



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



MCIA
Maestría en Ciencias
en Ingeniería Ambiental
UMSNH

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

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

**Estudio sobre la adaptación de la biomasa, proveniente de un
reactor de lodos activados, en la etapa de arranque de un
BRM, bajo la condición de retención total de sólidos**

TESIS

Que para obtener el grado de:

MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA AMBIENTAL

Presenta el

Ing. Fernando Valle Fernández

Director de tesis:

Dr. Julio César Orantes Ávalos

Codirector de tesis:

Dr. Germán Cuevas Rodríguez

Morelia, Michoacán, Marzo del 2012

CONTENIDO

ÍNDICE DE FIGURAS	iv
ÍNDICE DE TABLAS.....	vii
NOTACIÓN	viii
RESUMEN	xi
Capítulo 1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. OBJETIVOS	3
1.1.1. Objetivo general	3
1.1.2. Objetivos específicos	4
1.2. HIPÓTESIS	4
1.3. JUSTIFICACIÓN	4
Capítulo 2. ANTECEDENTES	6
2.1. Lodos activados	7
2.2. Biorreactores con membranas	8
2.3. Membranas y filtración en los BRM	12
2.3.1. Modo de filtración	12
2.3.2. Tipos de membranas y módulos de membranas	13
2.3.3. Influencia de parámetros operacionales en el rendimiento de la filtración	16
2.4. Biomasa y biodegradación en los BRM.....	20
2.4.1. Suspensión biológica	20
2.4.2. Composición de la biomasa	22
2.4.3. Metabolismo	23
2.4.4. Cinética de crecimiento bacteriano	25

Capitulo 3. MATERIALES Y MÉTODOS.....	33
3.1. BRM	34
3.1.1. Descripción del BRM	34
3.1.2. Sistema de automatización de captura y almacenamiento de datos en el BRM	35
3.1.3. Condiciones de operación del BRM	36
3.1.4. Muestreos y parámetros analizados.....	38
3.1.5. Módulo de membranas	38
3.1.6. Condiciones de filtración y lavado de la membrana	39
3.2. Reactor batch.....	39
3.2.1. Descripción de los reactores batch.....	39
3.2.2. Condiciones de operación.....	40
3.2.3. Muestreos y parámetros analizados.....	41
3.2.4. Métodos analíticos	42
Capitulo 4. RESULTADOS.....	44
4.1. Eficiencia global de filtración en el BRM.....	44
4.1.1. Determinación del flujo crítico de la membrana.....	44
4.1.2. Flujo membranar de operación	45
4.1.3. Resistencia y presión transmembranar.....	47
4.2. Eficiencia global del BRM	49
4.2.1. Carga orgánica	49
4.2.2. Biomasa	51
4.2.3. Eficiencia global de remoción en el BRM.....	54
4.3. Análisis en <i>batch</i>	56
4.3.1. Relación $S_0/X_0 < 1$	57

4.3.2. Relación $S_0/X_0 > 1$	65
4.4. Comparación de los resultados del BRM y <i>batch</i>	71
Capitulo 5. CONCLUSIONES	76
5.1. VALIDACIÓN DE OBJETIVOS	77
5.2. VALIDACIÓN DE HIPÓTESIS	77
Capitulo 6. REFERENCIAS.....	78

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Comparación entre tratamiento biológico convencional y un BRM	10
Figura 2.2. Factores que influyen en el proceso del BRM	11
Figura 2.3. Descripción de una membrana y modo de filtración con membranas planas.....	12
Figura 2.4. Modo de realizar la filtración con membranas tubulares	13
Figura 2.5. Módulos de membranas de fibra hueca	14
Figura 2.6. Membrana tubular multicanal.	14
Figura 2.7. Módulo de membrana de fibra hueca	15
Figura 2.8. Módulo de membranas planas	16
Figura 2.9. Localización de las membranas a) Biorreactor con membranas sumergidas, b) Biorreactor con membranas externas.....	17
Figura 2.10. Esquema del Biofilm.....	18
Figura 2.11. Evolución en dos fases de la presión transmembranal	19
Figura 2.12. Composición de la suspensión biológica.....	21
Figura 2.13. Grafica de las fases del crecimiento bacteriano en un cultivo intermitente.....	25
Figura 2.14. Efecto de la concentración del sustrato sobre la tasa específica de crecimiento	28
Figura 3.1. Diagrama del proyecto	33
Figura 3.2. Biorreactor con membranas sumergidas.....	34
Figura 3.3. Compresor de aire equipado con filtros de aire.....	35

Figura 3.4. Sistema automatizado de captura y almacenamiento de datos, a) Tarjeta de adquisición de datos, b) transductor de presión, c) sensor de presión y d) programa Labview.....	35
Figura 3.5. Operación del BRM	37
Figura 3.6. Esquema de operación del proyecto	37
Figura 3.7. Módulo de membranas sumergido en el BRM	38
Figura 3.8. Reactor <i>batch</i> , de izquierda a derecha se presenta vista frontal, vista en planta y corte sobre el diámetro	40
Figura 3.9. Reactor <i>batch</i> , haciendo lectura de parámetros	41
Figura 3.10. Dispositivos para medición de respirometrías	43
Figura 4.1. Determinación del flujo crítico de la membrana.....	45
Figura 4.2. Flujo membranaral teórico y real	47
Figura 4.3. Resistencia y presión transmembranaral.....	48
Figura 4.4. Carga orgánica y volumétrica de operación del BRM.....	50
Figura 4.5. Concentración y respiración de la biomasa dentro del BRM	52
Figura 4.6. Mineralización en el BRM.....	53
Figura 4.7. Eficiencia de remoción en el BRM.....	55
Figura 4.8. Curvas de degradación de sustrato en la fase exógena para $S_0/X_0 < 1$	58
Figura 4.9. OUR y DQO_{sol} , en $S_0/X_0 < 1$, fase exógena.....	59
Figura 4.10. Comportamiento de la biomasa, en $S_0/X_0 < 1$, fase exógena.....	61
Figura 4.11. Comportamiento de la biomasa en $S_0/X_0 < 1$, fase endógena.....	62

Figura 4.12. Concentraciones de SMP, en las diversas fases de los experimentos en los reactores <i>batch</i> , en $S_0/X_0 < 1$	64
Figura 4.14. Fracción relativa de sustrato soluble en $S_0/X_0 > 1$, fase exógena	66
Figura 4.15. OUR y DQO_{sol} en $S_0/X_0 > 1$, fase exógena.....	67
Figura 4.16. Comportamiento de la biomasa en $S_0/X_0 > 1$, fase exógena.....	68
Figura 4.17. Comportamiento de la biomasa en fase endógena a través de la DQO_{part} , $s/x=3$	69
Figura 4.18. Concentraciones de SMP, en las diversas fases de los experimentos en los reactores <i>batch</i> , en $S_0/X_0 > 1$	71
Figura 4.19. Velocidad de consumo de sustrato " r_s " $s/x = < 1$ y > 1	72
Figura 4.20. Consumo total de O_2 en fase exógena.....	73
Figura 4.21. SOUR máxima registrada.....	74
Figura 4.22. Coeficiente de decaimiento " k_d "	74

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Ventajas y desventajas de la configuración de los BRM.....	17
Tabla 2.2. Clasificación general de los microorganismos según sus fuentes de energía y de carbono celular	22
Tabla 3.1. Características iniciales de la suspensión.....	36
Tabla 3.2. Programa de medición para el BRM	38
Tabla 3.3. Presenta las características generales y dimensiones del módulo de membranas	39
Tabla 3.4 Programa de lavado de las membranas	39
Tabla 3.5. Características de la suspensión del BRM.....	40
Tabla 3.6. Programa de medición para <i>batch</i>	41
Tabla 3.7. Métodos analíticos empleados.....	42
Tabla 4.1. Flujos utilizados en BRM a escala real	46
Tabla 4. 2. Ejemplos de rendimientos del proceso de tratamiento de AR urbanas	55
Tabla 4.3. Condiciones iniciales para cada campaña experimental en <i>batch</i>	57

NOTACIÓN

Abreviatura	Significado	Unidades
AR	Agua residual	
ARD	Agua residual domestica	
ARI	Agua residual industrial	
ARM	Agua residual municipal	
BRM	Biorreactor con membranas	
BRMe	Biorreactor con membranas externas	
BRMs	Biorreactor con membranas sumergidas	
C	Carbono	
CO	Carga orgánica	(kg _{DQO} /kg _{SSV})
COV	Carga orgánica volumétrica	(kg _{DQO} /m ³ ·d)
D	Tasa de dilución	(1/h)
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno	(mg/l)
DQO	Demanda química de oxígeno	(mg/l)
DQO _{sol}	Demanda química de oxígeno soluble	(mg/l)
DQO _{tot}	Demanda química de oxígeno total	(mg/l)
DQO _{part}	Demanda química de oxígeno particulada	(mg/l)
EPS	Substancias poliméricas extracelulares	
H	Hidrógeno	
k _d	Coeficiente de decaimiento	(1/h)
k _s	Coef. de saturación de concentración de sustrato	(kg/m ³)
LA	Lodos activados	
MF	Microfiltración	
N	Nitrógeno	

O	Oxígeno	
OD	Oxígeno disuelto	
P	Fósforo	
PEP	Poliethersulfona	
pH	Potencial hidrógeno	
PHA	Polihidroxialcanoatos	
PHB	Polihidroxibutirato	
PP	Polipropileno	
PS	Polisulfona	
PTAR	Planta de tratamiento de aguas residuales	
PTM	Presión transmembranal	(bar)
PVDF	Fluoruro de polivinilideno	
R_c	Resistencia por la formación de torta	(m^2/m^3)
R_m	Resistencia inicial de la membrana	(m^2/m^3)
R_p	Resistencia por obstrucción de poros	(m^2/m^3)
r_s	Velocidad de consumo de sustrato	($mg/l \cdot h$)
R_t	Resistencia total	(m^2/m^3)
RAFA	Reactor aerobio de flujo ascendente	
Q	Gasto	(m^3/s)
Q_e	Gasto del efluente de la unidad de separación	(m^3/d)
Q_w	Gasto de purga	(m^3/d)
S	Concentración de sustrato	(kg/m^3)
SMP	Productos microbianos solubles	
SOUR	Velocidad específica de consumo de oxígeno	($mg_{O_2}/mg_{SSV} \cdot l$)
SSLM	Sólidos suspendidos de licor mezclado	(mg/l)

SST	Sólidos suspendidos totales	(mg/l)
SSV	Sólidos suspendidos volátiles	(mg/l)
t	Tiempo	(d)
t_0	Tiempo cero	(d)
t_{30}	Tiempo treinta	(d)
t_{60}	Tiempo sesenta	(d)
t_{90}	Tiempo noventa	(d)
TRC	Tiempo de retención celular	(d)
UF	Ultrafiltración	
V_R	Volumen del reactor	(L)
X	Concentración de microorganismos	(kg/m ³)
X_{Va}	Concentración de microorganismos en el reactor	(kg/m ³)
X_{Ve}	Concentración de microorganismos en el efluente de la unidad de separación de sólidos	(kg/m ³)
X_{Vu}	Concentración de microorganismos en el lodo	(kg/m ³)
Y	Coeficiente de rendimiento	
μ	Viscosidad del permeado	(1/m·L)
$\mu_{m\acute{a}x}$	Tasa de crecimiento máxima	(1/h)

DEDICATORIA

A mi hijo Karlo Fher motivo de inspiración y aliciente para luchar día con día.

A Karla esposa y amiga que sin sus consejos, compañía y apoyo brindado no hubiera sido posible culminar este trabajo.

A mis padres Fernando y Lucha por su cariño, motivación y ejemplo, para superar situaciones difíciles y disfrutar los logros que se tienen en la vida.

A mis hermanas Vania y Fennya, a mis cuñados José Antonio y Rafael y a mis sobrinas Vania Fernanda, Fennya, Luz Sofía y Ana Cecilia, por acompañarme y compartir el mismo tiempo y espacio.

A mis suegros Abel y Silvia que han sido respaldo y ánimo para terminar este proyecto.

AGRADECIMIENTOS

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

A la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería Civil.

Al proyecto de la Coordinación de la Investigación Científica de la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, financiado por el programa de investigación 2011.

A la Universite Montpellier II.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT).

Al laboratorio de la Facultad de Ingeniería en Tecnología de la Madera.

Al Dr. Julio César Orantes Ávalos por todo su apoyo brindado, así como a sus consejos y confianza, que en momentos difíciles y de desesperación me brindó.

Al Dr. Germán Cuevas Rodríguez y la Dra. Ruth Alfaro Cuevas Villanueva, por sus comentarios, sugerencias y como parte del comité tutorial.

Al Dr. Nelio Pastor Gómez y al M.C. Gabriel Martínez Herrera por su ayuda y orientación en todo este tiempo y como miembros del jurado del examen de grado.

A la M. C. Abril Munro Rojas y a la Dra. Ma. Del Carmen Chávez Parga por todo su apoyo.

A mis compañeros de laboratorio Juan y Aniceto, por su apoyo y amistad.

RESUMEN

Los biorreactores con membrana (BRM) constituyen una tecnología que permite obtener efluentes tratados de alta calidad, que facilitan el reuso del agua tratada, la cual está completamente libre de partículas sólidas, coloides, microorganismos y muy bajas concentraciones de contaminantes en forma soluble. Sin embargo esta tecnología se ha empleado muy poco en México.

Algunos autores (Jiang Y. *et al.*, 2011; Kim *et al.*, 2008; Germain *et al.*, 2004; Aulenta *et al.*, 2003; Beun *et al.*, 2002) han observado cambios fundamentales a nivel biocinético, pero aún no se han estudiado completamente estas diferencias entre la biomasa de un BRM en comparación con otros reactores biológicos de biomasa en suspensión para el tratamiento de aguas residuales e.g. Lodos activados (LA).

En este trabajo se estudian las velocidades de degradación de un sustrato fácilmente biodegradable con objeto de asegurar la degradación del sustrato exógeno, así como también de poder cuantificar los productos microbianos solubles (SMP) residuales, en virtud de su importancia sobre el proceso de filtración.

Los resultados muestran la alta eficiencia de degradación de los BRM siendo 98.6% de forma global. No se observaron problemas de colmatación de la membrana durante el tiempo de operación del BRM. La concentración de SMP disminuyó de 196 mg_{DQO}/l a 52 mg_{DQO}/l. Esta variación muestra la capacidad de adaptación para degradar sustancias solubles complejas que son producidas como producto residual de la propia actividad metabólica.

Lo anterior confirma que hay un cambio en la biocinética de la biomasa, en dos sentidos disminución de la actividad específica de la biomasa y consumo de productos de reserva de energía.

Palabras clave: BRM, residual, biomasa, biodegradable.

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

Cuando hablamos de la escasez de agua, principalmente nos referimos, a los limitados recursos hídricos que se tienen disponibles a costos razonables, para cumplir con la demanda actual o proyectada en un lugar específico, estos suministros pueden estar limitados en cantidad o calidad del recurso.

Es por esta razón que es importante favorecer el desarrollo de nuevas tecnologías que permitan elevar la eficiencia en el tratamiento, contribuir a las necesidades de abasto, mediante el reuso y garantizar una mayor protección del ambiente. Para aplicar estas nuevas tecnologías es importante estudiar y evaluar procesos no convencionales, así como buscar alternativas de mejora de los ya existentes.

En este trabajo se estudia un biorreactor con membranas sumergidas (BRMs), como proceso de tratamiento de aguas residuales. Los BRMs pueden ser definidos como sistemas en los que se integra la degradación biológica de los efluentes residuales con una filtración por medio de membranas (Cicek, 1999).

Los BRMs han mostrado múltiples ventajas en el tratamiento de agua en varios campos de aplicación y con varios tipos de aguas residuales (AR), incluidos muchos de los considerados contaminantes recalcitrantes para las tecnologías convencionales de tratamiento biológico de AR (Clara, 2005; Joss, 2005; Katsuki, 2005; Scholz, 2000; Urase, 2005). La mayor ventaja potencial de esta tecnología está en el campo de la reutilización (Orantes *et al.*, 2008; Fane y Leslie, 2004). Esto se debe a que las membranas de los reactores pueden operar, con escalas de filtración en donde se degradan muchos componentes orgánicos e inorgánicos que frecuentemente son encontrados en los efluentes de los tratamientos biológicos convencionales, se retienen completamente los sólidos, incluyendo bacterias y algunos virus (dependiendo del tamaño de poro de la membrana). Por tanto, dependiendo del uso que se le quiera dar, el efluente de un BRMs puede ser adecuado para la reutilización directa o como agua de suministro para un

proceso de tratamiento terciario, e.g. ósmosis inversa, ozonación, que permita el reuso para algún uso que requiera mayor calidad de agua

La primera utilización de los BRMs para el tratamiento de AR, data de los años 60, pero es en la década de los 70 que la tecnología entra al mercado. Los factores principales que han limitado la utilización de la tecnología de los BRMs, son el elevado costo de inversión y de operación, así como, un desconocimiento de las ventajas potenciales del uso de las membranas en el tratamiento de las aguas residuales. Sin embargo, los módulos de membrana son en la actualidad considerablemente menos costosos y más efectivos (Fane y Leslie, 2004). Paralelamente, el aumento gradual de la exigencia de las normas de descarga en los países desarrollados, es una situación que ha provocado que la tecnología de membrana haya vuelto a cobrar interés (Logan, 1999; Scott, 1998).

Estas son algunas de las causas por lo cual la investigación en el campo de los BRMs está desde la primera década de este siglo en continuo incremento dado el gran interés comercial y científico que ha despertado (Brannock, 2010; Judd, 2008; Stephenson, 2000).

Los procesos que se han empleado para la separación de la biomasa después del tratamiento biológico en los BRMs son los de micro y ultrafiltración, en virtud de su capacidad de retención total de sólidos. Este tipo de filtración se realiza por medio de las membranas porosas.

Numerosas investigaciones se han realizado sobre las diferentes formas y tipos de material en la fabricación de las membranas (Choi y Ng 2008). Sin embargo, la separación por membranas permite alcanzar una alta concentración de biomasa sin tener problemas de separación y normalmente esto proporciona mayor eficiencia global de degradación (Pollice *et al.*, 2008). Sin embargo, hay autores que reportan que a mayor concentración de biomasa la fracción inactiva se incrementa (Fontecave, 2009). Por otro lado, el incremento de biomasa ocasiona problemas reológicos y en particular se pueden presentar problemas de transferencia de oxígeno a la fase líquida.

Debido a esto surge el interés de estudiar y conocer las cinéticas de degradación y tasas de crecimiento de las poblaciones en un BRM con objeto de estudiar la actividad de la biomasa y determinar posteriormente un rango de concentración en el que se puede operar un BRM, sin mermar su eficiencia global, pero sin incrementar innecesariamente la concentración de biomasa

En este trabajo se presentan algunos antecedentes de la contaminación en nuestro país, así como en el Estado de Michoacán, se presenta una descripción del proceso biológico, filtración y de los BRM, con la finalidad de contar con un panorama más amplio del funcionamiento de un reactor de este tipo.

Para llevar a cabo la etapa experimental se utilizó un BRM y se construyeron dos reactores tipo *batch*, todos a escala piloto, en los que se realizaron una serie de experimentos para estimar las cinéticas de consumo y degradación de la materia orgánica, así como la velocidad de crecimiento de la biomasa.

Los resultados obtenidos de la experimentación fueron analizados, comparados y discutidos en base a los antecedentes, y se concluye con la interpretación de las velocidades de degradación así como de las condiciones que se dieron con respecto al comportamiento de la biomasa.

Para tener una base y orientación del trabajo se formularon los siguientes objetivos, hipótesis y justificación.

1.1. OBJETIVOS

1.1.1. Objetivo general

Estudiar la evolución de la adaptación de la biomasa, proveniente de un reactor de lodos activados, sometida a la condición de retención total de sólidos, durante la etapa de arranque de un BRM.

1.1.2. Objetivos específicos

1. Evaluar la eficiencia global de operación de un reactor biológico con membranas planas sumergidas, a escala laboratorio, alimentado con un sustrato orgánico completamente soluble y fácilmente biodegradable a carga orgánica volumétrica constante y en condiciones de retención total de biomasa.
2. Estudiar las cinéticas de degradación, de la biomasa del BRM, en un reactor tipo *batch*, mediante el análisis de experimentos realizados en condiciones de carga orgánica baja ($S/X < 1$) y alta ($S/X > 1$).
3. Analizar el proceso de adaptación de la biomasa, proveniente de un reactor de lodos activados, durante la fase de arranque del BRM, tomando en cuenta los parámetros observados en los experimentos realizados en el reactor tipo *batch*.

1.2. HIPÓTESIS

La biomasa de un BRM presenta un comportamiento biocinético diferente al de un reactor de lodos activados, en el cual las velocidades de degradación globales se incrementan y las tasas de crecimiento globales de la biomasa disminuyen.

1.3. JUSTIFICACIÓN

Teniendo en vista las tendencias y proyecciones de tecnologías de tratamiento de AR aplicadas en México a escala real, es importante buscar tecnologías alternativas, a los procesos actualmente utilizados, que permitan no sólo cumplir con los límites máximos permisibles de descargas de aguas residuales considerados actualmente en las normas oficiales mexicanas (NOM), sino también con los que puedan ser impuestos en un futuro, dadas las necesidades cada vez más importantes de reuso del agua residual tratada. Además, es necesario que estos procesos puedan adaptarse a partir de las PTAR existentes reduciendo los costos de adaptación ó evitando tener que construir plantas completamente nuevas. También es importante que estos procesos

tengan una alta flexibilidad ante posibles variaciones de carga de AR y una menor superficie posible para ubicar la planta de tratamiento.

La aplicación de los BRM ha demostrado ser una propuesta viable para el reuso del agua residual, ya que se ha observado que es un proceso que permite sustituir los clarificadores primario y secundario en el proceso de LA, lo cual da como resultado plantas de tratamiento más compactas, que tiene una gran aplicación al trabajar con altas cargas de contaminantes dando una alta calidad de efluente y mínima atención en la operación, es por esto que se ha decidido trabajar con un BRM estudiando la cinética de degradación de un material sintético, dado que esto permite diferenciar los SMP sintetizados durante el proceso, siendo que estos son susceptibles de afectar el proceso de filtración y de encontrarse presentes en el efluente de un BRM.

Capítulo 2. ANTECEDENTES

Según la CNA (2009), la distribución del agua en México se contempla en usos consuntivos (agrícola, abastecimiento público, industria y termoeléctricas) y no consuntivos (hidroeléctricas). El 63% del agua para uso consuntivo proviene de fuentes de abastecimiento superficiales (ríos, arroyos y lagos), 37% restante de aguas subterráneas. La disposición de agua esta designada de la siguiente manera: 77% ($186 \text{ m}^3/\text{s}$) para uso agrícola, 14% ($34 \text{ m}^3/\text{s}$) para abastecimiento público, 5% ($12 \text{ m}^3/\text{s}$) para generación de energía eléctrica en termoeléctricas y 4% ($10 \text{ m}^3/\text{s}$) restante para la industria, donde las descargas aproximadas de aguas residuales municipales son de $242 \text{ m}^3/\text{s}$. En México se cuenta con 1,593 plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR), de distintos procesos biológicos. Estas plantas cuentan con una capacidad de tratamiento de $100 \text{ m}^3/\text{s}$, desafortunadamente sólo tratan un 74% de dicho caudal. En Michoacán existen 21 PTAR instaladas, con una capacidad de tratamiento de $1.5 \text{ m}^3/\text{s}$, pero solo se trata cerca de $1 \text{ m}^3/\text{s}$ y no obstante esta situación, Michoacán está considerado como uno de los Estados con mayor aportación en el tratamiento de aguas residuales.

Los tipos de tratamiento de AR más utilizados en México son: lodos activados (LA), lagunas de estabilización, zanjas de oxidación, filtros biológicos, reactores anaerobios de flujo ascendente, humedales y en algunos casos se utilizan únicamente tratamientos primarios avanzados.

Estos tipos de tratamientos pueden ser considerados adecuados dadas las condiciones actuales del país. Sin embargo, es importante desarrollar y utilizar procesos que, dada la escases y las altas densidades poblacionales permitan garantizar el abastecimiento de agua para las generaciones futuras.

En áreas con escasez de agua y baja disponibilidad de espacio, la necesidad de reutilizar este recurso se ha convertido en un medio atractivo para la incorporación de tecnologías que aplican las membranas. (AWWA, 1998).

2.1. Lodos activados

En 1913, Ardern y Lockett aplicaron por primera vez el uso de los “lodos activados” en el tratamiento de AR. El principio de funcionamiento de este proceso se basa en aprovechar la capacidad de degradación que poseen poblaciones de microorganismos, principalmente bacterias, sobre múltiples sustancias orgánicas e inorgánicas, las cuales pueden encontrarse en estado soluble o coloidal en las AR. La biomasa, como también se conoce a este conjunto de poblaciones de microorganismos, está compuesta en mayor proporción por especies de bacterias, metazoos y protozoos.

Las bacterias se unen entre ellas mediante sustancias poliméricas extracelulares (EPS) dando origen a la formación de flóculos con tallas que pueden variar en un intervalo de 50-1500 μm (Metcalf, 1996; Flemming, 2001). Durante el proceso estos flóculos se remueven generalmente mediante la sedimentación gravitatoria, obteniéndose un efluente clarificado con una menor concentración de contaminantes, dado que estos son los compuestos que alimentan a la biomasa del sistema.

La selección y diseño del sistema a utilizar, así como su modo de operación, dependen del tipo de AR a tratar. Por ejemplo, en el caso de los efluentes de AR municipales se tratan generalmente mediante el proceso de LA. Este proceso permite la degradación de material carbonoso, sin embargo también se pueden presentar, otro tipo de transformaciones, como la nitrificación, donde el amonio se oxida y se convierte en nitritos y posteriormente a nitratos: por otro lado se tiene, desnitrificación donde hay una reducción de los nitratos que se transforman en nitrógeno gas. Todas estas reacciones de oxido-reducción forman parte del metabolismo de los microorganismos, los cuales necesitan fuentes de carbono, donadores y aceptores de electrones, para formar posteriormente diversos productos metabólicos.

Las PTAR basadas en procesos clásicos de LA son numerosas hoy en día, y a pesar de su estabilidad y robustez han alcanzado también sus límites de explotación en determinados parámetros.

Uno de los aspectos más vulnerables es la eficiencia de la etapa de sedimentación, la cual es inestable y está directamente vinculada al comportamiento biológico y cinético del sistema y a la concentración de biomasa en el reactor biológico. Algunos aspectos como un elevado tiempo de retención celular (TRC) o el crecimiento de microorganismos filamentosos dentro del tanque de aireación, inducen una modificación de las características de la biomasa, que pueden reducir su sedimentabilidad y disminuir la calidad del efluente. Por esas razones es que se ha trabajado en el desarrollo de nuevos procesos de tratamiento bajo el principio de la utilización de lodos activados pero sustituyendo la etapa de sedimentación por otros procesos de separación como son las membranas.

2.2. Biorreactores con membranas

La separación por membranas es ya antigua en diversas aplicaciones de la ingeniería química, principalmente en la rama de la química farmacéutica, la química fina y la producción de alimentos. Estos procesos regularmente son costosos y de difícil manejo. Se suelen utilizar diversas estrategias para evitar el ensuciamiento de las membranas, con frecuentes paros para limpieza de las membranas y costosos recambios de las membranas, en ocasiones antes de finalizar su tiempo nominal de vida útil. Por tanto, una gran cantidad de estudios se desarrollaron con el objetivo de mejorar la eficiencia y el control de los procesos que utilizan la filtración con membranas. Actualmente estos procesos ya han sido ampliamente estudiados (Lesjean *et al.*, 2004; Germain *et al.*, 2004). Se han reducido costos tanto de inversión como de operación de la filtración por membranas (Fane y Leslie, 2004).

La primera vez que los biorreactores con membrana (BRM), se utilizaron para el tratamiento de AR, data de los años 60 y es en la década de los 70 que la tecnología entra al mercado (Stephenson, 2000).

La tecnología de separación por membranas, en un principio, tenía un uso muy limitado en el tratamiento de AR y solamente se empleaba como tratamiento terciario en los procesos convencionales. La microfiltración (MF), ultrafiltración (UF) y la ósmosis inversa (OI) se utilizaron en áreas donde había requerimientos de vertido muy rigurosos o donde se pretendía reutilizar el agua. Los principales factores que limitaron el desarrollo de las membrana fueron el elevado costo de inversión, operación, y un inadecuado conocimiento de las ventajas potenciales de las membranas en el tratamiento de las aguas residuales (Fane, 2002).

Sin embargo, con la aparición de módulos de membrana menos costosos y más efectivos, junto con el aumento gradual de la exigencia de las normas de vertido, la tecnología de membrana volvió a cobrar interés, (Thomas y Cumin, 2010).

En los últimos años se ha diversificado su utilización, se han construido gran número de PTAR a escala piloto y se han incrementado los trabajos de investigación básica y perfeccionamiento del proceso. Pero no sólo se han desarrollado numerosos estudios en plantas pilotos sino que en varias partes del mundo hay plantas a escala industrial que utilizan esta tecnología.

Desde la década de los 90 se emplean en varias partes del mundo para el tratamiento y reciclado de agua en comunidades y edificios, el tratamiento de aguas residuales municipales, y el tratamiento de efluentes en determinadas industrias (Manem, 1996).

Existen varias áreas de aplicación que se han estado desarrollando recientemente, entre ellas se encuentra el tratamiento de efluentes procedentes de actividades ganaderas, aguas residuales de industrias alimentarias, la eliminación de compuestos difícilmente biodegradables como herbicidas y pesticidas de las corrientes de aguas residuales, la eliminación biológica de los nitratos, y el

tratamiento de los residuales farmacéuticos (Clara, 2005; Joss, 2005; Katsuki, 2005; Roberts, 2000; Shimizu, 1996; Scott, 1998; Scholz, 2000; Urase, 2005).

