno disuelto sea mayor a 2 mg/L. En este caso la tasa de aireación está determinada por las necesidades de aireación de la membrana para control de la colmatación. Esta tasa de aireación siempre fue mayor que la requerida para mantener las condiciones de oxígeno disuelto recomendadas de 2 mg/L (Figura 6.2).

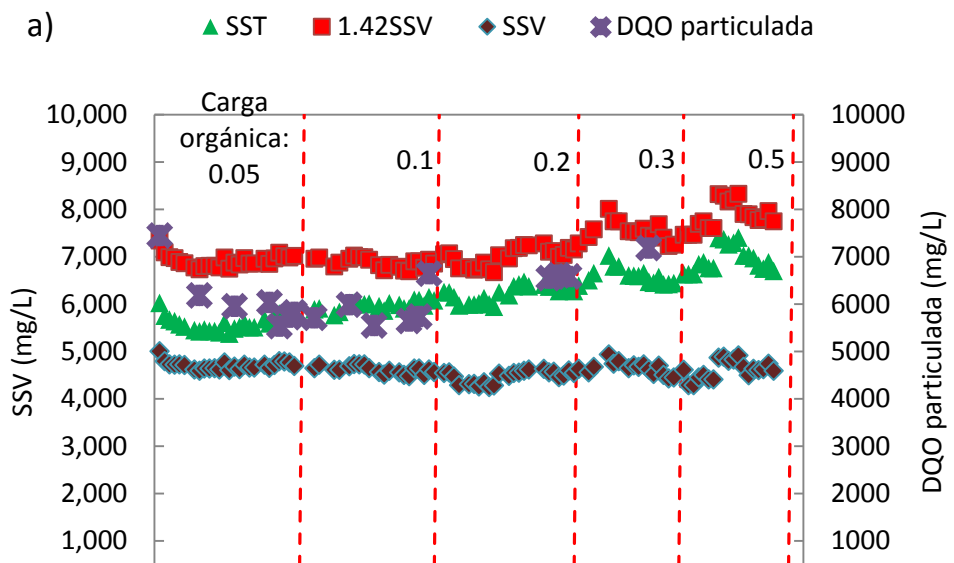
### 6.2.2. Concentración de biomasa

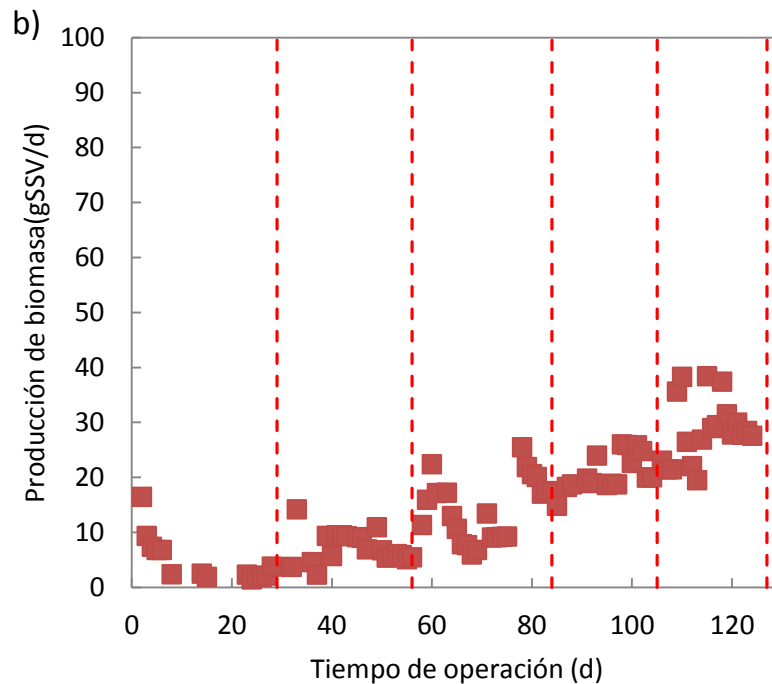
**La concentración de biomasa en la suspensión del biorreactor se midió en forma de SSV, sin embargo, como tiene alta concentración de sólidos volátiles en el influente y tiempos de**

retención hidráulicos relativamente altos, se realiza un ajuste para la estimación de la biomasa, restando la fracción de sólidos volátiles del sustrato. Durante la experimentación se observó un incremento en los SST y DQO particulada a lo largo del tiempo, ya que contemplan también la fracción orgánica particulada del influente que aumenta entre cada carga orgánica (

Figura 6.3.a). Los SSV se mantienen en un rango de valores entre 4700 y 5000 mg/L a lo largo de toda la experimentación, lo cual se logra realizando la extracción de la biomasa producida como producto de la utilización del sustrato (los lodos acuícolas acondicionados con ácido acético), (

Figura 6.3b).





**Figura 6.3. Comportamiento de la biomasa en el tiempo, A) Concentración de biomasa medida como sólidos suspendidos totales (SST), Volátiles (SSV) y DQO particulada en la suspensión del Biorreactor; B) Producción de biomasa microbiana (biomasa extraída del biorreactor).**

Aunque la tendencia general en la producción de biomasa mostró un incremento a lo largo de la experimentación, se dan ciertas variaciones en la cantidad de biomasa producida cuando se cambia de una condición de carga a otra, pudiendo evidenciar posibles adaptaciones o variaciones de las poblaciones microbianas. Estas variaciones en las tasas de síntesis de biomasa en el reactor corresponden con las mayores concentraciones de materia orgánica, lo que implica que se tienen tasas de reproducción más rápida y menor acumulación de productos de reserva de energía al interior de las células. Esto último también se puede confirmar por la ligera diferencia

en la pendiente del incremento de los SST, con respecto al incremento de los SSV, que refleja una ligera acumulación de SSF al interior del reactor. Por otro lado, también se puede observar que la relación estequiométrica de oxidación de los SSV (*i.e.* 1.42 SSV) resulta mayor que la DQO particulada, lo cual implica que se requiere una mayor masa de oxígeno para oxidar la fracción particulada, en relación con la requerida para oxidar la biomasa (Metcalf y Eddie, 2003), y que no es de carácter orgánico, ya que no se refleja en los SSV. Esto implica que hay efectivamente una fracción inorgánica que es posible oxidar por vía química y que podría corresponder tanto (i) a una ligera acumulación de detritos de bacterias lisadas, como (ii) a la evolución de las poblaciones de microorganismos presentes en la suspensión, dados los cambios que se inducen en el TRC, al modificar la CO de operación del reactor.

### 6.2.3. *DQO soluble en el reactor y calidad del efluente*

**La variable independiente en la experimentación fue el nivel de carga orgánica, expresado como la concentración de DQO que se alimenta al biorreactor por unidad de biomasa, controlándose en valores de 0.05, 0.1 0.2, 0.3 y 0.5  $\text{g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$  (**

Figura 6.4), donde se indican entre líneas punteadas los lapsos en los que se realizaron los muestreos para los análisis del biorreactor en cada condición de carga orgánica. En esa misma figura se muestra el comportamiento de las fracciones de DQO del permeado (salida) y DQO soluble (en la suspensión del BRM) a lo largo del tiempo, para las diferentes cargas orgánicas. De manera general, se puede observar

que los incrementos en la carga orgánica no necesariamente repercuten en la calidad del efluente. Esto resulta de particular importancia si consideramos la relación que tiene la DQO de salida, con la presencia de sólidos finos y material coloidal que no son removidos en sistemas convencionales de sedimentación o filtración.

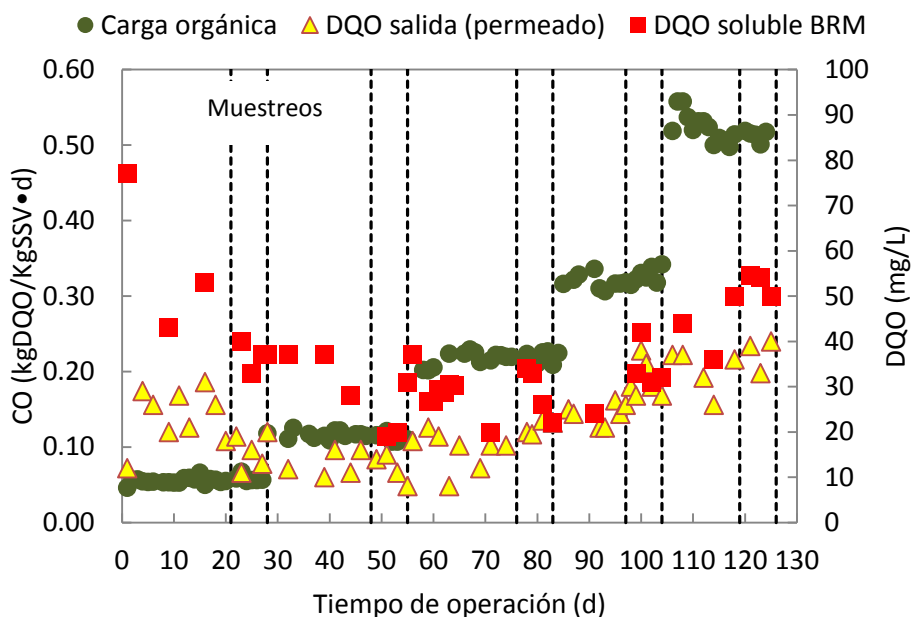


Figura 6.4. Comportamiento de la carga orgánica y las fracciones de DQO del permeado (salida) y de la DQO soluble de la suspensión del BRM.

La DQO de permeado presentó diferencias significativas ( $p < 0.001$ ) entre las cargas orgánicas probadas, teniendo las concentraciones más altas, 32 y 37 mg/L, para las cargas de 0.3 y 0.5  $g_{DQO}/g_{SSV} \cdot d$  respectivamente (

Figura 6.5). Aun así, la eficiencia de remoción de la DQO se mantuvo arriba del 98% y con un efluente completamente libre de sólidos en suspensión en todas las condiciones experimentales (¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.). Estos resultados demuestran que el BRM puede responder eficientemente a las necesidades de tratamiento que se requieren para tratar los lodos producto de la operación del RAS para cultivos acuícolas de alta densidad.

