

Curso 2009/10
CIENCIAS Y TECNOLOGÍAS/24
I.S.B.N.: 978-84-7756-969-5

MÍRIAM MORALES RODRÍGUEZ

**Filtrabilidad de suspensiones microbianas
en biorreactores de membrana**

Directores

**SEBASTIÁN DELGADO DÍAZ
RAFAEL VILLARROEL LÓPEZ**



SOPORTES AUDIOVISUALES E INFORMÁTICOS
Serie Tesis Doctorales

A mi familia, por haber
creído siempre en mí

ÍNDICE

ÍNDICE

AGRADECIMIENTOS

NOMENCLATURA Y ABREVIATURAS

CAPÍTULO 1.- RESUMEN

CAPÍTULO 2.- INTRODUCCIÓN

1. Introducción a la separación con membranas.....	11
1.1. Tipos de membranas, configuraciones y materiales.....	12
1.1.1. Configuraciones.....	13
1.1.2. Materiales.....	15
1.2. Factores de influencia en la separación por membranas.....	17
1.2.1. Filtración frontal y tangencial.....	17
1.2.2. Concepto de capa de polarización.....	18
1.2.3. Ensuciamiento de las membranas.....	19
1.2.4. Mecanismos de ensuciamiento de las membranas.....	20
2. Biorreactores de membrana (BRM).....	24
2.1. Desarrollo histórico de los BRM.....	24
2.2. El proceso de los biorreactores de membrana.....	25
2.3. Configuraciones de los BRM.....	27
2.4. Mercado actual y costes.....	27
3. Proceso de depuración biológica en los BRM.....	33
3.1. Microbiología y morfología.....	33
3.2. Cinética del proceso.....	34
3.3. Transferencia de oxígeno.....	37
4. Bioensuciamiento de los BRM.....	39
4.1. Características de la membrana.....	40
4.2. Características de la alimentación y de la suspensión.....	41
4.3. Condiciones de operación.....	45
4.4. Modos de operación en los BRM.....	49
4.4.1. Operación a presión constante.....	49
4.4.2. Operación a flujo constante.....	50

ÍNDICE

4.5. Flujo crítico.....	52
4.6. Métodos de limpieza de la membrana.....	53
5. Objetivos de la investigación.....	55
6. Bibliografía.....	57

CAPÍTULO 3.- TÉCNICA EXPERIMENTAL

A. Instalación y procedimiento experimental a escala laboratorio.....	69
3.1. Instalación experimental ZW-1.....	69
3.1.1. Descripción del sistema.....	69
3.1.2. Componentes y especificaciones.....	71
3.2. Metodología.....	74
3.2.1. Caracterización de la membrana.....	74
3.2.2. Protocolo de limpieza de la membrana.....	76
3.2.3. Protocolo experimental.....	76
B. Instalación y procedimiento experimental a escala piloto.....	80
3.3. Instalación experimental ZW-10.....	80
3.3.1. Descripción de la unidad experimental.....	80
3.3.2. Componentes y especificaciones.....	82
3.4. Metodología.....	84
3.4.1. Caracterización de la membrana.....	84
3.4.2. Protocolo de limpieza.....	85
3.4.3. Protocolo experimental.....	85
3.5. Instalación experimental RDS.....	87
3.5.1. Descripción del sistema.....	87
3.5.2. Componentes y especificaciones.....	89

CAPÍTULO 4.- INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

1. Resumen.....	95
2. Introducción.....	96
3. Materiales y métodos.....	99
3.1. Instalaciones experimentales.....	99
3.2. Ensayos de filtrabilidad.....	99
3.3. Métodos analíticos.....	101
4. Resultados y discusión.....	102

ÍNDICE

4.1. Origen y características de las suspensiones microbianas.....	102
4.2. Influencia de la naturaleza de la suspensión sobre el ensuciamiento de la membrana.....	106
4.2.1. Filtración frontal (sin aireación).....	106
4.2.2. Filtración con aireación.....	108
4.3. Influencia de la concentración de las partículas.....	112
4.4. Efecto de las características del medio líquido.....	115
5. Conclusiones.....	119
6. Bibliografía.....	120

CAPÍTULO 5.- EFECTO DE LA AIREACIÓN EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

1. Resumen.....	127
2. Introducción.....	128
3. Materiales y métodos.....	130
3.1. Características de la suspensión.....	130
3.2. Instalación experimental.....	130
3.3. Métodos analíticos.....	130
3.4. Ensayos de filtrabilidad.....	131
4. Resultados y discusión.....	133
4.1. Influencia de la aireación a distintas concentraciones de sólidos.....	133
4.2. Efecto de la aireación en el ensuciamiento de la membrana.....	135
4.2.1. Ensayos preliminares.....	135
4.2.2. Diseño factorial.....	137
4.3. Estudio de las relaciones de tiempo de aireación-parada.....	139
4.3.1. Tiempo máximo de parada.....	140
4.3.2. Tiempo mínimo de aireación.....	141
4.3.3. Gradiente medio de velocidad de aireación ponderado.....	143
4.3.4. Análisis de EPS en el medio y el permeado.....	144
5. Conclusiones.....	146
6. Bibliografía.....	147

ÍNDICE

CAPÍTULO 6.- EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BRMS

1. Resumen.....	153
2. Introducción.....	154
3. Materiales y métodos.....	158
3.1. Características de la suspensión.....	158
3.2. Instalación experimental.....	158
3.3. Métodos analíticos.....	158
4. Resultados y discusión.....	159
4.1. Comparación entre el modo de filtración temporizado y el modo por PTM _c	159
4.2. Efecto de los parámetros de limpieza en modo retrolavado.....	162
4.2.1. Efecto del tiempo de retrolavado.....	163
4.2.2. Efecto de la PTM consigna.....	165
4.3. Comparación entre el modo retrolavado y relax.....	166
4.4. Influencia de los modos de filtración y limpieza sobre la permeabilidad.....	168
4.4.1. Influencia sobre la permeabilidad.....	169
4.4.2. Limitación de la limpieza con aire. Efecto “cabezal”.....	172
4.4.3. Efecto del modo de limpieza en la filtración del medio líquido de la suspensión microbiana.....	173
5. Conclusiones.....	176
6. Bibliografía.....	178

CAPÍTULO 7.- COMPORTAMIENTO DE UN BIORREACTOR DE MEMBRANA CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

1. Resumen.....	183
2. Introducción.....	185
3. Materiales y métodos.....	187
3.1. Características de la alimentación.....	187
3.2. Instalación experimental.....	187
3.3. Condiciones de operación.....	187
3.4. Procedimiento experimental.....	189
3.5. Métodos analíticos.....	190
4. Resultados y discusión.....	191
4.1. Características de la suspensión microbiana.....	191
4.1.1. Evolución de la concentración de biomasa.....	191

ÍNDICE

4.1.2. Distribución de tamaños de partícula.....	199
4.1.3. Presencia de organismos superiores.....	201
4.1.4. Características del medio líquido. EPS.....	202
4.1.5. Comportamiento reológico.....	204
4.1.6. Parámetros indicadores de la filtrabilidad de la suspensión.....	207
4.2. Calidad físico-química.....	208
4.3. Calidad microbiológica del permeado.....	212
4.4. Comportamiento de la membrana.....	215
4.4.1. Evolución de la PTM frente al tiempo de operación. Determinación de la velocidad de ensuciamiento.....	215
4.4.2. Determinación del flujo sostenible.....	216
4.4.3. Determinación del flujo de lavado óptimo.....	218
5. Conclusiones.....	220
6. Bibliografía.....	222

CAPÍTULO 8.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

ANEXOS

1. MÉTODOS ANALÍTICOS.....	235
2. CALIBRADOS.....	247
3. TABLAS.....	251

AGRADECIMIENTOS

AGRADECIMIENTOS

Me gustaría dedicar las primeras páginas de este trabajo a todas aquellas personas que han colaborado en su realización y, al mismo tiempo, agradecerles sinceramente la ayuda inestimable que en alguno u otro momento me han brindado.

En primer lugar he de dar las gracias a mis directores, el Dr. Sebastián Delgado por haberme acogido en su grupo de investigación, por ofrecerme la oportunidad de realizar la tesis que aquí se presenta y por animarme en todo momento; así como al Dr. Rafael Villarroel López, por su confianza y la paciencia demostrada frente a mi forma de trabajo.

Debo agradecer sin duda al Dr. Enrique González por haber sido mi *maestro* y *codirector* (aunque administrativamente no haya sido posible que figure como tal) a lo largo de esta tesis, por compartir conmigo sus conocimientos y experiencia, por su dedicación en mí y en este trabajo, y por introducirme en el “misterioso” mundo de la Ingeniería Química.

También expresar mi agradecimiento al resto de integrantes de la línea de investigación de Tratamiento y Reutilización de Aguas Residuales de esta Universidad, en especial al Dr. José Macías, por el desarrollo de los sistemas de control para la obtención de los datos de las instalaciones utilizadas, sin los cuales se hubiera hecho muy difícil todo este trabajo.

Del mismo modo, deseo agradecer al Organismo Autónomo de Balsas de Tenerife (BALTEN), por haber permitido la instalación de las plantas piloto en sus instalaciones. Así como, a las empresas EMMASA y CANARAGUA por autorizar la ubicación de las plantas piloto en la EDAR de Santa Cruz de Tenerife. A las personas que gestionan dicha EDAR por su comprensión a lo largo de todo este período de investigación, al igual que a sus colaboradores y operarios por su inestimable ayuda, gracias a la cual pude salir airoso de muchas peripecias a lo largo de todo este tiempo.

Al Ministerio de Ciencia e Innovación por haber financiado, con el proyecto CTM 12226/2006, la presente investigación. A GE Water & Technologies por suministrar los módulos de membrana.

A la Dra. Araceli Delgado por su asesoramiento en los análisis de granulometría realizados, así como que a todo el Departamento de Tecnología Farmacéutica por haber facilitado sus laboratorios para llevar a cabo las medidas.

AGRADECIMIENTOS

Mi reconocimiento a los doctores Abel Goya y Mayra Vera, en especial a la segunda, por su colaboración en esta tesis durante sus estancias en Tenerife, por su continuo apoyo y amistad desde la distancia.

Agradecer también a Nuria Tegell del Instituto de Enfermedades Tropicales y Salud Pública de Canarias, por la realización de los análisis microbiológicos así como por sus consejos en todo lo relacionado con dichos análisis.

También quiero dar las gracias a todos los miembros del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica por el interés que siempre me han demostrado y los consejos que he recibido.

Mi más sincero agradecimiento a Dña. Margarita de la Rosa, siempre dispuesta y amable en prestar su ayuda en todo lo que estuviera en su mano, esto ha hecho un poco más fácil desarrollar esta tesis.

Al servicio de Microscopía Electrónica de Barrido de esta Universidad, en particular a D. José Luis González, por las facilidades dadas en los análisis.

Han sido fundamentales para la realización de este trabajo los compañeros y compañeras que han pasado durante estos años por el Departamento: Antonio Hernández, Raimundo Arvelo, Fernando Gil, Jonathan Hernández, Alejandro Suárez, Beatriz Trujillo, Nuria Trujillo, Elizabeth González, Tania Hernández, Daniel Hernández, Teneña Álvarez, Luisa Rodríguez, Laura Díaz, Raquel Tejera, Aaron Cazorla y Leticia García. Por poner su granito de arena, de una forma u otra en esta tesis.

He de agradecer también a mis amigos y amigas de siempre, por haberme ofrecido su amistad durante todos estos años, por escucharme e intentar comprenderme (que no es fácil).

Gracias a mis padres, Antonio y Montse y mis hermanos, Vane y Jesús, por su paciencia, comprensión, por darme ánimos en los buenos y malos momentos y, sobre todo, por haber creído siempre en mí.

Gracias a Alex por entrar en mi vida a mitad de este recorrido, siendo la pieza que faltaba en mi puzzle. Gracias por quererme tal como soy.

NOMENCLATURA Y ABREVIATURAS

NOMENCLATURA Y ABREVIATURAS

A_a	Sección transversal de aireación	m ²
A/M	Carga orgánica	kg DQO/(kg SSVLM·d)
BRM	Bioreactor de membrana	
BRMS	Bioreactor de membrana sumergida	
d_p	Diámetro de partículas	μm
dv/dr	Gradiente local de velocidad	s ⁻¹
DQO	Demanda química de oxígeno	mg/l
DQO_p	Demanda química de oxígeno en el permeado	mg/l
DQO_s	Demanda química de oxígeno soluble	mg/l
DQO_t	Demanda química de oxígeno en el la alimentación	mg/l
DBO₅	Demanda bioquímica de oxígeno en 5 días	mg/l
C_b	Concentración de soluto/partícula en el fluido	mg/l
C_e	Concentración de soluto/partícula en el permeado	mg/l
C_w	Concentración de soluto/partícula en la membrana	mg/l
CFV	Velocidad de flujo tangencial	
COD	Demanda química de oxígeno	mg/l
CP	Capa de polarización	
CST	Tiempo de succión capilar	s
E	Eficacia en la eliminación de sustrato	
EDAR	Estación depuradora de aguas residuales	
EDR	Electrodiálisis reversible	
EPS	Sustancias poliméricas extracelulares	mg/l
EPS_s	Sustancias poliméricas extracelulares solubles	mg/l
F_l	Fuerza de dispersión debida a la migración lateral	N
F_G	Factor de sensibilidad del gradiente medio de velocidad	s ⁿ
F_J	Fuerza de arrastre debido al flujo de permeado	N
g	Constante de la gravedad	m/s ²
G	Gradiente medio de velocidad	s ⁻ⁿ
G*	Gradiente medio de velocidad ponderado	s ⁻ⁿ
J	Densidad de flujo de permeado	l/(h·m ²)
J_l	Densidad de flujo por migración lateral	l/(h·m ²)
J_{neto}	Densidad de flujo de permeado neto	l/(h·m ²)
J_L	Densidad de flujo de lavado	l/(h·m ²)

NOMENCLATURA Y ABREVIATURAS

k_2	Número de partículas colmatantes en el modelo de bloqueo completo de poros	
k_e	Coefficiente de descomposición endógena	d^{-1}
$k_{m,s}$	Tasa de consumo específico de sustrato	$kg\ DQO_l/(kg\ SSVLM \cdot h)$
K	Permeabilidad absoluta	$l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$
K_0	Permeabilidad inicial de la membrana	$l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$
K_b	Constante de bloqueo completo de poros	s^{-1}
K_i	Constante para el bloqueo parcial de poros	s^{-1}
K_s	Constante para el bloqueo estándar de poros	s^{-1}
K_{La}	Coefficiente de transferencia de materia en la suspensión	
L	Longitud de la membrana	m
m	Índice de consistencia	$mPa \cdot s^n$
MF	Microfiltración	
ML	Medio líquido	
M_0	Constante relacionada con dV/dt	
n	Índice de comportamiento de flujo	
NF	Nanofiltración	
N_{p0}	Número de poros abiertos	
OD	Oxígeno disuelto	mg/l
OI	Ósmosis Inversa	
PTM	Presión transmembrana	Pa
PTM_0	Presión transmembrana inicial	Pa
PTM_c	Presión transmembrana consigna	kPa
PTM_{ciclo}	Presión transmembrana del ciclo	Pa
$PTM_{residual}$	Presión transmembrana después del lavado	Pa
Q_a	Caudal de aireación	m^3/s
Q_e	Caudal de líquido efluente	l/min
Q_w	Caudal de líquido purga	l/min
rf	Velocidad de ensuciamiento	Pa/s
$(r_f)_0$	Parámetro relacionado con la velocidad de ensuciamiento en ausencia de G	Pa/s
$(r_f)_l$	Velocidad de ensuciamiento límite	Pa/s
r_p	Radio medio de las partículas	m
r_{su}	Velocidad de consumo de sustrato	$kg\ DQO/(l \cdot h)$
r_{SSLM}	Velocidad de crecimiento celular	$kg\ SSVLM/h$

NOMENCLATURA Y ABREVIATURAS

R	Resistencia global a la filtración	m^{-1}
RDS	Reactor discontinuo secuencial	
S₀	Concentración de sustrato en la alimentación	mg/l
SAD_m	Demanda específica de aireación de la membrana	$Nm^3/(h \cdot m^2)$
SM	Suspensión microbiana	
SMP	Productos microbianos solubles	
SOUR_e	Velocidad máxima específica de consumo de oxígeno en condiciones endógenas	$g O_2/(g SSVLM/d)$
SSLM	Concentración de sólidos suspendidos totales en el líquido mezcla	mg/l
SST	Sólidos en suspendidos totales	mg/l
SSVLM	Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el líquido mezcla	mg/l
SVI	Índice volumétrico de lodo	ml/g
t_a	Tiempo de aireación	s
t_p	Tiempo de parada de la aireación	s
t_f	Tiempo de filtración	min
t_L	Tiempo de lavado	min
T	Temperatura	°C
TRH	Tiempo de retención hidráulico	h
TRS	Tiempo de retención de sólidos o edad del lodo	h
TTF	Tiempo de filtración	s
UF	Ultrafiltración	
V	Volumen del reactor	l
WWTP	Proceso convencional de lodos activados	
X	Concentración de sólidos en el reactor	mg/l
X₀	Concentración de sólidos en suspensión volátiles en el líquido mezcla	mg/l
X_e	Concentración de sólidos en la purga	mg/l
X_w	Concentración de sólidos en el efluente	mg/l
Y	Rendimiento celular	$kg SSVLM/kg DQO_t$

NOMENCLATURA Y ABREVIATURAS

Letras griegas

α	Resistencia específica de la torta	m/kg
γ_m	Gradiente de velocidad	s ⁻ⁿ
ϵ	Porosidad de la capa de la torta	
θ_a	Tiempo normalizado de aireación	s
θ_F	Tiempo normalizado de filtración	s
θ_L	Tiempo normalizado de lavado	s
μ	Viscosidad dinámica del permeado	Pa·s
μ_a	Viscosidad dinámica aparente de la suspensión	Pa·s
$\mu_a \text{ límite}$	Viscosidad aparente límite de la suspensión	Pa·s
ν	Viscosidad del fluido cinemática	Pa·s
ρ_c	Densidad de la partícula mojada	kg/m ³
ρ_s	Densidad de la suspensión	kg/m ³
τ_0	Tensión de fluencia	mPa
Φ_b	Fracción volumétrica de partículas en el seno de la suspensión	
Ψ	Coeficiente relacionado con el régimen de flujo	
ω	Concentración de sólidos en la torta por unidad de volumen filtrado	kg/m ³

CAPÍTULO 1.- RESUMEN

La investigación motivo del presente trabajo forma parte del programa sobre la aplicación de membranas de micro y ultrafiltración al tratamiento de aguas residuales, que se viene desarrollando desde hace varios años en el Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica de la Universidad de La Laguna.

Las normativas sobre calidad de efluentes finales de los procesos de tratamiento de aguas residuales son cada día más restrictivas, tanto para vertido como para reutilización. Este hecho ha requerido la aplicación de nuevos procesos que permitan cumplir con dichas normativas. Teniendo en cuenta esta problemática, se están realizando actualmente estudios en el campo del tratamiento de aguas residuales relativos a la tecnología que mejor se adapte a estas necesidades. La aplicación de la tecnología de los Biorreactores de membrana (BRM) pretende responder, en gran parte, a estas exigencias.

Un BRM puede definirse como una modificación de los procesos convencionales de lodos activados, donde la separación de la biomasa se realiza mediante la filtración con membranas. El acoplamiento de una membrana en el reactor ha suscitado un creciente interés debido a las ventajas inherentes que el proceso de BRM ofrece con respecto al tratamiento convencional de lodos activados, entre las que cabe destacar que la instalación es más compacta y la calidad del efluente es superior a la obtenida en un sistema convencional.

Los Biorreactores de membrana admiten una mayor concentración de biomasa en el reactor, así como la supresión del proceso de desinfección posterior. La combinación de una alta concentración de biomasa y la completa retención de sólidos permiten operar con elevadas edades de lodo, por lo que se reduce su producción.

CAPÍTULO 1

Por otra parte, los principales inconvenientes que presenta esta tecnología son la inversión inicial y los costes de operación asociados al ensuciamiento de las membranas. Este ensuciamiento es un problema operacional propio de la separación mediante filtración, que consiste en la deposición de distintas especies en la superficie de la membrana, limitando así el flujo de permeado obtenido.

Anteriormente, en este Departamento se han llevado a cabo diversos estudios sobre el uso de membranas en el tratamiento de aguas residuales (Vera, 1998; Delgado *et al.*, 2004; Delgado *et al.*, 2008 y González, 2008).

El planteamiento de este trabajo de investigación se centra en los siguientes objetivos:

- Estudio de las características de distintos tipos de suspensiones microbianas generadas en biorreactores aplicados al tratamiento de aguas residuales municipales, y su influencia en el ensuciamiento de la membrana durante la filtración a escala laboratorio, tanto frontal como con aireación.
- Estudio del efecto de la aireación, a escala laboratorio, sobre la disminución del ensuciamiento de la membrana, y establecimiento y optimización de los intervalos de aireación intermitente.
- Estudio del efecto del modo de limpieza física (retrolavado o relax) sobre el ensuciamiento. Aplicación y verificación de un sistema de control del proceso de filtración-limpieza, a escala laboratorio.
- Estudio del comportamiento de un BRM, a escala piloto, con limitación de sustrato.

Para la consecución de estos objetivos, se realizó el montaje y puesta a punto de varias instalaciones:

- Unidad de filtración a escala laboratorio, para el análisis de la filtrabilidad de diferentes suspensiones microbianas procedentes de las plantas piloto situadas en la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) de Santa Cruz de Tenerife. La instalación de laboratorio es una unidad automatizada, equipada con un módulo de fibra hueca de membrana polimérica de ultrafiltración (ZeeWeed® ZW-1). La filtración se puede

RESUMEN

realizar con o sin aire (filtración tangencial o frontal), se opera a caudal de permeado fijo y se pueden efectuar ciclos de retrolavado una vez se alcanza una presión consigna o de forma temporizada.

- Biorreactor de membrana sumergida piloto consistente en un reactor de 220 l con un módulo de fibra hueca sumergido (ZeeWeed® ZW-10). El módulo de membrana es similar al utilizado a escala laboratorio pero con una superficie filtrante 10 veces superior. Este biorreactor está situado en la EDAR y se alimenta con agua residual municipal o con el efluente de la EDAR. Las características de la instalación permiten experimentos de varios meses de duración.

La evolución de la depuración en las plantas piloto se seguirá a través de los parámetros físico-químicos típicos en el tratamiento de agua residual: DQO, N-NH₄, N-NO₂, N-NO₃, SSLM y SSVLM, en muestras recogidas al efecto de la suspensión del reactor, además de la medida "in situ" de temperatura y oxígeno disuelto. La evolución del efluente se seguirá a través de los parámetros: DQO, N-NH₄, N-NO₂, N-NO₃, sustancias poliméricas extracelulares y turbidez.

El estudio de las características de la biomasa obtenida (actividad, morfología y estructura) se lleva a cabo mediante el análisis de las sustancias poliméricas extracelulares (EPS), visionado por microscopía, determinación de viscosidad y obtención de la distribución de tamaños de partícula. También se realiza el análisis del medio líquido que acompaña a la biomasa (materia orgánica soluble, EPS y coloides).

La interpretación de los resultados a escala laboratorio se ha realizado mediante el seguimiento de la evolución de la presión transmembrana con el tiempo de operación durante ciclos consecutivos de filtración y retrolavado (o relax).

En los capítulos 1 y 2 se realiza un resumen del trabajo a exponer y una introducción al mismo. Mientras que en el capítulo 3 se lleva a cabo una descripción de las instalaciones y la metodología utilizada.

Los resultados obtenidos en la presente investigación se agrupan en cuatro capítulos, que se resumen a continuación.

En el capítulo 4 se presentan los resultados experimentales obtenidos a escala laboratorio de la filtración de distintas suspensiones. Los resultados se interpretan a través

CAPÍTULO 1

del modelo de formación de torta y la teoría de la migración lateral. Se obtienen las condiciones subcríticas, que dependen de la naturaleza de la suspensión, donde el ensuciamiento está causado por la fracción microcoloidal y soluble.

En el Capítulo 5 se realiza un estudio del efecto de la aireación en el ensuciamiento de las membranas. La eficacia de la aireación se cuantifica en función del gradiente medio de velocidad, G . Los resultados experimentales permiten obtener un intervalo de frecuencias de aireación que minimiza la velocidad de ensuciamiento.

En el Capítulo 6 se analiza la eficacia del modo de limpieza física sobre la velocidad de ensuciamiento. Los resultados experimentales permiten establecer las mejores condiciones de operación (tiempo de limpieza y presión transmembrana consigna). Además, se verifica la eficacia de un sistema de control que regula automáticamente la frecuencia de limpieza.

En el Capítulo 7 se realiza un estudio del comportamiento de un biorreactor de membrana sumergida en condiciones de limitación de sustrato. Los resultados permiten confirmar que, en estas condiciones, el BRM admite una alta capacidad de depuración y una baja producción de lodo. Además, cabe destacar la posibilidad de establecer un flujo sostenible y un flujo óptimo de retrolavado de la membrana.

El capítulo 8 contiene las conclusiones generales derivadas del análisis e interpretación de los resultados obtenidos en la investigación y sugiere, al mismo tiempo, próximas líneas de actuación en este campo.

Bibliografía

Delgado S., F. Díaz, L. Vera, R. Díaz, S. Elmaleh, "Modelling hollow fibre ultrafiltration of biologically treated wastewater with and without gas sparging", *Journal of Membrane Science*: 228, 55–63 (2004).

Delgado S., R. Villarroel, E. González, "Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 311, 173-181 (2008).

González E., "Estudio de biorreactores de secuenciales de membrana sumergida en el tratamiento de aguas residuales", *Tesis doctoral*: Universidad de La Laguna (2008).

Vera L., "Microfiltración de agua residual depurada. Mejora del flujo de permeado por inyección de gas", *Tesis doctoral*: Universidad de La Laguna (1998).

CAPÍTULO 2.- INTRODUCCIÓN

Índice

1. Introducción a la separación con membranas.....	11
1.1. Tipos de membranas, configuraciones y materiales.....	12
1.1.1. Configuraciones.....	13
1.1.2. Materiales.....	15
1.2. Factores de influencia en la separación por membranas.....	17
1.2.1. Filtración frontal y tangencial.....	17
1.2.2. Concepto de capa de polarización.....	18
1.2.3. Ensuciamiento de las membranas.....	19
1.2.4. Mecanismos de ensuciamiento de las membranas.....	20
2. Biorreactores de membrana (BRM).....	24
2.1. Desarrollo histórico de los BRM.....	24
2.2. El proceso de los biorreactores de membrana.....	25
2.3. Configuraciones de los BRM.....	27
2.4. Mercado actual y costes.....	27
3. Proceso de depuración biológica en los BRM.....	33
3.1. Microbiología y morfología.....	33
3.2. Cinética del proceso.....	34
3.3. Transferencia de oxígeno.....	37
4. Bioensuciamiento de los BRM.....	39
4.1. Características de la membrana.....	40
4.2. Características de la alimentación y de la suspensión.....	41
4.3. Condiciones de operación.....	45
4.4. Modos de operación en los BRM.....	49
4.4.1. Operación a presión constante.....	49
4.4.2. Operación a flujo constante.....	50
4.5. Flujo crítico.....	52
4.6. Métodos de limpieza de la membrana.....	53
5. Objetivos de la investigación.....	55
6. Bibliografía.....	57

INTRODUCCIÓN

1. INTRODUCCIÓN A LA SEPARACIÓN POR MEMBRANAS

Una membrana puede ser considerada como un medio material que, colocada entre dos fases, permite el paso selectivo de determinadas sustancias a través de ella (que pasarían a formar parte del permeado) frente a otras que son rechazadas (que conformarían el rechazo o concentrado). El grado de selectividad dependerá de las características de la membrana y de las propiedades de las fases implicadas.

La fuerza impulsora responsable del transporte a través de la membrana puede ser un gradiente de presión, de concentración, de temperatura, eléctrico, etc. Los procesos de membranas típicamente empleados en los tratamientos de aguas residuales son principalmente aquellos en los que la fuerza impulsora es la presión. Los elementos comunes en dichos procesos son los que se muestran en la Figura 2.1.

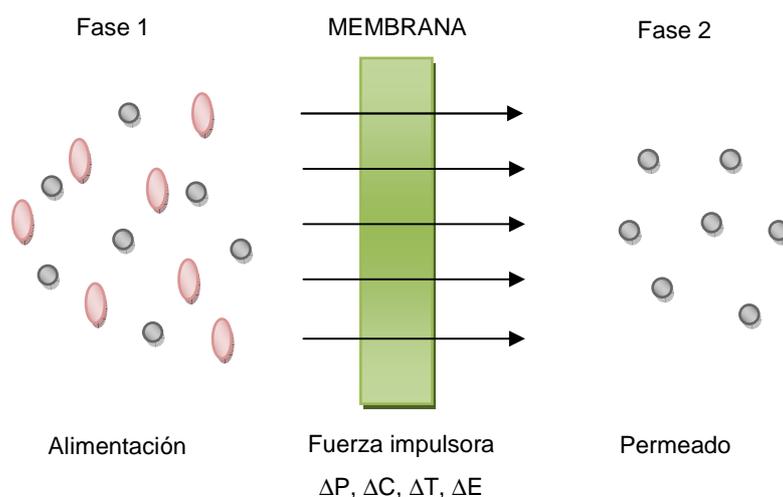


Figura 2.1. Elementos comunes en los mecanismos de separación con membranas

CAPÍTULO 2

Los procesos de separación con membranas se han clasificado en función del tamaño relativo de poro de la misma, o bien en función del tamaño molecular de las especies que la atraviesan. Así, las operaciones con membranas más utilizadas son: la microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa, de acuerdo a su rango de separación y la presión aplicada (Figura 2.2).

Tamaño μm	iónico	Macromolecular	Coloidal	Micropartículas	Macropartículas	
	0,001	0,01	0,1	1,0	10	100
Tamaño relativo de los materiales comunes	Sales		Cél. fragmentadas			
	Ác. grasos			Bacterias		
	Sust. húmicas				Protozoos	
		Virus			Algas	
		Proteínas				
		Polisacáridos				
Proceso de separación	Ósmosis inversa		Ultrafiltración			
	Nanofiltración		Microfiltración			

Figura 2.2. Clasificación de las membranas y de las sustancias presentes en las aguas subterráneas y superficiales (Mallevalle *et al.*, 1996)

1.1. Tipos de membranas, configuraciones y materiales

Los procesos de membrana habitualmente aplicados en aguas son:

Microfiltración (MF). Produce una eliminación de sólidos en suspensión de tamaño superior a 0,1-1 μm . Se suele emplear cuando la concentración de sólidos totales disueltos no es problemática, ya que los poros de la membrana son comparativamente grandes para filtrar partículas muy pequeñas. Más usualmente se establece como pretratamiento a sistemas con membranas más delicadas como la ósmosis inversa.

Ultrafiltración (UF). Puede emplearse para eliminar esencialmente todas las partículas coloidales (incluyendo la mayor parte de microorganismos patógenos) y algunos de los

INTRODUCCIÓN

contaminantes disueltos más grandes ($0,01 \mu\text{m}$). Estos sistemas, capaces de eliminar bacterias y virus se suelen utilizar como pretratamiento de otros sistemas (OI o NF).

Nanofiltración (NF). Elimina los contaminantes de tamaño superior al nanómetro ($0,001 \mu\text{m}$). Las membranas de NF se emplean cuando se requiere eliminar prácticamente todos los sólidos disueltos. Con esta tecnología también se eliminan del agua los iones divalentes de la dureza (calcio y magnesio) mejor que los monovalentes (sodio, potasio).

Ósmosis inversa (OI). Es una tecnología de membrana en la cual el disolvente es transferido a través de una membrana diseñada para retener sales y solutos de bajo peso molecular. Debido a esto, las membranas de OI son la elección cuando se necesita agua muy pura, especialmente si la fuente es agua salobre o agua de mar.

Electrodiálisis reversible (EDR). La EDR separa las moléculas o iones en un campo eléctrico debido a la diferencia de carga y de velocidad de transporte a través de la membrana. En la célula de electrodiálisis se sitúa un cierto número de membranas de intercambio catiónico y aniónico, entre un ánodo y un cátodo, de forma que cuando se aplica la corriente eléctrica los iones con carga positiva migran a través de la membrana de intercambio catiónico y viceversa.

1.1.1.- Configuraciones

Las membranas se fabrican normalmente sobre un sustrato de material poroso que forma parte integrante de la membrana, la protege durante la fabricación y subsiguiente manipulación y simplifica la construcción del módulo (unidad operacional única en la que están colocadas las membranas). Esta unidad operacional consta de: membranas, estructuras de soporte de la presión, puertas o puertos de entrada de la alimentación, distribuidores del caudal y puntos de salida y drenaje del permeado y rechazo. Una sola entidad de membrana se suele denominar *elemento*, y éstos son utilizados para constituir el módulo. Los módulos de membrana pueden estar conectados en serie o en paralelo según los requerimientos necesarios.

Las cuatro configuraciones de membrana más comunes son:

Configuración tubular (Figura 2.3a). La membrana tubular es la configuración más simple, donde la membrana se moldea sobre la pared interior de un tubo soporte poroso. Los elementos de membrana están conectados en serie en una disposición de cubierta en

CAPÍTULO 2

tubo. Son menos propensas a ensuciarse que otras configuraciones. Al proporcionar un camino hidrodinámico simple al flujo, se limpian mecánicamente de una manera más sencilla. Proporcionan una baja densidad de empaquetado de los módulos y presentan un elevado coste.

Arrollamiento espiral (Figura 2.3b). La membrana es esencialmente una hoja plana arrollada en una configuración de rollo de gelatina o rollo Suizo. La configuración arrollada en espiral es normalmente uno de los módulos menos costosos, presenta perfiles de concentración-polarización, velocidades lineales de flujo (de 5 a 10 cm/s) y caídas de presión (0,7 a 1,05 kg/cm²) bajos comparados con los de otras configuraciones. Sin embargo, estos elementos tienden más al ensuciamiento que otras configuraciones.



Figura 2.3. A) Configuración tubular, B) Arrollamiento espiral, C) Placa plana y D) Fibra hueca

Placa plana (Figura 2.3c). Las membranas de hoja plana se utilizan en módulos de placa y bastidor. Éstas ofrecen alta versatilidad comparadas con otras unidades, pero a un coste mayor de inversión. Los costes de reemplazo de membranas son bajos, pero los costes del trabajo de reemplazo son altos. Las unidades pueden desmontarse para realizar la limpieza manual.

Fibra hueca (Figura 2.3d). Las membranas de fibra hueca son membranas delgadas cilíndricas que contienen haces de 45 a 3.000 fibras, y cuyo diámetro interno es de 0,7-2,5 mm. Las membranas de fibra hueca se caracterizan por tener una alta densidad de empaquetamiento, un coste relativamente bajo de manufacturación, presentan bajas presiones de trabajo (más pequeñas de 5 bar) y no necesitan soporte, lo que permite limpiezas por retroflujo.

INTRODUCCIÓN

El flujo de alimentación y el permeado pueden ser concurrentes o bien ir a contracorriente, dependiendo de si el permeado en las fibras fluye en la misma dirección que la alimentación o contra ella (ver Figura 2.4).

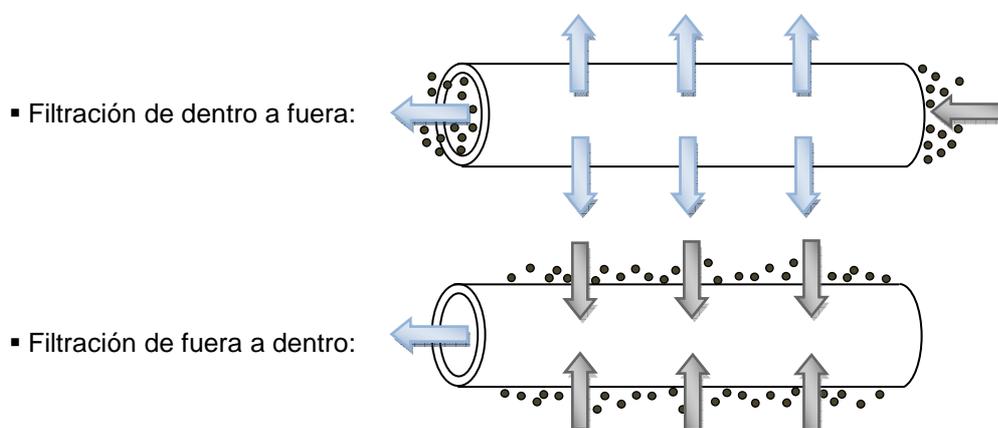


Figura 2.4. Modalidades de filtración de membranas de fibra hueca

La mayor desventaja de las membranas de fibra hueca es que son altamente susceptibles al bloqueo de los poros (plugging), lo cual provoca un ensuciamiento de las mismas que da lugar a limpiezas o reemplazos de los módulos, suponiendo un aumento en los costes económicos del proceso.

1.1.2.- Materiales

Existen principalmente dos tipos diferentes de materiales para la membrana: polímeros o cerámicas.

Polímeros. Las membranas se fabrican de acetato de celulosa o polímeros sintéticos, tales como los acrilatos o la polisulfona. Los tipos de membrana de retención salina se fabrican generalmente de materiales relativamente más hidrofílicos mientras que los materiales hidrofóbicos son más adecuados cuando el requerimiento primario es la estabilidad a las tensiones mecánicas y térmicas, ya que tienden a tener mayor estabilidad química, mecánica y térmica.

De manera general, los polímeros más utilizados son los amorfos (vidriados) ya que su pequeño tamaño de poro permite ser generado, regulado y controlado con relativa facilidad durante la fase de inversión del proceso utilizado para la fabricación de la

CAPÍTULO 2

membrana. La polisulfona es uno de los materiales de membrana más ampliamente empleados, principalmente a causa de presentar (Cheryan, 1986):

- Amplia tolerancia al pH (rango de exposición continua a pH de 1 a 13).
- Alto límite de temperatura (normalmente 75 °C).
- Buena resistencia a los oxidantes.
- Amplio rango de tamaños de poro (1 a 20 μm).

Otros materiales de esta categoría son los poliacrilonitrilos, polietersulfonas (ligeramente más hidrofílicos que las polisulfonas) y el polifluoruro de vinilideno.

La mayoría de las membranas sintéticas son hidrofóbicas y deben almacenarse húmedas ya que sin el tratamiento adecuado, se produce una pérdida de flujo irreversible y la estructura de la membrana puede colapsarse. Debido a la naturaleza de los coloides y compuestos disueltos presentes en el agua, los polímeros hidrofílicos proporcionan membranas que están menos sujetas al ensuciamiento que las hidrofóbicas.

Cerámicas. Las membranas cerámicas están hechas por sintetización de materiales inorgánicos. Generalmente, esta clase de membranas no muestran algunos de los defectos de las membranas poliméricas. Algunas ventajas de las membranas cerámicas son:

- Bajo costo de mantenimiento.
- Amplia resistencia al pH (pH desde 0 a 14).
- Elevadas limitaciones de presión (2 MPa).
- Alta resistencia a la temperatura (140 °C).
- Elevado caudal.
- Resistencia al ensuciamiento.
- Elevada selectividad.

Las membranas cerámicas suelen tener mayor estabilidad química, mecánica y térmica que las poliméricas, pero como inconveniente presentan una mayor fragilidad, por lo que la mayoría de empresas que comercializan membranas para el tratamiento de aguas residuales utilizan membranas poliméricas.

INTRODUCCIÓN

1.2. Factores de influencia en la separación con membranas

La densidad de flujo de permeado (J) es la cantidad de materia que pasa la membrana por unidad de área y de tiempo. El flujo está relacionado con la fuerza impulsora (la presión en este caso) y la resistencia ofrecida por la propia membrana y la interfase próxima a ésta. Esta interfase solución-membrana puede estar constituida por una capa concentrada de aquellas especies rechazadas por la membrana, dando lugar a una resistencia adicional a la de la propia membrana.

La resistencia hidráulica global, R, está dada por la siguiente expresión, conocida como la ley de Darcy:

$$R = \frac{1}{\mu} \cdot \frac{PTM}{J} \quad [2.1]$$

donde PTM es la diferencia de presión a través de la membrana, μ es la viscosidad dinámica del fluido y J es la densidad de flujo de permeado. La resistencia global, R, incluye la resistencia de la membrana y la resistencia de la interfase solución-membrana. La resistencia de la membrana depende del material, de la porosidad y del diámetro medio de poro y la resistencia de la interfase depende de las características de los sólidos de la alimentación.

1.2.1.- Filtración frontal y tangencial

Los procesos convencionales de separación con membranas, donde la fuerza impulsora es la presión, pueden operar de dos modos: filtración frontal y filtración tangencial, según se indica en la Figura 2.5.

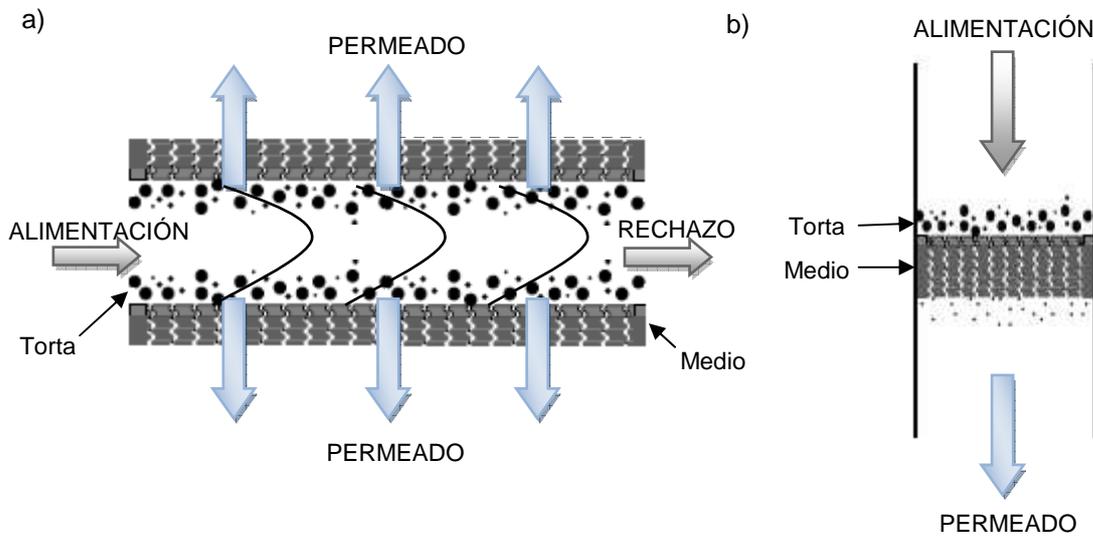


Figura 2.5. Modos de filtración: a) filtración tangencial; b) filtración frontal

En filtración frontal, la totalidad de las especies rechazadas por la membrana quedan retenidas sobre su superficie y su espesor se incrementa con el tiempo de filtración. La resistencia ofrecida por el conjunto de la membrana e interfase solución-membrana, se va incrementando, por tanto, con el tiempo de filtración. En estas condiciones se produce una disminución de la permeabilidad de la membrana que depende del volumen total de permeado y de la concentración de especies en la alimentación.

En la filtración tangencial, solamente una fracción de la alimentación pasa a través de la membrana (permeado) mientras el resto, constituye el rechazo. En relación con las especies retenidas por la membrana, sólo una parte de las mismas contenidas en la alimentación quedarán retenidas en la interfase solución-membrana y representan una resistencia adicional al flujo de permeado. Esta interfase tiende a alcanzar un espesor constante cuando se cumplen las condiciones de régimen estacionario.

1.2.2.- Concepto de capa de polarización (CP)

En las operaciones de separación con membranas se produce un transporte de especies (materia disuelta y materia en suspensión) desde el seno de la fase líquida hacia la superficie de la membrana. Si estas especies son retenidas por la membrana, se formará una capa concentrada que provoca un transporte inverso, de acuerdo con las leyes de difusión, reduciendo de este modo el flujo de permeado final.

INTRODUCCIÓN

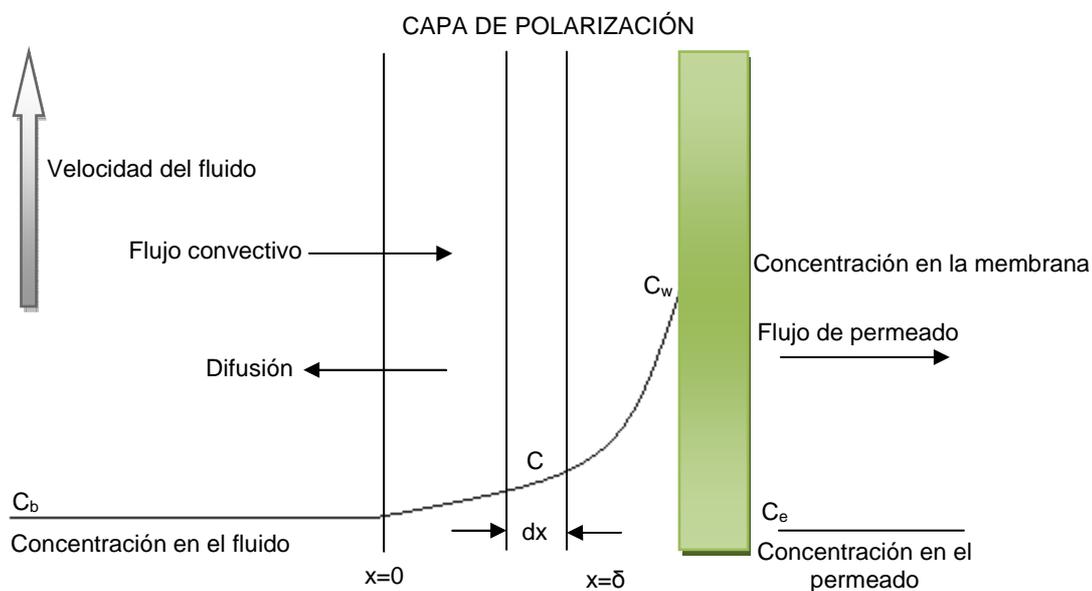


Figura 2.6. Esquema de la formación de la capa de polarización

En el modo de filtración tangencial, la capa límite o capa de líquido en la cual se produce una tendencia de acumulación de especies en la interfase solución-membrana se denomina capa de polarización (Figura 2.6). Esta acumulación generará un flujo de difusión inverso a la corriente inicial, pero después de unos instantes se establecerán las condiciones de estado estacionario.

Este fenómeno tiene gran importancia en las operaciones de nanofiltración y ósmosis Inversa, en las que se separan especies iónicas, y presentan poca importancia en las operaciones de micro y ultrafiltración, en las que se separa materia sólida en suspensión.

Además, si la suspensión presenta especies de masa molecular elevada, se produce un aumento de la presión transmembrana que da lugar a un aumento de la concentración en la capa de polarización hasta alcanzar el límite de solubilidad, pudiéndose formar un gel en la superficie de la membrana.

1.2.3.- Ensuciamiento de las membranas

Cuando se utiliza la operación de micro y ultrafiltración para separar materia en suspensión, el ensuciamiento de la membrana adquiere una gran importancia debido a la acumulación de sólidos sobre la superficie (formación de torta) y a la penetración de partículas en los poros de la membrana (ensuciamiento interno).

CAPÍTULO 2

Durante los procesos de filtración, la obstrucción de la membrana es inevitable, incluso con un pretratamiento adecuado. Los tipos y cantidades de ensuciamiento dependen de muchos factores diferentes tales como: la calidad del agua, tipo de membrana, material de la membrana y diseño y control de los procesos. El ensuciamiento se puede clasificar en función del mecanismo que lo produce (tipo de interacción entre la especie y la membrana):

- Formación de torta.- Puede producirse la deposición de partículas en sucesivas capas sobre la superficie externa de la membrana, aumentando así la resistencia hidráulica de la misma.
- Bloqueo de poro.- Durante la filtración, las especies pueden bloquear total o parcialmente los poros, disminuyendo la sección de paso y produciendo un aumento de la resistencia.
- Adsorción.- Se presenta cuando existen fuerzas de atracción entre la membrana y las partículas de la alimentación. Se puede generar una monocapa de partículas en el interior de los poros, dando lugar a un aumento adicional de la resistencia hidráulica.

1.2.4.- Mecanismos de ensuciamiento de las membranas

La filtración siempre conlleva a un aumento en la resistencia al flujo. En el caso de la filtración frontal, la resistencia aumenta conforme aumenta la capa de “torta” de sólidos que se forma en la superficie de la membrana y se opone a la fuerza impulsora. Esto hace que sea necesario realizar limpiezas periódicas de la membrana. Para la filtración tangencial, esta deposición continúa hasta que las fuerzas de unión entre la torta y la membrana se equilibran con las fuerzas rasantes sobre la superficie de la membrana. En este caso, la resistencia al flujo es menor que en el modo de filtración frontal.

Generalmente se reconocen cuatro mecanismos de ensuciamiento (ver Figura 2.7):

- Formación de torta.
- Bloqueo completo de poros.
- Bloqueo parcial o intermedio de poros.
- Bloqueo estándar de poros.

INTRODUCCIÓN

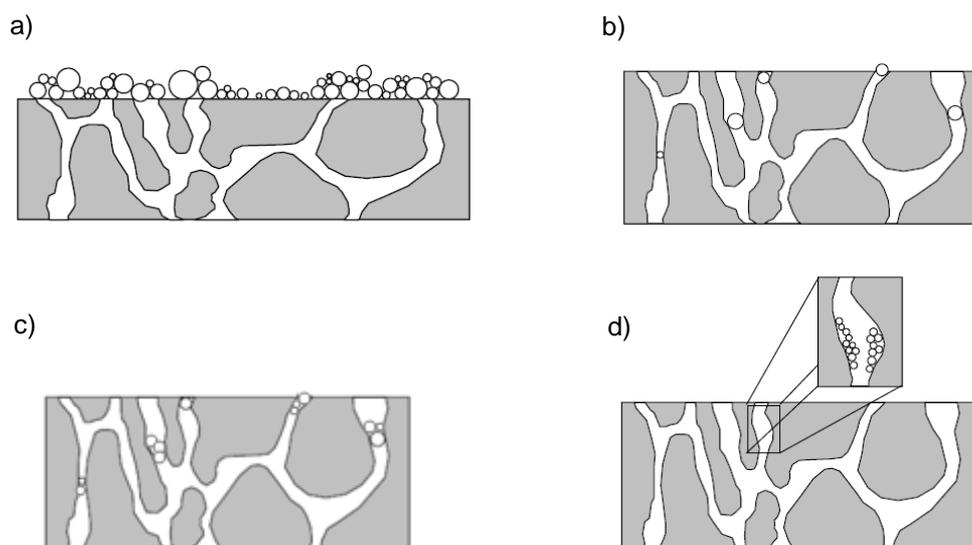


Figura 2.7. Mecanismos de ensuciamiento de la membrana: a) formación de torta, b) bloqueo completo, c) bloqueo parcial y d) bloqueo estándar

El modelo de formación de torta, basado en la ecuación de Darcy, implica un aumento lineal de la PTM con el tiempo debido a que, cuando la concentración de la suspensión es alta, las partículas se pueden depositar sobre la superficie de la membrana o sobre la capa de partículas depositadas para formar una torta de filtración:

$$PTM = PTM_0 + \mu \cdot \alpha \cdot \omega J^2 \cdot t \quad [2.2]$$

donde: PTM es la presión transmembrana, Pa

PTM_0 es la presión transmembrana inicial, Pa

μ es la viscosidad dinámica del solvente, Pa·s

α es la resistencia específica de la torta, m/kg

ω es la masa de partículas por unidad de volumen filtrado, kg/m³

J es el flujo de permeado, l/(h·m²)

t es el tiempo de filtración, s

En el modelo de bloqueo completo de poros, basado en la ley de Poiseuille, se asume que cada partícula que llega a la membrana bloquea algún poro o poros, provocando que la PTM sea inversamente proporcional al tiempo:

CAPÍTULO 2

$$\frac{1}{PTM} = \frac{\pi \cdot r_p^4 \cdot N_{p0}}{8 \cdot \mu \cdot L \cdot M_0} - \frac{\pi \cdot r_p^4 \cdot k_2}{8 \cdot \mu \cdot L} \cdot t \quad [2.3]$$

donde: r_p es el radio medio de las partículas, m

N_{p0} , número de poros abiertos

k_2 es el número de partículas colmatantes por unidad de volumen filtrado, m^{-3}

L es la longitud de la membrana, m

M_0 es constante, expresada como dV/dt

Si se simplifica, se obtiene la ecuación característica:

$$\frac{1}{PTM} = \frac{1}{PTM_0} - \frac{K_b}{PTM_0} \cdot t \quad [2.3b]$$

siendo K_b la constante de bloqueo completo de poros, s^{-1} .

En el modelo de bloqueo parcial de poros, basado también en la ley de Poiseuille, se supone que cada partícula se deposita sobre otra que había previamente bloqueando algún poro. En este caso se produce un incremento de PTM mucho más significativo a medida que transcurre el tiempo de filtración.

$$\frac{1}{PTM} = \frac{1}{PTM_0} \cdot e^{-K_i \cdot J \cdot t} \quad [2.4]$$

donde K_i es la constante para el bloqueo parcial de poros, s^{-1} .

Por último, en el caso del bloqueo estándar, si cada partícula que llega a la membrana se deposita en la pared interna de un poro, basándose también en la Ley de Poiseuille, esto conlleva a un aumento de la PTM, donde se asume que el fluido es newtoniano.

$$\frac{1}{\sqrt{PTM}} = \frac{1}{\sqrt{PTM_0}} \cdot K_s \cdot t \quad [2.5]$$

donde K_s es la constante para el bloqueo estándar de poros, s^{-1} .

INTRODUCCIÓN

En filtración tangencial además de los fenómenos ya citados, algunos autores han sugerido que el aumento de flujo durante la filtración puede deberse a la presencia de otros modos adicionales de transporte de partículas a través de la membrana. Entre estos mecanismos de ensuciamiento figuran:

- Los fenómenos de migración lateral (Belford *et al.*, 1994).- Una fuerza inercial que se ejerce sobre las partículas produce su alejamiento de la membrana, lo que provoca una disminución del espesor de la torta. Dicha fuerza es opuesta a la fuerza convectiva producida por el flujo aplicado.

- La difusión turbulenta (Davis y Sherwood, 1990).- Movimiento aleatorio de las partículas producido por la interacción de las mismas en un régimen de circulación turbulento en una suspensión concentrada.

- La difusión Browniana (Trettin y Doshi, 1980).- Afecta principalmente a partículas pequeñas con tamaño similar al diámetro de poro de la membrana.

- Otras interacciones partícula-membrana.- Fuerzas repulsivas de tipo electrostático, fuerzas atractivas de tipo Van der Waals o movimiento giratorio de partículas que forman la torta.

CAPÍTULO 2

2. BIORREACTORES DE MEMBRANA (BRM)

Los biorreactores de membrana se pueden definir como la combinación de dos procesos básicos –degradación biológica y separación por membrana- en un proceso único en el que los sólidos en suspensión y microorganismos responsables de la biodegradación son separados del agua tratada mediante una unidad de filtración por membrana. La totalidad de biomasa está confinada dentro del sistema, proporcionando un control perfecto del tiempo de permanencia de los microorganismos en el reactor (edad del lodo).

2.1. Desarrollo histórico de los BRM

El desarrollo comercial de los biorreactores de membrana comenzó a finales de 1960 por Dorr-Oliver (Bemberis *et al.*, 1971), cuya aplicación fue el tratamiento de aguas residuales a bordo de barcos. Al mismo tiempo, se comenzó a utilizar el sistema de membranas de separación a gran escala en el proceso de tratamiento de lodos activados (Hardt *et al.*, 1970; Smith *et al.*, 1969). El sistema de Dorr-Oliver logró el acoplamiento de un proceso de lodos activados con membranas, para concentrar la biomasa generada y obtener un agua-producto (permeado) clarificado y prácticamente desinfectado. Este sistema se comercializó en Japón bajo licencia de Sanki Ingeniería, con cierto éxito hasta la década de 1990. Desde finales de la década de 1980 a principios de 1990, Zenon Environmental fue desarrollando el sistema de BRM que finalmente llevó a la introducción del primer BRM sumergido en la década de 1990. Mientras tanto, en Japón se llevaba a cabo el desarrollo de un BRM con membranas planas de microfiltración por la empresa de maquinaria agrícola Kubota. A finales de 1996 ya existían 60 plantas Kubota instaladas en Japón para las aguas residuales domésticas y, posteriormente, para el tratamiento de efluentes en la industria. A día de hoy, Kubota sigue dominando el mercado japonés de las membranas para el tratamiento de aguas residuales y también proporciona el mayor número de BRM en todo el mundo (Figura 2.8).

En la década de 1990, la empresa Zenon (actualmente, Zenon GE®) patentó el proceso tras el desarrollo de las membranas de fibra hueca (Tonelli y Behmann, 1996; Tonelli y Canning, 1993). Zenon presentó su primer BRM ZeeWee en 1993, siendo éste el ZW145 (145 m²), seguido rápidamente por la ZW130 y 150 módulos más. La compañía presentó el ZW500b, c y d módulos en 1999, 2001 y 2003, respectivamente, el cambio de diseño para aumentar la eficiencia del proceso global y la aireación cíclica se produjo en el año 2000. Durante este período, Kubota también ha desarrollado sus productos con una mejora de la eficiencia energética global. Como ya se indicó, la capacidad acumulativa de

INTRODUCCIÓN

ambos, Zenon y Kubota, ha aumentado de forma exponencial. Estos dos sistemas BRM dominan el mercado hoy en día, un gran número de los sistemas a pequeña escala pertenecen a Kubota, mientras que los sistemas de mayor capacidad tiende a ser Zenon (ver Figura 2.8).

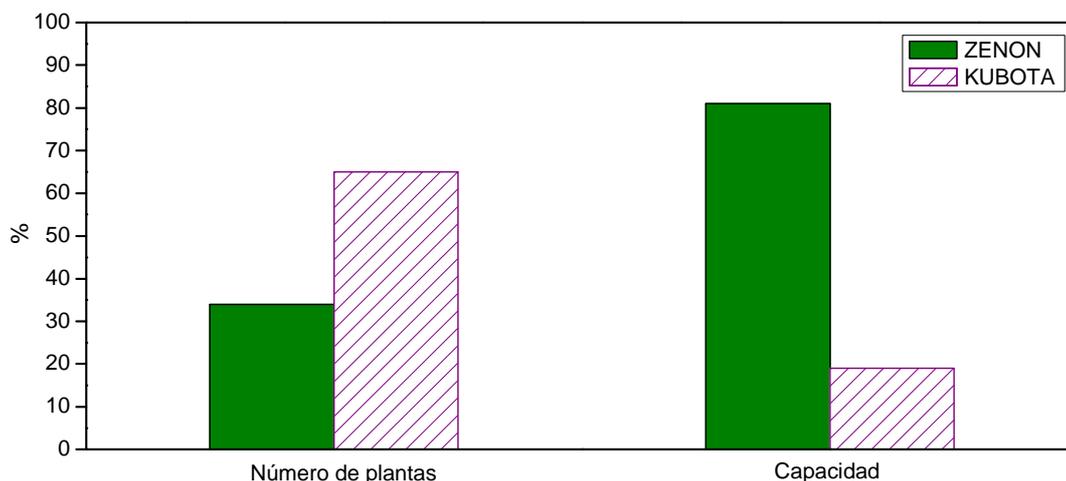


Figura 2.8. Cuota de mercado de las dos empresas líderes, Zenon y Kubota (2008)

En la actualidad, el mercado de membranas se ha ampliado de forma importante, con la aparición de nuevas empresas (Koch Membrane Systems, Mitsubishi Rayon Engineering, Siemens Water Technologies, Norit X-Flow...).

2.2. El proceso de los biorreactores de membrana

El proceso del BRM debe ser diferenciado de aquellos procesos de tratamiento convencional ya que el biorreactor de membrana permite aumentar la concentración de biomasa pudiendo depurar las aguas en sistemas más pequeños y compactos, como se muestra en la Figura 2.9.

La Figura 2.9 muestra el proceso convencional de lodos activados con tratamiento terciario y el sistema de BRM. El BRM puede prescindir de la sedimentación primaria, del clarificador y del tratamiento terciario. El BRM resulta ser un sistema mucho más compacto que un sistema convencional; además, la concentración de biomasa en el BRM es del orden de 3 a 5 veces superior a la utilizada en el convencional, lo que conlleva a una reducción importante del volumen del reactor necesario para tratar el mismo caudal de entrada de alimentación.

CAPÍTULO 2

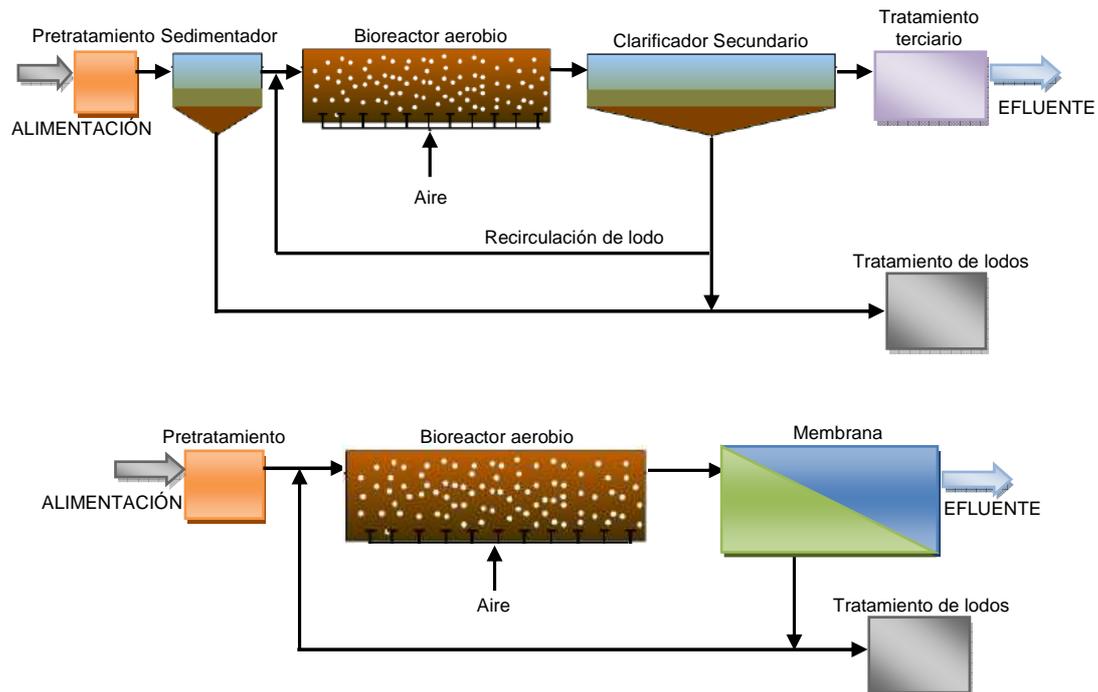


Figura 2.9. Proceso convencional de lodos activados con tratamiento terciario frente a BRM

La separación de la biomasa con un sistema de filtración por membranas es total y prácticamente independiente de la concentración de biomasa presente. No obstante, la concentración de biomasa no puede elevarse de forma arbitraria, debido a otros problemas asociados con la transferencia de oxígeno y con el ensuciamiento de la propia membrana. Por tanto, los BRM proporcionan efluentes de muy alta calidad. Los rendimientos medios de eliminación de materia orgánica y de sólidos en suspensión superan en todos los casos el 94 % (> 94 % para el COD, > 95 % para la DBO y > 97 % para los sólidos en suspensión totales) (Gil *et al.*, 2010).

En los BRM no se dan los problemas característicos de la sedimentabilidad de la biomasa que ocurren en los sistemas convencionales con clarificador. La flexibilidad de los BRM para los cambios, independiente del tiempo de residencia hidráulico y del tiempo de residencia celular (edad de lodo), es mucho mayor que la del sistema de lodos activados convencional. Estas circunstancias permiten alterar a voluntad el comportamiento biológico del sistema logrando, incluso, reducir la producción de lodos biológicos cuando se conduce su cinética hacia zonas de régimen estacionario o endógenas (Krauth y Staab, 1994; Ishida *et al.*, 1993; Bouillot, 1988; Chaize y Huyard, 1991).

INTRODUCCIÓN

2.3. Configuraciones de los BRM

Las unidades del reactor biológico y de la membrana del sistema de BRM se pueden combinar externamente, en cuyo caso ésta se separa del depósito de proceso haciendo circular la biomasa entre el biorreactor y la membrana (Figura 2.10a), o bien integrando las membranas dentro del biorreactor (Figura 2.10b). La segunda configuración, se puede definir como BRM *integrado o sumergido* y es la más usada. En un BRM sumergido, la presión a través de la membrana sólo se puede crear mediante la aspiración de la misma (Kayawake *et al.*, 1991; Ishida *et al.*, 1993; Chiemchaisri *et al.*, 1993) o mediante la presurización del biorreactor. En el caso del BRM externo, también se puede crear la presión mediante flujo de recirculación a través de la membrana (lo más común).

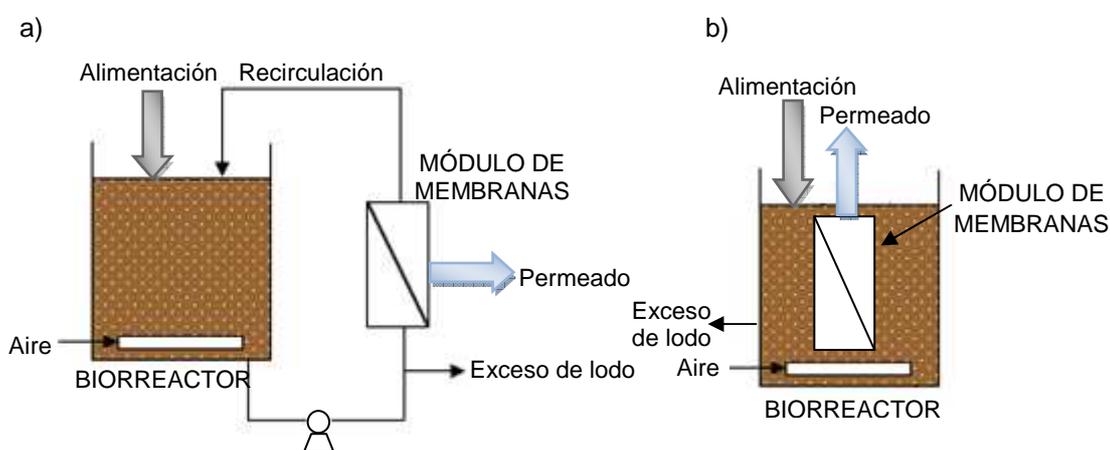


Figura 2.10. a) BRM con membrana externa y, b) BRM con membrana sumergida

Normalmente, los BRM con membrana externa operan a presiones comprendidas entre 0,5 y 5 bar y permiten obtener densidades de flujo de permeado entre 40 y 120 $l/(h \cdot m^2)$. Por otro lado, los BRM con membrana sumergida operan con valores de PTM negativos (entre 0,25 y 0,5 bar) y densidades de flujo de permeado entre 10 y 40 $l/(h \cdot m^2)$. Los BRM de membrana sumergida presentan un menor consumo energético (0,4-2,0 kWh/m^3) que los BRM de membrana externa (2-10 kWh/m^3) (Judd, 2006).

2.4. Mercado actual de BRM y costes

Actualmente, el mercado de BRM está experimentando un crecimiento acelerado, y se espera que este crecimiento se mantenga en los próximos años. El mercado mundial se duplicó en un período de 5 años a partir del año 2000, para llegar a un mercado de 217

CAPÍTULO 2

millones de dólares en 2005. Dicho valor estaba alrededor de 10 millones en 1995 y se espera que alcance 360 millones de dólares en 2010 (Hanft, 2006).

En Europa, el mercado de BRM total, tanto para los usuarios industriales como municipales, se estima que ha aumentado de 25 millones de Euros en 1999 a 33 millones en 2002 (Frost y Sullivan, 2003). Las proyecciones de mercado para el futuro indican que se prevé un aumento anual del 6,7 % a los datos obtenidos en 2002. El mercado europeo de BRM, en la actualidad, está dividido en partes iguales entre el Reino Unido e Irlanda, Alemania, Francia, Italia, los Países Bajos y España (Figura 2.11).

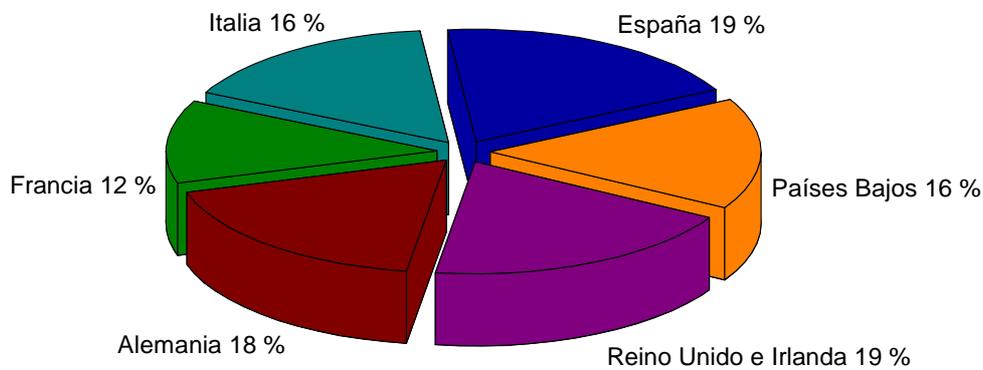


Figura 2.11. Mercado europeo de Biorreactores de membrana (Frost y Sullivan, 2004)

En EE.UU. y Canadá, el mercado de BRM también se espera que experimente un crecimiento sostenido durante la próxima década, con los ingresos procedentes de la purificación de agua basada en la desalación y el tratamiento de residuos, por un total de más de 750 millones de dólares en 2003, y se espera que alcance 1,3 billones en 2010 (Frost y Sullivan, 2004). El mercado oriental representa un crecimiento importante, por ejemplo, antes de 2005 existían 1.400 instalaciones de BRM sólo en Corea.

De manera general, en la Figura 2.12 se muestran las perspectivas del mercado de membranas en millones de dólares, previstas hasta el año 2013.

INTRODUCCIÓN

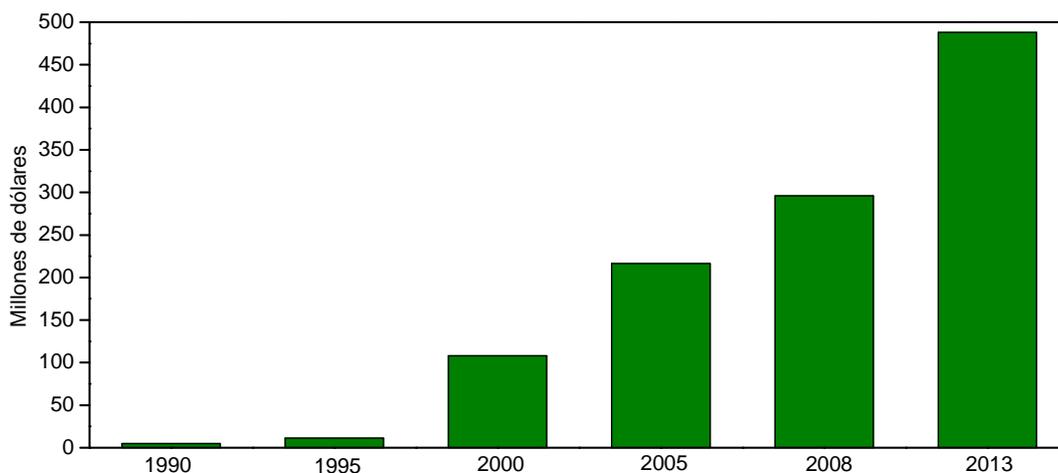


Figura 2.12. Perspectivas del mercado de BRM. Fuente: BCC Research

La influencia de los costes de inversión y operación sobre el diseño de los BRM, para el tratamiento de aguas residuales, se puede agrupar en tres grupos básicos de parámetros independientes: factores biológicos, factores hidrodinámicos y membranas. La Figura 2.13 muestra las principales relaciones entre los parámetros independientes y los diferentes conceptos que componen los costes de inversión y operación. El diseño óptimo de los BRM debería integrar todos estos parámetros.

Aunque la influencia de algunos de estos parámetros parece clara y fácil de cuantificar, por ejemplo, las inversiones relativas a las dimensiones del biorreactor y costes de operación para el tratamiento del exceso de lodo; y las consecuencias de otros, como los parámetros biológicos e hidrodinámicos sobre los rendimientos de filtración, son todavía objeto de debates y requerirían una importante cantidad de investigaciones.

CAPÍTULO 2

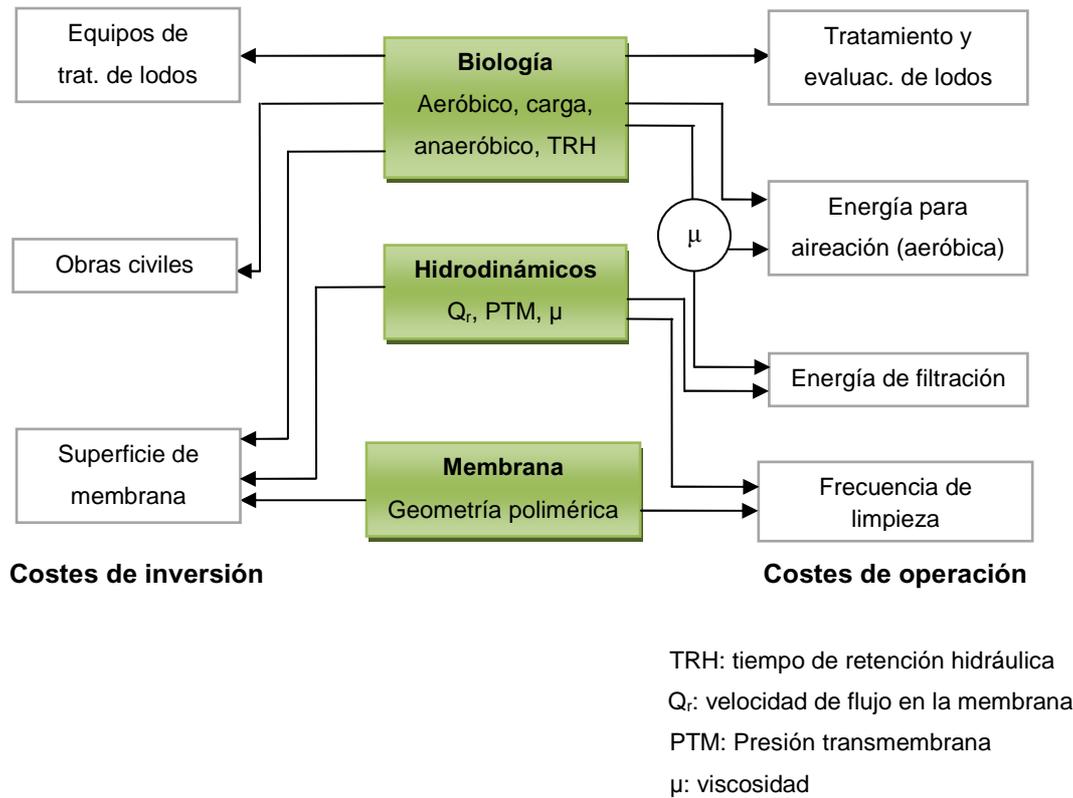


Figura 2.13. Principales relaciones entre los tres parámetros de diseño independientes y los principales conceptos del coste de inversión

Los costes totales de inversión, Côté *et al.* (2004), se pueden desglosar en:

- Costes directos (equipos para todas las unidades del proceso, lugar de tratamiento, edificio eléctrico, depósitos, tuberías, instrumentación y control, laboratorios y edificios administrativos).
- Costes indirectos (pagos, honorarios, inspecciones, diseño, entre otros).
- Coste del terreno.

El desglose de los costes de inversión en directos, indirectos y costes de terreno se muestra en la Figura 2.14, para una planta con una capacidad de 3.800 m³/d (Côté *et al.*, 2004). Los costes directos representan 2/3 de los costes totales de inversión, lo cual es lógico ya que en estos costes se incluyen los reactores, decantadores, bombas, membranas, elementos de control, etc. Cabe destacar que, en los BRM, el 78 % aproximadamente de estos costes directos de inversión están asociados al coste de las

INTRODUCCIÓN

membranas (Stephenson *et al.*, 2000). El coste asociado al terreno y al espacio que ocupa la planta representa el 13,6 % para la planta de lodos activados, mientras que para los BRM se reduce a 7,3 %.

