

## **TRABAJO FIN DE GRADO**

---

### **LA OPERACIÓN POR PRESIÓN DE CONSIGNA COMO MODO DE OPERACIÓN DE UN BIORREACTOR DE MEMBRANA SUMERGIDA PARA TRATAMIENTO TERCIARIO DE AGUAS DEPURADAS**

Grado en Ingeniería Química Industrial

**AUTOR:** Oliver Díaz López  
Julio 2015

## **Agradecimientos.**

En primer lugar me gustaría agradecer al organismo autónomo local “Balsas de Tenerife, BALTEN”, por el apoyo prestado durante el desarrollo de esta investigación. En especial a D. Escolástico Aguiar, a D. Juan Antonio Medina y D. Juan Francisco López, por su continuo interés y apoyo demostrado a lo largo de toda la fase experimental.

A mi tutora, la Dra. Dña. Luisa M<sup>a</sup> Vera Peña, por su dedicación, consejo, apoyo e indicaciones que han permitido que este trabajo fin de grado sea lo que es hoy. A mi tutor, el Dr. D. Enrique González Cabrera, por ser su siempre dispuesta colaboración y ayuda durante el desarrollo de este trabajo fin de grado, nunca sabré transmitirle toda mi gratitud.

A Raquel Díaz, gracias por su ayuda con la microscopía óptica y ayudarme a entender ese mundo desconocido de los microorganismos.

A todo el personal del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica por brindarme su apoyo en el momento que lo necesite, en especial al Paco y a Margarita por toda su colaboración. A todos mis compañeros de la línea de investigación de “Tratamiento y Reutilización de Aguas”, así como de “Catálisis heterogénea”; por soportar mis quejas y ayudarme en todo lo que estuviese en su mano.

A mis amigos, Laura, Eli, Eira, Denis y Alicia, por soportarme y aguantarme durante tanto tiempo. A Diego, por ayudarme, animarme, apoyarme, entenderme y acompañarme siempre en todo lo que hago.

A mi familia, que me han entendido y acompañado durante toda mi vida. Gracias por entender mi mal humor y mi estrés.

A todas aquellas personas que, directa o indirectamente, han participado en este trabajo fin de grado, dándome consejos, teniéndome paciencia, acompañándome en los buenos y malos momentos; y que en estas breves líneas he podido omitir.

A todos, muchas gracias.

## Lista de símbolos.

A: área de membranas instaladas en el sistema terciario.

AOB: Bacterias oxidantes de amonio.

AUR: velocidad de consumo de amonio por parte de la biomasa.

BCP: biocluster poliméricos.

$d_{10}$ : tamaño de partículas asociadas al 10 % del volumen total.

$d_{50}$ : tamaño de partículas asociadas al 50 % del volumen total.

$d_{90}$ : tamaño de partículas asociadas al 90 % del volumen total.

DQO: demanda química de oxígeno.

DSI: índice de dispersión de la distribución de tamaño de partículas.

EDAR: estación depuradora de aguas residuales.

ERAR: estación regeneradora de aguas residuales.

EfOM: materia orgánica disuelta en el efluente.

EPS: sustancias extrapoliméricas celulares.

F/M: relación sustrato a microorganismos o carga másica.

J: flujo de permeado.

$J_{net}$ : flujo neto de permeado.

$J_r$ : flujo de retrolavado.

MBR: biorreactor de membrana.

MLSS: concentración de solidos suspendidos en el licor mezcla.

MLVSS: concentración de sólidos volátiles en el licor mezcla.

n: número de muestras.

NIUR: velocidad de consumo de nitrito por parte de la biomasa.

N-NO<sub>x</sub>: óxidos de nitrógeno (nitritos y nitratos).

NOB: Bacterias oxidantes de nitrito.

N<sub>t</sub>: nitrógeno total.

OPR: potencial de oxidación-reducción.

OUR: velocidad de consumo de oxígeno por parte de la biomasa.

PVDF: polivinildifloruro.

Q: caudal tratado en el tratamiento terciario.

Q<sub>a</sub>: caudal de aire suministrado a la membrana.

R: constante general de los gases.

RD: real decreto.

R<sub>ef</sub>: resistencia asociada al ensuciamiento residual externo.

R<sub>f</sub>: resistencia debida al ensuciamiento de la membrana.

r<sub>f</sub>: velocidad de ensuciamiento reversible.

R<sub>if</sub>: resistencia asociada al ensuciamiento residual interno.

R<sub>m</sub>: resistencia membrana limpia.

R<sub>rdf</sub>: resistencia asociada al ensuciamiento residual o irreversible.

r<sub>rdf</sub>: velocidad de ensuciamiento residual o irreversible.

R<sub>r<sub>v</sub>f</sub>: resistencia asociada al ensuciamiento reversible.

R<sub>sp</sub>: resistencia asociada a la presión transmembrana de consigna o set-point.

$R_t$ : resistencia hidráulica total.

S: concentración de sustrato carbonoso al biorreactor.

$SAD_m$ : caudal de aire en condiciones normales por área de membrana.

SMP: productos solubles microbianos.

SOUR: velocidad de consumo de oxígeno debido a la respiración endógena.

SRT: edad de lodo o tiempo de retención celular.

SS: sólidos suspendidos.

T: temperatura

$t_f$ : tiempo de filtración.

TMP: presión transmembrana.

$TMP_0$ : presión transmembrana asociada con el ensuciamiento residual externo e interno.

$TMP_i$ : presión transmembrana inicial de cada ciclo de filtración.

$TMP_{sp}$ : presión transmembrana de consigna o set-point.

TOC: Carbono orgánico total.

$t_r$ : tiempo de retrolavado.

TRH: tiempo de residencia hidráulico.

TTF: time to filter.

X: concentración de biomasa en el biorreactor.

$Y_A$ : rendimiento de bacterias oxidantes de amonio.

$Y_N$ : rendimiento de bacterias oxidantes de nitrito.

$\Delta TMP$ : salto de presión transmembrana asociada con el ensuciamiento residual externo.

$\eta$ : rendimiento del retrolavado.

$\mu$ : viscosidad del agua.

$\xi$ : rendimiento del compresor.

$\lambda$ : índice adiabático.

## Índice

<b>1. Resumen</b>	<b>1</b>
1.1. Resumen	1
1.2. Abstract	2
<b>2. Introducción</b>	<b>4</b>
2.1. Reutilización y regeneración de aguas residuales	4
2.2. Biorreactores de membrana	11
2.3. Biorreactores de membrana terciarios	14
2.4. Proceso biológico	15
2.5. Proceso de nitrificación biológica	16
2.6. Ensuciamiento de la membrana	19
2.7. Flujo crítico y concentración de polarización	20
2.8. Modelización del ensuciamiento	22
2.9. Parámetros que afectan al ensuciamiento	25
2.10. Control y reducción del ensuciamiento	26
2.10.1. Limpiezas físicas y químicas	27
2.10.2. Aireación de la membrana	29
2.10.3. Avances en el modo de operación	30
2.11. Modo de operación por presión de consigna	32
<b>3. Objetivo</b>	<b>34</b>
3.1. Objetivo general	34
3.2. Objetivos específicos	34
<b>4. Materiales y métodos</b>	<b>36</b>
4.1. Descripción de la unidad experimental	36
4.1.1. Biorreactor	38
4.1.2. Módulo de membrana	38
4.1.3. Bomba de permeado	40
4.1.4. Tanque de permeado	40
4.1.5. Sistema de automatización e instrumentación	40
4.2. Experimentos de larga duración: condiciones de operación	41

4.3. Experimentos de corta duración: determinación del flujo crítico	42
4.4. Protocolo de limpieza de la membrana	42
4.5. Técnicas analíticas	43
4.5.1. pH	43
4.5.2. Conductividad	43
4.5.3. Turbidez	43
4.5.4. Sólidos suspendidos y volátiles	44
4.5.5. Demanda química de oxígeno	44
4.5.6. Carbono orgánico total	45
4.5.7. Nitratos y nitritos	45
4.5.8. Nitrógeno amoniacal	46
4.5.9. Nitrógeno total y kjeldhal	46
4.5.10. Tiempo de filtrado (TTF)	46
4.5.11. Tamaño del flóculo	47
4.5.12. Actividad biológica de los microorganismos	47
4.5.13. Productos solubles microbianos	48
<b>5. Resultados</b>	<b>49</b>
5.1. Características del agua de alimentación	49
5.2. Características de la biomasa	50
5.2.1. Influencia de las condiciones endógenas sobre la biomasa	50
5.2.2. Morfología de la suspensión biológica	56
5.3. Influencia de las condiciones de operación sobre el rendimiento del proceso	60
5.4. Efecto de la presión transmembrana de consiga sobre el ensuciamiento residual	62
5.5. Efecto de la presión transmembrana de consigna sobre el ensuciamiento reversible	65
5.6. Mecanismos de ensuciamiento	67
5.7. Influencia de las condiciones ambientales sobre el proceso	72
5.8. Efecto de la TMP <sub>sp</sub> sobre la filtrabilidad de la suspensión	74
5.9. Rendimiento del sistema de filtración	76
5.10. Limpieza química de la membrana	79



5.11. Estudio de costes preliminar del sistema estudiado	81
<b>6. Conclusiones</b>	<b>87</b>
6.1. Conclusiones	87
6.2. Conclusions	88
<b>7. Bibliografía</b>	<b>90</b>

# 1. Resumen

## 1.1. Resumen

En este trabajo fin de grado se ha evaluado un modo alternativo de operación para la regeneración de agua residual mediante un biorreactor de membrana terciario (MBR). Este modo de operación está basado en ajustar automáticamente la frecuencia del retrolavado en función del ensuciamiento de la membrana, puesto que de esta manera se mejora el flujo neto de permeado.

El principal parámetro operacional (presión transmembrana de consigna o *set-point*,  $TMP_{sp}$ ) ha sido evaluado en un MBR terciario a escala piloto, haciendo hincapié en su influencia sobre el ensuciamiento de la membrana y la productividad del proceso. El modo de operación alternativo ha sido evaluado durante más de 4 meses con una completa retención de lodos, alcanzando un elevado rendimiento de depuración con una moderada concentración de sólidos suspendidos, como resultado de las condiciones de limitación de sustrato.

El análisis del ensuciamiento de la membrana en condiciones de flujo supra-críticos ( $70 \text{ L/h m}^2$ ) con una aireación idéntica al usado en plantas industriales ( $\text{SAD}_{\text{pnet}} = 17 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ ) ha revelado que la eficiencia del retrolavado, expresado en términos de resistencia asociada al ensuciamiento residual, se vio significativamente afectada por el valor impuesto de  $\text{TMP}_{\text{sp}}$ . A elevados valores de  $\text{TMP}_{\text{sp}}$ , la eficiencia disminuyó reducida y fue necesaria la limpieza química de la membrana para poder recuperarla al estado inicial. Sin embargo, los valores moderados de  $\text{TMP}_{\text{sp}}$  (30-40 kPa) permitieron obtener elevados flujos netos ( $65\text{-}67 \text{ L/h m}^2$ ) durante más de 2000 h de operación. El ensuciamiento reversible parece no verse afectado por los valores de  $\text{TMP}_{\text{sp}}$ , tal y como confirmaron los experimentos escalonados.

## 1.2. Abstract

An alternative backwashing strategy to enhance water productivity in a tertiary submerged membrane bioreactor (MBR) was assayed. This strategy is based on automatically adjustment of the backwashing frequency as a function of the membrane fouling, which is expected to increase the net permeate flux produced.

The effect of the key operational parameter (transmembrane pressure set-point,  $\text{TMP}_{\text{sp}}$ ) on membrane fouling and process productivity was evaluated on a pilot-scale tertiary MBR. The system was successfully operated for over 4 months with complete sludge retention achieving a high treatment performance with a moderate liquor suspended solid concentration, as a result of carbon substrate limited conditions.

The analysis of the membrane fouling at supra-critical filtrate flux ( $70 \text{ L/h m}^2$ ) with a specific aeration demand identical to that usual at full-scale ( $\text{SAD}_{\text{pnet}} = 17 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ ) showed that backwashing efficiency, described in terms of residual fouling resistance, was significantly affected by the selected  $\text{TMP}_{\text{sp}}$  value. At high  $\text{TMP}_{\text{sp}}$  values, the efficiency decreased and chemical cleaning was necessary for membrane recovery. Nevertheless, moderate set-point values (30-40 kPa) provided high permeate

net fluxes (65-67 L/h m<sup>2</sup>) during more than 2000 h of operation, while reversible fouling rate was not considerably influenced by TMP<sub>sp</sub>, which was also confirmed by flux steps trials.

## **2. Introducción**

### **2.1. Reutilización y regeneración de aguas residuales**

El agua es una de las principales sustancias para el desarrollo de la vida, y por tanto, su disponibilidad se ha convertido en uno de los grandes problemas de la humanidad. Durante los últimos años, el gran desarrollo demográfico e industrial de los países más desarrollados ha generado un desequilibrio hídrico en todo el planeta Tierra, existiendo lugares con exceso y otros con escasez de agua.

El creciente descenso del volumen y de la calidad de las reservas hídricas existentes ha generado que algunos lugares se encuentren en situación de estrés hídrico. Este fenómeno ocurre cuando la demanda de agua supera los recursos naturales de la región en cuestión. La Agencia Medioambiental Europea ha determinado que países como Bélgica, Bulgaria, Alemania, España y Malta, entre otros, son deficitarios de agua, y se han visto obligados al planteamiento de soluciones alternativas que pueden paliar el déficit de recursos naturales de agua dulce (Agencia Medioambiental Europea, 2015).

En Canarias, el recurso hídrico tradicional ha sido las aguas subterráneas. Sin embargo, a pesar de su importante papel en el conjunto de las islas, durante las últimas décadas estas aguas han experimentado un significativo descenso tanto en cantidad como en calidad. Este hecho se debe principalmente a dos causas antrópicas: la sobreexplotación de los acuíferos y la infiltración de vertidos. Otra causa de origen natural que restringe la explotación de recursos hídricos subterráneos asociados a los acuíferos situados en el litoral es el fenómeno de la intrusión marina.

En conclusión, la calidad de una parte importante de las masas de agua subterráneas en el archipiélago es deficiente y no cumple con los requisitos normativos para el abastecimiento a poblaciones (BOE, 2003) o la calidad necesaria para riego agrícola. Como resultado, en las islas donde el balance hídrico natural es positivo (La Palma y La Gomera), con unos recursos superiores a la demanda, se limita la extracción de agua de los acuíferos contaminados. Por el contrario, en las islas deficitarias en recursos (Tenerife, Gran Canaria, Hierro, Lanzarote y Fuerteventura) se han instalado plantas desalinizadoras que permiten satisfacer el abasto de agua.

En la búsqueda de fuentes hídricas no convencionales, Canarias ha sido una de las pioneras, a nivel europeo, en desalinización de agua de mar. Desde 1964, con la puesta en marcha de la primera desalinizadora en Lanzarote, este recurso hídrico se ha utilizado de manera masiva para el abastecimiento urbano y el riego de cultivos agrícolas. Actualmente, las islas ocupan un lugar relevante en España, e incluso en Europa, en volumen anual desalinizado (0,74 hm<sup>3</sup>/d) (Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino, 2009).

Desde las décadas de los 80 y 90, Canarias ha sido pionera también en el ámbito de la reutilización de las aguas depuradas con los primeros sistemas de aprovechamiento, principalmente con fines agrícolas. En la actualidad, es la cuarta comunidad autónoma en porcentaje de reutilización respecto al volumen depurado. Según datos recogidos en la Encuesta sobre Suministro y Tratamiento del Agua del Instituto Canario de Estadística (ISTAC, 2015), en el 2012 se depuraron algo más de

367 hm<sup>3</sup> de aguas residuales, de los cuales sólo se reutilizaron aproximadamente 85 hm<sup>3</sup>, lo que implica que un 77% de las aguas residuales no son aprovechadas y éstas podrían suponer una solución parcial para el problema hídrico. Además la reutilización de agua depurada representaría un importante ahorro de recursos convencionales al transformar un vertido potencial, las aguas depuradas, en un recurso totalmente válido para determinados usos.

Por otra parte, el sector agrícola es el mayor demandante de agua entre las actividades económicas de nuestra sociedad; y la regeneración-reutilización de aguas residuales puede convertirse en una fuente hídrica interesante para este sector. Además, estos efluentes pueden aportar nutrientes valiosos para la agricultura, como el nitrógeno o el fósforo. Por tanto, se puede afirmar que la regeneración de aguas residuales es una de las grandes alternativas para paliar el problema de escasez hídrica en el archipiélago canario.

La regeneración de aguas residuales depuradas consiste en tratar éstas hasta alcanzar la calidad requerida en función del uso final que se les desee dar, alcanzando incluso, el grado de potabilidad. La legislación española (BOE, 2007) establece en el Real Decreto (RD) 1620/2007, del 7 de diciembre, la calidad requerida para cada uno de los usos permitidos: riego agrícola, usos urbano, industrial, recreativo y ambiental, y prohíbe su uso como agua potable, en industrias alimentarias e instalaciones hospitalarias, entre otras.

El RD 1620/2007 establece los criterios de calidad atendiendo principalmente a las concentraciones de nematodos intestinales, *Escherichia coli*, sólidos en suspensión y turbidez. Por ejemplo, para el uso en riego agrícola de cultivos que permitan el contacto directo del agua regenerada con las partes comestibles, el agua regenerada debe cumplir los niveles de calidad estipulados en la Tabla 2.1.

PARÁMETRO	VALOR	UNIDAD
Nematodos intestinales	1	Huevo/10L
<i>Escherichia coli</i>	100	UFC/100mL
<i>Legionella spp.</i>	1000	UFC/L
Sólidos en suspensión	20	mg/L
Turbidez	10	NTU

Tabla 2.1. Calidad del agua regenerada para el uso en riego agrícola (uso 2.1, adaptado del RD 1620/2007).

La normativa española (RD 1620/2007) no sólo establece criterios de calidad del agua reutilizada, además especifica la diferencia entre una estación depuradora (EDAR) y una estación regeneradora de aguas residuales (ERAD). La primera adecua el agua para poder ser vertida mientras que la segunda realiza las etapas necesarias para proporcionar un agua producto con una calidad adecuada para su reutilización.

En la isla de Tenerife, la reutilización de aguas residuales procedentes de la estación depuradora de aguas residuales de Santa Cruz comenzó en la década de los 80. Entonces, se pretendía abastecer las necesidades de riego de los cultivos de plátano del sur de la isla, ya que éste cultivo puede llegar a demandar el 62% de los recursos totales disponibles para la agricultura. Para ello, se diseñó y construyó el sistema general de reutilización de la isla de Tenerife (Delgado, 2003).

El sistema global se compone de los siguientes elementos:

- Estación depuradora (EDAR): se trata de un sistema convencional de lodos activos, dimensionada para un caudal teórico de 90.000 m<sup>3</sup>/d, para tratar las aguas residuales domésticas procedentes de los municipios de San Cristóbal de La Laguna y Santa Cruz de Tenerife.



- Estación de bombeo: el efluente de la EDAR se conduce hasta un depósito de hormigón armado de 530 m<sup>3</sup>, y de ahí se impulsa a un depósito regulador de 6000 m<sup>3</sup> de capacidad, que permite un flujo constante en la estación de filtrado DUALSAND. El agua depurada es sometida a un tratamiento terciario a través de filtros de arena que se realiza en dos etapas. El efluente obtenido se almacena en un tanque de hormigón armado de dos vasos que permite almacenar el agua para que esta sea bombeada en las horas de menor coste energético. A este elemento se le considera el primer eslabón de la reutilización de agua depurada, gestionada por el organismo autónomo local “Entidad Pública Empresarial-Balsas de Tenerife, BALTEN”.

- Depósito regulador de El Tablero: consiste en un recipiente que permite almacenar el agua depurada procedente de la estación de bombeo a una cota de 305 m.s.m. y desde el cual comienza la conducción que transporta el agua depurada por gravedad hasta el Valle de San Lorenzo.

- Conducción: el sistema de conducción de 60 km de longitud, formado por una tubería de fundición dúctil de 600 mm de diámetro y con presiones de trabajo que llegan a las 30 atmósferas, discurre paralelamente a la Autopista TF-1, con un perfil irregular en dientes de sierra que ha obligado a la colocación de más de 70 ventosas y desagües. En los puntos kilométricos 18 y 50 existen derivaciones hacia depósitos para la distribución de pequeños volúmenes de agua en La Ladera de Güimar y en San Isidro.

- Balsa de San Lorenzo: se trata de una balsa de forma troncopiramidal de planta hexagonal regular (Figura 2.1), conformada con tierras e impermeabilizada con una geomembrana de polietileno de alta densidad de 2 mm de espesor y 28.000 m<sup>2</sup> de superficie, con una capacidad de 250.000 m<sup>3</sup>. En este sistema se consigue homogenizar la calidad del agua depurada, así como adecuar la calidad del agua depurada a la normativa. Entre los procesos de afino de la calidad que se realizan en Valle San Lorenzo, destacan las estaciones de filtrado y desinfectado; así como, la estación de desalación.



Figura 2.1. Vista área de la Balsa de San Lorenzo

Uno de los grandes problemas de la reutilización de aguas reside en que la producción de agua residual se puede encontrar a kilómetros del punto de reutilización, como en el caso del sistema de Tenerife. En la conducción de transporte, la velocidad es una variable de gran importancia, pues si es demasiado baja, sobre 0,5 m/s, se produce la sedimentación de sólidos suspendidos sobre las paredes de la tubería, formándose una biopelícula que lleva aparejado transformaciones químicas y bioquímicas (Delgado et al., 1999). Además, la ausencia de oxígeno y las altas temperaturas en la conducción pueden llevar a generación de olores pestilentes y corrosión por producción de  $H_2S$ , un gas peligroso y tóxico a concentraciones relativamente bajas. La producción de sulfuro depende de varios factores como el pH, la temperatura, los nutrientes, el tiempo de contacto, la formación de biopelícula sobre las paredes de la tubería, la presencia de inhibidores de la reducción del sulfato y el potencial de reducción-oxidación (Delgado et al., 1999).

Desde la puesta en marcha de la conducción de agua depurada, el grupo de investigación “Tratamiento y Reutilización de Aguas” del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica de la Universidad de La Laguna ha mantenido convenios de manera regular, con la empresa gestora del tratamiento y conducción de agua depurada para su reutilización, Balsas de Tenerife (BALTEN), para el estudio, control y minimización de la producción de  $H_2S$  durante el transporte del agua depurada.

Para poder solventar el inconveniente de la generación de sulfuros durante la conducción, inicialmente se analizó el comportamiento estándar de la tubería (Elmaleh et al., 1998; Delgado et al., 1999). Estos trabajos concluyeron que la tubería presentaba distintas zonas de trabajo. Inicialmente, una pequeña zona aerobia donde ocurre un fenómeno de nitrificación, en la que tiene lugar la reducción de la concentración de amonio y posteriormente, tiene lugar un fenómeno de desnitrificación donde disminuye la presencia de nitritos y nitrógeno total.

Así, cuando la relación DQO/N-NO<sub>x</sub> no es adecuada, se dan las condiciones anaerobias en la conducción, marcadas por la aparición de sulfuros. Este fenómeno tiene lugar en torno al kilómetro 10 de la misma, donde comienza la desaparición de oxígeno disuelto, con valores del ORP (potencial de oxidación-reducción) inferiores a -100 mV (Elmaleh et al., 1998). Estos estudios indicaron también, que la concentración de sulfuros a la salida de la conducción podía oscilar desde 18 mg/L hasta valores inferiores a 1 mg/L, debido a que la generación del compuesto no fue constante sino variable, en función de las condiciones en la conducción. Además, se estableció el espesor medio de la biopelícula creada sobre las paredes interiores de la tubería entre los 2 a 6 mm de espesor (Delgado et al., 1999).

Una de las vías para evitar la formación del sulfuro es la inyección de óxidos de nitrógeno al inicio de la conducción, ya que estos inhiben el proceso de desnitrificación. En base a esto, se ensayó la inyección de nitrato de calcio en el depósito del Tablero a concentraciones de 2,5 y 5 mg/L. Con la primera concentración ensayada se alcanzó una mejoría notable debido a que las condiciones anaerobias se retrasaban aproximadamente hasta el kilómetro 20, reduciendo por tanto la producción de sulfuros. En cambio, la concentración de 5 mg/L consiguió mejores resultados, ya que la tubería no presentaba condiciones anaerobias en todo su recorrido y por tanto, la producción de sulfuros fue nula (Rodríguez-Gómez et al., 2005). Es evidente que la dosificación de nitratos llevaba aparejado un gasto económico de 0,01-0,023 €/m<sup>3</sup>, teniendo en cuenta el coste

de instalación y operación de un sistema dosificador a las concentraciones óptimas obtenidas (Monteagudo et al., 2007).