Los países en los que más se ha extendido esta tecnología son Japón, que cuenta con gran porcentaje de las PTAR que utilizan BRM a nivel mundial, Estados Unidos y Europa (Rosenberger, 2005; Stephenson 2000).

Los BRM pueden ser definidos como sistemas en los que se integra la degradación biológica de los efluentes con la filtración de membrana (Cicek, 1999) ver figura 2.1.

Estos se pueden definir como la combinación de dos procesos básicos:

- a) Biodegradación (aerobia, anaerobia) de los contaminantes en un reactor biológico de biomasa en suspensión en un sistema completamente mezclado y
- b) Separación de fases sólida-líquida líquida por medio de membranas porosas, que sustituyó la sedimentación (Giordano *et al.*, 2007), que por lo general se utiliza en los procesos de LA (WEF, 2006; Choi y Ng, 2008).

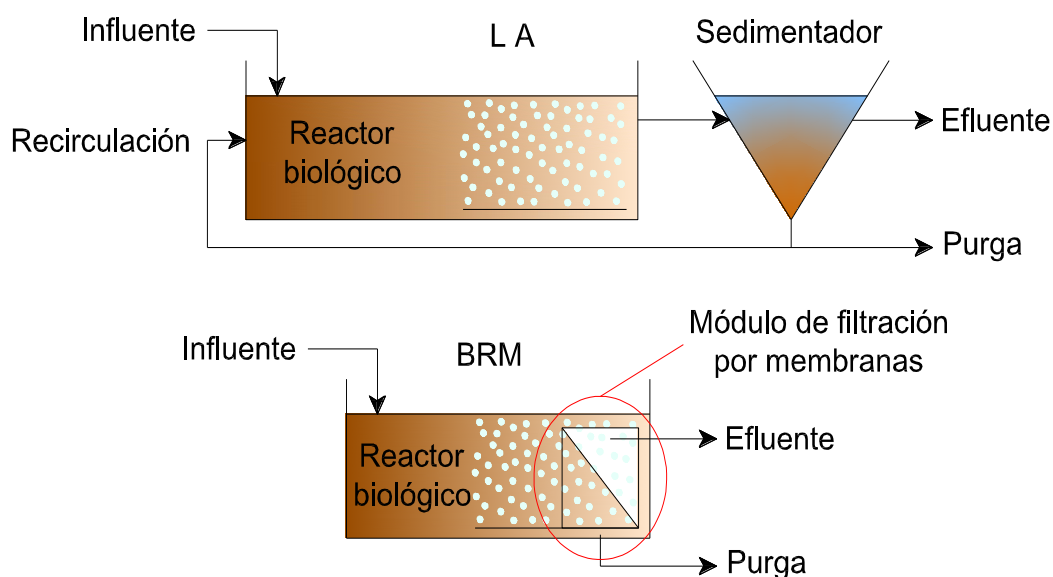


Figura 2.1. Comparación entre tratamiento biológico convencional y un BRM

La separación por medio de membranas ha demostrado gran capacidad de reducción de microorganismos patógenos y residuos celulares, e.g. Productos solubles metabólicos SMP y sustancias poliméricas extracelulares EPS, presentes en las AR (Meng *et al.*, 2009).

El reactor biológico y las membranas de filtración constituyen un sistema, cuyo desempeño, según Chang *et al.*, (2002) y Kim *et al.*, (2008) depende de las diversas interacciones que se dan entre el proceso de separación en el módulo de membranas, las características de la suspensión biológica y los parámetros de operación del reactor, Figura 2.2.

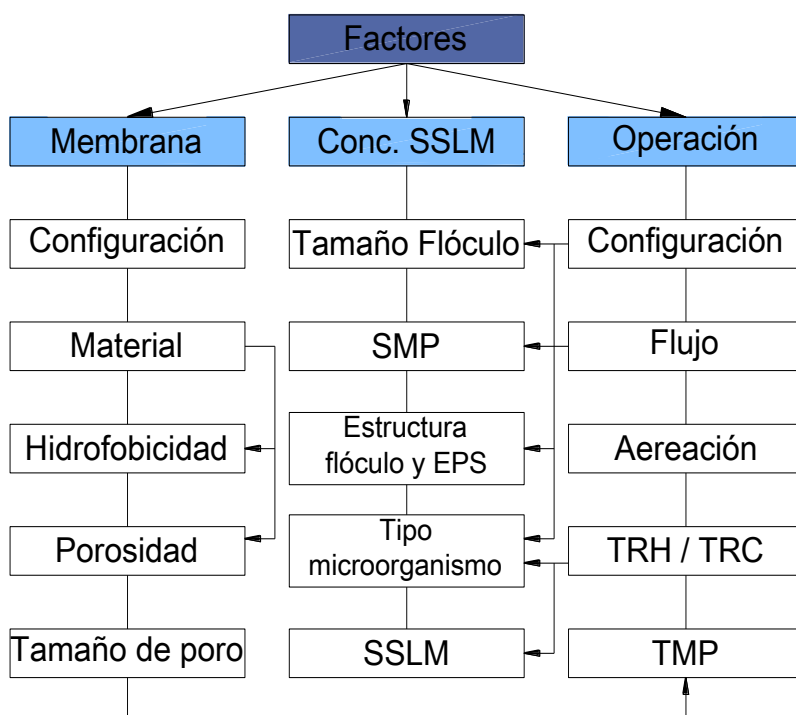


Figura 2.2. Factores que influyen en el proceso del BRM

Los BRM se han clasificado de acuerdo a puntos claves del proceso de filtración: membrana y modo de filtración, diseño del módulo y proceso de filtración.

2.3. Membranas y filtración en los BRM

2.3.1. Modo de filtración

Una membrana porosa es una lámina fina de material, capaz de separar sustancias en función de sus propiedades físicas, particularmente del tamaño de partícula. La membrana constituye una barrera física en la que se separa en dos fluidos la corriente de alimentación, primero del lado de la alimentación (i.e. suspensión biológica), donde se retienen compuestos que no logran atravesar la membrana y segundo el lado del producto (i.e. permeado), que permite, en forma selectiva, el paso de ciertos componentes del fluido alimentado (Wankat, 2008) Figura 2.3. En este caso se retienen todos los sólidos de la suspensión biológica con objeto de separar el agua tratada con la menor cantidad de SMP

La mayoría de los BRM están equipados con membranas de micro ó ultrafiltración. Para elegir el tipo de membrana es necesario conocer su estructura, sus rendimientos en términos de flujo de permeado y de la selectividad de la membrana.

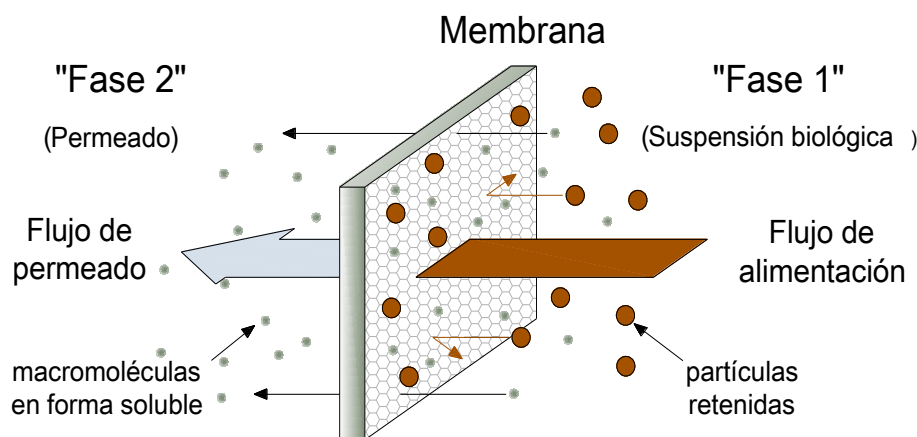


Figura 2.3. Descripción de una membrana y modo de filtración con membranas planas

Existen varios tipos de configuración de membranas. Las más usuales son fibras huecas, tubulares y planas. En el caso de las fibras huecas (Figura 2.4) y planas, la filtración generalmente se realiza de afuera hacia adentro; en el caso de las tubulares puede ser de adentro hacia afuera ó viceversa (EUROMBRA, 2006).

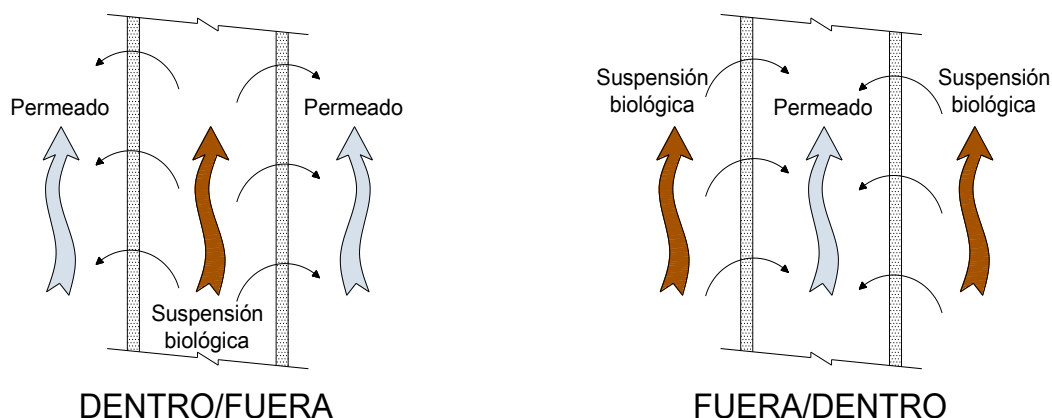


Figura 2.4. Modo de realizar la filtración con membranas tubulares

2.3.2. Tipos de membranas y módulos de membranas

La unidad de operación en la que se disponen las membranas para su utilización se denomina módulo y según Fane (2002), la configuración está definida de acuerdo al tipo de membrana, la densidad y modo de filtración. Esta configuración también determina los requerimientos energéticos y la facilidad de regeneración de la membrana. Los módulos se diseñan y se deben operar de tal modo que permitan alcanzar tres objetivos esenciales:

- 1.- Asegurar una circulación suficiente del fluido que va a ser tratado, a nivel de membrana, para limitar los fenómenos de polarización y depósito de partículas que bloqueen los poros.
- 2.- Lograr el máximo de superficie filtrante por unidad de volumen.
- 3.- Evitar fuga entre los compartimientos de alimentación y permeado.

Tres tipos principales de los módulos son utilizados en los procesos de BRM, que se basan en los diferentes tipos de membranas: tubulares, fibra hueca y planas.

Los módulos de membranas también se pueden caracterizar en función de si se encuentran dentro de un cartucho o sin cartucho (Figura 2.5). En los módulos con cartucho las membranas están insertadas dentro de un empaque de paredes

rígidas las cuales confinan el sistema limitando el espacio para el movimiento del líquido y el flujo de aire, mientras que de módulo sin cartucho se encuentran libres lo cual dificulta su control.



Figura 2.5. Módulos de membranas de fibra hueca
a).- Dentro de un cartucho, y b).- Sin cartucho

a).- Módulos tubulares

Estos resultan de la asociación de numerosos tubos, ya sean un solo tubo o bien en multicanal, estos son rígidos y lineales. Generalmente se operan de afuera hacia adentro. En un BRM el diámetro interior del tubo no debe ser menor que 5mm para así evitar que se obstruya el poro.

El tipo de materiales que se pueden usar en BRM son polímeros o bien sistemas minerales. Diversas experimentaciones se han realizado con este tipo de membranas (Mayer *et al.*, 2005; Chang *et al.*, 2002). En la figura 2.6 se muestra la estructura de una membrana tubular con multicanales.



Figura 2.6. Membrana tubular multicanal.

b).- Módulo fibra hueca o fibra capilar

En los BRM estos módulos se componen de pequeños tubos flexibles de diámetro interior de 1.5 a 2.5 mm (Figura 2.7). Generalmente se operan en

filtración de afuera hacia adentro, con el fin de evitar que se obstruyan los conductos. En este tipo de módulos se han estudiado diferentes configuraciones a escala laboratorio. (Espinosa-Bouchot *et al.*, 2003; Yu *et al.*, 2003; Van Kaam *et al.*, 2004); Orantes, 2005).



Figura 2.7. Módulo de membrana de fibra hueca

c).- Módulo membranas planas

Su diseño se deriva de los filtros prensa y están configuradas por pares de laminas finas planas rectangulares ensambladas verticalmente y selladas por el perímetro de la hoja, en la utilización de BRM el espesor de la lámina líquida está en el rango entre 0.5 y 3 mm (Tao *et al.*, 2005) y el espacio entre las hojas debe ser al menos de 6 ó 7 mm (Sofia *et al.*, 2004). Se aplica vacío al conector para extraer el agua del lado del reactor hacia dentro de las membranas y hacia afuera del sistema (Napier, 2007). La densidad de superficie de filtración en un módulo generalmente es de entre 100 y 400 m²/m³.

El uso de membranas planas permite tener mayor control al ensuciamiento si se coloca el módulo por encima del flujo de aire, esto provoca que el flujo cruzado provoque cizallamiento en el área de la membrana ayudando a espaciar los tiempos entre lavados, ya que reduce la colmatación (Tacke *et al.*, 2008; Judd, 2008),

El rendimiento de las membranas mejora cuando se realizan intervalos de operación interrumpiendo el permeado por tiempos cortos dejando encendido el flujo de aire (Hai *et al.*, 2005; Prieske *et al.*, 2006),

Se recomienda que las membranas sean corrugadas (Figura 2.8) en el lado de la alimentación para aumentar la transferencia de masa, en algunos diseños, el permeado puede ser recogido de las placas por soportes individuales, lo que permite la localización de membranas defectuosas (AWWARF).

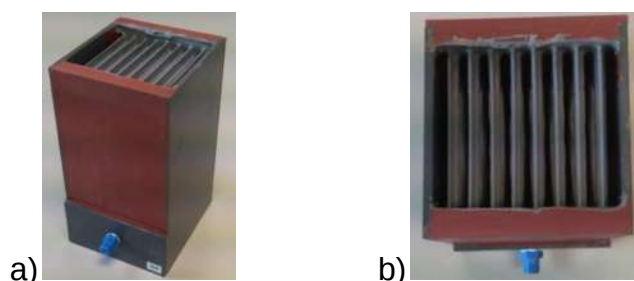


Figura 2.8. Módulo de membranas planas

2.3.3. Influencia de parámetros operacionales en el rendimiento de la filtración

Diferentes tipos de modos de operación se han realizado estos dependen de varias condiciones:

- a) La velocidad del líquido en el interior del cartucho en un módulo de membranas externas.
- b) El empleo de aireación o no durante la filtración.
- c) La localización de la membrana dentro del reactor.

Le velocidad del fluido y la aireación han demostrado que ayudan a evitar la colmatación en las membranas provocando aumentar los tiempos de operación de las membranas sin necesidad de lavado.

La localización de la membrana en un BRM puede ser de dos tipos: el primero es cuando el módulo se encuentra inmerso en el tanque (*i.e.* biorreactor con membranas sumergidas (BRMs))(Figura 2.9a) y cuando está fuera del reactor biológico (*i.e.* biorreactor con membranas externas (BRMe)) (Figura 2.9b).

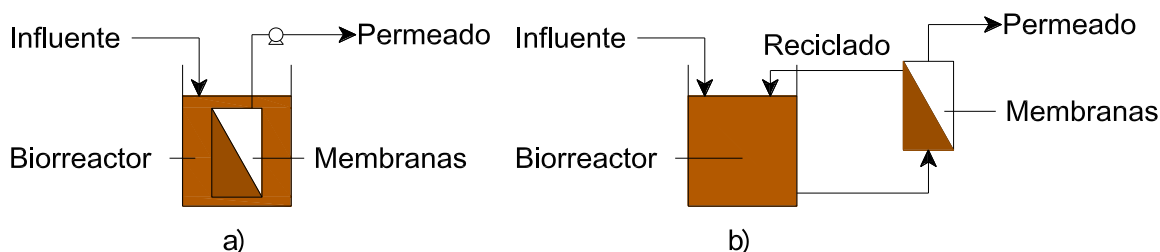


Figura 2.9. Localización de las membranas a) Biorreactor con membranas sumergidas, b) Biorreactor con membranas externas

Cuando las membranas se encuentran fuera del reactor, el concentrado se recicla al mismo, lo que puede repercutir en gastos de energía, que se tienen que considerar.

Existen ventajas de acuerdo a la configuración de los BRM como se muestra en la Tabla 2.1 (Till y Malia., 2001).

Tabla 2.1. Ventajas y desventajas de la configuración de los BRM.

Condición	BRMs	BRMe con altas tasas de reciclaje y velocidad de flujo
Costo de aireación	Alto (~90%)	Bajo (~20%)
Costo de bombeo	bajo “si se requiere bombeo para succión (~20%)”	Alto
Flujo/área requerida	Bajo / mayor	Alto / menor
Frecuencia de lavado	Menor	Mayor
Costo de operación	Bajo	Mayor
Costo capital	Alto	Bajo

Adicionalmente hay otros factores asociados al modo de operación que van a tener una influencia relevante en la eficiencia de filtración en un BRM:

1) Tipo de material de la membrana.-

El ensuciamiento de la membrana esta inevitablemente ligado a las interacciones entre el material de ésta y los componentes de la suspensión biológica. Se considera que las EPS, juegan un papel importante en dicho ensuciamiento (Chang and Lee., 1998), estos están compuestos principalmente

por proteínas, polisacáridos y sustancias húmicas, que muestran afinidad con las superficies hidrofóbicas (Mukai *et al.*, 1999) lo cual favorece el ensuciamiento de las membranas.

Una característica importante, es por lo tanto, el carácter hidrofílico ó hidrofóbico de la membrana. En el caso de las membranas de fluoruro de polivinilideno (PVDF) se ha demostrado que el denominado “ensuciamiento irreversible” es mucho menor que en las membranas de polietileno, dado que los carbohidratos inducen el ensuciamiento reversible (Yamato *et al.*, 2006.).

2) Flujo de membranal

Este parámetro es primordial en el proceso de filtración en un BRM (Gui *et al.*, 2002). Durante la filtración, las partículas y los compuestos coloidales y solubles se retienen en la membrana creando inicialmente un biofilm (Figura 2.10) y posteriormente, se acumula lo que se conoce como torta de filtración (Yang *et al.*, 2006).

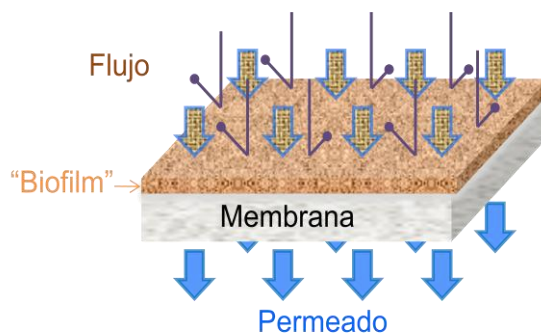


Figura 2.10. Esquema del Biofilm

De acuerdo con la ecuación de Darcy (Ec. 2.1), el flujo membranar (J) es directamente proporcional a la presión transmembranar (PTM). Al incrementar el flujo se incrementa la acumulación de partículas sólidas acumuladas sobre la membrana, por lo tanto, se incrementa el volumen de la torta, disminuye el área de filtración.

Por otro lado la resistencia total al flujo R_t es inversamente proporcional al flujo membranar. La R_t está compuesta por la resistencia propia de la membrana

(R_m), la resistencia por la obstrucción de poros (R_p) y la resistencia por la formación de la torta de filtración (R_c).

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_t} = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_c + R_p)} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

ΔP es la PTM (m^2/L)

μ es la viscosidad del permeado ($1/\text{m}\cdot\text{L}$)

R_t es la resistencia total ($1/\text{L}$)

R_m es la resistencia de la membrana limpia ($1/\text{L}$)

R_c es la resistencia por acumulación externa ($1/\text{L}$)

R_p es la resistencia por bloqueo progresivo de poros ($1/\text{L}$)

Según la ecuación 2.1 se debe evitar que incremente la resistencia al flujo. Una de las estrategias para la reducción del ensuciamiento de la membrana es filtrar la suspensión biológica a flujos membranales bajos, por debajo del flujo crítico (Field *et al.*, 1995) y reducir así el transporte de sólidos a la membrana.

Con respecto a diversos trabajos en los que han operado BRM con flujos por debajo del crítico, la evolución de la PTM muestra dos fases (Ognier *et al.*, 2004): una primera, aumento débil a lo largo del tiempo y una segunda en la que se produce un salto repentino en la PTM (Figura 2.11).

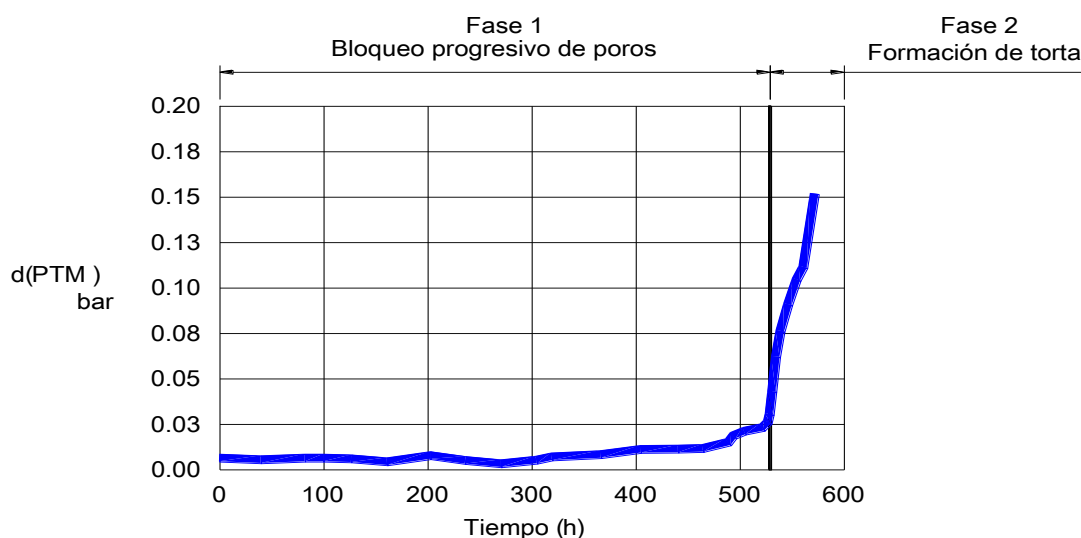


Figura 2.11. Evolución en dos fases de la presión transmembranal

Numerosos estudios han demostrado que un factor importante en el desempeño de los BRM son las características de la suspensión biológica. (Orantes, 2005; Pollice *et al.*, 2005; Ma *et al.*, 2006 ; Drews *et al.*, 2006; Massé *et al.*, 2006 ; Kim *et al.*, 2008).

2.4. Biomasa y biodegradación en los BRM

2.4.1. Suspensión biológica

El objetivo de utilizar un tratamiento biológico de agua residual es que los microorganismos degraden los contaminantes orgánicos, mediante la conversión de la materia orgánica coloidal y disuelta en diferentes gases y tejido celular.

Los contaminantes constituyen substratos para los microorganismos, que en suspensión normalmente son denominados “lodos”, por lo que es importante diferenciar la población bacteriana de la suspensión biológica global, compuesta efectivamente por diferentes especies de bacterias, pero también de EPS, así como organismos depredadores de las bacterias, en la Figura 2.12 (Orantes, 2005) se muestra la composición de la suspensión biológica.

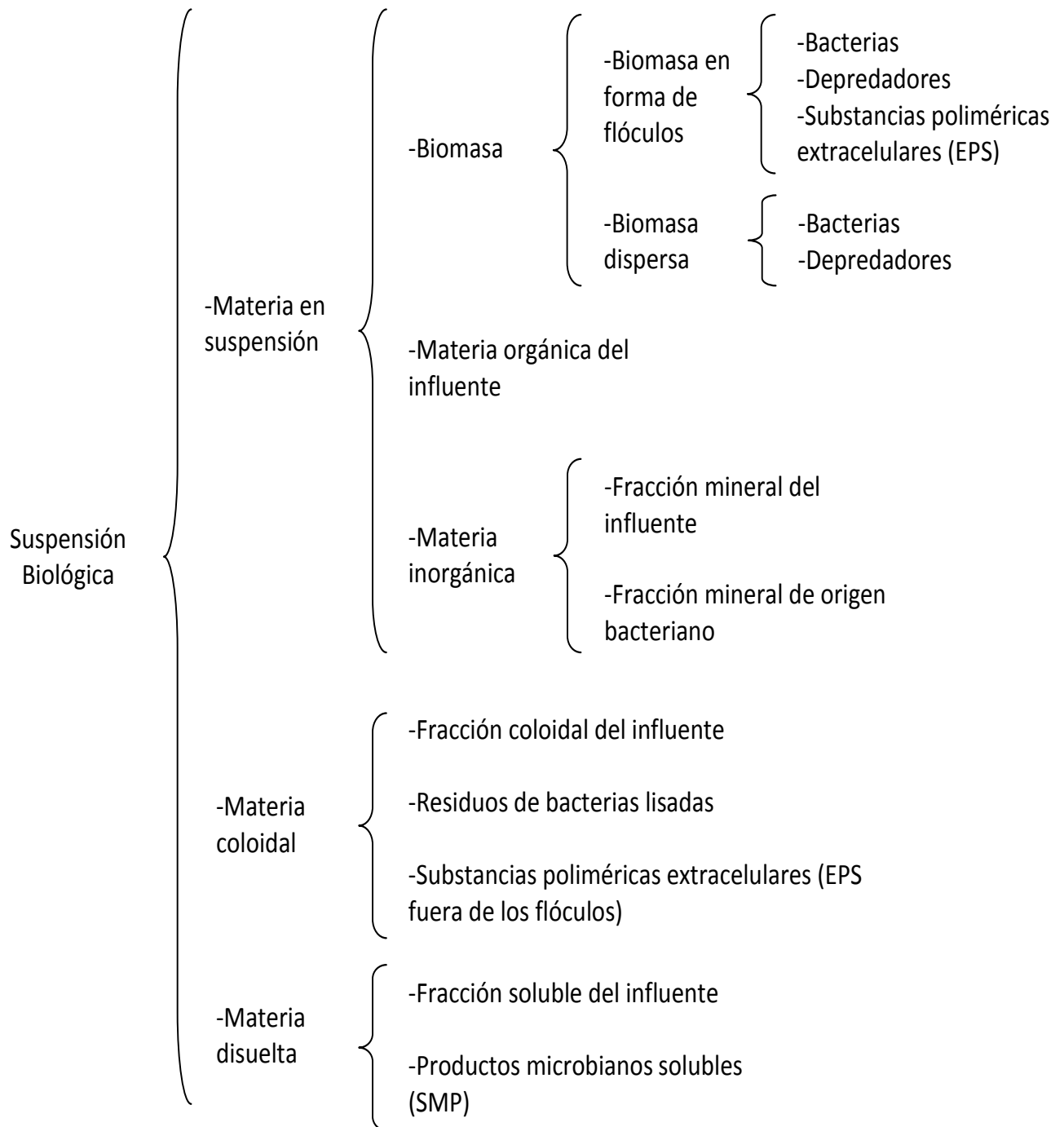


Figura 2.12. Composición de la suspensión biológica

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 la Tabla 2.2 se muestra esta clasificación.

Tabla 2.2. Clasificación general de los microorganismos según sus fuentes de energía y de carbono celular

Clasificación	Fuente de energía	Fuente de carbono
Heterótrofos	Reacción orgánica de oxidación-reducción	Carbono orgánico
Autótrofos		
Fotosintéticos	Luz	CO ₂
Quimiosintéticos	Reacción inorgánica de oxidación-reducción	

2.4.2. Composición de la biomasa

La materia viva de la suspensión biológica, también denominada biomasa es a menudo representada por la fórmula química: C₅H₇O₂NP_{0.2} (ASCE, 1998). La fracción orgánica es la más importante y está compuesta de un 50±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, por el contrario, sólo representa el 3% aproximadamente, y está compuesta de iones: Ca²⁺, Mg²⁺, K⁺, Na⁺, Fe³⁺, S²⁺ 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).

La biomasa se puede encontrar en suspensión o fija a una superficie. 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). Los flóculos tienen características 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 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.

2.4.3. Metabolismo

Según Mathews (2002), hay dos principios fundamentales en el metabolismo:

- ❖ El primero nos dice que este se puede dividir en dos procesos principales:

Catabolismo: donde, se realiza la degradación de sustancias complejas a sustancias simples, liberando energía;

Anabolismo: donde, la energía liberada en las reacciones catabólicas es utilizada para la síntesis de moléculas orgánicas.

- ❖ El segundo principio menciona que dichas reacciones metabólicas se producen en tres niveles de complejidad:

Nivel 1: en el cual se realiza la interconversión de lípidos complejos y polímeros a intermediarios monoméricos, por un proceso llamado hidrólisis,

Nivel 2: en este se da la conversión de sustancias monoméricas a compuestos orgánicos más sencillos y por último,

Nivel 3: donde se da la degradación final hasta compuestos inorgánicos y la síntesis a partir de los mismos.

En este trabajo se utilizará el primer principio de clasificación de metabolismo en virtud de que es el que permite hacer mejor la diferencia entre degradación de sustrato (catabolismo) y síntesis de compuestos celulares (anabolismo). Adicionalmente hay otros procesos metabólicos, que se presentan particularmente cuando la biomasa se somete a condiciones de carencia de sustrato, y que se describen brevemente a continuación:

Mantenimiento

Este se refiere al consumo de energía para satisfacer los requerimientos esenciales del metabolismo (i.e. síntesis de proteínas, etc.), Cuando la carga orgánica (F/M) es baja, hay una reducción (i) de la actividad de transporte de sustancias a través de la membrana, (ii) de la producción de compuestos celulares, (iii) de la producción de ácido ribonucleico, etc. (van Loosdrecht, *et al*, 1999), el metabolismo va a favorecer la utilización de energía para satisfacer los requerimientos de mantenimiento, ya que estos son prioritarios sobre el crecimiento celular (Orantes., 2005).

