



Universidad
de La Laguna

Escuela Superior de
Ingeniería y Tecnología
Sección de Ingeniería Industrial



Trabajo Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química Industrial

Estudio de viabilidad de tratamientos terciarios de agua residual doméstica mediante biorreactores de membrana

Curso 2016/17

Autor:

Eduardo María García Díez del Corral

Directores/Tutores (nombre y apellidos):

Luisa María Vera Peña

Oliver Díaz López

Lugar de realización del Proyecto:

Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica.

Universidad de La Laguna, Facultad de Química.

Julio de 2017



Agradecimientos

En primer lugar, me gustaría agradecer a los tutores del TFG Dra. D^a Luisa M^a Vera Peña y al Dr. D. Oliver Díaz López por la labor desempeñada y por su excelente ayuda a lo largo de la elaboración de dicho trabajo.

Por otro lado, a Dr. D. Enrique González Cabrera por haberme enseñado las instalaciones de BALTEN (Balsas de Tenerife), y así comprender fácilmente el funcionamiento de las instalaciones que tratan el agua residual.

A todo el Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica, mis agradecimientos por aportarme las competencias necesarias a lo largo de la carrera para poder impartirlas en un futuro en el mundo laboral.

A todos, muchas gracias.

Capítulo 2.-Objetivos.	37
Capítulo 3.-Metodología.	39
1.-Diseño del biorreactor de membrana terciario (MBR).	40
1.1.-Determinación del tiempo de filtración (t_f) y el flujo neto de diseño.	44
1.2.-Determinación del área de instalación.	44
1.3.-Diseño de las bombas y de los compresores.	45
1.4.-Diseño de tanque.	48
1.5.-Tanque de permealdo.	48
1.6.-Tanque de limpieza de CIP.	49
1.7.- Diseño de un biorreactor.	49
2.-Costes de un biorreactor de membrana (MBR).	50
2.1.-Determinación del CAPEX.	50
2.2.-Determinación del OPEX.	52
2.3.-Determinación del NPV.	54
Capítulo 4.-Resultados.	55
1.-Validación de los modelos matemáticos.	56
2.-Datos de partida del análisis económico.	60
3.-Influencia de las condiciones de operación sobre los equipos de la instalación.	62
3.1.-Área requerida y número de cassettes.	62
3.2.-Necesidades de aireación.	64
3.2.1.-Aireación biológica.	64
3.2.2.-Aireación de la membrana.	66
3.3.-Necesidades de impulsión.	67
3.4.-Obra civil.	69
4.-Análisis de costes.	72
4.1.-Estudio sobre el CAPEX.	72
4.2.-Estudio sobre el OPEX.	74
4.3.-NPV.	76

5.-Comparación del modo de operación a presión constante el sistema convencional.	77
6.-Comparativa con los otros tratamientos terciarios.	79
Capítulo 5.-Conclusiones.	82
Capítulo 6.-Bibliografía.	85

Nomenclatura

SÍMBOLO	SIGNIFICADO
Q_f	Caudal de alimentación, m^3/h
P_{A2}	Presión absoluta de salida, KPa
P_{A1}	Presión absoluta de entrada, KPa
λ	Índice adiabático, J/kg K
ζ_p	Eficacia de la bomba
ζ_c	Eficacia del compresor
α_t	Corrección de transferencia de masa sólida
β	Corrección de transferencia de masa, salinidad
φ	Factor de corrección de temperatura
$(R_{if})_{asym}$	Resistencia asintótica asociada al ensuciamiento residual interno en el periodo inicial. 1/m
μ	Viscosidad. Pa/s
A	Área de filtración de cada módulo, m^2
Aespecífica	Área específica, m^2/m^3
A_f	Área de filtración, m^2
A_i	Área de instalación, m^3
BPC	Sustancias biopoliméricas, mg DOC/L
C	Coste, €
CAPEX	Coste de instalación, €/año
C_b	Coste de la bomba, $€/(m^3/h)$
C_c	Coste del compresor, $€/(m^3/h)$
C_d	Coste del difusor, €
C_e	Coste energético, €/KWh
CIP	NaOCl
C_m	Coste de la membrana, $€/m^3$
CNaOCl	Coste del NaOCl
C_t	Coste del tanque civil, $€/m^3$
DBO ₅	Demanda biológica de oxígeno, mg O ₂ /L
DOC	Carbono orgánico disuelto, mg/L
DQO	Demanda química de oxígeno, mg/L
DQOs	Demanda química de oxígeno soluble, mg/L
EDAR	Estación Depuradora de Aguas Residuales.
F/M	Relación de disponibilidad/consumo de sustrato, kg DQO/Kg MLSS×día
i	Tasa de interés, %
J	Flujo del permeado, L/hm^2
J_b	Flujo de retrolavado, L/hm^2
J_f	Flujo de filtración, L/hm^2
J_{net}	Flujo neto, L/hm^2
k_c	Constante cinética de ensuciamiento residual, 1/h
MBR	Biorreactores de membrana
MBR _s	Biorreactores de membrana secundarios
MBR _t	Biorreactores de membrana terciarios

MLSS	Concentración de sólidos suspendidos en el licor mezcla, mg/L
n	Año
NPV	Valor presente neto, €
OPEX	Costes de operación, €/año
PVDF	Polivinildifloruro
Q_a	Caudal de aireación, Nm ³ /h
Q_d	Caudal del difusor, m ³ /h
Q_p	Caudal de permeado, m ³ /h
Q_r	Caudal de retrolavado, m ³ /h
R_f	Resistencia asociada al ensuciamiento de la membrana, 1/m
r_f	Velocidad de ensuciamiento, 1/m h
R_{if}	Resistencia asociada al ensuciamiento interno, 1/m
r_{if}	Velocidad de ensuciamiento en el periodo estacionario, 1/m h
R_{irr}	Resistencia generada por el ensuciamiento residual irreversible, KPa/h
R_m	Resistencia de la membrana limpia, 1/m
R_{rev}	Resistencia generada por el ensuciamiento residual reversible, KPa/h
R_t	Resistencia hidráulica total, 1/m
SAD _m	Demanda específica de aire con respecto al área de membrana, Nm ³ /hm ²
SED	Demanda energética específica, KWh/h
SST	Sólidos totales suspendidos, mg/L
T	Tiempo, s
t_b	Tiempo de retrolavado, s
t_f	Tiempo de filtración, s
TMP	Presión transmembrana, KPa
TMP _i	Presión transmembrana al inicio de la filtración, KPa
TMP _{sp}	Presión transmembrana consigna (set-point), KPa
TOC	Oxígeno de carbono total, mg/L
V_r	Volumen del tanque del reactor biológico, m ³
V_t	Volumen del tanque de las membranas, m ³
V_{tl}	Volumen tanque de limpieza de CIP, m ³
V_{tp}	Volumen del tanque de permeado, m ³
W_b	Consumo de energía de la bomba, KWh/m ³
W_c	Consumo energético del compresor, KWh/m ³
α	Resistencia específica de la torta, m/kg
SAD _p	Demanda específica de aire con respecto al flujo de permeado, Nm ³ /m ³

Resumen

RESUMEN

La tecnología de biorreactores de membrana (MBR) está ampliamente reconocida y aceptada como una opción técnica, válida para lograr reutilizar las aguas residuales. Los MBRs son sistemas muy eficientes en la separación de materia en suspensión y coloidal, y logran producir efluentes de elevada calidad, físico-química y microbiológica cumpliendo con el RD 1620/2007. Aun así, su aplicación generalizada está limitada por sus elevados costes de operación asociados principalmente, a la aireación necesaria para lograr la limpieza de la membrana y garantizar el buen desarrollo del proceso biológico.

En los últimos años este sistema está comenzándose a utilizar como tratamiento terciario para permitir mejorar la calidad de los efluentes de un sistema convencional de lodos activos.

En el presente Trabajo Fin de Grado (TFG) se ha realizado un estudio de viabilidad del tratamiento terciario de aguas residuales con biorreactores de membrana (MBR_f), comparando los resultados económicos obtenidos a distintos flujos de filtración y comparándolo con otros modos convencionales y estandarizados en base a los resultados de la Tesis de Oliver Díaz (2016).

A la vista de los resultados, las mejores condiciones de operación han sido operando con el modo de presión consigna, a 55L/hm² y desarrollando la nitrificación total del nitrógeno amoniacal, debido a que los costes de operación y de inversión son bajos y el proceso resulta viable tecnológicamente.

ABSTRACT

Membrane bioreactor technology (MBR) is widely recognized and accepted as a valid option for reclaimed wastewater reuse. The MBRs are highly efficient systems in the separation of suspended matter and colloidal, and can produce effluents according to physical-chemical and microbiological requirements from the RD 1620/2007. However, its application is limited by its high operating costs, mainly, to energy requirements associated to achieve membrane cleaning and ensure the proper development of the biological process.

In recent years, this system is starting to be used as tertiary treatment to enhance the quality effluent from conventional active sludge systems.

The present TFG has been focused on the feasibility study of the tertiary treatment of wastewater by membrane bioreactor (MBRt), comparing the economic results obtained to several filtration flows and comparison with other conventional and standardized modes based on the results of the Doctoral Thesis by Oliver Diaz (2016).

In view of the results, the best operating conditions with the transmembrane pressure set-point mode has been $55\text{L}/\text{hm}^2$ at total nitrification, since it shows low costs of operation and investment that allow to obtain a viable process from a technological point of view.

Capítulo 1

Introducción

1.-Introducción

El agua es el elemento más importante para la vida, formada por dos átomos de hidrógeno y uno de oxígeno. Además, constituye el 70 % de la Tierra, siendo el 97,5% del agua terrestre salada y, el 2,5% restante, agua dulce disponible para el consumo humano (Environmental Agency Protection-EPA, 2014).

La calidad de las aguas ha disminuido debido al incremento de la actividad humana. El desarrollo tanto industrial como urbanístico ha ido deteriorando la calidad del agua y menguando los recursos hídricos de determinadas zonas.

La contaminación tanto orgánica como inorgánica causada por las aguas residuales urbanas e industriales que se vierten en los cauces públicos, ha generado un gran impacto ambiental que se hace cada vez más notable.

El término de “Crisis Hídrica”, hace referencia a la relación entre los recursos hídricos de calidad y las necesidades de consumo de una determinada región. Este balance no es positivo en todas las regiones, lo que ha provocado la necesidad de buscar fuentes alternativas de agua apta para el consumo (People and Planet, 2002). Esta situación de crisis puede agravarse por el cambio climático y por el uso excesivo de la población. Por ello, se intenta buscar una cooperación de los países para paliar este problema y realizar una gestión adecuada frente al incremento de la demanda.

La Directiva Marco del Agua (UE, 2000) supone un reto para la gestión de los recursos hídricos, ya que obliga a proteger y conservar los ecosistemas acuáticos promoviendo un uso sostenible del agua disponible. Por este motivo, no sólo se trata de proteger los recursos hídricos superficiales y subterráneos, sino también de cambiar el modelo de gestión, de forma que se fomente el ahorro y el uso eficiente del agua. En este sentido, la regeneración de las aguas depuradas, que consiste en tratar éstas hasta alcanzar la calidad requerida en función del uso final que se les desee dar, alcanzando incluso, grado de potabilidad, es fundamental.

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.

En España las fuentes hídricas naturales, entendiéndose por éstas las subterráneas y superficiales, alcanzan los 111.000 hm³/año (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, 2014). Sin embargo, el sector agrícola español consume en torno a un 80% de la capacidad hídrica disponible (Montoya et al., 2016). Por tanto, la necesidad de incrementar la eficiencia en el uso del agua en el sector agrícola se ha convertido en el centro de la política nacional de aguas para garantizar el suministro de agua en todo el territorio nacional (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, 2014).

En las islas occidentales del archipiélago canario, 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.

La calidad de una parte importante de las masas de agua subterráneas en el archipiélago es deficiente, y en ocasiones los requisitos normativos para el abastecimiento a poblaciones (BOE, 2003) o la calidad necesaria para riego agrícola se cumplen con dificultades. Así, 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. Por el contrario, en las islas deficitarias en recursos (Tenerife, Gran Canaria, Hierro, Lanzarote y Fuerteventura) se han instalado plantas desalinizadoras que permiten satisfacer las necesidades de agua de abasto.

Desde las décadas de los 80 y 90 del siglo pasado, Canarias ha sido pionera también en el ámbito de la reutilización de las aguas depuradas con la implantación de los primeros sistemas de aprovechamiento, principalmente con fines agrícolas. En la actualidad, es la cuarta comunidad autónoma en porcentaje de reutilización respecto al volumen de agua depurado (Instituto Nacional de Estadística- INE, 2016).

Según los últimos datos publicados por el Instituto Nacional de Estadística en el año 2013, en Canarias, el volumen de depuración diario y por habitante alcanzó los 157 L mientras que el reutilizado fue de tan solo 43 L, lo que implica que un 73% de las aguas residuales no son aprovechadas y podrían suponer una solución parcial al estrés hídrico local.

Una de las tecnologías de tratamiento que permite obtener la calidad exigida para la reutilización de aguas residuales (RD 1620/2007) es el biorreactor de membranas (MBR), ya que la calidad del efluente producido es muy elevada. Esta tecnología permite operar con una gran cantidad de biomasa en el reactor, se pueden obtener un efluente prácticamente desinfectado y favorece una menor producción de fango que los sistemas convencionales de depuración-reutilización.

Por otra parte, dado que la agricultura es el sector productivo que demanda mayor volumen de agua, la regeneración-reutilización de aguas residuales puede jugar un papel fundamental como fuente de recursos hídricos para este sector. Especialmente si se tiene en cuenta que las aguas regeneradas pueden aportar nutrientes valiosos para la agricultura, como el nitrógeno o el fósforo. Por tanto, se puede afirmar que la regeneración de aguas residuales constituye una de las grandes alternativas para paliar el problema de escasez hídrica.

2.-Tecnología de membranas

El uso de tecnología de membranas ha aumentado en las últimas décadas, convirtiéndose en disciplina destacada dentro de las tecnologías de separación en la ingeniería química. Estas tecnologías se emplean principalmente, para separar solutos de disoluciones mediante una membrana.

Las membranas son delgadas barreras de compuestos orgánicos o inorgánicos que dejan pasar el agua, mientras van reteniendo los sólidos suspendidos y otras sustancias (Saavedra y Romero, 1999). Por ello, se puede decir que actúa como una pared de separación selectiva, ya que ciertas sustancias pueden atravesarlas y otras quedan retenidas en ella.

Actualmente las tecnologías de membranas son competitivas frente a las técnicas convencionales, y se están empleando cada vez más en la obtención de agua de calidad a partir de aguas subterráneas, superficiales o residuales.

También se emplean en la industria para separar, concentrar o purificar componentes de una corriente de proceso determinado.

Las membranas se emplean mayoritariamente en los países más desarrollados como en Estados Unidos, Japón y en Europa. Dentro de España, el uso principal de esta tecnología va más enfocada a los recursos hídricos y el tratamiento de agua residual (Judd, 2016).

2.1.-Fundamentos de la filtración de membranas

Como ya se ha mencionado, las membranas son barreras semipermeables a través de las cuales pasa el disolvente. En los procesos de filtración por membranas, la permeabilidad de la misma está determinada por el tamaño de sus poros y actúa como una barrera para partículas más grandes que los poros de la membrana, dejando pasar el disolvente [Figura 1.1]. Se consigue por tanto, un fluido limpio y filtrado.

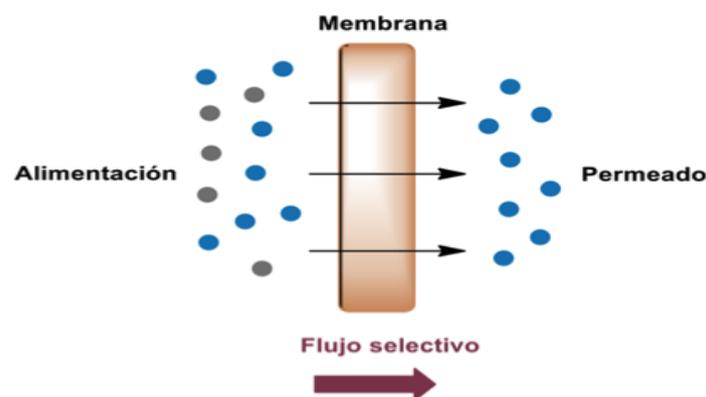


Figura 1.1. Diagrama de separación por membrana (Instituto madrileño de estudio avanzado- IMDEA, 2013).

Para el correcto funcionamiento de la membrana, y que se pueda lograr su óptimo rendimiento, se tienen que cumplir las siguientes características:

- 1.-Resistencia a condiciones de agua de alimentación establecidas.
- 2.-Fáciles de sustituir.
- 3.-Duraderas.
- 4.-Inertes.
- 5.-No biodegradables.
- 6.-Distribución de poros uniforme.
- 7.-Elevada porosidad.

2.2.-Modo de filtración

La membrana tiene dos maneras de filtrar en función de la dirección del flujo de alimentación y el medio donde se está filtrando. Se distinguen dos tipos: Filtración frontal y tangencial.

2.2.1.-Filtración frontal

Este tipo de filtración permite el paso de un líquido cargado a través del medio filtrante, perpendicularmente a la superficie de la membrana [Figura 1.2].

Es una técnica limitada por la acumulación de partículas y por la formación de una torta sobre la superficie del medio filtrante.



Figura 1.2. Esquema de la filtración frontal (Saavedra y Romero, 1999).

2.2.2.-Filtración tangencial

La filtración tangencial se caracteriza porque el flujo de alimentación circula de manera tangencial a la membrana, de forma que el flujo que no atraviesa la membrana, barriendo las partículas que pudieran depositarse y las reincorpora a la alimentación. Esta forma de operar da lugar a la disminución del ensuciamiento de la membrana debido a un efecto de cizalladura sobre la superficie del medio filtrante [Figura 1.3].

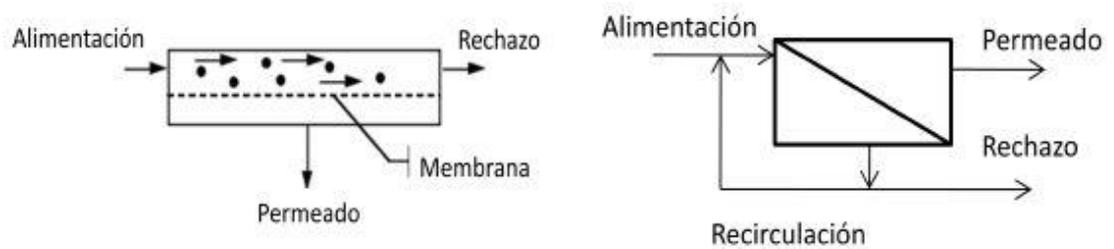


Figura 1.3. Esquema de la filtración tangencial (Saavedra y Romero, 1999).

2.3.-Tipos de membranas

En la filtración por membranas, se hace pasar la alimentación a través de la membrana por acción de la presión. Dependiendo del tamaño de los poros se considera diferentes tipos de procesos [Figura 1.4].

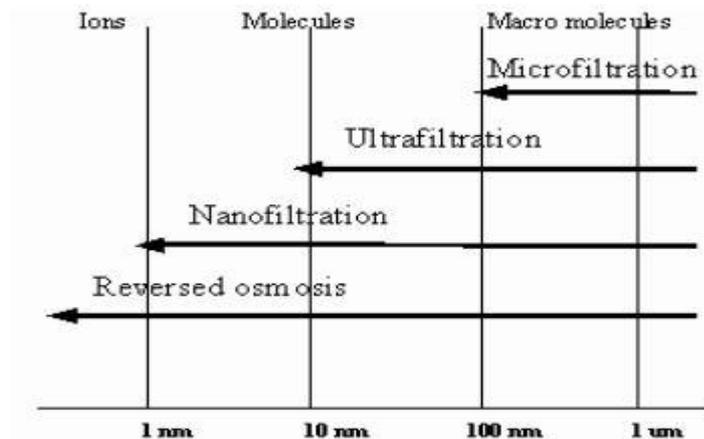


Figura 1.4. Tipos de procesos de filtración por membrana (Llenntech, 2017).