Evidentemente, si la EDAR de Santa Cruz pudiera producir un efluente secundario con concentraciones de nitrato próximas a los 5mg/L se obtendría el mismo efecto inhibitor sin el coste asociado a la inyección de químicos. Por todo ello en 2004, la depuradora modificó su línea de proceso incluyendo dos reactores en serie aireados que permitían tener una concentración de nitratos en el efluente de 0,4 mg/L y 8,2 mg/L de nitritos. En esta nueva situación, la tubería se comportó inicialmente como en los casos anteriores, con un gran consumo de oxígeno disuelto y concentración de nitritos constantes. Además se observó que una vez consumido el oxígeno disuelto, la reducción de nitritos a lo largo de toda la tubería y su presencia inhibía totalmente la producción de sulfuros ya que el sistema se comportaba como un reactor anóxico (Delgado et al., 2004).

## **2.2. Biorreactores de membrana**

El termino biorreactor de membrana (en inglés, membrane bioreactor, MBR) es usado para designar al proceso de tratamiento de aguas residuales que integra a una membrana permselectiva con un proceso biológico.

Esta tecnología modifica los sistemas de lodos activados sustituyendo al clarificador o sedimentador secundario por una membrana (Fig. 2.2), produciendo un efluente clarificado y desinfectado y consiguiendo además, concentrar la biomasa en el reactor y en consecuencia, reducir el tamaño del tanque y aumentar la eficacia del tratamiento biológico.

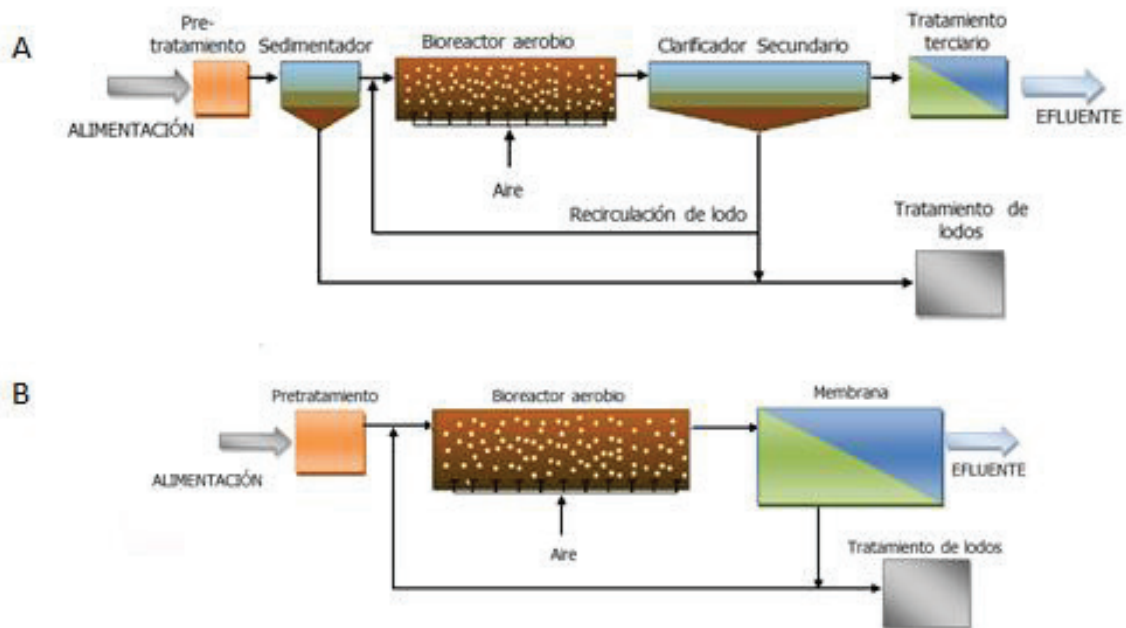


Figura 2.2. Diagrama de flujos (A) sistema convencional de tratamiento, (B) sistema MBR.

La normativa cada vez más exigente en cuanto a calidad de los recursos hídricos y el desarrollo de la industria de las membranas, han propiciado el desarrollo exponencial de los sistemas MBR en los últimos años, con índices de crecimiento y extensión de implantación que varía dependiendo de las infraestructuras y entornos económicos. Lugares como China, Japón, Corea, Europa o Norte América, han apostado por esta tecnología teniendo en funcionamiento numerosas plantas (Judd, 2011). Si se centra la atención en España, encontramos varias instalaciones en diferentes puntos de la geografía como las de San Pedro del Pinatar, Sabadell y Gava con capacidades de 20.000 a 50.000 m<sup>3</sup>/d y plantas de 10.000-20.000 m<sup>3</sup>/d en Alcoy, Arenales y Tamaraceite (Judd, 2011). Además se puede encontrar pequeñas instalaciones que procesan caudales inferiores a los 500 m<sup>3</sup>/d como Agulo, Agaete, Valldemossa y El Campello (Judd, 2011).

La madurez o solidez tecnológica de los MBR se refleja en aspectos como la diversidad de suministradores comerciales y la tendencia a aumentar la capacidad de tratamiento de las plantas. Existen varias empresas que implantan MBR en todo el

mundo pero dos de ellas dominan el mercado, tal y como se muestra en la Figura 2.3. Una de estas empresas es KUBOTA que posee el 20-25 % de las plantas de MBR instaladas, y la otra es la compañía GENERAL ELECTRIC ZENON que representa un 40% de la capacidad total instalada a nivel mundial (Judd, 2011).

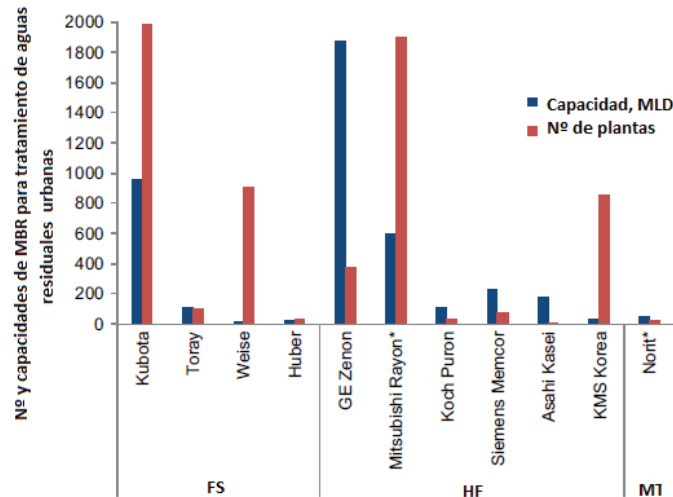


Figura 2.2. Número y capacidades de MBR para tratamiento de agua residual (Adaptado de Judd, 2011).

Los biorreactores de membrana se componen de dos partes principales: un reactor que contiene la biomasa que produce la biodegradación de los principales compuestos presentes en el agua residual, y un módulo de membrana cuya función es separar físicamente la biomasa del agua tratada. En el diseño de los MBR existen fundamentalmente dos tipos de configuraciones:

- Los módulos de membrana se ubican en el exterior del biorreactor, denominada comúnmente como configuración externa o *side-stream*. Históricamente, esta configuración fue la primera en ser implantada y se utiliza sobre todo en el tratamiento de aguas residuales industriales. Requiere un alto consumo energético (2-10 kWh/m<sup>3</sup>), y operando a presiones comprendidas entre los 0,5-5 bar, las membranas de ultrafiltración alcanzan flujos de permeado del orden de 70 L/hm<sup>2</sup>.

- Los módulos se encuentran sumergidos dentro del biorreactor, configuración sumergida. Esta configuración es relativamente más reciente que la de

membrana externa y opera a un flujo menor de permeado que oscila normalmente, entre 20 y 35 L/hm<sup>2</sup>. Cabe destacar que se ha conseguido disminuir de manera significativa los consumos de energía de operación para esta configuración hasta 0,8-1,0 kWh/m<sup>3</sup> (Gil et al., 2010), de manera que los menores consumos energéticos y la aparición de nuevas membranas menos caras, han potenciado que esta configuración sea la más utilizada para plantas de gran capacidad, como en el caso del tratamiento de aguas residuales urbanas.

### **2.3. Biorreactores de membrana terciarios**

Las antiguas plantas de tratamientos de aguas residuales están constituidas básicamente por un sistema de tratamiento de lodos activados que, por lo general, no contemplan la nitrificación del efluente de salida. Además, presentan frecuentes episodios de des-floculación, debido al bajo rendimiento de los clarificadores secundarios. Todo ello da lugar a efluentes sin nitrificar, con concentraciones relativamente altas de sólidos suspendidos y materia orgánica. En este escenario, resulta necesario implantar algún tratamiento terciario que mejore la calidad del efluente de las EDARs, que permita alcanzar la calidad exigida por el RD 1620/2007.

En los últimos años la introducción de tecnologías de membrana de ultrafiltración y microfiltración ha sido una alternativa ampliamente extendida (Haberkamp et al., 2008; Zheng et al., 2014). Sin embargo, su uso se ve restringido si el agua procedente del tratamiento secundario presenta una cantidad relativamente alta de materia orgánica disuelta (Haberkamp et al., 2008). En estos casos, donde se requiere por un lado, la mejora de la calidad por problemas con el tratamiento secundario, y además, conseguir una nitrificación del efluente para garantizar su transporte seguro, la utilización de un MBR como tratamiento terciario parece ser una buena opción tecnológica. Sin embargo, esta aplicación ha sido analizada en pocos estudios a escala piloto (Delgado et al., 2002, Delgado et al., 2009), pese a que el mayor proyecto de reutilización de aguas residuales del hemisferio sur incluye la tecnología MBR como tratamiento terciario (Koch Membrane).

La operación de un MBR terciario está ligada al desarrollo de una biomasa de características y propiedades presumiblemente diferentes a las presentes en un MBR clásico, operado como tratamiento secundario. En el caso del MBR terciario, la suspensión biológica se encuentra en una situación de “limitación de sustrato” (Delgado et al., 2009). Este fenómeno conduce al “mantenimiento celular” (Pirt, 1965), donde el crecimiento neto de la biomasa es prácticamente nulo y por ende, el tiempo de residencia celular es prácticamente infinito. Estas condiciones no solo mejoran la productividad del proceso ya que no se generan lodos residuales, sino que además, permiten reducir la concentración de biopolímeros, sustancias consideradas entre las principales causantes del ensuciamiento de las membranas (Lin et al., 2014). No obstante, existen pocos estudios que analicen la influencia de las características de una suspensión nitrificante sobre el ensuciamiento de las membranas (Gao et al., 2004; Fan et al., 2006; Delrue et al., 2011; Johir et al., 2012).

Por otro lado, se sabe que las condiciones de operación pueden ser determinantes en la operación de un MBR terciario al afectar la filtrabilidad de la biomasa, por lo que han de ser analizadas para evaluar las condiciones idóneas de filtrabilidad.

## **2.4. Proceso biológico**

Los procesos biológicos se basan en la conversión de materia orgánica e inorgánica en productos inocuos debido a la acción de microorganismos. Las principales especies degradadoras de materia orgánica son las bacterias, no obstante, los protozoos y rotíferos juegan un papel crucial en la reducción de materia orgánica soluble y especies más evolucionadas como nematodos y larvas de insectos, contribuyen al consumo de materia orgánica particulada. Existen evidencias que indican que los microorganismos superiores como protozoos, organismos filamentosos, nematodos y ciliados están en concentraciones inferiores en los MBR, en comparación con los sistemas convencionales (Wei et al., 2003). Por otro lado, organismos superiores como protozoos y metazoos son depredadores de bacterias, que contribuyen a la reducción de biomasa (Wei et al., 2003; Ratsak et al., 1996).



El crecimiento microbiano requiere el control de determinadas condiciones como son el pH, la temperatura y la concentración de biomasa. El control eficaz del medio en el tratamiento biológico se basa en el conocimiento de los principios básicos del crecimiento de los microorganismos, que se compone de cuatro fases:

- a. Fase de retardo: los organismos se aclimatan a las condiciones ambientales.
- b. Fase de crecimiento: los microorganismos degradan el sustrato y se reproducen.
- c. Fase estacionaria: los microorganismos han agotado el sustrato y la población se mantiene estacionaria.
- d. Fase de muerte: la tasa de muerte supera la de producción.

Es importante observar que la discusión anterior se refiere a una única población de microorganismos, pero las unidades de tratamiento biológico se componen de complejas mezclas de poblaciones biológicas interrelacionadas, en las que cada tipo de microorganismos tiene su propia curva de crecimiento, que depende del alimento y de los nutrientes disponibles, la temperatura o el pH; dificultando de esta manera, el estudio y el análisis de la suspensión biológica.

## **2.5. Proceso de nitrificación biológica**

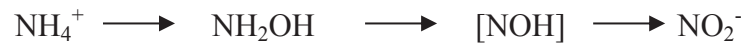
La nitrificación biológica es un proceso microbiológico en el que tiene lugar la oxidación de compuestos nitrogenados reducidos a nitritos y nitratos. La reacción se lleva a cabo en dos etapas en serie; una primera donde ocurre la oxidación del ion

amonio a nitrito, y una segunda en la que el nitrito es oxidado a nitrato (Metcalf & Eddy, 2003).

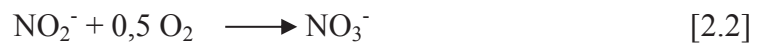
La primera etapa es realizada principalmente por una familia de bacterias denominada AOB, bacterias oxidantes de amonio, según la reacción:



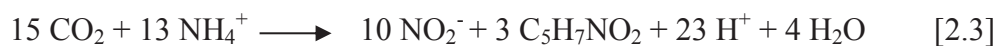
El proceso de oxidación de amoniaco, a su vez, comprende varios compuestos intermedios, siendo una reacción por etapas como se muestra a continuación:



La segunda etapa de la nitrificación, es la oxidación del nitrito a nitrato según se muestra en la reacción [2.2] y es realizada principalmente, por las bacterias denominadas NOB, bacterias oxidantes de nitrito.



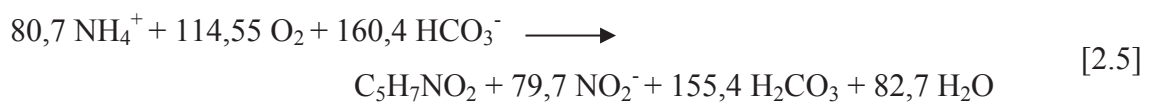
Estas bacterias autótrofas, en sus procesos anabólicos recogen el  $\text{CO}_2$  de la atmósfera como fuente de carbono. Dicho carbono tiene que ser reducido antes de formar parte de la propia estructura y, si el agente reductor es el ión amonio, la reacción es la siguiente:



Cuando el agente reductor es el  $\text{NO}_2^-$ , la reacción es:



Combinando las expresiones [2.1], [2.3] y la reacción del equilibrio del bicarbonato, se tiene la siguiente expresión general:



De manera que se producen 113 g de bacterias ( $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ ) por oxidación de 80,7 g  $\text{NH}_4^+$  o 1.129,8 g de N- $\text{NH}_4^+$ , dando lugar a un rendimiento de 0,10 g VSS/g N- $\text{NH}_4^+$ . Por otro lado, se tiene que el consumo de oxígeno teórico según la estequiometría de la reacción es de 3,24 g  $\text{O}_2$ / g N- $\text{NH}_4^+$ .

Asimismo, combinando las expresiones [2.2], [2.4] y la reacción del equilibrio del bicarbonato, se tiene la expresión general para las NOB:



En este caso, se producen 113 g de bacterias por oxidación de 134,5 g de  $\text{NO}_2^-$ , dando un rendimiento de 0,06 g VSS/g N- $\text{NO}_2^-$ . El consumo de oxígeno teórico es de 1,1 g  $\text{O}_2$ / g N- $\text{NO}_2^-$ . Otro aspecto a tener en cuenta es la disminución del pH, que tiene lugar en la primera etapa del proceso de nitrificación, en donde por cada mol de N- $\text{NH}_4^+$  oxidado se consumen 2 moles de  $\text{HCO}_3^-$ . En resumen, se puede decir que el proceso de nitrificación se caracteriza por un crecimiento lento de las bacterias, alto consumo de oxígeno y un descenso del pH, si el medio no está tamponado.

## 2.6. Ensuciamiento de la membrana

El término de ensuciamiento o *fouling* (Figura 2.3) en los sistemas MBR hace referencia al proceso que tiene lugar en el tratamiento de filtración de aguas residuales por el cual se retienen contaminantes que normalmente se acumulan en la superficie de la membrana, produciendo fenómenos como la reducción del caudal de permeado y el aumento de la presión transmembrana (TMP), y por ende, la disminución de la permeabilidad (Judd, 2011). Se puede afirmar que el ensuciamiento es el principal inconveniente de la tecnología MBR, ya que cuando no está controlado la demanda energética aumenta considerablemente.



Figura 2.6. Efecto del ensuciamiento sobre membranas sumergidas de fibra hueca (Delgado et al., 2011).

El ensuciamiento tiene lugar por diferentes mecanismos fisicoquímicos o biológicos, que se relacionan entre sí aumentando la deposición no uniforme de materiales sobre la superficie de la membrana debido a la interacción del licor mezcla con el material de fabricación. Dicha interacción es difícil de definir debido a que el licor mezcla es una combinación compleja y cambiante de especies orgánicas como productos metabólicos, sustrato parcialmente degradado, células y microorganismos, además de sólidos inertes y sustancias inorgánicas.

El ensuciamiento puede ser de dos tipos: irreversible y reversible. El primero, también denominado residual, tiene lugar cuando las partículas penetran en la membrana y quedan retenidas en ella, produciendo una disminución del flujo que es imposible de recuperar por medios mecánicos, siendo necesario acudir a disoluciones químicas para limpiar la membrana. El ensuciamiento reversible hace referencia al fenómeno que se produce por la deposición de partículas sobre la superficie de la membrana y se puede eliminar por medios físicos.

## 2.7. Flujo crítico y concentración de polarización

Para los procesos de filtración con membranas, la resistencia total de la misma al paso del permeado aumenta por los siguientes mecanismos:

- La concentración de sólidos rechazados en la superficie de la membrana.
- La precipitación de macromoléculas poliméricas solubles e inorgánicas.
- La acumulación de sólidos retenidos sobre la membrana.

Los primeros mecanismos son producidos por la “concentración de polarización”, este concepto describe la tendencia de los sólidos a acumularse en las inmediaciones de la membrana. A medida que el permeado atraviesa la misma, los solutos que contenía la alimentación se quedan en las proximidades de la superficie de la membrana formando una capa de líquido cuya velocidad tiende a cero, es decir, esta próxima al estancamiento. En ese caso, el único modo de transporte dentro de esta capa es la difusión, en este caso retrodifusión ya que el soluto es arrastrado bajo las condiciones de flujo tangencial, de tal manera que se genera un gradiente de

concentración que denominamos como polarización de la membrana y al aumento de la concentración que sufre la solución en contacto con la misma, concentración de polarización (Figura 2.7).

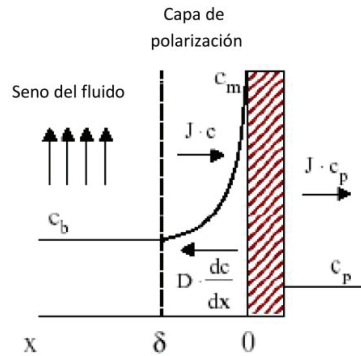


Figura 2.7. Concentración de polarización (adaptado de Judd, 2011).

Este fenómeno produce un descenso del flujo de permeado en los primeros instantes de la filtración, para luego estabilizarse y generar un flujo estacionario. Si se produjera un ensuciamiento considerable observaríamos una disminución del flujo mucho mayor, pero ya debida al ensuciamiento o *fouling* (Figura 2.8).

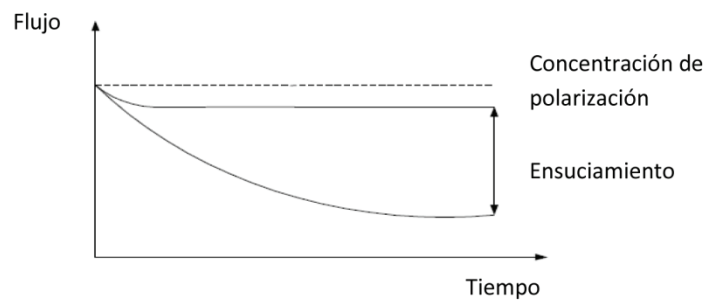


Figura 2.8. Efecto del ensuciamiento (adaptado de Judd, 2011).

Para evitar el fenómeno de la polarización se puede aumentar la velocidad tangencial o la turbulencia en la zona del rechazo, ya que de esta manera conseguimos reducir el gradiente de concentración producido cerca de la superficie de la membrana.

El flujo límite es uno de los conceptos más usados en filtración tangencial y representa el flujo máximo de permeado que se puede conseguir al aumentar la presión transmembrana para una determinada solución o suspensión (Bacchin et al., 2006). A partir de este valor de flujo límite, el incremento de la TMP no produce ningún efecto sobre el flujo, ya que las incrustaciones saturan la capacidad de filtración de la membrana. En el extremo opuesto, en cuanto a condiciones de trabajo, se encuentra el flujo crítico, definido como el primer flujo que produce ensuciamiento. Por tanto, podemos decir que el flujo crítico es la transición entre la concentración de polarización y el proceso de ensuciamiento.

## 2.8. Modelización del ensuciamiento

En los últimos años, el desarrollo de modelos predictivos del ensuciamiento ha cobrado importancia en los procesos de filtración, puesto que son una importante herramienta para predecir y simular el rendimiento de la membrana. Por otro lado, permiten una mejora del rendimiento del proceso, optimizar el diseño y especialmente, comprender los fenómenos relacionados con el ensuciamiento.

Los MBR operan normalmente mediante una filtración a flujo constante, por tanto, a medida que la membrana comienza a ensuciarse, la presión transmembrana (TMP) se incrementa para mantener el flujo de permeado. La evolución de la TMP se utiliza para la caracterización del ensuciamiento, para ello se suele utilizar la ley de Darçy modificada:

$$TMP = J\mu R_t \quad [2.7]$$

donde  $J$  es el flujo de permeado,  $\mu$  es la viscosidad del agua y  $R_t$  representa la resistencia hidráulica total. De acuerdo con el modelo de resistencias en serie  $R_t$  toma la forma:

$$R_t = R_m + R_f \quad [2.8]$$

donde  $R_m$  es la resistencia de la membrana limpia y  $R_f$  es la resistencia asociada al ensuciamiento de la membrana en un instante de tiempo  $t$ . El ensuciamiento de la membrana suele dividirse en dos tipos: reversible y residual (Drews, 2010), y por tanto la resistencia asociada al ensuciamiento de la membrana se suele dividir en dos componentes:

$$R_f = R_{rdf} + R_{rvf} \quad [2.8]$$

donde  $R_{rdf}$  es la resistencia generada por el ensuciamiento residual, mientras que  $R_{rvf}$  se relaciona con el ensuciamiento reversible. Para la evolución de la  $R_{rvf}$  se han planteado diversos modelos que pretenden modelizar el ensuciamiento de la membrana. La Tabla 2.2 muestra los modelos clásicos propuestos por Hermia (1982), donde la presión transmembrana asociada a la resistencia, debido al ensuciamiento reversible, se expresa en función del tiempo.

Modelo	Expresión	
Torta	$\frac{TMP}{TMP_o} = 1 + K_c J^2 t$	[2.9]
Bloqueo intermedio	$\frac{TMP}{TMP_o} = \exp(K_i J t)$	[2.10]
Bloqueo completo	$\frac{TMP}{TMP_o} = \frac{1}{1 - K_b t}$	[2.11]
Bloqueo estándar	$\frac{TMP}{TMP_o} = \left(1 - \frac{K_s J t}{2}\right)^{-2}$	[2.12]

Tabla 2.3. Modelos clásicos de ensuciamiento.

Cada modelo corresponde con un tipo característico de ensuciamiento (Fig. 2.9) y con una forma característica de la evolución de la TMP.



