

TRABAJO FIN DE GRADO

Evaluación experimental de la ósmosis inversa
para mejora de efluentes de biorreactores
anaerobios de membranas

Grado en Ingeniería Química Industrial

AUTOR: Juan Esteban Padilla García
Julio 2015

Agradecimientos

El presente TFG ha sido realizado en el marco del proyecto de investigación CTM2011-27307, financiado por el Ministerio de Economía y Competitividad del Gobierno de España, y ha contado con el apoyo del Laboratorio del Grupo de Investigación en Tratamiento y Reutilización de Aguas del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica de la Universidad de La Laguna. Asimismo, la colaboración del Consejo Insular de Aguas de Tenerife que facilitó la instalación y operación de la unidad piloto AnMBR, ha sido indispensable para poder desarrollar el estudio presentado.

Agradecer a mis tutores, a la Dra. Dña. Luisa María Vera Peña y al Dr. D. Enrique González Cabrera, por su dedicación, tiempo, atención, indicaciones, paciencia e interés, gracias e esto, el presente proyecto ha llegado a lo que es hoy. Además, darles las gracias por ofrecerme la oportunidad de participar y aportar mi granito de arena a un proyecto de interés común tan importante. Por motivarme, aceptar mis ideas, tanto buenas como malas, y guiarme, sin ellos, yo no sería quien soy hoy.

A todo el Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica, en especial a la línea de investigación de “Tratamiento y Reutilización de aguas “, por enseñarme y ayudarme en todo lo posible. En especial a Rai, por su paciencia, hospitalidad y buen hacer en el laboratorio, y a Óliver, por su apoyo y aporte a aclarar mis cientos de dudas. También agradecer a todas las personas que colaboran en el laboratorio de aguas, que me ayudaron y enseñaron, en especial a Gerásimo.

A todas las personas que, antes que yo, han aportado a este proyecto al cual pertenece este trabajo fin de grado, sin sus avances y buen hacer este trabajo no hubiera podido realizarse.

Gracias a mi madre Corina, por su esfuerzo, apoyo incondicional y cariño, que día tras día, desde que nací, siempre confió en mí, me guió y me enseñó a ser persona, sin eso, yo hoy no hubiera llegado hasta aquí, ni a ninguna parte.

Gracias a mi Padre Juan Ramón, por quererme, por enseñarme y guiarme en todo, que a su manera, me ha sabido transmitir el buen hacer, a tener paciencia, a esforzarme y a ser cada vez mejor.

Gracias a mi Hermana Sara, sin su comprensión, cariño y apoyo incondicional la estancia en La Laguna no hubiera sido igual, y sin sus consejos para afrontar los baches del camino no estaría hoy aquí.

A mi novia Alba, por su paciencia, apoyo incondicional, cariño y comprensión. Me has enseñado que hay que soñar y esforzarse para cumplir los sueños.

A mi gran amigo y compañero Fabián, que sin su apoyo durante el proceso educativo del grado no hubiera sido posible llegar hasta aquí.

Gracias a todas las personas que directa o indirectamente me han ayudado y apoyado durante todo el camino, tanto a nivel educativo como a nivel personal, sin su pequeño aporte a mi aprendizaje, no lo hubiera conseguido.

Muchas gracias.

Índice

1. Resumen	2
1.1 Abstract.....	3
2. Introducción.....	5
2.1 Importancia de la reutilización y regeneración de las aguas residuales a nivel mundial.	5
2.2 Reutilización y regeneración de las aguas residuales en Canarias.	7
2.3 Sistemas de reutilización de aguas residuales.....	9
2.3.1 Tecnología de membranas	10
2.3.2 Biorreactores de membrana	11
2.4 Ósmosis Inversa	15
2.4.1 Membranas de ósmosis inversa	16
2.4.2 Sistemas de ósmosis inversa	18
2.4.3 Factores más influyentes en los sistemas de ósmosis inversa	19
2.4.4 Tipos y características de sistemas de ósmosis inversa	21
2.4.5 Etapas a seguir para diseñar un sistema de ósmosis inversa	26
3. Objetivo	30
3.1 Objetivos específicos	30
4. Materiales y métodos.....	32
4.1 Instalación experimental	32
4.1.1 Zona de alimentación.....	33
4.1.2 Depósito de recirculación	34
4.1.3 Sistema de filtración	35
4.1.4 Sistema de medida de caudal de permeado	38
4.2 Metodología	39
4.2.1 Acondicionamiento de la membrana	39
4.2.2 Membrana de ósmosis inversa y su caracterización	39
4.2.3 Procedimiento experimental	40
4.4 Métodos analíticos	42
4.4.1 pH	42
4.4.2 Conductividad.....	43

4.4.3 Alcalinidad	43
4.4.4 Color.....	43
4.4.5 Carbono orgánico total (TOC)	43
4.4.6 Cromatografía iónica.....	44
5. Resultados experimentales	46
5.1. Experimentos preliminares: pre-concentración de la alimentación	46
5.2. Efecto de la composición del pre-concentrado sobre el flujo inicial de la membrana. Determinación de la presión osmótica	49
5.3. Efecto de la velocidad tangencial sobre la evolución del flujo. Determinación del ensuciamiento.....	51
5.4. Rechazo de sales y materia orgánica.....	53
6. Diseño preliminar de un sistema de ósmosis inversa de aplicación industrial	56
6.1 Datos para el diseño	56
6.2 Proceso de diseño del sistema de ósmosis inversa.....	57
6.3 Diagrama de bloques.....	65
6.4 Consumo Energético	66
7. Conclusiones	68
7.3 Conclusion.....	69
8. Bibliografía.....	71
9. Anexos.....	76
Anexo1. Norma Riverside.....	76
Anexo 2. Resultados de los experimentos realizados	77
Anexo 3. Balance de materia en el sistema usado en laboratorio	81
Anexo 4. Aplicación de Softmix H-20 para mezcla de dos aguas.....	82

1. -Resumen

1. Resumen

En Canarias los recursos hídricos naturales no son suficientes para satisfacer la demanda de agua. Asimismo, la mayor parte de estos recursos se consume en usos no potables, que podrían ser cubiertos con aguas de menor calidad. Es representativo caso del riego agrícola, que comprende un 50% del consumo global en el archipiélago. Por otra parte, existe una amplia experiencia internacional y regional que demuestra que la regeneración de las aguas residuales supone un recurso hídrico estable y con un alto valor añadido en uso agrícola por la presencia de nutrientes. El principal reto al que se enfrenta la regeneración como estrategia de gestión hídrica es la búsqueda de procesos que disminuyan los costes asociados para garantizar la calidad adecuada. Es por ello que todas las acciones que realicen a la búsqueda de tecnologías de tratamiento más eficaces son de gran interés.

Los biorreactores anaerobios de membrana sumergida (AnMBR) representan una tecnología emergente con un amplio potencial en el tratamiento aguas residuales de alta/moderada carga de contaminante. No obstante, las membranas de ultrafiltración utilizadas no permiten eliminar las sales inorgánicas, lo cual, en el caso de aguas residuales con alta salinidad, puede impedir la aplicación directa de los efluentes obtenidos al riego agrícola.

En este trabajo de fin de grado se estudia la posible aplicación de un post-tratamiento mediante membranas de ósmosis inversa (OI) a los efluentes obtenidos en el proceso AnMBR. Concretamente, se estudió el comportamiento de la membrana comercial TriSep x-201 dispuesta en una unidad de filtración de laboratorio (SEPA CF II, Sterlitech) bajo distintas condiciones de operación.

En la experimentación realizada ha mostrado que la OI es una tecnología adecuada para tratar el permeado producido por un AnMBR, obteniendo un permeado apto para reutilización sin restricciones en riego agrícola. En relación a las condiciones óptimas de operación, se comprobó que se puede filtrar con una recuperación de agua del 70%, una presión de 6 bar y velocidad tangencial de 0,35 m/s, obteniendo flujos de permeado comprendidos entre 8-11 l/hm² y sin observarse un ensuciamiento apreciable después de 85 horas de filtración en continuo.

Estos resultados han permitido realizar un diseño preliminar del proceso mediante un programa de simulación comercial (IMS design) para el tratamiento de 9.000 m³/d.

1.1 Abstract

In Canary Islands, natural water resources are not enough to satisfy water demand. Likewise, most of these resources are consumed in no potable uses. That could be covered with water of lower quality. For example, agriculture consumes 50% of the water in the islands. On the other hand, international and regional experiences show regenerated wastewater is a stable water resource with an added value added in the case of crops irrigation: the nutrients are disposable in the water. The main challenge facing the wastewater regeneration strategy is search technological processes that reduce associated cost.

Submerged anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) is an emergent technology with great potential for regeneration of highly/moderated polluted wastewater. However, ultrafiltration membranes do not retain inorganic salts and for treatment of highly saline wastewaters these membranes cannot supply a suitable effluent for irrigation purposes.

In this study, application of a post-treatment of the effluent from aAnMBR unit by reverse osmosis membranes (RO) is assessed. Specifically, the behavior of commercial membrane TriSep x-201 disposed in a laboratory filtration unit (SEPA CF II, Sterlitech) under different operating conditions was studied.

The research has shown that RO is a suitable technology for treating permeates from an AnMBR, and producing regenerated water for unrestricted reuse in agricultural irrigation. The optimal operating conditions (6 bar of transmembrane pressure and cross-flow velocity of 0.35 m/s) allowed reaching recoveries around 70 and permeate flows ranging from 8-11 l / hm² without appreciable fouling after 85 hours of continuous filtration.

These results have been considered for preliminary design of a process unit, by a commercial simulation program (IMS design), to treat a flow-rate of 9,000 m³/ d.

2.- Introducción

2. Introducción

2.1 Importancia de la reutilización y regeneración de las aguas residuales a nivel mundial.

Es ampliamente conocido que la mayor parte (97,5%) del agua total existente en el mundo es agua salada, mientras que sólo el 2,5% restante es agua dulce (Greenpeace, 2003). Del porcentaje total de agua dulce, aproximadamente el 79% se encuentra en forma de hielo permanente en los hielos polares y glaciares. Del agua dulce en estado líquido, el 20% se localiza en acuíferos de difícil acceso y sólo el 1% restante es agua dulce superficial de fácil acceso, lo que representa el 0,025% del agua del planeta.

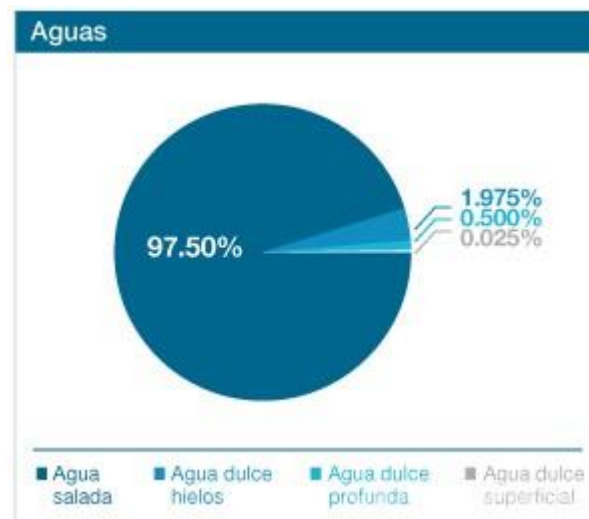


Figura1. Proporción del agua en el planeta Tierra (Greenpeace, 2003)

La renovación de las fuentes de agua dulce depende del proceso de evaporación y precipitación. El volumen total de agua dulce renovable en el ciclo hidrológico mundial es varias veces superior al necesario para abastecer la población actual. Sin embargo, sólo el 31% es accesible para uso humano, y no todas las regiones tienen las mismas posibilidades de acceso, lo que impide el desarrollo de numerosas zonas del planeta. Asimismo, en los últimos años, la unión de distintos factores, tales como el aumento de la urbanización, el incremento de extracción de agua para su uso en riego agrícola, las frecuentes sequías y el deterioro de la calidad de algunas fuentes tradicionales de agua, han supuesto una mayor presión sobre los recursos hídricos a nivel mundial.

La creciente escasez de agua junto al incremento continuo de la población ha elevado el interés por el aprovechamiento de las aguas residuales que han recibido tratamientos avanzados de depuración. Al mismo tiempo, la necesidad de depurar los efluentes, en especial los de origen urbano, para evitar la contaminación ambiental, es un hecho incuestionable. La reutilización de las aguas regeneradas para diversos usos, como el regadío o la recarga artificial de acuíferos, permite además, la recuperación parcial de los costes derivados del proceso de depuración y especialmente en las zonas áridas y semiáridas proporciona una fuente alternativa de agua. En este sentido, las aguas residuales depuradas han dejado de ser consideradas como residuo para convertirse en nuevos recursos, siempre que su calidad sea adecuada a los nuevos usos a que puedan destinarse

En la Figura 2 se muestra la distribución de precipitaciones anuales en el mundo y la ubicación de aquellos lugares donde existe evidencia documental sobre la reutilización de aguas regeneradas. Claramente se puede deducir que la reutilización se realiza en zonas de menor pluviometría (Seguí, 2014).

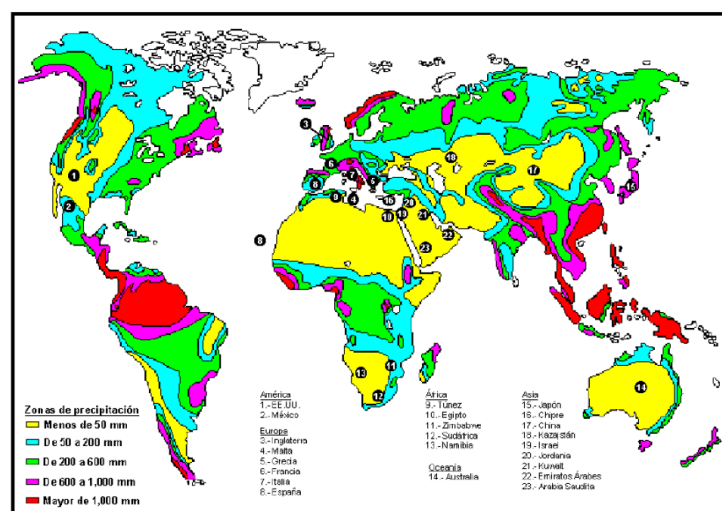


Figura 2. Distribución de precipitaciones y zonas con reutilización en el mundo (Seguí, 2014).

Cabe destacar países como Kuwait, Qatar, Jordania e Israel, donde la reutilización representa una fuente importante de suministro, obteniéndose porcentajes de reutilización frente a la extracción total de 28,9%, 21,2%, 19,5% y 9,6%, respectivamente.

En el caso de España, según datos recopilados por el Área de Tecnologías del Agua del Centro de Estudios y Experimentación de Obras Públicas (CEDEX) (Banco de Datos de Reutilización, BDR, CEDEX-MMA, 2006), se depuran aproximadamente 3.400 hm³/año de aguas residuales urbanas, existiendo 2.514 estaciones depuradoras que tratan caudales correspondientes a cargas mayores de 2.000 habitantes- equivalentes.

En lo relativo a calidad de las aguas regeneradas, 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, entre los que se encuentra el riego agrícola y los usos urbano, industrial, recreativo y ambiental, y prohíbe su uso como agua potable. En el caso concreto del riego agrícola, otro parámetro importante para determinar si un agua es adecuada es su salinidad. El RD 1620/2007 no establece un valor límite en cuanto a este parámetro. Sin embargo, la salinidad influye sobre el crecimiento y la producción de los cultivos, disminuyendo la disponibilidad de agua y creando un desequilibrio nutritivo debido a la alta concentración iónica (Na⁺, Cl⁻), que puede interferir con la nutrición mineral y el metabolismo celular de la planta (Porlán, 2014). Existen varias normas internacionales para evaluar la idoneidad de un agua salina para el riego, entre ellas destaca la Norma Riverside, la cual relaciona la conductividad del agua de riego y el Índice de adsorción de sodio (SAR) (ANEXO 1).

2.2 Reutilización y regeneración de las aguas residuales en Canarias.

El clima seco y cálido de las islas orientales y las especiales condiciones geológicas de las islas occidentales (elevadas pendientes, zonas con alta permeabilidad del terreno, etc.), hace que la disponibilidad—y el aprovechamiento—de los recursos superficiales sea poco importante en las islas. Como consecuencia, en la mayor parte del archipiélago canario, los recursos hídricos convencionales existentes han sido las aguas subterráneas. No obstante, durante las últimas décadas, se ha producido un significativo descenso tanto en la cantidad como en la calidad de estas aguas. Este hecho se debe principalmente a dos causas antrópicas: la sobre explotación de los acuíferos y la infiltración de vertidos.

Otro de los principales problemas presentes en las islas es la intrusión marina en los acuíferos más cercanos al litoral, lo que da lugar a la salinización de estas masas de aguas subterráneas.

Como consecuencia de todo lo indicado, la calidad de una gran parte de estas reservas hídricas es insuficiente y no cumple con los requisitos normativos vigentes para el abastecimiento poblacional (BOE, 2003), ni la calidad imprescindible para el riego agrícola de determinadas especies. Como resultado, en las islas donde el balance hídrico natural es positivo (La Palma, el Hierro y La Gomera), con unos recursos superiores a la demanda, se limita la extracción de agua de los acuíferos contaminados. Por el contrario, en las islas deficitarias en recursos (Tenerife, Gran Canaria, Lanzarote y Fuerteventura) se han instalado plantas desalinizadoras que permiten continuar con la utilización de este recurso (Delgado et al., 2011).

Además de la desalinización de aguas salobres, las islas con un déficit hídrico importante han utilizado masivamente la desalación de agua de mar para el abastecimiento urbano y el riego de cultivos agrícolas. Este recurso es el principal en las islas más orientales (Lanzarote y Fuerteventura), donde representa más del 85% del total.

La escasez, tanto de cantidad como de calidad, de recursos convencionales y la necesidad de desalar agua de mar han hecho que el precio unitario del agua en Canarias sea elevado, situándose en 1,97 €/m³. Esto hace que el archipiélago canario sea la quinta comunidad autónoma—después de las Islas Baleares, la Comunidad Murciana, Cataluña y la Comunidad Valenciana—con un coste unitario del agua, un 13% superior a la media nacional (INE, 2012).

Estos elevados costes, unido a que el sector agrícola es el mayor demandante de agua de todas las actividades económicas de la sociedad canaria (casi el 50% del global), ha hecho que la reutilización de aguas regeneradas haya ido aumentando progresivamente durante las dos últimas décadas. Además, estos efluentes regenerados pueden aportar nutrientes valiosos, como nitrógeno y fósforo, a modo de fertilizantes a la agricultura (Porlán, 2014). Asimismo, los usos recreativos, principalmente riego de campos de golf, constituyen el usuario “emergente” del agua en la economía canaria. También en este uso, las aguas regeneradas han sido ampliamente reutilizadas.

En la actualidad, Canarias es la quinta comunidad autónoma en porcentaje de reutilización respecto al volumen depurado (INE, 2012). Según datos recogidos por el Instituto Nacional de Estadística (INE, 2012), en el 2012 se depuraron algo más de 134 hm³ de aguas residuales, de los cuales sólo se reutilizaron aproximadamente 31 hm³, lo que implica un 76% de aguas no aprovechadas que podrían suponer una solución parcial para el problema hídrico, además de un importante ahorro al transformar un vertido, las aguas residuales, en un recurso totalmente válido para los mencionados usos.