-Micro y ultrafiltración

Es una técnica de filtración en la que se emplean membranas con diámetro de poros que permiten separar partículas sólidas en suspensión para la micro-filtración (entre 0,1 μm a 1 μm) y en la ultrafiltración en el rango de 10 a 100 nm [Figuras 1.5 y 1.6].

Estas membranas están compuestas de diferentes materiales, como puede ser: microfibras de polietileno, microfibras de vidrio, polipropileno, nylon, etc.

El líquido a filtrar es forzado a pasar a través de la membrana por medio de la presión a la que se ve sometida por la acción de una bomba.

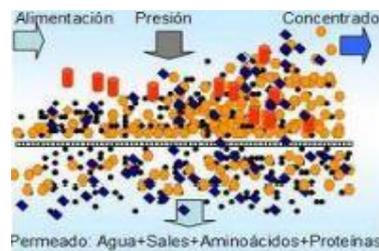


Figura 1.5. Representación de una membrana tipo de microfiltración (MF) (Enviroquip, 2017).

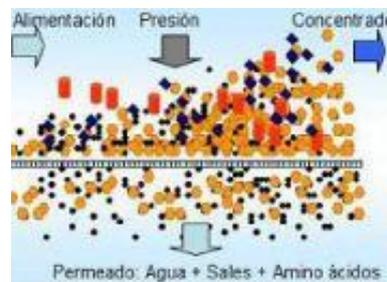


Figura 1.6. Representación de una membrana tipo de ultrafiltración (Enviroquip, 2017).

-Nano filtración (NF)

Es una técnica de eliminación parcial de sólidos disueltos contenidos en el agua. Con esta se separan elementos y moléculas de tamaño inferior a los anteriormente descritos [Figura 1.7].

La membrana tiene poros de diámetro del orden de 1 a 10 nm por lo que son capaces de separar agua de material orgánico y sustancias que le confieren color.

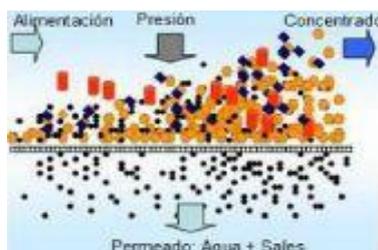


Figura 1.7. Representación de una membrana tipo Nanofiltración (NF) (Enviroquip, 2017).

-Ósmosis inversa (OI)

Estas se emplean principalmente para la desalación de aguas de mar y en tratamiento de aguas residuales. Estas son capaces de eliminar contaminantes de 0,0001 nm, como las bacterias, quistes, compuestos orgánicos [Figura 1.8].

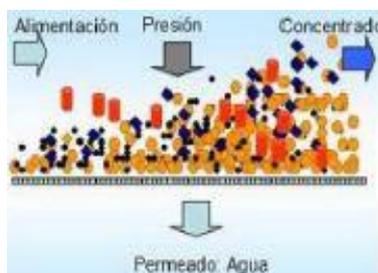


Figura 1.8. Representación de una membrana tipo Ósmosis Inversa. (Enviroquip, 2017)

2.4.-Módulos y configuración de la membrana

Las membranas pueden disponerse en módulos, en función de sus características geométricas y superficie. Los módulos se disponen en un bastidor o cassette, permitiendo la operación del conjunto de todos los módulos empleados en la instalación.

Se requerirá una cantidad de módulos determinado para poder llevar a cabo con garantía, las operaciones de separación correspondientes.

El módulo según la geometría de la membrana empleada, podrá ser:

- Membrana plana: modulo plano o arrollamiento en espiral.
- Membrana tubular: módulo tubular o de fibra hueca.

-Membranas tubulares

Estas operan en modo tangencial o de flujo cruzado, donde el fluido es bombeado tangencialmente a la superficie de la membrana [Figura 1.9].

Se caracterizan por procesar alimentaciones con elevadas cantidades de sólidos suspendidos. Son empleadas principalmente para la clarificación de jugos y el tratamiento de aguas residuales.

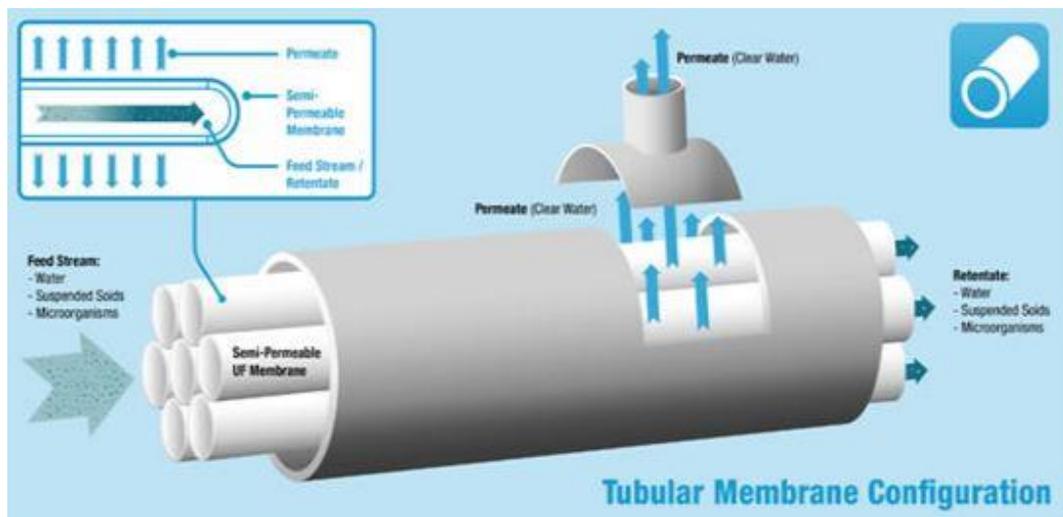


Figura 1.9. Esquema de las membranas tubulares (ACS Medio Ambiente, 2013).

-Arrollamiento en espiral

Constituido por capas en que se alternan membranas planas y separadores de la alimentación envueltos sobre sí mismo y entorno a un colector central que recoge el producto filtrado, se caracterizan por su bajo coste y un uso eficiente de la energía.

La alimentación entra por un extremo y fluye a través de la membrana hacia los canales de permeado bajo la acción de la presión. Una vez el fluido ha cruzado las espirales del núcleo central, sale por el colector central como permeado [Figura 1.10].

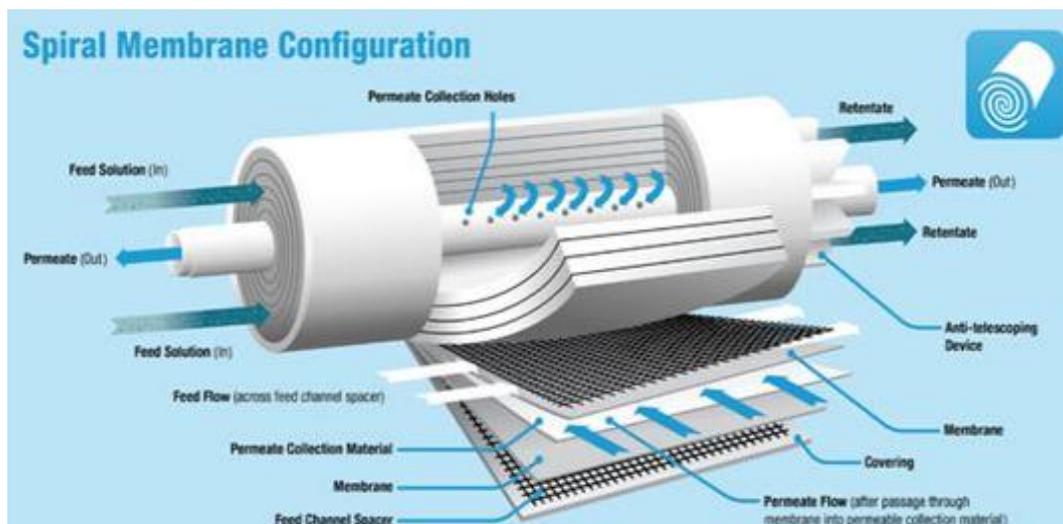


Figura 1.10. Esquema de membranas de arrollamiento en espiral (ACS Medio Ambiente, 2013).

-Membranas de fibra huecas

Están constituidos por membranas tubulares finas o capilares huecos dispuestas en posición vertical, sujetas a un soporte en la parte inferior [Figura 1.11].

Dependiendo de la tecnología empleada, pueden operar con flujos de “adentro hacia afuera” o de “afuera hacia dentro” ofreciendo de esta manera una solución compacta y económica para filtrar grandes volúmenes de líquidos empleando un mínimo de energía y espacio.

Estos módulos se emplean para tratar aguas industriales, aguas residuales y en el procesado de bebidas.

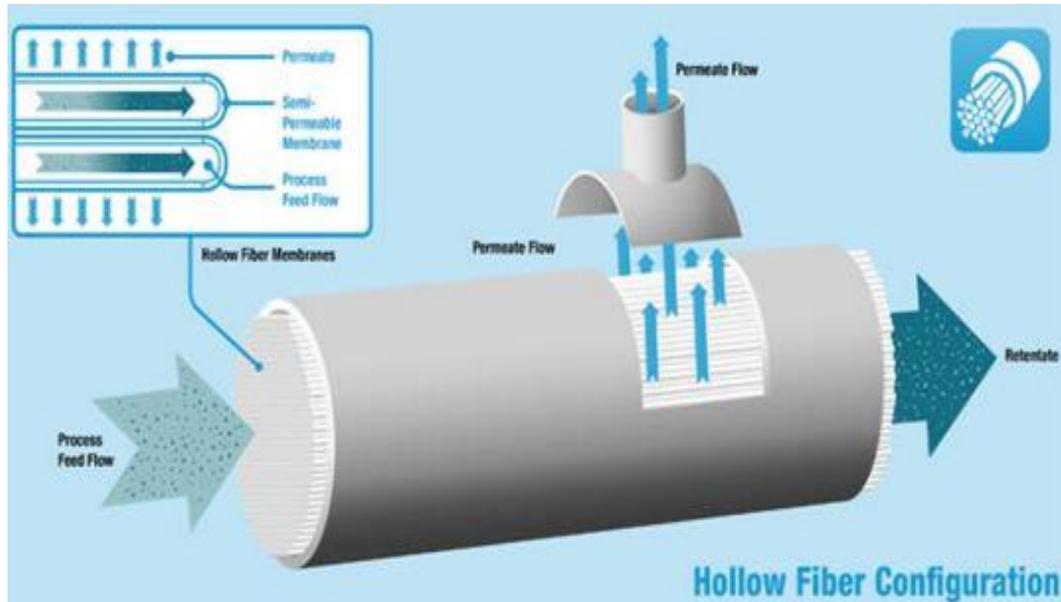


Figura 1.11. Esquema de membranas de fibra hueca (ACS Medio Ambiente, 2013).

-Membranas planas

Están formadas por un apilamiento de membranas separadas por una rejilla o separador a fin de separar las corrientes de alimentación y permeado [Figura 1.12].

El permeado se obtiene por los lados de la membrana (en dirección perpendicular a la superficie de la membrana) y el rechazo por el lado contrario. La relación de superficie/volumen que se suele fabricar ronda entre los 400 a 600 m^2/m^3 .

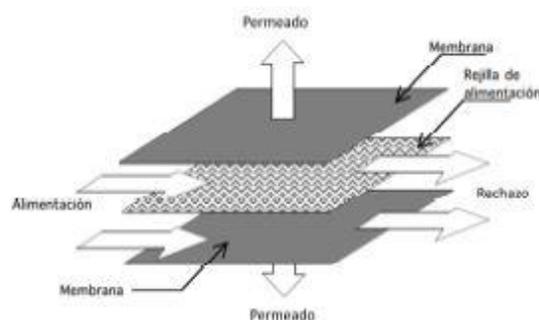


Figura 1.12. Esquema del funcionamiento de un módulo de membranas planas (Condorchem, 2013).

2.5.-Modo de operación: Presión constante o Flujo constante

En los procesos de filtración por membranas, estas pueden operar en dos modos diferentes: variando la presión transmembrana y manteniendo el flujo de filtración constante o variando el flujo a una presión transmembrana constante.

-*Operación a flujo constante*: Se caracteriza por un aumento de la presión transmembrana a lo largo del tiempo [Figura 1.13].

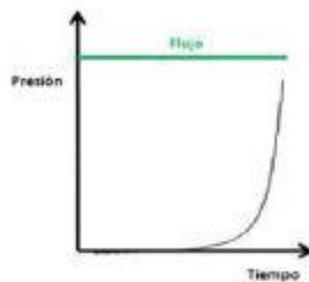


Figura 1.13. Operación a flujo constante (Bohorque y Sánchez, 2014).

La continua deposición de partículas hace que se incremente la presión, para mantener el flujo en el valor prefijado.

-*Operación a presión constante*: Se caracteriza inicialmente por una disminución del flujo al inicio de la filtración en la membrana, hasta alcanzar el estado de equilibrio [Figura 1.14].

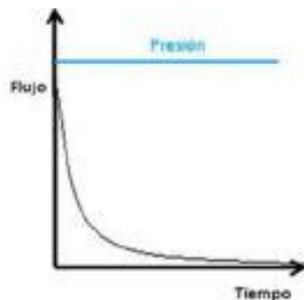


Figura 1.14. Operación a presión constante (Bohorque y Sánchez, 2014).

Las partículas que se van acumulando en la membrana van provocando una disminución del flujo.

2.6.-Parámetros de operación de las membranas

La operación de una membrana se define en base a dos parámetros principales, la permeabilidad y la selectividad. Estos parámetros dependen de la forma de la membrana, del flujo que se desea obtener y de las características propias de la membrana.

-Selectividad (R)

La selectividad de la membrana respecto a una especie es cuantificada mediante el porcentaje de rechazo de dicha especie (Sánchez Font, 2007). La eficacia de separación establece la relación entre la especie presente en el permeado y en la alimentación [Ecuación 1.1].

$$R = \left(1 - \frac{C_p}{C_o}\right) \times 100 \quad \text{[Ecuación.1.1]}$$

C_p = Concentración en el permeado

C_o = Concentración en la alimentación

-Permeabilidad

Esta indica la cantidad de disolvente que atraviesa la membrana, midiendo la densidad del flujo de permeado (Sánchez Font, 2007), que es el caudal volumétrico por unidad de superficie que atraviesa la membrana [Ecuación 1.2].

$$J = \frac{\text{Velocidad de transferencia}}{\text{Área de transferencia}} = \frac{B_o \Delta P}{\mu Z} \quad \text{[Ecuación 1.2]}$$

B_o = Permeabilidad al soluto

ΔP = Presión transmembrana

μ = Viscosidad dinámica

Z = Espesor de la capa activa de la membrana

-Flujo (J)

Es la cantidad de material que atraviesa la membrana por unidad de área de la misma y por unidad de tiempo (Sánchez Font, 2007).

Flujo instantáneo: Es el flujo total que atraviesa la membrana cuando se filtra.

Flujo neto: Es el flujo total durante el ciclo de trabajo. Se considera el flujo de permeado en el tiempo de relajación, retrolavado, etc.

-Presión transmembrana (TMP)

La presión transmembrana es la diferencia de presión entre el lado del rechazo y el permeado de la membrana (Sánchez Font, 2007).

-Resistencia de membrana

Esta es la resistencia que presenta la membrana al fluido que la atraviesa (Sánchez Font, 2007). La resistencia depende del material y configuración de la membrana, y viene dada por la ecuación de Darcy [Ecuación 1.3].

$$J = \frac{TMP}{R\mu} \quad \text{[Ecuación 1.3]}$$

$$J = \text{Flujo de permeado} \left(\frac{m^3}{m^2s} \right)$$

$$TMP = \text{Presión transmembrana (Pa)}$$

$$\mu = \text{Viscosidad del fluido} \left(\frac{Ns}{m^2} \right)$$

$$R = \text{Resistencia de la membrana} (m^{-1})$$

3.-Tecnología de biorreactor de la membrana terciario

Las plantas convencionales de tratamientos de aguas residuales están constituidas generalmente por un tratamiento de lodos activados que, en muchos casos, no contempla la nitrificación del efluente de salida. Además, es habitual que tengan lugar episodios frecuentes 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 incorporar algún tipo de tratamiento terciario que mejore la calidad del efluente de las EDARs y 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 como tratamientos avanzados de aguas depuradas ha sido una alternativa muy extendida (Haberkamp et al., 2008; Zheng et al., 2014). Sin embargo, su aplicación puede verse restringida 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 la mejora de la calidad de efluentes de tratamiento secundario y su nitrificación para garantizar un transporte seguro, la utilización de un biorreactor de membrana (MBR) como tratamiento terciario parece ser una buena opción tecnológica.

3.1.-Configuración de la MBR

El biorreactor de membrana (MBR) está compuesta de dos partes para su funcionamiento: el reactor biológico para la depuración biológica y, membranas como sistema de filtración directa para la separación física de la biomasa y el agua [Figura 1.15].

El reactor biológico se opera de manera similar a un proceso convencional de lodos activos, donde se sustituye la sedimentación secundaria por un sistema de separación por membranas.

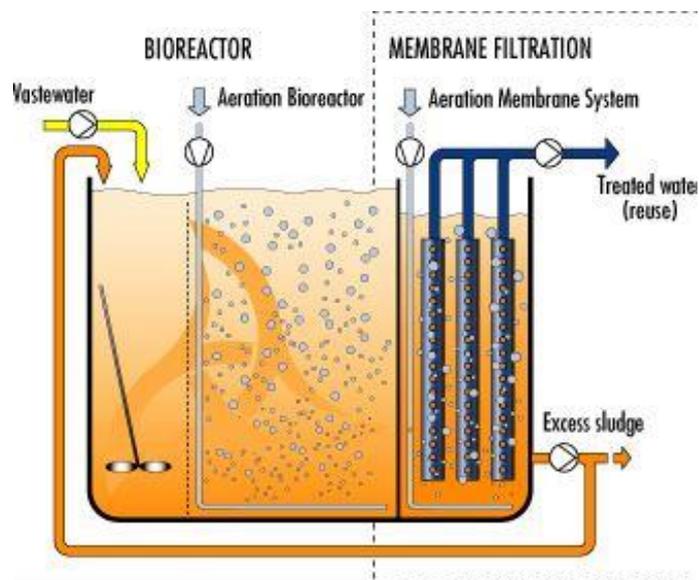


Figura 1.15. Esquema de la instalación de un MBR (Aguas industriales, 2017).

3.1.1.-MBR integrado o de membrana sumergida

En esta configuración de MBR el módulo o módulos de membrana están inmersos en el tanque biológico. La fuerza impulsora a través de la membrana se obtiene presurizando el biorreactor o creando una presión negativa en el lado de permeado de la membrana [Figura 1.16].

Se emplean con frecuencia difusores de aire debajo de los módulos de la membrana para suministrar el aire necesario para homogeneizar el contenido del tanque, para el proceso biológico y para limpiar las membranas de cada cassette.

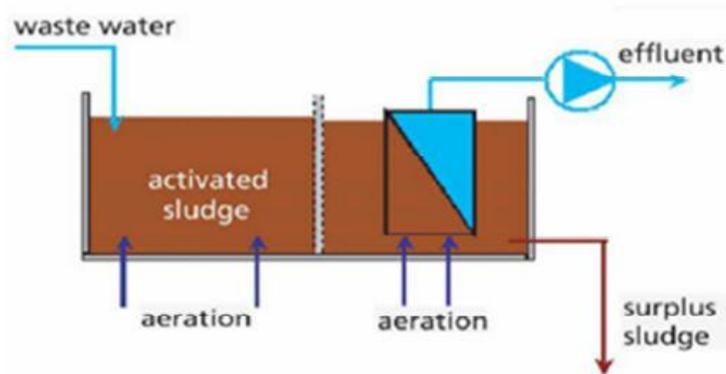


Figura 1.16. Esquema de un MBR con membrana sumergida (Madrimasd, 2007).