Respiración endógena

Este fenómeno consiste en la oxidación de compuestos celulares internos (e.g. PHA) (Dawes, E.A. et Ribbons, D. W. 1962). Ésta provoca una pérdida de biomasa sin que signifique una disminución en el número de bacterias. Los productos de acumulación de reservas de energía servirán para satisfacer los requerimientos de mantenimiento principalmente.

Lisis

Es un proceso donde las bacterias presentan pérdida en la integridad de la membrana celular, liberando partículas residuales y compuestos solubles. Las condiciones de baja carga orgánica o de carencia de sustrato favorecen la lisis celular (Low y Chase, 1999).

Esta lisis puede deberse también a condiciones de operación drásticas (pH o temperaturas extremas, presencia de productos tóxicos o bien la presencia de virus).

Crecimiento críptico

Este fenómeno corresponde al crecimiento a partir de neosustratos a sustratos secundarios, que provienen de bacterias lisadas o metabolitos presentes en la suspensión. Este tipo de sustratos va a dar por resultado una producción de biomasa inferior ya que estos demandan grandes cantidades de energía para ser degradados dada su complejidad (van Loosdrecht, *et al.*, 1997).

En resumen se puede decir que lo que ocurre es que las bacterias se alimentan de la materia orgánica presente en el agua residual, los protozoos se alimentan de las bacterias y la población de bacterias va disminuyendo, tanto por un proceso de “muerte natural” ó por procesos bacterianos, como por el efecto de la depredación de protozoarios.

Los cuales a su vez son depredados por los metazoarios e incluso por pequeños crustáceos, de esta forma el proceso biológico de degradación y consumo de los contaminantes presentes en las AR depende de una sucesión interrelacionada de microorganismos. No obstante, el grupo predominante siempre son las bacterias. Por ello se describe a continuación su proceso de crecimiento asociadas a su comportamiento en un reactor biológico.

2.4.4. Cinética de crecimiento bacteriano.

Este se puede considerar como el aumento ordenado de todos los constituyentes químicos de un organismo, lo cual en el caso de los organismos unicelulares, implica un aumento en el número de individuos de una población.

El patrón de crecimiento característico de las bacterias puede ser esquematizado como se muestra en la Figura 2.13 en la que se muestran las diferentes fases de crecimiento de poblaciones bacterianas.

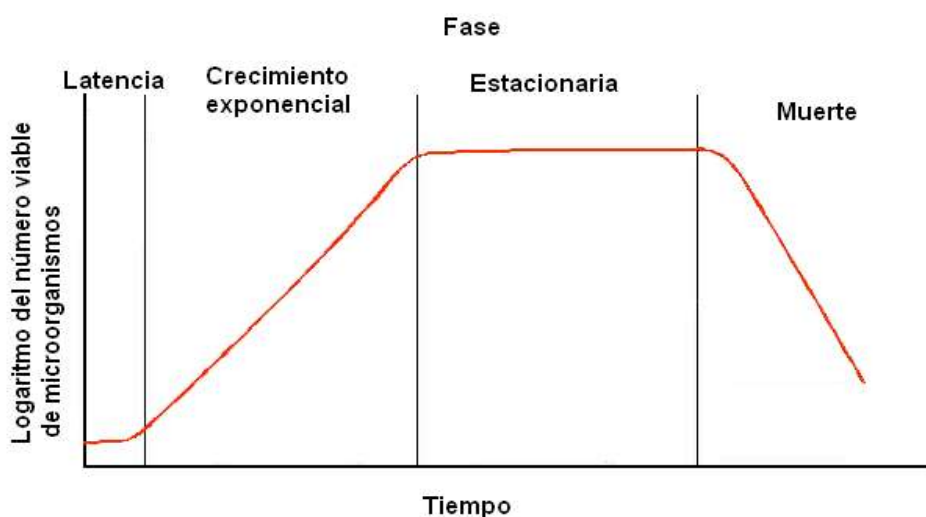


Figura 2.13. Grafica de las fases del crecimiento bacteriano en un cultivo intermitente

Después de un corto período de adaptación al nuevo ambiente denominado fase de latencia o fase *lag* las bacterias se comienzan a reproducir, (e.g. fisión binaria), incrementando su número y su biomasa en forma exponencial.

La existencia de sustrato en cantidad suficiente proporciona las condiciones adecuadas para que se dé este crecimiento exponencial hasta alcanzar una tasa de crecimiento máxima. La tasa de metabolismo en la fase de crecimiento exponencial está limitada únicamente por la capacidad de las bacterias de procesar el alimento, durante la fase estacionaria la población es permanente, debido a que agotaron el sustrato ó nutrientes necesarios para la síntesis de nuevas células ó bien este es similar con el número de células muertas, en la fase de muerte la cantidad de células producidas es mucho más bajo que la tasa de mortalidad, debido al número de bacterias viables y condiciones ambientales.

Cabe destacar, que las condiciones ambientales influyen en el crecimiento de los microorganismos. La temperatura y el pH juegan un papel vital en la vida, desarrollo y muerte de éstos. La actividad de los microorganismos aumenta con la temperatura. Así, según el grado de temperatura en el que se desarrollan mejor las bacterias, que son los organismos más importantes en el tratamiento biológico, pueden clasificarse: si se adaptan a bajas temperaturas ($<15^{\circ}\text{C}$) son llamadas psicrófilas, a temperaturas medias ($15\text{-}35^{\circ}\text{C}$) mesófilas y a altas temperaturas ($35\text{-}55^{\circ}\text{C}$) termófilas [Stephenson, *et al.*, 2000]. El pH de la suspensión es asimismo un factor clave en la actividad de los microorganismos. La mayoría de éstos no pueden tolerar niveles de pH por encima de 9.5 o por debajo de 4. Por lo general, el pH óptimo para el crecimiento se encuentra entre 6 y 8. El control eficaz de estas condiciones físico-químicas es fundamental en el tratamiento biológico de las aguas residuales, y se basa en el conocimiento de los principios básicos que gobiernan el crecimiento de los microorganismos.

Por otro lado, en el estudio de un proceso biológico, es necesario describir el crecimiento microbiano. Uno de los modelos más utilizados es el presentado por

Monod, donde relaciona el crecimiento microbiano con el sustrato limitante, se encuentra representado como se ve en la Ecuación 2.2.

$$\mu = \frac{\mu_{\text{máx}} * S}{k_s + S} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

μ	tasa de crecimiento (1/h)
$\mu_{\text{máx}}$	tasa de crecimiento máxima (1/h)
k_s	coeficiente de saturación de concentración de sustrato (kg/m ³)
S	concentración de sustrato (kg/m ³)

El sustrato limitante en la mayoría de los sistemas de tratamiento de AR suele ser el carbono orgánico.

Para describir la cinética del proceso es necesario el control de las condiciones físico-químicas ambientales ya que esto asegurará que los microorganismos tengan el medio indicado donde poder desarrollarse. Además, a fin de asegurar que los microorganismos crezcan, se les debe permitir que permanezcan en el sistema el tiempo suficiente para que se reproduzcan. Este periodo depende de la tasa de crecimiento, la cual está en relación directa con la tasa a la que metabolizan o utilizan el sustrato.

Considerando estas variables cinéticas del tratamiento biológico del agua residual y combinándolas con el modelo cinético de Monod, se obtiene la Ecuación 2.3.

$$S = \frac{K_s * D}{\mu_m - D} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

$\mu = D$ = tasa de dilución (h⁻¹) y es el inverso del tiempo de retención hidráulico (TRH).

El tiempo de retención hidráulico representa el tiempo teórico de permanencia del agua en el volumen del reactor y es un parámetro muy importante para lograr una mayor degradación de compuestos solubles, que

dependerá, como se verá más adelante, típicamente del tipo de reactor utilizado. Así pues, el tiempo de retención hidráulico se define con la Ecuación 2.4.

$$TRH = \frac{V_R}{Q} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

V_R = Volumen del reactor (L)

Q = Gasto (m^3/s)

De este modo, si se determina la velocidad de crecimiento máxima, se podrá conocer la cantidad de sustrato necesario. Además se tiene que tener en cuenta el TRH, ya que una variación de éste alteraría la cantidad de sustrato. El efecto de la concentración de sustrato sobre la tasa de crecimiento específico se ilustra en la Figura 2.14.

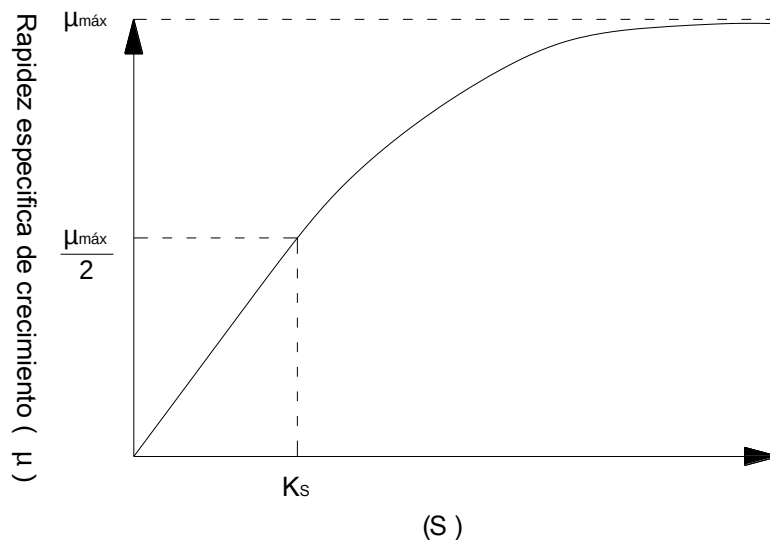


Figura 2.14. Efecto de la concentración del sustrato sobre la tasa específica de crecimiento

La tasa de utilización del sustrato puede aproximarse mediante la Ecuación 2.5.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_m \cdot X \cdot S}{K_S + S} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

con

· dS/dt : tasa de utilización del sustrato por los microorganismos ($\text{kg}/\text{m}^3\text{h}$)

- k_s : concentración del sustrato para la cual la tasa de utilización del mismo por unidad de peso de microorganismos es la mitad de la tasa máxima (kg/m^3)
- S : concentración de sustrato (kg/m^3)
- X : concentración de microorganismos (kg/m^3)

Además se considerará que la tasa de consumo de sustrato, dS/dt , sigue una cinética de primer orden, por lo que puede escribirse según la Ecuación 2.6.

$$\frac{dS}{dt} = k * S \quad (\text{Ec. 2.6})$$

en la que $k = K/X$, siempre que se mantenga la concentración de microorganismos constante en el tanque de aireación.

Por otro lado, la eficiencia en la síntesis de biomasa producida a partir del sustrato consumido, se calcula por medio del coeficiente de producción (Y) o también llamado coeficiente de rendimiento de la biomasa.

Por lo tanto, la tasa neta de crecimiento de la biomasa puede escribirse como la Ecuación 2.7.

$$\frac{dX}{dt} = Y * \frac{dS}{dt} - K_d * X \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Donde,

- dX/dt : tasa neta de crecimiento de los microorganismos ($\text{kg}/\text{m}^3\text{h}$)
- Y : coeficiente de producción o crecimiento en $\text{kg}_{\text{microorganismos}}/\text{kg}_{\text{sustrato utilizado}}$
- k_d : coeficiente de desaparición de los microorganismos (h^{-1})

Resultados experimentales en procesos aerobios indican que en un reactor convencional de LA, Y es aproximadamente $0.5 \text{ kg}_{\text{microorganismos}}/\text{kg}_{\text{sustrato utilizado}}$ [Yoon, *et al.*, 2004].

El parámetro k_d se define como la fracción de biomasa oxidada durante el proceso de respiración endógena por unidad de tiempo (Ec. 2.8). En un proceso de LA generalmente se encuentra entre $0.05\text{-}0.06 \text{ d}^{-1}$ a una temperatura de 20°C

[Stephenson, *et al.*, 2000]. El proceso de respiración endógena se caracteriza por el consumo que realizan los microorganismos de su propia biomasa, a modo de reserva para poder continuar con sus funciones vitales.

$$K_d = \frac{\text{kgbiomasaoxidada}}{\text{kgbiomasareactor} \cdot d} \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Volviéndose a la Ecuación 2.7, y dividiendo ambos términos de la ecuación por X se tendrá la Ecuación 2.9.

$$\frac{\frac{dX}{dt}}{X} = \frac{Y_* \frac{dS}{dt}}{X} - k_d \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Generalmente, la velocidad específica de crecimiento se representa con la Ecuación 2.10.

$$\mu = \frac{\frac{dX}{dt}}{X} \quad (\text{Ec. 2.10})$$

De este modo se puede estimar la tasa de crecimiento de microorganismos a partir del consumo de sustrato y de la tasa de decaimiento. Por otro lado, se puede sustituir la velocidad específica de consumo de sustrato q (Ec. 2.11), considerando que:

$$q = \frac{\frac{dS}{dt}}{X} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

la Ecuación 2.9 se puede reescribir como (Ec. 2.12).

$$\mu = Y_* q - K_d \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Entonces μ , se conoce como velocidad específica de crecimiento de la biomasa y representa la producción de biomasa por unidad de tiempo y por unidad de biomasa presente en el reactor (Ec. 2.13).

$$\mu = \frac{\text{kgbiomasaproducida}}{\text{tiempo} \cdot \text{kgbiomasareactor}} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Además del control de la velocidad de crecimiento de los microorganismos, es necesario tener en cuenta una variable que contribuye al control general del sistema como es la edad del lodo (TRC) y que se define por la siguiente Ecuación 2.14.

$$TRC = \frac{V_R * X_{Va}}{Q_w * X_{Vu} + Q_e * X_{Ve}} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Donde:

- Q_w : gasto de purgar (m^3/d)
- X_{Vu} : concentración de microorganismos en el lodo (kg/m^3)
- Q_e : gasto del efluente de la unidad de separación (m^3/d)
- X_{Ve} : concentración de microorganismos en el efluente de la unidad de separación de sólidos (kg/m^3)
- X_{Va} : concentración de microorganismos en el reactor (kg/m^3)

La edad del lodo representa la relación, generalmente expresada en días, entre la masa de lodos en el reactor y la masa de lodos eliminados de éste. Por lo tanto puede observarse a partir de la Ecuación 2.14, que la edad del lodo es inversamente proporcional a la tasa neta de crecimiento de los microorganismos (Ec. 2.15).

$$\theta_d = \frac{1}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

En consecuencia, controlando la edad de los lodos, se hace lo propio con la velocidad específica de crecimiento de la biomasa en el sistema; cuanto menor sea la edad de los lodos mayor será la velocidad de crecimiento específico.

El estudio de la cinética del tratamiento biológico conduce a determinar, tal como se ha especificado anteriormente, la velocidad a la cual los microorganismos degradan la materia orgánica presente en las aguas residuales, y por lo tanto,

suministran la información básica necesaria para desarrollar el estudio de los sistemas de tratamiento.

Esta investigación está orientada hacia el análisis y estudio del comportamiento de la biomasa en una PTAR cuyo efluente es susceptible de ser reutilizado. Para esto es necesario tomar en cuenta los procesos metabólicos y cambios cinéticos que se presentan en un BRM. Este conocimiento permitirá en un futuro diseñar procesos que sean aun más eficientes y que permitan eliminar mayores concentraciones de contaminantes, que garanticen la calidad de los efluentes tratados, preservando la calidad del medio ambiente. Esto se traducirá en mejor calidad de vida y salud pública.

Capítulo 3. MATERIALES Y MÉTODOS

Con base en los objetivos planteados, se decidió trabajar con dos tipos de reactores a escala laboratorio, uno para ser usado como BRM, con retención total de materia en suspensión, con el fin de observar la evolución de una condición de LA a BRM, así mismo favorecer el mantenimiento y minimizar los procesos de síntesis de biomasa y otro tipo de reactor para ser usado por lotes (i.e. *batch*,) donde se analizó el comportamiento de la biomasa del BRM, sometiéndola a diferentes cargas orgánicas (Figura 3.1), siguiendo su comportamiento a través de las cinéticas de consumo de sustrato, consumo de oxígeno y crecimiento de la población microbiana.

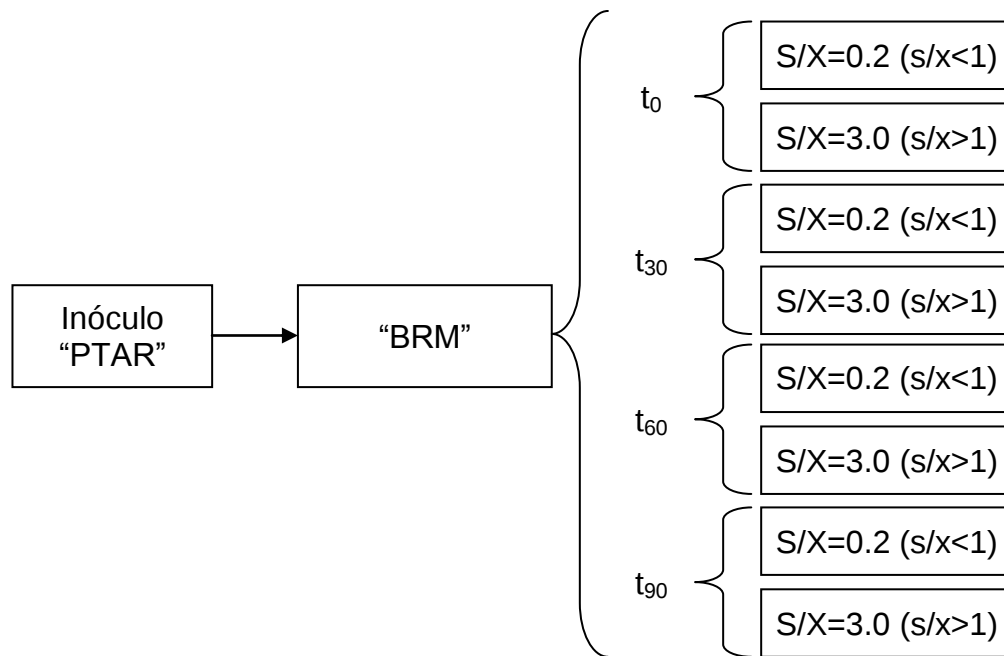


Figura 3.1. Diagrama del proyecto

A continuación se describen los reactores, sistema de captura y almacenamiento de datos, condiciones de operación, las diferentes etapas de experimentación, el plan de muestreo y se hará referencia a los métodos analíticos empleados.

3.1. BRM

3.1.1. Descripción del BRM

Este reactor, fue diseñado e implementado en el laboratorio de la “Maestría en Ciencias en Ingeniería Ambiental”. El inóculo que se utilizó fue de la PTAR “Las Garzas” de Pátzcuaro, Michoacán, tomado del reactor biológico de LA con una configuración tipo canal de oxidación.

El V_R es de 80 litros, en acrílico transparente (Figura 3.2), lo que permite la observación visual de la suspensión biológica, es de forma cilíndrica, con una base cónica truncada. Esta configuración evita la sedimentación de las partículas en suspensión en virtud de que se colocó un aireador de membrana tipo disco de 22 cm de diámetro, regulado a través de un rotámetro con un flujo de aire de 30 l/min.



Figura 3.2. Biorreactor con membranas sumergidas

Cuenta con una base de acrílico para soportar el módulo de membranas a una distancia de 10 cm de la membrana difusora de aire, lo que proporcionaría un cizallamiento en la membrana. La cual es alimentada por un compresor de aire (Figura 3.3), el cual tiene adaptado tres filtros (KPF35, KOX35 y KLS) que nos permitirán obtener aire libre de partículas finas suspendidas, sin vapores de aceite y libre de líquidos.



Figura 3.3. Compresor de aire equipado con filtros de aire

3.1.2. Sistema de automatización de captura y almacenamiento de datos en el BRM

Se diseñó e implementó un sistema automatizado de captura y almacenamiento de datos, el cual incluye sensores de medición de temperatura (Figura 3.4c) y presión (Figura 3.4b), las cuales fueron registradas y almacenadas durante todo el proceso, en un ordenador para poder ser analizadas posteriormente, para esto fue necesario trabajar en el desarrollo de circuitería que permita la adquisición y acondicionamiento de la señal, a través de una tarjeta de adquisición de datos (National Instruments®)(Figura 3.4a), empleando para el diseño y elaboración del instrumento virtual el programa *Labview® 2009*(Figura 3.4d).

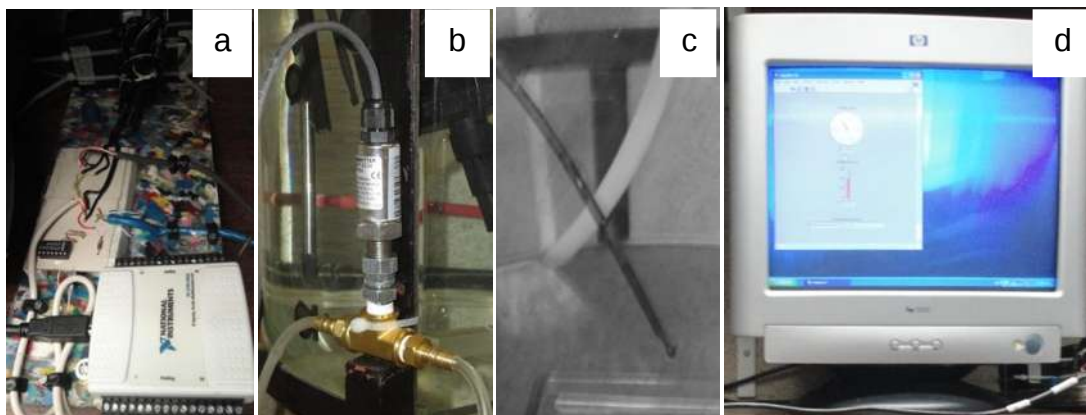


Figura 3.4. Sistema automatizado de captura y almacenamiento de datos, a) Tarjeta de adquisición de datos, b) transductor de presión, c) sensor de presión y d) programa Labview

3.1.3. Condiciones de operación del BRM

❖ Características de la biomasa utilizada como inóculo

La suspensión biológica que fue tomada de la PTAR, fue analizada teniendo como resultados los datos presentados en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Características iniciales de la suspensión

DQO_{tot} (mg _{DQO} /l)	DQO_{sol} (mg _{DQO} /l)	SSV (mg _{SSV} /l)	SSV/SST (mg _{SSV} / mg _{SST})	SOUR (mg _{O₂} /mg _{SSV} ·l)
875	679	595	0.75	0.284

❖ Características del sustrato

La utilización de un sustrato sintético facilita la cuantificación de las cinéticas de reacción, lo cual permite trabajar en condiciones más precisas y reproducibles. En nuestro caso el BRM fue alimentado continuamente a carga orgánica volumétrica de 0.8 kg_{DQO}/kg_{SSV}, con un sustrato orgánico sintético, soluble y fácilmente biodegradable, usando ácido acético (C₂H₄O₂) como fuente de carbono, nitrato de amonio (NH₄NO₃) y fosfato de amonio (NH₄H₂PO₄) (previamente neutralizado con hidróxido de sodio (NaOH)). Los nutrientes fueron proporcionados con una relación C/N/P = 150/15/1, con el objeto de garantizar el aporte necesario para la actividad biológica.

❖ Condiciones físico-químicas

El BRM trabaja en condiciones aeróbicas a 20°C ± 1°C, El pH en el reactor se mantuvo estable a 7.5 ± 0.5 por medio de la adición de ácido sulfúrico (H₂SO₄) e hidróxido de sodio (NaOH).

Los experimentos se llevaron a cabo sin limitaciones de oxígeno, con una concentración mínima de oxígeno disuelto en el reactor mayor de 2 mg_{O₂}/l. En la figura 3.5 se observa la forma en que se instaló y operó el reactor en el laboratorio, así como, en la figura 3.6 se muestra el esquema de operación del proyecto.



Figura 3.5. Operación del BRM

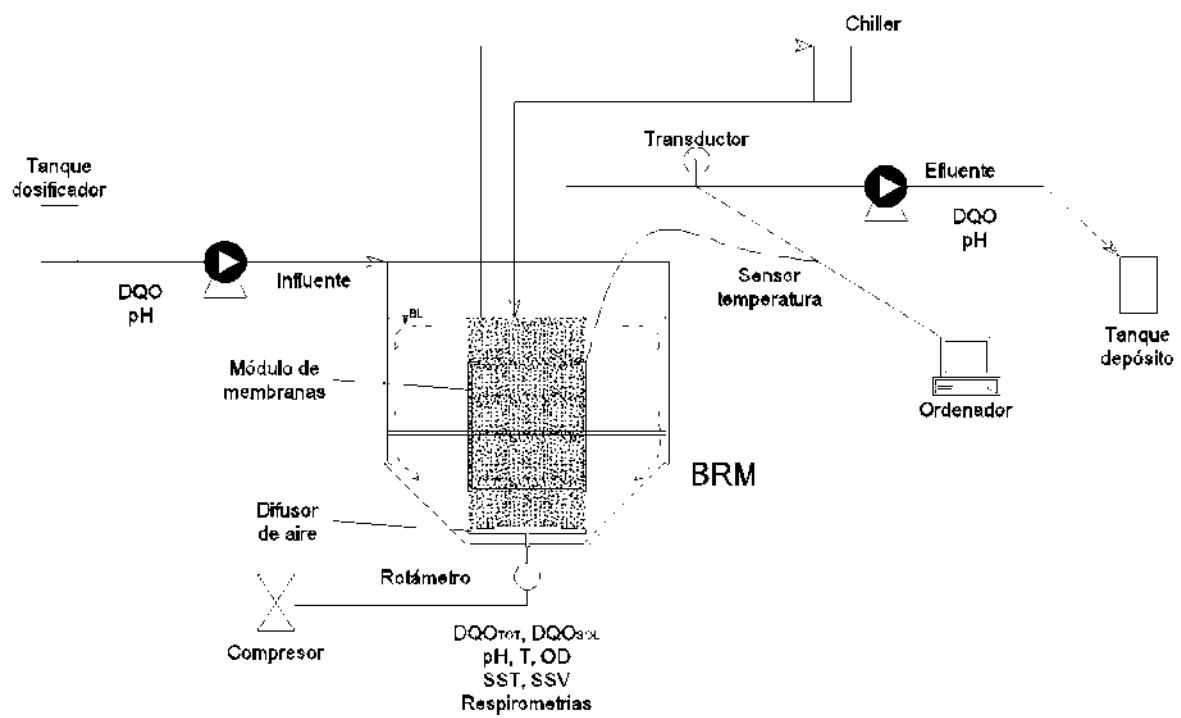


Figura 3.6. Esquema de operación del proyecto

3.1.4. Muestreos y parámetros analizados

La evaluación del reactor fue constante durante el periodo de experimentación, en la Tabla 3.2 se presenta el plan de muestreo que se siguió indicando la frecuencia y los parámetros que se analizaron.

Tabla 3.2. Programa de medición para el BRM

Punto de muestreo	Parámetros	Frecuencia de muestreo y análisis	Periodo
INFLUENTE	DQO _{SOL} y pH		
REACTOR	DQO _{TOL} , DQO _{SOL} , SST y SSV RESPIROMETRÍA pH, OD, T, FLUJOS	2 / semana	90 Días
EFLUENTE	DQO _{SOL} y pH		

3.1.5. Módulo de membranas

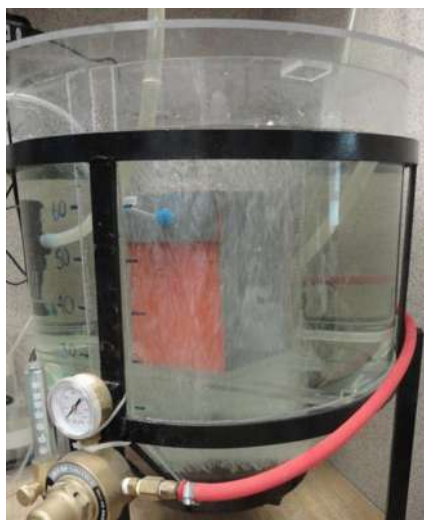


Figura 3.7. Módulo de membranas sumergido en el BRM

El módulo de membranas fue colocado paralelo al sentido del flujo de aire (Figura 3.7), esto para procurar un mayor cizallamiento de las burbujas con las membranas. Las características del módulo se presentan en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Presenta las características generales y dimensiones del módulo de membranas

Concepto	Unidad	Dimensión
Material de la membrana		PVDF
Diámetro de poro	μm	0.14
Número de hojas	pza	8.00
Espacio entre hojas	mm	12
Área de filtración	m^2	0.20
Densidad de Área	m^2/m^3	54
Resistencia nominal	m^2/m^3	1×10^{12}

3.1.6. Condiciones de filtración y lavado de la membrana

La filtración se realizó con flujo continuo, manteniendo un flujo de permeado menor o igual a 5L/h/m^2 .

El lavado químico que se estableció para las membranas se muestra en el programa que se presenta en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4 Programa de lavado de las membranas

Etapas de lavado	Concentración	Duración
Inmersión en solución de hidróxido de sodio	4 g/L	24 h
Inmersión en solución de ácido cítrico	22 g/L	5 h
Inmersión en solución de hipoclorito de sodio	0.2 g/L	5 h

3.2. Reactor *batch*

3.2.1. Descripción de los reactores *batch*

Se diseñó de forma cilíndrica, con acrílico transparente de 4 mm de espesor (Figura 3.8), el volumen del reactor, fue de 1 L, en la parte inferior esta sellado perfectamente y en la parte superior una tapa la cual sella herméticamente. Cuenta con dos orificios: uno que permiten la introducción de manguera para adición de aire, esto para mantener una concentración mínima de $2\text{ mg}_{\text{O}_2}/\text{L}$, y otro para la inserción de sonda para medición de pH, T y OD.