El archipiélago canario presenta la singularidad de que las aguas residuales domésticas presentan valores muy elevados de carga contaminante, casi duplicando los valores de parámetros habitualmente registrados en el resto de España. Asimismo, gran parte de estas aguas presentan unos elevados niveles de salinidad, con valores medios de conductividad eléctrica entre 2.000 y 2.500 µS/cm. Por tanto, la posible reutilización en riego de las aguas residuales requiere la implantación de tratamientos terciarios para la regeneración de aguas residuales depuradas, incluyendo dentro de éstos, tecnologías de desalinización (Porlán, 2014).

2.3 Sistemas de reutilización de aguas residuales.

El sistema convencional de tratamiento de las aguas residuales domésticas incluye varias etapas secuenciales: pretratamiento (cribado, desarenado), tratamiento primario (decantación, flotación, filtración), tratamiento secundario (degradación biológica). En la mayoría de las ocasiones, la tecnología implantada para el tratamiento secundario es el sistema de lodos activados, el cual posee un clarificador secundario para la separación de la biomasa activa y el agua depurada. Este sistema de tratamiento permite alcanzar una calidad adecuada para vertido conforme a la normativa vigente (Real Decreto 509/1996). Los parámetros contemplados en la normativa son siempre de aplicación, independientemente de que el objetivo sea un vertido directo a mar, a cauce público, la infiltración en el terreno o bien, reutilizar el agua. En este último caso, los niveles de calidad exigidos se endurecen en función del uso final del agua depurada, según la normativa específica ya indicada (RD 1620/2007).

Los sistemas convencionales de depuración de aguas residuales no permiten alcanzar las calidades estipuladas por la legislación vigente para la reutilización de aguas residuales. Por tanto, se hace necesaria la sustitución de las tecnologías convencionales por tratamientos avanzados como por ejemplo, los biorreactores de membrana o, en el caso de que esto no sea posible, se debe adecuar la calidad del agua depurada mediante tratamientos terciarios.

La función principal de los tratamientos terciarios es la eliminación de materia en suspensión y la desinfección del agua depurada, de modo que se obtenga un agua regenerada con una calidad acorde a los valores máximos admisibles para cada parámetro, en función del uso posterior del agua. En función de la calidad del agua depurada procedente del tratamiento secundario, podrán ser necesarios los siguientes procesos: físico-químico, filtración y desinfección. Este esquema de tratamiento proporciona una alta eliminación de sólidos (60-80%), turbidez (30-50%) e indicadores microbiológicos (4-6 unidades logarítmicas de *E. Coli* y completa eliminación de nematodos). Los consumos energéticos asociados al esquema de tratamiento estarían situados entre 0,06 y 0,11 kWh/m³ con una conversión de agua de un 90-95% (Martínez et al., 2015).

En el caso de aguas depuradas con una alta conductividad, se ha de optar por tratamiento a avanzados de membranas (ósmosis inversa o electrodiálisis inversa). En este caso se requiere una elevada calidad del agua de alimentación por lo que es habitual aplicar un tratamiento previo de microfiltración o ultrafiltración. Con este esquema de tratamiento los consumos ascienden a 0,8-0,9 kWh/m³ con una conversión de agua de 70-75% (Martínez et al., 2015).

2.3.1 Tecnología de membranas

La microfiltración (MF) y la ultrafiltración (UF) son tecnologías aplicadas como tratamientos terciarios de agua residual, en los que se hace pasar este fluido a través de una membrana porosa, que retiene de manera selectiva la materia orgánica particulada, y, en el caso de la UF, también los coloides, las bacterias y algunos virus. En función del tamaño de poro de la membrana se habla de microfiltración (0,04-10µm) o de ultrafiltración (0,001-0,05µm). Ambas tecnologías se llevan a cabo en similares condiciones de operación, pero teniendo en cuenta que la UF es capaz de retener partículas de menor tamaño que la MF. El

ensuciamiento es el principal problema de las membranas debido a que lleva asociado una pérdida de productividad de la membrana, un aumento del consumo de energía—asociado a la limpieza de la membrana—y un importante gasto de productos químicos.

En función de su naturaleza química, las membranas se pueden clasificar en inorgánicas (cerámicas, vidrios porosos y membranas metálicas) y orgánicas (polietileno, poliétersulfona, polipropileno y polifluoruro de vinilideno). Además, las membranas se agrupan en unidades, que se denominan módulos y cuya función es proteger a la membrana de daños y tensiones y permitir el aumento el área superficial por volumen. Para micro y ultrafiltración los módulos más utilizados son los tubulares y los de fibra hueca (Delgado et al., 2011).

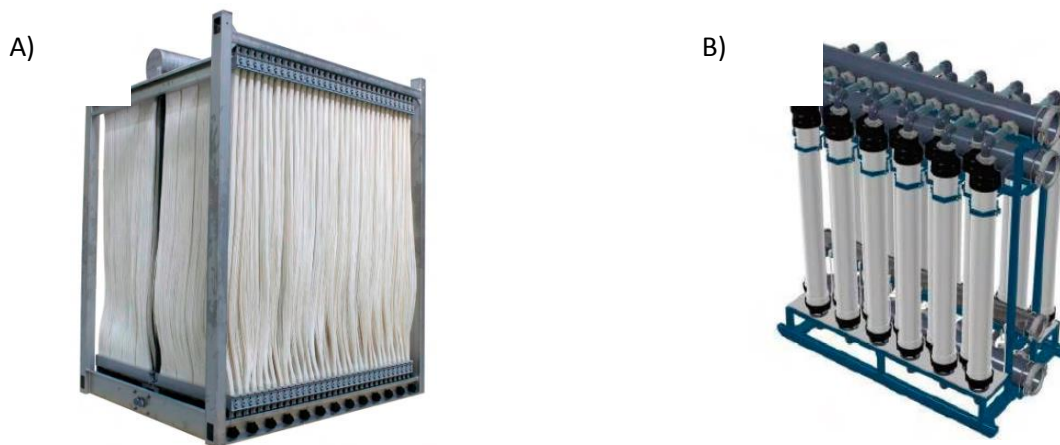


Figura 3. Módulos comerciales de membranas de fibra hueca (A) y multitubulares (B) (Carrillo, 2010).

2.3.2 Biorreactores de membrana

Tras el rápido desarrollo experimentado en el uso de membranas de UF en la depuración de aguas residuales, ha surgido un nuevo concepto en la depuración biológica: los biorreactores de membrana (MBR en inglés). Este término es utilizado para designar al proceso de tratamiento de aguas residuales que integra a una membrana permselectiva con un proceso biológico. Se trata de una modificación del proceso de lodos activados (tratamiento biológico secundario), en donde el clarificador o sedimentador secundario se sustituye por un módulo de membrana para la separación del efluente y la biomasa (Porlán, 2014).

En la Figura 4 se observa que el proceso que incluye el MBR requiere de menor terreno para su implantación que el sistema convencional, ya que no precisa de tantas etapas en el proceso de depuración del agua, lo cual significa una gran mejora de la tecnología actual, en cuanto a espacio.

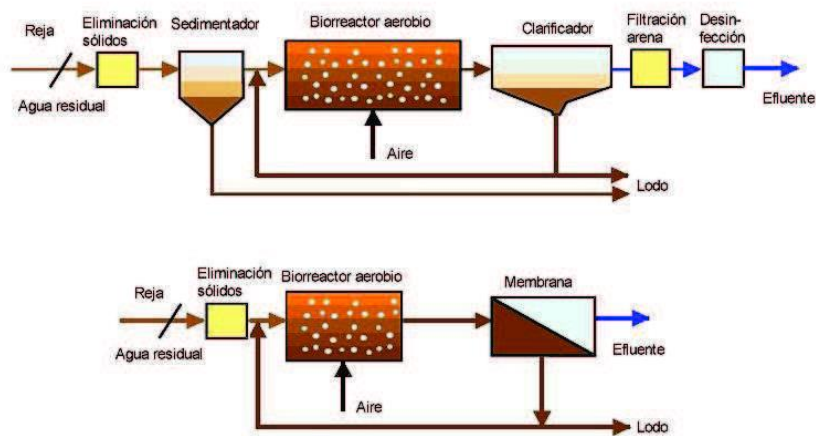


Figura 4. Esquema de un MBR frente al proceso convencional de lodos activados+tratamiento terciario (Gómez, 2013).

Atendiendo a la situación de la membrana, existen diferentes configuraciones del proceso MBR (Figura 5). De ellas, la más utilizada en el tratamiento de aguas residuales es la sumergida externa, por presentar unos menores requerimientos energéticos y una mayor flexibilidad para realizar las limpiezas químicas (Asano et al., 2007).

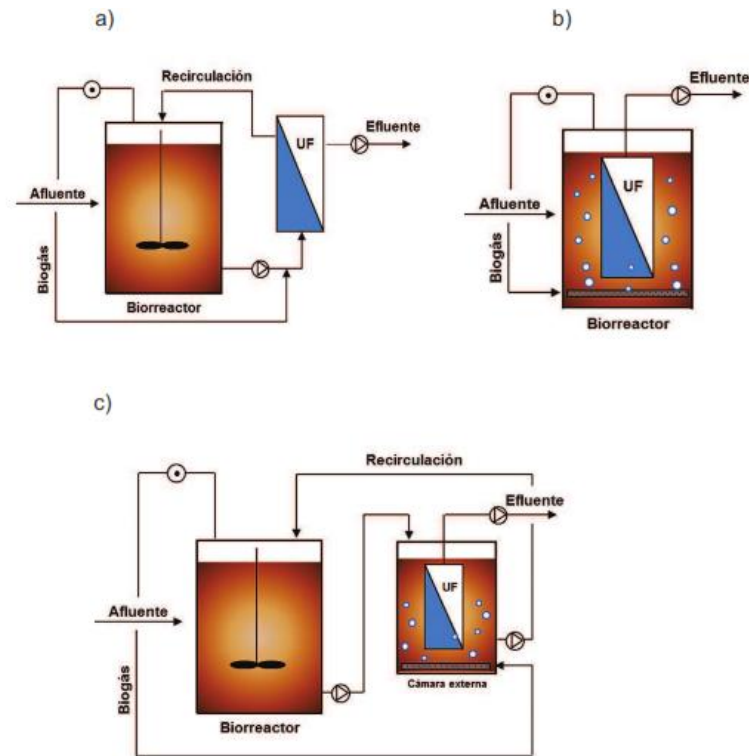


Figura 5. Configuración MBR a) Membrana Externa; b) Membrana sumergida interna; c) Membrana sumergida externa (Gómez, 2013).

El grado de madurez alcanzado en el mercado de tratamiento y reutilización de aguas residuales municipales se refleja en dos aspectos fundamentales: la diversidad de compañías comerciales que suministran esta tecnología y la tendencia a construir plantas de mayor tamaño. Desde el año 1990, el número de suministradores ha aumentado exponencialmente hasta alcanzar 50 a finales de 2009 (Judd, 2010). No obstante, a nivel global, la comercialización está dominada por tres suministradores: Kubota, Mitsubishi Rayon y GE Zenon, los cuales abarcan el 85-90% del mercado. En relación a las mayores plantas con tecnología BRM, hay 17 plantas con una capacidad de diseño mayor de 50 MLD, todas ellas construidas después de 2007 (Judd, 2010,).

No obstante, la principal limitación para una aplicación generalizada de esta tecnología es su elevado coste en comparación con los procesos convencionales de lodos activados. Dichos costes están asociados principalmente, a la aireación necesaria para lograr la limpieza de la membrana y garantizar el buen desarrollo del proceso biológico, llegando a representar hasta un 75% de la demanda energética total de un MBR aeróbico.

En los últimos años se ha propuesto como alternativa al proceso MBR, la operación en condiciones anaerobias del mismo, es decir, el biorreactor de membranas anaeróbico (AnMBR). Esta forma de operar el biorreactor ofrece la ventaja de proporcionar la capacidad de clarificación y desinfección del MBR aerobio convencional, pero sin la necesidad de la aireación, generando además, como subproducto, un gas combustible, el metano. Sin embargo, esta nueva tecnología tiene como principales inconvenientes, las bajas velocidades de depuración propias de los procesos anaerobios, la complejidad del sistema microbiano implicado (que requiere de un elevado grado de monitorización y control) y la posible generación de malos olores y compuestos tóxicos y corrosivos (Figura 6) (Norit, 2011).

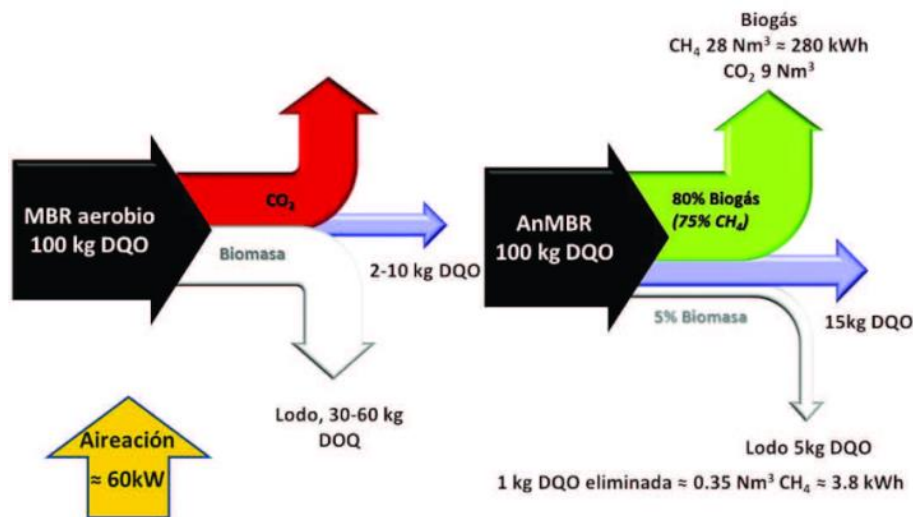


Figura 6. Comparación entre el proceso MBR aerobio y anaerobio. (Norit, 2011)

A pesar de ello, la única opción económicamente viable para el tratamiento anaerobio de las aguas residuales domésticas en climas templados y fríos, es aquella en la que la operación se realiza a temperatura ambiente ($< 20^\circ\text{C}$). Por otra parte, otras limitaciones de la operación del sistema anaerobio son: un corto tiempo de retención hidráulico (HRT), como consecuencia de los elevados caudales de las aguas municipales y de su baja carga orgánica, así como un largo tiempo de retención de sólidos (SRT), esencial para la conservación de las poblaciones microbianas en el interior del biorreactor, que se caracterizan por su lento crecimiento y que son responsables de la degradación anaerobia (Gómez, 2013).

En este sentido, los biorreactores anaerobios de membrana (AnMBR) representan una atractiva alternativa para el tratamiento del agua residual, al combinar el proceso de digestión

anaerobio con las ventajas de la filtración con membranas. El pequeño tamaño del poro de la membrana ($<0,1 \mu\text{m}$) permite la separación efectiva de la biomasa responsable del tratamiento y la obtención de un permeado prácticamente desinfectado. Además, la elevada concentración de biomasa en el interior del biorreactor, ofrece una alta eficacia y flexibilidad en la depuración.

No obstante, aunque los sistemas AnMBR suponen una mejora extraordinaria del rendimiento en relación al tratamiento anaerobio convencional, su capacidad de depuración es inferior a la de los sistemas aerobios, especialmente en lo referente a la eliminación de nutrientes. Lejos de ser un inconveniente, en aplicaciones como el riego agrícola, donde la presencia de nutrientes es deseable, estos sistemas son capaces de producir efluentes aptos para su reutilización con un menor consumo energético (Gómez, 2013).

Por el contrario, el umbral de corte de estas tecnologías de membranas como tratamiento terciario, limita su aplicación a la hora de eliminar sales, lo cual repercute en la reutilización de estas aguas regeneradas en el ámbito agrícola. Por tanto, se hace necesario la aplicación de tratamientos avanzados más exigentes para mejorar la calidad de las aguas regeneradas.

Entre estos posibles tratamientos podrían utilizarse la nanofiltración o la ósmosis inversa. Sin embargo, en estudios anteriores realizados en la línea de investigación “Tratamiento y Reutilización de Aguas” del departamento de Ingeniería Química de la Universidad de La Laguna, se ha descartado la nanofiltración por su baja eficacia para eliminar ciertos iones (Pérez, 2015). Por ello, el presente Trabajo Fin de Grado (TFG) plantea analizar la viabilidad de la ósmosis inversa para mejorar la calidad de efluentes de biorreactores de membrana operados para tratar aguas residuales domésticas en condiciones anaerobias.

2.4 Ósmosis Inversa

El proceso de ósmosis inversa es un proceso de filtración que consiste en aplicar una presión superior a la presión osmótica generada por las sales presentes en una disolución, de manera que esa diferencia de presión obligue al agua a pasar a través de la membrana semipermeable en sentido opuesto al fenómeno natural de ósmosis (flujo desde la solución más diluida a la más concentrada), reteniendo y concentrando las sales presentes (Figura 7). Ese paso a través de la membrana se denomina “densidad de flujo de permeado” o “flujo de

permeado”, y corresponde al caudal por unidad de área filtrante, que viene determinado por la ecuación [1] según el modelo de solución-difusión homogéneo:

$$J = k_w(\Delta P - \Delta\pi) = \frac{Q_p}{A} \quad [1]$$

Donde J es el flujo de permeado ($\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$), k_w es el coeficiente de permeabilidad del disolvente ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{hbar}$), ΔP es la presión transmembrana (bar), $\Delta\pi$ es la diferencia de presión osmótica (bar), Q_p es el caudal de permeado (m^3/h) y A es el área de la membrana (m^2).

Este flujo de permeado es el que establecerá el diseño posterior de la instalación industrial de ósmosis inversa.

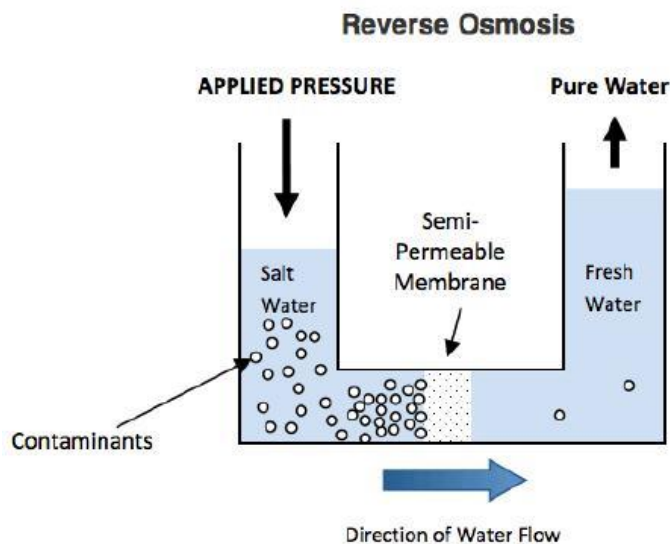


Figura 7. Representación esquemática del fenómeno de la ósmosis inversa (Hidrosalud, 2013).

2.4.1 Membranas de ósmosis inversa

El elemento principal para llevar a cabo la ósmosis inversa es la membrana semipermeable. Dicha membrana es la que establece la manera de operar del sistema de filtración y las características del agua que se obtiene como filtrado (permeado).