3.1.2.-MBR con membrana externa o con recirculación

Esta configuración de biorreactor de membrana (MBR) implica que la mezcla sea recirculada desde el biorreactor hasta la unidad de membrana, que se dispone externamente a la unidad biológica [Figura 1.17].

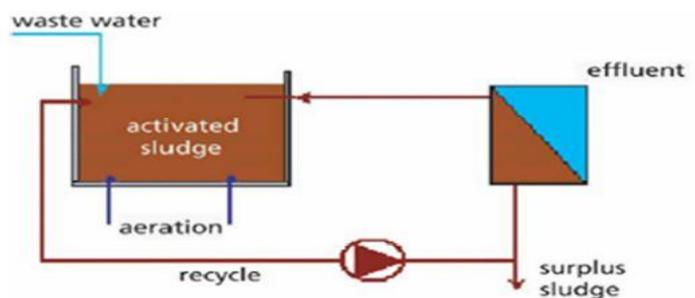


Figura 1.17. Esquema de un MBR con membrana externa (Madrimasd, 2007).

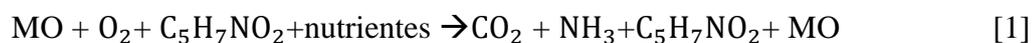
3.2.-Procesos de nitrificación

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.

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

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

La materia orgánica presente en el agua de alimentación sirve como sustrato a las bacterias heterótrofas, presentes en la suspensión biológica, para la síntesis celular que puede ser expresada de forma genérica mediante la expresión [1].



3.3.-Ensuciamiento de la membrana

El término de ensuciamiento o *fouling* en los sistemas MBR para tratamiento de aguas residuales hace referencia al proceso que tiene lugar durante la filtración, 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, el aumento de la resistencia hidráulica (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.

Los factores que intervienen en el ensuciamiento de la membrana se pueden clasificar en: las características de la membrana empleada, el modo de operación y las propiedades de biomasa. La resistencia total de la misma al flujo del fluido aumenta por los siguientes mecanismos:

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

La clasificación de distintos tipos de ensuciamiento se puede llevar a cabo atendiendo a la fuerza de atracción que exista entre el material y la membrana, o al método usado para recuperar la permeabilidad de la misma (Wang et al., 2014) [Figura 1.18].

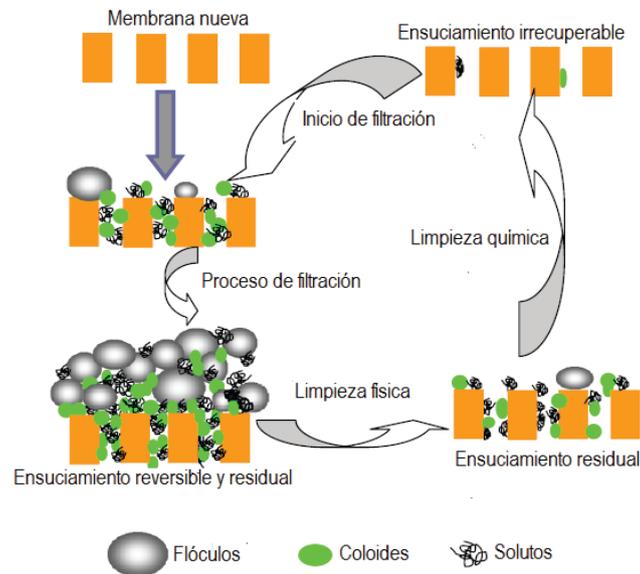


Figura 1.18. Tipos de ensuciamiento (adaptado Judd, 2011).

-Ensuciamiento irreversible: Es el ensuciamiento que se produce cuando las partículas penetran en la membrana y quedan retenidas en ella [Figura 1.18]. Por tanto, producen una disminución del flujo que no se puede recuperar por medios mecánicos. Para resolverlo, se necesitaría usar disoluciones químicas que limpien la membrana (Meng et.al, 2009).

-Ensuciamiento reversible: Es el ensuciamiento que se produce por la acumulación de partículas en la membrana y, a diferencia de la irreversible, se puede eliminar por medio físicos como retrolavados, turbulencias y etapas de relajación (Meng et.al, 2009) [Figura 1.18].

3.3.1.-Modelización del 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) aumenta para mantener el flujo de permeado. La evolución de la TMP se puede utilizar para la caracterización del ensuciamiento, considerando la ley de Darcy modificada:

$$TMP = \mu J R_t \quad \text{[Ecuación 1.4]}$$

Donde J es el flujo de permeado, μ 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:

$$R_t = R_m + R_f \quad \text{[Ecuación 1.5]}$$

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:

$$R_f = R_{rev} + R_{irr} \quad \text{[Ecuación 1.6]}$$

En la ecuación anterior, R_{rev} es la resistencia generada por el ensuciamiento residual reversible, mientras que R_{irr} se relaciona con el ensuciamiento irreversible. La evolución de la R_{rvf} se ha descrito por diversos modelos que interpretan el ensuciamiento de la membrana. La Tabla 1.1 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.

Cada modelo corresponde con un tipo característico de ensuciamiento [Figura 1.19] y con una forma característica de la evolución de la TMP.

MODELO	PARÁMETROS	EXPRESIÓN
<i>Torta</i>	$Kc \left(\frac{s}{m^2}\right)$	$\frac{TMP}{TMP_0} = 1 + KcJ^2t$
<i>Bloqueo intermedio</i>	$Ki \left(\frac{s}{m^2}\right)$	$\frac{TMP}{TMP_0} = \exp(KiJt)$
<i>Bloqueo completo</i>	$Kb (s^{-1})$	$\frac{TMP}{TMP_0} = \frac{1}{1 - Kbt}$
<i>Bloqueo estándar</i>	$Km (m^{-1})$	$\frac{TMP}{TMP_0} = \left(1 - \frac{KsJt}{2}\right)^{-2}$

Tabla 1.1. Modelos clásicos de interpretación del ensuciamiento de membranas (Tesis de Oliver Díaz).

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

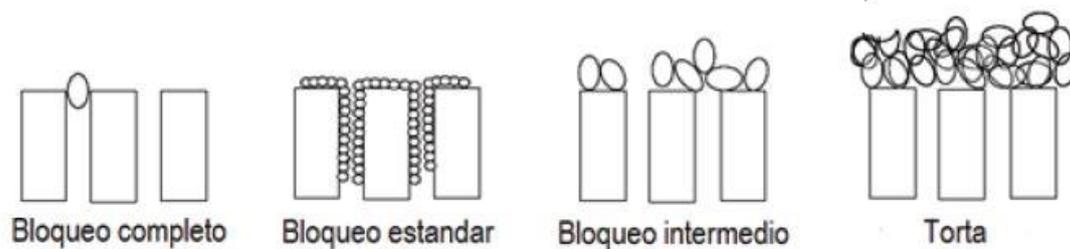


Figura 1.19. Modelos clásicos de ensuciamiento (Adaptado de Judd, 2011).

El modelo clásico de construcción de la torta ha sido modificado atendiendo a la compresibilidad del depósito sobre la membrana, obteniéndose el modelo de torta compresible (Sørensen & Sørensen, 1997; Foley, 2006). En este modelo la evolución de la presión transmembrana durante un ciclo de filtración puede ser definida mediante la [Ecuación 1.7].

$$TMP = TMP_0 + \mu\alpha\omega J^2 t \quad \text{[Ecuación 1.7]}$$

Donde, TMP_0 es la presión asociada al ensuciamiento residual, μ es la viscosidad del permeado, ω es la concentración de sólidos en la torta por unidad de volumen filtrado y α es la resistencia específica de la torta. Para partículas compresibles, α aumenta con la presión transmembrana.

3.3.2.-Parámetros que afectan a la torta

El ensuciamiento que se produce en la superficie de la membrana se ve afectado por una multitud de variables, entre las que destacan:

- Tipo de alimentación: En los biorreactores de membrana (MBR), el ensuciamiento está asociado principalmente, a 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 (Le Clech et al., 2006).
- 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.
- Concentración de sólidos suspendidos: La concentración de biomasa se ha considerado el principal parámetro del ensuciamiento. Sin embargo, muchos estudios han revelado que este parámetro por sí sólo es un indicador pobre del ensuciamiento (Meng et al., 2009; Drews, 2010; Van der Broeck et al., 2011).
- Concentración de Sustancias Poliméricas Extracelulares (EPS): El ensuciamiento de la membrana ha sido atribuido por muchos autores, en gran parte, 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.
- Morfología de la suspensión: De manera general, se considera a los flóculos y a las bacterias libres mayores al tamaño del poro de la membrana, por tanto, la distribución de tamaños en la suspensión tiene un papel importante en los mecanismos de consolidación de la torta.

El ensuciamiento se ve afectado también por variables de operación, como el flujo de filtración, las condiciones de las limpiezas físicas y la aireación tangencial de las membranas.

3.4.-Control y reducción ensuciamiento

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

- La aplicación de 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.

3.4.1.-Limpiezas físicas y químicas.

Los métodos de limpieza física se emplean para eliminar el ensuciamiento generado sobre la superficie de la membrana, dando lugar a ciclos de limpieza que permiten mantener la presión transmembrana en un determinado rango y prolongar el tiempo de filtración.

Los métodos físicos empleados son:

- Retrolavado: Se eliminan las sustancias que se depositan en los poros de la membrana invirtiendo el flujo del permeado. Con esto se consigue disminuir la TMP y aumentar el ciclo de vida de la misma.

Repetiendo sucesivamente la secuencia de retrolavado y filtración se pretende eliminar totalmente el ensuciamiento acumulado. Se ha demostrado que este es más eficiente si es de corta duración y se realiza con alta frecuencia (Chen et al., 2003).

- Relajación: Mediante la acción del burbujeo de aire se consigue eliminar parte de la torta de materiales adheridos a la superficie de la membrana.

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.

Por otro lado, la limpieza química se basa en aplicar disoluciones químicas que eliminen las sustancias adheridas a la membrana. Un ejemplo de elemento químico capaz de eliminar ensuciamiento orgánico es el hipoclorito sódico (Judd, 2011). Hay dos tipos de limpiezas químicas:

- Limpieza de mantenimiento: Se emplean productos químicos para recuperar la permeabilidad en el proceso de filtración. Esta limpieza depende del tipo de membrana con la que se esté trabajando y de las condiciones de operación de la instalación diseñada.
- Limpieza de recuperación: Se suele realizar en un tanque externo donde hay una disolución química preparada para introducir el cassette y limpiar las membranas. Este tipo de limpieza se realiza cuando la permeabilidad de la membrana es demasiado bajo.

3.4.2.-Modos de operación en relación a los ciclos de filtración-retrolavado

Presión consigna

El modo por presión de consigna se propone como un modo alternativo de operación basado en el seguimiento del ensuciamiento de la membrana (Villarrol et al., 2013). En este caso, el retrolavado sólo se inicia cuando una determinada presión transmembrana de consigna es alcanzada. De esta manera los ciclos de filtración son variables ajustándose al ensuciamiento dinámico de la membrana. En el caso de un bajo ensuciamiento, el tiempo de filtración se incrementará, sin embargo, cuando el ensuciamiento sea rápido y alto, la frecuencia del retrolavado se incrementará.

El ensuciamiento de la membrana, en este modo de operación, depende considerablemente de la presión de consigna (TMP_{sp}) seleccionada para el inicio del retrolavado, ya que los mayores flujos netos son alcanzados con TMP_{sp} moderadas (Villarrol et al., 2013).

En los últimos años el uso, el modo alternativo por presión de consigna ha sido validado a escala piloto operando un biorreactor de membrana terciario con flujos supra-críticos durante más de 4200 horas (Vera et al., 2014a; Vera et al., 2014b). Además, el modo de operación permite operar el sistema en condiciones agresivas de alto ensuciamiento y elevados flujos, como por ejemplo en filtración frontal, sin ver reducido la operatividad del sistema (Vera et al., 2015; Díaz et al., 2017).

Modo temporizado

Este modo se basa en fijar el tiempo de duración de la filtración y el de duración de los retrolavados, independientemente del nivel de ensuciamiento de la membrana.

La desventaja principal que presenta el modo temporizado es la pérdida de flujo neto que está asociada a las operaciones de limpieza física al ser prefijadas en duraciones de 30 a 130 segundos cada 10 ó 25 minutos (Judd, 2011).

Por este motivo, se realizan limpiezas independientes de cómo se encuentre la membrana, es decir, pudiendo encontrarse lo suficientemente limpia para seguir con el proceso de filtración, lo que conlleva un gasto adicional de permeado en comparación con el otro modo de operación (presión consigna), además de un aumento en el consumo energético (Vera et al., 2014). Por otro lado, este modo de operación 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.

3.4.3.-Aireación

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) [Figura 1.20].

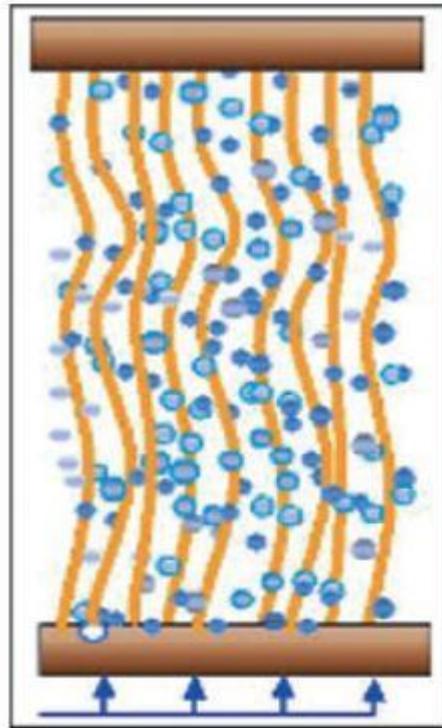


Figura 1.20. Filtración de la aireación en la zona de la membrana. (Iglesias et al., 2014)

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 SADm, que se define como el caudal de aire aplicado en condiciones normales por unidad de superficie de membrana. La Tabla 1.2 muestra los valores típicos de SADm para los principales distribuidores comerciales de biorreactores de membrana. La tendencia generalizada de los suministradores en los últimos años, es disminuir esta demanda específica, experimentándose una optimización en el consumo de aire que reduce por tanto, los costes de operación de los sistemas MBR.

CASA COMERCIAL	J (L/hm ²)	SADm ($\frac{\text{Nm}^3}{\text{m}^2\text{h}}$)
<i>Kubota</i>	24	0,83
<i>GE Zenon</i>	27	0,44
<i>Norit-Pentair</i>	46	0,35
<i>Koch-Puron</i>	23	0,39

Tabla 1.2. Valores típicos del SADm (Adaptado Judd, 2011)

Capítulo 2

Objetivos

Objetivos

El objetivo general del presente Trabajo Fin de Grado (TFG) es evaluar la viabilidad económica y tecnológica de los biorreactores de membrana sumergidas como tratamientos terciarios de un sistema convencional de depuración por lodos activados de aguas residuales domésticas. Concretamente, se ha trabajado en definir las condiciones de operación que permitan optimizar los costes de instalación y operación de un MBR terciario para tratar 15.000 m³/ día de agua residual depurada, con el mínimo ensuciamiento posible de las membranas.

El análisis de viabilidad se ha llevado a cabo tomando como punto de partida los resultados experimentales obtenidos a escala piloto durante el desarrollo de la Tesis Doctoral de D. Oliver Díaz (2016), donde se evaluó el modo alternativo de operación por presión de consigna sobre un MBR terciario.

Para alcanzar el cumplimiento del objetivo general de este TFG se han planteado diferentes objetivos específicos:

- Establecer relaciones entre las características de la suspensión biológica y las condiciones de operación, con el fin de poder evaluar diferentes condiciones de operación atendiendo al grado de nitrificación deseado.
- Aplicar al diseño del MBR terciario, los modelos matemáticos que describen el ensuciamiento residual y reversible cuando el sistema es operado con el modo de operación por presión de consigna.
- Evaluar la influencia de los flujos de filtración y de retrolavado en los distintos escenarios planteados, sobre la reducción de costes de operación e instalación.

Capítulo 3

Metodología

1.-Diseño del biorreactor de membrana terciario (MBR)

1.1.- Determinación del tiempo de filtración (t_f) y el flujo neto de diseño

El modo de operación por presión consigna establece el inicio de la limpieza física, el retrolavado, cuando se alcanza una determinada presión transmembrana de consigna. Por ello, los ciclos de filtración son variables ajustándose al ensuciamiento dinámico de la membrana.

En el caso de un bajo ensuciamiento, el tiempo de filtración se incrementa y, si el ensuciamiento de la membrana es rápido, el tiempo de filtración será menor y la frecuencia de retrolavado se incrementará. Por tanto, el tiempo de filtración no es una constante, sino que dependerá del tipo y del grado de ensuciamiento alcanzado en cada momento de la operación. Sin embargo, los resultados encontrados por Vera et al. (2015), demuestran que después de las primeras 50 horas de operación el sistema alcanza un régimen estacionario donde el tiempo de la fase de filtración permanece en un valor prácticamente, constante.

En conclusión, si se utiliza el modelo matemático desarrollado para el análisis del ensuciamiento residual propuesto por Vera et al. (2015) y se establece un valor de la presión transmembrana de consigna (TMP_{sp}) se puede calcular el tiempo de filtración (t_f) y el flujo neto de diseño (J_{net}) alcanzado en el régimen estacionario, siguiendo los siguientes pasos:

- **Paso 1.** Se calcula el ensuciamiento irreversible a partir del valor asintótico durante el periodo inicial ($R_{if_{asym}}$), la constante cinética (K_c) y la velocidad de ensuciamiento residual en el periodo estacionario (r_{if}). Todo ello a un valor de tiempo de operación establecido [Ecuación 3.1]

$$R_{if} = R_{if_{asym}}(1 - e^{-k_c t}) + r_{if} t \quad \text{[Ecuación 3.1]}$$

Cada uno de los valores necesarios para calcular el ensuciamiento irreversible, se obtiene de las ecuaciones presentadas por Vera et al., 2015:

$$K_c = 0,09 + 0,131 \exp\left(\frac{J_b}{5,45}\right) \quad \text{[Ecuación 3.2]}$$

$$R_{if_{asym}} = 1230000000000 - 15600000000 \cdot J_b \quad \text{[Ecuación 3.3]}$$

$$r_{if} = 340.000.000$$

El valor de velocidad de ensuciamiento residual es obtenido de los resultados experimentales de Oliver Díaz (2016). Dichos resultados revelan que independientemente de las condiciones de filtración (flujo de filtración, retrolavado, filtración frontal o tangencial), el sistema experimenta la misma velocidad de ensuciamiento residual en el estado estacionario.