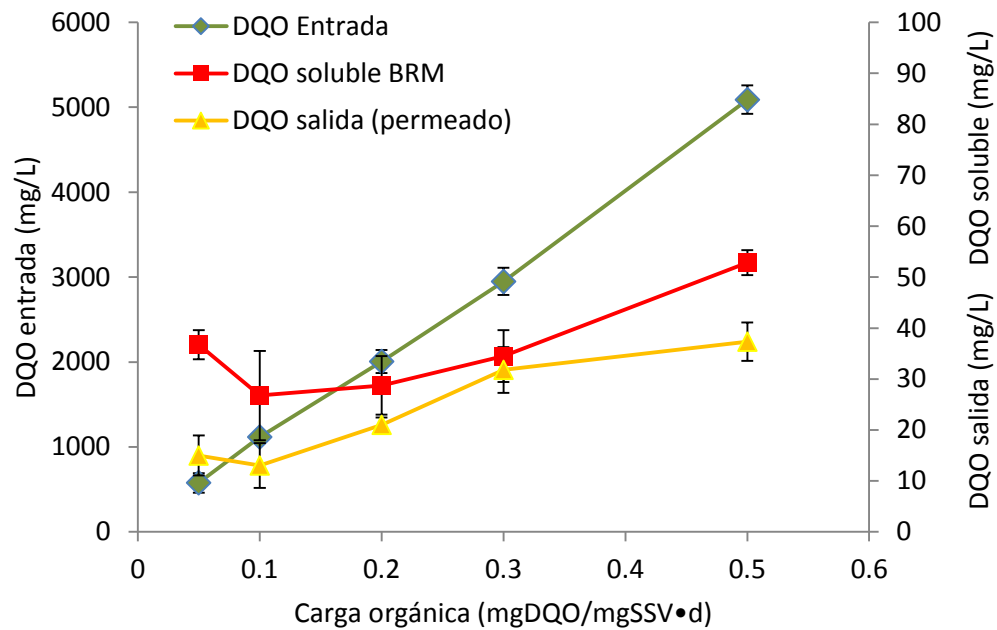


Figura 6.5. Demanda química de oxígeno (DQO) en el sustrato, la fracción soluble y el permeado del BRM en función de las diferentes cargas orgánicas.

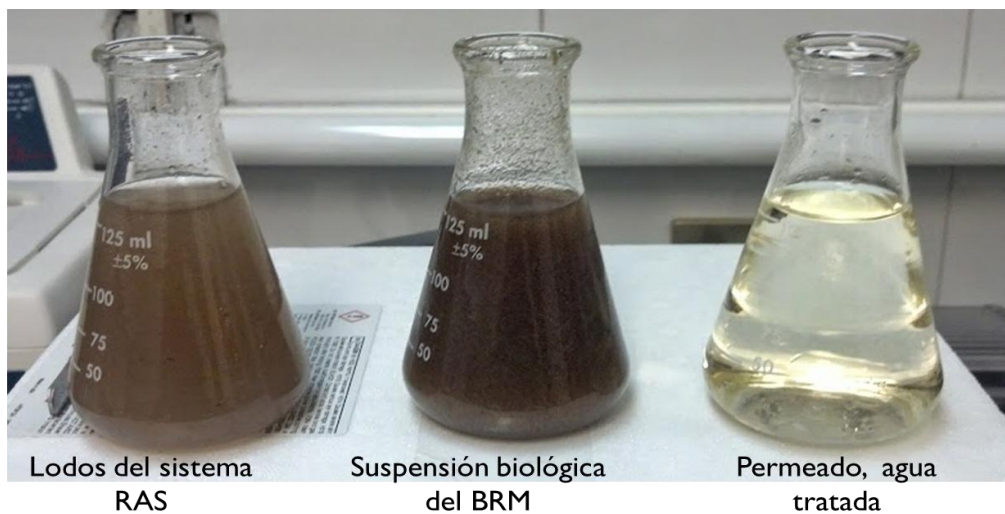


Figura 6.6. Aspecto del permeado respecto a la suspensión biológica del BRM y los lodos acuícolas del sustrato.





### 6.3. Asimilación de nutrientes y producción de biomasa

#### 6.3.1. Asimilación materia orgánica

La diferencia de concentración entre la DQO soluble en el reactor y la DQO del permeado, es derivada, en primera instancia, de la diferencia entre tamaño de poro de la filtración que se utiliza para separar la fracción soluble del reactor ( $1.2\mu\text{m}$ ) y el tamaño de poro de la membrana ( $0.14\mu\text{m}$ ). Sin embargo, los resultados muestran que los incrementos en la DQO del permeado y la DQO soluble del BRM no varían proporcionalmente al variar la carga orgánica, teniendo diferencias mayores entre estas dos concentraciones en las cargas orgánicas extremas de  $0.05$  y  $0.5 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ . En estas condiciones de operación, los microorganismos liberan una mayor cantidad de productos microbianos solubles (SMP). Cuando se encuentran en la CO más baja ( $0.05 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ ), hay TRC más altos y liberación de SMP derivado de los ciclos de lisis celular y crecimiento críptico que presenta la biomasa (Laspidou y Rittman, 2002); en cambio, cuando se encuentran en la CO más alta ( $0.5 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ ) los SMP más bien son liberados debido a la degradación de sustrato y durante la síntesis celular (Laspidou y Rittman, 2002), que en esta condición resulta más elevada (Fig. 6.3). La presencia de estos SMP en el reactor se reflejan en la DQO del efluente (Johir *et al.*, 2012). Considerando la relación positiva que guardan los SMPs con la tasa de colmatación de las membranas en un MBR (Orantes, 2006), un rango recomendable de operación es entre  $0.1$  y  $0.3 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$  de carga orgánica.

No obstante esta liberación de SMP, es importante observar que durante las primeras tres cargas orgánicas, que presentan una mejora calidad del efluente. Esto implica que la biomasa presente en el reactor y particularmente la asociada a la presencia de un filtro dinámico (Lee *et al.*, 2001) es capaz de degradar esta materia orgánica fundamentalmente compuesta por material coloidal y sólidos finos retenidos por la membrana del BRM (Orantes *et al.*, 2006), que por un lado afectan la eficiencia de filtración del BRM y por otro el funcionamiento eficiente del RAS (a. B. Holan *et al.*, 2014).

Por el contrario, durante las últimas cargas orgánicas sí se presenta un incremento de la DQO soluble en el reactor (Fig. 6.5), que podría ser consecuencia de los cambios inducidos en las poblaciones microbianas, también asociados a la reducción del TRC.

**Tabla 6.1. Concentraciones promedio  $\pm$  desviación estándar para el nitrógeno orgánico (N-orgánico), nitrógeno amoniacal (N-NH<sub>3</sub>), nitrógeno de nitratos (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) y fósforo de fosfatos (P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>), en el influente (sustrato) y el efluente del BRM (Permeado), así como los porcentajes de asimilación.**

<b>Carga orgánica teórica</b> (gDQO/gSSV ·d)		<b>N-Orgánico</b> (mg/L)	<b>NH<sub>3</sub></b> (mg/L)	<b>NO<sub>3</sub><sup>-</sup></b> (mg/L)	<b>PO<sub>4</sub><sup>3-</sup></b> (mg/L)
0.05	Influente	48 $\pm$ 13	5.9 $\pm$ 3.1	7.2 $\pm$ 1.6	9.9 $\pm$ 1.0
	Efluente	23.3 $\pm$ 3.9	ND	5.4 $\pm$ 1.2	12.5 $\pm$ 1.5
	% asimilación	51%	-	25%	-
0.1	Influente	62 $\pm$ 6	5.0 $\pm$ 1.1	5.8 $\pm$ 1.8	14.0 $\pm$ 3.4
	Efluente	21.1 $\pm$ 1.6	0.03 $\pm$ 0.02	5.4 $\pm$ 0.7	15.5 $\pm$ 2.4
	% asimilación	66%	99%	7%	-
0.2	Influente	96 $\pm$ 1	6.6 $\pm$ 1.3	8.5 $\pm$ 1.7	14.5 $\pm$ 4.0
	Efluente	24.6 $\pm$ 3.2	0.06 $\pm$ 0.01	4.6 $\pm$ 0.6	16.8 $\pm$ 3.1
	% asimilación	74%	99%	46%	-
0.3	Influente	107 $\pm$ 7	9.2 $\pm$ 2.4	13.6 $\pm$ 1.6	15.0 $\pm$ 3.3
	Efluente	32.9 $\pm$ 4.7	0.03 $\pm$ 0.01	6.3 $\pm$ 2	17.0 $\pm$ 1.7
	% asimilación	69%	99%	54%	-
0.5	Influente	129 $\pm$ 9	12.0 $\pm$ 4.1	5.0 $\pm$ 1.4	22.0 $\pm$ 3.2
	Efluente	26.8 $\pm$ 6	0.20 $\pm$ 0.10	4.7 $\pm$ 1.8	12.8 $\pm$ 0.7
	% asimilación	79%	98%	6%	42%

ND = No detectado

### 6.3.2. Asimilación de nitrógeno

El sustrato alimentado al BRM, a base de lodos de RAS, se compone principalmente de materia orgánica en forma particulada, a medida que se trabaja con mayores concentraciones de dicho residuo el nitrógeno orgánico en el sustrato también aumenta. En el caso del permeado no se tuvieron variaciones significativas en la concentración de nitrógeno orgánico ( $p=0.0806$ ), a pesar de que su concentración en el influente prácticamente se triplicó (Tabla 6.1). Lo anterior puede explicarse principalmente a la capacidad de retención de sólidos que tienen las membranas generando un efluente tratado libre de sólidos en suspensión y por lo tanto de la materia asociada a éstos, como el nitrógeno orgánico.

La principal fuente de nitrógeno proporcionada al BRM, es el nitrógeno orgánico del alimento no consumido por los peces. En el sistema se lleva a cabo la amonificación de este nitrógeno, para liberar el nitrógeno inorgánico que las bacterias requieren para la síntesis celular. Una vez que el nitrógeno se encuentra en forma amoniacal, éste puede ser oxidado y transformado en nitrógeno de nitratos o bien, asimilado por las bacterias. En este estudio el nitrógeno amoniacal no sólo no se nitrificó, sino que tuvo una reducción, por lo que se asume que las concentraciones de nitratos en el permeado representaron tasas de asimilación de 46% y 54% para las cargas de 0.2 y 0.3  $g_{DQO}/g_{SSV}\cdot d$ , respectivamente y menos de 10% para las otras condiciones de carga orgánica (Tabla 6.1). En este caso, dado que se tienen  $TRC > 7$  d, podrían encontrarse bacterias autótrofas nitrificantes (Metcalf y Eddy, 2003). Sin embargo, se alcanzaron bajas tasas de nitrificación, ya que no hay acumulación de nitrógeno de nitratos en el efluente tratado (Nora'aini *et al.*, 2005). La nitrificación podría estar limitada ya que, las condiciones de funcionamiento del reactor, con relaciones  $C/N > 10$  inhiben el desarrollo de microorganismos autótrofos nitrificantes. Algunos autores señalan que se pueden alcanzar tasas de eliminación de nitrógeno de nitratos de entre 65 y 80%, acoplando una etapa de desnitrificación (anóxica), tratando residuos de la acuicultura (Sharrer *et al.*, 2010), sin embargo, esto implica tener un sistema más complejo.