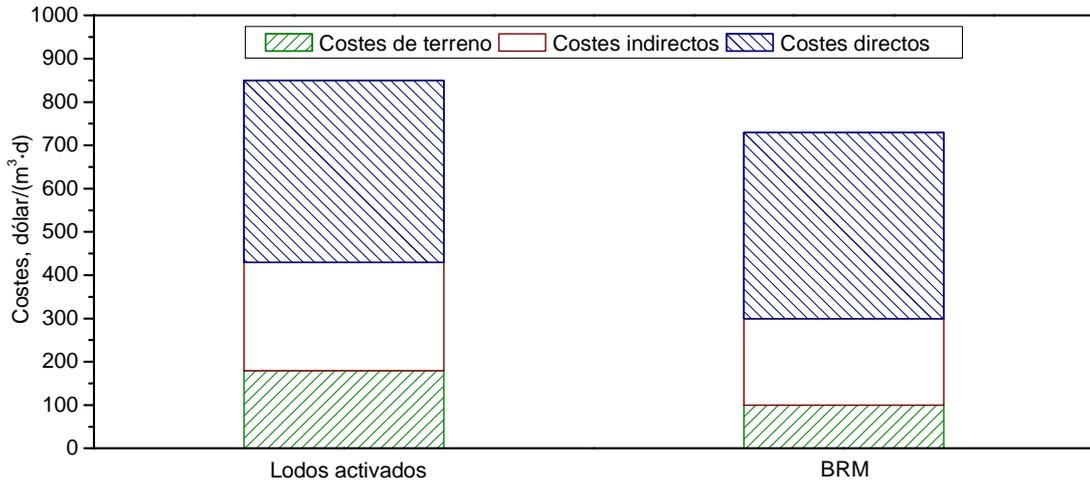


Figura 2.14. Costes de inversión

Los costes totales de operación y mantenimiento considerados por Côté *et al.* (2004) se presentan en la Figura 2.15, para los dos sistemas comparados. En los BRM, los costes de operación y mantenimiento son mayores (alrededor de un 20-30 %) que en una planta de lodos activados convencional. Esto es debido, principalmente, al uso de las membranas ya que éstas necesitan un mantenimiento (limpieza, reemplazo) más riguroso y frecuente, además de requerir mayor consumo de energía debido a la aireación y la filtración.

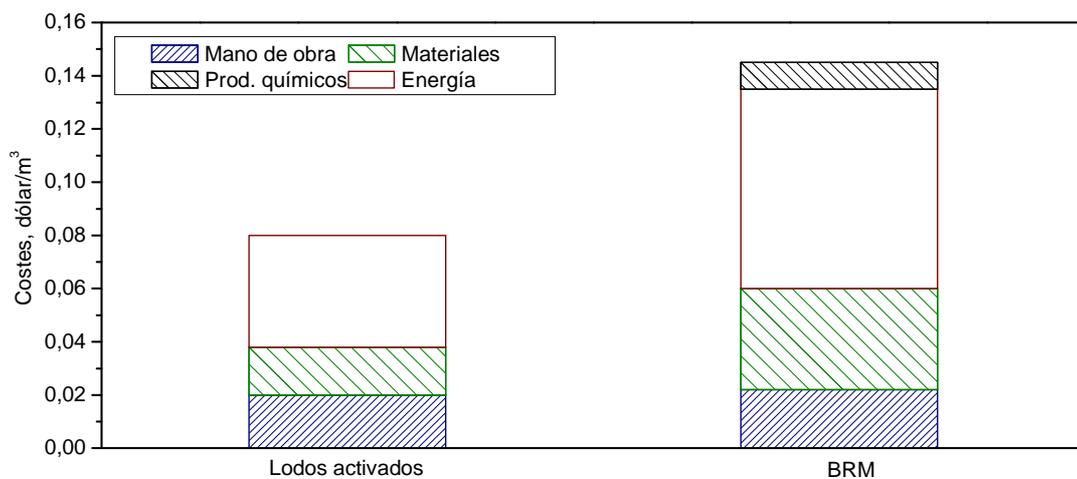


Figura 2.15. Costes totales de operación y mantenimiento

CAPÍTULO 2

La Figura 2.15 muestra las cuatro categorías en las que se dividieron estos costes: mano de obra, materiales (renovación de equipos, reemplazo de las membranas), energía y productos químicos (limpieza de las membranas); para cada una de estas categorías los costes asociados a los BRM son mayores. Cabe destacar que en ambos casos y, especialmente en los BRM, dentro de los costes totales de operación y mantenimiento, prácticamente el 50 % son debidos al gasto energético.

En este aspecto, diversos estudios han estimado el consumo energético de un BRM (Jeffery, 2005). En la Figura 2.16 se representa dicho consumo en porcentaje, donde se puede observar como el burbujeo de aire total (aireación de la membrana y del proceso biológico) suponen casi un 75 % del total.

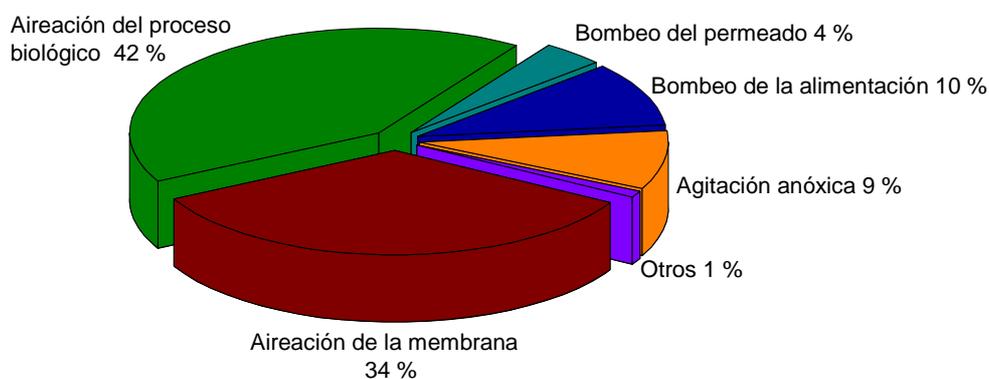


Figura 2.16. Porcentajes de consumo energético de una planta piloto de BRM

3. PROCESO DE DEPURACIÓN BIOLÓGICA EN LOS BRM

3.1. Microbiología y morfología

El tratamiento biológico de las aguas residuales se basa en la conversión-asimilación, por parte de los microorganismos, de la materia orgánica disuelta o en suspensión para producir energía o para biosintetizar su propia estructura. En la mayor parte de los casos, el tratamiento del agua residual se realiza a través del metabolismo aerobio de las bacterias autótrofas (quimiolitotróficas) y heterótrofas (quimiorganotróficas), aunque en ausencia de oxígeno disuelto se puede utilizar el nitrato como aceptor de electrones generando nitrógeno gas (desnitrificación).

Además de las bacterias, en el tratamiento biológico aparecen otros organismos superiores que juegan un papel importante en la depuración, eliminando materia orgánica y consumiendo bacterias. En ocasiones, también pueden aparecer especies superiores como nematodos y larvas que contribuyen a la eliminación de la materia orgánica particulada y los flóculos dispersos de la biomasa.

Hay pruebas que sugieren que los organismos superiores, protozoos, microorganismos filamentosos, nematodos y ciliados, están presentes en concentraciones más bajas en el BRM que en los sistemas convencionales de lodos activados (Cicek *et al.*, 1999; Witzig *et al.*, 2002). Sin embargo, concentraciones más altas de protozoos, especialmente flagelados y ciliados libres, se han encontrado en BRM en comparación con el proceso convencional de lodos activados (Ghyoot y Verstraete, 2000). Este hecho puede llegar a ser importante, ya que se ha demostrado el significativo impacto de los protozoos en la eliminación de nitrógeno (Lee y Welander, 1994).

Los procesos biológicos convencionales ejercen una presión de selección sobre la biomasa, que tiende a favorecer la formación de flóculos bacterianos o biopelículas. En ambos casos, los microorganismos son mantenidos juntos por una mezcla compleja de exopolímeros (Jorand *et al.*, 1995) que impide la difusión del sustrato y, por tanto, la velocidad de degradación.

El uso de biorreactores de membrana permite contrarrestar la presión de selección, y las típicamente elevadas velocidades tangenciales limitan el tamaño de los flóculos (Wisniewski y Grasmick, 1995; Bailey *et al.*, 1994a, 1994b), conduciendo a mayores velocidades de transferencia másica hacia los microorganismos. Un ejemplo de la

CAPÍTULO 2

distribución de tamaños de los flóculos, de las muestras tomadas de un reactor de lodos activados y un BRM alimentado con el mismo efluente (Figura 2.17), confirmó el menor tamaño de las partículas en el lodo del BRM ($\approx 45 \mu\text{m}$), comparado con el de lodos activados ($\approx 60 \mu\text{m}$).

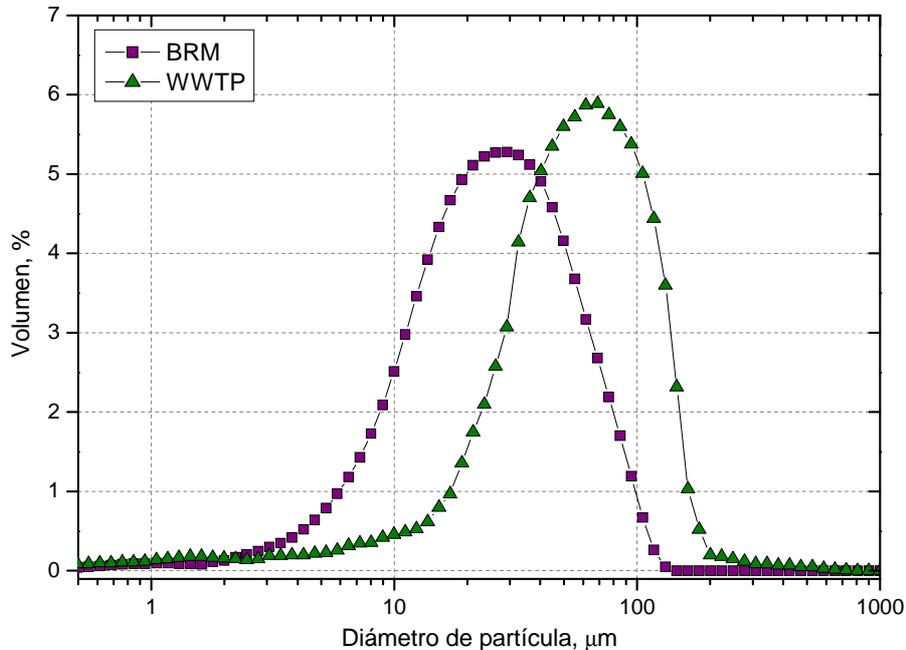


Figura 2.17. Distribución de tamaños de los flóculos en el lodo activado procedente de un proceso convencional de lodos activados (WWTP) y de un BRM (Manem y Sanderson, 1996)

3.2. Cinética del proceso

El tiempo de residencia celular o edad de lodo (TRS) es uno de los parámetros más importantes en el diseño de los BRM, ya que la producción de lodo puede ser, en principio, reducida por medio de su control. El control del TRS en un sistema biológico permite al operador controlar la velocidad de degradación del sustrato, la concentración de biomasa y el exceso de lodos. Normalmente, el TRS es controlado por descargas periódicas de lodo del proceso (purga). Esta relación viene expresada en la siguiente ecuación:

$$\text{TRS} = \frac{V \cdot X}{Q_w \cdot X_w + Q_e \cdot X_e} \quad [2.6]$$

INTRODUCCIÓN

donde V y X son los volúmenes y concentración de SSLM que se acumulan en el reactor, respectivamente. Q_w y X_w el caudal de líquido y la concentración de sólidos suspendidos en la purga, y Q_e y X_e son el caudal de líquido y la concentración de sólidos del efluente.

Por tanto, el TRS debe, teóricamente, determinar la calidad final del efluente, aunque en la práctica está determinada por la sedimentabilidad del lodo. En un sistema BRM, ningún sólido atraviesa la membrana, $X_e = 0$, por lo que el TRS se define sólo por los sólidos existentes en el reactor y los sólidos extraídos con la purga. Si la purga de lodos se lleva a cabo desde el propio reactor, la concentración de sólidos será la misma ($X_w = X$), con lo que el caudal de purga vendrá dado por:

$$Q_w = \frac{V}{\text{TRS}} \quad [2.7]$$

Un parámetro muy citado en el diseño de los BRM es la carga orgánica, relación A/M , que se relaciona con el tiempo de retención de sólidos mediante la siguiente expresión:

$$\frac{1}{\text{TRS}} = Y \cdot (A/M) \cdot \frac{E}{100} - k_e \quad [2.8]$$

donde Y es el rendimiento celular, k_e es el coeficiente de descomposición endógena y E es la eficacia en la eliminación de sustrato.

Los valores de TRS habituales para un proceso convencional de lodos activados se encuentran en el rango de 5-15 días, con valores correspondientes de A/M entre 0,2 y 0,4 kg DQO/(kg SSLM/d). Un aumento en el TRS a menudo da lugar a un aumento en la concentración de biomasa. Los sistemas convencionales normalmente operan a TRS de 8 días con concentraciones de SSLM de 2,5 g/l, mientras que con TRS de 40 días presentan concentraciones de SSLM de 8-12 g/l. Una disminución en la relación A/M implica una mayor concentración de SSLM y un rendimiento celular más bajo. Esto representa una gran ventaja en los sistemas BRM ya que los datos recogidos en algunos estudios (Stephenson *et al.*, 2000) revelan que la mayoría de BRM, donde el TRS es elevado, operan a relaciones de $A/M < 0,12$.

Por otra parte, los modelos cinéticos de crecimiento microbiano habitualmente empleados, no consideran que altas concentraciones de biomasa supongan bajas tasas de crecimiento, como ocurre frecuentemente en los BRM (por ejemplo, a elevadas edades de

CAPÍTULO 2

lodo) y, por tanto, son difícilmente aplicables para tales casos. En este aspecto, el metabolismo de mantenimiento, donde la demanda de sustrato sólo sirve para la supervivencia celular, presenta una gran importancia en los procesos a elevadas edades de lodo.

En la degradación del sustrato orgánico, el carbono se emplea directamente en la formación de células nuevas y CO_2 debido a la respiración. Los rendimientos relativos de biomasa y CO_2 dependen del nivel fisiológico de la biomasa (Drews y Kraume, 2005). A velocidades de crecimiento bajas, los microorganismos utilizan el sustrato disponible principalmente para su mantenimiento. En el tratamiento de aguas residuales, este efecto se observa en una disminución del rendimiento celular bajo condiciones de altas edades de lodo (ver Figura 2.18) o a elevadas concentraciones de biomasa (Low y Chase, 1999).

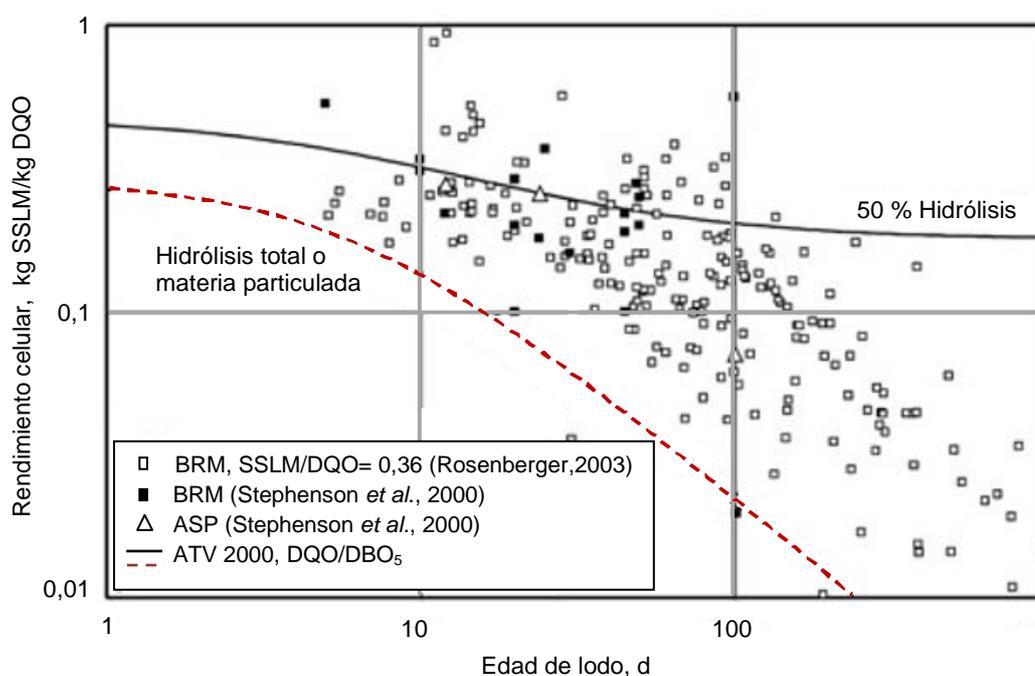


Figura 2.18. Disminución del rendimiento celular al aumentar la edad de lodo. Las curvas representan los resultados del modelo (norma alemana, ATV, 2000) basado en la hidrólisis completa (línea roja) y un 50 % (línea negra) de hidrólisis de la materia particulada del afluente (Drews y Kraume, 2005)

Junto al metabolismo celular, y de forma simultánea, se pueden producir otros procesos, como la respiración endógena o la lisis bacteriana, que afectan a los rendimientos celulares. Actualmente, cuando el sistema se ve sometido a una deficiencia severa de

INTRODUCCIÓN

sustrato, los organismos no mueren sino que se encuentran en un estado de letargo (van Loosdrecht y Henze, 1999). Sólo la depredación por parte de organismos superiores, condiciones adversas o tóxicas o virus pueden dar lugar a la muerte celular. Cualquiera que sea el fenómeno que se produce, puede ser descrito por la ecuación de Pirt (1965):

$$-r_{su} = \frac{r_{SSVLM}}{Y} + k_{m,s} \cdot SSVLM \quad [2.9]$$

donde el parámetro de mantenimiento, $k_{m,s}$, el rendimiento observado, Y , y la velocidad de crecimiento, r_{SSVLM} , permiten determinar la concentración de biomasa, $SSVLM$, y la velocidad de consumo de sustrato, r_{su} .

A pesar de que se hayan observado pequeñas variaciones en los valores de $k_{m,s}$ bajo distintas condiciones experimentales (TRS, TRH o velocidad de crecimiento) no se ha encontrado ninguna correlación general que explique su comportamiento. Algunos autores (Bouillot *et al.*, 1990 y Wisniewski *et al.*, 1999) han sugerido para $k_{m,s}$ e Y valores de 0,04 kg DQO/(kg SSVLM-h) y 0,36 kg SSVLM/kg DQO, respectivamente.

3.3. Transferencia de oxígeno

La aireación de los biorreactores de membrana es fundamental ya que, por un lado, proporciona la agitación necesaria de la biomasa en el sistema y, por otro lado, suministra el oxígeno disuelto necesario para el tratamiento biológico por parte de los microorganismos. El oxígeno es comúnmente transferido al medio por el burbujeo de aire en el sistema, y se puede cuantificar a través de la eficiencia en la transferencia de oxígeno, la cual decrece con la concentración de biomasa.

La transferencia de oxígeno está relacionada con el área interfacial y el tiempo de contacto entre la suspensión y las burbujas. El tamaño de la burbuja y, por tanto, el área interfacial relativa, dependen del tipo de aireador. Además, la coalescencia de burbujas pequeñas reduce la eficacia de la transferencia de oxígeno hacia el medio líquido, y se encuentra afectada por las características de la biomasa. Normalmente, la aireación en los BRM es suministrada por difusores de burbuja fina que proporcionan el oxígeno y la agitación mecánica necesaria. Además, la unidad de membrana de los BRM dispone de difusores de burbuja gruesa para proporcionar la turbulencia necesaria para evitar el ensuciamiento de la misma.

CAPÍTULO 2

Generalmente, la influencia de los componentes de la suspensión sobre la capacidad de aireación se cuantifica mediante el factor α , que representa la relación entre el coeficiente de transferencia de materia (K_{La}) en la suspensión respecto al coeficiente en agua de red. Algunos autores (Rosso *et al.*, 2001) han intentado establecer correlaciones entre α y la concentración de biomasa; los valores de α se duplicaban cuando la edad de lodo pasaba de 3,2 a 17 días. En la Figura 2.19 se presenta el efecto de la concentración de biomasa (como SSLM) sobre α .

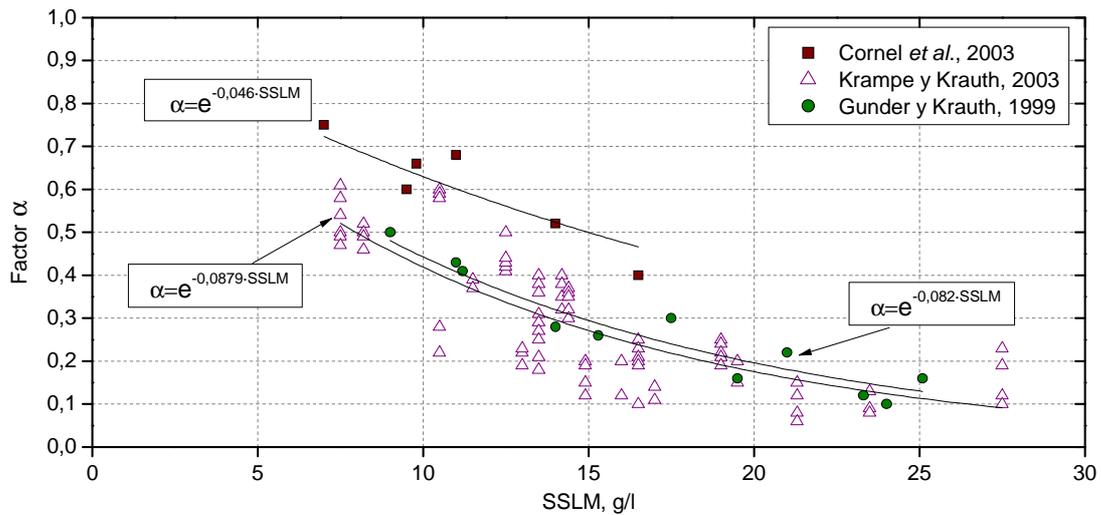


Figura 2.19. Correlación α frente a la concentración de sólidos suspendidos totales (SSLM). Adaptado de Schwarz *et al.*, 2006

INTRODUCCIÓN

4. BIOENSUCIAMIENTO DE LOS BRM

Todos los parámetros involucrados en el diseño y operación del BRM influyen en el ensuciamiento de la membrana, que es el principal problema que ha impedido la completa implantación de estos sistemas en el mercado.

Se pueden definir tres categorías de factores que influyen en dicho ensuciamiento: las características de la membrana, la naturaleza de la alimentación y de la suspensión y las condiciones de operación en el sistema (Figura 2.20). Mientras que algunos de estos parámetros tienen una influencia directa en el ensuciamiento de las membranas, muchos otros son resultado de los efectos posteriores en el fenómeno previsible del ensuciamiento. Las complejas interacciones entre estos parámetros complican la percepción del ensuciamiento y esto, por tanto, es crucial para el completo entendimiento de los fenómenos físicos, biológicos y químicos ocurridos en los BRM, así como para prever y evaluar los mecanismos implicados.

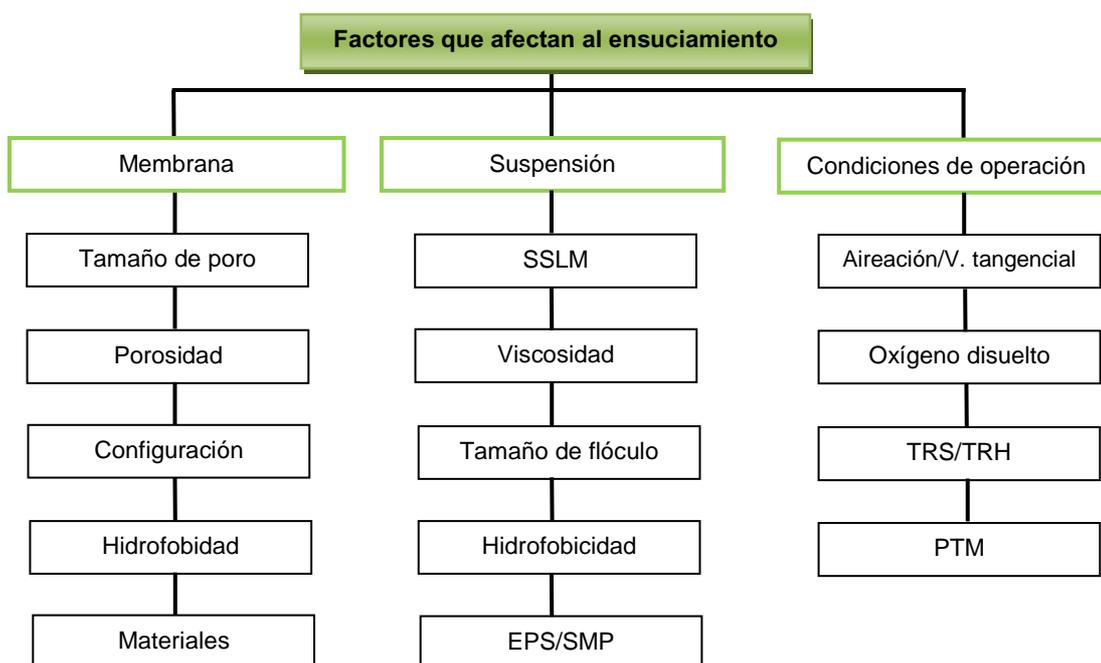


Figura. 2.20. Factores que afectan al ensuciamiento de las membranas en los BRM

CAPÍTULO 2

4.1. Características de la membrana

Tamaño de poro y distribución. Los efectos del tamaño de poro en el ensuciamiento de la membrana están relacionados con las características de la suspensión de alimentación y, en particular, con la distribución de los tamaños de partícula. La naturaleza compleja y cambiante de las suspensiones biológicas presentes en los sistemas BRM, junto a la gran distribución de tamaños de poro de las membranas generalmente usadas (va de 0,05 a 1 μm) son las principales razones para la indefinida dependencia del flujo esperado en un cierto tamaño de poro (Chang *et al.*, 2002 y Le-Clech *et al.*, 2003). La duración del experimento y otros parámetros de operación, como la velocidad de flujo tangencial y la presión constante, o el flujo constante de operación, también tienen una influencia directa en la determinación de la optimización del tamaño de poro de la membrana.

Algunos estudios (He *et al.*, 2005) han revelado que la duración de los experimentos es crucial para la evaluación total de la predisposición al ensuciamiento de la membrana. Estos resultados prevén que las membranas con tamaño de poro menor rechazarán los materiales de rango ancho, provocando el aumento de la resistencia de la capa de torta si se comparan con las membranas de mayor tamaño de poro. Sin embargo, este tipo de ensuciamiento es más reversible y fácil de eliminar durante el proceso de limpieza en estos sistemas de membrana que en el ensuciamiento debido a la obstrucción de los poros internos. El ensuciamiento irreversible, debido a la deposición de materiales orgánicos e inorgánicos en los poros de la membrana, es la principal causa de la transformación a largo plazo de las membranas con tamaño de poro grande. No obstante, parece improbable que las pequeñas diferencias en la distribución de tamaños de partícula sean la principal causa de los variados valores de ensuciamiento observados entre diferentes BRM.

Porosidad/rugosidad. La porosidad y rugosidad de las membranas se han sugerido como las responsables del comportamiento de los diferentes ensuciamientos observados en membranas con tamaño de poro nominal comprendidos entre 0,2 y 0,22 μm (Fang *et al.*, 2005). La microestructura, el material y la distribución de tamaños de partícula de la membrana afectan al ensuciamiento del BRM significativamente (Fang *et al.*, 2005). Las membranas con superficies más rugosas favorecen la adherencia de sustancias frente a las membranas con superficies lisas.

Configuración de la membrana. Actualmente, en el diseño de BRM se tiende a favorecer las configuraciones sumergidas frente a las externas, en la mayoría de estudios tratados para el tratamiento de aguas residuales domésticas.

INTRODUCCIÓN

En los procesos de BRM de membrana sumergida, la membrana puede ser configurada como una placa plana vertical, fibras huecas verticales u horizontales (filtración desde fuera hacia dentro) o, más raras, con tubos (filtración desde dentro hacia fuera). Mientras que los módulos de fibra hueca son generalmente más baratos, permiten densidades de membrana altas y puede tolerar retrolavados fuertes, estas membranas pueden estar más predispuestas al ensuciamiento y a una mayor frecuencia de lavado y limpieza. Por otro lado, la dinámica de fluidos y las distribuciones pueden ser probablemente más fáciles de controlar para las membranas de placa plana y membranas tubulares, donde el canal de ancho de la membrana está bien definido (Cui *et al.*, 2003).

Hidrofobicidad. Las interacciones hidrofóbicas que se producen entre solutos, células microbianas y los materiales de la membrana hacen que el ensuciamiento de la membrana sea más acusado en las membranas hidrofóbicas que en las hidrofílicas (Madaeni *et al.*, 1999; Yu *et al.*, 2005; Chang *et al.*, 2001). Aunque este factor no juega un papel importante durante los procesos de filtración.

Materiales. A pesar de las características químicas superiores de resistencia térmica e hidráulica de las membranas cerámicas, éstas no son la primera opción en la aplicación de BRM debido a su elevado coste. Las membranas cerámicas, en módulos donde se requieren elevadas presiones y turbulencia, son generalmente usadas en configuraciones externas. Existen estudios que han demostrado que las membranas de fluoruro de polivinilo frente a las de polietileno, conducen a una mejor prevención del ensuciamiento irreversible mientras que las de polietileno dan lugar a un ensuciamiento más rápido (Yamato *et al.*, 2006). Las características del ensuciamiento irreversible son dependientes del material del que esté fabricada la membrana, ya que algunas fracciones de materia orgánica presentes en la biomasa muestran una mayor afinidad a ciertos materiales poliméricos.

4.2. Características de la alimentación y de la suspensión

Aunque los efectos de las propiedades del agua residual en el ensuciamiento de la membrana son innegables (Schradler *et al.*, 2005; Judd *et al.*, 2003), el ensuciamiento en el BRM está principalmente afectado por las interacciones entre la membrana y la suspensión biológica, más que por el propio agua residual en sí (Choi, 1992).

Las suspensiones de lodos activados pueden ser divididas en tres componentes: sólidos en suspensión, coloides y solutos. Esta aproximación ha sido a menudo aplicada para la descripción de la contribución relativa de cada fracción de biomasa en el

CAPÍTULO 2

ensuciamiento del BRM. Esta división es de interés dadas las numerosas relaciones entre la fracción de biomasa y las condiciones de operación, e incluyen el tipo de alimentación usada (Li *et al.*, 2005), la permeabilidad de la membrana, los tamaños de partícula y las condiciones de hidrofobicidad (Bae *et al.*, 2005).

La contribución relativa de la biomasa sobrenadante (soluble y coloides, generalmente definidos por los productos microbianos solubles) engloba rangos de ensuciamiento desde el 17 % (Bae *et al.*, 2005) al 81 % (Itonaga *et al.*, 2004). En términos de mecanismos de ensuciamiento, los materiales solubles y coloidales son responsables del bloqueo de los poros de la membrana, mientras que los sólidos en suspensión describen principalmente la resistencia de la capa de la torta (Itonaga *et al.*, 2004).

Los parámetros que definen la naturaleza de la suspensión son los siguientes:

Concentración SSLM. A menudo, cuando se realiza una primera visión sobre los parámetros principales que influyen en el ensuciamiento, la concentración de SSLM se asume que juega un papel importante en el ensuciamiento del BRM. Si las otras características de la suspensión permanecen constantes, el incremento de la concentración de SSLM parece tener un impacto principalmente negativo (aumento de PTM y disminución de flujo) (Chang *et al.*, 2005; Cicek *et al.*, 1999). Sin embargo, algunos autores han recogido un impacto positivo (Brookes *et al.*, 2006; Ognier *et al.*, 2001) y otros un impacto insignificante (Le-Clech *et al.*, 2003; Hong *et al.*, 2002; Lesjean *et al.*, 2005). Un estudio más detenido parece indicar que a concentraciones bajas de SSLM (< 6.000 mg/l), un aumento en SSLM parece disminuir el ensuciamiento, mientras a concentraciones altas de SSLM, (> 15.000 mg/l), el aumento de SSLM da lugar a un mayor ensuciamiento. El nivel de SSLM que no parece tener un efecto significativo en el ensuciamiento de la membrana se encuentra entre 8.000 y 12.000 mg/l (rango típico de operación de los BRM).

La falta de una correlación clara entre la concentración de SSLM y alguna de las otras características del ensuciamiento, muestra que la concentración de SSLM es un indicador pobre de la tendencia del ensuciamiento por parte de la suspensión (Jefferson *et al.*, 2004; Brookes *et al.*, 2003). Estos autores recomiendan el uso de parámetros fundamentales como son el tiempo de residencia hidráulico (TRH) y la edad del lodo (TRS) para la predicción del ensuciamiento.

Viscosidad. En el BRM, como en los procesos convencionales de lodos activados, la viscosidad de la suspensión está estrechamente unida a la concentración de SSLM (Yeom

INTRODUCCIÓN

et al., 2004). Bajo una concentración de SSLM crítica, la viscosidad permanece baja y sólo aumenta con la concentración. Sobre este valor crítico, la viscosidad de la suspensión tiende a incrementar potencialmente con la concentración de sólidos (Itonaga *et al.*, 2004). La viscosidad de la suspensión afecta al tamaño y forma de las burbujas, y puede alterar el movimiento de las fibras huecas sumergidas (Wicaksana *et al.*, 2006). El resultado neto de este fenómeno sería un aumento del ensuciamiento. Si se incrementa la viscosidad, se reduce la efectividad de la transferencia de masa y puede, por tanto, afectar al oxígeno disuelto en el medio líquido.

Temperatura. En la operación de filtración con membranas, los cambios de temperatura afectan de forma importante a la viscosidad del líquido y, por tanto, al flujo de permeado (Mulder, 2000). La densidad de flujo de permeado a una temperatura, T, se suele correlacionar con la correspondiente a una temperatura de referencia (generalmente 20 °C) a través de la siguiente ecuación:

$$J = J_{20} \cdot 1,025^{(T-20)} \quad [2.10]$$

donde J es la densidad de flujo de permeado a la temperatura T, en °C, y J_{20} es la densidad de flujo de referencia.

Experimentos realizados bajo dos intervalos de temperatura (17-18 °C y 13-14 °C), caracterizando diferentes resistencias hidráulicas después de que el flujo haya sido corregido (Jiang *et al.*, 2005), dan como resultado un aumento de las resistencias a baja temperatura. Esto es debido a que a menor temperatura, la viscosidad aumenta, se intensifica la tendencia de desfloculación de la biomasa, el coeficiente de difusión Browniano es menor y la biodegradación es también reducida en este intervalo. Todos estos factores están ligados al ensuciamiento de la membrana, lo que hace que se observe, a bajas temperaturas, una mayor deposición de materiales en su superficie (Rosenberger *et al.*, 2006).

Tamaño del flóculo. En los sistemas de BRM, los agregados de microorganismos y la formación de flóculos grandes son elementos significativos en la separación efectiva de la biomasa del agua tratada. Las suspensiones en los BRM se caracterizan por una distribución ancha de tamaños, donde los rangos varían significativamente de un estudio a otro. Si se compara la distribución de tamaños de agregados del proceso convencional de lodos activados, con los procedentes de lodos de BRM, se demuestra la diferencia en términos de tamaños de partícula (160 y 240 μm , respectivamente) (Cabassud *et al.*, 2004).

CAPÍTULO 2

Estos autores afirman que la distribución de tamaños de partícula obtenida con el lodo de BRM es, normalmente, menor que los resultados generalmente obtenidos en los procesos convencionales.

Dado el gran tamaño de las partículas del flóculo, comparando el tamaño de poro en los procesos convencionales de lodos activados con los de membranas generalmente usadas en BRM, es de esperar que el flóculo no pueda bloquear, directamente, la entrada de los poros. Independientemente de su tamaño, el flóculo biológico juega un papel importante en la formación de la torta de ensuciamiento en la superficie de la membrana.

Hidrofobicidad/Carga de la superficie. La hidrofobicidad del flóculo conduce a un aumento de la tendencia a la floculación y disminuye la interacción con la membrana hidrofílica (Jang *et al.*, 2005a). Aunque el efecto directo de la hidrofobicidad del flóculo en el ensuciamiento del BRM es difícil de evaluar, medidas de hidrofobicidad realizadas en el lodo y en las soluciones de EPS revelan que el decrecimiento de EPS relativo a la hidrofobicidad puede causar un deterioro del flóculo (Jang *et al.*, 2005a; Jang *et al.*, 2005b). Los niveles de EPS e índices de bacterias filamentosas tienen una influencia directa en la hidrofobicidad relativa y en el potencial zeta medido en la suspensión. El excesivo crecimiento de bacterias filamentosas produce: elevados niveles de EPS, una disminución del potencial zeta, una mayor irregularidad en el aspecto del flóculo y, por tanto, un aumento de la hidrofobicidad (Meng *et al.*, 2006).

Sustancias poliméricas extracelulares (EPS).- Las EPS son materiales constituidos por agregados microbianos tales como biofilm, flóculos y líquido mezcla de lodos activados. El término “EPS” comprende diferentes clases de macromoléculas como son: polisacáridos, proteínas, ácidos nucleicos, fosfolípidos y otros compuestos poliméricos, los cuales han sido hallados fuera de la superficie celular y en el espacio intercelular de los agregados microbianos (Flemming y Wingender, 2001). Éstos consisten en materiales insolubles (vainas, cápsulas poliméricas, gel condensado, polímeros sueltos y material orgánico sujeto) producidos por la secreción activa, por la pérdida de material de la superficie celular o provienen de la lisis celular (Jang *et al.*, 2005b).

Las funciones de la matriz EPS son múltiples e incluyen: la agregación de células bacterianas en flóculos y biofilms, la formación de una barrera protectora alrededor de la bacteria, la retención de agua y la adhesión a la superficie (Laspidou *et al.*, 2002). Con esta naturaleza heterogénea y cambiante, las EPS pueden formar una matriz de gel hidratado en la cual las células microbianas están incrustadas (Nielson *et al.*, 1999). Por tanto, pueden

INTRODUCCIÓN

ser las responsables de la creación de una barrera significativa al flujo de permeado en los procesos de membranas. Estos efectos en la filtración del BRM han sido recogidos por numerosos autores indicando que las EPS son uno de los factores más significativos que afectan al ensuciamiento en los BRM (Chang *et al.*, 2002).

Productos microbianos solubles (SMP).- Los SMP son definidos como componentes solubles de la célula que son excretados durante la lisis celular y difunden a través de la membrana celular, o se pierden durante la síntesis de biomasa (Laspidou *et al.*, 2002; Li *et al.*, 2005). La composición y concentración de los SMP presentan un gran impacto en los cambios de la membrana. En los sistemas BRM, durante la filtración, los SMP absorbidos en la superficie bloquean los poros de la membrana y forman una estructura de gel en la superficie de la membrana donde ellos suministran una posible fuente de nutrientes para la formación del biofilm y una resistencia hidráulica al flujo de permeado (Rosenberger *et al.*, 2006). El concepto de ensuciamiento por parte de los SMP en el BRM es relativamente nuevo y no se recogen niveles de SMP existentes en BRM anteriores a 2001 (Chang *et al.*, 2002).

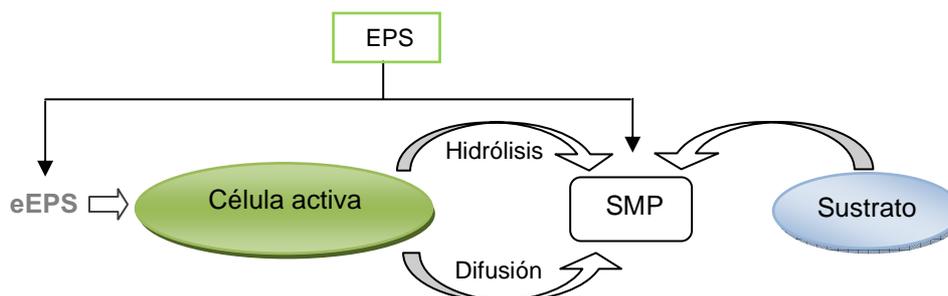


Figura 2.21. Representación simplificada de la relación entre EPS y SMP (Judd, 2006)

4.3. Condiciones de operación

Aireación y velocidad tangencial.- Desde el origen de los BRM de membrana sumergida, el burbujeo de aire ha sido elegido como la estrategia de elección para regular la circulación del flujo y el estrés de la resistencia en la superficie de la membrana. La aireación empleada en los sistemas de BRM tiene tres papeles principales: proveer de oxígeno a la suspensión, mantener el lodo activado en suspensión y mitigar el ensuciamiento por agitación constante en la superficie de la membrana (Dufresne *et al.*, 1997). El uso del burbujeo de aire mejora los procesos de membrana, y los de BRM en particular, los cuales han sido investigados y revisados (Cui *et al.*, 2003).

CAPÍTULO 2

El flujo de burbujas cerca de la superficie de la membrana induce una corriente de resistencia local y floculaciones en la suspensión, incrementando el fenómeno de transporte. La resistencia tangencial en la superficie de la membrana previene la deposición de partículas grandes; sin embargo, el efecto de la resistencia tangencial está en función del diámetro de partícula. Con una resistencia baja se induce la difusión y la velocidad de migración lateral para las partículas pequeñas, provocando un mayor ensuciamiento de la membrana por parte de los materiales finos (Choo *et al.*, 1998). La aireación también provoca cambios en el BRM, causando un movimiento lateral de las fibras (o balanceo) en las configuraciones de fibra hueca (Wicaksana *et al.*, 2006). El efecto del burbujeo puede ayudar a superar las cuestiones relacionadas con la alta densidad de empaquetamiento en los módulos de fibra hueca. No obstante, conseguir una aireación efectiva para todo el grupo de fibras de un módulo es todavía un desafío para los diseñadores de BRM (Yeo *et al.*, 2004).

La determinación de la velocidad de flujo tangencial (CFV), provocada por la aireación de la superficie de la membrana, puede ser difícil de evaluar. Existen diferentes técnicas para medirla, por ejemplo, midiendo la velocidad del flujo electromagnético (Sofia *et al.*, 2004), la velocidad en imagen de partículas (Yeo *et al.*, 2004) o por Anemometría a temperatura constante (Le-Clech *et al.*, 2006; Madec, 2000). Sin embargo, Liu *et al.* (2003) proponen una expresión para el cálculo de CFV en la aireación de lodos activados (CFV_{as}) sobre la superficie de la membrana:

$$CFV_{as} = 1,406 \cdot CFV_{tp}^{1,226} \cdot \mu^{-0,147} \quad [2.11]$$

siendo μ la viscosidad de la suspensión y CFV_{tp} una función compleja que depende de variables tales como las dimensiones del biorreactor, la fracción de burbujas y de líquido en el medio o el caudal de gas, y está limitada a suspensiones de baja viscosidad y comportamiento newtoniano (Liu *et al.*, 2000).

Oxígeno disuelto (OD). El nivel medio de OD en el biorreactor es controlado por el caudal de aireación, mencionado anteriormente. Los efectos de la aireación en el ensuciamiento del BRM son, por tanto, múltiples y pueden provocar cambios en la estructura del biofilm, en los niveles de SMP y en la distribución del tamaño de flóculo (Lee *et al.*, 2005). Como tendencia general, altos valores de OD suelen conducir a una mejor filtrabilidad y a un menor ensuciamiento; esto se debe a la baja resistencia específica de la

INTRODUCCIÓN

torta de la capa de ensuciamiento, la cual está formada por partículas de gran tamaño y alta porosidad (Kim *et al.*, 2006; Kang *et al.*, 2003).

Tiempo de retención de sólidos o edad de lodo (TRS).- El TRS es un parámetro básico de control de operación tanto para los BRM como para los sistemas convencionales, como ya se ha mencionado previamente. El TRS (y, consecuentemente, la relación A/M, carga orgánica) es quien, en última instancia, controla las características de la biomasa; y, probablemente, el parámetro de operación más importante en la evolución del ensuciamiento de los BRM. Si un BRM opera a altos TRS, se produce un inevitable incremento de la concentración de SSLM, pero esto en sí mismo puede no conducir, necesariamente, a un incremento del ensuciamiento (Zhang *et al.*, 2006b).

TRS extremadamente bajos (por debajo de 2 días) han sido probados para evaluar la tendencia del ensuciamiento (Trussell *et al.*, 2006). Los valores obtenidos de ensuciamiento incrementan alrededor de 10 veces cuando el TRS fue disminuyendo de 10 a 2 días (correspondiente a la proporción de A/M de 0,5 a 2,4 kg DQO/(kg SSLM/d) y SSLM de 7,8-6,9 g/l). No hay razón para llevar el BRM a condiciones extremas y, como regla general, la proporción A/M está recomendada mantenerla por debajo de 0,5.

Por otro lado, resulta tentador operar a TRS altos, considerando las ventajas de los procesos convencionales de lodos activados. De forma habitual, el BRM opera a TRS elevados con objeto de minimizar los excesos de lodo. La progresiva acumulación en el tanque de BRM de material no-biodegradable (como celulosa), el cual no es completamente retirado en el proceso de pretratamiento, innegablemente conduce a la obstrucción de los poros de la membrana (Le-Clech *et al.*, 2005) así como a la reducción en la eficiencia del burbujeo de aire. El incremento de la concentración de SSLM, relacionado con el TRS previsto, también podría provocar un aumento del ensuciamiento. Por otra parte, al operar a TRS infinitos, gran parte del sustrato es consumido para las necesidades de mantenimiento celular y la síntesis de las sustancias presentes en la suspensión. En este caso, la baja generación neta de biomasa puede explicar los bajos valores de ensuciamiento, en los sistemas observados, al operar a elevadas edades de lodo (Orantes *et al.*, 2004).

Los efectos del TRS en los parámetros biológicos como SSLM, concentración de EPS o SMP, también revelan el mayor impacto de los parámetros de operación en el ensuciamiento del BRM. Por tanto, la elección del TRS debe ser considerada cuidadosamente para optimizar la operación del BRM.

CAPÍTULO 2

Operación en estado no estacionario

Los estados no estacionarios, como las variaciones en las condiciones de operación (flujo de entrada/TRH y carga orgánica) y cambios en la soplante de oxígeno, han sido también definidos como factores adicionales que conducen a cambios en la tendencia del ensuciamiento del BRM. En aplicaciones reales, las condiciones de operación no estacionaria se producen regularmente.

En un experimento llevado a cabo a escala piloto en un BRM, fueron evaluados los efectos del flujo de entrada y la involuntaria pérdida de lodo (Drews *et al.*, 2005). Aunque el nivel de polisacáridos en el filtrado variaba de manera caótica, su concentración incrementaba después de la pérdida de lodo como consecuencia del repentino estrés experimentado por las células, ya que el incremento anterior, por la abstinencia de lodo, produjo un elevado aumento de la concentración de SSLM y un resultado de bajos niveles de OD en el biorreactor. Se concluyó que las operaciones inestables cambian la naturaleza y/o estructura (y tendencia del ensuciamiento) de la razón de polisacáridos de la formación total de EPS y, por tanto, podría empeorar la tendencia del ensuciamiento.

Los efectos de las condiciones de hambruna en la suspensión biológica han sido evaluados incorporando diferentes sustratos y realizando pruebas en *batch* (Lobos *et al.*, 2005). Los experimentos llevados a cabo en fases exógenas, realizados en períodos de hambruna, permitieron la caracterización de la razón S_0/X_0 . Para un valor elevado de S_0/X_0 , se observa una multiplicación de células bacterianas, mientras que para un valor bajo S_0/X_0 , los valores de los SSVLM van decreciendo y no hay producción de SMP, ni lisis celular. A pesar de que estas operaciones no han sido recogidas en las condiciones de ensuciamiento del BRM, la baja cantidad de SMP producida puede conducir a una menor tendencia al ensuciamiento:

$$\frac{S_0}{X_0} = \text{TRH} \cdot \left(\frac{A}{M} \right) \quad [2.12]$$

donde S_0 es la concentración de sustrato de la alimentación, mg/l, y X_0 , la concentración de SSVLM, mg/l.

La fase de arranque de un BRM puede ser también considerada una operación no-estacionaria, y los datos recogidos antes de que la biomasa se estabilice (incluyendo el

INTRODUCCIÓN

período necesario para llegar a aclimatarse) pueden convertirse en relevantes a la hora del diseño de los BRM.

4.4. Modos de operación en los BRM

4.4.1.- Operación a presión constante

Existen muchos estudios que recogen operaciones de BRM a presión transmembrana (PTM) constante. En el BRM, como otros procesos de filtración de membranas a PTM constante, durante la fase inicial de la filtración está previsto que ocurra un flujo rápido descendente. Los valores de ensuciamiento, entonces, decrecen antes de llegar a estabilizarse. Bae y Tak (2005), resumen el hipotético “mecanismo de proceso en tres fases” para la formación inicial de la capa de torta ocurrida en el BRM, según el cual, el principal parámetro que afecta al ensuciamiento inicial (fase 1) sería la deposición irreversible de la fracción soluble de la suspensión de la biomasa (presumiblemente los SMP). Durante esta fase, las partículas de lodo y los coloides no tomarían parte en el ensuciamiento debido al flujo cruzado y al presentar una baja concentración; esto tiene un efecto menos significativo en el ensuciamiento. La deposición de partículas de lodo en la superficie de la membrana y en la anterior capa de deposición ocurridas en la fase 2, hace que el flujo disminuya más lentamente. La fase 3 se define cuando el flujo parece estabilizarse, indicando que la resistencia del permeado y el transporte han llegado al equilibrio. Aunque se reducen los límites de resistencia del permeado, la compactación de la capa de la torta jugaría un papel significativo en el ligero incremento en la resistencia a la filtración observado durante esta última fase. Sin embargo, en este estudio los flujos típicos mantenidos son de unos $10 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, menores que el flujo constante en el que opera un BRM habitualmente.

La Figura 2.22 refleja como trabajando a PTM constante, la deposición de partículas en la membrana causa una disminución del flujo, la cual es inicialmente rápida pero poco a poco se va volviendo más gradual.

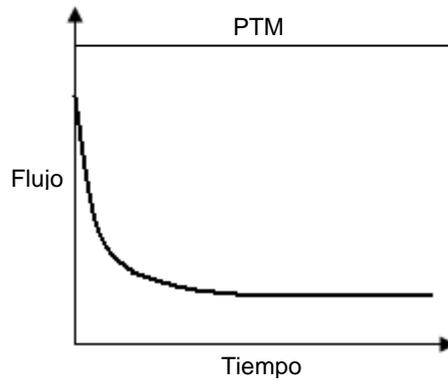


Figura 2.22. Operación a PTM constante (Fane *et al.*, 2002)

4.4.2.- Operación a flujo constante

Con la aproximación del flujo constante, el fenómeno de ensuciamiento es acelerado por sí mismo pudiendo, eventualmente, crear un incremento de la resistencia de la PTM. Con el ritmo de ensuciamiento, la frecuencia de limpieza y el incremento del flujo son condiciones de operación favorables para que el BRM llegue a flujos medios y limite el ensuciamiento severo. Numerosos estudios han recogido este comportamiento, por ejemplo, Pollice *et al.* (2005) recogen este fenómeno e introducen dos parámetros como indicadores de operación bajo las condiciones subcríticas: el tiempo crítico bajo el cual se prolonga el primer paso y la razón de ensuciamiento ($dPTM/dt$) durante ese tiempo. En la Figura 2.23 se observa como al principio la presión es prácticamente la misma pero pasado un tiempo de operación aumenta significativamente.

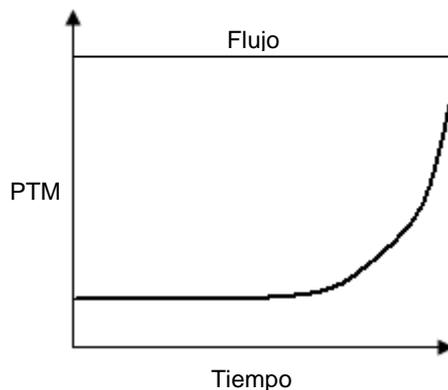
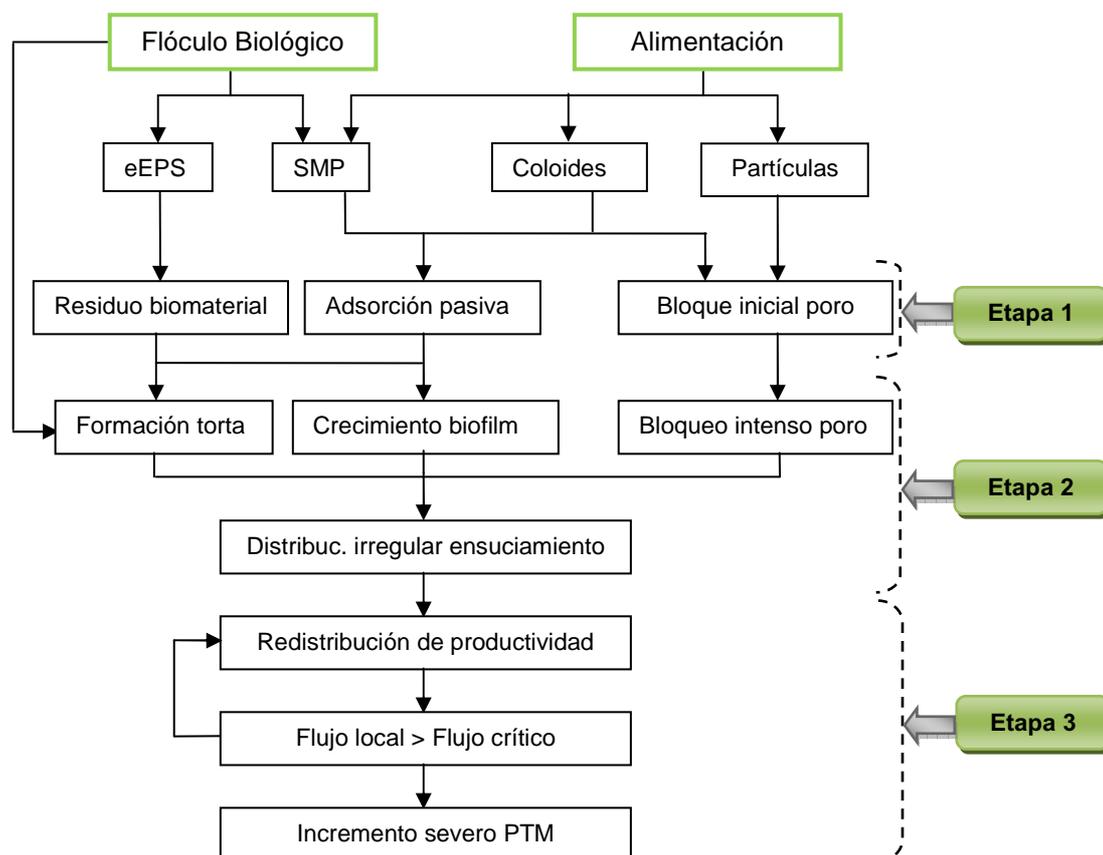


Figura 2.23. Operación con flujo constante (Fane *et al.*, 2002)

INTRODUCCIÓN

Otros autores, Zhang *et al.* (2006a) analizan detalladamente los mecanismos y factores involucrados en el ensuciamiento de los BRM, distinguiendo tres etapas. Esto queda reflejado en el esquema de la Figura 2.24.



Etapa 1: Acondicionamiento del ensuciamiento

Etapa 2: Ensuciamiento estacionario

Etapa 3: Salto de PTM

Figura 2.24. Mecanismos de ensuciamiento para BRM que operan a flujo constante (adaptado de Zhang *et al.*, 2006b)

Etapa 1.- Acondicionamiento del ensuciamiento. La etapa inicial de acondicionamiento provoca fuertes interacciones entre la superficie de la membrana y las EPS/SMP presentes en el líquido mezcla. Ognier *et al.* (2002) describieron un rápido ensuciamiento irreversible en esta etapa, por la absorción de coloides incluso en ausencia de flujo, siendo dependiente de las condiciones fluido-dinámicas. Esta absorción de EPS depende de la distribución del tamaño de poro y de la hidrofobicidad de la membrana.

CAPÍTULO 2

Etapa 2.- Ensuciamiento estacionario. En esta etapa se asume una deposición aleatoria de coloides y partículas sobre la membrana, a pesar de operar a valores de flujo subcrítico. Se supone que después de la adsorción de macromoléculas aumenta su propensión a adherirse a la superficie. La velocidad de deposición de partículas, y la consecuente velocidad de aumento de la PTM, dependerá del flujo de permeado impuesto y de las condiciones fluido-dinámicas.

Etapa 3.- Salto de PTM. Finalmente, se produce un aumento brusco de la presión transmembrana como consecuencia de que, en algunos poros, se alcanzan condiciones supercríticas que conllevan una rápida deposición de partículas.

4.5. Flujo crítico

El concepto de flujo crítico fue originalmente introducido por Field *et al.* (1995), quienes establecieron la hipótesis de la existencia de un flujo crítico para los procesos de microfiltración/ultrafiltración, y lo definen como aquel flujo por debajo del cual no se observa ensuciamiento de la membrana. Actualmente, se aceptan tres definiciones de este concepto:

1.- *Strong form.*- Es el flujo a partir del cual la presión transmembrana se desvía del comportamiento teórico cuando se filtra agua pura.

2.- *Weak form.*- Es el menor valor de flujo al que aparece una deposición de solutos o partículas en la membrana.

3.- *Critical flux for irreversibility.*- Es el flujo que produce la transición irreversible de los solutos o partículas, desde un estado de dispersión a un estado de aglomeración sobre la superficie de la membrana.

El flujo crítico se puede definir de forma general como aquel flujo por encima del cual el ensuciamiento empieza a ser apreciable. La existencia de este flujo se debe a un balance en el transporte de materia por convección (depende del flujo), por los mecanismos de transporte “dispersivo” (migración lateral, difusión turbulenta y difusión browniana) y por las fuerzas de interacción entre la membrana y las partículas o solutos.

La gran cantidad de variables que intervienen desde el punto de vista práctico (naturaleza de la solución, propiedades de la membrana y condiciones hidrodinámicas) hace

INTRODUCCIÓN

que la determinación del flujo crítico esté limitada a su medida de modo experimental, donde se observa que el valor obtenido depende del método empleado para su determinación (Bacchin *et al.*, 2006).

En los últimos años, el concepto de flujo crítico ha dado lugar a otro concepto similar pero con una mayor aplicación práctica, el flujo sostenible (Ng *et al.*, 2005). Éste se define como el flujo a partir del cual la presión transmembrana aumenta gradualmente de forma aceptable. El flujo sostenible depende de las condiciones hidrodinámicas, la naturaleza de la alimentación y el tiempo de operación, permitiendo establecer unas condiciones sostenibles de ensuciamiento y económicamente viables.

4.6. Métodos de limpieza de la membrana

La reducción o eliminación del ensuciamiento puede obtenerse usando alguna de las siguientes alternativas:

- Incrementar el transporte de soluto convectivo hacia el flujo principal, elegir las condiciones apropiadas de módulo y optimizar las de flujo de permeado.
- Llevar a cabo un pretratamiento de la solución de alimentación para eliminar determinados tipos de soluto o para cambiar las propiedades de la disolución.
- Realizar cambios de las propiedades de la membrana creando una superficie de tal naturaleza que las sustancias que provocan el ensuciamiento no se peguen en ella.
- Mejorar las condiciones del proceso y del módulo.
- Realizar limpiezas periódicas de la membrana.

La limpieza de la membrana puede ser de dos tipos: física o química.

Limpieza química

La limpieza química es un método eficaz de eliminar el llamado ensuciamiento irreversible. Normalmente, la limpieza química se hace con ácidos orgánicos o inorgánicos o con bases fuertes, siendo el más habitualmente utilizado el Hipoclorito sódico, para eliminar sustancias orgánicas, y el Ácido cítrico, para eliminar las sustancias inorgánicas. Las

CAPÍTULO 2

limpiezas químicas se pueden realizar “in situ” (introduciendo los agentes limpiantes en el reactor) o “ex situ” (extrayendo el módulo de membrana del sistema). Y la frecuencia con que se realizan puede ser (Le-Clech *et al.*, 2006):

- Diaria.- Se añade el agente limpiante al retrolavado del sistema.

- Semanal.- Es una limpieza química de mantenimiento que ayuda a conservar una alta permeabilidad de la membrana y se puede realizar durante la operación normal de la instalación.

- Anual.- Es una limpieza intensiva que implica sumergir el módulo en una disolución de productos químicos y, como consecuencia, detener el proceso de filtración.

Limpieza física

La limpieza física es menos efectiva que la química, pero mucho más económica y rápida ya que no requiere agentes químicos, no produce desechos y degrada menos la membrana. La limpieza física de la membrana se suele hacer mediante dos métodos: el retrolavado (inversión del flujo de permeado) y relax (parada de la filtración, sin inversión del flujo), ambos acompañados de aireación con burbujas gruesas para crear zonas de turbulencia en regiones próximas a la superficie de filtración.

El retrolavado elimina parcialmente el ensuciamiento de la membrana causado por el bloqueo de poros, es decir, los sólidos de mayor tamaño que estén sobre la superficie, lo que se suele denominar ensuciamiento reversible. Los principales parámetros que determinan la eficacia de la limpieza son: frecuencia y duración de la limpieza, flujo de permeado y flujo de limpieza (Bouhabila *et al.*, 2001). La aplicación de sistemas de control para la optimización de la limpieza en los BRM se puede considerar que, actualmente, se encuentra en fase de desarrollo. Recientemente, Smith *et al.* (2005) han hecho uso de un sistema de control en el que se optimiza la frecuencia de retrolavados en función de la evolución de la PTM.

Por otro lado, el relax presenta la ventaja de que no se produce pérdida de permeado al no realizar inversión en el flujo, como ocurre en el retrolavado, durante éste se produce un transporte de las sustancias colmatantes desde la superficie de la membrana hasta el seno de la alimentación. Su eficacia incrementa con la presencia de burbujeo de aire (Chua *et al.*, 2002).

INTRODUCCIÓN

5. OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

Este estudio se contempla como la continuación de trabajos anteriores sobre tecnologías de membranas y su aplicación al tratamiento de aguas residuales, llevados a cabo por el grupo de investigación de la Universidad de La Laguna, dentro de la línea “Tratamiento y Reutilización de Aguas Residuales” (Vera, 1998; Delgado *et al.*, 2002; Delgado *et al.*, 2004; Delgado *et al.*, 2008; González, 2008).

El objetivo de la presente investigación es contribuir al mejor conocimiento de los mecanismos de ensuciamiento de las membranas, en procesos de filtración de suspensiones microbianas desarrolladas en los sistemas de Biorreactores de membrana sumergida que tratan aguas residuales municipales. Mediante el análisis de la velocidad de ensuciamiento se estudia la influencia de las características de diferentes tipos de suspensiones, el efecto de la aireación, el efecto de los modos de limpieza física y la viabilidad de operar un BRM sin purga de lodo.

El estudio se realiza con aguas residuales urbanas, brutas y efluentes de EDAR, en BRMS con membranas de fibra hueca en instalaciones a escala piloto y laboratorio.

Etapas de la investigación

1. Montaje y puesta a punto de las instalaciones experimentales.

2. Desarrollo y puesta a punto de los métodos analíticos para determinar las características de las suspensiones microbianas (actividad, morfología y estructura) mediante análisis químicos, análisis de sustancias poliméricas extracelulares (EPS), visionado por microscopía electrónica de barrido, determinación de la viscosidad de las suspensiones microbianas y obtención de la distribución de tamaños de la materia particulada.

3. Estudio de la influencia de las características de las suspensiones microbianas sobre el ensuciamiento de la membrana. Análisis de la concentración de sólidos y la influencia de las características del medio líquido en el ensuciamiento de la membrana de un BRM en filtración frontal y con aireación, en la unidad de laboratorio.

CAPÍTULO 2

4. Estudio del efecto de la aireación sobre el ensuciamiento de la membrana. Comparación entre aireación continua e intermitente, influencia de los intervalos de intermitencia de la aireación, y establecimiento de las mejores condiciones de operación a escala laboratorio.

5. Verificación de la eficacia de un sistema de control que regule automáticamente la frecuencia de limpiezas físicas. Estudio de la eficacia del sistema de control y el efecto de los modos de limpieza en un BRM a escala laboratorio, y establecimiento de las mejores condiciones de operación.

6. Análisis del comportamiento de un biorreactor de membrana sumergida con limitación de sustrato. Estudio de la calidad físico-química y microbiológica del efluente. Definición de los protocolos de limpieza y determinación de los requerimientos de operación y mantenimiento del sistema.

INTRODUCCIÓN

6. BIBLIOGRAFÍA

Bacchin P., P. Aimar, R.W. Field, "Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications", *Journal of Membrane Science*: 281, 42-69 (2006).

Bae T.H., T.M. Tak, "Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor", *Journal of Membrane Science*: 264, 151-160 (2005).

Bailey A.D., G.S. Hansford, P.L. Dold, "The enhancement of upflow anaerobic sludge bed reactor performance using crossflow microfiltration", *Water Research*: 28, 291-295 (1994a).

Bailey A.D., G.S. Hansford, P.L. Dold, "The use of crossflow Microfiltration to enhance the performance of an activated sludge reactor", *Water Research*: 28, 297-301 (1994b).

Belford G., R.H. Davis, A.L. Zydney, "The behavior of suspension and macromolecular solutions in cross-flow microfiltration", *Journal of Membrane Science*: 96, 1-58 (1994).

Bemberis I., P.J. Hubbard, E.B. Leonard, "Membrane sewage treatment systems-potential for complete wastewater treatment", *American Society of Agricultural Engineers Winter Meeting*: 71-878, 1-28 (1971).

Bouhabila E.H., R. Ben Aim, H. Buisson, "Fouling characterisation in membrane bioreactors", *Separation & Purification Technology*: 22-23, 123-132 (2001).

Bouillot G., "Bioréacteurs à recyclage des cellules par procédés membranaires: application à la dépollution des eaux en aérobiose", *PhD, INSA: Toulouse, Francia* (1988).

Bouillot P., A. Canales, A.H. Pareilleux, G. Goma, "Membrane bioreactors for the evaluation of maintenance phenomena in wastewater treatment", *Journal Fermentation Bioengineering*: 69, 178-183 (1990).

Brookes A., S. Judd, E. Reid, E. Germain, S. Smith, H. Alvarez-Vazquez, P. Le-Clech, T. Stephenson, E. Turaa, B. Jefferson, "Biomass characterisation in membrane bioreactors", *Proceedings of the IMSTEC: Sydney, Australia* (2003).

Brookes A., B. Jefferson, G. Guglielmi, S.J. Judd, "Sustainable flux fouling in a membrane bioreactor: impact of flux and SSLM", *Separation Science and Technology*: 41, 1279-1291 (2006).

Cabassud C., A. Massé, M. Espinosa-Bouchot, M. Spérandio, "Submerged membrane bioreactors: interactions between membrane filtration and biological activity", *Proceedings of the Water Environment-Membrane Technology Conference: Seoul, Korea* (2004).

Chaize S., A. Huyard, "Membrane bioreactor on domestic wastewater treatment: sludge production and modelling bacterium", *PhD, University of Montpellier II: Montpellier, France* (1991).

CAPÍTULO 2

Chang I.S., S.J. Judd, "Air sparging of a submerged MBR for municipal wastewater treatment", *Process Biochemistry*: 37, 915-920 (2001).

Chang I.S., P. Le-Clech, B. Jefferson, S. Judd, "Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment", *Journal Environmental Engineer ASCE*: 128, 1018-1029 (2002).

Chang J.S., S.N. Kim, "Wastewater treatment using membrane filtration-effect of biosolids concentration on cake resistance", *Process Biochemical*: 40, 1307-1314 (2005).

Cheryan M., "Filtration Handbook", *Technoeconomic Publishing*, Lancaster (1986).

Chiemchaisri C., K. Yamamoto, S. Vigneswaran, "Household membrane bioreactor in domestic wastewater treatment", *Water Sciences Technology*: 27, 171-178 (1993).

Choi Y., "Microfiltration of MLSS in an activated sludge system treating organic wastewater", in *Proc. IMSTEC '92*, pp. 397-402 (1992).

Choo K.H., L.H Lee, "Hydrodynamic behaviour of anaerobic biosolids during crossflow filtration in the membrane anaerobic bioreactor", *Water Research*: 32, 3387-3397 (1998).

Chua H.C., T.C. Arnot, J.A. Howell, "Controlling fouling in membrane bioreactors operated with a variable throughput", *Desalination*: 149, 225-229 (2002).

Cicek N., J.P. Franco, M.T. Suidan, V. Urbain, J. Manem, "Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated sludge system in the treatment of a wastewater containing high-molecular-weight compounds", *Water Environmental Research*: 71, 64-70 (1999).

Côté P., M. Masini, D. Mourato, "Comparison of membrane options for water reuse and reclamation", *Desalination*: 167, 1-11 (2004).

Cui Z.F., S. Chang, A.G. Fane, "The use of gas bubbling to enhance membrane processes", *Journal of Membrane Science*: 221, 1-35 (2003).

Davis R.H., J.D. Sherwood, "A similarity solution for steady-state cross-flow microfiltration", *Chemical Engineering Science*: 45, 3203-3209 (1990).

Delgado S., F. Díaz, R. Villarroel, L. Vera, R. Díaz, S. Elmaleh, "Nitrification in a hollow fibre membrane bioreactor", *Desalination*: 142, 445-449 (2002).

Delgado S., F. Díaz, L. Vera, R. Díaz, S. Elmaleh, "Modeling hollow fiber ultrafiltration of biologically treated wastewater with and without gas sparing", *Journal of Membrane Science*: 228, 55-63 (2004).

Delgado S., R. Villarroel, E. González, "Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane biorreactor for wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 311, 173-181 (2008).

Drews A., M. Kraume, "Process improvement by application of membrane bioreactors", *Trans IChemE A3 Chemical Engineering Research Desalination*: 83, 276-284 (2005).

INTRODUCCIÓN

Drews A., M. Vocks, V. Iversen, B. Lesjean, M. Kraume, "Influence of unsteady membrane bioreactor operation on EPS formation and filtration resistance", *Proceedings of the International Congress on Membranes and Membrane Processes (ICOM)*: Seoul, Korea (2005).

Dufresne R., R.E. Lebrun, H.C. Lavalee, "Comparative study on fluxes and performances during papermill wastewater treatment with membrane bioreactor", *Journal of Chemical Engineer*: 75, 95-103 (1997).

Fane A.G., S. Chang, E. Chardon, "Submerged hollow fiber membrane module-design options and operational considerations", *Desalination*: 146, 231-236 (2002).

Fang H.H.P., X. Shi, "Pore fouling of microfiltration membranes by activated sludge", *Journal of Membrane Science*: 264, 161-166 (2005).

Field R.W., D. Wu, J.A. Howell, B.B. Gupta, "Critical flux concept for microfiltration fouling", *Journal of Membrane Science*: 100, 259-272 (1995).

Flemming H.C., J. Wingender, "Relevance of microbial extracellular polymeric substances (EPS). Part. I. Structural and ecological aspects", *Water Science and Technology*: 431, 1-8 (2001).

Frost y Sullivan, "MBR: A buoyant reaction in Europe", *Report June, Frost & Sullivan* (2003).

Frost y Sullivan, "US advanced water treatment equipment markets", *Report June, Frost & Sullivan* (2004).

Gil J.A., L. Túa, A. Rueda, B. Montaña, M. Rodríguez, D. Prats, "Monitoring and analysis of the energy cost of an MBR", *Desalination*: 250, 997-1001 (2010).

González E., "Estudio de biorreactores secuenciales de membrana sumergida en el tratamiento de aguas residuales", *Tesis doctoral, Universidad de La Laguna*: Tenerife (2008).

Ghyoot W., W. Verstraete, "Reduced sludge production in a two-stage membrane-assisted bioreactor", *Water Research*: 34, 205-215 (2000).

Hanft S., "Membrane bioreactors in the changing world water market", *Business Communications Company Inc.:* report C-240 (2006).

Hardt EW., L.S. Clesceri, N.L. Nemerow, D.R. Washington, "Solids separation by ultrafiltration for concentrated activated sludge", *Journal Water Pollution Conference Fed.:* 42, 2135-2148 (1970).

He Y., P. Xu, C. Li, B. Zhang, "High-concentration food wastewater treatment by an anaerobic membrane bioreactor", *Water Research*: 39, 4110-4118 (2005).

Hong S.P., T.H. Bae, T.M. Tak, S. Hong, A. Randall, "Fouling control in activated sludge submerged hollow fibre membrane bioreactors", *Desalination*: 143, 219-228 (2002).

Ishida H., Y. Yamada, M. Tsuboi, S. Matsumura, "Submerged membrane activated sludge process (KMASP)-Its application into activated sludge process with high

CAPÍTULO 2

concentration of MLSS”, *Proceedings of the 2nd International Conference on Advances in Water and Effluent Treatment*. pp. 321-330 (1993).

Itonaga T., K. Kimura, Y. Watanabe, “Influence of suspension viscosity and colloidal particles on permeability of membrane used in membrane bioreactor (MBR)”, *Water Science and Technology*: 50, 301-309 (2004).

Jang N.J., R.S. Trussell, R.P. Merlo, D. Jenkins, S.W. Hermanowicz, I.S. Kim, “Exocellular polymeric substances molecular weight distribution and filtration resistance as a function of food to microorganism ratio in the submerged membrane bioreactor”, *Proceedings of the International Congress on Membranes and Membrane Processes (ICOM)*: Seoul, Korea (2005a).

Jang N., X. Re, K. Choi, I.S. Kim, “Comparison of membrane biofouling in nitrification and denitrification for the membrane bio-reactor (MBR)”, *Proceedings of the IWA on Aspire*: Singapore (2005b).

Jefferson B., A. Brookes, P. Le-Clech, S.J. Judd, “Methods for understanding organic fouling in MBRs”, *Water Science and Technology*: 49, 237-244 (2004).

Jiang T., M.D. Kennedy, B.F. Guinzbourg, P.A. Vanrolleghem, J.C. Schippers, “Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism”, *Water Science and Technology*: 51, 19-25 (2005).

Jorand F., F. Zartarian, F. Thomas, J.C. Block, J.Y. Bottero, G. Villemin, V. Urbain, J. Manem, “Chemical and structural (2D) linkage between bacteria within activated sludge flocs”, *Water Research*: 27, 1639-1647 (1995).

Judd S., B. Jefferson, “Membranes for industrial wastewater recovery and reuse”, *Elsevier*, Oxford (2003).

Judd S., “The MBR Book: Principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment”, *Elsevier*: Oxford (2006).

Kang I.J., C.H. Lee, K.J. Kim, “Characteristics of microfiltration membranes in a membrane coupled sequencing batch reactor system”, *Water Research*: 37, 1192-1197 (2003).

Kayawake E., Y. Narukami, M. Yamagata, “Anaerobic digestion by a ceramic membrane enclosed reactor”, *Journal of Fermentation and Bioengineering*: 71, 122-125 (1991).

Kim H.Y., K.M. Yeon, C.H. Lee, S. Lee, T. Swaminathan, “Biofilm structure and extracellular polymeric substances in low and high dissolved oxygen membrane bioreactors”, *Separation Science and Technology*: 41, 1213-1230 (2006).

Krauth K.H., K.F. Staab, “Pressurized biomembrane reactor for wastewater treatment”, *Hydrotop*: 94, 555-562 (1994).

INTRODUCCIÓN

Laspidou C.S., B.E. Ritmann, "A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass", *Water Research*: 36, 2711-2720 (2002).

Le-Clech P., B. Jefferson, S.J. Judd, "Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*: 218, 117-129 (2003).

Le-Clech P., A. Fane, G. Leslie, A. Childress, "The operator's perspective", *Filtration and Separation*: 42, 20-23 (2005).

Le-Clech P., V. Chen, A.G. Fane, "Fouling in membrane reactors used in wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 284, 17-56 (2006).

Lee N., T. Welander, "Influence of predators on Nitrification in aerobic biofilm processes", *Water Science Technology*: 29, 355-363 (1994).

Lee W., J.H. Jeon, Y. Cho, K.Y. Cheng, B.R. Min, "Behaviour of TMP according to membrane pore size", *Proceedings of the International Congress on Membranes and Membrane Processes (ICOM)*: Seoul, Korea (2005).

Lesjean B., S. Rosenberger, C. Laabs, M. Jekel, R. Gnirss, G. Amy, "Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal organic substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment", *Water Science and Technology*: 51, 1-8 (2005).

Li H., M. Yang, Y. Zhang, X. Liu, M. Gao, Y. Kamagata, "Comparison of nitrification performance and microbial community between submerged membrane bioreactor and conventional activated sludge system", *Water Science and Technology*: 51, 193-200 (2005).

Liu R., X. Huang, C.W. Wang, L.J. Chen, Y. Qian, "Study of hydraulic characteristics in a submerged membrane bioreactor process", *Process Biochemical*: 36, 249-254 (2000).

Liu Y., P. Fang, "Influences of extracellular polymeric substances (EPS) on flocculation, setting and dewatering of activated sludge", *Crit. Rev. Environment Science Technology*: 33, 237-273 (2003).

Lobos J., C. Wisniewski, M. Heran, A. Grasmick, "Effect of starvation conditions on biomass behaviour for minimization of sludge production in membrane bioreactors", *Water Science and Technology*: 51, 35-44 (2005).

Low E., H. Chase, "The effect of maintenance energy requirements on biomass production during wastewater treatment", *Water Research*: 33, 847-854 (1999).

Madaeni S.S., A.G. Fane, D.E. Wiley, "Factors influencing critical flux in membrane filtration of activated sludge", *Journal of Chemistry Technology and Biotechnology*: 74, 539-543 (1999).

CAPÍTULO 2

Madec A., "Influence d'un écoulement diphasique sur les performances de filtration d'un procédé à membranes immergées", PhD Thesis, *Institute National des Sciences Appliqués*: Toulouse, France (2000).

Mallevalle J., P. Odendall, M. Wierner, "Water treatment membrane processes", *McGraw-Hill*, New York (1996).

Manem J., R. Sanderson, "Water treatment membrane process", *AWWA Research Foundation*, McGraw-Hill (1996).

Meng F., H. Zhang, F. Yang, Y. Li, J. Xiao, X. Zhang, "Effect of filamentous bacteria on membrane fouling in submerged membrane bioreactor", *Journal of Membrane Science*: 272, 161-168 (2006).

Mulder M., "Basic principles of membrane technology", *Kluwer Academic Publishers*: Dordrecht (2000).