- **Paso 2.** La operación del MBR se lleva a cabo a flujo constante, por tanto, a medida que se va incrementando el ensuciamiento en la membrana, aumenta por consiguiente la presión transmembrana (TMP) para mantener el flujo de permeado, tal y como establece la Ley de Darcy:

$$TMP = \mu J R_t \quad \text{[Ecuación 3.4]}$$

$$J \left(\frac{L}{hm^2} \right) = \text{Flujo de permeado}$$

$$R_t \left(\frac{1}{m} \right) = \text{Resistencia hidráulica total}$$

$$\mu = \text{Viscosidad}$$

Si se asume el modelo de resistencias en serie, la resistencia hidráulica total se calcula a partir de la resistencia de la propia membrana limpia (R_m) que se está utilizando y la resistencia de ensuciamiento de la membrana a un instante de tiempo (R_f) [Ecuación 3.5].

$$R_t = R_m + R_f \quad \text{[Ecuación 3.5]}$$

El ensuciamiento de la membrana puede ser reversible o irreversible, por lo que el ensuciamiento se suele dividir en dos componentes:

$$R_f = R_{rev} + R_{irr} \quad \text{[Ecuación 3.6]}$$

$$R_{rev} = \text{Ensuciamiento reversible}$$

$$R_{irr} = \text{Ensuciamiento irreversible}$$

Al comienzo de un ciclo de filtración, es decir, después de un retrolavado, la membrana no presenta ensuciamiento reversible. Por tanto, el valor del ensuciamiento reversible es cero, por lo que combinando las ecuaciones 3.4 a 3.6 se obtiene la siguiente expresión para la presión transmembrana inicial del ciclo:

$$TMP_i = \mu J R_f = \mu J (R_m + R_{irr}) \quad \text{[Ecuación 3.7]}$$

- **Paso 3.** La presión transmembrana (TMP) en un instante de tiempo (t) se puede expresar en base a la presión transmembrana inicial (TMP_i) y a la velocidad de ensuciamiento reversible (r_f) [Ecuación 3.8].

$$TMP = TMP_i + r_f t \quad \text{[Ecuación 3.8]}$$

Según los resultados presentados por Vera et al. (2015) el ensuciamiento reversible de un biorreactor de membrana terciario en filtración frontal es asociado al modelo de construcción de torta. Por tanto, la ecuación 3.8 se modifica estableciendo la evolución de la TMP durante un ciclo de filtración mediante la siguiente expresión:

$$TMP = TMP_i + \mu \alpha w J^2 t \quad \text{[Ecuación 3.9]}$$

TMP_i = Presión transmembrana inicial

α = Resistencia específica de la torta

w = Concentración de sólidos en la torta por unidad de volumen

La resistencia específica de la torta (α), depende principalmente de las características de la suspensión filtrante (Díaz et al., 2017), siendo parámetros clave la concentración de sólidos suspendidos y el contenido de bioclusters poliméricos (BPC) de la suspensión (Díaz et al., 2016). Con el fin de establecer una relación entre la resistencia específica y estos parámetros, se han utilizado los datos experimentales de Díaz (2016) que relacionan diferentes valores de resistencia específica de la torta para diferentes condiciones de filtración y distintos escenarios de biodegradación de la alimentación.

Tal y como se establece en Diaz et al. (2016 y 2017) existen una relación lineal entre el contenido de BPC y la resistencia específica de la torta. Por tanto, una vez definido el valor de BPC y utilizando la ecuación experimental se puede determinar el valor de α [Figura 3.1].

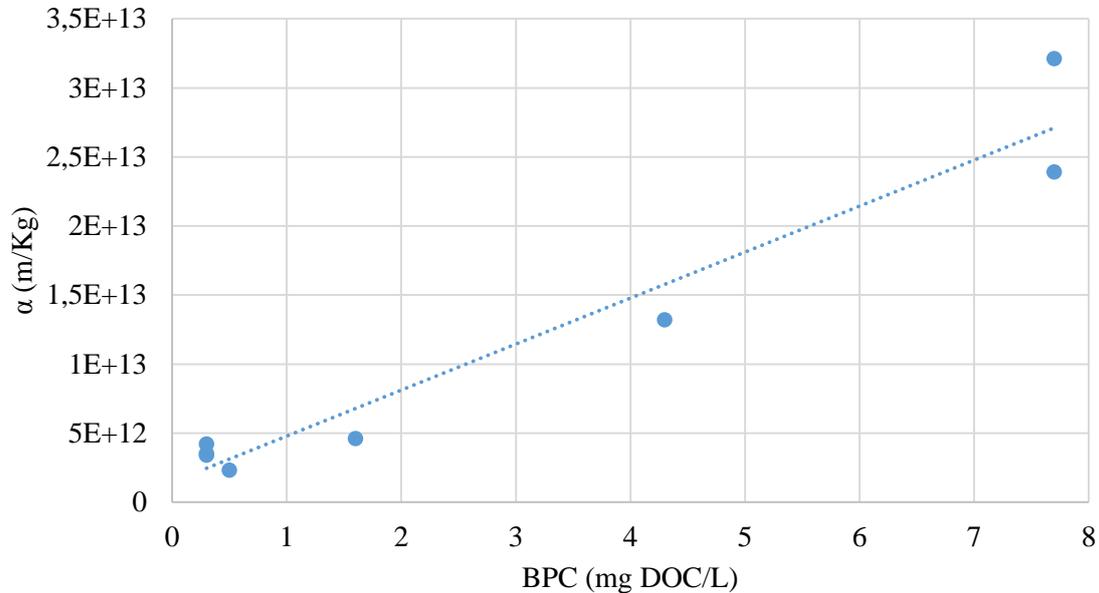


Figura 3.1. Relación experimental entre la resistencia específica de la torta (α) y el indicador de ensuciamiento (BPC).

$$\text{Ecuación de la recta: } y = 3,3321 * 10^{12}x - 1,4451 * 10^{12}$$

Sustituyendo el valor de la resistencia específica de la torta, la concentración de sólidos, la viscosidad y el flujo de filtración se obtiene la velocidad de ensuciamiento a partir de la [Ecuación 3.9].

- **Paso 4.** El tiempo de filtración estacionario se establece cuando el sistema alcanza el valor de la presión transmembrana de consigna, por tanto la ecuación 6 se puede establecer a través de la presión transmembrana inicial (TMP_i) y la velocidad de ensuciamiento (r_f) ya calculada así como, la presión transmembrana transmembrana de consigna (TMP_{sp}), según la ecuación 3.10:

$$TMP_{sp} = TMP_i + r_f t_f \quad \text{[Ecuación 3.10]}$$

- **Paso 5.** El flujo neto de diseño (J_{net}), se obtiene a partir del tiempo de filtración ya calculado, el tiempo de retrolavado (t_b) (Judd et al., 2011), el flujo de retrolavado (J_b) y el flujo de filtración (J_f) según indica la ecuación 3.11.:

$$J_{net} = \frac{J_f t_f - J_b t_b}{t_f + t_b} \quad \text{[Ecuación 3.11]}$$

1.2.-Determinación del área de instalación.

Considerando que para el diseño de la membrana, el fabricante recomienda para el diseño de instalaciones reales usar la ZW-500D, que se caracteriza por ser de PVDF y el tamaño de poro nominal de 0,04 μm . Para el cálculo del área de la instalación se siguió los siguientes pasos:

- **Paso 1.** El área de filtración necesaria [Ecuación 3.12] se establece como una relación entre el caudal de tratamiento y el flujo neto de filtración.

$$A_f = \frac{Q_f}{J_f} \quad \text{[Ecuación 3.12]}$$

$$Q_f \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = \text{Caudal de alimentación}$$

$$J_f \left(\frac{\text{L}}{\text{hm}^2} \right) = \text{Flujo de filtración}$$

$$A_f (\text{m}^2) = \text{Area de filtración}$$

- **Paso 2.** A partir del área de filtración, se puede calcular el número de cassettes y módulos que se tendrán que emplear [Ecuación 3.13 y Ecuación 3.14].

$$N^{\circ} \text{ de módulos} = \frac{A_f}{A} \quad \text{[Ecuación 3.13]}$$

$$N^{\circ} \text{ cassettes} = \frac{N^{\circ} \text{ módulos}}{N^{\circ} \left(\frac{\text{módulos}}{\text{cassette}} \right)} \quad \text{[Ecuación 3.14]}$$

- **Paso 3.** Considerando las dimensiones de los módulos y de los cassettes, se puede obtener tanto el volumen de cada uno de ellos, como el del tanque de membranas [Ecuación 3.15 y Ecuación 3.16].

$$Volumen\ módulo\ (m^3) = Ancho \times Alto \times Lardo \quad [Ecuación\ 3.15]$$

$$Volumen\ cassettes\ (m^3) = Ancho \times Alto \times Lardo \quad [Ecuación\ 3.16]$$

El área de membrana a instalar se determinará a partir del número de módulos y el área de filtración de cada uno de ellos [Ecuación 3.17]:

$$A_i = A \times N^{\circ}_{módulos} \quad [Ecuación\ 3.17]$$

1.3.-Diseño de las bombas y de los compresores.

Las condiciones óptimas se evalúan mediante la determinación específica de demanda de energía (SED). Esta se calcula mediante la adición del consumo energético de los sopladores de aire necesaria para procesos biológicos y lavado a contracorriente (W_c), y para la bomba de permeado (W_p).

Para determinar el consumo energético de la bomba y del compresor hay que obtener el caudal de aire (Q_a) y el caudal de permeado necesario (Q_p) [Ecuación 3.18 y Ecuación 3.19].

$$Q_p \left(\frac{m^3}{h} \right) = J_f \times A_i \quad [Ecuación\ 3.18]$$

$$Q_a \left(\frac{Nm^3}{h} \right) = SAD_m \times A_i \quad [Ecuación\ 3.19]$$

Los consumos de energía se calculan aplicando las ecuaciones 3.20-3.21 (Judd et al., 2011):

$$W_c \left(\frac{KWh}{m^3} \right) = \frac{RT\lambda}{1,63 \times 10^5 \times \xi (\lambda - 1)} \left[\left(\frac{P_{A2}}{P_{A1}} \right)^{1 - \frac{1}{\lambda}} - 1 \right] \times Q_a \quad \text{[Ecuación 3.20]}$$

$$W_p = \frac{Q_p T M P_{sp}}{\xi_p} \quad \text{[Ecuación 3.21]}$$

$$R \left(\frac{KJ}{Kmolh} \right) = \text{Constante del gas}$$

$T(K)$ = Temperatura del aire

$P_{A1}(KPa)$ = Presión de entrada absoluta

$P_{A2}(KPa)$ = Presión absoluta de salida

λ = Índice adiabático

ζ_p = Eficacia de la bomba

ζ_c = Eficiencia del soplador

Los mismos pasos se emplean para calcular la bomba de retrolavado, solo que a partir del flujo de retrolavado y no del de filtración [Ecuación 3.22]:

$$Q_p \left(\frac{m^3}{h} \right) = J_b \times A_i \quad \text{[Ecuación 3.22]}$$

En cuanto a la potencia del compresor biológico necesario, su cálculo requiere previamente la determinación del caudal de aireación siguiendo los pasos 1 a 4:

- **Paso 1.** A partir del caudal del difusor aportado por Judd et al (2011) se cambian las unidades con la temperatura ambiente, es decir:

$$Q_d \left(\frac{Sm^3}{h} \right) = 1,66 \quad \text{[Judd et al., 2011]}$$

$$Q_d \left(\frac{Nm^3}{h} \right) = \frac{1,66 + 273}{(273 + 20)} \quad \text{[Ecuación 3.23]}$$

- **Paso 2.** Se emplean los parámetros de aireación aportados por Judd (2011) para determinar las necesidades de aireación total a partir de la ecuación 3.25:

Parámetros de aireación

$$\text{Corrección de transferencia de masa, sólida } (\alpha_i) = e^{(-0,084MLSS)} \quad \text{[Ecuación 3.24]}$$

$$\text{Corrección de transferencia de masa, salinidad } (\beta) = 0,95$$

$$\text{Factor de corrección de temperatura } (\varphi) = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Necesidades de aireación total } \left(\frac{kg}{d}\right) \\ = \left(Q_f \left(\frac{m^3}{h}\right) \times (DBO_{5_e} - DBO_{5_s})\right) + \left(4,33 \times Q_f \left(\frac{m^3}{h}\right) \times NO_{3_s}^-\right) + \left(\frac{Q_f \cdot MLSS \cdot 5 \cdot PM(O_2)}{PM(C_5H_7NO_2)}\right) \end{aligned} \quad \text{[Ecuación 3.25]}$$

- **Paso 3.** Se calcula las necesidades de aireación con los parámetros de aireación ya obtenidos, y se obtiene el número de difusores necesarios posteriormente.

$$\text{Necesidades de aireación } \left(\frac{Nm^3 \text{ aireación}}{h}\right) = \frac{\text{Necesidades de aireación total } \left(\frac{kg}{d}\right)}{\alpha_i \times \beta \times \varphi \times \rho \left(\frac{kg}{m^3}\right)} \quad \text{[Ecuación 3.26]}$$

$$N^\circ \text{ de difusores } \frac{\text{Necesidades de aireación } \left(\frac{Nm^3 \text{ aireación}}{h}\right)}{Q_d \left(\frac{Nm^3}{h}\right)} \quad \text{[Ecuación 3.27]}$$

- **Paso 4.** Por último, se obtiene el caudal de aireación del compresor biológico a partir del número de difusores y del caudal del difusor [Ecuación 3.28]

$$Q_a \left(\frac{Nm^3}{h}\right) = N^\circ \text{ de difusores} \times Q_d \left(\frac{Nm^3}{h}\right) \quad \text{[Ecuación 3.28]}$$

La potencia del compresor biológico se obtiene usando la [Ecuación 3.20].

1.4.-Diseño de tanque.

El volumen del tanque se calcula con el área específica y el área de instalación a partir de la [Ecuación 3.29].

$$\text{Volumen del tanque } V_t(m^3) = \frac{A_i}{A_{\text{específica}}} \quad \text{[Ecuación 3.29]}$$

$$A_i(m^2) = \text{Área de instalación}$$

$$A_{\text{específica}} \left(\frac{m^2}{m^3} \right) = \text{Área específica}$$

1.5.-Tanque de permeado

Para diseñar el volumen del tanque intermedio de permeado primero se determina el caudal de retrolavado (Q_r) con la siguiente ecuación:

$$Q_r \left(\frac{m^3}{s} \right) = J_b \left(\frac{m^3}{hm^2} \right) \times A_f(m^2) \quad \text{[Ecuación 3.30]}$$

Se calcula el volumen necesario de permeado que se requiere para el retrolavado, siendo este el volumen del tanque intermedio de permeado.

$$V_n(m^3) = Q_r \left(\frac{m^3}{s} \right) \times t_r(s) \quad \text{[Ecuación 3.31]}$$

Posteriormente, se calcula el volumen que entra dentro de un ciclo de filtrado (V_e) con el tiempo de filtración (t_f), el área de instalación (m^2) y el flujo de filtración (J_f):

$$V_e(m^3) = J_f \left(\frac{m^3}{dm^2} \right) \times A_i(m^2) \times t_f(h) \quad \text{[Ecuación 3.32]}$$

Siempre y cuando el volumen de entrada sea mayor al volumen de retrolavado, se toma como volumen de tanque de permeado, el volumen necesario. Por lo contrario, si el volumen necesario es mayor al que entra en el ciclo de filtración, no hay agua en el interior del tanque de permeado, y además las condiciones de operación son inviables ya que se produce menos agua que la que se requiere para realizar la limpieza física.

1.6.-Tanque de limpieza de CIP

Se necesita diseñar un tanque que contenga NaOCl para limpiar los cassettes de membranas cuando el ensuciamiento sea irreversible (Capítulo1).

El volumen del tanque tendrá unas dimensiones que permitan introducir un cassette, de tal forma que cuando termine el proceso de limpieza, este se retire y se introduzca otro, si es necesario. Por tanto, para calcular el volumen del tanque de limpieza se sobredimensiona el volumen del cassette, es decir:

$$V_{tl} = (Ancho + 0,5) \times (Alto + 0,1) \times (Largo + 0,5) \quad \text{[Ecuación 3.33]}$$

1.7.- Diseño de un biorreactor

El volumen del reactor depende de la relación de disponibilidad/consumo de sustrato (F/M), cuyo valor es bajo si hay bastantes microorganismos y poco sustrato [Ecuación 3.34]:

$$\left(\frac{F}{M}\right) = \frac{Q_f \left(\frac{m^3}{d}\right) \times DQO_s \left(\frac{mg O_2}{l}\right)}{V_r (m^3) \times [MLSS] \left(\frac{g}{l}\right)} \quad \text{[Ecuación 3.34]}$$

2.-Costes de un biorreactor de membrana (MBR)

Para la determinación de los costes de los equipos empleados, se hizo uso de los costes estandarizados por Judd, 2010 [Tabla 3.1]:

PARÁMETROS	UNIDAD	VALOR
Coste de la membrana (C_m)	€/m ²	50
Coste de tanque civil (C_t)	€/m ³	220
Coste energético (C_e)	€/kWh	0,092
Coste del compresor (C_c)	€/(l/min)	1,795
Coste de la bomba (C_b)	€/(m ³ /h)	20
Tasa de inversión (i)	%	0,06
Costes del difusor (C_d)	€	60

Tabla 3.1. Costes de los equipos de instalación (Judd, 2010)

2.1.-Determinación del CAPEX

El CAPEX es la cantidad de inversión en equipos e instalaciones con el fin de mantener un servicio o producción.

Por ello, se calcula el coste de cada equipo que se empleó para saber cuánto costará en total el diseño de la instalación.

Costes de la membrana

$$C_{membrana}(\text{€}) = C_m \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^2} \right) \times A_i (\text{m}^2) \quad [\text{Ecuación 3.35}]$$

Costes del tanque civil

$$C_{tanque\ civil}(\text{€}) = C_t \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3} \right) \times V_m (\text{m}^3) \quad [\text{Ecuación 3.36}]$$

Costes del tanque biológico

$$C_{\text{tanque biológico}}(\text{€}) = C_t \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3} \right) \times V_r (\text{m}^3) \quad \text{[Ecuación 3.37]}$$

Costes del compresor de la membrana

$$C_{\text{compresor}}(\text{€}) = C_c \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3/\text{h}} \right) \times Q_a \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \quad \text{[Ecuación 3.38]}$$

Costes del compresor biológico

$$C_{\text{compresor}}(\text{€}) = C_c \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3/\text{h}} \right) \times Q_a \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \quad \text{[Ecuación 3.39]}$$

Difusores

$$C_{\text{difusores}} = C_d \times N_{\text{difusores}}^0 \quad \text{[Ecuación 3.40]}$$

Costes de la bomba

$$C_{\text{bomba}}(\text{€}) = C_b \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3/\text{h}} \right) \times Q_p \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \quad \text{[Ecuación 3.41]}$$

Costes del tanque intermedio permeado

$$C_{\text{tanque civil}}(\text{€}) = C_t \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3} \right) \times V_{tp} (\text{m}^3) \quad \text{[Ecuación 3.42]}$$

Tanque de limpieza

$$C_{\text{tanque limpieza}}(\text{€}) = C_t \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3} \right) \times V_{tl}(\text{m}^3) \quad \text{[Ecuación 3.43]}$$

Costes de la bomba de retrolavado

$$C_{\text{bomba retrolavado}}(\text{€}) = C_b \left(\frac{\text{€}}{\text{m}^3/\text{h}} \right) \times Q_{pr} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \quad \text{[Ecuación 3.44]}$$

2.2.-Determinación del OPEX

El OPEX se refiere a los costos asociados con el mantenimiento de equipos y de funcionamiento. Se emplea para saber cuánto es el coste energético total de la instalación.

Coste de la aireación de la membrana

$$C_{\text{aireación de la membrana}}(\text{€}) = C_e \left(\frac{\text{€}}{\text{Kwh}} \right) \times W_c \left(\frac{\text{kwh}}{\text{h}} \right) \times \left(\frac{t_b}{t_f + t_b} \right) \quad \text{[Ecuación 3.45]}$$

Coste de la aireación biológica

$$C_{\text{aireación biológica}}(\text{€}) = C_e \left(\frac{\text{€}}{\text{Kwh}} \right) \times W_{c(\text{biológico})} \left(\frac{\text{kwh}}{\text{año}} \right) \quad \text{[Ecuación 3.46]}$$

Costes del consumo de la bomba de permeado

$$C_{\text{bomba permeado}}(\text{€}) = C_e \left(\frac{\text{€}}{\text{Kwh}} \right) \times W_b \left(\frac{\text{kwh}}{\text{año}} \right) \quad \text{[Ecuación 3.47]}$$

Coste del consumo de la bomba de retrolavado

$$C_{bomba\ de\ retrolavado}(\text{€}) = C_e \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \times W_{b(\text{retrolavado})} \left(\frac{\text{kWh}}{\text{año}} \right) \times \left(\frac{t_b}{t_f + t_b} \right) \quad [\text{Ecuación 3.48}]$$

Coste de la limpieza química

El modo de operación convencional establece tiempos predeterminados de limpiezas químicas de la membrana, sin tener en cuenta el grado de ensuciamiento irreversible de la membrana. Con el modo de operación por presión de consigna, a medida que el ensuciamiento de la membrana se incrementa el tiempo de filtración se reduce, por tanto, la limpieza química se realiza cuando el tiempo de filtración disminuye considerablemente y las limpiezas físicas no permiten recuperar la operatividad del sistema.