2.4.1.1 Desarrollo de la tecnología, ventajas y limitaciones

Las primeras membranas de ósmosis inversa fueron desarrolladas en los Ángeles a principios de 1960 por Loeb y Sourirajan, los cuales produjeron agua potable a partir de agua de mar. Los materiales empleados para estas primeras membranas fueron acetato de celulosa y requerían altas presiones, del orden de 60 bar. Sin embargo, para un determinado sistema de membranas y unas condiciones de operación prefijadas, la presión requerida para llevar a cabo el proceso de ósmosis inversa depende principalmente, de los sólidos totales disueltos (TDS) y la temperatura del agua de alimentación. Se ha observado que a menores niveles de TDS y temperaturas mayores del agua de alimentación no se necesitan presiones tan altas para producir la misma calidad y cantidad de permeado (AWWA, 2011).

La mayor desventaja que presentaban las primeras membranas de ósmosis, a parte de su menor permeabilidad en comparación con las membranas actuales, era la alta presión necesaria para obtener tan sólo del 10 al 25% de permeado con respecto a la alimentación, lo que se traducía en altos costes energéticos y en un bajo rendimiento (AWWA, 2011).

Por otro lado, la composición de acetato de celulosa de estas membranas presentaba algunas limitaciones, como la hidrólisis de este compuesto a celulosa a determinados pHs y rangos de temperatura, lo que hacía que las condiciones de operación y limpieza de la membrana estuviesen muy limitadas (AWWA, 2011).

A su vez, se desarrollaron otro tipo de membranas basadas en poliamidas (*thin film composite*) que pueden tolerar mayores rangos de pH (2-12) a diferentes temperaturas, además de que no ser susceptibles a ataques biológicos como ocurre a las membranas de celulosa. En la Tabla 1 se muestran las ventajas e inconvenientes que presentan cada una de estas composiciones para membranas de ósmosis inversa, donde se pueden comparar diferentes parámetros de operación (AWWA, 2011). Al comparar las características de membrana de celulosa y de poliamida, se observa que las segundas presentan en general, mejores características, por lo que en el presente TFG se han empleado en la fase experimental.

Parámetro	Membranas poliamida	Membranas de celulosa
Eliminación de sales	>99,5%	95%
Presión impulsora	Menor	Mayor
Carga superficial	Más negativa	Menos negativa
Tolerancia al cloro	Poca	
Frecuencia de limpieza	Mayor	Menor
Eliminación de compuestos orgánicos	Mayor	Menor
Ensuciamiento biológico	Más susceptible	Menos susceptible
Degradación biológica	No	Si
Rango pH	2-13	4-8

Tabla 1. Comparación de membrana poliméricas y de acetato de celulosa (AWWA, 2011).

2.4.2 Sistemas de ósmosis inversa

Los sistemas de membranas de ósmosis inversa habitualmente comprenden una corriente de entrada de agua de alimentación (agua con contaminantes y sales) y dos corrientes de salida, una para el agua permeada (agua producto deseada) y otro para el rechazo (agua más concentrada por efecto de la filtración). Estos sistemas se caracterizan habitualmente en base a la cantidad y la calidad del agua producto generada y de hecho, estos son los parámetros que determinan el diseño de la mayoría de las instalaciones. Además, estos dos parámetros deben estar referenciados a una composición de la corriente de alimentación, a una determinada presión, así como a una conversión del sistema. El diseño óptimo dependerá de la importancia relativa de cada uno de estos aspectos (Casañaz, 2015).

Obtener la calidad de agua necesaria para una aplicación es una cuestión que básicamente, depende de seleccionar la membrana adecuada. La presión necesaria para producir un determinado caudal de permeado depende del tipo de membrana así como, del flujo de operación (caudal de permeado por unidad de área de membrana) (Casañaz, 2015).

La experiencia indica que el flujo máximo al cual se debe operar una instalación viene determinado por las características del agua de alimentación. Es probable que un sistema diseñado para operar a flujos elevados se ensucie con rapidez y por tanto, necesite protocolos de limpieza con cierta asiduidad. Idealmente, antes de diseñar una instalación convendría tener experiencias de otras instalaciones funcionando con el mismo tipo de agua (Casañaz, 2015).

Una vez se conocen los parámetros para el diseño, se debe seleccionar la mejor opción para el modo de operación deseado.

2.4.3 Factores más influyentes en los sistemas de ósmosis inversa

Los parámetros que afectan a las membranas y a los sistemas de ósmosis inversa son los siguientes:

- Temperatura del agua de alimentación

El efecto de la temperatura del agua de alimentación sobre las membranas es una cuestión importante a tener en cuenta en el proyecto de diseño de una instalación, ya que influye considerablemente en el rendimiento: a mayor temperatura, mayor flujo de permeado y a menor temperatura menor flujo de permeado (Menorca, 2013).

Por tanto, se debe definir la temperatura óptima de operación para que el consumo energético por elevación o disminución de la misma sea el mínimo, evitando así incurrir en mayores costes de instalación y consumo.

- Características de calidad del agua de alimentación

Las características del agua de alimentación se definen en términos de diversos parámetros, como puede ser la conductividad, el pH, etc. Las características de la alimentación afectan de manera considerable los procesos de ósmosis ya que definen la presión osmótica necesaria para llevar a cabo la filtración, la cantidad de contaminantes que

afectan al ensuciamiento, etc. Así, alimentaciones de calidad inferior presentan mayores requerimientos, necesitarán un sistema de pre-filtración y por lo tanto, conllevarán mayores costes de instalación y de operación.

- Ensuciamiento de las membranas

El problema operacional más importante que sufren las tecnologías de membrana es el ensuciamiento, que consiste en la deposición de materia disuelta y/o suspendida sobre la superficie de la membrana (formación de torta) o en los poros, y da lugar a una disminución de la permeabilidad de la membrana. El ensuciamiento se debe a la combinación de interacciones químicas y físicas de la alimentación con la membrana. Este fenómeno depende en gran medida de la calidad del agua de alimentación y, especialmente, de la naturaleza de los incrustantes y la composición iónica de la propia alimentación (Porlán, 2014).

La acumulación de materiales sobre la superficie de la membrana da lugar a un incremento en la resistencia de la membrana con el tiempo. Esto hace que el ensuciamiento reduzca la vida útil de la membrana y con el fin de paliar sus efectos, es necesario un diseño de sistema y de operación que reduzca esta problemática.

- Conversión del sistema

La conversión o *recovery* (R) es la relación (ecuación 2) entre el caudal de permeado (Q_p) y el caudal de alimentación (Q_a), es decir, la cantidad de agua producto generada en base al agua que se alimenta al sistema. El agua que no se recupera conforma la corriente de rechazo.

$$R = \frac{Q_p}{Q_a} \quad [2]$$

Este factor es de gran importancia y define el diseño de la instalación, de tal manera que a mayor conversión, mayor será el sistema y el consumo energético, aumentando los costes de la instalación.

Además, este factor influye sobre la concentración de salida del rechazo, ya que a mayor *recovery*, se obtiene más permeado y por lo tanto, el rechazo será más concentrado. Por el

contrario, a menor *recovery*, se produce menos permeado y el rechazo estará menos concentrado.

•Diferencia de Presión

La diferencia de presión en la membrana marca el caudal de permeado a obtener, y por tanto, influye en el diseño de la instalación; de manera que a mayor presión necesaria, mayor consumo de energía, mayores serán las máquinas de impulsión necesarias y aumentarán los costes.

2.4.4 Tipos y características de sistemas de ósmosis inversa

2.4.4.1 Proceso continuo y discontinuo

Un sistema de ósmosis inversa se diseña habitualmente para operar en continuo. De este modo las condiciones de operación de cada una de las membranas dentro del sistema se mantienen constantes. En la Figura 8 se muestra un proceso de operación en continuo (Casañas, 2015).

También existen otros dos modos de operación con menor aplicación industrial, que son el discontinuo y el semi-continuo.

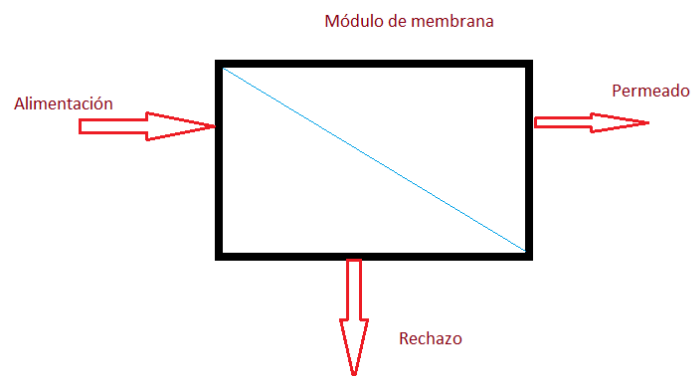


Figura 8. Esquema del funcionamiento de un sistema de ósmosis en continuo.

2.4.4.2 Módulo de membranas de sistemas de ósmosis inversa

Un módulo consiste en una caja de presión que consta de hasta ocho elementos (membranas) conectados en serie. El concentrado del primer módulo pasa a ser el alimento del segundo y así sucesivamente, a lo largo de la caja de presión. Los conductos por donde circula el permeado se conectan entre sí y a los puertos de la caja de presión. El puerto del permeado y el del concentrado suelen ubicarse en los extremos opuestos de la caja de presión (Casañaz, 2015).

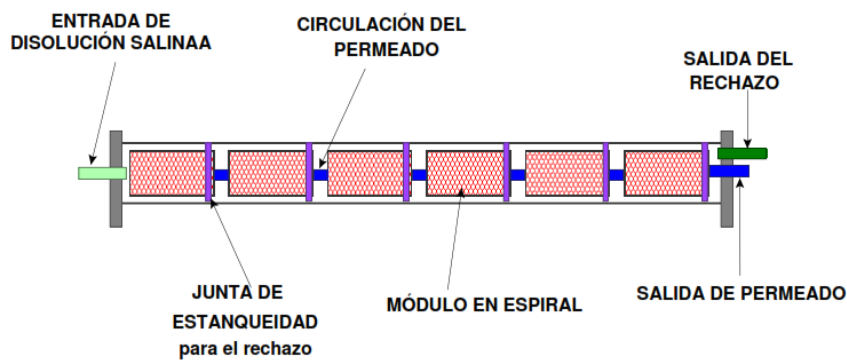


Figura 9. Componentes de un módulo de ósmosis inversa con caja de presión y 6 elementos.
(Química Industrial, 2011)

El módulo de membrana más utilizado en ósmosis inversa es el de arrollamiento en espiral. Este módulo está compuesto por separadores y la membrana de ósmosis, además de elementos para dirigir el permeado y el concentrado durante el proceso, tal y como se muestra en la Figura 10.

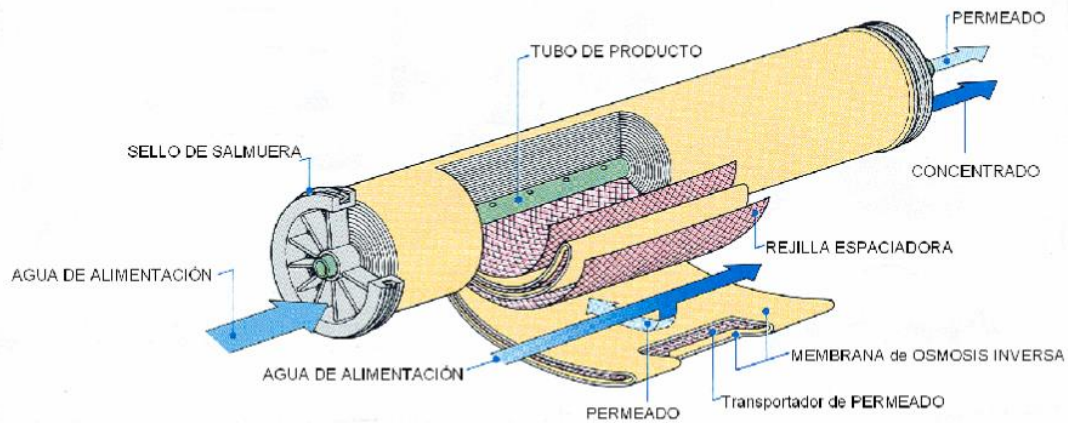


Figura10. Membrana para módulo de sistema de ósmosis inversa (Química Industrial, 2011).

2.4.4.4 Sistemas de una etapa o multietapa.

En un sistema con una única etapa, dos o más cajas de presión se instalan en paralelo y comparten las corrientes de alimentación, permeado y concentrado (Figura 11). Este tipo de instalaciones es frecuente en aquellas aplicaciones con una conversión inferior al 50%, como desalación de agua de mar (Casañaz, 2015).

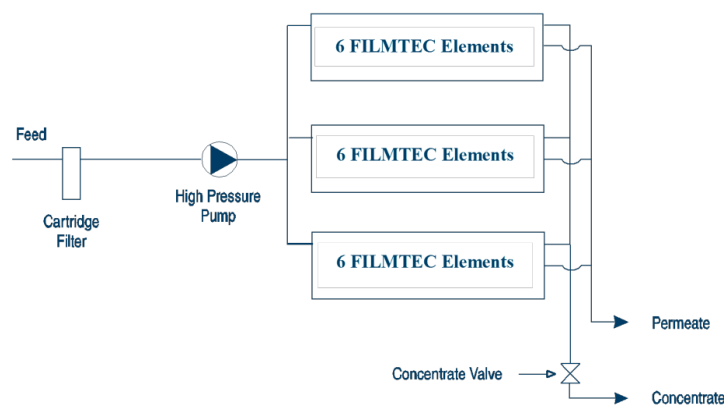


Figura 11. Esquema de un sistema de ósmosis inversa de una única etapa (Casañaz, 2015).

Las instalaciones con más de una etapa se utilizan en aquellas aplicaciones que requieren una alta conversión (siempre respetando la máxima conversión por elemento). Habitualmente se utilizan dos etapas para alcanzar una conversión del 75% (Figura 12) y tres etapas cuando la conversión necesaria es mayor. Estos números están basados en cajas de presión con 7

elementos. En caso de utilizarse cajas de presión de por ejemplo, 3 elementos, el número de etapas necesarias será el doble que para cajas de presión de 6 elementos (Casañaz, 2015).

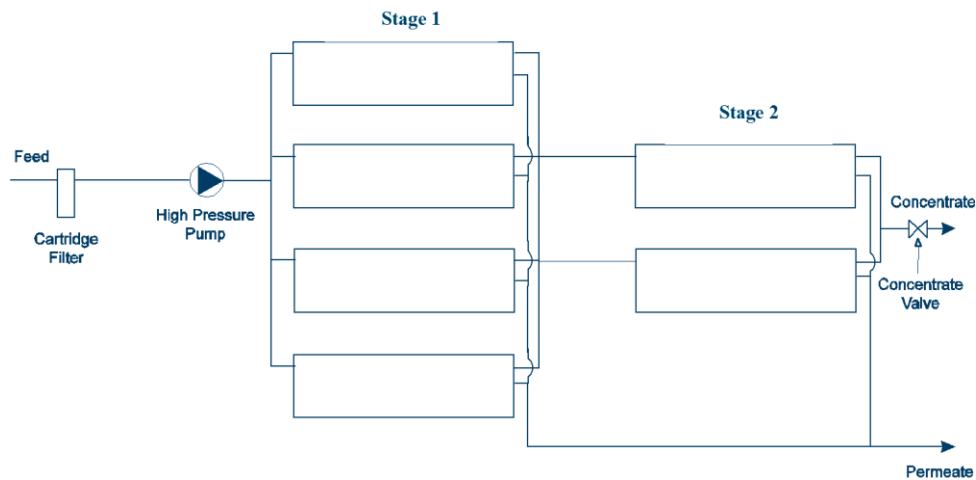


Figura2. Esquema de una instalación de ósmosis inversa multietapa (Casañaz, 2015).

2.4.4.5 Sistemas con y sin recirculación de concentrado

Los sistemas de ósmosis inversa operan como norma general, sin recirculación. En estas instalaciones, el caudal de alimentación circula únicamente una vez por el sistema y una cierta fracción del mismo atraviesa la membrana dando lugar a la corriente de permeado. La alimentación se concentra progresivamente a medida que circula por cada una de las membranas en serie y por tanto, abandona el sistema (en forma de rechazo) con una concentración muy superior a la inicial (Casañaz, 2015).

La recirculación del concentrado se emplea cuando el número de membranas es pequeño para alcanzar una determinada conversión en el sistema. También se utilizan en determinados usos como el procesado de líquidos y en el tratamiento de aguas residuales. En estas instalaciones, una fracción de la corriente de rechazo se dirige hacia la corriente de alimentación. En la Figura 13 se muestra un ejemplo de una planta con recirculación (Casañaz, 2015).

Aquellos sistemas con más de una etapa también pueden operar con recirculación del concentrado en cada etapa utilizando diferentes bombas de recirculación. En la Figura 13 se muestra un esquema de la instalación representada en la Figura 12, pero con recirculación (Casañaz, 2015).

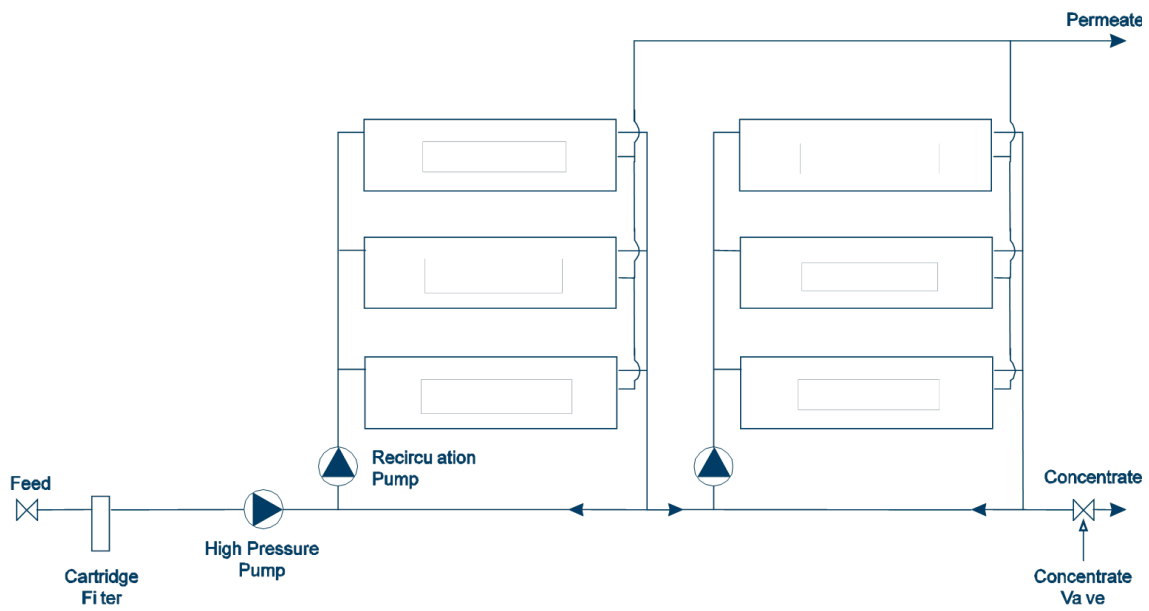


Figura 13. Esquema de una instalación de ósmosis inversa con recirculación (Casañaz, 2015).