Nielson P.H., A. Jahn, "Extraction of EPS", *Microbial Extracellular Polymeric Substances*: Springer-Verlag, Berlin (1999).

Ng C.A., D. Sun, J. Zhang, H.C. Chua, W. Bing, S. Tay, A. Fane, "Strategies to improve the sustainable operation of membrane bioreactors", *Proceedings of International Desalination Association Conference*, Singapore (2005).

Ognier S., C. Wisniewski, A. Grasmick, "Biofouling in membrane bioreactors; phenomenon analysis and modelling", *Proceedings of the MBR 3, Cranfield University*. UK (2001).

Ognier S., C. Wisniewski, A. Grasmick, "Influence of macromolecule adsorption during filtration of a membrane bioreactor mixed liquor suspension", *Journal of Membrane Science*: 209, 27-37 (2002).

Orantes, J.C., C. Wisniewski, M. Heran, A. Grasmick, "Influence of total sludge retention on the performance of a submerge membrane bioreactor", *Proceedings of Water Environment-Membrane Technology Conference*: Seoul, Korea (2004).

Pirt S.J., "The maintenance energy of bacteria on growing cultures", *Proceedings of the Royal Society of London*: 163, 224-231 (1965).

Pollice A., A. Brookes, B. Jefferson, S. Judd, "Sub-critical flux fouling in membrane bioreactors-a review of recent literature", *Desalination*: 174, 221-230 (2005).

Rosenberger S., C. Laabs, B. Lesjean, R. Gnirss, G. Amy, M. Jekel, J. C. Schrotter, "Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment", *Water Research*: 40, 710-720 (2006).

Rosso D., R. Iranpour, M.K. Stenstrom, "Fine pore aeration-fifteen years of off-gas transfer efficiency measurements", *Proceedings of the Water Environment Federation 74th Annual Conference & Exposition*: Atlanta, Georgia (2001).

INTRODUCCIÓN

Schrader G.A., A. Zwijnenburg, M. Wessling, "The effect of WWTP effluent zeta-potential on direct nanofiltration performance", *Journal of Membrane Science*: 266, 80-93 (2005).

Schwarz A.O., B.E. Rittmann, G.V. Crawford, A.M. Klein, G.T. Daigger, "Critical review on the effects of mixed liquor suspended solids on membrane bioreactor operation", *Separation Science Technology*: 41, 1489-1511 (2006).

Sofia A., W. J. Ng, S. L. Ong, "Engineering design approaches for minimum fouling in submerged MBR", *Desalination*: 160, 67-74 (2004).

Smith C.V., D.O. Gregorio, R.M. Talcott, "The use of ultrafiltration membranes for activated sludge separation", *Proceeding of the 24th Industrial Waste* (1969).

Smith P.J., S. Vigneswaran, H.H. Ngo, R. Ben-Aim, H. Nguyen, "Design of a generic control system for optimising back flush durations in a submerged membrane hybrid reactor", *Journal of Membrane Science*: 255, 99-106 (2005).

Stephenson T., S. Judd, B. Jefferson, K. Brindle, "Membrane bioreactors for wastewater treatment", *IWA Publishing*: London (2000).

Tonelli E.A., R.E. Canning, "Membrane bioreactor system for treating synthetic metal-working fluids and oil based products", *USA Pat. No. 5204001* (1993).

Tonelli F.A., H. Behmann, "Aerated membrane bioreactor process for treating recalcitrant compounds", *USA Pat. No. 410730* (1996).

Trettin D.R., M.R. Doshi, "Limiting flux in ultrafiltration of macromolecular solutions", *Chemical Engineering Communication*: 4, 507-522 (1980).

Trusell R.S., R.P. Merlo, S.W. Hermanowicz, D. Jenkins, "The effect for organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater", *Water Research*: 40, 2675-2683 (2006).

Van Loosdrecht M.C.M., M. Henze, "Maintenance, endogenous respiration, lysis, decay and predation", *Water Science Technology*: 39, 107-117 (1999).

Vera L., "Microfiltración de agua residual depurada. Mejora del flujo de permeado por inyección de gas", *Tesis doctoral, Universidad de La Laguna*: Tenerife (1998).

Wicaksana F., A.G. Fane, V. Chen, "Fibre movement induced by bubbling using submerged hollow fibre membranes", *Journal of Membrane Science*: 271, 186-195 (2006).

Wisniewski C., A. Grasmick, "Elimination d'ethanol par cultures mixtes en bioréacteur à membrane", *Actes dy colloque sur les Procédes d'épuration des effluents et déchets des Industries agroalimentaires*: Georgy-Pontoise, Junio (1995).

Wisniewski C., A. León Cruz, A. Grasmick, "Kinetics of organic carbon removal by a mixed culture in a membrane bioreactor", *Biochemical Engineering Journal*: 3, 61-69 (1999).

CAPÍTULO 2

Witzig R., W. Manz, S. Rosenberger, U. Krfiger, M. Kraume, U. Szewzyk, "Microbial aspects of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal wastewater", *Water Research*: 36, 394-402 (2002).

Yamato N., K. Kimura, T. Miyoshi, Y. Watanabe, "Difference in membrane fouling in membrane bioreactors (MBRs) caused by membrane polymeric material", *Journal of Membrane Science*: 280, 911-919 (2006).

Yeo A., A.G. Fane, "Performance of individual fibres in a submerged hollow fibre bundle", *Proceedings of the Water Environment-Membrane Technology Conference*: Seoul, Korea (2004).

Yeom I.T., K.R. Lee, Y.G. Choi, H.S. Kim, Y. Lee, "Evaluation of a membrane bioreactor system coupled with sludge pre-treatment for aerobic sludge digestion", *Proceedings of the Water Environment-Membrane Technology Conference*: Seoul, Korea (2004).

Yu H.Y., M.X. Hu, Z.K. Xu, J.L. Wang, S.Y. Wang, "Surface modification of polypropylene microporous membranes to improve their antifouling property in MBR: NH₃ plasma treatment", *Separation Purification Technology*: 45, 8-15 (2005).

Jeffery C., "ZeeWeed MBR Technology update", *Zenon Environmental Inc.: SAWEA Workshop* (2005).

Zhang J.S., H.C. Chua, J. Zhou, A.G. Fane, "Factors affecting the membrane performance in submerged MBR", *Journal of Membrane Science*: 284, 54-56 (2006a).

Zhang J.S., C.H. Chuan, J.T. Zhou, A.G. Fane, "Effect of sludge retention time on membrane bio-fouling intensity in a submerged membrane bioreactor", *Separation Science and Technology*: 41, 1313-1329 (2006b).

CAPÍTULO 3.- TÉCNICA EXPERIMENTAL

Índice

A. INSTALACIÓN Y PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL A ESCALA	
LABORATORIO	69
3.1. Instalación experimental ZW-1.....	69
3.1.1. Descripción del sistema.....	69
3.1.2. Componentes y especificaciones.....	71
3.2. Metodología.....	74
3.2.1. Caracterización de la membrana.....	74
3.2.2. Protocolo de limpieza de la membrana.....	76
3.2.3. Protocolo experimental.....	76
B. INSTALACIÓN Y PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL A ESCALA PILOTO.....	80
3.3. Instalación experimental ZW-10.....	80
3.3.1. Descripción de la unidad experimental.....	80
3.3.2. Componentes y especificaciones.....	82
3.4. Metodología.....	84
3.4.1. Caracterización de la membrana.....	84
3.4.2. Protocolo de limpieza.....	85
3.4.3. Protocolo experimental.....	85
3.5. Instalación experimental RDS.....	87
3.5.1. Descripción del sistema.....	87
3.5.2. Componentes y especificaciones.....	89

A. INSTALACIÓN Y PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL A ESCALA LABORATORIO

3.1. Instalación experimental ZW-1

3.1.1.- Descripción del sistema

Los experimentos se han realizado en una unidad de filtración a escala laboratorio donde se opera con la membrana ZeeWeed®-1 (ZW-1) para estudiar las condiciones de operación y el ensuciamiento de la membrana en experimentos de corta duración. La instalación permite operar de forma automática, registrando los datos de la presión transmembrana (PTM) y el tiempo de duración de los experimentos, pudiendo controlar mediante un ordenador, la duración de los ciclos de filtración y retrolavado, así como la presión consigna (o límite) de cada experimento. En la Figura 3.1 se muestra una fotografía de la instalación y en la Figura 3.2 su diagrama general.

La suspensión a filtrar se introduce en el depósito de proceso, el cual está dotado de un burbujeador de aire en su parte inferior para mantener la turbulencia y las condiciones aerobias del sistema. Mediante la bomba pulsante (P-1) y cuatro electroválvulas que se encuentran conectadas a un sistema de control (CV-1, CV-2, CV-3 y CV-4) se ejecutan los ciclos de filtración y retrolavado. La bomba está en funcionamiento continuo, cambiándose la posición de las electroválvulas, abiertas y cerradas, según se corresponda con el filtrado o el retrolavado. El módulo está en continua aireación para evitar la deposición de partículas en la membrana. Se opera en circuito cerrado, recirculando el permeado al depósito de proceso.

CAPÍTULO 3



Figura 3.1. Fotografía general de la instalación y del depósito de proceso con la membrana

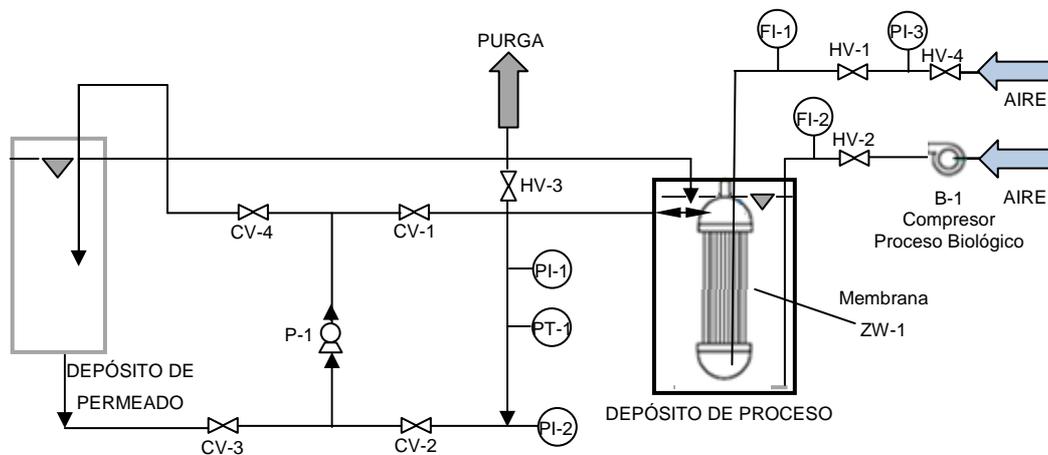


Figura 3.2. Esquema de la unidad de laboratorio ZW-1

En el modo Filtración, las válvulas CV-2 y CV-4 se mantienen abiertas y se cierran las CV-3 y CV-4. En este modo, se genera un ligero vacío (< -60 kPa) en el interior del módulo, produciendo el flujo de permeado de fuera hacia dentro de la membrana. Los experimentos con caudal de permeado constante sufren un aumento en la presión de vacío a medida que el ensuciamiento de la membrana aumenta. Esta presión es registrada permanentemente (PT-1) y se puede observar en dos manómetros (PI-1 y PI-2).

En el caso del modo Retrolavado, se mantienen abiertas las válvulas CV-1 y CV-3, mientras que se cierran CV-2 y CV-4. En este modo, se genera una ligera sobrepresión ($< +30$ kPa) en el interior del módulo, produciendo el flujo de permeado de dentro a fuera. Esto consigue eliminar parcialmente las sustancias que se hayan depositado en los poros de la membrana. Como ocurre en la filtración, la presión es registrada continuamente (PT-1).

3.1.2.- Componentes y especificaciones

Los elementos principales que componen la instalación son los siguientes:

- Compresor (B-1).
- Depósito de proceso.
- Bomba pulsante (P-1).
- Electroválvulas (CV-1, CV-2, CV-3 y CV-4).
- Depósito de permeado.
- Módulo de membrana.
- Sistema de control y elementos de medida de caudal de aire (FI-1 y FI-2) y medidor de presión (PI-1, PI-2 y PT-1).

El *compresor* (B-1) RESUN® tiene una potencia de 6 W. Su función es la de mantener la suspensión homogénea y en condiciones aerobias. El caudal de aire se regula con una válvula manual (HV-2) y un rotámetro (FI-2).

La *bomba pulsante* (P-1) PROMINENT® ALPb-0612 es de membrana, de recorrido variable, frecuencia fija y control on/off. Permite obtener caudales constantes de permeado de hasta 14 l/h. Su funcionamiento está regulado mediante el sistema de control. El vacío o la sobrepresión generada se mide en los manómetros analógicos (PI-1 y PI-2) y en el transmisor de presión (PT-1).

Las *electroválvulas* (CV-1, CV-2, CV-3 y CV-4) SMC VXZ-2230L permiten, según su disposición, realizar los ciclos de filtración/retrolavado. Su apertura y cierre se regulan a través del sistema de control.

El *depósito de permeado* tiene una capacidad de 1,5 litros y es de vidrio, permitiendo almacenar el permeado para realizar los ciclos de retrolavado.

CAPÍTULO 3

El *módulo ZeeWeed® ZW-1* (Figura 3.3a) consta de un haz de fibras huecas poliméricas, asimétricas, con capa activa externa hidrófila, con un diámetro medio de poro de 0,4 μm y un diámetro absoluto de 0,1 μm . Las 80 fibras, de unos 20 cm de longitud, proporcionan una superficie filtrante total de 0,093 m^2 . Estas fibras se disponen de forma vertical en torno a un eje central cuya función es conducir el aire de limpieza (burbujas gruesas) hasta la base del módulo. El rango de condiciones de operación se presenta en la siguiente Tabla 3.1.

El *depósito de proceso* es donde se encuentra la suspensión y el módulo de membrana. Tiene una capacidad de 3 litros y está fabricado en polietileno de alta densidad.

Además, la suspensión se mantiene homogénea mediante el suministro de aire al medio a través de un anillo perforado (perforaciones de 1,5 mm de diámetro regularmente espaciadas) que se sitúa en la parte inferior del depósito de proceso, este sistema proporciona una aireación continua de burbujas finas a un caudal de 0,024 Nm^3/h . El anillo perforado se encuentra conectado al compresor B-1 para mantener las condiciones aerobias de la suspensión.

La entrada a la instalación del aire de limpieza se encuentra regulada mediante una válvula manual (HV-4) y un medidor de presión (PI-3); luego, se regula el caudal mediante una segunda válvula (HV-1) y un rotámetro (FI-1) (ver Figura 3.3b).

Tabla 3.1. Límites de operación del módulo ZW-1

Parámetros	Valor	Unidades
Máximo valor de PTM	62	kPa
Rango de operación de PTM	10-50	kPa
Máximo valor de Temperatura	40	$^{\circ}\text{C}$
Rango de operación de pH	5-9	
Máximo valor de PTM de retrolavado	55	kPa
Máxima concentración de OCI^-	1.000	mg/l

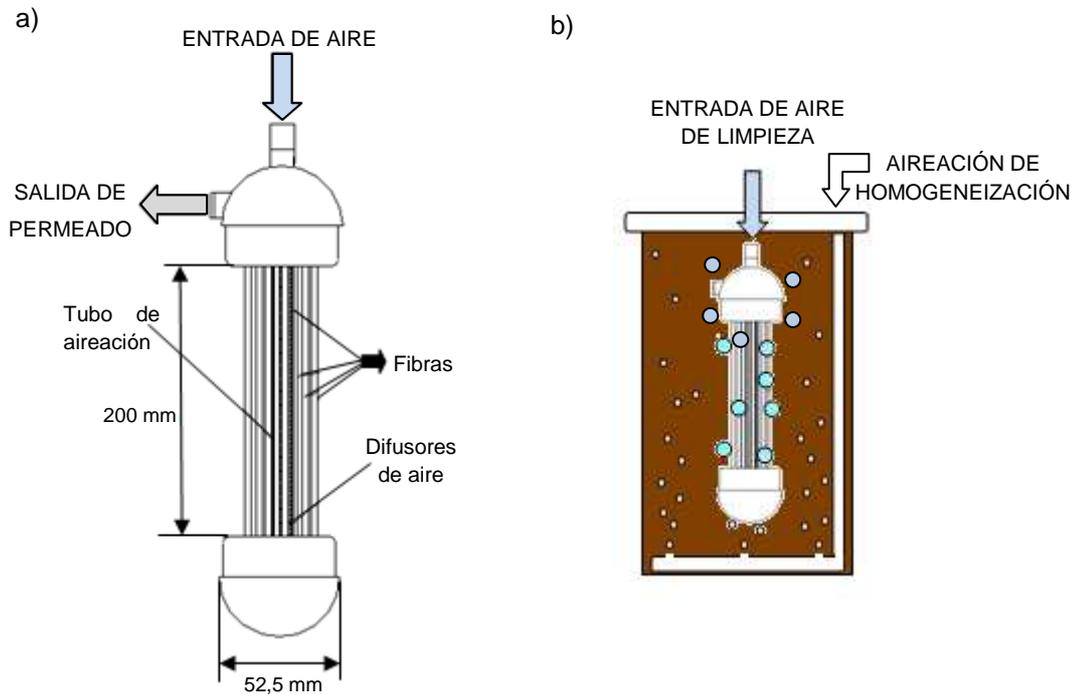


Figura 3.3. a) Esquema del módulo de membrana ZW-1 y b) modos de aireación a los que se somete el módulo

El *sistema de control* está integrado en un ordenador personal que permite ejecutar los programas de control y toma de datos. El ordenador es un Pentium con 32 Mb de memoria y 1 Gb de capacidad. Además, se dispone de una tarjeta interfase (VELLEMAN® K8000) conectada al puerto paralelo y una placa de relés universal (VELLEMAN® K6714) para la recogida de datos y la ejecución de los comandos de control.

El sistema de control regula por separado la duración de las fases de filtración y retrolavado. Cada una de ellas puede configurarse de dos modos distintos: por presión y por tiempo. En el modo por presión, una vez alcanzado un valor de presión transmembrana consigna, finaliza el ciclo. En el modo por tiempo, la duración de la fase viene determinada por un valor preestablecido de tiempo que se introduce en el programa.

En los ensayos que se presentan en esta memoria, la duración de la fase de filtración se controla de dos formas: 1) a través de la presión consigna (que varía según la fase de experimentación) y 2) a través de un tiempo de filtración preestablecido (entre 5 y 10

CAPÍTULO 3

minutos). La duración de los ciclos de retrolavado se fija para cada experimento en un valor que, dependiendo de la serie experimental, varía entre 25 y 30 segundos.

Por último, el sistema de control incluye valores de seguridad en la presión transmembrana tanto en la fase de filtración como en la de retrolavado, siendo éstos distintos debido a las características asimétricas de la membrana. El valor en la filtración es de -51, kPa mientras que el valor en el retrolavado es de +27 kPa. Si se alcanzaran estos valores de seguridad la instalación se pararía automáticamente.

La parte electrónica del sistema de control y toma de datos así como el software empleado, han sido desarrollados íntegramente por la línea de investigación (Dr. J. Macías).

3.2. Metodología

3.2.1.- Caracterización de la membrana

Uno de los parámetros más utilizados para caracterizar una membrana es la determinación de la resistencia que ofrece al flujo de un fluido. El valor de este parámetro está relacionado con las características del material de la membrana, el diámetro de poro, la porosidad superficial y el espesor de la membrana.

Antes de proceder a realizar cualquier experimento se debe caracterizar la membrana. Esto se lleva a cabo introduciendo la membrana en el depósito de proceso lleno de agua potable y sometiéndola a diferentes caudales de permeado, registrando los valores de presión transmembrana correspondientes. A continuación, se representan en la Figura 3.4 los valores de presión transmembrana, PTM (kPa), frente a los de flujo de permeado, J ($l/(h \cdot m^2)$). Así se obtiene la resistencia a la que se ve sometida la membrana.

El aumento lineal de la PTM con el flujo de permeado aplicado viene dado por la ecuación de Darcy:

$$R_m = \frac{PTM}{\mu \cdot J} \quad [3.1]$$

TÉCNICA EXPERIMENTAL

Durante los distintos ensayos experimentales, la membrana va sufriendo un progresivo ensuciamiento que modifica sus propiedades, siendo necesaria su regeneración. Para que puedan ser comparables distintos ensayos, es necesario conocer el grado de regeneración alcanzado y, por lo tanto, definir un estado de referencia de la membrana. Es importante resaltar que el estado de referencia no es el de la membrana nueva, sino aquel al que se llega sistemáticamente después de sucesivas regeneraciones.

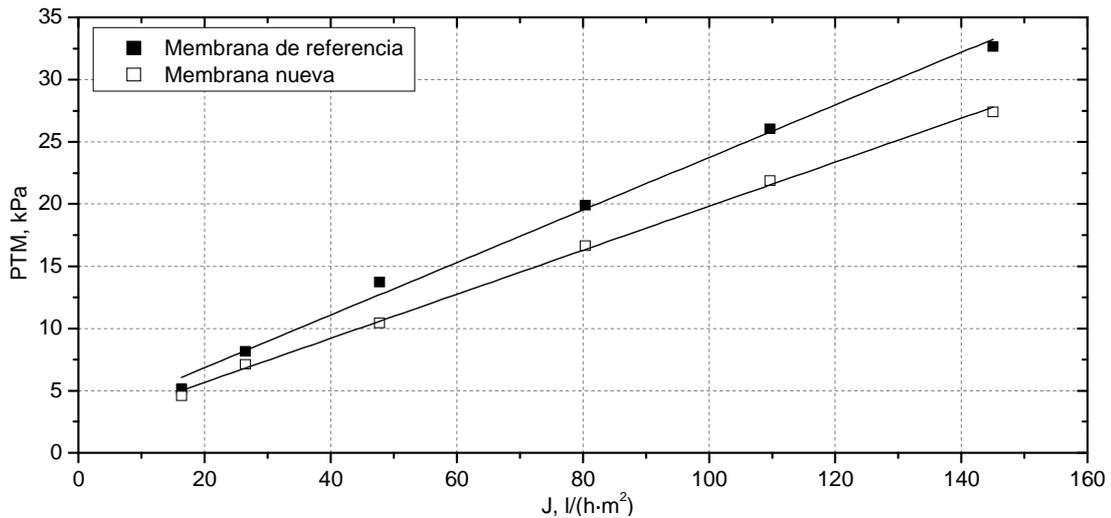


Figura 3.4. Presión transmembrana para distintos flujos de permeado en la membrana nueva y de referencia

Con las medidas realizadas se puede comprobar la importancia de definir un estado de referencia de la membrana, puesto que después de una regeneración química no se alcanzan las características iniciales de la membrana nueva. La resistencia de la membrana nueva es de $8,13 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-1}$, mientras que la resistencia de la membrana de referencia es de $9,87 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-1}$, obtenidas a partir de la pendiente de la recta de la Figura 3.4.

En la Figura 3.5 se representan los valores de permeabilidad de la membrana a distintos flujos de permeado.

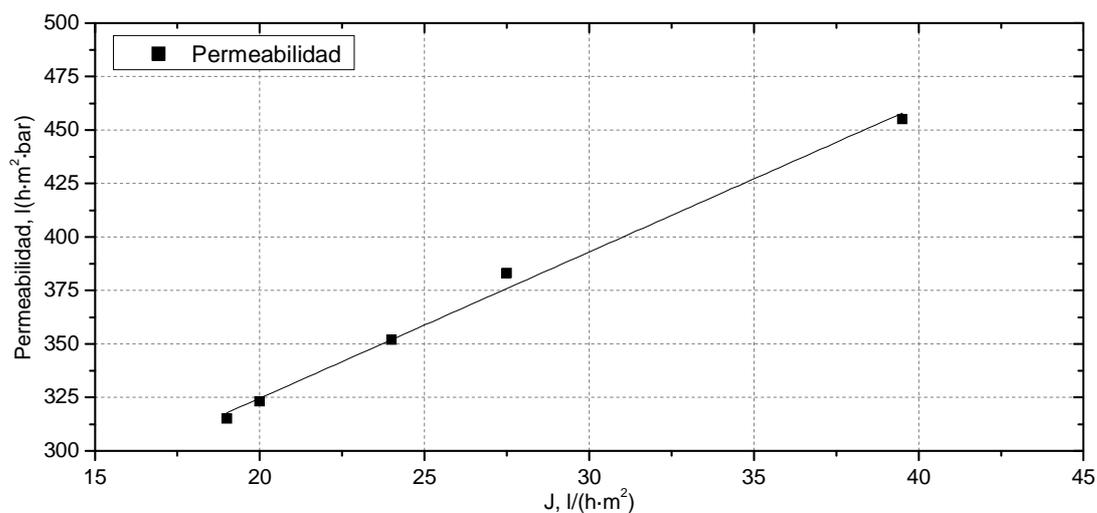


Figura 3.5. Representación de los valores de permeabilidad de la membrana

3.2.2.- Protocolo de limpieza de la membrana

La limpieza de la membrana se realiza después de cada experimento. Primero, la membrana se somete a una limpieza física para la eliminación de todos aquellos sólidos que se hayan depositado en la superficie de las fibras con la inyección de agua de red a presión. A continuación, se lleva a cabo la limpieza química donde la membrana se sumerge en una disolución de NaClO (250 ppm como OCI^-) durante un mínimo de 3 horas, calentando ligeramente la disolución a 30-35 °C para favorecer la recuperación. Ocasionalmente, cuando el ensuciamiento es severo, se puede llegar a concentraciones de 1.000 ppm.

3.2.3.- Protocolo experimental

a) Planteamiento de un experimento

En cada experimento se fijan y miden las siguientes variables:

❖ Suspensión microbiana

- Concentración de sólidos suspendidos totales (SSLM) y volátiles (SSVLM).

❖ Condiciones de operación

- Flujo de permeado (J), donde el flujo de retrolavado coincide con el de permeado.
- Caudal de aireación (Q_a).
- Duración del lavado (t_L).

Durante cada experimento se analizan los siguientes parámetros:

- Resistencia inicial de la membrana (R_m).
- Demanda química de oxígeno en el filtrado de la suspensión a filtrar (DQO_s).
- Temperatura.

b) Desarrollo de un experimento

Se recogen aproximadamente unos 3 litros de suspensión microbiana procedente de las distintas unidades a escala piloto situadas en la EDAR de Santa Cruz de Tenerife. La muestra se conserva en recipientes cerrados herméticamente y a temperatura ambiente durante su transporte, no superando los 25-30 minutos.

Antes de comenzar cada experimento, como se ha mencionado, se realiza la caracterización de la membrana a diferentes caudales de permeado, y se registran los datos de presión transmembrana obtenidos, así como la resistencia de la misma.

A continuación, la suspensión se introduce en el depósito de proceso de la instalación ZW-1, donde previamente se dispone la membrana ya caracterizada, y se inicia el experimento estableciendo las condiciones de operación en el sistema de control.

La duración del experimento depende del grado de ensuciamiento experimentado por la membrana, esperando hasta alcanzar un número de ciclos consecutivos de filtración/retrolavado que oscila entre 12 y 20 ciclos. En ensayos previos se ha comprobado que ese número de ciclos es suficiente para observar un comportamiento estacionario del sistema. Asimismo, no es posible aumentar el tiempo de experimentación debido a las modificaciones significativas que experimentan las suspensiones al cabo de 24 horas.

CAPÍTULO 3

Durante la filtración, se produce un registro continuo de la presión transmembrana y se realizan las medidas del caudal de permeado y la temperatura de la suspensión. Para hacer los análisis en el laboratorio (SSLM y DQO₅) se toma una muestra de la suspensión.

c) Reproducibilidad

Con el fin de comprobar el correcto funcionamiento de la instalación y estudiar la reproducibilidad de los experimentos, se han realizado cuatro ensayos con la misma membrana, en las mismas condiciones de operación y con suspensiones de similares características.

Las condiciones experimentales y los resultados obtenidos se presentan en las Tablas 3.2 y 3.3, respectivamente.

Tabla 3.2. Ensayos previos en ZW-1. Condiciones de operación de los ensayos de reproducibilidad

Experimentos	E-1	E-2	E-3	E-4
Fecha	25/01/2008	29/01/2008	30/01/2008	23/01/2008
Membrana	W013084	W013084	W013084	W013084
Resistencia de la membrana (m ⁻¹)	2,45·10 ¹²	2,27·10 ¹²	1,99·10 ¹²	2,16·10 ¹²
Concentración de sólidos (mg/l)	16.420	18.630	14.500	16.220
Temperatura (°C)	21,2	20,0	20,3	20,7
Flujo de permeado (l/(h·m ²))	21,3	21,9	19,2	20,0
Caudal de aire (Nm ³ /(h·m ²))	2,7	2,7	2,7	2,7
Presión consigna en filtración (Pa)	42.600	42.600	42.600	42.600
Tiempo de retrolavado (min)	0,5	0,5	0,5	0,5

Las diferencias máximas son del orden del 10 % y pueden considerarse como aceptables si se tiene en cuenta que se ha trabajado con suspensiones biológicas cuyas características son muy sensibles a los cambios externos. Estos resultados ponen de manifiesto una razonable reproducibilidad de la instalación y del procedimiento experimental utilizado.

TÉCNICA EXPERIMENTAL

Tabla 3.3. Ensayos previos. Reproducibilidad de la evolución de PTM

Parámetros de ensuciamiento *	E-3.1	E-3.2	E-3.3	E-3.4	media	sd	RDS
PTM inicial (Pa)	14.477,2	14.477,2	16.204,7	15.930,2	15.272,2	924,9	6,5
PTM 1.000 seg (Pa)	27.428,2	29.155,6	30.882,0	28.292,8	28.939,6	1.474,5	5,1
PTM 2.500 seg (Pa)	41.107,3	40.956,2	40.380,9	39.516,0	40.490,2	720,9	1,8
PTM después retrolavado (Pa)	16.204,9	16.204,9	18.794,2	17.067,2	17.067,3	1.220,6	7,1

sd: desviación estándar

RDS: desviación estándar relativa, expresada en %

*: la PTM corresponde al promedio de 9 medidas consecutivas en intervalos de 20 seg

La Figura 3.6 representa la evolución típica de la presión transmembrana frente al tiempo de operación durante un ciclo de filtración/retrolavado. En principio, durante la filtración, se produce un aumento de la PTM como consecuencia de un ensuciamiento de la membrana. Una vez alcanzado el valor de presión consigna preestablecido en el sistema de control (42.600 Pa), se realiza un retrolavado de 30 segundos de duración, registrando una disminución de la PTM hasta valores negativos, para recuperar la membrana. Es importante explicar que los valores de la presión de vacío aparecen con signo positivo y la sobrepresión con signo negativo, siendo ésta una práctica habitual en la bibliografía.

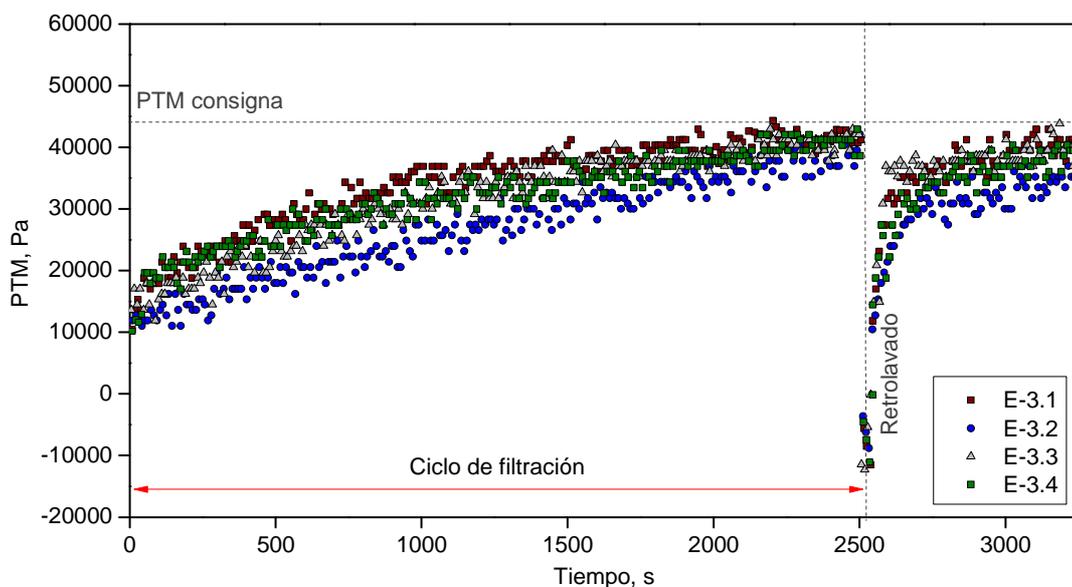


Figura 3.6. Evolución de la presión transmembrana con el tiempo de operación durante un ciclo de filtración y retrolavado

B. INSTALACIÓN Y PROCESAMIENTO EXPERIMENTAL A ESCALA PILOTO

3.3. Instalación experimental ZW-10

3.3.1.- Descripción de la unidad experimental

La unidad experimental consiste en una planta piloto ZeeWeed®-10 (ZW-10) suministrada por GE Water & Process Technologies (GE, EEUU). Dicha unidad, que se muestra en la Figura 3.7, está situada en la EDAR de Santa Cruz de Tenerife. La instalación utiliza la misma membrana que los módulos a escala industrial ZeeWeed®-500, siendo la calidad del efluente similar al obtenido en las instalaciones a escala real. Sin embargo, debido a que las fibras son más cortas, la distribución del aire obtenido de las variables de membrana es diferente y, por tanto, los datos obtenidos de las variables de filtración (flujo de permeado, caudal de aireación y requerimientos energéticos) no pueden ser extrapolados a unidades a escala superior.



Figura 3.7. Fotografía de la unidad experimental y la membrana

La Figura 3.8 muestra un diagrama general de la instalación donde se puede trabajar con dos configuraciones: filtración con “recirculación parcial” (ZenonGem® System) o “filtración directa” (Direct Filtration System). Las dos configuraciones se diferencian en que, en la primera, se elimina sólo una parte del permeado –el resto se recircula al depósito de membrana- y no se elimina el rechazo, produciéndose una acumulación. Por el contrario, en

TÉCNICA EXPERIMENTAL

la segunda configuración se elimina todo el permeado y una parte del rechazo. Cada configuración se regula mediante las válvulas manuales HV-5, HV-6 y HV-7.

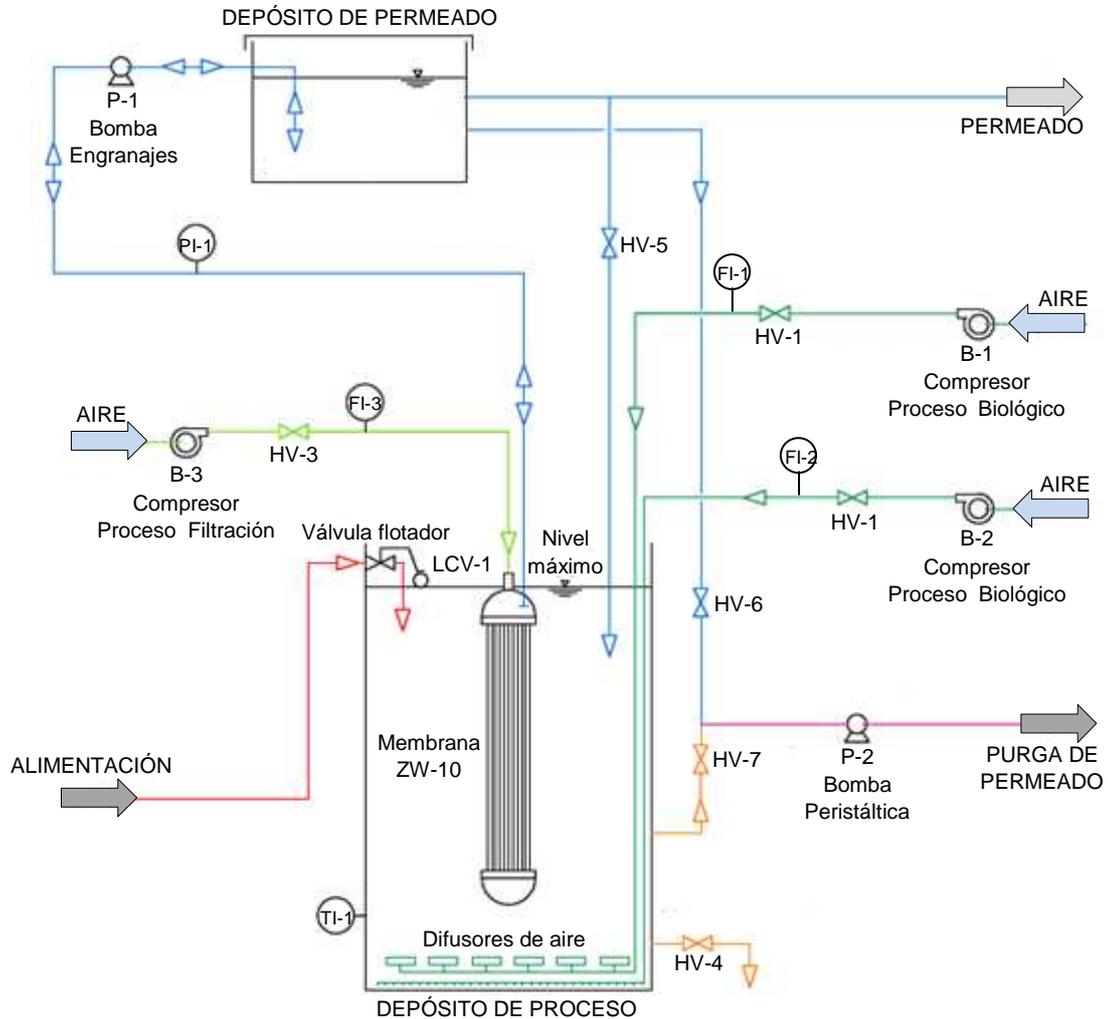


Figura 3.8. Diagrama de la instalación ZW-10

El agua residual entra a través de una válvula de flotador (LCV-1) al depósito de proceso, donde los microorganismos presentes llevan a cabo la depuración biológica. Una vez depurado, el efluente se extrae a través de la membrana y es impulsado hacia el depósito de permeado por una microbomba de engranajes (P-1). En la configuración de "recirculación parcial", una bomba peristáltica (P-2) regula la salida de una parte del permeado del sistema, cayendo el resto por gravedad al depósito de proceso. Sin embargo, en la configuración de "filtración directa", la bomba peristáltica extrae el rechazo del depósito de proceso mientras que una parte del permeado es eliminada por gravedad. La membrana está continuamente aireada para evitar la deposición de partículas en las fibras.

CAPÍTULO 3

Periódicamente, la microbomba de engranajes (P-1) invierte el flujo produciendo un retrolavado que elimina parcialmente las sustancias que se hayan depositado en los poros de la membrana.

Un temporizador que actúa sobre la microbomba permite controlar la duración de los ciclos de filtración y retrolavado. El resto de instrumentación consiste en un manómetro (PI-1), varios rotámetros de aire (FI-1, FI-2 y FI-3) y un indicador de temperatura que se encuentra en el depósito de membrana (TI-1).

3.3.2. Componentes y especificaciones

Los principales elementos que componen la unidad ZW-10 son los siguientes:

- Compresores (B-1 y B-2).
- Compresor (B-3).
- Depósito de proceso.
- Bombas de aspiración/retrolavado (P-1) y de extracción de rechazo (P-2).
- Módulo de membrana.
- Depósito de permeado.
- Panel de control y elementos de medida de caudal de aire (FI-1, FI-2 y FI-3), de temperatura (TI-1) y de presión (PI-1).

Los *compresores de aire del proceso biológico* (B-1 y B-2) RESUN® LP-60 con una potencia unitaria de 60 W, tienen una doble función: por un lado, suministran el oxígeno necesario para los procesos biológicos de depuración y, por otro lado, mantienen la biomasa en suspensión. El primer compresor (B-1) está conectado a los difusores de burbuja fina, los cuales favorecen la transferencia de oxígeno. El segundo compresor (B-2), se encuentra conectado a una tubería perforada que abarca todo el perímetro del fondo del depósito de proceso y su misión es proporcionar burbujas gruesas que favorezcan la agitación del sistema. El caudal de aire que emiten dichos difusores es regulado con una válvula manual (HV-2) y un rotámetro (FI-2).

El *compresor de aire para el proceso de filtración* (B-3) MEDO® LA-120 con una potencia de 118 W, proporciona el aire necesario para la limpieza de la membrana durante la filtración. Dicho compresor está conectado directamente al panel de control, donde se regula su funcionamiento mediante un interruptor.

TÉCNICA EXPERIMENTAL

El *depósito de proceso* es un recipiente de polietileno de 254 litros de capacidad (altura de columna de agua de 70 cm) que alberga el módulo de membrana en su interior, el cual se halla ligeramente suspendido sobre el fondo del tanque de forma que se asegura una distribución uniforme del aire. El control del nivel superior del líquido en el depósito se realiza mediante una válvula de flotador (LCV-1). Sin embargo, no existe ningún dispositivo que regule o controle el nivel mínimo de líquido, que debe siempre cubrir las fibras del módulo.

La *bomba de aspiración del permeado* (P-1) MICROPUMP® SERIE GJ N 23, que actúa también como bomba de impulsión o retrolavado para la limpieza de la membrana, es de engranaje y proporciona un caudal constante programado. Se encuentra acoplada a un motor de corriente continua y velocidad variable, HG-0024 24VDC, con posibilidad de inversión de giro. El caudal de la bomba se mide de forma manual, recogiendo el permeado en una probeta. El vacío o presión generado por la bomba se mide con un manómetro analógico (PI-1). La presión hidrostática se ha tenido en cuenta al ajustar el cero. En cuanto a la bomba de extracción de rechazo (P-2) MASTERFLEX® LS ECONOMY DRIVE, es de tipo peristáltico, de velocidad variable y control manual.

El *depósito de permeado* está fabricado en polietileno y tiene una capacidad de 27 litros. En caso de exceder su capacidad, el permeado drenaría directamente al depósito de proceso o, en su caso, se extraería. Periódicamente, parte del permeado se utiliza para el retrolavado de la membrana.

El *panel de control* proporciona los medios al operador para el control y seguimiento de la instalación mediante distintos interruptores y un temporizador. También dispone de dos potenciómetros que ajustan la velocidad de giro del motor de la bomba de aspiración, tanto en sentido directo como inverso. Mediante dicho temporizador, ALLEN-BRADLEY 700HX, se controla la duración de los ciclos de filtración y lavado. En ciertas etapas de experimentación, se acopló otro temporizador del mismo tipo para regular los ciclos de aireación/parada del compresor B-3 utilizado para la aireación de la membrana durante la filtración.

El *módulo ZeeWeed® ZW-10* (Figura 3.9) posee fibras con características idénticas a las del módulo ZW-1, teniendo como única diferencia, unas dimensiones superiores. En este caso, las 150 fibras, de unos 60 cm de longitud, proporcionan una superficie filtrante de 0,93 m². Entre los dos cabezales que soportan las fibras existe un tubo de aireación que dispone de perforaciones en su zona inferior para la formación de burbujas gruesas de aire,

actuando como generadores de turbulencia para reducir el ensuciamiento de las fibras. El permeado se extrae sólo por el cabezal superior. El rango de operación es similar al del módulo ZW-1 (ver Tabla 3.1).

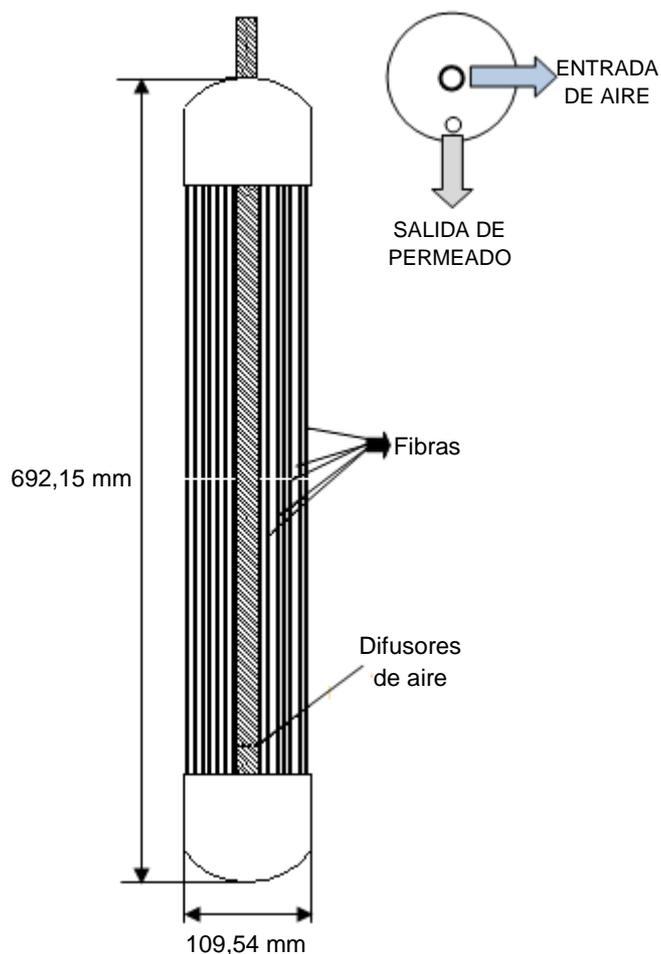


Figura 3.9. Esquema del módulo ZW-10

3.4. Metodología

3.4.1.- Caracterización de la membrana

Como ya se ha indicado anteriormente, el estado de referencia es aquel estado al que se llega sistemáticamente después de sucesivas regeneraciones de la membrana. En la Figura 3.10 se muestran los datos obtenidos para distintos valores de flujo de permeado en el módulo ZW-10.

Con las medidas realizadas se puede comprobar la importancia de definir un estado de referencia de la membrana. De esta forma, la pendiente de la recta determina la resistencia de la membrana estándar, que tiene un valor de $1,87 \cdot 10^{11} \text{ m}^{-1}$, obtenida de forma análoga a ZW-1.

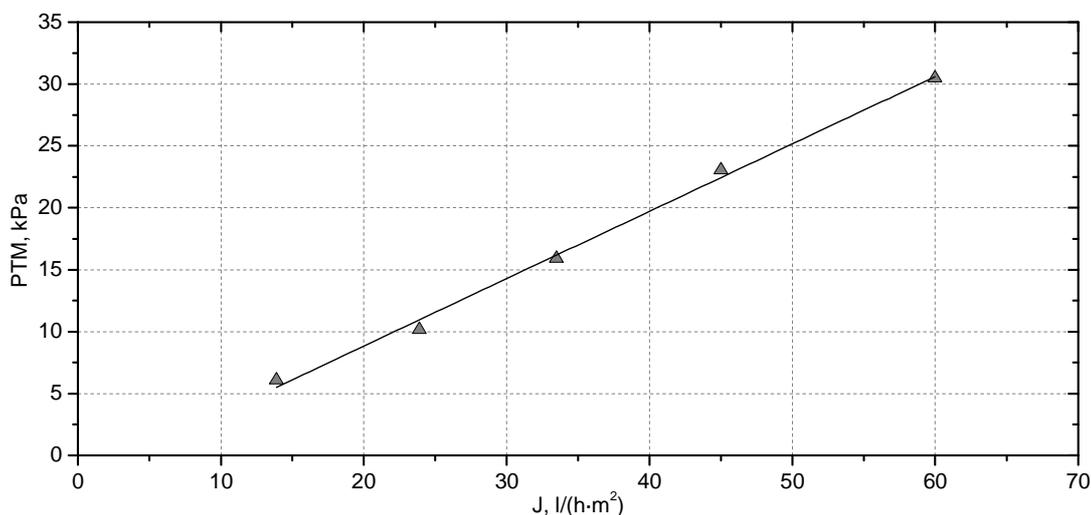


Figura 3.10. Presión transmembrana para distintos flujos de permeado en la membrana de referencia

3.4.2.- Protocolo de limpieza de la membrana

El procedimiento de limpieza química utilizado para la regeneración de las membranas es muy similar al empleado con el módulo ZW-1. Se sumerge el módulo en una disolución de NaClO (250-500 ppm como OCl⁻) durante un mínimo de 12 horas a temperatura ambiente. Ocasionalmente, se puede llegar a concentraciones de 1000 ppm.

3.4.3.- Protocolo experimental

En cada serie experimental se fijaron y midieron las siguientes variables:

❖ Proceso biológico

- Edad de lodo (TRS).
- Tiempo de residencia hidráulico (TRH).

CAPÍTULO 3

❖ Proceso de filtración

- Flujo de permeado.
- Flujo de retrolavado.
- Caudal de aireación.
- Duración de los ciclos de filtración y retrolavado.

Durante cada serie de experimentos, se realizaron los siguientes análisis:

❖ Alimentación y efluente

- Demanda química de oxígeno (DQO).
- Demanda química de oxígeno en filtrado (DQO_s), sólo en la alimentación.
- Compuestos nitrogenados: nitrógeno amonio (N-NH₄⁺), nitrógeno nitrito (N-NO₂⁻) y nitrógeno nitrato (N-NO₃⁻).
- pH.
- Turbidez.
- Concentración de sólidos suspendidos totales (SST), sólo en la alimentación.
- Sustancias poliméricas extracelulares de la estructura del flóculo.
- Sustancias poliméricas extracelulares de la fase líquida.

❖ Suspensión del reactor

- Concentración de sólidos suspendidos totales (SSLM).
- Concentración de sólidos volátiles (SSVLM).
- Demanda química de oxígeno en el filtrado (DQO_s).
- Distribución del tamaño de partícula (d_p).

❖ Proceso de filtración

- Presión transmembrana (PTM).

Por último, la descripción del procedimiento experimental que se ha realizado en cada capítulo se encuentra desarrollada en el apartado de materiales y métodos del mismo.

3.5. Instalación experimental RDS

3.5.1.- Descripción del sistema

Una parte de la investigación se ha realizado con agua procedente de un reactor discontinuo secuencial (RDS). En las Figuras 3.11 y 3.12 se muestran una fotografía y el esquema simplificado de la instalación, respectivamente.



Figura 3.11. Fotografía del reactor RDS a escala piloto

El reactor RDS opera de forma cíclica, siguiendo en cada ciclo una secuencia de etapas de llenado, reacción, sedimentación y vaciado. Las distintas etapas se controlan mediante tres temporizadores situados en el panel de control.

Etapas de llenado.- Inicialmente, el reactor contiene la suspensión microbiana concentrada en un 60 % de su volumen. Mediante la apertura de una electroválvula (CV-1), que es controlada a través del temporizador 2, se permite la entrada de agua residual en el sistema, quedando regulado el nivel superior del líquido con una válvula de flotador (LCV-1). Transcurrido un tiempo relativamente corto (10 minutos), se cierra la electroválvula y finaliza la etapa.

CAPÍTULO 3

Etapa de reacción.- Esta etapa se inicia al mismo tiempo que la de llenado. En el transcurso de la misma, los microorganismos presentes en el reactor oxidan la materia carbonosa y nitrogenada del agua residual. El oxígeno necesario para el proceso es suministrado por un compresor (B-1) cuyo funcionamiento está regulado por el temporizador 3.

Etapa de sedimentación.- En esta fase, se decanta la biomasa, separándose del clarificado.

Etapa de extracción.- Se extrae el efluente depurado en el proceso de reacción. El temporizador 1 controla el funcionamiento de la bomba de extracción (P-1) que retira aproximadamente el 40 % del volumen del reactor.

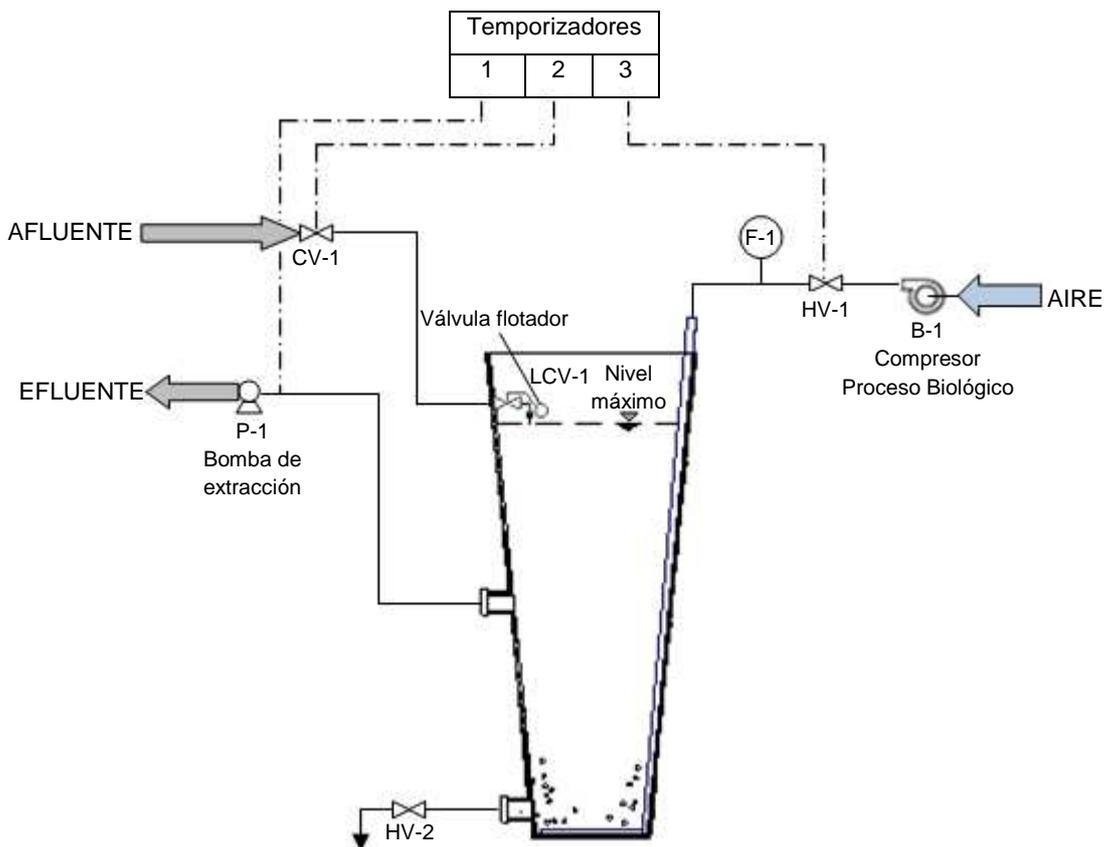


Figura 3.12. Esquema general del reactor RDS a escala piloto

3.5.2.- Componentes y especificaciones

La instalación tiene acoplados los siguientes elementos:

- Compresor del proceso biológico (B-1).
- Depósito de reacción.
- Electroválvula de control de afluente (P-1).
- Bomba de extracción del efluente (P-1).
- Panel de control y medida del caudal de aire (FI-1).

El *compresor del proceso de aireación* (B-1) RESUN® LP-60, con una potencia de 60 W, suministra aire para el proceso de oxidación biológica. El aire es impulsado hacia la tubería situada en el fondo del reactor, que abarca el segmento circular inferior del depósito y que tiene perforaciones espaciadas regularmente para el burbujeo de aire. El caudal de aire se regula con una válvula (HV-1) y un rotámetro (FI-1), mientras que el funcionamiento del compresor es controlado por el temporizador 3.

El *depósito de reacción* es un recipiente de fibra con forma tronco-cónica y 209 litros de capacidad. El nivel superior de líquido se regula mediante una válvula de flotador (LCV-1).

La *electroválvula de control de afluente* (CV-1) SMC VXZ-2350, permite la entrada de agua residual al sistema. Se encuentra diseñada para operar con presión diferencial 0, normalmente está cerrada y su apertura se controla con el temporizador 2.

La *bomba de extracción de clarificado* (P-1) MASTERFLEX® LS ECONOMY DRIVE, es de tipo peristáltico, con velocidad variable y control manual. Su funcionamiento se controla con el temporizador 1.

El *panel de control* dispone de tres temporizadores que regulan la duración de los ciclos de alimentación, reacción, sedimentación y vaciado.

CAPÍTULO 4.- INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

Índice

1. Resumen.....	95
2. Introducción.....	96
3. Materiales y métodos.....	99
3.1. Instalaciones experimentales.....	99
3.2. Ensayos de filtrabilidad.....	99
3.3. Métodos analíticos.....	101
4. Resultados y discusión.....	102
4.1. Origen y características de las suspensiones microbianas.....	102
4.2. Influencia de la naturaleza de la suspensión sobre el ensuciamiento de la membrana.....	106
4.2.1. Filtración frontal (sin aireación).....	106
4.2.2. Filtración con aireación.....	108
4.3. Influencia de la concentración de las partículas.....	112
4.4. Efecto de las características del medio líquido.....	115
5. Conclusiones.....	119
6. Bibliografía.....	120

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

1. RESUMEN

El mayor obstáculo para la total implantación industrial de los biorreactores de membrana es el ensuciamiento causado por las distintas especies que componen la suspensión microbiana. En este capítulo se analiza la influencia de la naturaleza de distintas suspensiones sobre los fenómenos que regulan el ensuciamiento bajo diferentes condiciones fluidodinámicas.

Los experimentos se han realizado en la unidad de filtración a escala laboratorio donde se ha operado a distintos valores de flujo de permeado ($13-55 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$), diferentes concentraciones de biomasa ($2.000-20.000 \text{ mg/l}$) y en régimen de filtración frontal (sin aireación) o con burbujeo de aire ($\text{SAD}_m = 2,4-3,5 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). Se han utilizado tres suspensiones microbianas procedentes de distintos tipos de reactores a escala piloto e industrial que tratan aguas residuales municipales. Para cada una de las suspensiones se ha estudiado la influencia de las diferentes fracciones (particulada y microcoloidal y soluble) sobre el ensuciamiento de la membrana.

Los resultados muestran que, en filtración frontal, el ensuciamiento se puede describir mediante el modelo clásico de formación de torta. Sin embargo, al aplicar un burbujeo de aire en las inmediaciones de la membrana, se genera un transporte dispersivo sobre las partículas que permite operar en unas condiciones de flujo de permeado y concentración de biomasa, denominadas subcríticas, sin ensuciamiento apreciable. Estos valores críticos están condicionados por la naturaleza de la suspensión (distribución de tamaños de partícula y viscosidad). En el ensuciamiento de la fracción microcoloidal y soluble, la distribución de tamaños parece tener un efecto más significativo en el ensuciamiento que su concentración o su porcentaje de retención en la membrana.

2. INTRODUCCIÓN

En los últimos años, los Biorreactores de membrana sumergida (BRMS) están siendo cada vez más populares en el tratamiento y reutilización de aguas residuales urbanas (Howell *et al.*, 2004; McAdam *et al.*, 2006). Sin embargo, la competitividad de esta tecnología frente a los tratamientos convencionales y su completa implantación están limitadas por los elevados costes de operación asociados al control del ensuciamiento de la membrana (Le-Clech *et al.*, 2006).

El ensuciamiento de la membrana está causado por la adsorción y la deposición de especies en la superficie de la membrana y en el interior de sus poros. Por tanto, la identificación y caracterización de estas especies colmatantes que constituyen la suspensión microbiana, es uno de los aspectos fundamentales en el estudio del ensuciamiento. Numerosos autores han tratado de identificar los parámetros de las suspensiones que tienen una mayor influencia en el ensuciamiento, entre las cuales cabe destacar la concentración de sólidos suspendidos en el líquido mezcla (SSLM), la viscosidad, la concentración de sustancias poliméricas extracelulares (EPS), los productos microbianos solubles (SMP) y la presencia de microorganismos filamentosos (Meng *et al.*, 2009). Sin embargo, la variedad de instalaciones y de condiciones de operación hace que los resultados encontrados sean en ocasiones contradictorios, como es en el caso de la concentración de sólidos suspendidos (Chang *et al.*, 2005; Brookes *et al.*, 2006; Le-Clech *et al.*, 2003) o de las EPS estructurales (Cho *et al.*, 2005; Fan *et al.*, 2006; Rosenberger y Kraume, 2003).

En filtración frontal, el ensuciamiento causado por la deposición de especies con un tamaño superior al tamaño de poro de la membrana (flóculos microbianos y coloides) ocurre a través de un mecanismo de formación de torta que viene dado por la ecuación [4.1], donde la velocidad de ensuciamiento (rf), definida como la pendiente de la presión transmembrana (PTM) frente al tiempo, es proporcional al cuadrado del flujo.

$$\frac{dPTM}{dt} = rf = \mu \cdot \alpha \cdot \omega J^2 \quad [4.1]$$

siendo μ la viscosidad dinámica del fluido, α la resistencia específica de la torta y ω la concentración de sólidos en la torta, expresada usualmente en masa por unidad de volumen de permeado.

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

En filtración tangencial, además de la formación de la torta, intervienen, en mayor o menor grado, otros mecanismos de ensuciamiento entre los cuales figuran los fenómenos de migración lateral (Green y Belford, 1980), difusión turbulenta (Davis y Sherwood, 1990) y difusión Browniana (Trettin y Doshi, 1980).

La teoría de la migración lateral considera una fuerza inercial que se ejerce sobre las partículas individuales, produciendo su alejamiento de la membrana. Esta fuerza actúa en la misma dirección y en sentido opuesto a la fuerza convectiva producida por el flujo aplicado. De esta manera, la densidad de flujo de las partículas desplazadas en régimen laminar, J_l , (número de Reynolds moderados), para suspensiones diluidas se puede expresar mediante la ecuación [4.2] (Belford *et al.*, 1994). Se entiende que una suspensión es diluida cuando la fracción volumétrica de partículas en el seno de la suspensión, Φ_b , es inferior a 0,1.

$$J_l = \frac{\psi \cdot d_p^3 \cdot \gamma_w^2}{8 \cdot \nu} \quad [4.2]$$

donde d_p es el diámetro de partícula, γ_w es el gradiente de velocidad, ν es la viscosidad cinemática del fluido y ψ es un coeficiente relacionado con el régimen de flujo, el cual se ha estimado en 0,036 para flujo laminar (Drew *et al.*, 1991).

El fenómeno de la difusión turbulenta se basa en un movimiento aleatorio de las partículas producido por la interacción de las mismas en un régimen de circulación turbulento. Los coeficientes de difusión turbulenta (para partículas) se estiman a través de ecuaciones empíricas en las que intervienen el tamaño de las partículas, su concentración y las condiciones del régimen de circulación (Davis y Sherwood, 1990).

Otros fenómenos que intervienen en el ensuciamiento de la membrana son: las interacciones de tipo Van der Waals, interacciones de tipo electrostático y otros derivados de la interacción partícula-membrana.

Finalmente, la influencia de la difusión Browniana sobre el ensuciamiento de la membrana afecta sólo a pequeñas partículas ($< 0,1 \mu\text{m}$), con un tamaño similar al diámetro de poro de la membrana.

En sistemas comerciales de filtración con membrana se emplea generalmente el burbujeo de aire para disminuir el ensuciamiento externo de la misma. El efecto de la turbulencia inducida por las burbujas en las proximidades de la membrana, en módulos de

CAPÍTULO 4

fibra hueca durante la filtración, no ha sido suficientemente cuantificado en las operaciones de BRMS. En estudios previos, se ha introducido el gradiente medio de velocidad, G , modificado (Delgado *et al.*, 2008). Este gradiente tiene en cuenta el efecto de algunos parámetros, para diferentes condiciones fluidodinámicas, como son la naturaleza no-Newtoniana y el área transversal de aireación, según la ecuación:

$$G = \left(\frac{\rho_s \cdot g \cdot Q_a}{A_a \cdot \mu_a} \right)^{1/2} \quad [4.3]$$

donde ρ_s es la densidad de la suspensión, g es la constante de la gravedad, Q_a es el caudal de aire, A_a es la sección transversal de aireación y μ_a es la viscosidad dinámica aparente de la suspensión (medida en la suspensión como un todo continuo).

Una forma alternativa de analizar el efecto de las distintas especies presentes en la suspensión es su separación en diferentes fracciones —particulada, coloidal y soluble— y estudiar, de forma separada, la contribución de cada una de ellas al ensuciamiento global (Bouhabila *et al.*, 2001; Defrance *et al.*, 2000; Bae *et al.*, 2005). De nuevo, diferencias en las condiciones de operación producen importantes variaciones en los resultados.

Objetivos

Los objetivos de este capítulo son:

- La caracterización de las distintas suspensiones microbianas.
- El análisis de la influencia de la naturaleza de la suspensión sobre el ensuciamiento de la membrana en filtración frontal y en filtración con aireación.
- El análisis de la influencia de la concentración de partículas en el ensuciamiento de la membrana.
- El análisis de la influencia de las características del medio líquido sobre el ensuciamiento de la membrana en filtración frontal y con aireación.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. Instalaciones experimentales

Para los ensayos de filtrabilidad se utilizó la unidad experimental de laboratorio descrita en el capítulo 3, apartado 3.1.

El biorreactor de membrana sumergida y el discontinuo secuencial empleados para la obtención de las suspensiones fueron dos instalaciones a escala piloto, descritas en el capítulo 3, apartados 3.3 y 3.5, respectivamente. Las suspensiones procedentes del proceso convencional de lodos activados fueron tomadas de la corriente de recirculación de lodos biológicos de la estación depuradora de aguas residuales de S/C de Tenerife.

3.2. Ensayos de filtrabilidad

Los ensayos se realizaron en la unidad experimental ZeeWeed® ZW-1, que contiene un módulo de fibra hueca de laboratorio, con un diámetro nominal de poro de $0,033 \mu\text{m}$ y una superficie filtrante de $0,093 \text{ m}^2$. El medio a filtrar se introduce en un recipiente de 3 litros de capacidad que dispone de una manguera perforada en la parte inferior para proporcionar una aireación continua ($0,024 \text{ Nm}^3/\text{h}$), la cual mantiene la suspensión homogénea y suministra aire al medio. La filtración se lleva a cabo a densidad de flujo constante, registrándose de forma continua el aumento de la presión transmembrana (PTM) con el tiempo de operación (Figura 4.1). Una vez alcanzada una presión de consigna prefijada ($42,3 \text{ KPa}$), la membrana se somete a una inversión de flujo (retrolavado) durante 30 s como procedimiento de limpieza física y, a continuación, comienza otro ciclo de filtración. El ensuciamiento se ha cuantificado mediante la velocidad de ensuciamiento, r_f , determinada como la pendiente de la PTM frente al tiempo de operación para cada ciclo de filtración, de acuerdo con el modelo de formación de torta [ec. 4.1]. En los ensayos se observa un aumento de la PTM de comienzo de cada ciclo hasta que tras varios ciclos de filtración-retrolavado se estabiliza, llegando al estado estacionario, donde también se produce una estabilización de la velocidad de ensuciamiento.

Después de cada ensayo de filtrabilidad, el módulo se sometía a un proceso de limpieza química con hipoclorito sódico (500 ppm a $35 \text{ }^\circ\text{C}$) durante un mínimo de 2 h. Posteriormente, se medía la resistencia específica de la membrana al filtrar agua de red. La desviación de la resistencia frente a la de un módulo nuevo nunca superó un 10 %.

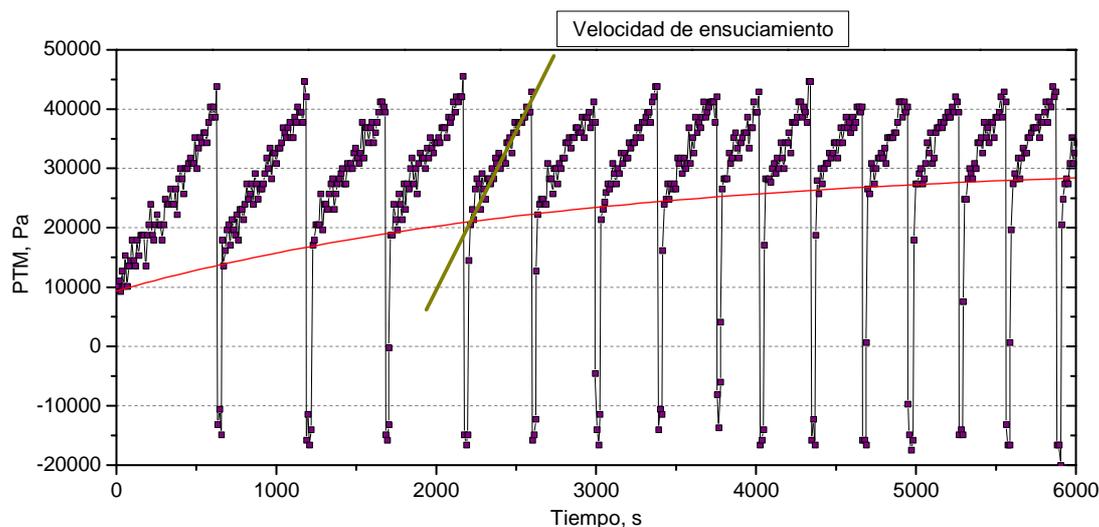


Figura 4.1. Evolución de la presión transmembrana con el tiempo de operación. $J= 32 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Suspensión de referencia

Los ensayos se llevaron a cabo con los tres tipos de suspensiones microbianas, donde se hicieron experimentos de filtración con la suspensión y con el medio líquido (resultante de filtrar la suspensión a través de un papel de filtro con un diámetro de $0,45 \mu\text{m}$) para evaluar la aportación de cada una de las fracciones al ensuciamiento de la membrana, tal como se ha hecho en otros estudios (Bae *et al.*, 2005; Meng *et al.*, 2007). Las series experimentales se realizaron a valores de flujo de permeado comprendidos entre 13 y $55 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, que cubren ampliamente el rango de valores de operación habituales en los BRMS ($15\text{-}35 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). Además, los experimentos se realizaron tanto en filtración frontal (sin aireación) como con burbujeo de aire en la membrana ($\text{SAD}_m = 2,4 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). Si bien es cierto que los BRM utilizados en el tratamiento de aguas residuales operan con aireación en el módulo de membrana ($0,4\text{-}0,75 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, Judd, 2006), se consideró interesante comprobar la influencia de las características de las suspensiones en condiciones límite.

El caudal de aireación que se suministró al sistema se ha expresado como la Demanda de aireación superficial media, SAD_m , donde interviene la superficie filtrante de la membrana en condiciones normalizadas de temperatura y presión.

Por último, mencionar que, para facilitar la lectura, se empleará indistintamente el término ensuciamiento para la velocidad de ensuciamiento, y la palabra flujo para sustituir a la densidad de flujo. Este abuso del lenguaje es comúnmente aceptado en la literatura especializada.

3.3. Métodos analíticos

Las medidas de la Demanda química de oxígeno (DQO) y los sólidos en suspensión totales y volátiles (SSLM y SSVLM, respectivamente) de las distintas suspensiones se determinaron de acuerdo con los métodos estandarizados (APHA, 1992) y descritos en el Anexo 1.

La distribución de los tamaños de partícula de las suspensiones se midió en un Coulter LS100 (Coulter, UK) y las propiedades reológicas en un viscosímetro rotacional Visco Star Plus (FungiLab, ESPAÑA). Las fotografías en Microcopía electrónica de barrido se realizaron según el método descrito en el Anexo 1.

El tiempo de filtración (TTF) es el tiempo necesario para filtrar un volumen determinado de suspensión a presión constante y en filtración frontal (ver Anexo 1). El Índice volumétrico de lodo (SVI) se define como el volumen que ocupa una masa de sólidos sedimentados cuando se alcanza un determinado tiempo (ver Anexo 1). Se ha utilizado ampliamente como medida de la sedimentabilidad de una suspensión o de la presencia de bulking en los procesos convencionales de sedimentación. El tiempo de succión capilar (CST) es el tiempo que tarda la fase líquida en recorrer por capilaridad una distancia determinada (ver Anexo 1).

Para la determinación de la concentración de polisacáridos que se encuentra en la fracción filtrada se empleó el método colorimétrico de Dubois (Dubois *et al.*, 1956) y para la medida de la concentración de proteínas se utilizó el método de Lowry-Peterson modificado (Peterson *et al.*, 1977), ambos descritos en el Anexo 1.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. Origen y características de las suspensiones microbianas

Para el estudio de la influencia de las características de las suspensiones sobre los mecanismos de ensuciamiento de la membrana, se tomaron muestras procedentes de distintos biorreactores aplicados al tratamiento de aguas residuales municipales. Como suspensión de referencia se estableció aquella procedente de un biorreactor continuo de membrana sumergida, y se comparó su comportamiento con el obtenido para otras suspensiones con distinto grado de floculación de la biomasa (Tabla 4.1). Las suspensiones utilizadas se clasificaron en función de la turbidez del sobrenadante, parámetro ampliamente empleado como indicador del grado de floculación (Wilén *et al.*, 1998), en los siguientes tipos: “disgregadas”, las procedentes del proceso convencional, por tener una turbidez superior a 30 NTU y “floculadas”, las procedentes del reactor secuencial, al observarse una turbidez inferior a 5 NTU en el sobrenadante.

Tabla 4.1. Procedencia de las muestras, concentración de sólidos suspendidos y turbidez del sobrenadante

Procedencia de las suspensiones	Turbidez sobrenadante NTU	SSLM g/l
Biorreactor piloto de membrana sumergida		3-20
Reactor piloto discontinuo secuencial	2,1-3,5	3-8
Reactor de lodos activados de EDAR S/C Tenerife	32,7-50,1	2-5,5

El sobrenadante de la suspensión disgregada se obtiene de la decantación de los lodos activados de la EDAR durante 30 minutos, y el del Reactor discontinuo secuencial (RDS) se extrae de la parte superior del biorreactor durante la etapa de sedimentación (ver capítulo 3, apartado 3.5).

Las características de las suspensiones están influenciadas por su origen y las condiciones de operación de los distintos sistemas en las que se han desarrollado. La biomasa desarrollada en una EDAR convencional, cuya agitación se realiza mediante turbinas superficiales, presentará un elevado grado de disgregación como consecuencia de las fuerzas rasantes desarrolladas en el reactor. La biomasa desarrollada en el RDS está sometida a una compactación progresiva como consecuencia de la presión del sólido durante la etapa de sedimentación. Además, el modo de operar cíclico hace que se produzcan procesos de selección microbiana, favoreciendo la aparición de flóculos de gran

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

tamaño (Chiesa e Irvine, 1985; Chudoba *et al.*, 1973). En cuanto a la biomasa desarrollada en el BRM, presenta un tamaño de flóculo intermedio como consecuencia de la hidrodinámica y el burbujeo de aire en las inmediaciones de la membrana.

Existen diversos parámetros indicadores de la filtrabilidad de una suspensión. Entre los más utilizados figuran: el tiempo de filtración (TTF), el tiempo de succión capilar (CST) y el índice volumétrico de lodos (SVI). En la Tabla 4.2 se presentan las características de las suspensiones empleadas en término de los parámetros definidos.

Tabla 4.2. Valores promedio del TTF, SVI y CST para las tres suspensiones

Tipo de suspensión	TTF s	CST s	SVI ml/g
Disgregada	2.085	16,6	214,5
Referencia	278	8,12	122,6
Floculada	141	7,05	76,7

En la comparación de las tres tipos de suspensiones utilizadas, la disgregada se caracteriza por presentar un flóculo de pequeño diámetro y poco estructurado. Respecto a los valores numéricos de los parámetros (TTF, CST y SVI), la suspensión disgregada presentaba mayores valores en los parámetros estudiados, lo que se traduce en un mayor potencial de ensuciamiento de la membrana.

Por otra parte, en las fotografías de microscopía electrónica de barrido (Figura 4.2) se puede observar que el flóculo procedente de la suspensión floculada es el de mayor tamaño y presenta una estructura porosa y granular. En la suspensión disgregada, el flóculo es bastante más pequeño (obsérvese que el aumento de la microfotografía es mayor que en los otros casos) y, en la suspensión de referencia, el tamaño del flóculo es intermedio y presenta organismos superiores (característica única del BRM).

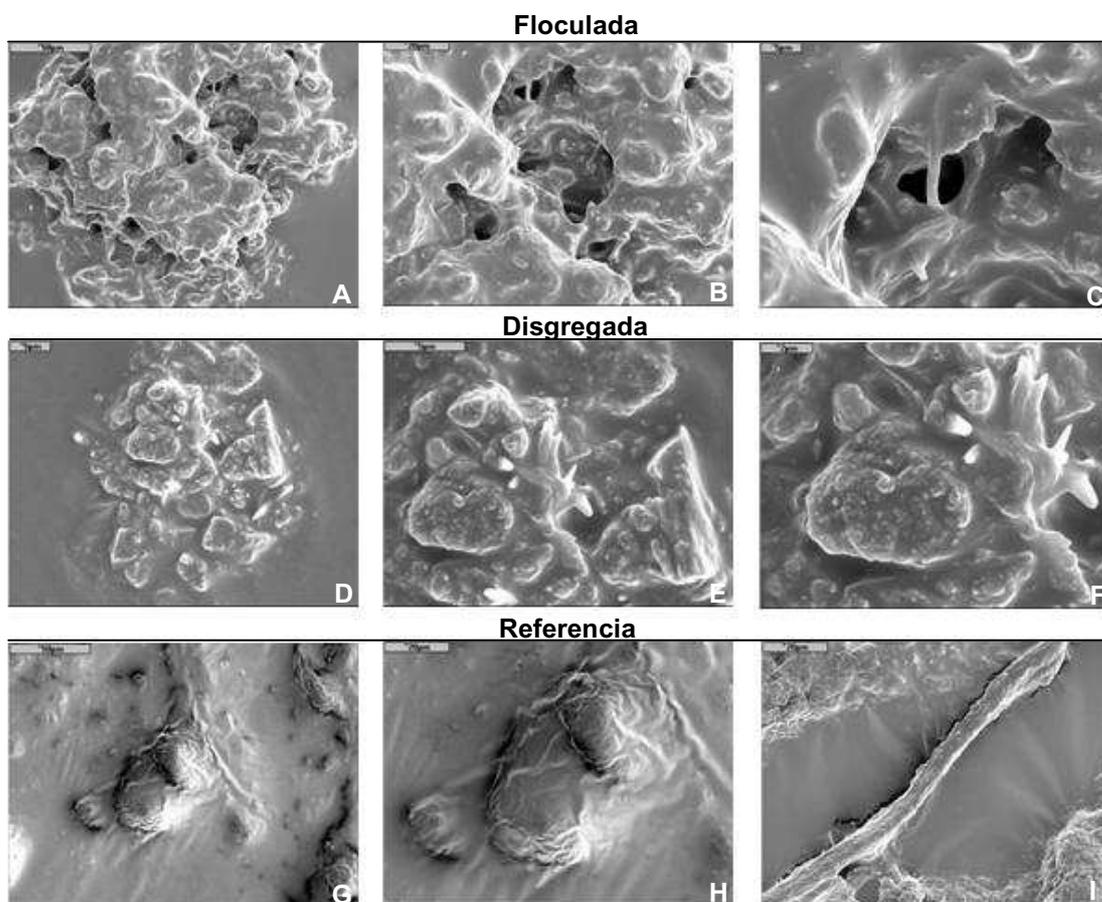


Figura 4.2. Fotografías de las suspensiones con Microscopía Electrónica de Barrido (MEB): floculada (A x500, B x1000, C x2500), disgregada (D x2500, E x5000, F x 8000) y referencia (G x500, H x1000, I x1000)

El distinto grado de floculación de las suspensiones se puede observar en el análisis de la distribución de tamaños de partícula (Figura 4.3) y en el comportamiento reológico (Figura 4.4).