- **Paso 1.** Se establece que la variación de flujo neto entre el total y el de diseño sea de 1 m^3 , para establecer la limpieza química. Con este criterio se obtiene el valor del flujo neto total ($J_{\text{net}t}$).
- **Paso 2.** Se calcula el tiempo de filtración una vez obtenida el flujo neto total despejando de la [Ecuación 3.11].
- **Paso 3.** Con la presión transmembrana de consigna, la velocidad de ensuciamiento y el tiempo de filtración se calcula la presión transmembrana inicial utilizando la [Ecuación 3.10].
- **Paso 4.** Una vez conocido el valor de la presión transmembrana inicial, se calcula el valor del ensuciamiento irreversible a partir de la [Ecuación 3.7].
- **Paso 5.** Se calcula el valor del tiempo de operación del tanque CIP a partir del ensuciamiento irreversible ya calculado utilizando la [Ecuación 3.1]. Para obtener la frecuencia, se dividirá el tiempo entre los días del año.

- **Paso 6.** Se determina los kilogramos de hipoclorito sódico consumidos en un CIP.

$$\frac{Kg\ NaOCl}{1\ CIP} = [NaOCl] \times (V_{tl}) \quad \text{[Ecuación 3.49]}$$

- **Paso 7.** Con la frecuencia y los kilogramos de NaOCl utilizados, se puede establecer el coste de limpieza química.

$$C_{limpieza\ química} \left(\frac{€}{año} \right) = C_{NaOCl} \times \frac{KgNaOCl}{1\ CIP} \times frecuencia \quad \text{[Ecuación 3.50]}$$

2.3.-Determinación del NPV

EL NPV o valor presente neto es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de cajas futuros, originados por una inversión. Se descuenta al momento actual, todos los flujos de caja futuros o en determinar la equivalencia en el tiempo cero de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar con esta equivalencia el desembolso inicial.

Como este proyecto se basa en el estudio del coste en treinta años, se establece que cada diez años se vuelve a invertir en equipos, por lo que el sumatorio de CAPEX a lo largo de los treinta años se ve incrementado. Por otro lado, como el OPEX calculado es para un año, habrá que ir multiplicándolo por cada año transcurrido.

Una vez obtenido el total de CAPEX y de OPEX cada año y a partir de la tasa de interés (i) y de los años (n), se puede calcular el NPV [Ecuación 3.51].

$$NPV = \sum_{n=0}^{30} \frac{CAPEX+OPEX}{(1+i)^n} \quad \text{[Ecuación 3.51]}$$

Capítulo 4

Resultados

1.-Validación de los modelos matemáticos

El ensuciamiento de la membrana en un MBR está caracterizado por una progresiva acumulación de materiales sobre la superficie de la misma (Drews, 2010). En el caso de que el sistema este operado con el modo de operación convencional temporizado, el ensuciamiento de la membrana no está controlado, y por tanto, se pueden producir episodios de elevado ensuciamiento sin realizar protocolos de limpieza o una pérdida de productividad debido a excesivas limpiezas sin que la membrana presente ensuciamiento (Villarroel et al., 2013). El modo alternativo de operación basado en la presión de consigna presenta la ventaja de establecer un ensuciamiento máximo permitido para el inicio de las limpiezas físicas, por tanto, con este modo de operación no se evita que la membrana se ensucie, sino que por el contrario permite un grado de ensuciamiento que el sistema es capaz de controlar.

El ensuciamiento residual se define como aquel que el retrolavado no permite eliminar (Drews, 2010). Cuando el sistema es operado con el sistema alternativo de operación por presión de consigna se puede diferenciar dos comportamientos en el ensuciamiento residual (Vera et al., 2015). Durante las primeras 50 horas de operación se observa un rápido crecimiento de la resistencia asociada al ensuciamiento residual interno (R_{if}) y una vez alcanzado el régimen estacionario el ensuciamiento residual se caracteriza por un progresivo y lento crecimiento [Figura 4.1].

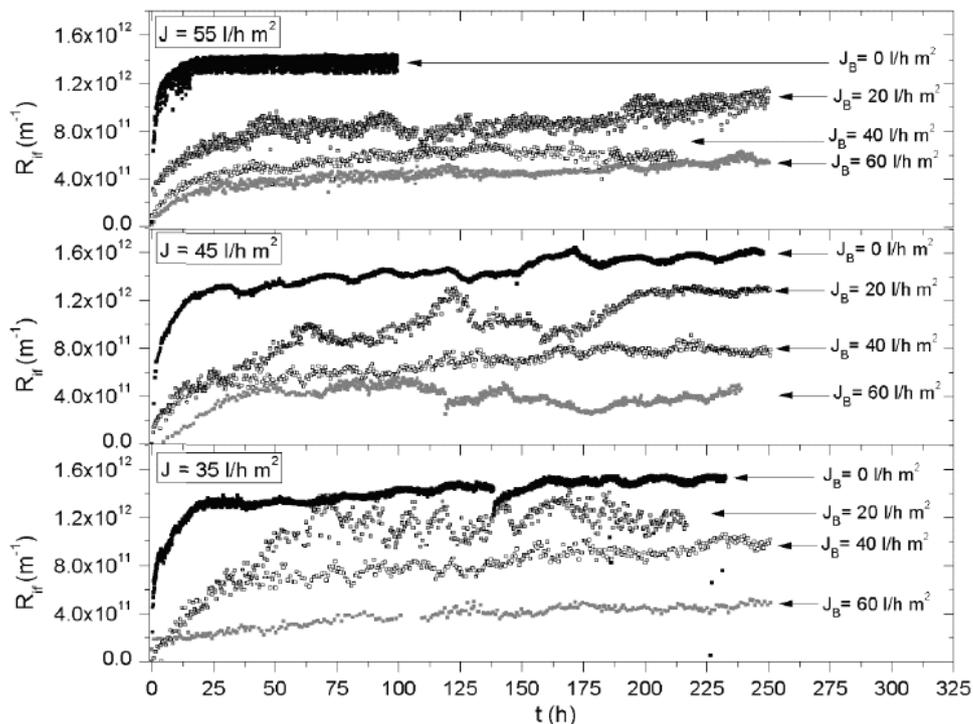


Figura 4.1. Evolución del R_{if} para las diferentes condiciones de filtración (Vera et al., 2015)

El ensuciamiento residual de la membrana tradicionalmente se ha asociado al bloqueo interno de poros o la compactación de la torta (Wang et al., 2014). Aunque el bloqueo de poros es causado por coloides y macromoléculas, se ha admitido que material adyacente a la membrana expuesto a grandes fuerzas compresivas puede sufrir deformación y como consecuencia, puede bloquear los poros (Foley 2017; Sioutopoulos et al., 2015). Por tanto, en los primeros ciclos de filtración, donde la membrana no presenta ensuciamiento, los ciclos tienen una larga duración y por tanto, el material depositado es sometido a elevadas fuerzas compresivas que generan la consolidación del ensuciamiento que inicialmente es reversible alcanzando el grado de residual (Vera et al., 2015; Díaz et al., 2017).

Matemáticamente se ha establecido un modelo empírico que permite predecir el ensuciamiento residual de la membrana en un MBR terciario operado con el modo alternativo por presión de consigna (Vera et al., 2015). El modelo descrito por la ecuación 4.1 asume que el ensuciamiento residual reduce gradualmente el área disponible para la filtración por la consolidación del ensuciamiento, y además, la velocidad de reducción del área disponible es proporcional al área disponible a cada tiempo (t) y a la constante cinética, (K_c). Es decir, el modelo empírico establece que el ensuciamiento residual interno observado, puede atribuirse principalmente al proceso de consolidación de la torta que tiene lugar en los primeros ciclos de filtración/retrolavado.

$$R_{if} = R_{if\,asym} (1 - e^{-k_c t}) + r_{if} t \quad \text{[Ecuación 4.1]}$$

El parámetro (R_{if})_{asym} es el valor asintótico durante el periodo inicial, K_c es la constante cinética y r_{if} es la velocidad de ensuciamiento residual en el periodo estacionario. La constante cinética (K_c) no se ve afectada ni por el flujo de retrolavado, ni por el de filtración (Vera et al., 2015). El valor de (R_{if})_{asym} representa el área máxima que puede ser reducida mediante la consolidación, y como era de esperar, éste valor decrece linealmente con el flujo de retrolavado, independientemente del flujo de filtración impuesto (Vera et al., 2015). Además, el ajuste automático de la frecuencia del retrolavado con el modo de operación por presión de consigna permite que el ensuciamiento residual sea independiente de las características de la suspensión biológica puesto que el grado de ensuciamiento permitido es el mismo independientemente de la filtrabilidad de la suspensión (Díaz et al., 2017).

Las figuras 4.2 y 4.3 muestran la evolución del ensuciamiento residual interno para experimentos llevados a cabo en el desarrollo de la Tesis Doctoral de Díaz (2016), con flujos de filtración y de retrolavado de 45 L/hm² y 60 L/hm², respectivamente. La figura 4.2 representa los resultados encontrados con una nitrificación total del efluente, mientras, la figura 4.3 muestra los resultados cuando el sistema es operado con una nitrificación parcial. En ambos casos, el modelo empírico presenta una elevada correlación con los resultados experimentales. Las fluctuaciones observadas en las distintas condiciones pueden ser producidas por los significativos cambios en las condiciones ambientales [Figuras 4.2 y 4.3].

En conclusión, el modelo matemático puede ser empleado para determinar el ensuciamiento residual a cualquier instante de tiempo (t).

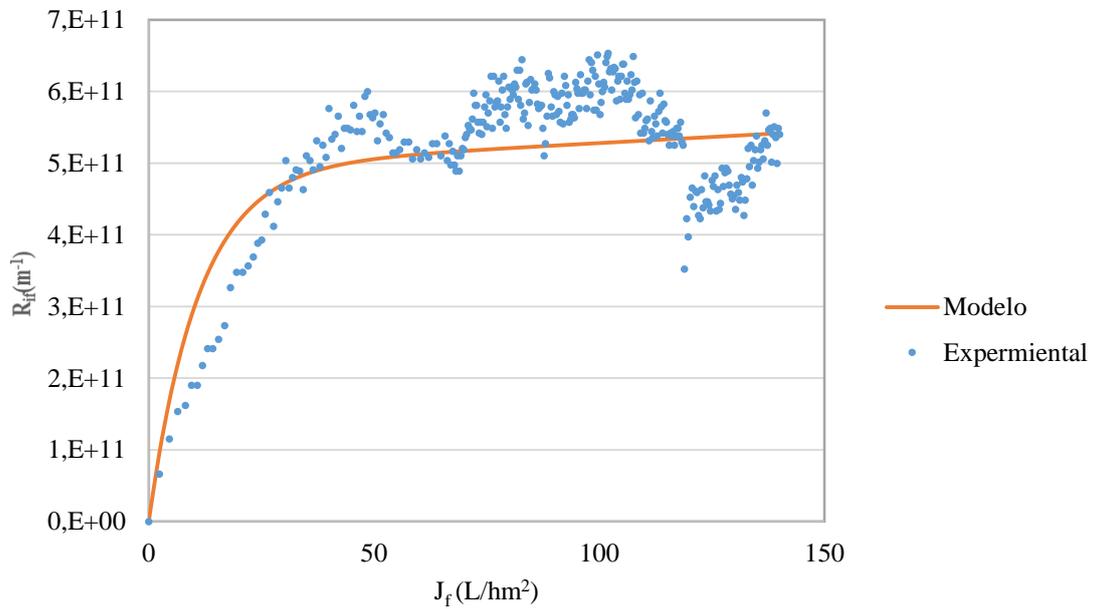


Figura 4.2. Evolución típica del ensuciamiento residual interno y ajuste de los datos experimentales al modelo empírico con nitrificación total; $J_f=45 \text{ L/hm}^2$ y $J_b=60 \text{ L/hm}^2$

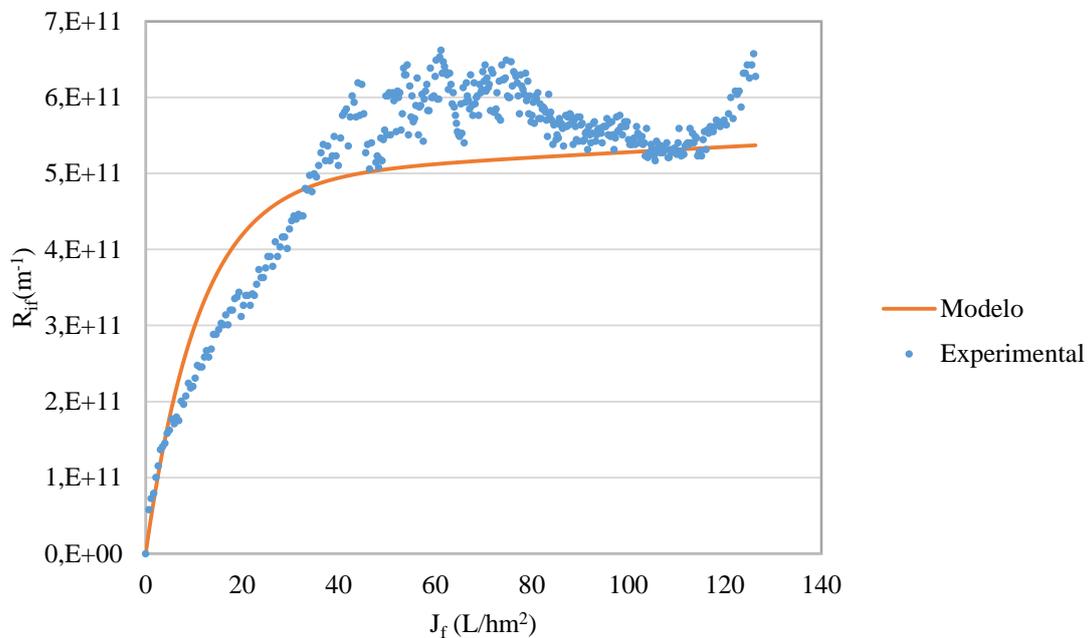


Figura 4.3. Evolución típica del ensuciamiento residual interno y ajuste de los datos experimentales al modelo empírico con nitrificación parcial; $J_f=45 \text{ L/hm}^2$ y $J_b=60 \text{ L/hm}^2$

El modo de operación temporizado preestablece una duración determinada de la filtración. Sin embargo, con el modo alternativo por presión de consigna el tiempo de filtración (t_f) es una variable y depende de las características de la suspensión (Díaz et al., 2016) y de las condiciones de filtración (Díaz et al., 2017). Durante las primeras 50 horas de operación y debido al fenómeno de consolidación, el tiempo de filtración se ve enormemente reducido independientemente de las condiciones impuestas (Vera et al., 2015). Sin embargo, una vez alcanzado el régimen estacionario el tiempo de filtración se mantiene constante en función de las condiciones impuestas, es decir, el modo alternativo permite obtener la duración óptima del tiempo de filtración. Por otro lado, la velocidad de ensuciamiento reversible depende de las características de la suspensión y del flujo de filtración (Díaz et al., 2017).

La operación en filtración frontal permite asumir el modelo de construcción de torta compresible (Vera et al., 2014), donde la resistencia específica de la torta es proporcional a la concentración de biopolímeros (BPC) en la suspensión filtrante (Capítulo 3). La concentración de BPCs ha resultado ser un parámetro clave para determinar el potencial grado de ensuciamiento de una suspensión (Díaz et al., 2016 y Díaz et al., 2017).

Por tanto, y tal como se establece en el Capítulo 3, el modelo del ensuciamiento residual combinado con el modelo de construcción de torta compresible, y la relación lineal entre BPC y resistencia específica de la torta, permite predecir el tiempo de filtración para unas determinadas condiciones de operación de un MBR terciario operado con el modo alternativo por presión de consigna.

La tabla 4.1 muestra los valores los valores de flujo neto obtenidos en los mismos experimentos mostrados en las Figuras 4.2 y 4.3, así como los valores encontrados usando los modelos propuestos en el presente Trabajo Fin de Grado. Como se puede observar, los valores de flujo neto obtenidos son prácticamente iguales a los encontrados experimentalmente con un error de un 5% y 1 % para la nitrificación total y parcial, respectivamente.

	Nitrificación Total		Nitrificación Parcial	
	Experimental	Modelo	Experimental	Modelo
J_{net} (L/hm ²)	42,2	44,7	40,1	41,95

Tabla 4.1. Valores del flujo neto J_{net} (L/hm²) obtenidos experimentalmente y siguiendo el modelo descrito, con nitrificación parcial y total; $J_b=60$ (L/hm²) y $J_f=45$ (L/hm²).

2.- Datos de partida del análisis económico

Para poder analizar económicamente el modo de operación por presión de consigna, se ha supuesto un biorreactor de membrana como tratamiento terciario de un sistema convencional de lodos activos para el tratamiento de aguas residuales urbanas. Éste MBR estará equipado con el módulo comercial ZeeWeed ZW-500D (GE Water & Process Technologies). Éstas consisten en membranas de fibra hueca con un diámetro de poro de $0.04 \mu\text{m}$ y $1,9 \text{ mm}$ de diámetro exterior [Tabla 4.2].

Material	Tamaño de poro nominal (μm)	Propiedades superficiales	Ancho(A) (m)	Largo(C) (m)	Alto(B) (m)
PVDF	0,04	Non-ionic & Hydrophilic	0,844	0,049	2,198

Tabla 4.2. Propiedades de los módulos empleados (GE Power, 2017)

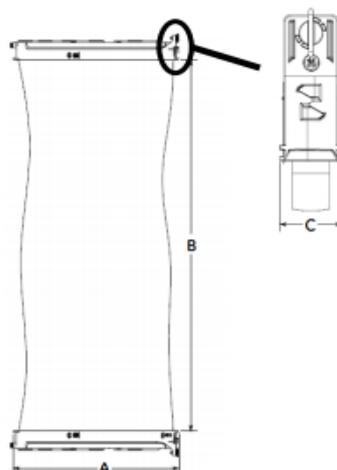


Figura 4.4. Dimensiones de los módulos (GE Power, 2017)

El diseño hipotético del MBR terciario fue planteado para un caudal de 15.000 m³/d. La Tabla 4.3 muestra las características medias del agua de alimentación que se empleó en Díaz (2016). El influente se caracteriza en función de la demanda biológica en 5 días (DBO₅), la demanda química de oxígeno total y soluble (DQO y DQO_s, respectivamente), los sólidos totales suspendidos (SST), el nitrito NO₂⁻, el carbono orgánico total (TOC), nitrato NO₃⁻ y amonio NH₄⁺.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
DBO ₅	(mg O ₂ /L)	58,26
DQO	(mg/L)	264,82
DQO _s	(mg/L)	67
TOC	(mg/L)	21,77
NH ₄ ⁺	(mg/L)	47,15
NO ₃ ⁻	(mg/L)	0,63
NO ₂ ⁻	(mg/L)	0,74
SST	(mg/L)	166,8

Tabla 4.3. Principales características del caudal de alimentación (Díaz, 2016).

Por último, otros valores a considerar son el número de módulos por cassette, el área de filtración y el área específica de membrana [Tabla 4.4] y, los parámetros necesarios para el diseño de las bombas y de los compresores [Tabla 4.5].