La principal ventaja de los sistemas con recirculación es que tanto el caudal de alimentación como su composición son relativamente constantes independientemente de lo que pueda suceder en los procesos anteriores (Casañaz, 2015).

En la tabla 2 se comparan algunas características de los sistemas sin y con recirculación.

Parámetro	Sin recirculación	Con recirculación
Composición agua alimentación	Debe ser contante	Puede variar
Conversión del sistema	Debe ser constante	Puede variar
Circuito de limpieza	Más complicado	Sencillo
Compensación ensuciamiento	Más difícil	Fácil
Presión en las membranas desde alimentación a rechazo	Decreciente	Uniforme
Consumo energético	Bajo	Más elevado (15-20%)
Número de bombas (infraestructura y mantenimiento)	Bajo	Mayor
Expansión, aumento área de filtración	Más complicada	Fácil
Etapas fuera de operación temporalmente	Imposible	Posible
Contenido en sales de permeado	Menor	Mayor

Tabla 2. Comparación de Sistemas de ósmosis inversa con y sin recirculación (Casañaz, 2015).

Asimismo existe un tipo de sistema con más de un paso (precisan de una segunda instalación de ósmosis), pero solo se emplea para agua con conductividades muy elevadas. En el presente TFG se ha realizado el estudio considerando un paso.

2.4.5 Etapas a seguir para diseñar un sistema de ósmosis inversa

En el apartado 10 del trabajo de Casañas González sobre el “Diseño de Instalaciones de Osmosis Inversa”, se establece una serie de etapas o pasos a seguir para diseñar una instalación de ósmosis inversa.

- Paso 1: Evaluar tipo, calidad y caudal del agua de alimentación así como, caudal y calidad del agua producto.

- Paso 2: Seleccionar la configuración del sistema y el número de pasos. La configuración más habitual es sin recirculación. La recirculación es más común en sistemas de reducido tamaño donde el número de elementos no es suficiente para llegar a la conversión deseada. En aplicaciones especiales como el procesado de líquidos o aguas residuales también es frecuente operar con recirculación.
- Paso 3: Seleccionar el tipo de membrana. El tipo de membrana debe escogerse en función de la salinidad del agua de alimentación y su tendencia al ensuciamiento, el rechazo de sales requerido y las limitaciones en cuanto al consumo energético.
- Paso 4: Seleccionar el flujo medio de operación.
- Paso 5: Determinar el número de módulos o elementos necesarios.
- Paso 6: Determinar el número de cajas de presión.
- Paso 7: Seleccionar el número de etapas. Típicamente, el número total de elementos en serie está relacionado con la conversión del sistema y con el número de etapas, tal y como se muestra en la tabla 3 para sistemas alimentados con agua salobre.

Conversión del sistema (%)	Número de elementos en serie	Número de etapas (cajas de presión de 6 elementos)
40-60	6	1
70-80	12	2
85-90	18	3

Tabla 3. Número de etapas en una instalación de ósmosis inversa para agua salobre (Casañaz, 2015).

- Paso 8: Seleccionar la relación entre etapas. Para un sistema con cuatro cajas de presión en la primera etapa y dos cajas en la segunda etapa, la relación entre etapas es 2. En un sistema con tres etapas con cuatro, tres y dos cajas en la primera, segunda y

tercera etapa respectivamente, la relación entre etapas es 4:3:2. En un sistema de agua salobre, la relación entre dos etapas consecutivas es habitualmente 2 para cajas de presión con 6 elementos e inferior a este valor para cajas de menor longitud.

- Paso 9: Equilibrar el caudal de permeado. El caudal de permeado en los elementos traseros (aquellos ubicados en la zona del concentrado de la caja de presión) es habitualmente inferior al permeado producido por los elementos delanteros. Esto es debido a la pérdida de presión entre alimentación y concentrado y al aumento de la presión osmótica a medida que el agua de alimentación circula a través del sistema.
- Paso 10: Analizar y optimizar el sistema de membranas. El diseño de la instalación debe ser evaluado, analizado y optimizado utilizando programas de simulación.

3. -Objetivos

3. Objetivo

El presente Trabajo Fin de Grado (TFG) plantea analizar experimentalmente la viabilidad de la ósmosis inversa para la mejora de la calidad de permeado de un biorreactor de membrana anaerobio que depura aguas residuales domésticas, y definir las condiciones óptimas de operación.

3.1 Objetivos específicos

Los objetivos específicos se pueden resumir en los siguientes:

- Seguimiento del ensuciamiento de la membrana mediante la evolución temporal del flujo de permeado ante diferentes velocidades tangenciales, presión y conversión constante.
- Estudiar la evolución de las características de la corriente de rechazo y la influencia de su recirculación sobre la permeabilidad de la membrana.
- Evaluación de las características físico-químico de las corrientes presentes en el sistema y su inter-relación: alimentación, rechazo y permeado.
- Desarrollo de un diseño preliminar de una instalación de ósmosis inversa para producir, operando en las condiciones óptimas definidas en la experimentación previa, un efluente apto para reutilización en riego agrícola.

4. -Materiales y métodos

4. Materiales y métodos

4.1 Instalación experimental

La celda de membranas SEPA CF II es una unidad a escala laboratorio que permite realizar operaciones de filtración en flujo tangencial. Su diseño, patentado por Sterlitech, simula la dinámica de flujo de los módulos de arrollamiento en espiral utilizados en el ámbito industrial y proporciona datos de rendimiento precisos para una cantidad mínima de producto. Mediante la combinación de una serie de separadores de acero inoxidable, espaciadores y membranas, pueden modificarse las condiciones de operación y dinámica del fluido. Para este estudio se ha empleado un tipo de membrana de ósmosis inversa (TriSep, X201) con el fin de analizar el ensuciamiento de la misma, en función de la velocidad tangencial a presión y conversión fija.

La Figura 14 muestra el diagrama de la instalación experimental que está compuesta por distintas zonas:

- Zona de alimentación
- Depósito de recirculación
- Sistema de filtración.
- Sistema de medida de caudal de permeado.

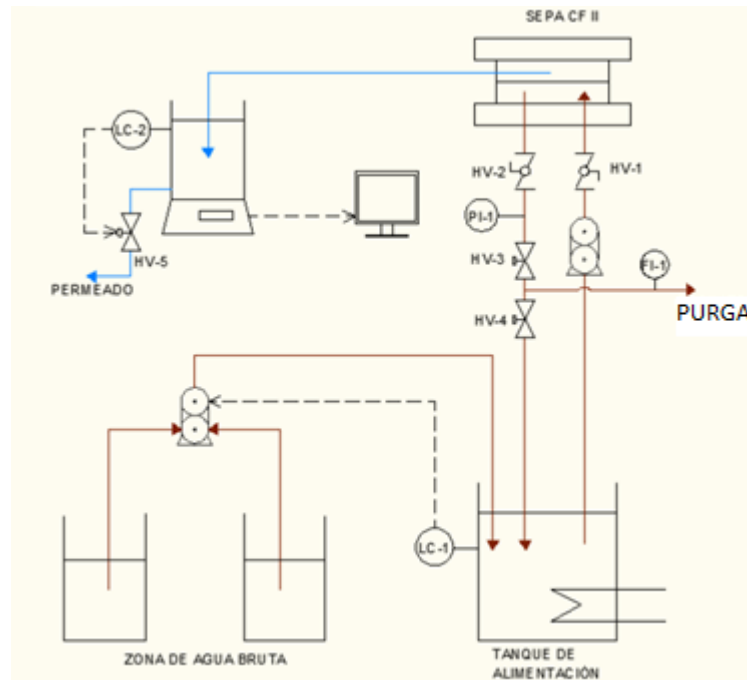


Figura 14. Diagrama de instalación experimental

En la Figura 14 se esquematiza el funcionamiento de la instalación experimental de laboratorio. El sistema de ósmosis se alimenta con agua que va hacia un depósito de recirculación. De dicho depósito se aspira el agua con una bomba y se impulsa hacia la celda donde se encuentra la membrana y el rechazo vuelve al depósito de recirculación. El permeado producido por la membrana va hacia un depósito ubicado sobre una balanza.

4.1.1 Zona de alimentación

La zona de alimentación consta de dos depósitos, cada uno de ellos de 20 l de capacidad que albergan el agua de alimentación. Un controlador de nivel se activa cuando el nivel en el tanque de recirculación es inferior al establecido previamente para una adecuada filtración, activando la bomba de engranaje (modelo ALPb04) que conecta ambos depósitos, e impulsando el fluido hasta dicho tanque. Una vez llegado al límite superior de nivel establecido en el tanque, la bomba para automáticamente, asegurando siempre un volumen de agua de al menos 5 l.

4.1.2 Depósito de recirculación

El depósito de recirculación, fabricado en polietileno, tiene una capacidad de 10 l y se encuentra sumergido en un baño termostatzado con el fin de mantener la temperatura aproximadamente constante en un rango de $25\pm 2^{\circ}\text{C}$ (Figura 15).



Figura 15. Depósito de recirculación.

Mediante una bomba de engranajes de alta presión (M-03S HydracellPump) provista de variador de frecuencia (TBD), se impulsa el afluente desde el tanque de recirculación hacia la celda de membranas, obteniéndose a su salida dos corrientes: permeado y rechazo.

A este depósito no sólo se le suministra el agua de alimentación, sino también parte del rechazo que es recirculado para poder asemejar este experimento a un proceso de filtración industrial, a la vez que se hace posible establecer distintos caudales de rechazo con el fin de analizar su influencia sobre el ensuciamiento de la membrana. Estos caudales de rechazo se fijan y se miden mediante un rotámetro, que varía en un rango determinado de valores de flujo.

4.1.3 Sistema de filtración

El sistema de filtración está compuesto por la celda de membranas SEPA CF II. Sus características y parámetros de operación se muestran en la Tabla 4 y los elementos que integran dicha unidad aparecen reflejados en la Tabla 5.

Parámetros de operación	
Área efectiva de la membrana	140 cm ²
Volumen de retención	70 ml
Presión máxima	69 bar
Temperatura máxima	177°C
Material de las juntas	Viton
Rango de pH	Depende de la membrana
Velocidad tangencial	Ajustable

Tabla 4 Tabla de parámetros de operación del SEPA CF II (especificaciones del fabricante).

Elementos	Dimensiones (cm)
Celda	6,5 x 8,4 x 2,0
Soporte	20 x 28 x 20
Separador	14,6 x 9,5
Espaciador	14,6 x 9,5
Membrana	19,1 x 14
Recolector de permeado	14,6 x 9,5

Tabla 5. Tabla de dimensiones de los componentes del SEPA CF II (especificaciones del fabricante).

Como se puede observar en la Figura 16 existe una conducción de entrada a la unidad de filtrado que es bombeada desde el tanque de recirculación y dos conducciones de salida, que corresponden al permeado y al rechazo.

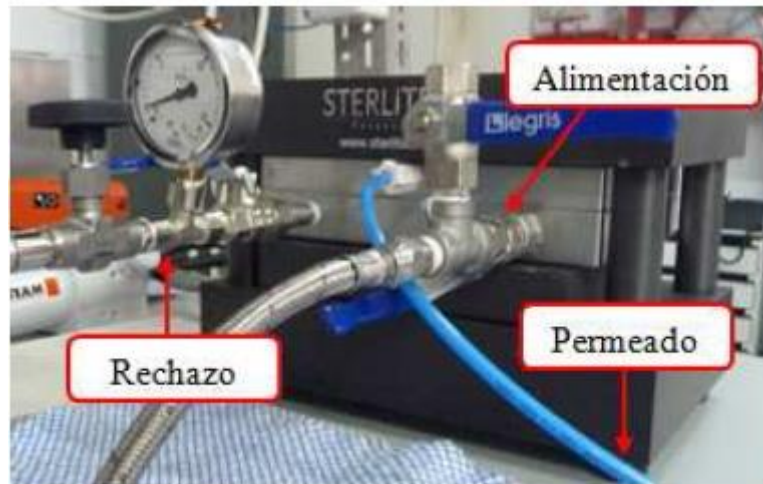


Figura 16. Conducciones de alimentación, rechazo y permeado del SEPA CF II.

La presión del sistema se regula por medio de una válvula de aguja situada sobre la conducción de salida del rechazo, lo que permite el control de la presión transmembrana. Para poder medir la presión local, se utiliza un manómetro analógico.

A su vez, hay que tener en cuenta que es necesario presurizar la celda; para ello se utiliza una bomba hidráulica manual, ya que la presión aplicada sobre la cubierta de la celda debe superar la presión de operación a la que circula el fluido por el interior de la misma.

Existe una variedad de espaciadores, idénticos a los utilizados en las operaciones a escala industrial, para ayudar a optimizar las características del flujo de una solución en particular. Las combinaciones espaciador/separador disponibles, junto al control del caudal, permiten alcanzar condiciones de régimen laminar o turbulento (Figura 17).



Figura 17. Elementos internos de la celda

Los experimentos se realizaron fijando la altura del espaciador (1,2 mm) y ajustando la velocidad de circulación del fluido (velocidad tangencial) mediante la variación del caudal de alimentación. De esta manera, la velocidad tangencial se calcula aplicando la relación entre el caudal de operación y la sección transversal de paso del fluido dada por la ecuación [3]:

$$u_t = \frac{Q_F}{wxh} \quad [3]$$

Donde u_t (m/s) es la velocidad tangencial, Q_F (m³/h) el caudal de alimentación a la celda, w (m) el ancho del canal de circulación del fluido (9,5 cm) y h (m) la altura del espaciador.

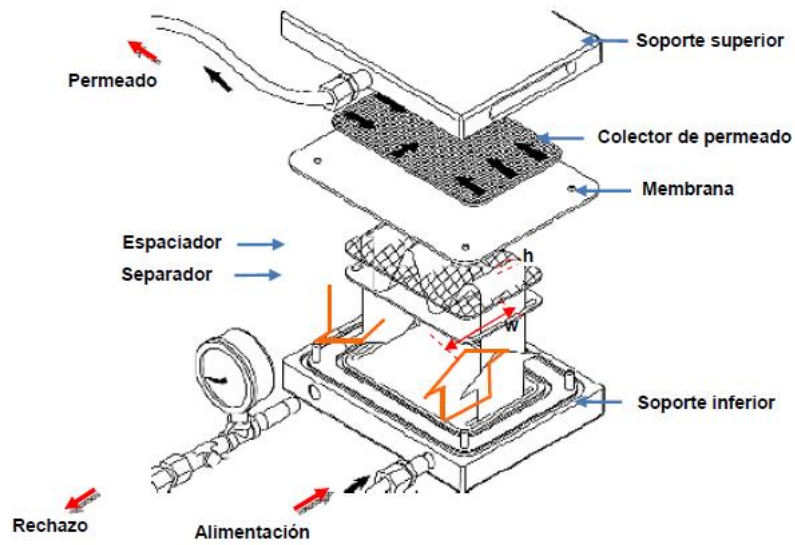


Figura 18. Esquema de la unidad SEPA CF II (especificaciones del fabricante).

4.1.4 Sistema de medida de caudal de permeado

El sistema de cuantificación del caudal de permeado consta de una balanza digital (carga máxima: 4.200 g/precisión: 0,1g) un depósito de polietileno de 5 l de capacidad, un controlador de nivel y un ordenador (Figura 19).



Figura 19. Sistema de recogida de permeado.

La balanza se encuentra conectada al ordenador y mediante un programa especializado, permite almacenar datos de incrementos de pesada cada 30 segundos, obteniendo automáticamente, el flujo de permeado durante largos periodos de operación. Un reloj programado para abrir la válvula que descarga el permeado del depósito durante 1 minuto cada 3 horas, evita que se supere cierta altura de permeado en el tanque, lo que se traduce en que no se sobrepase la carga máxima de la pesa, ya que se dejarían de almacenar datos.

4.2 Metodología

4.2.1 Acondicionamiento de la membrana

Antes de comenzar el estudio, las membranas de alta presión requieren un acondicionamiento previo. Inicialmente, las membranas deben ser lavadas, siguiendo las recomendaciones del fabricante, hasta retirar por completo la capa de gel protector que las recubre. Posteriormente, la membrana es sometida a un proceso de compactación durante un tiempo de 2 h, a una presión de 12,5 bar con agua desionizada. En el transcurso de este tiempo se realizan mediciones de flujo de permeado, hasta observar que se ha alcanzado el régimen estacionario. Para la determinación del flujo se pone en marcha el sistema de medida de caudal de permeado.

3.3.2 Membrana de ósmosis inversa y su caracterización

La membrana utilizada ha sido TRISEP X201, indicada para aguas salobres con alto ensuciamiento (según instrucciones de fabricante TRISEP CORPORATION). El suministrador indica en las especificaciones técnicas del material que las membranas de OI utilizadas en el presente TFG pueden llegar a presentar una variación en el flujo inicial de permeado de hasta un 25% respecto al valor que aparece en el catálogo. Por ello, inicialmente se procedió a la determinación experimental de la resistencia de la membrana (ecuación [1]). En la Figura 20 se muestran los flujos J_0 obtenidos al filtrar agua desionizada a distintos valores de ΔP .

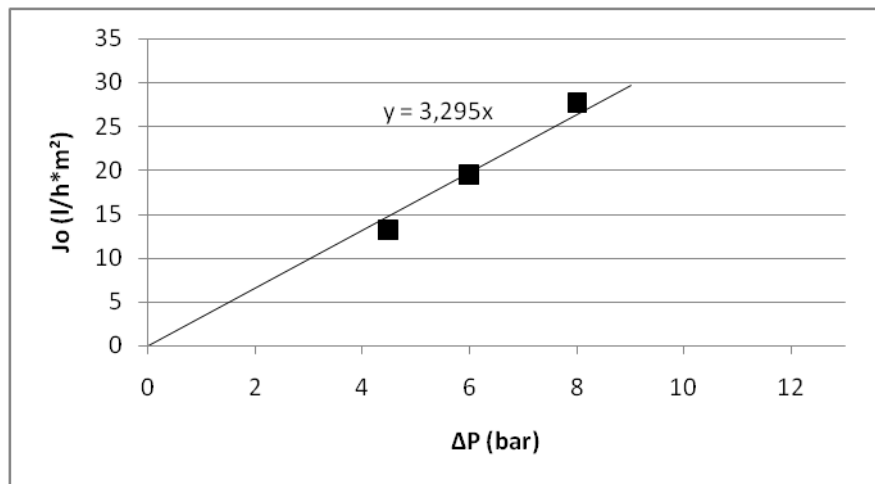


Figura 20. Caracterización de la membrana utilizada en este TFG.

Según la ecuación 1, y en este caso siendo nula la presión osmótica ya que es agua deionizada con la que se caracteriza, la permeabilidad de la membrana es $3,295 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \times \text{hbar}$. Siendo este un valor característico de la membrana utilizada.

4.3.3 Procedimiento experimental

El agua de alimentación con la que se ha realizado la experimentación ha sido producida por un biorreactor de membranas (MBR) de ultrafiltración que opera en régimen anaerobio situado en la Estación depuradora de Aguas Residuales (EDAR) del Noreste de Tenerife, ubicada en Valle Guerra. Dicho biorreactor de membrana sumergida externa se alimenta a su vez, con el efluente del tratamiento primario de dicha depuradora.