El nitrógeno amoniacal no fue nitrificado, por tanto, se considera que fue asimilado por la biomasa bacteriana prácticamente en su totalidad. No obstante que

la concentración de nitrógeno amoniacal en el permeado, presentó un incremento que resulta estadísticamente significativo en la carga orgánica de 0.5 kg<sub>DQO</sub>/kg<sub>SSV</sub>·d ( $p=0.0024$ ), con un valor promedio de  $0.2\pm 0.10$  mg/L (Tabla 6.1) Esta diferencia no es significativa en términos de proceso, ya que de manera general se tuvieron concentraciones de nitrógeno amoniacal seguras para su reuso en acuicultura (nitrógeno amoniacal  $<0.6$  mg/L (FAO, 2012)).

### 6.3.3. *Asimilación de fósforo*

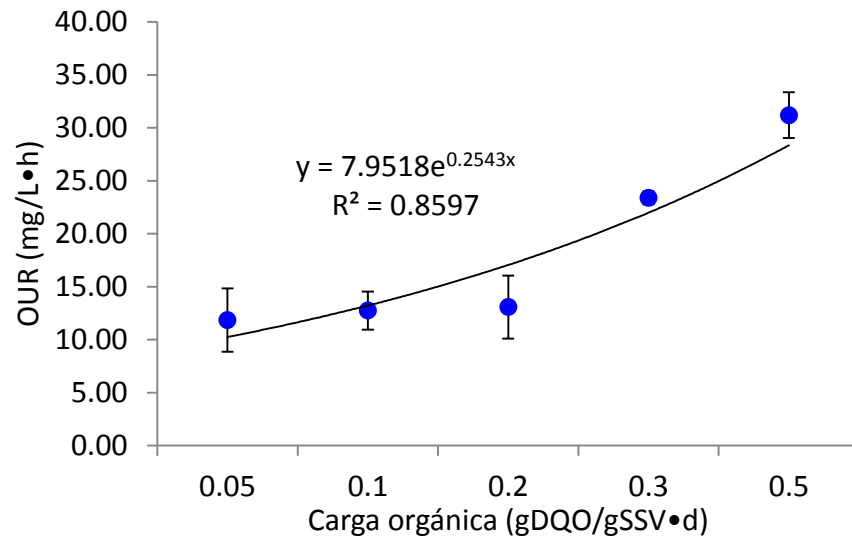
Entre las diferentes condiciones operacionales de carga orgánica, las concentraciones de fósforo de fosfatos en promedio fueron ligeramente mayores que en el sustrato. La mayor parte del fósforo en los desechos acuícolas se encuentra en forma particulada en las heces o alimento no consumido (Nora'aini *et al.*, 2005). Las tasas elevadas de hidrólisis que se dan en el BRM liberan gran cantidad de compuestos solubles, entre ellos los fosfatos. Esta hidrólisis puede ocasionar las concentraciones relativamente altas que se encontraron en el permeado, ya que aún cuando las bacterias concumen una fracción de estos fosfatos por efectos del anabolismo, esta asimilación se enmascara ya que las cantidades de fósforo hidrolizadas son mayores que los requerimientos de fósforo de las bacterias.

Pero es importante señalar que ni los fosfatos, ni el nitrógeno de nitratos, se consideran compuestos altamente tóxicos para los peces, al menos en las concentraciones presentes en el sistema (Tabla 6.1) (FAO, 2012), por lo que no se considerarían como una limitante para el reuso del efluente del BRM en la acuicultura intensiva de cultivo de tilapia.

### 6.3.4. *Velocidad de consumo de oxígeno y actividad microbiana*

Evidencia de la actividad microbiana más intensa para las condiciones de carga orgánica mayores (0.5 g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub>·d), y que influye como se ha dicho en variables como el pH y concentración de nutrientes como amonio y fosfatos, se muestra en la tasa de consumo de oxígeno (OUR, por sus siglas en inglés: Oxygen Uptake Rate) (**¡Error! o se encuentra el origen de la referencia.**). Como la cantidad de biomasa se

mantiene constante, los incrementos en las tasas de consumo de oxígeno reflejan un incremento en la actividad de los microorganismos presentes en la suspensión biológica.

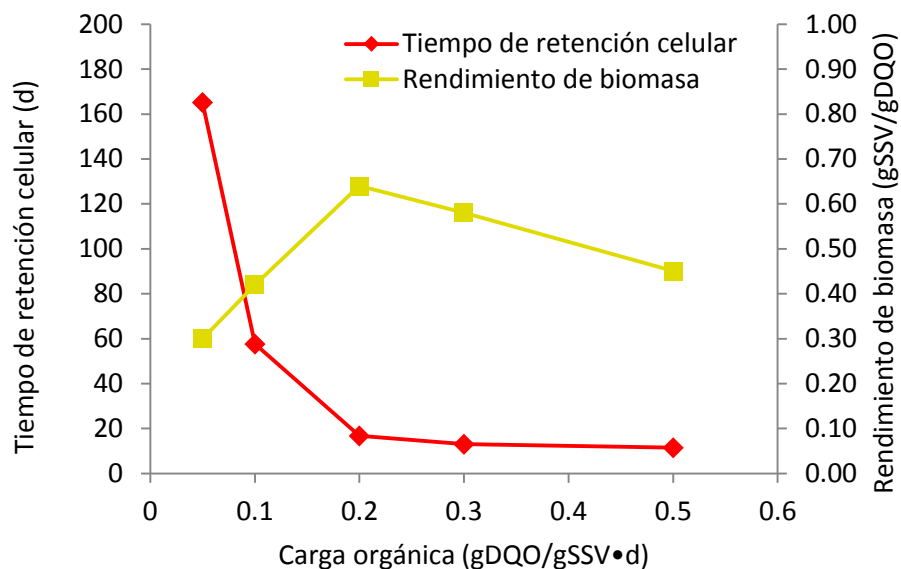


**Figura 6.7. Tasa de consumo de oxígeno (OUR)**

#### 6.3.5. Producción y rendimiento de biomasa

En estado estacionario, el BRM trabaja con concentración constante de biomasa, a medida que se incrementó la carga orgánica, se observó una mayor producción de biomasa y por lo tanto el tiempo de retención celular TRC ( $\text{biomasa}_{\text{en el sistema}} / \text{biomasa}_{\text{que se extrae}}$  para tener una concentración constante en el biorreactor) disminuye (

**Figura 6.8).** De esta manera, controlando el TRC mediante la extracción de la biomasa producida, se determina la tasa neta de crecimiento específica, y la concentración de sustrato en el bioreactor. Los rendimientos de producción de biomasa ( $Y$ ) que se observaron son de 0.62 para la carga orgánica de  $0.2 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ , y de  $Y = 0.56 \text{ g}_{\text{VSS}}/\text{g}_{\text{DQO}}$  en la carga de  $0.3 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ , disminuyendo hasta valores de  $Y = 0.44 \text{ g}_{\text{VSS}}/\text{g}_{\text{DQO}}$  en la carga orgánica más alta de  $0.5 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ . De manera general, se puede considerar que estos valores de rendimiento se encuentran dentro del rango de los valores típicos para los reactores aerobios de biomasa heterótrofa en suspensión degradando residuos orgánicos ( $\text{DQO}/\text{DBO} \approx 3$ ) (Schneider *et al.*, 2007).



**Figura 6.8. Tiempo de retención celular (TRC) y rendimiento de biomasa en función de las diferentes cargas orgánicas.**

Por otro lado, se observó el rendimiento más bajo en la carga orgánica extrema de 0.05 g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub>·d, alcanzando valores promedio de rendimiento de 0.2 (

**Figura 6.8).** Se puede decir que con la baja concentración de sustrato en la carga de 0.05 g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub>·d, los microorganismos utilizan el sustrato que se les suministra (los residuos del efluente acuícola), como una fuente de energía para el mantenimiento



celular y no para la generación de nuevo material celular, además la mayor parte del sustrato que se les suministra con estos residuos acuícolas se encuentra en forma particulada, lo que implica que requieren un consumo energético extra para hidrolizar la biomasa presente dentro de su proceso de biodegradación (Metcalf y Eddy, 2003).

También se observó que el rendimiento de la producción de biomasa, no varió linealmente con el incremento en la carga orgánica (

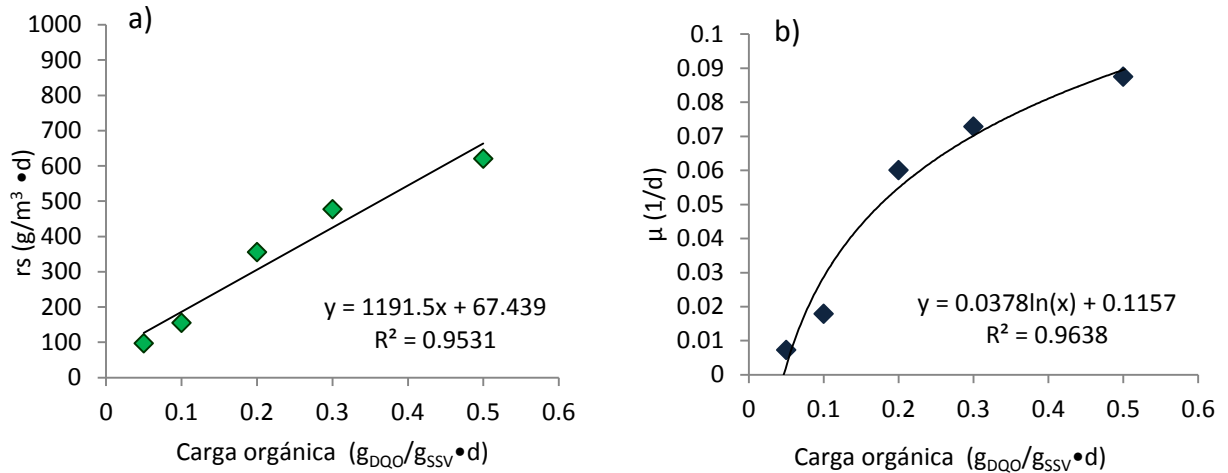
**Figura 6.8**), posiblemente debido a menor disponibilidad de nutrientes solubles ya que el incremento en el carga del sustrato es en forma particulada principalmente. Relacionando estos rendimientos de producción de biomasa directamente con la cantidad de residuos acuícolas procesados en el biorreactor se calcula que la máxima producción de biomasa que se obtiene es de  $506 \pm 10$  gVSS/kg lodos de acuicultura tratados, en reactores convencionales de biomasa suspendida se reportan valores de  $415 \pm 5$  (Luo *et al.*, 2013), y hasta  $1027 \pm 2$  gVSS/kg de lodos acuícolas tratados (Schneider, *et al.* 2007).