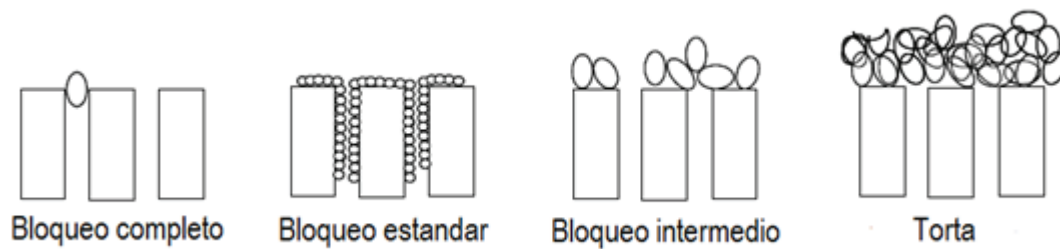


Figura 2.9. Modelos clásicos de ensuciamiento. (Adaptado de Judd, 2011)

Debido a la complejidad del ensuciamiento, los modelos clásicos han sido modificados con el fin de entender, modelizar y predecir este complejo proceso. Como es el caso de la aparición de los modelos combinados donde se establecen relaciones entre los modelos descritos anteriormente (Bolton et al., 2006).

En los últimos años, con el fin de integrar en los modelos de ensuciamiento las propiedades de la suspensión biológica, como pueden ser la concentración de sólidos o el papel de la materia orgánica disuelta y coloidal, han surgido modelos que explican el ensuciamiento como la sucesión de capas que se depositan sobre la membrana (Fig. 2.10). Una de estas capas es dinámica y eliminable mediante limpiezas físicas (ensuciamiento reversible) y otra es permanente relacionándose con el ensuciamiento residual (Wu et al., 2012). No obstante, los modelos clásicos son simples y dan una explicación al ensuciamiento bastante completa y esto les confiere una ventaja frente a los nuevos modelos que presentan una alta dificultad matemática y requieren la caracterización de la suspensión biológica.

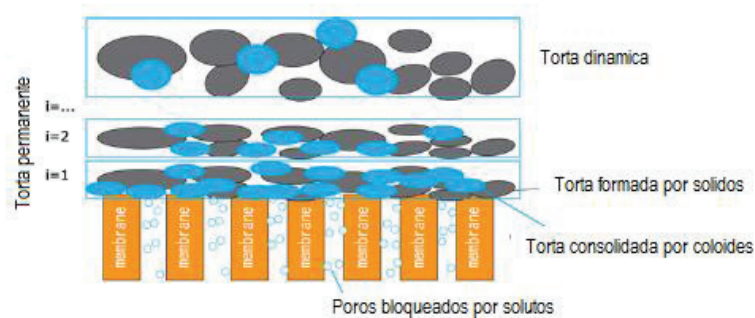


Figura 2.10. Modelos de ensuciamiento en base a la presencia de capas colmatantes (Adaptado de Wu et al., 2012)

## 2.9. Parámetros que afectan al ensuciamiento

El ensuciamiento se ve afectado por una gran variedad de parámetros, a continuación se detallan las principales variables y su influencia:

- Tipo de alimentación: en los sistemas MBR, el ensuciamiento está principalmente influenciado por las interacciones entre la membrana y la suspensión biológica. Así, la alimentación influye sobre las condiciones de operación en que tienen lugar las transformaciones biológicas. En particular, el nivel de biodegradabilidad del carbono afecta a las características de la biomasa y al ensuciamiento. Se ha demostrado que altos valores de glucosa, proteínas y carbohidratos generan una suspensión con floculos de mayor tamaño (Le Clech et al., 2006).

- Biomasa: la biomasa puede ser fraccionada en tres categorías; sólidos suspendidos, coloides y solutos. Los materiales solubles y coloidales son responsables del bloqueo de los poros de la membrana y los sólidos en suspensión generan la torta de filtración.

- Concentración de sólidos suspendidos: en la mayoría de las ocasiones un aumento de la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezcla (MLSS) genera una disminución de la permeabilidad debido a la formación de torta, mientras que el bloqueo progresivo de poros se lleva a cabo por coloides y partículas, es decir, a bajas concentraciones de MLSS.

- Concentración de Sustancias Poliméricas Extracelulares (EPS): el ensuciamiento de la membrana ha sido en gran parte atribuido a los EPS (Le Clech et al., 2006; Drews, 2010), este término general abarca diversas clases de macromoléculas como carbohidratos, proteínas, ácidos nucleicos, lípidos y otros polímeros que se encuentran en la superficie de la célula y en el espacio intercelular de los agregados microbianos (Le Clech et al., 2006; Drews, 2010). Los EPS forman un gel hidratado en

el que las células microbianas se ven integradas y producen una barrera notable a la transferencia de materia (biopelícula) que disminuye la permeabilidad.

- Concentración de Productos Moleculares Solubles (SMP): los SMP comprenden los componentes solubles celulares producidos en la lisis celular (Le Clech et al., 2006; Drews, 2010). Se considera que estos materiales son adsorbidos sobre la superficie de la membrana, bloqueando los poros.

- Tamaño de poro de la membrana: de manera general, se puede indicar que las membranas de microfiltración presentan un mayor ensuciamiento en comparación con las de ultrafiltración (Le-Clech et al., 2006). No obstante, la naturaleza cambiante del licor mezcla, así como la distribución no homogénea de los poros en la membrana, dificulta de manera importante el estudio de su impacto sobre el ensuciamiento.

- Hidrofobicidad de la membrana: debido a las interacciones hidrofóbicas que ocurren entre los solutos, las células microbianas y la membrana, el ensuciamiento de la membrana se espera que sea más severo en membranas hidrofóbicas que en las hidrofílicas.

## **2.10. Control y reducción del ensuciamiento**

El control del ensuciamiento se puede llevar a cabo aplicando las siguientes estrategias (Judd, 2011):

- La aplicación del pretratamiento apropiado a la alimentación.
- El empleo de protocolos adecuados de limpiezas químicas y físicas.
- El incremento de la turbulencia en la proximidad de la membrana por medio del aumento de la velocidad tangencial o de la aireación.
- Modificaciones bioquímicas del licor mezcla.

En todos los sistemas MBR el control del pretratamiento es clave para el adecuado funcionamiento de la instalación, de ahí la importancia de la instalación de rototamices de al menos 0,5 mm (Frenchen et al., 2008), que permiten la eliminación de fibras y cabellos.

La modificación de la suspensión biológica se puede realizar mediante la adición de coagulantes, floculantes, adsorbentes, etc.; permitiendo mejorar la calidad del licor mezcla.

Las operaciones llevadas a cabo habitualmente para mantener la permeabilidad de la membrana son las limpiezas físicas y químicas. La frecuencia de estas debe ser analizada y estudiada para conseguir la combinación óptima de filtración y controlar el ensuciamiento. A parte de estas operaciones, el ensuciamiento se puede reducir aumentando la turbulencia en el lado del rechazo mediante un sistema de aireación en las inmediaciones de la membrana

### **2.10.1. Limpiezas físicas y químicas**

Los métodos más usuales de limpiezas físicas automáticas de la membrana son el retrolavado y la relajación. Con estas técnicas se consigue eliminar parcialmente el ensuciamiento generado sobre la membrana, produciendo ciclos de limpieza que permiten mantener la TMP en un determinado rango y así se consigue prolongar su operatividad durante más tiempo, antes de ejecutar una limpieza química.

Los principales parámetros de la limpieza física son generalmente la duración y la frecuencia. Se ha demostrado que el retrolavado posee una mayor eficiencia si es de corta duración y se realiza con una alta frecuencia (Chen et al., 2003). El retrolavado consiste en invertir el flujo de permeado a través de la membrana para limpiar los poros y eliminar las partículas que se pudieran haber adherido a la superficie. Durante el

retrolavado la filtración se para y las bombas de succión de permeado se utilizan para invertir el flujo a través de la membrana. Para poder llevar a cabo esta operación, parte del permeado se almacena en un depósito hasta el momento de su utilización, siendo este uno de los inconvenientes que presenta el retrolavado, ya que se produce una pérdida en la producción neta de permeado.

La Figura 2.9 muestra como a medida que tiene lugar la filtración, la membrana sufre un ensuciamiento. Tras un retrolavado se consigue recuperar parcialmente la permeabilidad de la membrana, pero no totalmente, apareciendo un ensuciamiento irreversible o residual. Este ensuciamiento es crítico en la operación con un MBR, ya que su eliminación solo es posible con limpiezas químicas.

Las limpiezas químicas se llevan a cabo con ácidos orgánicos o inorgánicos, sosa cáustica o hipoclorito sódico (Judd, 2011), siendo lo más habitual hipoclorito sódico con una composición del 0,1- 0,5 % en peso para eliminar la materia orgánica. Los ácidos orgánicos como por ejemplo, el cítrico o el oxálico se utilizan para eliminar las incrustaciones inorgánicas.

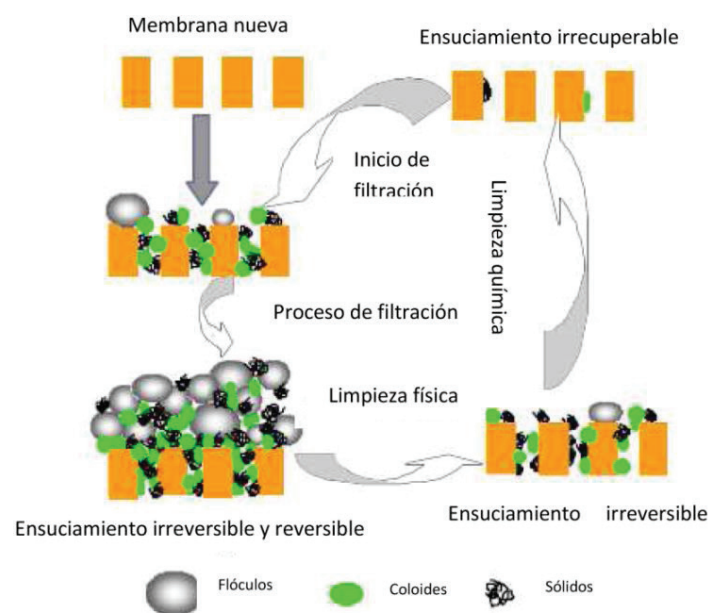


Figura 2.9. Sistemas de limpiezas y relación con el tipo de ensuciamiento a eliminar (adaptado de Judd, 2011).

Los protocolos de limpieza química pasan por sumergir la membrana un determinado tiempo en la solución de limpieza o realizar un retrolavado con una baja concentración del agente químico, consiguiendo así eliminar todo el ensuciamiento irreversible. No obstante, la permeabilidad de la membrana puede que no se recupere totalmente quedando un ensuciamiento irrecuperable imposible de eliminar por estos medios, teniéndose que llevar a cabo limpiezas manuales de la membrana.

### **2.10.2. Aireación de la membrana**

La inyección de aire en la proximidad de la membrana permite el aumento de la turbulencia y del esfuerzo de cizalladura sobre la superficie de la misma, consiguiendo así, disminuir la capa de ensuciamiento que se haya podido formar, sin presentar efecto sobre el ensuciamiento residual (Delgado et al., 2008).

La aireación de la membrana constituye uno de los parámetros clave en el diseño y la operación de los sistemas MBR, de manera que la frecuencia e intensidad de dicha aireación debe ser analizada para una eficaz optimización del sistema.

El flujo de permeado aumenta linealmente con la tasa de aireación hasta un valor umbral a partir del cual no hay aumento significativo de la permeabilidad (Judd, 2011), consiguiéndose mejores resultados con burbujas grandes porque producen una mayor turbulencia y un mayor esfuerzo de cizalladura.

La evaluación de la intensidad de aireación se mide habitualmente con el parámetro  $SAD_m$ , que se define como el caudal de aire en condiciones normales por superficie de membrana. La Tabla 2.3 muestra los valores típicos de  $SAD_m$  para los principales distribuidores de biorreactores de membrana. La tendencia generalizada en los últimos años de los suministradores es disminuir esta demanda específica,

experimentándose una optimización en el consumo de aire y reduciendo por tanto, los costes de operación en los sistemas MBR.

CASA COMERCIAL	J (L/hm <sup>2</sup> )	SAD <sub>m</sub> (Nm <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h)
Kubota	24	0,83
GE Zenon	27	0,44
Norit-Pentair	46	0,35
Koch- Puron	23	0,39

Tabla 2.3. Valores típicos del SADm (adaptado Judd, 2011)

### 2.10.3. Avances en el modo de operación

Todos los avances que se realizan en la tecnología MBR están encaminados a la reducción de costes de operación y éstos a su vez están altamente relacionados con las estrategias para reducir o evitar el ensuciamiento. En los últimos años se han desarrollado modos alternativos de operación que permiten controlar o reducir el ensuciamiento. Casi todas las estrategias se basan en limpiar la membrana para recuperar la resistencia inicial de la misma. La Figura 2.10 muestra distintas estrategias que modifican las limpiezas físicas y químicas convencionales.

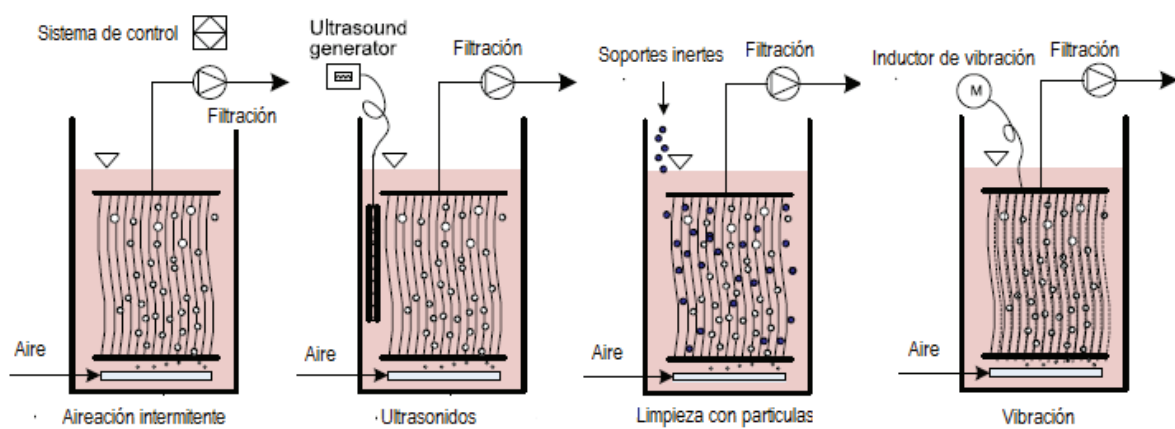


Figura 2.10. Distintos modos de operación alternativos (adaptado Wang et al., 2014).

Una de las primeras modificaciones realizadas a la operación convencional de un MBR fue la aireación intermitente, estableciendo ciclos de filtración tangencial y frontal, que reduce el ensuciamiento. En los últimos años se han establecido ciclos de alta/baja intensidad de aireación, puesto que con la baja intensidad no se consigue eliminar las grandes partículas colocadas sobre la membrana y estas pueden resultar un pre-filtro que protege la capa activa de la membrana del bloqueo de poros (ensuciamiento residual o irreversible). Por otro lado, la alta intensidad permite eliminar la torta formada por las grandes partículas debido al elevado esfuerzo cortante. La combinación de los dos tipos de aireación, con ciclos largos de baja intensidad y cortos de alta intensidad, permite reducir considerablemente el ensuciamiento (Wang et al., 2014).

La adición de soportes inertes a la suspensión biológica parece tener efectos positivos sobre el ensuciamiento, ya que la materia coloidal tiende a absorberse sobre su superficie, y por tanto se reduce el ensuciamiento residual (Wang et al., 2014). Se ha demostrado una alta efectividad del carbón activo como soporte inerte en MBR en cuanto a la reducción de SMP y EPS (Johir et al., 2011, Johir et al., 2013). No obstante, no se sabe con seguridad los efectos secundarios que puede presentar la incorporación de soportes inertes sobre la superficie de la membrana (Alresheedi et al., 2014).

La vibración o rotación de la membrana puede ser una alternativa a los sistemas convencionales en los que se ejerce un esfuerzo tangencial sobre la membrana. La utilización de ultrasonidos en MBR parece ser una buena práctica ya que se consigue reducir la concentración polarización y la torta sobre la membrana (Wang et al., 2014). No obstante, la vibración está bastante limitada por el bajo rango de frecuencias y amplitud de la vibración (Bilad et al, 2012). La rotación de la membrana parece ser un método más acertado para la reducción del ensuciamiento debido a la alta turbulencia generada. Se ha demostrado que con giros de 60 rpm se alcanza una alta eficacia de limpieza que es mejorable cuando esta velocidad se incrementa (Zuo et al., 2010). No obstante, parece que su implantación se enfoca a MBR anaerobios debido al alto consumo energético que implica.



Por otro lado, parece bastante intuitivo que una de las mejores alternativas al modo de operación convencional de un MBR es la aplicación de un sistema de control que permita controlar el ensuciamiento y únicamente realizar las limpiezas físicas y/o químicas cuando el sistema alcance un determinado ensuciamiento predeterminado. Este modo de operación alternativo se ha denominado de “presión de consigna” y se basa en iniciar el retrolavado de manera automática cuando una determinada presión transmembrana es alcanzada (Villarroel et al., 2013 y Vera et al., 2014).

### **2.11. Modo de operación por presión de consigna**

Como ya se ha mencionado, cuando el ensuciamiento no está controlado, los costes se incrementan, de ahí que las plantas sean diseñadas y operadas en condiciones altamente conservativas. Un reciente estudio de comparación entre grandes instalaciones de MBR en Europa (Lesjean et al., 2009), muestra las diferencias entre diferentes configuraciones. Así, para los sistemas con membranas planas se consigue un flujo medio de 32 L/hm<sup>2</sup>, mientras que para los sistemas de fibra hueca se alcanza un valor medio de 29 L/hm<sup>2</sup>. Sin embargo, en ambos casos se consigue un flujo neto de 18 L/hm<sup>2</sup>.

La pérdida de flujo neto está asociada a operaciones de limpieza física (retrolavado o relajación) que son prefijadas en duraciones de 30 a 130 segundos cada 10 ó 25 minutos (Judd, 2011). Además, la tendencia general es operar con bajos flujos, por debajo del flujo crítico, para evitar cualquier posibilidad de ensuciamiento severo de la membrana. Estas dos circunstancias lleva a realizar limpiezas físicas cuando el sistema no lo requiere y por tanto, a perder flujo neto y que aumenten los consumos energéticos derivados de esta operación.

Por otro lado, el modo de operación conservativo y prefijado favorece el envejecimiento de la membrana, ya que en la mayoría de las ocasiones se realizan

limpiezas químicas de mantenimiento para evitar el ensuciamiento irreversible cuando todavía, ni siquiera existe ensuciamiento reversible.

La mejora de los modos de operación se debe realizar atendiendo a un control de la filtración ya sea mediante la regulación del aire, la mejora de ciclos de filtración, los retrolavados, el relajación o la adición de reactivos (Ferrero et al., 2012). Atendiendo a esto, una gran alternativa es un control *feedback* que permita establecer el inicio del retrolavado mediante un seguimiento de la permeabilidad, ajustando automáticamente la frecuencia de retrolavado en función del aumento de la presión transmembrana, alcanzando en determinados casos, reducciones de un 40% del agua necesaria para el retrolavado (Smith et al., 2006).

Este modo alternativo de operación ha sido verificado en un estudio a escala piloto desarrollado durante 3 meses operando un MBR terciario en flujos supra-criticos (60-80 L/hm<sup>2</sup>), alcanzando una alta operatividad debido al bajo ensuciamiento residual y reversible. Además el sistema consiguió operar con tiempos de filtración entre 17 y 152 minutos, con la consiguiente mejora en el flujo neto (Vera et al., 2014).

El ensuciamiento de la membrana, en este modo de operación, depende considerablemente de la presión de consigna (TMP<sub>sp</sub>) seleccionada para el inicio del retrolavado, ya que los mayores flujos netos son alcanzados con TMP<sub>sp</sub> moderadas (Villarroel et al., 2013). Sin embargo, todos los experimentos llevados a cabo hasta ahora han sido de corta duración, haciendo necesaria la validación de estas conclusiones preliminares en experimentación en planta piloto y larga duración.

### **3. Objetivos.**

#### **3.1. Objetivo general**

El objetivo general de este trabajo fin de grado es evaluar un modo alternativo de operación, denominado operación por presión de consigna, en un biorreactor de membrana terciario para regenerar aguas depuradas. Este estudio se centra en analizar la influencia del principal parámetro de operación, la presión transmembrana de consigna o set point ( $TMP_{sp}$ ), sobre la operatividad del MBR en cuanto a rendimiento de filtración y de regeneración de aguas residuales.

#### **3.2. Objetivos específicos**

Para alcanzar el cumplimiento del objetivo general se han propuesto los siguientes objetivos específicos:

- Seguimiento físico-químico de la alimentación y permeado.

- Caracterización de la suspensión biológica, mediante análisis físico-químicos y microbiológicos.
- Seguimiento de la unidad de filtración.
- Caracterización y seguimiento de la evolución del ensuciamiento residual y reversible.
- Modelización del ensuciamiento.
- Establecimiento de las condiciones óptimas de operación.

## 4. Materiales y métodos

### 4.1. Descripción de la unidad experimental

La unidad piloto ZeeWeed-10 (ZW-10) es una instalación pre-comercial de GE Water & Process Technologies (GE, EEUU) instalada en la estación de bombeo del sistema de reutilización de aguas residuales de la isla de Tenerife. El sistema se alimentó con el agua procedente del tratamiento secundario de la EDAR (Estación Depuradora de Aguas Residuales) de Santa Cruz de Tenerife sin ningún pretratamiento. La unidad ZW-10 está compuesta por un biorreactor, módulo de membranas, bomba y tanque de permeado, un sistema de control automático e instrumentación complementaria (Figura 4.1 y Figura 4.2).



Figura 4.1. Unidad experimental ZW-10.

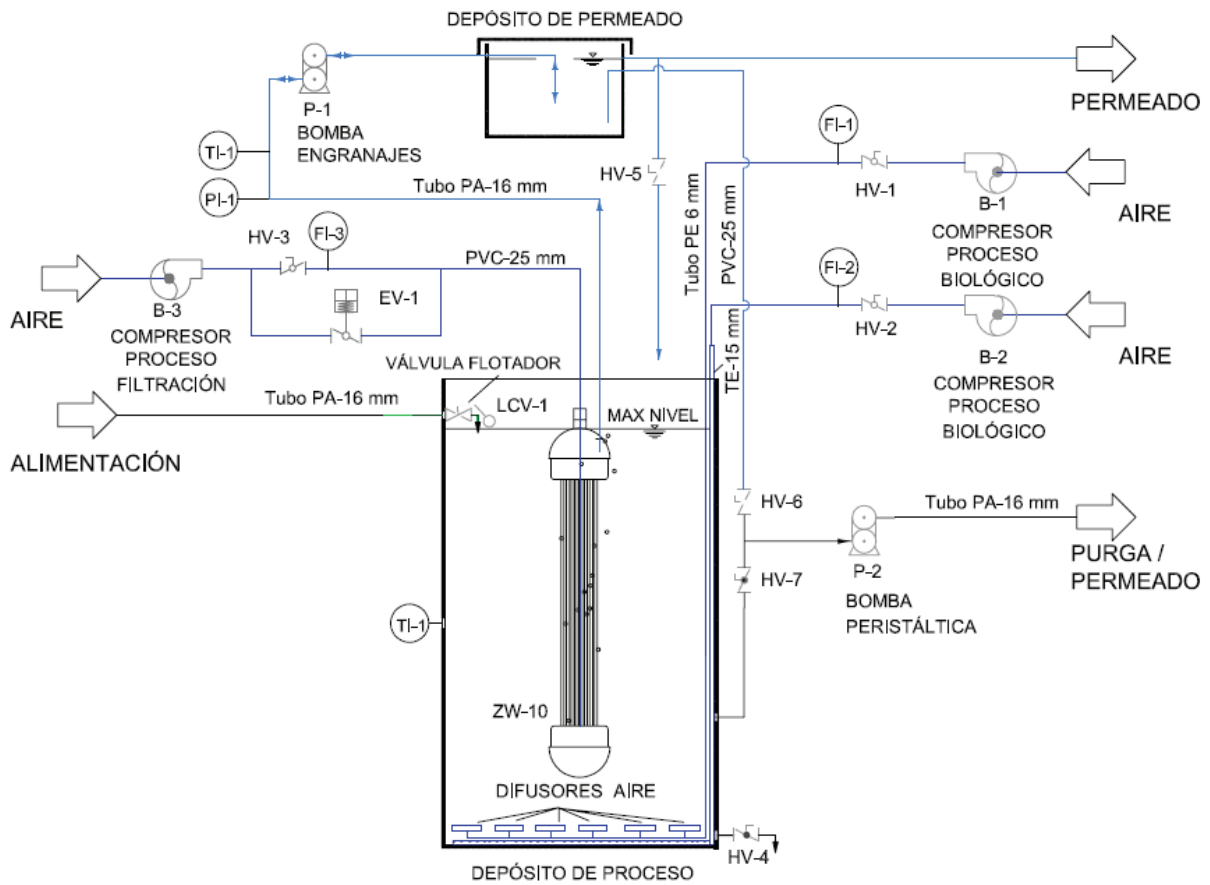


Figura 4.2. Diagrama de la instalación ZW-10.