Figura 21. Imagen de la Estación de Depuración de Aguas Residuales situada en Valle Guerra, Tenerife (Europe, 2013).

El agua de alimentación al proceso de OI presentó un alto contenido en materia orgánica soluble y conductividad en el período de desarrollo de la experimentación. Asimismo, las características de la misma experimentaron la variabilidad habitual asociada a las fluctuaciones normales de las aguas residuales recibidas en la depuradora (Tabla 6).

TOC (mg/l)	PH	Alcalinidad		Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Color (units PtCo)	
		RSCO3 (mg/l)	RSHCO3 (mg/l)			
22,3-65,3	7,3-8,1	0	705,9-1015,8	1485-1870	180-530	
F⁻(mg/l)	Cl⁻(mg/l)	NO₂⁻(mg/l)	Br⁻(mg/l)	NO₃⁻ (mg/l)	PO₄³⁻ (mg/l)	SO₄²⁻(mg/l)
0,2 - 0,4	125,5 - 142,3	0 - 4,2	0 - 0,2	0 - 0,2	13,3 - 44,5	0,9 - 116,8
Na⁺(mg/l)	NH₄⁺(mg/l)	K⁺(mg/l)	Mg²⁺(mg/l)	Mn⁺ (mg/l)	Ca²⁺(mg/l)	
173,3 - 222,9	59,5- 95	31,1 - 41	32,8- 40,8	----	32,7- 44,3	

Tabla 6. Rango de los parámetros característicos del efluente del MBR anaerobio.

Con dicho efluente como agua de alimentación se realizaron diversos experimentos en la unidad SEPA estableciendo diferentes velocidades tangenciales: 0,35, 0,25 y 0,15 m/s.

Los ensayos realizados a nivel laboratorio se plantearon series de 96 horas. En cada serie se utilizó una membrana de ósmosis inversa nueva, con el fin de que cada ensayo representase el funcionamiento en continuo y con membrana nueva.

Para este estudio se ha trabajado a presión transmembrana constante de 6 bar y un *recovery* del 70% a fin de analizar la influencia de la velocidad tangencial en el ensuciamiento de la membrana.

El 30% del agua que se alimenta al sistema se desecha a través de la purga de la unidad, de manera que fue necesario mantener la válvula de dicha purga en un porcentaje de apertura tal que permitiese desechos de agua de recirculación en dicho porcentaje durante todo el ensayo. Dicha apertura al depender del flujo de permeado, que varía, debe corregirse para mantener el 30% deseado, en todo momento.

De manera general, a las 72 horas de operación se realizaron los análisis del agua de permeado, alimentación y rechazo. Además, en algunos experimentos se realizaron análisis diarios del agua del depósito de recirculación para evaluar la evolución de la misma con el avance de la experimentación.

Una vez se obtienen los datos de los experimentos, se trataron para descartar los datos erróneos provocados por las variaciones que conllevan la experimentación. Es por ello que en vez de obtener 96 horas de datos (correspondientes a las horas de experimentación de lunes a viernes), fueron utilizables 86 horas para cada experimento.

4.4 Métodos analíticos

4.4.1 pH

La medida del pH se realizó según el método electrométrico 4500-H⁺ (ALPHA,1997). El pH-metro METHROM consta de un potenciómetro, un electrodo de vidrio, un electrodo de referencia y un dispositivo para compensar la temperatura. Tiene una sensibilidad de medida de $\pm 0,005$.

4.4.2 Conductividad

La determinación de la conductividad se ha realizado según el método normalizado 2510 B (ALPHA, 1997). El conductímetro empleado es inoLab Cond 720, un equipo compacto y de alta fiabilidad, que además presenta un alto rango de medida.

4.4.3 Alcalinidad

La medida de la alcalinidad de un agua representa la capacidad que tiene para neutralizar ácidos y constituye la suma de todas las bases, es decir, depende principalmente de las concentraciones de carbonatos y bicarbonatos presentes en la muestra. Su determinación se realizó por el método de titulación 2320 (ALPHA, 1997).

El equipo usado es un valorador automático de la marca METROHM modelo Citrino DMS 716. Como valorador usa ácido clorhídrico 0,1 mol/l.

4.4.4 Color

La determinación del color se ha realizado mediante el espectrofotómetro HACH 5000 a una longitud de onda de 254nm y viene expresado en unidades de Pt-Co.

4.4.5 Carbono orgánico total (TOC)

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

4.4.6 Cromatografía iónica

Para la medida de los iones presentes en las muestras (F^- , Cl^- , NO_2^- , Br^- , NO_3^- , PO_4^{3-} , SO_4^{2-} , Na^+ , NH_4^+ , K^+ , Mg^{2+} , Ca^{2+}) se empleó el cromatógrafo iónico de METROHM Professional IC 882. Este equipo está compuesto principalmente por una bomba de propulsión, un detector de conductividad y las columnas intercambiables aniónica y catiónica.

5. -Resultados

5. Resultados experimentales

En el presente trabajo fin de grado se ha estudiado el efecto de diferentes velocidades tangenciales en ensayos de ósmosis inversa del permeado producido por MBR anaerobio, sobre el ensuciamiento y la capacidad de rechazo de la membrana seleccionada. Dichos ensayos han sido realizados a presión, temperatura y *recovery* constante.

5.1. Experimentos preliminares: pre-concentración de la alimentación

En todo sistema de ósmosis con recirculación parcial ocurre inicialmente, que la alimentación a la OI se va concentrando progresivamente hasta alcanzar las características estacionarias que corresponden al *recovery* fijado en el sistema. Experimentos preliminares de pre-concentración de la alimentación fueron realizados para lograr alcanzar dichas características estacionarias. La Figura 22 presenta la evolución temporal del flujo de permeado para 3 experimentos consecutivos realizados a distintas velocidades tangenciales. A medida que la membrana se va ensuciando, el flujo de permeado disminuye. Es importante considerar que cada experimento consecutivo está realizado con una membrana nueva, por lo que el comportamiento experimentado se debe sólo a cambios en el concentrado. En la Figura 22 se observa también que el flujo disminuye con el tiempo de filtración de manera similar a velocidad 0,35 y 0,25 m/s. Este comportamiento, se debe a un progresivo aumento de la concentración de materia orgánica y de conductividad en la solución sometida a filtración, como era de esperar en un proceso de pre-concentración. Dado que la composición del concentrado en esta fase transitoria va cambiando no se puede estudiar de manera aislada el efecto de la velocidad tangencial sobre el comportamiento de la membrana (se analizará en las siguientes secciones). En cambio, para 0,15 m/s el flujo de permeado permanece constante durante el experimento y por tanto, puede considerarse que el concentrado ha alcanzado las características constantes que perseguía los ensayos de pre-concentración.

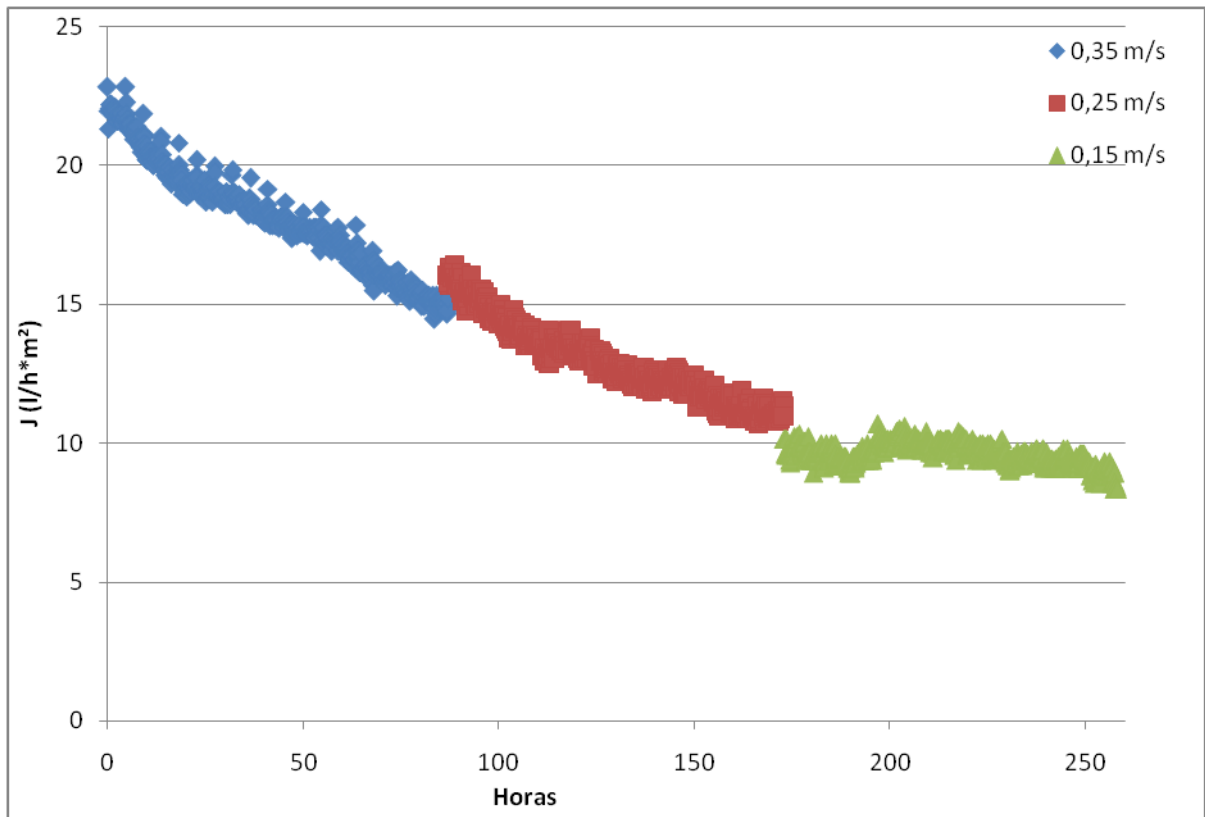


Figura 22. Evolución del permeado durante el proceso de pre-concentración de la alimentación.

La evolución experimentada por las características del concentrado se cuantificó a través de la conductividad y la materia orgánica, medida como TOC, cada día en el depósito de recirculación.

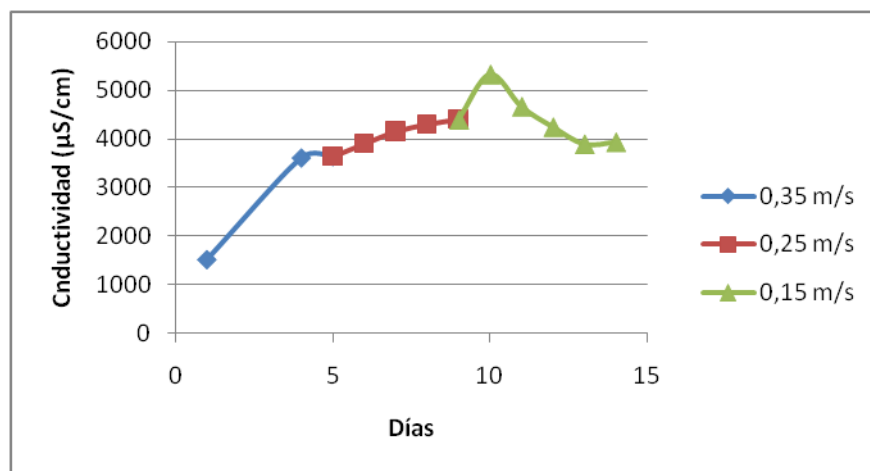


Figura 23. Evolución de la conductividad durante el proceso de pre-concentración de la alimentación.

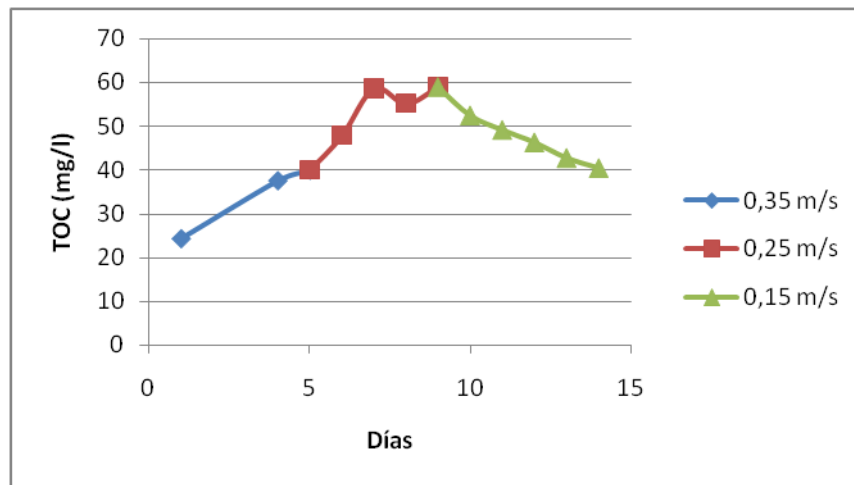


Figura 24. Evolución del TOC durante el proceso de pre-concentración de la alimentación.

A lo largo de los ensayos de pre-concentración de la alimentación se observó que la conductividad y el TOC partían de valores de $1.510 \mu\text{S}/\text{cm}$ y $24,33 \text{ mg}/\text{l}$, respectivamente (valores que corresponden al agua de alimentación). Posteriormente, dichos parámetros aumentan en el concentrado hasta estabilizarse en una conductividad de $6.000 \mu\text{S}/\text{cm}$ y un TOC de $74 \text{ mg}/\text{l}$. Estos valores son consistentes con los esperados (ver balance de materia en anexo 3).

Una vez se estabilizan la conductividad y el TOC a los 10 días (correspondiente al experimento de $0,15 \text{ m}/\text{s}$), la variación que pudiera suceder en dicha característica del agua concentrada ya solo dependería de variaciones en el *recovery* y la característica del agua de alimentación (que como se observa en los resultados, varía con el tiempo (ver Anexo 2)).

5.2. Efecto de la composición del pre-concentrado sobre el flujo inicial de la membrana. Determinación de la presión osmótica

En las Figura 25 se muestran los valores del flujo inicial de permeado J obtenidos en función de la ΔP aplicada para el agua depurada y el pre-concentrado obtenido. Al aumentar la ΔP se produce un incremento de la fuerza impulsora, lo que se traduce en un aumento proporcional del flujo de permeado, de acuerdo con la ecuación [1].

$$J = k_w(\Delta P - \Delta\pi) \quad [1]$$

Así, para una composición dada de alimentación, la diferencia de presión osmótica puede calcularse a partir de la representación de los datos experimentales J vs ΔP , extrapolando a $J = 0$ (Gauwbergen et al., 1996). Este comportamiento se observa claramente en las Figura 25. Asimismo, los resultados obtenidos para la diferencia de presión osmótica para el agua depurada y el pre-concentrado a un *recovery* del 70% corresponden a 1,00 y 1,81 bar, respectivamente. A partir de estos datos y asumiendo una permeabilidad de membrana nueva de 3,29 l/h m² (ver sección Materiales y métodos, apartado 3.3.2) en la Figura 26 se muestran los valores del flujo predichos por el modelo frente a los valores experimentales, comprobándose que el modelo de solución-difusión homogénea es válido en el rango de condiciones experimentales impuestas.

Finalmente, es de interés indicar que no se observa efecto apreciable de la velocidad tangencial en los valores de flujo experimental (Figura 27).

Es conocido que cuando se opera en condiciones donde hay un efecto acusado de la polarización por concentración (altas presiones y bajas velocidades tangenciales), la concentración de solutos puede aumentar (de 1 a 3 órdenes de magnitud) en la capa límite de la membrana (van der Bruggen et al., 2008). En este sentido, numerosos autores han observado durante la filtración de soluciones concentradas a altas presiones, que el flujo de la membrana no muestra una relación lineal con la presión transmembrana (Mäntäri et al., 2000,

Tanninen et al., 2006), lo que impediría aplicar el modelo. No obstante, en las condiciones estudiadas parece que los valores de velocidad tangenciales aplicados son suficientes para minimizar la capa de polarización y permitir el ajuste del modelo.

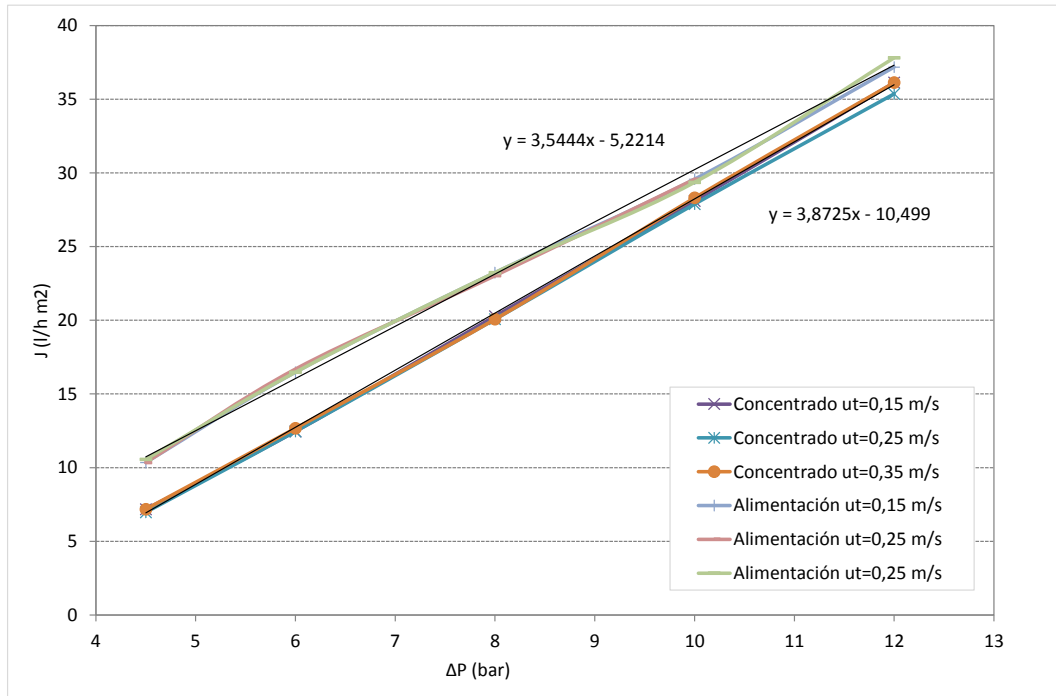


Figura 25. Variación del flujo inicial J con la ΔP en los ensayos alimentado a la unidad agua depurada y pre-concentrado a un *recovery* del 70%, a distintas velocidades tangenciales u_T .