Si se analiza la distribución de tamaños de partícula (Figura 4.3) se muestra que, como era de esperar, el tamaño medio aumenta con el grado de floculación, obteniéndose unos valores de 40,3 μm , 49,7 μm y 67,8 μm para las suspensiones disgregada, de referencia y floculada, respectivamente.

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

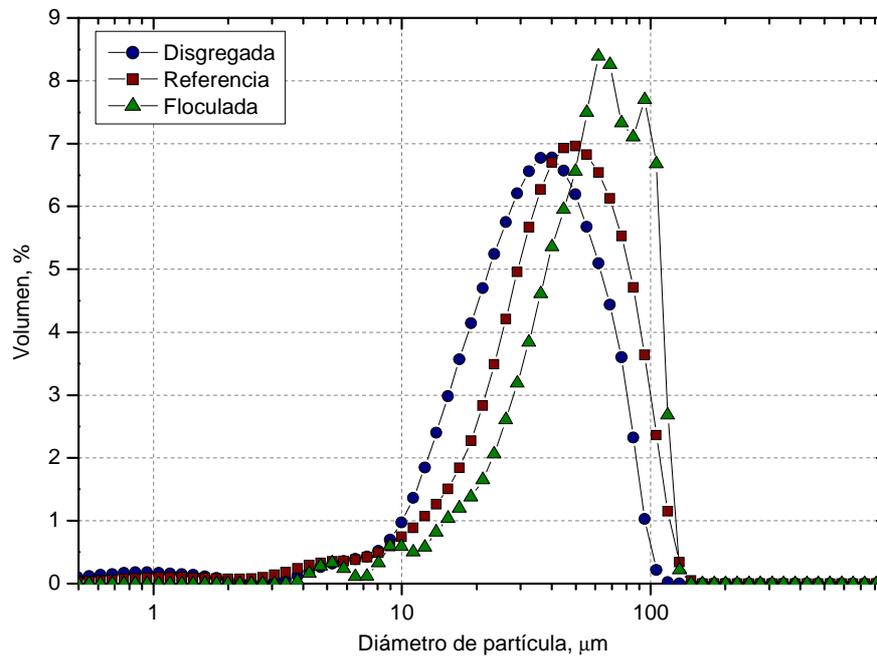


Figura 4.3. Distribución de tamaños de partícula de los tres tipos de suspensiones

El análisis reológico muestra un comportamiento de fluido pseudoplástico, pudiéndose describir la influencia del gradiente de velocidad sobre la viscosidad aparente mediante el modelo de Ostwald, según se ha recogido ampliamente en otros estudios (Rosenberger *et al.*, 2002; Pollice *et al.*, 2007; Laera *et al.*, 2007). Como consecuencia, la viscosidad aparente se puede expresar en función del gradiente de velocidad y según la siguiente expresión:

$$\mu_a = m \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \quad [4.4]$$

donde n es el índice de comportamiento de flujo y m el índice de consistencia.

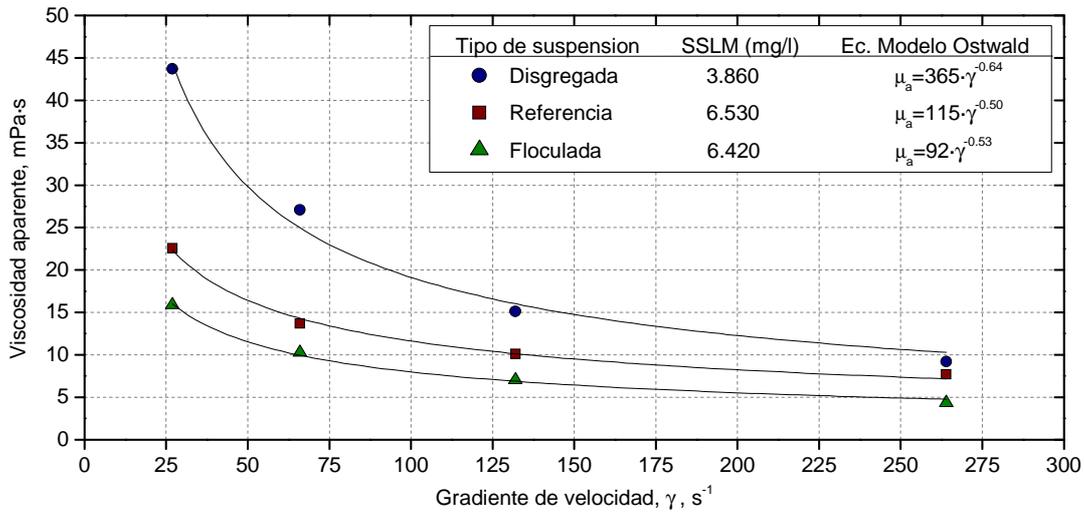


Figura 4.4. Viscosidad aparente frente al gradiente medio de velocidad para las tres suspensiones. Se presentan las ecuaciones de ajuste del modelo de Ostwald

4.2. Influencia de la naturaleza de la suspensión sobre el ensuciamiento de la membrana

4.2.1. Filtración frontal (sin aireación)

En este apartado se estudia la influencia de las características de las suspensiones sobre la velocidad de ensuciamiento. Los experimentos se realizaron a distintos flujos de permeado (10-40 l/(h·m²)), en condiciones de filtración frontal (sin burbujeo de aire). En la Tabla A.1 del Anexo 3, se presentan todos los datos obtenidos y las condiciones de operación de los experimentos de este apartado.

En la Figura 4.5 se representa la velocidad de ensuciamiento frente al flujo aplicado, corregido a 20 °C, para las distintas suspensiones. Se puede observar que los datos experimentales se ajustan muy bien al modelo de formación de torta en filtración frontal [ec. 4.1], donde $\alpha\omega$ es el parámetro características que representa la resistencia de la torta.

$$r_f = \mu \cdot \alpha \cdot \omega \cdot J^2 \quad [4.1]$$

El comportamiento observado en los valores de r_f se puede atribuir a que dichos valores se han determinado una vez que el sistema llega al estado estacionario, esto se produce después de varios ciclos consecutivos de filtración-retrolavado. Por ello, se asume

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

que los otros mecanismos de ensuciamiento (adsorción y bloqueo de poros) tienen lugar principalmente en los primeros ciclos del experimento.

Por tanto, se puede indicar que los valores de velocidad de ensuciamiento encontrados están relacionados con la naturaleza de la suspensión, siendo despreciable el efecto de las sustancias solubles y coloidales.

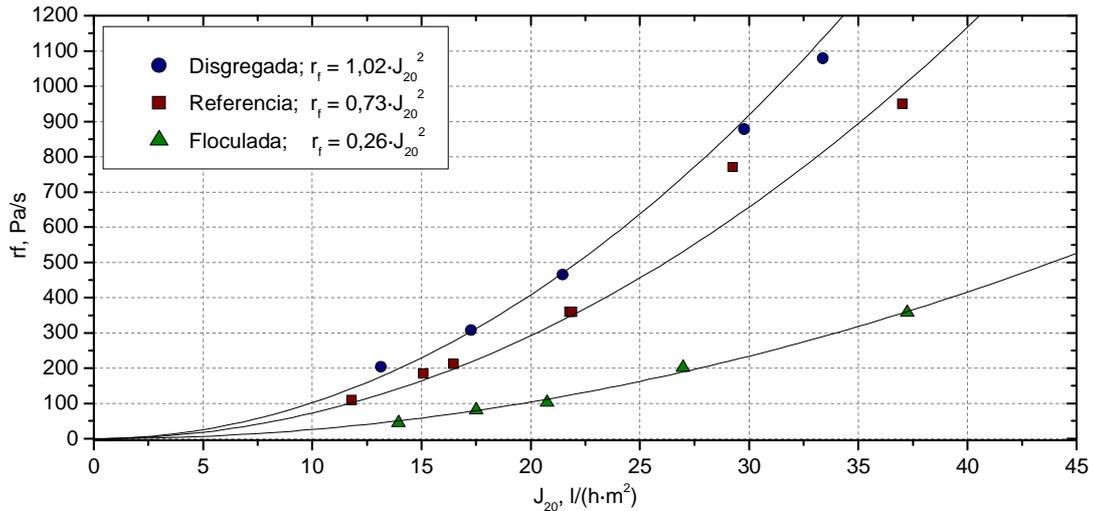


Figura 4.5. Velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado corregido para las diferentes suspensiones en filtración frontal. $[SSLM]_{media}$: disgregada= 2.435 mg/l, referencia= 6.575 mg/l y floculada= 4.384 mg/l

Aunque, en principio, parecería razonable suponer que la concentración de sólidos en la torta formada, ω , es proporcional a la concentración inicial en el seno de la suspensión; la naturaleza de la suspensión, su tamaño de flóculo y su grado de disgregación hacen que no se pueda considerar esta suposición simultáneamente para los tres tipos diferentes de suspensiones. No obstante, para poder realizar una comparación entre las suspensiones, a partir de los valores de r_f y la ecuación 4.1, se puede definir el parámetro $\alpha\omega/SSLM$ con carácter intensivo. En la Tabla 4.3 se muestran las concentraciones de sólidos suspendidos medias, el tamaño medio de partícula y los valores hallados para el parámetro $\alpha\omega$, así como para $\alpha\omega$ dividido por la concentración de biomasa ($\alpha\omega/SSLM$). Se debe aclarar que, en filtración frontal sin aireación, las suspensiones se consideran fluidos newtonianos y, por tanto, μ es constante para una misma concentración de sólidos.

CAPÍTULO 4

Tabla 4.3. Principales características de los distintos tipos de suspensiones y los parámetros de ensuciamiento (valores promedio obtenidos de la Tabla A.1 del Anexo 3)

Tipo de suspensión	dp μm	SSLM mg/l	αω m ⁻²	αω/SSLM m/kg
Disgregada	40,3	2.435	1,34·10 ¹⁶	5,51·10 ¹⁵
Referencia	49,7	6.575	1,01·10 ¹⁶	1,54·10 ¹⁵
Floculada	67,8	4.384	0,33·10 ¹⁶	0,74·10 ¹⁵

Los resultados parecen indicar que, a medida que aumenta el grado de floculación de la suspensión, cuantificado por el diámetro medio de partícula, se produce un aumento de la porosidad de la torta y, por tanto, una disminución de su resistencia específica, α , lo cual se refleja en los valores del parámetro $\alpha\omega$ /SSLM. La relación entre ambos parámetros se puede observar en la conocida ecuación de Carman-Kozeny [ec. 4.5], ampliamente utilizada para describir la filtración de suspensiones monodispersas de látex. Aunque esta ecuación supone una simplificación debido a que considera partículas esféricas, de igual tamaño y una torta con una porosidad constante a lo largo todo su espesor, lo cual no ocurre con suspensiones complejas, puede emplearse para describir cualitativamente las diferencias encontradas en el comportamiento de la filtración.

$$\alpha = \frac{180 \cdot (1 - \varepsilon)}{\rho_c \cdot d_p^2 \cdot \varepsilon^3} \quad [4.5]$$

donde d_p es el diámetro de partícula, ε la porosidad de la capa de la torta formada y ρ_c la densidad de la partícula mojada.

4.2.2. Filtración con aireación

En la Figura 4.6 se representa la velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado corregido a 20 °C para las tres suspensiones estudiadas, en presencia de aire ($SAD_m = 2,4 \text{ Nm}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$).

Los datos de esta figura se encuentran en el Anexo 3, Tabla A.2.

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

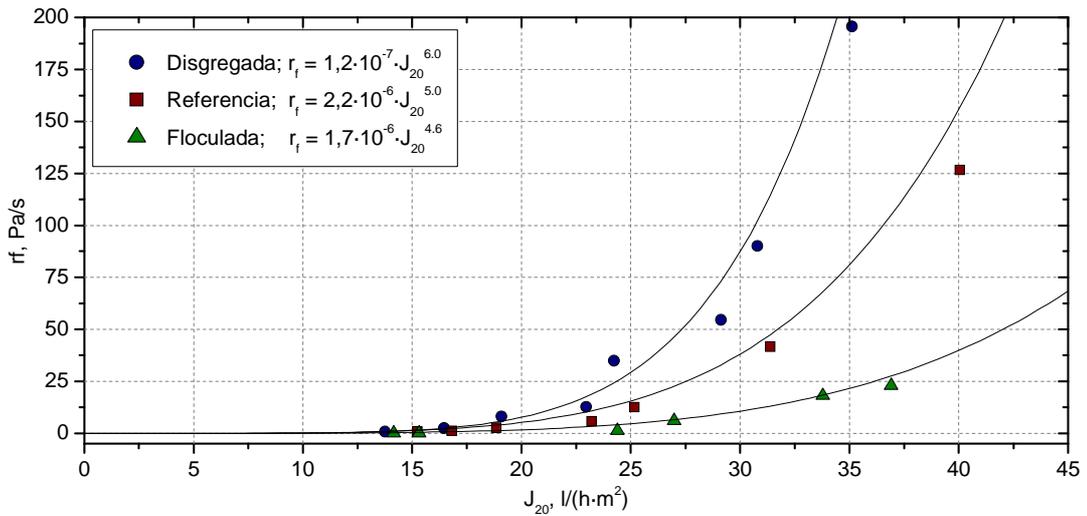


Figura 4.6. Velocidad de ensuciamiento frente a J_{20} para las tres suspensiones. $SAD_m = 2,4 \text{ Nm}^3/(h \cdot m^2)$. $[SSLM]_{media}$: disgregada= 2.570 mg/l, referencia= 7.510 mg/l y floculada= 4.590 mg/l

Como era de esperar, al aplicar el burbujeo de aire en las proximidades de la membrana, el ensuciamiento de la misma se reduce aproximadamente un 80-90 % respecto a la filtración frontal (comparar Figuras 4.5 y 4.6).

Por otra parte, se observan importantes diferencias en la forma en la que influye el flujo de permeado sobre la velocidad de ensuciamiento para ambos modos de operación. Mientras en filtración frontal, para las tres suspensiones, aparece una dependencia potencial de orden 2 (Figura 4.5), en la filtración con aire esta dependencia es potencial, pero de órdenes comprendidos entre 4,6 y 6,0 (Figura 4.6), lo que refleja la existencia de mecanismos de ensuciamiento diferentes en los dos modos de operación.

La dependencia potencial de la velocidad de ensuciamiento en presencia de aire ha sido ampliamente recogida en la bibliografía (Le-Clech *et al.*, 2003; Guglielmi *et al.*, 2007; entre otros), y permite determinar el flujo crítico (por encima del cual la velocidad de ensuciamiento aumenta de manera significativa) para cada tipo de suspensión. El valor de flujo crítico para la suspensión disgregada, de referencia y floculada, se puede situar en el intervalo de 20 a 25 $l/(h \cdot m^2)$, en orden creciente para cada suspensión. Estos resultados experimentales son ligeramente inferiores a los publicados en la bibliografía, donde se suele establecer el flujo crítico en torno a 30 $l/(h \cdot m^2)$ (Guglielmi *et al.*, 2007). Sin embargo, es importante resaltar que, en general, la determinación de este valor de flujo es bastante subjetiva y depende de numerosas variables, e incluso del modo en el que se realicen los ensayos, variando mucho los resultados de un estudio a otro (Bacchin *et al.*, 2006).

CAPÍTULO 4

Un análisis teórico de las distintas fuerzas que actúan sobre cada partícula individual, y la fuerza neta resultante, permitiría predecir si una partícula concreta permanece en el seno de la suspensión o se deposita en la membrana. Asumiendo que las partículas se encuentran en el seno de la suspensión y sobre las que únicamente actúan fenómenos hidrodinámicos, aparecen dos fuerzas: una fuerza viscosa, F_J , y una fuerza de dispersión, F_I . La fuerza viscosa está inducida por el flujo de permeado y la fuerza de dispersión se debe a la circulación de aire en las inmediaciones de membrana, que provoca un régimen de circulación tangencial y hace que las partículas no se aproximen a la misma.

Por tanto, en unas condiciones determinadas de turbulencia, se puede establecer un balance entre las fuerzas para cada tamaño de partícula. Este balance determina su deposición sobre la superficie de la membrana. Las condiciones habituales de operación en este tipo de sistemas son de régimen de circulación turbulento, pero en las inmediaciones de la membrana aparece un capa límite laminar con un espesor superior al tamaño de la partícula. Debido al bajo número de Reynolds, las fuerzas se pueden estimar en función de la ecuación de Stokes:

$$F_J = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot J \quad [4.6]$$

$$F_I = 3 \cdot \pi \cdot \mu \cdot d_p \cdot J_I \quad [4.7]$$

Si se igualan ambas fuerzas, se obtiene:

$$J = J_I \quad [4.8]$$

En la Figura 4.7 se muestra el balance de las velocidades de transporte (flujo dispersivo y convectivo) para distintos tamaños de partícula, al aplicar diferentes flujos de permeado ($9,7 \cdot 10^{-6}$ m/s \rightarrow 35 l/(h·m²), $5,6 \cdot 10^{-6}$ m/s \rightarrow 20 l/(h·m²) y $2,8 \cdot 10^{-6}$ m/s \rightarrow 10 l/(h·m²)), en las tres suspensiones. En la figura se puede observar como los valores del flujo dispersivo varían con el tamaño de partícula y el tipo de suspensión, mientras que el flujo convectivo es idéntico al flujo de permeado aplicado en cada caso, e independiente de los tamaños de partícula y las suspensiones. En la misma figura se presenta la fracción acumulada de partículas en función de su diámetro (sólo hasta tamaños de 50 μ m) para las tres suspensiones. Los cálculos están realizados para un valor de viscosidad cinemática de $1 \cdot 10^{-6}$ m²/s según la ecuación [4.2]. En esta ecuación, la intensidad de la turbulencia se cuantifica por el gradiente local de velocidad, γ_w . Sin embargo, para darle un carácter más

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

general a la expresión, en algunos trabajos (Wang *et al.*, 2006) se ha utilizado el gradiente medio de velocidad, G , haciendo uso de la analogía de Camp y Stein (1943). Asimismo, para considerar la naturaleza no-Newtoniana de la suspensión, se puede introducir el modelo reológico de Ostwald [ec. 4.4] en la expresión del gradiente medio de velocidad (Delgado *et al.*, 2008). De esta manera se obtiene la siguiente ecuación:

$$J_l = 0,036 \frac{d_p^3 \cdot G^2}{8 \cdot \nu} \quad [4.9]$$

donde el gradiente medio de velocidad, G , se estima en función de la ecuación 4.3:

$$G = \left(\frac{\rho_s \cdot g \cdot Q_a}{A_a \cdot \mu_a} \right)^{1/2}$$

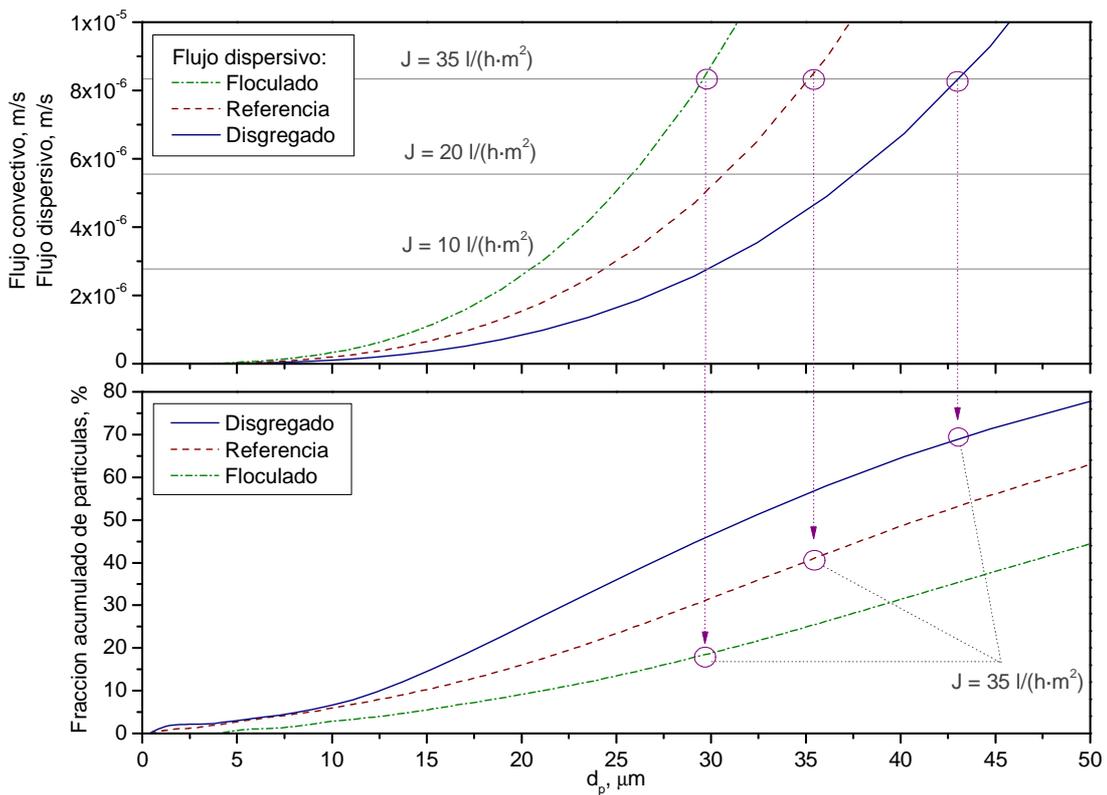


Figura 4.7. Flujos dispersivo y convectivo en función del tamaño de partícula. Fracción acumulada de partículas de las tres suspensiones (disgregada, referencia y floculada) en función del tamaño de partícula

CAPÍTULO 4

De manera general se puede indicar que, para flujos de permeado elevados, el flujo convectivo es superior al flujo dispersivo en un amplio rango de tamaños de partícula. Esto implica que estas partículas serán transportadas y depositadas en la membrana. En cambio, las partículas de gran tamaño tendrán un flujo dispersivo muy elevado y no llegarán a la membrana. Al disminuir el flujo de permeado, el balance entre los flujos convectivo y dispersivo se desplaza hacia tamaños de partícula menores. Como consecuencia, sólo las partículas pequeñas se depositarán a flujos bajos.

De esta manera, en la Figura 4.7 se puede obtener, para cada valor de flujo de permeado (flujo convectivo), el porcentaje de partículas que se irán acumulando en la superficie de la membrana. Esto se consigue determinando el valor del d_p en el que el flujo de permeado aplicado se iguala con el flujo dispersivo. Para ese d_p , en función de la distribución de tamaños de partícula en la suspensión, se puede determinar la fracción de partículas que corresponde a un tamaño igual o inferior y que será la fracción de partículas que se depositarán en la membrana. Esto se puede observar en el ejemplo que se muestra en la misma figura (flujo de permeado de $9,7 \cdot 10^{-6} \text{ m/s} \rightarrow 35 \text{ l}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$), donde las partículas de la suspensión floculada con un tamaño inferior a $30 \mu\text{m}$ presentan un flujo dispersivo inferior al del permeado aplicado y, por tanto, éstas se irán acumulando en la superficie de la membrana. Estas partículas suponen aproximadamente un 20 % de las partículas totales. En las mismas condiciones de flujo impuesto, para las suspensiones de referencia y disgregada, el porcentaje de partículas dispersadas con tamaños inferiores a 35 y $43 \mu\text{m}$ respectivamente, corresponden aproximadamente a un 40 % para la suspensión de referencia y un 70 % para la disgregada.

4.3. Influencia de la concentración de las partículas

Para realizar el estudio de la influencia de la concentración de sólidos sobre el ensuciamiento se utiliza únicamente la suspensión de referencia como ejemplo, ya que el BRM presenta una mayor versatilidad a la hora de conseguir diferentes concentraciones de sólidos. Dicho estudio se llevó a cabo para filtración frontal y con aireación ($\text{SAD}_m = 3,5 \text{ Nm}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$), en el mismo rango de concentración de sólidos (entre 3.000 y 20.000 mg/l) para ambas condiciones.

Filtración frontal (sin aireación)

En la Figura 4.8 se representa el parámetro $\alpha\omega$, obtenido a partir de la ecuación [4.1] frente a la concentración de sólidos suspendidos totales (SSLM), en experimentos de

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

filtración frontal a flujos de permeado comprendidos entre 14 y 23 l/(h·m²). Los datos correspondientes a esta figura se encuentran en la Tabla A.3 del Anexo 3.

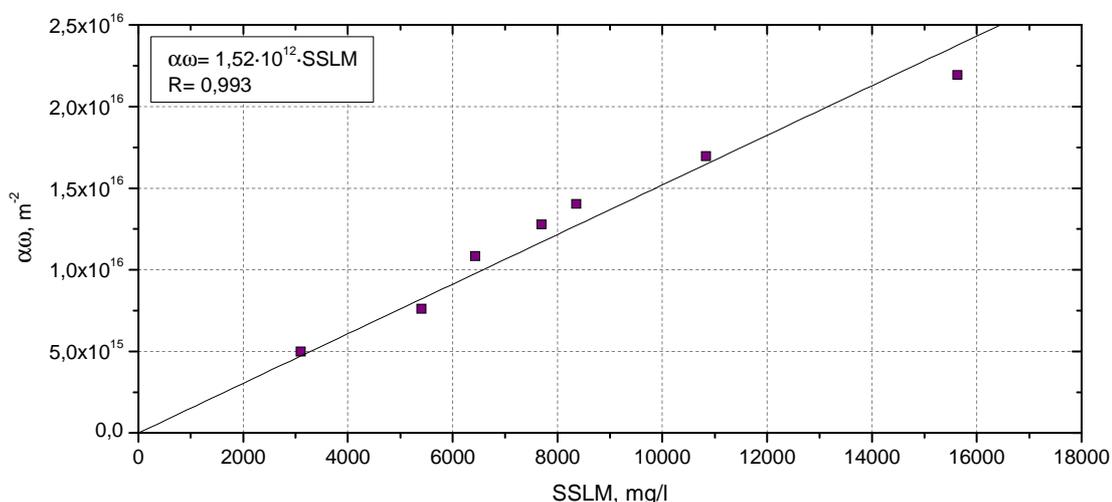


Figura 4.8. Factor $\alpha\omega$ frente a la concentración de sólidos en experimentos de filtración frontal. $J = 14-23$ l/(h·m²). Suspensión de referencia

En ausencia de aire se observa un aumento lineal de $\alpha\omega$ con la concentración de sólidos. Este comportamiento es coherente con el modelo clásico de formación de torta en filtración frontal, debido a que es razonable suponer que la concentración de sólidos en la torta, ω , sea proporcional a la concentración de sólidos en el seno de la suspensión, lo que justifica el mencionado comportamiento lineal y el elevado coeficiente de regresión que se obtiene.

Filtración con aireación

Análogamente, se realizó el estudio de la influencia de la concentración de sólidos sobre el ensuciamiento de la membrana con aireación ($\text{SAD}_m = 3,5$ Nm³/(h·m²)) utilizando la suspensión de referencia como ejemplo, al igual que en el caso de la filtración frontal.

En la Figura 4.9 se representa la velocidad de ensuciamiento frente a la concentración de sólidos suspendidos totales a un flujo de permeado constante (32 l/(h·m²)). Asimismo, se determinó de forma aislada la velocidad de ensuciamiento del medio líquido, $r_{f_{li}}$ (separando las partículas con un tamaño superior a 0,45 μm) en las mismas condiciones experimentales en que se habían filtrado las suspensiones. Los datos correspondientes a esta figura se encuentran en la Tabla A.4 del Anexo 3.

CAPÍTULO 4

Con aireación, el comportamiento es muy diferente al de la filtración frontal, observándose dos zonas claramente diferenciadas: bajas/moderadas concentraciones de sólidos (entre 2.000 y 10.000 mg/l) y altas concentraciones de sólidos (> 11.000 mg/l). La primera se caracteriza por tener valores de r_f muy bajos e independientes de SSLM. La segunda zona se caracteriza por un aumento lineal de la velocidad de ensuciamiento con la concentración de SSLM, del mismo modo que ocurría en filtración frontal.

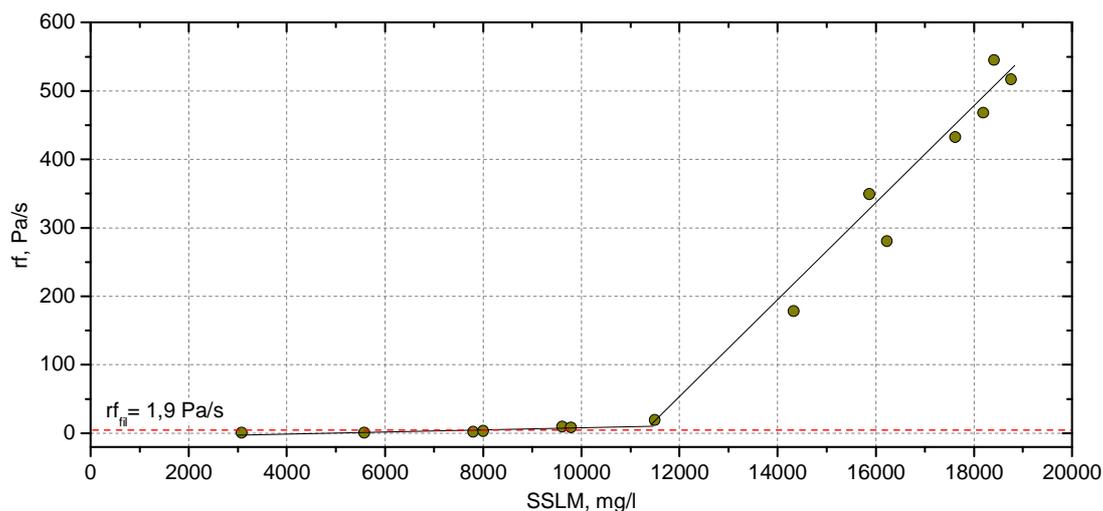


Figura 4.9. Velocidad de ensuciamiento frente a la concentración de sólidos en experimentos con aireación ($SAD_m = 3,5 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). $J = 32 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Suspensión de referencia

Este tipo de comportamiento permite establecer un punto de inflexión (corte entre las dos zonas diferenciadas) que determina el valor máximo de SSLM (11.500 mg/l aproximadamente), por debajo del cual el ensuciamiento es independiente de la concentración de sólidos, siendo prácticamente igual al producido por el medio líquido (se comentará en el siguiente apartado). A dicha concentración se le puede denominar concentración crítica de sólidos en la suspensión. Por lo tanto, es razonable asumir que, por debajo de dicha concentración, el ensuciamiento es causado por la fracción microcoloidal y soluble, no presentando influencia significativa la fracción particulada. El valor obtenido de concentración crítica es coherente con la recomendación empírica (10.000-12.000 mg/l) de operación de BRM, el cual se sitúa en torno a ese valor (Judd, 2006).

Estos resultados parecen indicar una analogía entre el concepto de flujo crítico y la concentración crítica de sólidos, lo cual induce a pensar en una similitud en los mecanismos de transporte que explican ambos conceptos.

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

Respecto a las concentraciones superiores a la crítica, el aumento lineal de la velocidad de ensuciamiento frente a SSLM podría indicar que se trata de un ensuciamiento por formación de torta. Para confirmar esta hipótesis, se realizaron una serie de experimentos donde la concentración de sólidos se fijó en un rango superior de 12.000 mg/l y se mantuvo prácticamente constante (entre 18.000 y 20.000 mg/l), variando el flujo de permeado. Los datos de estos experimentos se encuentran en el Anexo 3, Tabla A.5.

En la Figura 4.10 se presentan los valores de velocidad de ensuciamiento a distintos flujos de permeado para una concentración de sólidos aproximadamente constante. Se observa claramente, a partir de dicha representación, que se ajusta aceptablemente a una función potencial de orden aproximadamente 2 [ec. 4.1]. Por tanto, a elevadas concentraciones de sólidos la eficacia de la aireación disminuye dando lugar a un ensuciamiento similar al que ocurría en filtración frontal.

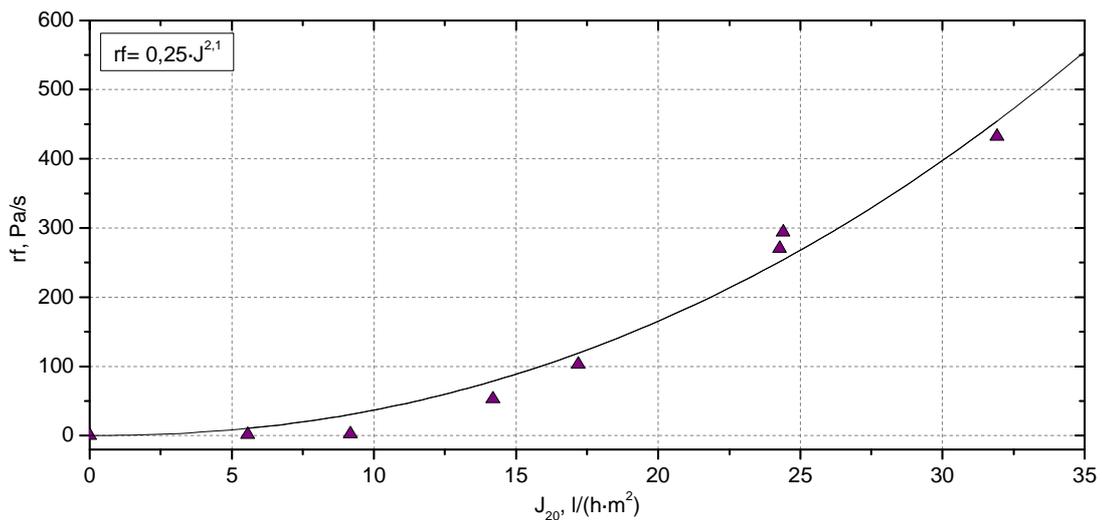


Figura 4.10. Velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado corregido para la suspensión de referencial a altas concentraciones de sólidos. [SSLM]= 18.000-20.000 mg/l

4.4. Efecto de las características del medio líquido

Como se ha indicado en los apartados anteriores, bajo altas condiciones de turbulencia y valores subcríticos de flujo y de concentración de partículas (condiciones habituales de operación de los BRM industriales), se evita el ensuciamiento causado por la fracción particulada de la suspensión, siendo los coloides y los solutos los responsables del ensuciamiento. Es por ello que en los últimos años se ha suscitado un gran interés en el estudio de la influencia de las sustancias poliméricas extracelulares solubles (EPS_s), en el

CAPÍTULO 4

ensuciamiento de la membrana (Rosenberger *et al.*, 2006; Fan *et al.*, 2006; Al-Halbouni *et al.*, 2008; Drews *et al.*, 2008). Tradicionalmente, el ensuciamiento causado por estas sustancias, principalmente proteínas, ha sido descrito mediante el modelo de formación de torta, modificado para incorporar la capa de polarización (Chudacek y Fane, 1984) o la reacción de polimerización que se produce en la superficie de la membrana (Howell *et al.*, 1981).

Con objeto de estudiar el efecto de la naturaleza de la fracción microcoloidal y soluble, se separó, para cada una de las suspensiones, la fracción particulada del medio líquido que la acompaña (eliminando las partículas con un tamaño superior a $0,45 \mu\text{m}$) y se realizaron experimentos en las mismas condiciones en que se habían filtrado las suspensiones. Todos los datos experimentales se pueden consultar en el Anexo 3, Tablas A.6 y A.7.

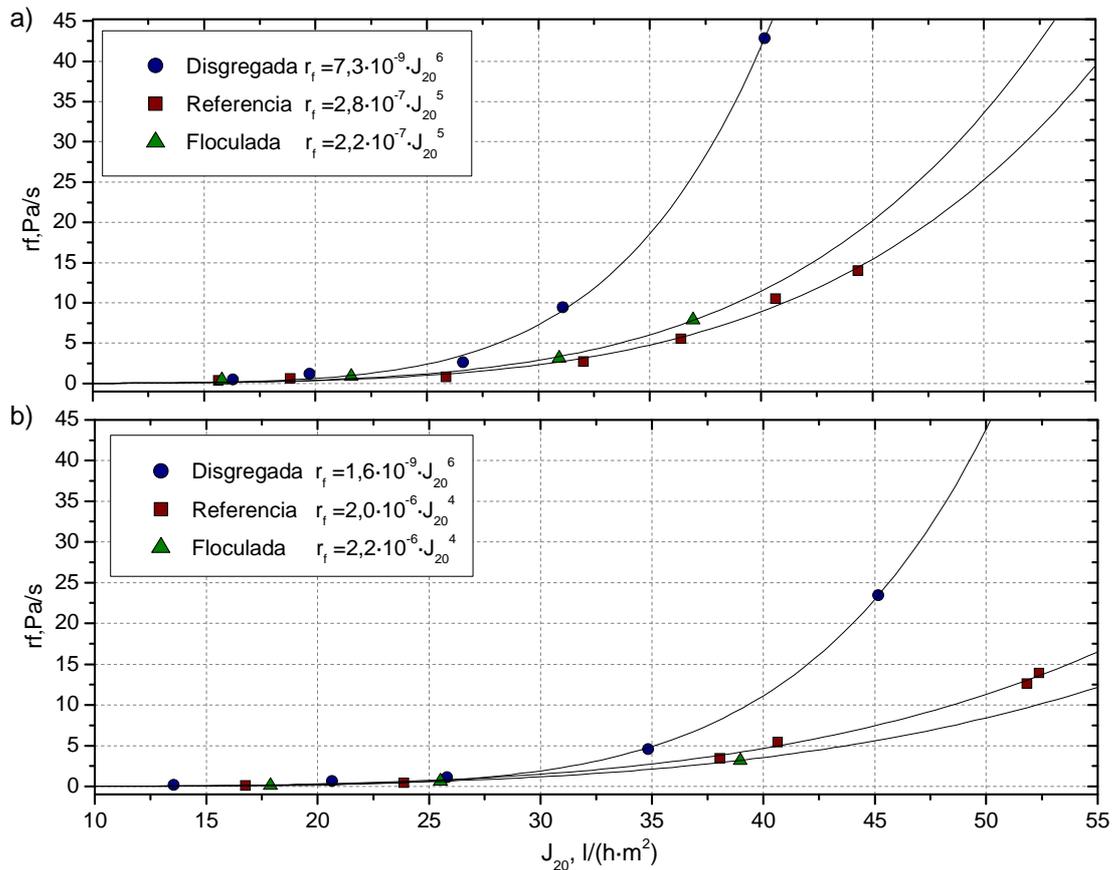


Figura 4.11. Velocidad de ensuciamiento del medio líquido frente al flujo de permeado corregido para las tres suspensiones: a) filtración frontal; b) aireación: $SAD_m = 2,4 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

En la Figura 4.11 se representa la velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado corregido a 20 °C para los medios líquidos de las tres suspensiones, en experimentos de filtración frontal y con aireación ($SAD_m = 2,4 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). En los resultados obtenidos para la filtración frontal (Figura 4.11a), los valores de r_f dependen potencialmente del flujo aunque el orden se aleja mucho de 2, por lo que el comportamiento no se ajusta al modelo clásico de formación de torta como ocurría al filtrar las suspensiones con la fracción particulada. Al burbujear aire (Figura 4.11b) se observa, para todos los medios líquidos, unos menores valores de r_f . De la interpretación de las gráficas se puede decir que, la suspensión disgregada presenta un mayor efecto del flujo sobre el ensuciamiento ya que el orden de magnitud, exponente de J , es superior para cualquier flujo de permeado, en los dos casos estudiados (con y sin aireación).

La influencia de las distintas naturalezas del medio sobre el ensuciamiento se puede estudiar en función de los exponentes de las ecuaciones de ajuste. Para las suspensiones de referencia y floculada, como ya se ha comentado, se muestra un comportamiento similar, siendo el exponente significativamente inferior al del medio correspondiente a la suspensión disgregada. Estas diferencias se han intentado relacionar con el tamaño de los microcoloides o con su concentración en el medio.

Si se analiza la distribución de tamaños de partícula en los distintos medios (Figura 4.12) se puede observar como, en general, los tamaños de los microcoloides en el medio de la suspensión disgregada parecen inferiores a los correspondientes a las suspensiones de referencia y floculada. Este hecho podría ser una de las causas que justifiquen el mayor ensuciamiento del medio líquido de la suspensión disgregada.

CAPÍTULO 4

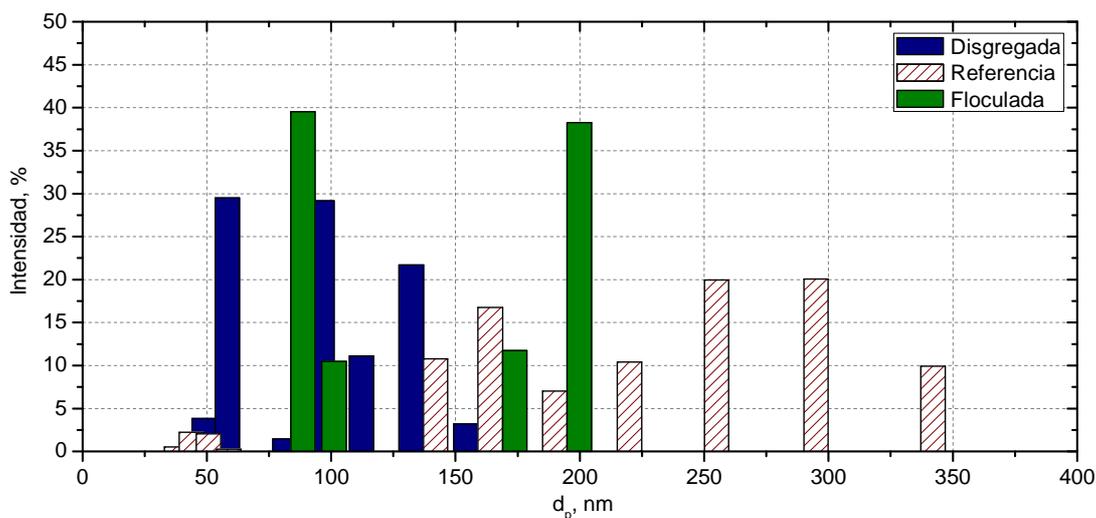


Figura 4.12. Distribución de tamaños de partícula en el medio líquido de las suspensiones disgregada, de referencia y floculada

Finalmente, en la Tabla 4.4 se presentan los valores de las concentraciones y los porcentajes de retención por la membrana, de las sustancias poliméricas extracelulares (polisacáridos y proteínas). Los análisis muestran valores similares de retención para los distintos medios (35-44 % para las proteínas y 25-27 % para los polisacáridos), no pudiéndose establecer una correlación clara entre la retención de sustancias y la dinámica de ensuciamiento de la membrana. Los datos de las concentraciones de EPS, DQO y turbidez de cada experimento se encuentran en el Anexo 3, Tabla A.8.

Tabla 4.4. Concentraciones de polisacáridos y proteínas totales y en el permeado, y porcentaje de eliminación para las tres suspensiones estudiadas

	Polisacáridos totales, mg/l	Polisacáridos permeado, mg/l	% _{ret.}	Proteínas totales, mg/l	Proteínas permeado, mg/l	% _{ret.}
Disgregada	3,4	2,7	25	13,4	7,5	44
Referencia	8,7	6,4	27	14,9	8,5	43
Floculada	4,6	3,4	26	14,1	9,1	35

%_{ret.}: porcentaje de retención

5. CONCLUSIONES

En el presente capítulo se ha realizado el análisis de la influencia de la distribución de tamaños de partícula y la concentración de los componentes de las distintas fracciones de la suspensión –la particulada y la microcoloidal y soluble- sobre la dinámica de ensuciamiento de la membrana. Las principales conclusiones que se pueden extraer del estudio son las siguientes:

1. En condiciones de filtración frontal, para suspensiones con distintas características morfológicas, el ensuciamiento originado en la membrana se ajusta aceptablemente al mecanismo de ensuciamiento por torta. A medida que aumenta el tamaño medio de flóculo, la resistencia de la torta disminuye y, por tanto, también la velocidad de ensuciamiento de la membrana.

2. En condiciones de filtración con aireación, el ensuciamiento está regulado por un balance entre los mecanismos de transporte convectivo y dispersivo (migración lateral). El flujo crítico obtenido experimentalmente depende de la distribución de tamaños de partícula y de la viscosidad de la suspensión.

3. Para la suspensión de referencia, se ha determinado una concentración crítica de sólidos, evaluada en 11.500 mg/l, cuando se opera a $J= 32 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ y $\text{SAD}_m= 3,5 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Concentraciones superiores a la crítica da lugar a un ensuciamiento que aumenta de manera acusada y, a concentraciones inferiores, la velocidad de ensuciamiento se muestra independiente de la concentración de sólidos y se atribuye, fundamentalmente, a la fracción microcoloidal y soluble de la suspensión.

4. En el estudio del ensuciamiento de la fracción microcoloidal y soluble, la distribución de tamaños de las EPS en el medio muestra un efecto, en el ensuciamiento, más significativo que su concentración o su porcentaje de retención en la membrana.

6. BIBLIOGRAFÍA

Al-Halbouni D., J. Traber, S. Lyko, T. Wintgens, T. Melin, D. Tacke, A. Janot, W. Dott, J. Hollender, "Correlation of EPS content in activated sludge at different sludge retention times with membrane fouling phenomena", *Water Research*: 42, 1475-1488 (2008).

APHA, "Methods for the examination of Water and Wastewater", 18th ed. *American Public Health Association/Water Environment Federation*: Washington D.C., USA (1992).

Bacchin P., P. Aimar, R.W. Field, "Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications", *Journal of Membrane Science*: 281, 42-69 (2006).

Bae T.H., T.M. Tak, "Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor", *Journal of Membrane Science*: 264, 151-160 (2005).

Belford G., R.H. Davis, A.L. Zydney, "The behavior of suspension and macromolecular solutions in cross-flow microfiltration", *Journal of Membrane Science*: 96, 1-58 (1994).

Bouhabila E.H., R. Ben Aïm, H. Buisson, "Fouling characterization in membrane bioreactors", *Separation and Purification Technology*: 22-23, 123-132 (2001).

Brookes A., B. Jefferson, G. Guglielmi, S. J. Judd, "Sustainable flux fouling in a membrane bioreactor: impact of flux and SSLM", *Separation Science and Technology*: 41, 1279-1291 (2006).

Camp T.R., P.C. Stein, "Velocity gradient and internal work in fluid motion", *Journal of Boston Society Civ. Engineering*: 30, 209 (1943).

Chang J.S., S.N. Kim, "Wastewater treatment using membrane filtration-effect of biosolids concentration on cake resistance", *Process Biochemical*: 40, 1307-1314 (2005).

Chiesa S.C., R.L. Irvine. "Growth and control of filamentous microbes in activated sludge: an integrated hypothesis", *Water Research*: 19, 471-479 (1985).

Cho J., K.G. Song, S. Hyup Lee, K.H. Ahn, "Sequencing anoxic/anaerobic membrane bioreactor (SAM) pilot plant for advanced wastewater treatment", *Desalination*: 178, 219-225 (2005).

Chudacek M.W., A.G. Fane, "The dynamics of polarization in unstirred and stirred ultrafiltration", *Journal of Membrane Science*: 21, 145-160 (1984).

Chudoba J., P. Grau, V. Ottova, "Control of activated sludge bulking II. Selection of microorganisms by means of a selector", *Water Research*: 7, 1389-1398 (1973).

Davis R.H., J.D. Sherwood, "A similarity solution for steady-state cross-flow microfiltration", *Chemical Engineering Science*: 45, 3203-3209 (1990).

Defrance L., M.Y. Jaffrin, B. Gupta, P. Paullier, V. Geaugey, "Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling", *Bioresource Technology*: 73, 105-112 (2000).

INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS SUSPENSIONES MICROBIANAS EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

Delgado S., R. Villarroel, E. González, "Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 311, 173-181 (2008).

Drew A., "Effect of particle velocity fluctuations in particle-fluid flows", *Physica A: Statistical and Theoretical Physics*: 46, 2331-2338 (1991).

Drews A., M. Vocks, U. Bracklow, V. Iversen, M. Kraume, "Does fouling in MRBs depend on SMP?", *Desalination*: 231, 141-149 (2008).

Dubois M., K. A. Gilles, J. K. Hamilton, P. A. Rebers, P. Smith, "Colorimetric method for determination of sugars and related substances", *Anal. Chemical*: 28, 350-356 (1956).

Fan F., H. Zhou, H. Husain, "Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes", *Water Research*: 40, 205-212 (2006).

Guglielmi G., D. Chiarani, S.J. Judd, G. Andreottola, "Flux criticality and sustainability in a hollow fibre submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 289, 241-248 (2007).

Green G., G. Belford, "Fouling of ultrafiltration membranes: lateral migration and the particle trajectory model", *Desalination*: 35, 129-147 (1980).

Judd S., "The MBR Book: Principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment", *Elsevier*: Oxford (2006).

Howell J.A., O. Velicangil, M.E. Lowell, A.L. Herrera Zeppelin, "Ultrafiltration of protein solutions", *Annual New York Academy Science*: 369- 355 (1981).

Howell J.A., H.C. Chua, T.C. Amot, "In situ manipulation of critical flux in submerged membrane bioreactor using variable aeration rates, and effects of membrane history", *Journal of Membrane Science*: 242, 13-19 (2004).

Laera G., C. Giordano, A. Pollice, D. Saturno, G. Mininni, "Membrane biorreactor sludge rheology at different solid retention times", *Water Research*: 41, 4197-4203 (2007).

Le-Clech P., B. Jefferson, S. J. Judd, "Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*: 218, 117-129 (2003).

Le-Clech P., V. Chen, T.A.G. Fane, "Fouling in membrane reactors used in wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 284, 17-56 (2006).

McAdam E.J., S.J. Judd, "A review of membrane bioreactor potential for nitrate removal from drinking water", *Desalination*: 196, 135-148 (2006).

Meng F., F. Yang, "Fouling mechanisms of deflocculated sludge, normal sludge and bulking sludge in membrane bioreactor", *Journal of Membrane Science*: 305, 48-56 (2007).

CAPÍTULO 4

Meng F., SR. Chae, A. Drews, M. Kraume, H-S. Shin, F. Yang, "Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material", *Water Research*: 43, 1489-1512 (2009).

Peterson G.L., "A simplification of the protein assay method of Lowry et al., which is more generally applicable". *Anal. Biochemical*: 83, 346-356 (1977).

Pollice A., C. Giordano, G. Laera, D. Saturno, G. Mininni, "Physical characteristics of the sludge in a complete retention membrane bioreactor", *Water Research*: 41, 1832-1840 (2007).

Rosenberger S., K. Kubin, M. Kraume, "Rheology of activated sludge in membrane bioreactors", *Engineer Life Science*: 2, 269-275 (2002).

Rosenberger S., M. Kraume, "Filterability of activated sludge in membrane bioreactors", *Desalination*: 146, 373-379 (2003).

Rosenberger S., C. Laabs, B. Lesjean, L. Gnirss, G. Amy, M. Jekel, J.C. Schrotter, "Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment", *Water Research*: 40, 710-720 (2006).

Trettin D.R., M.R. Doshi, "Limiting flux in ultrafiltration of macromolecular solutions", *Chemical Engineering Commun.*: 4, 507-522 (1980).

Wang Z., Z. Wu, G. Yu, J. Liu, Z. Zhou, "Relationship between sludge characteristics and membrane flux determination in submerged membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*: 284, 87-94 (2006).

Wilén B.M., P. Balmér, "Short term effects of dissolved oxygen concentration on the turbidity on the supernatant of activated sludge", *Water Science and Technology*: 38, 25-33 (1998).

CAPÍTULO 5.- EFECTO DE LA AIREACIÓN EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

Índice

1. Resumen	127
2. Introducción	128
3. Materiales y métodos	130
3.1. Características de la suspensión.....	130
3.2. Instalación experimental.....	130
3.3. Métodos analíticos.....	130
3.4. Ensayos de filtrabilidad.....	131
4. Resultados y discusión	133
4.1. Influencia de la aireación a distintas concentraciones de sólidos.....	133
4.2. Efecto de la aireación en el ensuciamiento de la membrana.....	135
4.2.1. Ensayos preliminares.....	135
4.2.2. Diseño factorial.....	137
4.3. Estudio de las relaciones de tiempo de aireación-parada.....	139
4.3.1. Tiempo máximo de parada.....	140
4.3.2. Tiempo mínimo de aireación.....	141
4.3.3. Gradiente medio de velocidad de aireación ponderado.....	143
4.3.4. Análisis de EPS en el medio y el permeado.....	144
5. Conclusiones	146
6. Bibliografía	147

1. RESUMEN

El burbujeo de aire en las inmediaciones de la membrana, como estrategia de operación para minimizar el ensuciamiento, ha sido ampliamente utilizado en los biorreactores de membrana. En este capítulo, el efecto de la turbulencia generada por la aireación se ha expresado como el gradiente medio de velocidad de aireación (G), el cual permite describir la influencia del caudal de aireación sobre el ensuciamiento de la membrana.

El primer estudio experimental se ha llevado a cabo con suspensiones microbianas a cuatro concentraciones de sólidos comprendidas entre 6.500 y 22.500 mg/l, filtración a flujo de permeado constante y a un amplio rango de G (0-743 s⁻ⁿ). El comportamiento de la velocidad de ensuciamiento ha sido descrito mediante una función exponencial, $r_f = (r_f)_0 \cdot \exp^{-(F_G \cdot G)} + (r_f)_l$, donde el factor de sensibilidad (F_G) es una función de la concentración de sólidos que permite cuantificar la efectividad de la aireación.

En la comparación de resultados de los experimentos realizados con aireación continua e intermitente, se determina un G^* ponderado que permite calcular el G de la intermitencia como si fuese en continuo. De los resultados de esta comparación se realiza un diseño factorial 2² encaminado a establecer los primeros intervalos de aireación-parada y verificar que el tiempo de aireación es la variable de mayor influencia en la velocidad de ensuciamiento.

Por último, se lleva a cabo un estudio de la influencia de las relaciones de aireación-parada sobre el ensuciamiento de la membrana, que permite establecer las mejores condiciones de operación.

2. INTRODUCCIÓN

La principal limitación de los Biorreactores de membrana radica en el ensuciamiento de la membrana, asociado principalmente a la deposición de la materia particulada en la superficie de la misma (Judd, 2006), lo que limita el flujo de permeado. Este ensuciamiento implica la realización de limpiezas frecuentes y/o la sustitución de las membranas, con el consiguiente incremento de los costes de operación.

La modelización matemática de los modos de ensuciamiento ha sido ampliamente estudiada mediante la teoría clásica de la filtración (tangencial y frontal) (Villarroel *et al.*, 1995; Foley, 1996). Numerosos estudios han demostrado que el ensuciamiento se puede reducir con la aplicación de un burbujeo de aire en las proximidades de la superficie de la membrana, en el que están implicados diversos mecanismos (Chang y Judd, 2002; Engelhardt *et al.*, 1998). Esto ha llevado a la incorporación del efecto de la turbulencia inducida en la modelización del ensuciamiento de la membrana (Le-Clech *et al.*, 2006; Busch *et al.*, 2007).

Durante la filtración, la velocidad de ensuciamiento se ve afectada por el modo y la intensidad del burbujeo de aire en las proximidades de la superficie de la membrana (Chang *et al.*, 2002). La eficacia del burbujeo continuo depende de su intensidad y, en el caso del discontinuo (intermitente) depende también del tiempo de duración del burbujeo y del tiempo de parada del mismo (Bouhabila *et al.*, 1998; Le-Clech *et al.*, 2003). Puede existir, una secuencia óptima de aireación donde el modo de los ciclos de aireación-parada se utilice para mejorar la efectividad y disminuir los costes de operación.

Por todo ello, se hace indispensable un mayor conocimiento del efecto de la aireación sobre el ensuciamiento de la membrana, lo que permitirá optimizar la intermitencia en el caudal de aireación.

En este trabajo se ha llevado a cabo un estudio experimental, en el que se ha utilizado aireación continua e intermitente, con objeto de paliar el ensuciamiento de las membranas. Los resultados experimentales se interpretan a través del efecto de la turbulencia generada por las burbujas de aire, que se representa como el gradiente medio de velocidad (G) mediante la ecuación:

$$G = \left(\frac{\rho_s \cdot g \cdot Q_a}{A_a \cdot \mu_a} \right)^{1/2} \quad [5.1]$$

donde ρ_s es la densidad de la suspensión, g es la constante de la gravedad, Q_a es el caudal de aire, A_a es la sección transversal de aireación y μ_a es la viscosidad dinámica aparente de la suspensión.

La planificación experimental se realizó utilizando la metodología de diseño factorial.

Objetivos

Los objetivos establecidos en este capítulo son:

- El análisis de la influencia de la aireación, a distintas concentraciones de sólidos, mediante el estudio de la velocidad de ensuciamiento.
- La comparación del efecto de la aireación continua e intermitente sobre el ensuciamiento de la membrana.
- La búsqueda de las mejores condiciones de operación y de la mejor estrategia de aireación intermitente.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. Características de la suspensión

La suspensión microbiana empleada en este estudio procede del biorreactor de membranas a escala piloto, situado en la estación depuradora de aguas residuales (EDAR) de Santa Cruz de Tenerife.

Las principales características de la suspensión vienen dadas en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1. Características de la suspensión microbiana

	SSLM mg/l	SSVLM mg/l	dp µm	Viscosidad cp, a 25 °C	Temperatura °C	pH
Rango	25.430-5.450	21.560-4.270	45,7-30,6	25,4-7,3	18,2-24,1	8,45-7,32
Media	12.500	9.356	38,2	15,1	21,6	8,10

dp: Diámetro medio de las partículas

3.2. Instalación experimental

Los ensayos de filtrabilidad se realizaron en la instalación de laboratorio ZW-1, descrita en el capítulo 3, apartado 3.1.

El BRM de donde se extrajo la suspensión es la instalación experimental a escala piloto ZW-10, también descrita en el capítulo 3, apartado 3.3.

3.3. Métodos analíticos

Los sólidos suspendidos totales (SSLM) y volátiles (SSVLM), así como la demanda química de oxígeno (DQO) se determinaron de acuerdo con los métodos estandarizados (APHA, 1992) descritos en el Anexo 1.

Para la determinación de la concentración de proteínas se empleó el método de Lowry-Peterson modificado (Peterson *et al.*, 1977) mientras que, para la medida de la concentración de polisacáridos se utilizó el método colorimétrico de Dubois (Dubois *et al.*, 1956). Ambos métodos se encuentran descritos en el Anexo 1.

3.4. Ensayos de filtrabilidad

Los ensayos de filtrabilidad se llevaron a cabo utilizando suspensiones microbianas de diferentes concentraciones de sólidos, manteniendo constante el flujo de permeado ($20 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$), a distintas condiciones de aireación de limpieza de la membrana. La velocidad de ensuciamiento se midió a través de la evolución de la presión transmembrana (PTM) durante la filtración en estado estacionario (del mismo modo que en el capítulo 4).

El efecto de las condiciones de aireación de limpieza sobre el ensuciamiento de la membrana se llevó a cabo mediante dos modos diferentes de operación:

a) Operación de filtración en modo consigna.- Se fija una PTM máxima en la que se detiene la filtración y, a continuación, se produce un retrolavado durante un tiempo constante.

b) Operación de filtración en modo temporizado.- Se fija el tiempo de duración de la filtración y el tiempo de duración del retrolavado, independientemente de la PTM alcanzada, siempre por debajo de los valores de la PTM de seguridad.

Las membranas empleadas en estos experimentos presentaban dos grados de envejecimiento diferentes:

1. Membrana totalmente nueva.
2. Membrana envejecida.

Diseño factorial

El diseño estadístico de experimentos contempla una amplia variedad de estrategias experimentales que son útiles para generar la información que se busca. Dentro de las mismas se encuentra el diseño factorial completo 2^k , donde se describen los experimentos más adecuados para conocer, simultáneamente, qué efecto tienen k factores sobre una respuesta y descubrir si interaccionan entre ellos. Este método es fiable y rápido para obtener resultados óptimos.

Los experimentos en modo consigna se llevaron a cabo en un amplio rango de valores de G ($0-731 \text{ s}^{-n}$), a una PTM máxima de 42,3 kPa, un tiempo de retrolavado de 30 s y haciendo uso de dos membranas de envejecimiento similar.

CAPÍTULO 5

Por otra parte, los experimentos en modo temporizado se realizaron a un G constante ($174,2 \text{ s}^{-1}$), con ciclos de filtración de 600 s y retrolavados de 25 s y usando una membrana completamente nueva, con objeto de situarnos en las condiciones más conservativas (ausencia de ensuciamiento irreversible y de envejecimiento de la membrana, recuperación de permeabilidad después de cada limpieza química), lográndose unos valores de velocidad de ensuciamiento significativamente inferiores a los obtenidos con las membranas con un cierto envejecimiento.

El caudal de aireación de limpieza se aplicaba a través de un compresor conectado a un temporizador ALLEN-BRADLEY 700HX, que suministra aire según los distintos ciclos de aireación-parada que se programen.

Los calibrados de los caudalímetros empleados a lo largo del período experimental se encuentran en el Anexo 2.

Al final de cada experimento se realizaba una limpieza química de la membrana con hipoclorito sódico (500 ppm a $35 \text{ }^\circ\text{C}$) durante un mínimo de 2 horas.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. Influencia de la aireación a distintas concentraciones de sólidos

Como se ha referido en estudios previos (Delgado *et al.*, 2008), a un valor de flujo de permeado constante, la velocidad de ensuciamiento disminuye exponencialmente a medida que el gradiente medio de velocidad de aireación (G) aumenta. Para comprobar este comportamiento, en el siguiente apartado se analiza la velocidad de ensuciamiento frente a G , de suspensiones procedentes del BRM con distintas concentraciones de sólidos comprendidas en el rango entre 6.500 y 22.500 mg/l.

En la Figura 5.1a se representan los resultados obtenidos. Como se puede observar, la velocidad de ensuciamiento, una vez alcanzado el régimen estacionario, desciende muy rápidamente cuando se aumenta G , haciéndose independiente de la aireación a partir de un valor de G que depende de la concentración de sólidos. A concentraciones bajas de sólidos (6.500 mg/l), la turbulencia a la cual se hace independiente la velocidad de ensuciamiento corresponde a valores de G próximos a 50 s^{-n} . Mientras que para suspensiones con concentraciones cercanas a la crítica (11.000-15.000 mg/l), el valor de G en el que ésta se vuelve independiente se encuentra en torno a 100 s^{-n} . Sin embargo, para concentraciones superiores a la crítica, la turbulencia necesaria para disminuir el ensuciamiento hasta valores sostenibles es muy elevada (400 s^{-n}).

De forma general, este comportamiento puede ser descrito por una ecuación exponencial del tipo:

$$r_f = (r_f)_0 \cdot \exp^{-(F_G \cdot G)} + (r_f)_l \quad [5.2]$$

donde $(r_f)_0$ es la velocidad de ensuciamiento en ausencia de gradiente medio de velocidad ($G=0 \text{ s}^{-n}$), G es el gradiente medio de velocidad de aire, F_G es un factor de sensibilidad de G y $(r_f)_l$ es la velocidad de ensuciamiento límite.

Si se aplica esta ecuación para las distintas concentraciones de sólidos y se ajustan los coeficientes, se puede evaluar simultáneamente el efecto de la concentración de sólidos y el gradiente medio de velocidad de aireación sobre la velocidad de ensuciamiento (Figura 5.1b).

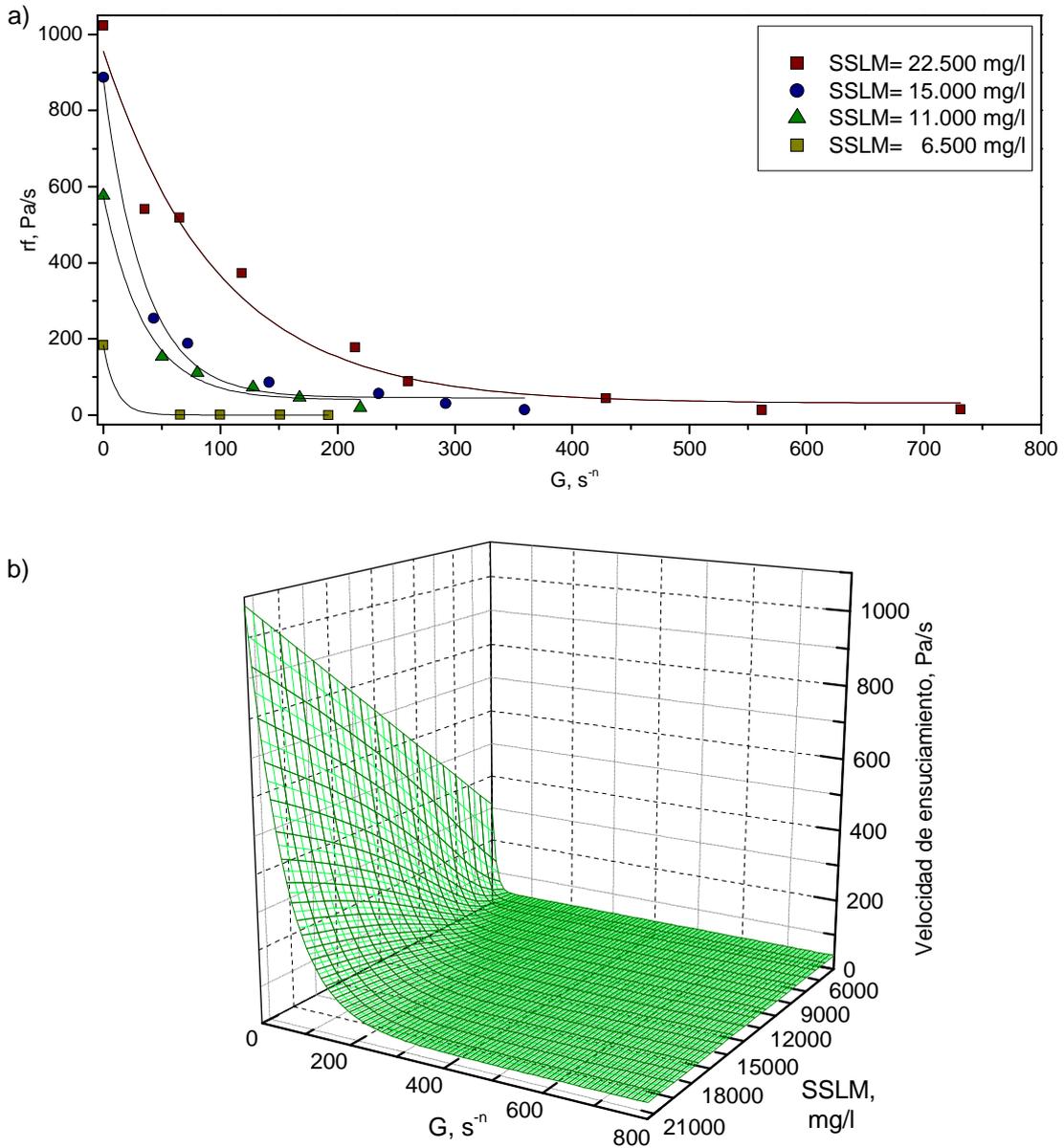


Figura 5.1. Velocidad de ensuciamiento frente al gradiente medio de velocidad. a) Datos experimentales y b) resultados de la simulación. $J= 20 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Membranas W0712 y W013084

En la ecuación [5.2], el coeficiente del exponente, F_G , representa la efectividad del gradiente medio de velocidad sobre el ensuciamiento, lo cual se asocia a la sensibilidad en el decaimiento de la función exponencial. Análogamente, el término independiente $(r_f)_i$ es el valor de la velocidad de ensuciamiento cuando éste no puede ser disminuido por el incremento del gradiente medio de velocidad y, finalmente, $(r_f)_0$ representa la diferencia

EFFECTO DE LA AIREACIÓN EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

entre la velocidad de ensuciamiento en ausencia de turbulencia ($G=0\text{ s}^{-n}$) y la velocidad de ensuciamiento límite.

Por otra parte, a mayor concentración de sólidos, menor es el impacto en la efectividad de la aireación. Esto se cuantifica mediante F_G , que como se muestra en la Figura 5.2, también tiende a hacerse independiente de dicha concentración a partir del citado valor crítico (11.500 mg/l).

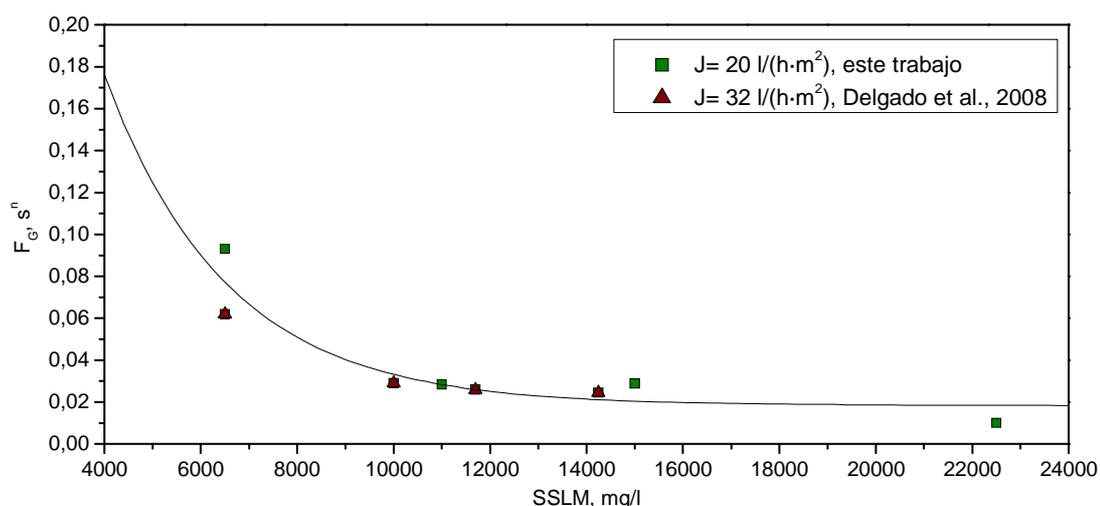


Figura 5.2. Factor de sensibilidad del gradiente medio de velocidad F_G frente a la concentración de sólidos. $J=20\text{ l/(h}\cdot\text{m}^2)$. Delgado *et al.*, 2008: $J=32\text{ l/(h}\cdot\text{m}^2)$. Membrana W0172 y W013084

Por último, en la misma figura, si se comparan los resultados con los obtenidos en el estudio anterior (Delgado *et al.*, 2008), se puede observar que el factor de sensibilidad es independiente del flujo de permeado impuesto.

Los datos y condiciones de operación de estos experimentos se encuentran en la Tabla A.9 del Anexo 3.

4.2. Efecto de la aireación en el ensuciamiento de la membrana

4.2.1. Ensayos preliminares

En este apartado se trata de comparar el efecto del gradiente medio de velocidad en aireación continua e intermitente a una concentración de sólidos media (15.000 mg/l). El sistema de aireación se encuentra conectado a un temporizador que regula la inyección de

CAPÍTULO 5

las columnas de aire a través de orificios que se encuentran en las proximidades de las fibras de la membrana, lo que permite establecer los tiempos de aireación-parada, como se ha explicado en los ensayos de filtrabilidad.

En la Figura 5.3 se representa la velocidad de ensuciamiento frente a G para la suspensión del BRM con aireación continua e intermitente. En este experimento, la intermitencia se realizaba de forma que se aireaba y se paraba alternativamente cada 5 segundos.

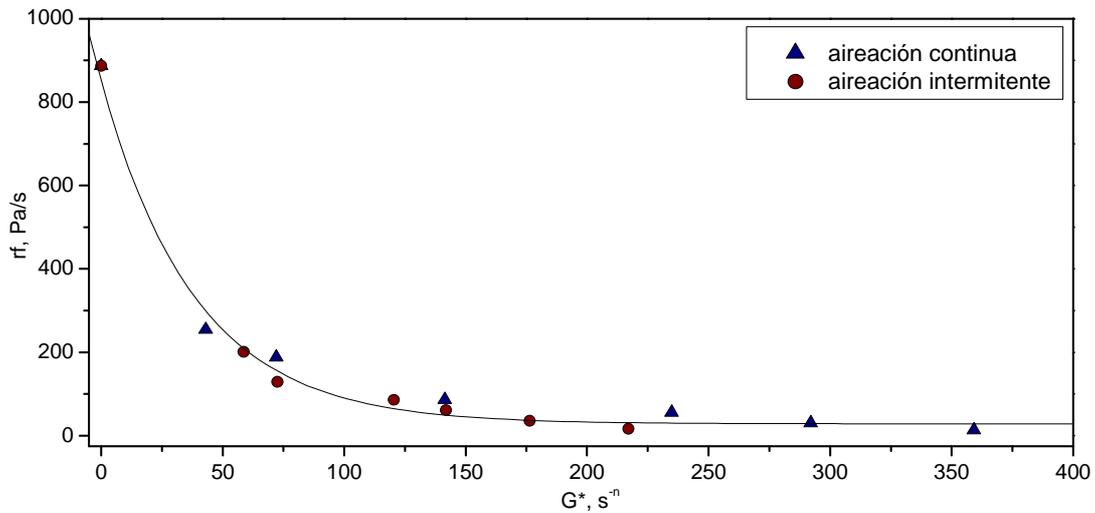


Figura 5.3. Velocidad de ensuciamiento frente al gradiente medio de velocidad ponderado en aireación continua e intermitente (5 s de aireación: 5 s de parada). $J= 20 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. $[\text{SSLM}] = 15.000 \text{ mg/l}$. Membrana W013084

Como el gradiente medio de velocidad lleva implícito un caudal de aireación, a efectos de consumo energético y para poder comparar los resultados en ambas situaciones, cuando la aireación se hace de forma intermitente, se debe definir un gradiente ponderado a continuo G^* que tenga en cuenta los períodos de ausencia de aireación, de modo que se haga corresponder con el caudal de aireación que se utilizaría si fuese en continuo. El cálculo de G^* se realizó a través de la siguiente ecuación:

$$G^* = \theta_a \cdot G \quad [5.3]$$

θ_a se calculó de la siguiente manera:

$$\theta_a = \frac{t_a}{t_a + t_p} \quad [5.4]$$

donde t_a es el tiempo de aireación y t_p es el tiempo de parada de la aireación. El rango de G^* , por tanto, va desde 0 (ausencia de aireación, $t_a = 0$ s) hasta G (aireación continua, $t_p = 0$ s).

Como puede observarse en la Figura 5.3, los experimentos realizados con aireación continua generan el mismo ensuciamiento que los intermitentes para la frecuencia de aireación-parada estudiada (5 s:5 s) debido a que, probablemente, la eficacia de la limpieza hace que el efecto de la parada sea inapreciable para el flujo de permeado estudiado a tiempos de parada tan bajos.

De la realización de estos experimentos se extrae una idea importante, se podrían plantear experimentos con distintos intervalos de intermitencia de la aireación para ver cómo se refleja su efecto sobre la velocidad de ensuciamiento.

En el Anexo 3, Tabla A.10 se pueden consultar los datos obtenidos en los experimentos de intermitencia de la aireación y en la Tabla A.9 los de continuo.

4.2.2. *Diseño factorial*

En este apartado se realizaron una serie de experimentos exploratorios encaminados a detectar la influencia del tiempo de aireación y el tiempo de parada de la aireación en la velocidad de ensuciamiento de las membranas durante el proceso de filtración de una suspensión microbiana, donde se aplica la metodología de diseños factoriales 2^2 .

Las condiciones de operación fueron constantes y están indicadas en la Tabla 5.2.

CAPÍTULO 5

Tabla 5.2. Condiciones de operación

Tiempo de filtración	600 s
Tiempo de limpieza (retrolavado)	25 s
Caudal de aire (Q_a)	3,64 l/min
Gradiente medio de velocidad (G)	174,2 s ⁻ⁿ
Flujo de permeado (J)	20 l/(h·m ²)
Flujo de lavado (J_L)	20 l/(h·m ²)
Concentración de sólidos en el líquido mezcla (SSLM)	7.500-11.000 mg/l

En el diseño factorial se estudia la influencia del tiempo de aireación (t_a) y tiempo de parada (t_p) sobre la velocidad de ensuciamiento de la membrana (r_f) como variable respuesta. Esta influencia fue investigada bajo dos niveles (máximo y mínimo), como se muestra en la Tabla 5.3. Los valores máximo (+) y mínimo (-) para el tiempo de aireación y el tiempo de parada fueron 15 y 5 s, respectivamente. Estos datos fueron establecidos de acuerdo con valores similares recogidos en la bibliografía (Nywening y Zhou, 2009).

