



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES

MÁSTER EN INGENIERÍA AMBIENTAL

MÁSTER EN INGENIERÍA AMBIENTAL
ESCUELA DE INGENIERÍAS INDUSTRIALES
UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

TRABAJO FIN DE MÁSTER

Intensificación De Tratamiento Primario De Aguas Residuales Urbanas
Mediante Membranas De Osmosis Directa

Autor: Jairo Alonso Márquez García
Tutor: María del Mar Peña Miranda

Valladolid, Septiembre, 2019



Universidad de Valladolid



ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES

MÁSTER EN INGENIERÍA AMBIENTAL



RESUMEN.

En este trabajo se logró recopilar mediante revisión bibliográfica los parámetros fundamentales y las condiciones generales para diseño, configuración e implementación del proceso de concentración de aguas residuales mediante membranas de osmosis directa, además del dimensionamiento de una planta de tratamiento de aguas residuales urbanas usando módulos de membranas Pfo-9S Module. Se calculo el área de transferencia específica necesaria de membrana, la cual dio como resultado 1026 m², con la cual se hace posible tratar un caudal medio diario de 273 m³. Este diseño permitió transformar una corriente de agua residual urbana de carga media en una corriente concentrada de 5000 mg/L DQO. Corriente que al ser valorizada energéticamente por medio de la digestión anaerobia produciría aproximadamente 559 Kw / d, generando beneficios económicos a la instalación.

ABSTRACT.

In this project it was possible to collect by means of bibliographic review fundamental parameters and the general conditions for the design, configuration and implementation of the wastewater concentration process through direct osmosis membranes. In addition to the sizing of an urban wastewater treatment plant using modules Pfo-9S membrane module. The necessary specific membrane transfer area is calculated, which resulted in 1026 m², with which an average daily flow of 273 m³ can be treated. This design will change a medium-load urban wastewater stream into a concentrated stream of 5000 mg / L COD. Current that when being valued energetically through anaerobic digestion would produce approximately 559 Kw / d, generating economic benefits to the installation.



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

MÁSTER EN INGENIERÍA AMBIENTAL



CONTENIDO

RESUMEN

CONTENIDO

ÍNDICE DE FIGURAS

1. INTRODUCCIÓN	1
2. PROBLEMÁTICA Y CARACTERÍSTICAS DE AGUA RESIDUAL URBANA.	3
2.1. Sistemas de Tratamiento Convencionales	4
2.1.1. Sistema Aerobio Fangos Activos (FA)	4
2.2. Sistema de Digestión Anaerobia del Fango	5
2.2.1. Temperatura.....	7
2.2.2. PH	8
2.2.3. Alcalinidad	8
2.2.4. Toxicidad e inhibición.....	8
2.2.5. Ácidos Grasos Volátiles (AGV)	8
2.2.6. Carga y THR	9
2.3. Ventajas e Inconvenientes del Proceso de Tratamiento Anaerobio.....	9
2.3.1. Ventajas.....	9
2.3.2. Inconvenientes	9
3. OBJETIVOS	11
3.1. Objetivo General	11
3.2. Objetivos Específicos.....	11
4. ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA LA CONCENTRACIÓN DE AGUAS RESIDUALES.....	13
4.1. Desarrollo Tecnológico de las Membranas	13
4.1.1. Materiales para la Fabricación de Membranas.....	13
4.2. Clasificación de las Membranas	15
4.3. Ensuciamiento de las Membranas	17
4.4. Lavado de Membranas	18
4.4.1. Contralavado	18
4.4.2. Lavado con flujo de aire	19
4.4.3. Lavado Químico.....	19
5. PROCESO DE MEMBRANA CONDUCCION POR OSMOSIS.....	20
5.1. Membrana Osmótica.....	21



5.2.	Solución de Extracción o Arrastre(Draw Solutions)	23
5.3.	Polarización de la Concentración(CP) en Procesos Osmóticos	26
5.3.1.	Polarización Externa por Concentración	26
5.3.2.	Polarización Interna por Concentración.....	27
5.4.	Generalidades de Membras de Osmosis Directa	30
5.4.1.	Configuración y Módulos de Membrana de Osmosis Directa.....	31
5.4.1.1.	Módulo De Espiral Enrollada	32
5.4.2.	Módulo de Placa y Marco.....	33
5.5.	Ecuaciones de Diseño y Modelado.....	34
6.	ESTADO ACTUAL DE LA OSMOSIS DIRECTA PARA LA CONCENTRACIÓN DE AGUA RESIDUAL . 41	
7.	DIMENSIONAMIENTO DE LA ETAPA DE CONCENTRACIÓN DE AGUA RESIDUAL URBANA MEDIANTE MEMBRANAS DE ÓSMOSIS DIRECTA.....	65
7.1.	Energía Generada	69
8.	CONCLUSIONES	71
9.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICA	73
10.	ANEXOS	76



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Distribución de los consumos de agua en España y UE	1
Figura 2. Sistema tradicional de fangos activos simplificado	4
Figura 3. Esquema tradicional de un proceso de digestión anaerobia de tanque agitado	6
Figura 4. Composición típica de Biogás	6
Figura 5. Ejemplo de membrana orgánica plana Comercial	15
Figura 6. Clasificación de los procesos de membrana según su fuerza impulsora.	16
Figura 7. Capacidad de Filtración de los diferentes tipos de membrana	17
Figura 8. Esquema del proceso de contralavado	18
Figura 9. Esquema del proceso de lavado con flujo aire.	19
Figura 10. Lavado interno de membrana	19
Figura 11. Diagrama de Ósmosis Directa	20
Figura 12. Diferentes modos de funcionamiento de los procesos osmóticos.	21
Figura 13. Dirección y magnitud del flujo de agua en función de la presión aplicada (ΔP).	22
Figura 14. Presión osmótica en función de la concentración de la solución a 25 ° C para varias posibles soluciones de extracción.	25
Figura 15. Porcentaje de Uso de Soluciones de extracción usadas en FO	26
Figura 16. Visión microscópica de membranas (a) Densa (b) Porosa	28
Figura 17. Ilustración de perfil de fuerza osmótica en diferentes tipos de Membrana. (a) Membrana Simétrica Densa (b) Membrana asimétrica con capa porosa orientada a Corriente de alimentación (c) Membrana asimétrica con capa densa orientada a Corriente de alimentación.	29
Figura 18. Polarización por Concentración interna (a) CP Concentrativo (b) CP Dilutiva.	30
Figura 19. Configuración de Sistema para membrana plana para FO	32
Figura 20. Patrones de flujo en un módulo de espiral enrollado modificado para FO.	33
Figura 21. Diagrama del módulo de placa y Marco, con direcciones de flujo	34
Figura 22. Remueven de propiedades de cada membrana	41
Figura 23. Configuración de FO	42
Figura 24. Flujos de agua a través de la membrana a diferente concentración de solución de arrastre usando (a) agua pura, (b) agua residual urbana como alimento tomado de	43
Figura 25. Evolución flujo de agua durante 50h	43
Figura 26. Caracterización del efluente de la corriente de alimentación tomado de	44
Figura 27. (a) Concentración DQO inicial y final para aguas residuales urbanas de baja y media carga (b) Variación experimental y teórica de la recuperación de agua usando como solución de extracción el NaCl	46
Figura 28. Flujo de agua, Flujo de soluto inverso y RSFS de cada una de las soluciones de extracción	47
Figura 29. Variación de la concentración DQO para (a) Baja carga (b) Media Carga para proceso discontinuo	47
Figura 30. Variación de la conductividad en función de la recuperación de agua	48
Figura 31. Reducción de flujo de agua durante el proceso de preconcentración	49
Figura 32. Efecto de la velocidad de flujo cruzado sobre el flujo de agua durante la preconcentración	49
Figura 33. Variación del flujo de agua durante el experimento de flujo continuo durante un ciclo de Concentración y con una recuperación fija de flujo de agua del 90%	50
Figura 34. Características de agua residual urbana	51



Figura 35. Configuración experimental de aguas residuales concentradas por membrana FO	52
Figura 36. Calidad del efluente, concentración iónica y sus tasas de eliminación.	52
Figura 37. Características de la corriente de agua residual concentrada	53
Figura 38. Cambio de flujo en el tiempo para cada concentración de la disolución de extracción	54
Figura 39. Dependencia del flujo inicial de la concentración de disolución de extracción.	54
Figura 40. Cambios del flujo a través de la membrana con la variación de la velocidad de flujo cruzado.	55
Figura 41. Características de la solución de alimento y de las soluciones de extracción.	57
Figura 42. a) Flujo de agua (J_w) vs concentración de NaCl; b) Flujo inverso de sal (J_s) y J_s / J_w vs concentración de NaCl.	57
Figura 43. Montaje experimental.	58
Figura 44. Flujo de permeado con NaCl como solución de extracción usando solución de alimento acidificada y no acidificada.	59
Figura 45. Flujo de permeado con HPWW como solución de extracción usando solución de alimento acidificada y no acidificada.	60
Figura 46. a) Flujo de agua (J_w) frente al tiempo en cada ciclo, b) gradiente de presión osmótica ($\Delta\pi$) frente al tiempo durante el experimento de lavado y ensuciamiento.	61
Figura 47. Protocolo de limpieza de membrana	66
Figura 48. Diagrama de proceso Planta de tratamiento sistema de membrana FO	67
Figura 49. Esquema y dimensiones de la membrana Pro-9s Module	68
Figura 50. Características esperadas del efluente concentrado	69



1. INTRODUCCIÓN

Como consecuencia de los escenarios de escasez de agua y energía, cada vez más frecuentes debido al calentamiento global y aumento de la población, en los últimos años ha ido creciendo la preocupación mundial por estos recursos, lo que ha generado un incremento en el desarrollo y aplicación de nuevas tecnologías con el fin de producir, regenerar y recuperar estos recursos, para garantizar la estabilidad de los sistemas hídricos de cada región. Una de las tecnologías más desarrolladas son sistemas de filtración por membranas en el sector de tratamiento de aguas residuales urbanas, con el fin de transformar el influente en una fuente de recursos utilizable como energía, nutrientes y agua regenerada. Esta última tiene un gran potencial, que puede ayudar a mitigar los grandes consumos de agua y fertilizantes que presenta el sector agrícola tanto a nivel nacional como de unión europea. (Robles et al., 2017)

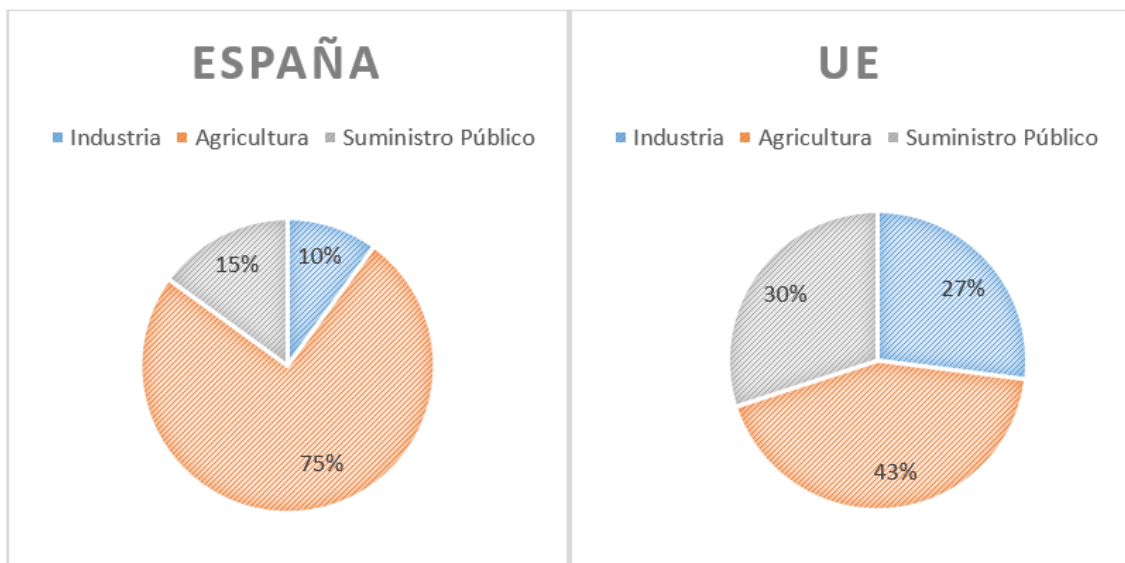


Figura 1. Distribución de los consumos de agua en España y UE, excluyendo producción de energía y refrigeración. Fuente: boletín informativo del instituto nacional de estadística (2008) y factsheet de la comisión europea "escases de agua y sequía en la UE" (agosto 2010)

La aplicación de membranas para la recuperación de recursos del agua viene condicionada por la necesidad de incluir al sector de tratamiento de aguas residuales urbanas en el modelo de desarrollo direccionado hacia una economía circular, es decir basado en la reutilización y reciclaje, con el fin de aprovechar el potencial del agua residual tratada como fuente de recursos. (Seco et al., 2018).



La reutilización de este tipo de agua tratada conlleva a la reducción de los costes de explotación y mantenimiento de las instalaciones depuradoras, además reduce el impacto ambiental asociado al agotamiento de recursos bióticos y minerales. Destacando que la reutilización de estas aguas con contenido de nutrientes (Nitrógeno y fosforo principalmente), supondría una enorme disminución en los impactos asociados a su explotación, además hay que tener en cuenta que las leyes de cada país y región son cada vez más rigurosas entorno a los parámetros de vertido.

Por parte del nitrógeno, el uso de aguas regeneradas supondría una reducción de costes a nivel mundial, ya que el proceso de fijación de nitrógeno para la producción de fertilizantes en base a amoniaco es uno de los procesos que generan gastos energéticos, en torno a 19,3 kWh/Kg (Seco et al, 2018) y la obtención del fosforo supone un coste energético de 2,11kWh/Kg.(www.prtr-es.es)

Uno de los caminos posibles para avanzar hacia la reducción del consumo energético y reciclado del agua en el tratamiento de aguas residuales son los procesos de membrana. Una membrana puede definirse brevemente como una barrera semipermeable entre dos fases, que puede separar un componente que se mueve más rápido a través de la membrana que otros componentes. Equivalentemente, una membrana es una barrera semipermeable entre dos fases homogéneas que rechaza unos compuestos y otros no de manera selectiva (Soler, 2017). Lo que proporciona dos efluentes alta calidad, uno concentrado con alto potencial para una valoración energética posterior y una corriente de agua trata que puede ser usada en todos los escenarios anteriormente descritos.

las membranas se dividen principalmente en membranas no porosas (membranas densas como las utilizadas en nanofiltración y ósmosis inversa) y membranas porosas (como las utilizadas en microfiltración y ultrafiltración). Estas membranas son de distintos materiales y operan a distintas presiones de filtrado. En este TFM se hará principal énfasis en EL PROCESO DE MEMBRANAS DE OSMOSIS DIRECTA(Forward Osmosis, FO), el cual no requiere de un sistema de impulsión para su funcionamiento sino una solución de arrastre, lo que puede representar una diferencia significativa a la hora de comparar eficiencias y consumos energéticos.



2. PROBLEMÁTICA Y CARACTERÍSTICAS DE AGUA RESIDUAL URBANA.

Con el objetivo de Proteger la salud pública y el medio ambiente, se debe evitar que las aguas residuales sean vertidas en un cuerpo receptor natural (mar, ríos, lagos), y para ello es necesario realizar un tratamiento que permita evitar enfermedades causadas por bacterias y virus en las personas que entran en contacto con esas aguas. Consecuentemente la gestión de estaciones depuradoras de aguas residuales urbanas (EDAR) encargada de hacer estos tratamientos supone un reto importante, debido a que con ellas se evita o mitiga en gran parte el impacto negativo sobre la salud y el medio natural que causa el vertido directo de estas aguas.

Adicionalmente la eliminación de nutrientes como nitrógeno y fósforo es necesaria dado que es tóxico para peces e invertebrados en concentraciones muy bajas (amoníaco) o puede crear condiciones insanas en el cuerpo de agua receptor y propiciar el crecimiento de algas que generan toxinas, su muerte y consumo por bacterias pueden agotar el oxígeno en el agua generando la asfixia de peces y sistema acuática. **(Seco, 2018)**

Existe una gran variedad de procesos por los cuales se puede llevar a cabo el tratamiento de las aguas residuales, estos varían dependiendo de la región, necesidades que tenga cada población, leyes de vertido y cauce de agua receptor del efluente tratado. El conocimiento de la naturaleza química y biológica del agua residual es fundamental de cara al diseño e implementación de nuevos procesos de tratamiento, capaces de proporcionar un sistema que además de brindar un balance energético positivo, proporcione un efluente de calidad y rico en nutrientes que pueda ser usado por todo el sector agrícola a nivel nacional.

El cambio de los procesos de tratamiento biológico aeróbico a anaeróbico es un paso necesario para lograr un tratamiento eficiente de las aguas residuales y para facilitar las prácticas de recuperación de recursos.

Las aguas residuales urbanas se caracterizan por tener una baja carga orgánica y sin embargo un elevado porcentaje de material particulado, aproximadamente entre el 40 y el 70 % de la DQOt es DQO particulada, además las aguas residuales urbanas son las que se generan en más cantidad. Es necesario desarrollar nuevas tecnologías de tratamiento que permitan aprovechar el contenido energético de las aguas residuales urbanas.



En este sentido el tratamiento anaerobio del agua residual urbana incluso en países de climas templados y fríos puede permitir el aprovechamiento de la mayor parte del contenido energético presente en el agua residual. Sin embargo, la baja carga de materia orgánica de las aguas residuales urbanas y la hidrólisis del material particulado en países de clima frío, ya que es inviable económicamente el calentamiento hasta las condiciones mesófilas de operación, es una limitante importante que debe ser resuelta para poder realizar el tratamiento anaerobio con elevados rendimientos de eliminación. Una posibilidad que es necesario estudiar es la concentración del agua residual urbana para posteriormente realizar el tratamiento anaerobio en condiciones mesófilas.

2.1. Sistemas de Tratamiento Convencionales

2.1.1. Sistema Aerobio Fangos Activos (FA)

Debido al gran apoyo tecnológico, disponibilidad, robustez, facilidad de construcción, operación y control, sumado a las bases científicas desarrolladas durante todos los años que se ha implementado, el sistema más utilizado a nivel mundial es el de fangos activos (FA). Este sistema puede presentar algunas variaciones en su configuración, pero se basa fundamentalmente en dos etapas, una **aerobia** encargada de la degradación de la materia orgánica y otra de **decantación**, donde se separa el fango producido del agua tratada. Frecuentemente junto a estas dos etapas se implementa un proceso **anaerobio** que digiere los fangos producidos en el proceso aerobio y produce biogás, el cual es usado para la valorización energética del proceso como se muestra en la siguiente figura.

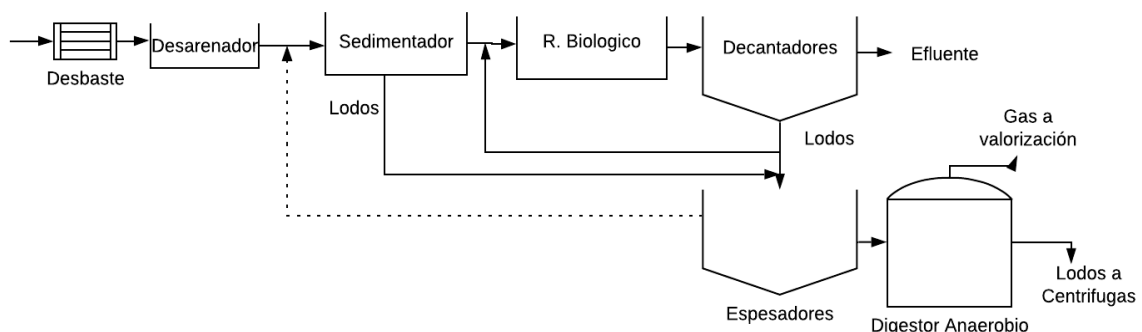


Figura 2. Sistema tradicional de fangos activos simplificado.



Si se opera correctamente en el proceso de FA se obtienen rendimientos de eliminación de materia orgánica aproximados de 80%- 85% (Tejero et al.,2001), a pesar de esto el este sistema presenta deficiencias en factores determinantes, como: la gran cantidad de energía eléctrica consumida por las soplantes, necesaria para mantener el oxígeno disuelto (aprox. 2mg O₂/L) en el reactor biológico (**Metcalf, 1995**), sumado a la gran producción de fangos biológicos generados de entre 0,3-0,5Kg /m³ de agua tratada (**Tenerife, 2016**), fangos que tras ser sometidos al proceso anaerobio de tratamiento son llevados a deshidratación en centrifugas, equipos que igualmente presenta un alto consumo eléctrico.