#### **4.1.1. Biorreactor**

El biorreactor es un recipiente de polietileno de 254 litros de capacidad en cuyo interior se ubica el módulo de membrana, el cual está ligeramente suspendido verticalmente sobre el fondo del tanque. El control del nivel superior del licor mezcla en el depósito se realiza mediante una válvula de flotador que regula el caudal de alimentación al sistema. La aireación para el proceso biológico se realiza mediante compresores que suministran un caudal constante para poder conseguir la depuración biológica, además, de generar turbulencia que permite mantener el licor mezcla en suspensión. El compresor RESUN LP-60 con una potencia de 60 W se encuentra conectado a una tubería perforada ubicada en el fondo del depósito y a través de la cual se genera el burbujeo de aire en el interior del reactor. El caudal de aireación es regulado mediante una válvula y un rotámetro.

#### **4.1.2. Módulo de membrana**

El módulo de membrana utilizado es el ZeeWeed® -10, que posee un haz de fibras huecas poliméricas, asimétricas, con capa activa externa de polivinidifloruro (PVDF), con diámetro medio de poro de 0,033  $\mu\text{m}$  (Figura 4.3). El módulo está compuesto por 150 fibras huecas, de unos 60 cm de longitud, dispuestas verticalmente lo que le confieren una superficie activa de 0,93  $\text{m}^2$ . La Tabla 4.1 muestra los límites de operación del módulo indicados por el fabricante.

PARÁMETROS	UNIDAD	VALOR
Máximo valor de TMP	kPa	62
Rango de operación de TMP	kPa	10-50
Máximo valor de Temperatura	°C	40
Rango de operación de pH	-	5-9
Máximo valor de TMP de retrolavado	kPa	55
Máxima concentración de hipoclorito	mg/L	1000

Tabla 4.1 Límites de operación del módulo ZW-10

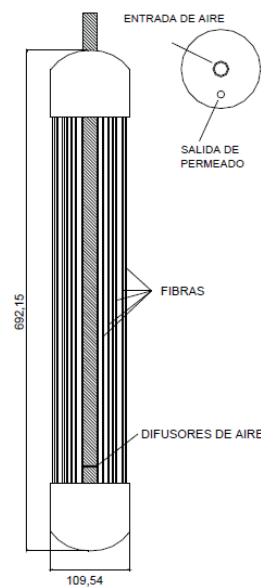


Figura 4.3. Módulo ZeeWeed® -10.

El sistema opera con el módulo sumergido en el interior del biorreactor y la filtración tiene lugar desde el exterior al interior de las fibras mediante un vacío generado por la bomba de permeado. Entre los dos cabezales que soportan las membranas existe un tubo de aireación que presenta perforaciones que permiten la inyección de aire con el que promover turbulencias cerca de las fibras y reducir así el ensuciamiento. El suministro de aire para esta finalidad se realiza mediante el uso de un



compresor MEDO LA-120 con una potencia de 118 W. El caudal es regulado mediante un rotámetro y una válvula manual, mientras que la frecuencia es controlada por el sistema de automatización.

#### **4.1.3. Bomba de permeado**

La bomba de permeado permite generar el vacío necesario para poder realizar la filtración del licor mezcla a través de la membrana, además, permite obtener un flujo constante de permeado que es regulado mediante el sistema de automatización de la instalación experimental. La bomba es un sistema de impulsión de desplazamiento positivo rotatorio que permite realizar además, los retrolavados.

#### **4.1.4. Tanque de permeado**

El tanque de permeado, fabricado en polietileno, posee una capacidad de 27 litros. En el caso de que se exceda dicho volumen, el tanque posee un sistema que retorna el permeado de nuevo al biorreactor. El depósito está acoplado a una bomba de tipo peristáltico, de velocidad variable y control manual, que regula el caudal de permeado que se extrae del sistema y por tanto, establece el tiempo de residencia hidráulico (TRH). De esta manera podemos mantener este parámetro independiente del flujo de permeado, permitiendo así una mayor versatilidad de la instalación.

#### **4.1.5. Sistema de automatización e instrumentación**

El sistema está controlado y monitorizado mediante un ordenador, el cual registra los datos de presión y flujos de la unidad utilizando un dispositivo de adquisición de datos Labjack U12. Además, permite establecer todas las variables del sistema, así como controlar la bomba de permeado o la aireación de la membrana,

mediante un software realizado en el entorno de desarrollo DAQ Factory Express 5.79A.

## 4.2. Experimentos de larga duración: condiciones de operación

Durante el desarrollo de la experimentación el caudal de filtración y las condiciones del retrolavado permanecieron constantes. El flujo de filtración se estableció en  $70 \text{ L/hm}^2$  y el de retrolavado en  $60 \text{ L/hm}^2$  con un tiempo de duración de 30s, en consonancia con estudios previos (Vera et al., 2014). Los experimentos se llevaron a cabo mediante el modo alternativo de operación por presión de consigna, en el cual, el retrolavado sólo se inicia cuando una determinada presión transmembrana preestablecida es alcanzada (denominada de *set-point*). En el desarrollo de esta experimentación se evaluó la influencia de este parámetro sobre la operación de un biorreactor de membrana terciario, para ello se ensayaron seis valores de  $\text{TMP}_{\text{sp}}$  (25, 30, 35, 40, 45 y 50 kPa).

El ensuciamiento fue controlado mediante burbujeo de aire en las inmediaciones de la membrana generando una filtración tangencial. Las condiciones de aireación fueron establecidas según los resultados obtenidos en estudios previos (Vera et al., 2014), estableciéndose una aireación con un caudal de  $1,1 \text{ Nm}^3/\text{hm}^2$  a una intermitencia 10/10, es decir, 10 s con burbujeo y 10 s sin él. Además, con el fin de mejorar la eficacia del retrolavado se incluyó aire durante el mismo, con un caudal de  $3,1 \text{ Nm}^3/\text{hm}^2$ .

El biorreactor fue operado con un tiempo de retención hidráulica de 8,8 h y con una edad de lodo infinita. La concentración de oxígeno se mantuvo constante en 1,5 mg/L y la temperatura fue relativamente estable manteniéndose en  $25 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$ .

### 4.3. Experimentos de corta duración: determinación del flujo crítico

La influencia de la presión transmembrana de *set-point* ( $TMP_{sp}$ ) sobre el flujo crítico se ha llevado a cabo mediante la realización de experimentos escalonados. Estos ensayos de corta duración se basan en aplicar sucesivos incrementos de flujo hasta un máximo, tal y como se describe en Le-Clech et al. (2003). Para reducir la influencia del ensuciamiento histórico se ha introducido antes de cada incremento de flujo, un corto relax que permite la eliminación parcial del mismo (Marel et al., 2009). En este trabajo para asemejar los experimentos de corta duración con la operación convencional de los MBR se ha incluido un retrolavado de 30 s a un flujo de  $60 \text{ L/hm}^2$  y burbujeo de aire con un caudal de  $3,1 \text{ Nm}^3/\text{hm}^2$ .

Los experimentos escalonados se llevaron a cabo antes de los cambios de presión de consigna. Los ensayos se realizaban desde un flujo inicial de  $20 \text{ L/hm}^2$  hasta  $70 \text{ L/hm}^2$  con incrementos de 5 unidades cada 15 minutos. Además se introdujo burbujeo de aire en las inmediaciones de la membrana con una intermitencia 10/10 y un caudal de  $1,1 \text{ Nm}^3/\text{hm}^2$ .

### 4.4. Protocolo de limpieza de la membrana

Después de completar la serie de experimentos realizados al valor máximo de  $TMP_{sp}$  estudiada (50 kPa), la membrana fue sometida a un protocolo de limpieza química, puesto que presentaba un elevado ensuciamiento. El protocolo de limpieza llevado a cabo presentó las siguientes etapas:

- I. Enjuague con agua Milli-Q.
- II. Retrolavado con agua Milli-Q a un flujo de  $90 \text{ L/hm}^2$  durante 10 min.
- III. Limpieza química con NaClO (500 mg/L) durante 24 h.
- IV. Limpieza química con ácido cítrico (6000 mg/L) durante 24 h.
- V. Limpieza química con NaClO (500 mg/L) durante 24 h.

Después de cada limpieza química se realizó un ensayo de caracterización de la membrana con el fin de analizar la resistencia remanente de la misma.

## **4.5. Técnicas analíticas**

### **4.5.1. pH**

La medida del pH se realizó según el Método Electrométrico 4500-H<sup>+</sup> (ALPHA et al., 2005). El pHmetro consta de un potenciómetro, un electrodo de vidrio, un electrodo de referencia y un dispositivo para compensar la temperatura, todos ellos de la marca METHROM.

### **4.5.2. Conductividad**

La determinación de la conductividad se realiza según el método normalizado 2510 B (ALPHA et al., 2005). El conductímetro usado es el inoLab Cond 720, un equipo compacto y de alta fiabilidad, que además presenta un alto rango de medida.

### **4.5.3. Turbidez**

La determinación de la turbidez se ha llevado a cabo siguiendo la Norma Española UNE-EN ISO 7027 (2001) sobre la Calidad del agua, Determinación de la turbiedad (2001). El análisis se ha llevado a cabo con el turbidímetro HACH 2100 D que expresa el resultado directamente en unidades NTU (Unidades Nefelométricas de Turbidez).

#### 4.5.4. Sólidos suspendidos y volátiles

La determinación del contenido en sólidos suspendidos totales se realiza siguiendo la Norma Española UNE-EN 872 (1996) sobre *la Calidad del agua, Determinación de los sólidos en suspensión, Método de filtración por filtro de fibra de vidrio*. Un volumen de muestra bien homogenizado, se filtra a través de un filtro de fibra de vidrio con un tamaño de poro de  $0,45\mu\text{m}$  (MILLIPORE AP4004705), pesado previamente. El residuo retenido por el filtro se seca en la estufa a  $105\text{ }^{\circ}\text{C}$ , durante al menos una hora, y se pesa. El incremento en el peso del filtro corresponde al contenido en sólidos en suspensión.

Para la determinación de los sólidos volátiles se realiza siguiendo la Norma Española UNE 77034 (2002) sobre *la Calidad del agua, Determinación de los sólidos suspendidos fijos y volátiles*. Se toma el residuo retenido en el filtro después del análisis de los sólidos en suspensión totales y se incinera, a una temperatura de  $550\text{ }^{\circ}\text{C}$ , 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.

#### 4.5.5. Demanda química de oxígeno

La demanda química de oxígeno (DQO) se ha realizado siguiendo la Norma Española, UNE 77004 (2002), *Determinación de la demanda química de oxígeno, Método del dicromato*. Se toman 2,5 mL de la muestra homogeneizada que se introduce en un vial al que se le añade un volumen de 1,5 mL de la disolución de digestión constituida por dicromato potásico, además de 3,5 mL de un reactivo que contiene sulfato de plata y ácido sulfúrico. El proceso anterior se repite también con 2,5 mL de agua destilada para que actúe como blanco. Una vez cerrado los viales se agitan y se introducen en un digestor a una temperatura de  $150\text{ }^{\circ}\text{C}$  durante 120 minutos. Transcurrido el tiempo de digestión, los viales se dejan enfriar a temperatura ambiente y

la medida de la DQO se realiza por colorimetría en un espectrofotómetro HACH DR2000.

#### **4.5.6. Carbono orgánico total**

Para determinar el valor del carbono orgánico total (TOC) se ha llevado a cabo el método 5310 B, Método de combustión - infrarrojo (ALPHA et al., 1997) donde la muestra se inyecta en una cámara de reacción caliente rellena con un catalizador oxidante. El agua se vaporiza y el carbono orgánico se oxida totalmente dando lugar a dióxido de carbono y agua. Seguidamente, el gas se conduce hasta un analizador de infrarrojos no dispersivo que determina la cantidad de dióxido de carbono. Las interferencias generadas por los carbonatos y bicarbonatos se eliminan acidificando inicialmente la muestra. La determinación se ha llevado a cabo con el medidor automático SHIMADZU, modelo TOC-VCSH/TOC-VCSN.

#### **4.5.7. Nitratos y nitritos**

La determinación de nitratos y nitritos se ha llevado a cabo siguiendo la Norma Española UNE-EN ISO 10304-2 (1997) sobre *la Calidad del Agua, Determinación de aniones disueltos por cromatografía iónica en fase líquida, Parte 2: Determinación de bromuro, cloruro, nitrato, nitrito, ortofosfato y sulfato en aguas residuales*. Estas determinaciones se han realizado con el cromatógrafo METHROM 882 Compact IC plus. Se trata de un cromatógrafo iónico de gran precisión, con un amplio rango de medida y bajo valor de límite de detección, dotado de un software para el control del sistema y total automatización.

#### **4.5.8. Nitrógeno amoniacal**

El nitrógeno amoniacal se ha medido siguiendo el método SM-4500-NH<sub>3</sub> C/89. Se coloca la muestra en un matraz de 25 mL y se le añade 1 mL de disolución de sal de Rochelle y 1 mL de reactivo de Nessler. El blanco se prepara exactamente igual pero con agua destilada. El periodo de reacción dura 1 minuto y, tras ese tiempo, se mide la muestra y el blanco en un espectrofotómetro HACH 5000 a una longitud de onda de 425nm.

#### **4.5.9. Nitrógeno total y kjeldhal**

Para determinar el nitrógeno total se ha usado los métodos colorimétricos LCK 138 (HACH), NT<sub>b</sub>, que oxida el nitrógeno inorgánico y orgánico a nitrato mediante la digestión con peroxidisulfato. Los iones nitratos reaccionan en una solución de ácido sulfúrico y fosfórico con 2,6-dimetilfenol formando nitrofenol. Posteriormente se mide en el espectrofotómetro HACH 5000. La determinación del nitrógeno Kjeldhal se realiza mediante la diferencia entre la concentración de nitrógeno total y la correspondiente de nitritos y nitratos, en la muestra en cuestión.

#### **4.5.10. Tiempo de filtrado (TTF)**

El tiempo de filtrado (“*Time to Filter*”), es una medida rápida para evaluar la velocidad de filtración del lodo. Su determinación se realiza mediante una modificación del método estándar 2710 H (ALPHA et al., 2005) debido al uso de un filtro de 9 cm WHATMAN 934 AH glass fibre. Este método consiste en verter 200 mL de muestra en un sistema de filtración, donde se ubica el filtro, y aplicarle un vacío constante de 51 kPa registrando el tiempo necesario para filtrar 25, 50 y 100 mL.

#### **4.5.11. Tamaño del flóculo**

El análisis del tamaño del flóculo se lleva a cabo mediante la determinación de la distribución de tamaño de partículas en el lodo estudiado. Este procedimiento se realizó en el Servicio General de Apoyo a la Investigación de la ULL (SEGAI), mediante el uso del Mastersizer (MALVERN INSTRUMENTS), que determina el tamaño de partículas hasta  $0,02\mu\text{m}$ , mediante la dispersión de la luz láser.

La determinación de los microorganismos no floculados se ha realizado mediante el método propuesto por Ng et al. (2005), que consiste en centrifugar la muestra a 1300 g durante 2 minutos y medir la turbidez del sobrenadante en el turbidímetro HACH 2100D. Este método es una forma rápida y sencilla de cuantificar la cantidad de microorganismos no floculados.

#### **4.5.12. Actividad biológica de los microorganismos**

Las técnicas respirométricas son de gran ayuda para la determinación de la actividad de las bacterias nitrificantes, estos estudios se han llevado a cabo mediante el seguimiento del consumo de oxígeno en el lodo en presencia de inhibidores metabólicos, tal y como describe Ginestet et al. (1998). El método consiste en la saturación de oxígeno en el lodo a estudiar, para posteriormente eliminar la aireación, y medir el consumo de oxígeno disuelto. Tras un tiempo, se añade una mezcla de sustratos (10 mg N-NH<sub>3</sub>/L; 10 mg N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>/L y 10 mg de C-acetato/L), registrando el consumo de oxígeno disuelto y posteriormente se suministra la Aliltiurea, que inhibe selectivamente la oxidación de amoníaco. Tras otro periodo de tiempo, se procede a la adición de Azida que inhibe la reducción del nitrato.



De esta manera se puede determinar la actividad de cada uno de los microorganismos presentes en el biorreactor. La evolución de la concentración de oxígeno disuelto se determina mediante el uso del medidor Oxi 330i (WTW).

#### **4.5.13. Productos solubles microbianos**

Los productos microbianos solubles (SMP), son asimilados principalmente a proteínas y polisacáridos. La cuantificación de estas sustancias se ha realizado mediante la determinación del carbono orgánico total, ya que realiza una medida conjunta de ambas sustancias y además aglutina otros agentes causantes del ensuciamiento. La fracción de SMPs se obtiene tras filtrar el sobrenadante del licor mezcla por un filtro de fibra de vidrio con un tamaño de poro de  $0,45\mu\text{m}$  (MILLIPORE, AP4004705).

## **5. Resultados**

### **5.1. Características del agua de alimentación**

La estación experimental se instaló en las instalaciones de bombeo de agua residuales del sistema de reutilización de aguas residuales de la isla de Tenerife y se alimentó con el agua procedente de la EDAR de Santa Cruz. Al tratarse de un sistema convencional de tratamiento de aguas residuales mediante una tecnología de lodos activos, el agua depurada (alimentación del MBR piloto) presentó una concentración moderada de sólidos suspendidos (SS) y una carga orgánica, expresada como DQO, relativamente alta. La Tabla 5.1 muestra las características medias de la alimentación durante todo el periodo de experimentación.

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR	RANGO
SS	mg/L	156	27-316
Turbidez	NTU	69	14-177
DQO	mg/L	56	12-206
TOC	mg/L	25	12-125
N <sub>t</sub>	mg N/L	54	24-148
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	mg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L	15	4-23

Tabla 5.1 Características del agua de alimentación (n=22).

La EDAR de Santa Cruz presenta frecuentes episodios de des-floculación del fango lo que genera picos de elevada concentración de sólidos suspendidos y carga orgánica de alimentación. El diseño de dicha depuradora no contempla la eliminación de nutrientes, por tanto, el efluente de salida presenta una concentración moderada de amonio.

## 5.2. Características de la biomasa

### 5.2.1. Influencia de las condiciones endógenas sobre la biomasa

El biorreactor aerobio instalado en la estación de bombeo de Santa Cruz de Tenerife ya presentaba una biomasa aclimatada durante 12 meses en el momento en que dio comienzo la investigación correspondiente al presente TFG. En estos estudios previos se analizó la influencia del flujo de filtración y retrolavado sobre el rendimiento de un MBR terciario operado con el modo de operación por presión de consigna (Vera et al., 2014).

El biorreactor operó con un tiempo de residencia hidráulico de 8,8 h y con una retención completa de lodo, es decir, con una edad de lodo (SRT) infinita. La Tabla 5.2 muestra la concentración media de sólidos suspendidos en el licor mezcla (MLSS), siendo este parámetro un indicador de la concentración de biomasa en la suspensión biológica. Pese a la condición de completa retención del lodo, la concentración de MLSS fue moderada y se mantuvo prácticamente estable entorno a los 5,6 g/L. La baja carga orgánica de la alimentación aparejada al moderado tiempo de residencia hidráulico operado en el MBR, hace que la suspensión biológica del mismo esté en fase endógena, y por tanto, se observa un nulo crecimiento de la biomasa durante todo el periodo experimental, reflejado en una concentración prácticamente constante. Por otro lado, la relación de sólidos volátiles y totales en el licor mezcla (MLVSS/MLSS) se ha mantenido estable en torno a un 76% (Tabla 5.2) indicando una baja acumulación de materia inorgánica particulada.

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR	RANGO
MLSS	g/L	5,6	4,2-6,6
MLVSS/MLSS	%	76	69-79
F/M	Kg DQO/Kg MLVSS d	0,035	0,006-0,114

Tabla 5.2 Concentración de biomasa y relación F/M (n=22).

El concepto de “mantenimiento celular”, introducido por Pirt (1965), se define como el consumo energético necesario para el mantenimiento de las células bajo el uso de un sustrato primario externo o un sustrato interno, de manera que el sustrato es usado para la supervivencia celular y no para el crecimiento de la biomasa.

Por su parte, la relación F/M, denominada relación de microorganismos a sustrato o carga orgánica, se define como la relación entre la cantidad de microorganismos y el sustrato suministrado al sistema biológico [5.1]:

$$\frac{F}{M} = \frac{S}{TRH \cdot X} \quad [5.1]$$

siendo S, la concentración de sustrato en el agua de alimentación (representada por el valor de DQO), X la concentración de biomasa en el interior del biorreactor y TRH el tiempo de residencia hidráulico.

En el caso de los sistemas de lodos activos, la relación F/M presenta valores habituales entre 0,2-0,4 Kg DQO/Kg MLSS d (Judd, 2011). Asimismo, en la bibliografía existen numerosos estudios que analizan el comportamiento de un MBR sin purga de lodo (Muller et al., 1995), centrándose en el análisis de la evolución de F/M. En estos mismos estudios se ha observado una estabilización de la concentración de biomasa, sin crecimiento apreciable, para valores de F/M comprendidos entre 0,1 y 0,17 Kg DQO /Kg MLSS d. Sin embargo, el sistema estudiado ha presentado un valor medio de F/M de 0,035 Kg DQO/Kg MLSS d, significativamente inferior, explicando así, la estabilización de MLSS y la posibilidad de operar con una edad de lodo infinita.

Las condiciones endógenas del biorreactor propician una biomasa con unas características específicas y donde la actividad biológica de la misma es muy reducida en comparación con sistemas convencionales de tratamiento.

El análisis de la actividad biológica del licor mezcla se ha llevado a cabo mediante las técnicas respirométricas descritas en el Capítulo 4 (Ginestet et al., 1998), evaluando la velocidad de consumo de oxígeno por parte de la biomasa tras la inyección de un sustrato y distintos inhibidores del proceso de nitrificación. La Figura 5.1 muestra a título de ejemplo, la evolución de dicha velocidad de consumo en uno de los ensayos realizados.

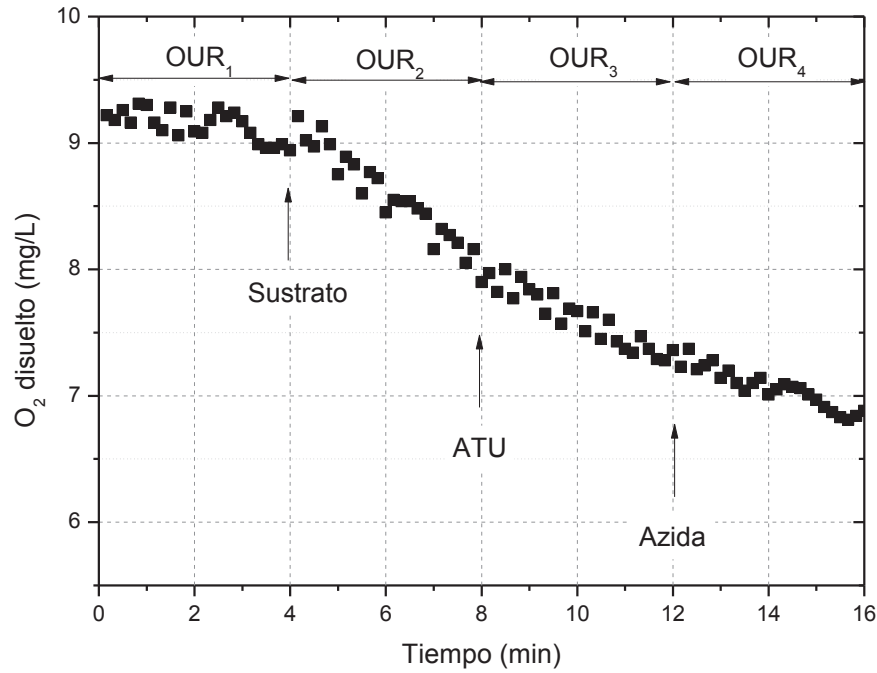


Figura 5.1. Resultado de uno de los estudios respirométricos realizado al licor mezcla del MBR siguiendo la metodología descrita en el capítulo 4.