Aunque uno de los propósitos del BRM sea la producción de biomasa para reusarse como alimento para los peces, los valores bajos en el coeficiente de rendimiento de biomasa o bioflocs, no pueden verse del todo como una desventaja, ya que suele ser común encontrar en sistemas que aplican la tecnología de bioflocs, que la tasa de producción de éstos, es mayor que la tasa de consumo de los peces (Azim *et al.*, 2008), generando una fracción de biomasa que debe ser desechada del

sistema y que por sus propias características biológicas, debe ser tratada y dispuesta adecuadamente, generando costos adicionales al sistema.

#### 6.3.6. *Cinética de la producción de biomasa*

Analizando coeficientes cinéticos que permiten la predicción de las tasas de utilización de sustrato y crecimiento de biomasa. La tasa específica de utilización de sustrato  $r_s$ , se ajusta a un comportamiento lineal ( $y = 1191.5x + 67.439$ ,  $R^2 = 0.95314$ , (Figura 6.9.a), determinando una tasa máxima de consumo de sustrato de  $0.2 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ . Este comportamiento lineal sugiere que el sustrato biodegradable no fue suministrado en exceso en las concentraciones probadas. Se tiene que el incremento en carga orgánica generó un comportamiento logarítmico en la tasa de crecimiento específico de biomasa observada  $\mu$ , ( $y = 0.0378\ln(x) + 0.1157$   $R^2 = 0.9638$ ), alcanzando un valor máximo ( $\mu_{\text{max}}$ ) de  $0.1 \text{ g}_{\text{SSV}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ , mostrando que la eficiencia del crecimiento tiende a estabilizarse (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..b**).



**Figura 6.9. a) Tasa de consumo de sustrato (rs) y b) tasa específica de crecimiento de los microorganismos ( $\mu$ ) en función de la carga orgánica.**

El comportamiento de estas dos variables es similar al encontrado por (Schneider *et al.* 2007). Los valores máximos tanto para la tasa de consumo de sustrato como para la producción específica de biomasa son menores a los reportados por dichos autores, donde se trabajó con un reactor convencional de biomasa en suspensión degradando lodos de descarga de RAS. Sin embargo, el coeficiente de decaimiento se calcula en 0.005 g<sub>ssv</sub>/g<sub>ssv</sub>·d, valor que representa una tasa baja de muerte celular, lo que sugiere que la baja producción de biomasa puede ser debida a un costo energético por mantenimiento celular o degradación de sustrato y no a una mineralización.

Los valores bajos obtenidos para los coeficientes cinéticos pueden atribuirse a las condiciones de trabajo del BRM con respecto a un reactor convencional. En este estudio el BRM tuvo tiempos de retención celular teóricos (TRC) mínimos de 11 d, tiempos de retención hidráulicos (TRH) de hasta 40 h y concentraciones de sólidos suspendidos volátiles alrededor de los 5 g/L, mientras en resultados con un reactor convencional se tiene un máximo de 6 días y 11 h de TRC y TRH respectivamente, además de concentraciones de sólidos suspendidos volátiles de alrededor de 2.13 g/L (Schneider *et al.*, 2007). Por lo que para lograr mayores tasas de generación de biomasa y recuperación de la materia orgánica en el BRM se deberán hacer ajustes

en estos parámetros en función de las tasa de biomasa que sean requeridas para reuso en los tanques de cultivo de peces.

#### 6.4. Características nutrimentales de los bioflocs

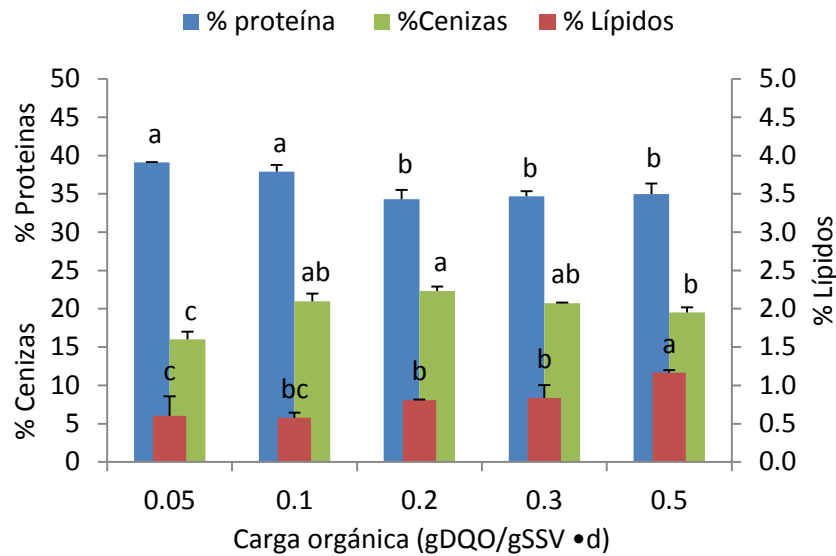
Como un primer acercamiento a la calidad nutrimental de los bioflocs producidos en el BRM, operando bajo diferentes cargas orgánicas y alimentado con residuos del RAS, se determinó el contenido de proteína cruda, lípidos y cenizas de la biomasa producida en el biorreactor.

Se obtuvieron porcentajes de proteína de 40 y 37% para las condiciones de carga orgánica 0.05 y 0.1 g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub>·d respectivamente, y de alrededor del 34 % para el resto de las condiciones de operación (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**). Estos valores están dentro del rango recomendado de contenido de proteína en dietas para el cultivo de tilapia (Timmons *et al.*, 2002). A pesar de las diferentes condiciones de operación que se dan en el biorreactor, los cambios en el contenido de proteína se mantienen sin una variación importante, incluso si los comparamos con los encontrados en la literatura (Kuhn *et al.*, 2010; Magondu, 2012; Sharrer *et al.*, 2010) (Tabla 3.3).

El porcentaje de lípidos también tiene valores que concuerdan con lo reportado por otros autores, aun cuando se trabaja con reactores diferentes y/o diferentes condiciones de operación, teniendo en general valores <2% (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**), cuando un valor adecuado recomendado es de alrededor de 8-15% (Timmons *et al.*, 2002). Con el contenido de lípidos encontrado será difícil alcanzar la concentración de 1% de ácidos grasos polinsaturados recomendados para el cultivo de tilapia (Azim y Little, 2008), por lo tanto no sería posible usar los bioflocs producidos como elemento central en la dieta de los peces, sin embargo sí podrían ser utilizados como alimento complementario.

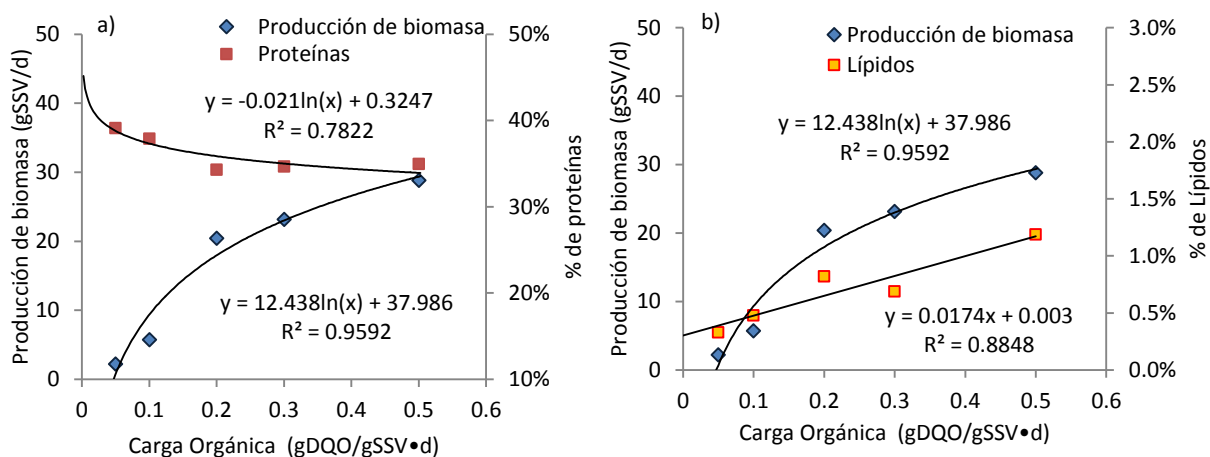
EL porcentaje de cenizas varía entre un 15 y un 24%, siendo valores por arriba del 9% máximo recomendado (Timmons *et al.*, 2002; SAGARPA, 2008), **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** Nuevamente se tienen resultados similares a

otros autores donde se encuentran contenido de cenizas mayor al 10% (Kuhn *et al.*, 2010; Mahanand *et al.*, 2012).



**Figura 6.10. Contenido de proteínas, lípidos y cenizas de la biomasa producida (bioflocs) en el BRM, a las diferentes cargas orgánicas. a, b y c indican, para los diferentes parámetros, las diferencias significativas entre las cargas orgánicas (ANOVA, prueba de Tukey,  $p < 0.05$ ).**

Los porcentajes de los componentes nutrimentales analizados presentaron valores en un rango relativamente estrecho y guardaron cierta relación con los parámetros operacionales del biorreactor. En el caso del contenido de proteínas se observa una correlación negativa con la producción de biomasa ( $r = -0.93$ , Figura 6.9.a), la cual a su vez determina el tiempo de residencia celular cuando se trabaja en estado estacionario. Con esto, los resultados muestran que se alcanzan mayores contenidos de proteína en los bioflocs, si el BRM es operado con bajas cargas orgánicas, largos tiempos de retención y con bajos rendimientos de biomasa. También se observa que lo contrario ocurre con el porcentaje de lípidos en los bioflocs al tener una correlación positiva con la carga orgánica y la producción de biomasa ( $r = 0.91$ , Figura 6.9.b).