Como resultado del centrifugado se obtienen dos productos diferentes, uno de ellos el fango deshidratado el cual es llevado a tolvas de almacenamiento, conjuntamente se producen un residuo líquido (llamado “escurrido de centrifuga”) el cual posee altas concentraciones de nutrientes (fósforo y nitrógeno) que es enviado de nuevo a cabecera de planta, ocasionando inconvenientes como aumento de las necesidades de oxígeno, y por consiguiente del coste en el proceso de depuración. En general un proceso de FA consume entre 0,3-0,6 kWh por cada metro cubico de agua tratada, consumo que no alcanza a ser amortizado por la energía proveniente de la combustión del biogás generado en su proceso anaerobio. (**Soler, 2017**)

2.2. Sistema de Digestión Anaerobia del Fango

Este sistema puede definirse como un proceso biológico que en ausencia de oxígeno es capaz de transformar la materia orgánica biodegradable en biogás. Este tipo de digestión se utiliza principalmente para la estabilización de los fangos producidos en la depuración de aguas residuales. (**Rico, 2017**)

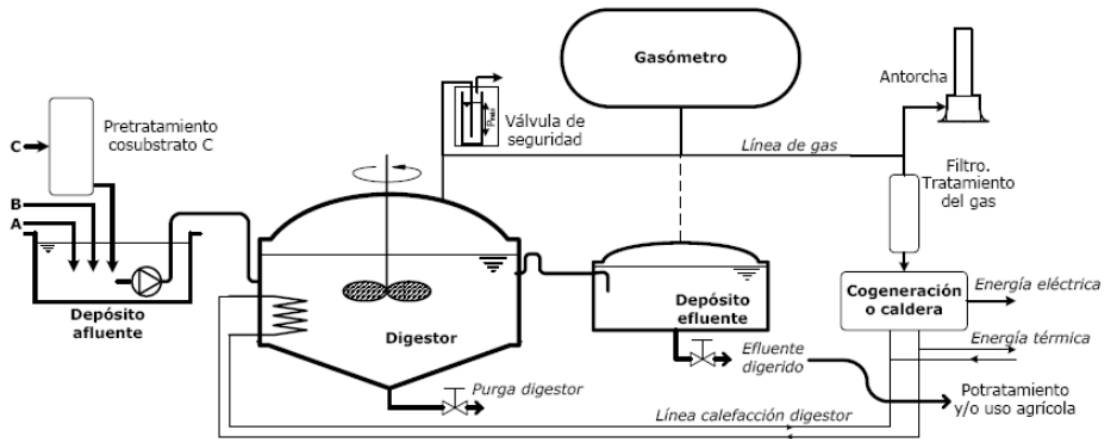


Figura 3. Esquema tradicional de un proceso de digestión anaerobia de tanque agitado. (AGROWASTE, 2018)

El biogás se compone principalmente por metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2), aunque puede presentar otros compuestos en menor proporción como H_2S entre otros, como se observa en la fig. 4. El biogás puede ser aprovechado energéticamente para la generación de electricidad y calor como se menciona anteriormente.

Compuesto	Concentración	Concentración(%)
Metano (CH_4)		50 - 70
Dióxido de Carbono (CO_2)		30 - 50
Hidrogeno (H_2)		1-10
Nitrógeno (N_2)		<3
Oxígeno (O_2)		<0,1
Ácido Sulfhídrico (H_2S)ppm		0-8000

Figura 4.. Composición típica de Biogás (AGROWASTE, 2018)



La digestión anaerobia es un proceso lento que se lleva a cabo en un reactor completamente cerrado con flujo continuo o discontinuo, el fluido permanece en el reactor un tiempo determinado con el fin de que se lleve a cabo la digestión en el cual regularmente se tiene rendimientos de eliminación cercanos al 85%. **(Cubero, 2011)**

En Países como España que poseen durante gran parte del año clima frío y en donde el agua puede llegar a alcanzar los 4° centígrados en invierno, los factores ambientales y operacionales influyen fuertemente en el funcionamiento del proceso anaerobio. **(Ruiz, 2002).**

2.2.1. Temperatura

Uno de los parámetros más importantes es la temperatura dado que afecta directamente a la velocidad de la descomposición de los residuos y al rendimiento del proceso. Dependiendo del rango de temperatura en el que los microorganismos se desarrollen se pueden mencionar generalmente tres intervalos de operación.

- **Psicrófilo(0°C<T^a<25°C):** A bajas temperatura el crecimiento y la producción de biogás es lento.
- **Mesófilo(25°C<T^a<45°C):** Es el intervalo más utilizado en la mayoría de digestores, y en donde el óptimo de producción de biogás se sitúa alrededor de los 35°C.
- **Termófilo(45°C<T^a<65°C):** Las temperaturas elevadas incrementan la velocidad de crecimiento de los microorganismos, la velocidad de reacción y consecuentemente genera un mayor rendimiento del proceso, pero este sistema representa altos costes, necesarios para alcanzar estas temperaturas, adicionalmente el proceso es mucho más complicado de controlar.

Existen microorganismos capaces de sobrevivir a temperaturas mayores a las 65°C llamados hipertermófilos, pero su actividad metalogénica es considerablemente menor a las de los intervalos anteriores, además que representa un alto coste y representa un peligro ligado al control del proceso. En el proceso de digestión anaerobia se recomienda que la variación de la temperatura no sea mayor a 1°C en el reactor. **(Ruiz, 2002)**



2.2.2. PH

El pH es un parámetro que afecta directamente a la estabilidad del proceso ya que regula la existencia de los diferentes tipos de microorganismos encargados de actuar en cada fase (hidrolisis, acidogénesis, acetogénesis, Metanogénesis), para un óptimo rendimiento el proceso debe estar en un intervalo de 6,5 -7,5. **(Rico, 2017)**

2.2.3. Alcalinidad

La alcalinidad puede expresarse como la medida de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos de calcio, sodio, magnesio y potasio. Generalmente se expresa en mgCaCO₃/L y representa la capacidad (tampón) en el reactor. Presenta un intervalo típico de 2000-5000 mgCaCO₃/L. **(Rico, 2017)**

2.2.4. Toxicidad e inhibición

Es importante determinar el tipo de elementos que entran a un proceso anaerobio dado la presencia de sustancias tóxicas como metales pesados, compuestos halogenados, cianuro, amoníaco, sulfuros, y ácidos grasos pueden inhibir o en el peor de los casos matar a los microorganismos presentes en el reactor, lo que haría necesario vaciar el reactor y empezar el proceso de nuevo. **(AGROWASTE, 2018)**

2.2.5. Ácidos Grasos Volátiles (AGV)

El control de los ácidos grasos volátiles es un parámetro fundamental para controlar el proceso metabólico de los microorganismos, ya que estos ácidos son los compuestos intermedios en la formación del metano, y la acumulación de alguno de ellos indica la existencia de alguna alteración en las condiciones metabólicas. Cualquier inhibición de la metanogénesis provocará un aumento de la concentración de estos ácidos y una disminución del pH. **(AGROWASTE, 2018)**



2.2.6. Carga y THR

La carga y el tiempo de retención dependen del tipo de reactor que se utilice en el proceso, así como por el volumen de reactor estipulado en el diseño, pero se puede hablar de que para un reactor común de tanque agitado la carga orgánica típica oscila entre 2-15 Kg DQO/m³*d y un tiempo de retención de entre 24-40 días para lograr la estabilización de fango. **(Rico, 2017)**

2.3. Ventajas e Inconvenientes del Proceso de Tratamiento Anaerobio

2.3.1. Ventajas

- Se obtiene biogás que puede ser aprovechado energéticamente.
- Se elimina un elevado porcentaje de sólidos volátiles en suspensión.
- El fango que se obtiene es fácilmente tratable.
- Al llevarse a cabo en un reactor cerrado y en ausencia de oxígeno, desaparecen los problemas de olores.
- Se reduce considerablemente el contenido en materia orgánica.
- El fango que se obtiene de este proceso es rico en nutrientes y puede ser utilizado como fertilizante en la agricultura.
- Menor producción de lodos que en los procesos aerobios.
- Mayor capacidad de carga orgánica a tratar.

2.3.2. Inconvenientes

- Coste inicial elevado y puesta en marcha lenta de entre 3 y 6 meses.
- Ante cualquier contratiempo en el proceso, el tiempo de recuperación es largo.
- Los microorganismos son muy sensibles a los cambios ambientales bruscos.
- El sobrenadante presenta alto contenido en nitrógeno, sólidos en suspensión (SS), y elevada demanda biológica (DBO₅ y DQO), por lo que la calidad del efluente es menor.
- Al manejar gas inflamable (biogás) puede haber problemas de seguridad debido a su inflamabilidad.



Desde hace algunos años y debido a que la demanda energética global va en aumento, se ha ido incrementando el interés por sistemas que presenten menos consumo que el proceso aerobio convencional. Actualmente existen grandes sistemas de control avanzado capaces de cumplir los requerimientos necesarios para la implementación de sistemas anaerobios, además de sistemas de calentamiento eficiente que pueden mantener las corrientes en los intervalos de temperatura requeridos, por lo que el reto principal es la concentración de la corriente de agua residual a tratar, Es importante destacar que el tratamiento anaeróbico requiere una concentración de agua residual de más de 1000 mg DQO / L para garantizar la estabilidad del sistema y la eficiencia del proceso (Khanal, 2009). Un enfoque innovador para superar los desafíos asociados con el tratamiento anaeróbico de las aguas residuales municipales implica la concentración previa inicial de materia orgánica antes de alimentar al digestor. Uno de los medios para concentrar e agua residual urbana es mediante la utilización de membranas.



3. OBJETIVOS

3.1. Objetivo General

- Evaluar teóricamente con base a desarrollos experimentales reportados en la bibliografía la viabilidad de la aplicación de la tecnología de ósmosis directa para la concentración de aguas residuales urbanas.

3.2. Objetivos Específicos

- Determinar mediante la revisión bibliográfica las condiciones de operación del proceso de concentración de agua residual urbana mediante osmosis directa. Conocer los parámetros fundamentales de operación, como son: flujo de permeado de la membrana, superficie necesaria de membrana, concentración del agua residual alcanzada, disolución extractora y efecto de la concentración de la disolución extractora en el flujo, así como el ensuciamiento de la membrana.
- Realizar una propuesta de diseño de la etapa de concentración de agua residual urbana mediante el proceso de ósmosis directa, para una población de 1000 habitantes equivalentes. De forma que pueda ser posteriormente tratado en un proceso anaerobio mesófilo para la producción de energía a partir de biogás.



Intensificación De Tratamiento Primario Por Medio Osmosis Directa

Universidad de Valladolid



4. ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA LA CONCENTRACIÓN DE AGUAS RESIDUALES.

Como se mencionó anteriormente se están estudiando procesos alternativos por los cuales se puede llevar a cabo el tratamiento de las aguas residuales urbanas, uno de estos procesos es la tecnología de membranas. Estos procesos presentan diferentes capacidades, consumo energéticos y costes de instalación y operación, el conocimiento de cada uno de estos factores es fundamental de cara al diseño e implementación de estos nuevos procesos, lo que se busca es que sean capaces de brindar un sistema que presente balance energético positivo y un efluente de calidad determinada, que posibilite su uso en diferentes sectores de la industria nacional.

4.1. Desarrollo Tecnológico de las Membranas

La aplicación del proceso de membranas en el tratamiento de aguas residuales urbanas es una tecnología que actualmente se encuentra en proceso de expansión, y que día a día es más aplicada para la solución de problemas específicos. Existen diferentes tipos de membranas sin embargo la monitorización, diagnóstico y control avanzado de dicho proceso no están consolidados y se requiere de una mayor investigación e inversión con el fin de robustecer el proceso frente a perturbaciones y desestabilizaciones.

4.1.1. Materiales para la Fabricación de Membranas

Desde el siglo XVIII se han venido utilizando diversos materiales como membranas, tales como vejigas o pieles de animales, a medida que se fue intensificando el desarrollo de la tecnología han surgido nuevos materiales como TFC(membrana de película delgada) y nanotubos, pero los avances no han parado y en la actualidad se sigue experimentando, tanto con compuestos naturales como sintéticos.

Se pueden hacer diversas clasificaciones respecto a las membranas, pero históricamente estas se clasifican de acuerdo a los materiales que se usan para su construcción, como las poliméricas hechas con materiales como acetato y poliamidas o las membranas inorgánicas hechas de compuestos como cerámicas, metales, fibra de vidrio y zeolitas entre otros, resaltando las inorgánicas tienen mayor estabilidad térmica y química. **(Singh, 2015)**

La tecnología de membrana ha ido evolucionando a medida que han surgido los diferentes materiales utilizados para su construcción. Ya que muchos modelos no pudieron ser adaptados hasta que se lo lograron desarrollar membranas estables y funcionales.



La evolución histórica de las membranas ha marcado un hito a través del tiempo por lo cual cabe destacar algunos de los hechos más importantes (**Zhang, 2012**):

- **Siglo XVIII-XIX:** Se empezó a usar la vejiga animal y goma elástica.
- **1829:** Membrana de goma homogénea hidrófoba
- **1855:** Membrana de colodión
- **1877:** Primer uso de Membrana Cerámica
- **1907:** Membrana de nitrocelulosa
- **1944:** Primer riñón artificial hecho de celofán
- **1962:** Membrana asimétrica de acetato de celulosa
- **1960 :** Membrana de fibra hueca
- **1963:** Membranas capilares
- **1980:** Primera comercialización de membrana para uso en separación de gases
- **2000:** Membranas de nanotubos y nanopartículas
- **2005:** Membrana biomimética
- **2010:** Membrana delgada de nanocompuestos

Muchos han sido los momentos importantes dentro del desarrollo de las membranas, pero los descritos anteriormente son algunos de los más importantes registrados en la bibliografía.

Dentro de todos estos acontecimientos cabe destacar la importancia del desarrollo logrado en 1960, donde Loeb y Sourirajan logran obtener membranas sin defectos apreciables y de alto flujo, lo que permitió ascender el proceso de membra del laboratorio a una escala industrial (**Baker, 2012**), Facilitando así el desarrollo de la osmosis inversa y directa, que hasta el momento no se había estabilizado, debió a la poca selectividad y precariedad de membranas existentes.



4.2. Clasificación de las Membranas

Así como los materiales con los cuales se construyen las membranas, el fundamento teórico implicado en el proceso también se ha ido desarrollando. Este fenómeno se puede evidenciar por medio de la evolución que han tenido los modelos matemáticos asociados a la naturaleza física de las membranas.

Algunos de los modelos más importantes desarrollados los cuales ayudaron en gran medida al entendimiento de este tipo de tecnología fueron: la Teoría de difusión de Fick, Flujo a través de un medio poroso de Darcy, Desarrollo termodinámico de la presión osmótica por Van't Hoff, Equilibrio y potenciales de membrana por Donnan, Modelo termodinámico irreversible por Kedem Katchalsky y modelo de la Difusión-Difusión entre otros.

Estos modelos permitieron dividir los sistemas de membranas en dos principales grupos, las membranas no porosas densas usadas en osmosis inversa y nano filtración y membranas porosas como las usadas en ultrafiltración.



Figura 5. Ejemplo de membrana orgánica plana Comercial o tomada de (Emeco, 2018)



Así entonces podemos definir el proceso de membrana como un sistema en el cual, por medio de una frontera semipermeable es posible concentrar, separar y purificar una especie de compuesto químico afín de otros compuestos presentes en una corriente mezclada. Dicha corriente puede ser líquida o gaseosa, pero en este TFM solo se analizará membranas capaces de separar sustancias presentes en un corriente líquida.

Para que sea posible dicha separación se hace necesario que haya una fuerza impulsora que propicie la incursión de la o las sustancias a través del medio filtrante(membrana), por lo cual se puede clasificar los procesos de membrana por medio de la naturaleza de dicha fuerza.

Proceso de Membrana	Fuerza impulsora que lo Propicia.
Diálisis, Pervaporación, celdas de combustible.	Difusión
Microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración, ósmosis inversa.	Gradiente de presiones
Electrodiálisis, electrodesionización.	Gradiente eléctrico
Extracción por membranas, matriz mixta, transporte facilitado.	Químicos

Figura 6. Clasificación de los procesos de membrana según su fuerza impulsora. (Zhang, 2012)

Cada uno de los tipos de proceso de membrana tiene sus particularidades y limitaciones, solo se detallarán los procesos donde la fuerza impulsora es el gradiente de presiones las cuales se describen como:

Membrana de Microfiltración(MF), el proceso que se lleva a cabo en esta membrana se basa en la separación física efectuada por el diámetro del poro, el cual presenta un tamaño que va desde los 0,1-10 μ m y requiere una presión de operación <2 bares. (Zhang, 2012)

Membrana de Ultrafiltración(UF), en este proceso ya la membrana es capaz de filtrar la los sólidos disueltos y algunas bacterias y virus, su tamaño de poro está entre los 0,01-0,1 μ m y presión de operación en torno a 0.5-2 bares. (Zhang, 2012)

Membrana de nanofiltración(NF), Este proceso es muy utilizado para la potabilización de agua ya que es capaz de eliminar sustancias orgánicas, iones multivalentes y metales pesados, su tamaño de poro va desde los 0.001-0.01 μ m y requiere una presión de operación de 5-15 bares. (Zhang, 2012)

Membrana de osmosis inversa, Este sistema es uno de los procesos de purificación más eficientes que existe, ya que permite eliminar iones monovalentes, moléculas y muchos de los virus y bacterias presentes en la corriente, su tamaño de poro inferior a los $0,001\mu\text{m}$ y requiere presiones de operación extremadamente altas de entre 50-80 bares. (Zhang, 2012)

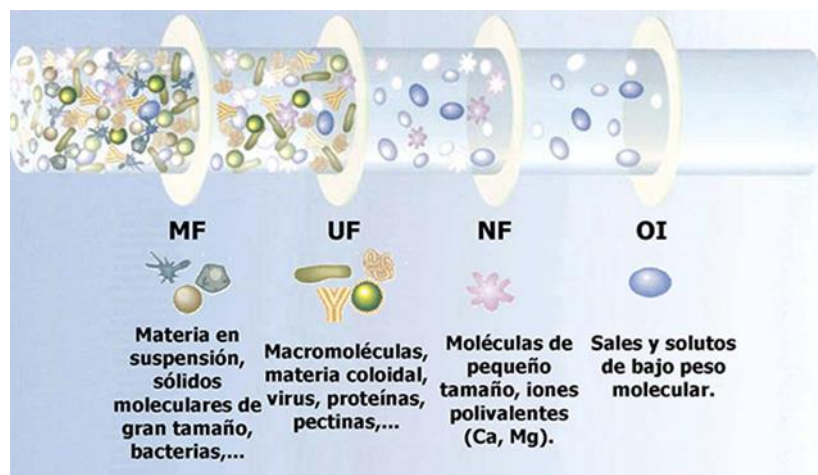


Figura 7. Capacidad de Filtración de los diferentes tipos de membrana. (Technology, 2018)

4.3. Ensuciamiento de las Membranas

Como consecuencia del funcionamiento continuo los procesos de membrana sufren ensuciamiento o atascos, lo cual genera diversos problemas, y de no realizarse un mantenimiento correcto puede incluso llegarlas a romper. Algunas de las características que presenta un proceso con membra sucia es: Reducción del flujo de separación, aumento del consumo energético y presencia de permeado contaminado entre otros. (Baker, 2012)

El ensuciamiento de las membradas puede deberse a varios factores dependiendo del tipo de proceso para el cual esté siendo utilizada, pero podemos mencionar algunos de los más comunes, como el ensuciamiento por materia orgánicas, el cual se presenta cuando ésta se absorbe sobre la superficie de la membrana, por ejemplo, en aplicaciones como la potabilización. Otro de los fenómenos que se puede dar es la incrustación que tiene lugar debido a la precipitación de sales, por ejemplo, en la desalinización de agua de mar.

Adicionalmente existen otros dos fenómenos como el Bio-ensuciamiento, en donde las bacterias generan la capacidad para adherirse a la superficie de las membranas y crecer, creando así una película que dificulta la operación. Finalmente tenemos el ensuciamiento coloidal, que es generado por partículas muy pequeñas capaces de causar bloqueos en los poros, dificultando el paso del permeado y aumentando la resistencia hidráulica, estas partículas generalmente son compuestos de sílice u óxidos ferrosos. **(Baker, 2012)**

4.4.Lavado de Membranas

Para evitar este tipo de problemas de ensuciamiento existen diferentes tipos de procesos de limpieza, tales como contralavado y lavado por chorro de aire.

4.4.1. Contralavado

Cuando se lleva a cabo el contralavado la membrana está realizando temporalmente una filtración tangencial, sin la producción de permeado.