En la Tabla 5.3 se presenta la media de los datos de cada ensayo, ya que todos los experimentos se realizaban por duplicado. Esta primera información pone de manifiesto que la velocidad de ensuciamiento de la membrana disminuye cuando el tiempo de aireación es máximo. La velocidad mínima de ensuciamiento parece tener lugar cuando se emplea un tiempo de aireación y parada de 15 s, en cada caso.

En la Tabla A.11 del Anexo 3 se encuentran los datos del diseño factorial.

Tabla 5.3. Asignación de los parámetros de operación del diseño y resultados experimentales

Ensayo	Tiempo de aireación t_a, s	Tiempo de parada t_p, s	Velocidad de ensuciamiento, Pa/s
1	(+) 15	(+) 15	2,4
2	(-) 5	(-) 5	4,0
3	(+) 15	(-) 5	3,1
4	(-) 5	(+) 15	6,0

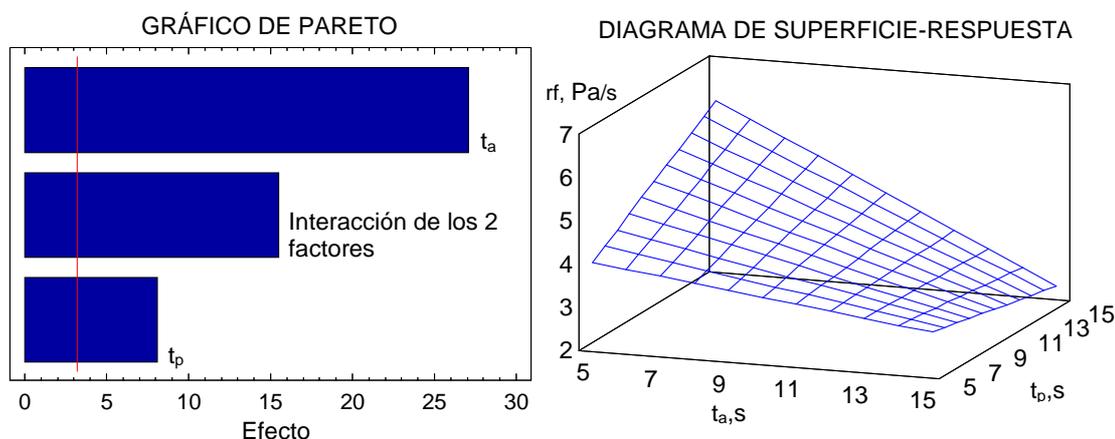


Figura 5.4. Principales efectos de los factores sobre la velocidad de ensuciamiento y diagrama de superficie respuesta del diseño. $J= 20 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Membrana W0171 (la línea roja del gráfico de Pareto indica el valor mínimo a partir del cual el efecto de los factores estudiados se hace significativo)

Si se analiza el gráfico de Pareto (Figura 5.4) se observa claramente que, en el rango de tiempos estudiado, el factor que más influye en la velocidad de ensuciamiento es el tiempo de aireación y, en segundo lugar, se encontraría la relación entre el tiempo de aireación y el tiempo de parada. Si se atiende al diagrama de superficie-respuesta, se observa claramente que a menor tiempo de aireación y mayor tiempo de parada se produce un aumento considerable del ensuciamiento.

Estos resultados hacen pensar que sería de gran interés realizar un estudio más profundo de las relaciones de aireación-parada, con el objeto de hallar el tiempo mínimo de aireación necesario y el tiempo máximo de parada, para que el ensuciamiento de la membrana se minimice y suponga un ahorro energético.

4.3. Estudio de las relaciones de tiempo de aireación-parada

Como ya se indicó, el tiempo de aireación parece ser el factor más importante para el diseño de experimentos. Por ello, a continuación, se llevaron a cabo experimentos en los que se hizo variar el tiempo de aireación para distintas relaciones de aireación-parada (Relación 1:1, 1:2, 1:3, 1:4 y 2:1), analizando su influencia sobre el ensuciamiento en estado estacionario. Las condiciones de operación de estos experimentos son las mismas que las citadas anteriormente en el diseño factorial.

CAPÍTULO 5

En la Tabla 5.4 se muestra un resumen de la serie experimental (total de experimentos= 24), elaborada a partir de tiempos de aireación (t_a) que abarcan desde 3 s a 90 s, y tiempos de parada (t_p) desde 5 s a 45 s. Los datos se presentan en la tabla en relaciones $t_a:t_p$ decrecientes en el intervalo 2:1 a 1:4.

Tabla 5.4. Resumen de los tiempos de aireación y parada para cada relación

Relación 2:1		Relación 1:1		Relación 1:2		Relación 1:3		Relación 1:4	
t_a	t_p								
15	7	5	5	5	10	3	9	3,5	15
30	15	15	15	7,5	15	5	15	7,5	30
36	18	30	30	15	30	10	30	9	36
45	22,5	36	36	18	36	12	36	11,5	45
90	45	45	45	22,5	45	15	45		

Los datos de los experimentos realizados para las distintas relaciones de aireación-parada, aireación continua y sin aireación se presentan en el Anexo 3, de la Tabla A.12 a la A.16.

4.3.1.- Tiempo máximo de parada

Se considera tiempo máximo de parada aquel a partir del cual el ensuciamiento comienza a aumentar de forma importante.

A partir de la información obtenida de los experimentos de aireación intermitente, en la Figura 5.5 se representa la velocidad de ensuciamiento en régimen estacionario frente al tiempo de parada. Se puede observar que los valores de velocidad de ensuciamiento son superiores al obtenido con aireación continua (que se ha tomado como referencia) y que, en todos los casos, pasa por un valor mínimo de ensuciamiento que depende de la relación aireación-parada ($t_a:t_p$). Como es de esperar, a menor relación $t_a:t_p$, mayor es la velocidad de ensuciamiento en la zona de mínimos. Esta zona se encuentra en el intervalo de 25 a 35 s de parada, como se muestra en la Figura 5.5.

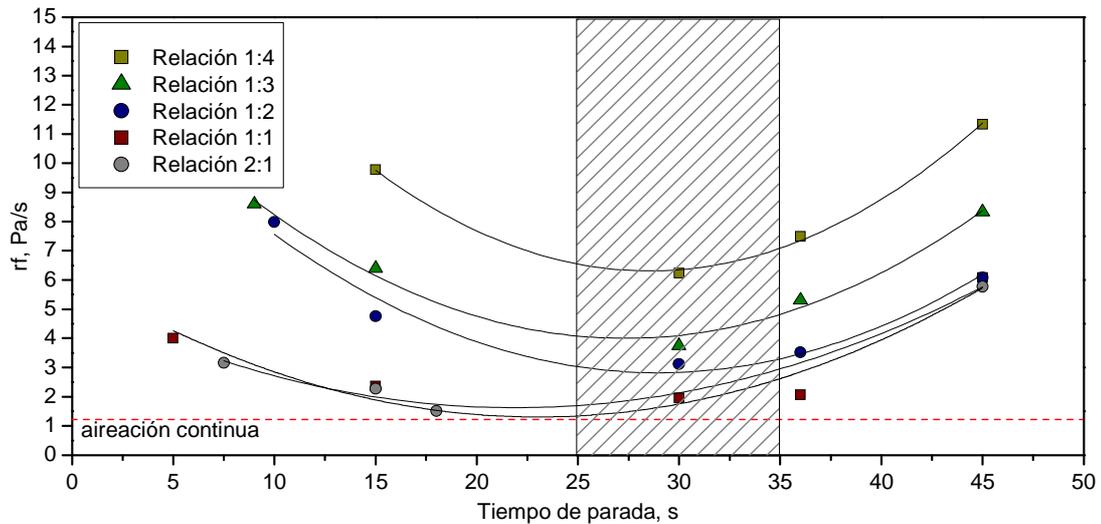


Figura 5.5. Velocidad de ensuciamiento frente al tiempo de parada de la aireación para todas las relaciones y la aireación continua. $J = 20 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Membrana W0171. $Q_a = 3,64 \text{ l}/\text{min}$

Por tanto, el tiempo máximo de parada se sitúa en 35 s, independientemente de la relación de aireación-parada.

Por otra parte, a tiempos de parada inferiores a 25 s se vuelve a incrementar la velocidad de ensuciamiento. Si se tienen en cuenta las relaciones entre el tiempo de aireación y el tiempo de parada, este efecto se puede atribuir a que la aireación, por debajo de este valor, resulta insuficiente para desprender la materia particulada depositada en la superficie de la membrana.

Como se puede observar, para las relaciones $t_a:t_p$, 1:1 y 2:1, el ensuciamiento resulta similar al de la aireación continua para tiempos de parada próximos a los 25 s. La diferencia en el ensuciamiento para estas dos relaciones no resulta muy importante, pero cabe destacar que, para la relación 2:1 el consumo energético se duplica con respecto a la 1:1.

4.3.2.- Tiempo mínimo de aireación

Se establece como tiempo mínimo de aireación aquel por debajo del cual la velocidad de ensuciamiento aumenta de forma apreciable. La Figura 5.6a muestra la velocidad de ensuciamiento frente al tiempo de aireación para las relaciones $t_a:t_p$ estudiadas, así como la rf para el experimento con aireación continua. Se puede observar que, para cada una de las

CAPÍTULO 5

relaciones de aireación-parada, la velocidad de ensuciamiento pasa por un mínimo cuando se varía el tiempo de aireación.

Si se representa la curva envolvente de los mínimos de velocidad de ensuciamiento obtenidos para cada relación frente al tiempo de aireación, Figura 5.6b, se observa que esos mínimos se ajustan a una curva asintótica a la recta de aireación continua. Se vuelve a comprobar que la relación 1:1 y 2:1 son las que más se aproximan al continuo. El valor al que la velocidad de ensuciamiento mínima se hace prácticamente independiente al tiempo de aireación se aproxima a 20 s. Por tanto, el tiempo mínimo de aireación se puede considerar de 20 s, que corresponde a $r_{f_{\min}}$ de 2,0 Pa/s.

Además, se debe hacer notar que a partir de un tiempo de aireación superior a 30 s, no es justificable su aumento, ya que no se produce una mejora sensible en la disminución del ensuciamiento de la membrana y que valores inferiores a 20 s de aireación provocan un ensuciamiento inaceptable del sistema.

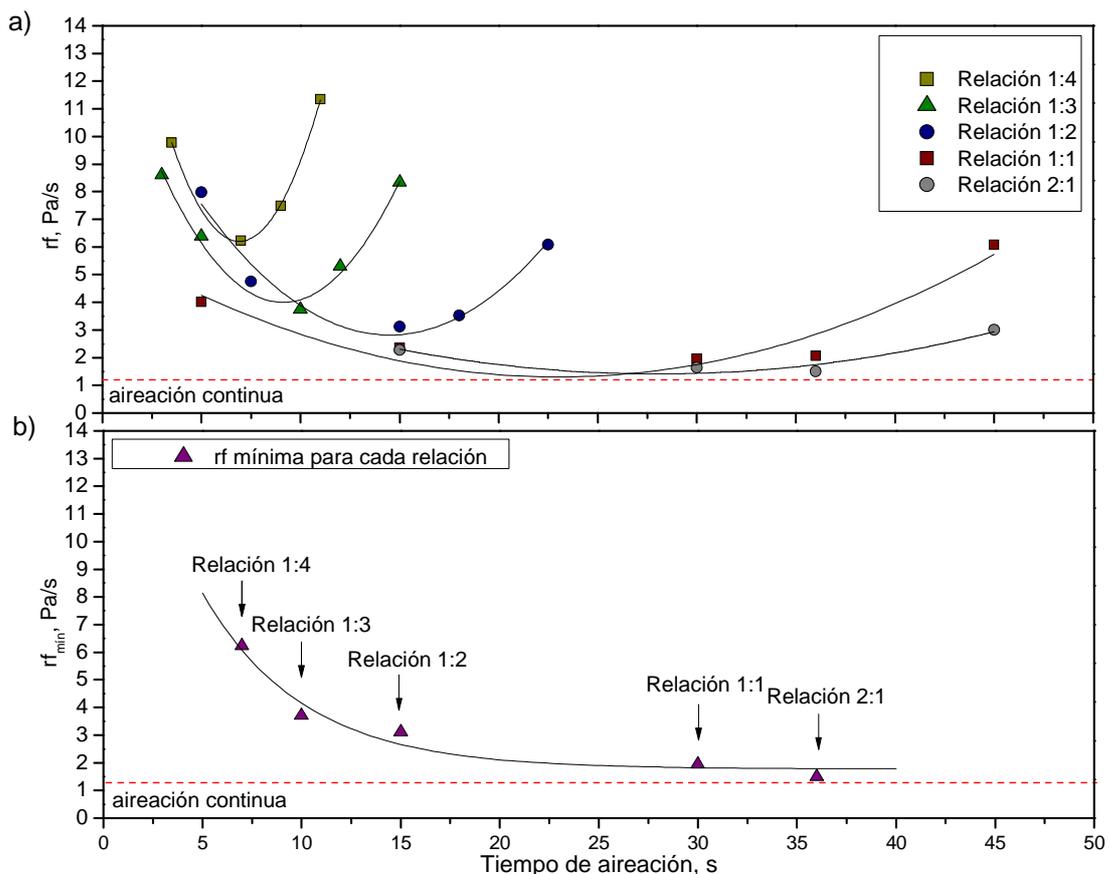


Figura 5.6. Velocidad de ensuciamiento frente al tiempo de aireación para las cinco relaciones y la aireación continua. $J = 20 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Membrana W0171. $Q_a = 3,64 \text{ l}/\text{min}$

EFFECTO DE LA AIREACIÓN EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

4.3.3.- Gradiente medio de velocidad de aireación ponderado

Como ya se ha comentado anteriormente, el G^* ponderado a continuo es un gradiente medio de velocidad de aireación que permite comparar el efecto de limpieza para distintas relaciones de aireación-parada (ver ecuación 5.3).

En la Figura 5.7 se representa la influencia de G^* (energía disipada en el medio debido a la aireación) sobre la velocidad de ensuciamiento de la membrana, obtenida experimentalmente en situaciones de aireación continua, intermitente y sin aireación, para distintos tiempos de parada de la aireación (15, 30, 36 y 45 s). Del análisis de la curva se deduce:

a) Los valores más bajos de velocidad de ensuciamiento se obtienen para tiempos de parada de 30 s.

b) Valores de G^* superiores a 90 s^{-n} no disminuyen, de forma sensible, la velocidad de ensuciamiento, aproximándose a la que se obtendría con la aireación continua.

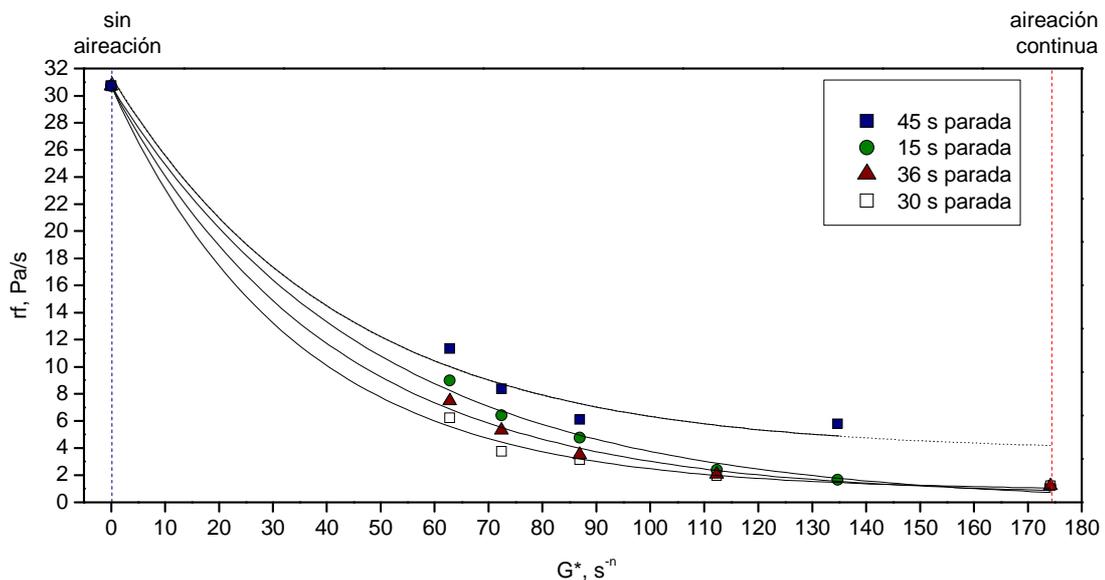


Figura 5.7. Velocidad de ensuciamiento frente al gradiente medio de velocidad ponderado a distintos tiempos de parada. $J = 20$ $l/(h \cdot m^2)$. Membrana W0171. $Q_a = 3,64$ l/min

4.3.4.- Análisis de EPS en el medio y el permeado

Aunque la aireación es un método efectivo para evitar el ensuciamiento de las membranas durante la filtración, ésta sólo elimina principalmente el ensuciamiento por torta. Para comprobar que la intermitencia en la aireación no influye sobre el ensuciamiento provocado por la adsorción en el interior de los poros de la membrana, se realizaron medidas de la concentración de sustancias poliméricas extracelulares, polisacáridos y proteínas, tanto en el medio (filtrando la suspensión por 0,45 µm) como en el permeado, para cada uno de los experimentos correspondientes al estudio de la intermitencia.

En la Figura 5.8 se representan las concentraciones de polisacáridos y proteínas en el medio y en el permeado para cada una de las relaciones. Como muestra el diagrama de barras, no se aprecian diferencias significativas entre las concentraciones en el medio y entre las del permeado, para ninguna de las relaciones. Se puede observar que el contenido de proteínas presente en el medio es significativamente superior al de polisacáridos. El rango de retención de polisacáridos por la membrana se encuentra entre 24-50 % mientras que el de proteínas está entre un 43 y 65 %.

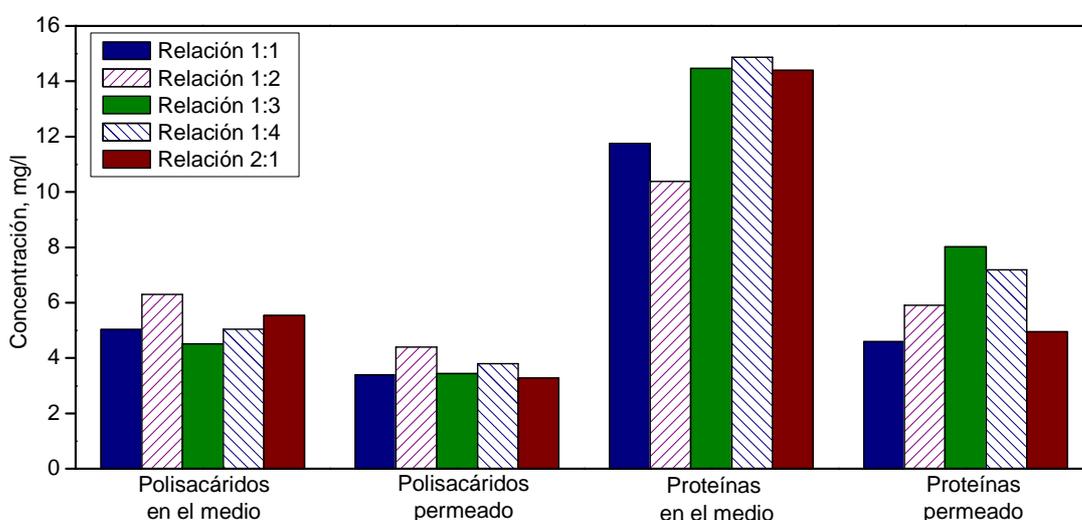


Figura 5.8. Concentraciones de polisacáridos y proteínas en el medio y en el permeado para las distintas relaciones

Por tanto, estos análisis permiten confirmar la ineficacia de la aireación para eliminar la materia que se deposita en el interior de los poros de la membrana, así como la ausencia de influencia de la estrategia establecida para la intermitencia en la aireación, sobre la

EFECTO DE LA AIREACIÓN EN EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA

retención de los EPS presentes en la suspensión, tanto en su contenido como en su composición.

5. CONCLUSIONES

Las principales conclusiones derivadas del estudio del efecto de la aireación en el ensuciamiento de la membrana así como de las relaciones de aireación-parada, en aireación intermitente, son:

1. Cuando se filtran suspensiones microbianas con aireación continua, la velocidad de ensuciamiento de la membrana depende de la concentración de sólidos y del gradiente medio de velocidad (G). Para concentraciones de sólidos bajas (6.500 mg/l), la velocidad de ensuciamiento de la membrana no se ve afectada por el caudal de aireación cuando G es superior a 50 s^{-n} . Para concentraciones de sólidos próximas a la crítica (11.000-15.000 mg/l), el valor de G al que la velocidad de ensuciamiento se hace independiente es 100 s^{-n} . Sin embargo, para concentraciones superiores a la crítica, la turbulencia necesaria para disminuir el ensuciamiento hasta valores sostenibles es muy superior (400 s^{-n}).

2. El factor de sensibilidad, F_G , permite determinar el menor impacto de la efectividad de la aireación a mayor concentración de sólidos. A partir de cierta concentración crítica de sólidos, F_G se hace constante con el aumento de los sólidos.

3. En filtración con aireación intermitente, el análisis del diseño factorial indica que el factor que más influye en la velocidad de ensuciamiento es el tiempo de aireación y, en segundo lugar, la relación entre el tiempo de aireación y el tiempo de parada.

4. El estudio de las relaciones de aireación-parada permite establecer como tiempo máximo de parada 35 s, por encima del cual el ensuciamiento de la membrana aumenta de forma considerable. Análogamente, el tiempo mínimo de aireación que supone un mínimo ensuciamiento se puede establecer en 20 s.

5. Valores de gradiente medio de aireación ponderado, G^* , superiores a 90 s^{-n} , en las condiciones de operación establecidas, no suponen una disminución significativa del ensuciamiento.

6. El análisis de las sustancias poliméricas extracelulares, en el medio y en el permeado, confirman que la intermitencia de la aireación no influye en el ensuciamiento interno de los poros de la membrana.

6. BIBLIOGRAFÍA

APHA, "Methods for the examination of water and wastewater", 18th ed. *American Public Health Association/Water Environment Federation*: Washington D.C., USA (1992).

Bouhabila E.H., R.B. Aim, H. Buisson, "Microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling (application to wastewater treatment)", *Desalination*: 118, 315-322 (1998).

Busch J., A. Cruse, W. Marquardt, "Modeling submerged hollow-fiber membrane filtration for wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 288, 94-111 (2007).

Chang I., S.J. Judd, "Air sparging of a submerged MBR for municipal wastewater treatment", *Process Biochemistry*: 37, 915-920 (2002).

Chang I., P. Le-Clech, B. Jefferson, S. Judd, "Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment", *Journal of Environmental Engineering*: 128, 1018-1029 (2002).

Delgado S., R. Villarroel, E. González, "Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 311, 173-181 (2008).

Dubois M., K. A. Gilles, J. K. Hamilton, P. A. Rebers, P. Smith, "Colorimetric method for determination of sugars and related substances", *Anal. Chemical*: 28, 350-356 (1956).

Engelhardt N., W. Firk, W. Warnken, "Integration of membrane filtration into the activated sludge process in municipal wastewater treatment", *Water Science and Technology*: 38, 429-436 (1998).

Foley G., "A review of factors affecting filter cake properties in dead-end microfiltration of microbial suspensions", *Journal of Membrane Science*: 274, 38-46 (1996).

Judd S., "The MBR Book: Principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment", *Elsevier*: Oxford (2006).

Le-Clech P., B. Jefferson, S. Judd, "Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactor", *Journal of Membrane Science*: 218, 117-129 (2003).

Le-Clech P., V. Chen, T.A.G. Fane, "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 284, 17-53 (2006).

Nywening J.P., H. Zhou, "Influence of filtration conditions on membrane fouling and scouring aeration effectiveness in submerged membrane bioreactors to treat municipal wastewater", *Water Research*: 43, 3548-3558 (2009).

Peterson G.L., "A simplification of the protein assay method of Lowry et al., which is more generally applicable", *Anal. Biochemical*: 83, 346-356 (1977).

CAPÍTULO 5

Villaruel R., S. Elmaleh, N. Gaffor, "Cross-flow ultrafiltration of hydrocarbon emulsions", *Journal of Membrane Science*: 102, 55-64 (1995).

CAPÍTULO 6.- EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BMRS

Índice

1. Resumen.....	153
2. Introducción.....	154
3. Materiales y métodos.....	158
3.1. Características de la suspensión.....	158
3.2. Instalación experimental.....	158
3.3. Métodos analíticos.....	158
4. Resultados y discusión.....	159
4.1. Comparación entre el modo de filtración temporizado y el modo por PTM_c	159
4.2. Efecto de los parámetros de limpieza en modo retrolavado.....	162
4.2.1. Efecto del tiempo de retrolavado.....	163
4.2.2. Efecto de la PTM consigna.....	165
4.3. Comparación entre el modo retrolavado y relax.....	166
4.4. Influencia de los modos de filtración y limpieza sobre la permeabilidad.....	168
4.4.1. Influencia sobre la permeabilidad.....	169
4.4.2. Limitación de la limpieza con aire. Efecto “cabezal”.....	172
4.4.3. Efecto del modo de limpieza en la filtración del medio líquido de la suspensión microbiana.....	173
5. Conclusiones.....	176
6. Bibliografía.....	178

1. RESUMEN

En el presente capítulo se compara la efectividad de varios modos automáticos de limpieza física periódica de las membranas, que permiten mantenerlas operativas durante un tiempo razonable, en el proceso secuencial de filtración-limpieza-filtración. Esta secuencia de operación se realiza bajo dos modos: 1) Período de tiempo de filtración constante; 2) Período de tiempo de filtración variable, determinado por el valor máximo alcanzado por la presión transmembrana (PTM), establecido por consigna.

De acuerdo con las tendencias actuales en este tipo de operaciones, y a efectos comparativos, se han elegido dos modos de limpieza mecánica:

- a) Retrolavado (flujo inverso de permeado) con densidad de flujo igual a la de filtración, durante un período de tiempo controlado por consigna.

- b) Relax (pausa de la filtración, sin inversión del flujo de permeado), durante un período de tiempo también controlado por consigna.

El análisis comparativo de resultados se lleva a cabo observando el efecto del modo de operación sobre la velocidad de ensuciamiento, sobre la densidad de flujo neto de permeado y sobre la permeabilidad de la membrana. Como en anteriores capítulos, se empleará indistintamente el término ensuciamiento para la velocidad de ensuciamiento y la palabra flujo para sustituir a la densidad de flujo.

En la interpretación de resultados se tienen en cuenta los parámetros característicos de operación (flujos de permeado, tiempos de retrolavado, tiempos de relax, PTM de consigna, "efecto cabezal" y el efecto del medio líquido de la suspensión microbiana).

2. INTRODUCCIÓN

El desarrollo e implantación de la tecnología de biorreactores de membrana (BRM) está asociado a la minimización del consumo energético por unidad de volumen de permeado obtenido. La optimización de los métodos de limpieza física de las membranas se ha convertido en un objetivo básico en la comercialización de esta tecnología emergente, incorporándose en el diseño de la mayoría de los BRM como estrategia de operación estándar para limitar el ensuciamiento (Le-Clech *et al.*, 2006).

Los métodos usuales de limpieza mecánica automática de la membrana, en la secuencia convencional filtración-limpieza-filtración, son el retrolavado (flujo inverso de permeado) y el relax (pausa de la filtración, sin inversión del flujo), acompañado de aireación con burbujas gruesas para crear zonas de turbulencia en regiones próximas a la superficie de filtración. Mediante estos métodos de limpieza se eliminan parcialmente los componentes de la capa de torta formada en la superficie de la membrana (Smith *et al.*, 2005). La limpieza periódica hace que el sistema funcione durante más tiempo antes de que se deba realizar una parada de la filtración para ejecutar la limpieza química. Dicha parada implica una disminución del ciclo de producción y de la vida útil de la membrana.

El modo de limpieza por retrolavado representa una pérdida de producción de permeado en la operación de filtración. Para un período productivo dado, el flujo neto de permeado se determina en función del flujo de filtración, del flujo de retrolavado y de los tiempos de duración de cada proceso. Consideraciones similares son aplicables al modo de limpieza por relax.

La siguiente ecuación muestra el flujo neto del sistema:

$$J_{\text{neto}} = J \cdot \theta_F - J_L \cdot \theta_L \quad [6.1]$$

donde J es el flujo de permeado, J_L es el flujo de permeado que se produce durante la limpieza (en el caso de relax, $J_L = 0$), θ_F es el tiempo normalizado de filtración [ec. 6.2] y θ_L es el tiempo normalizado de limpieza [ec. 6.3].

$$\theta_F = \frac{t_F}{t_F + t_L} \quad [6.2]$$

$$\theta_L = \frac{t_L}{t_F + t_L} \quad [6.3]$$

siendo t_F el tiempo de filtración y t_L el tiempo de limpieza (tanto de relax como retrolavado, según sea el caso).

En la optimización de la operación de filtración con membranas, el flujo neto puede ser una función objetivo. Las variables a considerar incluyen los parámetros relacionados con la filtración y con la limpieza (el tiempo de filtración (t_F), la duración de la limpieza (t_L), el flujo de permeado (J) y el flujo de limpieza (J_L)).

Asimismo, la optimización del flujo neto tendrá que realizarse en unas condiciones donde el ensuciamiento sea suficientemente bajo como para permitir la viabilidad técnica y económica de la operación. Recientemente, y desde un punto de vista práctico, estas condiciones se han cuantificado en función del valor de flujo sostenible (por analogía con el concepto de flujo crítico), definido como aquel valor por encima del cual la velocidad de ensuciamiento aumenta de forma inaceptable (Bacchin *et al.*, 2006). Estos autores han relacionado el valor de este flujo con la naturaleza de la suspensión y las condiciones fluidodinámicas (Fan *et al.*, 2000; Fane *et al.*, 2000). No obstante, es de esperar que su valor también esté relacionado con el tipo, frecuencia e intensidad de las limpiezas físicas.

Por tanto, cuanto mayor sea el tiempo de filtración, mayor será el rendimiento de operación. Sin embargo, si el tiempo de filtración es demasiado largo, se produce un incremento en el ensuciamiento y, por tanto, un descenso en la permeabilidad hasta valores inferiores a los operativos. Por otro lado, si el tiempo de filtración es muy corto, se disminuye el ensuciamiento, produciéndose una pérdida de productividad.

En la Figura 6.1 se presenta el perfil habitual de la PTM durante un ciclo de filtración-retrolavado, donde se pueden observar los diferentes parámetros a considerar: el aumento de la PTM (ΔPTM_{ciclo}) ocasionado por el ensuciamiento de la membrana durante el tiempo de filtración, el aumento de la PTM al inicio del siguiente ciclo ($\Delta PTM_{residual}$), el tiempo de filtración y el tiempo de limpieza (Smith *et al.*, 2006).

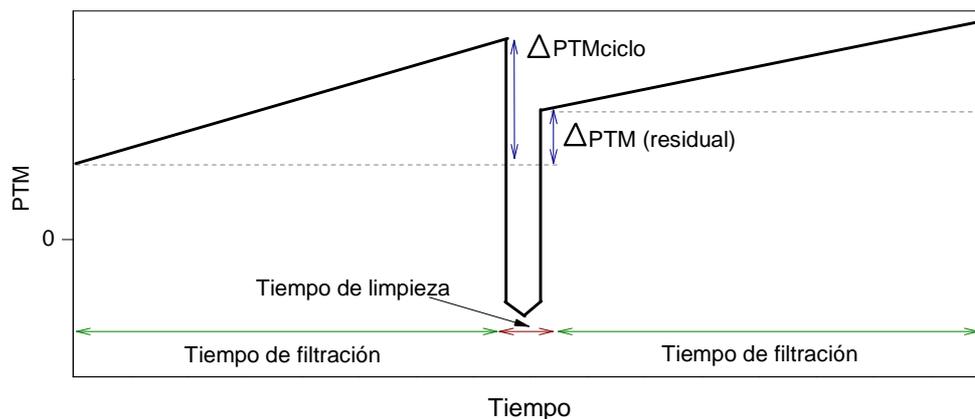


Figura 6.1. Evolución de la PTM durante el ciclo de filtración y limpieza (retrolavado)

El ΔPTM_{ciclo} depende de la capa de torta formada en la superficie de la membrana, así como de la reducción del área filtrante por acumulación de materia en el interior de los poros, que depende directamente del tiempo de filtración y del flujo aplicado.

El $\Delta PTM_{residual}$ es el incremento de la presión, durante cada ciclo de filtración-limpieza, no recuperado después de la limpieza, es decir, es el ensuciamiento “residual” debido a la torta que no se haya podido desprender y al bloqueo interno de los poros de la membrana.

La aplicación de sistemas de control para la optimización de la limpieza física en los BRM se puede considerar que, actualmente, está en una fase de desarrollo. En un reciente estudio (Smith *et al.*, 2006) se hace uso de un sistema de control en el que se optimiza la frecuencia de retrolavados en función de la evolución de la PTM. Este sistema, validado en experimentos a escala laboratorio y de corta duración, reduce hasta en un 40 % el volumen necesario para los retrolavados frente a un proceso temporizado estándar. Si bien este sistema de control, basado en el inicio del retrolavado una vez se alcanza una determinada presión de consigna, mejora sensiblemente la productividad frente a un proceso temporizado, se hace indispensable estudiar el efecto de otras variables que determinan esta productividad tales como: el tiempo de retrolavado, la presión de consigna y el flujo de permeado. Asimismo, se considera de interés estudiar la eficacia de este sistema de control utilizando como técnica de limpieza física el relax, el cual aumenta la eficacia energética en el sistema.

EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BRMS

Objetivos

Los objetivos de este capítulo son:

- Verificación de la eficacia de un sistema de control que regule automáticamente la frecuencia de limpiezas físicas en función del tiempo de filtración o de la evolución de la PTM.
- Establecimiento de las mejores condiciones en los modos de limpieza y operación de las membranas.
- Análisis de la contribución del medio líquido de la suspensión microbiana sobre el ensuciamiento de las membranas.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. Características de la suspensión

Las suspensiones microbianas utilizadas en este estudio de laboratorio procedían de un BRM (ZW-10), en operación a escala piloto, descrito en el apartado 3.3 del capítulo 3 de esta memoria.

Las características de la suspensión a lo largo del período de experimentación se muestran en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1. Características de la suspensión microbiana

	SSLM mg/l	SSVLM mg/l	d _p µm	Viscosidad cp, a 25 °C	Temperatura °C	pH
Rango	15.050-7.290	11.430-4.680	66-43	8,1-2,5	27,7-20,2	8,76-7,42
Media	10.102	7.669	53	4,1	22,0	8,07

d_p: Diámetro medio de las partículas

3.2. Instalación experimental

La unidad de filtración empleada fue la ZW-1, descrita en el capítulo 3, apartado 3.1.

3.3. Métodos analíticos

La demanda química de oxígeno (DQO), los sólidos suspendidos totales (SSLM) y volátiles (SSVLM) se han determinado conforme a los métodos normalizados (APHA, 1992). Asimismo, las proteínas y polisacáridos se han analizado según los métodos específicos descritos en el Anexo 1.

La granulometría de las suspensiones se ha medido con un Coulter LS100 (Coulter, UK) y las propiedades reológicas con un viscosímetro Visco Star Plus (FungiLab, ESPAÑA).

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. Comparación entre el modo de filtración temporizado y el modo por PTM_c

En este apartado se compara el modo estándar de operación, mediante ciclos temporizados de filtración y retrolavado, con la operación regulada a través del sistema de control basado en el seguimiento de la presión transmembrana (PTM) en la etapa de filtración. Para comparar los rendimientos de ambos modos de operación se ha empleado la misma membrana (W0175), y se han determinado los flujos netos obtenidos, la permeabilidad de la membrana (siendo K_0 la de la membrana limpia caracterizada con agua del grifo) y los volúmenes acumulados de permeado obtenidos en experimentos con similares condiciones experimentales.

A modo de ejemplo, en la Figura 6.2 se presentan los datos obtenidos en un experimento en modo temporizado con las condiciones típicas de operación ($t_F=6$ min, $t_L=0,5$ min, $J_F=J_L=30$ l/(h·m²)). En la Figura 6.2a se puede observar la evolución de la PTM frente al tiempo de operación durante varios ciclos consecutivos de filtración-retrolavado. Una consecuencia normal del proceso de filtración es que en cada ciclo se produce el progresivo ensuciamiento de la membrana, el cual viene marcado por el ligero aumento de la PTM con el tiempo. Al producirse un retrolavado, este ensuciamiento es parcialmente eliminado, no recuperándose totalmente los valores iniciales de la PTM y, por lo tanto, generándose un ensuciamiento irreversible o residual. En función de estos valores de la PTM observados después de cada retrolavado, se puede determinar la evolución de la permeabilidad de la membrana, permitiendo cuantificar el grado de ensuciamiento irreversible alcanzado y determinar si se trabaja en un rango de operación viable (Fig. 6.2b).

Los resultados indican un rápido ensuciamiento de la membrana durante los primeros ciclos, con un descenso de la permeabilidad normalizada (calculada como el cociente entre la permeabilidad específica absoluta en cada instante y la inicial, cuando se filtra la suspensión microbiana) hasta 0,80 al cabo de 100 min de operación. A continuación, el ensuciamiento aumenta muy lentamente y la permeabilidad desciende hasta un valor de 0,60 después de más de 500 min de operación alcanzándose un valor estable de 0,4 después de 800 min. El descenso inicial de la permeabilidad se puede relacionar con una acumulación importante de sólidos en aquellas zonas del módulo donde la eficacia de la turbulencia es menor. La aparición de estas zonas hace que disminuya el contacto entre la suspensión y la membrana y, por lo tanto, se reduce el área efectiva de filtración de la membrana. Este proceso, habitual durante la operación de los BRM, está relacionado con

las condiciones fluidodinámicas y el diseño del módulo de membrana (Judd, 2007) y parece ser particularmente importante en los módulos de fibra hueca con doble cabezal.

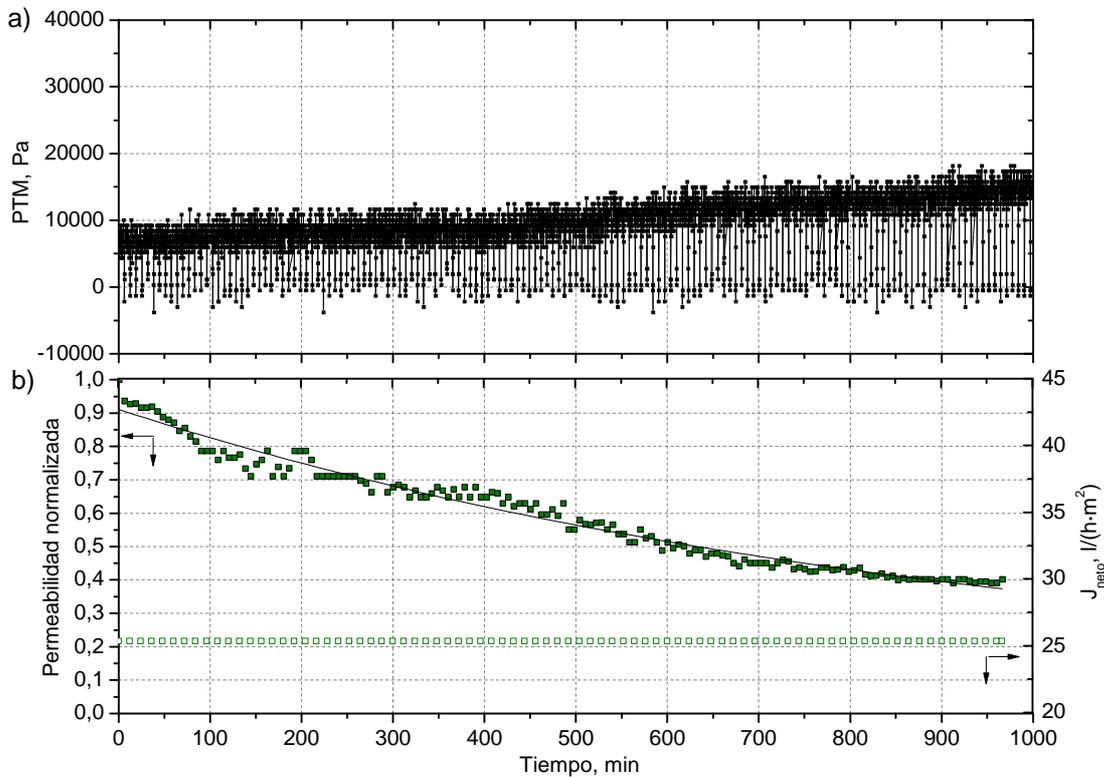


Figura 6.2. Experimento temporizado (6min/0,5min): a) evolución de la PTM frente al tiempo y b) representación de la permeabilidad normalizada y el flujo neto. $J = 30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Membrana W0175

En lo referente al flujo neto, como consecuencia de que los períodos de filtración y de retrolavado tenían una duración fijada previamente (6 y 0,5 min, respectivamente), se obtuvo un valor constante correspondiente a $25,4 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$.

Por otro lado, en la Figura 6.3 se presentan los datos obtenidos en un experimento controlado por PTM consigna en condiciones similares a las del experimento temporizado ($\text{PTM}_c = 36 \text{ kPa}$, $t_L = 0,5 \text{ min}$; $J_F = J_L = 30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). El experimento se prolongó durante más de 1.000 min, realizándose de manera automática 16 ciclos de filtración-retrolavado. Si se analiza la evolución de la PTM_c con el tiempo de operación (Figura 6.3a), se puede observar un comportamiento dinámico en el sistema, donde la duración de los ciclos va disminuyendo hasta alcanzar unas condiciones estacionarias al cabo de 800 min. En ese momento, la duración de los ciclos se hace constante (20 min). En la figura se puede observar que la principal diferencia de este modo de operación frente al temporizado radica en el momento en el que se realiza el retrolavado ya que, mientras que en el modo temporizado la

EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BRMS

frecuencia de retrolavados estaba prefijada, en el modo PTM_c la frecuencia es variable, ajustándose al ensuciamiento de la membrana. Esto permite operar en condiciones menos conservativas, de mayor ensuciamiento (una zona de operación con valores superiores de PTM) y, con ello, maximizar la duración del tiempo de filtración. Como queda reflejado en la Figura 6.3b, a partir del estado estacionario (800 min), el flujo neto obtenido tiene un valor de $28,5 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, siendo un 10 % superior al obtenido en el modo temporizado.

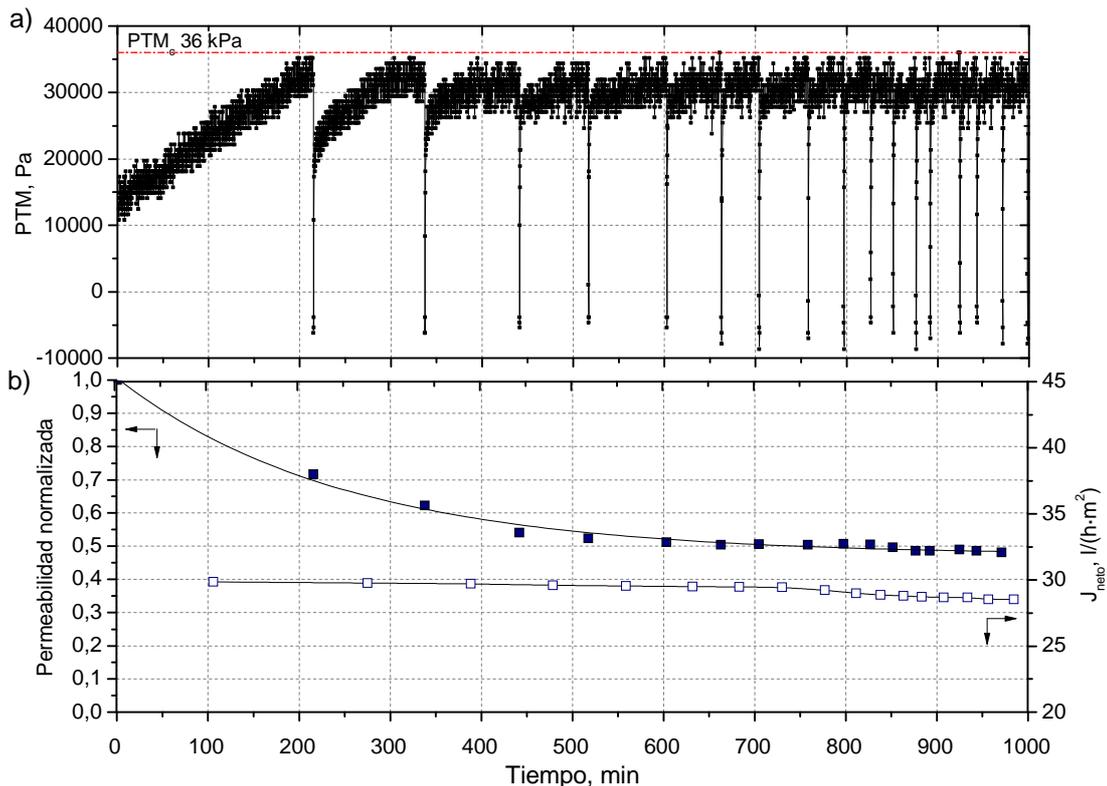


Figura 6.3. Experimento controlado por PTM_c : a) evolución de la PTM frente al tiempo y b) representación de la permeabilidad normalizada y el flujo neto. $J = 30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Membrana W0175

En cuanto a la permeabilidad normalizada, se produce un descenso con el tiempo de operación similar al observado en el modo temporizado. Los resultados parecen indicar que el retrolavado sólo es efectivo para eliminar parcialmente el ensuciamiento de la membrana, reflejado en el aumento, prácticamente lineal, de la PTM frente al tiempo de operación. Dicho aumento ha sido asociado, en estudios previos, al mecanismo de formación de torta (Delgado *et al.*, 2004). Sin embargo, el ensuciamiento residual, cuantificado por el valor de la permeabilidad normalizada de la membrana después de cada retrolavado, parece no verse afectado por la frecuencia de retrolavados y depende, principalmente, de la acumulación de sólidos en las zonas donde la eficacia de la turbulencia es menor.

Los datos de estos experimentos se pueden consultar en el Anexo 3, Tabla A.17.

Finalmente, en la Figura 6.4 se representa el volumen acumulado de permeado frente al tiempo de operación para cada modo de limpieza. Como se puede observar, para un mismo tiempo de operación, en el modo por PTM_c se obtienen valores acumulados superiores a los del modo temporizado y muy cercanos a los valores máximos que se obtendrían si no se realizaran retrolavados. Esto se debe a que, durante un mismo tiempo de operación, en el modo por PTM_c se realizan menos retrolavados que en el modo temporizado, con lo cual se genera una mayor producción en el primero de los modos de limpieza.

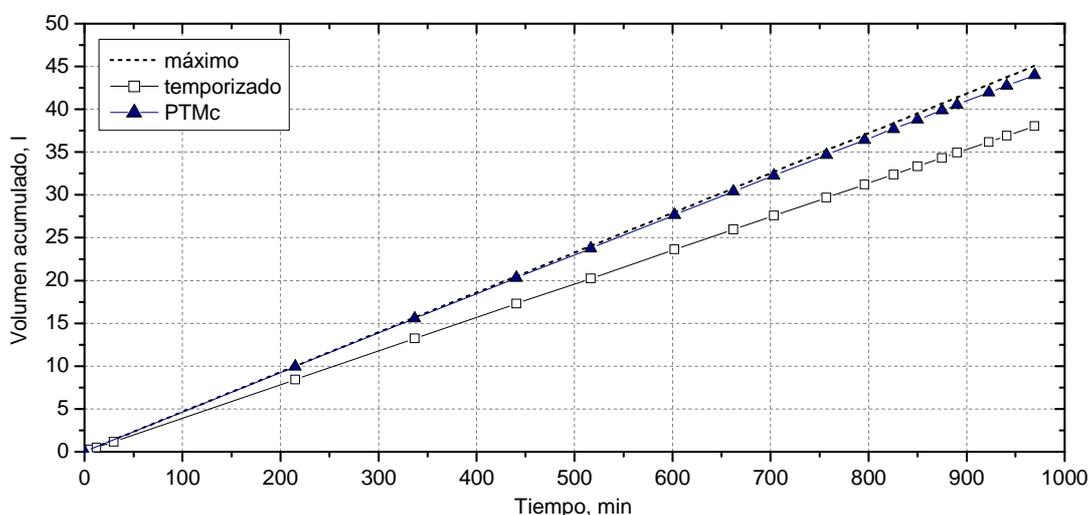


Figura 6.4. Volumen acumulado frente al tiempo de filtración para los dos modos de operación (temporizado y por PTM_c)

4.2. Efecto de los parámetros de limpieza en modo retrolavado

Con objeto de estudiar el efecto de los parámetros de limpieza se llevaron a cabo dos series de experimentos en los que se hicieron variar el tiempo de retrolavado y la PTM_c, para flujos de permeado comprendidos entre 20 y 40 l/(h·m²), donde se analizó su influencia sobre la velocidad de ensuciamiento de la membrana (r_f) y el flujo neto obtenido (J_{neto}).

De manera general, se debe indicar que tanto los valores de r_f como los de J_{neto} están calculados una vez que se ha alcanzado el estado estacionario, éste es el valor promedio cuando el sistema se estabiliza.

4.2.1. Efecto del tiempo de retrolavado

En la Figura 6.5 se muestra la velocidad de ensuciamiento frente al tiempo de retrolavado (en el intervalo de 20 a 85 s) para distintos flujos de permeado (entre 20 y 35 l/(h·m²)), donde se fijó una PTM consigna de 43 kPa. Se puede observar que, a medida que aumentan los tiempos de retrolavado (t_L), los valores de la velocidad de ensuciamiento disminuyen de forma exponencial hasta hacerse independientes del tiempo de retrolavado. Este descenso es menos acusado a medida que se disminuye el flujo aplicado, siendo prácticamente despreciable a valores inferiores a 27 l/(h·m²). Para valores de flujo superiores a 30 l/(h·m²), el mencionado comportamiento exponencial permite establecer un rango de valores de t_L (45-50 s) para cada flujo, por encima del cual el ensuciamiento no aumenta de forma apreciable.

Estos resultados parecen indicar que a tiempos de retrolavado cortos se produce un desprendimiento de la torta, pero una dispersión sólo parcial de la misma en el medio. A t_L superiores, la dispersión del material que conforma la torta es casi total y, además, dicha dispersión se verá favorecida por la presencia de burbujas de aire.

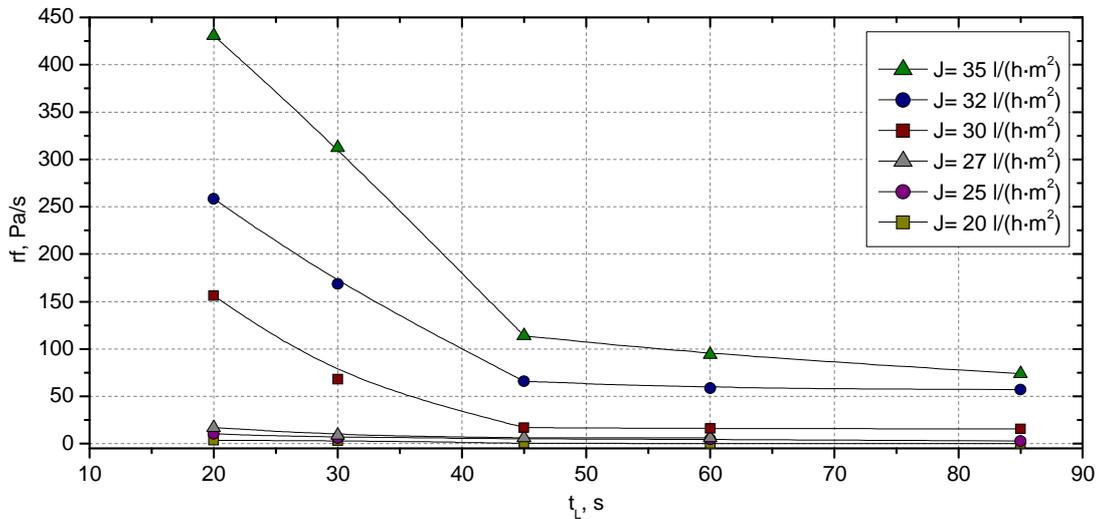


Figura 6.5. Velocidad de ensuciamiento frente al tiempo de retrolavado para los distintos flujos de permeado. $PTM_c = 43$ kPa. Membrana W0171

De todo ello se puede establecer que, en las condiciones de operación estudiadas para este sistema, operar con tiempos de limpieza mediante retrolavado superiores a 45 s no supone una mejora estimable desde el estudio de la velocidad de ensuciamiento, por lo que no estaría justificado el consumo energético que supone un aumento del t_L .

CAPÍTULO 6

En la Figura 6.6 se representa el flujo neto (calculado a partir de la ecuación 6.1, siendo $J=J_L$) frente al flujo de filtración directa para los distintos tiempos de retrolavado, así como el flujo neto que se obtendría en ausencia de limpieza ($t_L=0$ s). Del análisis de las curvas se deduce que a flujos inferiores a $27 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, el ensuciamiento es despreciable y, por tanto, la frecuencia de retrolavados es baja, con lo cual el J_{neto} se aproxima a J . Sin embargo, por encima de dicho flujo, la velocidad de ensuciamiento aumenta y se requiere una mayor frecuencia de retrolavados, por lo que J_{neto} se aleja del flujo de filtración. Esta tendencia se observa de forma clara hasta el máximo J_{neto} , que se establece para un flujo de filtración de $30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ y tiempos de retrolavado entre 30 y 45 s. Cabe destacar que los valores del J_{neto} para 30 y 45 s de duración de retrolavado son muy similares, lo que dificulta la elección del tiempo óptimo. Si se considera que se opera al mismo flujo de filtración para ambos t_L , el hecho de que los J_{neto} sean prácticamente iguales, implicaría que la frecuencia de los retrolavados de 30 s de duración debe ser superior a la de 45 s, lo que daría lugar a un mayor consumo energético por unidad de volumen de permeado obtenido.

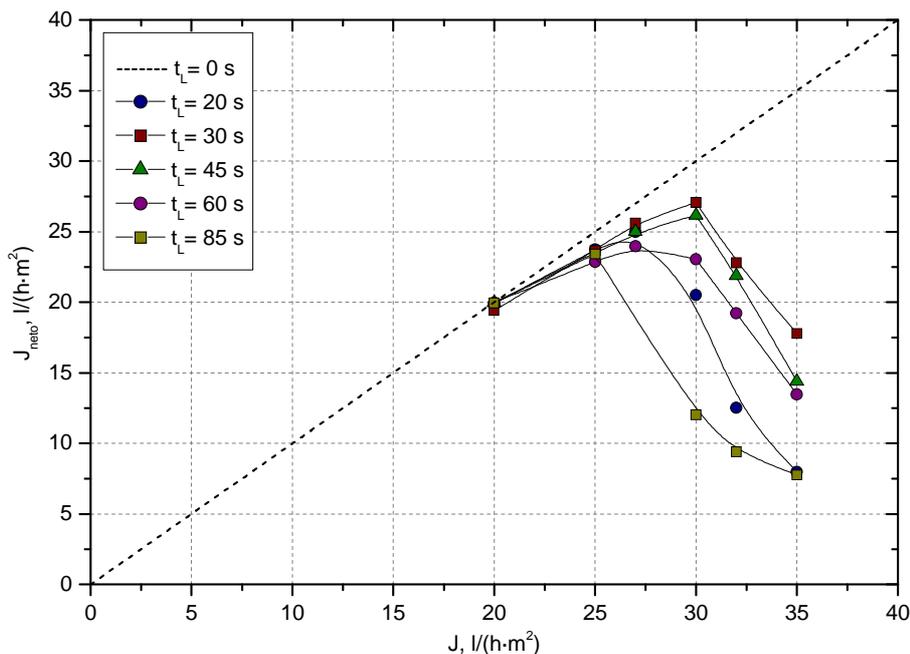


Figura 6.6. Flujo neto frente al flujo de filtración a distintos tiempos de retrolavado. $PTM_c=43$ kPa. Membrana W0171

De ambas consideraciones (r_f y J_{neto}) se concluye que el t_L óptimo, para las condiciones de operación y suspensiones utilizadas en este estudio, es de 45 s.

Los datos de estas figuras y condiciones de operación se encuentran en la Tabla A.18 del Anexo 3.

4.2.2. Efecto de la PTM consigna

En este apartado se intenta establecer la PTM consigna óptima a través del estudio de cuatro PTM_c (20, 28, 36 y 43 kPa) a distintos flujos de permeado y cuando el tiempo de retrolavado permanece constante, igual a 30 s. Se ha encontrado muy poca bibliografía donde se opere bajo el modo por PTM consigna (Smith *et al.*, 2006) debido a que, como ya se ha mencionado, el modo de operación más habitual es el temporizado.

El efecto de la PTM_c sobre la velocidad de ensuciamiento de la membrana a régimen estacionario se representa en la Figura 6.7, donde se toma como parámetro el flujo de permeado. Se puede apreciar que a valores de flujo inferiores a 30 $l/(h \cdot m^2)$, el ensuciamiento de la membrana es despreciable para cualquier PTM_c empleada, mientras que a flujos superiores, 35 y 40 $l/(h \cdot m^2)$, ésta presenta una cierta influencia. Los resultados experimentales demuestran un cambio de tendencia a partir de 36 kPa. Este aumento significativo de la r_f para valores superiores a 36 kPa se puede atribuir a la larga duración del primer ciclo, cuyo ensuciamiento no es recuperable mediante la etapa de retrolavado. Esto da lugar a un gran incremento de la PTM residual por lo que, cuando se alcanza el régimen estacionario, la PTM consigna se encuentra muy próxima a la inicial del ciclo de filtración y, por tanto, la velocidad de ensuciamiento (pendiente de la recta, Figura 6.1) se ve incrementada significativamente.

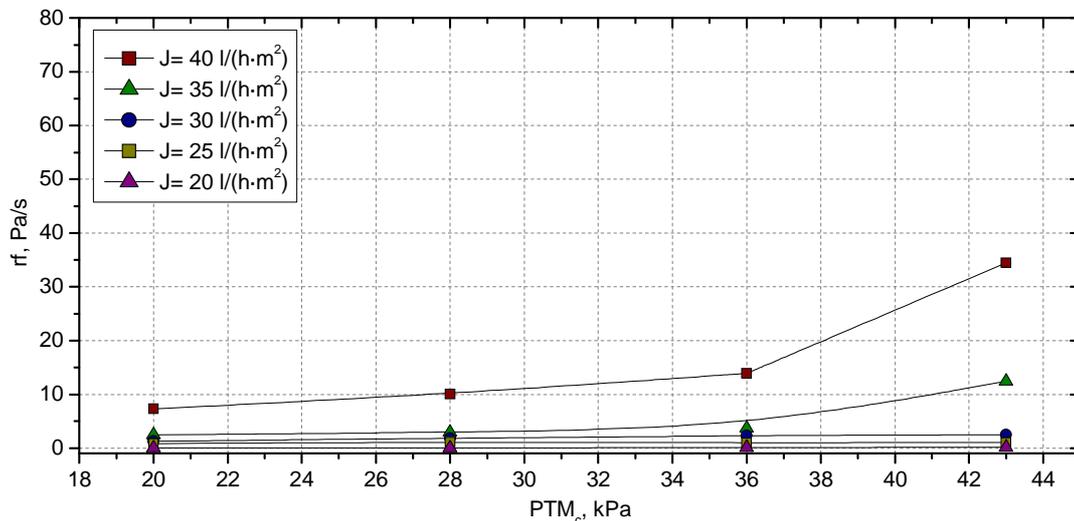


Figura 6.7. Velocidad de ensuciamiento frente a PTM consigna, a distintos flujos de permeado. $t_L = 30$ s. Membrana W0175

Como se refleja en la Figura 6.8, donde se representan el J_{neto} frente al flujo de permeado aplicado (J), la diferencia en los J_{neto} no es muy significativa aunque, como ocurría en el caso anterior, a partir de $30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ se produce una pérdida considerable del flujo de permeado, siendo esta disminución menos acentuada en la PTM consigna de valores intermedios (28 y 36 kPa).

El análisis de la Figura 6.8 parece indicar que la PTM_c de 36 kPa sería la más adecuada, ya que es la que proporciona el mayor J_{neto} .

En la Tabla A.19 del Anexo 3 se encuentran las condiciones de operación y datos de estos experimentos.

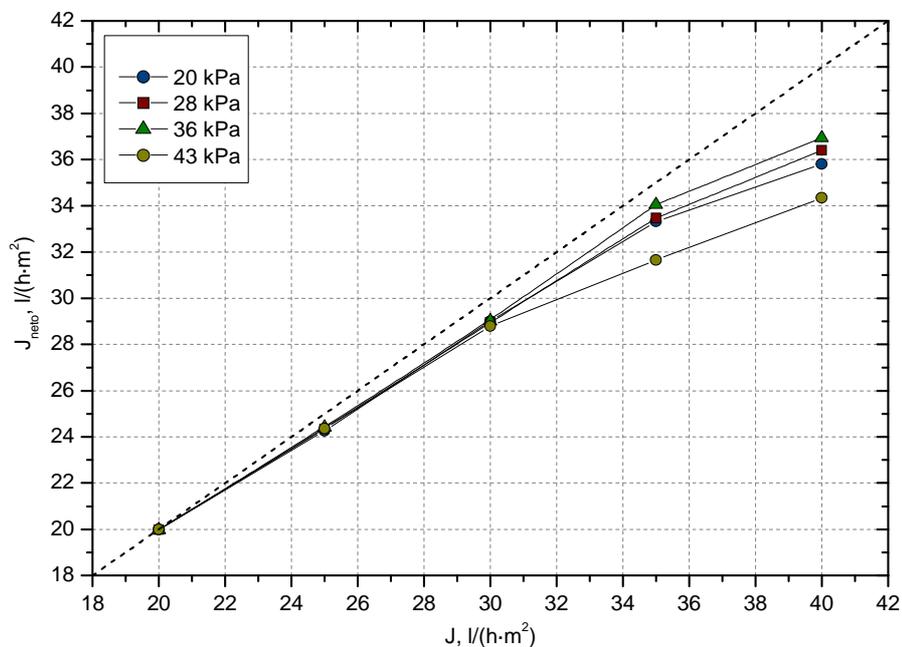


Figura 6.8. Flujo neto frente al flujo de filtración a distintas PTM_c . $t_L = 30 \text{ s}$. Membrana W1075

4.3. Comparación entre el modo retrolavado y relax

Los métodos de limpieza por retrolavado, por relax o ambos, se consideran convencionales en las operaciones de BRM. No obstante, algunos autores (Metzger *et al.*, 2007) apuntan una posible contraindicación en el modo de limpieza por retrolavado, por considerar que cuando su frecuencia es relativamente alta, su eficacia se ve disminuida por la contribución de un posible ensuciamiento por parte del propio permeado cuando se produce el flujo inverso.

EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BRMS

Con objeto de comparar la eficacia en la limpieza en modo retrolavado o en modo relax, se llevaron a cabo dos series de experimentos a dos PTM_c , 20 y 43 kPa (extremos del intervalo estudiado), donde se varió el flujo de permeado a t_L constante de 30 s.

En la Figura 6.9 se presenta la velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado para los dos modos de limpieza (retrolavado y relax). A flujos inferiores a $30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, ni el modo de limpieza ni la PTM_c tienen influencia sobre la velocidad de ensuciamiento. Por tanto, conviene operar en modo relax ya que supone un ahorro energético debido a que no se produce inversión de flujo. Sin embargo, a flujos entre 30 y $40 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, la velocidad de ensuciamiento se ve afectada por el modo de limpieza y por la PTM_c , siendo en este rango el modo retrolavado más eficaz que el modo relax, siempre que se opera a PTM consigna de 20 kPa.

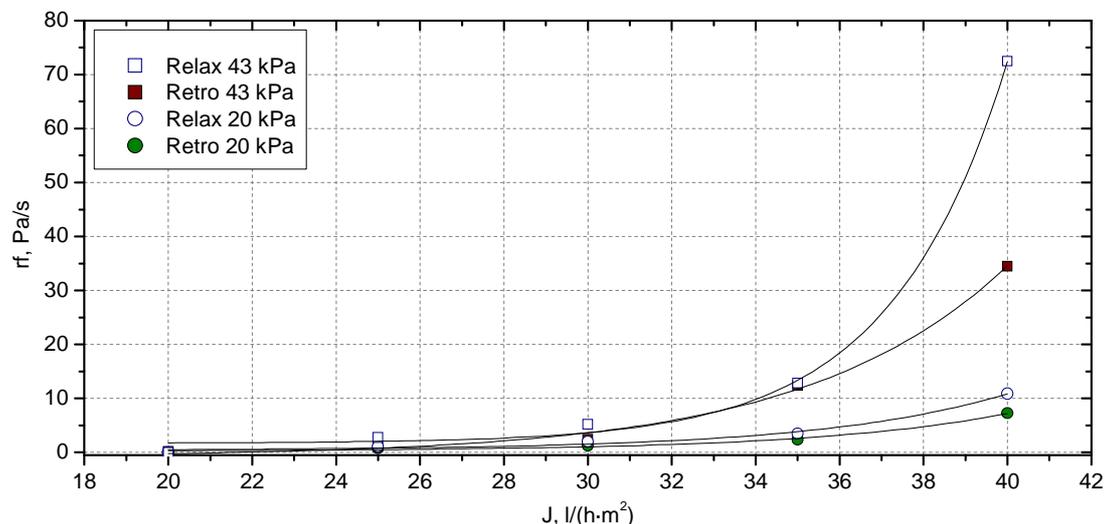


Figura 6.9. Velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado para distintas PTM consigna en los dos modos de operación. $t_L=30$ s. Membrana W0175

El análisis de la influencia sobre el flujo neto (Figura 6.10) parece confirmar que no existen diferencias significativas entre los dos modos de limpieza para flujos bajos ($\leq 30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). Sin embargo, a flujos entre 30 y $40 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, el modo de retrolavado y PTM consigna de 20 kPa proporcionan el flujo neto máximo.

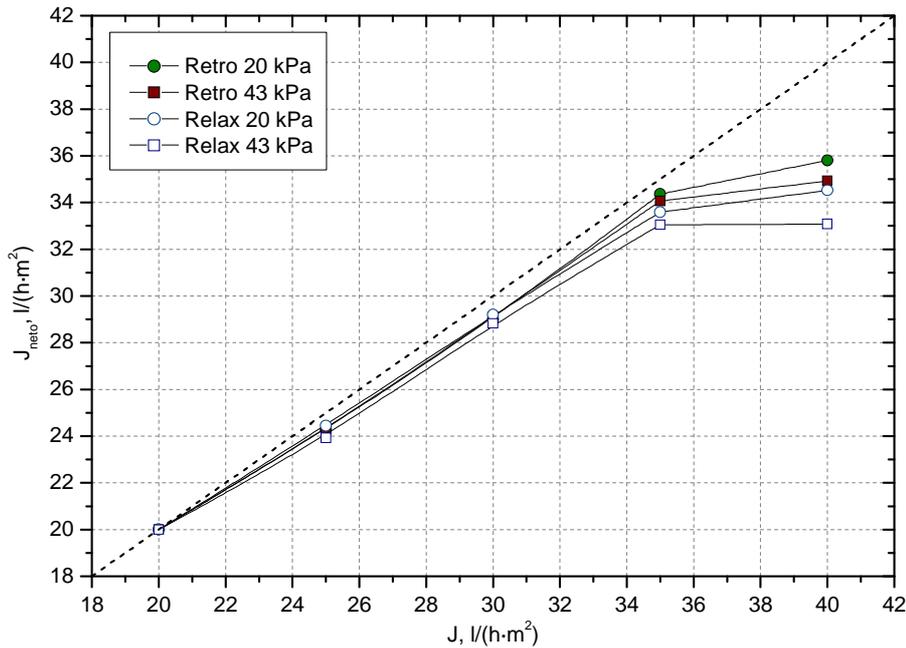


Figura 6.10. Flujo neto frente al flujo de filtración en modo retrolavado y relax. $t_L = 30$ s

Finalmente, se podría concluir que, sería preferible operar en modo relax a J inferiores a $30 \text{ l/(h·m}^2\text{)}$ y en modo retrolavado a flujos superiores a éste.

Los datos de los experimentos con relax se presentan en el Anexo 3, Tabla A.20 y los de retrolavado en la Tabla A.19.

4.4. Influencia de los modos de filtración y limpieza sobre la permeabilidad

La permeabilidad de la membrana es un parámetro de interés práctico, pues es un indicador de la capacidad de filtración de la membrana por unidad de presión aplicada. Se calcula como el cociente entre la densidad de flujo de permeado (J) y la presión transmembrana aplicada (PTM).

Durante el proceso de filtración de una suspensión microbiana, el ensuciamiento de la membrana se refleja en el incremento del vacío necesario para mantener el flujo, lo que conlleva una reducción de la permeabilidad en el tiempo. La etapa de limpieza tiene como objetivo recuperar la permeabilidad de la membrana; sin embargo, los procesos convencionales de limpieza no permiten recuperar la permeabilidad inicial (correspondiente a una membrana totalmente limpia o nueva) sino un porcentaje de la misma. Después de un largo período de operación, se hace necesario proceder a una limpieza mucho más

intensiva, de tipo químico, para restablecer la permeabilidad hasta valores prácticos operativos.

Con objeto de verificar la influencia de las variables de operación sobre la recuperación de la permeabilidad de la membrana, se ha procedido a analizar el efecto del modo de filtración (temporizado o por PTM_c) y los modos de limpieza (retrolavado y relax).

4.4.1. Influencia sobre la permeabilidad

La experimentación en filtración de las suspensiones, con sus lavados respectivos, se realizaron con dos membranas del mismo tipo, ZW-1, pero en condiciones iniciales distintas: una totalmente nueva (W0175) y otra parcialmente envejecida por el uso (W0171). Las dos membranas fueron caracterizadas mediante la filtración de agua del grifo (cuyas características químicas figuran en la Tabla A.21 del Anexo 3). La medida de la PTM para cada flujo permite calcular la permeabilidad inicial, K_0 , de cada una de las membranas, que se tomará como referencia en el análisis de la filtrabilidad.

En los experimentos de filtración programados por PTM consigna, el valor medio estacionario alcanzado para la PTM después de cada limpieza, cuando se inicia la filtración en los ciclos estacionarios filtración-limpieza, será utilizado para el cálculo de la permeabilidad en régimen estacionario, para cada J experimental utilizado.

En la Tabla 6.2 se presentan, para diferentes tiempos de retrolavado, los valores de la permeabilidad de la membrana limpia con agua del grifo (K_0), la permeabilidad absoluta (K) para cada flujo y la pérdida de permeabilidad respecto a la de la membrana limpia en cada caso, expresada a través de la permeabilidad normalizada (K/K_0). Estos datos se reflejan en la Figura 6.11, donde se representan las permeabilidades absolutas frente a los flujos. De su análisis se deduce que la filtración de suspensiones microbianas da lugar a una pérdida de la permeabilidad de la membrana y que su grado de recuperación depende del estado inicial de la membrana, del flujo establecido, de las condiciones de operación y de los modos de limpieza.

En general, se ha observado que la permeabilidad experimental de la membrana, tanto nueva como envejecida, aumenta ligeramente con el flujo (J). Este comportamiento se refleja tanto en la filtración de agua limpia (sin ensuciamiento aparente) como en la filtración de suspensiones microbianas; para éste último caso, la permeabilidad de régimen estacionario aumenta ligeramente con el tiempo de retrolavado.

CAPÍTULO 6

Si se analizan los datos de K/K_0 se puede observar que la pérdida de permeabilidad es más acusada a medida que disminuye la duración de los retrolavados. La relativamente elevada pérdida de permeabilidad se relaciona con una probable pérdida de superficie efectiva de filtración, ocasionada por el fenómeno observado de la presencia de grandes cantidades de biomasa acumulada en los extremos de las fibras, junto a los cabezales del módulo (efecto cabezal).

Tabla 6.2. Permeabilidad absoluta (K) y normalizada (K/K_0) para la membrana limpia W0171 (con agua del grifo) y la suspensión microbiana a distintos tiempos de retrolavado

J	Membrana limpia	$t_L = 20$ s		$t_L = 30$ s		$t_L = 45$ s		$t_L = 60$ s		$t_L = 85$ s	
	K_0	K	K/K_0								
25	154,5	75,7	0,49	80,6	0,52	-	-	84,2	0,54	84,2	0,54
27	157,1	77,2	0,49	81,8	0,52	84,9	0,54	85,7	0,55	-	-
30	160,6	83,3	0,52	88,2	0,55	90,9	0,57	92,3	0,57	93,7	0,58
32	162,6	87,7	0,54	92,7	0,58	94,1	0,58	96,9	0,59	98,4	0,60
35	165,3	93,3	0,56	100	0,61	101,4	0,61	104,5	0,63	106,1	0,64

K_0 y K expresadas en $l/(h \cdot m^2 \cdot \text{bar})$ y J en $l/(h \cdot m^2)$

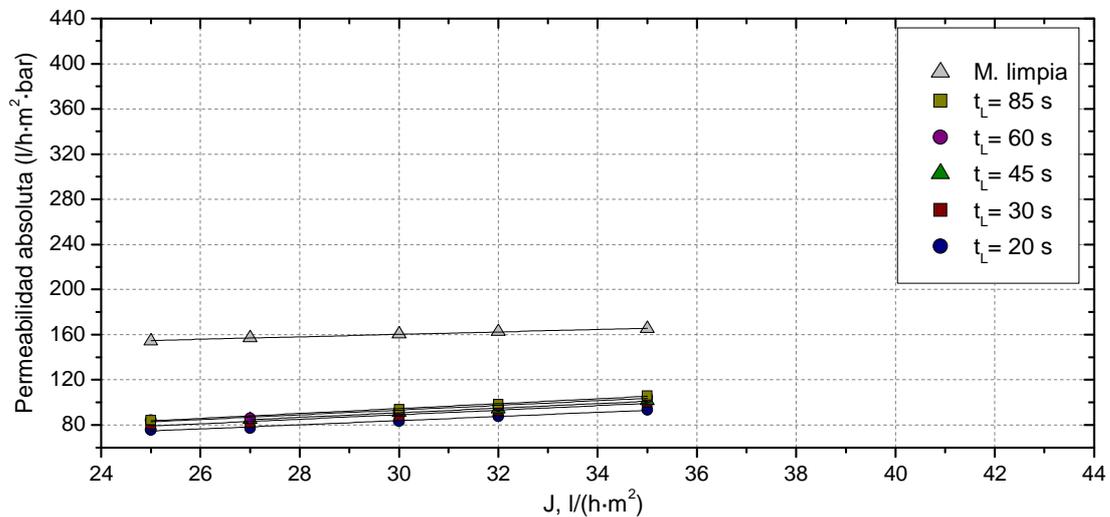


Figura 6.11. Permeabilidad absoluta frente al flujo aplicado para distintos tiempos de retrolavado. $PTM_c = 43$ kPa. Membrana usada W0171

En la Tabla 6.3 se muestran, para diferentes valores de PTM consigna, la permeabilidad de la membrana limpia (con agua del grifo) para cada flujo, la permeabilidad

EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BRMS

absoluta y la permeabilidad normalizada. Asimismo, estos datos se representan en la Figura 6.12, donde si se compara con la Figura 6.11, se puede observar la diferencia entre la permeabilidad de partida de la membrana envejecida (W0171) y la membrana nueva (W1075). En la Figura 6.12 se puede destacar la diferencia entre la permeabilidad de referencia (membrana limpia) y la permeabilidad cuando se opera con distintas PTM consigna, siendo muy importante para PTM_c por encima de 28 kPa.

En el análisis de los datos de K/K_0 se puede decir que a mayor valor de la PTM_c , mayor pérdida de permeabilidad bajo régimen estacionario. Se han estimado pérdidas del orden del 70 % a PTM_c de 43 kPa.