Para obtener las actividades biológicas responsables de cada fenómeno estudiado, se utiliza para cada fase, las siguientes expresiones:

Consumo endógeno:

$$SOUR = \frac{OUR_1}{MLVS} \quad [5.2]$$

Nitritación, consumo de amonio:

$$AUR = \frac{OUR_2 - OUR_3}{MLVS (3,43 - Y_A)} \quad [5.3]$$

Nitratación, consumo de nitritos:

$$NIUR = \frac{OUR_3 - OUR_4}{MLVS (1,14 - Y_N)} \quad [5.4]$$

Siendo  $Y_A$  e  $Y_N$ , los rendimientos de crecimiento de las bacterias oxidantes de amonio (AOB) y las bacterias oxidantes de nitrito (NOB), respectivamente. Los valores de estos parámetros empleados en las expresiones anteriores han sido, respectivamente 0,18 y 0,08 g DQO g<sup>-1</sup>N (Jubany et al., 2009).

Los resultados obtenidos durante toda la fase experimental (Tabla 5.3) indican que la actividad biológica de la suspensión es baja en comparación con estudios previos realizados en condiciones similares (González, 2008), pero del mismo orden de magnitud a las observadas por otros autores (Carrera et al., 2004). La baja actividad biológica encontrada puede deberse a las condiciones endógenas relevantes que presenta el MBR, si bien el sistema permite alcanzar un alto grado de depuración carbonosa y una total nitrificación.

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR
SOUR	mg O <sub>2</sub> /g MLVSS d	1,6
NIUR	mg N/g MLVSS d	1,25
AUR	mg N/g MLVSS d	0,57

Tabla 5.3 Actividad biológica de la suspensión.

Unos de los factores que justifican la utilización de un MBR como tratamiento terciario es la concentración de materia orgánica en el efluente (EfOM) procedente de tratamientos convencionales de depuración. Se ha observado que en el caso de la ultrafiltración de efluentes secundarios, las sustancias coloidales entre  $0,45\mu\text{m}$  y  $0,1\mu\text{m}$  son altamente colmatantes, produciendo un elevado ensuciamiento residual de la membrana, es decir, que no puede eliminarse por medio de limpiezas físicas. Dentro de estas sustancias aquellas macromoléculas que constituyen las denominadas como “materia orgánica del efluente” (EfOM), parecen ser las principales causantes del ensuciamiento de la membrana (Haberkamp et al., 2008). La EfOM está constituida principalmente por biopolímeros como proteínas y polisacáridos (Henderson, et al. 2011), aunque existen otras sustancias como ácidos nucleicos o lípidos, entre otros, que contribuyen en un menor grado al ensuciamiento residual (Zheng et al., 2014). La elevada concentración de EfOM en el sistema estudiado (Tabla 5.4) impide la aplicación de la ultrafiltración directa como tratamiento terciario debido al elevado ensuciamiento residual observado en estudios previos (Vera et al., 2014) y se hace necesario un proceso biológico que reduzca la carga orgánica.

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR	RANGO
EfOM	mg TOC/L	25	12-125
SMP <sub>LM</sub>	mg TOC/L	7,5	6,3-8,3
SMP <sub>p</sub>	mg TOC/L	6,7	5,7-7,7

Tabla 5.4. Concentración de SMP y EfOM (n=22).

Como resultado de la baja relación F/M y la elevada edad de lodo, la concentración de productos solubles microbianos (SMP) se ve reducida hasta los 7,5 mg TOC/L, como valor promedio. Este fenómeno se debe a la biodegradación observada (65% como media) y coincide con valores encontrados en la bibliografía para reactores con edades de lodo infinita (Gao et al., 2004). Durante el proceso de filtración, los SMP son adsorbidos sobre la superficie de la membrana, bloqueando poros y pudiendo llegar a formar un gel que provoca la formación de una biopelícula (Le-Clech et al., 2006),



disminuyendo la permeabilidad de la membrana. La cantidad de SMP que son adsorbidos por la membrana se puede analizar mediante la diferencia de concentraciones de SMP entre el licor mezcla y el permeado. A este parámetro se le denomina “biocluster polimérico” (BCP) y representa la materia orgánica comprendida entre los  $0,45\mu\text{m}$ - $0,03\mu\text{m}$  que tiende a formar un gel sobre la membrana. El sistema estudiado presenta una baja concentración de BCP ( $0,8\text{ mg TOC/L}$  como promedio) y por tanto, el ensuciamiento residual debido a la formación de un gel o bloqueo de poros se considera mínimo.

### 5.2.2. Morfología de la suspensión biológica

La morfología de la suspensión microbiana se ha analizado mediante la distribución de tamaño de partículas y el contenido en microorganismos no floculados, presentando las características medias descritas en la Tabla 5.5.

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR
$d_{10}$	$\mu\text{m}$	17,0
$d_{50}$	$\mu\text{m}$	46,5
$d_{90}$	$\mu\text{m}$	102,6
Microorganismos no floculados	NTU	27
TTF	s	270

Tabla 5.5. Morfología de la suspensión biológica.

Durante todo el periodo experimental la distribución de tamaños se ha mantenido relativamente constante, y aproximadamente el 50% de los flóculos ha presentado un diámetro superior a 46,5  $\mu\text{m}$ . El tamaño moderado presentado por los flóculos puede ser debido a la total retención de partículas por parte de la membrana y a los importantes esfuerzos de cizalladura generados durante la aireación de la misma (Wisniewski et al., 1998).

Es sabido que partículas inferiores a 50  $\mu\text{m}$ , pueden depositarse sobre la superficie de la membrana y disminuir significativamente la permeabilidad del sistema (Meng et al., 2007). No obstante, varios autores han contrastado que además del tamaño medio de las partículas existe otro factor clave que es el índice de distribución (DSI) que se determina mediante la expresión [5.5]

$$\text{DSI} = \frac{d_{90} - d_{10}}{2 \cdot d_{50}} \quad [5.5]$$

La suspensión biológica estudiada presenta un valor de DSI de 0,92, como promedio durante toda la fase experimental. Este valor es relativamente inferior al encontrado en bibliografía, donde se ha verificado que valores moderados de DSI próximos a 1, contribuyen a la formación de una torta con una menor resistencia específica, altamente porosa y que se traduce por tanto, en una menor compresión y mayor permeabilidad de la misma (Su et al., 2013). Una manera de evaluar la formación de la torta es mediante la medida del “*time to filter*” (TTF), que además proporciona información sobre la permeabilidad de la torta (Fang et al., 2006). El seguimiento de éste parámetro en un proceso a largo plazo que permite relacionar los cambios en la composición del licor mezcla con la pérdida de permeabilidad de la membrana (Judd, 2011).

La suspensión biológica se ha mantenido prácticamente constante durante todo el periodo experimental, presentando las mismas características de filtrabilidad, tal y como se observa en el valor del TTF, prácticamente constante a lo largo del estudio (270 segundos). Estos datos contribuyen a afirmar que posiblemente, los cambios de filtrabilidad obtenidos en las distintas fases del ensayo son debidos a la modificación de los parámetros relacionados con el proceso de filtración concretamente, la presión transmembrana de consigna. Por otro lado, es interesante poner de relieve que el valor del TTF obtenido es relativamente bajo, lo que indica que el licor mezcla presenta por tanto, unas buenas condiciones de filtrabilidad (Fang et al., 2006).

Por otra parte, se ha confirmado que al operar suspensiones biológicas en condiciones supra-críticas, la principal fracción contribuidora al ensuciamiento de la membrana es la constituida por los sólidos suspendidos (Vera et al, 2014). Por tanto el mecanismo predominante del ensuciamiento es la formación de una torta, que en el presente estudio presenta unas buenas condiciones de filtrabilidad, según los datos de TTF y DSI obtenidos.

Pese al uniforme y moderado tamaño de los flóculos, el sistema presenta una concentración baja de microorganismos no floculados (27 NTU), significativamente inferior al observado por otros autores (Wilén et al., 2000). Se sabe que la alta edad de lodo no favorece el desarrollo de microorganismos no floculados. Estos suelen proliferar a tiempos de retención celular bajos a los que los EPS responsables de la biofloculación disminuyen por el acceso eficaz de los microorganismos al sustrato.

La baja concentración de bacterias dispersas puede estar asociada a la elevada presencia de microorganismos superiores como ciliados, protozoos que son considerados depredadores de microorganismos no floculados (Wei et al., 2003; Ratsak et al., 1996). La presencia de estos ciliados y protozoos puede deberse a las características de la alimentación: un efluente parcialmente depurado con baja F/M, con concentraciones considerables de nematodos y otros microorganismos superiores.

Por otra parte, con el fin de identificar los microorganismos presentes en la suspensión microbiana se ha recurrido a la microscopía óptica. En la Figura 5.2 se puede observar protozoos ciliados sésiles que pueden actuar como responsables de la reducción de biomasa (Ratsak et al., 1996).

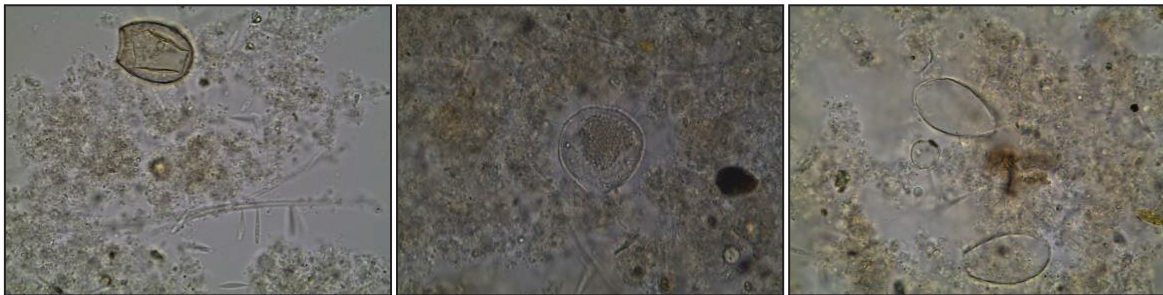


Figura 5.2. Población de rotíferos en la suspensión biológica (100x).

Además, se ha identificado un número importante de nematodos (Figura 5.3 A), cianofíceas o cianobacterias conocidas comúnmente como algas verdes (Figura 5.3 B) y diatomeas (Figura 5.3 C).

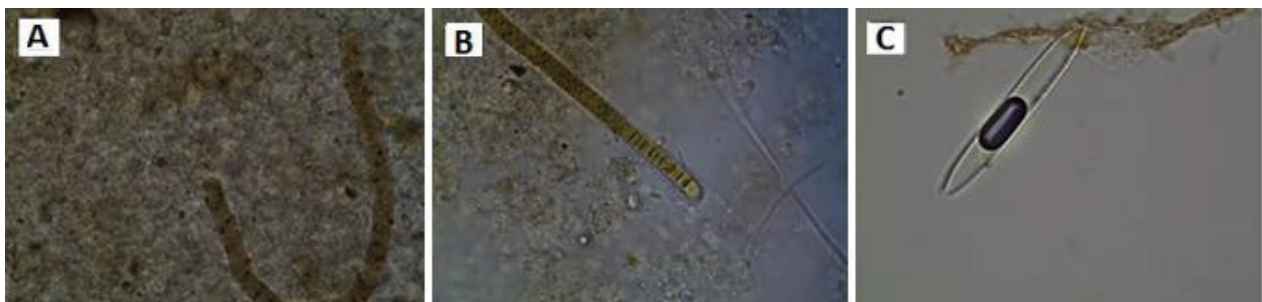


Figura 5.3. Población microbiana en la suspensión (100x).

En conclusión, la suspensión biológica parece estar formada principalmente, por microorganismos superiores y flóculos de moderado y uniforme tamaño, presentando una baja concentración de microorganismos dispersos. Además, el resultado de todas

estas características parece contribuir a que la suspensión presente una adecuada filtrabilidad.

### 5.3. Influencia de las condiciones de operación sobre el rendimiento del proceso

Los principales parámetros evaluados a lo largo del estudio para caracterizar el permeado se muestran en la Tabla 5.6. En esta tabla los datos obtenidos han sido clasificados para las seis fases experimentales de acuerdo con los valores de  $TMP_{sp}$  impuestos. Pese a los elevados valores de la presión transmembrana de consigna establecidos, la turbidez del permeado se ha mantenido prácticamente constante durante todo el periodo experimental, en torno a 0,3-0,7 NTU, por tanto, se demuestra que la membrana es capaz de operar en estas condiciones tan severas sin poner en riesgo su integridad física.

Como era de esperar, el sistema ha sido capaz de degradar la materia orgánica procedente del influente alcanzando un rendimiento de eliminación de DQO del 56%. Consiguiendo amortiguar los picos de carga orgánica alimentados al biorreactor.

PARAMETRO	UNIDAD	$TMP_{sp}$					
		25 kPa	30 kPa	35 kPa	40 kPa	45kPa	50kPa
DQO	mg/L	20	32	28	25	26	23
$NH_4^+$	mg N- $NH_4^+$ /L	0,3	0,4	0,5	0,6	0,5	0,5
$NO_3^-$	mg N- $NO_3^-$ /L	36	35	36	27	27	31
Turbidez	NTU	0,5	0,6	0,5	0,4	0,6	0,5

Tabla 5.6. Características promedio exhibidas por los permeados producidos en el MBR (n=22).

La calidad del permeado parece no verse afectada por las condiciones impuestas de filtrabilidad, puesto que la calidad se ha mantenido prácticamente constante durante todo el periodo experimental. Por otra parte, la formación de la torta sobre la membrana parece no tener efecto sobre la retención de materia orgánica disuelta puesto que, tanto el TOC (Tabla 5.4) como la DQO (Tabla 5.6) en el permeado se han mantenido constantes durante todo el período experimental.

El sistema ha sido capaz de alcanzar una completa nitrificación, como se puede observar por la concentración de amonio en el permeado que ha permanecido por debajo de 1 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L todo el tiempo. En estudios previos realizados por Rodríguez-Gómez et al. (2005) se concluyó que una concentración superior a 5 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L era capaz de evitar el desarrollo de condiciones anaerobias en la tubería del sistema de reutilización de aguas residuales de la isla de Tenerife y por tanto, de inhibir la generación de sulfuro de hidrógeno. Además con el tratamiento terciario por MBR no sería necesario tratar el cien por cien del agua debido a que con una mezcla adecuada (entorno al 20-30%) se podría alcanzar dicha concentración y realizar un transporte seguro del agua depurada (Delgado et al., 2002).

En conclusión, el sistema MBR en las condiciones de operación ensayadas, ha sido capaz de alcanzar una nitrificación total del efluente secundario de la EDAR convencional lo que permite inhibir las condiciones anaerobias en la conducción de aguas depuradas. Además, permite obtener un efluente con una alta calidad que cumple con la normativa vigente para la reutilización de aguas residuales en España (RD1620/2007).

#### **5.4. Efecto de la presión transmembrana de consigna sobre el ensuciamiento residual**

El estudio experimental realizado se estructura en seis periodos de acuerdo a la presión transmembrana de consigna impuesta. Las fases experimentales se han designado desde la I hasta la VI con las siguientes presiones transmembrana de consigna: 30, 35, 40, 45, 50 y 25 kPa, respectivamente. La unidad experimental ha estado en funcionamiento de manera continua durante más de 2.750 h, sin presentar problemas graves de operatividad. Sin embargo, dos episodios de corte de suministro eléctrico tuvieron lugar durante el segundo periodo (912-930h) y el quinto periodo (2610-2658 h), que corresponden con las  $TMP_{sp}$  de 35 y 50 kPa, respectivamente.

La evolución del ensuciamiento residual o irreversible ha sido analizada mediante el seguimiento del ensuciamiento que los retrolavados no son capaces de eliminar. Para ello se ha recurrido a la presión transmembrana al comienzo de cada ciclo de filtración ( $TMP_i$ ) que corresponde con la resistencia debida al ensuciamiento irreversible y al de la propia membrana, tal y como se ha explicado en el Capítulo 1. La Figura 5.4 muestra la evolución de la  $TMP_i$  durante el desarrollo del estudio experimental.

Al comienzo de cada fase experimental se observó un rápido incremento de la  $TMP_i$  para luego estabilizarse en un determinado valor, en función de la  $TMP_{sp}$  impuesta. Esta tendencia general no se observó en la fase I, debido a que este periodo experimental se realizó de manera consecutiva a un estudio previo en el que no se realizó ninguna modificación (Vera et al., 2014).

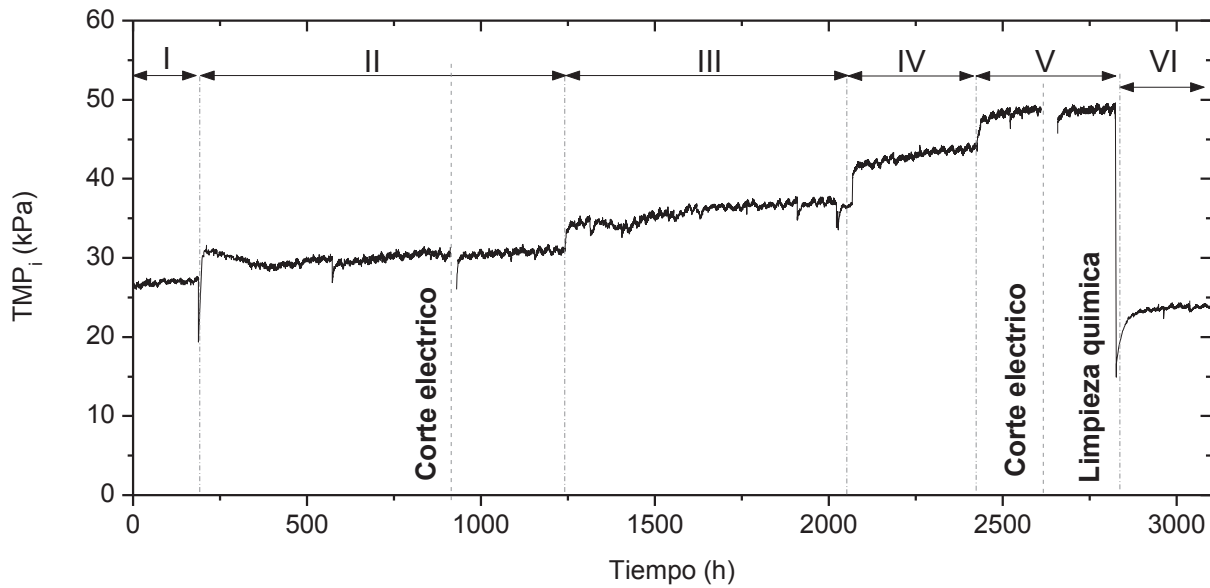


Figura 5.4. Evolución de la  $TMP_i$  durante toda la fase experimental: (I)  $TMP_{sp}=30$  kPa, (II)  $TMP_{sp}=35$  kPa, (III)  $TMP_{sp}=40$  kPa, (IV)  $TMP_{sp}=45$  kPa, (V)  $TMP_{sp}=50$  kPa, (VI)  $TMP_{sp}=25$  kPa.

Cabe destacar que durante los retrolavados, la membrana es sometida a un elevado esfuerzo de cizalladura mediante la aplicación de aireación ( $SAD_m=3,1$   $Nm^3/hm^2$ ), puesto que durante el retrolavado el  $SAD_m$  se incrementa 2,8 veces con respecto al aplicado en la fase de filtración. Se ha demostrado la importancia de aplicar aire durante el retrolavado, puesto que permite mejorar la eficacia de la limpieza física (Ye et al., 2011) al reducir la capa de re-compresión de la torta y mejorar la re-dispersión de la misma.

Una vez que el sistema alcanza el periodo estacionario dentro de cada fase experimental, el retrolavado permite eliminar prácticamente todo el ensuciamiento de la membrana, como lo demuestra la baja velocidad de ensuciamiento residual encontrada (0,018-0,072 mbar/h). Esta velocidad es significativamente inferior a la encontrada para MBRs a escala industrial, que se encuentra en torno a 0,6 mbar/h (Drews, 2010). No se ha observado una influencia clara de la  $TMP_{sp}$  sobre las distintas velocidades de ensuciamiento residual ( $r_{rd}$ ) para cada fase experimental.



Durante el periodo inicial de cada fase parece que este comportamiento, de bajo ensuciamiento residual, no se repite, puesto que existe un rápido crecimiento de la  $TMP_i$ . Este fenómeno se asocia al modo alternativo de operación propuesto en este trabajo, donde el retrolavado se inicia cuando una determinada  $TMP_{sp}$  es alcanzada, en otras palabras, cuando se alcanza un determinado grado de ensuciamiento de la membrana. Al inicio de cada fase experimental, los ciclos de filtración son más largos debido al incremento impuesto a la  $TMP_{sp}$  respecto de la fase anterior, esto está aparejado a un nuevo grado de ensuciamiento permitido que conlleva un rápido ensuciamiento residual.

El rápido crecimiento de  $TMP_i$  se debe por tanto, a un fenómeno progresivo de consolidación del ensuciamiento de la membrana. Tras el primer ciclo de filtración de cada fase experimental, el retrolavado elimina una gran cantidad de materiales depositados sobre la membrana y con la ayuda de la elevada aireación los re-dispersa en el seno del fluido. Sin embargo, una parte de estos materiales se quedan en las proximidades de la membrana y se deposita rápidamente, a este tipo de ensuciamiento se le define como “ensuciamiento residual externo”. En los sucesivos ciclos de filtración-retrolavado este tipo de ensuciamiento se compacta cada vez más sobre la membrana y el retrolavado resulta cada vez menos efectivo para eliminarlo hasta que forma parte del ensuciamiento residual. Este fenómeno de compactación del ensuciamiento es favorecido con los largos tiempos de filtración que tiene lugar al inicio de cada fase. Una vez que el ensuciamiento residual externo es totalmente compactado, comienza el lento crecimiento del ensuciamiento residual característico de cada periodo estacionario.

Un comportamiento similar es observado cuando tuvieron lugar las paradas debidas al corte de suministro eléctrico. Debido a dichos cortes, la instalación experimental estuvo parada en torno a 24 y 48 h, para la primera y segunda parada, respectivamente. Estas interrupciones actuaron como un largo relax que permitió que las especies responsables del ensuciamiento residual externo se desprendieran de la

membrana. No obstante, cuando el sistema reinició la operación estas especies se compactaron de nuevo sobre la membrana, alcanzado el mismo grado de ensuciamiento residual que poseía antes de la parada, tal y como se observa en la evolución experimentada por la  $TMP_i$  (Fig. 5.4). Por tanto, los resultados experimentales parecen indicar que un prolongado relax es capaz de eliminar parte del ensuciamiento residual si se emplea el modo alternativo de operación por presión de consigna.

Por lo tanto, el ensuciamiento residual alcanzado en cada fase experimental es principalmente causado por la compactación de partículas sobre la membrana. Una vez la capa de ensuciamiento residual externo se construye sobre la superficie de la membrana, es decir, la torta se ha compactado, la membrana sufre un bajo ensuciamiento residual comparado con lo observado en la operación de los MBRs a escala industrial (Drews, 2010).

### **5.5. Efecto de la presión transmembrana de consigna sobre el ensuciamiento reversible**

El ensuciamiento reversible se define como el tipo de ensuciamiento que las limpiezas físicas, en este caso el retrolavado, es capaz de eliminar. La evolución de este parámetro se puede realizar mediante el seguimiento del tiempo de filtración y la velocidad de ensuciamiento reversible.

La Figura 5.5 muestra la evolución del tiempo de filtración ( $t_f$ ) durante todo el periodo experimental. Como resultado de la compactación del ensuciamiento residual externo, la evolución del tiempo de filtración presenta una forma característica para cada fase experimental. Al inicio de cada una de éstas y debido al incremento de la  $TMP_{sp}$ , los ciclos de filtración duran bastante, puesto que el cambio de condiciones permite un mayor grado de ensuciamiento de la membrana. Cuando el fenómeno de compactación tiene lugar debido principalmente, como consecuencia de los elevados  $t_f$

se produce un incremento de la  $TMP_i$  que se traduce a su vez, en una estabilización del tiempo de filtración. Cabe destacar que este parámetro depende en gran medida de las condiciones ambientales y por tanto, presenta elevadas fluctuaciones como se puede observar en la Figura 5.5.