El propósito del contralavado es la eliminación de la capa de contaminantes formada en la membrana por medio de la creación de turbulencias. Durante contralavado se tiene alto gradiente de presión hidráulica. **(Lenntech, 2018)**

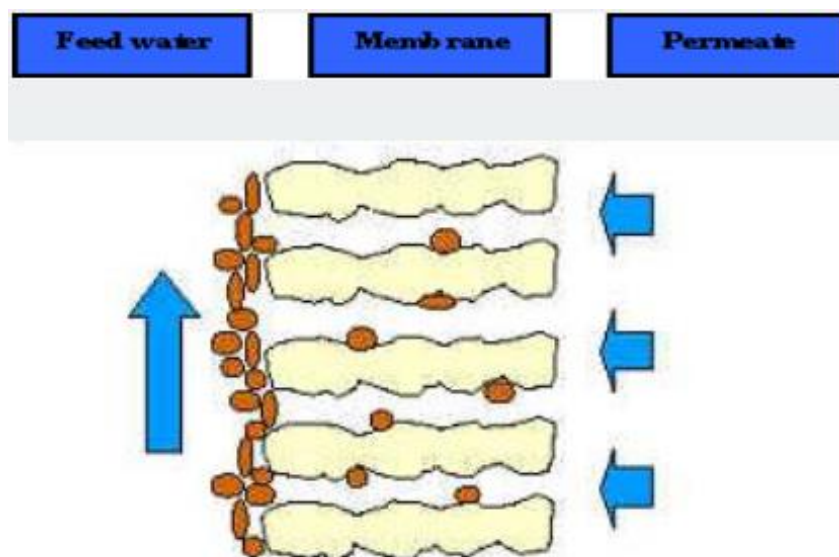


Figura 8. Esquema del proceso de contralavado

4.4.2. Lavado con flujo de aire

Cuando la suciedad de la membrana necesite ser retirada muy rápida y efectivamente, como es el caso de los sistemas de depuración, se utiliza este proceso, que consiste en el uso de un chorro de aire durante el lavado, generando turbulencia que ayuda al lavado, en este proceso se utiliza una menor capacidad de bombeo, lo que implica un menor coste de operación. (Lenntech, 2018)

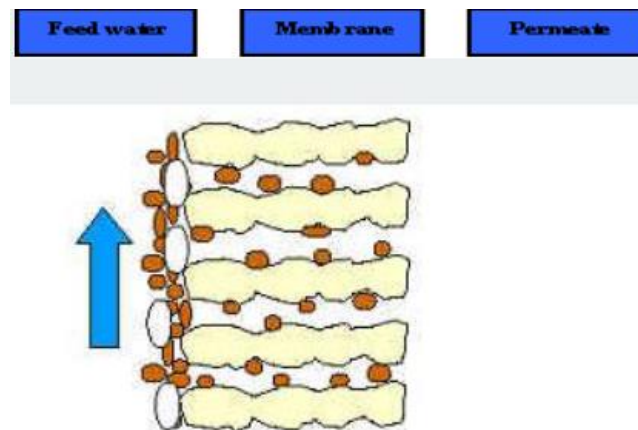


Figura 9. Esquema del proceso de lavado con flujo aire.

4.4.3. Lavado Químico

Cuando los métodos mencionados anteriormente no son efectivos para limpiar las membranas, es necesario limpiarlas químicamente, con compuestos afines a la composición de la membrana y siempre en solución acuosa. Los productos químicos más comúnmente usados son el ácido clorhídrico (HCl), el ácido nítrico (HNO₃) y en algunos casos peróxido de hidrógeno (H₂O₂). (Lenntech, 2018)

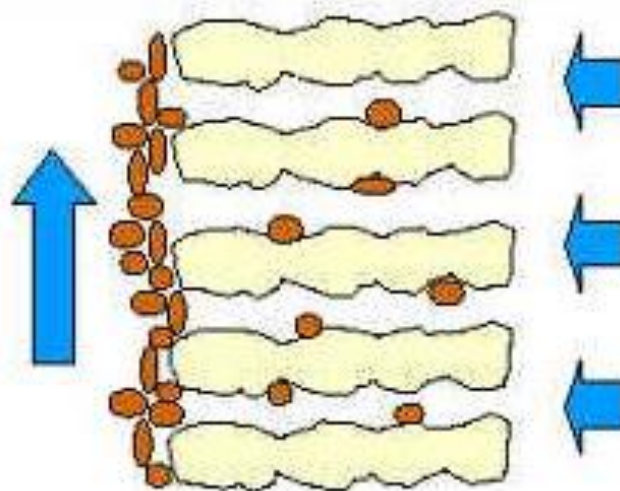


Figura 10. Lavado interno de membrana

5. PROCESO DE MEMBRANA CONDUCTIDOS POR ÓSMOSIS

La ósmosis se define como el movimiento neto de agua a través de una membrana selectivamente permeable impulsada por una diferencia de presión osmótica a través de la membrana. Una membrana selectivamente permeable, que permite el paso de agua, pero rechaza moléculas de soluto o iones.

Las aplicaciones actuales del fenómeno de ósmosis se extienden desde el tratamiento de aguas y procesamiento de alimentos para la generación de energía y métodos novedosos para liberación controlada de fármacos. Esta revisión se centrará en la ósmosis a través de membranas poliméricas, principalmente en el campo de tratamiento de agua residuales urbanas. **(Cath, 2006)**

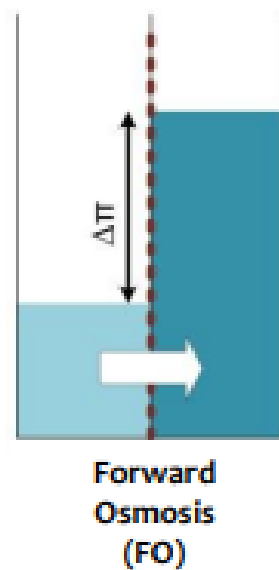


Figura 11. Diagrama de Ósmosis Directa

En el campo de tratamiento aguas residuales, la ósmosis inversa (RO por su nombre en inglés Reverse osmosis) es generalmente un proceso más familiar que la FO, debido a esto, se hará una breve descripción del proceso de RO, antes de entrar en detalle sobre la FO.

La RO utiliza presión hidráulica para oponerse, y superar, la presión osmótica de una solución acuosa de alimentación, para producir agua tratada. En la RO, la presión aplicada es la fuerza motriz para el transporte de masa a través de la membrana; en la FO, la propia presión osmótica es la fuerza motriz para el transporte de masa.

Actualmente hay numerosas publicaciones sobre el uso de RO para el tratamiento de agua y recuperación de aguas residuales urbanas.

Por el contrario, sobre el uso de FO hay poca robustez bibliográfica, aunque últimamente se ha usado esta tecnología para diversos procesos, como concentrar lixiviado de vertedero (Piloto y escala completa) (**Beaudry, 1997**), para el tratamiento de alimentos líquidos en la industria alimentaria (a escala de laboratorio), para desalar agua de mar y para la purificación de agua en situaciones de ayuda de emergencia (**Beaudry, 1997**). Los acontecimientos recientes en la ciencia de materiales también han permitido el uso de FO en la liberación controlada de fármacos en el cuerpo (**Baker, 2012**)

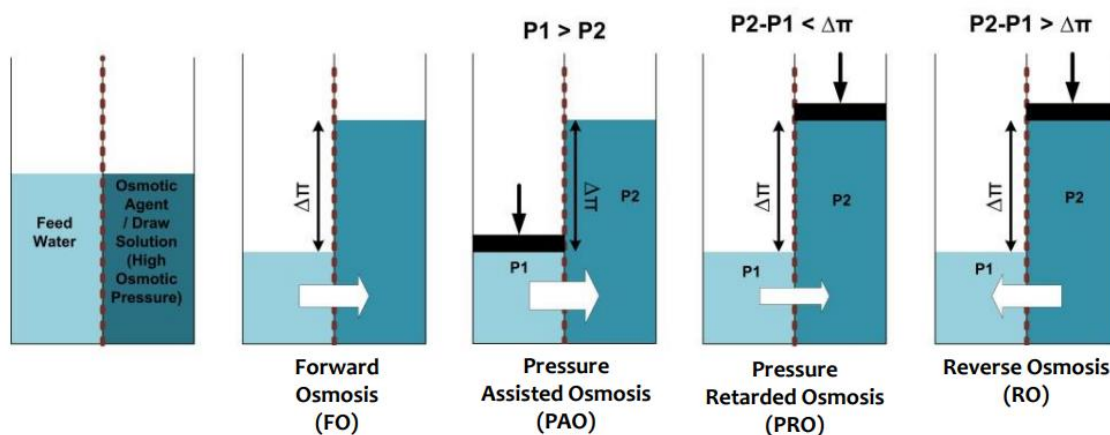


Figura 12. Diferentes modos de funcionamiento de los procesos osmóticos.

La principal ventaja de la utilización de sistemas FO es que funciona a presiones bajas, además tiene un alto rechazo de contaminantes y tiene una menor tendencia a ensuciamiento de la membrana en comparación a los procesos impulsados por presión (**Cath, 2006**) debido a que la única presión que participa en el proceso de FO es la necesaria para vencer la resistencia al flujo en el módulo de membrana.

5.1. Membrana Osmótica

La ósmosis es el transporte de agua a través de una membrana permeable selectivamente, desde una región de mayor potencial químico a una región de menor potencial químico. Este fenómeno es ocasionado por una diferencia en las concentraciones de soluto a través de la membrana que Permite el paso del agua, pero rechaza la mayoría de las moléculas de soluto o iones.



La FO utiliza el diferencial de presión osmótica. (π) a través de la membrana, en lugar de presión diferencial hidráulica (como en RO), como la fuerza motriz para el transporte de agua a través de la membrana. El proceso de FO da como resultado la concentración de una corriente de alimentación y dilución de una corriente altamente concentrada (Solución de extracción). La ecuación general simplificada que describe el transporte de agua en los procesos osmóticos es: **(Cath, 2006)**

$$J_w = A(\sigma\Delta\pi - \Delta P) \quad E.1$$

Donde J_w es el flujo de agua, A es la Constante de permeabilidad de la membrana, σ es el coeficiente de rechazo, ΔP es la presión aplicada, que en los casos de FO es cero, pero para RO, $\Delta P > \Delta\pi$, la dirección de flujo de agua en cada uno de los casos se puede observar en la figura 12.

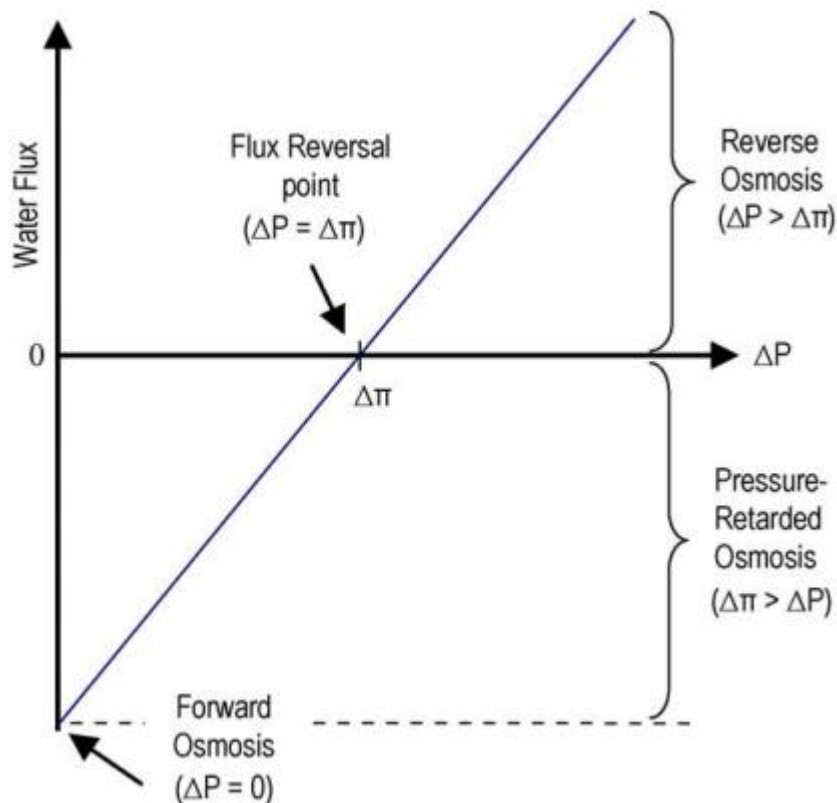


Figura 13. Dirección y magnitud del flujo de agua en función de la presión aplicada(ΔP).



FO tiene lugar cuando la diferencia de presión hidráulica es cero. La zona PRO es donde la diferencia de presión aplicada es entre cero y el punto de inversión del flujo y la zona de RO es donde la diferencia de presión aplicada es mayor que la diferencia de presión osmótica.

5.2. Solución de Extracción o Arrastre(Draw Solutions)

Es la solución concentrada en el lado permeado de la membrana, es la que proporciona la fuerza impulsora en el proceso de FO. Actualmente se usan diferentes términos en la literatura para nombrar esta solución, incluyendo solución de arrastre, agente osmótico, medios osmóticos, solución de conducción, motor osmótico, solución de muestra o simplemente salmuera. Para mayor claridad en este TFM se usará el término de solución de extracción.

Al seleccionar una solución de arrastre, el criterio principal es que esta tenga una presión osmótica más alta que la solución de alimentación, además tener una buena solubilidad al agua y no debe ser tóxica, o corrosiva con la membrana, debe tener un bajo coste específico y debe ser fácil de reconcentrar, por lo tanto, se han usado distintas soluciones con presiones osmóticas variables que pueden ser consideradas para ser solución de extracción.

Las soluciones de extracción pueden ser clasificadas por su naturaleza como orgánicas e inorgánicas, como parte de estas últimas podemos encontrar: CaCl_2 , KBr , KHCO_3 , K_2SO_4 , MgCl_2 , MgSO_4 , NaCl , NaHCO_3 , Na_2SO_4 , NH_4HCO_3 , NH_4NO_3 , $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, NH_4Cl , $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$, NaNO_3 , KCl , $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$, $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, KNO_3 .

Dentro de la categoría de orgánicas podemos mencionar a la glucosa, fructosa, sacarosa, etanol, albúmina, polielectrolitos (poliacrilamida) y sal sódica.

A través del tiempo, varios otros productos químicos también se han sugerido y probado como solutos para soluciones de extracción, particularmente en aplicaciones de desalinización de agua de mar. Batchelder sugirió usar una solución de dióxido de azufre como la solución de extracción en la desalinización de agua de mar con FO (**Batchelder, 1965**). Glew amplió esta idea y sugirió el uso de mezclas de agua y otro gas (por ejemplo, dióxido de azufre) o líquido (por ejemplo, alcoholes alifáticos) como las soluciones de extracción en la FO (**Glew, 1965**). Frank usó una solución de sulfato de aluminio (**Frank, 1972**). Kravath y Davis usaron una solución de glucosa en la desalinización de agua de FO (**Kravath & Davis, 1975**), Kessler y Moody usaron una solución mixta de glucosa y fructosa para la desalinización de agua de mar (**Kessler, 1976**).



McGinnis sugirió un proceso de FO de dos etapas que aprovecha las solubilidades dependientes de la temperatura de los solutos. Específicamente, McGinnis sugirió también soluciones de nitrato de potasio (KNO_3) y dióxido de azufre (SO_2) como soluciones de extracción para la desalinización de agua de mar. **(McGinnis, 2002)**

En una aplicación novedosa posterior de FO se demostró que usando una combinación de gases de amoníaco y dióxido de carbono en proporciones específicas se creaban soluciones de extracción altamente concentradas de sales de amonio **(McGinnis, 2002)**. Este proceso produjo soluciones de extracción de FO con presiones osmóticas de más de 250 atm, lo que permitió altas recuperaciones de agua potable de alimentos salinos concentrados y reducciones sustanciales en las descargas de salmuera proveniente de desalinización. Mas recientemente se le dio un enfoque nanotecnológico, usando compuestos como la magnetoferritina naturalmente no tóxica, la cual se está probando como un posible soluto para soluciones de extracción **(Magnetics, 2005)**. La magnetoferritina se puede separar rápidamente de las corrientes acuosas utilizando un campo magnético.

La disponibilidad y variedad de soluciones de arreste ha ido creciendo de la mano de los avances tecnológicos y desarrollo de nuevas membranas, por lo cual se han utilizado diferentes tipos de software que permiten hacer modelos termodinámicos completos basados en datos experimentales, con el fin de predecir las propiedades de las soluciones en un amplio rango de concentración y temperatura. Estas predicciones son de gran importancia a la hora de construir un proceso de depuración por medio de FO, dichos valores suelen venir expresados como muestra en la figura 14.

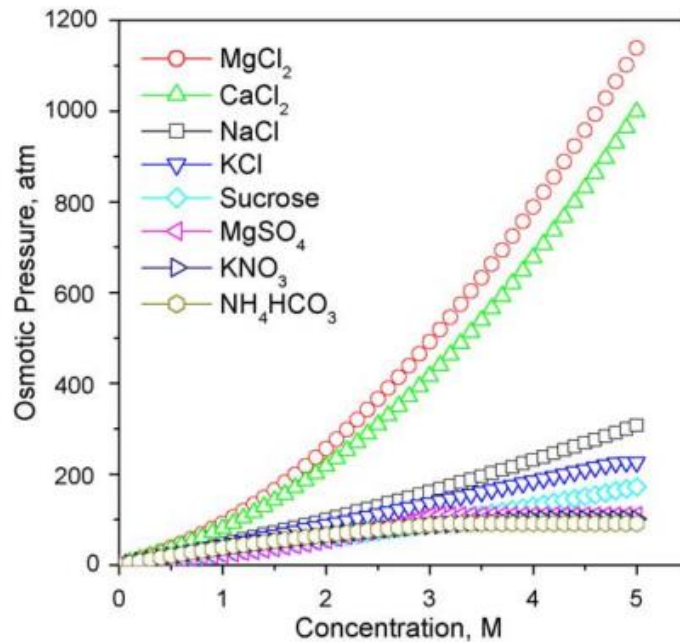


Figura 14. Presión osmótica en función de la concentración de la solución a 25 °C para varias posibles soluciones de extracción.

Otro de los criterios fundamentales en la elección de la solución de extracción para un sistema FO es el proceso para reconcentrar la solución de extracción ya que desde este proceso es de donde se recupera finalmente el agua. Muy a menudo se usa una solución de NaCl o salmuera porque tiene una alta solubilidad y es relativamente fácil de reconcentrar a usando RO, en este proceso también debe considerarse la difusión del soluto desde la solución de extracción a la corriente de alimentación. En aplicaciones específicas donde se desea un alto rechazo, las soluciones de iones multivalentes pueden ser la mejores por su alta presión osmótica.

Existe gran variedad de soluciones de extracción, la más usada es el NaCl debido a su alta disponibilidad y bajo precio.

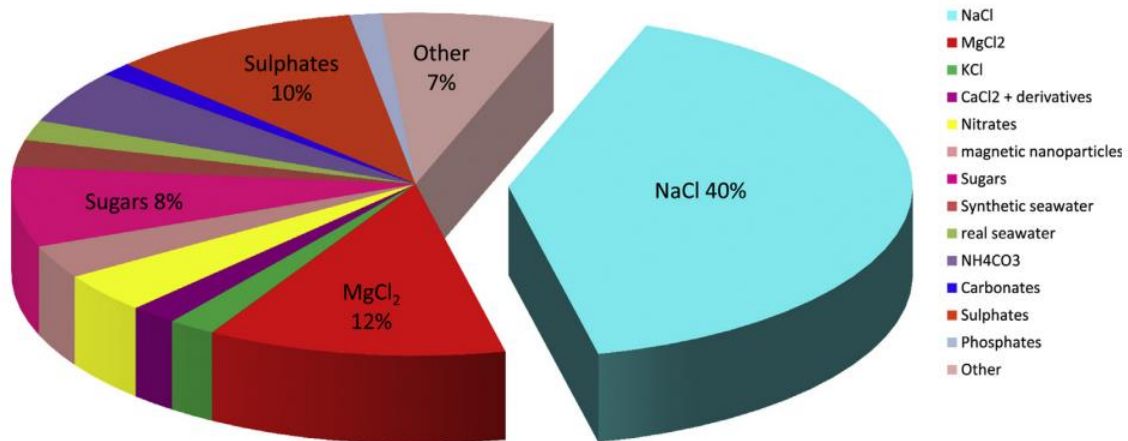


Figura 15. Porcentaje de Uso de Soluciones de extracción usadas en FO. tomada de (Lutchmiah, 2014)

5.3. Polarización de la Concentración(CP) en Procesos Osmóticos

En procesos osmóticos el flujo de agua que atraviesa la membrana es proporcional a la diferencia de presión osmótica(E.1) a través de superficie de la membrana. En los procesos de osmóticos la presión a través de la membrana es mucho menor que la diferencia de presión osmótica general, lo que resulta en un flujo de agua mucho más bajo de lo esperado (**Hsiang, 2008**). El flujo de agua inferior al esperado se atribuye a menudo a varios fenómenos de transporte asociados a la membrana, denominados fenómenos de polarización de concentración(CP), pueden tener lugar dos tipos de polarización de la concentración, CP externo y CP interno. (**Cath, 2006**)

5.3.1. Polarización Externa por Concentración

En los procesos de membrana impulsados por presión, el flujo de permeado por convección provoca una acumulación de soluto en la superficie de la capa activa de la membrana. Este fenómeno, denominado polarización de concentración (CP), reduce el flujo de agua del permeado debido al aumento de la presión osmótica que debe superarse con la presión hidráulica, la polarización de la concentración debido a la permeación del agua no se limita a los procesos de membrana impulsados por presión y también ocurre durante los procesos de membrana impulsados por osmosis directa, tanto en el lado de alimentación como en el lado de la membrana.