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
Área de filtración (A _f)	(m ²)	31,6
Nº módulos por cassette	(Nm)	48
Área específica	(m ² /m ³)	45

Tabla 4.4. Parámetros de área de filtración, área específica y número de módulos por cassettes necesarios (Judd, 2010).

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
P_{A1}	(kPa)	101,3
P_{A2}	(kPa)	150,35
T	(k)	293
λ	(J/kg K)	1,4
ξ compre	-	0,6
ξ bomba	-	0,75
i	(%)	0,06
R	(KJ/Kmol K)	8,314

Tabla 4.5. Parámetros de las bombas y compresores de la instalación (Judd, 2010).

3.-Influencia de las condiciones de operación sobre los costes de instalación

3.1.-Área requerida y número de cassettes

La figura 4.5 muestra el área requerida para un biorreactor de membrana terciario (MBR_t) operado con el modo alternativo de operación y diferentes flujos de filtración (J_f) para un caudal de tratamiento de 15.000 m³/d en condiciones diferentes de nitrificación.

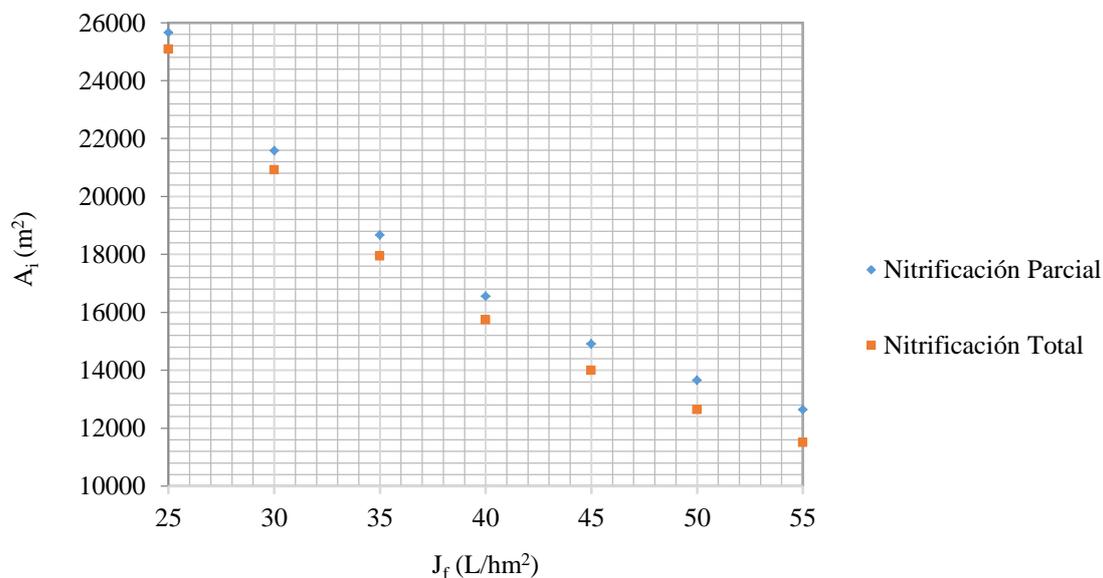


Figura 4.5. Área requerida A_i (m²) frente al flujo de filtración J_f (L/hm²) que atraviesa la membrana.

Tal como se observa en la figura 4.5, el área de membrana requerida para tratar el agua residual aumenta conforme se disminuye el flujo de filtración, debido a la propia definición de flujo de filtración. Sin embargo, si se emplea el modo alternativo por presión de consigna, el ensuciamiento afecta considerablemente al flujo neto (J_{net}), y por ende al área requerida (A_i) [Ecuación 4.2].

$$A_i(\text{m}^2) = \frac{Q_f(\text{m}^3/\text{L})}{J_{net}(\frac{\text{L}}{\text{hm}^2})} \quad \text{[Ecuación 4.2]}$$

La reducción de la concentración de oxígeno disuelto para el proceso biológico genera un incremento importante de la resistencia de la torta, debido principalmente a la presencia de partículas de menor tamaño y al incremento de la concentración de BPC en el medio, debido a la baja biofloculación de la suspensión (Díaz et al., 2017). Por ello, cuando el sistema opera con nitrificación parcial, donde la aireación para el proceso biológico está restringida, se requiere una mayor área de membrana comparado con los resultados encontrados para la nitrificación total [Figura 4.5].

En la tabla 4.6 se muestra el valor de la resistencia de la torta (α), el tiempo de filtración (t_f), el flujo neto (J_b) y la variación entre el flujo neto y el flujo de filtración (ΔJ) para flujos de filtración (J_f) de 25, 40 y 55 L/h m² en diferentes condiciones de nitrificación.

Nitrificación Total					Nitrificación Parcial			
$J_f(\text{L}/\text{hm}^2)$	α	$t_f(\text{h})$	$J_{net}(\text{L}/\text{hm}^2)$	$\Delta J(\text{L}/\text{hm}^2)$	α	$t_f(\text{h})$	$J_{net}(\text{L}/\text{hm}^2)$	$\Delta J(\text{L}/\text{hm}^2)$
25	1,89E+12	10,46	24,93	0,06	1,85E+13	1,11	24,37	0,6
40	1,89E+12	3,51	39,76	0,23	1,85E+13	0,37	37,82	2,2
55	1,89E+12	1,55	54,39	0,59	1,85E+13	0,17	49,48	5,5

Tabla 4.6. Resistencia de la torta (α), tiempo de filtración t_f (h) y flujo neto J_{net} (L/hm²) para el distinto flujo de filtración J_f (L/hm²), al operar a nitrificación parcial y total a las 100 horas de operación.

Como se puede observar en la tabla 4.6, para un mismo tiempo de operación (100 h), la resistencia de la torta (α) se mantiene constante independientemente del flujo de filtración. Sin embargo, este parámetro sí que se ve afectado por las condiciones biológicas.

El valor propuesto, en función de los modelos empleados, es 10 veces superior cuando el sistema es operado con nitrificación parcial. Este resultado está asociado a la baja biofloculación de la suspensión y que genera un depósito sobre la membrana que es altamente compacto y que, por tanto, incrementa la resistencia al paso del fluido (Díaz et al., 2017). Este parámetro afecta directamente al tiempo de filtración que se ve notablemente reducido cuando el sistema es operado con nitrificación parcial.

Por otro lado, se puede observar que un incremento en el flujo de filtración genera una mayor pérdida de flujo neto (ΔJ) independientemente de las condiciones biológicas. Este fenómeno se debe por un lado, al incremento de la velocidad de deposición de materiales sobre la membrana, debido a que el sistema opera en filtración frontal. Por otra parte, el sistema siempre opera a la misma presión transmembrana de consigna (TMP_{sp}) ya fijada, por los ensayos realizados por Vera et al. (2014), en 30 KPa. Al incrementar el flujo de filtración se incrementa la presión inicial del sistema y por tanto, el salto de presión permitido es menor, disminuyendo el tiempo de filtración en cada ciclo de filtrado.

3.2.-Necesidades de aireación

3.2.1.-Aireación biológica

Las condiciones de filtración no afectan al reactor biológico, que depende únicamente de si se opera en nitrificación parcial o total [Tabla 4.7]. Para desarrollar la nitrificación parcial se necesita una aireación biológica menor, ya que no se alcanza un grado nitrificación completa como en el caso de la nitrificación total.

En la tabla 4.7 se muestra las necesidades de aireación total que hay que aplicar en el reactor biológico, el número de difusores necesarios para abastecer esa necesidad, el caudal de aireación biológica (Q_a) y la potencia del compresor biológico.

	Necesidades de aireación totales (kg/d)	Nº de difusores necesarios	Aireación biológica Q_a (Nm ³ /h)	Compresor biológico (KWh/h)
Nitrificación Parcial	147.266	15.140	23.417	244
Nitrificación Total	154.540	15.888	24.574	256

Tabla 4.7 Caudal de aireación biológica Q_a (Nm³/h), número de difusores, potencia del compresor biológico W_c (KWh/h) y necesidades de aireación en (kg/d) del reactor biológico con nitrificación parcial y con nitrificación total.

Como se puede observar, las necesidades de aireación al operar a nitrificación parcial son inferiores a las que se requiere para operar en nitrificación total. Esto se debe a que la nitrificación total requiere una mayor concentración de oxígeno para transformar completamente el amonio (NH_4^+) en nitrato (NO_3^-). Al precisarse mayor aireación en la nitrificación total, se requerirá mayor número de difusores, al igual que una mayor potencia del compresor con el que operar.

El funcionamiento de biorreactores de membrana terciario (MBRt) a baja concentración de oxígeno disuelto reduce el consumo de energía asociado con la aireación biológica. Sin embargo, el bajo nivel de oxígeno afecta a la actividad biológica, la biofloculación del lodo y favorece la construcción del ensuciamiento.

Las principales propiedades del efluente y las características de la suspensión en un biorreactor de membrana terciario operado en nitrificación parcial y total se resumen en la tabla 4.8 (Díaz, 2016).

	Nitrificación parcial	Nitrificación total
F/M (kg DQO/Kg MLSS · día)	0,0269	0,0257
DQOs (mg/L)	18,03	16,52
DBO ₅ (mg O ₂ /L)	3,97	3,63
TOC (mg/L)	8,23	8,92
NH ₄ ⁺ (mg/L)	16,66	0,56
NO ₃ ⁻ (mg/L)	31,2	45,02
NO ₂ ⁻ (mg/L)	0,05	0,02
MLSS (mg/L)	6,8	7,1
BPC (mg DOC/L)	6	1

Tabla 4.8. Propiedades del agua residual al operar que sale del tanque biológico al operar a nitrificación parcial y a nitrificación total (Díaz, 2016)

Para una mejor comprensión de los datos presentados en la tabla 4.8, hay que tener en cuenta que en el proceso de nitrificación, el amonio se transforma en nitrito y éste a su vez, en nitrato. Durante la nitrificación parcial no se alcanza un grado de nitrificación completa, por lo que se transformará menos amonio en nitrato. En la nitrificación total, dicho amonio se transforma casi íntegramente en nitrato. Esto generará una mayor presencia de amonio en el efluente cuando se opera bajo nitrificación parcial.

Como se puede observar, la relación de disponibilidad/consumo de sustrato a los microorganismos (F/M) en nitrificación parcial y total es similar, por lo que el volumen del tanque biológico será análogo para ambos casos [Ecuación 3.34]. Este resultado está relacionado con las condiciones de limitación de sustrato impuestas en el biorreactor y que además, afectan considerablemente a la concentración de sólidos suspendidos en el sistema.

La limitación de sustrato impuesta es una de las principales ventajas de la operación de un MBR terciario, debido a que el sistema opera sin purga de lodos, y por tanto, no existe una producción de residuos sólidos a tratar.

En cuanto a los biopolímeros (BPC), su presencia es mayor al operar en nitrificación parcial, generando un mayor ensuciamiento en las membranas y un incremento en los costes de la instalación. Esto se debe a que, al haber una menor aireación biológica [Tabla 4.7], la biofloculación disminuye. Durante la biofloculación, los microorganismos consumen parcialmente la materia orgánica soluble (BPC) y producen EPS, los cuales inducen la floculación de los coloides.

3.2.2.-Aireación de la membrana

La deposición de incrustaciones y la reversibilidad fueron evaluados por Díaz (2016) para diferentes grados de nitrificación, a diferentes flujos de filtración y con un retrolavado constante ($J_b = 60 \text{ L/hm}^2$, $t_b = 30 \text{ s}$, $SAD_m = 3,1 \text{ Nm}^3/\text{hm}^2$), con el fin de analizar el comportamiento dinámico de la compresión de la torta en ciclos consecutivos de filtración/retrolavado a una presión transmembrana de consigna (TMP_{sp}) de 30 kPa. A la vista de los resultados obtenidos, se decidió realizar el estudio económico a diferentes flujos de filtración, operando en modo frontal y solamente aplicando un esfuerzo tangencial durante el retrolavado, mediante la aireación de la membrana.

Conociendo la demanda de aireación a la membrana (SAD_m), se puede saber el caudal de aireación (Q_a) y la potencia necesaria por el compresor que airea la membrana (W_c) a diferentes flujos de filtración (J_f) [Figura 4.6].

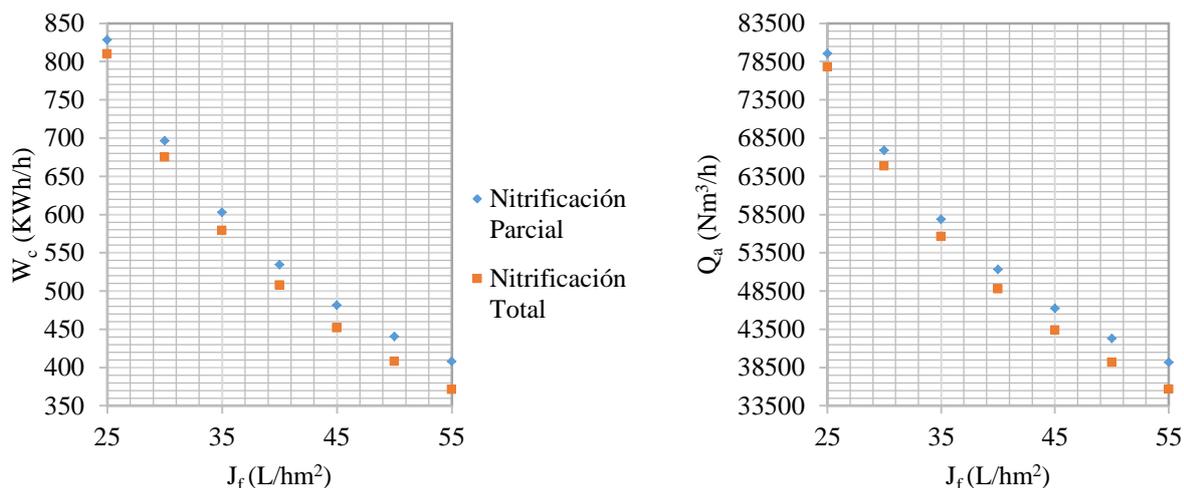


Figura 4.6. Potencia del compresor de membrana W_c (KWh/h) y caudal de aireación Q_a (Nm³/h) frente al flujo de filtración J_f (L/hm²), a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60.

Como se puede observar en la figura 4.6, el caudal de aireación disminuye a medida que aumenta el flujo de filtración. Este comportamiento está relacionado con el área requerida (A_i), ya que a medida que aumenta el flujo de filtración J_f (L/hm^2) el área de membrana necesaria para la instalación disminuye (apartado 3.1) y por tanto, disminuye también el caudal de aire necesario para promover turbulencias [Ecuación 4.3].

$$Q_a \left(\frac{Nm^3}{h} \right) = SAD_m \times A_i \quad \text{[Ecuación 4.3]}$$

Por otro lado, independientemente del flujo de filtración impuesto, en condiciones de nitrificación parcial se necesita de una mayor potencia de aireación de la membrana. Esto ocurre porque la aireación de la membrana está relacionada directamente con el ensuciamiento que se acumula en la superficie, ya que a un mayor ensuciamiento, la frecuencia con la que se lleva a cabo el retrolavado aumenta y por tanto, se requeriría mayor caudal de aire para limpiar la superficie de la membrana.

3.3.-Necesidades de impulsión

Para el proceso de filtración en el biorreactor de membrana (MBR) se necesitan dos bombas, una de vacío que permita que el permeado atraviese la membrana y otra bomba de retrolavado. Esta última se activa cuando el ensuciamiento acumulado en la superficie de la membrana ha aumentado de tal forma que la presión (TMP) ha alcanzado la presión transmembrana de consigna prefijada (TMP_{sp}).

Mientras está en funcionamiento la bomba de retrolavado, la de filtración se encuentra parada hasta que, transcurrido el tiempo de retrolavado, se activa de nuevo la bomba de filtración y se para la de retrolavado. Este ciclo se repite continuamente hasta que los ciclos de filtración son tan cortos que se requerirá de productos químicos para la limpieza de la membrana, tal y como se menciona en el apartado siguiente.

En las figuras 4.7 y 4.8 se muestra cómo varía la potencia de la bomba de filtración y de retrolavado al variar el flujo de filtración para los dos regímenes biológicos estudiados.

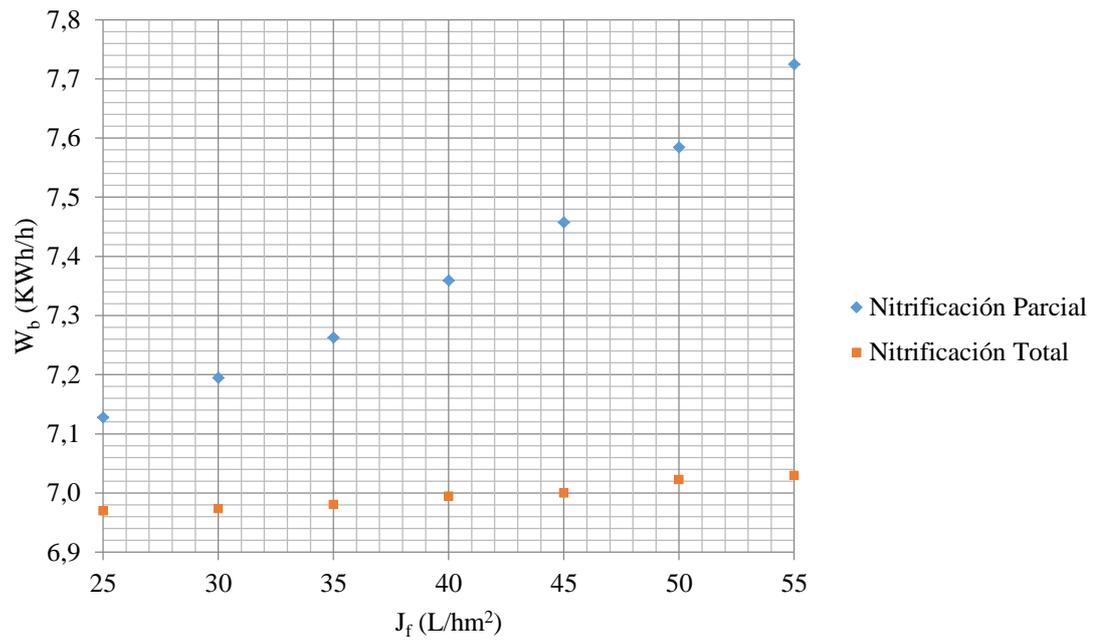


Figura 4.7 Representación de la potencia de la bomba de filtración W_b (KWh/h) frente a los diferentes flujos de filtración J_f (L/hm²), a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60 para nitrificación parcial y total.