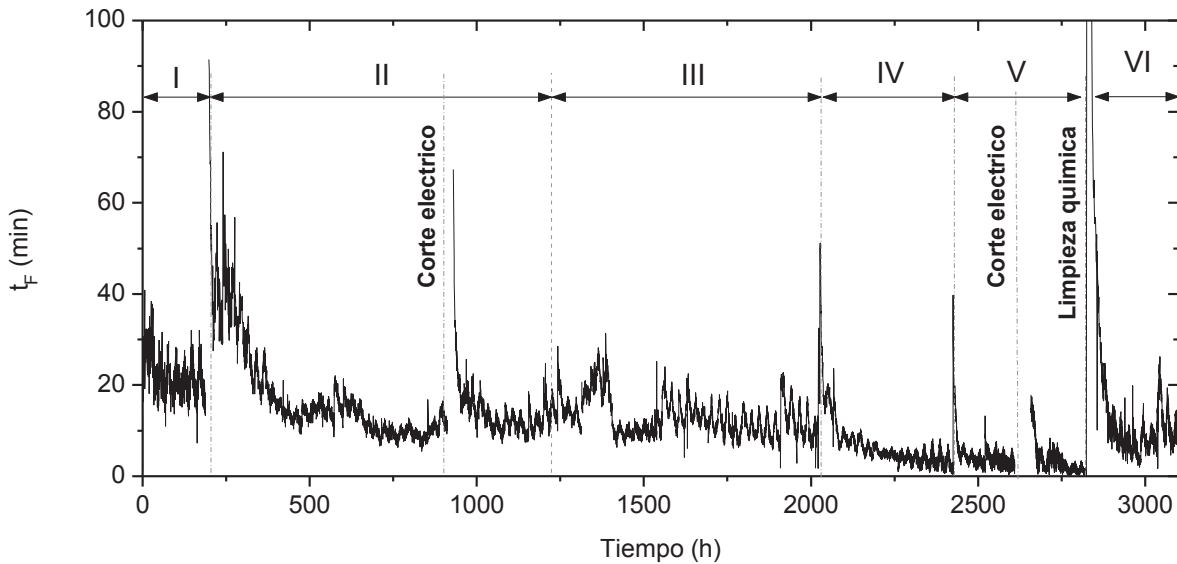


Figura 5.5. Evolución del  $t_f$  a lo largo del estudio: (I)  $TMP_{sp}=30\text{kPa}$ , (II)  $TMP_{sp}=35\text{kPa}$ , (III)  $TMP_{sp}=40\text{kPa}$ , (IV)  $TMP_{sp}=45\text{kPa}$ , (V)  $TMP_{sp}=50\text{kPa}$ , (VI)  $TMP_{sp}=25\text{kPa}$ .

Para la fase VI que corresponde con la  $TMP_{sp}$  más baja (25 kPa), la estabilización de los ciclos de filtración se ha producido en torno a 12 minutos, debido a la baja presión transmembrana de consigna impuesta y al moderado grado de compactación del ensuciamiento en la membrana. Las  $TMP_{sp}$  moderadas establecen tiempos de filtración sostenibles que varían entre 22, 14 y 13 minutos para 30, 35 y 40 kPa respectivamente. Sin embargo, un incremento de la presión transmembrana de consigna por encima de 45 kPa, trae consigo un impacto negativo sobre  $t_f$  que desciende hasta valores poco operativos (5 y 3 min para 45 y 50 kPa, respectivamente). Por tanto, los resultados indican que si se reduce la  $TMP_{sp}$  la eficacia del retrolavado en la prevención del rápido crecimiento inicial del ensuciamiento residual se reduce, debido a la elevada carga de ensuciamiento sobre la membrana. Esta reducción de la eficacia del

retrolavado asociada a ciclos de filtración largos es un comportamiento típico en los MBR operados con el modo de operación convencional en que el retrolavado y la filtración se fijan a intervalos de tiempos constantes es decir, operación temporizada (Schoeberl et al., 2005 y Gui et al., 2003).

Si se analiza la evolución de la TMP dentro de un ciclo de filtración se puede observar que la velocidad de ensuciamiento reversible es constante durante todo el periodo experimental, manteniéndose en torno a los 2 mbar/min, ligeramente superior al encontrado en plantas a escala industrial (Drews, 2010).

En conclusión, la duración del tiempo de filtración está influenciada por el grado de compactación del ensuciamiento que se alcanza en cada  $TMP_{sp}$  y por las condiciones ambientales, considerando como tales la temperatura o la calidad de la alimentación. El sistema de operación por presión de consigna permite adaptar la duración de los ciclos en función de las condiciones de ensuciamiento, es decir, se trata de un sistema de control dinámico que permite optimizar la operatividad de un MBR.

## **5.6. Mecanismos de ensuciamiento**

Si se acepta el modelo de resistencias en serie descrito en el Capítulo 1 y de acuerdo con los resultados desarrollados en los apartados previos, para explicar los fenómenos de ensuciamiento observados en el sistema MBR estudiado, se puede proponer un mecanismo de ensuciamiento de la membrana en los experimentos de larga duración.

Como resultado de la filtración de la suspensión biológica se observaron dos fenómenos consecutivos de ensuciamiento: el primero caracterizado por un rápido ensuciamiento de la membrana al que siguió un incremento lineal de la TMP (Fig. 5.6).

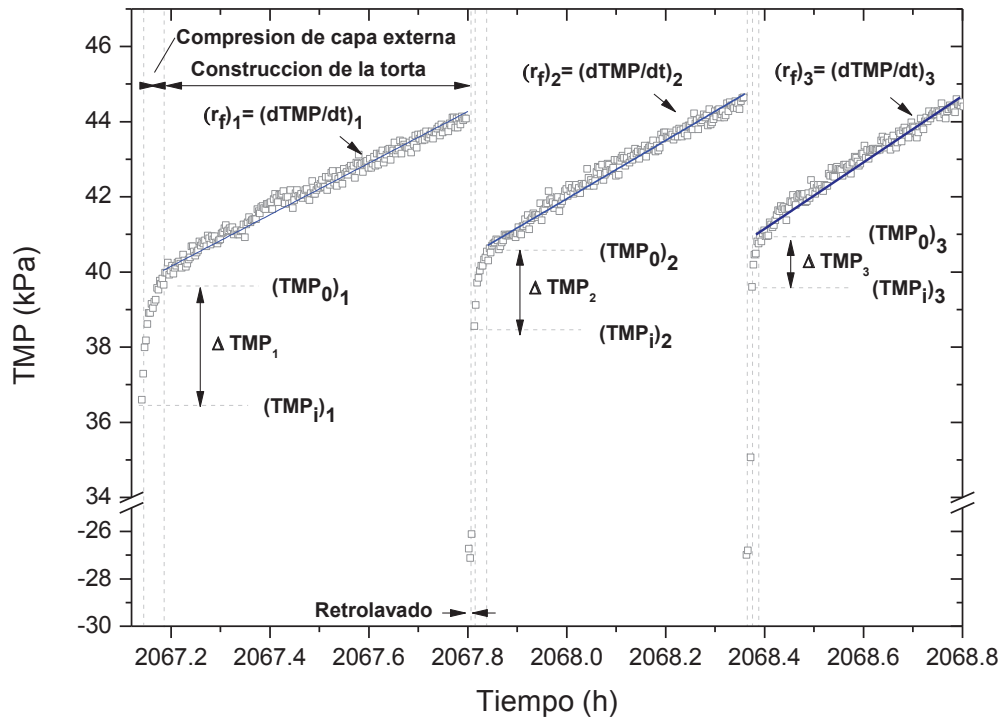


Figura 5.6. Evolución de la presión transmembrana en ciclos consecutivos de filtración y retrolavado al inicio de la fase experimental IV ( $TMP_{sp}=45$  kPa).

El primer fenómeno que se ha definido en los apartados previos como ensuciamiento residual externo, se debe a la compresión de la capa externa. Después de este periodo transitorio, el incremento lineal de la TMP se asocia con la construcción de una torta sobre la membrana. Como resultado de la operación a un flujo supra-crítico, se supone que ésta torta está formada principalmente, por la deposición de partículas de gran tamaño que se pueden retirar por la acción del retrolavado (Wu et al., 2008). Debido a este comportamiento, se define un nuevo término, la presión transmembrana asociada al ensuciamiento residual externo ( $TMP_0$ ). Este parámetro indica el comienzo de la construcción de la torta reversible y el final del fenómeno de compresión, por

tanto, nos sirve para distinguir el ensuciamiento reversible del ensuciamiento residual externo.

Debido a la introducción de los nuevos términos, el modelo de resistencias en serie debe ser modificado, estableciéndose la ecuación 5.6:

$$TMP = J\mu(R_{if} + R_{ef} + R_{rvf} + R_m) \quad [5.6]$$

donde J es el flujo de permeado,  $\mu$  es la viscosidad del agua,  $R_{if}$  es la resistencia asociada al ensuciamiento residual interno,  $R_{ef}$  es la resistencia asociada al ensuciamiento residual externo,  $R_{rvf}$  se relaciona con la resistencia debida al ensuciamiento reversible y  $R_m$  es la resistencia inicial de la membrana.

Atendiendo a estas definiciones, la presión inicial de cada ciclo de filtración ( $TMP_i$ ) se relaciona con la resistencia interna de la propia membrana y con el bloqueo de poros combinado con el gel o capa de partículas compactadas que no son eliminadas mediante el retrolavado (McAdam y Judd, 2008) según la expresión 5.7:

$$TMP_i = J\mu(R_{if} + R_m) \quad [5.7]$$

Por otro lado, la  $TMP_0$  se relaciona con la resistencia debida al ensuciamiento residual externo y a la combinación del  $R_{ef}$  y  $R_m$  (ecu. 5.8). Una vez que el crecimiento lineal concluye, la evolución de la TMP con el tiempo se puede expresar mediante la expresión 5.9:

$$TMP_0 = J\mu(R_{if} + R_{ef} + R_m) \quad [5.8]$$

$$TMP = TMP_0 + r_f \cdot t \quad [5.9]$$

donde  $r_f$  es la velocidad de ensuciamiento reversible. La diferencia entre  $TMP_i$  y  $TMP_0$  se define como  $\Delta TMP$  y se relaciona con el ensuciamiento residual externo.

Mediante un análisis de ciclos consecutivos de filtración/retrolavado se observa un comportamiento dinámico al inicio de cada fase experimental, como se muestra, a modo de ejemplo, en la figura 5.6 que corresponde al inicio de la fase IV ( $TMP_{sp}=45$  kPa). Al comienzo de la fase experimental se observa un rápido crecimiento de la  $TMP_i$  que se ve reducido en los siguientes ciclos. En consecuencia, la duración del fenómeno de compresión (asociado con  $\Delta TMP$ ) decrece a medida que se van sucediendo ciclos de filtración. Este comportamiento puede ser debido al proceso progresivo de consolidación del ensuciamiento sobre la membrana que el retrolavado no es capaz de eliminar. En estas condiciones se asume que la capa de torta es principalmente reversible, es decir, se produce un balance entre la cantidad de material que se deposita sobre la membrana y el que es eliminado por acción del . En estas condiciones y una vez que el ensuciamiento residual externo se ha compactado, el crecimiento de  $TMP_i$  se vuelve moderado, tal y como ya se ha comentado en apartados anteriores. Este fenómeno de bajo ensuciamiento residual demuestra que la formación de una torta sobre la membrana actúa como una segunda capa que previene el bloqueo de poros por parte de los SMP o BCP (Kuberkar et al., 2000). Además, esta hipótesis está en concordancia con la concentración moderada de SMP observada en la suspensión biológica debido a las condiciones de mantenimiento celular impuestas en el MBR en estudio. Un comportamiento similar fue encontrado en estudios previos donde se demostró que largos tiempos de filtración pueden incrementar la eficacia del retrolavado si el ensuciamiento de la membrana se debe a la presencia de una torta que suprime el bloqueo de poros (Hwang et al., 2009).

El efecto de la presión transmembrana de consiga ( $TMP_{sp}$ ) sobre las distintas fracciones del ensuciamiento se realiza mediante el uso de las expresiones descritas

anteriormente. La Figura 5.7 muestra la evolución de cada una de las resistencias con la  $TMP_{sp}$ .

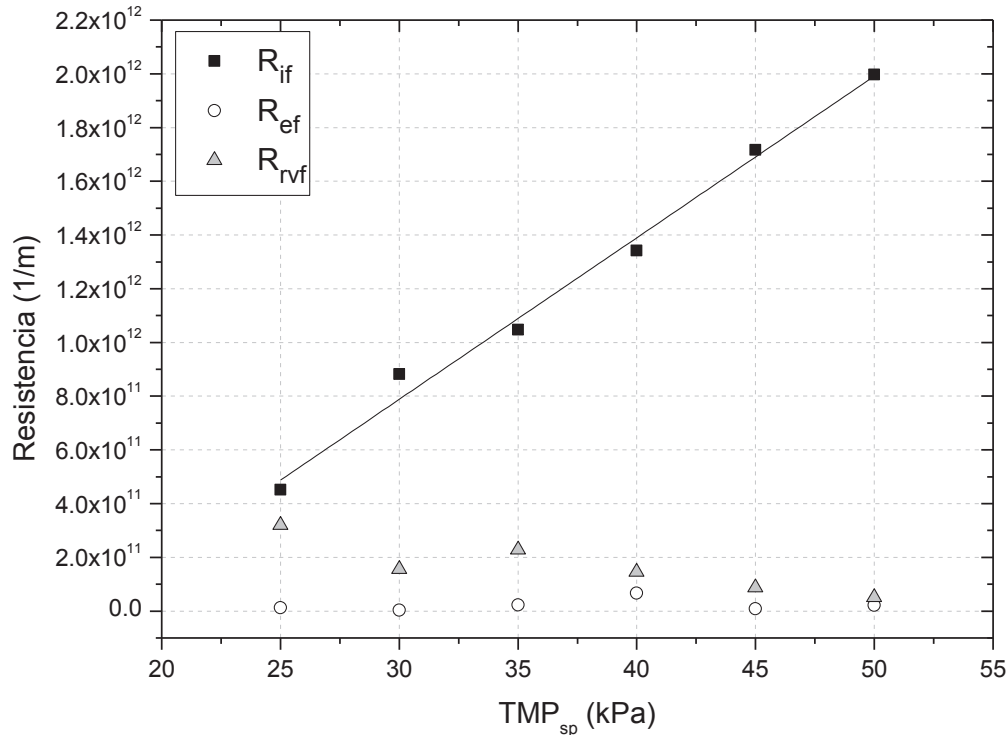


Figura 5.7. Resistencias del ensuciamiento frente a la  $TMP_{sp}$ ;  $R_{if}$ : resistencia debida al ensuciamiento residual interno;  $R_{ef}$ : resistencia debida ensuciamiento residual externo;  $R_{rvf}$ : resistencia debida al ensuciamiento reversible.

Como se puede observar, el ensuciamiento residual interno aumenta linealmente con la  $TMP_{sp}$  en las condiciones ensayadas. Este resultado sugiere que el proceso de consolidación progresivo del ensuciamiento se incrementa con la  $TMP_{sp}$ . Por otro lado, las resistencias asociadas al ensuciamiento residual externo y al reversible muestran valores cercanos y tienden a disminuir al aumentar la  $TMP_{sp}$ . Este comportamiento se debe al elevado incremento del ensuciamiento residual interno obtenido cuando la  $TMP_{sp}$  se mantuvo en 45 kPa y 50 kPa, que en consecuencia produce una reducción considerable del tiempo de filtración a 5 y 3 min, respectivamente. Simultáneamente, al incrementar el ensuciamiento residual interno, la caída de presión a través de la capa



externa y la torta depositada durante la fase de filtración fueron reducidas, minimizando el efecto de compresión (Jørgensen et al., 2012).

Los resultados experimentales sugieren que el ensuciamiento residual interno es el causante principal del ensuciamiento de la membrana y está muy influenciado por la  $TMP_{sp}$ , puesto que su contribución varía desde el 58% hasta el 96% según aumenta  $TMP_{sp}$ . El ensuciamiento residual externo debido a la capa de compresión, presenta un rol irrelevante sobre el ensuciamiento global próximo al 4% cuando la  $TMP_{sp}$  es elevada. Sin embargo, cuando las presiones transmembrana de consigna son moderadas (25-40 kPa) el ensuciamiento residual externo juega un papel relevante contribuyendo al 41- 9% del ensuciamiento global.

### **5.7. Influencia de las condiciones ambientales sobre el proceso**

Un aspecto a analizar en el modo de operación alternativo por presión de consigna es la influencia de las condiciones ambientales sobre la filtrabilidad del sistema. La Figura 5.8 muestra a modo de ejemplo la evolución de la  $TMP_i$  (Fig. 5.8.A) y del  $t_f$  (Fig. 5.8.B) durante el periodo estacionario a lo largo de varios días, para la fase experimental III, (presión transmembrana de consigna de 40 kPa).

Se puede observar como el ensuciamiento residual permanece relativamente estable, presentando una leve variación del 0,8% entorno al valor medio de 36,8 kPa, mientras que el tiempo de filtración ( $t_f$ ) presenta una variación cíclica cada 24 horas. A primeras horas de la mañana (0:30-7:30) se observan valores bajos de  $t_f$ , en torno a 7-9 minutos, mientras que al avanzar el día, el tiempo de filtración se incrementa hasta alcanzar un máximo (12-15 minutos) durante las horas de la tarde (12:30-19:30), momento en que comienza a descender de nuevo.

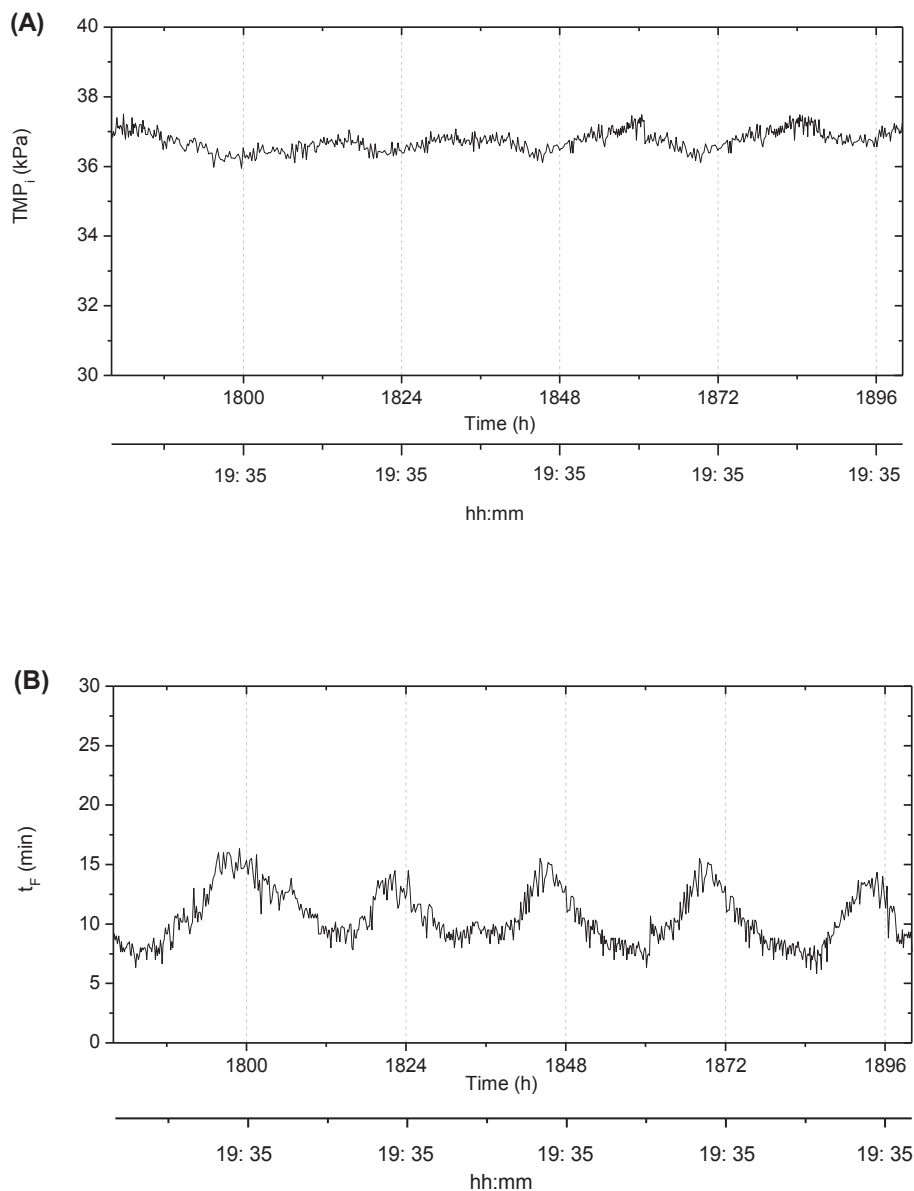


Figura 5.8. Perfil de  $TMP_i$  (A) y  $t_f$  (B) durante consecutivos días, Fase III ( $TMP_{sp}=40$  kPa).

Este comportamiento se puede deber a cambios en la filtrabilidad de la suspensión biológica a lo largo del día que dependen notablemente de factores ambientales como la temperatura o la calidad del agua de alimentación. Sin embargo, los resultados experimentales obtenidos hasta el momento no han permitido encontrar una causa clara de este comportamiento.

No obstante, lo importante de este resultado es destacar el control dinámico que ofrece el modo de operación alternativo, puesto que, permite ajustar la duración de los ciclos en función de la filtrabilidad de la suspensión biológica. Por tanto, consigue optimizar las condiciones de operación y permite trabajar en condiciones menos conservativas al controlar dinámicamente el ensuciamiento.

### **5.8. Efecto de la $TMP_{sp}$ sobre la filtrabilidad de la suspensión**

La evolución del ensuciamiento reversible experimentado por el MBR terciario operado a distintas  $TMP_{sp}$  puede analizarse en términos de flujo crítico. Este parámetro permite establecer el flujo a partir del cual el ensuciamiento reversible deja de hacer sostenible la operación, es decir, el seguimiento del flujo crítico permite analizar la filtrabilidad de la suspensión.

La determinación del flujo crítico se ha realizado mediante experimentos de corta duración (experimentos escalonados) antes de cada cambio de  $TMP_{sp}$ , con las condiciones descritas en el Capítulo 4. Por tanto, se trata de experimentos in-situ que permiten analizar la evolución del ensuciamiento reversible.

La Figura 5.9 A representa la  $TMP_i$  para cada escalón de flujo, es decir, la presión transmembrana inicial para cada flujo de filtración. Como se puede observar, el incremento de la  $TMP_{sp}$  se traduce en un aumento proporcional de la  $TMP_i$ . Este comportamiento puede deberse al fenómeno de compactación que genera un mayor ensuciamiento residual interno, que se traduce en un incremento de la resistencia específica de la membrana, de acuerdo con la expresión 5.8.

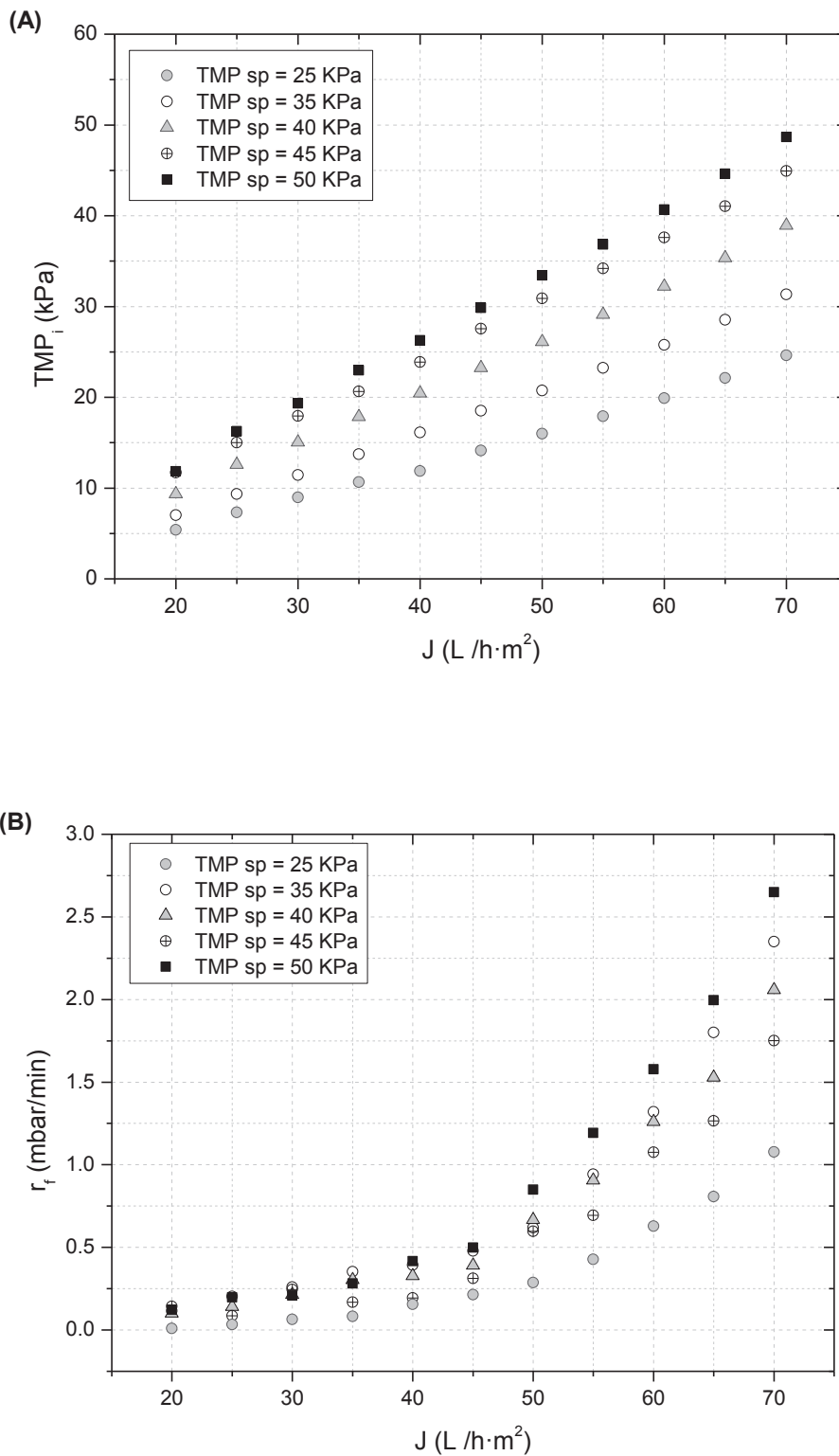


Figura 5.9. TMP<sub>i</sub> (A) y r<sub>f</sub> (B) frente al flujo de permeado a diferentes TMP<sub>sp</sub> en los experimentos escalonados.