**Figura 6.9. Relación del contenido de proteínas (a) y contenido de lípidos (b) respecto a la producción de la biomasa (bioflocs) a las diferentes cargas orgánicas en el BRM.**

En el caso del porcentaje de cenizas no se obtuvo una relación lineal, los valores más altos de contenido de cenizas, considerados desfavorables, se tienen en las cargas orgánicas de 0.1 y 0.2 g<sub>DQO</sub>/g<sub>SSV</sub>•d, que corresponde a las cargas de mayor eficiencia de producción de biomasa, mejor asimilación de nutrientes y calidad del permeado.

Operando el biorreactor en estado estacionario, a diferentes condiciones de carga orgánica, se lleva a cabo una producción de biomasa, como producto de la asimilación de dicho sustrato. Para mantener una concentración constante la biomasa, diariamente se extrae el exceso de ésta, determinando un tiempo de residencia celular teórico que varía a medida que se produce mayor biomasa como consecuencia de trabajar con mayores cargas orgánicas. Estas diferentes condiciones de operación determinan diferentes poblaciones de microorganismos (Rueda, 2014), lo que a su vez puede determinar en gran medida la composición de los bioflocs y su calidad nutricional como fuente complementaria de alimento para los peces.

## **6.5. Análisis de aplicación del BRM al sistema RAS**

Como resultado del análisis hecho durante la operación del BRM a escala laboratorio, se observa que se tienen tanto ventajas como desventajas con respecto a lo reportado con sistemas de tratamiento con reactores de biomasa en suspensión y la tecnología de bioflocs en la producción de biomasa microbiana aprovechando los residuos de acuicultura (Tabla 6.2). Los resultados permiten observar que una de las principales ventajas de la utilización del BRM, es el amplio rango de condiciones operacionales, en términos de concentración de sustrato, a los que es posible operarlo, manteniendo una gran calidad en el agua tratada.

Por otro lado, el hecho de poder generar la biomasa microbiana en un reactor específico, hace que los problemas o las fluctuaciones en el desarrollo de las poblaciones microbianas en los bioflocs no pongan en riesgo el desarrollo de los peces, como ocurre en la aplicación de la tecnología de bioflocs donde los peces y los flóculos microbianos se desarrollan en el mismo tanque, compitiendo por oxígeno y espacio. Es así, que se abre la posibilidad de aplicar esta biotecnología no solo al cultivo de tilapia y camarón, sino también para especies acuáticas más sensibles a las concentraciones y fluctuaciones de sólidos suspendidos en el agua.

Una de las principales desventajas de la aplicación del BRM son los costos de implantación y mantenimiento, mismos que deberían ser compensados al menos parcialmente, por la reducción en la compra de alimento para peces por el uso de bioflocs. También es importante considerar que la operación de este sistema es más compleja y requerirá de técnicos capacitados para la operación del mismo.



**Tabla 6.2. Matriz comparativa de las diferentes alternativas de producción de biomasa para recuperación de nutrientes en la acuicultura intensiva** (Fuente: Elaboración propia)

Aspecto comparativo	BRM	Reactor de biomasa en suspensión	Tecnología de biofloc
Bioseguridad y protección del entorno	Alta	Alta	Media. Puede generar descarga de biomasa en exceso al tener menor control sobre su producción
Costos de implementación y operación	Altos. Principalmente por los costos del sistema de microfiltración	medio	Bajo
Cantidad de biomasa producida	Suficiente y optimizada. Ajustando los parámetros operacionales se pueden mejorar los rendimientos de producción de biomasa	Suficiente	Suficiente
Control de la producción de biomasa	Alto. Se tiene el desarrollo de biomasa separado de los peces. El sistema de microfiltración permite un rango amplio de condiciones de operación	Medio. Se tiene el desarrollo de biomasa separado de los peces.	Bajo
Calidad nutricional de la biomasa	Baja cantidad de lípidos, pero se tiene mayor control de parámetros de la biomasa para optimizar	Baja cantidad de lípidos	Baja cantidad de lípidos
	Proteína 30 a 40	25 a 54 (Mahanand <i>et al.</i> , 2012)	30 a 50 (Azim <i>et al.</i> , 2008)
	Lípidos 0.5 a 1	0.1 a 1 (Kuhn <i>et al.</i> , 2009)	0.5 a 2.6 (Emerenciano <i>et al.</i> , 2011)
	Cenizas 15 a 20	11 a 15 (Magondu, 2012)	7 a 39 (Emerenciano <i>et al.</i> , 2011)
Productividad acuícola	Permite alta densidad de cultivo (20 kg/m <sup>3</sup> , y mayores si los bioflocs se procesan antes de su reuso)	Permite alta densidad pero menor que el uso de un BRM por la menor calidad del efluente	Baja. Se limita a tener densidades de cultivo menores a 15 kg/m <sup>3</sup> (M.E. Azim y Little, 2008)
Afectaciones negativas a los peces	Baja. La biomasa microbiana se desarrolla en un tanque específico	Baja. La biomasa microbiana se desarrolla en un tanque específico	Alta. Las bacterias de los bioflocs compiten con los peces por oxígeno disuelto y espacio
Control de partículas suspendidas y coloides	Alta. Se tiene un sistema de microfiltración	Baja. El exceso de biomasa se separa por sedimentación	Baja. Los flóculos se desarrollan directamente en el tanque de cultivo y el exceso de biomasa se separa por sedimentación
Limitantes técnicas	Baja. El colapso del sistema del biorreactor para la producción de biomasa afecta poco al sistema acuícola	Baja. El colapso del sistema del biorreactor para la producción de biomasa no afecta significativamente el sistema acuícola	Alta. El colapso del proceso de producción de biomasa afecta directamente el sistema acuícola
Aplicabilidad	Se puede aplicar a especies más sensibles a partículas en suspensión. Se obtuvo un efluente libre de sólidos en suspensión	No permite el control de partículas finas y coloides como los sistemas de microfiltración	Se limita a cultivo de tilapia y camarón principalmente

En el presente trabajo se estudió un BRM escala laboratorio ( $V = 0.07 \text{ m}^3$ ) operado con diferentes cargas orgánicas y alimentado con diferentes concentraciones de lodos de desecho de un sistema RAS, que trabaja en escala piloto ( $V = 28 \text{ m}^3$ ). Con base en los resultados obtenidos, en esta sección se plantea de manera general el arreglo de un BRM, a la escala que tiene dicho sistema acuícola, esto con la finalidad de mostrar de una manera ilustrativa la configuración general que se puede tener en el sistema acuícola con la incorporación del BRM. Cabe mencionar que la presente descripción del sistema no cubre aspectos como diseño hidráulico a detalle, electromecánico, diagramas de proceso, etc. por lo que no puede ser considerado parte de un proyecto de ingeniería básica o proyecto ejecutivo.

Con base en las condiciones de operación y los resultados obtenidos de (i) rendimiento de biomasa y (ii) calidad de bioflocs, para un unidad de producción acuícola con  $V = 28 \text{ m}^3$ , se se estima que se requerirían  $6.5 \text{ m}^2$  de membrana de filtración. Considerando que se instales módulos con una densidad de área membranas de  $45 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (Chang *et al.*, 2001) (Tabla 6.4), se estima que los costos de implementación del sistema de microfiltración podrían ascender al equivalente de un 20% del valor de la producción acuícola en dicho sistema. Los costos de operación para el BRM pueden resultar en 1.5 veces los de un reactor convencional de biomasa suspendida (WEF, 2006).

De acuerdo con los resultados obtenidos, se recomendaría una carga orgánica de alrededor de  $0.5 \text{ g}_{\text{DQO}}/\text{g}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$  con objeto de alcanzar los mayores rendimiento de biomasa, bajar el contenido de cenizas y acercarse a un nivel adecuado de lípidos además de mantener un nivel de proteínas mayor al 25% (subcapítulo 6.4). En estas condiciones se alcanzan eficiencias de remoción de materia orgánica del 98% y las menores concentraciones de fosfatos y sin acumulación de nitrógeno de nitratos (Tabla 6.1).

El sistema RAS del presente estudio tiene un volumen de  $28 \text{ m}^3$ . Considerando este volumen y la cantidad de lodos del RAS producidos por día, se recomendaría establecer un flujo membranar subcrítico  $J = 10 \text{ L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ , que permita largos tiempos de operación (Holan *et al.*, 2014; Orantes *et al.*, 2006; Anexo B, Figura B.1) y que se

encuentre en el límite inferior recomendado para un BRM, un tiempo de retención hidráulico de 15 h. El BRM requiere un volumen mínimo de reactor de 900L, considerando las cargas orgánicas de operación y el volumen del módulo de membranas. En el arreglo del sistema RAS, es recomendable considerar tanques circulares porque en general permiten mejores rendimientos (Timmons *et al.*, 2002). Otras consideraciones del sistema RAS para plantear un acoplamiento general en escala piloto del BRM se dan en la (Tabla 6.3).

**Tabla 6.3. Consideraciones del sistema acuícola para el acoplamiento del BRM**

Parámetro	unidad	valor
Volumen de la unidad de producción	m <sup>3</sup>	28
Duración del ciclo	meses	6
	d	180
FCA	kgalimento/kgpeces	1.5
Ganancia promedio diaria	g/d	0.55
Número de tanques		6
Volumen por tanque	m <sup>3</sup>	4.7
Altura	m	1.1
Radio	m	1.2
Talla inicial	g	2
Talla final	kg	0.5
Mortalidad	%	5%
Capacidad de carga	kg <sub>peces</sub> /m <sup>3</sup>	20
	peces/m <sup>3</sup>	42
Densidad de siembra	Peces/tanque	196
	Peces total	1176
Producción por ciclo	kg	560
Producción por año	ton/año	1.12
Tasa de alimentación	%	2%
Alimento suministrado	kg/d	11.2
Peso específico de lodos		1.03
	L <sub>lodos</sub> /kg <sub>alimento</sub>	140
Producción de lodos	L <sub>lodos</sub> /d	1568
	kg <sub>lodos</sub> /d	1615
DQO en lodos	g/m <sup>3</sup>	2200

**Tabla 6.4. Características generales del BRM para el acoplamiento al sistema RAS escala piloto**

Parámetro	unidad	valor	Observaciones
Producción de biomasa	g <sub>SSV</sub> /kg lodos	506	
	Kg <sub>SSV</sub> /d	817	
Fuente de carbono	L a. acético/d	2	
TRH	h	15	
SSV	g/m <sup>3</sup>	6500	
Carga orgánica	g <sub>DOO</sub> /g <sub>SSV</sub> •d	0.5	
Volumen útil de reactor	L	980	
Radio Biorreactor	m	0.6	
Alto	m	1.0	
producción de biomasa	kg <sub>biomasa</sub> /d	817	
Flujo transmembranal (J)	l/m <sup>2</sup> *h	10	
Área de membrana	m <sup>2</sup>	6.53	
Tamaño del módulo	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	45	(Haandel y Lubbe, 2007)
	m <sup>3</sup>	0.15	
Costos de capital <sup>a</sup>	(\$1,640.00/m <sup>2</sup> membrana año) (Judd, 2011)	\$10,723.18	20% del valor de la producción (CONAPESCA, 2011)
Costos de operación <sup>b</sup>	(\$261.00/m <sup>2</sup> membrana año) (Judd, 2011)	\$1,710.43	3% del valor de la producción (CONAPESCA, 2011)

<sup>a</sup>Costo de módulo de membranas, construcción y equipo electromecánico.