Cuando la alimentación fluye en la capa activa de la membrana (como en RO), los solutos se acumulan en la capa activa. Esto se denomina CP externo concentrativo y es similar a la CP en procesos de membrana impulsados por presión. Simultáneamente, la solución de extracción en contacto con el lado permeado de la membrana se está diluyendo en la interfase permeado-membrana por el agua penetrante, esto se llama CP externo dilutivo. Tanto el fenómeno de CP externo concentrativo como el dilutivo reducen la fuerza de conducción osmótica efectiva. El efecto adverso del CP externo en los procesos de membrana impulsados por osmosis se puede minimizar aumentando la velocidad de flujo y la turbulencia en la superficie de la membrana o manipulando el flujo de agua **(Cath, 2006)**.

Sin embargo, debido a que el flujo de agua en FO ya es bajo, la capacidad para disminuir la CP externa al reducir el flujo es limitada. Debido a la baja presión hidráulica utilizada en la FO, el ensuciamiento de la membrana inducido por CP externo tiene efectos más leves en el flujo de agua en comparación con los efectos presentados en los procesos impulsados por presión. Se ha demostrado que la CP externa tiene poca incidencia en los procesos de membrana impulsados por osmosis y no es la causa principal de la disminución en flujo de agua esperado.

5.3.2. Polarización Interna por Concentración

Existen diferencias notables entre membranas porosas y densas (fig. 15), por ejemplo, Cuando se establece un gradiente de presión osmótica a través de una membrana simétrica densa, la fuerza impulsora es la diferencia en las presiones osmóticas de las soluciones, en ausencia de CP externa. Sin embargo, las membranas de FO son asimétricas, agregando mayor complejidad a los fenómenos existentes debidos a la PC. Cuando se usa en FO una membrana compuesta o asimétrica generalmente están constituidas por una capa densa de separación y una capa de soporte porosa, en ellas pueden ocurrir dos fenómenos dependiendo de la orientación de la membrana.

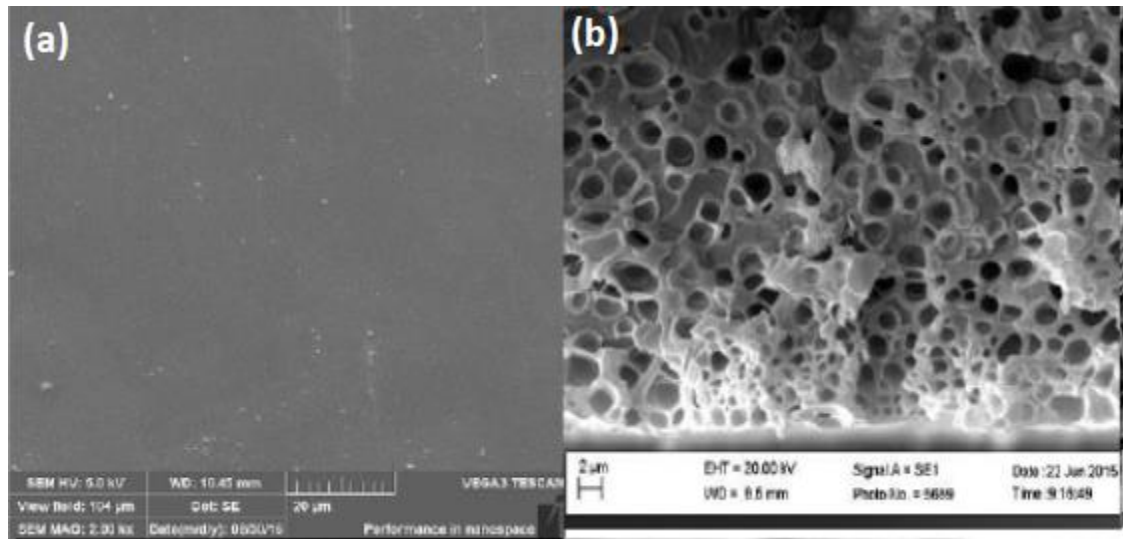


Figura 16. Visión microscópica de membranas (a) Densa (b) Porosa adaptada de (Emeco, 2018)

Cuando la sección porosa de una membrana asimétrica entra en contacto con la corriente de alimentación, se establece una capa polarizada en el interior de la sección densa que limita la transferencia a medida que el agua y el soluto se difunden por la capa porosa (Fig. 16 b), este fenómeno es conocido como CP interno concentrativo (Cath, 2006). Este fenómeno es similar al CP externo concentrativo, excepto que tiene lugar dentro de la capa porosa y, por lo tanto, no puede disminuirse mediante turbulencia o flujo cruzado. Por otro lado, en las aplicaciones de FO para desalinización y tratamiento de agua, la capa densa de la membrana se enfrenta a la corriente de alimentación y la capa porosa se enfrenta a la solución de arrastre. A medida que el agua penetra en la capa activa, la solución de extracción dentro de la subestructura porosa se diluye. Esto se conoce como CP interno dilutivo (Fig. 16 c) (Cath, 2006).

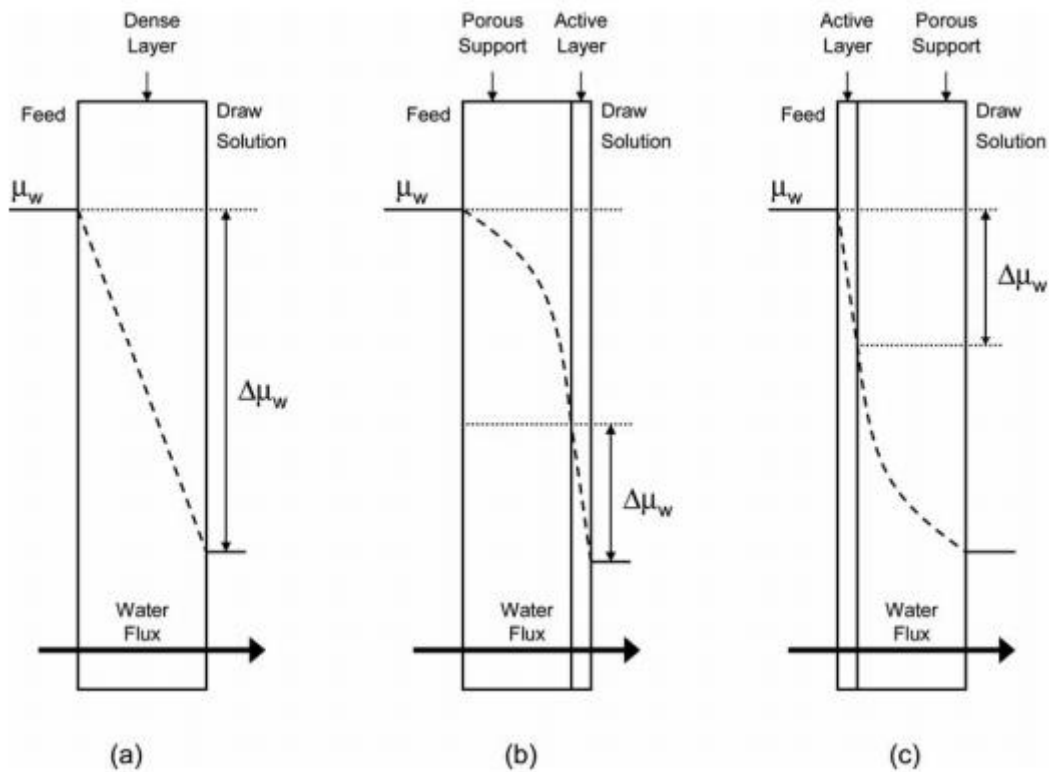


Figura 17. Ilustración de perfil de fuerza osmótica en diferentes tipos de Membrana. (a) Membrana Simétrica Densa (b) Membrana asimétrica con capa porosa orientada a Corriente de alimentación (c) Membrana asimétrica con capa densa orientada a Corriente de alimentación. (Cath, 2006)

Para poder determinar la capacidad extractiva del proceso osmótico hay que observar que la diferencia de presión entre la corriente de agua alimentada y la solución de arrastre, es mayor que la diferencia de presión osmótica a través de la membrana (π_m) debido al CP externo y que la fuerza impulsora de la presión osmótica efectiva (π_{eff}) es incluso menor debido a CP interno (Cath, 2006). La operación de FO en una configuración de flujo a contracorriente proporciona una π constante a lo largo del módulo de membrana y hace que el proceso sea más eficiente.

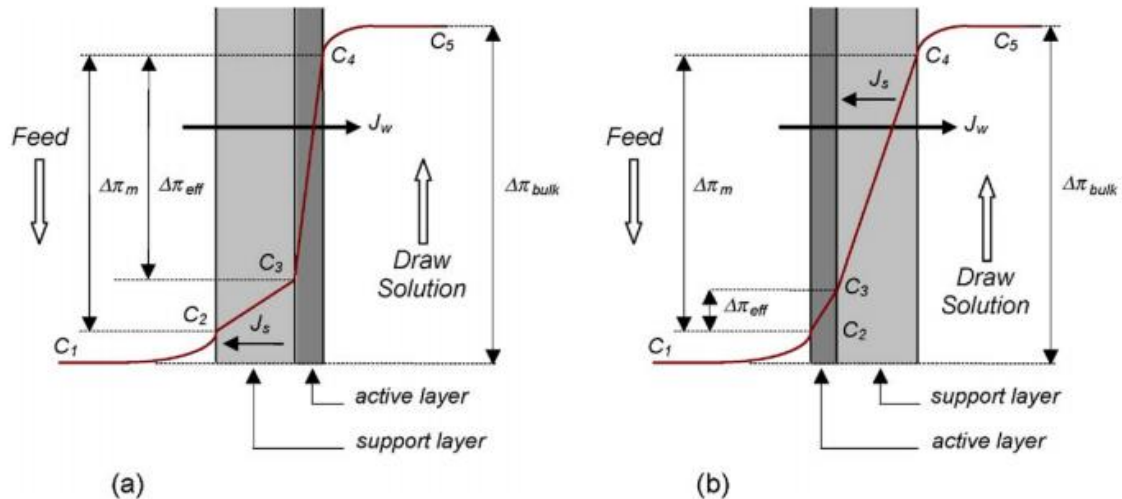


Figura 18. Polarización por Concentración interna (a) CP Concentrativo (b) CP Dilutiva. (Cath, 2006)

5.4.Generalidades de Membras de Osmosis Directa

Como en el caso de las demás membranas en un principio las membranas FO eran hechas de diferentes compuestos de origen animal como vejigas e intestinos , pero estas presentaban innumerables defectos que hacían compleja su simulación y puesta en marcha en grandes procesos. Hoy en día estas membranas suelen ser de materiales sintéticos y pueden ser simétricas y asimétricas.

En 1960, la ciencia moderna ya presentaba descubrimientos importantes sobre membranas lo que generó la transformación de sistemas de laboratorio a escala industrial por medio del desarrollo del proceso de Loeb para fabricar membranas de RO anisotrópicas sin defectos y de alto flujo. Loeb y colaboradores investigaron el uso de membranas de poliamida aromática asimétrica para FO y PRO. **(Loeb, 1995)**

Para un correcto funcionamiento una membrana FO debe ser selectivamente permeable, tener un alto rechazo al soluto(densa) y baja porosidad que permita disminuir las afectaciones por CP interna, finalmente poseer una estructura hidrofílica que mejore la corriente del permeado y tenga poco factor de ensuciamiento. **(Shaffer, 2015)**



Las membranas FO se clasifican en tres tipos dependiendo del proceso de fabricación :

- TFC, Membranas de capa delgada o modificadas químicamente
- Membranas Celulósicas
- Membranas Modificadas Químicamente

Las membranas de FO cuentan con una capa delgada, a diferencia de las membranas RO, que debido a su operación la capa delgada va acompañada por una sección más gruesa que le permita soportar las altas presiones. Las membranas FO sufren en mayor medida la CP interna, por eso sus capas son más finas buscando mitigar este fenómeno, Comparativamente la membrana de FO y RO poseen gran diferencia en su parámetro estructural "S", 500 μ m y 10000 μ m respectivamente. (Shaffer, 2015)

5.4.1. Configuración y Módulos de Membrana de Osmosis Directa

Dependiendo las necesidades y el uso que se requiera para los paquetes de membrana FO se pueden utilizar diferentes configuraciones. Los paquetes de módulos usados a escala de laboratorio se han diseñado para usar membranas planas o tubulares. Pero debido al fenómeno CP para aplicaciones a gran escala (Cath, 2006), es necesario diseñar y construir módulos para membranas de lámina plana en configuraciones de placa y marco. Cada configuración tiene ventajas y limitaciones que deben tenerse en cuenta al planificar la investigación o al desarrollar la aplicación.

Algunas de las configuraciones más utilizadas son: **placa y marco, bobinado en espiral, tubular y bolsa**, como el objetivo de este TFM son las plantas a escala industrial solo se analizarán las configuraciones que soporten operación en continuo. (Valladares, 2018)

En los procesos de membrana FO que usan aplicaciones de flujo continuo, la solución de extracción es repetidamente reconcentrada en una sección del proceso para luego ser reutilizada. En esta configuración, La suspensión de agua a tratar circula por el lado de alimentación de la membrana y la solución de arrastre por el lado del permeado. Por este motivo este tipo de configuración de membranas tipo lamina FO son más difíciles de construir y operar en comparación con los otros módulos que utilizan presión.

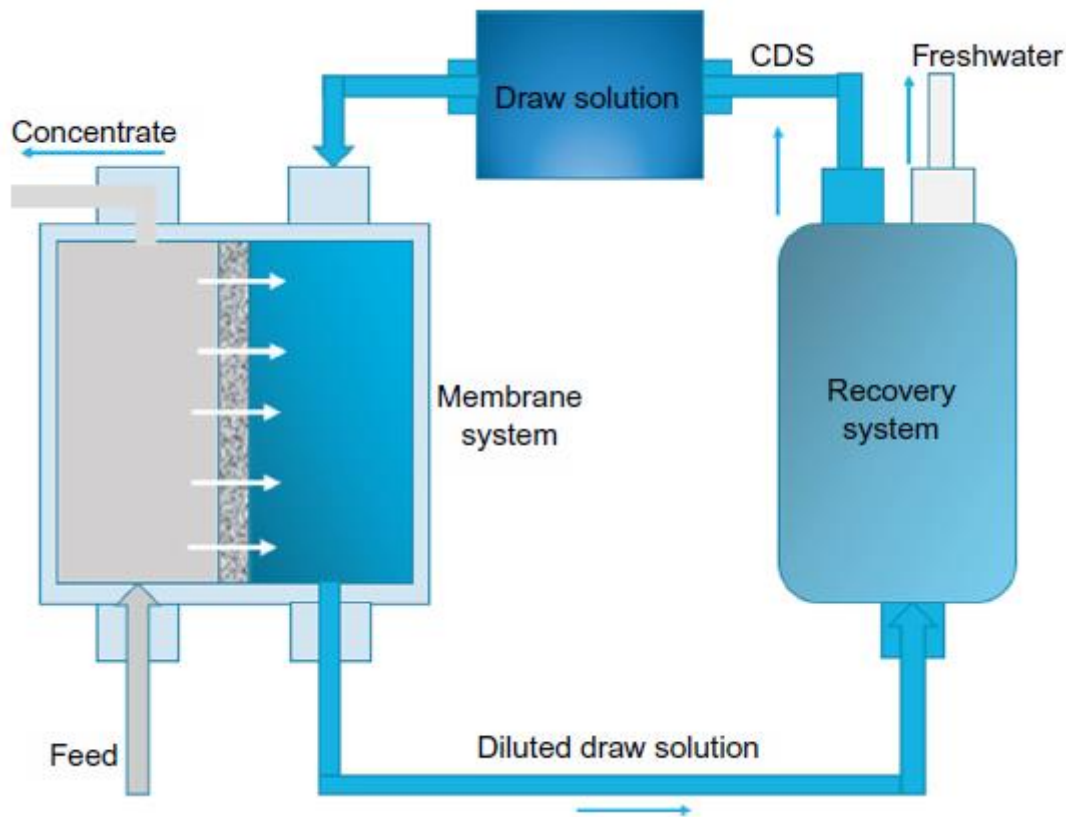


Figura 19. Configuración de Sistema para membrana plana para FO adaptado de (Valladares, 2018)

5.4.1.1. Módulo De Espiral Enrollada

Los módulos de membrana en espiral enrollada son muy utilizados para los sistemas RO, en ese caso funcionan con una sola corriente (la corriente de alimentación) que fluye bajo el control directo de su velocidad de flujo tangencial a la membrana. La corriente de permeado fluye muy lentamente en el canal formado por las capas de membrana, su composición y velocidad de flujo están controladas por las propiedades de la membrana y las condiciones operativas. Inicialmente los elementos de membrana en espiral enrollada no podían ser usados para un sistema FO porque la solución de extracción no puede forzarse a fluir dentro de la envoltura formada por las membranas. (Mehta, 1982)

Para poder diseñar un proceso FO que use un módulo de espiral enrollada se debe hacer que la solución de extracción fluya a través de los espaciadores y entre las membranas enrolladas, de la misma manera que fluye una corriente de alimentación en un módulo de espiral enrollada para RO.

Para hacer que el sistema funcione el tubo colector de permeado debe estar bloqueado a la mitad, de modo que la solución de alimentación no puede fluir hacia el otro lado. Se debe implementar unas capas especiales para obligar a que el flujo alimentado fluya por toda la superficie de la membrana. En esta configuración, la alimentación fluye hacia la primera mitad del tubo y luego se hace circular hacia las capas de la membrana para finalmente hacerla fluir hacia afuera a través de la segunda mitad del tubo perforado. Para lograr mejores resultados puede presurizarse la solución de extracción fuera de la envoltura para generar un flujo forzado. **(Mehta, 1982)**

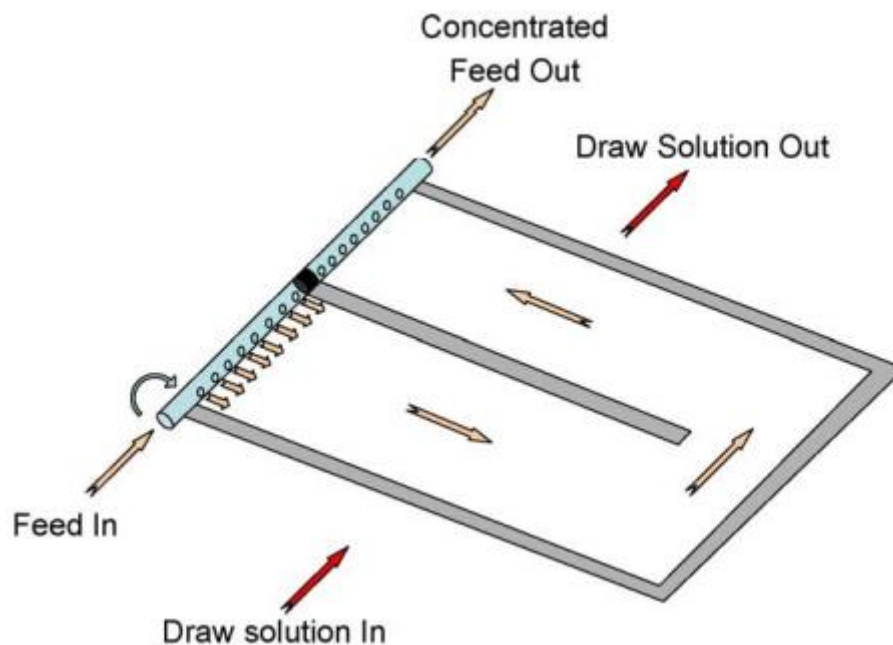


Figura 20. Patrones de flujo en un módulo de espiral enrollado modificado para FO. Adaptada de (Mehta, 1982)

5.4.2. Módulo de Placa y Marco

Los módulos de placa y marco pueden ser construidos en diferentes tamaños y formas dependiendo de las necesidades del tratamiento que requiera el proceso, incluso pueden llegar hasta sistemas de escala completa compuesto por más de mil membranas. El diseño y construcción de los grandes módulos de membrana son comparables con los de los intercambiadores de calor, pero debido a la fragilidad de las membranas, la construcción de estos sistemas de placa y marco es mucho más complicada. Dos grandes debilidades que presentan los módulos de placa y marco para aplicaciones de membrana son la falta de un soporte de membrana adecuado y una baja densidad del empaquetamiento.

Por otro lado, la carencia de un soporte adecuado que sostenga la membrana limita el funcionamiento y lo condiciona a un sistema de baja presión hidráulica y en ocasiones ese funcionamiento debe ser similar en ambos lados de la membrana lo que hace necesario la implementación de un sistema avanzado de control. Cabe mencionar que la configuración de la placa y el marco incluye problemas con el sellado interno, externo y dificultad para monitorear la integridad de la membrana.