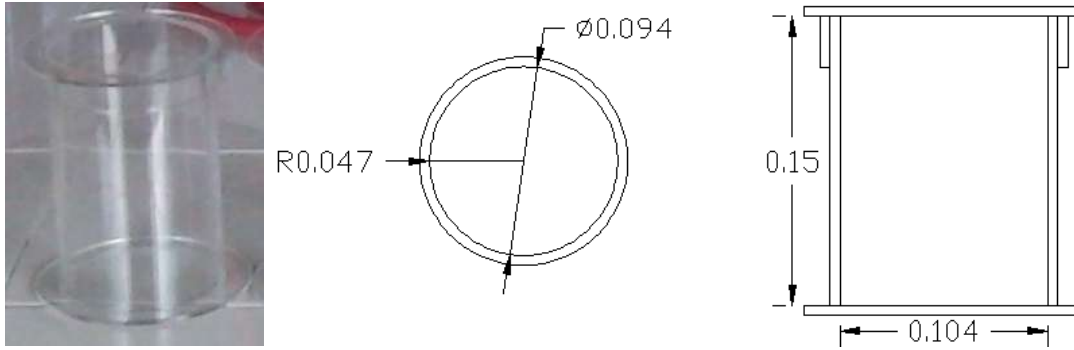


Figura 3.8. Reactor *batch*, de izquierda a derecha se presenta vista frontal, vista en planta y corte sobre el diámetro

3.2.2. Condiciones de operación

❖ Características de la biomasa utilizada como inóculo

La suspensión biológica fue tomada del BRM, en la Tabla 3.5 se describen las condiciones iniciales para cada corrida experimental.

Tabla 3.5. Características de la suspensión del BRM

Tiempo	S/X teórica ($\text{mg}_{\text{DQO}}/\text{mg}_{\text{SSV}}$)	S_0 ($\text{mg}_{\text{DQO}}/\text{l}$)	X_0 ($\text{mg}_{\text{SSV}}/\text{l}$)	S_0/X_0 ($\text{mg}_{\text{DQO}}/\text{mg}_{\text{SSV}}$)
0	0.20	30	710	0.04
	3.00	4,080	1,260	3.24
30	0.20	402	2,360	0.17
	3.00	3,966	1,360	2.92
60	0.20	445	2,700	0.17
	3.00	11,102	3,910	2.84
90	0.20	896	3,900	0.23
	3.00	14,040	4,420	3.18

❖ Características del sustrato

Se adicionó un sustrato orgánico sintético, soluble y fácilmente biodegradable, usando $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$, NH_4NO_3 y $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$ (previamente neutralizado con hidróxido de sodio (NaOH)). Se adicionaron 10 mg/l de N-Allylthiourea con objeto de inhibir la nitrificación (Wood *et al.*, 1981). Los nutrientes fueron

proporcionados con una relación C/N/P = 150/15/1, a dos diferentes relaciones s/x, para CO baja s/x=0.2 y para CO alta s/x=3.

❖ Condiciones físico-químicas

El *batch* trabaja en condiciones aeróbicas, el pH se mantuvo estable a 7.5 ± 0.5 (Figura 3.9), por medio de la adición de ácido sulfúrico (H_2SO_4) e hidróxido de sodio (NaOH).

Los experimentos se llevaron a cabo sin limitaciones de oxígeno, con una concentración mínima de oxígeno disuelto en el reactor mayor de 2 mg_{O₂}/l.



Figura 3.9. Reactor *batch*, haciendo lectura de parámetros

3.2.3. Muestreos y parámetros analizados

El programa de muestreo que se siguió para evaluar los *batch* se presenta en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Programa de medición para *batch*

Condición	Parámetros	Frecuencia de muestreo y análisis	Periodo
BAJA	pH, T, OD	Cada hora	200 horas
ALTA	DQO _{TOT} , DQO _{SOL} , SST, SSV RESPIROMETRÍAS	Cada 2 horas	

3.2.4. Métodos analíticos

Con el fin de determinar la composición de la biomasa, controlar los parámetros de operación y estimar la actividad biológica se efectuaron los análisis mostrados en la Tabla 3.7.

Tabla 3.7. Métodos analíticos empleados

Parámetro	Técnica analítica
pH	Medición amperométrica, potenciómetro Hach-EC10.
OD	Medición amperométrica, Sonda para determinación de oxígeno disuelto Hach-Sension6.
T	Termómetro integrado a la sonda de medición de oxígeno Hach-Sension6.
DQO _{Tot}	Método de digestión en reactor y colorimetría, Espectrofotómetro DR 12010, Hach (0-1,500 mg/L).
DQO _{Sol}	Método de digestión en reactor y colorimetría, Espectrofotómetro DR 12010, Hach (0-150 mg/L).
SST	Por gravimetría ¹ , Sólidos secados a 103 – 105 °C.
SSV	Por gravimetría ¹ , Sólidos secados a 103 – 105 °C y a 550 °C.
Respirometría	Mediciones amperométricas de oxígeno disuelto.

APHA – AWWA – WPCF, 1992.

❖ Respirometrías

Las mediciones respirométricas permiten cuantificar el consumo de oxígeno tanto de la población heterótrofa como de la población autótrofa. La nitrificación fue inhibida por medio de la adición de N-allylthiurea (Spérandio y Paul, 2000).

Las velocidades de consumo de oxígeno (OUR) fueron realizadas en un recipiente de 125mm, de plástico completamente cerrado para evitar el intercambio de oxígeno por medio de la superficie libre del agua.

La suspensión fue tomada del reactor y perfectamente mezclada por medio de un agitador magnético (Thermo scientific). Se utilizó una sonda de oxígeno sension6, HACH, y se tomaron dos lecturas de la concentración de oxígeno disuelto por minuto.



Figura 3.10. Dispositivos para medición de respirometrías

La OUR corresponde a la velocidad de consumo de oxígeno en el instante en el que se toma la muestra de suspensión biológica.

Capítulo 4. RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos experimentalmente. Este trabajo está orientado al estudio de la evolución de la biomasa. Sin embargo es importante primero describir el comportamiento global del BRM, para después abordar el estudio de la evolución de la biomasa en el reactor, al cual se le fue dando seguimiento a través de los estudios que se llevaron en paralelo en el reactor *batch*, inoculado con la biomasa del BRM a diferentes tiempos de operación.

Dentro del análisis del comportamiento global del reactor, primeramente se presentan de manera breve los resultados referentes al proceso de filtración, para posteriormente presentar los resultados globales en términos de eficiencia de depuración del BRM, la cual ya es resultado de la acción combinada de ambos procesos.

4.1. Eficiencia global de filtración en el BRM

4.1.1. Determinación del flujo crítico de la membrana

Las primeras pruebas experimentales de la membrana estuvieron orientadas a determinar el flujo crítico de la membrana, con objeto de garantizar que el BRM se operaría con un flujo inferior al crítico.

En esta prueba se trabajó con incrementos sucesivos de flujo (filtrando agua destilada), de modo que la presión pudiera incrementar hasta observar el incremento rápido de la PTM, hasta conseguir un comportamiento asintótico vertical. Este comportamiento asintótico es característico en las membranas cuando se han saturado durante la operación y, a partir de que se presenta el comportamiento asintótico se considera que este es el flujo crítico de la membrana.

Con objeto de no dañar las membranas también se determinó, con base en las recomendaciones del fabricante, no exceder una PTM de 0.5 bar. Los resultados de esta prueba se presentan en la Figura 4.1. La cual muestra que el

comportamiento asintótico vertical se alcanzó hasta tener un flujo membranar de $207 \text{ l/h}\cdot\text{m}^2$, el cual será considerado como flujo membranar crítico. Este flujo se alcanzó con un gasto de $Q=41.4 \text{ l/h}$ y en este punto se registró una resistencia membranar de $9.09 \times 10^{11} \text{ m}^2/\text{m}^3$. Bajo estas condiciones prácticamente se alcanzó la resistencia inicial teórica de la membrana, la cual según datos del fabricante es de $1 \times 10^{12} \text{ m}^2/\text{m}^3$.

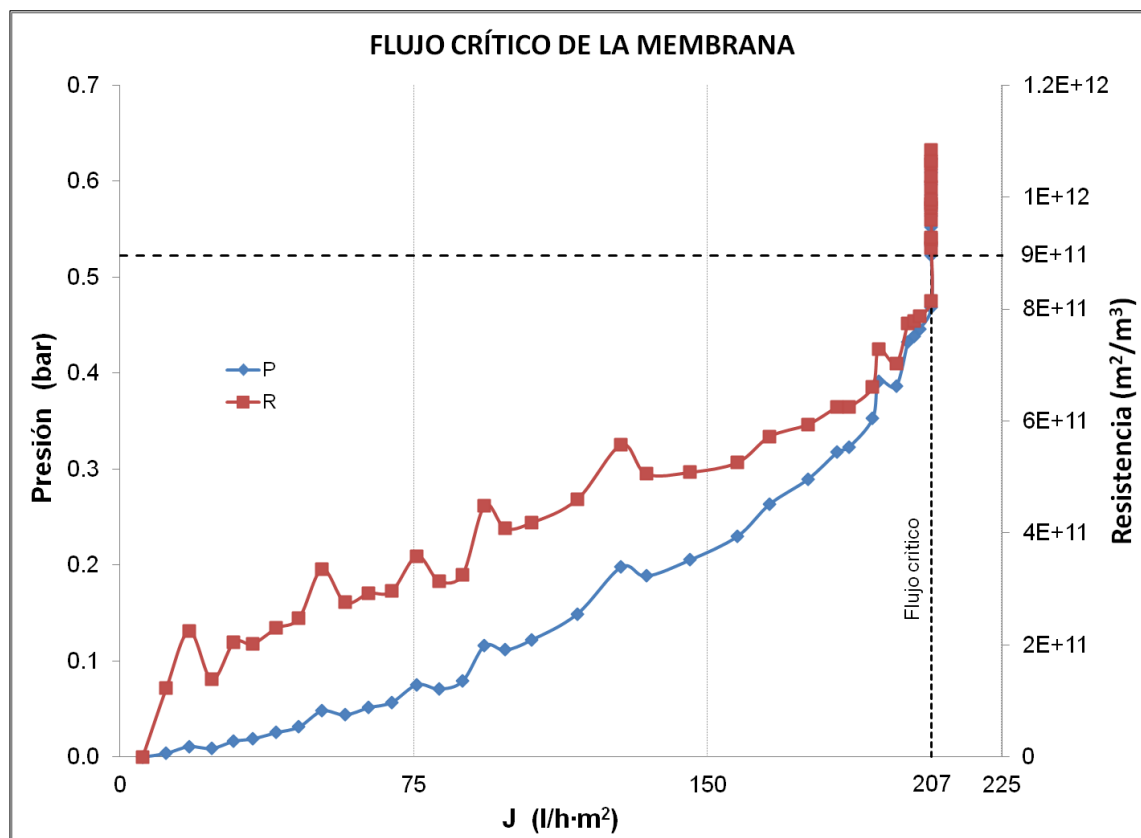


Figura 4.1. Determinación del flujo crítico de la membrana

4.1.2. Flujo membranar de operación

Previo al inicio de la operación del BRM en la fase experimental con sustrato se regeneró la membrana, de acuerdo con el protocolo de lavado previamente descrito (Tabla 3.4). Para el trabajo con el BRM se determinó trabajar con un flujo de $4.6 \text{ l/h}\cdot\text{m}^2$, correspondiente a $Q=0.92 \text{ l/h}$, con objeto de poder comparar los resultados con experimentos previos realizados por el grupo de investigación. Sin embargo, sí es importante puntualizar que dado este flujo

membranal subcrítico, tan inferior al flujo crítico, no se espera una saturación pronta de la membrana (Ognier *et al.*, 2004). También es importante señalar que esta condición de operación del BRM no representa una condición de filtración que pudiera ser representativa de las condiciones de operación de un reactor a escala real pues se estaría subutilizando la membrana y esto implicaría un requerimiento de un mayor volumen de reactor, con las consecuentes implicaciones en los costos tanto de inversión, como de operación por los requerimientos de aireación y agitación. En la tabla 4.1 se presentan algunos flujos empleados en BRM a escala real (Stephenson *et al.*, 2000).

Tabla 4.1. Flujos utilizados en BRM a escala real

Fabricante	TIPO	MEMBRANA	Flujo permeado (l/m²·h)
Este estudio	BRMs	Plana	4.5
Kubota (Japón)	BRMs	Plana	25
Zenon (Canadá)	BRMs	Fibra hueca	30
Orelis (Japón)	BRMe	Plana	100
USF (Australia)	BRMe	Tubular	40
Wehrle Werk (Alemania)	BRMe	Tubular	100

No obstante, para este estudio, esta condición resulta conveniente, dado que mientras más tiempo se puedan operar las membranas en el BRM sin necesidad de hacer un lavado de membranas, no se alterarán las condiciones de flujo en el reactor. Estos resultados de filtración se pueden verificar en la Figura 4.2, en la cual se muestran los registros de flujo y resistencia en la membrana durante la operación del BRM.

El flujo real se mantuvo cerca de los 4.5 l/h·m², (i.e. flujo subcrítico), este flujo mostró algunas oscilaciones en el tiempo, así como una ligera tendencia lineal a disminuir en la fase final de la experimentación. La premisa de operación del reactor es que trabajaría a flujo constante. De modo que, se mantuviera constante tanto la carga orgánica volumétrica, como el gasto de alimentación del reactor.

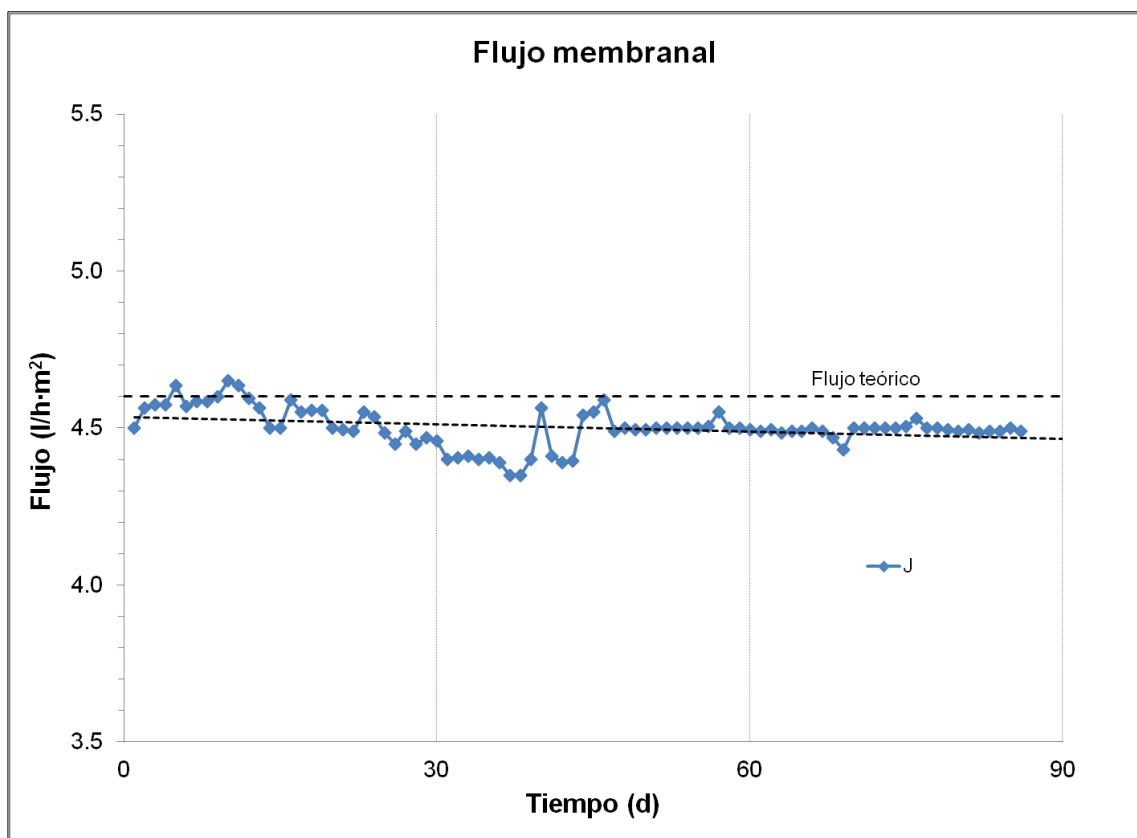


Figura 4.2. Flujo membranar teórico y real

A pesar de las ligeras variaciones observadas, para efectos prácticos se puede considerar que el flujo membranar se mantuvo constante, dado que la variación no fue más allá del 5% del flujo nominal considerado para la operación del BRM. Estas variaciones se deben a las características propias de las bombas peristálticas que se emplearon para controlar tanto el gasto del reactor como el flujo membranar y no obstante esta problemática se consideran las más adecuadas por los flujos manejados durante la experimentación.

4.1.3. Resistencia y presión transmembranar

De acuerdo al comportamiento de filtración membranas descrito por la ecuación de flujo en medio poroso de Darcy (Ec. 2.1), que muestra que la resistencia total es directamente proporcional al incremento de presión, es decir que si se mantiene un flujo constante, la presión incrementa conforme va incrementando la resistencia total al flujo membranar. Este comportamiento se

puede observar en la Figura 4.3 en la que se observa que en los primeros días de operación se incrementan tanto presión como resistencia, sobrepasando ésta rápidamente la resistencia nominal inicial de la membrana, que según el fabricante de la membrana (R_m) es de $1 \times 10^{12} \text{ m}^2/\text{m}^3$.

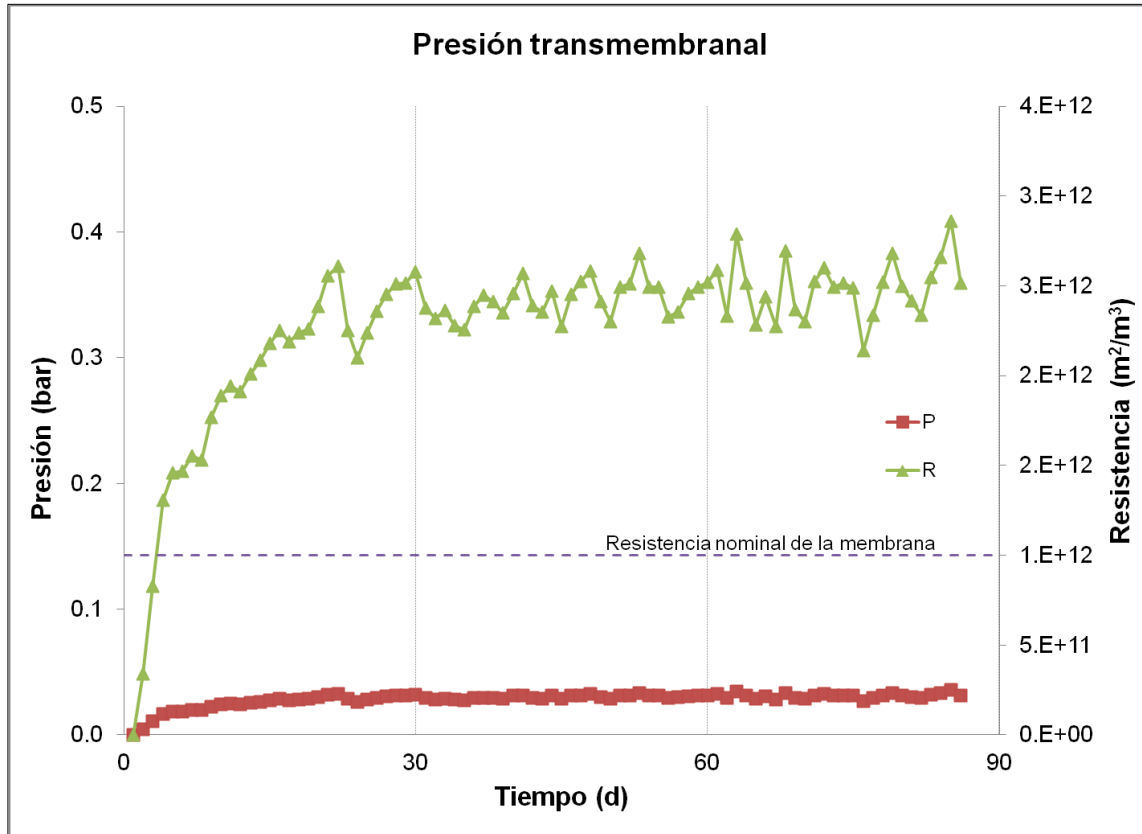


Figura 4.3. Resistencia y presión transmembranal

De acuerdo con Darcy (Ec. 2.1) el incremento posterior en la resistencia, corresponde a un incremento en la resistencia tanto por la obstrucción de los poros de la membrana filtrante (R_p), como por la acumulación de sólidos sobre la membrana y consecuente formación de la denominada torta de filtración (R_c). Este comportamiento implica que hay un decremento del área disponible de filtración a través de los poros de la membrana, debido a la acumulación tanto de partículas al interior de los poros, como por la acumulación de sólidos en suspensión sobre la superficie de filtración, según la secuencia del proceso de colmatación descrita por Orantes *et al.*, (2006). A pesar del incremento de presión y resistencia inicial, a

partir del día 27 de operación éstas se mantienen prácticamente constantes. Este comportamiento es consistente con el flujo subcrítico con el que se decidió operar el BRM.

Por otro lado, dado que la filtración sigue llevándose a cabo y, a que esta filtración implica un desplazamiento de partículas por el flujo convectivo de la suspensión hacia la membrana, se podría considerar que a partir del día 27 las condiciones de filtración se encuentran en la fase uno descrita por Ognier et al. (2004) de la evolución de la presión, en la cual esta evolución se reporta inferior a 0.05 kPa/h para membranas planas de PVDF (Yu et al., 2003; Cho y Fane, 2002) y en la cual la acción del filtro dinámico (Orantes et al., 2006) es preponderante.

Durante esta etapa, las macromoléculas y partículas en suspensión que se aproximan por el flujo convectivo a los sólidos acumulados sobre la membrana y que constituyen un filtro dinámico, se degradan por la acción biológica de los microorganismos acumulados. Esta condición, en conjunto con el flujo membranar subcrítico y las características hidrófobas de la membrana permitieron que el BRM se pudiera operar durante largo tiempo (i.e. más de las 500 h reportadas por Ognier et al., (2004) para la fase uno), sin que hubiera una colmatación de las mismas, como lo muestra la Figura 4.3. en la cual se observa que la presión y la resistencia se mantuvieron sin cambio significativo a partir del día 27, con una PTM de aproximadamente 0.03 bar y una resistencia de $2.86 \times 10^{-12} \text{ m}^2/\text{m}^3$.

4.2. Eficiencia global del BRM

Para poder analizar la eficiencia global de depuración del BRM, es importante, primeramente, presentar los resultados relativos a las condiciones experimentales de operación del reactor.

4.2.1. Carga orgánica

La carga orgánica volumétrica ($\text{CO}_{\text{Volumétrica}}$) teórica de operación del BRM se estableció metodológicamente que fuera constante, con un valor de $0.8 \text{ kg}_{\text{DQO}}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ (Orantes, 2006). Experimentalmente se determinó que la $\text{CO}_{\text{Volumétrica}}$ experimental osciló entre 0.87 y $0.99 \text{ kg}_{\text{DQO}}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ (Figura 4.4). en comparación con

sistemas de LA convencionales donde la $CO_{\text{volumétrica}}$ oscila entre 0.32 y 0.64 $\text{kg}_{\text{DBO}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ (Metcalf, 1996) y de BRM con valores de 1.1 y 1.7 $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ (Rosenberger *et al.*, 2001), 1.19 y 0.31 $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ (Kim *et al.*, 2005); No obstante esta ligera variación, se deriva de los ajustes necesarios que se tienen que hacer a la bomba de alimentación, dadas sus propias características, se puede considerar que la $CO_{\text{volumétrica}}$ se mantuvo constante.

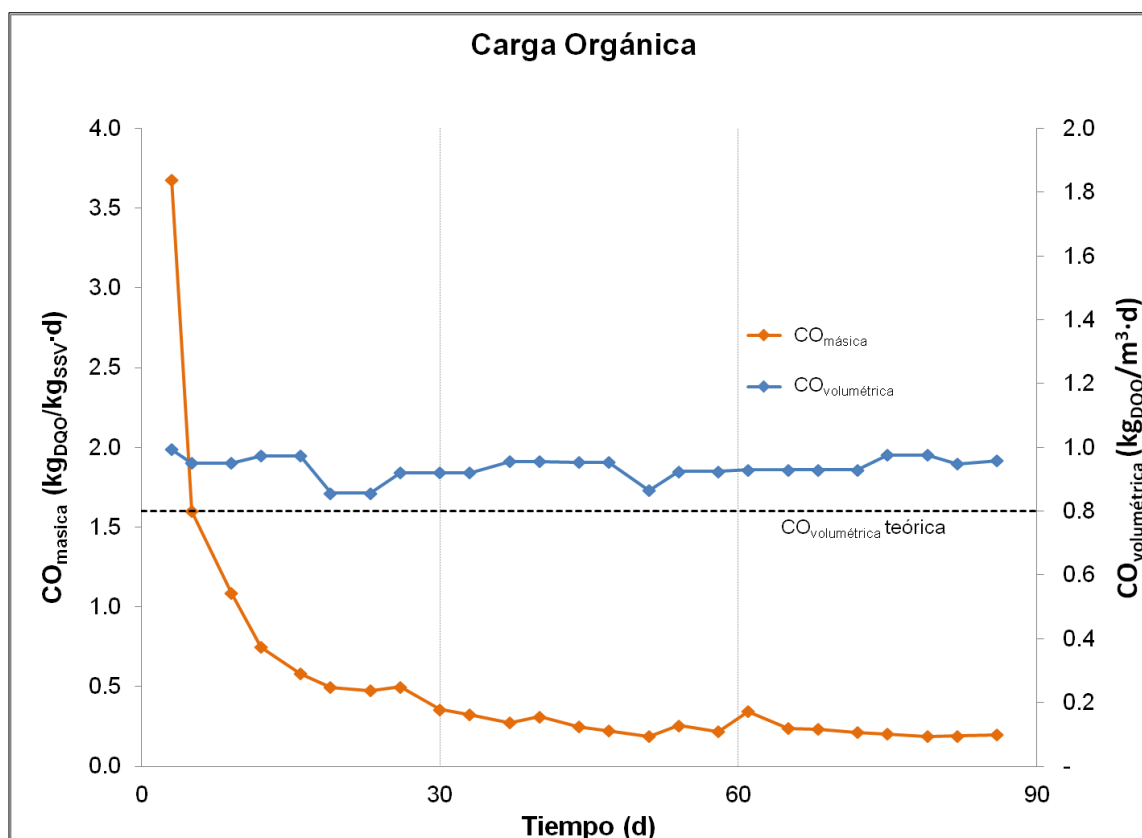


Figura 4.4. Carga orgánica y volumétrica de operación del BRM

La CO_{masica} experimental determinada al inicio fue de 3.68 $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$, esta fue disminuyendo de manera asintótica hasta llegar a 0.20 $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$, en comparación con sistemas de LA convencionales donde la CO_{masica} oscila entre 0.2 y 0.4 $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ (Metcalf, 1996) y de BRM con valores de 0.07 $\text{kg}_{\text{DQO}}/\text{kg}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ (Rosenberger *et al.*, 2001), 0.135 y 0.051 $\text{kg}_{\text{DBO}}/\text{kg}_{\text{SSV}}\cdot\text{d}$ (Kim *et al.*, 2005). Esta disminución se explica por el incremento en la concentración de SST

dentro del reactor, gracias a la condición de retención total de biomasa definida en las condiciones experimentales de operación.

4.2.2. Biomasa

Como se trabajó con retención total de biomasa, la edad teórica del lodo es considerada como igual al tiempo de duración de la experimentación, la extracción de biomasa del sistema se realizó únicamente para realizar los análisis de la misma, dando como resultado un $TRC_{\text{experimental}}=40$ d, por lo que la edad de los lodos es mayor a la que se utiliza en un sistema convencional de LA (la cual no excede de los 20 días).

La concentración inicial de biomasa fue de 630 $\text{mg}_{\text{SSV}}/\text{l}$. Al término de los 90 días de la experimentación se había alcanzado una concentración de 5,000 $\text{mg}_{\text{SSV}}/\text{l}$, con un incremento en razón de 55.47 $\text{mg}_{\text{SSV}}/\text{l}\cdot\text{d}$ (Figura 4.5). Por otro lado, si consideramos la DQO_{part} , el experimento inició con 1,236 $\text{mg}_{DQO_{\text{part}}}/\text{l}$ y se incrementó hasta alcanzar los 7,918 $\text{mg}_{DQO_{\text{part}}}/\text{l}$ a una tasa de 76.42 $\text{mg}_{DQO_{\text{part}}}/\text{l}\cdot\text{d}$. Este incremento en la concentración de sólidos en suspensión se observa debido a la no extracción de sólidos y a la síntesis celular dentro del sistema, a partir de la asimilación del sustrato.

Paralelamente se fue determinando la velocidad de consumo de oxígeno (OUR) de la suspensión biológica del BRM. No obstante que hay un incremento en la concentración de la biomasa en la suspensión biológica, medido a través de los SSV y la DQO_{part} , los resultados muestran que la OUR presentó un incremento, pero muy inferior al observado a la concentración de biomasa (Figura 4.5). Estos resultados, implicarían que solo una parte de la biomasa en el BRM se encuentra activa, y que la otra parte de la biomasa, podría (i) haber un incremento de biomasa, pero ésta de manera global habría disminuido su consumo de oxígeno y estar realizando sólo funciones de mantenimiento, (ii) encontrarse inactiva, en estado de latencia, (iii) también podría corresponder a un incremento de masa debido a la síntesis y acumulación de productos de reserva de energía o incluso (iv) tener una acumulación de detritos de bacterias lisadas que son retenidos por

las membranas, de carácter inorgánico o prácticamente no biodegradables (Orantes., 2005; Low y Chase, 1999; van Loosdrecht, *et al*, 1999).