<sup>b</sup>Energía y consumo de químicos.

El arreglo general de este sistema es como se muestra en los anexos C y D. Para un sistema RAS convencional, con tratamiento principal del efluente con un filtro percolador, los costos de operación globales por la incorporación del BRM pueden incrementarse alrededor de un 1%.

El ahorro en alimento por el reuso de la biomasa microbiana producida bajo el esquema de la tecnología de bioflc se estima de aproximadamente un 15% (P. De

Schryver *et al.*, 2008). Sin embargo, este ahorro, para el caso que estamos analizando representaría sólo alrededor del 10%, considerando el incremento en los costos de operación por el uso del BRM. Aunque la principal desventaja del BRM son los costos de inversión y operación, no se deben dejar de lado otros aspectos como el impulso que se está dando por operadores y proveedores de los sistemas BRM por estandarizar los módulos de membranas con el fin de lograr un abaratamiento significativo de los mismos (Wilde *et al.*, 2008), así como el continuo desarrollo de nuevos materiales y configuraciones de las membranas (Judd, 2011).

## 7. Conclusiones y recomendaciones

### 7.1. Conclusiones

- El sistema permitió obtener, independientemente de la carga orgánica de trabajo, tasas de asimilación de nitrógeno amoniacal superiores al 99%. Como se obtiene un efluente tratado libre de nitrógeno amoniacal, siendo este último tóxico para los peces, se considera adecuado para su reuso en la acuicultura intensiva.
- A lo largo de la experimentación con las diferentes condiciones operacionales se mantiene la capacidad de remoción de materia orgánica y sólidos suspendidos así como un sistema de producción de biomasa estable.
- El sistema garantiza también un efluente de calidad, gracias a la degradación de sólidos finos y coloidales ( $<40 \mu$ ) que normalmente tienden a acumularse en la unidad de cultivo acuícola afectando su productividad.
- La estabilidad observada en la calidad del efluente muestra, en gran medida, la ventaja de no depender de un sistema de sedimentación convencional para separar la biomasa del efluente tratado.
- Dados los bajos valores de los coeficientes cinéticos, velocidades de consumo de sustrato y producción de biomasa bajo las condiciones de operación del BRM, será necesario considerar ajustes a parámetros operacionales como el tiempo de retención hidráulico y celular, para lograr mayores tasas de recuperación de materia orgánica en la biomasa.
- El tener control sobre la producción de la biomasa en un biorreactor específico para ese fin, como lo es el BRM, permite la producción y posterior reutilización de biomasa microbiana en especies acuáticas que son más sensibles que la tilapia a la presencia de sólidos en suspensión en los tanques de cultivo y por lo tanto no pueden desarrollarse adecuadamente en presencia de bioflocs.
- Los contenidos de proteínas, lípidos y cenizas, presentaron variaciones como respuesta a las condiciones de operación aplicadas al biorreactor, sin embargo,

las concentraciones siempre se mantienen en un rango que puede permitir su reuso como complemento alimenticio.

- En lo referente a la calidad nutrimental de los bioflocs, con base en el contenido de proteína, de lípidos y de cenizas, se concluye que los bioflocs producidos en el BRM, sí pueden utilizarse como complemento del alimento balanceado, pero no sustituirlo por completo. Siendo necesario considerar otro material en proporciones que permitan alcanzar un nivel de lípidos y ácidos grasos adecuado pero que sea bajo en su contenido de cenizas.

## 7.2. Validación de hipótesis

El efluente tratado por un biorreactor con membranas sumergidas, alimentado con diferentes concentraciones de los desechos del cultivo de tilapia, en un sistema acuícola con recirculación, permite alcanzar una calidad para su reuso en el RAS

- **Validada:** *Remoción de materia orgánica y sólidos >98 %, y del 99 % del nitrógeno amoniacal y calidad apta para su reuso en el RAS*

El BRM permite alcanzar los rendimientos de producción biomasa de los sistemas convencionales de crecimiento suspendido.

- **Se rechaza:** *los coeficientes cinéticos  $K_d$ , los valores máximos tanto para  $r_s$ ,  $\mu$  y el rendimiento de biomasa que se obtiene de  $506 \pm 10$  gVSS/kgJodos de acuicultura tratados, son todos menores a lo reportado en reactores convencionales y en tecnología de biofloc*

La biomasa del biorreactor, tienen una calidad nutrimental (*i.e.* contenido de proteínas, lípidos y cenizas) adecuada para su utilización como alimento complementario para los peces

- **Validada:** *los bioflocs producidos en el BRM sí pueden utilizarse como complemento del alimento balanceado dado sus porcentajes de proteína >25% pero no sustituirlo por completo, dado que los contenidos de lípidos y cenizas no son los óptimos.*



### 7.3. Recomendaciones generales

- Los resultados obtenidos permiten tener un punto de partida para el diseño de un sistema BRM para el procesamiento de la descarga de lodos de los cultivos intensivos de tilapia. Se tiene información de referencia como la caracterización del agua residual, parámetros cinéticos como rendimientos, tasas de crecimiento de biomasa y consumo de sustrato, coeficiente de decaimiento, tasas de flujo. Sin embargo, para el diseño a detalle se deberán hacer cálculos específicos para dimensionamiento del módulo de membranas y diseño del proceso biológico que determinara las tasas de producción de biomasa y volumen de reactor; además de arreglos a detalle como el diseño hidráulico, electromecánico, diagramas de proceso, balances de materia y energía.
- Será necesario considerar ajustes a parámetros operacionales como el tiempo de retención hidráulico y celular, esto para lograr mayores tasas de recuperación de materia orgánica en la biomasa, se recomienda la operación del biorreactor con tiempos de retención hidráulico entre 10 y 15 h, tiempos de retención celular de entre 10 y 20 d, operando con una carga orgánica alrededor de 0.5 g<sub>DBO</sub>/g<sub>SSV</sub> d.
- La composición bromatológica de los bioflocs se mantiene relativamente estable, aun cuando se produce bajo diferentes condiciones operacionales del sistema. Es importante reconocer que existen variaciones y características bioquímicas complejas en las poblaciones microbianas, así como en su actividad, por lo que es importante investigar otras virtudes de los bioflocs como sus característica probióticas, estimuladores de la actividad digestiva y fuente de algunos otros compuestos bioactivos.

## 8. Referencias

- AOAC. (2000). *Official methods of analysis*. (A. of official A. Chemists, Ed.). Washington, DC.
- APHA. (1992). *Standar Methos for Examination of Water and Wastewater*,. Washinton, D. C.: American Public Health Association.
- ASERCA-SAGARPA. (2012). LA ACUICULTURA FRENTE AL SIGLO XX1, (228).
- Avnimelech, Y. (2007). Feeding with microbial flocs by tilapia in minimal discharge bio-flocs technology ponds. *Aquaculture*, 264(1-4), 140–147. doi:10.1016/j.aquaculture.2006.11.025
- Azim, M. E., & Little, D. C. (2008). The biofloc technology (BFT) in indoor tanks: Water quality, biofloc composition, and growth and welfare of Nile tilapia (*Oreochromis niloticus*). *Aquaculture*, 283(1-4), 29–35. doi:10.1016/j.aquaculture.2008.06.036
- Azim, M. E., Little, D. C., & Bron, J. E. (2008). Microbial protein production in activated suspension tanks manipulating C:N ratio in feed and the implications for fish culture. *Bioresource Technology*, 99(9), 3590–3599. doi:10.1016/j.biortech.2007.07.063
- Badiola, M., Mendiola, D., & Bostock, J. (2012). Recirculating Aquaculture Systems (RAS) analysis: Main issues on management and future challenges. *Aquacultural Engineering*, 51, 26–35. doi:10.1016/j.aquaeng.2012.07.004
- Boopathy, R., Bonvillain, C., Fontenot, Q., & Kilgen, M. (2007). Biological treatment of low-salinity shrimp aquaculture wastewater using sequencing batch reactor. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 59(1), 16–19. doi:10.1016/j.ibiod.2006.05.003
- Buer, T., & Cumin, J. (2010). MBR module design and operation. *Desalination*, 250(3), 1073–1077. doi:10.1016/j.desal.2009.09.111
- Chang, C., & Cajucom, S. S. (2011). Feasibility Study of Fish Farm Effluent Treatment by Sequencing Batch Membrane Bioreactor, 1(1), 103–112.
- Chang, I.-S., Gander, M., Jefferson, B., & Judd, S. J. (2001). Low-Cost Membranes for Use in a Submerged MBR. *Process Safety and Environmental Protection*, 79(3), 183–188. doi:10.1205/09575820150511876
- CONAPESCA. (2011). *Anuario estadístico de acuicultura y pesca*. México.