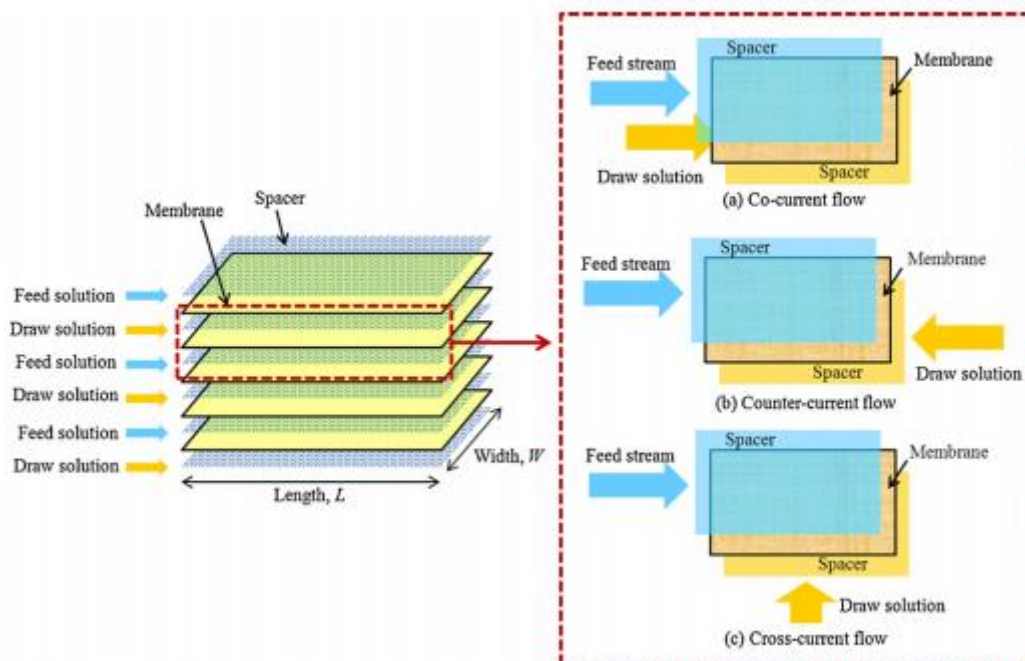


Figura 21. Diagrama del módulo de placa y Marco, con direcciones de flujo adaptado de (Gu, 2011)

5.5. Ecuaciones de Diseño y Modelado

Para modelado de los sistemas de membrana es necesario conocer la presión osmótica que se domina con la letra griega π , esta presión se calcula por medio de la ecuación de Van't Hoff: (Shaffer, 2015)

$$\pi = i * M * R * T * \beta \quad \text{E.2}$$

donde :

i = Es número de partículas individuales de un compuesto disuelto en una disolución
Constante de disociación iónica o coeficiente de Van't Hoff)

M = Concentración molar

R = constante de los gases ideales

T = Temperatura (K)

β = Coeficiente osmótico (1 para sistema ideal).



La ecuación anterior solo es válida para disoluciones diluidas, para el caso donde se tenga altas concentraciones de soluto es necesario realizar ajustes como se muestra en la E.3

$$\pi = c * R * T * \left(\frac{1}{M} + A_2 * c + A_3 * c^2 \right) \quad E.3$$

Donde “c”, “A₂” y “A₃” son la concentración en masa de soluto, el segundo y tercer coeficiente virial respectivamente, los demás términos son similares a los descritos en la ecuación anterior. (Soler, 2017)

En los procesos de membrana existen tres parámetros fundamentales: A, B y S, frecuentemente A y B son proporcionadas por el fabricante, “A” hace referencia al coeficiente de permeabilidad del agua y puede obtenerse de la pendiente entre densidad de flujo de agua y presión hidráulica, tiene unidades de (L*m⁻²*h⁻¹*bar⁻¹) y “B” se conoce como coeficiente de permeabilidad del soluto, tiene unidades (L*m⁻²*h⁻¹) y puede hallarse a través del rechazo de soluto por la E.4. (Cath, 2006)

$$B = Jw * \left(\frac{1-R}{R} \right) * \text{Exp}\left(-\frac{Jw}{k_m}\right) \quad E.4$$

Donde :

R= Es el rechazo de soluto

Km= Coeficiente de Transferencia de masa

Jw =El flujo de agua a través de la membrana sin considerar la orientación.

Este flujo de agua puede calcularse por medio de la E.5

$$Jw = \frac{1}{K_m} \ln\left(\frac{\pi_{Dw}}{\pi_{Fs}}\right) \quad E.5$$

π_{Dw} = Presión osmótica de la solución de extracción

π_{Fs} = Presión osmótica de la solución de alimento

El tercer parámetro importante es el estructural como se mencionó anteriormente de denota con la letra “S” (μm) y viene definido por la ecuación:

$$S = Km * D = \frac{t_s * \tau}{\epsilon_{eff}} \quad E.6$$



Donde:

t_s = Es el espesor de la capa soporte (μm)

τ = Es la tortuosidad de la capa soporte

ϵ_{eff} = Es la porosidad de la capa soporte

Cuando en el proceso FO la cara activa de la membrana está en contacto con la corriente de alimento y en dicha cara se presenta el fenómeno de polarización por concentración externa de tipo concentrativa la presión osmótica en el lado de la membrana es mayor y viene modelada por: **(Soler, 2017)**

$$\pi_{f,m} = \pi_{f,b} * \exp\left(\frac{Jw}{k_f}\right) \quad \text{E.7}$$

$\pi_{f,m}$ y $\pi_{f,b}$ son las respectivas presiones osmóticas de la interfaz de contacto de la cara densa activa con la solución de alimento y la presión osmótica de la solución de alimento.

K_f es el coeficiente de transferencia de masa en la capa limite en la cara densa activa y viene dado por:

$$K_f = \frac{Sh * D_f}{d_h} \quad \text{E.8}$$

En la formula E.8 la expresión “Sh” es el número de Sherwood el cual es adimensional, se puede calcular en función del régimen de fluido, si es laminar o turbulento.

Para régimen laminar:

$$Sh = 1.85 * \left(Re * Sc * \frac{d_n}{L} \right)^{0.33} \quad \text{E.9}$$

Para régimen turbulento:

$$Sh = 0.04 * Re^{0.75} * Sc^{0.33} \quad \text{E.10}$$



Para las ecuaciones de cálculo de número de Sherwood la expresión “Re” significa número de Reynolds, “L” la longitud del canal y por último “Sc”, que hace referencia al número de Schmidt el cual se calcula como:

$$Sc = \frac{u}{Df} = \frac{\mu}{Df * \rho} \quad \text{E. 11}$$

U= Es la viscosidad cinemática (m²/s)

ρ= Es la densidad (Kg/L)

μ= La viscosidad dinámica (Pa*s)

Por otro lado, cuando la configuración se dispone de tal manera que la cara activa entra en contacto con el alimento, tiene lugar una concentración por polarización interna de tipo dilutivo en la cara soporte. El fenómeno consiste en que el flujo de agua que atraviesa la membrana va desplazando y arrastrando los solutos de la solución de extracción, lo cual ocasiona una reducción en la concentración de estos solutos cerca de la cara activa, disminuyendo la presión osmótica lo cual se representa por medio de la siguiente ecuación.

$$\pi_{D,i} = \pi_{D,b} * \exp(-J_w * K_D) \quad \text{E.12}$$

Π_{D,i} y Π_{D,b} son las respectivas presiones osmóticas en la interfaz de la cara activa en el lado de la cara soporte y en la disolución de arrastre respectivamente.

K_D es el coeficiente de la resistividad a la difusión de solutos en la cara soporte y viene dado por:

$$K_D = \frac{t * \tau}{D_D * \varepsilon} \quad \text{E.13}$$

t = Espesor

τ = tortuosidad

ε = Porosidad de la cara soporte

D_D = Difusividad del soluto de la solución de extracción



El modelado de la densidad de flujo de permeado (J_w) teniendo en cuenta la polarización interna y el modo de operación de la membrana de FO, de tipo concentrativa interna y dilutiva interna se representan en la E.14 y E.15 respectivamente. (Cath, 2006)

CP concentrativa:

$$K = \left(\frac{1}{J_w}\right) \ln\left(\frac{A\pi_{Dw} + B - J_w}{A\pi_{Fs} + B}\right) \quad \text{E.14}$$

CP Dilutiva :

$$K = \left(\frac{1}{J_w}\right) \ln\left(\frac{A\pi_{Dw} + B}{A\pi_{Fs} + B + J_w}\right) \quad \text{E.15}$$

la expresión matemática exhaustiva en donde se tiene en cuenta la polarización interna, externa, así como el paso de sales, es:

$$J_w = A * \left(\frac{\pi_{Dw} * \exp\left(\frac{-J_w * S}{D}\right) - \pi_{Fs} * \exp\left(\frac{J_w}{k}\right)}{1 - \left(\frac{B}{J_w}\right) * \left[\exp\left(\frac{-J_w * S}{D}\right) - \exp\left(\frac{J_w}{k}\right)\right]}\right) \quad \text{E.16}$$

La expresión para calcular el flujo inverso de sales se determina partiendo de ciertos parámetros característicos de la membrana (A, B) y se modelan según la siguiente ecuación. (Soler, 2017)

$$\frac{J_w}{J_s} = \frac{A}{B} * n * R * T \quad \text{E.17}$$

El valor “n” hace referencia la cantidad de especies disueltas en el soluto de la solución de arrastre. Una expresión para J_s :

$$J_s = \frac{B}{A} * \frac{J_w}{n * R * T} \quad \text{E.18}$$



Otro termino que suele utilizarse es la selectividad al flujo inverso de sales (RSFS) con el cual se realizaron los cálculos para crear la de la Fig. 28. (Soler, 2017)

$$RSFS = \frac{Jw}{Js} \quad \text{E. 19}$$

Reemplazando llegamos a una expresión equivalente:

$$RSFS = \frac{A}{B} * n * R * T \quad \text{E. 20}$$



Intensificación De Tratamiento Primario Por Medio Osmosis Directa

Universidad de Valladolid



6. ESTADO ACTUAL DE LA OSMOSIS DIRECTA PARA LA CONCENTRACIÓN DE AGUA RESIDUAL .

Aunque en la actualidad no se posee una base bibliográfica fuerte sobre la aplicación de tecnología de membranas FO para la concentración de aguas residuales urbanas, desde hace años se ha ido desarrollando varios modelos teóricos y experimentales que han permitido orientarnos en cómo se puede implementar con éxito esta tecnología.

En 2014 **Kerusha Lutchmiah** y colaboradores en su artículo “Forward osmosis for application in wastewater treatment: A review”, recopiló una gran cantidad de información acerca de fabricante, materiales y parámetros importantes (ver Anexo) a la hora de implementar un sistema de membrana FO. En dicho estudio menciona que se dispone de dos tipos de membrana, la primera ampliamente usada hecha de triacetato de celulosa (CTA) altamente resistente al cloro e insusceptible a la absorción de minerales y ácidos grasos, menos sensible a la degradación térmica, química y biológica. Como segundo tipo se menciona a las membranas de película delgada TFC las cuales presentan mejoras en términos de permeabilidad y estabilidad a diferentes rangos de pH. **(Lutchmiah, 2014)**

Años más tarde en 2016 **Juan C. Ortega** y colaboradores realizaron pruebas preliminares con tres membranas de FO. Las membranas probadas fueron: Triacetato de celulosa con soporte de una malla de poliéster entretejido (CTA-ES), triacetato de celulosa en soporte no tejido soldada por radiofrecuencia (CTA-NW) y una membrana de película delgada con soporte de una malla de poliéster entretejido (TFC) de 15µm. tomando como solución de extracción el NaCl, En la figura 22 se muestra un resumen de las propiedades de cada membrana suministrado por el fabricante HTI (Hydration Technology Innovations). Durante todas las pruebas, las membranas se utilizaron con la capa activa (densa) orientada hacia la alimentación (aguas residuales). **(Ortega et al, 2016)**

Membrane	Pure water permeability constant (A) (L·m ⁻² ·h ⁻¹ ·bar ⁻¹)	Solute permeability constant (B)* (L·m ⁻² ·h ⁻¹)
CTA-NW	0.460	0.097
CTA-ES	0.857	0.259
TFC	1.470	0.622

* NaCl as solute.

Figura 22. Resumen de propiedades de cada membrana tomado de (Ortega et al, 2016)

Las tres membranas se evaluaron a distintas concentraciones de solución de extracción 10,20,30,40 y 50 g NaCl/L, para estas pruebas se usaron dos tipos de alimentación, una de agua pura y otra de agua residual urbana, ambas tomadas después de una sedimentación primaria.

Los ensayos se hicieron de forma idéntica para todas las membranas como se muestra en la fig. 23, en donde se calcularon los flujos de agua a través de la membrana por medio de la E.1. El área de transferencia efectiva de cada una de las membranas fue de 15 cm², utilizando un flujo en ambas bombas de 120 mL/min.

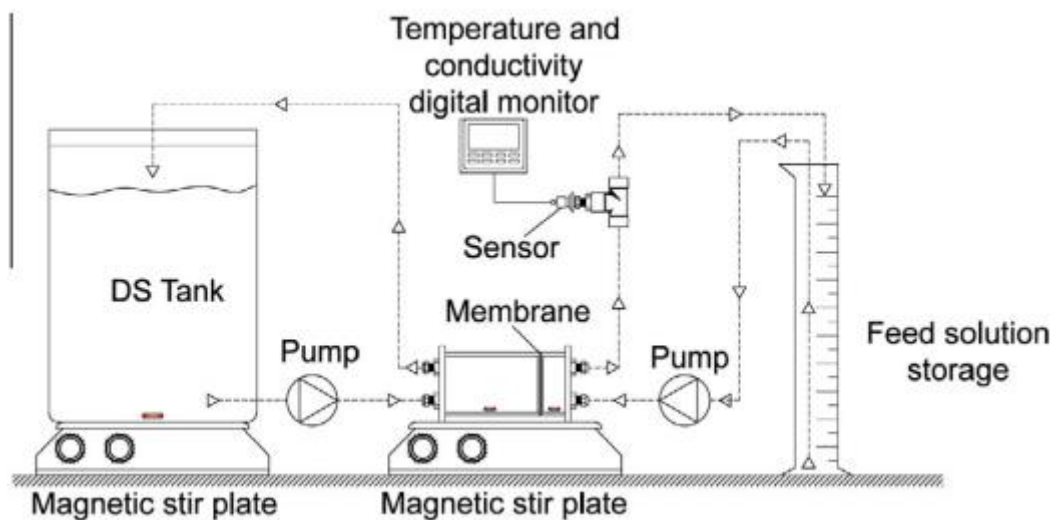


Figura 23. configuración de FO tomado de (Ortega et al, 2016)

En los resultados obtenidos(ver figura 24) se puede apreciar que los flujos de agua a través de la membrana aumentaron a medida que se usó una solución de extracción con mayor concentración mayor. En la membrana TFC se observa una mayor capacidad recuperación de agua , por lo tanto para esta configuración se calcularon parámetros adicionales como concentración final del efluente y la capacidad de recuperación de agua, entre otros.

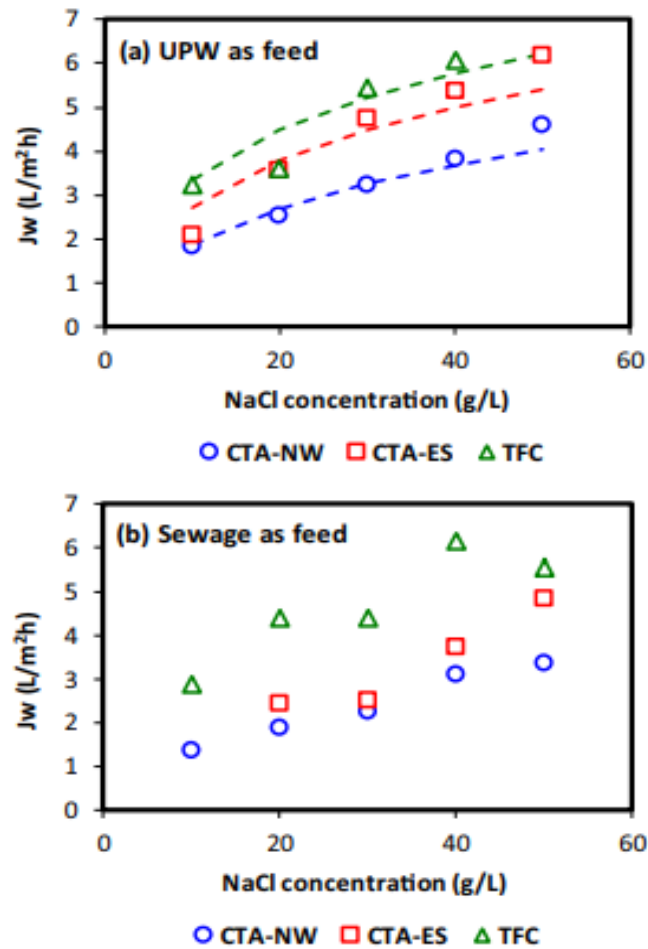


Figura 24. Flujos de agua a través de la membrana a diferente concentración de solución de arrastre usando (a) agua pura, (b) agua residual urbana como alimento tomado de (Ortega et al, 2016)

Como se observa en la figura, tiene lugar una disminución notable del flujo de agua después de aproximadamente 50 horas de operación.

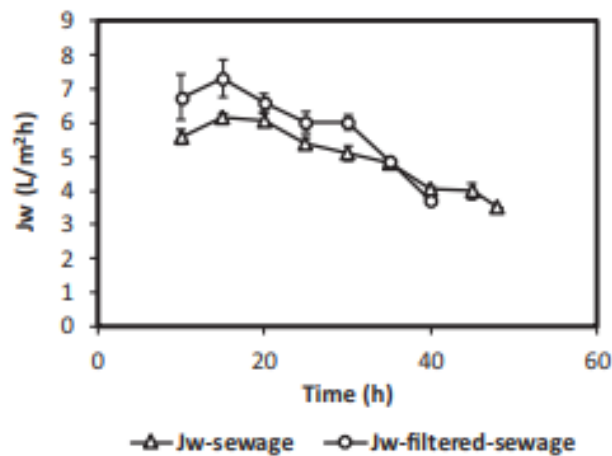


Figura 25. Evolución flujo de agua durante 50h, tomado de (Ortega et al, 2016)



Los resultados presentados por estos autores muestran(Fig. 26) que la membrana TFC presenta una mayor capacidad de recuperación de agua, aproximadamente el 80%, y un efluente con una concentración adecuada para incluir en un proceso de digestión anaerobia. En la figura 26 se muestran las características de partida del agua residual y las características finales obtenidas por estos autores, tras una recuperación del 80% del agua. Como se observa en la figura alcanzan una concentración de DQO de 8089 mg/L. No obstante, estos resultados preliminares no proporcionan herramientas suficientes para determinar si un proceso igual puede ser llevado en continuo.

Parameters	Sewage		Units
	Initial	Concentrated	
Total COD	275	8089	mg/L
Total solids	603	7300	mg/L
Total suspended solids	68.8	982.2	mg/L
TAN ⁽¹⁾	456	11	mg/L
Proteins ⁽¹⁾	200	600	mg/L
Conductivity	0.892	11.8	mS/cm
pH	7.3	8.6	
Volume	1500	309.6 ⁽²⁾	mL

Figura 26. Caracterización del efluente de la corriente de alimentación tomado de (Ortega et al, 2016)

En el mismo año se llevó a cabo otro desarrollo experimental, en este caso **Ashley J. Ansari** y colaboradores, utilizando una membrana CTA con un grosor de 144µm y con soporte fijo no tejido. Utilizaron tres tipos diferentes de solución de extracción NaCl, acetato de Sodio y EDTA-2Na, con el objetivo de establecer una presión osmótica de 60 bar. La concentración correspondiente para alcanzar esta presión fueron 1.27, 1.49 y 0.61 M respectivamente.

Estos autores utilizaron aguas residuales urbanas de una EDAR local australiana, una de baja y otra de moderada carga orgánica, con el fin de representar la variabilidad de la calidad del influente en aguas residuales municipales.

En este sistema de membrana FO se usó un montaje por lotes similar al mencionado anteriormente, de flujo cruzado, pero en este caso con un área efectiva de membrana de 125 cm². La alimentación y la disolución de extracción se hicieron circular continuamente a través de cada canal de flujo mediante dos bombas de engranajes. Los experimentos se realizaron con un flujo cruzado de 1 L / min.



En el depósito de la disolución de extracción se colocó en una balanza digital para registrar los cambios de peso y poder calcular el flujo de agua permeada. Este depósito que contenía una solución madre altamente concentrada (5 M) también se colocó en la balanza digital y se dosificó automáticamente en la solución de extracción para mantener una presión osmótica constante durante los experimentos.

Los experimentos se realizaron con la capa activa de la membrana en contacto con la alimentación. La recuperación de agua se utilizó para representar la tasa de extracción de agua del proceso FO y se calculó en función de la relación del volumen acumulado de permeado y el volumen de la alimentación inicial. En los experimentos en discontinuo se trató el efluente primario hasta que se logró una recuperación de agua del 90%. Mediante un balance de masa se comparó con la capacidad de recuperación de agua teórica asumiendo que el factor de retención de DQO es 100% .