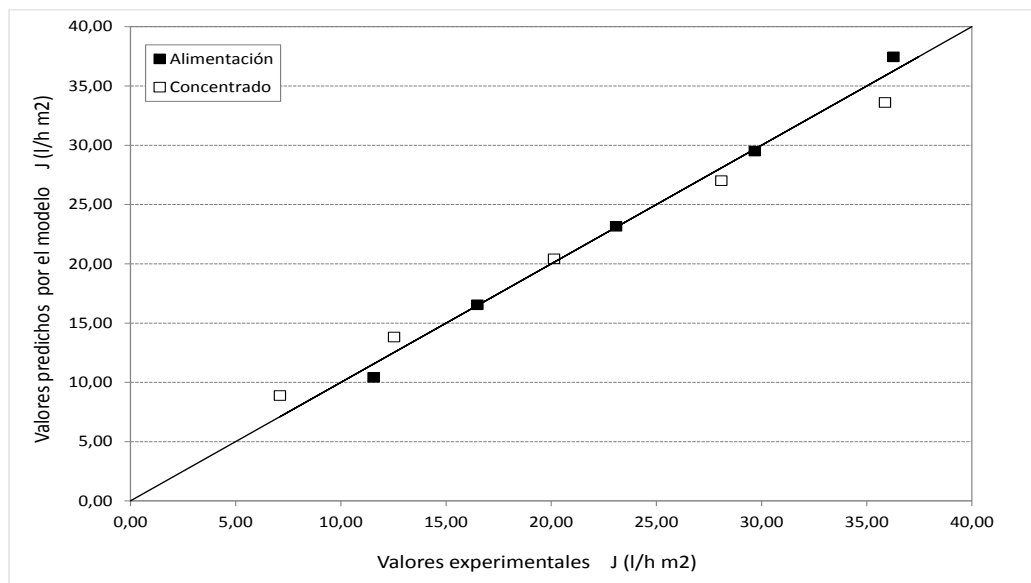


Figura 26. Comparación de los valores J predichos por el modelo de solución-difusión y los flujos experimentales para el agua depurada en MBR y el pre-concentrado a un *recovery* del 70%. $u_T=0,25$ m/s.

5.3. Efecto de la velocidad tangencial sobre la evolución del flujo. Determinación del ensuciamiento

Una vez se obtuvo un pre-concentrado con una composición estacionaria, se estudió el ensuciamiento producido en la membrana analizando la evolución del flujo de permeado para los valores de velocidades tangenciales de 0,15 y 0,35 m/s (Figura 27).

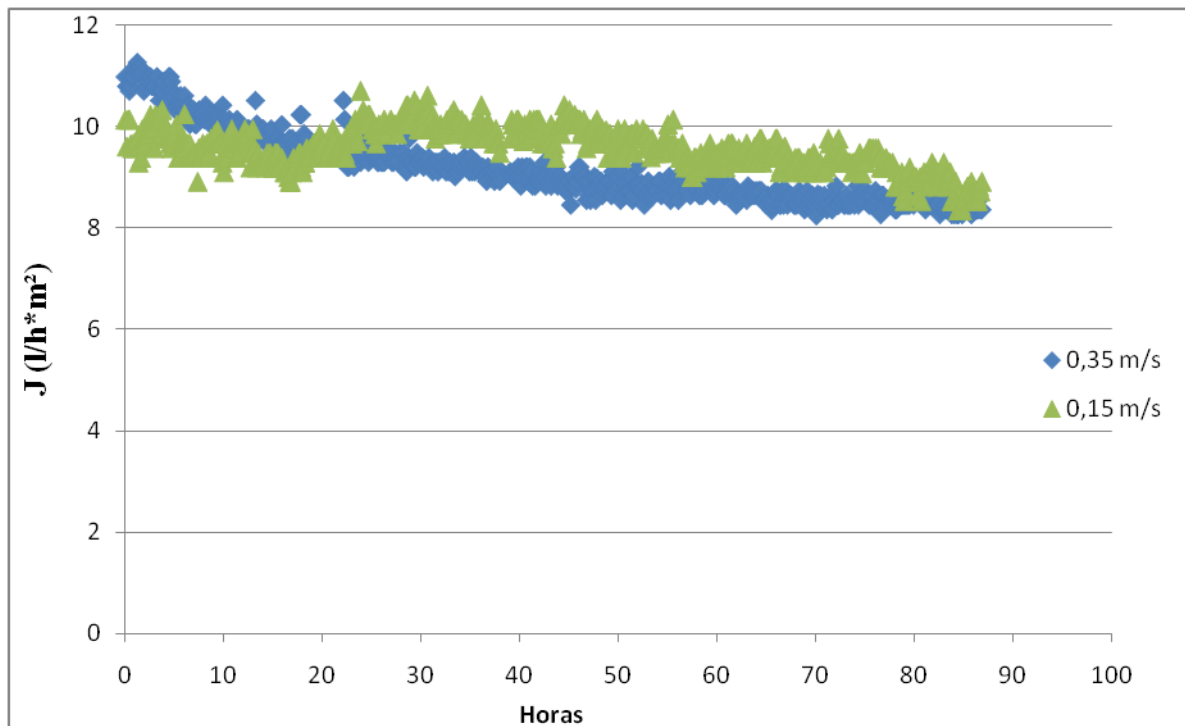


Figura 27. Evolución del flujo de permeado para diferentes velocidades tangenciales. Pre-concentrado a *recovery* del 70%

En la Figura 27 no se observa efecto significativo de la velocidad tangencial en la evolución temporal del flujo de permeado. Ambos ensayos presentan una tendencia similar, una leve disminución del flujo de permeado (15%) tras 86 h de operación.

Con el objeto de identificar las causas del descenso de flujo observado, se inspeccionaron visualmente ambas membranas al final de los experimentos. Las Figuras 28 y 29 muestran las fotografías tomadas a las membranas correspondientes a los ensayos realizados a las velocidades de 0,35 y 0,15 m/s, respectivamente. Para la velocidad más alta se observó un ensuciamiento leve, con poca presencia de depósitos sobre la membrana, formándose estos

preferentemente en los contornos del espaciador. Este comportamiento es observado habitualmente en las autopsias de las membranas utilizadas en aplicaciones industriales, donde en zonas de menor turbulencia se forman depósitos. Por el contrario, a la menor velocidad, se observa un ensuciamiento más severo, con la formación de una capa homogénea sobre la membrana. Este resultado sorprende al analizar los datos flujo, similar a ambas velocidades, que haría esperar un aspecto análogo del ensuciamiento producido. Por otra parte, indicar que la capa de ensuciamiento se forma durante las primeras 24 h de operación (Figura 30). Esta discrepancia puede justificarse por el insuficiente tiempo de experimentación y es posible que de prolongar el ensayo, la capa formada a la velocidad más baja acabe compactándose y produciendo un descenso más acusado del flujo. En base a esto, un tiempo experimental de 86h no parece suficiente para llevar a cabo un análisis comparativo entre las condiciones estudiadas. No obstante, los resultados sí permiten concluir que una velocidad de 0,35 m/s disminuye significativamente el ensuciamiento y parece ser la mínima necesaria a aplicar en un posterior diseño del proceso.



Figura 28. Estado de la membrana al final del experimento con una velocidad de 0,35 m/s (96 horas de operación).



Figura 29. Estado de la membrana al final del experimento con una velocidad de 0,15 m/s (96 horas de operación).



Figura 30. Estado de la membrana al final del experimento con velocidad de 0,15 m/s(24 horas de operación).

5.4. Rechazo de sales y materia orgánica

En cada ensayo se llevaron a cabo caracterizaciones de las corrientes de alimentación, permeado y rechazo y los datos completos se muestran en el anexo 3.

A partir de dichos datos se calculó el coeficiente de rechazo de la membrana, que corresponde a la capacidad de la membrana para eliminar contaminantes y se expresa mediante la ecuación [4].

$$Rechazo = \left(1 - \frac{\text{Concentración del contaminante en el permeado}}{\text{Concentración del contaminante en el rechazo}}\right) * 100 \quad [4]$$

TOC (%)	PH	Alcalinidad		Conductividad	Color (%)	
		RSCO3 (%)	RSHCO3 (%)			
98,6	----	100	94,4	----	99,1	
F ⁻ (%)	Cl ⁻ (%)	NO ₂ ⁻ (%)	Br ⁻ (%)	NO ₃ ⁻ (%)	PO ₄ ³⁻ (%)	SO ₄ ²⁻ (%)
94,3	92,7	100	----	90,8	99,7	98,7
Na ⁺ (%)	NH ₄ ⁺ (%)	K ⁺ (%)	Mg ²⁺ (%)	Mn ⁺ (%)	Ca ²⁺ (%)	
95,2	88,3	94,9	99,2	----	94,3	

Tabla 7. Valores medios de los coeficientes de rechazo de la membrana para cada contaminante analizado a lo largo de la experimentación.

En general, se observa que los coeficientes de rechazo obtenidos han sido muy elevados, superando el 90% para la mayoría de los parámetros (Tabla 7). Esto quiere decir que independientemente de la velocidad tangencial a la cual se realiza el experimento y las características del pre-concentrado alimentado, los cortes de la membrana se mantienen, permitiendo gran versatilidad a la hora de operar y proporcionando permeados de gran calidad (Tabla 8). Además, dicha calidad cumple con las normativas para la regeneración de aguas depuradas o regeneradas (BOE, 2007). Esto permite un posible uso muy amplio, para cultivos de diferente tipo que exijan gran calidad del agua de riego, para uso ambiental, etc.

TOC (mg/l)	PH	Alcalinidad		Conductividad (μS/cm)	Color(unitsPtCo)	
		RSCO3 (mg/l)	RSHCO3 (mg/l)			
0,5- 0,6	7,4-8	----	99,4-103,7	226-270	3	
F ⁻ (mg/l)	Cl ⁻ (mg/l)	NO ₂ ⁻ (mg/l)	Br ⁻ (mg/l)	NO ₃ ⁻ (mg/l)	PO ₄ ³⁻ (mg/l)	SO ₄ ²⁻ (mg/l)
0- 0,2	20,3 - 32,1	0- 17,8	----	0,1- 0,4	0 - 0,2	1,1- 2,6
Na ⁺ (mg/l)	NH ₄ ⁺ (mg/l)	K ⁺ (mg/l)	Mg ²⁺ (mg/l)	Mn ⁺ (mg/l)	Ca ²⁺ (mg/l)	
25,2- 28,7	14,5- 17,7	4,3 - 5,3	0,6- 0,9	----	0-0,4	

Tabla 8. Rangos de los indicadores de calidad del permeado producido en la unidad experimental de ósmosis inversa.

6. -Diseño preliminar de un sistema de ósmosis inversa de aplicación industrial

6. Diseño preliminar de un sistema de ósmosis inversa de aplicación industrial

6.1 Datos para el diseño

Para el diseño de un sistema de ósmosis inversa, se supone una capacidad de tratamiento de 9.000 m³/día (375 m³/h) del efluente procedente de un AnMBR como alimentación al sistema de ósmosis inversa.

El primer factor a tener en cuenta en el diseño es la calidad de agua que se desea como producto, en este caso el agua producto se destinará para riego, y según la norma Riverside (Anexo1) un agua de calidad para regar no debe superar aproximadamente 800 µS/cm, ya que si se supera dicho valor, afectaría al equilibrio biológico de las plantas que recibirán dicha agua.

La calidad del agua de permeado obtenida en la experimentación es superior a la necesaria, por lo que no será necesario tratar todo el caudal de alimentación. Por tanto, en el diseño del sistema de ósmosis inversa se plantea pasar parte de dicha alimentación por un *bypass* y mezclarla posteriormente, con el permeado que se obtiene. Para que la calidad del agua tras la mezcla sea la deseada, se debe hacer una estimación del porcentaje de cada una de las aguas que se use en la mezcla. Para ello se emplea el Softmix H-20 (Anexo 4).

Los cálculos realizados indican que se precisa tratar el 80% de la alimentación (300 m³/h). El restante 20% de la alimentación (75 m³/h) se mezclará con el permeado de la ósmosis para obtener una conductividad global de 590 µS/cm.

Además, para realizar el diseño se considera un *recovery* de 70% y una presión de 6 bar, tal y como se procedió durante la experimentación de laboratorio.

6.2 Proceso de diseño del sistema de ósmosis inversa

El modelo de sistema con recirculación usado en la experimentación (apartado 4.1) no es el más habitual en sistemas de ósmosis inversa que operan de manera continua a escala industrial, ya que normalmente dicha recirculación implica un elevado consumo energético. Por ello, en el diseño preliminar se adopta una configuración del proceso sin recirculación.

Los cálculos se han realizado a través del software IMSdesign, proporcionado por el fabricante de membranas Hydranautics (NittoGroup Company).

El interfaz inicial de dicho software, como se observa en la Figura 31, nos permite elegir los proyectos realizados (archivo) y crear un nuevo proyecto.



Figura 31. Interfaz inicial del software IMS design.

En la siguiente ventana emergente (Análisis), indicamos la información referente a nuestro proyecto (Título, código) e introducimos el análisis iónico del efluente de la unidad AnMBR que se utilizaría como alimentación de la ósmosis inversa además de pH, temperatura...

El estudio se realiza considerando la temperatura más baja y la más alta de operación (18 y 25 °C). Dichas temperaturas son las que marcan los parámetros más restrictivos de funcionamiento, por lo que son los datos que se tienen en cuenta para la evaluación final del sistema. A medida que se incrementa la temperatura, los índices de salinidad del agua producto aumentan. Por el contrario, la presión de alimentación de las membranas crece cuando la temperatura es menor.

También hay que señalar que el pH del agua de alimentación, como se comentó en el procedimiento experimental (apartado 4.3.3), está en torno a 8,2. Es por ello que en el pretratamiento el pH se debe ajustar a los valores adecuados de operación de las membranas a través de la dosificación de ácido sulfúrico.

La toma de agua se identificó como “agua residual de UF/MF”, ya que el agua de alimentación proviene de un biorreactor con UF que opera de manera anaerobia.

En la Figura 32 se observan los datos referentes al agua de alimentación del sistema:

pH	8,18	CO3	11,688 mg/l	CO2	10,245 mg/l	E conductividad	2623,3 µs/cm
Cationes				Aniones			
	mg/l	mg/l CaCO3		mg/l	mg/l CaCO3		
Ca	111,14	277,85	HCO3	1015,85	832,66		
Mg	40,80	167,21	SO4	116,86	121,73		
Na	222,96	484,70	Cl	142,39	200,83		
K	41,01	52,45	F	0,42	1,11		
NH4	95,06	263,62	NO3	0,25	0,20		
Ba	0,000	0,00	PO4	44,58	70,40		
Sr	0,000	0,00	SiO2	0,00			
			B	0,00			
Total, meq/l		24,92	Total, meq/l		24,93		
Saturaciones							
TDS Calculado	1843	mg/l	CaSO4	2,6	%		
Fuerza ionica	0,032		BaSO4	0,0	%		
Presión osmotica	1,1	bar	SrSO4	0,0	%		
Ca3(PO4)2 SI	9,17		CaF2	0,0	%		
Indice de saturación	1,5	Langelier	Silica	0,0	%		

Figura 32. Tabla del software IMS design para introducir los datos del agua de alimentación

Una vez introducidos los datos que definen el agua de alimentación del sistema de ósmosis inversa, se pasa a la fase de “Diseño”, en el que se especifica la conversión, el caudal de permeado, caudal de mezcla, entre otros datos. Se fija la temperatura en 18°C y se indica el caudal de permeado (210m³/h), la tasa de recuperación o *recovery* (70 %) y el caudal de mezcla (75 m³/h), en primera instancia. Posteriormente se definirán los demás parámetros de diseño.

Trenes		Paso 1		Paso 1	
pH alimentación			7,00	Producto químico	H2SO4
Conversión	%		70,00	Concentración de la solución,%	20
Caudal de permeado,	m ³ /h		210,00	Tasa de dosificación de productos químico	mg/l
Flujo promedio	l/mh		26,2	Edad membrana	años
Caudal de alimentación,	m ³ /h		300,00	Disminución Fluj por año	
Caudal de rechazo	m ³ /h		90,00	Factor de ensuciamiento	
				Incremento de paso de sales/año, %	7,0
				Caudal de mezc	m ³ /h
					75,00

Figura 33. Tablas del software IMS para introducir los parámetros de diseño.

Para concluir el diseño se debe especificar la configuración de membranas (Figura 34). Se escoge la membrana a utilizar y el sistema ofrece la mejor configuración entre etapas, tubos de presión por etapa y número de elementos por tubo de presión.

El software es versátil permitiendo que cada membrana pueda ser de un modelo diferente. Con ello se pueden hacer diversas disposiciones que puedan mejorar la eficiencia del sistema. En el caso concreto del presente estudio, la membrana elegida ha sido la ESPA 2-LD, ofertada por el software, en su paquete de membranas. Dicha membrana presenta las características de operación más próximas a la TriSep x-201 utilizada en el estudio de laboratorio.

Cumpliendo con lo establecido en materia de calidad del agua, la configuración de membranas definitiva planteada es la siguiente:

- Etapa 1: 24 tubos de presión con 6 elementos de Arreglo 40x8 in cada uno. Modelo membrana: ESPA 2- LD

- Etapa 2: 12 tubos de presión con 6 elementos de Arreglo 40x8 in cada uno. Modelo membrana: ESPA 2- LD

Además de indicar estos parámetros, hay que especificar el factor de ensuciamiento de cada membrana, el aumento del paso de sal anual y la edad de la membrana. Este último valor se fija en 0 años, ya que un diseño evaluado pensando en el arranque de la planta (0 años), no es fiable. Los valores típicos para una correcta predicción a la hora de dimensionar las membranas, es una edad de membrana entre 3-5 años.

Por otro lado, el factor de ensuciamiento de la membrana va ligado a la edad de la misma y a la disminución del flujo por año, por lo que al modificar estos parámetros, dicho factor se corrige automáticamente. Por ejemplo, un factor de ensuciamiento de 0,8 indica que el 80% de la permeabilidad de las membranas está relacionado con el cálculo de la presión de alimentación requerida, tal y como se muestra en la Ecuación [5]:

$$\text{Factor de ensuciamiento} = \left(1 - \frac{\text{Disminución de flujo}}{100}\right)^{\text{edad}} \quad [5]$$

El porcentaje de disminución de flujo considerado oscila normalmente, entre el 4,5 y el 8,5 %. Depende de la calidad del agua y de la eficacia del tratamiento previo. Para el presente estudio se fijó en un 5 %.

Por el contrario, el factor de incremento de paso de sales anual viene definido según el material y modelo del elemento, aunque se puede modificar, sin salir del rango para las membranas de poliamida (5-15 % anual). En el diseño éste se establece en un 7%, lo que quiere decir que al cabo de 3 años, la salinidad del permeado se incrementará un 21 % más respecto a la inicial.

Trenes

Paso 1		Paso 1	
pH alimentación	7,00	Producto químico	H2SO4
Conversión %	70,00	Concentración de la solución, %	20
Caudal de permeado, m3/h	210,00	Tasa de dosificación de productos quimic mg/l	838
Flujo promedio lmh	26,2	Edad membrana años	3,0
Caudal de alimentación, m3/h	300,00	Disminución Fluj por año	5,00
Caudal de rechazo m3/h	90,00	Factor de ensuciamiento	0,857
		Incremento de paso de sales/año, %	7,0
		Caudal de mezc m3/h	75,00

Especificación del Sistema

Tipo de elemento	ESPA2-LD	ESPA2-LD	Etapas Paso 1	2
Elementos / tubo de presión	6	6	Recalcular arreglo	
Nº de tubos de presión	24	12		

Figura 34. Configuración del sistema de ósmosis inversa, diseñada a partir del software IMS design.

Una vez insertados todos los datos, se ejecuta la aplicación. En la Figura 35 se muestran los resultados de funcionamiento obtenidos.