- Cordova, L. M. (1998). *Ecología de los Sistemas Acuícolas*. México: AGT EDITORA.
- Crab, R., Avnimelech, Y., Defoirdt, T., Bossier, P., & Verstraete, W. (2007). Nitrogen removal techniques in aquaculture for a sustainable production. *Aquaculture*, 270(1-4), 1–14. doi:10.1016/j.aquaculture.2007.05.006
- Crab, R., Defoirdt, T., Bossier, P., & Verstraete, W. (2012). Biofloc technology in aquaculture: Beneficial effects and future challenges. *Aquaculture*, 356-357, 351–356. doi:10.1016/j.aquaculture.2012.04.046
- CSPT-CONAPESCA. (2012). *criteriosCSPTilapia.pdf*. México.
- De Schryver, P., Crab, R., Defoirdt, T., Boon, N., & Verstraete, W. (2008). The basics of bio-flocs technology: The added value for aquaculture. *Aquaculture*, 277(3-4), 125–137. doi:10.1016/j.aquaculture.2008.02.019
- De Schryver, P., & Verstraete, W. (2009). Nitrogen removal from aquaculture pond water by heterotrophic nitrogen assimilation in lab-scale sequencing batch reactors. *Bioresource Technology*, 100(3), 1162–7. doi:10.1016/j.biortech.2008.08.043
- Emerenciano, M., Ballester, E. L. C., Cavalli, R. O., & Wasielesky, W. (2011). Effect of biofloc technology (BFT) on the early postlarval stage of pink shrimp *Farfantepenaeus paulensis*: growth performance, floc composition and salinity stress tolerance. *Aquaculture International*, 19(5), 891–901. doi:10.1007/s10499-010-9408-6
- FAO. (2012). *The State of World fisheries and aquaculture (SOFIA)*.
- Fitch, M. W. (2005). Membrane Bioreactor Technology. *Biotechnology for Odor and Pollution Control*.
- Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de transporte y principios de procesos de separación*. México: Compañía Editorial continental S. A.
- Gemende, B., Gerbeth, A., Pausch, N., & von Bresinsky, A. (2008). Tests for the application of membrane technology in a new method for intensive aquaculture. *Desalination*, 224(1-3), 57–63. doi:10.1016/j.desal.2007.04.080
- Haandel, A. Van, & Lubbe, J. Van Der. (2007). *Handbook of Biological WasteWater*. The Netherlands: Quist Publishing.
- Hoinkis, J., Deowan, S. a., Panten, V., Figoli, A., Huang, R. R., & Drioli, E. (2012). Membrane Bioreactor (MBR) Technology – a Promising Approach for Industrial Water Reuse. *Procedia Engineering*, 33(2009), 234–241. doi:10.1016/j.proeng.2012.01.1199

- Holan, a. B., Wold, P. -a., & Leiknes, T. O. (2014). Intensive rearing of cod larvae (*Gadus morhua*) in recirculating aquaculture systems (RAS) implementing a membrane bioreactor (MBR) for enhanced colloidal particle and fine suspended solids removal. *Aquacultural Engineering*, 58, 52–58. doi:10.1016/j.aquaeng.2013.10.001
- Holan, A. B., Wold, P., & Leiknes, T. O. (2014). Aquacultural Engineering Membrane performance and fouling behavior of membrane bioreactors installed in marine recirculating aquaculture systems. *Aquacultural Engineering*, 58, 45–51. doi:10.1016/j.aquaeng.2013.10.002
- Hwang, B., Lee, C., Chang, I., Drews, A., & Field, R. (2012). Membrane bioreactor : TMP rise and characterization of bio-cake structure using CLSM-image analysis. *Journal of Membrane Science*, 419-420, 33–41. doi:10.1016/j.memsci.2012.06.031
- Jegantheesan, V., Shu, L., & Vasanathan, C. (2009). Application of Membrane Bioreactors for Water Reuse. *Asian Institud of Technology*.
- Johir, M. a H., George, J., Vigneswaran, S., Kandasamy, J., Sathasivan, a, & Grasmick, a. (2012). Effect of imposed flux on fouling behavior in high rate membrane bioreactor. *Bioresource Technology*, 122, 42–9. doi:10.1016/j.biortech.2012.02.107
- Judd, S. (2011). *The MBR book* (first edit.). US: Elsevier science.
- Kuhn, D. D., Boardman, G. D., Lawrence, A. L., Marsh, L., & Flick, G. J. (2009). Microbial floc meal as a replacement ingredient for fish meal and soybean protein in shrimp feed. *Aquaculture*, 296(1-2), 51–57. doi:10.1016/j.aquaculture.2009.07.025
- Kuhn, D. D., Lawrence, A. L., Boardman, G. D., Patnaik, S., Marsh, L., & Flick, G. J. (2010). Evaluation of two types of bioflocs derived from biological treatment of fish effluent as feed ingredients for Pacific white shrimp, *Litopenaeus vannamei*. *Aquaculture*, 303(1-4), 28–33. doi:10.1016/j.aquaculture.2010.03.001
- Landau, M. (1995). *Introduction to aquaculture* (pp. 290–305). USA: Elsevier applied Science publisher.
- Laspidou, C.S. y Rittman, B.E. (2002). “A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass.” *Wat. Res.* 36, 2711-2720.
- Lee, J., Ahn, W.Y. y Lee, C.H. (2001). “Comparision of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor.” *Wat. Res.* 35(10), 2435-2455.

- Loosdrecht, M. Van, & Henze, M. (1999). Maintenance, endogeneous respiration, lysis, decay and predation. *Water Science and Technology*, 39(1), 107–117. doi:10.1016/S0273-1223(98)00780-X
- Luo, G., Avnimelech, Y., Pan, Y., & Tan, H. (2012). Inorganic nitrogen dynamics in sequencing batch reactors using biofloc technology to treat aquaculture sludge. *Aquacultural Engineering*, 52, 73–79. doi:10.1016/j.aquaeng.2012.09.003
- Luo, G., Liang, W., Tan, H., Yao, C., Zhang, N., & Lu, L. (2013). Aquacultural Engineering Effects of calcium and magnesium addition on the start-up of sequencing batch reactor using biofloc technology treating solid aquaculture waste, 57, 32–37. doi:10.1016/j.aquaeng.2013.06.004
- Magondu, W. E. (2012). AEROBIC , ANAEROBIC AND ANOXIC BIOFLOCS FROM TILAPIA: PROXIMATE COMPOSITION , NUTRITIONAL PROPERTIES AND ATTRACTIVENESS AS FISH FEED ., 31(0).
- Mahanand, S. S., Moulick, S., & Srinivasa Rao, P. (2012). Optimum formulation of feed for rohu, *Labeo rohita* (Hamilton), with biofloc as a component. *Aquaculture International*, 21(2), 347–360. doi:10.1007/s10499-012-9557-x
- Martines, D. S. A. (1999). *Parámetros de diseño de sistemas de tratamiento de aguas residuales* (pp. 41–54). México: Universidad Automa Metropolitana.
- Metcalf & Eddy. (2013). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse* (Five editi.). US: McGrawhill.
- Nora'aini, A., Wahab Mohammad, A., Jusoh, A., Hasan, M. R., Ghazali, N., & Kamaruzaman, K. (2005). Treatment of aquaculture wastewater using ultra-low pressure asymmetric polyethersulfone (PES) membrane. *Desalination*, 185(1-3), 317–326. doi:10.1016/j.desal.2005.03.084
- Orantes, J., Wisniewski, C., Heran, M. y Grasmick, A. (2006) The influence of operating conditions on permeability changes in a submerged membrane bioreactor. *Sep. Purif. Technol.* 52, 60–66. doi:10.1016/j.seppur.2006.03.016
- Pillay, T. V. L. (1997). *Acuicultura principios y práctica* (pp. 315–330). México: LIMUSA.
- Pulefou, T., Jegatheesan, V., Steicke, C., & Kim, S.-H. (2008). Application of submerged membrane bioreactor for aquaculture effluent reuse. *Desalination*, 221(1-3), 534–542. doi:10.1016/j.desal.2007.01.114
- SAGARPA. (2008). No Title. *Boletín ASERCA Regional Peninsular*.

- SAGARPA. (2011). Carta Nacional Acuícola,, 38, 38–85.
- Sal, F. M., & Merino, O. G. (2007). *Sistemas de Recirculación y Tratamiento de agua*. Argentina.
- Schneider, O., Sereti, V., Eding, E. H., & Verreth, J. A. J. (2006). Molasses as C source for heterotrophic bacteria production on solid fish waste, 261, 1239–1248. doi:10.1016/j.aquaculture.2006.08.053
- Schneider, O., Sereti, V., Eding, E. H., & Verreth, J. A. J. (2007). Heterotrophic bacterial production on solid fish waste : TAN and nitrate as nitrogen source under practical RAS conditions, 98, 1924–1930. doi:10.1016/j.biortech.2006.07.045
- Schneider, O., Sereti, V., Eding, E. H., Verreth, J. A. J., & Klapwijk, B. (2007). Kinetics , design and biomass production of a bacteria reactor treating RAS effluent streams, 36, 24–35. doi:10.1016/j.aquaeng.2006.05.002
- Schneider, O., Sereti, V., Machiels, M. a M., Eding, E. H., & Verreth, J. a J. (2006). The potential of producing heterotrophic bacteria biomass on aquaculture waste. *Water Research*, 40(14), 2684–2694. doi:10.1016/j.watres.2006.05.008
- Sharrer, M. J., Rishel, K., & Summerfelt, S. T. (2010). Evaluation of a membrane biological reactor for reclaiming water, alkalinity, salts, phosphorus, and protein contained in a high-strength aquacultural wastewater. *Bioresource Technology*, 101(12), 4322–4330. doi:10.1016/j.biortech.2010.01.067
- Sharrer, M. J., Tal, Y., Ferrier, D., Hankins, J. a., & Summerfelt, S. T. (2007). Membrane biological reactor treatment of a saline backwash flow from a recirculating aquaculture system. *Aquacultural Engineering*, 36(2), 159–176. doi:10.1016/j.aquaeng.2006.10.003
- Shnel, N., Barak, Y., Ezer, T., Dafni, Z., & van Rijn, J. (2002). Design and performance of a zero-discharge tilapia recirculating system. *Aquacultural Engineering*, 26(3), 191–203. doi:10.1016/S0144-8609(02)00013-4
- SPNT-CONAPESCA. (2010). Comité sistema producto tilapia de México A . C . *Sistema Producto Nacional de Tilapia*.
- Stephenson, T., Jefferson, S., & Brindle, K. (2000). *Membrane bioreactor for wastewater treatment*. UK: IWA.
- Summerfelt, R. C., & Penne, C. R. (2005). Solids removal in a recirculating aquaculture system where the majority of flow bypasses the microscreen filter. *Aquacultural Engineering*, 33(3), 214–224. doi:10.1016/j.aquaeng.2005.02.003

- Timmons, M. B., Ebeling, J. M., Wheaton, F. W., Summerfelt, S. T., & Vinci, B. J. (2002). *Recirculating Aquaculture*. US: Cayuga Aqua Ventures.
- Van Rijn, J. (2013). Waste treatment in recirculating aquaculture systems. *Aquacultural Engineering*, 53, 49–56. doi:10.1016/j.aquaeng.2012.11.010
- Visiers, M. R. (2011). *Recarga de acuíferos con agua regenerada mediante tratamientos avanzados*. España.
- Webster, c. D., & Lim, C. E. (2002). Nutrient requirements and feeding of finfish for acuaculture. *CABI Publishing Oxford*.
- WEF. (2006). *Membrane system for wastewater treatment*. US: Water Environment Federation.
- Wilde, W. De, Richard, M., Lesjean, B., & Tazi-pain, A. (2008). Towards standardisation of the MBR technology?, 231, 156–165. doi:10.1016/j.desal.2007.11.043
- Wold, P., Buran, A., Øie, G., Attramadal, K., Bakke, I., Vadstein, O., & Ove, T. (2014). Effects of membrane filtration on bacterial number and microbial diversity in marine recirculating aquaculture system ( RAS ) for Atlantic cod ( *Gadus morhua* L .) production. *Aquaculture*, 422-423, 69–77. doi:10.1016/j.aquaculture.2013.11.019
- Yeo, S. E., Binkowski, F. P., & Morris, J. E. (2004). *Aquaculture Effluents and Waste By-Products Characteristics , Potential Recovery , and Beneficial Reuse*. USA.