En la figura 27 se muestran la concentración de DQO alcanzada por estos autores tanto para el agua residual de baja carga como para el de media carga, una vez que se ha recuperado el 90% del agua en el permeado.

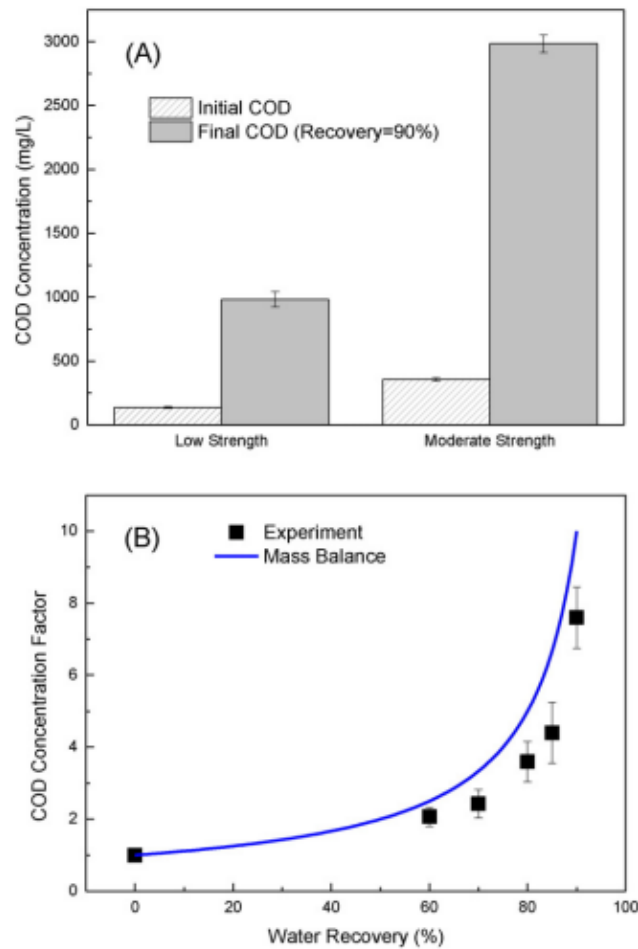


Figura 27. (a) Concentración DQO inicial y final para aguas residuales urbanas de baja y media carga (b) Variación experimental y teórica de la recuperación de agua usando como solución de extracción el NaCl tomado de (Ansari et al, 2016)

Ansari et al. , también llevaron a cabo experimentos con objeto de determinar el flujo de soluto inverso, para dilucidar los comportamientos de transporte de soluto para cada una de las soluciones de extracción. En la figura 28 se muestran los resultados de flujo inverso de soluto

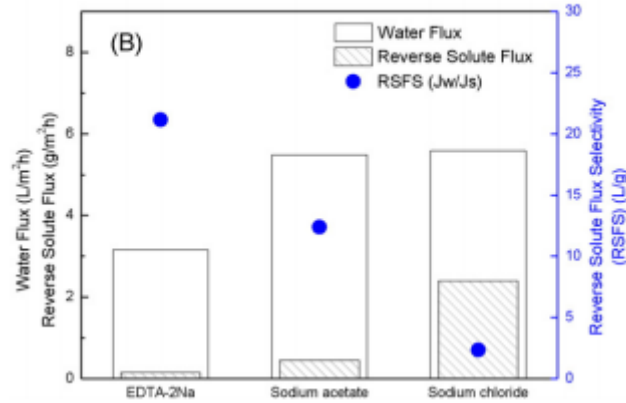


Figura 28. Flujo de agua, Flujo de soluto inverso y RSFS de cada una de las soluciones de extracción tomado de (Ansari et al, 2016)

En la figura siguiente se observa la concentración alcanzada de DQO en función de la disolución extractora utilizada por Ansari et al. concentrando hasta lograr una recuperación del 90% de agua.

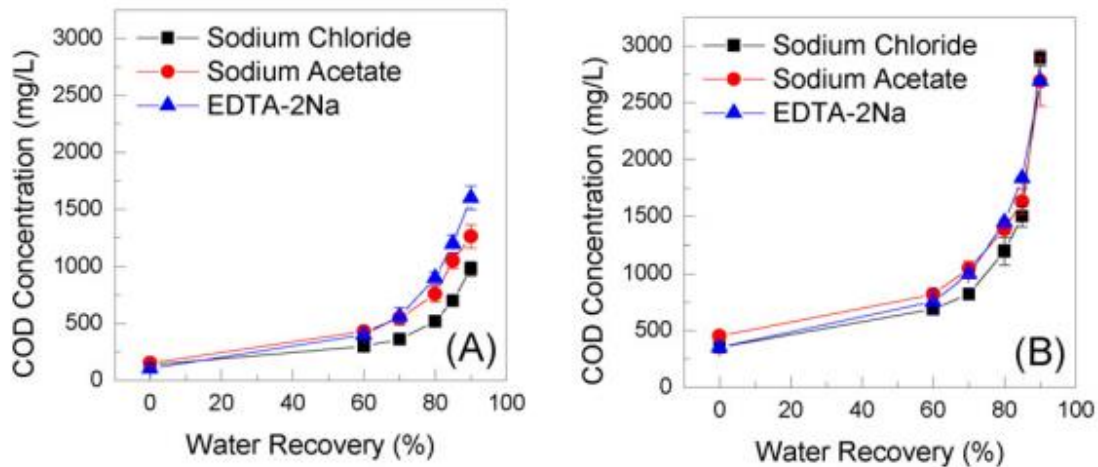


Figura 29. Variación de la concentración DQO para (a) Baja carga (b) Media Carga para proceso discontinuo tomado de (Ansari et al, 2016)

La acumulación de salinidad en los sistemas de FO puede tener efectos perjudiciales sobre el flujo de agua, ya que aumenta la presión osmótica de la alimentación, lo que reduce la fuerza impulsora osmótica efectiva.

La concentración previa de aguas residuales por FO conduce a la acumulación de salinidad en la solución de alimentación a través de dos mecanismos. En primer lugar, la salinidad natural de las aguas residuales es retenida por la membrana de FO, y por lo tanto la concentración de sal aumenta proporcionalmente a la recuperación de agua del sistema, El aumento se mide por medio de la conductividad ya que esta afecta el proceso biológico (Luo et al., 2014). En figura se observa la conductividad del agua permeada a medida que aumenta la recuperación del permeado. La utilización de NaCl, produce un aumento en la conductividad del permeado mayor que el resto de disoluciones extractoras utilizadas por estos autores.

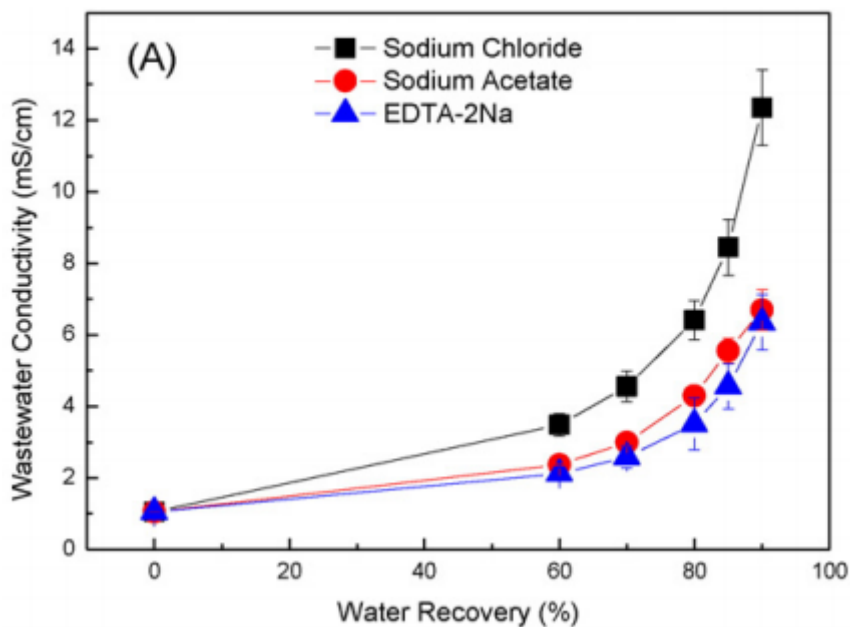


Figura 30. Variación de la conductividad en función de la recuperación de agua tomado de (Ansari et al, 2016)

Otro de los parámetros que evaluaron Ansri et al. fue la capacidad de cada disolución de extracción para mantener el flujo de permeado a medida que se concentra la corriente de alimentación, Como se observa en la fig. 31 la reducción del flujo es muy similar para las tres disoluciones extractoras utilizadas.

Estos autores llevaron a cabo un experimento de flujo continuo, en el que se trataron 5L de efluente primario con objeto de determinar el flujo que lograra una recuperación de agua del 90%, dejando 0,5L de solución preconcentrada. Para este experimento, la membrana se lavó con agua desionizada(DI) para eliminar la capa de incrustación. Luego, el sistema fue operado continuamente utilizando un régimen de extracción de concentrado y alimentación para mantener 90% de recuperación.

El experimento tuvo una duración de aproximadamente 90 h después del lavado de la membrana, cuando el flujo de agua se redujo a la mitad del flujo de agua inicial. Se utilizó cloruro de sodio como solución de extracción para todos los experimentos de flujo continuo.

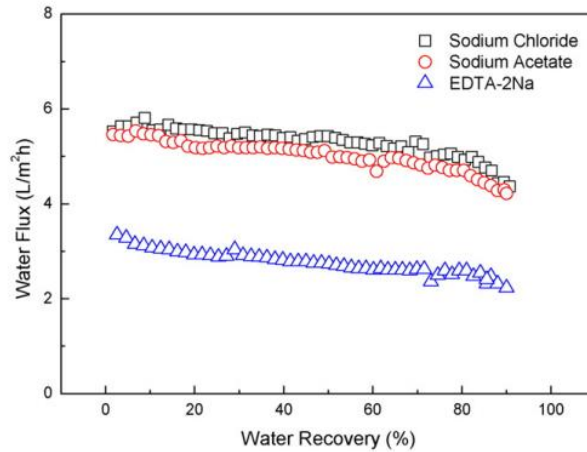


Figura 31. Reducción de flujo de agua durante el proceso de preconcentración tomado de (Ansari et al, 2016)

EL proceso en continuo se llevó a cabo a dos diferentes velocidades para probar su incidencia en la disminución del flujo de agua durante la preconcentración de la solución de alimentación, lo cual dio como resultado. En la figura 32 se muestra el resultado obtenido en este experimento y se observa como el flujo de permeado disminuye notablemente en función de la velocidad de operación.

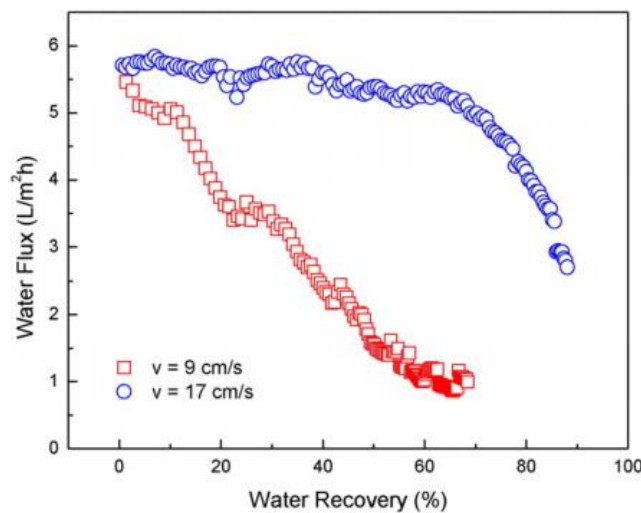


Figura 32. Efecto de la velocidad de flujo cruzado sobre el flujo de agua durante la preconcentración tomado de (Ansari et al, 2016)

El aumento de la velocidad de flujo cruzado genera una disminución menor del flujo durante la concentración previa de las aguas residuales. Sin embargo, después de un ciclo, el flujo de agua todavía disminuyó a aproximadamente el 50% del valor inicial. Por lo que se hizo necesario un lavado de la membrana, con dicho lavado el flujo de agua inicial se restauró completamente (Fig. 33), lo que demuestra la reversibilidad de la obstrucción de la membrana de FO. Además, esta capacidad de recuperación del flujo de agua resalta la contribución insignificante del aumento de la salinidad del agua de alimentación a la disminución del flujo de agua. El proceso de FO inhibe intrínsecamente las incrustaciones debido a la naturaleza de la fuerza impulsora osmótica.

A partir de las 70 h, el flujo de agua disminuyó gradualmente debido a la exposición continua a las aguas residuales preconcentradas. Curiosamente, la tasa de disminución del flujo de agua disminuyó gradualmente y pareció alcanzar un estado estable aproximadamente a las 150 h. Esto puede indicar que la capa de la torta incrustante había alcanzado un espesor máximo, debido a las condiciones de flujo cruzado. No obstante, el ensuciamiento de la membrana sigue siendo un obstáculo importante para los sistemas de FO y se requieren esfuerzos adicionales para investigar la efectividad de métodos de mitigación de ensuciamiento durante la concentración previa de las aguas residuales.

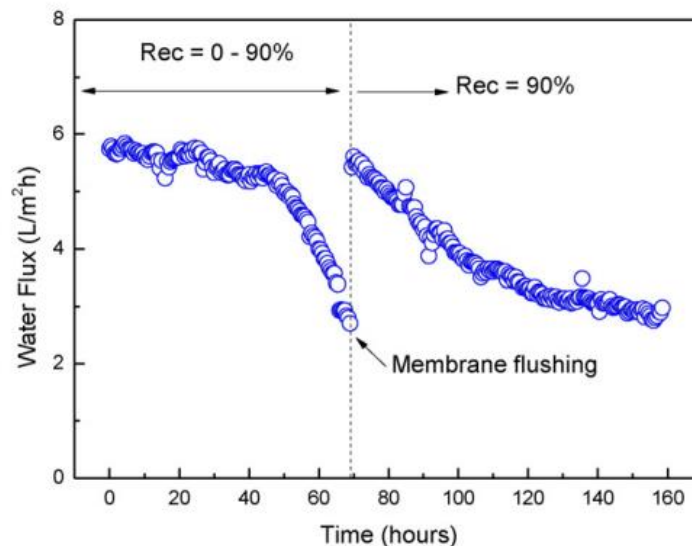


Figura 33. Variación del flujo de agua durante el experimento de flujo continuo durante un ciclo de Concentración y con una recuperación fija de flujo de agua del 90% (Ansari et al, 2016)



En otro estudio de **Yue Gao y colaboradores** de la universidad de Tsinghua en Beijing, realizaron un desarrollo experimental donde usaron un módulo de membrana de lámina con un área efectiva de 56 cm² y una profundidad de 7mm. La membrana era de Triacetato de celulosa con pantalla de poliéster (CTA-ES), con espesor de membrana de 115 µm y una porosidad variable de entre 0.3 – 1.0 nm, usando como Disolución extractora NaCl con distintas concentraciones para evaluar el flujo de permeado y rechazo de contaminantes. En este proceso se utilizó agua proveniente de la salida del sedimentador primario de una planta municipal de tratamiento de aguas residuales en Beijing la cual presenta las características que se muestran en la fig. 34.

Water index of sewage used in the present study.

Water index	Concentration (mg/L)	Water index	Concentration (mg/L)
COD	522	Ca ²⁺	5.2
NH ₄ ⁺ -N	42.3	K ⁺	5.7
TN	55.4	SO ₄ ²⁻	10.7
TP	8.5	PO ₄ ³⁻	6.5
		Mg ²⁺	7.1

Figura 34. Características de agua residual urbana (Gao, 2018)

El montaje experimental consta principalmente de dos recipientes de alimentación cada uno de 2 litros con agitación magnética, durante todo el experimento la temperatura de las soluciones se mantuvo en 25 ± 1 ° C por medio de un baño termostático. El recipiente con la disolución de extracción se coloca en una balanza electrónica en donde por medio de un sistema computarizado se registran los cambios de peso y con ello se calcula el flujo de agua a través de la membrana.

La concentración de la disolución de extracción se mantuvo estable por medio de un sistema que al medir los cambios de conductividad agrega una solución saturada de NaCl para que el rango oscile en menos 1% del valor inicial, con el fin de mantener la presión osmótica. En la fig. 35 se muestra el esquema de trabajo utilizado por Yue et al.

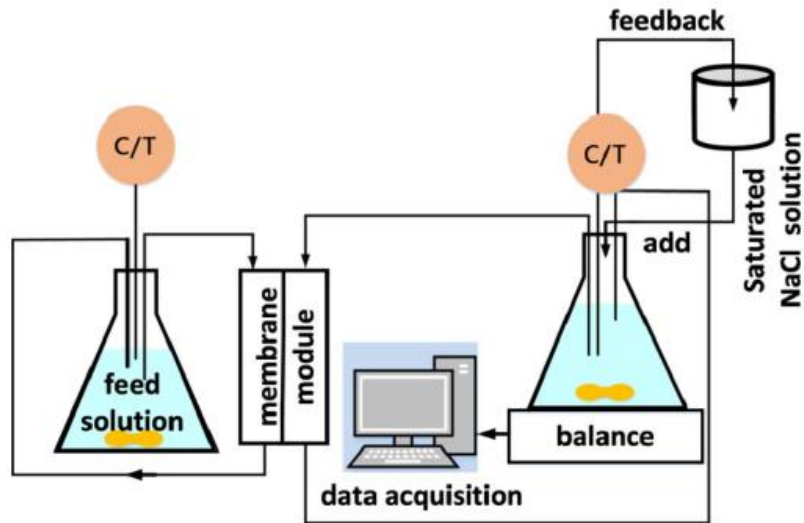


Figura 35. Configuración experimental de aguas residuales concentradas por membrana FO (Gao, 2018)

Para cada una de las concentraciones de disolución de extracción la membrana CTA-ES presentó un alto rechazo a diferentes tipos de contaminante, como se muestra en la Fig.36, en donde se resalta una capacidad máxima de rechazo de DQO de 96.5%. La capacidad de rechazo de la membrana depende de varios factores como: el tamaño de partícula, carga(anión o catión) y la concentración inicial del agua residual urbana.

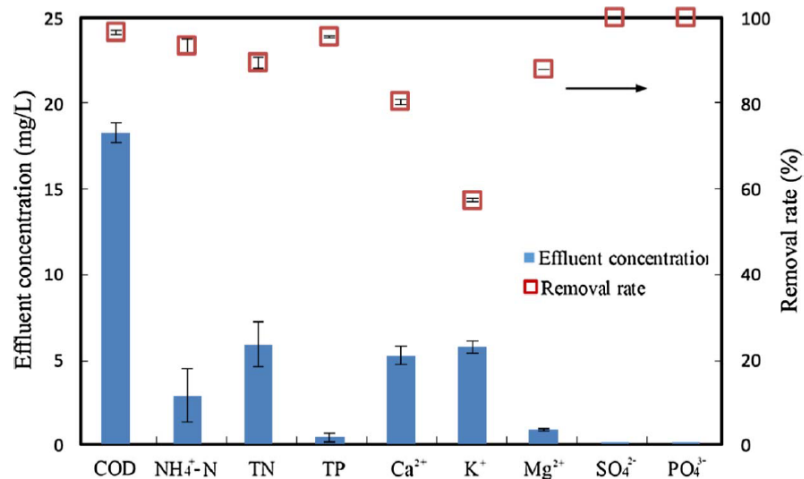


Figura 36. Calidad del efluente, concentración iónica y sus tasas de eliminación. (Gao, 2018)



En este desarrollo experimental la Disolución de extracción tomo valores de 0.5M, 1M, 1.5M, 2M, 3M y 4M, con los cuales se pudo concentrar la corriente a los valores registrados por la fig. 37. El intervalo de concentración de DQO alcanzado en todos los casos permite que la corriente pueda ser usada para un proceso de digestión anaerobia posterior. Si es así, también debe tenerse en cuenta que el contenido de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ fue alto, hasta 224,2 mg/L, lo que podría tener un efecto negativo sobre la biomasa anaerobia.

Summary of physicochemical parameters and concentration multiple of concentrate.

Index	Concentrated sewage (mg/L)	Multiple of concentration
COD	2714.4–3288.6	5.2–6.3
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	190.3–224.2	4.5–5.3
TP	77.3–79.9	9.1–9.4
TN	260.3–293.6	4.7–5.3
K^+	25.1–29.1	4.4–5.1
Ca^{2+}	32.8–42.6	6.3–8.2
Mg^{2+}	34.8–44.7	6.7–8.6

Figura 37. Características de la corriente de agua residual concentrada (Gao, 2018)

Otros de los factores fundamentales que evaluaron Yue Gao et al. , fue el cambio de flujo con el tiempo a través de la membrana para cada una de las concentraciones de disolución extractora. La velocidad se mantuvo a 1.5 L / min. Los resultados se muestran en la Fig. 38 donde se observa que el flujo de membrana primero fue estable y luego disminuyó para todas las concentraciones de disolución de extracción. En primer lugar, cuanto mayor era la concentración de disolución de extracción, mayor era el flujo inicial, pero a medida que avanzaba el proceso de concentración, el flujo de permeado disminuyó inevitablemente, afectado por la concentración de disolución de extracción y la velocidad de flujo cruzado. En la fig. 38 se muestran el comportamiento de los flujos en función del tiempo para las distintas concentraciones de disolución extractora utilizadas.