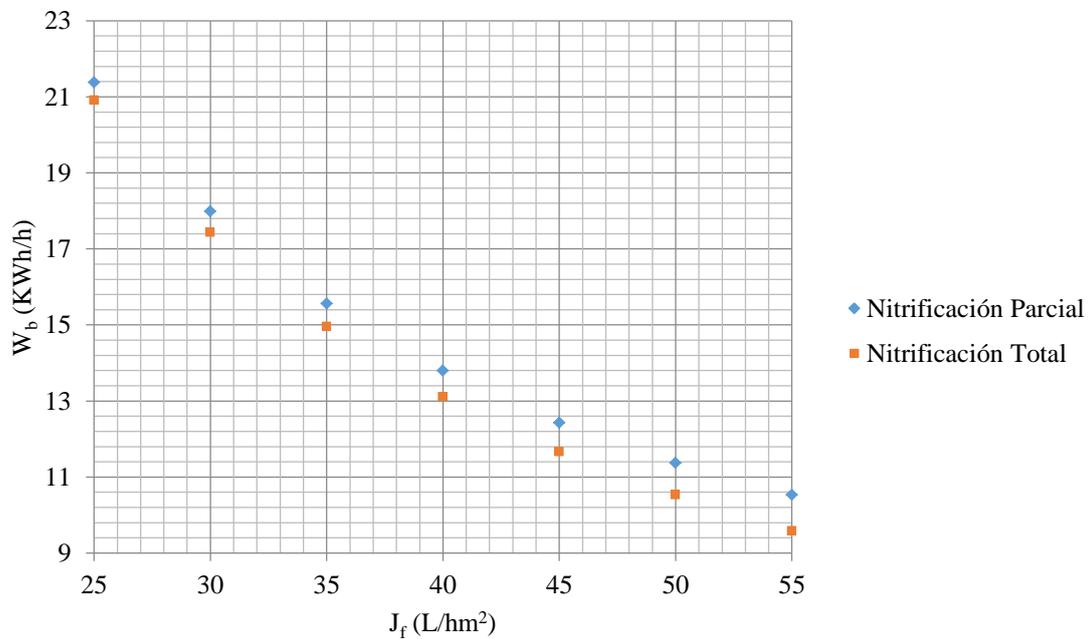


Figura 4.8. Representación de la potencia de la bomba de retrolavado W_b (KWh/h) frente a los diferentes flujos de filtración J_f (L/hm²), a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60 para nitrificación parcial y total.

Obviamente, cuanto mayor es el flujo de filtración J_f (L/hm^2), la potencia de la bomba tiene que ser mayor para poder filtrar grandes cantidades de permeado [Figura 4.7]. Todo lo contrario ocurre con la bomba de retrolavado, ya que cuanto mayor es el flujo de filtración, menor es el área requerida (A_i) (apartado 3.1) y, por tanto, menor es el caudal volumétrico de retrolavado (Q_b), puesto que en todas las condiciones se trabaja con el mismo flujo de retrolavado (J_b) [Ecuación 4.4].

$$Q_p = A_i \times J_b \quad \text{[Ecuación 4.4]}$$

Como se puede observar en ambas figuras [Figura 4.7 y 4.8], al operar en nitrificación parcial se requiere de una mayor potencia de la bomba de filtración y retrolavado. Esto se debe a que, al no alcanzarse el grado de nitrificación total en el reactor biológico, el ensuciamiento que se retiene en la superficie de la membrana presenta una mayor resistencia específica. En estas condiciones, el flujo neto de permeado se ve reducido, incrementando el área requerida para tratar el caudal de agua residual, incrementando las necesidades de impulsión tanto para la filtración, como para el retrolavado.

Sin embargo, este efecto es mucho más significativo para la potencia de la bomba de filtración [Figura 4.7], este comportamiento se explica por la enorme pérdida de flujo neto (ΔJ) que experimenta el sistema cuando trabaja en nitrificación parcial. Por ejemplo, si se toma un flujo de filtración de $55 L/hm^2$, para nitrificación total el parámetro ΔJ es de 0,59 mientras que para nitrificación parcial alcanza los 5,5. Además esta pérdida se hace más acusada a medida que se incrementa el flujo de filtración pasando de 0,6 a 5,5 para flujos de filtración de 25 y $55 L/hm^2$, respectivamente, si el sistema opera con nitrificación parcial. Estos resultados explican el aumento exponencial de las necesidades de impulsión para la bomba de filtración con el flujo de filtración cuando el sistema opera con nitrificación parcial.

3.4.-Obra civil

Para el tratamiento terciario del agua depurada, se emplearán una serie de tanques donde se realizan todas las operaciones pertinentes.

-*Volumen del tanque de la membrana*= Donde se ubican los cassettes de membrana

-*Volumen del tanque de limpieza CIP*= Donde se coloca el cassette que necesite ser sometido a una limpieza química.

-*Volumen del tanque de permeado*= Donde se encuentra todo el agua necesario para el proceso de retrolavado.

-*Volumen del reactor*= Donde se realiza el proceso biológico para depurar el agua residual.

El volumen total de la instalación será por tanto la suma de los cuatro volúmenes ya indicados, que varía dependiendo de si se opera con nitrificación parcial o total [Tabla 4.9].

J_f (L/hm ²)	Volumen total para nitrificación total (m ³)	Volumen total para nitrificación parcial (m ³)
25	6.086	6.099
30	5.991	6.006
35	5.923	5.940
40	5.873	5.892
45	5.834	5.854
50	5.803	5.826
55	5.777	5.803

Tabla 4.9. Volumen total de la instalación con respecto el flujo de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60 operando con nitrificación parcial total.

En la tabla 4.9 se puede observar cómo aumenta el volumen total al disminuir el flujo de filtración. Esto se debe principalmente a que, si disminuye el flujo de filtración, aumenta el área instalada, por lo que se requeriría de un mayor volumen de tanque de membranas, suponiendo un posterior incremento en los costes capitales de los equipos de la instalación (CAPEX).

En la tabla 4.10 y 4.11 se presenta los porcentajes de volúmenes individuales de cada equipo de la instalación en función del flujo de filtración aplicado al trabajar a nitrificación parcial y a total.

J_f (L/hm ²)	Volumen del reactor (%)	Volumen del tanque CIP (%)	Volumen del tanque de la membrana (%)	Volumen del tanque de permeado (%)
25	90,19	0,25	9,35	0,21
30	91,58	0,26	7,99	0,18
35	92,59	0,26	6,99	0,16
40	93,35	0,26	6,25	0,14
45	93,95	0,27	5,66	0,13
50	94,41	0,27	5,21	0,12
55	94,78	0,27	4,84	0,11

Tabla 4.10 Representación de los diferentes volúmenes que consta la instalación frente al flujo de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando con nitrificación parcial.

J_f (L/hm ²)	Volumen del reactor (%)	Volumen del tanque CIP (%)	Volumen del tanque de la membrana (%)	Volumen del tanque de permeado (%)
25	90,38	0,25	9,16	0,21
30	91,81	0,26	7,76	0,17
35	92,85	0,26	6,73	0,15
40	93,65	0,26	5,95	0,13
45	94,28	0,27	5,33	0,12
50	94,78	0,27	4,84	0,11
55	95,21	0,27	4,42	0,10

Tabla 4.11 Representación de los diferentes volúmenes que consta la instalación frente al flujo de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando con nitrificación total.

El volumen del reactor donde se realizan los procesos biológicos no varía si se opera a nitrificación total o parcial, ya que dicho volumen depende directamente de la relación F/M [Ecuación 3.33], al ser tan parecidos [Tabla 4.8], el volumen de reactor biológico permanecerá constante para ambas condiciones de operación (5.500 m³).

Por otro lado, el volumen del tanque de limpieza (CIP) también se mantiene constante para ambas condiciones de operación, ya que se diseña el tanque en función de las dimensiones de solo un cassette, al que se le someterá una limpieza química para posteriormente volver a incorporarlo en el tanque donde se ubican los demás cassettes, realizando las funciones de separación. Los volúmenes de ambos tanques (el tanque biológico y el de limpieza) no varían en función del flujo de filtración J_f (L/hm²) puesto que éste solo afecta al tanque donde se ubican las membranas, que es donde realmente hay que considerar la filtración que se está realizando.

El volumen del tanque donde están colocados todos los cassettes (tanque de membranas) es mayor cuanto menor es el flujo de filtración J_f (L/hm²). Esto se debe a que a mayor flujo de filtración J_f (L/hm²), menor es el área de filtración (A_f) (apartado 3.1) y por ende, menor es el volumen que los contenga.

$$A_f(\text{m}^2) = \frac{Q_f(\text{m}^3/\text{d})}{J_f\left(\frac{\text{L}}{\text{hm}^2}\right)} \quad \text{[Ecuación 4.5]}$$

Por último, el volumen del tanque de permeado también es mayor cuanto menor es el flujo de filtración J_f (L/hm²) debido al área de membrana instalada. Evidentemente se requiere de un mayor volumen de agua para las limpiezas físicas si se instala un área de membrana mayor, siempre y cuando el sistema opere con el mismo flujo de retrolavado. Además, y debido al mismo motivo, cuando el sistema opera con nitrificación parcial necesita un incremento del tanque de permeado pasando de 6,6 a 5,7 m³ para la nitrificación parcial y total, respectivamente, si el sistema es operado con un flujo de filtración de 55 L/hm².

4.-Análisis de costes

4.1.-Estudio sobre el CAPEX

Tal y como se define en el Capítulo 3, el CAPEX es la cantidad de inversión en equipos e instalaciones necesarios para la planta destinada a la producción o al tratamiento de productos.

En la tabla 4.12 se muestran los diferentes CAPEX obtenidos a diferentes flujos de filtración (J_f) para las dos condiciones de tratamiento impuestas nitrificación total y parcial.

Coste CAPEX (€/año)		
J_f (L/hm ²)	Nitrificación parcial	Nitrificación total
25	6.657.103	6.651.591
30	6.050.056	6.030.310
35	5.617.161	5.587.891
40	5.301.984	5.258.446
45	5.057.412	4.999.586
50	4.869.371	4.797.238
55	4.719.008	4.627.809

Tabla 4.12 Coste CAPEX de la instalación a diferentes flujos de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando a nitrificación parcial y a nitrificación total.

Los costes CAPEX disminuyen al aumentar el flujo de filtración J_f (L/hm²) [Tabla 4.12], principalmente debido a que en esas condiciones se instala una menor área total de membranas (apartado 3.4).

Como se ha indicado en diferentes apartados, operando con nitrificación parcial, la suspensión biológica produce un ensuciamiento más compacto sobre la membrana, produciendo un incremento en el área requerida, que como en el caso anterior, incrementa los costes de instalación debido al aumento en el número de cassetes y al aumento en el volumen del tanque de membranas. Por otro lado, parece que la reducción de aireación para el proceso biológico en la nitrificación parcial, no afecta a los costes de instalación debido al alto ensuciamiento que experimentan las membranas y que reduce los tiempos de filtración, aumentando el número de retrolavados.

Los costes totales CAPEX [Tabla 4.12] provienen de la suma de cada coste de instalación de los equipos individuales [Tabla 4.13 y Tabla 4.14], y estos a su vez se obtienen a partir de los precios mostrados en la Tabla 3.1 y las ecuaciones de costes indicadas en el apartado 2.1. de la presente memoria.

J_f (L/hm ²)	Membrana (%)	Tanque civil membrana (%)	Tanque biológico (%)	Compresor membrana (%)	Compresor biológico (%)	Difusores (%)	Bomba (%)	Tanque intermedio permeado (%)	Tanque de limpieza (%)	Retrolavado (%)
25	19,27	1,88	18,18	35,75	10,52	13,65	0,193	0,042	0,051	0,463
30	17,84	1,74	20,00	33,09	11,58	15,01	0,214	0,039	0,056	0,428
35	16,62	1,63	21,54	30,84	12,47	16,17	0,233	0,037	0,061	0,399
40	15,62	1,53	22,82	28,97	13,21	17,13	0,250	0,034	0,064	0,375
45	14,75	1,44	23,93	27,35	13,85	17,96	0,265	0,032	0,067	0,354
50	14,02	1,37	24,85	26,00	14,39	18,66	0,280	0,031	0,070	0,336
55	13,39	1,31	25,64	24,84	14,85	19,25	0,295	0,029	0,072	0,321

Tabla 4.13. Coste CAPEX de cada equipo de la instalación a distintos flujos de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando a nitrificación parcial.

J_f (L/hm ²)	Membrana (%)	Tanque civil membrana (%)	Tanque biológico (%)	Compresor membrana (%)	Compresor biológico (%)	Difusores (%)	Bomba (%)	Tanque intermedio permeado (%)	Tanque de limpieza (%)	Retrolavado (%)
25	18,86	1,84	18,19	34,99	11,05	14,33	0,18860	0,042	0,051	0,453
30	19,12	1,70	20,07	35,47	12,19	15,81	0,20814	0,038	0,057	0,416
35	16,06	1,57	21,65	29,79	13,16	17,06	0,22485	0,035	0,061	0,385
40	14,96	1,46	23,01	27,76	13,98	18,13	0,23941	0,033	0,065	0,359
45	14,00	1,37	24,20	25,97	14,71	19,07	0,25200	0,031	0,068	0,336
50	13,17	1,29	25,22	24,44	15,33	19,87	0,26348	0,029	0,071	0,316
55	12,43	1,22	26,15	23,05	15,89	20,60	0,27340	0,027	0,074	0,298

Tabla 4.14. Coste CAPEX de cada equipo de la instalación a distintos flujos de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando a nitrificación total.

En el apartado 3 se explica la influencia de las condiciones de operación sobre los equipos de la instalación, que de manera proporcional afectará a los costes de cada equipo de la instalación [Tabla 4.13 y Tabla 4.14]. Los resultados revelan que independientemente de trabajar con nitrificación total o parcial, los principales costes de instalación están asociados a las necesidades de aireación, a la construcción del biorreactor y a la instalación de área de membrana. Estos resultados están en concordancia con los expuestos en la bibliografía (Verrecht et al., 2010). No obstante, la operación con altos flujos de filtración reduce la influencia del área de filtración sobre los costes totales de instalación.

4.2.-Estudio sobre el OPEX

Tal y como se define en el Capítulo 3, el OPEX hace referencia a los costos asociados al mantenimiento y al funcionamiento de los equipos de operación. En la tabla 4.15 se muestra los distintos costes de operación OPEX obtenidos a distintos flujos de filtración (J_f) operando a nitrificación parcial y total.

Coste OPEX (€/año)		
J_f (L/hm ²)	Nitrificación parcial	Nitrificación total
25	206.892	211.895
30	208.299	212.036
35	209.853	212.194
40	211.628	212.375
45	213.605	212.568
50	215.878	212.801
55	218.465	213.046

Tabla 4.15. Coste OPEX de la instalación a diferentes flujos de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando a nitrificación parcial y a nitrificación total.

Al aumentar el flujo de filtración J_f (L/hm²) [Tabla 4.15], aumenta el coste OPEX de la instalación. Esto se debe a la necesidad de una mayor cantidad de energía que permita filtrar mayor cantidad de caudal de agua residual, es decir, operar con bombas que consuman más energía y un aumento de la frecuencia de las limpiezas químicas de los biorreactores de membrana (MBR).

La reducción de aire relacionada con el proceso biológico para la nitrificación parcial parece reducir los costes totales de operación si el sistema opera con bajos flujos de operación, inferiores a 40 L/hm². Por el contrario, los flujos de filtración superiores producen un incremento de los costes totales de operación. En las tablas 4.16 y 4.17 se muestran los costes de operación OPEX para cada equipo de la instalación al operar a nitrificación parcial y total. Cuando el sistema opera con altos flujos de filtración, en nitrificación parcial, experimenta un ensuciamiento elevado de la membrana, debido a la elevada concentración de BPC en el medio y al alto flujo de trabajo. Esta situación se traduce en un incremento considerable del consumo de aire para el proceso de filtración, pasando de aproximadamente un 2% a un 7% de los costes totales de operación.

En conclusión, la reducción de aire para el proceso biológico sólo reduce los costes de operación si se opera a bajos flujos de filtración donde se minimiza el ensuciamiento.

J_f (L/hm ²)	Aire de membrana (%)	Aire biológico (%)	Bomba de permeado (%)	Bomba de retrolavado (%)	Limpieza química (%)
25	2,40	94,77	2,77	0,06	0,0017
30	3,01	94,13	2,78	0,08	0,0023
35	3,69	93,43	2,78	0,10	0,0030
40	4,44	92,65	2,80	0,11	0,0038
45	5,26	91,79	2,81	0,14	0,0050
50	6,19	90,82	2,83	0,16	0,0063
55	7,21	89,75	2,84	0,19	0,0087

Tabla 4.16. Coste OPEX de cada equipo de la instalación a distintos flujos de filtración J_f (L/hm²) y aun flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando a nitrificación parcial.

J_f (L/hm ²)	Aire de membrana (%)	Aire biológico (%)	Bomba de permeado (%)	Bomba de retrolavado (%)	Limpieza química (%)
25	0,25	97,10	2,6450	0,00632	1,12E-03
30	0,31	97,04	2,6446	0,00795	1,20E-03
35	0,38	96,97	2,6453	0,00975	1,32E-03
40	0,46	96,88	2,6484	0,01176	1,53E-03
45	0,54	96,79	2,6479	0,01397	1,77E-03
50	0,64	96,69	2,6537	0,01649	2,04E-03
55	0,75	96,58	2,6533	0,01929	2,32E-03

Tabla 4.17. Coste OPEX de cada equipo de la instalación a distintos flujos de filtración J_f (L/hm²) y aun flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando a nitrificación total.

4.3.-NPV

El NPV o valor presente neto es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de cajas futuros, originados por una inversión. En la figura 4.18, se observa los valores NPV obtenidos a diferentes flujos de filtración al operar a nitrificación parcial y total.

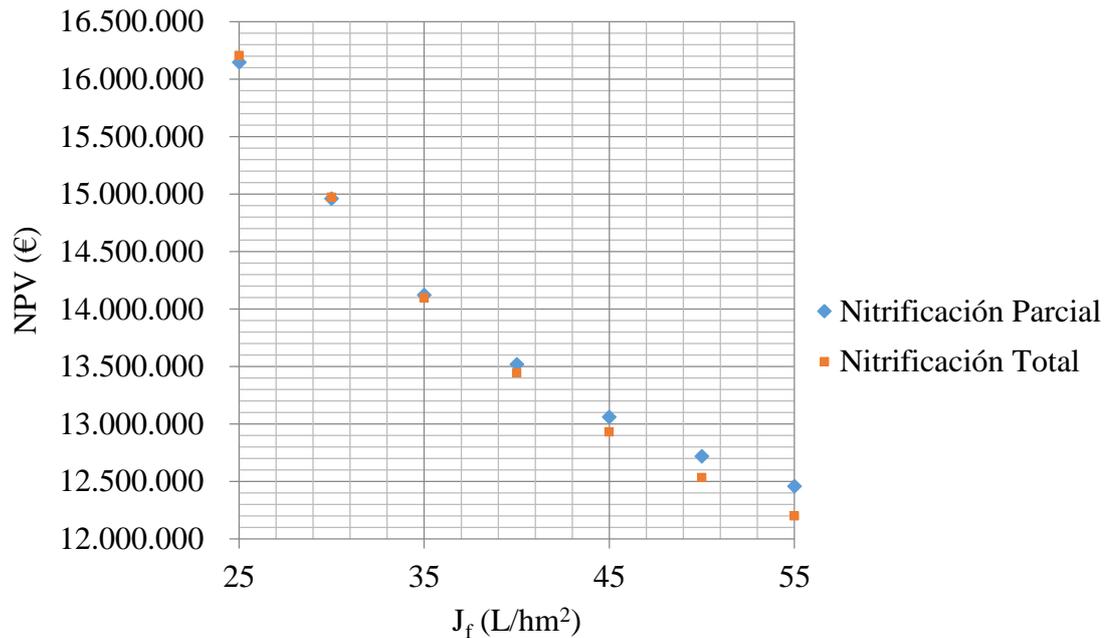


Figura 4.18. Valor presente neto (NPV) a distintos flujos de filtración J_f (L/hm²) y a un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando tanto a nitrificación parcial y nitrificación total.

A mayor flujo de filtración J_f (L/hm²), menor será el valor presente neto (NPV) [Figura 4.18] ya que, se requiere de una mayor inversión en los equipos de la instalación, debido principalmente al incremento en el área instalada (apartado 3.1). Es cierto que los costos asociados al mantenimiento y al funcionamiento de los equipos de operación (OPEX) son mayores al aumentar el flujo de filtración J_f (L/hm²), pero son despreciables en comparación al CAPEX, por lo que no afecta en gran medida al valor presente neto (NPV).

Los principales inconvenientes atribuidos a los MBR se deben a fenómenos de ensuciamiento, eficiencia de filtración y aumento de costos tanto de capital como de gastos de operación (CAPEX y OPEX). Los altos flujos son deseables para reducir el área de membrana requerida, y por lo tanto limitar el CAPEX. Sin embargo, el ensuciamiento de la membrana aumenta con el flujo y da como resultado que la necesidad de limpiezas sea más frecuentes, y por lo tanto OPEX se eleva.