## Anexos

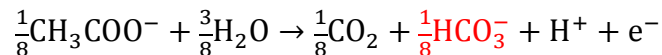
### A. Estequiometría de reacciones de óxido-reducción para el acetato como donador de electrones y el oxígeno como aceptor.

Reacción de ionización del ácido acético en solución acuosa, (preparación del sustrato):

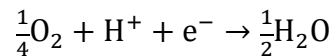


En el proceso biológico del BRM el acetato es usado como fuente de energía y para la producción de biomasa celular por los microorganismos heterótrofos, el uso de acetato en el metabolismo tiene como uno de los productos el bicarbonato, que por ser parte de la alcalinidad del sistema ayudara a mantener el pH del reactor a pesar de la entrada del ácido.

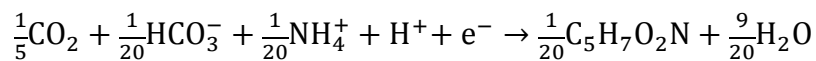
Reacción de media celda para el acetato como donador de electrones ( $R_d$ ):



Reacción de media celda para el oxígeno como aceptor de electrones ( $R_a$ ):



Reacción de media celda para la síntesis celular con amonio como fuente de nitrógeno ( $R_{cs}$ ):



Se desarrolla la estequiometría para estas reacciones biológicas con la fracción del acetato oxidado ( $f_e = 0.41$ ) y la fracción del acetato usado para la síntesis celular ( $f_s = 0.59$ ) en biomasa heterótrofa :

$$R = f_e R_a + f_s R_{cs} - R_d$$



Tabla A.1. Estequiometria de la reacción global con  $f_e = 0.41$  y  $f_s = 0.59$

	Compuesto	Coefficiente estequiométrico
Reactivos	$\text{CH}_3\text{COO}^-$	0.125
	$\text{NH}_4^+$	0.0295
	$\text{O}_2$	0.10
Productos	$\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$	0.0295
	$\text{H}_2\text{O}$	0.0955
	$\text{HCO}_3^-$	0.095
	$\text{CO}_2$	0.007

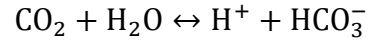
Relaciones estequiométricas:

	<u>0.125 mol acetato</u>
	0.095 mol bicarbonato
acetato=	60 g/mol
Bicarbonato=	61 g/mol
	<u>7.5 g acetato</u>
	5.8 g bicarbonato

Densidad ácido acético	Volumen de sustrato	Flujo de alimentación al BRM	ácido acético alimentado			Bicarbonato		Alcalinidad producida en el BRM	
g/ml	L	L/d	ml	g/L	g/d	g/d	g/L	mgCaCO <sub>3</sub> /L	mgCaCO <sub>3</sub> /d
0.97	130	34	166	1.2	0.036	0.028	0.828	0.679	23.07



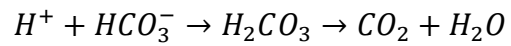
Equilibrio de carbonatos:



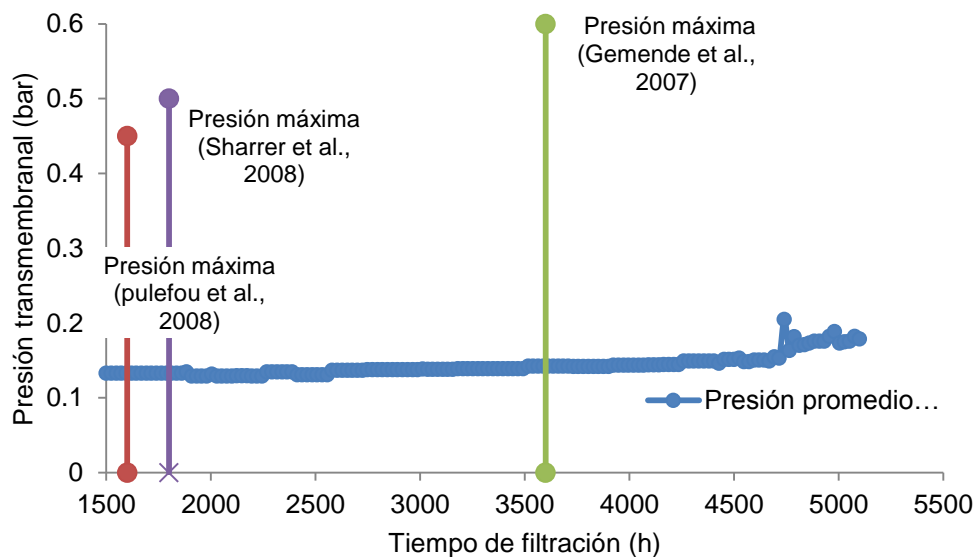
$$K = \frac{[\text{H}^+][\text{HCO}_3^-]}{[\text{CO}_2][\text{H}_2\text{O}]}$$

La reacción se desplaza hacia la izquierda con el aumento en la concentración del ion bicarbonato producto del metabolismo del acetato por la biomasa heterótrofa, lo que ocasiona incremento del pH.

Reacción de neutralización:



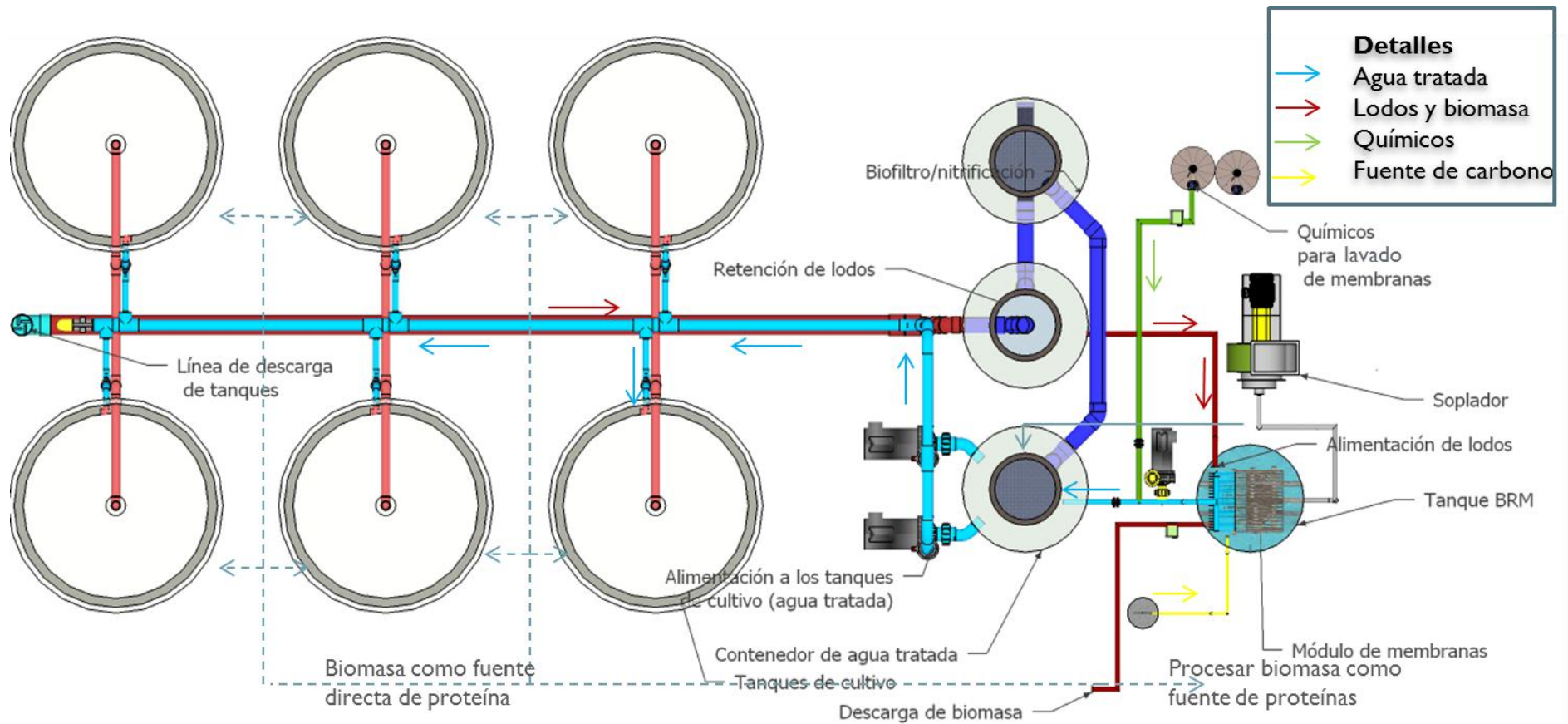
## B. Comportamiento de la presión transmembranal a lo largo de la experimentación



**Figura B.1. Comportamiento de la presión transmembranal en la experimentación. Se muestran también el tiempo en el que otros estudios tratando efluentes acuícolas alcanzan la presión máxima y se programa limpieza química de las membranas.**

El largo periodo de operación antes de alcanzar la presión máxima de 0.5 bar, se podría atribuir además del bajo flujo transmembranal, a las características de la suspensión biológica del reactor por la formación de flóculos grandes producto de la alimentación con material particulado y los largos tiempos de retención celular. El flujo transmembranal bajo tiene la desventaja de que requiere mayor área de membrana.

### C. Croquis del acoplamiento del BRM en el RAS escala piloto (vista en planta)



### D. Croquis del acoplamiento del BRM al sistema RAS escala piloto (isométrico)