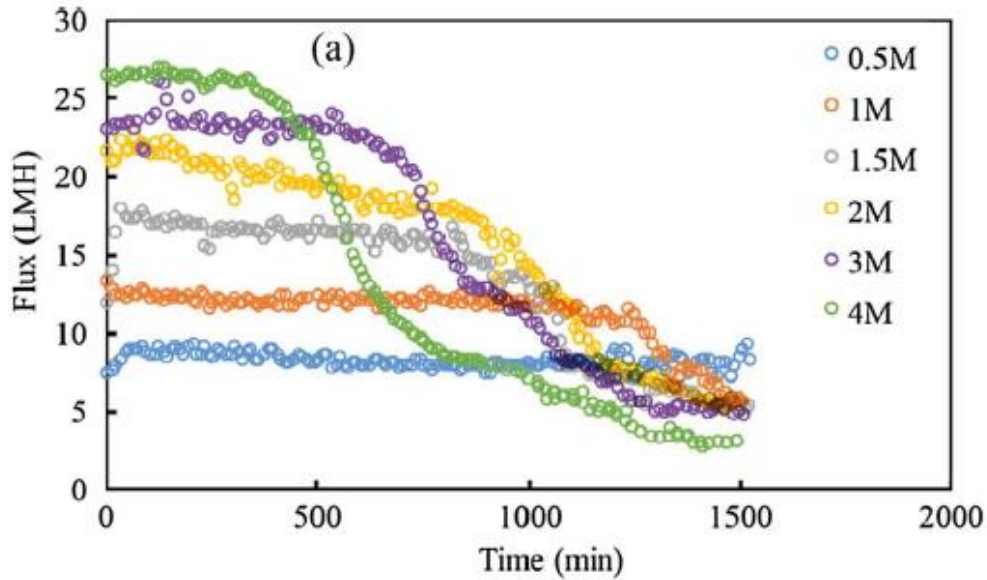


Figura 38. Cambio de flujo en el tiempo para cada concentración de la disolución de extracción (Gao, 2018)

Cuando la concentración de la disolución de extracción fue de 4M el sistema presento un flujo inicial de más de 25 L/m²h, pero cuando se disminuyó a 0.5M el resultado fue menos de 10 L/m²h. una vez evaluado los extremos se evaluó para cada concentración de disolución de extracción, lo cual mostro una correlación lineal ($R^2 = 0,97$) como se muestra en la fig.39

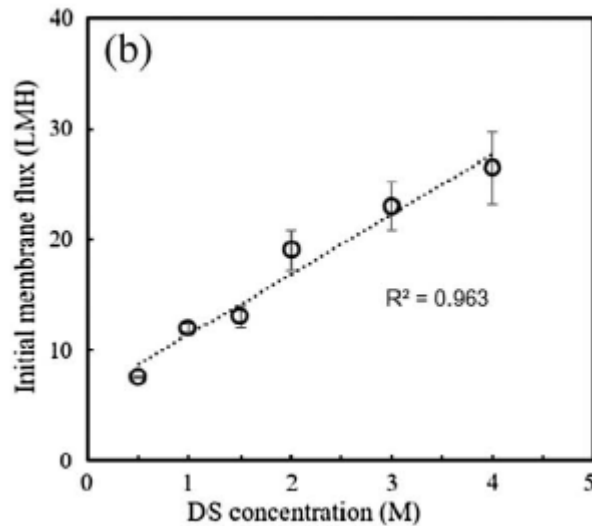


Figura 39. Dependencia del flujo inicial de la concentración de disolución de extracción. (Gao, 2018)



la disminución de flujo a través de la membrana apareció antes cuando la concentración de la disolución de extracción era mayor, cuando la disolución de extracción era de 4 M, el flujo de permeado en la membrana disminuyó significativamente a los 350 minutos, mientras que el flujo comenzó a disminuir a los 1200 minutos cuando la disolución de extracción era de 1 M. Para la condición de 0,5 M, el flujo de membrana se mantuvo estable en todo el proceso.

Por un lado, la fuerza impulsora podría disminuir debido al aumento de la presión osmótica en la solución de alimentación y la disminución de la diferencia de presión osmótica entre dos lados de la membrana. Por otro lado, a medida que se desarrolló el ensuciamiento de la membrana, aumentó la resistencia a la ósmosis, lo que también podría causar la reducción del flujo de agua. El ensuciamiento de la membrana se manifestó principalmente como la disminución del flujo de agua en este experimento. El fenómeno demostró que la alta presión de ósmosis generada por una gran concentración de la disolución de extracción hizo que el flujo inicial fuera más alto, lo que también agravaría la velocidad de ensuciamiento de la membrana, lo que quedó demostrado al presentarse la disminución del flujo mucho antes.

Para la situación en la que la concentración de la disolución de extracción es demasiado baja se consigue un tiempo de concentración más prolongado. Por lo tanto, es fundamental elegir una concentración adecuada de disolución de extracción, lo que afectaría tanto el ensuciamiento de la membrana como a la eficiencia de concentración del agua residual.

Para analizar cómo afecta la velocidad de flujo cruzado estos autores realizaron experimentos en los que se fijó la concentración de disolución de extracción en 1.5 M, y se varió la velocidad de flujo cruzado (0.5 L / min, 1 L / min, 1.5 L / min y 3 L / min) los resultados se muestran en la fig. 40.

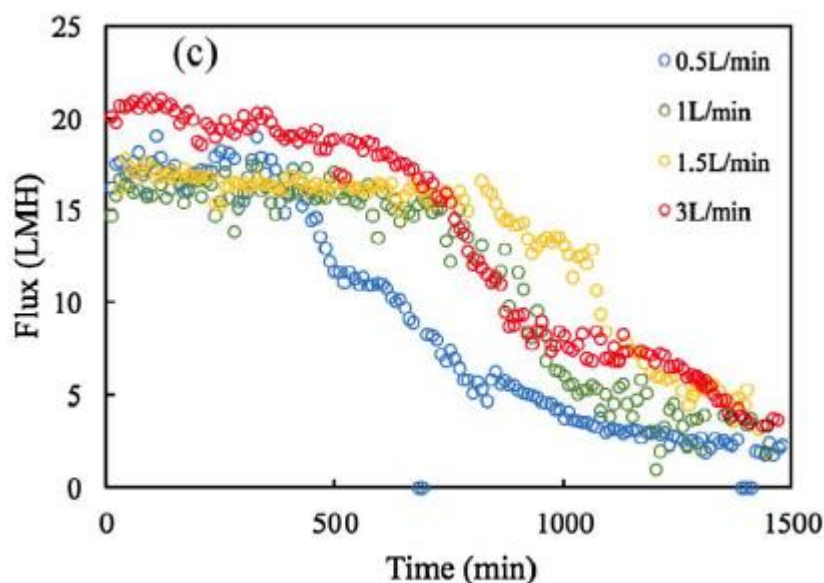


Figura 40. Cambios del flujo a través de la membrana con la variación de la velocidad de flujo cruzado. (Gao, 2018)



Los resultados de Yue Gao et al. muestran que para una velocidad extremadamente baja de flujo cruzado (0.5 L / min), el flujo de permeado de la membrana de FO disminuyó bruscamente a los 500 min y mantuvo 5 L/m²h a los 1000 min. Para las otras tres condiciones, los cambios del flujo de permeado de la membrana FO con el tiempo fueron similares.

El flujo de la membrana disminuyó rápidamente a los 700 minutos. El aumento de la velocidad del flujo cruzado (1 L / min, 1.5 L / min, 3 L / min) tuvo poco efecto en el cambio del flujo de la membrana, lo que indica que no hay formación obvia de incrustaciones a medida que cambia la velocidad del flujo cruzado. Por lo tanto, considerando el consumo de energía, no habría sido necesario emplear una velocidad de flujo cruzado alta.

Las membranas se limpiaron después del proceso de concentración de aguas residuales, utilizando limpieza tanto física como química. En la **limpieza física**, se aplicó el lavado en línea con aire y agua, que duró 15 minutos. Tanto la solución de alimentación como la de extracción se reemplazaron con agua desionizada, y el aire se bombeó al módulo de membrana a través de la entrada de alimentación para mezclarlo con agua para eliminar la capa de suciedad. En la **limpieza química** in situ, las soluciones de alimentación y extracción se reemplazaron con una solución de NaClO al 1%, que se recirculó lentamente en el módulo de membrana, obteniendo suficiente contacto con la superficie de la membrana durante 30 minutos. Después de la limpieza química, se utilizó el agua desionizada en todo el módulo de membrana 2-3 veces para eliminar los residuos de NaClO.

Los autores indican que mediante el sistema de lavado físico y químico descrito anteriormente la membrana FO puede recuperar el flujo de permeado en 90% y 96%.

En conclusión, el autor construyó un sistema de concentración de membrana FO para la concentración de aguas residuales. Los resultados indican que la membrana FO tenía un excelente efecto de rechazo. Los iones de mayor tamaño son rechazados por completo. Las aguas residuales pueden concentrarse, pero varía la concentración dependiendo el tipo de contaminante. El flujo de permeado de la membrana está notablemente afectado por la concentración de la disolución de extracción: una concentración alta agrava el ensuciamiento de la membrana y una concentración de baja conduce a una menor eficiencia de concentración.



El sistema separación por membranas FO no solo ha sido utilizado en procesos de concentración de aguas residuales, también se ha usado en otros procesos con diferentes tipos de corrientes de alimento.

María Camilleri y colaboradores en su artículo “Application of aquaporin-based forward osmosis membranes for processing of digestate liquid fractions” investigó la aplicabilidad de las membranas de ósmosis directa a base de acuaporina para la separación de fracciones líquidas de digestato proveniente de la codigestión anaerobia de estiércol de vaca, las características y propiedades de cada una de las corrientes del proceso están reportadas en la figura 41.

Parameter	Feed solution	Draw solutions	
	Cow digestate liquid fraction	Hide preservation wastewater (HPWW)	NaCl solution
pH	8.4 (6.7 when acidified)	8.7 – 9.5	6.25
Conductivity (mScm ⁻¹)	9.2 ± 0.4	178 ± 0.5	87 ± 0.3 (1.1 M) 180 ± 9 (3.5 M)
Total solids (g·L ⁻¹)	20 ± 1.7 ^a	197 ± 8 ^b	–
Osmotic pressure (π) (bar)	1.3 ± 0.3	150 ± 1 (~3.5 M equivalent)	51 ± 0.3 (1.1 M) 161 ± 15 (3.5 M)
Soluble COD (mg·L ⁻¹ O ₂)	5349	3338	–
Total NH ₃ -N (TAN) (mg·L ⁻¹)	2,477	353	–
NO ₃ -N (mg·L ⁻¹)	14.5	26	–
PO ₄ ³⁻ - P (mg·L ⁻¹) (after 1.2 μm pre-filter)	17	26	–
TOC (mg·kg ⁻¹)	7580	55.3	–

Figura 41. Características de la solución de alimento y de las soluciones de extracción. (Camilleri et al, 2019)

Para este desarrollo experimental se usaron membranas de lámina plana Aquaporin Inside™ (Aquaporin A/S, Denmark). La membrana se basa en un compuesto de película delgada (TFC), con incrustaciones de acuaporina (proteína selectiva que permite mayor flujo de agua) en la capa activa. Además, se utilizaron dos soluciones de extracción para los experimentos, Una solución de NaCl y agua residual salada proveniente de la industria curtiembre (HPWW) en la región de Murcia (España). Inicialmente y con fines de caracterización de membranas, se prepararon varias concentraciones de soluciones de NaCl (0.43, 0.85, 1.7, 2.6, 3.5 M, respectivamente), para analizar los flujos de agua (J_w) y flujos inversos de sales (J_s) a cada una de estas concentraciones, los resultados se observan en la siguiente figura.

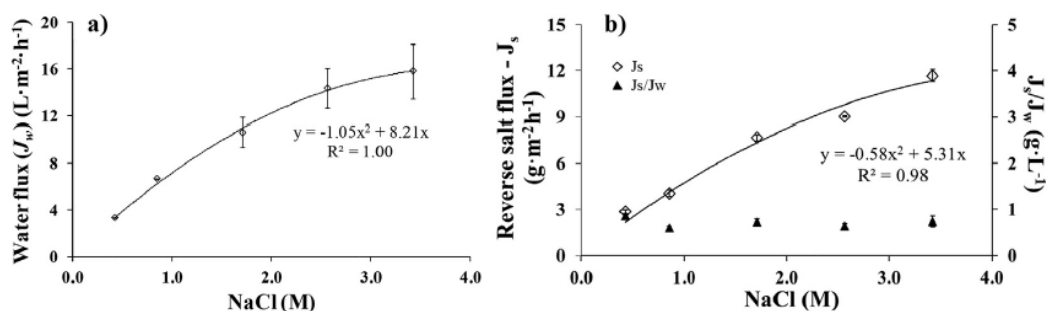


Figura 42. a) Flujo de agua (J_w) vs concentración de NaCl; b) Flujo inverso de sal (J_s) y J_s/J_w vs concentración de NaCl. (Camilleri et al, 2019)

A medida que crece la concentración de la solución de extracción NaCl, J_w sigue una tendencia no lineal. Esta tendencia sugiere una limitación en la permeabilidad de la membrana al aumentar las concentraciones de NaCl, lo que significa que hay CP externa diluyente en el lado de permeado de la membrana, lo cual reduce significativamente la fuerza impulsora osmótica.

Para los siguientes experimentos solo se usaron soluciones de NaCl 1.1 M y 3.5 M y agua residual industrial HPWW, la cual presenta una presión osmótica equivalente a NaCl 3.5M aproximadamente. Para garantizar un manejo seguro agua residual industrial HPWW durante los experimentos, las muestras se pretrataron usando desulfuración y aireación prolongada, después de ambos pretratamientos, las muestras de HPWW se premallaron usando un filtro de cartucho de 60 μm para evitar cualquier precipitado que pueda obstruir o dañar la membrana.

El montaje experimental realizado por Camilleri et al, se muestra en la fig. 45, en el cual se colocaron dos recipientes con agitación continua. El peso de la solución de extracción fue registrado continuamente por medio de una báscula computarizada, y ambas soluciones fueron recirculadas durante todo el proceso.

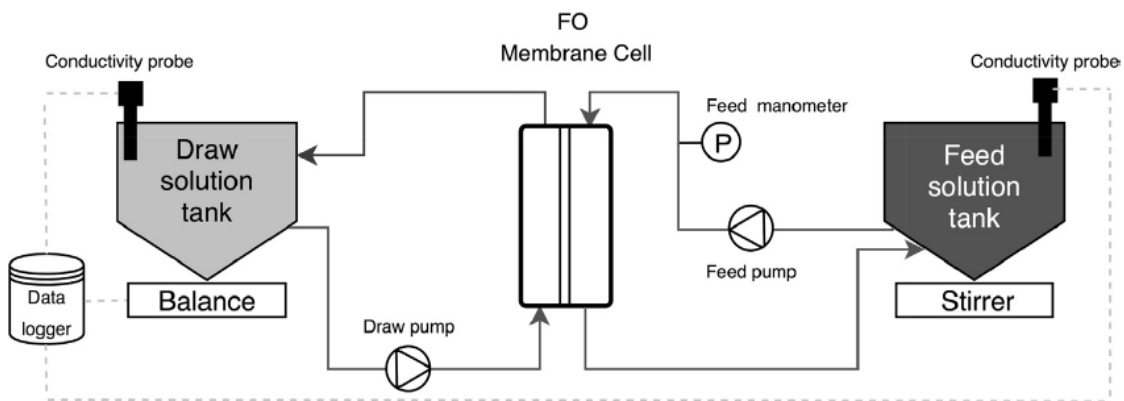


Figura 43. Montaje experimental. (Camilleri et al, 2019)

La posición de la membrana se dispuso de modo que la capa activa estuviera en contacto con la solución de alimento para todos los experimentos. Las bombas de la solución de alimento y extracción se ajustaron a un caudal de 30 L / h, (es decir 0,5 L /min). Todos los experimentos fueron por lotes y a temperatura de 24° C , además de garantizar que la presión en el lado de alimentación no fuera mayor a 0.12 bar para evitar daños en la membrana.

Los experimentos se realizaron utilizando una corriente acidificada y una no acidificada de cada una de las soluciones de extracción NaCl (1.1 M y 3.5 M) y HPWW pretratado (Desulfuración y aireación). Para cada experimento se usó el mismo tipo de membrana durante 180 min, después de este periodo se procedió al lavado con agua desionizada DI. Posteriormente se realizó un experimento más largo que consistía en 12 horas de operación usando solución de alimento no acidificada y NaCl 3.5 M como solución de extracción. Este experimento se realizó en tres intervalos de enjuague y ensuciamiento.

Después de cada etapa de ensuciamiento de 4 h, la membrana se lavo y se empapó en agua DI para recuperar el flujo de agua a través de la membrana.

Los resultados obtenidos por el procedimiento experimental se muestran en las siguientes figuras.

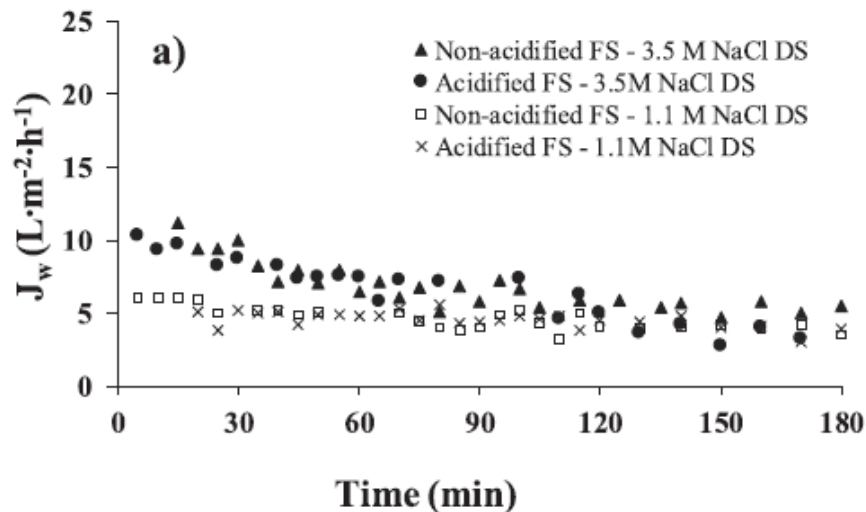


Figura 44. Flujo de permeado con NaCl como solución de extracción usando solución de alimento acidificada y no acidificada. (Camilleri et al, 2019)

La fig. 44 muestra el comportamiento del flujo de agua (J_w) en función del tiempo de procesamiento. muestra el comportamiento de la membrana cuando se usó NaCl a dos concentraciones diferentes (1.1 M y 3.5 M) con una solución de alimento no acidificada y acidificada. Por un lado, se puede observar que en los experimentos que usaron una menor concentración de solución de extracción (1.1 M) tuvieron un J_w inicial más bajo ($4.4 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$), mientras que los experimentos que usaron una solución extracción de 3.5 M obtuvieron un mayor J_w inicial ($8.5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$). Este resultado se esperaba ya que una mayor concentración de NaCl conduce a un mayor J_w . Sin embargo, el J_w final promedió es $3.2 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ para ambas concentraciones de solución de extracción, lo que indica que la tasa de decaimiento en J_w fue mayor cuando se usó una alta concentración de NaCl (3.5 M). Estos resultados son semejantes a los de estudios previos comentados en este TFM, en los que se presenciaba un aumento en J_w inicial debido a una mayor diferencia de presión osmótica, pero también ocasionaba un mayor ensuciamiento en la superficie de la membrana. En vista de estos resultados, uno debe considerar que las altas concentraciones en la solución de extracción mejoran J_w pero al mismo tiempo promueve el depósito de contaminantes en la capa activa de la membrana.

La acidificación de la solución de alimentación no influyó significativamente en el J_w inicial reportado en los experimentos en lo que se usó NaCl como solución de extracción.