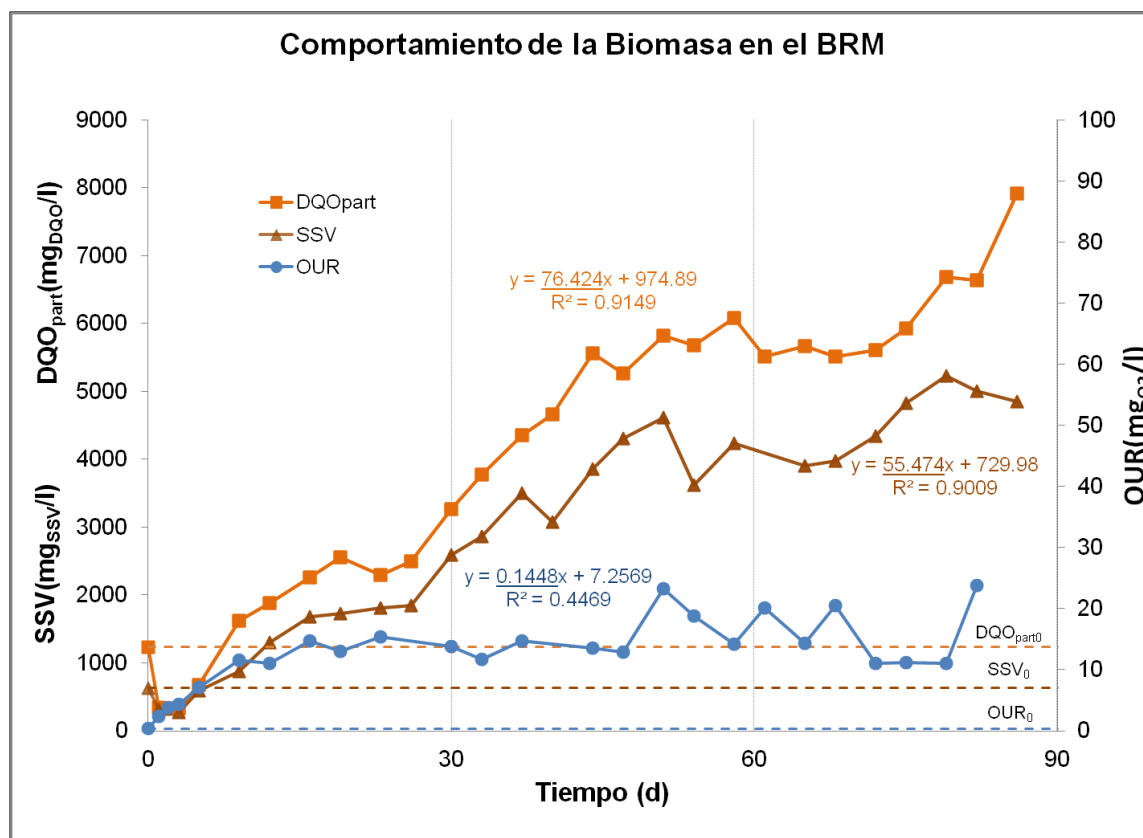


Figura 4.5. Concentración y respiración de la biomasa dentro del BRM

Adicionalmente se analizaron las relaciones SSV/SST y DQO_{part}/SSV con objeto de analizar las características de este incremento de biomasa (Figura 4.6). Las gráficas de estas relaciones muestran que hay un ligero incremento en la proporción de la fracción orgánica con respecto a la fracción inorgánica, tomando como referencia los valores teóricos de estas relaciones (Metcalf, 1996). Esto muestra que el incremento de la concentración de sólidos en suspensión no obedece, en este caso, a una acumulación de detritos inorgánicos de bacterias lisadas retenidos por las membranas. A pesar de que hay un incremento de la concentración de SSF en el BRM (Figura 4.6), este resulta proporcionalmente menor que el incremento de los SSV, por lo que se asume que no hay una mineralización en la suspensión biológica dentro del reactor.

También es importante observar que no obstante el ligero incremento en la relación SSV/SST los valores de la misma se mantienen cerca, pero ligeramente superiores al valor teórico de la composición de la biomasa (Metcalf, 1996). Los valores de esta relación indican que sí hay una ligera acumulación de productos de acumulación de reservas de energía (i.e. PHA), equivalente a aproximadamente un 10% de la biomasa, que por su carácter orgánico incrementan el valor de la relación SSV/SST en la composición de la suspensión biológica.

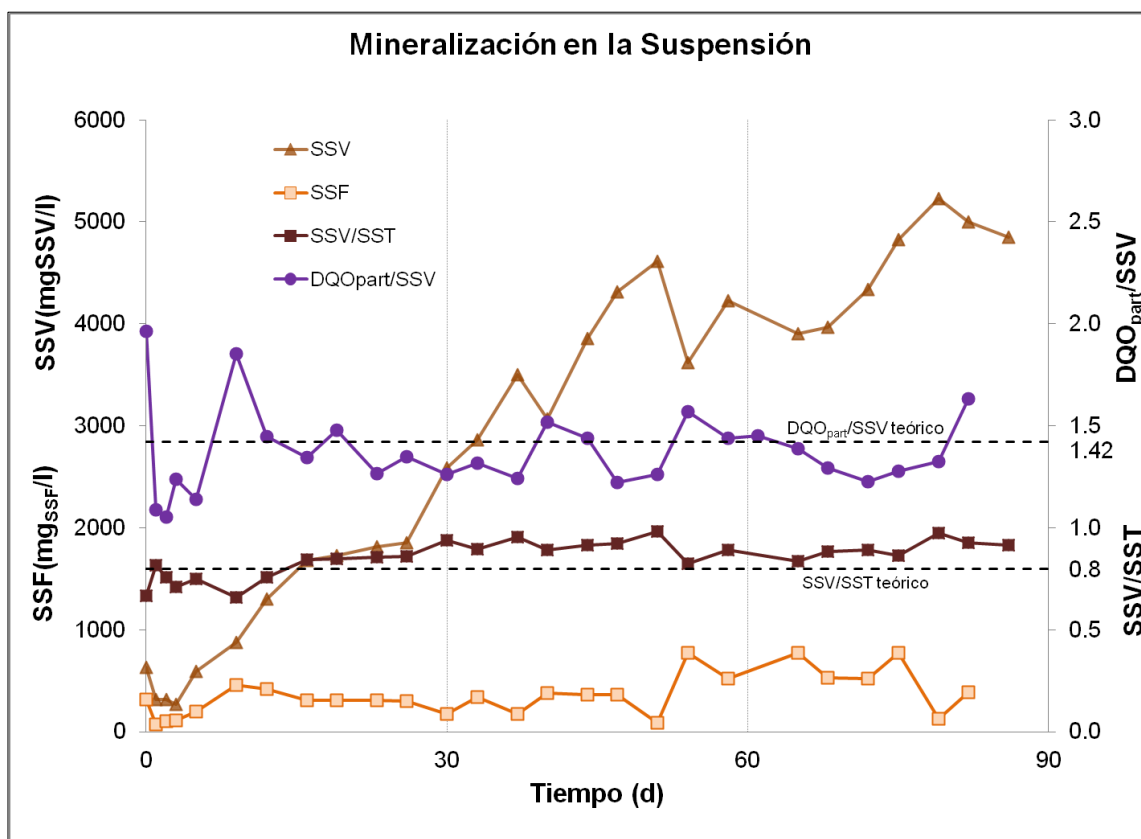


Figura 4.6. Mineralización en el BRM

4.2.3. Eficiencia global de remoción en el BRM

De manera global, la eficiencia de remoción de materia orgánica, medida como DQO del BRM fue globalmente de 98.6% (Figura 4.7), durante el periodo de operación.

Por otro lado, experimentos previos (Orantes, 2005), han mostrado que el acetato normalmente es completamente oxidado en un reactor biológico operado en estas condiciones (i.e. $CO_{volumétrica}$, condiciones fisicoquímicas, retención total de sólidos), lo cual se explica por las características del sustrato seleccionado (i.e. compuesto orgánico completamente soluble, fácilmente biodegradable, sin limitaciones de nutrientes), por lo que se asume que en este caso el acetato que se utilizó como fuente de carbono en el sustrato, también fue completamente biodegradado, sin embargo los resultados muestran una DQO residual en el efluente (Figura 4.7). Esta DQO corresponde, por lo tanto, a SMP liberados en el medio, como producto residual de la actividad metabólica de los microorganismos.

En la Figura 4.7, también se puede observar que la DQO_{sol} en el reactor es mayor que la DQO del efluente, lo cual implica que en realidad los SMP producidos en el BRM corresponden a las concentraciones de DQO_{sol} y la diferencia entre estas fracciones solubles, globalmente de $45\text{ mg}_{DQO}/L$, se puede explicar tanto (i) por la diferencia en el tamaño de poro de la filtración realizada para determinar la DQO_{sol} , (i.e. $1.2\text{ }\mu m$) y el tamaño de poro de las membranas ($0.14\text{ }\mu m$), lo cual implicaría que la hay una fracción de los SMP compuesta por macromoléculas y supracoloides que es retenida por la membrana de separación, mostrando la relevancia de la presencia de las membranas en la eficiencia de remoción en el BRM, como (ii) por la degradación de estos compuestos, que no se acumulan, por el rol de filtro dinámico que juega la biomasa (i.e biopelícula) sobre la membrana del BRM, esto en congruencia con el comportamiento observado en los resultados de flujo y resistencia membranal discutido previamente en el subcapítulo 4.1.3.

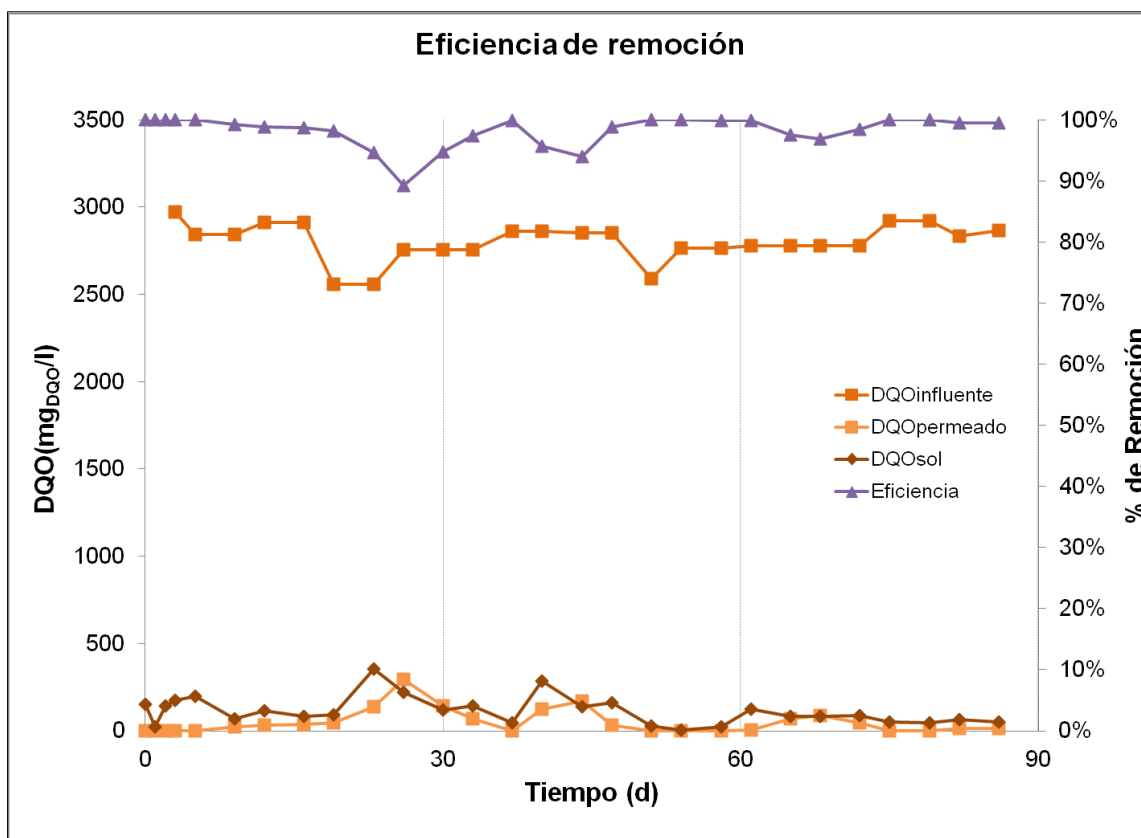


Figura 4.7. Eficiencia de remoción en el BRM

Algunos autores (Molina-Muñoz, 2007) reportan que han alcanzado eficiencias de remoción de prácticamente 100% de la materia orgánica, medida como DQO, como se puede observar en la Tabla 4.2.

Tabla 4. 2. Ejemplos de rendimientos del proceso de tratamiento de AR urbanas

Influyente (mg _{DQO} /l)	Efluente (mg _{DQO} /l)	Rango Filtración	Eficiencia global %
2,865	<170	MF (Este estudio)	98.60
13,514	5	UF (Kim <i>et al.</i> , 2005)	99.9
3,650	<4	UF (Molina-Muñoz, 2007)	99.89
350	7	MF (Guo <i>et al.</i> , 2008)	98

No obstante el tipo de sustrato utilizado, la eficiencia global de degradación del BRM es ligeramente menor que en otros estudios (Tabla 4.2), esta diferencia podría explicarse por el proceso de adaptación que está sufriendo la biomasa en la transición de LA a las condiciones en las que se está operando el BRM. Se puede observar (Figura 4.7) que prácticamente se presentaron 2 eventos en los que la DQO tanto soluble como del efluente se incrementaron y la eficiencia disminuyó puntualmente hasta un 89.26%, lo cual indica que hubo algún evento disruptor en el comportamiento biológico del reactor.

Al final de la experimentación se alcanzan eficiencias prácticamente de 100%, sin embargo sería importante trabajar con periodos experimentales más largos que permitieran estudiar el comportamiento de la biomasa con concentraciones de sólidos en suspensión y TRC constantes.

4.3. Análisis en *batch*

Paralelamente al seguimiento que se dio al BRM, se realizaron los análisis en los reactores *batch*. Estos experimentos se llevaron a cabo para poder observar y comprender mejor las poblaciones en el interior del BRM ante un impulso del mismo sustrato y estimar las velocidades de consumo de sustrato (r_s) y de crecimiento de la biomasa, posterior a la adición de un sustrato exógeno carbonoso (acetato). Se trabajó bajo diferentes relaciones S_0/X_0 Tabla 4.3, en virtud de que se ha observado que las poblaciones bacterianas orientan su metabolismo hacia la multiplicación celular cuando $S_0/X_0 > 1$; por el contrario, tienden a acumular productos de reserva de energía cuando $S_0/X_0 < 1$ (Pitter y Chudoba, 1990).

Tabla 4.3. Condiciones iniciales para cada campaña experimental en *batch*

Tiempo en el BRM	S_0/X_0 (mg _{DQO} /mg _{SSV})	CO_0 (mg _{DQO} /l)	X_0 (mg _{SSV} /l)	S_0 (mg _{DQO} /l)	OUR_0 (mg _{O2} /l·h)
0	<1	119	710	30	56.82
	>1	3,900	1,260	4,080	11.15
30	<1	518	2,360	402	46.80
	>1	7,700	1,360	3,966	60.00
60	<1	846	2,700	445	34.68
	>1	12,690	3,910	11,102	100.54
90	<1	1.122	3,900	896	50.48
	>1	16,838	4,420	14,040	84.59

Los resultados de cada corrida son presentados a continuación mostrando primeramente los resultados obtenidos en la relación $S_0/X_0 < 1$ y posteriormente $S_0/X_0 > 1$; mostrando la fase exógena y posteriormente la fase endógena. Todas las corridas experimentales se mantuvieron durante al menos 200 h posteriores a la adición del sustrato exógeno. Previo a cada experimento, se mantuvo la biomasa tomada del BRM en condiciones de aireación, pero sin adición de sustrato durante un periodo de 12 h, para asegurar que no existiera dentro del *batch* remanente de sustrato exógeno ya fuera de la PTAR o bien del BRM.

4.3.1. Relación $S_0/X_0 < 1$

❖ Fase exógena

En el caso de los experimentos en *batch*, la fase exógena normalmente tuvo una duración de 6 h. Únicamente para t_{90} esta duración se redujo a 5 h, independientemente de r_s ó de la concentración inicial de biomasa (Figura 4.8). Estos resultados muestran que hubo un aumento en la velocidad de degradación de materia orgánica conforme se fue incrementando el tiempo de experimentación en el BRM. Esto implica que la capacidad de degradación de un BRM, con un mismo volumen de reactor, tiene mayor capacidad de degradación que un sistema de lodos activados.

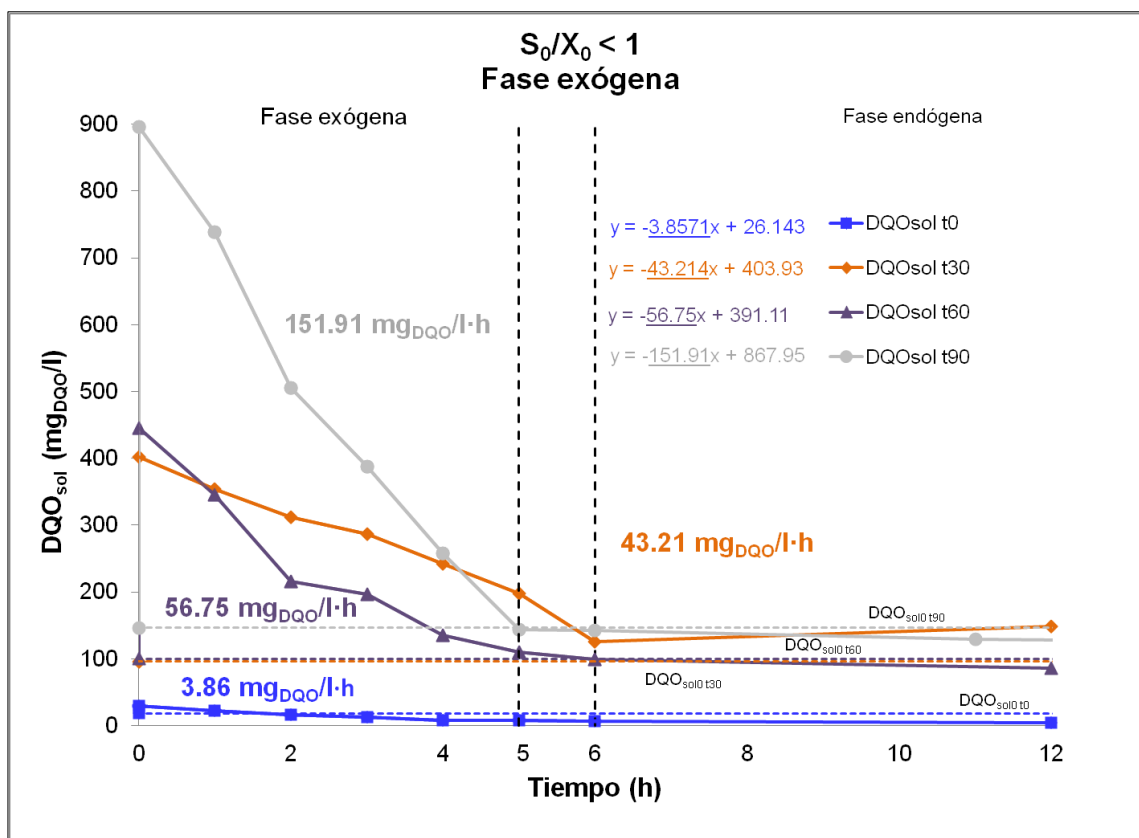


Figura 4.8. Curvas de degradación de sustrato en la fase exógena para $S_0/X_0 < 1$

Se estimaron también las velocidades de consumo de oxígeno, por medio de una serie de respirometrías que se realizaron a lo largo de cada uno de los experimentos *batch*. Estas velocidades se graficaron (Figura 4.9) y con base en estas gráficas, se estimaron también las cantidades de oxígeno consumido por las bacterias durante la fase exógena.

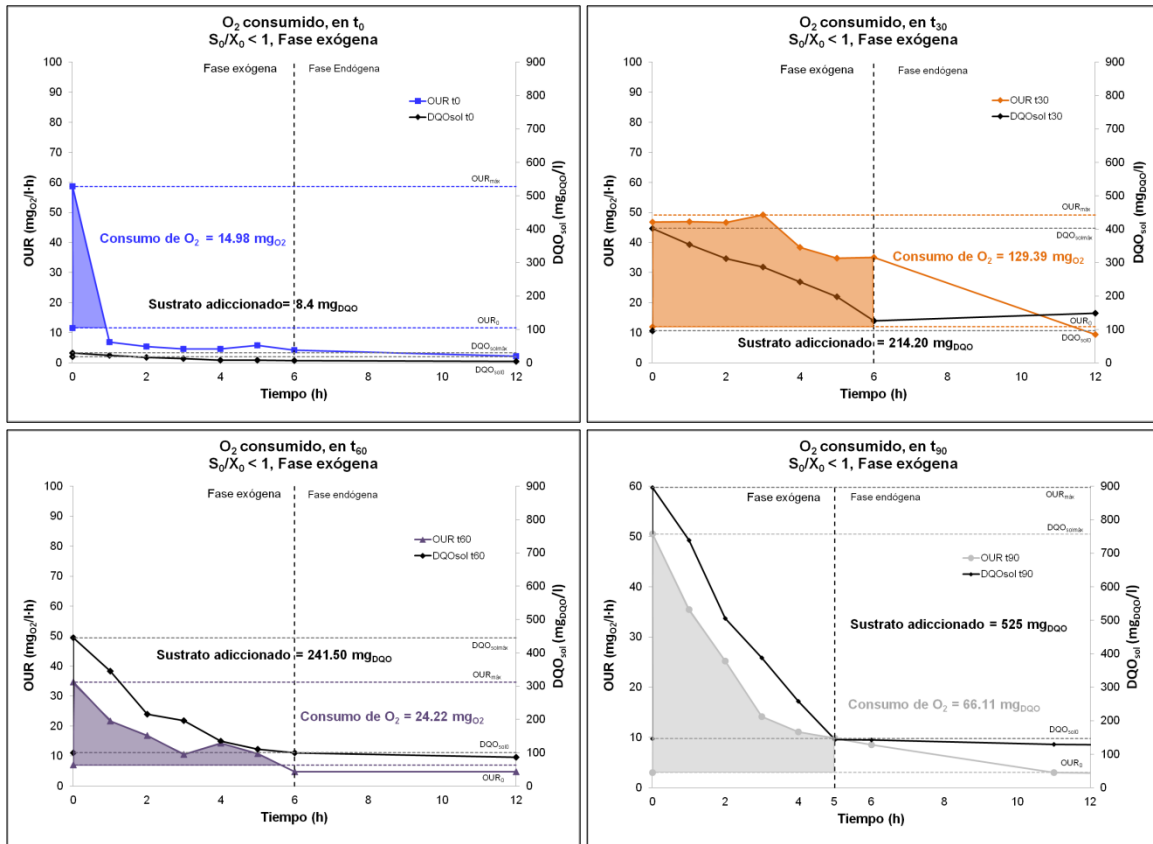


Figura 4.9. OUR y DQO_{sol}, en S₀/X₀ < 1, fase exógena

En las gráficas de la Figura 4.9 se observa una tendencia global de incremento en el consumo de oxígeno (O₂ Consumido). La tasa de respiración antes de la adición de sustrato cambia en respuesta a la adición de sustrato.

En la Tabla 4.4 se presentan, a manera de síntesis, los resultados de los parámetros asociados a la degradación del sustrato, obtenidos de los experimentos realizados en los reactores batch en S₀/X₀<1. En estos resultados se observa que la velocidad de degradación de sustrato (r_s) se incrementa conforme aumentan S₀ y X₀, sin embargo no se observa una relación específica. Por otro lado, tampoco se observa ninguna relación entre la velocidad de degradación de sustrato y el oxígeno total consumido durante la fase exógena.

Tabla 4.4. Parámetros asociados a la degradación de sustrato en $S_0/X_0 < 1$

Tiempo en el BRM (d)	S_0 (mg _{DQO} /l)	X_0 (mg _{SSV} /l)	S_0/X_0 (mg _{DQO} /mg _{SSV})	$S_{adicionado}$ (mg _{DQO})	r_s (mg _{DQO} /l·h)	$O_{2consumido}$ (mg _{O2})
0	30	710	0.04	8.4	3.86	14.98
30	402	2,360	0.17	214.2	43.21	129.39
60	445	2,700	0.17	241.5	56.75	24.22
90	896	3,900	0.23	525	151.91	66.11

Por otro lado, se siguió la evolución de la biomasa en los reactores *batch*. En este caso se presentan los resultados de la biomasa, estimada como DQO_{Part} (Figura 4.10). Estas curvas muestran que en los reactores *batch* hubo una disminución de la concentración de biomasa, aún durante la fase exógena. Este comportamiento implica que hubo un consumo de reservas de energía (Sudesh *et al.*, 2000) acumulado como PHA (Brook y Madigan, 1993) en el BRM. Este consumo de reserva de energía se presenta cuando la suspensión se encuentra en estado de carencia de sustrato (Hejzlar y Chudoba, 1986) y en este caso las CO bajas ($S_0/X_0 < 1$) en los *batch*, que operaron de 0.04 a 0.23 mg_{DQO}/mg_{SSV}, resultan inferiores a las cargas orgánicas aplicadas en el BRM que operó con CO_{másica} de 3.68 a 0.20 mg_{DQO}/mg_{SSV}·d.

La disminución de la biomasa en la fase exógena de los experimentos en $S_0/X_0 < 1$ también podría explicarse por el hecho de que la duración de la fase exógena resulta muy corta (6 h) (Figura 4.10), en comparación con el TRC experimental estimado para el BRM (40 d), por lo que seguramente una parte importante de los microorganismos presentes en la suspensión tienen tiempos de duplicación celular mayores que la duración de la fase exógena.

Otra posible explicación a esta disminución se podría encontrar en el hecho de que, dadas las condiciones de retención total de biomasa y de CO de trabajo en el BRM, se estuviera presentando un fenómeno de lisis (Low y Chase, 1999) y crecimiento críptico (van Loosdtrecht *et al.*, 1997) y, al pasar la biomasa al reactor

batch, se observara una degradación de los compuestos celulares fácilmente biodegradables en forma conjunta con el sustrato exógeno.

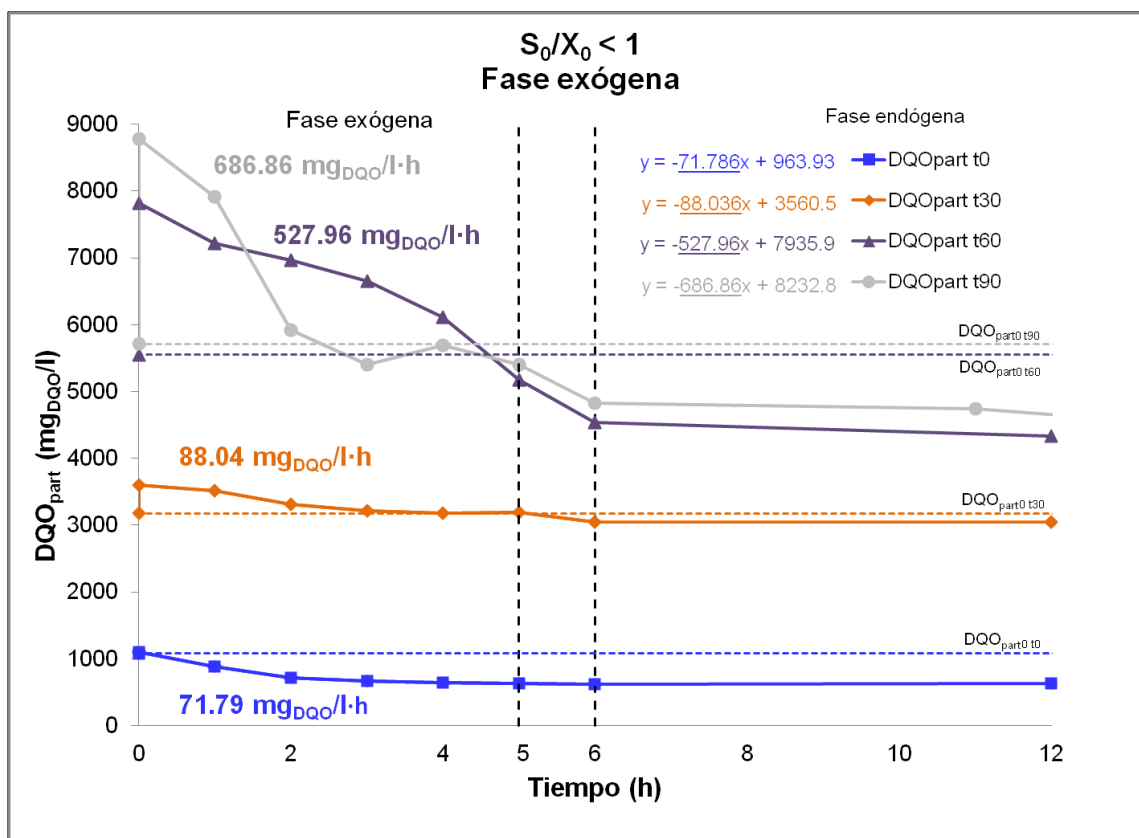


Figura 4.10. Comportamiento de la biomasa, en $S_0/X_0 < 1$, fase exógena

❖ Fase endógena

Si bien en la fase exógena se observó un decaimiento de la biomasa (Figura 4.10), se consideró como exógena debido a que este decaimiento se presentó de manera simultánea a la degradación del sustrato soluble exógeno (Figura 4.8) (i.e. sustrato adicionado al inicio de la experimentación en el reactor *batch*); mientras que en la fase considerada como endógena, donde la concentración de DQO_{Sol} , donde ya era muy cercana a la $\text{DQO}_{\text{Sol}0}$, los resultados muestran que también hay una pérdida de biomasa a una menor velocidad (Figura 4.11). Estas velocidades podrían ser ocasionadas por la posible degradación de compuestos celulares más difícilmente biodegradables, compuestos más

complejos que los PHA e incluso posiblemente detritos de bacterias lisadas retenidos en el BRM por la membrana que son lentamente hidrolizables.