Resultados de Cálculo (Todos los caudales son por t)

Arreglo	Tubo de presión	Alimentación (bar)	Conc (bar)	Alimentación (m3/h)	Conc (m3/h)	Flujo (lmh)	Flujo máximo (l/s)	Beta máximo
1-1	24	11,5	10,4	12,5	6,04	29	31,9	1,14
1-2	12	10,2	9	12,08	7,49	20,5	23,9	1,10

Concentración de permeado

Ca	29,569	K	11,528	Sr	0,000	Cl	38,744	P04	11,827	CO2	99,374
Mg	10,855	NH4	26,721	HCO3	284,221	NO3	0,082	SiO2	0,000	CO3	3,074
Na	61,873	Ba	0,000	SO4	31,317	F	0,118	B	0,000	pH	6,7
										TDS	782,85 us/cm

Saturaciones del rechazo y parámetros

CaSO4, %	25	SrSO4, %	0	Fuerza ionica	0,11	pH	7,5
BaSO4, %	0	SiO2, %	0	Presión osmotica	3,5 bar	TDS	6001,4 mg/l
Ca3(P04)2	8,19	CaF2, %	1	Langelier	1,69		
SI							

Figura 35. Resultados ofrecidos por el software IMS design acerca de caudales y calidad del agua producto a 18 °C.

Se puede observar como el programa nos advierte del uso de “Inhibidor de incrustación”. El índice de Langelier determina si un agua es corrosiva (rojo) o por el contrario tiende a provocar incrustaciones de carbonato de calcio (amarillo), como es el caso. Por tanto, el sistema de desalación tendrá la necesidad de incorporar un inhibidor de incrustaciones. En cuanto a la calidad del agua permeada, se obtiene un agua que cumple la calidad necesaria para su destino de riego, por lo que no es necesario post-tratamiento (en la Figura 35 se muestra como concentración de permeado, pero corresponde a la concentración del permeado ya mezclado con el 20% de alimentación que no se trata). A continuación, se señalan las características más relevantes del permeado obtenido en el sistema de ósmosis inversa, antes de la mezcla con el 20% de alimentación.

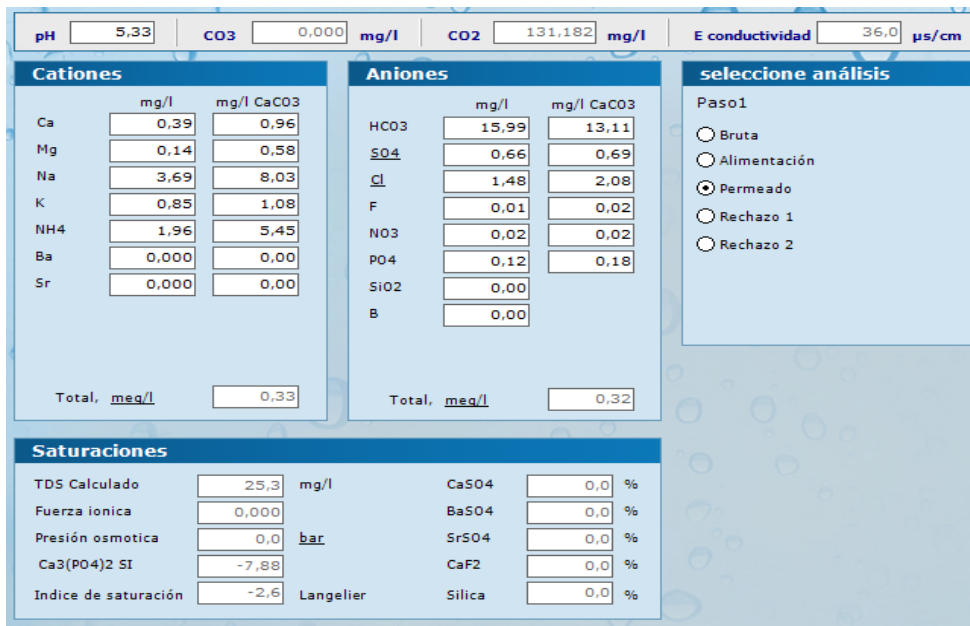


Figura 36. Calidad del permeado a 18 °C establecido por el software IMS design.

El rechazo que se obtiene en la planta presenta las siguientes características (Figura 37):

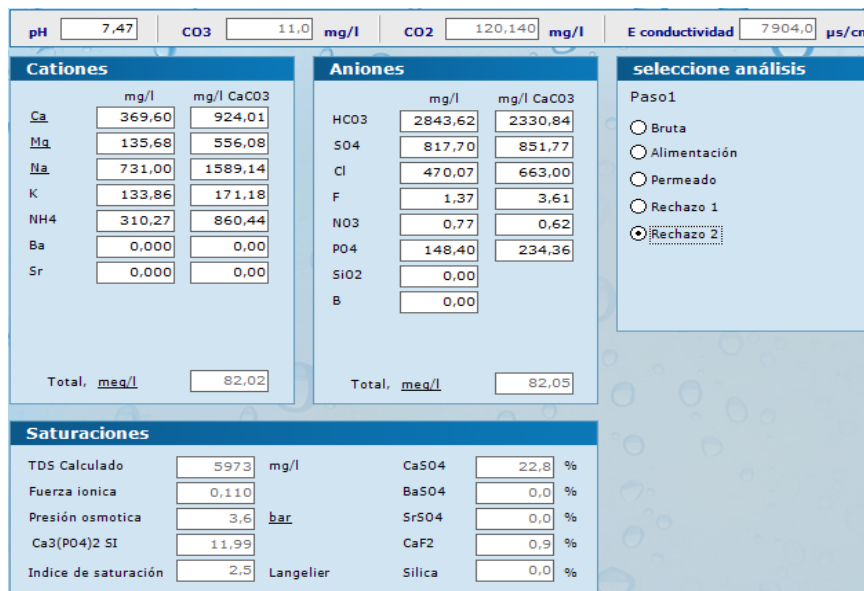


Figura 37. Calidad del agua de rechazo a 18°C ofrecida por el software IMS design.

Se obtiene un rechazo que se puede verter al mar ya que sus parámetros cumplen la normativa para verter (RD 174/1994), por lo que no precisa post-tratamiento adicional.

Para continuar el desarrollo del diseño, se debe repetir el procedimiento anterior, pero considerando como temperatura de diseño, 25° C. Con esta temperatura se obtienen los valores de presión más bajos.

Una vez realizados dichos cálculos, se obtienen otros valores de salinidad más altos para el permeado, mientras que la presión de alimentación de los bastidores disminuye como se observa en la Figura 38. Para 18°C era 10,3 bares y para 25°C es 9,6 bar.

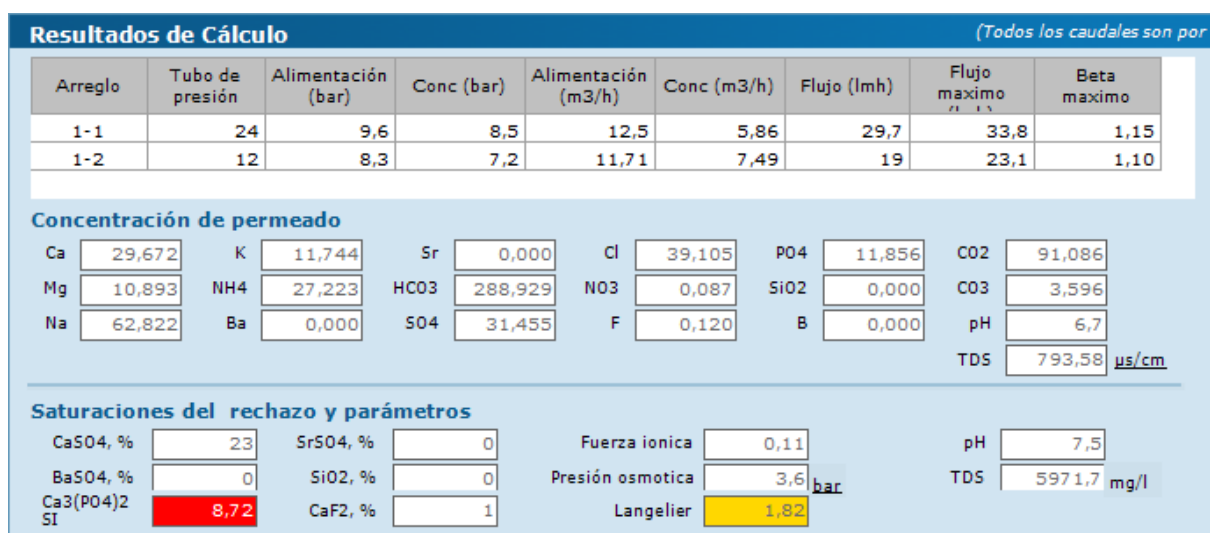


Figura 38. Resultados ofrecidos por el software IMS design relativos acaudales y calidad del agua producto a 25 °C.

El sistema de ósmosis usado en el estudio experimental operó con agua concentrada, por lo que el comportamiento de la membrana observado durante la experimentación debería corresponder con el de la última membrana del sistema diseñado, que opera con un agua que se concentra a lo largo del proceso. El software aporta información relativa a la presión del rechazo, en este caso, próxima a 6 bar y similar a la aplicada en la experimentación.

Por otro lado, se observa que la conductividad del agua producto para 25°C y 18°C respetaría la norma Riverside en cuanto a calidad de agua de riego. Además, el software IMS design permite elaborar el diagrama de bloques con la configuración final del sistema diseñado a partir de los datos fijados, y ofrece datos relativos a las características de las corrientes en diferentes puntos del sistema (1 a 11) (Figura 39).

6.3 Diagrama de bloques

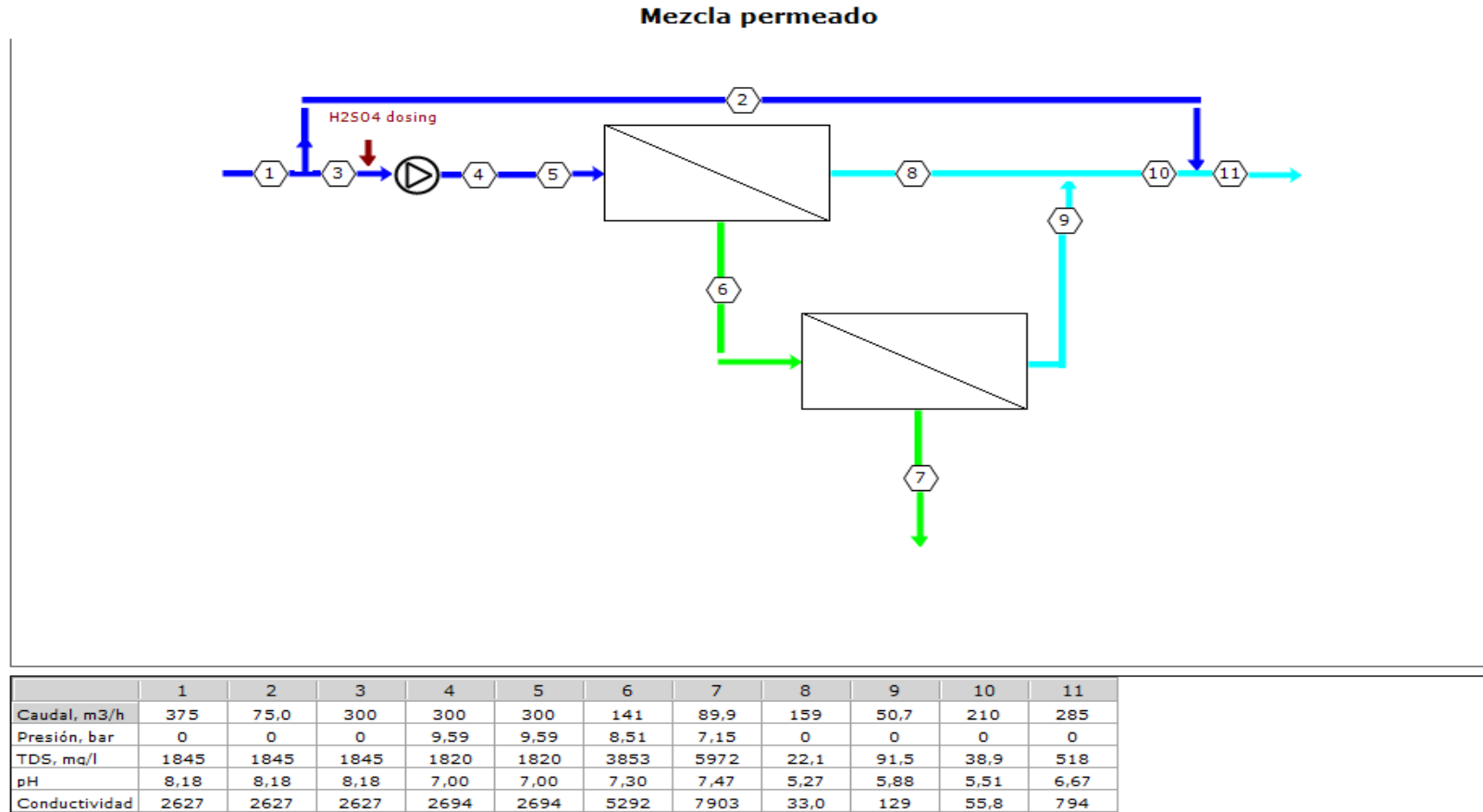


Figura 39. Diagrama de bloques del sistema diseñado generado por el software IMS design.

6.4 Consumo Energético

Un aspecto importante en el diseño del sistema de ósmosis es su consumo energético. Hoy en día una de las mayores problemáticas de la industria es la necesidad energía y los costes que conlleva poseerla.

Cálculo de potencia		
Paso1		
Bomba / incremento de presión	bar	11,5
Caudal de producto	m3/h	210,0
Caudal bomba	m3/h	300,0
Rendimiento bomba	%	83,1
Rendimiento motor	%	93,0
Eficiencia variador frecuencia	%	97,0
Potencia/etapa/paso	kw	125,2
	BHP	167,8
Potencia total de bombeo	kw	125,2
Potencia específica de bombeo	kwh/m3	0,60

Figura 40. Consumo energético del sistema diseñado a 18°C calculado mediante IMS design.

Cálculo de potencia		
Paso1		
Bomba / incremento de presión	bar	9,6
Caudal de producto	m3/h	210,0
Caudal bomba	m3/h	300,0
Rendimiento bomba	%	83,1
Rendimiento motor	%	93,0
Eficiencia variador frecuencia	%	97,0
Potencia/etapa/paso	kw	104,8
	BHP	140,4
Potencia total de bombeo	kw	104,8
Potencia específica de bombeo	kwh/m3	0,50

Figura 41. Consumo energético del sistema diseñado a 25°C calculado mediante IMS design.

A 25°C el consumo energético es menor ya que es necesario ejercer menos presión que para el diseño realizado a 18 °C, pero en una planta que produce a gran escala, la pequeña diferencia que se observa en el consumo para ambas temperaturas puede significar una gran diferencia en los costes energéticos del sistema final.

7. -Conclusiones

7. Conclusiones

El presente TFG ha mostrado que la ósmosis es una tecnología adecuada para tratar el permeado producido por un MBR anaerobio, obteniendo un permeado apto para reutilización sin restricciones conforme a la normativa aplicable (RD 1620/2007).

Los experimentos han permitido identificar la diferencia de presión osmótica ofrecida por la alimentación y el pre-concentrado obtenido al operar con una recuperación del 70%, encontrándose valores de 1,00 y 1,80 bar, respectivamente.

Al operar con una recuperación del 70%, se han establecido unas condiciones óptimas de filtración (6 bar y 0,35 m/s) que permiten obtener flujos de permeado comprendidos entre 8-11 l/hm², sin observarse un ensuciamiento apreciable después de 85 horas de filtración en continuo.

La calidad físico-química del permeado obtenido es muy elevada. Se han alcanzado coeficientes de eliminación superiores al 90% para todos los iones polivalentes estudiados y superiores al 80% para los monovalentes. Del mismo modo, la eliminación de materia orgánica y color siempre superó el 98%.

La elevada calidad físico-química de permeado de OI permite que no sea necesario tratar toda el agua proveniente del AnMBR, sino el 80%, cuyo permeado obtenido se mezcla con el 20% del agua no tratada, cumpliendo así de igual manera la norma Riverside para calidad de agua de riego.

El diseño configurado gracias al software ISM design cumple los requisitos necesarios de calidad de agua producto, además de presentar pequeñas dimensiones y requerimientos energéticos relativamente bajos (0,5-0,6 kWh/m³).

7.3 Conclusion

The research carried out in the study has shown that reverse osmosis is an appropriate technology to treat effluent from an anaerobic MBR, obtaining permeates suitable for unrestricted reuse for irrigation in accordance with applicable regulations (RD 1620/2007).

The experimental study has determined the osmotic pressure difference delivered by the feed water and the pre-concentrate obtained at recovery of 70%, around 1.00 and 1.80 bar, respectively.

The experimental unit operated at recovery of 70%, have allowed define optimal filtration conditions (6 bar and 0.35 m/s) and flows ranging from 8 to 11 l / hm², without appreciable membrane fouling after 85 hours of continuous filtration.

The permeate from reverse osmosis showed a physical-chemical quality very high, since as removal ratios above 90% for the monitored monovalent ions and over 80% for polyvalent ions, were reached. Similarly, the elimination of organic matter and color always exceeded 98%. This high quality should allow treating just 80% of AnMBR effluent by reverse osmosis and the mixing with 20% of untreated AnMBR effluent could produce 9,000 m³/d of reclaimed wastewater according to the standard Riverside for irrigation.

The design supplied by ISM software design accomplished water quality requirements, low power consumption (0.5-0.6 kWh/m³) with a small size unit.

8. -Bibliografía

8. Bibliografía.

Asano, T., Burton, F., Leverenz, H., Tsuchihashi, R. & Tchobanoglous, G., 2007. Water Reuse. Issues, Technologies and Applications. 1st ed., Metcalf & Eddy, Mc Graw-Hill. New York.

AWWA. American Water Works Association. Reverse Osmosis and Nanofiltration M46. s.l. : ISBN, 2011. 1-58321-491-7. Año 2011.

BOE. Real Decreto 174/1994 de 29 de julio, por el que se aprueba el Reglamento de Control de Vertidos para la Protección del Dominio Público Hidráulico.

BOE. Real Decreto 140/2003 de 7 de Febrero, por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano.

BOE. Real Decreto 1620/2007 del 7 de Diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.

Carrillo, J. (2010) Aplicación de tecnologías de membrana de última generación en España.

Casañaz González, Antonio, 2015. Diseño de Instalaciones de ósmosis inversa.

Delgado, S., González, E. & Martín, A. 2011, "Evaluación de tecnologías potenciales de reducción de la contaminación de las aguas de Canarias". Proyecto Tecnoagua. Informe final. Proyecto realizado por la Universidad de La Laguna incluido en la "Red de Excelencia de Energía, Agua y Medio Ambiente" promovida por el Instituto Tecnológico de Canarias, S.A. Departamento de Ingeniería Química y Tecnología

Farmacéutica y Línea de Investigación en Tratamiento y Reutilización de Aguas Residuales.

Europe Membrane. [En línea] 2013.