Tabla 6.3. Permeabilidades absolutas (K) y normalizadas (K/K_0) para la membrana limpia W0175 (con agua del grifo) y la suspensión microbiana a distintas PTM consigna

J ($l/h \cdot m^2$)	Membrana limpia	PTM _c = 20 kPa		PTM _c = 28 kPa		PTM _c = 36 kPa		PTM _c = 43 kPa	
		K ₀ $l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$	K $l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$	K/K ₀	K $l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$	K/K ₀	K $l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$	K/K ₀	K $l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$
25	387,2	196,8	0,51	119,0	0,31	111,1	0,29	100,0	0,26
30	389,6	220,6	0,56	136,4	0,35	116,0	0,30	109,1	0,28
35	405,2	230,3	0,57	152,2	0,37	132,1	0,33	116,6	0,29
40	406,2	242,4	0,60	160,0	0,39	143,4	0,35	123,1	0,30

K_0 y K expresadas en $l/(h \cdot m^2 \cdot bar)$ y J en $l/(h \cdot m^2)$

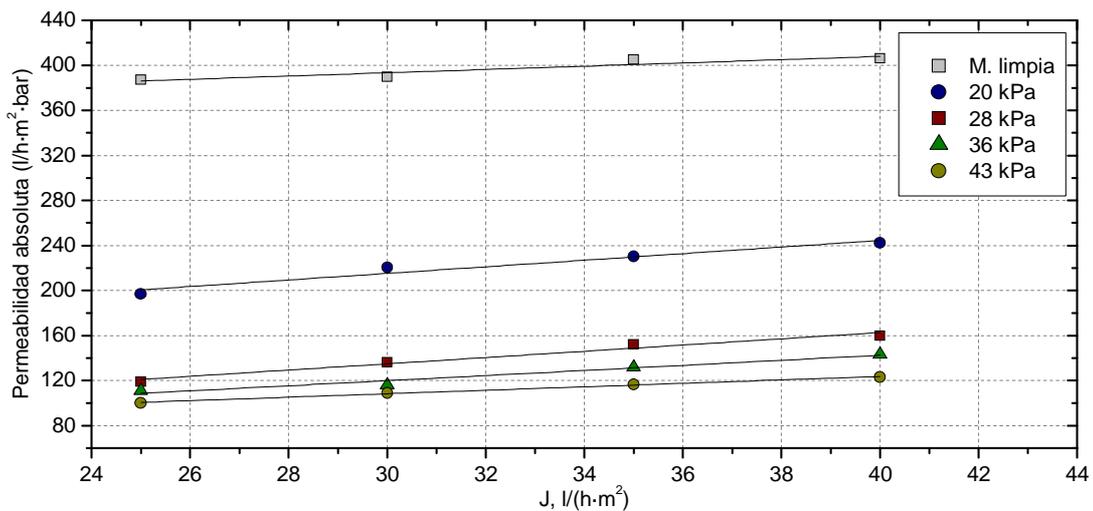


Figura 6.12. Permeabilidad absoluta frente al flujo de permeado para distintas PTM_c . $t_L = 30$ s (retrolavado). Membrana nueva W0175

Análogamente, el efecto del modo de limpieza (retrolavado o relax) se puede observar en la Figura 6.13 donde se representan la permeabilidad absoluta frente al flujo de permeado. Esta figura vuelve a confirmar la conclusión mencionada anteriormente, en efecto, la comparación entre la limpieza por retrolavado y relax, no proporciona diferencias significativas en la permeabilidad a régimen estacionario.

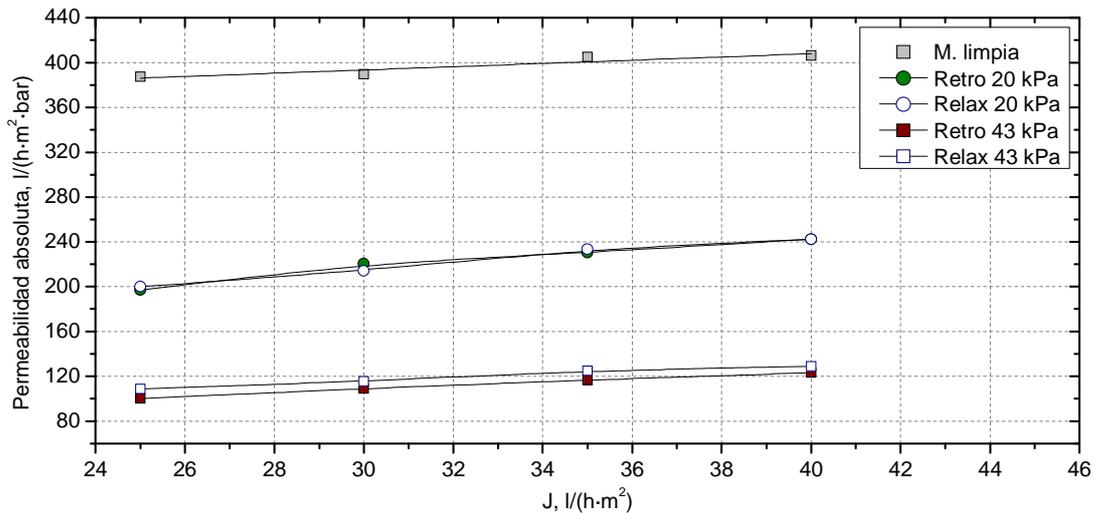


Figura 6.13. Permeabilidad absoluta frente al flujo de permeado a dos PTM consigna para el modo retrolavado y el modo relax. $t_L = 30$ s. Membrana W0175

4.4.2.- Limitación de la limpieza con aire. Efecto “cabezal”

La acumulación de biomasa en los extremos de las fibras, mencionada anteriormente con el nombre de efecto “cabezal”, probablemente debería iniciarse con la filtración hasta alcanzar una situación estacionaria coincidente con la PTM_0 estable, observada en los ciclos de filtración después de la limpieza. Este efecto es más importante cuanto más corta es la longitud de las fibras, lo que representa un inconveniente en los módulos ZW-1 de laboratorio. La Figura 6.14 muestra la acumulación de sólidos, una vez finalizado uno de los experimentos. Como se puede observar, la superficie limpia visible de la membrana ha quedado sensiblemente reducida.

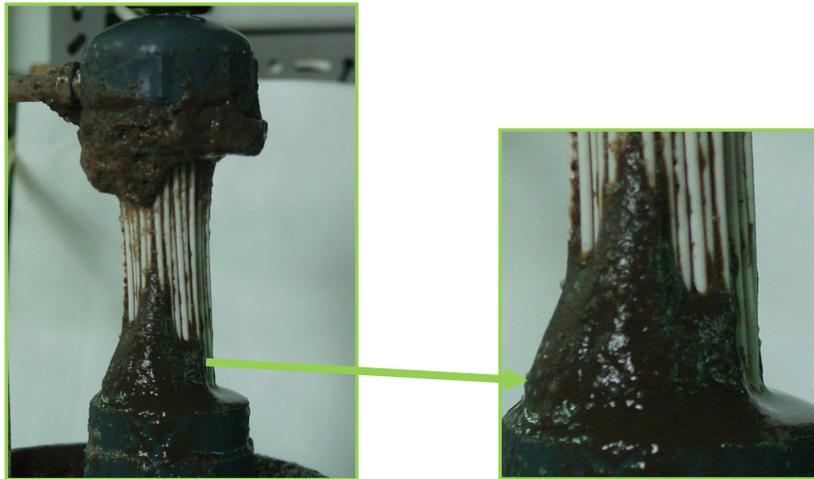


Figura 6.14. Fotografía de la membrana al final de un experimento

Aunque, aparentemente, el efecto “cabezal” podría dar lugar a una reducción importante de la superficie filtrante de la membrana o a una disminución de su permeabilidad, esto debería ser confirmado mediante la filtración del medio líquido después de la separación de los sólidos.

4.4.3.- Efecto del modo de limpieza en la filtración del medio líquido de la suspensión microbiana

Con objeto de analizar la incidencia del medio líquido de la suspensión en el ensuciamiento de la membrana durante el proceso de filtración, así como el efecto del modo de limpieza (retrolavado y relax), se procedió a la realización de una filtración en ausencia de biomasa, para lo cual se ha usado como medio líquido el filtrado de la suspensión microbiana que ha pasado a través de un filtro de 0,45 μm . De esta forma, se garantiza una mayor constancia de la superficie filtrante de la membrana debido a la ausencia del efecto “cabezal”.

Los resultados se evaluaron a través del estudio de la velocidad de ensuciamiento y de la permeabilidad de la membrana.

CAPÍTULO 6

Tabla 6.4. Características del medio líquido de la suspensión microbiana

	DQO mg/l	Proteínas mg/l	Polisacáridos mg/l	Viscosidad cp, a 25 °C	Viscosidad del agua del grifo cp, a 25 °C
Rango	37-12	13,1-3,8	17,2-4,3	1,2-0,9	1,1-0,9
Media	22	7,8	8,6	1,0	1,0

En la Figura 6.15 se representa la velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado, para dos PTM consigna (20 y 43 kPa) en los dos modos de limpieza (retrolavado y relax). Se puede observar que el retrolavado es más eficaz que el modo relax en la limpieza de la membrana, puesto de manifiesto en el aumento de la velocidad de ensuciamiento en el modo relax.

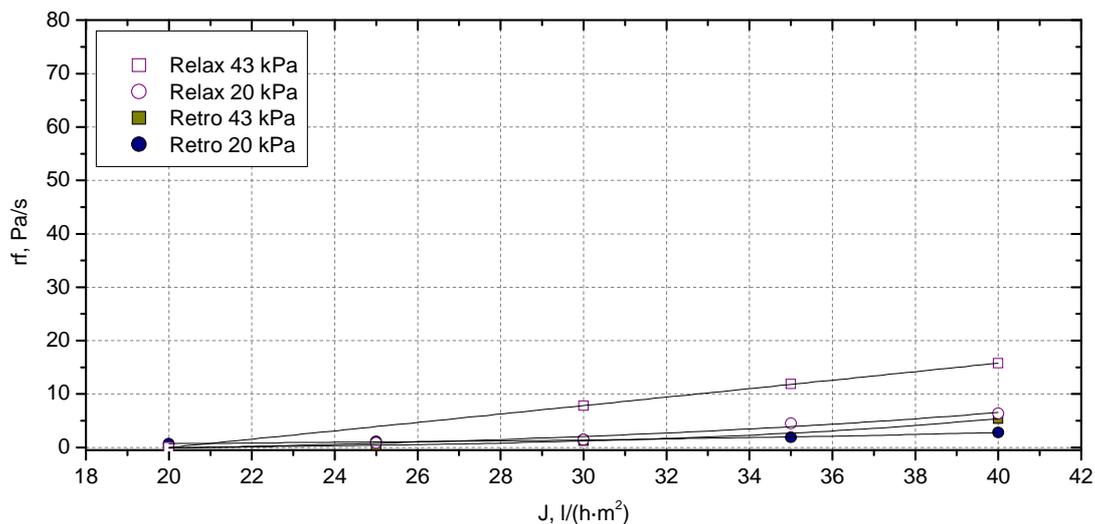


Figura 6.15. Velocidad de ensuciamiento frente al tiempo para el medio líquido. $t_L = 30$ s. Membrana W0175

En la Figura 6.16 se comparan los valores de permeabilidad frente al flujo de permeado para el medio líquido (ML) y la suspensión microbiana (SM) bajo los dos modos de operación a las dos PTM_c estudiadas (20 y 43 kPa). En ambos casos, se puede observar que la pérdida de permeabilidad es muy similar entre la suspensión microbiana y el medio líquido; es decir, la permeabilidad obtenida en los experimentos con medio líquido es prácticamente la misma que cuando se filtra la suspensión microbiana. Por tanto, el llamado efecto “cabezal” es sólo aparente, ya que no es lo que determina la pérdida de permeabilidad.

EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BRMS

De acuerdo con este comportamiento, la masa adherida a los cabezales (observada en la Figura 6.14) debe presentar una resistencia al flujo muy inferior a la ofrecida por la membrana, una vez alcanzado el régimen estacionario durante los ciclos de filtración-retrolavado de la suspensión microbiana.

Los datos de los experimentos con medio líquido se encuentran en la Tabla A.22 del Anexo 3.

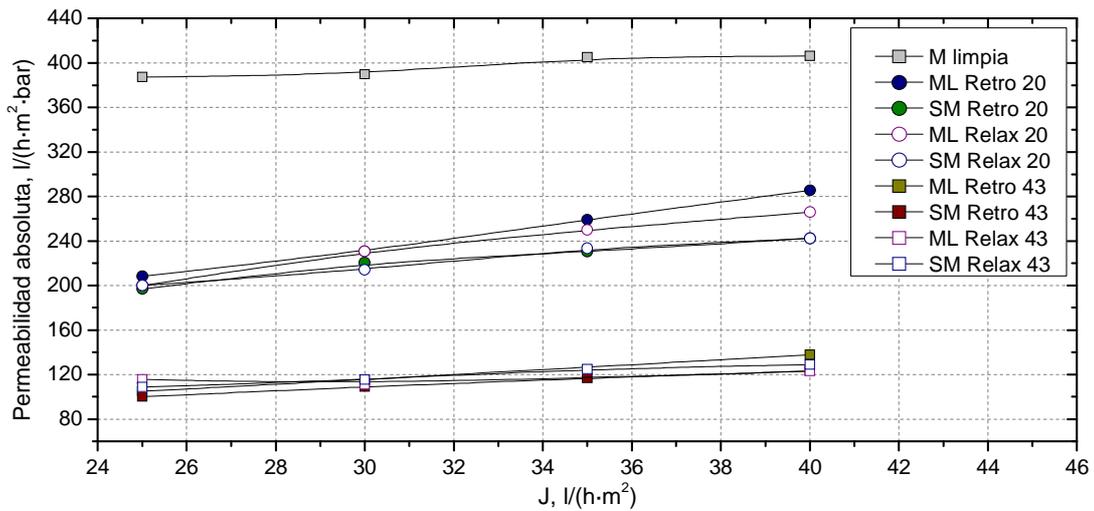


Figura 6.16. Comparación de la permeabilidad frente al flujo, entre el medio líquido (ML) y la suspensión microbiana (SM) para los dos modos de limpieza en función de la PTM_c . $t_L = 30$ s. Membrana nueva W0175

5. CONCLUSIONES

El análisis de los datos experimentales obtenidos en la instalación a escala laboratorio, mediante la filtración de la suspensión microbiana procedente de un BRM; cuando se opera bajo distintos modos de filtración y de limpieza, ha permitido llegar a las siguientes conclusiones:

1. La comparación de los modos de limpieza temporizado y por PTM consigna, bajo las mismas condiciones de operación, refleja que el modo por PTM consigna mejora los rendimientos del proceso, ya que se obtiene un flujo neto del 10 % superior al temporizado, siendo muy poco significativa la diferencia en la pérdida de permeabilidad.

2. El volumen acumulado de permeado obtenido durante un mismo tiempo de operación es superior en el modo PTM_c que en el temporizado, ya que al ser un modo de control más dinámico, la frecuencia de los retrolavados se ajusta mejor a las necesidades de limpieza de la membrana.

3. Operar con tiempos de limpieza mediante retrolavado superiores a 45 s no supone una mejora estimable desde el estudio de la velocidad de ensuciamiento, por lo que el consumo energético que supone un aumento del t_L no estaría justificado.

4. El flujo neto de permeado obtenido para tiempos de retrolavado de 30 y 45 s es muy similar. Cuando se opera al mismo flujo de filtración para ambos t_L , el hecho de que los J_{neto} sean prácticamente iguales implicaría que la frecuencia de los retrolavados de 30 s de duración debe ser superior a la de 45 s, lo que daría lugar a un mayor consumo energético por unidad de volumen de permeado obtenido.

5. El efecto de la variación de la PTM_c, tanto sobre la velocidad de ensuciamiento como sobre el flujo neto, sólo se aprecia para flujos superiores a 35 l/(h·m²) donde el ensuciamiento aumenta significativamente a PTM_c superiores a 36 kPa. También, a este valor de 36 kPa se obtiene el J_{neto} máximo.

6. Si se comparan los modos de limpieza (retrolavado y relax), se puede concluir que es preferible operar en modo relax a flujos bajos, inferiores a 30 l/(h·m²), ya que el modo de limpieza no influye en la velocidad de ensuciamiento. Mientras que, a flujos superiores, se obtiene un menor ensuciamiento en el modo retrolavado, así como, el máximo flujo neto.

EFICACIA DEL SISTEMA DE CONTROL Y EL EFECTO DE LOS MODOS DE LIMPIEZA FÍSICA EN LOS BRMS

7. Del análisis de la permeabilidad para distintos tiempos de retrolavado (t_L) se deduce que la filtración de suspensiones microbianas siempre da lugar a una pérdida de la permeabilidad de la membrana, muy similar para cualquier t_L . Sin embargo, cuando se opera a distintas PTM consigna, la pérdida de permeabilidad en régimen estacionario aumenta cuanto mayor es la PTM_c . Dicha pérdida también depende de otros factores tales como: estado inicial de la membrana, flujo establecido y condiciones de operación durante la limpieza. No obstante, la permeabilidad no se ve influenciada por el modo de limpieza.

8. El medio líquido presenta pérdidas de permeabilidad prácticamente iguales a la suspensión microbiana, lo que parece indicar que el llamado efecto “cabezal” resulta ser sólo aparente.

6. BIBLIOGRAFÍA

APHA, "Methods for the examination of Water and Wastewater", 18th ed. *American Public Health Association/Water Environment Federation*: Washington D.C., USA (1992).

Bacchin P., P. Aimar, R.W. Field, "Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications", *Journal of Membrane Science*: 281, 42-69 (2006).

Delgado S., F. Diaz, L. Vera, R. Diaz, S. Elmaleh, "Modelling hollow-fibre ultrafiltration of biologically treated wastewater with and without gas sparging", *Journal of Membrane Science*: 228, 55-63 (2004).

Fan X.J., V. Urbain, Y. Qian, J. Manem, "Ultrafiltration of activated sludge with ceramic membranes in a cross-flow membrane bioreactor process", *Water Science and Technology*: 41, 243-250 (2000).

Fane A.G., P. Beatson, H. Li, "Membrane fouling and its control in environmental applications", *Water Science and Technology*: 41, 303-308 (2000).

Howell J.A., "Subcritical flux operation of microfiltration", *Journal of Membrane Science*: 107, 165-171 (1995).

Judd S., "The status of membrane bioreactor technology", *Trends in Biotechnology*: 26, 109-114 (2007).

Le-Clech P., V. Chen, T.A.G. Fane, "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 284, 17-53 (2006).

Metzger U., P. Le-Clech, R.M. Stuetz, F.H. Frimmel, V. Chen, "Characterisation of polymeric fouling in membrane bioreactors and the effect of different filtration modes", *Journal of Membrane Science*: 301, 180-189 (2007).

Smith P.J., S. Vigneswaran, H.H. Ngo, R. Ben-Aim, H. Nguyen "Design of a generic control system for optimising back flush durations in a submerged membrane hybrid reactor", *Journal of Membrane Science*: 255, 99-106 (2005).

Smith P.J., S. Vigneswaran, H.H. Ngo, R. Ben-Aim, H. Nguyen, "A new approach to backwash initiation in membrane systems", *Journal of Membrane Science*: 278, 381-389 (2006).

CAPÍTULO 7.- COMPORTAMIENTO DE UN BIORREACTOR DE MEMBRANA CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

Índice

1. Resumen.....	183
2. Introducción.....	185
3. Materiales y métodos.....	187
3.1. Características de la alimentación.....	187
3.2. Instalación experimental.....	187
3.3. Condiciones de operación.....	187
3.4. Procedimiento experimental.....	189
3.5. Métodos analíticos.....	190
4. Resultados y discusión.....	191
4.1. Características de la suspensión microbiana.....	191
4.1.1. Evolución de la concentración de biomasa.....	191
4.1.2. Distribución de tamaños de partícula.....	199
4.1.3. Presencia de organismos superiores.....	201
4.1.4. Características del medio líquido. EPS.....	202
4.1.5. Comportamiento reológico.....	204
4.1.6. Parámetros indicadores de la filtrabilidad de la suspensión.....	207
4.2. Calidad físico-química.....	208
4.3. Calidad microbiológica del permeado.....	212
4.4. Comportamiento de la membrana.....	215
4.4.1. Evolución de la PTM frente al tiempo de operación. Determinación de la velocidad de ensuciamiento.....	215
4.4.2. Determinación del flujo sostenible.....	216
4.4.3. Determinación del flujo de lavado óptimo.....	218
5. Conclusiones.....	220
6. Bibliografía.....	222

1. RESUMEN

En este capítulo se realiza un estudio sobre el comportamiento de un biorreactor de membrana sumergida (BRMS) sin necesidad de purga de lodo. Para dicho estudio, se ha instalado, puesto a punto y monitorizado una planta piloto de BRMS, situada en la EDAR de Santa Cruz de Tenerife, alimentada con agua procedente del efluente del pretratamiento de la EDAR.

El procedimiento experimental abarcó un año y constó de un período inicial, etapa de desarrollo de la biomasa hasta alcanzar condiciones estacionarias, y ocho fases experimentales. En cada una de estas fases se hacía variar el flujo de permeado y/o el flujo de lavado, realizándose el seguimiento de la evolución temporal de la presión transmembrana, para determinar la velocidad de ensuciamiento del sistema.

En primer lugar, se realiza un estudio de la evolución de la concentración de biomasa a lo largo del período experimental, donde se producen dos situaciones bien diferenciadas, una en la que existe limitación de sustrato y otra donde se practicaba una pequeña purga de lodo, y se aplica un modelo teórico que se ajusta aceptablemente a los datos. A lo largo de la experimentación, la biomasa presentó una distribución de tamaños de partícula prácticamente constante. También se llevan a cabo análisis por microscopía óptica, determinándose la presencia continua de organismos superiores, indicativos de un alto grado de depuración.

Respecto a la viscosidad de la suspensión, los datos se ajustan bien al modelo de Ostwald; además, se observa una dependencia de tipo exponencial de la viscosidad aparente límite con la concentración de sólidos. Se realizaron las medidas de los

CAPÍTULO 7

parámetros indicadores de la filtrabilidad de la suspensión ya que permiten, de forma rápida y sencilla, dar una idea aproximada del comportamiento de la suspensión durante la filtración.

La calidad físico-química de la suspensión y del permeado se estudia a través de la turbidez, DQO y compuestos nitrogenados. Se obtuvo, aproximadamente, un 86 % de eliminación de la DQO y se produjo una completa nitrificación en el reactor. La calidad microbiológica del permeado fue excelente, cumpliéndose la normativa vigente. En cuanto a la concentración de EPS en el medio líquido, se presentaron valores constantes a lo largo de este estudio.

Por último, el ensuciamiento se analiza mediante la evolución de la presión transmembrana (PTM) frente al tiempo y se determina un flujo de filtración sostenible, así como un flujo de lavado óptimo para las condiciones de operación establecidas.

2. INTRODUCCIÓN

Como es sabido, el tiempo de residencia celular o edad de lodos (TRS) es un parámetro de interés en el control biológico del proceso de lodos activados, pero en el caso particular de los BRM, su valor tiene incidencia en el ensuciamiento de las membranas. La reducción de TRS desde 10 a 2 días se acusa en un aumento de la tasa de ensuciamiento de las membranas de hasta 10 veces (Trussell *et al.*, 2006), fenómeno que se ha relacionado con cambios en la tasa de generación de sustancias poliméricas extracelulares (EPSs). Por otro lado, TRS muy altos dan lugar a la producción mínima de lodo, pero la progresiva acumulación de materiales no biodegradables puede llevar a la obstrucción de las membranas (Le-Clech *et al.*, 2005).

Las EPSs son producidas por bacterias muy diversas, y participan en la formación de agregados microbianos si la bacteria crece suspendida en el líquido mezcla o en forma de biofilm. Las EPS solubles se definen como los componentes solubles celulares que son excretados durante la lisis celular, difunden a través de la membrana celular y se pierden durante la síntesis.

Cabe esperar que el incremento de la concentración de SSLM, asociado al aumento del TRS, dé lugar a un mayor ensuciamiento de las membranas. Sin embargo, cuando se opera en un BRM a escala piloto, sin purga de lodo (con infinito TRS), se obtiene que la concentración de SSVLM aumenta de manera constante desde 3.000 a 15.000 mg/l, manteniéndose estable la eficiencia de la membrana.

Cuando se opera a TRS infinito, la mayor parte del sustrato se consume para garantizar el mantenimiento, sin parar el crecimiento celular. Además, se ha observado una generación de biomasa neta muy baja, que puede explicar la baja velocidad de ensuciamiento en operaciones con alto TRS (Le-Clech *et al.*, 2006).

En este sentido, algunos estudios (Al-Halbouni *et al.*, 2008) revelan que cuando un BRM opera con TRS elevados (> 40 días) el ensuciamiento de la membrana es relativamente bajo.

En relación con la calidad microbiológica del efluente obtenido en un BRM, sobre todo para aplicaciones de reutilización, el control y detección de microorganismos indicadores y patógenos constituyen una parte fundamental del proceso de depuración. De manera general, se ha empleado el grupo de microorganismos indicadores como un índice de

CAPÍTULO 7

contaminación posible del agua por agentes patógenos humanos; entre los más utilizados figura el de los *coliformes fecales*, siendo sus principales representantes la *E. coli* y *Salmonella*, y los *Enterococos*. Dentro de los protozoos, habitualmente presentes en el agua residual, se encuentran la *Giardia* y el *Cryptosporidium*, ambos extremadamente resistentes a desinfectantes como el cloro y con un tamaño demasiado pequeño (4 a 6 μm) para ser eliminados con facilidad por los tratamientos convencionales de depuración (Prescott, Harley y Klein, 1999).

Objetivos

Los objetivos básicos que se pretenden alcanzar en este capítulo son:

- Evaluación del comportamiento de un sistema de BRMS, sin purga de lodos, para la depuración de aguas residuales urbanas.
- Estudio de la calidad físico-química y microbiológica del efluente y su variación frente a las fluctuaciones de carga de la alimentación.
- Definición de la frecuencia y protocolos de limpieza química de las membranas.
- Determinación de los requerimientos de operación y mantenimiento del sistema.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. Características de la alimentación

La alimentación de la planta piloto procede del efluente de pretratamiento de la EDAR de Santa Cruz de Tenerife. Las características de las aguas residuales utilizadas como alimentación de la instalación piloto se recogen en la Tabla 7.1. Los análisis se realizaron cada 2 ó 3 días durante un período de un año.

Tabla 7.1. Características de la alimentación

	SST mg/l	DQO _t mg/l	DQO _s mg/l	N-NH ₄ ⁻ mg/l	N-NO ₂ ⁻ mg/l	N-NO ₃ ⁻ mg/l	pH	Turbidez NTU
Rango	150-2.200	270-1.316	137-717	33-125	0,35-0,03	8,0-1,0	7,7-8,3	84-918
Media	830	879	262	69,9	0,065	1,96	8,10	500,2

Número de muestras analizadas: 150 (ver Anexo 3, Tabla A.28)

3.2. Instalación experimental

La planta piloto utilizada en este estudio (ZW-10) se ubicó en la estación depuradora de aguas residuales (EDAR) de Santa Cruz de Tenerife. El agua residual se bombeaba hacia la instalación a través de una bomba sumergida en la arqueta de salida de la unidad de pretratamiento. Antes de llegar al biorreactor, el agua residual se hacía pasar a través de un tamiz de 2 mm de paso de luz, con el fin de retener las partículas gruesas que pudieran dañar los módulos de membrana.

La descripción del BRM empleado se encuentra en el capítulo 3, apartado 3.3.

3.3. Condiciones de operación

Las condiciones de operación a las que se ha trabajado en el BRM durante toda la experimentación se presentan en la Tabla 7.2.

CAPÍTULO 7

Tabla 7.2. Condiciones de operación

Tiempo de retención de sólidos (TRS)	Infinito (sin purga de lodo)
Tiempo de residencia hidráulico (TRH)	24,6 h
Tiempo de filtración	450 s
Tiempo de parada o retrolavado	30 s
Caudal de aire (Q_a)	1,9 Nm ³ /(h·m ²)
Flujo de permeado (J)	entre 20 y 35 l/(h·m ²)
Flujo de lavado (J_L)	entre 0 y 50 l/(h·m ²)

Para unas características de alimentación (concentración de DQO) conocidas, donde se opera sin purga de lodo, hay que indicar que la elección del TRH viene condicionada por los parámetros biocinéticos y la concentración de biomasa requerida en el sistema.

Si se aplica un balance de materia alrededor del reactor biológico, una vez alcanzado el régimen estacionario, y se considera que no se suministran microorganismos en la entrada, se obtiene la siguiente expresión:

$$\frac{1}{\text{TRS}} = -k_d + Y \cdot U \quad [7.1]$$

relación particularmente útil para el diseño de un biorreactor (Metcalf & Eddy, 1995), donde TRS es la edad del lodo, Y es el rendimiento celular, k_d es la constante de respiración endógena y U la velocidad específica de utilización de sustrato, definida como:

$$U = \frac{(DQO_t - DQO_p)}{\text{TRH} \cdot \text{SSLM}} \quad [7.2]$$

siendo DQO_t la concentración de DQO total en la alimentación (se admite que representa toda la materia orgánica biodegradable o sustrato) y DQO_p la concentración de DQO en el permeado, TRH el tiempo de residencia hidráulico y SSLM la concentración de sólidos suspendidos en el líquido mezcla.

Si se sustituyen [7.2] en [7.1] y se tiene en cuenta que para un proceso sin purga de lodo $1/\text{TRS}$ es cero, se obtiene:

$$\text{TRH} = \frac{(DQO_t - DQO_p) Y}{k_d \cdot \text{SSLM}} \quad [7.3]$$

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

En trabajos previos de la línea de investigación (Delgado *et al.*, 2008a) se ha operado con edades de lodo comprendidas entre 6 y 30 días, y TRH entre 10 y 18 h, encontrándose los siguientes valores para el rendimiento celular y para el coeficiente de respiración endógena: $Y= 0,48$ kg SSLM/kg DQO y $k_d= 0,049$ d⁻¹. Si se toma un valor de $DQO_t= 1.000$ mg/l y $DQO_p= 30$ mg/l, y se considera que en los biorreactores de membrana la concentración máxima de operación, debido a las limitaciones de aireación de la biomasa y de ensuciamiento, está limitada a 9.000-10.000 mg/l, el tiempo de residencia hidráulico debe estar comprendido entre 22-25 h.

Por este motivo, y si se admite que en condiciones de limitación severa de sustrato, pueden tener lugar otros fenómenos además de los considerados, se decidió trabajar en las condiciones más conservativas, es decir, con un TRH de aproximadamente 25 h.

Finalmente, para suministrar el oxígeno y la agitación necesaria, se realizaba un burbujeo continuo de aire al biorreactor, a un caudal de $1,9$ Nm³/(h·m²). La concentración de oxígeno disuelto estuvo siempre en valores comprendidos entre 2,0 y 6,0 mg/l, a una temperatura de 25 ± 5 °C (ver Figura 7.14).

3.4. Procedimiento experimental

La experimentación llevada a cabo constaba de nueve etapas (Tabla 7.3): un período inicial y ocho fases experimentales. En cada etapa experimental se trabajó a flujo de permeado y lavado constante y a una presión transmembrana (PTM) variable, cuya evolución permitió estudiar el ensuciamiento de la membrana.

Tabla 7.3. Resumen de las fases experimentales

Etapa experimental	Días	J, l/(h·m ²)	J _L , l/(h·m ²)
Período inicial	1-21	20-26	0
Fase 1	24-53	25	0
Fase 2	63-65	35	0
Fase 3	67-104	30	0
Fase 4	109-140	32	0
Fase 5	144-161	27	0
Fase 6	165-229	30	50
Fase 7	231-286	30	30
Fase 8	287-344	30	15

CAPÍTULO 7

Después de cada etapa se realizaban limpiezas que consistían en: una primera limpieza física en la cual se aplicaba, con una manguera, agua a presión sobre las fibras de la membrana y, en segundo lugar, una limpieza química de la membrana con hipoclorito sódico a 1.000 ppm durante aproximadamente 10 h, obteniéndose una correcta recuperación de la membrana.

Respecto a las etapas experimentales, el período inicial se realizó sin inoculación de lodo, es decir, el BRM comenzó su funcionamiento con el llenado del depósito de proceso con agua de alimentación, por lo que los microorganismos que se desarrollaron en dicho depósito son los que se introducen con la alimentación. Este período inicial tuvo una duración de 21 días, donde se operó con la configuración de filtración directa sin purga de lodo, J varió entre 20 y 26 l/(h·m²), 450 s de filtración y 30 s de parada.

Por otra parte, en las fases experimentales se operó con la configuración de filtración con recirculación parcial del permeado. La duración y el flujo de permeado en cada una de las fases se muestran en la Tabla 7.3. En las fases 1, 2, 3, 4 y 5 se trabajó con distintos flujos de permeado en modo relax, ejecutándose la filtración de forma intermitente, 450 s de filtración y 30 s de parada mientras que en las fases 6, 7 y 8 se operó a un mismo flujo de filtración (30 l/(h·m²)) donde se filtraba durante 450 s y se producían 30 s de retrolavado, siendo el flujo de retrolavado 50, 30 y 15 l/(h·m²), respectivamente.

3.5. Métodos analíticos

La medida de los sólidos suspendidos totales (SSLM) y volátiles (SSVLM) en el líquido mezcla, la demanda química de oxígeno (DQO), el nitrógeno amoniacal (N-NH₄⁺) y la turbidez, se determinaron de acuerdo con los métodos estandarizado (APHA, 1992). Asimismo, las concentraciones de nitrógeno nitrito (N-NO₂⁻) y nitrógeno nitrato (N-NO₃⁻) fueron analizadas mediante el espectrofotómetro HACH DR 2000. Estos análisis se describen en el Anexo 1, al igual que la medida de la concentración de polisacáridos y proteínas, el tiempo de filtración (TTF), el Índice volumétrico de lodos (SVI) y el tiempo de succión capilar (CST).

La distribución de tamaños de partícula se midió con un Coulter LS100 (Coulter, UK) y la viscosidad con un viscosímetro Visco Star Plus (FungiLab, ESPAÑA). El pH se determinó con un pH-metro WTW inoLab Level 1 y el oxígeno disuelto mediante el equipo WTW 340i. La velocidad de consumo de oxígeno fue determinada a través de la concentración de oxígeno disuelto en condiciones endógenas (SOUR_e).

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. Características de la suspensión microbiana

4.1.1. Evolución de la concentración de biomasa

La evolución temporal de la concentración de biomasa se realizó a través de la medida periódica de la concentración de sólidos suspendidos totales y volátiles (SSLM y SSVLM, respectivamente) en el líquido mezcla, para cada una de las fases experimentales correspondientes a las distintas condiciones de filtración, que abarcan un total de 344 días. En la Figura 7.1 se muestran los resultados obtenidos a lo largo de toda la experimentación.

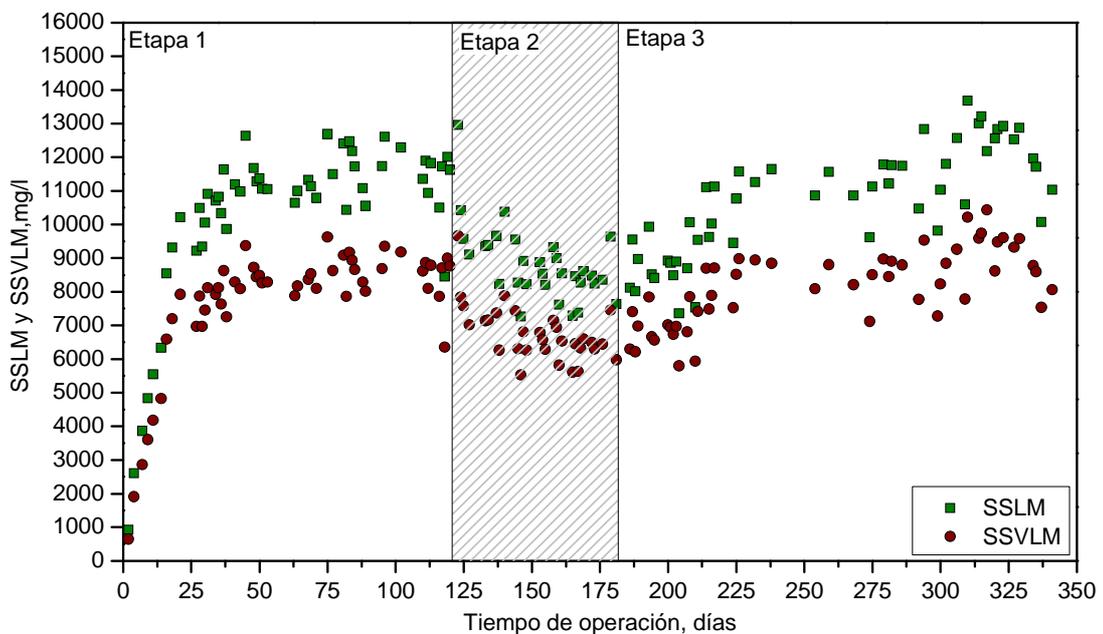


Figura 7.1. Evolución de la concentración de biomasa (SSLM y SSVLM) en el líquido mezcla durante el período experimental

Como se puede observar en la Figura 7.1, SSLM y SSVLM aumentan rápidamente para comenzar a estabilizarse a los 30 días de operación, aproximadamente, hasta conseguir una concentración prácticamente constante durante un largo período de tiempo. En torno al día 120 se realizó una pequeña purga de lodo (se explicará a continuación) que tiene como consecuencia una disminución apreciable en la concentración de biomasa. Transcurridos unos 60 días, se comenzó a recuperar la concentración de sólidos hasta

CAPÍTULO 7

alcanzar un valor próximo a 11.500 mg/l, tras 225 días de experimentación. Estos datos se pueden consultar en la Tabla A.28, Anexo 3.

Un problema que podría derivarse del hecho de operar sin purga de biomasa o a elevados TRS es la acumulación importante de materia inorgánica en el lodo, aunque durante toda la experimentación, la relación entre SSVLM/SSLM permaneció en el rango entre el 70 y el 79 %, manteniéndose constante durante todo el período experimental. Este hecho puede deberse a que la pequeña fracción de sólidos inorgánicos suspendidos que entra con la alimentación (5-15 %), se disuelve durante el proceso, no se acumula en el lodo y sale con el permeado del sistema (Pollice *et al.*, 2008; Laera *et al.*, 2005; Xing *et al.*, 2000).

Si se analiza la Figura 7.1 de forma detallada en función del comportamiento de la biomasa, se observa que se presentan 3 etapas bien diferenciadas. En la Etapa 1 se produce un crecimiento de la biomasa durante los primeros días, hasta que se alcanza un régimen estacionario, donde la concentración de biomasa se mantiene prácticamente constante. En la Etapa 2, correspondiente al período de purga, se refleja un descenso de la concentración de sólidos. Una vez finalizada dicha purga, comienza a aumentar la concentración de sólidos hasta que nuevamente alcanza un régimen estacionario, esta nueva tendencia corresponde a la Etapa 3.

A continuación se realiza un análisis más exhaustivo de los procesos que ocurren en cada una de las etapas.

Etapa 1

En condiciones de severa limitación de sustrato, además del crecimiento microbiano, se deben tener presentes otros fenómenos como son los de respiración endógena o los de lisis celular. En este sentido, Pirt (1965) introdujo en el modelo de crecimiento microbiano el concepto de mantenimiento celular, el cual se define como el consumo energético para el mantenimiento de las células bajo el uso de sustrato primario externo o sustrato interno, siendo parte del sustrato usado para la supervivencia celular y no para el crecimiento de la biomasa. En ese modelo aparece la correspondiente tasa de consumo específica de sustrato ($k_{m,s}$) y el rendimiento celular (Y) que relaciona la biomasa formada con el sustrato consumido. De esta manera, la velocidad de consumo de sustrato (r_{su}) puede ser expresada según la ecuación [7.4].

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

$$-r_{SU} = \frac{r_{SSVLM}}{Y} + k_{m,S} \cdot SSVLM \quad [7.4]$$

donde r_{SSVLM} es la velocidad de crecimiento celular y $SSVLM$ son los sólidos suspendidos volátiles en el líquido mezcla.

Si se despeja r_{SSVLM} se obtiene:

$$r_{SSVLM} = -r_{SU} \cdot Y - Y \cdot k_{m,S} \cdot SSVLM \quad [7.5]$$

Por otra parte, si se aplica un balance clásico de concentración de biomasa en el sistema:

$$\text{Acumulación} + \underset{\substack{\swarrow \\ 0}}{\text{Salida}} = \underset{\substack{\swarrow \\ 0}}{\text{Entrada}} + \text{Generación}$$

$$\frac{dSSVLM}{dt} = r_{SSVLM} \quad [7.6]$$

donde se consideran despreciables los sólidos volátiles a la entrada. Si se sustituye [7.5] en [7.6], se obtiene:

$$\frac{dSSVLM}{dt} = -(r_{SU} \cdot Y) - (Y \cdot k_{m,S} \cdot SSVLM) \quad [7.7]$$

Para la determinación experimental de los parámetros Y y $k_{m,S}$ se supone que, la velocidad de consumo de sustrato (DQO), r_{SU} , permanece constante en un valor de 821 mg DQO/(l-d). Esta velocidad se define como:

$$r_{SU} = \frac{DQO_{t_{\text{alimentación}}} - DQO_{\text{permeado}}}{TRH} \quad [7.8]$$

Se considera que la DQO_t de la alimentación permanece constante con un valor de 879 mg/l, mientras que la DQO_{permeado} es soluble y en torno a 25 mg/l, siendo la variación analizada de aproximadamente un 20 %. Además, como ya se ha comentado previamente, el tiempo de residencia hidráulico, TRH, se fijó en 24,6 horas (ver condiciones de operación).

CAPÍTULO 7

Para simplificar la ecuación [7.7] se agrupan los parámetros en las siguientes constantes, C_1 y C_2 :

$$C_1 = -r_{SU} \cdot Y \quad [7.9]$$

$$C_2 = Y \cdot k_{m,S} \quad [7.10]$$

resultando:

$$\frac{dSSVLM}{dt} = C_1 - C_2 \cdot SSVLM \quad [7.11]$$

Integrando para las condiciones límites $t_0 = 0$ y $SSVLM_0 = 0$, se obtiene la expresión [7.12]:

$$SSVLM = \frac{C_1}{C_2} - \left(\frac{C_1}{C_2} \right) \cdot e^{-C_2 \cdot t} \quad [7.12]$$

Si se cuantifica el sustrato con la medida de la DQO y se ajustan los datos experimentales a una función exponencial (Figura 7.2) se obtienen, con un coeficiente de correlación de $R^2 = 0,92$, los siguientes valores para las mencionadas constantes:

$$C_1 = 611 \text{ mg/(l}\cdot\text{d)}$$

$$C_2 = 0,07023 \text{ d}^{-1}$$

De esta manera se calculan, a partir de C_1 y C_2 , los siguientes valores:

$$Y = 0,74 \text{ kg SSVLM/kg DQO}_t$$

$$k_{m,S} = 0,0039 \text{ kg DQO}_t/(\text{kg SSVLM}\cdot\text{h)}$$

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

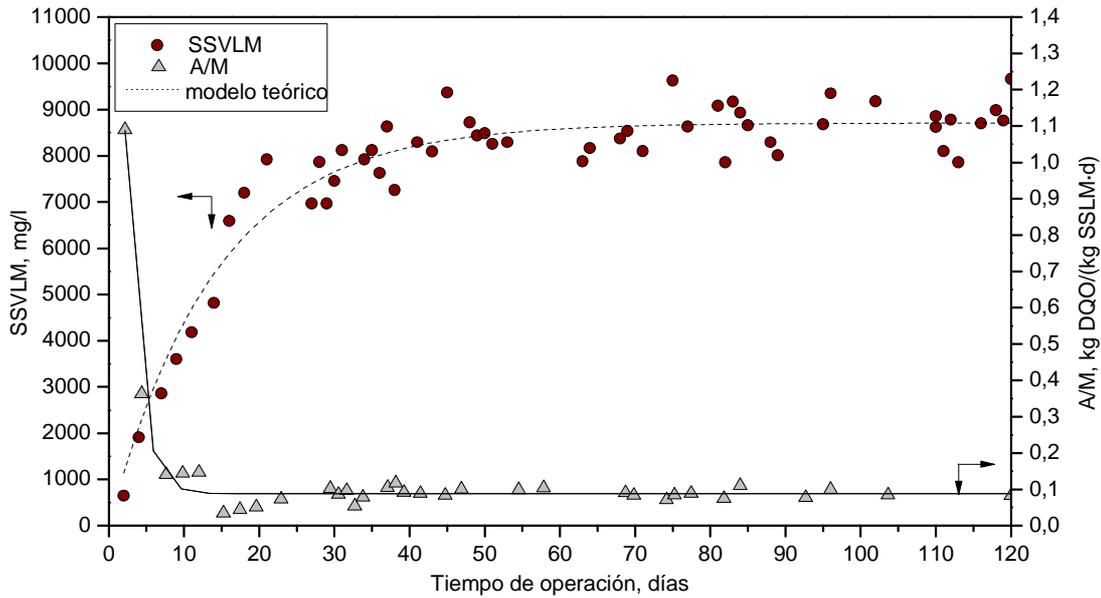


Figura 7.2. Etapa 1. Evolución de SSVLM y la relación A/M cuando se opera sin purga de lodo

En la bibliografía especializada se encuentran estudios similares que determinan el valor del rendimiento celular (Y). Habitualmente esos valores están comprendidos, para biorreactores de membrana aplicados al tratamiento de aguas residuales municipales, entre 0,28-0,61 kg SSVLM/kg DQO_t (Huang *et al.*, 2001; Fan *et al.*, 1996). Se observa una gran dispersión de los datos encontrados en bibliografía ya que, el rendimiento celular es muy sensible a los cambios que se producen en el proceso tales como: oxígeno disuelto, actividad microbiana, temperatura, etc. Siendo las condiciones de este estudio tan especiales (TRS infinito), que pueden ser el origen de que Y tenga un valor superior al recogido en bibliografía.

Por otra parte, las particulares condiciones utilizadas en este estudio, que implican la operación sin purga de biomasa y, como consecuencia, condiciones de limitación de sustrato, hacen que sean muy pocos los trabajos similares. La única referencia encontrada (Drews y Kraume, 2005) indica un valor de $k_{m,s}$ de 0,008 kg DQO_t/(kg SSVLM·h), sin embargo, en el mencionado estudio se empleó agua sintética y un período de experimentación relativamente corto (450 h). El resto de estudios que analizan el comportamiento de un BRM sin purga de lodo (Laera *et al.*, 2005; Pollice *et al.*, 2004, Rosenberger *et al.*, 2002), se centran en el análisis de la evolución de la carga orgánica A/M (Figura 7.2). En esos trabajos se observa una estabilización en la relación A/M al alcanzar una concentración constante de SSVLM en valores comprendidos entre

CAPÍTULO 7

0,07 y 0,1 kg DQO/(kg SSLM·d). En el presente trabajo el valor estabilizado corresponde a $0,089 \pm 0,005$ kg DQO/(kg SSLM·d).

A la vista de los resultados obtenidos, parece que el concepto de mantenimiento introducido por Pirt puede ser la razón de que se alcance el equilibrio en los biorreactores de membrana que operan sin purga de lodo. Desde el punto de vista práctico, es de interés que se haya determinado un criterio de carga orgánica específica (0,07-0,1 kg DQO/(kg SSLM·d)) donde no se obtiene producción neta de biomasa. La presencia de organismos superiores puede ser otra de las causas que contribuyen a la estabilización del sistema, de ahí que se realice un estudio de la tasa de consumo específico de oxígeno.

Etapa 2

Durante los días 120 y 180 de la experimentación, se modificaron ligeramente las condiciones de operación mediante una pequeña purga de lodo (46 l/semana). Esto fue debido a que se realizaban, en paralelo, experimentos en la instalación de laboratorio (correspondientes a la primera parte de los resultados del Capítulo 6), lo que supuso que el tiempo de retención de sólidos (edad de lodo) fuera de 13 días. A pesar de la mencionada purga, la edad de lodo sigue situándose dentro de los valores de operación normales para BRM (10-30 días) (Judd, 2006).

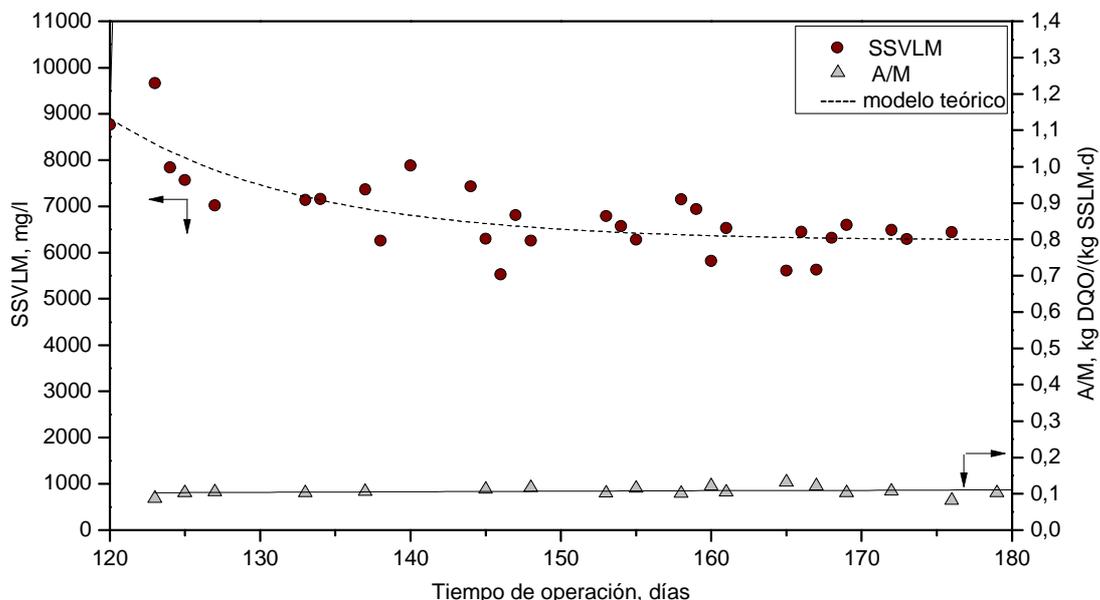


Figura 7.3. Etapa 2. Evolución de la concentración de SSVLM y de la carga orgánica si se opera con purga de lodo (46 l/semana)

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

Del análisis de la evolución de la concentración de los sólidos suspendidos volátiles (SSVLM) en el líquido mezcla en la Figura 7.3, se puede observar un descenso progresivo de dicha concentración a lo largo del tiempo, causado por la mencionada purga.

En esta etapa se puede hacer un balance de biomasa en el sistema, donde se tiene en cuenta la purga, la alimentación y la generación:

$$\frac{dSSVLM}{dt} = -\frac{SSVLM}{TRS} - (r_{SU} \cdot Y) - (Y \cdot k_{m,S} \cdot SSVLM) \quad [7.13]$$

Como en la etapa anterior, si se agrupan los parámetros de la ecuación [7.13] en C_1 y C_2 (donde se incluye el término de la purga):

$$C_1 = -r_{SU} \cdot Y \quad [7.9]$$

$$C_2 = Y \cdot k_{m,S} + \frac{1}{TRS} \quad [7.14]$$

resultando:

$$\frac{dSSVLM}{dt} = C_1 - C_2 \cdot SSVLM \quad [7.15]$$

Integrando para el límite $t_0 = 0$, y se despeja la concentración de SSVLM se obtiene la siguiente expresión:

$$SSVLM = \frac{C_1}{C_2} - \left(\frac{C_1 - C_2 \cdot SSVLM_0}{C_2} \right) \cdot e^{-C_2/t} \quad [7.16]$$

Si se consideran los valores previamente calculados de $Y = 0,74$ kg SSVLM/kg DQO, $k_{m,S} = 0,0039$ kg DQO/(kg SSVLM-h), siendo el TRS de 13 días y $SSVLM_0 = 8.760$ mg/l, el modelo se ajusta bastante bien a los datos experimentales (Figura 7.3). En cuanto a la relación A/M, el valor promedio durante el período experimental fue de 0,107 kg DQO/(kg SSVLM-d), el cual se corresponde con un valor habitual de carga orgánica de operación en los BRM (Judd, 2006).

Etapa 3

Una vez finalizado el período de purga, se produce una recuperación de los SSVLM hasta alcanzar los valores habituales en torno a 9.000 mg/l. Si se vuelve a aplicar el balance de materia utilizado a lo largo del análisis de la evolución de los sólidos sin purga de lodo, se obtendría nuevamente la ecuación [7.6]:

$$\frac{dSSVLM}{dt} = r_{SSVLM} \quad [7.6]$$

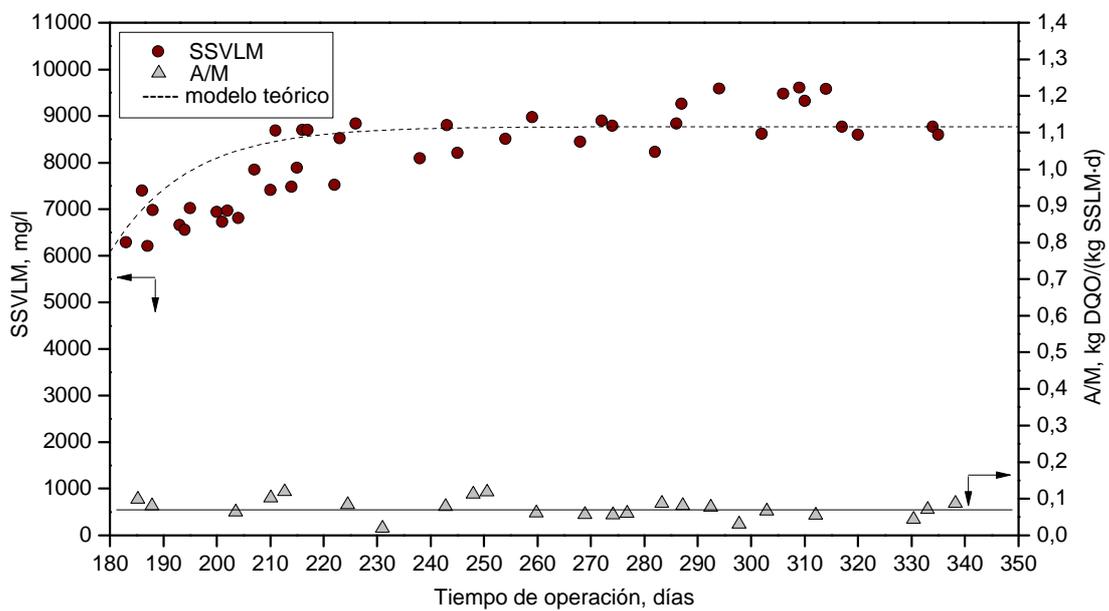


Figura 7.4. Etapa 3. Evolución de SSVLM y la relación A/M cuando se vuelve a operar sin purga de lodo

En la Figura 7.4 se observa que, al comienzo de la etapa (entre los días 180 y 220), los valores experimentales no se ajustan a los calculados por el modelo pero, una vez alcanzada la estabilidad de la concentración de biomasa debido a los fenómenos de mantenimiento celular, el modelo vuelve a ajustarse aceptablemente a los datos obtenidos. En cuanto a los valores de A/M, siguen siendo relativamente constantes en esta etapa.

Tasa de consumo de oxígeno en condiciones endógenas

Un parámetro habitualmente empleado para examinar la actividad aerobia de las suspensiones microbianas es la medida del consumo de oxígeno por parte de los

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

microorganismos (Vanrolleghen *et al.*, 1995). En la Etapa 1 se sospechaba que existía una gran actividad endógena debido al crecimiento celular, por lo que se determinó la tasa de consumo de oxígeno mediante ensayos respirométricos. A partir de estos experimentos se obtuvo la velocidad máxima específica de consumo de oxígeno en ausencia de sustrato, condiciones endógenas ($SOUR_e$), que se muestran en las Tablas 7.4. Los resultados obtenidos en la medida del $SOUR_e$ se presentan en el Anexo 3, Tabla A.23.

Tabla 7.4. $SOUR_e$ en régimen estacionario, Etapa 1

Día de operación	$SOUR_e$, g O_2 /(g SSVLM·d)	Desviación estándar
49	0,0093	0,0003
53	0,0061	0,0005
54	0,0082	0,0003
55	0,0098	0,0003
76	0,0057	0,0001
77	0,0102	0,0004

A partir de esta información, se calculó una $SOUR_e$ media de $0,0082 \pm 0,0019$ g O_2 /(g SSVLM·d). Según la bibliografía, los coeficientes de respiración endógena varían normalmente entre 0,014 y 0,05 g O_2 /(g SSVLM·d) (Rodde-Pellegrin *et al.*, 2002). Esta variación entre los valores recogidos en la literatura y los obtenidos en este estudio es un indicador de las diferentes actividades microbianas debido, entre otras causas, a las distintas composiciones y naturaleza de las aguas residuales de alimentación del BRM.

Por tanto, los resultados encontrados en este trabajo confirman la baja actividad microbiana, consecuencia de la operación sin purga de biomasa y la baja carga orgánica, en comparación con otros sistemas BRM que operan a edades de lodo menores.

4.1.2. Distribución de tamaños de partícula

La influencia del tamaño de partícula en la operación del sistema, juega un papel importante en la formación de la torta en la superficie de la membrana. De manera que, la torta formada con pequeñas partículas tiene una resistencia específica mayor y, por tanto, es menos permeable que la torta formada por partículas de mayor tamaño (Defrance *et al.*, 2000). Por ello, se considera indispensable el análisis de la distribución de tamaños de partícula durante todo el período experimental, para comprobar si existen diferencias en la granulometría de la biomasa en función de la etapa que se trate.

CAPÍTULO 7

En la Figura 7.5, se representa el tamaño de partícula de los lodos extraídos del BRM en las distintas etapas, bajo los regímenes estacionario y no estacionario, donde los tamaños de partícula medio se encuentran entre 46 y 55 μm a lo largo de la experimentación, excepto en la Etapa 3 donde el tamaño medio de las partículas aumentó hasta 66 μm . En la figura se observa como en la Etapa 3 (régimen estacionario) se puede apreciar un ligero desplazamiento de la distribución de los tamaños de partícula, posiblemente debido a que en esta etapa las bacterias presentan mayor edad y tienden a agregarse. Si se compara con los datos bibliográficos, se encuentra un amplio rango de tamaños, desde 25 μm (Bae *et al.*, 2005) a 46 μm con un TRS de 60 días (Lee *et al.*, 2003), siendo estos tamaños inferiores a los observados en lodos activados (Manem *et al.*, 1996).

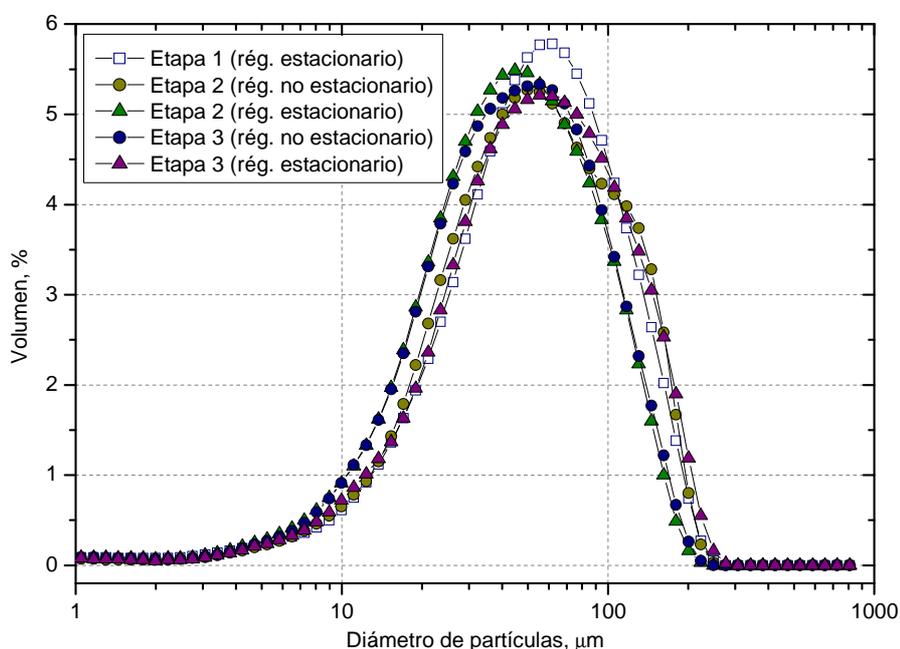


Figura 7.5. Distribuciones de los tamaños de partícula en las diferentes etapas experimentales

Por último, cabe destacar la distribución unimodal de los tamaños de partícula a lo largo del período experimental, lo cual puede ser debido a que en este análisis predomina la hidrodinámica, siendo la presencia del aire la que homogeneiza la muestra. También puede deberse a la presencia de organismos superiores que se alimentan de los flóculos dispersos, lo que da lugar a esa distribución uniforme de la biomasa.

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

4.1.3. Presencia de organismos superiores

El análisis de organismos superiores es de gran importancia, ya que su presencia en el proceso de lodos activados puede ser utilizada como un indicador de la actividad biológica del sistema. La presencia de los organismos superiores es de esperar bajo condiciones de limitación de sustrato, como es el caso, ya que las bacterias pierden actividad y surgen los organismos superiores.

El análisis de organismos superiores en los lodos del BRM se llevó a cabo mediante fotografías tomadas con el microscopio óptico en las tres etapas. En la Figura 7.6 se muestran las fotografías realizadas.

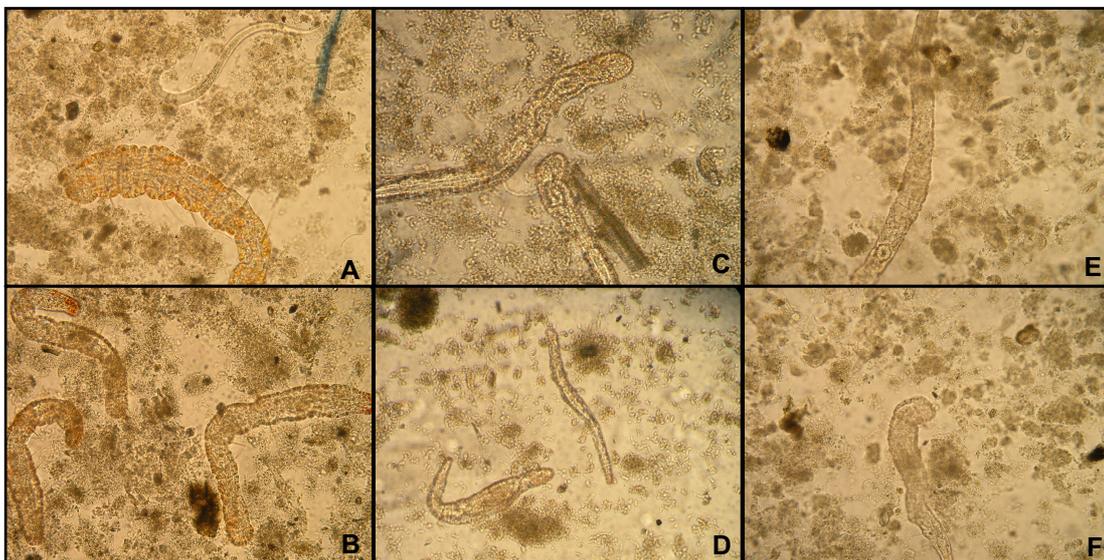


Figura 7.6. Fotografías A x20 y B x20 (Etapa 1), fotografías C x40 y D x20 (Etapa 2), fotografías E x40 y F x20 (Etapa 3)

En todo el período experimental se observa el mismo comportamiento, caracterizado por la presencia de una cantidad importante de gusanos de la familia *Aeolosomatidae*, posiblemente *Aeolosoma hemprichi*. Su aparición es habitual en el proceso de lodos activados y está relacionada con la operación a altas edades de lodo y bajas cargas orgánicas. Estos organismos se alimentan principalmente de bacterias, protozoos y algas (Singer, 1978), existiendo numerosos estudios donde se ha demostrado su capacidad para reducir la concentración de biomasa (Wei y Liu, 2005; Liang *et al.*, 2006, Song *et al.*, 2009).

Ocasionalmente (Figura 7.6A), se ha apreciado la presencia de nematodos, cuya alimentación es similar a la de otros gusanos y, por tanto, contribuyen a la eliminación de bacterias libres y patógenas.

4.1.4. Características del medio líquido. Sustancias poliméricas extracelulares

Las sustancias poliméricas extracelulares (EPS) se pueden diferenciar en dos tipos: las EPS estructurales, que se encuentran formando la estructura del flóculo, y las EPS del agua matriz líquida, que se encuentran en forma soluble o coloidal en el medio líquido. Estudios recientes (Le-Clech *et al.*, 2006) muestran que son principalmente estas EPS coloidales y solubles las que juegan un papel muy importante en el ensuciamiento de la membrana.

Las EPS están compuestas principalmente por: proteínas, polisacáridos, ácidos húmicos, ácidos nucleicos y fosfolípidos, siendo las dos primeras las que se encuentran en mayor proporción. En la Figura 7.7 se representan las concentraciones de polisacáridos y proteínas, respectivamente, en muestras tomadas del líquido mezcla filtradas posteriormente (0,45 μm), y muestras de permeado, donde se diferencian las tres etapas del proceso.

En la Figura 7.7 se observa que, como es de esperar, la concentración de EPS aumenta en la Etapa 3 donde hay menor actividad de crecimiento microbiano, lo que conlleva un envejecimiento de las bacterias, todo ello consecuencia de operar bajo un régimen de limitación de sustrato.

De la información obtenida en la distribución de tamaños de partícula en esta etapa y del incremento de EPS en la misma, parece concluirse que en esta Etapa 3 se produce una aglomeración de partículas (flóculos) con mayor intensidad que en la Etapa 1. En el tamaño del flóculo también interviene de forma importante el grado de agitación de la biomasa, que viene dado por las condiciones fluidodinámicas de la suspensión.

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

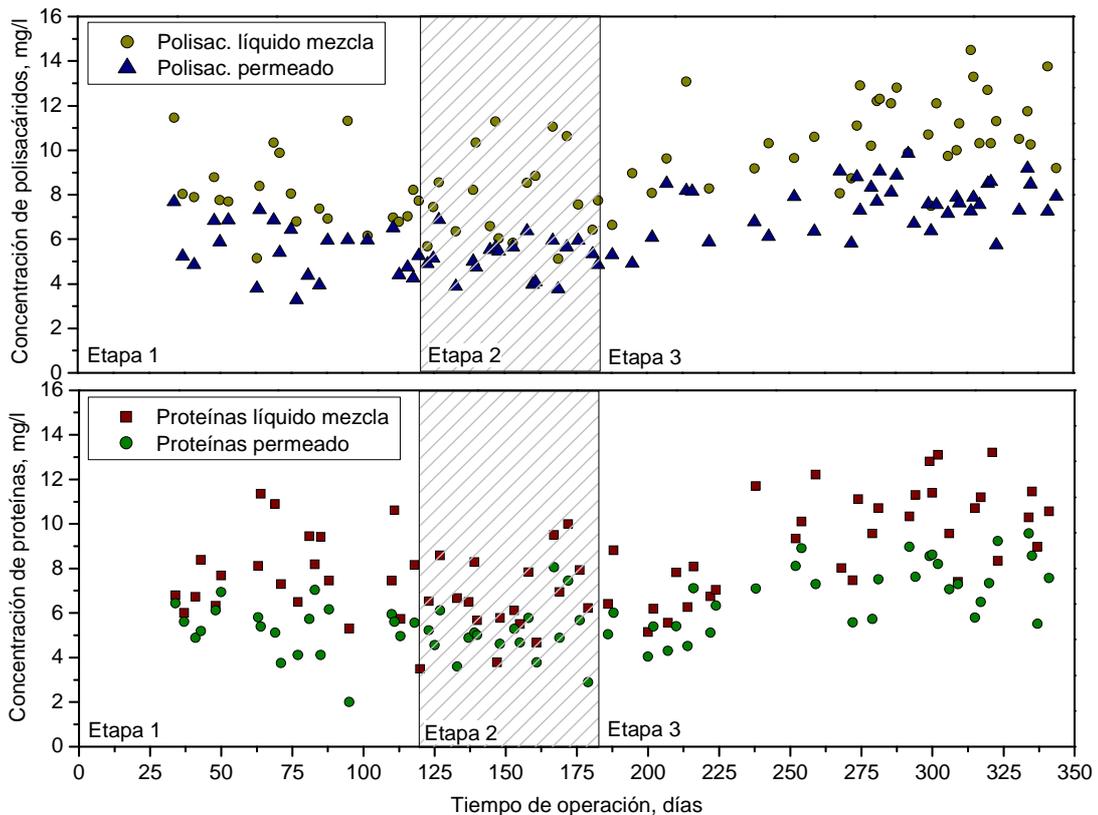


Figura 7.7. Evolución de la concentración de polisacáridos y proteínas con el tiempo de operación

Adicionalmente, se observó que en muestras de la alimentación filtrada ($0,45 \mu\text{m}$), la concentración de proteínas media fue de 43 mg/l y la concentración de polisacáridos media fue de 16 mg/l . En la Figura 7.8 se comparan las concentraciones medias de proteínas y polisacáridos en la alimentación, en el líquido mezcla y en el permeado.

Como se refleja en la Figura 7.8, existe una disminución significativa de las EPS en el líquido mezcla respecto a la alimentación (del 84 % para las proteínas y del 54 % para los polisacáridos), como consecuencia de la metabolización biológica.

Por otro lado, la eliminación media por separación a través de la membrana, para los polisacáridos es del 29 % y para las proteínas es del 25 %, manteniéndose constante a lo largo de toda la experimentación. Los datos obtenidos no parecen estar influenciados ni por la concentración de oxígeno disuelto ni por la temperatura (ver Fig. 7.14). Estos porcentajes de retención son similares a los encontrados en la bibliografía (Rosenberger *et al.*, 2006).

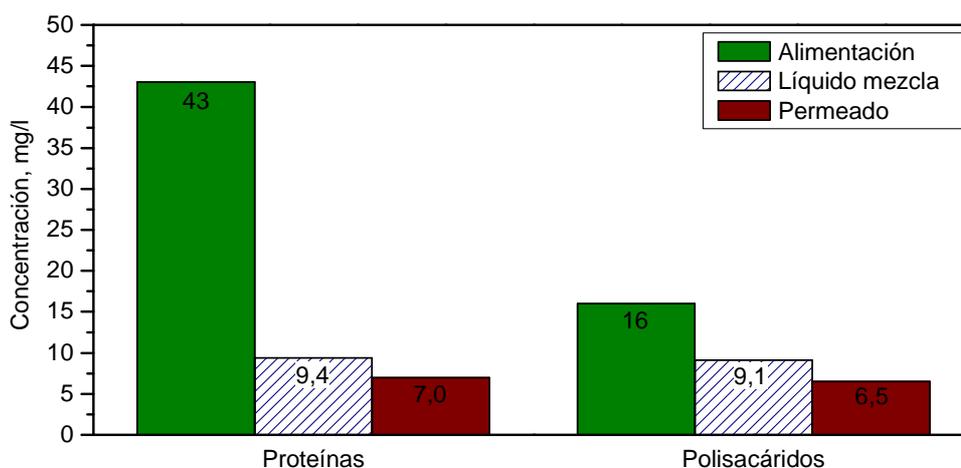


Figura 7.8. Concentración media de proteínas y polisacáridos en alimentación, líquido mezcla y permeado

Los datos de las concentraciones de polisacáridos y proteínas a lo largo de la experimentación se pueden consultar en el Anexo 3, Tabla A.28.

4.1.5. Comportamiento reológico

La viscosidad de la biomasa es un parámetro fundamental en los BRM, ya que influye en la coalescencia de las burbujas y puede frenar el movimiento de las fibras huecas sumergidas, produciendo un aumento de la velocidad de ensuciamiento de la membrana (Le-Clech *et al.*, 2006).

El comportamiento reológico de las suspensiones microbianas ha sido descrito en la bibliografía como fluidos no newtoniano pseudoplástico (Pollice *et al.*, 2007). Cuando se dispersa aire en una suspensión sólido-líquido puede apreciarse una variación en su comportamiento reológico, debido al cambio en la estructura de la suspensión: al aumentar el esfuerzo cortante, la estructura se abre y los agregados biológicos se reorganizan dando lugar a una disminución de la viscosidad. Además, se acepta que las suspensiones microbianas presentan naturaleza tixotrópica, lo que implica que la viscosidad disminuye con el gradiente de velocidad (dv/dr) cuando las muestras están sujetas a un esfuerzo cortante.

El comportamiento reológico de la suspensión se puede describir mediante los siguientes modelos:

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

▪ Modelo de Bingham
$$\mu_a = \frac{\tau_0}{dv/dr} + m \quad [7.17]$$

▪ Modelo de Ostwald
$$\mu_a = m \cdot \left(\frac{dv}{dr}\right)^{n-1} \quad [7.18]$$

▪ Modelo de Herschel-Bulkley
$$\mu_a = \frac{\tau_0}{dv/dr} + m \cdot \left(\frac{dv}{dr}\right)^{n-1} \quad [7.19]$$

donde μ_a es la viscosidad aparente, dv/dr es el gradiente local de velocidad, τ_0 , m y n son parámetros de los modelos.

Como se observa en la Figura 7.9, tanto el Modelo de Ostwald como el de Herschel-Bulkley se ajustan bastante bien a los datos experimentales, siendo elegido el de Ostwald debido a su mayor simplicidad (Delgado *et al.*, 2008b).

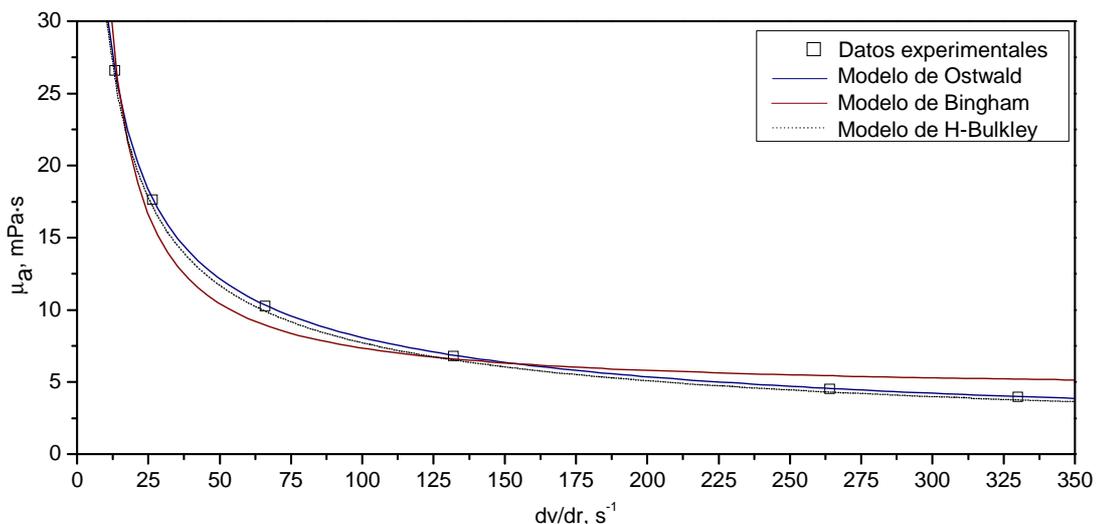


Figura 7.9. Viscosidad aparente frente al gradiente medio de velocidad. SSLM= 10.000 mg/l

A partir de la ecuación de la curva (Figura 7.9) se obtienen los valores de los parámetros del modelo potencial de Ostwald:

$$n = 0,41$$

$$m = 122 \text{ mPa}\cdot\text{s}^n$$

donde n es el índice de comportamiento de flujo y m es el índice de consistencia.

CAPÍTULO 7

Tal como se observa en la Figura 7.9, se puede determinar una viscosidad aparente límite ($\mu_{a \text{ límite}}$), definida como aquella que no disminuye al aumentar el gradiente de velocidad.

Finalmente, se ha publicado que existe una influencia importante de la concentración de biomasa sobre la viscosidad aparente (Pollice *et al.*, 2007). Por ello, en la Figura 7.10 se representa la viscosidad aparente límite frente a la concentración de biomasa en el rango habitual de operación de los BRM (entre 8.000 y 13.000 mg/l). Los resultados experimentales, con alta dispersión, se han correlacionado a través de una ecuación de tipo exponencial [ec. 7.20] siguiendo la tendencia de otros autores, en el mismo rango de concentración de SSLM (Le-Clech *et al.*, 2006).

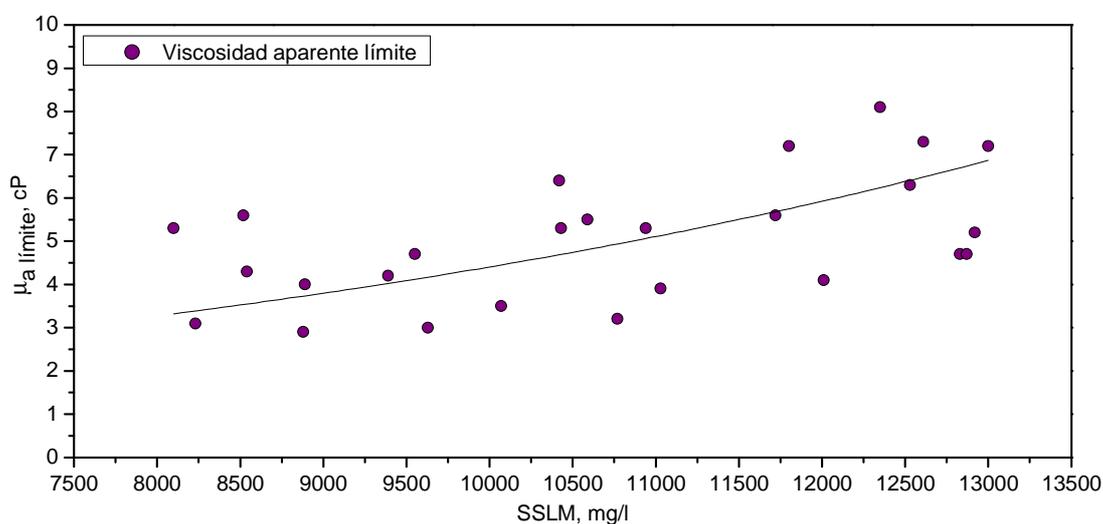


Figura 7.10. Viscosidad aparente límite frente a SSLM. $dv/dr = 264 \text{ s}^{-1}$

La correlación obtenida obedece a la expresión:

$$\mu_{a \text{ límite}} = \exp(1,48 \cdot 10^{-4} \cdot \text{SSLM}) \quad [7.20]$$

Se debe destacar el efecto de los sólidos suspendidos sobre la viscosidad de la suspensión global. Sin embargo, la viscosidad de la fase continua de la suspensión (permeado) tiene comportamiento newtoniano y el valor experimental de su viscosidad coincide prácticamente con el del agua.