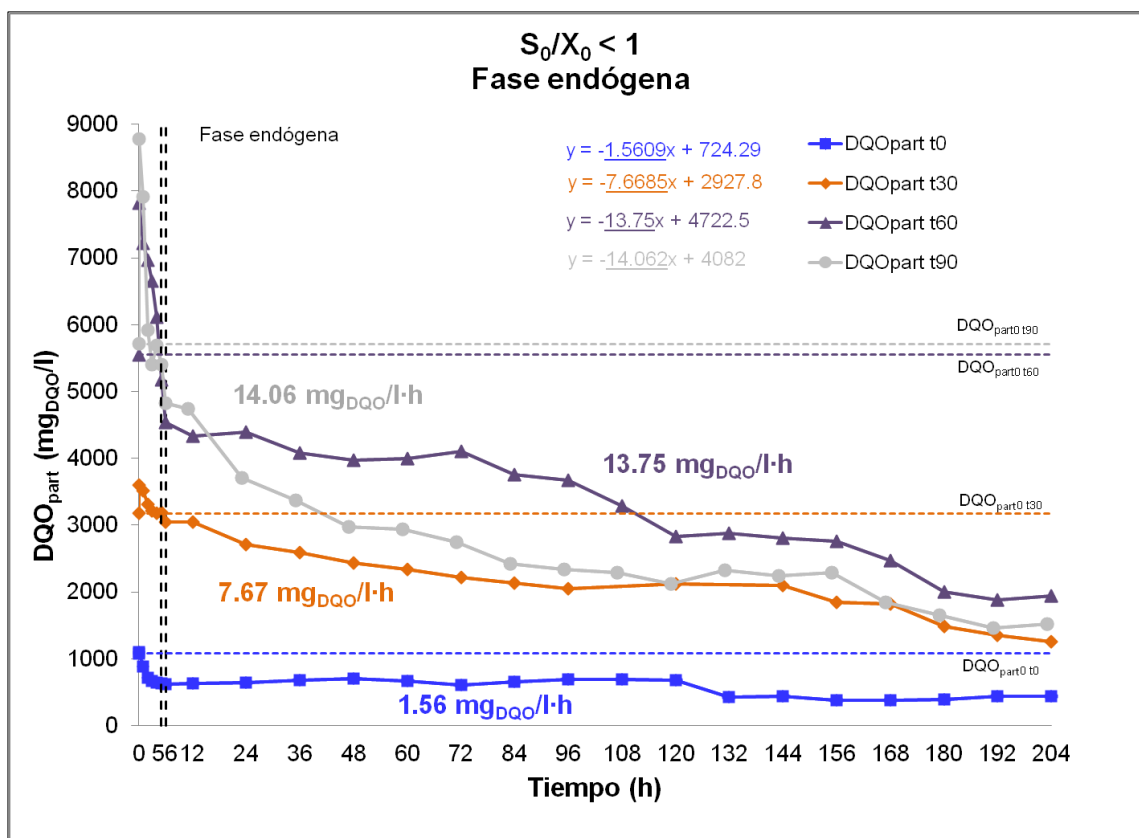


Figura 4.11. Comportamiento de la biomasa en $S_0/X_0 < 1$, fase endógena

Con base en los resultados experimentales en los reactores *batch* en la fase endógena se determinaron los coeficientes de decaimiento de la biomasa, estimados a partir de la evolución de la concentración de SSV (Tabla 4.5). Estos resultados muestran que los coeficientes de decaimiento para relaciones $S_0/X_0 < 1$ se encuentran dentro de los rangos reportados por algunos autores (Orantes, 2005; Lobos *et al.*, 2004) que en estas condiciones tampoco encontraron diferencia de comportamiento entre la biomasa proveniente de un reactor de lodos activados y la de un BRM.

Tabla 4.5. Coeficientes de decaimiento de la biomasa en $S_0/X_0 < 1$

Tiempo en el BRM (d)	S_0/X_0 (mg _{DQO} /mg _{SSV})	r_s (mg _{DQO} /l·h)	X_0 (mg _{SSV} /l)	k_d (d ⁻¹)
0	0.04	3.86	710	0.050
30	0.17	43.21	2,360	0.042
60	0.17	56.75	2,700	0.029
90	0.23	151.91	3,900	0.056

❖ Productos microbianos solubles

En la gráfica de la Figura 7.11 se presentan las concentraciones de DQO_{Sol} en diversas etapas, desde la biomasa extraída del reactor de lodos activados en el tiempo t_0 , o del BRM en el caso de los otros tiempos experimentales, pasando por las etapas de inanición, adición de sustrato, fin de la fase exógena y fin de la fase endógena. Con excepción de la concentración en la columna correspondiente a la adición de sustrato, en el resto de las columnas, la DQO_{Sol} , corresponde a la concentración de SMP.

En los resultados relativos a los SMP en los experimentos en los reactores *batch* en $S_0/X_0 < 1$ (Figura 4.2), se puede observar la evolución de la adaptación de la biomasa de LA a BRM; para t_0 en la toma de muestra la cantidad de DQO_{Sol} es mucho mayor que en la toma de muestra del BRM.

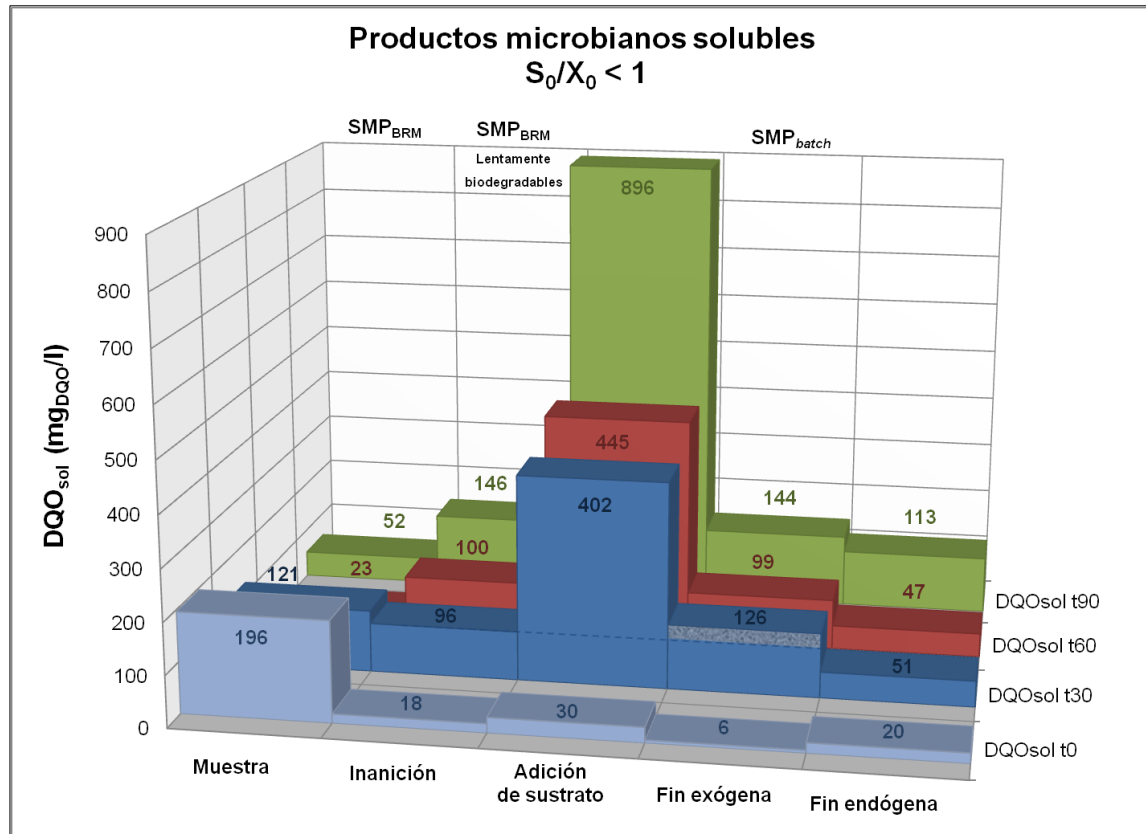


Figura 4.12. Concentraciones de SMP, en las diversas fases de los experimentos en los reactores *batch*, en $S_0/X_0 < 1$

También se puede observar en estos resultados que el BRM presenta una mayor capacidad de degradación de los SMP, ya que conforme va aumentando el tiempo de operación, la concentración de SMP en el BRM tiende a disminuir. Por otro lado, también se puede apreciar que de manera global la producción de SMP se incrementa conforme incrementa la concentración de biomasa en el BRM y la cantidad de sustrato adicionado en los reactores *batch*, como se puede apreciar en las concentraciones de SMP al final de las fases tanto exógena como endógena, sin embargo esto no implica que estos SMP se acumulen en el BRM, ya que las concentraciones en las muestras iniciales tienden a ser menores, conforme pasa el tiempo de operación del BRM, que las concentraciones al final de la fase exógena y endógena de los reactores *batch*.

4.3.2. Relación $S_0/X_0 > 1$

❖ Fase exógena

Durante la fase exógena de los experimentos en *batch*, en $S_0/X_0 > 1$, se observan fases endógenas con duraciones que van de 22 a 36h (Figura 4.13). En estas curvas se observan algunas similitudes o coincidencias ya sea en S_0 , r_s ó duración de la fase exógena.

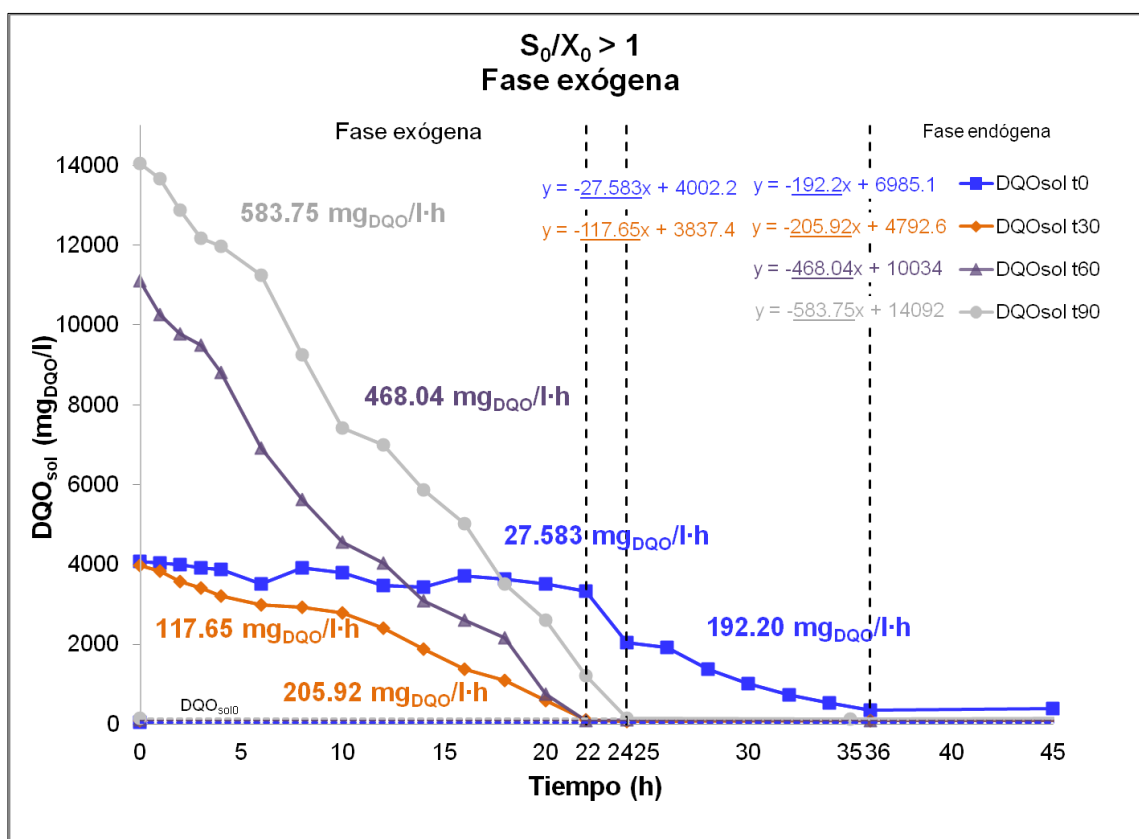


Figura 4.13. Curvas de degradación de sustrato en $S_0/X_0 > 1$, fase exógena

Se estimaron también las velocidades de consumo de sustrato. En t_0 y t_{30} se observaron dos diferentes velocidades de degradación dentro de la fase exógena (Figura 4.13). Este fenómeno podría explicarse como una división sincronizada (Chudoba, *et al.*, 1991) particularmente cuando se tienen relaciones $S_0/X_0 > 1$. Con objeto de analizar estos fenómenos se trazaron las curvas normalizadas de sustrato con respecto a la concentración inicial de sustrato (Figura 4.14).

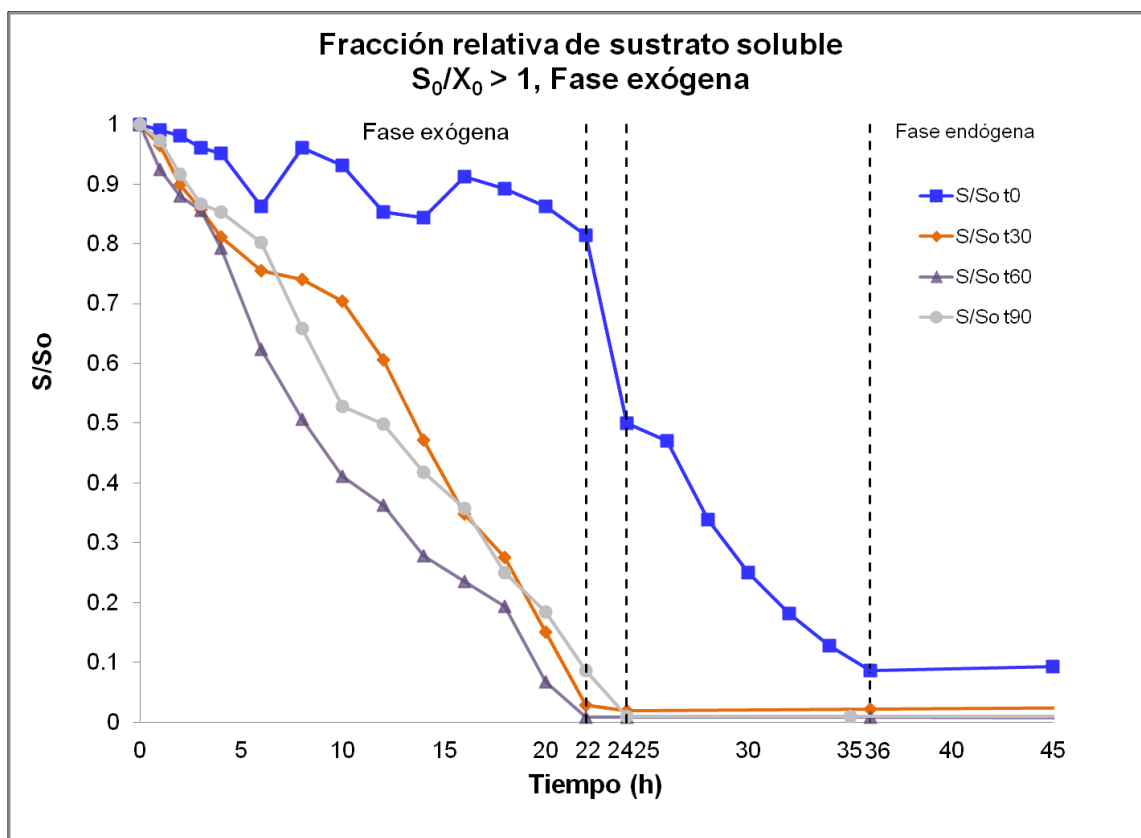


Figura 4.13. Fracción relativa de sustrato soluble en $S_0/X_0 > 1$, fase exógena

En la Figura 4.14 se observa que el t_0 difiere del resto de las curvas por su duración, pero sobre todo porque durante las primeras 22 horas prácticamente no hubo una disminución de la DQO_{sol} . Esto refleja la presencia de compuestos residuales, de la PTAR de LA de la cual se los lodos de inóculo para el BRM, lentamente biodegradables.

También se dio seguimiento a las velocidades de consumo de oxígeno (OUR) en los reactores batch, en $S_0/X_0 > 1$. En las gráficas de la Figura 4.15. se observa que para t_0 y t_{30} , se presenta un nuevo pico en la OUR en el momento en el que se incrementa r_s . Este cambio en la actividad respirométrica muestra que existió un aumento en la actividad de la biomasa (e.g. división sincronizada ó reactivación de células en estado de latencia). En la gráfica correspondiente a t_{30} se observa también que las bacterias continúan manteniendo un nivel de

respiración muy superior al OUR_0 , aún cuando el sustrato exógeno ya se había agotado.

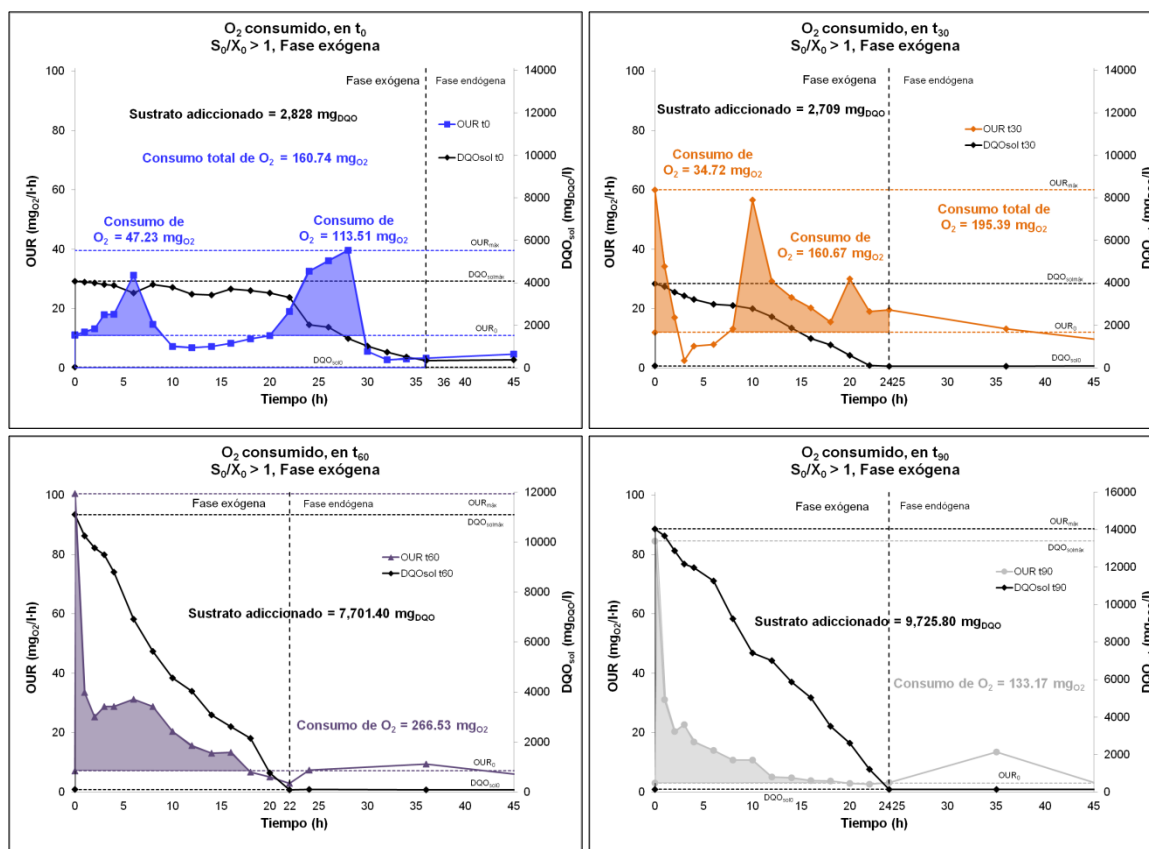


Figura 4.14. OUR y DQO_{sol} en $S_0/X_0 > 1$, fase exógena

A continuación se presenta la síntesis de resultados de parámetros asociados a la degradación de sustrato ahora en condiciones de $S_0/X_0 > 1$ (Tabla 4.6). En esta Tabla se puede observar que la velocidad de degradación de sustrato se incrementa conforme aumentan S_0 y X_0 , por el contrario no se observa relación alguna entre r_s y el oxígeno total de oxígeno consumido para degradar el sustrato exógeno.

Tabla 4.6. Parámetros asociados a la degradación de sustrato en $S_0/X_0 > 1$

Tiempo en el BRM (d)	S_0 (mg _{DQO} /l)	X_0 (mg _{SSV} /l)	S_0/X_0 (mg _{DQO} /mg _{SSV})	$S_{adicionado}$ (mg _{DQO})	r_s (mg _{DQO} /l·h)	O_2 consumido (mg _{O2})
0	4,080	1,260	3.24	2,828	27.58 192.20	47.23 113.51
30	3,966	1,360	2.92	2,709	117.65 205.92	34.72 195.39
60	11,102	3,910	2.84	7,701	468.04	266.53
90	14,040	4,420	3.18	9,725	583.75	133.17

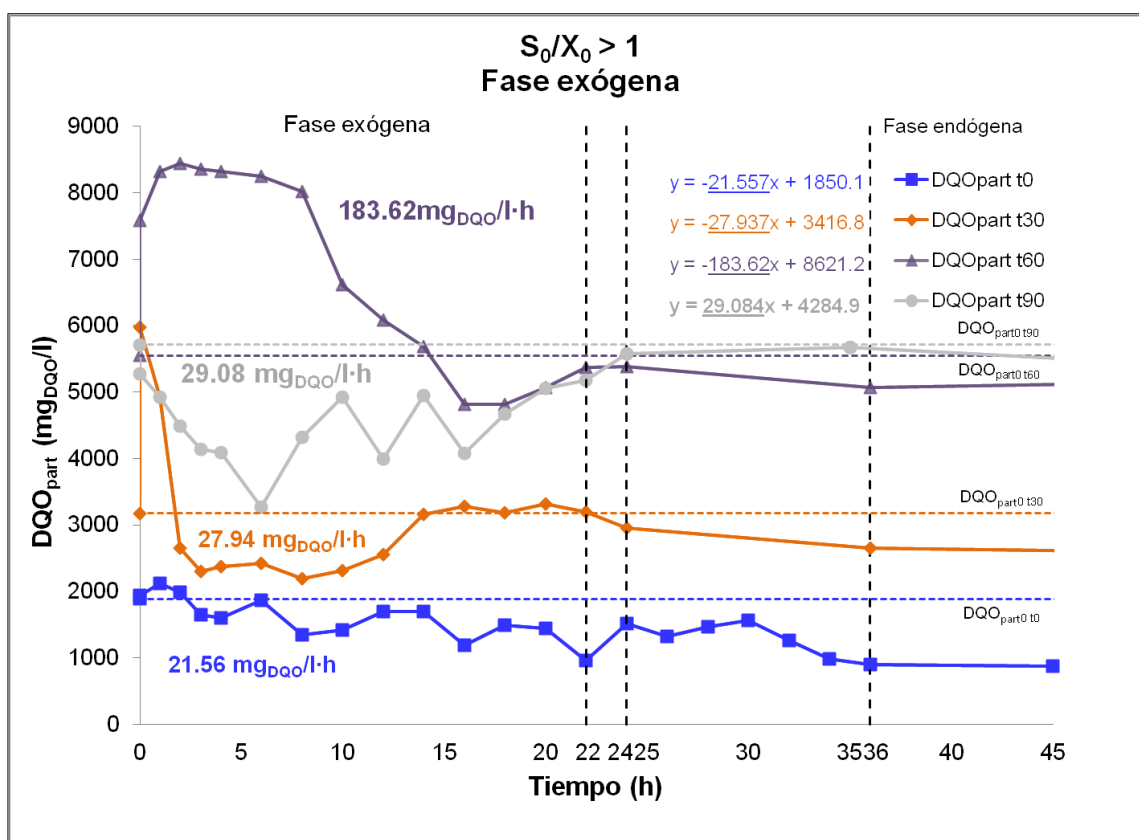


Figura 4.15. Comportamiento de la biomasa en $S_0/X_0 > 1$, fase exógena

En esta serie de experimentos también se dio seguimiento a la evolución de la biomasa, medida como DQO_{part} (Figura 4.16). Para el caso de t_0 se observan pequeños ciclos en la concentración de biomasa, con una tendencia global decreciente. En el caso de los otros tiempos se observa una fase inicial decreciente y un ligero incremento hacia el final de la fase exógena (Figura 4.16)

que en el caso de t_0 y t_{30} se presentan en el momento en el que se presentó el segundo pico de incremento de la OUR (Figura 4.15).

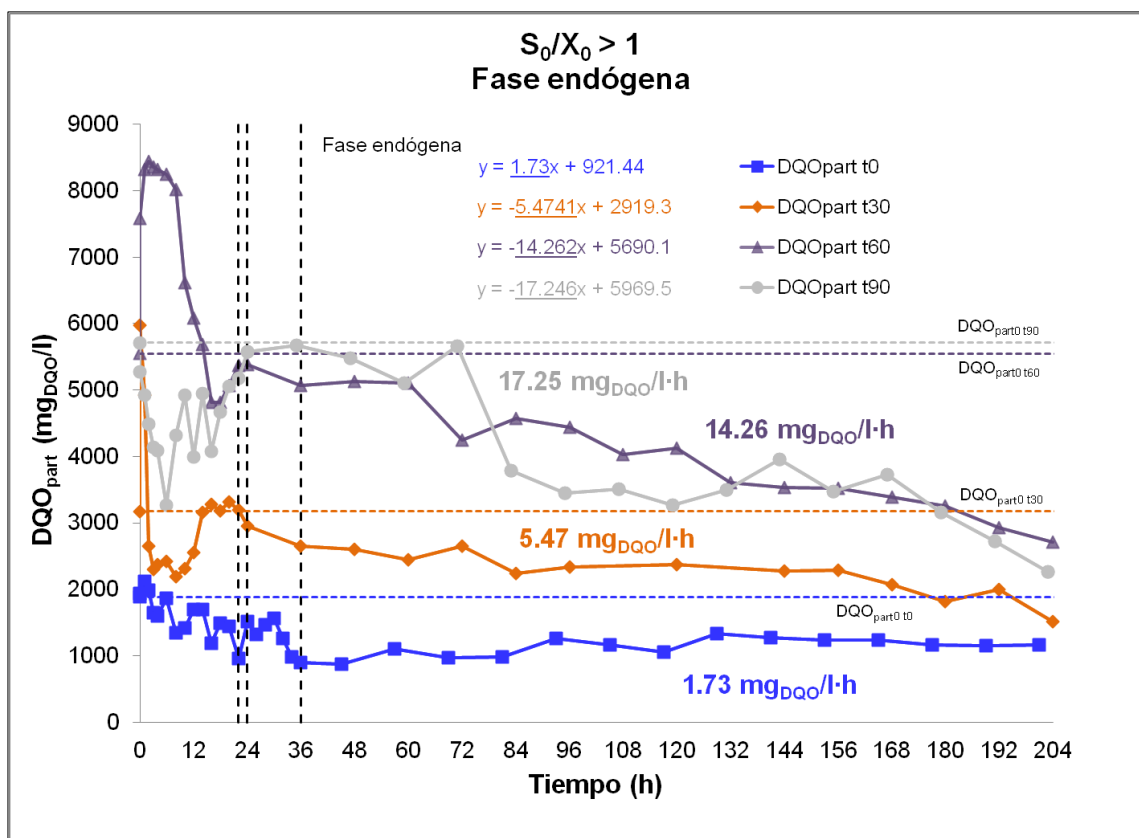


Figura 4.16. Comportamiento de la biomasa en fase endógena a través de la DQO_{part} , $s/x=3$

Los coeficientes de decaimiento estimados en los experimentos realizados en los reactores batch en $S_0/X_0 > 1$ no se observan diferencias relevantes (Tabla 4.7) con respecto al rango de valores obtenidos tanto en otros trabajos autores (Orantes, 2005; Lobos *et al.*, 2004), como en este trabajo en los experimentos de $S_0/X_0 < 1$.

Tabla 4.7. Coeficientes de decaimiento de la biomasa en $S_0/X_0 > 1$

Tiempo en el BRM (d)	S_0/X_0 (mg _{DQO} /mg _{SSV})	r_s (mg _{DQO} /l·h)	X_0 (mg _{SSV} /l)	k_d (d ⁻¹)
0	3.24	3.86	710	0.036
30	2.92	43.21	2,360	0.020
60	2.84	56.75	2,700	0.018
90	3.18	151.91	3,900	0.068

❖ Productos microbianos solubles

La gráfica que muestra los resultados de los SMP en los reactores *batch*, en $S_0/X_0 > 1$ (Figura 4.18) muestran un comportamiento muy similar al observado en los experimentos en los reactores *batch*, en $S_0/X_0 < 1$ (Figura 4.12) si se toma en cuenta que las concentraciones en las muestras del BRM son menores que las determinadas al final de las fases exógena y endógena de los reactores *batch*, particularmente en los últimos tiempos de operación del BRM (Figura 4.18). Sin embargo es de hacer notar que los SMP en los reactores *batch*, en $S_0/X_0 < 1$ (Figura 4.12) tienden a incrementarse al final de la fase endógena, mientras que muestra los resultados de los SMP en los reactores *batch*, en $S_0/X_0 > 1$ (Figura 4.18) este incremento es muy ligero, a pesar de que hay una cantidad de sustrato adicionado considerablemente más elevada. Según la teoría de los SMP de Laspidou y Rittman (2002), los SMP se producen en un sistema de lodos activados están asociados, ya sea, a la utilización de sustrato o a la síntesis de biomasa. Estos resultados muestran que, para estas condiciones de trabajo, no habría una excreta de SMP asociada a la degradación de sustrato exógeno, sino más bien asociada a la degradación de sustrato endógeno durante la fase exógena en los reactores *batch*, en $S_0/X_0 < 1$ (Figura 4.12).