La Figura 5.9 B muestra la velocidad de ensuciamiento reversible para cada flujo de filtración impuesto en el experimento escalonado. Se ha observado una correlación exponencial entre ambos parámetros, habitual en sistemas MBR (LeClech et al., 2003; Zsirai et al., 2012). Los resultados sugieren que el flujo crítico se mantiene en torno a 45 L/hm<sup>2</sup> para todas las presiones transmembrana de consigna impuestas. Este fenómeno revela la elevada estabilidad del rendimiento de filtración pese al ensuciamiento histórico de la membrana.

El comportamiento similar observado para las distintas condiciones estudiadas, indica que la velocidad de ensuciamiento reversible no se ve afectada por el fenómeno de compresión en dichas condiciones experimentales. Esta tendencia contradice lo establecido en estudios previos (Bugge et al., 2012; Robles et al., 2013), puesto que el sistema estudiado presenta un elevado ensuciamiento residual interno que reduce significativamente la caída de presión a través de la torta de filtración.

## 5.9. Rendimiento del sistema de filtración

El análisis del rendimiento del proceso de filtración se ha realizado mediante dos parámetros que estudian la optimización del sistema: el flujo neto y el rendimiento del retrolavado.

El flujo neto ( $J_{net}$ ) cuantifica de manera intrínseca la pérdida de volumen de permeado asociada a los retrolavados, es decir, se trata del flujo real de permeado obtenido en el MBR terciario. Para su determinación se ha utilizado la expresión 5.10:

$$J_{net} = \frac{t_f \cdot J - t_r \cdot J_r}{t_f + t_r} \quad [5.10]$$

siendo  $t_f$  y  $t_r$  el tiempo de filtración y retrolavado, respectivamente, y  $J_r$  el flujo de retrolavado. Durante el estudio experimental las condiciones de retrolavado se han mantenido constantes ( $t_r=30s$  y  $J_r=60 \text{ L/hm}^2$ ), así como el flujo de filtración ( $J=70 \text{ L/hm}^2$ ), por tanto la medida del flujo neto depende únicamente de la evolución del tiempo de filtración para cada  $TMP_{sp}$  impuesta.

La determinación del rendimiento del retrolavado ( $\eta$ ) se ha realizado mediante la expresión 5.11:

$$\eta = \frac{R_{sp} - R_m - R_{if} - R_{ef}}{R_{sp} - R_m} \quad [5.11]$$

siendo  $R_{sp}$  la resistencia de la membrana cuando se alcanza la  $TMP_{sp}$ , es decir, la resistencia asociada al máximo ensuciamiento permitido.  $R_m$  es la resistencia de la membrana completamente limpia, mientras que  $R_{if}$  y  $R_{ef}$  representan el ensuciamiento residual interno y externo, respectivamente. Como se observa en la definición de este parámetro (ecu. 5.11), el rendimiento máximo del retrolavado no tendría lugar si el ensuciamiento de la membrana fuera completamente reversible y por tanto, se eliminase completamente mediante una limpieza física.

La Figura 5.10 muestra el flujo neto y la eficacia de retrolavado media para cada presión de consigna impuesta, una vez se alcanzó el estado estacionario dentro de cada fase experimental. Los resultados indican que al operar con la  $TMP_{sp}$  más baja (25kPa) el rendimiento de operación es inferior debido a la elevada frecuencia de retrolavado impuesta. Este resultado sugiere que el ensuciamiento residual alcanzado reduce significativamente la caída de presión requerida para alcanzar el ensuciamiento máximo permitido, impuesto como consigna.

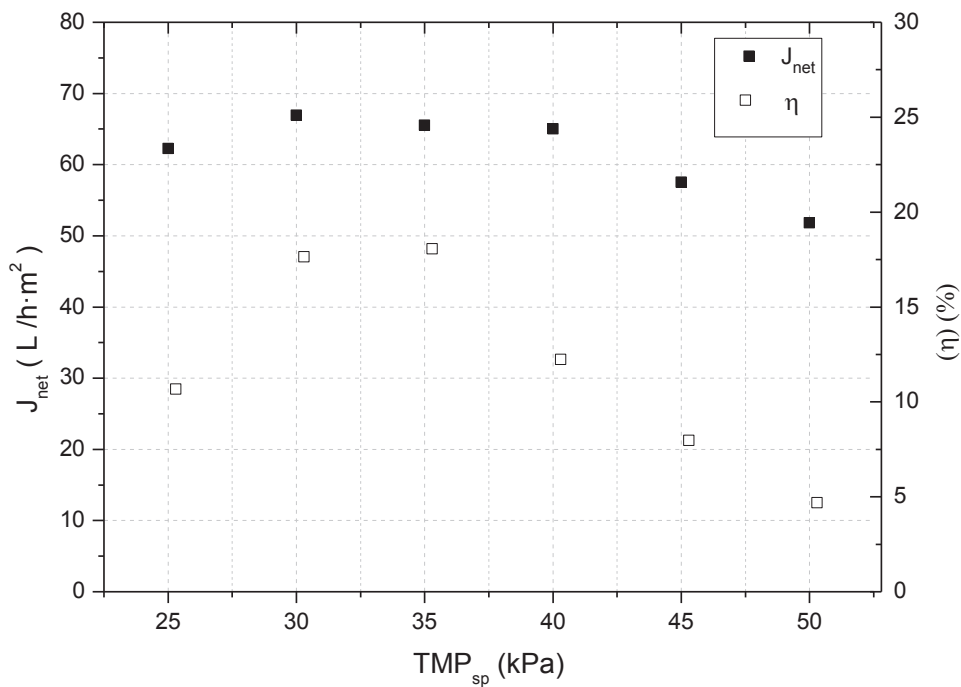


Figura 5.10.  $J_{\text{net}}$  y  $\eta$  promedio de la fase estacionario para cada  $\text{TMP}_{\text{sp}}$ .

Por otro lado, valores moderados de  $\text{TMP}_{\text{sp}}$  (30, 35, 40 kPa) generaron una productividad de agua más que aceptable, manteniendo el flujo neto en torno a 67, 66 y 65  $\text{L}/\text{hm}^2$ , respectivamente. Un incremento de la  $\text{TMP}_{\text{sp}}$  por encima de 40 kPa se tradujo en una reducción significativa de la eficacia del retrolavado (inferior al 10%). Este comportamiento se debe al elevado ensuciamiento residual observado para las condiciones de operación más severas.

Los resultados obtenidos en términos de flujo neto encontrados con el modo de operación alternativo por presión de consigna, se han comparado con los observado al operar con un sistema temporizado convencional a condiciones de operación altamente conservativas ( $t_f=12$  min,  $t_b=30$ s,  $J=45$   $\text{L}/\text{hm}^2$  y  $J_r=60$   $\text{L}/\text{hm}^2$ ), observándose que se alcanzó un incremento de productividad, del 60 al 65% al opera por presión de consigna a  $\text{TMP}_{\text{sp}}$  moderadas. Este resultado pone de manifiesto que el sistema de

operación alternativo permite optimizar el proceso de filtración, además de controlar eficazmente el ensuciamiento.

### 5.10. Limpieza química de la membrana

Con el fin de analizar la naturaleza del ensuciamiento depositado sobre la membrana se ha realizado un protocolo específico de limpieza de la membrana, que combino procedimientos de limpieza físicas y químicas, al final de la fase experimental V ( $TMP_{sp} = 50$  kPa). La resistencia remanente después de cada una de las etapas de limpieza, fue evaluada mediante un test con agua limpia y los resultados obtenidos se muestran en la Figura 5.11.

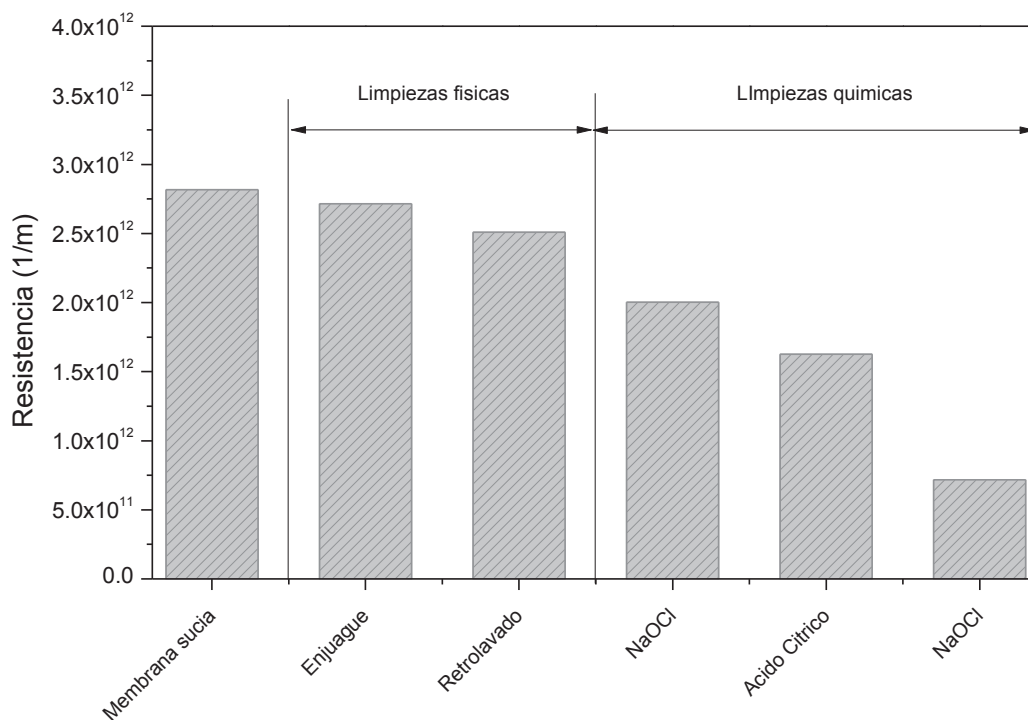


Figura 5.11. Evolución de la resistencia de la membrana durante el protocolo de limpieza.



En la observación visual de la membrana sucia antes de cualquier procedimiento de limpieza (Figura 5.12 A) se observó una elevada acumulación de materia particulada en medio de las fibras. Este comportamiento es un problema típico en la operación de los MBR, que se denomina habitualmente “sludging” y se relaciona con la baja eficiencia del esfuerzo cortante introducido por el aire, así como con la consiguiente deshidratación del fango dentro de las fibras (Judd, 2007; Judd, 2010; Lesjean et al., 2011). Las sucesivas etapas de limpieza física (enjuague y retrolavado) acompañadas de agitación manual permitieron eliminar todo el material particulado (Fig. 5.12B). Sin embargo, la medida de la resistencia remanente después de estos métodos de limpieza indicó que la contribución de esta fracción sobre el ensuciamiento global fue baja (13%).

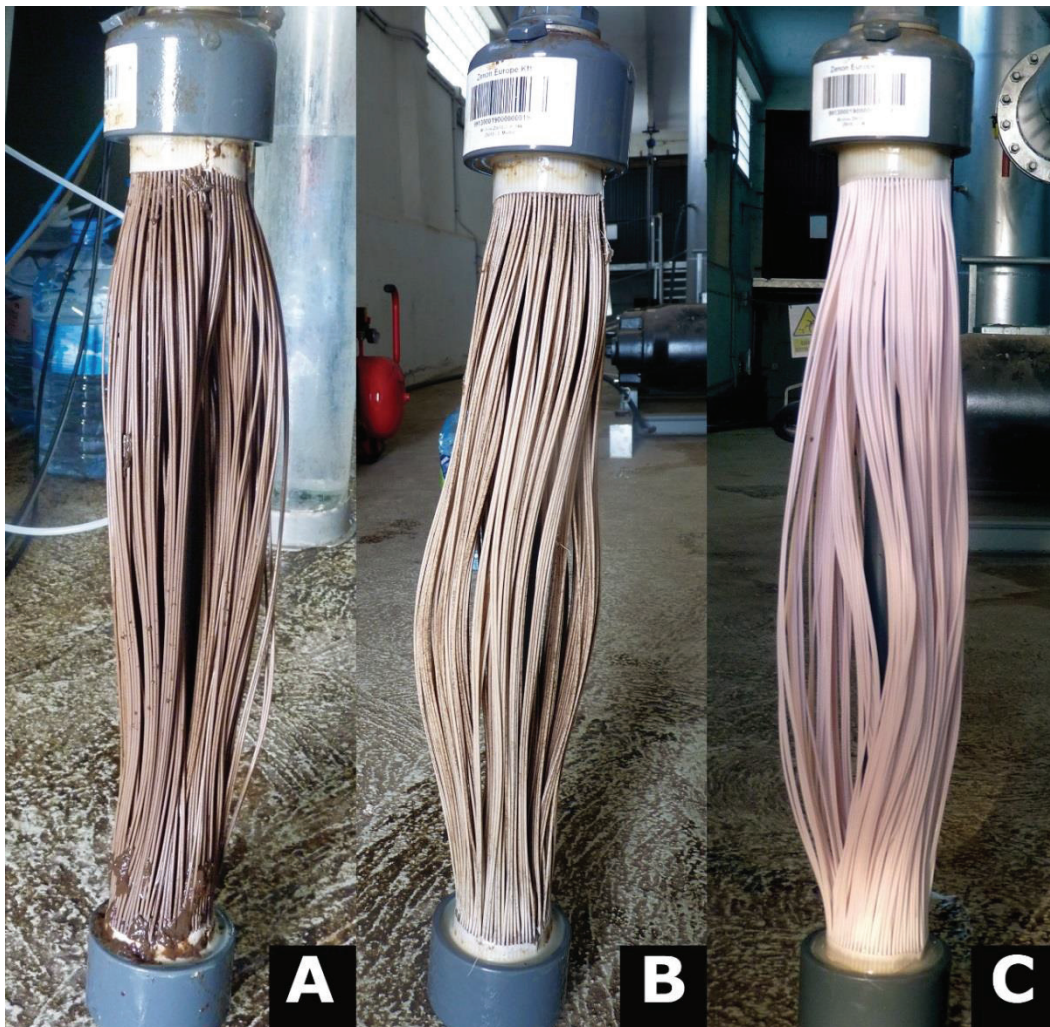


Figura 5.12. Membrana sucia (A), después de la primera limpieza química con hipoclorito (B) y al finalizar el protocolo de limpieza (C).

El protocolo de limpieza específico incluyó tres etapas de limpieza química consecutivas donde la membrana fue sumergida durante 24 horas en tres soluciones: hipoclorito sódico (500mg/L), ácido cítrico (6000mg/L) e hipoclorito sódico (500mg/L). Los sistemas convencionales solo realizan habitualmente, las dos primeras etapas de limpieza química de la membrana (Judd, 2011). Sin embargo, en el caso del MBR terciario estudiado se necesitó una tercera etapa con hipoclorito para poder recuperar totalmente la membrana y llevarla hasta su estado inicial (Fig. 9). Este comportamiento puede ser debido a la baja concentración de hipoclorito utilizada en las limpiezas (Judd 2007; Judd 2010). Sin embargo, las limpiezas químicas permitieron recuperar totalmente la membrana, devolviéndole su resistencia y apariencia inicial (Fig. 9 y Fig. 10C).

En conclusión, el sistema fue capaz de recuperar en un único protocolo de limpieza, la resistencia inicial de la membrana pese a la operación en condiciones altamente agresivas durante un largo periodo de tiempo.

### **5.11. Estudio de costes preliminar del sistema estudiado.**

En este apartado se hace un estudio preliminar de costes con el fin de analizar la viabilidad del modo de operación por presión de consigna. En estudios previos se ha analizado el flujo de filtración, las condiciones del retrolavado y el esfuerzo cortante (mediante aireación intermitente) (Vera et al., 2014). Para el desarrollo del estudio de costes, así como para todo el periodo experimental, se ha tomado las condiciones óptimas descritas en dicho trabajo previo:  $J=70$  L/hm<sup>2</sup>,  $J_r=60$  L/hm<sup>2</sup>,  $t_r=30$ s, aireación con intermitencia 10/10 (on/off) mediante un caudal de 1,1 Nm<sup>3</sup>/hm<sup>2</sup> y aireación durante el retrolavado (3,1 Nm<sup>3</sup>/hm<sup>2</sup>).

El estudio de costes se ha realizado para la evaluación de la  $TMP_{sp}$  sobre la operatividad de un MBR terciario para tratar el agua procedente de la EDAR de Santa Cruz antes de ser conducida hasta la balsa del Valle San Lorenzo.

El fin del tratamiento terciario es producir un agua regenerada que presente una calidad aceptable para su conducción y reutilización, por tanto parece razonable pensar en un tratamiento parcial del agua, con el fin de reducir costes y no tratar la cantidad total de agua bombeada (14.500m<sup>3</sup>/d). Si se toma la calidad media del agua de alimentación al sistema de reutilización de la isla de Tenerife (Tabla 5.1) y la calidad media del permeado procedente del MBR (Tabla 5.6) se puede estimar la calidad del agua impulsada en el caso de tratar parcialmente el efluente procedente de la EDAR con un MBR terciario (Tabla 5.7).

% tratado	Q (m <sup>3</sup> /d)	Turbidez (NTU)	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /L)	DQO (mg/L)
100	14500	0,5	32	26
90	13050	7,4	29	29
80	11600	14,2	26	32
70	10150	21,1	23	34
60	8700	27,9	20	37
50	7250	34,8	17	40
40	5800	41,6	13	43
30	4350	48,5	10	46
20	2900	55,3	7	49
10	1450	62,2	4	52

Tabla 5.7. Características del agua de entrada a la conducción en función de la cantidad de agua depurada regenerada en el MBR terciario.

Si se fija como criterio, para establecer una calidad aceptable para la conducción del agua, la concentración de nitrato, bastaría con tratar solamente el 20% del agua de alimentación, puesto que, se alcanzaría una concentración de 7 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L superior a la concentración que inhibe las condiciones anaerobias en la conducción del sistema de

reutilización de la isla de Tenerife (Rodríguez-Gómez et al., 2005). No obstante, si se tratase únicamente el 20% del agua depurada se obtendría una concentración moderada de DQO (49 mg/L) y una elevada turbidez (55,3 NTU). El RD 1620/2007 sobre regeneración de aguas depuradas establece la calidad exigida para la reutilización en función del uso que se le quiera dar. Uno de los parámetros establecidos en la mencionada legislación es la turbidez, estableciéndose en torno a 10 NTU para la reutilización en sistemas agrícolas. Estableciendo como criterio de selección este parámetro, el tratamiento terciario debería diseñarse para tratar en torno a un 80-90% del agua procedente de la EDAR (Tabla 5.7). De esta manera se consigue reducir significativamente, la concentración de materia orgánica del agua impulsada (29-30 mg DQO/L) y además una concentración de nitrato suficientemente alta para inhibir las condiciones anaerobias en la conducción (26-29 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L).

El coste de las membranas representa en torno al 50-60% del coste total de instalación de un MBR (Judd, 2011), por tanto, se ha tomado este parámetro como indicador representativo del estudio de costes relacionados con los costes de instalación. Para la determinación de los costes de la membrana es necesario conocer el área de membrana a instalar, que depende de las condiciones de filtración impuestas y el caudal a tratar. La expresión 5.12 relaciona el flujo neto ( $J_{net}$ ) obtenido para cada  $TMP_{sp}$  y el caudal de tratamiento ( $Q$ ) con el fin de obtener el área de membrana requerida.

$$A = \frac{Q}{J_{net}} \quad [5.12]$$

Si se establece un coste de 50€/m<sup>2</sup> de membrana (Judd, 2011) se obtiene unos costes de instalación que se representan en la Figura 5.13 en función del caudal de tratamiento y de la  $TMP_{sp}$ . Según los datos experimentales para cualquier caudal de tratamiento, las presiones transmembrana de consigna moderadas (30, 35 y 40 kPa) generan un menor coste de instalación debido a los moderados flujos netos alcanzados, por otro lado, como era de suponer, un incremento del caudal de tratamiento se traduce en un incremento en los costes de instalación.

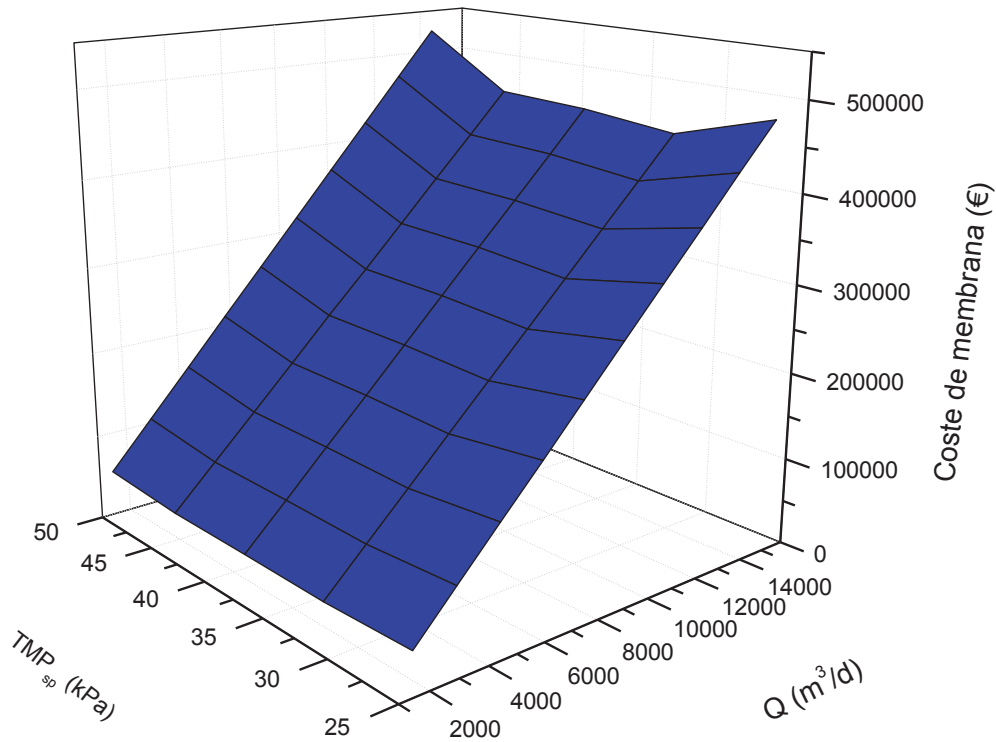


Figura 5.13. Estudio de costes de instalación de la membrana en función de la  $TMP_{sp}$  y el caudal de tratamiento.

Los costes de operación derivados de un MBR están causados principalmente, en torno a un 80%, por los costes energéticos, mientras que los costes derivados de químicos y tratamiento de fangos representa el 20% restante (Judd, 2011). Dentro de los costes energéticos, más del 50% corresponden a costes derivados de la aireación de las membranas para aumentar el esfuerzo cortante y reducir el ensuciamiento (Krzeminski et al., 2012). Por tanto, los costes de operación están altamente influenciados por las necesidades de aireación impuestas en el MBR.