En el Anexo 3, Tabla A.24 se presentan los resultados de la medida de la viscosidad.

4.1.6. Parámetros indicadores de la filtrabilidad de la suspensión

Entre los parámetros más utilizados para estudiar la filtrabilidad de una suspensión se encuentran: el tiempo de filtración (TTF), el índice volumétrico de lodo (SVI) y el tiempo de succión capilar (CST), ampliamente empleados por su sencillez y rapidez en la medida (Pollice *et al.*, 2008; van der Roest *et al.*, 2002; Pollice *et al.*, 2007).

El tiempo de filtración (TTF) es el tiempo necesario para filtrar un volumen determinado de lodo a presión constante y en filtración frontal (ver Anexo 1). Se puede relacionar directamente con la resistencia específica de la torta.

El índice volumétrico de lodo (SVI) se define como el volumen que ocupa una masa de sólidos sedimentados cuando se alcanza un determinado tiempo (ver Anexo 1). Se ha empleado ampliamente como medida de la sedimentabilidad de un lodo o de la presencia de bulking en los procesos convencionales de sedimentación. En los BRM se ha utilizado como parámetro indicador de la filtrabilidad del lodo (Pollice *et al.*, 2007).

El tiempo de succión capilar (CST) es el tiempo que tarda la fase líquida en recorrer por capilaridad una distancia determinada (ver Anexo 1). Este parámetro se ha relacionado con la presencia de EPS solubles en el medio líquido y, por tanto, con el potencial de ensuciamiento de las membranas durante el proceso de filtración (Wang *et al.*, 2006).

En la Tabla 7.5 se presentan los valores de TTF y SVI a lo largo de la experimentación. El TTF muestra valores estables, si no se tiene en cuenta el dato de la Etapa 1 en régimen estacionario (515 s) ya que, probablemente, es debido a un error en la medida. Su valor promedio es de 350 s, observándose una gran dispersión de valores en la bibliografía consultada (Fan *et al.*, 2006). Los valores de SVI oscilaron entre 99 y 133 ml/g, lo que indica que es un lodo con buenas características sedimentables. Estos datos se sitúan dentro de los valores encontrados en la bibliografía para estudios de BRM en condiciones similares, que varían entre 75 ml/g y 125 ml/g (Pollice *et al.*, 2007).

Los valores de TTF de 25, 50 y 100 ml, del SVI y del CST se presentan en el Anexo 3, Tablas A.25, A.26 y A.27, respectivamente.

CAPÍTULO 7

Tabla 7.5. Valores promedio del TTF y SVI en las diferentes etapas

	Etapa 1		Etapa 2		Etapa 3	
	Régimen no estacionario	Régimen estacionario	Régimen no estacionario	Régimen estacionario	Régimen no estacionario	Régimen estacionario
TTF, s	413	515	314	312	329	393
SVI, ml/g	101	103	99	133	125	104

Los valores de CST promedios de cada fase se presentan en la Figura 7.11 así como la concentración de EPS solubles del medio líquido. Se observa una correlación entre ambos valores posiblemente debida a que, durante las Etapas 1 y 3 existe una limitación de sustrato que provoca un incremento de EPS en el medio. El lodo presenta una buena filtrabilidad, ya que los datos obtenidos son inferiores a los de la bibliografía (13,5 s) con concentraciones de SSLM similares (Wang *et al.*, 2006; Schwarz *et al.*, 2007).

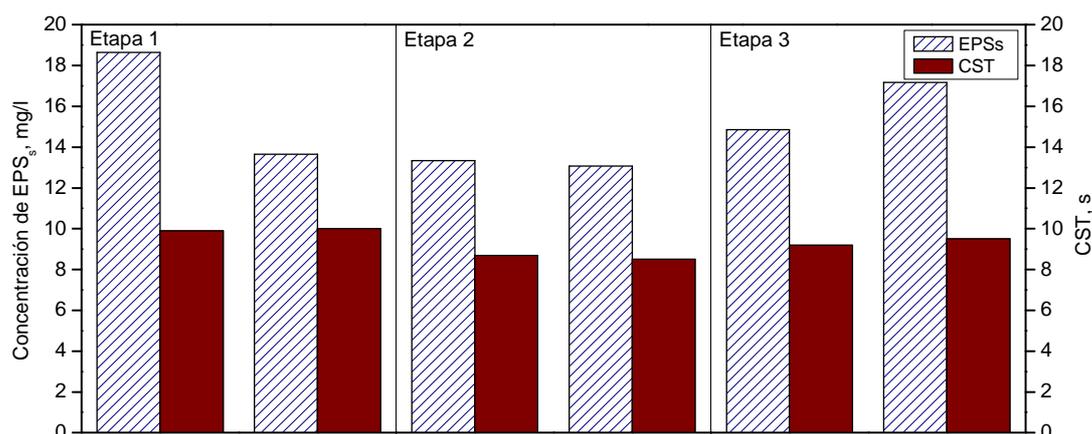


Figura 7.11. Valor promedio de la concentración de EPS solubles y CST en las distintas etapas

4.2. Calidad físico-química

La calidad físico-química fue determinada mediante el análisis de turbidez, DQO y compuestos nitrogenados.

Turbidez

La turbidez es la medida de las propiedades de transmisión de la luz de un agua, siendo uno de los parámetros que se utilizan para indicar la calidad de las aguas vertidas y de las aguas naturales en relación con la materia coloidal y residual en suspensión.

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

En este estudio, el permeado presentó una turbidez media de 0,59 NTU, lo que indica una completa retención de sólidos en suspensión y materia macro-coloidal. Además, esta baja turbidez del permeado durante todo el período experimental demuestra que la membrana mantuvo su integridad.

DQO

El contenido en materia orgánica se ha determinado a través de la medida de la DQO, tanto en la alimentación como en el permeado y la fase líquida del reactor. La DQO_s se realiza al filtrado obtenido por un filtro de 0,45 µm. En la Figura 7.12, se representa la DQO total de la alimentación (DQO_t alimentación), la DQO soluble de la alimentación (DQO_s alimentación), la DQO del permeado (DQO permeado) y la DQO soluble del líquido mezcla (DQO_s reactor) frente al tiempo de operación. Se puede observar que las fluctuaciones de la alimentación son las típicas de las aguas residuales que llegan a la EDAR, estas oscilaciones son mucho más amortiguadas en el permeado y en el reactor.

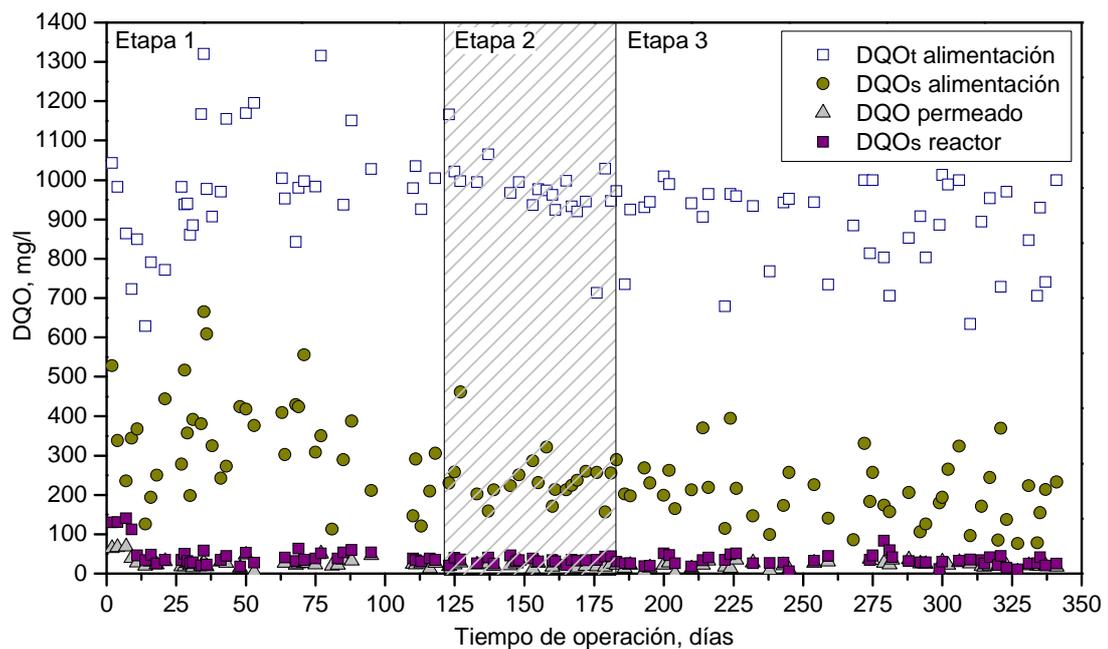


Figura 7.12. Evolución de la DQO frente al tiempo de operación

Como se aprecia en la Figura 7.12, existe una importante diferencia entre la DQO total y soluble de la alimentación, debido a la presencia de sólidos en suspensión. Se ha estimado que, aproximadamente el 68 % de la DQO de la alimentación está en forma particulada. Si se compara la DQO soluble de la alimentación con la DQO soluble del líquido

CAPÍTULO 7

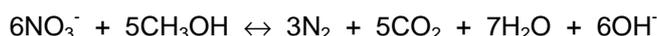
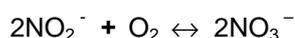
mezcla (DQO_s reactor) se observa que hay una eliminación próxima al 86 % por lo que, probablemente, la eliminación de la DQO se corresponda principalmente a la acción de la biomasa y sólo el 6 % es debida al proceso de separación por membrana. Cabe puntualizar que no se analizó la DBO₅ ya que, mediante frecuentes y contrastados análisis para el mismo agua, se ha confirmado que la relación de DBO₅/DQO es aproximadamente constante e igual a 0,75, por lo que se considera suficiente el análisis de la DQO para determinar la biodegradación producida.

Todos los datos representados se presentan en la Tabla A.28 del Anexo 3.

Compuestos nitrogenados

Los compuestos nitrogenados presentes en las aguas residuales, cuya forma predominante es la del ión amonio (NH₄⁺), pueden sufrir transformaciones de tipo biológico para dar lugar a la formación de compuestos oxidados, que posteriormente son reducidos a Nitrógeno gaseoso. La primera etapa es una oxidación biológica de amonio a nitrito por parte de las bacterias oxidantes de amonio, cuya especie representativa es *Nitrosomona*. Posteriormente, la segunda etapa biológica convierte el nitrito a nitrato por medio de las bacterias oxidantes de nitrito, cuya especie representativa es *Nitrobacter*; ambos procesos son de tipo aerobio. Una vez obtenidos los compuestos oxidados, la ausencia de oxígeno da lugar a la proliferación de bacterias de tipo *Aerobacter* que actúan reduciendo los nitratos a Nitrógeno; este proceso se denomina desnitrificación y las condiciones en que tiene lugar se denominan anóxicas (Metcalf & Eddy, 1995).

La estequiometría global de la etapa de nitrificación del amonio y posterior desnitrificación viene dada por las siguientes ecuaciones:



A lo largo del período experimental, se realizó el seguimiento de la evolución de la concentración de nitrógeno amoniacal (N-NH₄ permeado), nitrógeno nitrito (N-NO₂ permeado) y nitrógeno nitrato (N-NO₃ permeado) en el permeado, frente al tiempo de

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

operación. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 7.13 y los datos numéricos se muestran en la Tabla A.28 del Anexo 3.

Como se puede observar, en el permeado aparecen concentraciones de nitrato en un rango de 15-45 mg/l, y prácticamente ausencia de nitritos y amonio, esto se interpreta como una oxidación total del amonio a nitrato.

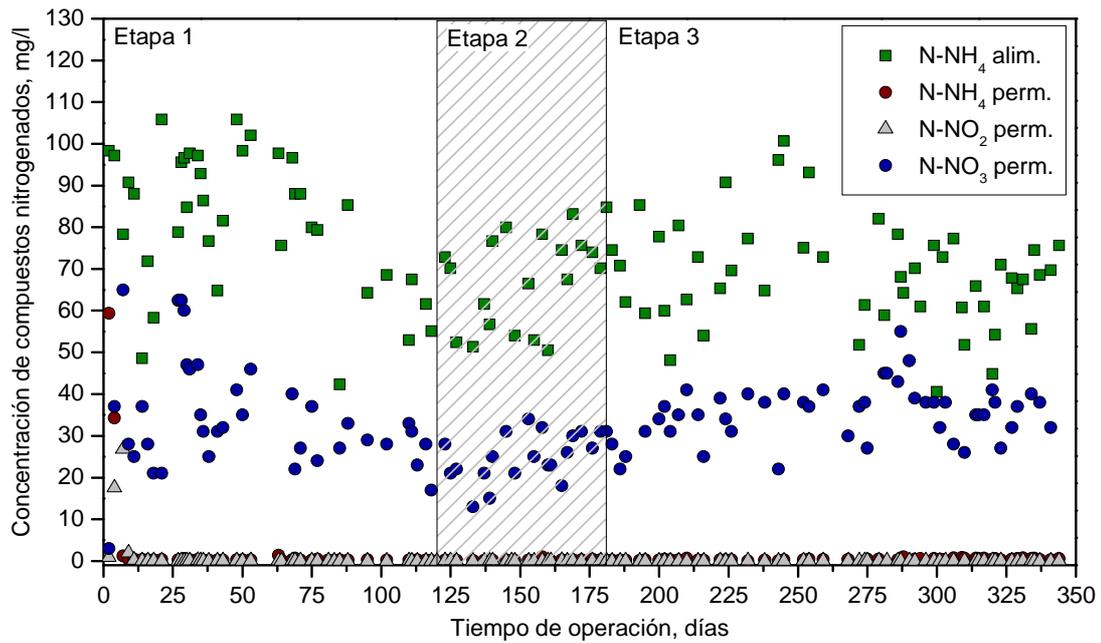


Figura 7.13. Evolución de la concentración de los compuestos nitrogenados frente al tiempo

La presencia permanente de oxígeno disuelto en la suspensión impide el proceso de desnitrificación, en la Figura 7.14 se muestran los datos del oxígeno disuelto y la temperatura durante las tres etapas experimentales.

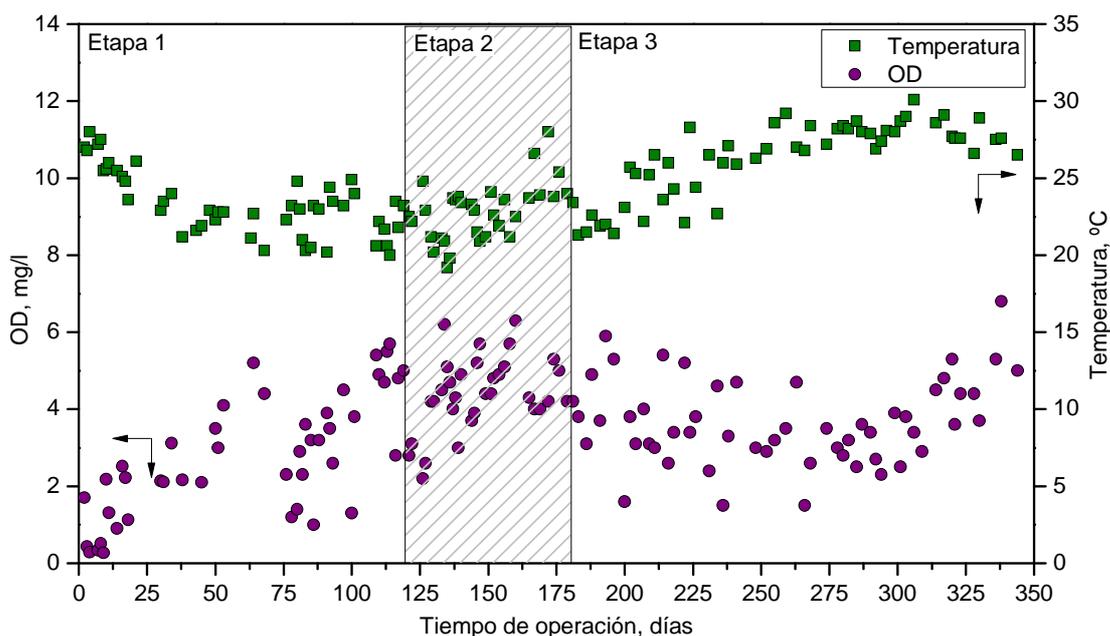


Figura 7.14. Evolución de la concentración de oxígeno disuelto y temperatura registrados en el BRM a lo largo del período experimental

4.3. Calidad microbiológica del permeado

Las enfermedades entéricas causadas por bacterias coliformes se transmiten casi exclusivamente por contaminación de origen fecal y alimentos. La transmisión vía contaminación de los suministros de agua es la forma de infección porcentualmente más importante. Por ello, la calidad microbiológica del agua es importante analizarla ya que existen algunos límites para la reutilización de aguas residuales en el riego agrícola (principal uso de las aguas residuales regeneradas); como por ejemplo, en el Real Decreto 1620/2007 de 7 de diciembre de 2007, se establece que en el riego de cultivos en contacto directo con agua regenerada, la presencia de *Escherichia Coli* debe estar por debajo de 100 ufc/100 ml y no deben existir nematodos. Por otro lado, la Organización Mundial de la Salud (OMS) recomienda que las aguas regeneradas tengan Coliformes fecales inferiores a 1.000 ufc/100 ml cuando se emplean para el riego de cultivos que serán consumidos en crudo. Con objeto de verificar la capacidad de eliminación de microorganismos patógenos por parte de la membrana de ultrafiltración, y compararlo con un proceso convencional de lodos activados, se realizaron análisis microbiológicos de la alimentación de ambos sistemas, la salida del clarificador en el tratamiento convencional (EDAR) y del permeado del BRM en las distintas etapas. Los resultados se muestran de la Tabla 7.6 a la Tabla 7.9.

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

Tabla 7.6. Indicadores de contaminación bacteriana en el permeado

	Alimentación	Salida EDAR	Permeado		
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Coliformes fecales*	7,7E+06	9,2E+05	ausencia	ausencia	ausencia
Escherichia Coli*	7,3E+06	3,5E+05	ausencia	ausencia	ausencia
Enterococos*	3,6E+06	1,1E+06	ausencia	ausencia	ausencia
Clostridium perfringens*	1,1E+06	4,8E+05	ausencia	ausencia	ausencia

*Unidades: ufc/100 ml

Tabla 7.7. Parámetros bacterianos patógenos en el permeado

	Alimentación	Salida EDAR	Permeado		
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Pseudomonas aeruginosa	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia
Salmonella sp.	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia

*Unidades: ufc/100 ml

Tabla 7.8. Indicadores víricos de contaminación fecal en el permeado

	Alimentación	Salida EDAR	Permeado		
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Colifagos somáticos	3,2E+06	1,1E+05	4,2E+03	4,6E+03	7,2E+03
Bacteriófagos F-RNA	2,3E+05	4,2E+04	1,4E+03	1,3E+03	3,0E+04

*Unidades: ufc/100 ml

Tabla 7.9. Microorganismos parásitos en el permeado

	Alimentación	Salida EDAR	Permeado		
			Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Giardia lamblia	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia
Cryptosporidium sp.	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia

*Unidades: quistes/100 ml

siendo ufc: unidades formadoras de colonias y, ufp: unidades formadoras de placas

CAPÍTULO 7

Como se observa en las Tablas 7.6, 7.7 y 7.9, en el permeado no se han detectado indicadores de contaminación bacteriana, ni parámetros bacterianos patógenos, ni microorganismos parásitos. Este comportamiento se atribuye a que la membrana de ultrafiltración tiene un diámetro de poro más pequeño que el tamaño de las bacterias y de los microorganismos parásitos, por lo que dicha membrana es una barrera efectiva de retención.

Sin embargo, en la Tabla 7.8 se refleja la presencia de indicadores víricos en el permeado. A pesar de su presencia en el permeado, se observa que la salida de la EDAR de Santa Cruz de Tenerife contiene estos indicadores víricos en concentraciones muy superiores a las del permeado del BRM, lográndose en la EDAR una eliminación de colifagos somáticos y bacteriófagos F-RNA del 96,6 % y 81,7 %, respectivamente. Mientras en el BRM alimentado con las mismas aguas residuales se consigue un mayor grado de eliminación (99,8 % y 95,3 % de colifagos somáticos y bacteriófagos F-RNA, respectivamente).

Por lo tanto, se puede decir que el sistema BRM da lugar a un permeado de alta calidad microbiológica y apto para la reutilización, siendo independiente de las condiciones de operación.

En el orden práctico, y referido a aguas, el orden de mortalidad de organismos indicadores fecales típicos es de *Coliformes fecales*, *E. coli*, *Enterococos* y *Clostridium*. De este modo, si un agua no tiene *Coliformes* y sí *Enterococos*, suele inferirse que se trata de contaminación antigua o lejana. Además, los *Enterococos* son menos resistentes que los *Coliformes fecales* a un ambiente hostil, muriendo rápidamente en aguas moderadamente salinas. La presencia de *Pseudomonas aeruginosas* en aguas suele estar también asociada a la de coliformes e informa sobre procesos de degradación de la calidad del agua. Finalmente, el *Clostridium perfringens* es de obligada investigación, ya que sus esporas pueden resistir en el agua durante mayor tiempo que los organismos coliformes, siendo además más resistentes a la desinfección que los otros. Los bacteriófagos son virus que sólo utilizan bacterias como hospedadores para la replicación. Los colifagos utilizan *E. coli* y otras especies emparentadas con ella como hospedadores y, por lo tanto, pueden ser liberados por estos hospedadores bacterianos en el agua. Los colifagos que se utilizan en la evaluación de la calidad del agua se dividen en dos grupos principales: colifagos somáticos y bacteriófagos F-RNA (específicos para *E. Coli* F+), siendo sus tamaños de un orden de magnitud similar al diámetro de poro de la membrana (25-200 nm).

4.4. Comportamiento de la membrana

Una vez realizado un extenso estudio de las principales características de la biomasa presente en el BRMS, se procedió al análisis del comportamiento físico de la membrana como medio de separación de la biomasa en diferentes modos de operación. Este estudio comprende los siguientes aspectos:

- Evolución de la presión transmembrana (PTM) con el tiempo de operación. Determinación de la velocidad de ensuciamiento.
- Determinación del flujo sostenible.
- Determinación del flujo de lavado óptimo.

4.4.1. Evolución de la PTM con el tiempo de operación. Determinación de la velocidad de ensuciamiento

Como ya se indicó en el procedimiento experimental, todas las fases del estudio se realizaron utilizando la misma secuencia de filtración y lavado (450 s y 30 s, respectivamente). La filtración terminaba cuando se alcanzaba una presión establecida por consigna. Los lavados eran de duración constante, tanto en modo relax como en modo retrolavado. El período experimental se dividió en nueve fases (ver Tabla 7.3) donde se operaba con un flujo de permeado y lavado constante en cada una de ellas y se medía periódicamente la presión transmembrana (PTM). En la Figura 7.15, se representan los valores de PTM así como el flujo de permeado impuesto (J), frente al tiempo de operación.

En el período inicial (Figura 7.15) se aprecia que, a pesar de trabajar con flujo de permeado relativamente bajo y sin alcanzar una concentración de SSLM elevada, se obtuvo una alta velocidad de ensuciamiento (0,011 Pa/s). Este comportamiento se atribuye a una probable adsorción de macromoléculas en el interior de los poros, dando lugar a un bloqueo estándar (Di Bella *et al.*, 2006).

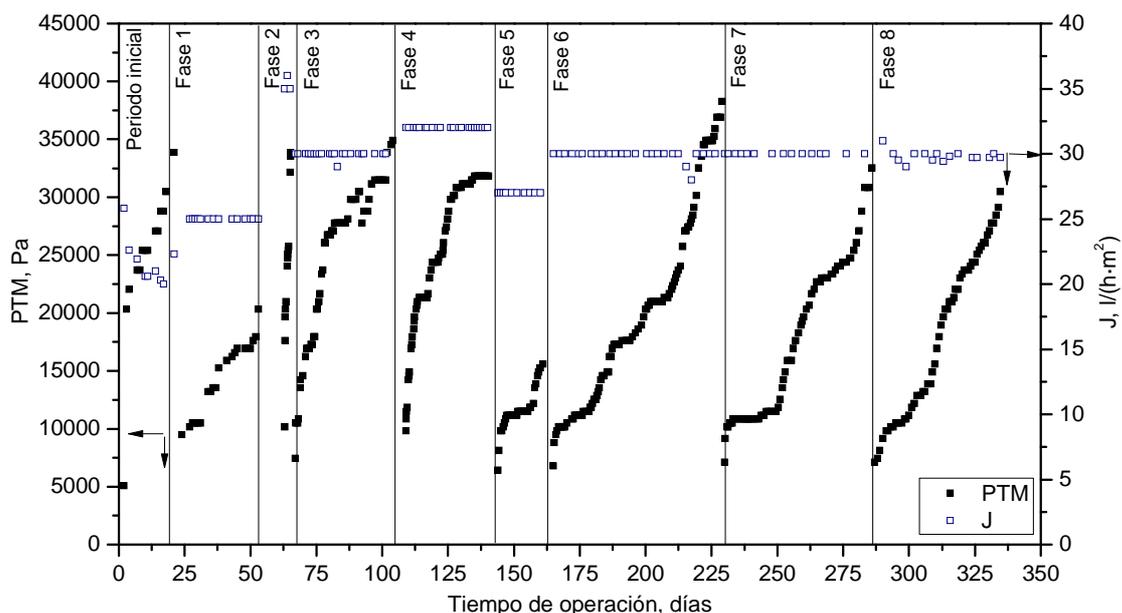


Figura 7.15. Evolución de la PTM y el flujo de permeado con el tiempo de operación

En las primeras fases (1-5) se operaba a distintos flujos de filtración con lavado en modo relax (parada de la filtración) mientras que en las fases 6, 7 y 8 se operaba a distintos flujos de retrolavado donde se mantenía constante el flujo de filtración ($J= 30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$). En la Figura 7.15 se puede observar de forma clara que los experimentos de filtración directa en modo retrolavado tienen una duración más larga que los de relax y, por lo tanto, presentan un menor ensuciamiento. Esto se estudiará detenidamente en los siguientes apartados.

4.4.2. Determinación del flujo sostenible

Un concepto fundamental en el ensuciamiento de los BRM es el flujo crítico, que se refiere al flujo por debajo del cual no se produce una disminución significativa de la permeabilidad con el tiempo y por encima del cual se produce un ensuciamiento importante. El problema que surge de la utilización de este flujo, como parámetro representativo de la velocidad de ensuciamiento, es su aplicación en experimentos de larga duración a partir de los datos obtenidos en experimentos de corta duración, que con frecuencia no resultan representativos. Por este motivo, en muchas ocasiones, en lugar del flujo crítico se estudia el flujo sostenible, que tiene en cuenta la reversibilidad de la deposición de partículas y las restricciones operacionales de la productividad y los costes.

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

A partir de la Figura 7.15 se obtuvo la velocidad de ensuciamiento de la membrana, r_f , en función del flujo de permeado en modo relax (fases 1 a 5), representada en la Figura 7.16.

En esta figura se observa que en el rango de valores de flujo de permeado comprendido entre 25 y 32 $l/(h \cdot m^2)$, la velocidad de ensuciamiento es relativamente pequeña ($< 0,01$ Pa/s), correspondiendo con las condiciones subcríticas de operación. A partir de 32 $l/(h \cdot m^2)$, la velocidad de ensuciamiento aumenta de forma acusada con el flujo de permeado, considerando que por encima de este valor se opera en condiciones supercríticas. Por tanto, se podría decir que bajo estas condiciones de operación, el flujo crítico al cual se puede trabajar sin que se produzca un aumento significativo de la velocidad de ensuciamiento es de 32 $l/(h \cdot m^2)$.

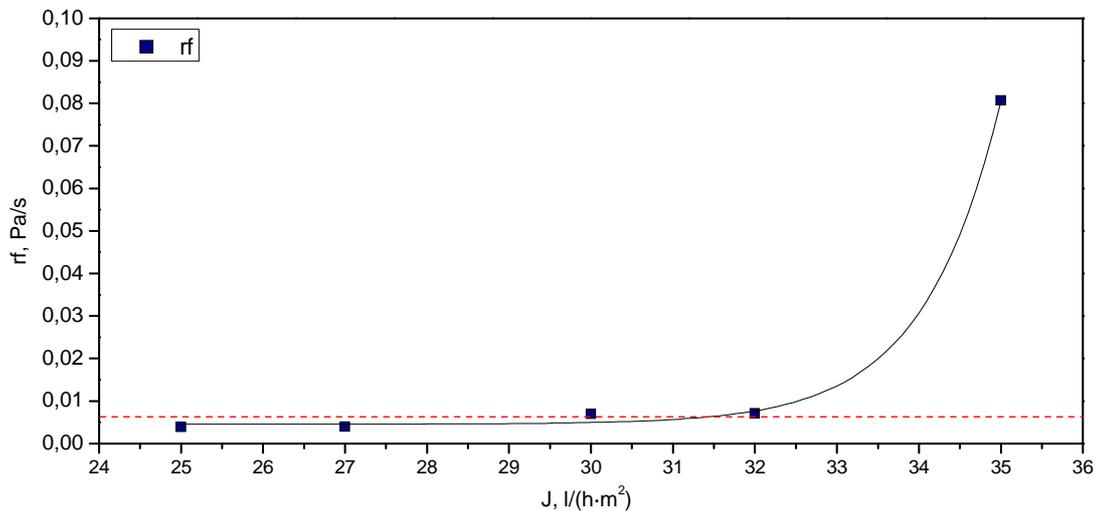


Figura 7.16. Velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado (modo relax). $J = 30$ $l/(h \cdot m^2)$

En relación con el valor hallado de flujo crítico, se deben tener en cuenta las siguientes consideraciones:

1. La máxima presión transmembrana recomendada por los fabricantes de membrana se ha establecido en 40 kPa.
2. En los sistemas BRM comerciales se recomienda realizar una limpieza química con hipoclorito sódico cada dos meses de operación.

3. Si se admite que se parte de una presión transmembrana inicial (PTM_0) de 7.500 Pa y se alcanza el límite de 40.000 Pa en dos meses (5,184.000 s) de filtración, la velocidad de ensuciamiento calculada (dada por el cociente entre la diferencia de presión y el tiempo) es de 0,006 Pa/s.

Por lo que, de acuerdo con los datos experimentales obtenidos (Figura 7.16), la velocidad de ensuciamiento calculada (0,006 Pa/s) se corresponde con un flujo de permeado comprendido entre 30 y 32 l/(h·m²). En este rango de valores se debe situar el flujo sostenible durante la operación de filtración. Este resultado es coherente con los datos experimentales obtenidos en las fases 1-5 en modo relax. Es decir, bajo estas condiciones de operación el flujo crítico y el flujo sostenible se consideran prácticamente iguales y se encuentra, siendo conservativos, en 30 l/(h·m²).

4.4.3. Determinación del flujo de lavado óptimo

Una vez establecido como flujo sostenible de filtración 30 l/(h·m²), se procedió a variar el flujo de retrolavado para determinar cuál era el óptimo bajo las condiciones de operación estudiadas.

En la Figura 7.17 se representa el J_{neto} (calculado como en el Capítulo 6) y la velocidad de ensuciamiento frente al flujo de lavado aplicado (J_L) en las fases 3, 6, 7 y 8, o sea, con un flujo de filtración constante de 30 l/(h·m²) y con distintos flujos de lavado (0, 15, 30 y 50 l/(h·m²)). Del análisis de los datos se deduce que:

1. El retrolavado tiene un efecto positivo en la reducción de la velocidad de ensuciamiento de la membrana respecto al modo relax en el rango estudiado.
2. Flujos de retrolavado superiores a 15 l/(h·m²), no representan una disminución sensible de la velocidad de ensuciamiento.
3. La variación del flujo neto de permeado con el flujo de lavado permite visualizar simultáneamente la velocidad de ensuciamiento y la productividad del proceso.

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

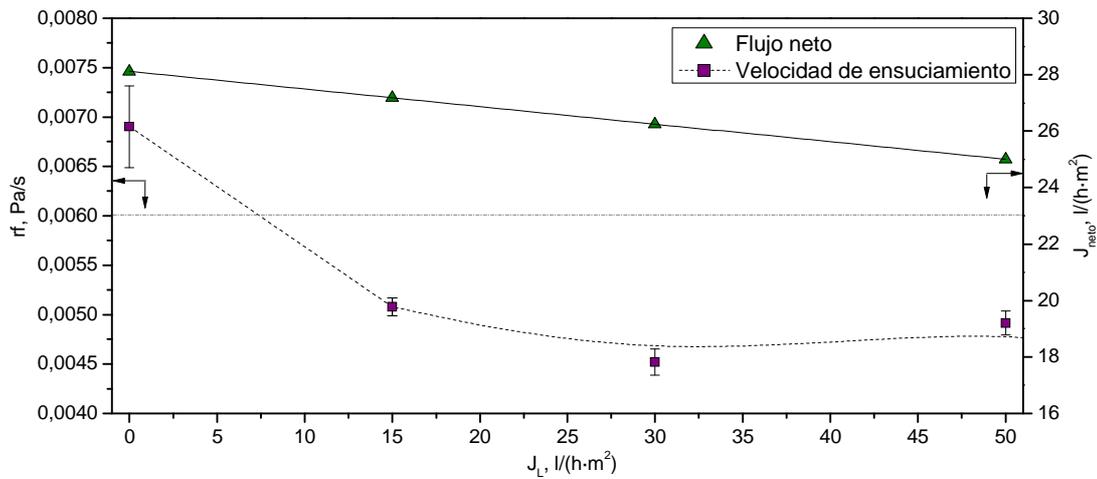


Figura 7.17. Velocidad de ensuciamiento y flujo neto frente al flujo de lavado. $J_{filtración} = 30$ l/(h·m²)

Se puede concluir que, cuando se filtra en condiciones de flujo sostenible, puede compensar la operación en modo retrolavado con flujos de éste del orden de la mitad del flujo de filtración.

Por último, es importante destacar que, para determinar cuál es el modo de operación más adecuado (si relax o retrolavado), hay que tener en cuenta otros factores como son: el desgaste de elementos mecánicos y eléctricos y, al mismo tiempo, las fuentes de alimentación durante las paradas y arranques. También, se debe considerar el efecto de los volúmenes muertos de permeado en las tuberías y accesorios cuando las paradas son muy frecuentes.

5. CONCLUSIONES

Con los resultados del presente capítulo se ha llegado a las siguientes conclusiones:

1. En un BRM alimentado con agua residual urbana de DQO en torno a 1.000 mg/l y DBO₅ de 750 mg/l, se alcanza una concentración de sólidos suspendidos en el líquido mezcla límite de 11.000 mg/l cuando la operación se lleva a cabo sin purga de lodo. El TRH necesario fue 25 h y la carga orgánica estacionaria, A/M, fue de 0,09 kg DQO/(kg SSLM·d). El permeado obtenido mostró un valor medio de DQO de 24 mg/l, ausencia de amonio y nitrito y concentraciones de nitrato próximas a 33 mg/l. En estas condiciones de operación se puede admitir que el sustrato alimentado es empleado preferentemente para la supervivencia celular o mantenimiento, y no para el crecimiento.

2. El valor de flujo sostenible de permeado determinado fue de 30 l/(h·m²). Bajo estas condiciones, la velocidad de ensuciamiento es lo suficientemente baja (0,006 Pa/s) para realizar limpiezas químicas cada dos meses.

3. Para un flujo sostenible de permeado de 30 l/(h·m²), se puede operar con lavados en modo relax o modo retrolavado. En este último caso es suficiente un flujo de retrolavado de 15 l/(h·m²) durante 30 s.

4. Cuando se alcanza el valor límite de concentración de biomasa en el reactor, la actividad microbiana medida a través del SOUR_e, supuso un valor medio de 0,008 g O₂/(g SSVLM·d), lo que representa una baja actividad microbiana.

5. La medida de la distribución de tamaños de partícula en la biomasa se sitúa en un valor próximo a 50 µm. Por su parte, el análisis microscópico de la biomasa indicó presencia de microorganismos superiores. Ambos resultados permiten concluir que se logra una depuración muy avanzada y se justifica la distribución unimodal de los tamaños de partícula.

6. Los resultados obtenidos a partir de la determinación de sustancias poliméricas extracelulares (EPS) solubles, confirmaron la actividad endógena de la biomasa presente.

7. La suspensión microbiana muestra un comportamiento reológico de fluido no newtoniano pseudoplástico que se ajusta al Modelo de Ostwald. La viscosidad aparente límite de la suspensión se ha podido correlacionar con la concentración de sólidos en la misma.

COMPORTAMIENTO DE UN BRM CON LIMITACIÓN DE SUSTRATO

8. El permeado obtenido en toda la experimentación presenta una turbidez inferior a 0,6 NTU, que refleja una barrera prácticamente total para los sólidos en suspensión y la materia macro-coloidal. Del mismo modo, el análisis microbiológico mostró la ausencia de indicadores de contaminación bacteriana, parámetros bacterianos patógenos y microorganismos parásitos. Asimismo, la membrana presenta una eficacia del orden del 98 % en la eliminación de indicadores víricos. Por tanto, el BRM es capaz de proporcionar un permeado con una calidad que cumple la normativa más exigente para la reutilización de aguas.

6. BIBLIOGRAFÍA

APHA, "Methods for the examination of Water and Wastewater", 18th ed. *American Public Health Association/Water Environment Federation*: Washington D.C., USA (1992).

Al-Halbouni D., J. Traber, S. Lyko, T. Wintgens, T. Melin, D. Tacke, A. Janot, W. Dott, J. Hollender, "Correlation of EPS content in activated sludge at different sludge retention times with membrane fouling phenomena", *Water Research*: 42, 1475-1488 (2008).

Bae T.H., T.M. Tak, "Interpretation of fouling characteristics of Ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor", *Journal of Membrane Science*: 264, 151-160 (2005).

Defrance L., M.Y. Jaffrin, B. Gupta, P. Paullier, V. Geaugey, "Contribution of various constituents on activated sludge to membrane bioreactor fouling", *Bioresource Technology*: 73, 105-112 (2000).

Delgado S., R. Villarroel, E. González, "Tratamiento avanzado de las aguas residuales de Santa Cruz de Tenerife: Biorreactores de membrana", *Anuario del Instituto de Estudios Canarios* (2008a).

Delgado S., R. Villarroel, E. González, "Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 311, 173-181 (2008b).

Di Bella G., F. Durante, M. Torregrossa, G. Viviani, "The role of fouling mechanisms in submerged membrane bioreactor during the start-up", *Desalination*: 200, 722-724 (2006).

Drews A., M. Kraume, "Process improvement by application", *Chemical Engineering Research and Design*: 83, 276-284 (2005).

Fan X., V. Urbain, Y. Qian, J. Manem, "Nitrification and mass balance with a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment", *Water Science Technology*: 35, 129-136 (1996).

Fan F., H. Zhou, H. Husain, "Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes", *Water Research*: 40, 205-212 (2006).

Huang X., P. Gui, Y. Qian, "Effect of sludge retention time on microbial behavior in a submerged membrane bioreactor", *Process Biochemistry*: 36, 1001-1006 (2001).

Judd S., "The MBR Book: Principals and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment", *Elvesier*, 1^a Ed., London (2006).

Laera G., A. Pollice, D. Saturno, C. Giordano, A. López, "Zero net growth in a membrane bioreactor with complete sludge retention", *Water Research*: 39, 5241-5249 (2005).

Le-Clech P., T. Fane, G. Leslie, A. Childress, "MBR focus: the operator's perspective", *Filtration & Separation*: 42, 20-23 (2005).

Le-Clech P., V. Chen, T. Fane, "Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment", *Journal of Membrane Science*: 284, 17-53 (2006).

Lee W., S. Kang, H. Shin, "Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*: 216, 217-227 (2003).

Lee W., S. Kang, H. Shin, "Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*: 213, 273-283 (2003).

Liang P., X. Huang, Y. Qian, "Excess sludge reduction in activated sludge process through predation of *Aeolosoma hemprichi*", *Biochemical Engineering Journal*: 28, 117-122 (2006).

Manem J., R. Sanderson, "Water Treatment Membrane Process", *AWWA Research Foundation*: McGraw-Hill (1996).

Metcalf & Eddy, "Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización", *McGraw-Hill*, 3ª Edición, Madrid (1995).

Pirt S.J., "The maintenance energy of bacteria on growing cultures", *Proceedings of the Royal Society of London*: 163, 224-231 (1965).

Pollice A., G. Laera, M. Blonda, "Biomass growth and activity in a membrane bioreactor with complete sludge retention", *Water Research*: 38, 1799-1808 (2004).

Pollice A., C. Giordano, G. Laera, D. Saturno, G. Mininni, "Physical characteristics of the sludge in a complete retention membrane bioreactor", *Water Research*: 41, 1832-1840 (2007).

Pollice A., G. Laera, D. Saturno, C. Giordano, "Effect of sludge retention time on the performance of a membrane bioreactor treating municipal sewage", *Journal of Membrane Science*: 317, 65-70 (2008).

Prescott L.M., J.P. Harley, D.A. Klein, "Microbiología", *Ed. McGraw-Hill interamericana*, 4ª edición (1999).

Rodde-Pellegrin M.L., C. Winieswski, A. Gramick, A. Tazi, H. Buisson, "Respirometric needs of heterotrophic populations developed in an immersed membrane bioreactor working in sequenced aeration", *Biochemical Engineering Journal*: 11, 2-12 (2002).

Rosenberger S., C. Laabs, B. Lesjean, R. Gnirss, G. Amy, M. Jekel, J.-C. Schorotter, "Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment", *Water Research*: 40, 710-720 (2006).

Schwarz A.O., B.E. Rittmann, G.V. Crawford, A.M. Klein, G.T. Daigger, "Critical review of effects of mixed liquor suspended solids on membrane bioreactor operation", *Separation Science and Technology*: 41, 1489-1511 (2007).

CAPÍTULO 7

Singer R., "Suction-Feeding in *Aeolosoma (Annelida)*", *Transactions of the American Microscopical Society*: 97, 105-111 (1978).

Song B., X. Chen, "Effect of *Aeolosoma hemprichi* on excess activated sludge reduction", *Journal of Hazardous Materials*: 162, 300-304 (2009).

Trussell R.S., R.P. Merlo, S.W. Hermanowicz, D. Jenkins, "The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater", *Water Research*: 40, 2675-2683 (2006).

Vanrolleghem P.A., M. van Daele, D. Dochain, "Practical identifiability of a biokinetic model of activated sludge respiration", *Water Research*: 29, 2561-2570 (1995).

van der Roest H.F., D.P. Lawrence, A.G.N. van Bentem, "Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment", *International Water Association*: London (2002).

Wang Z., Z. Wu, G. Yu, J. Liu, Z. Zhou, "Relationship between sludge characteristics and membrane flux determination in submerged membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*: 284, 87-94 (2006).

Wei C., T.S. Lui, "The discharged excess sludge treated by *Oligochaeta*", *Water Science and Technology*: 52, 265-272 (2005).

Xing C.H., E. Tardier, Y. Qian, X.H. Wen, "Ultrafiltration membrane bioreactor for urban wastewater reclamation", *Journal of Membrane Science*: 177, 73-82 (2000).

CAPÍTULO 8.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

De los resultados obtenidos en la presente investigación, sobre el estudio del ensuciamiento de los biorreactores de membrana en el tratamiento de aguas residuales, se extraen las siguientes conclusiones:

1. En condiciones de filtración frontal, para suspensiones con distintas características morfológicas, el ensuciamiento originado en la membrana se ajusta aceptablemente bien al mecanismo de formación de torta.

2. En condiciones de filtración con aireación, los mecanismos de ensuciamiento se pueden explicar mediante la teoría de la migración lateral, la cual ha permitido justificar la existencia de un flujo crítico. Para las suspensiones estudiadas, el flujo crítico experimental está dentro del intervalo de 20-25 l/(h·m²) y depende de la naturaleza de la suspensión.

3. Para unas condiciones de operación de $J = 32 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ y $\text{SAD}_m = 3,5 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, existe una concentración crítica de sólidos (11.500 mg/l) que marca una transición en la velocidad de ensuciamiento de la membrana. Por debajo de dicha concentración crítica, el ensuciamiento se puede atribuir a la fracción microcoloidal y soluble de la suspensión y, por encima de este valor, el ensuciamiento se ajusta al mecanismo de formación de torta.

4. El efecto de la aireación sobre la limpieza de la membrana se puede describir mediante el gradiente de velocidad, G . La velocidad de ensuciamiento en estado estacionario se puede expresar mediante una función exponencial de G :

$$r_f = (r_f)_0 \exp^{-(F_0 G)} + (r_f)_1$$

CONCLUSIONES

5. La eficacia de la aireación sobre el ensuciamiento se puede cuantificar a través de un factor de sensibilidad, F_G . Este factor disminuye a medida que aumenta la concentración de sólidos suspendidos, hasta hacerse constante a valores superiores a la concentración crítica de sólidos.

6. La filtración con aireación intermitente da lugar a velocidades de ensuciamiento similares a las de la aireación continua de la membrana, con posible incidencia en la reducción de los costes de operación del proceso. El estudio de las relaciones de aireación-parada permite determinar las condiciones más favorables de la operación. Estas condiciones se establecen en un tiempo máximo de parada de 35 s y un tiempo mínimo de aireación de 20 s.

7. El inicio de la limpieza de la membrana cuando se alcanza una presión consigna (PTM_c) durante la filtración, permite obtener un flujo neto de permeado superior (10 %) al conseguido en el modo temporizado. Los mayores valores de flujo neto se logran para tiempos de retrolavado comprendidos entre 30 y 45 s, y una PTM_c de 36 kPa.

8. El efecto del modo de limpieza (retrolavado o relax) en la velocidad de ensuciamiento depende del flujo de permeado establecido. A flujos de permeado inferiores a $30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ no existen diferencias apreciables y es preferible operar en modo relax; a flujos superiores a $30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, el modo retrolavado resulta más eficiente.

9. El sistema BRM, en operación sin purga de lodos, alcanza unas condiciones de régimen estacionario que dependen de las características del agua de alimentación. Para aguas residuales urbanas, las condiciones estacionarias experimentales alcanzadas fueron: relación $A/M = 0,09 \text{ kg DQO}/(\text{kg SSLM}\cdot\text{d})$ y $SSLM = 11.000 \text{ mg/l}$. Se puede admitir que, en tales condiciones de operación, el sustrato alimentado es empleado preferentemente para la supervivencia celular o mantenimiento, y no para el crecimiento microbiano.

10. El sistema permite operar de forma sostenible a un flujo de permeado de $30 \text{ l}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, ciclos consecutivos de filtración-relax (450 s-30 s), un caudal de aireación de $1,9 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ y limpiezas químicas cada dos meses.

11. El BRM es capaz de proporcionar un permeado con una calidad que cumple la normativa más exigente para la reutilización de aguas. El análisis microbiológico no muestra indicadores de contaminación bacteriana, patógenos ni microorganismos parásitos.

RECOMENDACIONES

En base a la experiencia adquirida y las conclusiones extraídas del presente estudio, se sugieren algunas recomendaciones que pueden llevarse a cabo en investigaciones futuras:

1. Estudio de la intermitencia de la aireación a densidades de flujo superiores a la estudiada, a escala laboratorio. Una vez establecidas las mejores condiciones (flujo de permeado, intervalo de intermitencia), verificación de la extrapolación de resultados en estudios de planta piloto.
2. Incorporación de nuevos sistemas de control en las instalaciones experimentales (laboratorio y piloto), que incluyan dispositivos de medida y control en línea de distintos parámetros de operación del sistema (concentración de biomasa, flujo de permeado, concentración de sustancias poliméricas extracelulares y actividad biológica).
3. Diseño de un reactor híbrido formado por un reactor discontinuo secuencial (RDS) con una membrana de fibra hueca en su interior.
4. Extensión de los estudios a otros tipos de membranas.

ANEXOS

Índice

1. MÉTODOS ANALÍTICOS.....	235
2. CALIBRADOS.....	247
3. TABLAS.....	251

1. MÉTODOS ANALÍTICOS

pH

La medida del pH en los experimentos se lleva a cabo con el pH-metro WTW inoLab Level 1 que lleva incorporado un sensor para pH y temperatura SENTIX® 41, con una sensibilidad de $\pm 0,001$.

Temperatura y oxígeno disuelto

La medida del oxígeno disuelto en los biorreactores de membrana se realiza con el equipo WTW 340i que dispone de un sensor combinado CelloX® 325, con una sensibilidad de $\pm 0,01$ mg/l. Este mismo sensor permite la medida de la temperatura con una resolución de $0,1$ °C. El calibrado del equipo se efectúa con el procedimiento de medida de aire saturado en vapor de agua.

Turbidez

La medida de la turbidez se lleva a cabo siguiendo el método nefelométrico (SM-2130 B) disponible en el turbidímetro HACH 2100N. El resultado de dicha medida se expresa en unidades NTU (unidades nefelométricas). La sensibilidad del equipo es de $\pm 0,01$ NTU.

El método se basa en la comparación de la intensidad de luz dispersada en un ángulo de 90° de una muestra y una solución patrón de referencia en unas condiciones determinadas. Cuanto mayor es la intensidad de luz dispersada mayor es la turbidez. La

ANEXO 1

solución patrón es de polímero de formazida a una concentración específica que tiene una turbidez de 4000 NTU.

Sólidos en suspensión totales y volátiles

La medida del contenido en sólidos suspendidos totales se hace conforme al método gravimétrico (SM-2540 D). Un volumen de muestra, bien homogeneizada, se filtra a través de un papel de filtro de tamaño de poro de 0,45 μm , pesado previamente. El residuo retenido en el filtro se seca en la estufa a 105 $^{\circ}\text{C}$ durante, al menos, una hora y se pesa hasta que presente un peso constante. El incremento de peso en el filtro representa el contenido en sólidos totales en suspensión.

Para la determinación de los sólidos volátiles se realiza el método gravimétrico (SM-2540 E). Se toma el residuo retenido en el filtro después del análisis de los sólidos en suspensión totales incinerándose a peso constante y a una temperatura de 550 ± 50 $^{\circ}\text{C}$, durante 15 ó 20 minutos. Los sólidos que permanecen en el filtro representan los sólidos totales fijos, mientras que la pérdida de peso representa los sólidos volátiles.

Nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+)

Los análisis para la determinación del nitrógeno amoniacal se basan en el método normalizado SM-450-NH₃ C/89.

El procedimiento que se ha seguido es el siguiente: a las disoluciones preparadas y al blanco se les añaden 1 ml de Sal Rochelle y 1 ml de Nessler, después en el espectrofotómetro HACH DR/3000, con el programa 34 a 425 nm de longitud de onda se mide la concentración de nitrógeno amoniacal.

Nitrógeno nitrito (N-NO_2^-)

La concentración de nitrógeno nitrito se obtiene con un método colorimétrico (método específico HACH 8507).

El procedimiento es el siguiente: a las disoluciones realizadas se les añade el reactivo Nitriver 3, se agita y se esperan 15 minutos para que reaccione. A continuación, se mide la concentración de nitrógeno nitrito en el espectrofotómetro HACH DR/3000, con el programa 41 a 507 nm de longitud de onda. El blanco es agua destilada.

MÉTODOS ANALÍTICOS

Nitrógeno nitrato (N-NO₃⁻)

La concentración de nitrógeno nitrato se determina con un método colorimétrico (método específico HACH 8171).

Para la determinación, se hacen las disoluciones necesarias en matraces de 25 ml, luego se pasan a matraces de 50 ml, se añaden unas gotas de agua de bromo (para pasar los nitritos a nitratos) y unas gotas de fenol (para eliminar la coloración amarilla producida por la adición de agua de bromo). Posteriormente, se añade el reactivo Nitraver 5, se agita con fuerza durante 1 minuto y se espera 5 minutos para que reaccione. A continuación, se mide la concentración de nitrógeno nitrato en el espectrofotómetro HACH DR/3000, con el programa 38 a 400 nm de longitud de onda. El blanco se prepara exactamente igual que en las otras muestras.

Demanda química de oxígeno (DQO)

La determinación se realiza siguiendo el método colorimétrico de reflujo cerrado (SM-5220 D/89). De la muestra homogeneizada se toman 2,5 ml que se introducen en un vial al que se le añade un volumen de 1,5 ml de la disolución de digestión constituida por K₂Cr₂O₇, H₂SO₄ y HgSO₄, además se añaden 3,5 ml de reactivo de ácido sulfúrico que contiene Ag₂SO₄ y H₂SO₄. A idéntico proceso se someten 2,5 ml de agua destilada que se emplean como blanco de la medida de la DQO. Una vez cerrados los viales, se agitan y se colocan en un digestor de bloque a una temperatura de 150 °C durante 120 minutos. Transcurridas las dos horas de digestión, los viales se retiran del digestor y se les deja enfriar a temperatura ambiente agitándolos varias veces. La medida de la DQO se realiza en un espectrofotómetro HACH DR 3000, a una longitud de onda de 600 nm, tomando como blanco el vial con agua destilada ya preparado. La sensibilidad del método es de ± 6 mg/l.

Determinación de sustancias poliméricas extracelulares (EPS)

El término EPS es usado de manera general y comprende diferentes clases de macromoléculas tales como: polisacáridos, proteínas, ácidos nucleicos, fosfolípidos y otros compuestos poliméricos. Estos compuestos han sido hallados en el interior de la superficie celular y en los espacios intercelulares de los agregados microbianos (Flemming *et al.*, 2001). Consisten en materiales insolubles procedentes de secreciones activas, materiales que quedan a la luz en la superficie celular o materiales procedentes de la lisis celular. Sin

ANEXO 1

embargo, dentro de estas sustancias se acepta, generalmente, que son dos los principales componentes: proteínas y polisacáridos (Sponza, 2002).

Determinación de la concentración de proteínas

Para determinar la cantidad de proteínas solubles presentes en la muestra se utiliza el *kit de proteínas totales, Micro Lowry, Peterson's Modification* (TP 0300 y L3540) suministrado por Laboratorios Sigma (SIGMA-ALDRICH, EEUU). El principio de análisis se basa en el método de Lowry-Peterson modificado (Peterson *et al.*, 1977) que consiste en la reacción de ciertos aminoácidos como la tirosina, triptófano y cisteína en un medio alcalino con el ácido fosfotungsténico y el ácido molíbdico. Dicho medio da lugar a un complejo incoloro que se puede reducir mediante reacción lenta con fenol en un complejo de coloración azul detectable por espectrofotometría. Esta coloración es reforzada por la formación de un complejo entre el sulfato de cobre y los enlaces peptídicos de las proteínas.

El procedimiento es el siguiente: se usan cubiletes de 5 ml donde se añade 1 ml de muestra problema con 1 ml de Reactivo de Lowry, se tapa con papel de film y se agita. Al igual que con la muestra problema, se prepara el blanco usando agua destilada. Se esperan 20 min y, a continuación, se añaden 0,5 ml de Reactivo de Fenol Ciocalteu y Folin, que ya viene preparado en el kit. Se agita vigorosamente y se esperan 30 minutos. La medición se realiza en un espectrofotómetro HACH DR 3000, a una longitud de onda de 750 nm. Da como resultado una serie de absorbancias que luego se sustituyen en la recta de calibrado, dando las concentraciones de proteínas solubles presentes en las muestras.

Antes de comenzar las mediciones se ha de estandarizar el método según se tenga precipitación de proteínas o no. En este caso se usa el método sin precipitación de proteínas, previamente se preparan disoluciones estándar de proteínas y se miden, para comprobar la fiabilidad del método. La recta de calibrado se realiza con una solución de proteínas estándar a 400 µg/ml. Se toman diferentes disoluciones de la misma y se realiza el ensayo por triplicado. Así se estandarizó el método con la siguiente ecuación de recta (representado en la Figura A.1):

$$y = 0,009x + 0,001 \quad [A.1]$$

MÉTODOS ANALÍTICOS

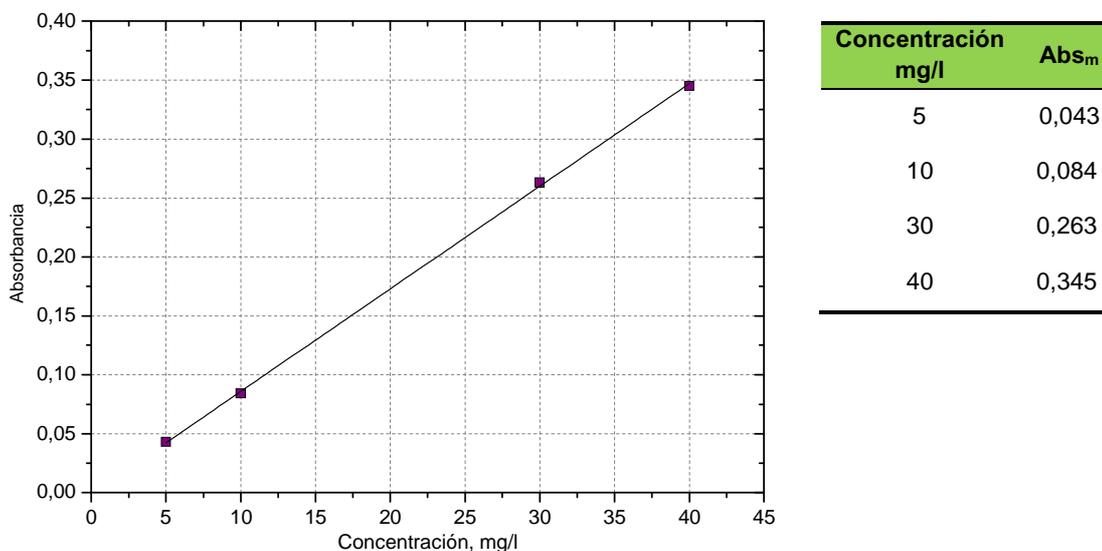


Figura A.1. Recta de calibrado de proteínas y datos de origen

Determinación de la concentración de polisacáridos

Para determinar la concentración de polisacáridos que se encuentran en la muestra se usa el método colorimétrico de Dubois (Dubois *et al.*, 1956). En éste se adicionan 2 ml de muestra problema en un vial, se añade 1 ml de disolución de fenol al 80 % y 5 ml de H₂SO₄, rápidamente. Se esperan 10 minutos y se agita. Se esperan otros 10 minutos y se lee en el espectrofotómetro HACH DR 3000, a una longitud de onda de 490 nm. El blanco para realizar las mediciones se prepara igual pero usando 2 ml de agua destilada. Los resultados dan las absorbancias que luego se sustituyen en la recta de calibrado del método, obteniendo las concentraciones de polisacáridos presentes en las muestra.

Este método se basa en la formación de derivados fulfuralquílicos por calentamiento en un medio de ácido sulfúrico concentrado (95-97 %), ya que estos derivados reaccionan con el fenol para dar compuestos coloreados susceptibles de ser medidos por espectrofotometría.

Para realizar el calibrado se prepara una disolución patrón de glucosa al 99 % con una concentración de 350 mg/l y se realizan 5 repeticiones para diferentes concentraciones. Se calcula el promedio de los resultados de absorbancia obtenidos y se representan (ver Figura A.2). La ecuación de la recta del método de Dubois es:

ANEXO 1

$$y = 0,017x - 0,032$$

[A.2]

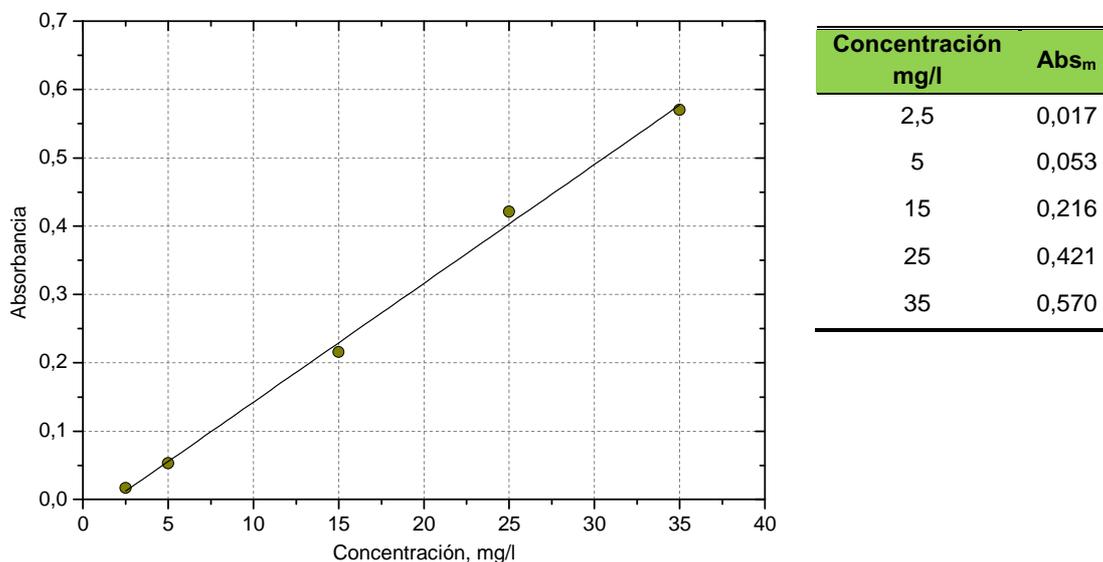


Figura A.2. Recta de calibrado de polisacáridos y datos de origen

Distribución de tamaños de partícula

Para medir la distribución de tamaños de partícula que se encuentran suspendidas en el lodo se ha usado un Coulter LS100 (COULTER, UK), que utiliza un haz de luz láser de 750 nm que mide partículas de 0,4 a 900 μm de diámetro, por difracción de luz. El haz de luz incide en una lente Fourier que es sensible sólo a los ángulos de luz y no a la posición de la fuente. El sistema de detección consta de 126 detectores fotodiodos en tres direcciones. Hay un ángulo bajo (principalmente para las partículas grandes), un ángulo medio (principalmente para las partículas medianas) y un ángulo alto (principalmente para las partículas pequeñas).

Se añade en el vial del dispositivo 0,1 ml de lodo muestra y el resto de agua destilada, se pone en el Coulter, se conecta el agitador y se activa el programa informático, éste va midiendo hasta que se obtienen los resultados de la curva de la distribución de los tamaños de partícula. Antes de realizar cualquier medida hay que calibrar el aparato con el vial del dispositivo lleno de agua destilada.

MÉTODOS ANALÍTICOS

Para determinar la precisión del método se han realizado 5 medidas de la misma muestra obteniéndose, para un diámetro medio de partícula de 50,2 μm , una desviación estándar de 1,2 μm (2,4%). Estos resultados se muestran en la Figura A.3.

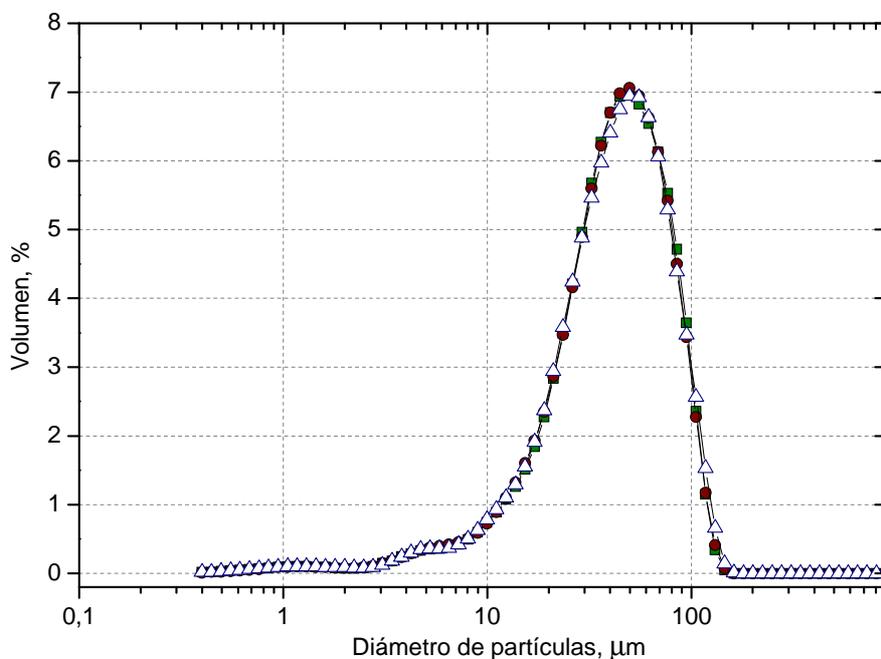


Figura A.3. Distribución de tamaños de partícula en 5 medidas de una muestra

Ensayos respirométricos

Los ensayos respirométricos se realizaron para determinar la actividad microbiana de la biomasa del BRM, obteniéndose a partir de estos ensayos el consumo específico de oxígeno (SOUR) (Lee *et al.*, 2003), donde se determina la velocidad máxima específica de consumo de oxígeno en condiciones endógenas (SOUR_e). En la Figura A.4 se muestra un esquema de la instalación empleada para la determinación.

El procedimiento experimental ha sido el siguiente: se introduce en el reactor 400 ml de muestra, se enciende el agitador a 260 rpm y se satura la muestra en oxígeno inyectando aire con una presión de 2 bar. Una vez que la concentración de oxígeno alcanza aproximadamente los 8 mg/l, se para la aireación (sin parar la agitación) y se mide la concentración de oxígeno disuelto en función del tiempo hasta alcanzar, aproximadamente, los 2 mg/l de oxígeno disuelto. Cuando se consigue dicha concentración se repite el procedimiento anterior 4 ó 5 veces.

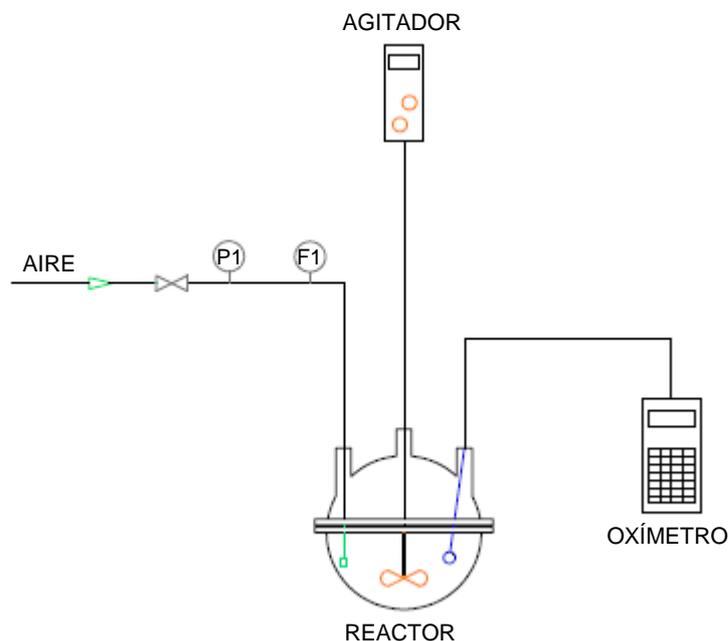


Figura A.4. Esquema de la instalación utilizada para los ensayos respirométricos

Con las pendientes obtenidas al representar el oxígeno disuelto frente al tiempo (desde que se para la aireación) y la concentración de SSVLM de la muestra, se obtiene el $SOUR_e$, como se muestra en la ecuación A.3.

$$SOUR = \frac{dC_{O_2}/dt}{SSVLM} \quad [A.3]$$

donde dC_{O_2}/dt es la pendiente obtenida al representar la concentración de oxígeno frente al tiempo.

Tiempo de filtración (TTF)

El TTF se ha tomado como un índice de filtrabilidad para predecir el potencial de incrustaciones de las aguas residuales en operaciones con BRM, debido a su simplicidad de medición. Sin embargo, el TTF sólo mide los efectos de la formación de torta en condiciones estáticas (Fan *et al.*, 2006).

La determinación del TTF se hizo a través del Método Estándar 2710H (APHA, 1992). El procedimiento es el siguiente: se colocan 200 ml de lodo sobre el filtro (papel de filtro

MÉTODOS ANALÍTICOS

Whatman No. 1.) y se comienza a filtrar a vacío. Durante la filtración se anota el tiempo que tarda en filtrar 25, 50 y 100 ml.

Índice volumétrico de lodo (SVI)

La deposición de partículas sobre la membrana es muy diferente a su deposición debido a la gravedad ya que la membrana no sólo se encuentra afectada por las características de los lodos, sino también por las condiciones hidrodinámicas causadas por el aire y la turbulencia del líquido. A pesar de esto, el SVI se utiliza frecuentemente para evaluar la filtrabilidad de la membrana.

El SVI es el volumen (en mililitros) ocupado por un gramo de suspensión después de 30 minutos de sedimentación. Este índice se calcula con la siguiente ecuación:

$$SVI = \frac{\text{Volumen lodo final(ml/l)} \cdot 1000}{SSLM(\text{g/l})} \quad [A.4]$$

Cuando se mide el SVI para lodos con elevada concentración de sólidos suspendidos, éste se debe diluir para minimizar los posibles efectos de la pared (Fan *et al.*, 2006).

El SVI se obtuvo con el Método Estándar 2710D (APHA, 1992) mediante el equipo tipo 305 y fuente de alimentación tipo 331, de Triton Electronics.

Para realizar la medida, se introduce lodo en el recipiente hasta la marca de 25 cm y se llena de agua hasta la marca de 50 cm. Luego, se programa el tiempo de funcionamiento en el equipo (30 minutos) y comienza a girar. Transcurridos los 30 minutos de sedimentación, se anota el volumen final ocupado por el lodo.

Tiempo de succión capilar (CST)

El CST se determinó mediante el Método Estándar 2710G (APHA, 1992) con el CCT Modelo 304M de Triton Electronics, el cual trae un papel de filtro estandarizado (suministrado por Triton). El equipo dispone de un contador electrónico que se conecta al ser atravesado por el frente de agua y que se detiene al alcanzar un segundo contador.

ANEXO 1

El CST se ha utilizado como un método rápido para caracterizar la filtrabilidad y la capacidad de hidratación de los lodos. La presión generada por el lodo en un pequeño cilindro y sobre el papel de filtro se usa para que éste succione el agua de los lodos. La velocidad con la que el agua penetra a través del papel de filtro varía en función de las condiciones de temperatura, del tipo de papel de filtro y la concentración de SSLM. Por lo tanto, el CST se obtiene a partir del tiempo (en segundos) necesario para que el líquido llegue a una cierta distancia en el papel de filtro debido a la acción capilar (Sombatsompop *et al.*, 2006).

El procedimiento es el siguiente: se enciende el equipo, se coloca el filtro y la muestra de lodo y se anota el tiempo que tarda el agua en pasar entre los dos electrodos. Esto se repite tres veces para obtener un valor promedio.

Viscosidad

La medida de la viscosidad se obtiene con el viscosímetro rotacional Visco Star Plus (FUNGILAB, ESPAÑA). La viscosidad es la oposición de un fluido a las deformaciones tangenciales. En los BRM, la viscosidad de los lodos está relacionada con SSLM y el CST.

El procedimiento realizado es el siguiente: la muestra debe estar a una temperatura de 25 °C aproximadamente, por lo que se usa un termostato para mantener esta temperatura constante. Se mide la viscosidad de una muestra de 8 ml de lodo con los husillos TL5 y TL6 a 200 rpm, 100 rpm, 50 rpm y 20 rpm, cada uno, tomando la medida tres veces, con gradientes comprendidos entre 13,2 y 264 s⁻¹.

Microscopia electrónica de barrido (MEB)

El microscopio electrónico de barrido, también conocido como Scanning o SEM (*Scanning Electron Microscopy*), es un microscopio que usa electrones y no luz para formar una imagen. Tiene una gran profundidad de campo, la cual permite que se enfoque a la vez gran parte de la muestra. También produce imágenes de alta resolución, permitiendo que las características espacialmente cercanas en la muestra puedan ser examinadas a una alta magnificación. En el microscopio electrónico de barrido la muestra es recubierta con una capa de metal delgado, siendo barrida con electrones enviados desde un cañón. Un detector mide la cantidad de electrones enviados que arroja la intensidad de la zona de muestra, siendo capaz de mostrar figuras en tres dimensiones, proyectadas en una imagen de TV. Su resolución está entre 3 y 20 nm, dependiendo del microscopio. Aunque permite

MÉTODOS ANALÍTICOS

una menor capacidad de aumento que el microscopio electrónico de transmisión, éste permite apreciar con mayor facilidad texturas y objetos en tres dimensiones que hayan sido pulverizados metálicamente antes de su observación. Por esta razón, solamente pueden ser observados organismos muertos, no se pudiéndose ir más allá de la textura externa que se quiera ver.

El protocolo de preparación de muestras para el visionado en microscopia electrónica de barrido es el seguido por Batstone *et al.* (2004) con la variación del tampón empleado y el equipo utilizado para el visionado es el Jeol JSM 6300. Comprende las siguientes etapas:

1. *Fijación.*- Durante una semana a 4 °C se mantienen 0,6 ml de muestra con 4 ml de una disolución al 2,2 % de glutaraldehído y 2,2 % de paraformaldehído en 0,1 M de tampón difosfato a pH 7.
2. *Lavado.*- Las muestras se lavan tres veces con 1 ml de una disolución tampón difosfato durante 20 min. A continuación, se añade 1 ml de dimetilsulfóxido al 30 % durante 30 min y después 1 ml de dimetilsulfóxido al 50 % durante 1 hora.
3. *Deshidratación.*- Las muestras se lavan 3 veces con 1 ml de tampón difosfato. Luego, los flóculos se deshidratan en disoluciones sucesivas de 1 ml de etanol al 30, 50, 60, 70, 80, 90 y 100 %.
4. *Evaporación.*- Se añade hexametildisilazano y se deja evaporando (12 h).
5. *Recubrimiento con oro.*

Bibliografía

APHA, "Methods for the examination of Water and Wastewater", 18th ed. *American Public Health Association/Water Environment Federation*: Washington D.C., USA (1992).

Batstone D.J., J. Keller, L.L. Blackall, "The influence of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass", *Water Research*: 30, 1390-1404 (2004).

Dubois M., K.A. Gilles, J. K. Hamilton, P. A. Rebers, P. Smith, "Colorimetric method for determination of sugars and related substances", *Anal. Chemical*: 28, 350-356 (1956).

Fan F., H. Zhou, H. Husain, "Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes", *Water Research*: 40, 205-212 (2006).

Flemming H.C., J. Wingender, "Relevance of microbial extracellular polymeric substances (EPS). Part. I. Structural and ecological aspects", *Water Science Technology*: 43, 1-8 (2001).

Lee W., S. Kang, H. Shin, "Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors", *Journal of Membrane Science*: 216, 217-227 (2003).

Lowry O.H., N.J. Rosebrough, A. R. Farr, R. J. Randall, "Protein measurement with the folin phenol reagent", *Journal Biology Chemical*: 193, 265-275 (1951).

Peterson G.L., "A simplification of the protein assay method of Lowry et al. which is more generally applicable". *Anal. Biochemical*: 83, 346-356 (1977).

Sombatsompop K., C. Visvanathan, R. Ben Aim, "Evaluation of biofouling phenomenon in suspended and attached growth membrane bioreactor systems", *Desalination*: 201, 138-149 (2006).

Sponza D.T., "Extracellular polymer substances and physicochemical properties of flocs in steady and unsteady-state activated sludge systems", *Process Biochemistry*: 37, 983-989 (2002).