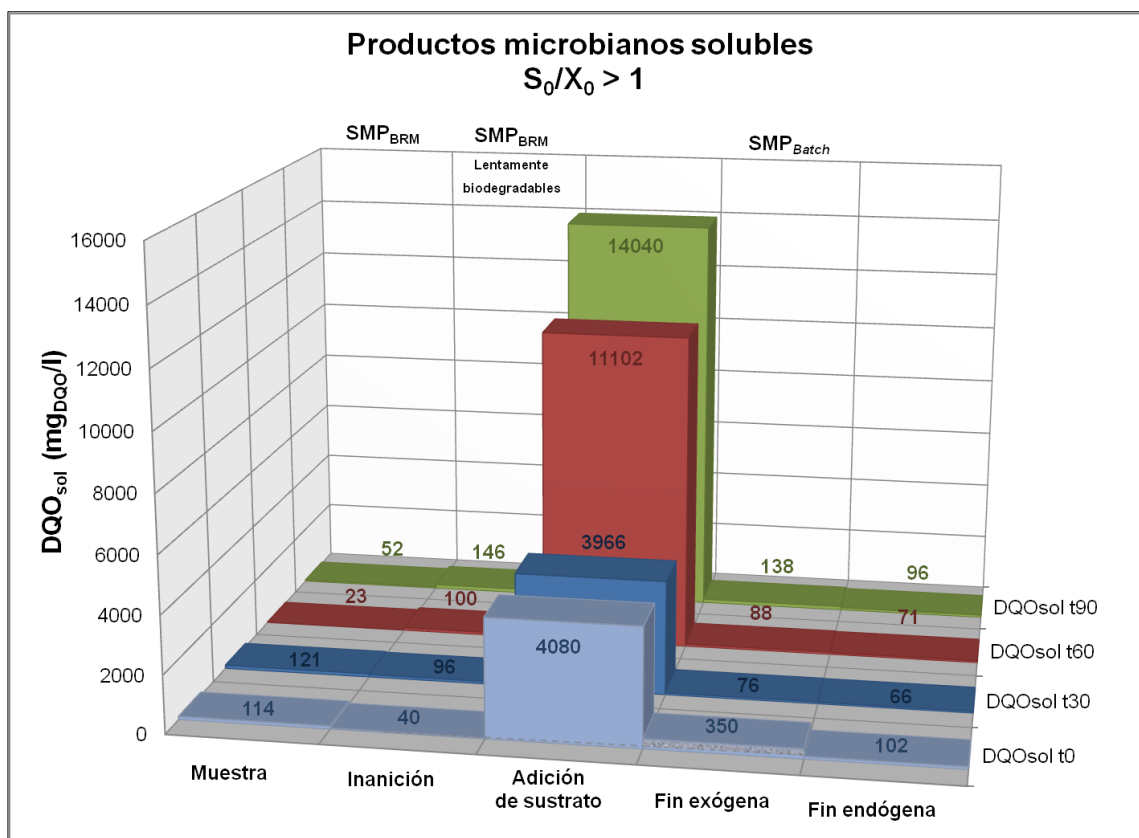


Figura 4.178. Concentraciones de SMP, en las diversas fases de los experimentos en los reactores *batch*, en $S_0/X_0 > 1$

4.4. Comparación de los resultados del BRM y *batch*

Los resultados anteriores se compararon con respecto a los obtenidos en el BRM, esto con la finalidad de analizar y comprender el comportamiento y evolución de la biomasa.

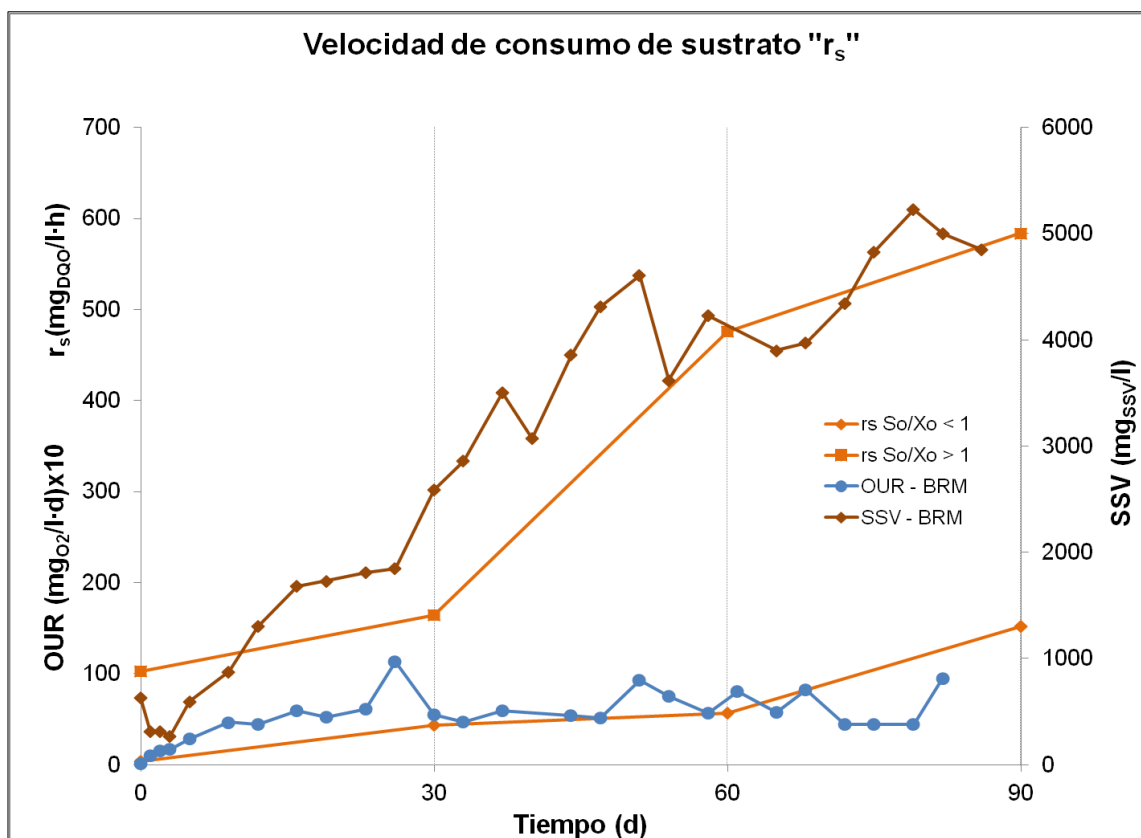


Figura 4.18. Velocidad de consumo de sustrato " r_s " $s/x = < 1$ y > 1

El incremento en la velocidad de consumo de sustrato es en las dos condiciones notable, lo que nos demuestra que la remoción de sustratos orgánicos es mayor en el sistema a lo largo del tiempo, se observa también que la cantidad de oxígeno requerido por la biomasa tiene un ligero incremento manteniéndose constante después de un tiempo (10 días), aun cuando la biomasa se incrementa más de seis veces.

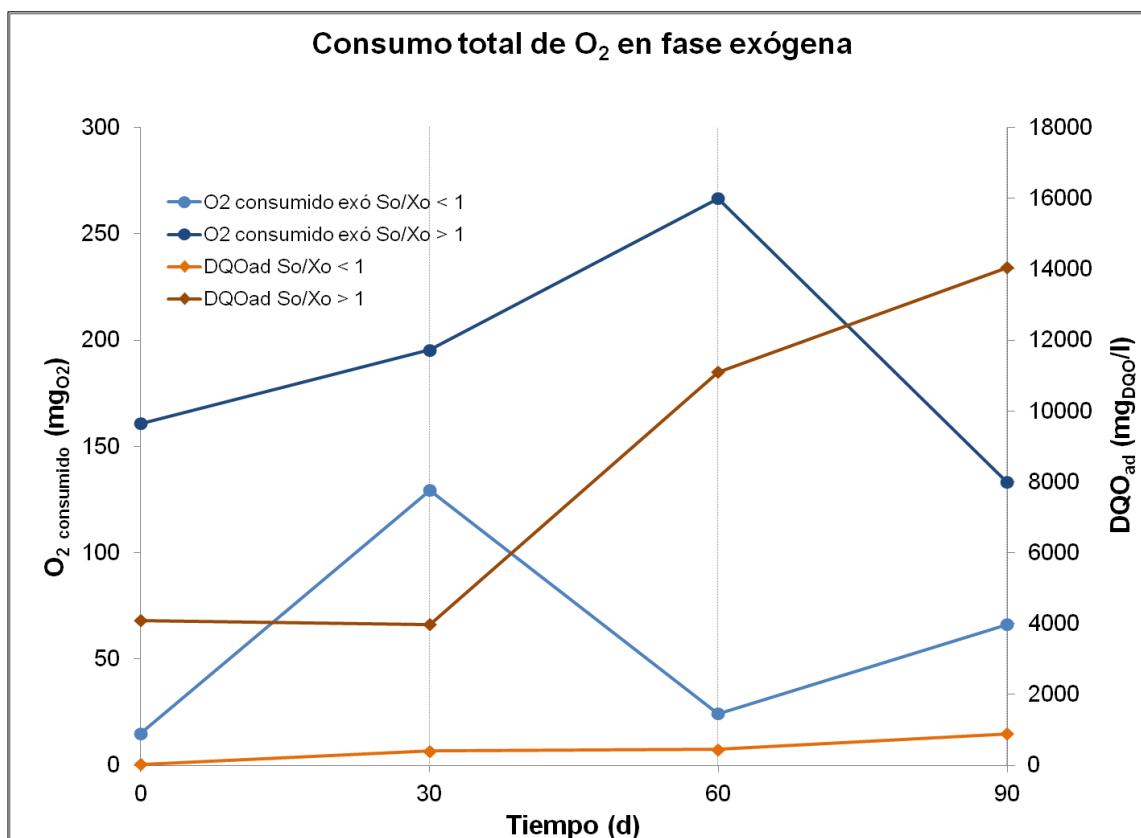


Figura 4.19. Consumo total de O₂ en fase exógena

La cantidad de oxígeno consumido en condiciones de relación $s/x=0.2$ tiene un ligero incremento al final, pero en t_{30} se incrementa notablemente esto a que la mayor parte de la biomasa se activa para ese tiempo con esa concentración, mas sin embargo en relación $s/x=3$ el consumo disminuye al final con respecto a las condiciones iniciales, también en t_{60} se observa la mayor actividad bacteriana.

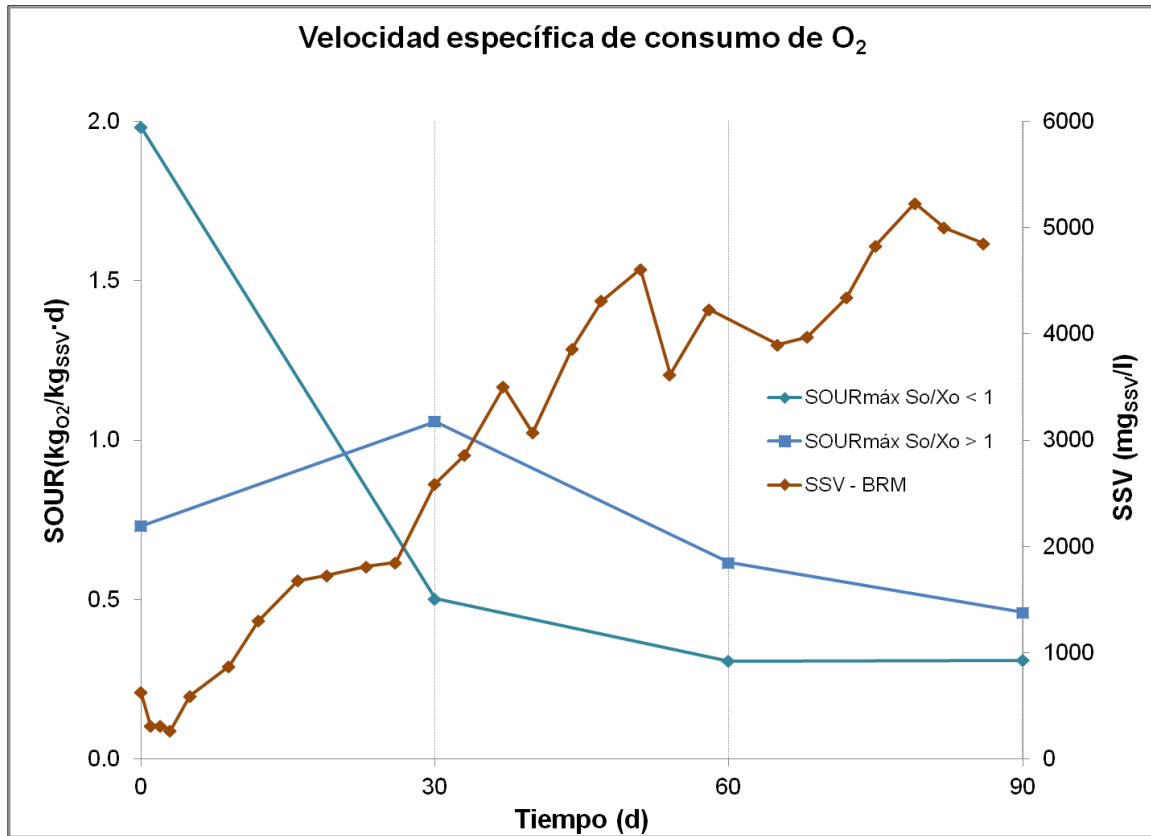


Figura 4.20. SOUR máxima registrada

Con estos datos se demuestra que la cantidad de oxígeno máximo necesario por la biomasa disminuye a medida que se incrementa la biomasa y cambia las condiciones de LA a BRM.

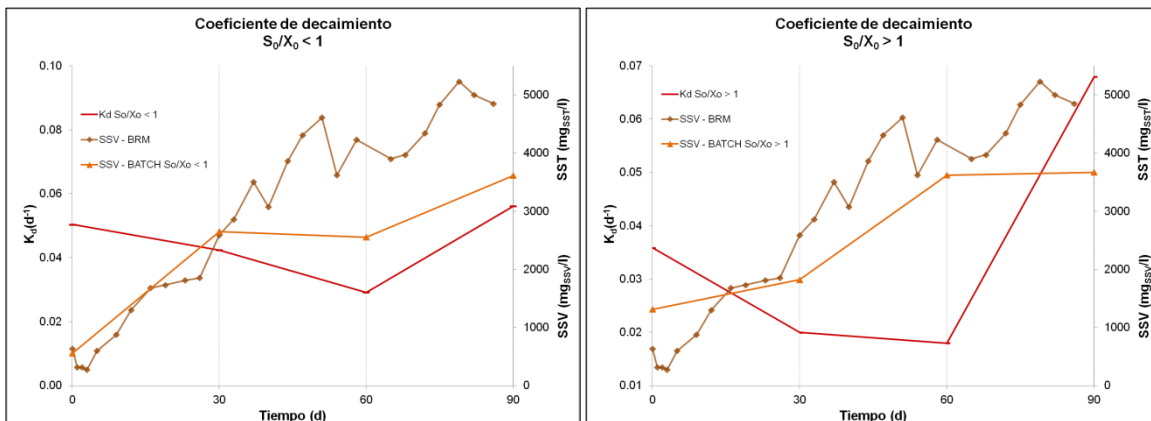


Figura 4.21. Coeficiente de decaimiento " k_d "

En las dos situaciones el Coeficiente de decaimiento (k_d) va disminuyendo hasta t_{60} después se incrementa lo cual implica que la respiración endógena está centrada en el consumo de PHA que tienden a acumular las bacterias cuando se encuentran sometidas a bajas cargas orgánicas y altos tiempos de retención celular.

Capítulo 5. CONCLUSIONES

El estudio que se realizó está centrado básicamente en los procesos metabólicos (e.g. reservas de energía, degradación, síntesis celular, crecimiento críptico), donde se analizaron las velocidades de degradación de contaminantes orgánicos, durante el proceso de transformación de una biomasa adaptada a lodos activados a una que se encuentra en un BRM.

Al haber realizado satisfactoriamente las experimentaciones necesarias establecidas en este trabajo, y cubrir las condiciones planteadas con el prototipo utilizado, se obtuvieron argumentos que permiten refutar y cumplir con los objetivos planteados para esta investigación.

Se observó que la suspensión biológica adaptada a LA sufrió un cambio en su comportamiento y condiciones de operación más comunes (baja carga orgánica), utilizando el sustrato básicamente para la síntesis celular, lo que promueve la posibilidad de remoción de compuestos más difíciles de degradar.

Aunque el incremento en la concentración de SSV fue de 630 mg_{SSV}/l a 5000 mg_{SSV}/l casi ocho veces, la cantidad de oxígeno requerido por la biomasa se incrementa en los primeros diez días de 0.006 mg_{O₂}/l.h a 0.118 mg_{O₂}/l.h, mas sin embargo se mantiene después constante alrededor de 0.245 mg_{O₂}/l.h, lo que nos indica que existe una parte de la biomasa que se encuentra activa y otra en otros estados e.g. de latencia.

Los resultados confirman que hay un cambio en la biocinética de la biomasa, de acuerdo con lo encontrado por Smith *et al.*, (2004), en dos sentidos: primero, una disminución de la actividad específica de la biomasa, lo cual permite concluir que es importante estimar la cantidad de biomasa activa en el BRM para recalcular la Carga orgánica de trabajo real y segundo, un consumo de productos de reserva de energía acumulados en la biomasa durante la fase endógena, lo cual nos lleva a deducir que el coeficiente k_d , debería fraccionarse en función del sustrato y de la carga orgánica de operación de los BRM.

5.1. VALIDACIÓN DE OBJETIVOS

1. Evaluar la eficiencia global de operación de un reactor biológico con membranas planas sumergidas, a escala laboratorio, alimentado con un sustrato orgánico completamente soluble y fácilmente biodegradable a carga orgánica volumétrica constante y en condiciones de retención total de biomasa

CUMPLIDO: mediante los análisis de DQO, SST, SSV y OUR

2. Estudiar las cinéticas de degradación, de la biomasa del BRM, en un reactor tipo *batch*, mediante el análisis de experimentos realizados en condiciones de carga orgánica baja ($S/X < 1$) y alta ($S/X > 1$)

CUMPLIDO: a través de la determinación y análisis de DQO_{sol}, SSV y OUR

3. Analizar el proceso de adaptación de la biomasa, proveniente de un reactor de lodos activados, durante la fase de arranque del BRM, tomando en cuenta los parámetros observados en los experimentos realizados en el reactor tipo *batch*

CUMPLIDO: mediante la comparación de los resultados en BRM y *batch*

5.2. VALIDACIÓN DE HIPÓTESIS

La biomasa de un BRM presenta un comportamiento biocinético diferente al de un reactor de lodos activados, en el cual las velocidades de degradación globales se incrementan y las tasas de crecimiento globales de la biomasa disminuyen.

HIPÓTESIS VALIDADA ya que se incrementan las velocidades de degradación al tener condiciones de BRM, teniendo claro que se tiene un estado de latencia en parte de la biomasa

Capítulo 6. REFERENCIAS

- ADHAM S. Y DECAROLIS J. (2004). "OPTIMIZATION OF VARIOUS MBR SYSTEMS FOR WATER RECLAMATION – PHASE III". DESALINATION RESEARCH AND DEVELOPMENT PROGRAM REPORT NO 103, PROJECT N° 01-FC-81-0736, BUREAU OF RECLAMATION, DENVER COLORADO. 58PP.
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA), AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (AWWA) Y WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (WPCF) (1992). "MÉTODOS NORMALIZADOS, PARA EL ANÁLISIS DE AGUAS POTABLES Y RESIDUALES", *Ed. DÍAZ DE SANTOS, S. A.*, ISBN 84-7978-031-2. 1715PP.
- AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION RESEARCH FOUNDATION (AWWARF), LYONNAISE DES EAUX Y WATER RESEARCH COMMISSION OF SOUTH AFRICA (1998). "WATER TREATMENT MEMBRANE PROCESSES" *Mc. GRAW HILL INC.*, ISBN: 84-481-1206-7. 320PP.
- AMENEIROS J.A. Y GARCÍA O. (2003). "COMPOSTEO DE LODOS GENERADOS EN SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES", CIMAB, LA HABANA, CUBA. 1-5PP.
- ARTIGA P., GARCÍA-TORIELLO G, GARRIDO J. M. Y MÉNDEZ R. (2006). "BIORREACTORES DE MEMBRANA: UNA TECNOLOGÍA AVANZADA PARA LA DEPURACIÓN Y REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES". TECNOLOGÍA DEL AGUA. VOL. 269. 54-60PP.
- ASCE, WEF (1998). "DESIGN OF MUNICIPAL WASTEWATER TREATMENT PLANTS", ASCE MANUALS AND REPORTS FIFTH EDITION, *Mc. GRAW HILL INC.* VOL. 2 LIQUID TREATMENT PROCESSES, USA, 11-19PP.
- AULENTA F., DIONISI D., MAJONE M., PARISI A., RAMADORI R. Y TANDOI V. (2003). "EFFECT OF PERIODIC FEEDING IN SEQUENCING *BATCH* REACTOR ON SUBSTRATE UPTAKE AND STORAGE RATES BY A PURE CULTURE OF *AMARICOCCUS KAPLINCENSIS*", *WAT. RES.* 37: 2764-2772PP.
- BEUN J. J., DIRCKS K., VAN LOOSDRECHT M. C. M. Y HEIJNEN J. J. (2002). "POLY-B-HYDROXYBUTYRATE METABOLISM IN DYNAMICALLY FED MIXED MICROBIAL CULTURES", *WAT. RES.* 36: 1167-1180PP.

- BRANNOCK, M.W.D., WANG, Y. Y LESLIE, G.(2010).“EVALUATION OF FULL-SCALE MEMBRANE BIOREACTOR MIXING PERFORMANCE AND THE EFFECT OF MEMBRANE CONFIGURATION“. *J. MEMBR. SCI.* 350: 101–108PP.
- BROOK T. D. Y MADIGAN M. T. (1993). “MICROBIOLOGÍA”, NAUCALPAN DE JUÁREZ , MÉXICO, *PRENTICE HALL*. 1011PP.
- BURA R., CHEUNG M., LIAO B., FINLAYSON J., LEE B. C., DROPPA G., LEOPARD G. G. Y LISS S. N. (1998). “COMPOSITION OF EXTRACELLULAR POLYMERIC SUBSTANCES IN THE ACTIVATED SLUDGE FLOC MATRIX”. *WAT. SCI. TECHNOL.* 37(4-5): 325-333PP.
- CANALES A., PAREILLEUX A., ROLS J. L., GOMA G. Y HUYARD A. (1994). “DECREASED SLUDGE PRODUCTION FOR DOMESTIC WASTEWATER TREATMENT”, *WAT. SCI. TECHNOL.* 30(8): 97-106PP.
- CHANG I.S., LE CLECH P., JEFFERSON, B., Y JUDD S. (2002). “MEMBRANE FOULING IN MEMBRANE BIOREACTORS FOR WASTEWATER TREATMENT”. *JOURNAL OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING.* 128: 1018-1029PP.
- CHO B. D. Y FANE A. G. (2002) FOULING TRANSIENTS IN NOMINALLY SUB-CRITICAL FLUX OPERATION OF A MEMBRANE BIOREACTOR, *J. MEMBR. SCI.* 209: 391–403PP.
- CHOI J.H. Y NG H. Y. (2008). “EFFECT OF MEMBRANE TYPE AND MATERIAL ON PERFORMANCE OF A SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTOR”. *J. MEMBR. SCI.* 71: 853-859PP.
- CHOI E. H., KLAPWIJK B., MELS A. Y H. BROUWER H. (2006). “EVALUATION OF WASTEWATER CHARACTERIZATION METHODS”. *WAT. SCI. TECHNOL.* VOL 52 No 10–11: 61–68PP.
- CHUDOBA J. (1985). “INHIBITORY EFFECT OF REFRACTORY ORGANIC COMPOUNDS PRODUCED BY ACTIVATED SLUDGE MICROORGANISMS ON MICROBIAL ACTIVITY AND FLOCCULATION”. *WAT. RES.* 19(2): 197-200PP.
- CHUDOBA J. (1985A). “QUANTITATIVE ESTIMATION IN COD UNITS OF REFRACTORY ORGANIC COMPOUNDS PRODUCED BY ACTIVATED SLUDGE MICROORGANISMS”. *WAT. RES.* 19: 37-43.

- CICEK N., FRANCO J. P., SUIDAN M. T., URBAIN V., MANEM J. (1999) "CHARACTERIZATION AND COMPARISON OF A MEMBRANE BIOREACTOR AND A CONVENTIONAL ACTIVATED SLUDGE SYSTEM IN THE TREATMENT OF WASTEWATER CONTAINING HIGH MOLECULAR WEIGHT COMPOUNDS", *WATER ENVIRONMENT RESEARCH*. 71: 64-70PP.
- CLARA M., STRENN B., GANS O., MARTINEZ E., KREUZINGER N., KROISS H.(2005) "REMOVAL OF SELECTED PHARMACEUTICALS, FRAGRANCES AND ENDOCRINE DISRUPTING COMPOUNDS IN A MEMBRANE BIOREACTOR AND CONVENTIONAL WASTEWATER TREATMENT PLANTS". *WAT. RES.* 39: 4797-4807PP.
- CLIFTON C. E. (1963). "INFLUENCE OF GROWTH MEDIUM IN ASSIMILATORY ACTIVITIES OF ESCHERICHIA COLI". *J. BACTERIA*. 85: 1371-1377PP.
- CONFER D. R. Y LOGAN B. E. (1998). "LOCATION OF PROTEIN AND POLYSACCHARIDE HYDROLYTIC ACTIVITY IN SUSPENDED AND BIOFILM WASTEWATER CULTURES". *WAT. RES.* 32(1): 31-38PP.
- CRITES R. Y TCHOBANOGLIOUS G. (2004). "TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EN PEQUEÑAS POBLACIONES". *ED. MC GRAW HILL*, COLOMBIA. ISBN 9584100424, 776PP.
- DAIGGER G. T. Y GRADY C. P. L. (1977). "A MODEL FOR THE BIO-OXYDATION PROCESS BASED ON PRODUCTS FORMATION CONCEPTS". *WAT. RES.* 11: 1049-1057PP.
- DAIGGER G. T. Y GRADY C. P. L. (1982). "THE DYNAMICS OF MICROBIAL GROWTH ON SOLUBLE SUBSTRATES". *WAT. RES.* 16: 365-382PP.
- DAIGGER T. D., RITTMANN B. E., ADHAM S. Y ANDREOTTOLA G. (2005) "ARE MEMBRANE BIOREACTORS READY FOR WIDESPREAD APPLICATION?". *ENVIRON SCI. TECHNOL.* 39 (18): 399A-406APP.
- DAWES E. A. Y RIBBONS D. W. (1962). "THE ENDOGENOUS METABOLISM OF MICRO-ORGANISMS", *ANN. REV. MICROBIOL.* 16: 241-264PP.
- DECAROLIS F. J. JR Y ADHAM S. (2007). "PERFORMANCE INVESTIGATION OF MEMBRANE BIOREACTOR SYSTEMS DURING MUNICIPAL WASTEWATER RECLAMATION". *WAT. ENVIRON. RES.* 79: 2536-2550PP.

- DELGADO S., DIAZ F., VERA L., DIAZ R., Y ELMALEH S. (2004) "MODELLING HOLLOW-FIBRE ULTRAFILTRATION OF BIOLOGICALLY TREATED WASTEWATER WITH AND WITHOUT GAS SPARGING." *J. MEMBR. SCI.* 228(1): 55-63pp.
- DIGNAC M. F., URBAIN V., RYBACKI D. Y BRUCHET R. K. (1998). "CHEMICAL DESCRIPTION OF EXTRACELLULAR POLYMERS: IMPLICATION ON ACTIVATED SLUDGE FLOC STRUCTURE". *WAT. SCI. TECHNOL.* 38: 8-9pp.
- DOI Y., KAWAGUCHI Y., KOYAMA N., NAKAMURA S., HIRAMITSU M. Y KIMURA H. (1992). "SYNTHESIS AND DEGRADATION OF POLYHYDROXYALKANOATES IN *ALCALIGENES EUTROPHUS*". *FEMS MICROBIOL. REV.* 103: 103-108pp.
- DOUDOROFF M. Y STANIER R. Y. (1959). "ROLE OF POLY-B-HYDROXYBUTYRIC ACID IN THE ASSIMILATION OF ORGANIC CARBON BY BACTERIA". *NATURE* 182: 1440-1442pp.
- ESPINOSA-BOUCHOT M. Y CABASSUD C. (2003). "GAS SPARGING IN A MEMBRANE BIOREACTOR FOR WASTEWATER TREATMENT". IMSTEC'03, INTERNATIONAL MEMBRANE SCIENCE AND TECHNOLOGY CONFERENCE, SYDNEY-AUSTRALIA 2003.
- ESPINOSA-BOUCHOT M., MASSE A., SPERANDIO M. Y CABASSUD C. (2003). "CARACTERISATION DU COLMATAGE ET DE L'ACTIVITE BIOLOGIQUE DANS UN BIOREACTEUR A MEMBRANES (BAM) EXTERNES EN FILTRATION FRONTALE". COLLOQUE FRANCOPHONE MEMPRO, INTEGRATION DES MEMBRANES DANS LES PROCEDES, MONTPELLIER 2003.
- EUROMBRA (2006). "D5 - LITERATURE REVIEW ON AERATION AND MAIN OPERATING CONDITIONS IN MEMBRANE BIOREACTORS" MEMBRANE BIOREACTOR TECHNOLOGY (MBR) WITH AN EU PERSPECTIVE FOR ADVANCED MUNICIPAL WASTEWATER TREATMENT STRATEGIES FOR THE 21ST CENTURY INSA. TOULOUSE FRANCE 2006.
- FANE A. (2002). "MEMBRANE BIOREACTORS: DESIGN & OPERATIONAL OPTIONS" *FILTRATION & SEPARATION*; 39(5): 26-29pp.
- FANE, A. Y LESLIE, G. (2004). "MEMBRANE TECHNOLOGY - THE KEY TO WATER REUSE." IWA SPECIALIZED CONFERENCE ON WATER ENVIRONEMENT MEMBRANE TECHNOLOGY (WEMT2004), SEOUL, IWA, DEL 4 AL 7 DE MAYO DEL 2004.