<http://www.europembr.com/blog.13.267.55.1.1-ampliacion-edar-por-mbr-en-canarias.html>

Gómez campos, Jeniffer, 2013. Estudio preliminares relativos a la aplicación de membranas en el tratamiento de anaerobio de aguas residuales.

Greenpeace. [En línea] 2003.

<http://www.greenpeace.org/colombia/es/campanas/contaminacion/agua/>.

Hidrosalud. [En línea] 22 de Mayo de 2013. [Citado el: 18 de Junio de 2015.]

<http://www.hidrosalud.com/osmosis-inversa-fundamentos/>.

INE -Instituto Nacional de estadística (2012^a). Indicadores sobre el suministro de agua por comunidades y ciudades autónomas, principales indicadores y año. Año 2012.

<<http://www.ine.es/jaxi/tabla.do>> (consultada 16/06/15).

ISTAC.Instituto Nacional de Estadística, 2010.Encuesta sobre Suministro y Tratamiento del agua.

Judd, S., 2010. The MBR Book. Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment, Elviesier, 2nd Ed., London,UK. ISBN: 978-00-8096-682-3.

Mäntäri, M., Nyström, M., 2000.Critical flux in NF of high molar mass polysaccharides and effluents from the paper industry.J. Membr.Sci. 170, 257-273.

Martínez J.L., Santos, J.M., Aliaga, C. (2015) Comparación entre tratamientos terciarios. Entidad Pública de Saneamiento de Aguas Residuales de la Comunidad Valenciana (EPSAR). Comunicación personal.

Menorca, Bonsai. [En línea] 2013. <http://www.bonsaimenorca.com/articulos/articulos-tecnicos/osmosis-inversa/>.

Norit Sustainable Water Management (2011). Pentair Water & Process. Gauwbergen, D.V., Baeyens, J., y Creemers, C., 1997. Modeling osmotic pressures for aqueous solutions for 2-1 and 2-2 electrolytes. *Desalination* 109, 57-65.

Pérez Deniz, Alejandro, 2015. Evaluación experimental de la nanofiltración en la mejora de efluentes de biorreactores de membrana.

PorlánReverón, Laura. Evaluación experimental de tecnologías de membrana de alta presión como tratamiento avanzado de efluentes de ultrafiltración. Año 2014.

Seguí Amórtegui, Luis Alberto, 2014. Sistemas de regeneración y reutilización de aguas residuales. Metodología para el análisis técnico-económico y casos Tesis Doctoral. Universidad Politécnica de Cataluña. Barcelona.

Van der Bruggen, B., Manttari, M., Nystrom, M., 2008. Drawbacks of applying nanofiltration and how to avoid them: A review. *Sep. Purif. Tech.* 63, 251-263.

Tanninen, J., Mäntäri, M., Nyström, M., 2006. Effect of salt mixture concentration on fractionation with NF membranes. *J. Membr.Sci.* 283, 57-64.

Química Industrial, 2011. Apuntes asignatura química industrial impartida por Fernando Díaz Gonzalez.

9. -Anexos

9. Anexos

Anexo1. Norma Riverside

Existen varias normas internacionales para evaluar la idoneidad de un agua salina para el riego, entre ellas destaca la Norma Riverside, la cual relaciona la conductividad del agua de riego y el Índice de adsorción de sodio (SAR), este parámetro puede ser determinado según la ecuación:

$$SAR = \frac{Na^+}{((Ca^{2+} + Mg^{2+})/2)^{1/2}}$$

La Norma Riverside se resume en la Figura 42, que relaciona los parámetros anteriormente citados y clasifica las aguas en varios tipos: del C1-C6 en índice creciente de salinidad y del S1-S4 en concentración creciente de sodio. Por tanto, un agua C6-S4 no sería apta para el riego debido al alto contenido en sodio y a la excesiva salinidad.

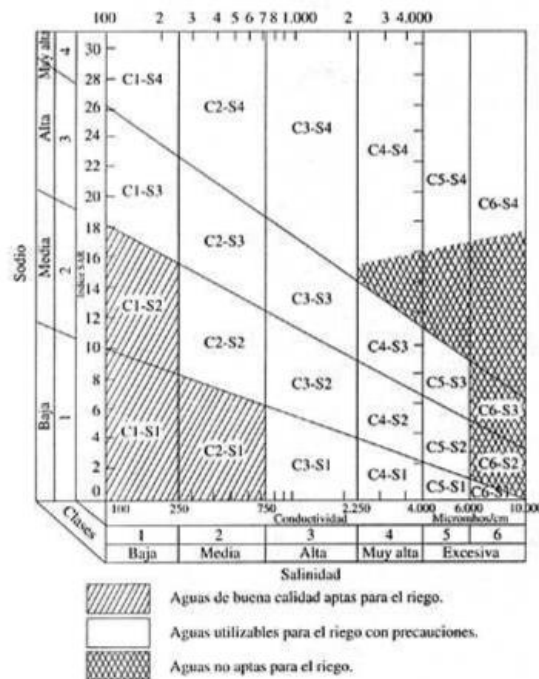


Figura 42. Norma de Riverside (PORLAN REVERÓN, 2014)

Anexo 2. Resultados de los experimentos realizados

	TOC (mg/l)	PH	Alcalinidad		Conductividad(μS/cm)	Color(unitsPtCo)	
			RSCO3 (mg/l)	RSHCO3 (mg/l)			
PERMEADO	0,6	7,9	0	53,7	119	9	
ALIMENTACIÓN	24,3	7,4	0	706	1510	205	
RECHAZO	27,4	8,2	0	1494	3130	286	
COEFICIENTE DE RECHAZO	98 %	---	---	96,4 %	---	96,9 %	
	F ⁻ (mg/l)	Cl ⁻ (mg/l)	NO ₂ ⁻ (mg/l)	Br ⁻ (mg/l)	NO ₃ ⁻ (mg/l)	PO ₄ ³⁻ (mg/l)	SO ₄ ²⁻ (mg/l)
PERMEADO	0	8,4	0,8	0	0,1	0,1	1
ALIMENTACIÓN	0,3	125,5	0,2	0	0,1	44,6	15
RECHAZO	0,71	276,2	7,1	0	0,8	82,5	52
COEFICIENTE DE RECHAZO	99 %	97 %	89,12 %	---	86,5 %	99,8 %	98,1 %
	Na ⁺ (mg/l)	NH ₄ ⁺ (mg/l)	K ⁺ (mg/l)	Mg ²⁺ (mg/l)	Mn ⁺ (mg/l)	Ca ²⁺ (mg/l)	
PERMEADO	12,1	9,4	2,1	0	0	0	
ALIMENTACIÓN	173,3	59,5	37,8	35,5	0	32,7	
RECHAZO	387,1	113,2	83	78,5	0	92,1	
COEFICIENTE DE RECHAZO	96,9 %	91,7 %	97,5 %	100 %	---	100 %	

Tabla 6. Resultados de las analíticas del experimento preliminar 0,35 m/s.

	TOC (mg/l)	PH	Alcalinidad		Conductividad(μS/cm)	Color(unitsPtCo)	
			RSCO3 (mg/l)	RSHCO3 (mg/l)			
PERMEADO	1,2	8,6	9	142,1	265	1	
ALIMENTACIÓN	35,9	8,2	0	1015,9	1870	530	
RECHAZO	55,2	8,2	0	2498,6	4150	990	
COEFICIENTE DE RECHAZO	97,8 %	----	----	94,3 %	----	99,9 %	
	F ⁻ (mg/l)	Cl ⁻ (mg/l)	NO ₂ ⁻ (mg/l)	Br ⁻ (mg/l)	NO ₃ ⁻ (mg/l)	PO ₄ ³⁻ (mg/l)	SO ₄ ²⁻ (mg/l)
PERMEADO	0	26,8	0	0	0,1	0,3	1,1
ALIMENTACIÓN	0,4	140,1	0	0,1	0	34,7	1,6
RECHAZO	26,9	408,9	0	0	3	51,6	19,8
COEFICIENTE DE RECHAZO	99,9 %	93,5 %	----	----	96,90 %	99,46 %	94,30 %
	Na ⁺ (mg/l)	NH ₄ ⁺ (mg/l)	K ⁺ (mg/l)	Mg ²⁺ (mg/l)	Mn ⁺ (mg/l)	Ca ²⁺ (mg/l)	
PERMEADO	35,5	29,6	5,9	1,4	0	0,6	
ALIMENTACIÓN	222,9	95,1	41	40,8	0	39,5	
RECHAZO	639,5	209,4	111,9	118	0	90,9	
COEFICIENTE DE RECHAZO	94,4 %	85,9 %	94,8 %	98,8 %	----	99,4 %	

Tabla 7. Resultados de las analíticas del experimento preliminar 0,25 m/s.

	TOC (mg/l)	PH	Alcalinidad		Conductividad(μS/cm)	Color(unitsPtCo)	
			RSCO3 (mg/l)	RSHCO3 (mg/l)			
PERMEADO	0,5	7,4	0	99,4	226	3	
ALIMENTACIÓN	25,5	7,6	0	742,6	1652	264	
RECHAZO	42,9	7,9	0	1921,9	3900	264	
COEFICIENTE DE RECHAZO	98,9 %	----	----	94,8 %	----	98,9 %	
	F ⁻ (mg/l)	Cl ⁻ (mg/l)	NO ₂ ⁻ (mg/l)	Br ⁻ (mg/l)	NO ₃ ⁻ (mg/l)	PO ₄ ³⁻ (mg/l)	SO ₄ ²⁻ (mg/l)
PERMEADO	0	32,1	0	0	0,2		1,1
ALIMENTACIÓN	0,4	137,1	0	0,2	0,2	13,3	62,7
RECHAZO	0,8	348,4	0	0	1,3	25,8	163,8
COEFICIENTE DE RECHAZO	96,8 %	90,8 %	----	----	89,1 %	100 %	99,3 %
	Na ⁺ (mg/l)	NH ₄ ⁺ (mg/l)	K ⁺ (mg/l)	Mg ²⁺ (mg/l)	Mn ⁺ (mg/l)	Ca ²⁺ (mg/l)	
PERMEADO	25,2	14,6	4,4	0,6	0	0	
ALIMENTACIÓN	195,7	66,1	32,7	34,1	0	42,3	
RECHAZO	607,4	180,3	104,2	106,5	0	116,8	
COEFICIENTE DE RECHAZO	95,9 %	91,9 %	95,8 %	99 %	----	100 %	

Tabla 8. Resultados de las analíticas del experimento con preconcentrado a *recovery* 70% de 0,15 m/s.

	TOC (mg/l)	PH	Alcalinidad		Conductividad(μS/cm)	Color(unitsPtCo)	
			RSCO3 (mg/l)	RSHCO3 (mg/l)			
PERMEADO	0,6	8	0	103,7	270	3	
ALIMENTACIÓN	31,1	7,9	0	800,3	1711	390	
RECHAZO	38,8	8,3	18,4	1754,4	4020	564	
COEFICIENTE DE RECHAZO	98,5 %	----	100 %	94 %	----	99,5 %	
	<u>F⁻(mg/l)</u>	<u>Cl⁻(mg/l)</u>	<u>NO₂⁻(mg/l)</u>	<u>Br⁻(mg/l)</u>	<u>NO₃⁻(mg/l)</u>	<u>PO₄³⁻(mg/l)</u>	<u>SO₄²⁻(mg/l)</u>
PERMEADO	0,2	20,3	17,6	0	0,4	0,2	2,6
ALIMENTACIÓN	0,5	148,4	0	0,2	0,1	28,1	18,7
RECHAZO	2,3	379,5	116,3	0	2,9	46,7	139,1
COEFICIENTE DE RECHAZO	91,8 %	94,6 %	84,9 %	----	84,8 %	99,6 %	98,1 %
	<u>Na⁺(mg/l)</u>	<u>NH₄⁺(mg/l)</u>	<u>K⁺(mg/l)</u>	<u>Mg²⁺(mg/l)</u>	<u>Mn⁺(mg/l)</u>	<u>Ca²⁺(mg/l)</u>	
PERMEADO	28,8	17,7	5,3	1	0	0,4	
ALIMENTACIÓN	192,1	64,8	31,1	34,7	0	34,7	
RECHAZO	536,3	116,3	91,6	100,9	0	101,7	
COEFICIENTE DE RECHAZO	94,6 %	84,8 %	94,2 %	99,12 %	----	99,6 %	

Tabla 9. Resultados de las analíticas del experimento con preconcentrado a *recovery* 70% de 0,35 m/s.

Anexo 3. Balance de materia en el sistema usado en laboratorio

Balance Global:

$$E+G=S+A$$

Siendo $G=0$ y $A=0$, ya que no se genera y se requiere trabajar en el estacionario:

$$E=S$$

Aplicado al balance global del sistema de ósmosis:

$$Q_a = Q_{\text{purga}} + Q_p$$

Siendo Q_a , Q_{purga} y Q_p el caudal de alimentación de agua bruta, el caudal de purga y el caudal de permeado, respectivamente.

Balance de componente:

Hacemos el balance de componente para el TOC y Conductividad.

$$C_a * Q_a = C_{\text{purga}} * Q_{\text{purga}} + C_p * Q_p$$

Siendo C_a , C_{purga} (misma concentración que en el depósito de recirculación), C_p la concentración del TOC o conductividad en la alimentación de agua bruta, la purga y el permeado, respectivamente.

Anexo 4. Aplicación de Softmix H-20 para mezcla de dos aguas

El Softmix H-20, que se emplea para el cálculo teórico de la composición de la mezcla de dos aguas, cuyo autor es Dr.-Ing. Manuel Hernández Suárez, y es propiedad del Centro Canario del Agua, se usa para estimar la calidad de la mezcla para diferentes porcentajes de la alimentación usada en la experimentación y el permeado obtenido.

Se fijan los parámetros (Tabla13):

	Agua 1	Agua 2
	Alimentación	Permeado
CE ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	1870,00	270,00
pH	8,18	7,98
CO_3^{2-} (mg/L)	0,00	0,00
HCO_3^- (mg/L)	1015,85	103,70
Cl^- (mg/L)	142,39	32,10
SO_4^{2-} (mg/L)	116,87	2,61
NO_3^- (mg/L)	0,25	0,44
PO_4^{2-} (mg/L)	44,58	0,21
F^- (mg/L)	0,42	0,19
Na^+ (mg/L)	222,96	28,79
K^+ (mg/L)	41,011	5,34
Ca_2^+ (mg/L)	44,34	0,4
Mg_2^+ (mg/L)	40,80	0,94
Fe_2^+ (mg/L)		
NH_4^+ (mg/L)	95,062	17,723
Boro (mg/L)		
SiO_2 (mg/L)		
Temperatura ($^\circ\text{C}$)	18,0	18,0
Sólidos totales (mg/L)	1764,53	192,46
Ratio ST/CE	0,94	0,71
Suma aniones (meq/L)	24,06	2,68
Suma cationes (meq/L)	20,26	2,44

Tabla 13. Datos establecidos para la mezcla de alimentación y permeado.

Se obtiene el siguiente resultado para las mezclas (Tabla 14):

	Agua 1	CÁLCULO TEÓRICO DE LA MEZCLA											Agua 2	
% Agua 1		100%	90%	80%	70%	60%	50%	40%	30%	20%	10%	0%		% Agua 1
% Agua 2		0%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	100%		% Agua 2
CE (µS/cm)	1870	1870	1710	1550	1390	1230	1070	910	750	590	430	270	270	CE (µS/cm)
pH	8,2	8,0	8,0	8,0	7,9	7,9	7,9	7,9	8,0	8,0	7,9	7,9	8,0	pH
CO ₃ ²⁻	0,0	6,8	5,9	5,1	4,4	3,7	3,1	2,4	2,0	1,4	0,9	0,4	0,0	CO ₃ ²⁻
HCO ₃ ⁻	1015,9	1002,7	912,5	822,3	732,2	642,1	552,1	462,1	372,5	282,6	192,7	102,9	103,7	HCO ₃ ⁻
Cl ⁻	142,4	142,4	131,4	120,3	109,3	98,3	87,2	76,2	65,2	54,2	43,1	32,1	32,1	Cl ⁻
SO ₄ ²⁻	116,9	116,9	105,4	94,0	82,6	71,2	59,7	48,3	36,9	25,5	14,0	2,6	2,6	SO ₄ ²⁻
NO ₃ ⁻	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	NO ₃ ⁻
PO ₄ ²⁻	44,6	44,6	40,1	35,7	31,3	26,8	22,4	18,0	13,5	9,1	4,6	0,2	0,2	PO ₄ ²⁻
F ⁻	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,3	0,3	0,3	0,3	0,2	0,2	0,2	0,2	F ⁻
Na ⁺	223,0	223,0	203,5	184,1	164,7	145,3	125,9	106	87	67,6	48,2	28,8	28,8	Na ⁺
K ⁺	41,0	41,0	37,4	33,9	30,3	26,7	23,2	19,6	16,0	12,5	8,9	5,3	5,3	K ⁺
Ca ₂ ⁺	44,3	44,3	39,9	35,6	31,2	26,8	22,4	18,0	13,6	9,2	4,8	0,4	0,4	Ca ₂ ⁺
Mg ₂ ⁺	40,8	40,8	36,8	32,8	28,8	24,9	20,9	16,9	12,9	8,9	4,9	0,9	0,9	Mg ₂ ⁺
Fe ₂ ⁺	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	Fe ₂ ⁺
NH ₄ ⁺	95,1	95,1	87,3	79,6	71,9	64,1	56,4	48,7	40,9	33,2	25,5	17,7	17,7	NH ₄ ⁺
Boro	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	Boro
SiO ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	SiO ₂
CO ₂ , f(alcalinidad,pH)	11,0	18,0	16,7	15,2	13,7	12,2	10,6	8,9	6,9	5,3	3,6	1,9	1,8	CO ₂ , f(alcalinidad,pH)
CO ₂ (% de CIT)	9,3	15,2	14,2	13,2	12,0	10,8	9,6	8,2	6,5	5,1	3,6	2,0	1,8	CO ₂ (% de CIT)

Temperatura (°C)	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	Temperatura (°C)
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /L)	832,7	832,7	757,9	683,1	608,4	533,6	458	384	309	234	159	85	85	Alcalinidad (mg CaCO ₃ /L)
STD (mg/L)	1775	1775	1617	1459	1301	1143	984	826	668	510	3	194	194	TOTAL (mg/L)
CIT (mmol/L) suma	16,9	16,9	15,4	13,9	12,4	10,8	9,3	7,8	6,3	4,8	3,3	1,7	1,7	CIT (mmol/L) suma
% CO ₃ ²⁻	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	% CO ₃ ²⁻
% HCO ₃ ⁻	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	% HCO ₃ ⁻
% CO ₂ libre	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	% CO ₂ libre
pH _{sat}	7,2	7,0	7,0	7,1	7,2	7,4	7,5	7,7	7,9	8,1	8,6	9,9	9,9	pH _{sat}
CL ⁻ /HCO ₃ ⁻ (meq/meq)	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,5	0,5	CL ⁻ /HCO ₃ ⁻ (meq/meq)
Langelier IS	1,0	1,0	0,9	0,8	0,7	0,6	0,4	0,3	0,1	-0,2	-0,6	-1,9	-1,9	Langelier IS

Tabla 14. Resultados de la mezcla de permeado y alimentación.