El parámetro NPV toma el mismo comportamiento que el OPEX, si comparamos la operación con nitrificación parcial y total, es decir, si se opera por debajo de 40 L/hm^2 , el NPV es superior en el caso de la nitrificación total. Sin embargo, el NPV es mayor si se opera con elevados flujos de filtración si se opera en nitrificación parcial. Este comportamiento es atribuible al efecto de los costes de operación sobre el NPV (apartado 4.2).

5.-Comparación del modo de operación a presión constante con el sistema convencional

En la tabla 4.19 se muestran los distintos parámetros obtenidos en el Judd (2010) al operar en condiciones estándares y que son habituales en los MBR. En este apartado se pretende comparar el modo temporizado con el de presión de consigna, con el fin de determinar el mejor modo de operación en función de las condiciones impuestas.

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
J_f	(L/hm^2)	25
t_f	(min)	12
J_b	(L/hm^2)	60
t_r	(min)	0,5
SAD_p	($\text{Nm}^3\text{aire/m}^3\text{permeado}$)	30
Intermitencia de aireación	(segundos)	10_10
Frecuencia de un CIP	(días)	30

Tabla 4.19. Condiciones estándares para el tratamiento de agua residual en los biorreactores de membrana (MBR)

La principal diferencia entre el modo de operación convencional y el alternativo, es que en el primero, el tiempo de filtración es constante, y la membrana opera con filtración tangencial con una intermitencia de 10 segundo encendido y otros 10 segundos apagado, y así sucesivamente.

En la tabla 4.20 se reflejan los costes de capital, CAPEX, y de operación, OPEX, obtenidos con el modo de presión consigna a un flujo de filtración de 25 y 55 L/hm^2 con los costes obtenidos al operar en condiciones estándares (tabla 4.21), operando a nitrificación parcial y total.

J_f (L/hm ²)	CAPEX (€/año)		OPEX (€/año)	
	Nitrificación Parcial	Nitrificación Total	Nitrificación Parcial	Nitrificación Total
25	6.657.103	6.651.591	206.892	211.895
55	4.719.008	4.627.809	218.465	213.046

Tabla 4.20. Costes CAPEX y OPEX empleando el modo de operación a presión consigna con un flujo de filtración J_f (L/hm²)=55 y 25 y un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando tanto a nitrificación parcial como nitrificación total.

J_f (L/hm ²)	CAPEX (€/año)		OPEX (€/año)	
	Nitrificación Parcial	Nitrificación Total	Nitrificación Parcial	Nitrificación Total
25	5.024.777	5.104.271	282.742	292.429

Tabla 4.21. Costes CAPEX y OPEX empleando condiciones estándares de filtración J_f (L/hm²)=55 y 25 y un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60, operando tanto a nitrificación parcial como nitrificación total.

Al igual que los costes OPEX y CAPEX obtenidos al operar con el modo de presión consigna (apartado.4), los CAPEX son mayores que los OPEX, por lo que habrá que determinar el NPV para posteriormente compararlos.

En la tabla 4.22 se reflejan los valores de NPV obtenidos al operar a modo de presión consigna (25 y 55 L/hm²) y en condiciones estándares, operando bajo condiciones de nitrificación parcial y total.

Modo de operación a presión consigna			Condiciones estándares		
NPV (€)			NPV (€)		
J_f (L/hm ²)	Nitrificación Parcial	Nitrificación Total	J_f (L/hm ²)	Nitrificación Parcial	Nitrificación Total
25	16.145.571	16.205.059	25	13.969.011	14.263.420
55	12.456.171	12.198.586			

Tabla 4.22. Comparación del NPV entre las condiciones estándares y el modo de operación a presión consigna con un flujo de filtración J_f (L/hm²)=55 y 25 y un flujo de retrolavado J_b (L/hm²)=60.

Si se compara el modo de operación por presión de consigna con el temporizado al mismo flujo de operación, el modo clásico presenta un menor valor de NPV debido a los menores costes de instalación. Sin embargo, cuando el sistema es operado con elevados flujos de operación el modo de operación por presión de consigna no sólo permite la operación con garantías sino que además permite reducir 1,17 veces el valor de NPV.

6.-Comparativa con los otros tratamientos terciarios

El objetivo de este apartado es realizar un estudio comparativo de la utilización de un MBRt o una ultrafiltración directa. En la tabla 4.23. se muestran los distintos parámetros obtenidos en Díaz (2016) al operar el mismo tipo de agua de alimentación con una ultrafiltración directa (UF).

PARÁMETROS	UNIDADES	VALOR
J_f	(L/hm ²)	35
t_f	(min)	7
J_b	(L/hm ²)	60
t_r	(min)	0,5
SAD _p	(Nm ³ aire/m ³ permeado)	3,1
Intermitencia de aireación	-	Continua
Frecuencia de un CIP	(días)	15

Tabla 4.23. Parámetros para operar con ultrafiltración (UF) (Tesis de Oliver)

Ultrafiltración (UF)	
CAPEX (€/año)	3.266.314
OPEX (€/año)	574.422
NPV (€)	14.580.797

Tabla 4.24. Costes CAPEX y OPEX al tratamiento del agua residual mediante filtración (UF)

Se calcula el valor neto NPV, y se observa que el presupuesto es superior con ultrafiltración (UF) en relación a un MBRt operando a modo de presión consigna (apartado 4.4), a un flujo de 55 L/hm² y bajo nitrificación total. Por ello, se concluye que este método no es viable económicamente.

En las siguientes figuras [4.9 y 4.10] se observa los costes CAPEX y OPEX de cada equipo de la instalación por separado.

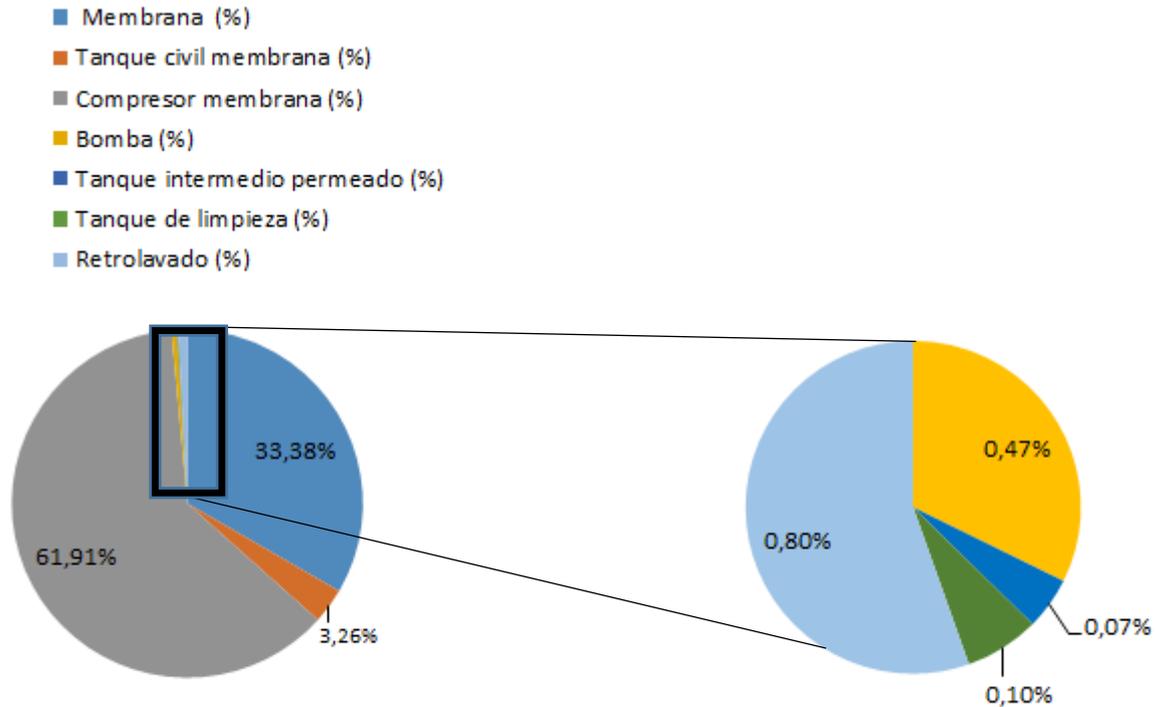


Figura 4.9. Costes CAPEX de cada equipo de la instalación al opera con ultrafiltración (UF).

Como se puede observar, el compresor de membrana representa el principal coste de instalación de la Ultrafiltración directa, debido al elevado consumo de aire de este proceso. Además, el área de membrana necesaria presenta un porcentaje en los costes de instalación elevado, debido al bajo flujo de operación.

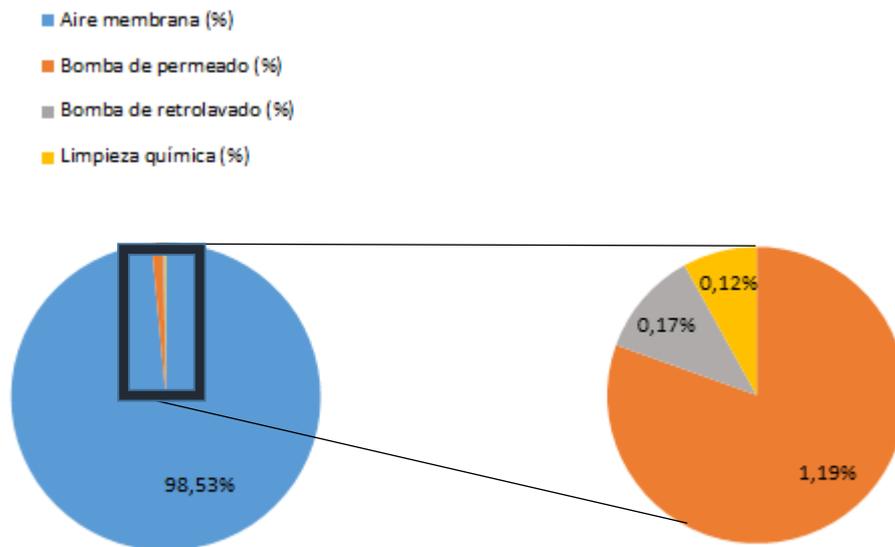


Figura 4.10. Costes OPEX de cada equipo de la instalación al operar con ultrafiltración (UF).

Se puede observar que el mayor coste tiene lugar a la hora de airear la membrana. Esto puede relacionarse con los costes CAPEX ya que, al necesitar mayor área de membrana para realizar el tratamiento del agua, habrá un mayor ensuciamiento distribuido en la superficie de la membrana, por lo que se necesitará un mayor caudal de aire que pueda limpiarla. El OPEX asociado a las limpiezas químicas experimenta un incremento cuando se compara la UF con el MBRt, debido a la elevada frecuencia de ella en el primer tratamiento terciario.

Capítulo 5

Conclusiones

Conclusiones

El presente TFG ha demostrado la viabilidad de operar con biorreactores de membrana como tratamiento terciarios (MBRt) para tratar aguas residuales domésticas.

Del presente estudio de viabilidad se obtiene las siguientes conclusiones que atienden al cumplimiento del objetivo establecido en el Capítulo.2:

-Aplicar los modelos matemáticos que describen el ensuciamiento residual y reversible cuando se opera con el modo de operación a presión consigna, se obtiene unos valores de ensuciamiento (R_{if}) en función del flujo de filtración (J_f) muy parecidos que los obtenidos experimentalmente en Díaz (2016). Además, de un error de diferencia del flujo neto (J_{net}) obtenidos experimentalmente y por el modelo de entre 1-5%. Por tanto, los modelos matemáticos propuestos son factibles para predecir el ensuciamiento de la membrana, y por ende, el diseño de un MBR terciario operado con presión de consigna.

-Los costes CAPEX son menor cuanto mayor es el flujo de filtración (J_f) y, al contrario de los costes OPEX (apartado.4.3). Por tanto, para el estudio de viabilidad se tuvo que hacer uso del valor neto NPV, dando como resultado un presupuesto más económico cuando se opera a un flujo de filtración de 55 L/hm^2 , operando a nitrificación total.

-Comparando el modo de presión de consigna con los de condiciones estándares, se observa que es más rentable trabajar con el modo de presión consigna a un flujo de filtración de 55 L/hm^2 y a nitrificación total, dando como resultado un valor neto NPV de 12.198.586€.

-El valor de NPV obtenido al operar con ultrafiltración (UF), es mayor que si se trabajara con el modo de presión consigna a un flujo de filtración de 55 L/hm^2 a nitrificación total, por lo que no es un modo de operación rentable económicamente.

Conclusions

The current TFG has demonstrated the feasibility of operating with membrane bioreactors as tertiary treatment (MBRt) to treat reclaimed wastewater.

From the present feasibility study, the following conclusions have been obtained:

- By applying the mathematical models describing residual and reversible fouling when operating with the set-point transmembrane pressure operating mode, fouling values (R_{if}) as a function of the filtration flow (J_f) are obtained which are very similar to those obtained experimentally in Díaz (2016). In addition, of a net flow difference (J_{net}) error obtained experimentally and by the model of between 1-5%. Therefore, the proposed mathematical models are feasible to predict membrane fouling, and thus the design of a tertiary MBR operated with TMP_{sp} .
- The CAPEX costs are lower when the filtration flow (J_f) and, unlike the OPEX costs (section.4.3). Therefore, for the feasibility study, the NPV net value had to be used, resulting in a more economical budget when operating at a filtration flow of $55 \text{ L} / \text{hm}^2$, operating at total nitrification.
- Comparing the setpoint pressure mode with those at standard conditions, it is observed that it is more cost effective to work with the set pressure mode at a filtration flow of $55 \text{ L} / \text{hm}^2$ and total nitrification, resulting in a NPV net value of 12,198. 586 €.
- The value of NPV obtained when operating with ultrafiltration (UF), is greater than the obtained for the pressure mode set to a flux of filtration of $55 \text{ L} / \text{hm}^2$ at total nitrification, so it is not a profitable mode of operation from a point a view strictly economical.

Capítulo 6

Bibliografía

Bibliografía

- ACS Medio Ambiente. (2013). Configuración de Membranas. Available: (<http://www.acsmedioambiente.com/cmembranas.html>). Last accessed 13 Marzo 2014.
- Aguasindustriales. (2017). Available: (<http://aguasindustriales.es/category/reactor-de-membranas-mbr/>).
- 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.
- Bohorque y Sánchez, “Estudio comparativo de procesos de membrana de ultrafiltración en el tratamiento de aguas residuales”. Proyecto Fin de Carrera de Ingeniero Químico (2014).
- Boletín Oficial del Estado, Real Decreto 140/2003 de 7 de febrero, por el que se establece los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano.
- Bolton G., LaCasse D., Kurryel R., Combined models of membrane fouling: Development and application to microfiltration and ultrafiltration of biological fluids, *Journal of Membrane Science*, 277, (2006).
- Condorchef.(2013): Available: (<https://condorchem.com/es/soluciones-y-tecnologias-tratamiento-aguas/>).
- Delgado S., Villarroel R., González E., Effect of the shear intensity on fouling in submerged membrane bioreactor for wastewater treatment. *Journal Of Membrane Science*, (2008). (2008).
- Díaz O., Vera L., González E., García E., Rodríguez-Sevilla J., Effect of sludge characteristics on membrane fouling during start-up of a tertiary submerged membrane bioreactor, *Environ. Sci. Pollut. Res.*, (2016).
- Díaz O., Vera L., González E., García E., Rodríguez-Sevilla , Macías-Hernández J.J., Fouling analysis and mitigation in a tertiary MBR operated under restricted aeration.
- Environmental Agency Protection. EPA. (2014). What on Earth Do You Know About Water?. Available: http://www.epa.gov/gmpo/edresources/water_5.html. Last accessed 13 Marzo 2014.
- Enviroquip. (2017). Available:(http://www.enviroquip.com/membrane/eim_about.htm).
- GE Water & Process Technologies. (2017). “<http://www.gewater.com/products/zeeweed-500-membrane.html>).

- Hermia J., Constant pressure blocking filtration laws-application to power-law non-newtonian fluids, *Institution of Chemical Engineers*, (1982).
- Iglesias et al. Guía Técnica para la implantación de biorreactores de membrana. Editorial CEDEX. Octubre 2014. 1ª edición. ISBN: 978-84-7790-540.
- Instituto Nacional de Estadística 2016, (<http://www.ine.es/>).
- Instituto Madrileño de estudios Avanzados 2013 IMDEA. Available: (<http://www.agua.imdea.org/infraestructuras-cientificas/plantas-piloto/tecnologia-membranas>).
- Judd S., Nopens I., Christoph B., Maere T., Verrecht B., The cost of a large-scale hollow fibre MBR.
- Judd S., The MBR Book, 2nd edition, 2011. Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment. Elsevier , Oxford.
- Judd S., The MBR Book, Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment, 2nd edition, Elsevier (2010).
- Le Clech., Chen V., Fane T.A.G., Fouling in membrane bioreactor used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, (2006).
- Lentech. (2017). Available: (<http://www.lenntech.es/tecnologia-de-membrana.htm>).
- Lin H., Zhang M., Wang F., Meng F., Liao B., Hong H., Chen J., Gao W., A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: Characteristics, roles in membrane fouling and control strategies, *J. Membr.Sci*, (2014).
- Madrimasd. (2007). Available: (<http://www.madrimasd.org/blogs/remtavares/2007/04/12/63351>).
- Meng F., Chae S.R., Drews A., Kraume M., Shin H.S., Yang F., Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): membrane fouling and membrane material, *Water research*, (2009).
- Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente, Memoria anual del Magrama (2014). Plan Nacional de Reutilización de Aguas. Available: (<http://www.magrama.gob.es/es/ministerio/servicios/publicaciones/Memoria2014.cap.aspx>).
- Montoya F.G., Baños R., Meroño J.E., Manzano-Agugliaro F.M, The research of wáter use in Spain, *Journal of Cleaner Production*, 112 (2016) 4719-4732.

- People and planet. (2002). Freshwater: lifeblood of the planet. Available: <http://short.com/rukystebaproege>. Last accessed 21/05/2014
- Saavedra, A., & Romero, J. (1999). Aspectos generales sobre procesos y tecnologías de membranas (Documento 1). Grupo de procesos de membranas.
- Sánchez Front F. (2007). “Estudio y diseño de una planta de producción de membranas cerámicas de coste reducido” Proyecto de fin de carrera. Escuela Técnica Superior de Ingeniería industrial de Barcelona.
- Sørensen B.L., Sørensen P.B., Structure compression in cake filtration, *Journal Environmental Engineering*, (1997).
- Union Europea, Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo de 23 de octubre de 2000 por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas.
- Van der Broeck R., Krseminski P., Van Dierdonck J., GinsG., Lousada-Ferreira M., Van Impre J.F.M., Van der Graaf J.H.M., Smets I.Y., Van Lier J.B., Activated sludge characteristic affecting sludge filterability in municipal and industrial MBRs: unraveling corrections using multi-component regression analysis. *Journal of Membrane Science* (2011).
- Vera et al. “Fouling analysis of tertiary submerged membrane bioreactor operated in dead-end mode at high-fluxes”. *Journal of Membrane Science* (2015).
- Vera L., González E., Díaz O., Delgado S. (2014a). “Performance of a tertiary submerged membrane bioreactor operated at supra-critical fluxes”. *Journal of Membrane Science*.
- Vera L., González E., Díaz O., Delgado S. (2014b). “Application of backwashing strategy based on transmembrane pressure set-point in a tertiary submerged membrane bioreactor”. *Journal of Membrane Science*.
- Villarroel R., Delgado S., González E., Morales M., Physical cleaning initiation controlled by transmembrane pressure set-point in a submerged membrane bioreactor, *Separation and Purification Technology* (2013).