- Fontecave M. (2009). "CHIMIE DES PROCESSUS BIOLOGIQUES", ED. FAYARD, ISBN:2213654220, 60pp.
- Frolund B., Palmgren R., Keiding K. y Nielsen P. H. (1996). "EXTRACTION OF EXTRACELLULAR POLYMERS FROM ACTIVATED SLUDGE USING A CATION EXCHANGE RESIN". *WAT. RES.* 30(8): 1749-1758pp.
- Gander M., Jefferson B. y Judd S. (2000). "AEROBIC MBRs FOR DOMESTIC WASTEWATER TREATMENT". REVIEW WITH COST CONSIDERATIONS. *SEPARATION AND PURIFICATION TECHNOLOGY*. 18: 119-130pp.
- Gaudy A. F., Yang P. Y. y Obayashi A. W. (1971). "STUDIES ON THE TOTAL OXYDATION OF ACTIVATED SLUDGE WITH AND WITHOUT HYDRAULIC TREATMENT" *JWPCF*. 43: 471-483pp.
- Germain, E., Stephenson, T. et Pearce, P. (2004). "MBR BIOMASS CHARACTERISTICS AND MEMBRANE AERATION: THEIR INFLUENCE ON MEMBRANE FOULING." 9TH WORLD FILTRATION COGRESS, NEW ORLEANS, USA, ABRIL DEL 2004.
- Germain E., Stephenson T. y Pearce P. (2005), "BIOMASS CHARACTERISTICS AND MEMBRANE AERATION: TOWARD A BETTER UNDERSTANDING OF MEMBRANE FOULING IN SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTORS (MBRs)", *BIOTECHNOL. BIOENG.* 90: 316–322pp.
- Grady C. P. L. y Roper R. E. (1974). "A MODEL FOR THE BIO-OXIDATION PROCESS WHICH INCORPORATES THE VIABILITY CONCEPT", *WAT. RES.* 8: 471-483pp.
- Gregor, H. P. y Gregor C. D. (1978). "SYNTHETIC MEMBRANE TECHNOLOGY", *SCIENTIFIC AMERICAN*, 239(1):112-128pp.
- Giordano C., Pollice A., Laera G., Saturno D. y Mininni G. (2007). "INFLUENCE OF SOLID RETENTION TIME ON THE RHEOLOGY OF MBR SLUDGE", *WAT. SCI. TECHNOL.* 56: 151-159pp.
- Guo W. S., Vigneswaran S., Ngo H. H. y Xing W. (2008). "COMPARISON OF MEMBRANE BIOREACTOR SYSTEMS IN WASTEWATER TREATMENT", *ELSEIVER DESALINATION*, 231: 61-70pp.

- HAI F. I., YAMAMOTO K., Y FUKUSHI K. (2005) "DIFFERENT FOULING MODES OF SUBMERGED HOLLOW-FIBER AND FLAT-SHEET MEMBRANES INDUCED BY HIGH STRENGTH WASTEWATER WITH CONCURRENT BIOFOULING". *ELSEIVER DESALINATION*, 180: 89-97pp.
- HEJZLAR J. Y CHUDOBA J. (1986). "MICROBIAL POLYMERS IN THE AQUATIC ENVIRONMENT – I PRODUCTION BY ACTIVATED SLUDGE MICROORGANISMS UNDER DIFFERENT CONDITIONS". *WAT. RES.* 20(10): 1209-1216pp.
- HENRY G. (1999). "CONTAMINACIÓN DEL AGUA" HENRY, G. & G. HEINKE (EDS.), INGENIERÍA AMBIENTAL. *ED. PEARSON*, MÉXICO DF. 421-491pp.
- HIGGINS M. Y NOVAK J. T. (1997A). "DEWATERING AND SETTLING OF ACTIVATED SLUDGES: THE USE FOR USING CATION ANALYSIS". *WAT. ENVIRON. RES.* 69: 225-232pp.
- HIPPE H. Y SCHEGEL H. G. (1967). "HYDROLYSE VON PHB'S DURCH INTRAZELLULÄRE DEPOLYMERASE VON HYDROGENOMONAS H16", *ARCH. MICROBIOL.* 56: 278-299pp.
- HONG S. P., BAE T. H., TAK, T. M., HONG S. Y RANDALL, A. (2002) "FOULING CONTROL IN ACTIVATED SLUDGE SUBMERGED HOLLOW FIBER MEMBRANE BIOREACTORS." *ELSEIVER DESALINATION* 143(3): 219-228pp.
- HUANG X., LIU R. Y QIAN Y. (2000) "BEHAVIOUR OF SOLUBLE MICROBIAL PRODUCTS IN A MEMBRANE BIOREACTOR", *PROCESS BIOCHEM.* 36: 401–406pp.
- JIANG Y., HEBLY M., KLEEREBEZEM R., MUYZER G. Y VAN LOOSDRECHT M.C.M. (2011) "METABOLIC MODELING OF MIXED SUBSTRATE UPTAKE FOR POLYHYDROXYALKANOATE (PHA) PRODUCTION", *WAT. RES.* 45: 1309-1321pp.
- JIN B., WILÉN B-M Y LANT P. (2004). "IMPACTS OF MORPHOLOGICAL, PHYSICAL AND CHEMICAL PROPERTIES OF SLUDGE FLOCS ON DEWATERABILITY OF ACTIVATED SLUDGE". *CHEM. ENG. J.* 98: 115-126pp.
- JORAND F. J., ZARTERIAN F., THOMAS F., BLOCK J. C., BOTTERO J. Y., VILLEMIN G., URBAIN V. Y MANEM J. (1995). "CHEMICAL AND STRUCTURAL (2D) LINKAGE BETWEEN BACTERIA WITHIN ACTIVATED SLUDGE FLOCS". *WAT. RES.* 29(7): 1639-1647pp.

- JORAND F. J., BOUE-BIGNE F. P., BLOCK J. C., Y URBAIN V. (1998). "HIDROPHOBIC/HYDROPHILIC PROPERTIES OF ACTIVATED SLUDGE EXOPOLYMERIC SUBSTANCES". *WAT. SCI. TECHNOL.* 37: 307-315pp.
- JOSS A., KELLER E., ALDER A. C., GOBEL A., McARDELL C. S., TERNES T., SIEGRIST H. (2005) "REMOVAL OF PHARMACEUTICALS AND FRAGRANCES IN BIOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT". *WATER RESEARCH*, 39, 3139–3152pp.
- JUDD S. (2008). "THE STATUS OF MEMBRANE BIOREACTOR TECHNOLOGY", *TRENDS IN BIOTECHNOLOGY*. REV. 26: 109-116pp.
- KAPRELYANTS A. S. Y KELL D. B. (1993). "DORMANCY IN NON SPORULATING BACTERIA", *MICROBIOL. REV.* 104: 271-286pp.
- KATSUKI K., HARA H., WATANABE Y. (2005) "REMOVAL OF PHARMACEUTICAL COMPOUNDS BY SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTORS (MBRs)", *ELSEIVER DESALINATION*, 178: 135-140pp.
- KIM H., KIM H-S., YEOM I-T Y CHAE Y-B. (2005). "APPLICATION OF MEMBRANE BIOREACTOR SYSTEM WITH FULL SCALE PLANT ON LIVESTOCK WASTEWATER" *WAT. SCI. TECHNOL.* 51: 465-471pp.
- KIM J-Y., CHANG I-S., SHIN D-H. Y PARK H-H. (2008). "MEMBRANE FOULING CONTROL THROUGH THE CHANGE OF THE DEPTH OF A MEMBRANE MODULE IN A SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTOR FOR ADVANCED WASTEWATER TREATMENT", *J. MEMBR. SCI.*, 231: 35-43pp.
- 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: 2711-2720pp.
- LAW B. A. (1980). "TRANSPORT AND UTILIZATION OF PROTEINS BY BACTERIA IN MICROORGANISMS AND NITROGEN SOURCES", *ED. WILEY*, NEW YORK, 687pp.

- LE-CLECH P., JEFFERSON B. Y JUDD J. S. (2003), "IMPACT OF AERATION, SOLIDS CONCENTRATION AND MEMBRANE CHARACTERISTICS ON THE HYDRAULIC PERFORMANCE OF A MEMBRANE BIOREACTOR", *J. MEMBR. SCI.* 218: 117–129pp.
- LESJEAN, B., ROSENBERGER, S., LAABS, C., JEKEL, M., GNIRSS, R. ET AMY, G. (2004). "COORELATION BETWEEN MEMBRANE FOULING AND SOLUBLE/COLLOIDAL ORGANIC SUBSTANCES IN MEMBRANE BIOREACTORS FOR MUNICIPAL WASTEWATER TREATMENT." WATER ENVIRONMENT-MEMBRANE TECHNOLOGY (WEMT), SEOUL, IWA. DEL 4 AL 7 DE MAYO DEL 2004.
- LIM A. L. Y BAI R. (2003) "MEMBRANE FOULING AND CLEANING IN MICROFILTRATION OF ACTIVATED SLUDGE WASTEWATER." *J. MEMBR. SCI.* 216(1-2): 279-290pp.
- LOBOS, J., WISNIEWSKI, C., HÉRAN, M. ET GRASMICK, A. (2004). "EFFECT OF STARVATION CONDITIONS ON BIOMASS BEHAVIOUR FOR MINIMIZATION OF SLUDGE PRODUCTION IN MEMBRANE BIOREACTORS." WATER ENVIRONMENT-MEMBRANE TECHNOLOGY (WEMT), IWA; SEOUL, COREA.
- LOBOS J., WISNIEWSKY C., HERAN M. Y GRASMICK A. (2007) "CONTINUOUS AND SEQUENCING MEMBRANE BIOREACTORS APPLIED TO FOOD INDUSTRY EFFLUENT TREATMENT". *WAT. SCI. TECHNOL.* 56: 71-77pp.
- LOGAN B. E., (1999) "ENVIRONMENTAL TRANSPORT PROCESSES", *ED. WILEY*, NEW YORK, 672pp.
- LOW E. W. Y CHASE H. A. (1999). "REDUCING PRODUCTION OF EXCESS BIOMASS DURING WASTEWATER TREATMENT". *WAT. RES.* 33: 1119-1132pp.
- LURIE M. Y REBHUM M. (1997). "EFFECT OF POLYELECTROLITES ON THEIR ACTION WITH PARTICULATES AND SOLUBLE ORGANICS". *WAT. RES.* 36: 93-101pp.
- MACKENZIE (2005). "INGENIERÍA Y CIENCIAS AMBIENTALES", *ED. MC GRAW HILL*, ISBN:9789701049785, 750pp.

- MANEM J., BEAUBIEN A., BATY M., JEANNOT F., FRANCOEUR E. (1996), "DESIGN AND OPERATION OF ANAEROBIC MEMBRANE BIOREACTORS: DEVELOPMENT OF A FILTRATION TESTING STRATEGY", *J. MEMBR. SCI.* 109: 173-184pp.
- MANZ W., WAGNER M., AMANN RUDOLF Y SCHLEIFER K-H. (1993). "IN SITU CHARACTERIZATION OF THE MICROBIAL CONSORTIA ACTIVE IN TWO WASTEWATER TREATMENT PLANTS". *WAT. RES.* 28: 1715-23pp.
- MATHEWS C. K., VAN HOLDE K. E. Y AHERN K. G. (2006). "BIOQUÍMICA", *ED. PEARSON*, ISBN 10: 84-7829-053-2, 1335pp.
- METCALF Y EDDY, INC. "INGENIERÍA DE AGUAS RESIDUALES; TRATAMIENTO, VERTIDO Y REUTILIZACIÓN". SEP. 1996, 3A ED, *MC-GRAW HILL*. MÉXICO. VOL 1, ISBN 0-07-041690-7, 1485pp.
- MENG F., CHAE S. R., DREWS A., KRAUME M., SHIN H. S. Y YANG F. (2009), "RECENT ADVANCES IN MEMBRANE BIOREACTORS (MBRs): MEMBRANE FOULING AND MEMBRANE MATERIAL", *WAT. RES.* 43: 1489-1512, PP.
- MOLINA-MUÑOZ M. L. (2007) "ESTUDIO DE LOS PROCESOS MICROBIANOS IMPLICADOS EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES URBANAS MEDIANTE BRMs", *ED. UNIVERSIDAD DE GRANADA*, ISBN 978-84-338-4288-6, 239pp.
- NAPIER-REID, (2007) "BIO REACTOR DE MEMBRANA BRM"; BRM DE N-R, CANADA. *ED MARKHAM*, 4 PP
- NIELSEN P. H., FRONLUND B., SRING S. Y CACCAVO F. (1997). "MICROBIAL Fe (III) REDUCTION ACTIVATED SLUDGE". *J. SYST. APPL. MICROBIOL.* 20: 645pp.
- NOBLE R. D. Y TERRY P. A. (2004). "PRINCIPLES OF CHEMICAL SEPARATIONS WITH ENVIRONMENTAL APPLICATIONS". CAMBRIDGE UNIVERSITY PRESS, CAMBRIDGE, INGLATERRA, ISBN : 978-0521010146, 334pp.

OGNIER

- OGNIER S., WISNIEWSKI C. Y GRASMICK A. (2004). "MEMBRANE BIOREACTOR FOULING IN-SUB-CRITICAL FILTRATION CONDITIONS : A LOCAL CRITICAL FLUX CONCEPT". *J. MEMBR. SCI.* 229: 171-177PP.
- ORANTES A., J. C. (2005). "CINETIQUES REACTIONNELLES ET PERFORMANCES DE FILTRATION EN BIOREACTEUR A MEMBRANES IMMERGES SOUS RETENTION TOTALE DE BIOMASSE". TESIS DE DOCTORADO EN INGENIERÍA DE PROCESOS, PRESENTADA EL 5 DE MAYO DEL 2005, UNIVERSITÉ MONTPELLIER II.
- ORANTES J., WISNIEWSKI C., HÉRAN M. Y GRASMICK A. (2006). "THE INFLUENCE OF OPERATING CONDITIONS ON PERMEABILITY CHANGES IN A SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTOR". *SEP. PUR. TECHNOL.* (52) 60-66.
- ORANTES A., J. C. Y ALFARO C.V.N., R. (2007). 3ER CONGRESO ESTATAL DE CIENCIA Y TECNOLOGÍA, COECYT OCTUBRE DEL 2007: 1-3PP.
- ORANTES A., J.C. MÁRQUEZ B., L., HERNÁNDEZ B., M.C., WISNIEWSKI, C., HÉRAN, M. Y GRASMICK, A. (2008). "LOS BIORREACTORES CON MEMBRANAS SUMERGIDAS, UNA ALTERNATIVA DE TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL CON POSIBILIDAD DE REUSO". XVI CONGRESO DE INGENIERÍA SANITARIA Y CIENCIAS AMBIENTALES; FEMISCA, AIDIS, MÉXICO, D.F. 2008.
- PAINTER H. A. (1983). "METABOLISM AND PHYSIOLOGY OF AEROBIC BACTERIA AND FUNGI, IN ECOLOGICAL ASPECTS OF USED-WATER TREATMENT: BIOLOGICAL ACTIVITIES AND TREATMENT PROCESSES", LONDON: ACADEMIC PRESS, VOL. 2, PP. 11–75.
- PANKHANIA M, STEPHENSON T. Y SEMMENS M. J. (1994). "HOLLOW FIBRE BIOREACTOR FOR WASTEWATER TREATMENT USING BUBBLELESS MEMBRANE AERATION". *WAT. RES.* 28: 2233-2236PP.
- PELMONT J. (1993). "BACTERIES ET ENVIRONNEMENT, ADAPTATIONS PHYSIOLOGIQUES". GRENOBLE, *PRESSES UNIVERSITAIRES DE GRENOBLE*, ISBN :978-2706105029, 899PP.
- PIRT S. J. (1965). "THE MAINTENANCE ENERGY OF BACTERIA IN GROWING CULTURES". *PROC. ROY. SOC. LONDON* 163(B): 224-231PP.

- PITTER P. Y CHUDOBA J. (1990). "BIODEGRADABILITY OF ORGANIC SUBSTANCES IN THE AQUATIC ENVIRONMENT". FLORIDA, USA, *CRC PRESS*, ISBN:978-3-527-61444-8, 579PP.
- POLLICE A., LAERA G., SATURNO D., GIORDANO C. AND SANDULLI R. (2008). "OPTIMAL SLUDGE RETENTION TIME FOR A BENCH SCALE MBR TREATING MUNICIPAL SEWAGE", *WAT. SCI. TECHNOL.*, 57(3): 319-322PP.
- PRIESKE, H., TACKE, D., BAUMGARTEN, S., PINNEKAMP, J., DREWS, A. Y KRAUME, M. (2006). "AERATION OF A MEMBRANE BIO REACTOR IN AN AIRLIFT LOOP CONFIGURATION". 5TH EUROPEAN MEETING ON CHEMICAL INDUSTRY AND ENVIRONMENT (EMCHIE-2006), VIENNA, AUSTRIA, 219-226PP.
- RAMALHO R. S., JIMÉNEZ B. D. Y DE LORA F. (1996). "TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES" 1ª EDICIÓN, *ED. REVERTÉ S.A.* BARCELONA, ESPAÑA, ISBN 97-884-2917-9750, 716PP.
- ROBERTS J. A., SUTTON P. M., MISHRA P. N. (2000) "APPLICATION OF THE MEMBRANE BIOLOGICAL REACTOR SYSTEM FOR COMBINED SANITARY AND INDUSTRIAL WASTEWATER TREATMENT", *INT. BIODETERIOR. BIODEGRAD.* , 46 (1): 37-42PP.
- ROMERO ROJAS J. A. (2005). "LAGUNAS DE ESTABILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES" *ED. ESC. COLMB*, ISBN: 10:9588060508, 300PP.
- ROSENBERGER S., KRÜGER U., U, WITZIG R, MANZ W, SZEWZYK U, KRAUME M. (2001). "PERFORMANCE OF A BIOREACTOR WITH SUBMERGED MEMBRANES FOR AEROBIC TREATMENT OF MUNICIPAL WASTE WATER". *WAT. RES.* 36: 413–420PP.
- ROSENBERGER S., EVENBLIJ H., POELE S., WINTGENS T., LAABS C. (2005) "THE IMPORTANCE OF LIQUID PHASE ANALYSES TO UNDERSTAND FOULING IN MEMBRANE ASSISTED ACTIVATED SLUDGE PROCESSES – SIX CASE STUDIES OF DIFFERENT EUROPEAN RESEARCH GROUPS", *J. MEM. SCI.* 263: 113-126PP.
- SCOTT J.A., NEILSON D.J., LIU W., BOON P.N. (1998) "A DUAL FUNCTION MEMBRANE BIOREACTOR SYSTEM FOR ENHANCED AEROBIC REMEDIATION OF HIGH-STRENGTH INDUSTRIAL WASTE", *WAT. SCI. TECHNOL.* 38: 413-420PP.

- SCHOLZ W., FUCHS W. (2000) "TREATMENT OF OIL CONTAMINATED WASTEWATER IN A MEMBRANE BIOREACTOR", *WAT. RES.*, 34(14): 3621-3629pp.
- SHIMIZU Y. , OKUNO Y.-I. ,URYU K. ,OHTSUBO S., WATANABE A. (1996) "FILTRATION CHARACTERISTICS OF HOLLOW FIBER MICROFILTRATION MEMBRANES USED IN MEMBRANE BIOREACTOR FOR DOMESTIC WASTEWATER TREATMENT", *WAT. RES.*, 30, 2385-2392pp.
- SMITH S., JEFFERSON B., STEPHENSON T. Y JUDD S. (2004). "IMPACT OF MEMBRANE PROCESSES ON THE CHARACTERISTICS OF BIOREACTORS OF WASTEWATER TREATMENT". 9TH WORLD FILTRATION COGRESS, NEW ORLEANS, USA, ABRIL DEL 2004.
- SOFIA A., NG W. J., Y ONG S. L. (2004). "ENGINEERING DESIGN APPROACHES FOR MINIMUM FOULING IN SUBMERGED MBR". *ELSEIVER DESALINATION*. 160(1): 67-74pp.
- SPONZA D. T. (2002). "EXTRACELLULAR POLYMER SUBSTANCES AND PHYSICOCHEMICAL PROPERTIES OF FLOCS IN STEADY-AND UNSTEADY-STATE ACTIVATED SLUDGE SYSTEMS". *PROCESS BIOCHEM.* 37: 983-998pp.
- STEPHENSON T., JUDD S., JEFFERSON B. Y BRINDLE K. (2000). "MEMBRANE BIOREACTORS FOR WASTEWATER TREATMENT". *IWA PUBLISHING*, LONDON, UK, ISBN:1-900222-07-8, 187pp.
- SUDESH K., ABE H. Y DOI Y. (2000). "SYNTHESIS, STRUCTURE AND PROPERTIES OF POLYHYDROXYALKANOATES: BIOLOGICAL POLYESTERS". *PROG. POLYM. SCI.* 25: 1503-1555pp.
- TACKE D, PINNEKAMP J., PRIESKE H. Y KRAUME M. (2008). "MEMBRANE BIOREACTOR AERATION: INVESTIGATION OF THE VELOCITY FLOW PATTERN". *WAT. SCI. TECHNOL.* 57(4): 559-565pp.
- TAO G., KEKRE K., WEI Z., LEE T. C. , VISWANATH B. ; Y SEAH H.(2005). "MEMBRANE BIOREACTORS FOR WATER RECLAMATION". *WAT. SCI. TECHNOL.* 51: 431-440pp.
- TILL S. AND MALLIA H. (2001). "MEMBRANE BIOREACTORS: WASTEWATER TREATMENT APPLICATIONS TO ACHIEVE HIGH QUALITY EFFLUENT". 64TH ANNUAL WATER INDUSTRY ENGINEERS AND OPERATORS' CONFERENCE. 5 Y 6 SEPTIEMBRE 200,.57-65pp

- UEDA T., HATA K., KIKUOKA Y. Y SEINO O. (1997). "EFFECTS OF AERATION ON SUCTION PRESSURE IN A SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTOR". *WAT. RES.* 31(3): 489-494pp.
- URASE T., KAGAWA C., T. KIKUTA. (2005) "FACTORS AFFECTING REMOVAL OF PHARMACEUTICAL SUBSTANCES AND ESTROGENS IN MEMBRANE SEPARATION BIOREACTORS", *ELSEIVER DESALINATION*, 178, 107-113pp.
- URBAIN V., BLOCK J. C. Y MANEM J. (1993). "BIOFLOCCULATION IN ACTIVATED SLUDGE: AN ANALYTICAL APPROACH". *WAT. RES.* 5: 829-838pp.
- VAN KAAM R., HERNANDEZ ROJAS M. E., SCHETTRITES S., LORAIN O., Y ALBASI C. "INFLUENCE OF PROCESS PARAMETERS IN A SEQUENCED MEMBRANE BIOREACTOR TO PREVENT MEMBRANE FOULING IN WASTEWATER TREATMENT - INTEREST OF EXTERNAL TEST". 9TH WORLD FILTRATION CONGRESS, NEW ORLEANS-USA, ABRIL DEL 2004.
- VAN LOOSDRECHT M. C. M. Y HENZE M. (1999). "MAINTENANCE, ENDOGENOUS RESPIRATION, LYSIS, DECAY AND PREDATION". *WAT. SCI. TECHNOL.* 39(1): 107-117pp.
- VAN LOOSDRECHT M. C. M. POT M. A. Y HEIJNEN J. J. (1997). "IMPORTANCE OF BACTERIAL STORAGE POLYMERS IN BIOPROCESSES". *WAT. SCI. TECHNOL.* 35(1): 41-47pp.
- WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF). (2006). "MEMBRANE SYSTEMS FOR WASTEWATER TREATMENT". *ED. MC GRAW HILL*, ISBN 10:0-07-146419-0, 284pp.
- WANG Z., WU Z., YU G., LIU J. Y ZHOU Z. (2006). "RELATIONSHIP BETWEEN SLUDGE CHARACTERISTICS AND MEMBRANE FLUX DETERMINATION IN SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTORS". *J. MEM. SCI.* 284: 87-94pp.
- WANKAT C. P. (2008). "INGENIERÍA DE PROCESOS DE SEPARACIÓN". *ED. PEARSON*, MÉXICO, ISBN 978-970-26-1281-0, 768pp.
- WANNER J. CHUDOKA J., KUCAM K. Y PROSKEL. (2003). "CONTROL OF ACTIVATED SLUDGE FILAMENTOUS BULKING", OPERATION AND CONTROL OF MODERN ACTIVATED SLUDGE PROCESSES BY MICROSCOPIC ANALYSIS, PERUGIA, ITALY, *ED. IWA*, 1447-1451pp.

- WEI Y., VEN HOUTEN R. T., BORGER A. R., EIKELBOOM D. H. Y FAN Y. (2003). "MINIMIZATION OF EXCESS SLUDGE PRODUCTION FOR BIOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT", *WAT. RES.* 37: 4453-4467pp.
- WILÉN B. M., JIN B. Y LANT P. (2003). "THE INFLUENCE OF KEY CHEMICAL CONSTITUENTS IN ACTIVATED SLUDGE ON SURFACE AND FLOCCULATING PROPERTIES", *WAT. RES.* 37: 2127–2139pp.
- WILKINSON J. F. (1959). "THE PROBLEM OF ENERGY STORAGE COMPOUNDS IN BACTERIA", *EXP. CELL. RES.* 7: 111-130pp.
- WITZIG R., MANZ W., ROSENBERGER S., KRÜGER U., KRAUME M., SZEWZYK U. (2002). "MICROBIOLOGICAL ASPECTS OF A BIOREACTOR WITH SUBMERGED MEMBRANES FOR AEROBIC TREATMENT OF MUNICIPAL WASTEWATER". *WAT. RES.* 36: 394–402pp.
- YANG W., CICEK N. Y ILG J. (2006). "STATE-OF-THE-ART OF MEMBRANE BIOREACTORS: WORLDWIDE RESEARCH AND COMMERCIAL APPLICATIONS IN NORTH AMERICA". *J. MEMBR. SCI.* 270: 201–211pp.
- YU K., WEN X., BU Q., AND XIA H. (2003). "CRITICAL FLUX ENHANCEMENTS WITH AIR SPARGING IN AXIAL HOLLOW FIBERS CROSS-FLOW MICROFILTRATION OF BIOLOGICALLY TREATED WASTEWATER". *J. MEMBR. SCI.* 224(1-2): 69-79pp.
- ZHANG B. Y YAMAMOTO K. (1996). "SEASONAL CHANGE OF MICROBIAL POPULATION AND ACTIVITIES IN A BUILDING WASTEWATER REUSE SYSTEM USING A MEMBRANE SEPARATION ACTIVATED SLUDGE PROCESS", *WAT. SCI. TECHNOL.* 34: 295–302.

NORMAS CONSULTADAS

NOM-001-SEMARNAT-1996 (SECRETARÍA DE MEDIO AMBIENTE, RECURSOS NATURALES Y PESCA) 1996. ESTABLECE LOS LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES DE CONTAMINANTES EN LAS DESCARGAS DE AGUAS RESIDUALES EN AGUAS Y BIENES NACIONALES. MÉXICO.

NOM-002-SEMARNAT-1996 (SECRETARÍA DE MEDIO AMBIENTE, RECURSOS NATURALES Y PESCA) 1996. ESTABLECE LOS LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES DE CONTAMINANTES EN LAS DESCARGAS DE AGUAS RESIDUALES A LOS SISTEMAS DE ALCANTARILLADO URBANO O MUNICIPAL. MÉXICO.

NOM-003-SEMARNAT-1997 (SECRETARÍA DE MEDIO AMBIENTE, RECURSOS NATURALES Y PESCA) 1997. ESTABLECE LOS LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES DE CONTAMINANTES PARA LAS AGUAS RESIDUALES TRATADAS QUE SE REUSEN EN SERVICIOS AL PÚBLICO. MÉXICO.

NOM-127-SSA1-1994 (SALUD AMBIENTAL, AGUA PARA USO Y CONSUMO HUMANO) 1994. LÍMITES PERMISIBLES DE CALIDAD Y TRATAMIENTOS A QUE DEBE SOMETERSE EL AGUA PARA SU POTABILIZACIÓN. MÉXICO.

NMX-AA-028-SCFI-2001 (SECRETARÍA DE COMERCIO Y FOMENTO INDUSTRIAL) 2001. SECRETARÍA DE ECONOMÍA. ANÁLISIS DE AGUA, DETERMINACIÓN DE LA DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO EN AGUAS NATURALES, RESIDUALES (DBO5) Y RESIDUALES TRATADAS - MÉTODO DE PRUEBA (CANCELA A LA NMX-AA-028-1981). MÉXICO.

NMX-AA-030-SCFI-2001 (SECRETARÍA DE COMERCIO Y FOMENTO INDUSTRIAL) 2001. SECRETARÍA DE ECONOMÍA. ANÁLISIS DE AGUA - DETERMINACIÓN DE LA DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO EN AGUAS NATURALES, RESIDUALES Y RESIDUALES TRATADAS - MÉTODO DE PRUEBA (CANCELA A LA NMX-AA-030-1981). MÉXICO.