CALIBRADOS

2. CALIBRADOS

Calibrado del transductor de presión

Voltaje, V	Δp , cmHg
1,52	-39,5
1,76	-32,5
2,02	-24,5
2,18	-20,0
2,33	-13,2
2,34	-14,5
2,49	-8,5
2,61	-4,5
2,73	0
2,93	6,5
3,02	9,3

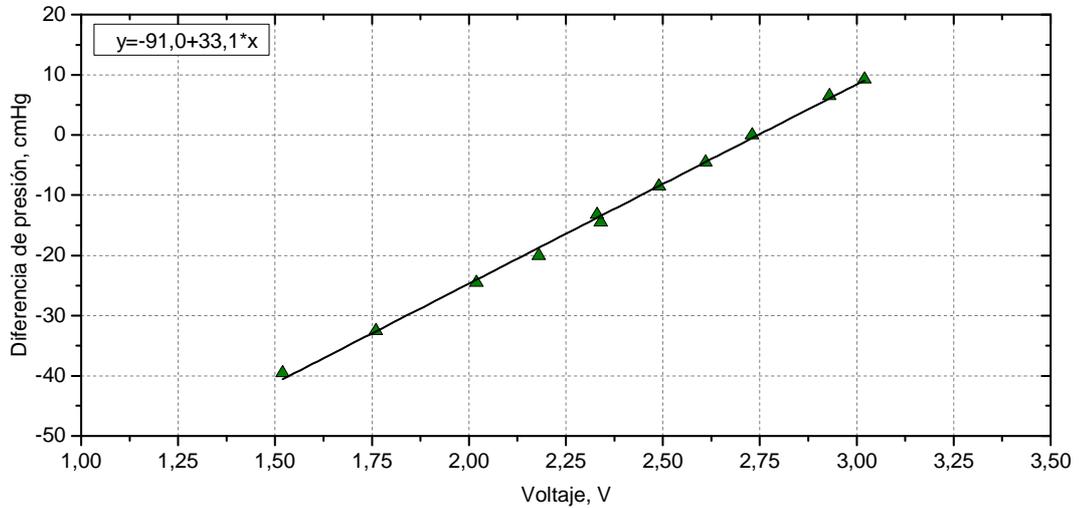


Figura A.5. Datos y recta de calibrado del transductor de presión XA_300. SERIE A803900
Instalación ZW-1, Ref. PT-1. ($P_0 = 0,94$ atm, $T_0 = 18,5$ °C)

ANEXO 2

Calibrados de los rotámetros de gas

División	Q _a , l/min
5	6,04
5	6,04
5	6,06
5	6,04
4	4,85
4	4,77
4	4,81
4	4,80
3	3,76
3	3,79
3	3,75
3	3,75
2	2,49
2	2,48
2	2,51
2	2,49
1	1,17
1	1,17
1	1,16
1	1,18
0,5	0,53
0,5	0,50
0,5	0,57
0,5	0,56

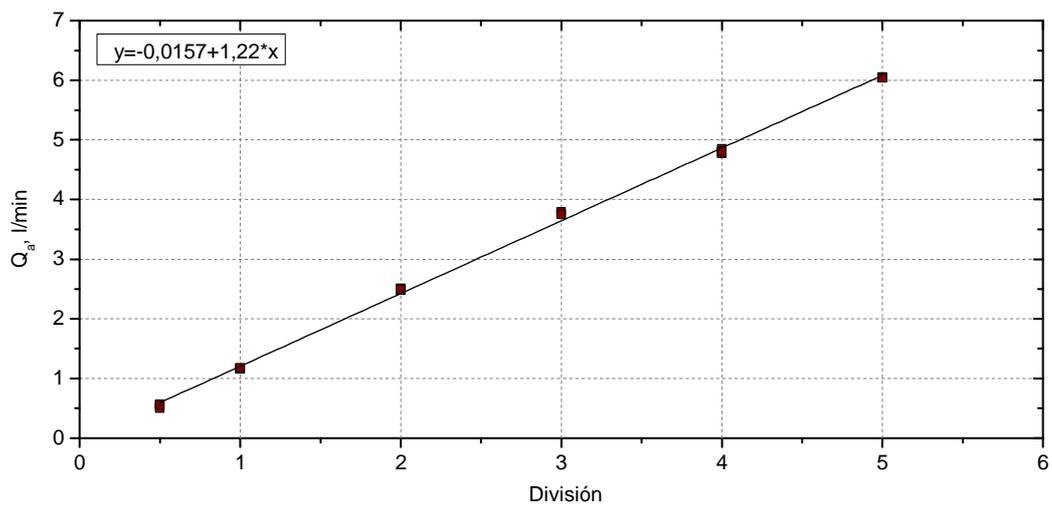


Figura A.6. Datos y recta de calibración del rotámetro de aire KI de bajo rango. Instalación ZW-1, Ref. FI-1. ($P_0 = 0,94$ atm; $T_0 = 18$ °C)

CALIBRADOS

División	Q _a , l/min
4	6,85
4	6,79
4	6,91
4	6,87
5	8,24
5	8,27
5	8,41
5	8,35
6	9,70
6	9,89
6	9,82
6	9,76
7	10,93
7	10,96
7	11,17
7	11,07
8	12,07
8	12,16
8	12,28
8	12,16
8,5	13,03
8,5	13,03
8,5	13,03
8,5	12,93
10	14,81
10	14,81
10	14,94
10	14,68
11	16,49
11	16,17
11	16,17
11	16,12

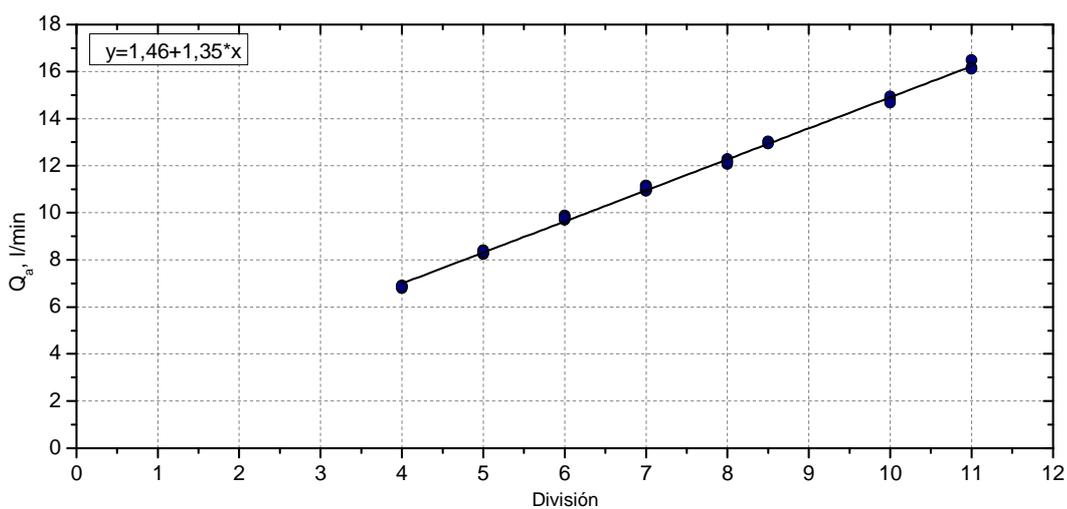


Figura A.7. Datos y recta de calibración del rotámetro de aire PLATON de alto rango. Instalación ZW-1, Ref. FI-1 ($P_0 = 0,94$ atm; $T_0 = 18,5^\circ\text{C}$)

TABLAS

3. TABLAS

Tabla A.1. Datos de los experimentos realizados con las diferentes suspensiones sin aireación. Filtración frontal.

	Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{retrolavado}}$ min	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	$\alpha\omega$ m ⁻²	*Rm m ⁻¹
DISGREGADA								
E-4.1	W013070	1.090	0,5	18,6	13,13	203,77	$1,56 \cdot 10^{16}$	$9,8 \cdot 10^{11}$
E-4.2	W0130	2.060	0,5	21,9	17,27	308,10	$1,34 \cdot 10^{16}$	$8,9 \cdot 10^{11}$
E-4.3	W0130	2.850	0,5	20,9	21,47	464,93	$1,31 \cdot 10^{16}$	$1,2 \cdot 10^{12}$
E-4.4	W0130	2.910	0,5	20,3	29,78	877,9	$1,28 \cdot 10^{16}$	$1,2 \cdot 10^{12}$
E-4.5	W0130	1.940	0,5	20,2	33,39	1079,3	$1,25 \cdot 10^{16}$	$1,0 \cdot 10^{12}$
REFERENCIA								
E-4.6	W0130	2.930	0,5	19,3	11,81	109,7	$1,02 \cdot 10^{16}$	$1,5 \cdot 10^{12}$
E-4.7	W0130	6.430	0,5	21,3	15,12	184,6	$1,05 \cdot 10^{16}$	$8,4 \cdot 10^{11}$
E-4.8	W0130	5.260	0,5	19,1	16,48	221,3	$1,01 \cdot 10^{16}$	$1,3 \cdot 10^{12}$
E-4.9	W0130	5.010	0,5	20,3	21,78	359,8	$9,83 \cdot 10^{15}$	$1,0 \cdot 10^{12}$
E-4.10	W0130	5.030	0,5	19,8	21,90	360,2	$9,72 \cdot 10^{15}$	$1,5 \cdot 10^{12}$
E-4.11	W013070	7.430	0,5	23	29,25	770,1	$1,16 \cdot 10^{16}$	$1,0 \cdot 10^{12}$
E-4.12	W0130	6.540	0,5	20	37,03	949,8	$8,97 \cdot 10^{15}$	$1,4 \cdot 10^{12}$
FLOCULADA								
E-4.13	W0130	4.490	0,5	22,6	13,96	45,15	$3,00 \cdot 10^{15}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.14	W0130	3.760	0,5	19,8	17,50	81,15	$3,43 \cdot 10^{15}$	$8,2 \cdot 10^{11}$
E-4.15	W0130	4.360	0,5	19,8	20,74	102,73	$3,09 \cdot 10^{15}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.16	W013070	4.280	0,5	26,9	26,99	201,87	$3,59 \cdot 10^{15}$	$9,9 \cdot 10^{11}$
E-4.17	W0130	4.580	0,5	20,4	37,24	358,05	$3,34 \cdot 10^{15}$	$1,8 \cdot 10^{12}$

*T: Temperatura

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

ANEXO 3

Tabla A.2. Datos de los experimentos realizados con las diferentes suspensiones con aireación. $SAD_m = 2,4 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$

	Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{retrolavado}}$ min	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	$\alpha\omega$ m ⁻²	*Rm m ⁻¹
DISGREGADA								
E-4.18	W0172	2.750	0,5	21,3	13,76	0,756	$5,20\cdot 10^{13}$	$1,7\cdot 10^{12}$
E-4.19	W0130	2.550	0,5	21,7	16,46	2,43	$1,16\cdot 10^{14}$	$1,5\cdot 10^{12}$
E-4.20	W0130	-	0,5	19,9	19,07	8,13	$2,90\cdot 10^{14}$	-
E-4.21	W0130	1.990	0,5	22,8	22,95	12,64	$3,11\cdot 10^{14}$	$1,9\cdot 10^{12}$
E-4.22	W0130	-	0,5	21,5	24,23	34,90	$7,70\cdot 10^{14}$	-
E-4.23	W0130	2.740	0,5	22,6	29,13	54,56	$8,33\cdot 10^{14}$	$2,1\cdot 10^{12}$
E-4.24	W0172	2.820	0,5	21,3	30,80	89,98	$1,23\cdot 10^{15}$	-
E-4.25	W0172	-	0,5	21,2	35,11	195,66	$2,06\cdot 10^{15}$	$1,6\cdot 10^{12}$
REFERENCIA								
E-4.26	W0130	8.240	0,5	22,4	15,26	0,76	$4,28\cdot 10^{13}$	$2,0\cdot 10^{12}$
E-4.27	W0130	8.400	0,5	21,5	16,81	1,23	$5,17\cdot 10^{13}$	$1,9\cdot 10^{12}$
E-4.28	W0130	-	0,5	22,0	18,84	2,53	$9,25\cdot 10^{13}$	-
E-4.29	W0130	5.880	0,5	22,3	23,22	5,81	$1,40\cdot 10^{14}$	$1,8\cdot 10^{12}$
E-4.30	W0130	-	0,5	21,4	25,17	12,58	$2,57\cdot 10^{14}$	$1,9\cdot 10^{12}$
E-4.31	W0172	-	0,5	21,7	31,39	41,54	$5,46\cdot 10^{14}$	-
E-4.32	W0130	7.520	0,5	22,6	40,05	126,66	$1,02\cdot 10^{15}$	$2,0\cdot 10^{12}$
FLOCULADA								
E-4.33	W0172	-	0,5	21,4	14,16	0,15	$1,01\cdot 10^{13}$	-
E-4.34	W0130	4.970	0,5	22,2	15,31	0,18	$1,03\cdot 10^{13}$	$1,4\cdot 10^{12}$
E-4.35	W0130	5.210	0,5	22,4	24,39	1,32	$2,89\cdot 10^{13}$	$2,0\cdot 10^{12}$
E-4.36	W0130	4.860	0,5	20,8	26,99	6,11	$1,09\cdot 10^{14}$	$1,8\cdot 10^{12}$
E-4.37	W0172	-	0,5	21,2	33,77	18,1	$2,06\cdot 10^{14}$	-
E-4.38	W0130	3.320	0,5	21,3	36,91	22,87	$2,18\cdot 10^{14}$	$2,1\cdot 10^{12}$

Tabla A.3. Datos de la influencia de la concentración de partículas para la suspensión de referencia. Filtración frontal

	Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{retrolavado}}$ min	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	$\alpha\omega$ m ⁻²	*Rm m ⁻¹
E-4.39	W013070	3.100	0,5	19,9	21,5	179,2	$4,97\cdot 10^{15}$	$9,1\cdot 10^{12}$
E-4.40	W013041	5.400	0,5	20,0	22,9	309,5	$7,59\cdot 10^{15}$	$8,9\cdot 10^{11}$
E-4.41	W013040	6.430	0,5	21,3	15,1	184,6	$1,08\cdot 10^{16}$	$8,8\cdot 10^{11}$
E-4.42	W013070	7.700	0,5	19,2	13,8	192,4	$1,27\cdot 10^{16}$	$8,9\cdot 10^{11}$
E-4.43	W013070	8.360	0,5	21,7	22,4	526,5	$1,40\cdot 10^{16}$	$9,0\cdot 10^{11}$
E-4.44	W013070	10.840	0,5	24,4	22,4	577,8	$1,69\cdot 10^{16}$	$8,8\cdot 10^{11}$
E-4.45	W013070	15.630	0,5	23,9	21,4	887,9	$2,19\cdot 10^{16}$	$8,9\cdot 10^{11}$

TABLAS

Tabla A.4. Datos de la influencia de la concentración de partículas para la suspensión de referencia con aireación. $SAD_m = 3,5 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$

	Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{retrolavado}}$ min	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	$\alpha\omega$ m ⁻²	*Rm m ⁻¹
E-4.46	W013040	3.080	0,5	19,7	32,05	1,21	$1,63\cdot 10^{13}$	-
E-4.47	W013084	5.580	0,5	20,0	32,96	1,17	$1,57\cdot 10^{13}$	-
E-4.48	W013041	7.800	0,5	19,3	31,49	2,24	$3,02\cdot 10^{13}$	$1,7\cdot 10^{12}$
E-4.49	W013041	8.000	0,5	19,1	32,31	3,27	$4,42\cdot 10^{13}$	$1,5\cdot 10^{12}$
E-4.50	W013041	9.610	0,5	19,3	32,83	9,41	$1,27\cdot 10^{14}$	-
E-4.51	W013041	9.790	0,5	19,3	31,49	8,61	$1,16\cdot 10^{14}$	$1,5\cdot 10^{12}$
E-4.52	W013084	11.500	0,5	19,9	34,05	19,32	$2,41\cdot 10^{15}$	-
E-4.53	W013041	14.330	0,5	20,1	33,25	178,65	$2,56\cdot 10^{15}$	-
E-4.54	W013041	15.870	0,5	18,6	32,70	349,49	$4,71\cdot 10^{15}$	$1,6\cdot 10^{12}$
E-4.55	W013041	16.230	0,5	19,0	31,72	280,29	$3,78\cdot 10^{15}$	$1,7\cdot 10^{12}$
E-4.56	W013041	17.620	0,5	19,6	31,92	432,34	$5,83\cdot 10^{15}$	$1,5\cdot 10^{12}$
E-4.57	W013040	18.190	0,5	19,0	31,72	467,94	$6,31\cdot 10^{15}$	$1,2\cdot 10^{12}$
E-4.58	W013040	18.410	0,5	19,9	31,82	544,82	$7,35\cdot 10^{15}$	-
E-4.59	W013041	18.760	0,5	19,4	31,42	517,12	$6,97\cdot 10^{15}$	$1,4\cdot 10^{12}$

Tabla A.5. Datos del efecto del flujo de permeado a altas concentraciones de sólidos para la suspensión de referencia con aireación ($SAD_m = 3,5 \text{ Nm}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$)

	Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{retrolavado}}$ min	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	$\alpha\omega$ m ⁻²	*Rm m ⁻¹
E-4.60	W0172	20.250	0,5	21,8	5,56	1,71	$6,82\cdot 10^{14}$	-
E-4.61	W0172	23.880	0,5	22,3	9,16	2,54	$3,70\cdot 10^{14}$	$8,7\cdot 10^{11}$
E-4.62	W0172	17.980	0,5	20,0	14,19	53,18	$3,40\cdot 10^{15}$	$1,7\cdot 10^{12}$
E-4.63	W0172	19.030	0,5	22,1	17,19	103,15	$4,28\cdot 10^{15}$	$1,9\cdot 10^{12}$
E-4.64	W0172	18.630	0,5	19,3	24,27	270,26	$6,01\cdot 10^{15}$	-
E-4.65	W0172	20.050	0,5	22,9	24,40	294,12	$6,33\cdot 10^{15}$	-
E-4.56	W013041	17.620	0,5	19,6	31,92	432,34	$5,83\cdot 10^{15}$	$1,5\cdot 10^{12}$

*T: Temperatura

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

ANEXO 3

Tabla A.6. Datos de los experimentos realizados con el medio líquido de las distintas suspensiones. Filtración frontal

Membrana	$t_{\text{retrolavado}}$ min	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	$\alpha\omega$ m ⁻²	*Rm m ⁻¹	
DISGREGADA							
E-4.66	W0130	0,5	19,6	16,28	0,47	$2,31 \cdot 10^{13}$	$1,4 \cdot 10^{12}$
E-4.67	W0130	0,5	17,8	19,74	1,15	$4,11 \cdot 10^{13}$	$1,3 \cdot 10^{12}$
E-4.68	W0130	0,5	15,5	26,62	2,62	$5,61 \cdot 10^{13}$	$1,3 \cdot 10^{12}$
E-4.69	W0130	0,5	20,4	31,09	9,47	$1,19 \cdot 10^{14}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.70	W013070	0,5	14,0	40,15	42,85	$3,47 \cdot 10^{14}$	$1,5 \cdot 10^{12}$
REFERENCIA							
E-4.71	Wpeg.	0,5	14,3	15,63	0,35	$2,11 \cdot 10^{13}$	$1,3 \cdot 10^{12}$
E-4.72	W0130	0,5	15,3	18,86	0,62	$2,52 \cdot 10^{13}$	$1,7 \cdot 10^{12}$
E-4.73	W0130	0,5	13,5	25,86	0,77	$3,52 \cdot 10^{13}$	$9,2 \cdot 10^{11}$
E-4.74	W0130	0,5	16,3	32,03	2,70	$4,67 \cdot 10^{13}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.75	W0130	0,5	13,9	36,41	5,55	$6,34 \cdot 10^{13}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.76	W0174	0,5	20,0	40,64	10,51	$8,19 \cdot 10^{13}$	$7,2 \cdot 10^{11}$
E-4.77	W0174	0,5	22,0	44,35	13,97	$9,61 \cdot 10^{14}$	$7,8 \cdot 10^{11}$
FLOCULADA							
E-4.78	W0130	0,5	16,4	15,79	0,42	$2,41 \cdot 10^{13}$	$1,1 \cdot 10^{12}$
E-4.79	W0130	0,5	15,8	21,59	0,88	$2,71 \cdot 10^{13}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.80	W0130	0,5	14,1	30,95	3,12	$4,80 \cdot 10^{13}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.81	W0130	0,5	16,1	36,95	7,89	$8,21 \cdot 10^{13}$	$1,4 \cdot 10^{12}$

Tabla A.7. Datos de los experimentos realizados con el medio líquido de las distintas suspensiones con aireación. $SAD_m = 2,4 \text{ Nm}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$

Membrana	$t_{\text{retrolavado}}$ min	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	$\alpha\omega$ m ⁻²	*Rm m ⁻¹	
DISGREGADA							
E-4.82	W0130	0,5	18,7	13,98	0,15	$9,98 \cdot 10^{12}$	$1,9 \cdot 10^{12}$
E-4.83	W0130	0,5	18,2	21,57	0,64	$1,79 \cdot 10^{13}$	$1,9 \cdot 10^{12}$
E-4.84	W0172	0,5	17,5	25,80	1,10	$2,14 \cdot 10^{13}$	$1,6 \cdot 10^{12}$
E-4.85	W0130	0,5	20,2	34,67	4,57	$4,93 \cdot 10^{13}$	$1,8 \cdot 10^{12}$
E-4.86	W0172	0,5	21,2	45,16	23,47	$1,49 \cdot 10^{14}$	$1,7 \cdot 10^{12}$
REFERENCIA							
E-4.87	W0130	0,5	17,9	16,77	0,09	$4,17 \cdot 10^{12}$	$2,1 \cdot 10^{12}$
E-4.88	W0130	0,5	17,4	23,87	0,42	$9,55 \cdot 10^{12}$	$2,7 \cdot 10^{12}$
E-4.89	W0130	0,5	17,8	38,06	3,45	$3,09 \cdot 10^{13}$	$2,3 \cdot 10^{12}$
E-4.90	W0130	0,5	18,6	40,64	5,43	$4,15 \cdot 10^{13}$	-
E-4.91	W0130	0,5	17,0	51,84	12,62	$6,22 \cdot 10^{13}$	-
E-4.92	W0130	0,5	17,5	52,37	13,92	$6,58 \cdot 10^{13}$	$6,6 \cdot 10^{11}$
FLOCULADA							
E-4.93	W0130	0,5	17,4	17,88	0,12	$4,77 \cdot 10^{12}$	$2,2 \cdot 10^{12}$
E-4.94	W0130	0,5	17,3	25,50	0,37	$1,27 \cdot 10^{13}$	$2,3 \cdot 10^{12}$
E-4.95	W0130	0,5	21,1	38,95	3,19	$2,73 \cdot 10^{13}$	$2,2 \cdot 10^{12}$

TABLAS

Tabla A.8. Datos de la caracterización del medio líquido

	Polisac. totales mg/l	Polisac. permeado mg/l	Proteínas totales mg/l	Proteínas permeado mg/l	DQO total mg/l	DQO permeado mg/l	Turbidez total NTU	Turbidez permeado NTU
DISGREGADA								
E-4.66	3,02	2,46	9,05	5,64	52	37	1,82	0,83
E-4.67	3,4	2,76	11,94	7,64	48	37	1,64	0,50
E-4.68	2,35	2,05	10,96	7,79	61	54	1,01	0,44
E-4.69	3,25	3,01	12,90	7,53	46	29	1,97	0,51
E-4.70	2,84	2,27	20,23	11,46	67	51	2,32	0,70
E-4.82	4,71	3,29	15,49	6,94	54	38	2,42	0,88
E-4.83	3,97	2,93	15,05	7,79	59	33	3,58	0,99
E-4.84	4,01	3,12	11,83	5,75	55	32	3,19	0,79
REFERENCIA								
E-4.71	4,05	3,33	6,84	6,01	45	21	2,5	0,66
E-4.72	8,06	6,65	18,94	9,75	55	44	1,83	0,7
E-4.73	6,93	4,37	26,05	23,97	75	61	2,63	0,61
E-4.74	8,06	7,84	18,94	13,27	74	43	3,02	0,64
E-4.75	8,16	4,39	11,68	10,9	42	36	4,79	0,69
E-4.76	13,92	-	36,01	-	57	-	-	-
E-4.77	9,48	-	29,49	-	48	-	-	-
E-4.87	8,43	6,61	13,2	5,57	31	16	3,24	0,34
E-4.88	8,83	7,61	11,2	5,75	64	15	4,56	0,43
E-4.89	11,44	10,43	11,23	5,83	66	42	2,8	0,36
FLOCULADA								
E-4.78	4,34	3,74	15,75	11,05	36	23	2,66	0,52
E-4.79	5,12	3,39	16,86	10,68	31	9	3,05	0,69
E-4.80	6,1	3,76	15,31	8,49	38	21	2,25	0,63
E-4.81	5,66	3,83	16,38	9,75	58	35	2,7	0,61
E-4.82	4,34	3,86	15,75	12,12	56	39	2,84	0,92
E-4.93	3,46	3,25	17,31	10,83	60	48	1,83	0,48
E-4.94	3,52	3,08	17,97	9,46	27	19	2,02	0,41
E-4.95	4,58	3,16	9,68	6,75	-	-	1,17	0,4

ANEXO 3

Tabla A.9. Datos de los experimentos a concentraciones de sólidos diferentes. $G= 0-730 \text{ s}^{-n}$

	Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{retrolavado}}$ s	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	G s ⁻ⁿ	*Rm m ⁻¹
E-5.1	W0172	20.980	30	22,2	20,87	14,83	731,3	$9,30 \cdot 10^{12}$
E-5.2	W0172	24.400	30	21,7	19,16	13,51	561,7	$8,05 \cdot 10^{12}$
E-5.3	W0172	21.470	30	22,1	19,51	44,41	428,7	$7,14 \cdot 10^{12}$
E-5.4	W0172	22.160	30	21,8	19,21	88,35	260,0	$7,96 \cdot 10^{12}$
E-5.5	W0172	23.240	30	22,4	19,51	178,2	214,6	-
E-5.6	W0172	25.430	30	22,5	19,60	372,4	118,2	$8,78 \cdot 10^{12}$
E-5.7	W0172	25.100	30	22,4	19,93	518,3	64,8	$8,32 \cdot 10^{12}$
E-5.8	W0172	19.570	30	22,2	19,21	541,2	35,3	$7,24 \cdot 10^{12}$
E-5.9	W0172	20.390	30	22,8	19,25	1023	0	$6,23 \cdot 10^{12}$
E-5.10	W01384	15.550	30	19,5	18,28	14,2	359,3	$7,72 \cdot 10^{12}$
E-5.11	W01384	14.500	30	19,9	18,19	30,72	292,1	$9,34 \cdot 10^{12}$
E-5.12	W01384	13.610	30	19,9	18,19	56,26	234,8	$7,98 \cdot 10^{12}$
E-5.13	W01384	13.930	30	20,0	19,35	86,3	141,4	$8,87 \cdot 10^{12}$
E-5.14	W01384	15.240	30	19,9	20,14	188,1	72,1	$6,32 \cdot 10^{12}$
E-5.15	W01384	13.960	30	19,0	18,70	253,9	43,0	$7,68 \cdot 10^{12}$
E-5.16	W01384	15.150	30	20,1	19,47	887,0	0	$9,20 \cdot 10^{12}$
E-5.17	W01384	9.690	30	19,9	19,20	19,32	219,2	$9,48 \cdot 10^{12}$
E-5.18	W01384	11.070	30	20,5	20,35	45,72	167,5	$8,79 \cdot 10^{12}$
E-5.19	W01384	11.040	30	19,8	19,25	72,80	127,8	$7,77 \cdot 10^{12}$
E-5.20	W01384	11.990	30	19,8	19,93	111,30	80,3	$7,68 \cdot 10^{12}$
E-5.21	W01384	10.560	30	20,2	20,14	153,34	50,1	$7,31 \cdot 10^{12}$
E-5.22	W01384	11.700	30	20,0	20,67	577,2	0	-
E-5.23	W01384	6.890	30	21,3	20,85	0,25	192,1	$6,25 \cdot 10^{12}$
E-5.24	W01384	6.940	30	19,8	21,05	0,50	150,8	$7,34 \cdot 10^{12}$
E-5.25	W01384	6.060	30	20,7	20,47	0,69	99,6	$6,08 \cdot 10^{12}$
E-5.26	W01384	6.380	30	19,9	19,35	0,89	65,4	$5,65 \cdot 10^{12}$
E-5.27	W01384	5.450	30	21,1	19,93	184,2	0	$6,32 \cdot 10^{12}$

*T: Temperatura

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

TABLAS

Tabla A.10. Datos de experimentos con la suspensión BRM a distintos gradientes medios de velocidad de aireación intermitente (5 s de aireación y 5 s de parada de la aireación)

Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{retrolavado}}$ s	*T °C	Flujo 20°C l/(h·m ²)	*rf Pa/s	G* s ⁻ⁿ	*Rm m ⁻¹	
AIREACIÓN INTERMITENTE								
E-5.28	W01384	15.190	30	20,1	20,20	16,5	216,9	8,25·10 ¹²
E-5.29	W01384	15.550	30	19,5	18,28	35,72	176,4	5,30·10 ¹²
E-5.30	W01384	14.840	30	20,2	19,58	61,1	141,8	6,13·10 ¹²
E-5.31	W01384	15.190	30	19,4	20,64	86,14	120,4	7,87·10 ¹²
E-5.32	W01384	15.350	30	20,0	18,28	128,7	72,5	8,02·10 ¹²
E-5.33	W01384	14.840	30	20,4	19,58	200,9	58,7	8,81·10 ¹²
E-5.34	W01384	15.070	30	21,0	20,59	887,0	0	9,04·10 ¹²

Tabla A.11. Datos del diseño factorial. G= 174,2 s⁻ⁿ, $t_{\text{filtración}}$ = 600 s, $t_{\text{retrolavado}}$ = 25 s. J= 20 l/(h·m²)

Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{aireación}}$ s	t_{parada} s	*rf Pa/s	DQO mg/l	Proteínas mg/l	Polisacáridos mg/l	*Rm m ⁻¹	
E-5.35	W0171	10.570	15	15	2,36	29	12,95	4,71	1,05·10 ¹²
E-5.36	W0171	9.810	15	15	2,45	-	-	-	1,15·10 ¹²
E-5.37	W0171	11.680	5	15	5,92	35	10,63	4,58	9,82·10 ¹¹
E-5.38	W0171	11.370	5	15	6,40	28	11,25	5,03	1,31·10 ¹²
E-5.39	W0171	7.900	15	5	2,90	28	12,20	4,44	1,09·10 ¹²
E-5.40	W0171	7.510	15	5	3,28	33	15,32	6,69	1,21·10 ¹²
E-5.41	W0171	11.220	5	5	4,01	49	11,93	6,00	1,13·10 ¹²
E-5.42	W0171	11.060	5	5	3,93	-	-	-	1,01·10 ¹²

*T: Temperatura

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

ANEXO 3

Tabla A.12. Datos de los experimentos de la relación 1:1. $G= 174,2 \text{ s}^{-n}$, $t_{\text{filtración}}= 600 \text{ s}$, $t_{\text{retrolavado}}= 25 \text{ s}$

Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{aireación}}$ s	t_{parada} s	*rf Pa/s	DQO mg/l	Proteínas mg/l	Polisacáridos mg/l	*Rm m^{-1}	
RELACIÓN 1:1									
E-5.41	W0171	11.220	5	5	4,01	49	11,93	6,00	$1,03 \cdot 10^{12}$
E-5.35	W0171	10.570	15	15	2,36	29	12,95	4,71	$1,10 \cdot 10^{12}$
E-5.43	W0171	7.770	30	30	1,96	32	13,40	4,26	$1,24 \cdot 10^{12}$
E-5.44	W0171	8.660	36	36	2,07	32	8,83	5,16	$9,95 \cdot 10^{11}$
E-5.45	W0171	7.070	45	45	6,09	-	-	-	$9,68 \cdot 10^{11}$

Tabla A.13. Datos de los experimentos de la relación 1:2. $G= 174,2 \text{ s}^{-n}$, $t_{\text{filtración}}= 600 \text{ s}$, $t_{\text{retrolavado}}= 25 \text{ s}$

Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{aireación}}$ s	t_{parada} s	*rf Pa/s	DQO mg/l	Proteínas mg/l	Polisacáridos mg/l	*Rm m^{-1}	
RELACIÓN 1:2									
E-5.46	W0171	8.280	5	10	7,98	-	8,83	4,58	$9,29 \cdot 10^{11}$
E-5.47	W0171	9.450	7,5	15	4,75	39	10,63	5,47	$1,01 \cdot 10^{12}$
E-5.48	W0171	7.710	15	30	3,12	29	12,9	4,71	$1,04 \cdot 10^{12}$
E-5.49	W0171	7.490	18	36	3,52	36	9,49	7,5	$9,91 \cdot 10^{11}$
E-5.50	W0171	9.510	22,5	45	6,09	-	10,6	5,92	$1,20 \cdot 10^{12}$

Tabla A.14. Datos de los experimentos de la relación 1:3. $G= 174,2 \text{ s}^{-n}$, $t_{\text{filtración}}= 600 \text{ s}$, $t_{\text{retrolavado}}= 25 \text{ s}$

Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{aireación}}$ s	t_{parada} s	*rf Pa/s	DQO mg/l	Proteínas mg/l	Polisacáridos mg/l	*Rm m^{-1}	
RELACIÓN 1:3									
E-5.51	W0171	8.280	3	9	8,60	35	8,83	4,58	$9,79 \cdot 10^{11}$
E-5.38	W0171	11.370	5	15	6,40	28	11,25	5,03	$9,81 \cdot 10^{11}$
E-5.52	W0171	8.260	10	30	3,75	39	9,20	4,98	$1,11 \cdot 10^{12}$
E-5.53	W0171	10.280	12	36	5,31	41	16,75	4,63	$1,03 \cdot 10^{12}$
E-5.54	W0171	7.900	15	45	8,34	28	12,20	4,44	$1,10 \cdot 10^{12}$

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

TABLAS

Tabla A.15. Datos de los experimentos de la relación 1:4. $G = 174,2 \text{ s}^{-n}$, $t_{\text{filtración}} = 600 \text{ s}$, $t_{\text{retrolavado}} = 25 \text{ s}$

Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{aireación}}$ s	t_{parada} s	*rf Pa/s	DQO mg/l	Proteínas mg/l	Polisacáridos mg/l	*Rm m^{-1}	
RELACIÓN 1:4									
E-5.55	W0171	10.160	3,5	15	9,77	38	14,57	5,17	$1,03 \cdot 10^{12}$
E-5.56	W0171	10.160	7	30	6,23	38	14,57	5,17	$1,18 \cdot 10^{12}$
E-5.57	W0171	8.460	9	36	7,49	30	15,46	4,78	$1,12 \cdot 10^{12}$
E-5.58	W0171	9.120	11,5	45	11,34	33	12,61	3,98	$1,01 \cdot 10^{12}$

Tabla A.16. Datos de los experimentos de la relación 2:1. $G = 174,2 \text{ s}^{-n}$, $t_{\text{filtración}} = 600 \text{ s}$, $t_{\text{retrolavado}} = 25 \text{ s}$

Membrana	SSLM mg/l	$t_{\text{aireación}}$ s	t_{parada} s	*rf Pa/s	DQO mg/l	Proteínas mg/l	Polisacáridos mg/l	*Rm m^{-1}	
RELACIÓN 2:1									
E-5.59	W0171	7.540	15	7,5	2,28	30	16,09	8,12	$1,13 \cdot 10^{12}$
E-5.60	W0171	8.060	30	15	1,64	55	13,79	4,8	$1,10 \cdot 10^{12}$
E-5.61	W0171	8.740	36	18	1,51	70	14,46	7,08	$9,79 \cdot 10^{11}$
E-5.62	W0171	9.100	45	22,5	3,01	37	14,94	4,72	$1,06 \cdot 10^{12}$
E-5.63	W0171	11.450	90	45	6,79	-	-	-	$1,23 \cdot 10^{12}$
E-5.64	W0171	11.450	Continuo		1,21	46	-	-	$9,60 \cdot 10^{11}$
E-5.65	W0171	11.450	Sin aireación		30,7	37	-	-	$1,31 \cdot 10^{12}$

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

ANEXO 3

Tabla A. 17. Datos de los experimentos de comparación entre el modo temporizado y por PTM_c

	Membrana	SSLM mg/l	t _{retrolavado} s	t _{filtración} min	*J _{20 °C} l/(h·m ²)	*J _{neto} l/(h·m ²)	*rf Pa/s	Permeabilidad normalizada	*Rm m ⁻¹
E-6.1	W0175	9.550	30	1.000	30	25,4	7,35	0,40	9,5·10 ¹¹
E-6.2	W0175	8.930	30	1.000	30	28,5	2,31	0,48	1,1·10 ¹²

Tabla A. 18. Datos de los experimentos a distintos tiempos de retrolavado. PTM_c= 43 kPa

	Membrana	SSLM mg/l	*rf Pa/s	t _{filtración} medio, s	*J _{20 °C} l/(h·m ²)	*J _{neto} l/(h·m ²)	Perm. absoluta l/(h·m ² ·bar)	*Rm m ⁻¹
t_{retrolavado} = 20 s								
E-6.3	W0171	8.240	3,44	7.810	20	19,89	-	1,2·10 ¹²
E-6.4	W0171	8.010	10,58	781	25	23,75	75,5	1,3·10 ¹²
E-6.5	W0171	8.120	16,94	514	27	24,98	77,1	1,5·10 ¹²
E-6.6	W0171	9.050	195,13	107	30	20,51	83,3	1,2·10 ¹²
E-6.7	W0171	9.050	258,35	46	32	12,54	87,7	1,0·10 ¹²
E-6.8	W0171	7.340	430,88	32	35	7,64	93,3	1,1·10 ¹²
t_{retrolavado} = 30 s								
E-6.9	W0171	9.100	3,18	2.038	20	19,42	-	1,3·10 ¹²
E-6.10	W0171	9.100	6,02	1.108	25	23,68	80,6	1,1·10 ¹²
E-6.11	W0171	9.570	8,93	1.133	27	25,60	82,8	1,4·10 ¹²
E-6.12	W0171	9.570	68,09	586	30	27,08	88,2	1,1·10 ¹²
E-6.13	W0171	10.420	168,4	99	32	17,17	92,7	1,2·10 ¹²
E-6.14	W0171	8.450	312,2	54	35	9,95	100	1,1·10 ¹²
t_{retrolavado} = 45 s								
E-6.15	W0171	8.230	0,33	61.666	20	19,97	-	1,4·10 ¹²
E-6.16	W0171	9.660	6,13	1.180	27	23,68	84,9	1,5·10 ¹²
E-6.17	W0171	8.760	16,92	659	30	25,61	90,9	1,3·10 ¹²
E-6.18	W0171	6.610	65,77	271	32	22,89	94,1	1,4·10 ¹²
E-6.19	W0171	9.660	114,05	108	35	14,28	101,4	1,4·10 ¹²
t_{retrolavado} = 60 s								
E-6.20	W0171	8.270	0,22	80.328	20	19,97	-	1,5·10 ¹²
E-6.21	W0171	8.870	4,41	1.353	25	22,88	84,2	1,4·10 ¹²
E-6.22	W0171	8.910	5,94	1.009	27	23,97	85,7	1,5·10 ¹²
E-6.23	W0171	-	16,07	458	30	23,06	92,3	1,3·10 ¹²
E-6.24	W0171	7.270	64,43	123	32	11,05	96,9	1,4·10 ¹²
E-6.25	W0171	6.260	93,99	155	35	15,48	104,5	1,3·10 ¹²
t_{retrolavado} = 85 s								
E-6.26	W0171	8.520	0,15	26.327	20	19,95	-	1·10 ¹²
E-6.27	W0171	-	2,61	2.632	25	23,43	84,2	1,5·10 ¹²
E-6.28	W0171	8.410	47,26	199	30	12,04	93,7	1,3·10 ¹²
E-6.29	W0171	9.930	54,96	156	32	9,41	98,4	1,4·10 ¹²
E-6.30	W0171	8.970	73,75	133	35	7,75	106,1	1,3·10 ¹²

TABLAS

Tabla A.19. Datos de los experimentos realizados por PTM consigna. $t_L = 30$ s

	Membrana	SSLM mg/l	*rf Pa/s	t _{filtración} medio, s	*J _{20 °C} l/(h·m ²)	*J _{neto} l/(h·m ²)	Perm. absoluta l/(h·m ² ·bar)	*Rm m ⁻¹
PTM_c = 20 kPa								
E-6.31	W0174	9.540	0,02	97.730	20	19,99	-	1,0·10 ¹²
E-6.32	W0174	9..750	0,82	2.018	25	24,27	196,8	1,0·10 ¹²
E-6.33	W0175	11.860	1,26	1.778	30	29,01	220,6	4,4·10 ¹¹
E-6.34	W0175	10.860	2,45	1.223	35	33,32	230,3	3,6·10 ¹¹
E-6.35	W0175	7.710	7,28	542	40	35,80	242,4	4,4·10 ¹¹
PTM_c = 28 kPa								
E-6.36	W0174	9.450	0,06	56.566	20	19,98	-	9,3·10 ¹¹
E-6.37	W0174	11.260	1,07	2.236	25	24,34	119,0	9,6·10 ¹¹
E-6.38	W0175	11.020	1,78	1.696	30	28,98	136,4	3,9·10 ¹¹
E-6.39	W0175	10.770	2,90	1.348	35	33,47	152,2	4,3·10 ¹¹
E-6.40	W0175	11.570	10,05	637	40	36,40	160,0	8,8·10 ¹¹
PTM_c = 36 kPa								
E-6.41	W0174	13.010	0,13	69.624	20	19,98	-	8,4·10 ¹¹
E-6.42	W0174	9.850	0,98	2.511	25	24,41	111,1	1,0·10 ¹²
E-6.43	W0174	11.110	2,32	2.987	30	29,40	116,0	1,1·10 ¹²
E-6.44	W0174	11.130	3,67	2.195	35	34,05	132,1	9,0·10 ¹¹
E-6.45	W0175	8.930	13,87	752	40	36,93	143,4	4,8·10 ¹¹
PTM_c = 43 kPa								
E-6.46	W0175	10.020	0,21	111.156	20	19,99	-	5,7·10 ¹¹
E-6.47	W0174	11.640	1,04	2.011	25	24,27	100,0	9,6·10 ¹¹
E-6.48	W0174	11.260	2,44	1.128	30	29,10	109,1	8,6·10 ¹¹
E-6.49	W0175	-	12,44	596	35	34,06	116,6	4,7·10 ¹¹
E-6.50	W0174	9.780	34,50	395	40	34,93	123,1	1,0·10 ¹²

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

*J: flujo de permeado

ANEXO 3

Tabla A.20. Datos de los experimentos realizados en modo relax por PTM consigna. $t_{relax} = 30$ s

	Membrana	SSLM mg/l	*rf Pa/s	$t_{filtración}$ medio, s	* $J_{20\text{ }^{\circ}\text{C}}$ l/(h·m ²)	* J_{neto} l/(h·m ²)	Perm. absoluta l/(h·m ² ·bar)	* Rm m ⁻¹
PTM_c = 20 kPa								
E-6.51	W0175	11.740	0,03	81.776	20	19,99	-	$3,2 \cdot 10^{11}$
E-6.52	W0174	11.780	1,15	1.339	25	24,45	200,0	$6,6 \cdot 10^{11}$
E-6.53	W0174	11.030	2,03	1.092	30	29,19	214,3	$6,8 \cdot 10^{11}$
E-6.54	W0175	11.130	3,51	925	35	33,90	233,3	$1,0 \cdot 10^{12}$
E-6.55	W0175	11.740	10,93	220	40	34,53	242,4	$3,2 \cdot 10^{11}$
PTM_c = 43 kPa								
E-6.56	W0175	10.470	0,02	54.598	20	19,99	-	$4,8 \cdot 10^{11}$
E-6.57	W0175	10.860	2,80	4.446	25	24,83	108,7	$4,1 \cdot 10^{11}$
E-6.58	W0174	15.050	5,19	1.890	30	29,53	115,4	$6,9 \cdot 10^{11}$
E-6.59	W0175	8.550	12,86	1.310	35	34,22	125,0	$4,8 \cdot 10^{11}$
E-6.60	W0174	9.820	72,01	130	40	33,08	129,0	$7,3 \cdot 10^{11}$

Tabla A.21. Características del agua del grifo

pH	T °C	Conductividad μS/cm	Aniones ppm						Cationes ppm			
			F ⁻	Cl ⁻	Br ⁻	NO ₃ ⁻	PO ₄ ⁻	SO ₂ ⁻	Na ⁺	K ⁺	Mg ²⁺	Ca ²⁺
8,4	21,0	1301	2,4	24,6	0,1	9,0	1,3	25,5	217	40	65,8	12,7

TABLAS

Tabla A.22. Datos de los experimentos realizados con el medio líquido. $t_L = 30$ s

Membrana	PTM _c kPa	*rf Pa/s	t _{filtración} medio, s	*J _{20 °C} l/(h·m ²)	*J _{neto} l/(h·m ²)	Perm. absoluta l/(h·m ² ·bar)	*Rm m ⁻¹	
RETROLAVADO								
E-6.61	W0174	20	0,70	74.080	20	19,98	-	8,6·10 ¹¹
E-6.62	W0174	20	1,11	1.782	25	24,17	208,3	7,2·10 ¹¹
E-6.63	W0174	20	1,44	1.457	30	28,79	230,7	8,0·10 ¹¹
E-6.64	W0174	20	1,91	1.116	35	33,17	259,2	8,2·10 ¹¹
E-6.65	W0174	20	2,84	879	40	37,36	285,7	7,8·10 ¹¹
E-6.66	W0175	43	0,01	247.960	20	19,99	-	3,2·10 ¹¹
E-6.67	W0130	43	0,42	8.210	25	24,82	105,0	-
E-6.68	W0174	43	1,22	3.252	30	29,45	115,4	6,3·10 ¹¹
E-6.69	W0174	43	5,43	1.329	40	38,23	137,9	6,9·10 ¹¹
RELAX								
E-6.70	W0175	20	0,02	75.216	20	19,99	-	3,6·10 ¹¹
E-6.71	W0174	20	0,88	2.174	25	24,66	200,0	7,3·10 ¹¹
E-6.72	W0174	20	1,45	1.480	30	29,40	230,7	7,8·10 ¹¹
E-6.73	W0175	20	4,48	501	35	33,02	250,0	6,7·10 ¹¹
E-6.74	W0174	20	6,40	466	40	37,58	266,0	6,5·10 ¹¹
E-6.75	W0175	43	0,01	48.984	20	19,98	-	3,9·10 ¹¹
E-6.76	W0174	43	0,06	20.520	25	24,99	115,7	1,0·10 ¹²
E-6.77	W0174	43	7,81	1.086	30	29,19	111,1	7,8·10 ¹¹
E-6.78	W0174	43	15,78	673	40	38,29	123,1	8,2·10 ¹¹

*rf: Velocidad de ensuciamiento

*Rm: Resistencia de la membrana

*J: Flujo de permeado

ANEXO 3

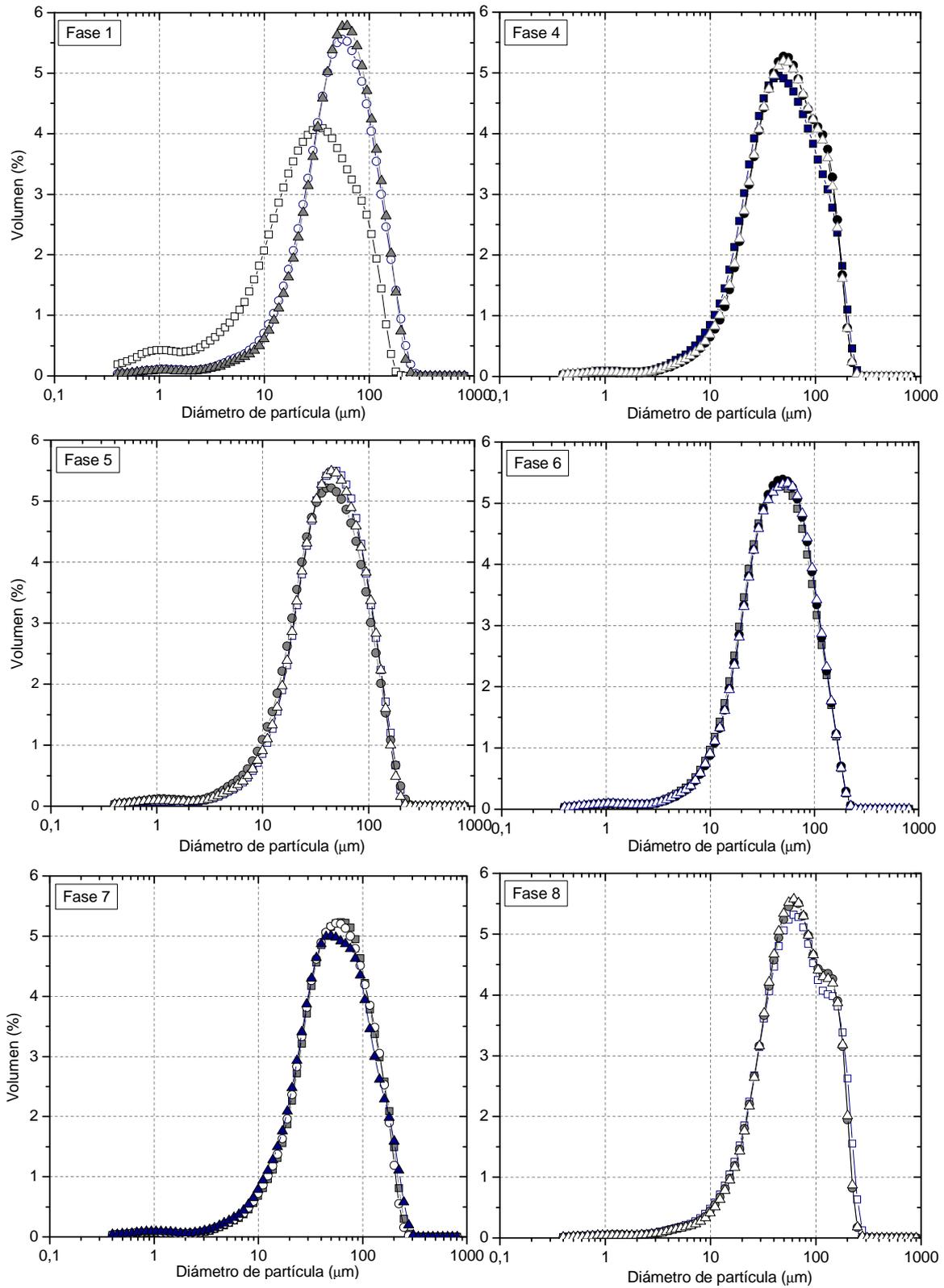


Figura A.8. Distribución del tamaño de partícula en distintas fases de experimentación

TABLAS

Tabla A.23. Velocidad máxima específica de consumo de oxígeno en condiciones endógenas (SOUR_e) en distintos días de operación

Día	OD, mg/l																		
min	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95
49	6,1	5,9	5,8	5,7	5,5	5,4	5,2	5,0	4,8	4,6	4,4	4,1	3,8	3,5	3,2	2,9	2,6	2,3	2,0
	6,8	6,6	6,5	6,4	6,3	6,2	6,0	5,9	5,7	5,5	5,3	5,0	4,8	4,5	4,2	3,9	3,7	3,4	3,1
	6,5	6,4	6,3	6,1	6,0	5,8	5,6	5,4	5,1	4,8	4,5	4,3	4,0	3,7	3,4	3,1	2,8	2,6	2,3
53	3,9	3,7	3,7	3,6	3,5	3,4	3,3	3,2	3,1	2,9	2,8	2,6	2,4	2,2	2,1				
	4,7	4,5	4,3	4,1	4,0	3,8	3,6	3,4	3,3	3,0	2,8	2,6	2,4	2,2	2,0				
	5,6	5,5	5,4	5,3	5,2	5,1	5,0	4,9	4,8	4,7	4,6	4,4	4,3	4,1	4,0				
54	7,3	7,1	7,0	6,9	6,8	6,8	6,7	6,6	6,5	6,4	6,3	6,2	6,0	5,9	5,7	5,5	5,3	5,1	4,9
	7,6	7,5	7,3	7,2	7,2	7,1	7,0	6,9	6,8	6,7	6,6	6,4	6,4	6,2	6,0	5,8	5,6	5,4	5,1
	7,6	7,4	7,3	7,2	7,1	7,1	7,0	6,9	6,8	6,7	6,6	6,4	6,2	6,1	5,9	5,6	5,4	5,1	4,9
	7,1	6,9	6,9	6,8	6,7	6,7	6,6	6,5	6,3	6,2	6,0	5,7	5,5	5,3	5,0	4,8	4,6	4,4	4,1
55	7,0	6,7	6,6	6,6	6,6	6,5	6,4	6,3	6,1	6,0	5,8	5,6	5,4	5,1	4,9	4,6	4,4	4,1	3,9
	7,3	7,1	7,0	6,9	6,8	6,6	6,5	6,3	6,1	5,9	5,7	5,4	5,1	4,9	4,6	4,3	4,0	3,8	3,5
	7,2	6,9	6,8	6,7	6,5	6,4	6,2	6,0	5,8	5,5	5,3	5,0	4,7	4,4	4,1	3,8	3,5	3,3	3,0
	7,3	7,0	6,8	6,7	6,5	6,3	6,1	5,9	5,7	5,4	5,2	4,9	4,6	4,3	3,9	3,6	3,3	3,0	2,6
76	5,2	4,7	4,5	4,3	4,2	4,1	4,0	3,8	3,7	3,5	3,3	3,1	2,8	2,6	2,4	2,2	2,0	1,8	1,6
	5,2	4,8	4,6	4,5	4,5	4,4	4,3	4,1	4,0	3,8	3,7	3,5	3,3	3,1	2,9	2,7	2,5	2,3	2,1
	6,0	5,8	5,7	5,6	5,5	5,4	5,3	5,2	5,0	4,9	4,8	4,6	4,4	4,2	4,0	3,8	3,6	3,4	3,2
	5,5	5,4	5,1	5,0	4,9	4,8	4,7	4,5	4,4	4,2	3,9	3,7	3,5	3,3	3,0	2,8	2,6	2,4	2,2
77	4,7	4,0	3,5	3,1	2,6	2,1	1,7	1,4	1,1	0,8	0,6	0,4	0,2	0,1	0,1	0,0			
	4,8	4,1	3,8	3,0	2,3	2,0	1,6	1,3	0,9	0,7	0,5	0,3	0,2	0,1	0,1	0,0			
	4,7	4,1	3,6	2,7	2,2	1,7	1,4	1,1	0,8	0,6	0,4	0,3	0,2	0,1	0,1	0,0			
	4,8	4,3	3,8	3,5	3,0	3,2	2,4	1,9	1,7	1,6	1,2	0,9	0,6	0,4	0,2	0,1			

ANEXO 3

Tabla A.24. Viscosidad

Día de operación	Viscosidad, cp							
	TL6				TL5			
	200 rpm	100 rpm	50 rpm	20 rpm	200 rpm	100 rpm	50 rpm	20 rpm
76	23,3	40,6	65,4	128,2	8,1	12,4	19,1	32,9
82	10,7	17,7	30,6	60,4	5,3	8,1	15,5	44,0
89	15,4	26,4	40,9	79,7	6,2	9,1	13,7	23,6
96	17,2	29,4	48,4	96,7	7,3	10,9	16,9	29,2
112	10,6	18,6	31,0	61,3	5,3	7,5	10,8	18,1
117	11,2	19,2	32,2	65,3	5,6	7,9	11,3	19,2
119	7,7	11,0	16,5	31,7	4,1	6,5	11,7	21,2
124	13,9	24,0	38,0	75,7	6,4	9,7	13,8	22,3
134	8,3	12,8	20,5	38,6	4,2	5,7	8,1	12,6
138	7,1	8,8	14,9	29,1	3,1	3,9	5,2	7,7
146	8,1	11,9	19,5	37,7	4,4	6,8	13,1	30,7
154	9,4	24,9	25,4	44,9	4,3	6,0	8,5	13,4
187	10,0	16,0	25,9	49,9	4,7	6,8	10,0	18,1
194	17,9	25,6	38,8	59,2	5,6	7,8	10,9	17,9
203	8,4	13,3	18,2	31,6	4,0	5,5	8,1	12,1
215	6,7	9,7	13,2	24,7	3,0	3,6	4,6	7,0
217	5,7	7,7	8,2	17,1	2,2	2,5	3,1	4,5
223	6,5	10,4	11,3	14,1	2,9	3,6	4,6	6,4
225	7,3	9,6	14,7	27,9	3,2	4,1	5,1	7,4
294	4,7	7,1	9,7	16,2	12,3	20,1	32,3	55,2
299	8,4	11,8	17,6	29,9	20,4	35	54,1	78
302	19,8	33,1	49,7	69,8	7,2	10,6	15,7	25,8
309	14,2	23,8	39,6	62,9	5,5	8,2	11,9	20,3
313	31,9	51,9	61,7	75,4	11,2	16,4	24,5	40,2
316	13,8	24,4	39,3	44,7	5,2	7,8	11,9	20,6
322	12,0	19,0	31,8	42,3	5,2	7,3	10,5	17,6
324	11,5	23,9	41,2	46	6,3	9,8	14,7	25,4
328	10,3	18,2	31	66,3	4,7	6,7	9,7	17,1
330	13,1	25,9	43,8	87,5	5,3	7,8	11,2	18,9
336	8,5	14,3	24,9	50,9	3,5	4,9	7	11,7
338	31,9	51,9	61,7	75,4	3,9	5,8	8,6	14,3

TABLAS

Tabla A. 25. Tiempo de filtración (TTF) para 25, 50 y 100 ml

Día de operación	TTF, s		
	25 ml	50 ml	100 ml
49	32	105	470
51	21	75	355
76	29	144	616
82	22	113	594
84	26	100	496
89	17	80	389
96	34	110	480
112	22	68	308
117	23	78	348
119	36	102	406
124	19	62	258
134	25	79	358
138	18	50	203
154	23	73	331
162	13	49	311
166	14	54	302
168	12	53	306
173	15	77	409
187	16	65	330
189	12	58	296
320	29	84	396

ANEXO 3

Tabla A.26. Índice volumétrico de lodos (SVI)

Día de operación	SVI mg/l	Día de operación	SVI mg/l	Día de operación	SVI mg/l
37	87,70	154	135,83	223	78,83
49	111,70	162	120,85	225	79,48
51	104,88	166	152,72	294	59,38
76	105,26	168	152,36	299	122,20
82	108,53	173	146,12	302	72,54
84	98,85	187	130,68	309	79,25
89	108,82	189	146,71	314	86,15
96	97,38	194	155,40	317	75,76
112	95,06	201	157,74	323	81,25
117	87,03	203	147,13	325	68,11
119	92,26	208	129,22	329	65,25
124	93,67	211	109,85	331	83,51
134	126,94	215	82,24	337	58,11
146	103,52	217	81,22	339	75,47

Tabla A.27. Tiempo de succión capilar (CST)

Día de operación	CST, s			
	Medida 1	Medida 2	Medida 3	CST media
37	11,2	9,6	10,3	10,4
49	10,0	10,9	10,2	10,4
51	8,9	9,0	9,1	9,0
76	12,1	11,2	11,3	11,5
82	8,9	9,5	9,2	9,2
84	10,3	10,8	10,0	10,4
89	9,7	9,1	9,3	9,4
96	9,7	9,9	9,7	9,8
112	9,0	9,5	8,9	9,1
117	9,4	9,1	9,0	9,2
119	8,4	8,6	9,3	8,8
124	8,4	8,7	8,1	8,4
134	9,0	9,4	9,6	9,3
138	7,1	7,0	7,7	7,3
146	8,2	7,4	8,9	8,2
154	9,1	8,3	8,5	8,6
162	8,7	8,6	8,4	8,6
166	8,5	9,3	9,2	9,0
168	9,0	8,9	8,9	8,9
173	8,8	8,8	9,0	8,9
187	9,6	9,2	8,2	9,0
194	8,8	9,1	8,9	8,9
201	10,0	9,1	10,0	9,7
307	9,8	9,2	9,5	9,5

Tabla A.28. Análisis físico-químico, concentración de sólidos, DQO, proteínas y polisacáridos

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM	SSVLM	N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻	N-NO ₃ ⁻	Proteínas		Polisacáridos		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)	
			DQO _t alim	DQO _s alim	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	mg/l	mg/l	Alimentación	Permeado	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l		
PERIODO INICIAL																		
2	1,7	27	1.043	528	64	130	655	920	650	98,3	59,4	0,88	3				1,134	
3	0,4	27																
4	0,3	28	982	338	67	131	1.000	2.600	1.910	97,2	34,3	17,5	37				0,377	
7	0,3	27	564	235	69	141	420	3.860	2.860	78,3	1,19	26,8	65				0,146	
8	0,5	27																
9	0,3	25	723	344	39	112	630	4.830	3.600	90,7	0,42	1,91	28				0,149	
10	2,2	25																
11	1,3	26	849	367	28	46	610	5.550	4.180	88,0	0,44	0,21	25				0,153	
14	0,9	25	629	126	20	34	390	6.330	4.820	48,6	0,39	0,07	37				0,036	
15	3,9	25																
16	2,5	25	791	194	30	48	295	8.550	6.590	77,8	0,32	0,05	28				0,046	
17	2,2	25																
18	1,1	24	494	250	23	25	545	9.310	7.200	58,3	0,31	0,06	21				0,053	
21	0,2	26	771	444	31	35	445	10.210	7.920	105,8	0,37	0,05	21				0,075	
J= 25 l/(h·m²) RELAX																		
27			982	278	18	35	420	9.220	6.970	78,8	0,30	0,01	62,5				0,106	
28			938	517	18	50	690	10.490	7.870	95,6	0,37	0,02	62,5				0,089	
29			940	357	26	32	685	9.340	6.970	96,6	0,52	0,01	60				0,101	
30	2,1	23	861	198	22	26	595	10.050	7.450	84,8	0,33	0,03	47				0,056	
31	2,1	23	885	392	16	29	595	10.910	8.120	97,7	0,32	0,04	46				0,081	
34	3,1	24	1167	380	20	21	1.400	10.710	7.630	97,2	0,34	0,10	47	6,8	6,4	11,45	7,67	0,109
35			1320	665	27	58	1.090	10.820	8.630	92,8	0,35	0,03	35					0,122
36			977	609	18	23	705	10.330	7.260	86,4	0,26	0,02	31	6,0	5,6	8,03	5,24	0,095

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM mg/l		SSVLM mg/l	N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻ mg/l	N-NO ₃ ⁻ mg/l	Proteínas mg/l		Polisacáridos mg/l		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)
			DQO _t alim	DQO _s alim	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	Alimentación	Reactor	Reactor	Alimentación	Permeado	Permeado	Permeado	Reactor	Permeado	Reactor	Permeado	
38	2,2	21	907	325			506	9.870	7.260	76,7	0,19	0,01	25					0,092
41			970	242	30	35	1.680	11.190	8.290	64,8	0,25	0,07	31	6,7	4,9	7,90	4,85	0,087
43		22	1.155	273	27	45	930	10.980	8.090	81,5	0,23	0,02	32	8,39	5,2	12,8	5,61	0,105
45	2,1	22						12.640	9.370									
48		23		424	15	18	1.140	11.670	8.720	105,8	0,28	0,02	41	6,33	6,1	8,78	6,84	
49									8.440									
50	3,5	22	1.170	418	48	53	710	11.370	8.490	98,3	0,28	0,01	35	7,67	6,9	7,76	5,88	0,103
51	3,0	23						11.060	8.260									
53	4,1	23	1.196	376	4	28	1.230	11.050	8.290	102,1	0,31	0,02	46			7,69	6,86	0,108
J= 35 l/(h·m²) RELAX																		
63	3,1	21	1.004	409			705	10.640	7.880	97,7	0,37	0,03		15,1	12,8	7,69	6,86	0,094
64	5,2	22	953	302	27	41	825	11.000	8.170	75,6	0,20	0,01		15,0	5,4	8,38	7,32	0,086
J= 30 l/(h·m²) RELAX																		
68	4,4	20	842	429	22	32	1.080	11.330	8.370	96,6	0,29	0,03	40					0,074
69			980	424	25	63	820	11.140	8.540	88,0	0,66	0,02	22	14,9	5,1	10,33	6,86	0,088
71			997	556	27	35	1.840	10.790	8.100	88,0	0,24	0,03	27	7,3	3,7	9,88	5,41	0,092
75			983	308	23	38	845	12.680	9.630	79,9	0,24	0,02	37			8,04	6,43	0,077
76	2,3	22																
77			1.316	350	50	51	8.560	11.490	8.630	79,4	0,46	0,09	24	6,5	3,1	6,80	3,29	0,114
78	1,2	23																
80	1,4	24																
81	2,9	23		113	20	107	7.590	12.410	9.080		0,23	0,02		10,4	5,7		4,37	
82	2,3	21						10.430	7.860									

D	OD mg/l	T °C	DQO mg/l				SSLM mg/l		SSVLM mg/l		N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻ mg/l	N-NO ₃ ⁻ mg/l	Proteínas mg/l		Polisacáridos mg/l		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)
			DQO _{t alim}	DQO _{s alim}	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	Alimentación	Reactor	Reactor	Alimentación	Permeado	Permeado	Permeado	Reactor	Permeado	Reactor	Permeado		
83	3,6	20			22	38						0,19	0,01		8,2	7,4			
84									12.180	8.930									
85	3,2	20	937	289	35	54	590	11.720	8.660	62,3	0,31	0,01	27	9,4	4,1	5,37	3,94	0,079	
86	1,0	23																	
88	3,2	23	1.151	387	33	60	620	11.080	8.290	85,3	0,22	0,01	33	7,4	6,1	6,92	5,94	0,104	
91	3,9	20																	
92	3,5	24							10.550	8.010									
93	2,6	23																	
95			1.027	211	46	54	850	11.730	8.680	64,3	0,29	0,01	29	5,3	2,0	11,3	5,98	0,087	
97	4,5	23							12.610	9.350									
100	1,3	25																	
102	3,8	24					1.320	12.290	9.180	68,6	0,24	0,01	28			6,26	5,96		
J= 32 l/(h·m²) RELAX																			
109	5,4	21																	
110	4,9	22	979	147	24	38	1.480	11.350	8.620										
111			1.035	291	23	34	835	11.890	8.860										
112	4,7	22							10.940	8.100									
113	5,5	21	926	121	25	31	590	11.820	8.780	73,5	0,28	0,01	23	5,7	4,9	4,79	4,41	0,078	
114	5,7	20																	
116	2,8	23		209	13	38	905	10.500	7.860	61,5	0,22	0,01	28			5,03	4,75	0,053	
117	4,8	22							11.720	8.700									
118			1.004	306	27	35	580	8.450	6.350	55,1	0,17	0,01	17	4,1	3,6	5,22	4,25	0,119	
119	5,0	23							12.010	8.990									
120	2,8	22							11.620	8.760									

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM	SSVLM	N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻	N-NO ₃ ⁻	Proteínas		Polisacáridos		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)	
			DQO _{alim}	DQO _{s alim}	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	mg/l	mg/l	Alimentación	Permeado	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l		
122	3,1	22																
123			1.166	230	19	21	635	12.950	9.660	72,9	0,20	0,02	28	6,5	5,2	5,68	4,90	0,090
124								10.420	7.840									
125			1.021	258	23	40	870	9.570	7.570	70,2	0,26	0,02	21	3,3	2,6	7,44	5,14	0,107
126	2,2	25																
127	2,6	23	997	461	28	36	1.270	9.100	7.020	52,4	0,25	0,01	22	8,6	6,1	8,56	6,88	0,109
129	4,2	21																
130	4,2	20																
133	4,5	21	994	202	23	26	775	9.350	7.140	51,3	0,14	0,01	13	6,7	2,6	4,35	3,88	0,106
134	6,2	21						9.390	7.160									
135	5,1	19																
136	4,7	20																
137	4,0	24	1.065	159	25	41	995	9.660	7.360	61,6	0,11	0,01	21	6,5	4,9			0,110
138	4,3	24						8.230	6.260									
139	3,0	24		213	19	25	2.250	6.610	5.120	56,7	0,09	0,01	15	8,3	5,1	8,21	5,00	
140	4,9	23						10.370	7.880	76,68	0,20	0,09	25	5,7	5,0	10,33	4,75	
J= 27 l/(h·m²) RELAX																		
144	3,7	23						9.550	7.430									
145	3,9	23	967	223	21	46	700	8.270	6.300	79,9	0,19	0,01	23			6,59	5,53	0,117
146	5,2	21						7.270	5.530									
147	5,7	21			25	31		8.910	6.810	54,0	0,15	0,01	21	5,8	4,6	6,03	5,47	0,121
148			994	251	33	34	2.800	8.220	6.260									
149	4,4	21																
151	4,4	24																

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM	SSVLM	N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻	N-NO ₃ ⁻	Proteínas		Polisacáridos		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)	
			DQO _{alim}	DQO _{s alim}	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	mg/l	mg/l	Alimentación	Permeado	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l		
152	4,8	23																
153			936	287	12	38	775	8.870	6.790	66,4	0,05	0,01	34	6,1	5,3	5,84	5,65	0,105
154	4,9	22						8.540	6.570									
155			976	231	27	31	1.005	8.200	6.280	52,9	0,17	0,01	25	5,5	4,7			0,119
156	5,1	24																
158	5,7	21	974	321			660	9.320	7.150	78,6	0,38	0,04	32	7,8	5,8	8,53	6,38	0,104
159								9.000	6.940									
160	6,3	18	962	171	17	34	665	7.610	5.820	50,5	0,12	0,02	23			4,22	3,97	0,126
161			924	214	28	31	555	8.550	6.530		0,11	0,03	23	4,7	3,6	4,84	4,09	0,108
J= 30 l/(h·m²), J_{retrolavado}= 50 l/(h·m²)																		
165	4,3	24	998	213	22	22	1.300	7.290	5.610	74,5	0,29	0,13	18					0,137
166								8.460	6.450									
167	4,0	27	933	224	28	35	515	7.370	5.630	67,5	0,26	0,01	26	9,5	8,0	11,06	5,94	0,126
168								8270	6.320									
169	4,0	24	920	237	15	33	510	8.610	6.600	83,2	0,33	0,03	30	6,9	4,9	5,23	4,76	0,107
172	4,2	24	945	260	19	34	505	8.480	6.490	75,6	0,29	0,01	31	10,0	7,4	10,63	7,65	0,112
173	5,3	24						8.240	6.290									
176	5,0	25	713	257	18	35	600	8.360	6.440	73,9	0,49	0,02	27	7,9	5,7	7,55	5,94	0,085
179	4,2	24	1.028	156	17	43	2.200	9.640	7.450	70,2	0,27	0,02	31	6,2	2,9			0,106
181	4,2	23	947	255	24	44	545	7.630	5.980	84,8	0,22	0,01	31	7,5	5,1	6,42	5,35	0,124
183	3,8	21	972	289	22	30	605	7.640	4.680	74,5	0,26	0,01	28			7,74	4,85	0,127
186	3,1	21	735	202	14	26	445	8.120	6.290	70,7	0,19	0,01	22	6,4	5,0			0,090

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM mg/l		SSVLM mg/l		N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻ mg/l	N-NO ₃ ⁻ mg/l	Proteínas mg/l		Polisacáridos mg/l		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)
			DQO _{t alim}	DQO _{s alim}	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	Alimentación	Reactor	Reactor	Alimentación	Permeado	Permeado	Permeado	Reactor	Permeado	Reactor	Permeado		
187							9.559	7.400											
188	4,9	23	925	197	22	26	710	8.010	6.210	62,1	0,23	0,02	25	8,8	6,0	6,63	5,29	0,115	
189							8.970	6.980											
191	3,7	22																	
193	5,9	22	930	268	7	19	630	9.930	7.840	85,3	0,13	0,01	9					0,094	
195			944	230	15	20	610	8.410	6.660									0,112	
196	5,3	21						8.520	6.560	59,4	0,27	0,01	31			5,97	4,92		
200	3,6	23	1009	199	22	51	980	8.920	7.020	77,7	0,19	0,01	34	5,1	4,0			0,113	
201								8.850	6.940										
202	3,8	26	989	262	28	47	850	8.490	6.730	59,9	0,43	0,01	37	6,2	5,4	8,08	6,08	0,115	
203								8.890	6.970										
204	3,1	25	1.359	165	9	26	2.420	7.350	5.800	68,0	0,30	0,01	31					0,185	
207	4,0	22					495	8.690	6.810	80,4	0,30	0,01	35	5,5	4,3	9,63	8,51		
208								10.060	7.850										
209	3,1	25																	
210			941	213	13	18	950	7.530	5.940	62,6	0,61	0,01	41	7,8	5,4	4,20	3,35	0,125	
211	3,0	26						9.540	7.410										
214	5,4	24	906	370	22	34	495	11.110	8.690	72,9	0,22	0,01	35	6,2	4,5	10,08	8,18	0,081	
215								9.630	7.480										
216	2,6	26	964	219	33	41	615	10.020	7.890	54,0	0,21	0,01	25	8,1	7,1		8,15	0,096	
217								11.130	8.700										
218	3,4	24																	
222	5,2	22	679	115	17	35	295	13.010	10.280	65,3	0,28	0,02	39	6,7	5,1	8,27	5,88	0,051	
223								8.880	7.010										

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM	SSVLM	N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻	N-NO ₃ ⁻	Proteínas		Polisacáridos		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)	
			DQO _{alim}	DQO _{s alim}	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	mg/l	mg/l	Alimentación	Permeado	mg/l	mg/l	Reactor	Permeado	Reactor	Permeado		
J= 30 l/(h·m²), J_{retrolavado}= 30 l/(h·m²)																		
224	3,4	25	964	394	14	49	740	9.450	7.520	90,7	0,27	0,01	34	7,0	6,3	8,71	3,35	0,102
225								10.770	8.520									
226	3,8	24	959	216	35	51	610	11.570	8.980	69,6	0,27	0,01	31			8,44	4,18	0,093
231	2,4	26																
234	4,6	23	934	147	28	26	540	11.260	8.940	77,3	0,26	0,02	40					0,083
236	2,5	26																
238	3,3	27	768	99	9	27	465	11.640	8.840	64,8	0,21	0,01	38	11,7	8,1	9,18	6,79	0,066
243	4,7	26	942	173	21	28	455	8.930	6.770	116,0	0,05	0,01	22	18,0	13,1	10,3	6,12	0.105
245			952	257	10	6	495	7.710	5.850	110,7	0,27	0,01	40					0,123
248	3,0	26																
252	2,9	27					385	14.620	10.950	75,1	0,28	0,03	38	8,3	6,9	9,65	7,91	
254			943	226	27	33	525	10.860	8.090	103,1	0,43	0,02	37	10,1	8,9	5,44		0,087
255	3,2	29																
259	3,5	29	734	141	30	45	220	11.560	8.800	72,9	0,34	0,02	41	13,2	7,3	10,60	6,35	0,020
263	4,7	28																
266	2,5	27																
268	2,6	28	884	86				10.860	8.210		0,38	0,02	30	8,0		8,06	5,06	0,081
272			1.000	331			420	8.550	6.570	51,8		0,03	37	7,5	6,6	8,74	5,82	0,117
274	3,5	27	814	183	37	35	385	6.620	5.120	81,3	0,01	0,02	38	11,1	8,0	15,1	11,8	0,123
275			1.000	257	34	46	475	11.130	8.510	89,6	0,44	0,02	27			12,9	10,3	0,089
279	3,0	28	803	174	27	83	425	11.780										
280	2,8	28																

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM	SSVLM	N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻	N-NO ₃ ⁻	Proteínas		Polisacáridos		A/M kg DQO/ (kgSSLM-d)	
			DQO _{alim}	DQO _{s alim}	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	mg/l	mg/l	Alimentación	Permeado	mg/l	mg/l	Reactor	Permeado	Reactor	Permeado		
J= 30 l/(h·m²), J_{retrolavado}= 15 l/(h·m²)																		
281			706	157	23	59	390	11.220	8.450	68,9			45	10,7	8,5	12,2	10,7	0,063
282	3,2	28			35	42		11.760	8.900				45	14,5	9,5	12,3	9,06	
285	2,5	29																
286							395	11.740	8.790	78,3	0,30	0,02	43			16,1	10,1	
287	3,6	28					455	15.050	11.050	68,0								
288			853	206	36	42	380	14.620	11.430	64,2	0,97	0,03	53	5,1	4,8	12,8	8,88	0,058
290	3,4	28																
292	2,7	27	608	206	25	29	335	10.470	7.770	50,2	0,49	0,02	48	7,3	8,9	9,88	7,86	0,058
294	2,3	27	803	126	24	29	470	12.830	9.530	61,0	0,51	0,01	39	11,3	7,6	11,0	6,71	0,063
296	3,7	28																
299	3,9	28	886	180	7	11	580	9.820	7.280	75,6	0,54	0,02	38	14,8	10,0	10,7	7,59	0,090
300			613	194	20	30	250	11.030	8.230	40,5	0,35	0,02	38	11,4	8,6	7,50	6,38	0,055
301	2,5	29																
302			988	265	22	46	545	11.800	8.840	72,9	0,37	0,01	32	8,2	6,1	12,1	7,56	0,084
303	3,8	29																
306	3,4	30	1.000	324	29	33	420	12.570	9.260	77,2	0,67	0,02	38	9,6	8,0	9,73	7,15	0,079
309	2,9	31					265	10.590	7.780	50,6	0,78	0,03	28	7,4	6,3	10,0	7,9	
310			734	96	25	36	235	13.680	10.210	51,8	0,65	0,02	26			11,2	7,6	0,032
311	3,9	31																
314	4,5	29	894	171	19	34	370	13.000	9.590	65,9	0,66	0,02	35			14,5	7,27	0,068
315								13.210	9.740		0,57	0,02	35	10,7	3,8	13,3	7,88	
317	4,8	29	954	244	20	42	425	14.180	10.430	61,0	0,62	0,02	35			11,3	7,55	

D	OD mg/l	T °C	DQO, mg/l				SSLM mg/l		SSVLM mg/l		N-NH ₄ ⁺ , mg/l		N-NO ₂ ⁻ mg/l	N-NO ₃ ⁻ mg/l	Proteínas mg/l		Polisacáridos mg/l		A/M kg DQO/ (kgSSLM·d)
			DQO _{t alim}	DQO _{s alim}	DQO _{perm.}	DQO _{reactor}	Alimentación	Reactor	Reactor	Alimentación	Permeado	Permeado	Permeado	Reactor	Permeado	Reactor	Permeado		
320	5,3	27	407	85	20	22	120	12.560	8.620	44,8	0,48	0,03	41	10,2	7,3	12,7	8,50		
321	3,6	28	729	369	22	45	200	12.830	9.480	44,3	0,52	0,01	38	8,2		10,3	8,59	0,057	
323	4,4	28	570	137	19	25	165	12.920	9.610	41,0	0,27	0,02	27	8,3	6,2	11,4	5,75	0,021	
327				76	4	10	175	12.530	9.320	57,8	0,45	0,01	32	7,5	5,9	8,2	4,00	0,078	
328	4,4	27																	
329	3,7	29					375	12.870	9.580	65,3	0,54	0,01	37			4,3	3,88		
331			847	223	21	25	270	8.100	6.020	47,5	0,74	0,02			3,4	20,5	7,29	0,043	
334			706	78	20	26	150	11.960	8.770	35,6	0,57	0,02	14	10,2	9,5	15,7	9,20	0,017	
335			929	155	19	42	395	11.710	8.600	74,5	0,60	0,01	26	13,4	11,5	10,3	8,47	0,045	
336	5,3	27																	
337			741	214	20	21	405	10.070	7.530	48,6	0,40	0,01	38	4,9	3,5	13,7	7,24	0,074	
338	6,8	28																	
341			1.000	233	17	25	520	11.030	8.060	49,7	0,32	0,01	32	10,5	7,5	13,7	7,24	0,091	
344	5,0	28					555	7.590	5.540	75,6	0,54	0,02	15	6,8	5,4	9,2	7,92		