La aireación impuesta en el sistema de filtración depende de la frecuencia con la que se haga el retrolavado, puesto que, durante éste se incrementa el caudal con el fin de incrementar la eficacia de la limpieza física. La determinación del  $SAD_m$  se realiza mediante la expresión 5.13.

$$SAD_m = \frac{t_f \cdot SAD_{m,filtración} + t_r \cdot SAD_{m,retrolavado}}{t_f + t_r} \quad [5.13]$$

Siendo  $SAD_{m, \text{filtración}}$  y  $SAD_{m, \text{retrolavado}}$  las necesidades de aireación durante el periodo de filtración y retrolavado respectivamente. El caudal de aire impuesto en el sistema ( $Q_A$ ) se determina mediante la expresión 5.14 y el consumo energético ( $W$ ) en kWh/m<sup>3</sup> mediante la expresión 5.15.

$$Q_A = SAD_m \cdot A \quad [5.14]$$

$$W = \frac{R \cdot T \cdot \lambda}{1,63 \cdot 10^5 \cdot \xi \cdot (\lambda - 1)} \cdot \left[ \left( \frac{P_{a2}}{P_{a1}} \right)^{1 - \frac{1}{\lambda}} - 1 \right] \cdot Q_A \quad [5.15]$$

Siendo  $R$  la constante general de los gases,  $T$  la temperatura,  $\lambda$  índice adiabático (1,4, Judd, 2011),  $\xi$  la eficacia del compresor (0,6, Judd, 2011),  $P_{a2}$  y  $P_{a1}$  son las presiones absoluta externa e interna respectivamente.

La Figura 5.14 muestra el consumo energético por metro cubico tratado para cada presión de consigna estudiada. Las  $TMP_{sp}$  inferiores a 45 kPa generan costes de producción asociadas a la aireación de la membrana en torno a los 0,20 kWh/m<sup>3</sup>. Un incremento de la  $TMP_{sp}$  se traduce en una reducción considerable del tiempo de filtración que genera una mayor frecuencia del retrolavado incrementado el  $SAD_m$ , y por otro lado, una reducción del  $J_{net}$  que conduce a una mayor superficie de membrana instalada.

Los resultados obtenidos, en términos de coste asociado con la aireación, con el modo de operación alternativo por presión de consigna se han comparado con los observados al operar con un sistema temporizado convencional a condiciones de operación altamente conservativas ( $t_f=12$  min,  $t_b=30s$ ,  $J=45$  L/hm<sup>2</sup> y  $J_r=60$  L/hm<sup>2</sup>). En este caso los costes se incrementan hasta 0,3 kWh/m<sup>3</sup>, por tanto, operar con  $TMP_{sp}$  moderadas permite optimizar la operación de un MBR, reduciendo los costes de instalación y operación.

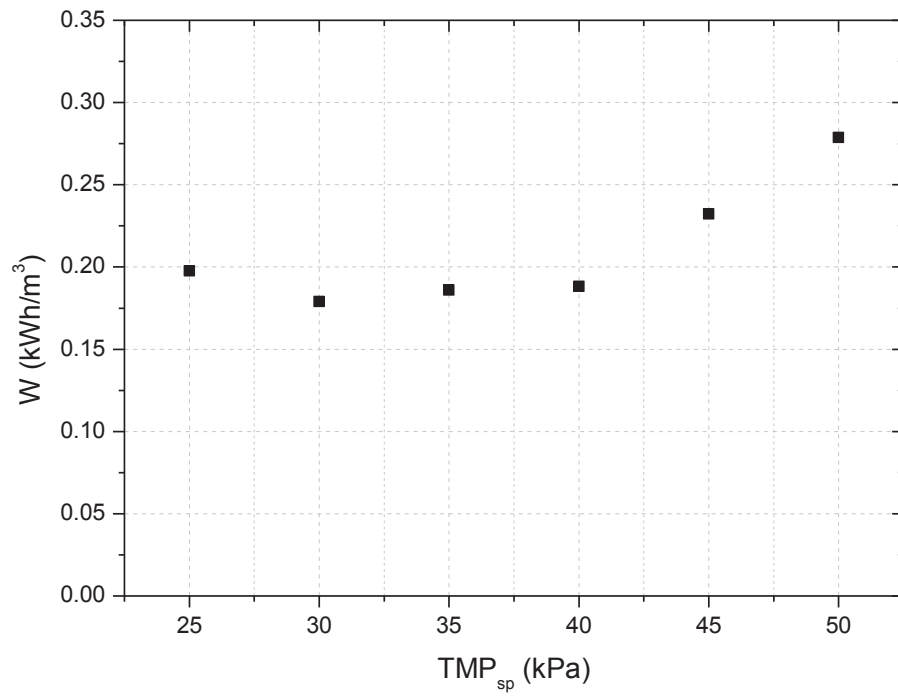


Figura 5.14. Costes de operación derivados de la aireación de la membrana en función de la TMP<sub>sp</sub>.

## 6. Conclusiones

### 6.1. Conclusiones

- La principal ventaja del modo alternativo de operación evaluado, por presión de consigna, es su capacidad para ajustar automáticamente la frecuencia del retrolavado, es decir, el tiempo de filtración. El tiempo de filtración está asociado al grado de ensuciamiento permitido que establece la presión transmembrana de consigna impuesta ( $TMP_{sp}$ ).
- La operación de MBRs a valores altos de  $TMP_{sp}$  ( $> 40\text{kPa}$ ) debe evitarse debido a que reducen significativamente la productividad del proceso e incrementan el ensuciamiento residual de la membrana.



- La operación a flujo supra-crítico y  $TMP_{sp}$  moderadas (30-40 kPa) alcanzó rendimientos sostenibles, produciendo flujos netos de permeado, ( $J_{net} = 65-67$  L/hm<sup>2</sup>) significativamente superiores a los obtenidos en MBRs convencionales operados en modo temporizado.
- La velocidad de ensuciamiento reversible ( $r_f$ ) no se ve afectada significativamente por la  $TMP_{sp}$  impuesta, como en el caso de los experimentos de corta duración. Por tanto, sólo se identificó un flujo crítico ( $\sim 45$  L/hm<sup>2</sup>), indicador de un comportamiento estable de la membrana pese al ensuciamiento residual histórico asociado al método de flujo escalonado aplicado para determinar dicho flujo crítico.
- Las condiciones de limitación de sustrato impuestas en el MBR llevaron a este a operar con retención completa de lodos, alcanzando un alto rendimiento de depuración con una moderada concentración de sólidos suspendidos. En estas condiciones, la concentración de productos solubles microbianos (SMP), considerados un importante factor que afecta al ensuciamiento residual de la membrana, fue minimizado.

## 6.2. Conclusions

- The main advantage of this backwashing strategy based upon set-point transmembrane pressure is that the system automatically adjusts the backwashing interval (i.e. filtration length) associated to the  $TMP_{sp}$  value. This value involves the degree of membrane fouling permitted. However,  $TMP_{sp}$  higher than 40 kPa should be avoided in order to prevent crease of process productivity and increase of residual fouling.

- A sustainable process performance was reported at supra-critical permeate flux, and moderate  $TMP_{sp}$  (30-40 kPa), providing high permeate net fluxes  $J_{net}$  (65-67  $L/hm^2$ ). In addition, the net fluxes were significantly higher than that usually obtained in conventional operation at critical filtration conditions and temporized mode.
- Reversible fouling rate ( $r_f$ ) was not significantly influenced by  $TMP_{sp}$ , as it was observed during in situ flux-steps trials. Therefore, an identical critical flux could be identified ( $\sim 45 L/hm^2$ ) indicating stable membrane performance instead of the residual fouling history.
- The analysis of the relative contribution of each mechanism to the overall fouling indicated that the main contribution was the internal residual fouling, increasing its contribution with  $TMP_{sp}$  value. By contrast, external residual fouling was irrelevant and cake layer was only relevant at low to moderate  $TMP_{sp}$ .
- As a result of carbon substrate limited conditions, the system was successfully operated with complete sludge retention. A high treatment performance with a moderate liquor suspended solid concentration was reported and the soluble microbial products SMP concentration, which is considered to be an important factor affecting residual membrane fouling, was minimized.

## 7. Bibliografía

Agencia Medioambiental Europea, 2010. Water exploitation index (WEI). Disponible en la URL: <http://www.eea.europa.eu/data-and-maps/figures/water-exploitation-index-wei-4> .

ALPHA,2005. Standard Methods for the examination of Water and Wastewater”, 21st ed. American Public Health Association/Water Environment Federation, Washington DC, USA.

Alresheedi M.T., Basu O.D.,2014. Support media impacts on humic acid, cellulose, and kaolin clay in reducing fouling in a submerged hollow fiber membrane system. *Journal Of Membrane Science*. 450, 282-290.

Bacchin, P., Aimar, P., & Field, R. W., 2006. “Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications”. *Journal of Membrane Science*. 281(1–2), 42-69.

- Bilad M.R., Mezohegyi G., Deckerck P., Vankelecom I.F.J., 2012. Novel magnetically induced membrane vibration (MMV) for fouling control in membrane bioreactors. *Water Research*, 46(1), 63-72.
- BOE, 2003. Real Decreto 140/2003 de 7 de febrero, por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano.
- BOE, 2007. Real Decreto 1620/2007 del 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.
- Bolton G., LaCasse D., Kurriyel R., 2006. Combined models of membrane fouling: Development and application to microfiltration and ultrafiltration of biological fluids. *Journal of Membrane Science*. 277, 75-84.
- Bugge T. V., Jørgensen K., Christensen M. L., Keiding K., 2012. Modeling cake buildup under TMP-step filtration in a membrane bioreactor: Cake compressibility is significant, *Water Res.* 46, 4330–4338.
- Carrera J., Vicent T., Lafuente J., 2004. Effect of influent COD/N ratio on biological nitrogen removal (BNR) from high-strength ammonium industrial wastewater. *Process biochemistry*. 39, 2035-2041.
- Chen, J. P., Kim, S. L., & Ting, Y. P., 2003. Optimization of membrane physical and chemical cleaning by a statistically designed approach. *Journal of Membrane Science*. 219(1–2), 27-45.
- Delgado S., Alvarez M., Rodriguez-Gomez L.E.; Aguilar E., 1999. H<sub>2</sub>S Generation in a Reclaimed. Urban Wastewater Pipe. Case study: Tenerife (Spain), *Water Research*, 33 2 539-547.
- Delgado S., Álvarez M., Rodríguez-Gómez L.E., Elmaleh S., Aguilar E., 2001. How partial nitrification could improve reclaimed wastewater transport in log pipes. *Water, Science and Technology*, 43, 10, 133-138.

- Delgado S., Díaz F., Villarroel R., Vera L., Díaz R., Elmaleh S., 2002. Nitrification in hollow-fiber membrane bioreactor. *Desalination*. 146, 445-449.
- Delgado Díaz, S., 2003. Tendencias en la reutilización de aguas. El caso de Tenerife, *Tecnología del Agua*, nº 236, 30-42.
- Delgado S., Álvarez M., Rodríguez-Gómez L.E., Elmaleh S., 2004. Transportation of reclaimed wastewater through a long pipe: Inhibition of sulphide production by nitrite from the secondary treatment. *Environmental Technology*, 25, 365-371.
- Delgado S., Villarroel R., González E., 2008. Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*. 311, 173-181.
- Delgado S., Villarroel R., González E., 2009. Submerged membrane bioreactor at substrate-limited conditions: Activity and biomass characteristics. *Water Environmental Research*. 81.
- Delgado S., Villarroel R., González E., 2009. Submerged Membrane Bioreactor at Substrate-Limited Conditions: Activity and Biomass Characteristics, *Water Environmental Research*, 81.
- Delgado S., Villarroel R., González E., Morales M., 2011. "Aerobic membrane bioreactor for wastewater treatment performance under substrate limited conditions". Darko Matovic (Eds.). *Biomass-Detection, Production and Usage*. (265-288) Croatia. InTech.
- Delrue, F., Stricker, A.E., Mietton-Peuchot M., Recaoult Y., 2011, Relationships between mixed liquor properties, operation conditions and fouling on two full-scale MBr plants, *Desalination* 272, 9-19.
- Drews A., 2010. "Membrane fouling in membrane bioreactors-Characterization, contradictions, cause and cures". *Journal of Membrane Science*. 363, 1-28.

- Elmaleh S., Delgado S., Alvarez M., Rodríguez-Gómez L.E., Aguilar E., 1998. Forecasting of H<sub>2</sub>O build-up in a Reclaimedwastewater Pipe. *Water, Science and Technology*, 38 10, 241-248.
- Fan, F., Zhou, H., Husain, H., 2006. Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes, *Water Research*, 40, 205-212.
- Fang F., Zhou H., Hasain H., 2006. Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes. *Water Research*. 40, 205-212.
- Ferrero G., Rodríguez-Roda I., Comas J., 2012. Automatic control systems for submerged membrane bioreactors: A state-of-the-art review. *Water Research*. 46, 3421-3433.
- Frechen, F. B., Schier, W., & Linden, C., 2008. Pre-treatment of municipal MBR applications. *Desalination*. 231(1-3), 108-114.
- Gao M., Yang M., Li H., Wang Y., Pan F., 2004. Nitrification and sludge characteristics in a submerged membrane bioreactor on synthetic inorganic wastewater. *Desalination*. 170, 177-185.
- Gao, M., Yang, M., Li, H., Wang, Y., Pan, F., 2004. Nitrification and sludge characteristics in a submerged membrane bioreactor on syntetic inorganic wastewater, *Desalination* 170, 177-185.
- Gil J.A., Túa L., Rueda A., Montañó B., Rodríguez M., Prats D., 2010. Monitoring and analysis of the energy cost of a MBR. *Desalination*. 350, 997-1001.
- Ginestet P., Audic J. M., Urbain V., Block J.C., 1998. Estimation of nitrifying bacterial activities by measuring oxygen uptake in the presence of the metabolic inhibitor

- allylthiourea and azide. *Applied and Environmental Microbiology*. 64, 2266-2268.
- González E., 2008. Estudio de biorreactores secuenciales de membranas sumergida en el tratamiento de aguas residuales. Tesis Doctoral. Universidad de La Laguna.
- Gui P., Huang X., Chen Y., Qian Y., 2003. Effect of operational parameters on sludge accumulation on membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor, *Desalination* 151, 185–194.
- Haberkamp, J., Ernst, M., Böckelmann, U., Szewzyk, U., Jekel, M., 2008. Complexity of ultrafiltration membrane fouling caused by macromolecular dissolved organic compounds in secondary effluents. *Water research* 42: 3153-3161.
- Henderson R. K., Subhi N., Antony A. , Suart J. Khan, Murphy K.R. , Leslie G.L. , Chen V., Stuertz R. M., Le-Clech P., 2011. Evaluation of effluent organic matter fouling in ultrafiltration treatment using advanced organic characterization techniques, *J. Membr. Sci.* 382, 50-59.
- Hwang K.J., Chan C.S., Tung K.L., 2009. Effect of backwash on the performance of submerged membrane filtration, *J. Membr. Sci.* 330, 349–356.
- ISTAC-Instituto Canario de Estadística, 2015. Encuesta sobre Suministro y Tratamiento del Agua. Disponible en la URL: <http://www.gobiernodecanarias.org/istac/jaxi-istac/tabla.do?uripx=urn:uuid:17568b15-3ad0-4439-b345-1cf2ffc4dc51&uripub=urn:uuid:4c80614c-ee5b-4f77-aab5-564ec7675fe9>
- Johir, M.A.H., Aryal R., Vigneswatran S., Kandasamy J., Grasmick A., 2011. Influence of supporting media in suspension on membrane fouling reduction in submerged membrane bioreactor, *Journal of Membrane Science*. 374, 121-128.

- Johir, M.A.H., Vigneswaran, S., Sathasivam, A., Handasamy, J., Chang, C.Y., 2012. Effect of organic loading rate on organic matter and foulant characteristics in membrane bio-reactor, *Bioresource Technology*, 113, 154-160.
- Johir M.A., Shanmuganathan S., Vigneswaran S., Kandasamy J., 2013. Performance of submerged membrane bioreactor (SMBR) with and without the addition of the different particles sizes of GC as suspended medium, *Bioresource Technologies* 141, 13-18.
- Jørgensen M.J., Bugge T. V., Christensen M. L., Keiding K., 2012. Modeling approach to determine cake buildup and compression in a high-shear membrane bioreactor, *J. Membr. Sci.* 409–410, 335–345.
- Jubany I., Lafuente J., Baeza J.A., Carrera J., 2009. Total and stable washout of nitrite oxidizing bacteria from a nitrifying continuous activated sludge system using automatic control based on oxygen uptake rate measurements. *Water Research*. 43, 2761-2772.
- Judd S., 2007. The status of membrane bioreactor technology, *Trends in Biotechnology* 26, 165–171.
- Judd S., *The MBR Book*, 2<sup>nd</sup> edition, 2011. Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment. Elsevier, Oxford.
- Koch Membrane, Case Study. Aquapolo Ambiental Water Reuse Project, 2004. Disponible en la URL: <http://www.kochmembrane.com/PDFs/Case-Studies/KMS-Sao-Paulo-Brazil-Case-Study.aspx>.
- Kuberkar V., Davis R., 2000. Modeling of fouling reduction by secondary membranes, *J. Membr. Sci.* 168, 243–258.



- Krzeminski P., Van der Graaf J.H.J.M., Van Lier J. B., 2012. Specific energy consumption of membrane bioreactor (MBR) for sewage treatment, *Water Sci. Technol.* 65, 380-392
- Le-Clech P., Jefferson B., Chang I., Judd S. , 2003. Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor, *J. Membr. Sci.* 227, 83-91.
- Le Clech P., Chen V., Fane T.A.G., 2006. Fouling in membrane bioreactor used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science.* 284, 17-53.
- Lesjean B., Ferre V., Vonghia E., Moeslanf H. 2009. Market and desing considerations of the 37 larger MBR plants in Europe . *Desalination and water Treatment.* 6, 221-233.
- Lesjean B., Tazi-Pain A., Thaire D., Moeslang H., Buisson H., 2011. Ten persistent myths and the realities of membrane bioreactor technology for municipal applications. *Water Sci. Technol.* 63, 32-39.
- Lin, H., Zhang, M., Wang, F., Meng, F., Liao, B.Q., Hong, H., Chen, J., Gao, W., 2014. A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: Characteristics, roles in membrane fouling and control strategies, *Journal of Membrane Science*, 460, 110-125.
- MARM-Ministerio de Medio Ambiente, y Medio Rural y Marino, 2009. Perfil ambiental de España 2009, Disponible en la URL: [http://www.marm.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/informacion-ambiental-indicadores-ambientales/2\\_2Agua\\_tcm7-2184.pdf](http://www.marm.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/informacion-ambiental-indicadores-ambientales/2_2Agua_tcm7-2184.pdf)
- McAdam E.J., Judd S.J., 2008. Optimisation of dead-end filtration conditions for an immersed anoxic membrane bioreactor, *J. Membr. Sci.* 325, 940–946.
- Meng F., Zhang H., Yang F., Liu L., 2007. Characterization of cake layer in submerged membrane bioreactor. *Environmental Science Technology.* 21, 4065-4070

- Metcalf & Eddy, 2003. Ingeniería de las aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. Cuarta edición, Mc Graw-Hill. ISBN 84-481-1607-0.
- Monteagudo Pérez-Machado, T; Rodríguez-Gómez, L.E. Álvarez M., 2007. Sistema de dosificación de nitrato en una conducción de transporte de agua depurada para evitar la generación de sulfuro. Tecnología del Agua, 286, 44-49.
- Muller, E.B., Stouthamer, A.H., van Verseveld, H.W., Eikelboom, D.H., 1995. Aerobic domestic waste water treatment in a pilot plant with complete sludge retention by cross-flow filtration. Water Research. 29 (4), 1179-1189.
- Ng, S. Hermanowicz., 2005. Membrane bioreactor operation at short solids retention times: performance and biomass characteristics. Water Research. 39, 981-992.
- Norma Española UNE-EN 872, 1996, sobre la Calidad del agua, Determinación de los sólidos en suspensión, Método de filtración por filtro de fibra de vidrio.
- Norma Española UNE-EN ISO 7027, 2001, sobre la Calidad del agua, Determinación de la turbiedad.
- Norma Española UNE 77034, 2002 sobre la Calidad del agua, Determinación de los sólidos suspendidos fijos y volátiles.
- Norma Española UNE-EN ISO 10304-2, 1997, sobre la Calidad del Agua, Determinación de aniones disueltos por cromatografía iónica en fase líquida, Parte 2: Determinación de bromuro, cloruro, nitrato, nitrito, ortofosfato y sulfato en aguas residuales.
- Norma Española, UNE 77004, 2002, Determinación de la demanda química de oxígeno, Método del dicromato.

- Pirt, S., 1965. The maintenance energy of bacteria in growing cultures. *Proc R Soc London*, 163B, 224-231.
- Rastak C.H., Maarsen K.A., Kooijman S.A.L.M., 1996. "Effects of protozoa on carbon mineralization in activated sludge". *Water Research*. 30, 1, 1-12.
- Robles A., Ruano M.V., Ribes J., Seco A., Ferrer J., 2013. Mathematical modeling of filtration in submerged anaerobic MBRs (SanMBRs): Long-term validation, *J. Membr. Sci.* 446, 303–309.
- Rodríguez-Gómez L.E., Delgado S., Álvarez M., Elmaleh S., 2005. Inhibition of Sulfide Generation in a Reclaimed WasteWater Pipe by Nitrate Dosage and Denitrification Kinetics. *Water Envirometal Research*. 77, 22, 193-198.
- Schoeberl P., Brik M., Bertoni M., Braun R., Fuchs W., 2005. Optimization of operational parameters for a submerged membrane bioreactor treating dyehouse wastewater, *Sep. Pur. Tech.* 44, 61–68.
- Smith P.J., Vigneswaran S., Ngo H.N., Ben-Aim R., Nguyen H., 2006. A new approach to backwash initiation in membrane systems. *Journal of Membrane Science*. 278, 381-389.
- Su X., Tian Y., Li H., Wang C., 2013. New insights into membrane fouling based on characterization of cake sludge and bulk sludge: An especial attention to sludge aggregation *Bioresour. Technol.* 128, 586–592.
- Van der Marel P., Zwijnenburg A, Kemperman A., Wessling M., Temmink H., Van der Meer W., 2009. An improved flux-step method to determine the critical flux and the critical flux for irreversibility in a membrane bioreactor, *J. Membr. Sci.* 332, 24-29.

- Vera L., González E., Díaz O., Delgado S., 2014. Performance of a tertiary submerged membrane bioreactor operated at supra-critical fluxes, *J. Membr. Sci.* 457, 1-8.
- Vera L, González E., Díaz O., Sánchez R.D., Bohorque R. A., 2015. Regeneración de efluentes secundarios mediante ultrafiltración por membranas de fibra hueca sumergidas. Optimización de la duración de los ciclos de filtración. II Workshop “Estudio, aprovechamiento y gestión del agua en terrenos e Islas volcánicas” ISBN. 978-84-938046-4-0, 389-396.
- Villarroel R., Delgado S., González E., Morales M., 2013. Physical cleaning initiation controlled by transmembrane pressure set-point in a submerged membrane bioreactor . *Separation and Purification Technology* 104, 55-63.
- Wang Z., Ma J., Tang C.Y., Kimura K., Wang Q., Han X., 2014. Membrane cleaning in membrane bioreactor: A review. *Journal of Membrane Science.* 468, 276-307.
- Wei Y., Van Houten R., Borger A., Eikelboom D.H., Fan Y, 2003. “Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment”. *Water Research.* 37, 4453-4467.
- Wilen B.M., Keiding K., Nielsen P.H., 2000. Anaerobic deflocculation and aerobic reflocculation of activated sludge”. *Water Research.* 34 16 3933-3942.
- Wisniewski C. Grasmick A., 1998. Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling”. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspectd.* 138, 403-411.
- Wu J., Le-Clech P., Stuetz R.M. , Fane A.G., Chen V., 2008. Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in membrane bioreactor, *J. Membr. Sci.* 324, 26–32.

- Wu J., He C., Zhang Y., 2012. Modeling membrane fouling in a submerged membrane bioreactor by considering the role of solids, colloidal and soluble components. *Journal of Membrane Science*. 397-398, 102-111.
- Ye Y., Chen V. , Le-Clech P., 2011. Evolution of fouling deposition and removal on hollow fibre membrane during filtration with periodical backwash, *Desalination* 283,198–205.
- Zheng, X., Khan, M.T., Croué, J.P., 2014. Contribution of effluent organic matter (EfOM) to ultrafiltration (UF) membrane fouling: Isolation, Characterization, and fouling effect of EfOM fraction. *Water Research* 65: 414-424.
- Zsirai T., Buzatu P., Aerts P., Judd S., 2012. Efficacy of relaxation, backflushing, chemical cleaning and clogging removal for an immersed hollow fibre membrane bioreactor, *Water Res.* 46, 4499–4507.
- Zuo D.Y., Li H.J., Liu H.T., Wu G.P., 2010. A study on submerged rotating MBR for wastewater treatment and membrane cleaning, *Korean J. Chemical Eng.* 27, 881-885.