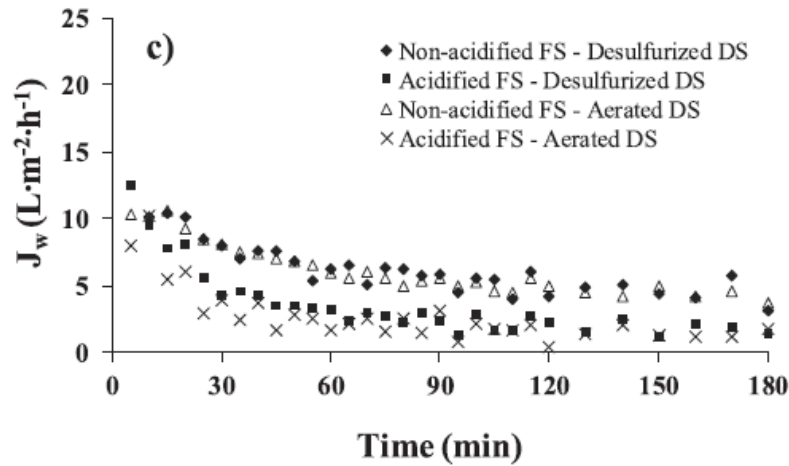


Figura 45. Flujo de permeado con HPWW como solución de extracción usando solución de alimento acidificada y no acidificada. (Camilleri et al, 2019)

Para aquellos experimentos en los que se usó HPWW como solución de extracción, el J_w inicial (en promedio $8.5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$), no fue influenciado significativamente por el tipo de pretratamiento (es decir, desulfuración o aireación prolongada), sin embargo, la acidificación del alimento afectó negativamente a J_w cuando se usó en ambos tipos de solución de extracción HPWW pretratada. En las Fig. 45 se puede observar que el J_w final fue dos veces mayor en los experimentos que usaron solución de alimento no acidificada en comparación con aquellos que usaron acidificada. La acidificación de solución de alimento solo afectó negativamente a J_w en experimentos con NaCl 3,5 M. en experimentos usando una solución de extracción menos concentrada (es decir, NaCl 1.1 M) la J_w fue similar cuando se usó alimento acidificado y no acidificado. Una posible explicación para el J_w final sea inferior cuando se usa alimento acidificado junto a una solución de extracción altamente concentrada, es la disminución de la actividad del agua, causada por una mayor fuerza iónica en la matriz de alimentación después de la acidificación. Además, la acidificación mejora la retención de amoníaco (TAN) en la matriz de alimentación, lo que aumenta aún más la presión osmótica en la alimentación. Los efluentes con mayor fuerza iónica se han correlacionado previamente con un mayor ensuciamiento, lo que podría estar relacionado con una reducción en la hidratación, el tamaño y la carga de proteínas en la capa de ensuciamiento, lo que resulta en un depósito más denso que finalmente reduce la penetración a través de la membrana. Esto indica que la acidificación del alimento en combinación con altas concentraciones de solución de extracción (tanto para NaCl 3.5 M como para HPWW) tiene efectos perjudiciales sobre el ensuciamiento de la membrana.

La Fig. 46 muestra el efecto del lavado en el flujo de agua (J_w) (Fig. 46a) y en el gradiente de presión osmótica, $\Delta\pi$ (Fig. 46b), durante el experimento los ciclos de lavado-ensuciamiento tuvieron una duración total de 12 horas. Después de lavar la superficie de la membrana y permitir que la membrana se remoje en agua DI, se recupera la J_w inicial con éxito.

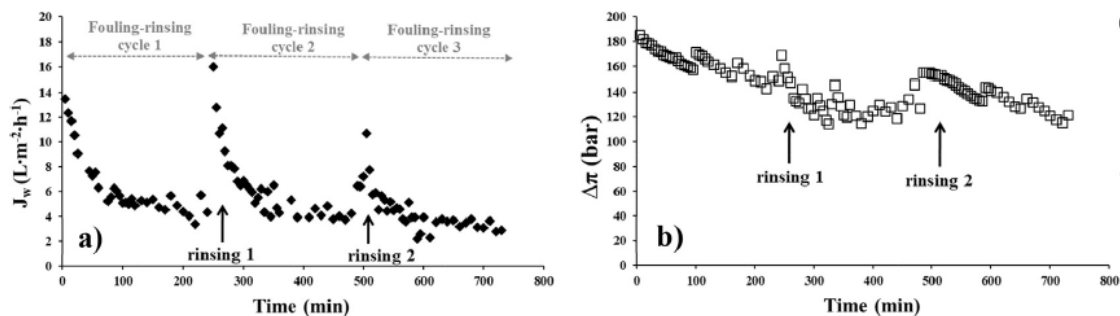


Figura 46.a) Flujo de agua (J_w) frente al tiempo en cada ciclo, b) gradiente de presión osmótica ($\Delta\pi$) frente al tiempo durante el experimento de lavado y ensuciamiento. (Camilleri et al, 2019)

$\Delta\pi$ disminuyó durante las 12 horas de experimento (Fig. 46b)), debido a la dilución de la solución de extracción, pero observó una tendencia a estabilizarse después de 8 h de haber iniciado el experimento. Sin embargo, esta reducción en $\Delta\pi$ no fue perjudicial para el J_w durante el ciclo 2 de lavado y ensuciamiento, en comparación con el J_w inicial antes de que comenzara los ciclos. El J_w logrado al final del ciclo 3 fue un 34% más bajo que el J_w inicial, lo que puede deberse aun ensuciamiento más profundo de la membrana, (mayor incrustación) o a la naturaleza de la capa de incrustación. La composición del digestato forma suspensiones inestables y floculantes que producen capas de torta porosas, lo que resulta en una disminución del flujo. Sin embargo, estas capas de incrustaciones de digestato sueltas se pueden eliminar fácilmente aumentando el cizallamiento en la superficie de la membrana, lo que se logró mediante el lavado de la membrana entre los tres ciclos. Los ciclos alternos de ensuciamiento y lavado indicaron que la membrana es estable durante el período estudiado, pero para conocer periodos prolongados de uso para concentración de por medio FO con ciclos de lavado y ensuciamiento deben hacerse más estudios los cuales revelarían la estabilidad de la membrana a largo plazo.

En conclusión, en el presente estudio se evaluó el uso de membranas de ósmosis directa compuesta acuaporina y su efectividad para la concentración y rechazo de contaminantes, logrando rendimiento de eliminación de más del 95.5% para todos los experimentos, independientemente del uso de acidificación en la solución de alimento y la naturaleza de la solución de extracción (NaCl o HPWW).

El lavado de la membrana después de la incrustación mostró ser efectiva para la recuperación de flujo inicial J_w , así como la eliminación de la capa de incrustación. Las



características de la superficie de la membrana después del enjuague mostraron que la incrustación era leve y reversible y las características de la membrana se recuperaron prácticamente después de lavar.

Se podrían considerar que se deben hacer investigaciones adicionales sobre la eliminación del ensuciamiento inorgánico restante mediante limpieza química los cuales fueron nombrados y usado en artículos mencionados anteriormente y los cuales presentan una alta eficiencia para la recuperación del flujo de permeado de la membrana. El presente estudio demostró la aplicabilidad de estas membranas para el tratamiento del digestato.



Resumen de las Características de Cada membrana

Autor	Membrana	Área de membrana	Temperatura	Ds	Capa activa en contacto con	DQO Concentrada	Jw L/m ² h	Lotes o Continuo	Limpieza /tiempo
Cornelissen et al.	CTA	112 cm ²	20 ± 2 °C	NaCl 0.5 M	Aguas Residuales	92%	8.5	lotes	-
Ortega et al.	CTA-NW	15 cm ²	24-26°C	NaCl 0.7 M	Aguas Residuales	95%	3.2	lotes	50 h
Ortega et al.	CTA-ES	15 cm ²	24-26°C	NaCl 0.7 M	Aguas Residuales	95%	4	lotes	50 h
Ortega et al.	TFC	15 cm ²	24-26°C	NaCl 0.7 M	Aguas Residuales	95%	6.5	lotes	50 h
Ansari et al.	CTA	125 cm ²	-	NaCl 1.27 M	Aguas Residuales	90%	5.5	continua	70 h
Ansari et al.	CTA	125 cm ²	-	Acetato de Sodio 1.49 M	Aguas Residuales	90%	5.4	lotes	70 h
Ansari et al.	CTA	125 cm ²	-	EDTA-2Na 0.61 M	Aguas Residuales	90%	3.3	lotes	70 h
Gao et al	CTA-ES	56 cm ²	25 ± 1 °C	NaCl 1.5 M	Aguas Residuales	90-96%	18	lotes	16 h
Camilleri et al	TFC	-	24 ± 1 °C	NaCl 3.5 M	Agua industrial	95.5%	8.5	lotes	4



Intensificación De Tratamiento Primario Por Medio Osmosis Directa

Camilleri et al	TFC	-	$24 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$	Agua de industria Curtiembre	Agua industrial	95.5%	8.5	lotes	4
Camilleri et al	TFC	-	$24 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$	NaCl 1.1 M	Agua industrial	95.5%	4.4	lotes	4
Hoover et al	TFC	20.02 cm^2	25 ± 0.3	NaCl 1M	Agua Residual	96 %	8	lotes	-



7. DIMENSIONAMIENTO DE LA ETAPA DE CONCENTRACIÓN DE AGUA RESIDUAL URBANA MEDIANTE MEMBRANAS DE ÓSMOSIS DIRECTA.

Para realizar la propuesta de diseño que implemente membranas FO, me base en las configuraciones y métodos expuestos en los desarrollos experimentales mencionados en la sección 6, escalando el proceso hasta cumplir con la cuota de una estación depurado que trate de aguas residuales urbanas de 1000 habitantes equivalentes. Inicialmente se calculará el caudal de diseño por medio de la siguiente ecuación:

$$1000 \text{ he} * \frac{\frac{60 \text{ g DBO5}}{220 \text{ mg DBO5}} \cdot \frac{\text{he} \cdot d}{L}}{L} \approx 273 \frac{\text{m}^3}{d}$$

Los valores de DBO5 fueron tomados de la tabla de caracterización de aguas residuales urbanas descrita en el anexo I. Como información importante se aclara que debió a la baja capacidad de las membranas reportadas en la bibliografía, se ha tomado la determinación de cambiar de fabricante ya que el utilizado en la referencia es HTI, empresa que actualmente no está en servicio y por lo tanto no fue posible cotizar un sistema de mayor capacidad. El sistema de membrana escogido fue el PRO-9S MODULE de la empresa Porífera, Es un dispositivo de membrana plana densa de marco y soporte fijo, con un área de transferencia de 63 m².

Atendiendo a las recomendaciones del fabricante se determinó que la solución de extracción es NaCl con una concentración 0.15 M, lo que representa una capacidad de flujo aproximado de permeado Jw de 10 L m⁻² h⁻¹, una vez obtenido esta información se procede a determinar los metros cuadrados de membra necesarios para tratar el caudal de diseño. En el anexo III se encuentra la hoja de especificaciones de todos los módulos de membrana.

$$\frac{11.4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3} * 0.9ef}{\frac{10 \text{ L}}{\text{m}^2 \text{h}}} = 1026 \text{ m}^2$$

El área de membrana necesaria para concentrar el caudal de diseño es de 1026 m², en este cálculo se incluyó la eficiencia de recuperación de agua aproximadamente 90% este parámetro lo suministro el fabricante. Con el área de membrana calculada se determina



la cantidad que módulos que se debe adquirir para el proceso de planta de tratamiento de aguas residuales.

$$1026 \text{ m}^2 \text{ area membrana} * \frac{1 \text{ modulo}}{63 \text{ m}^2 \text{ area membrana}} = 16.3 \text{ modulos}$$

Un factor importante en el proceso de membrana de FO es el factor de ensuciamiento, como se observó en estudios anteriores con la operación continua el flujo de permeado va decayendo, lo cual hace necesario un lavado cada 40-50 horas, debido a la naturaleza física de la membrana el ensuciamiento es superficial y no presenta incrustaciones, para este proceso se estipula emplear un lavado simple a contracorriente con agua desionizada en el cual se estima puede tardar aproximadamente 1 hora, para casos en los que la membrana no recupere su capacidad de permeado se recomienda seguir el protocolo de limpieza que se muestra a continuación:

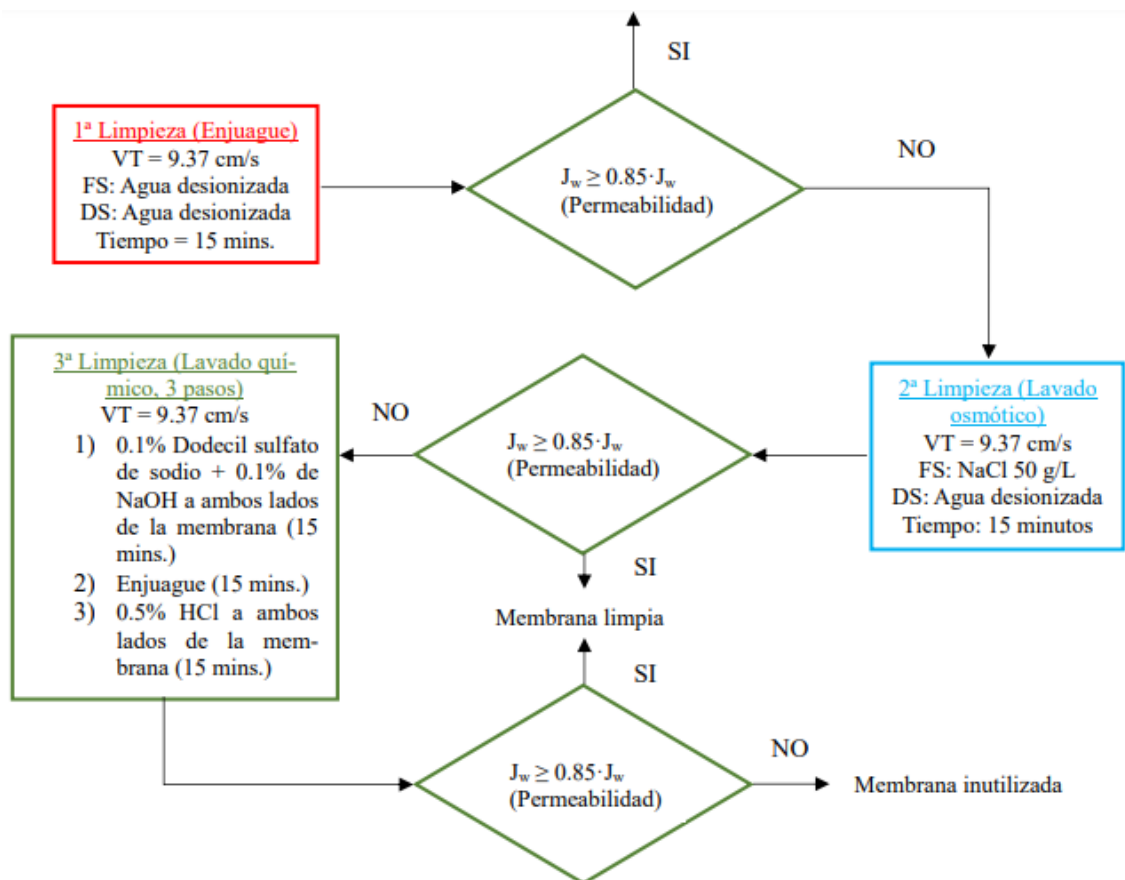


Figura 47. Protocolo de limpieza de membrana tomado de (Peris, 2018)

Para mantener la continuidad del proceso y garantizar una limpieza efectiva de las membranas, en la planta de tratamiento se debe instalar dos sistemas de 17 módulos para que uno de ellos entre en funcionamiento cuando se requiera la limpieza del otro modulo, además este sistema adicional puede ser utilizado para amortiguar los picos de caudal que puedan registrarse en la planta.

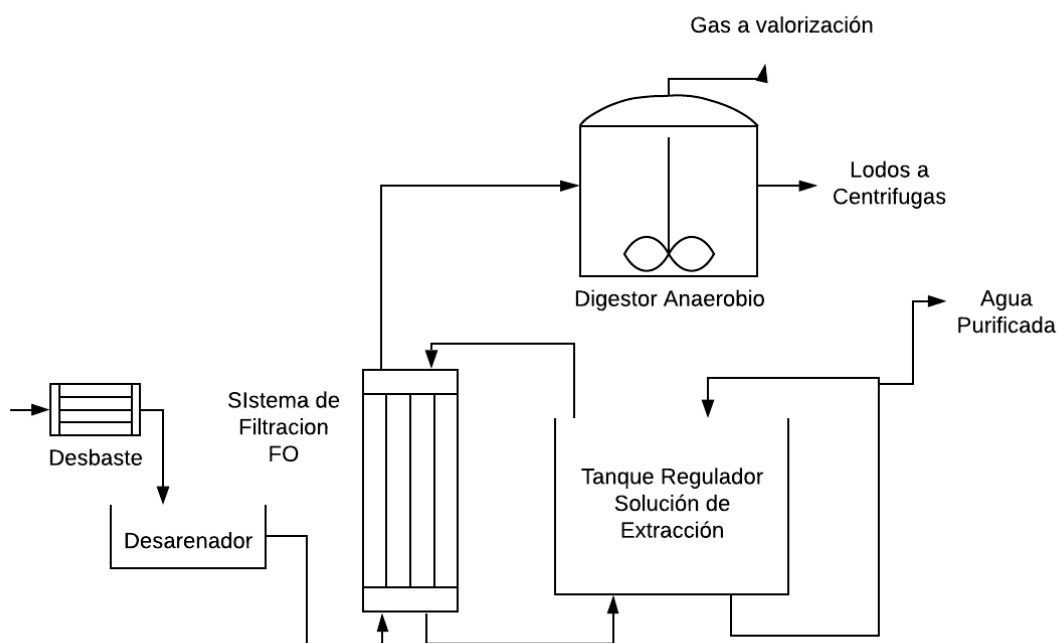


Figura 48. Diagrama de proceso Planta de tratamiento sistema de membrana FO

Debido a las características que han sido planteadas en este proceso, la localización de la planta de tratamiento es de vital importancia ya que, en zonas costeras, ya que se puede reemplazar la DS por corriente de agua de mar, la cual sería vertida de nuevo al cause marino, de esta toma sería no se tendrían corrientes de desecho que generen gastos adicionales. Para los casos donde no sea posible contar con agua de mar se necesitaría adicionar un proceso para la recuperación de agua de la DS diluida, uno de los sistemas más usados es la membrana de RO, el cual adicionalmente reconcentra la DS permitiendo mantener el delta de presión osmótica. El análisis de dicho proceso no es objeto de estudio en este trabajo.

El flujo inverso de sal en los módulos es de 0.2 g/L, lo que representa la cantidad de reactivo que debe adicionarse al tanque regulador para mantener la concentración de la solución de extracción.

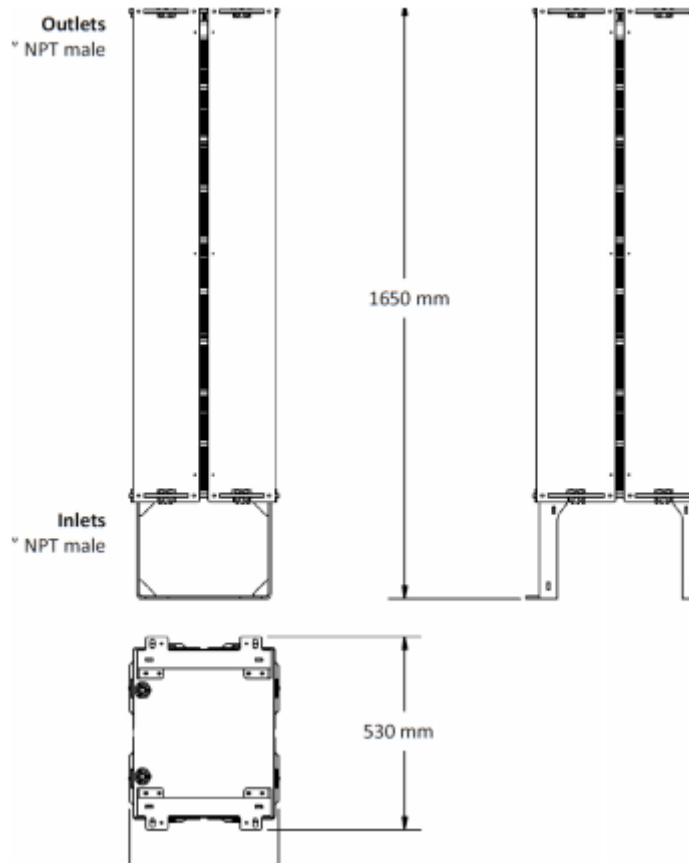


Figura 49. Esquema y dimensione de la membrana Pro-9s Module

El sistema de pretratamiento de la planta debe ser muy eficiente ya que los módulos que contienen las membranas son muy pequeños y pueden atascarse y romperse fácilmente. Este proceso consta de dos partes, la primera de desbaste la cual es conformada por un conjunto de rejillas de gruesos, finos y tamiz con mallas que garantiza que al sistema no ingresen partículas de tamaño superior a los de 0.77 mm, y la segunda un desarenador que limpie la corriente de finos de arena y vidrio, que puedan incrustarse durante el proceso.

Siguiendo cada uno de los procesos mencionados se espera que el proceso tenga un comportamiento similar al registrado en los desarrollos tecnológicos consultados, de ser así se espera una corriente concentrada con las siguientes características.



Parámetros	Corriente Inicial	Corriente Concentrada
DQO total mg/L	500	5000
Solidos totales mg/L	720	7200
Solidos Suspendidos totales mg/L	220	2200
PH	7.5	8.6
Caudal m ³ /h	11.4	1.14

Figura 50. Características esperadas del efluente concentrado

Teniendo en cuenta los parámetros típicos para un proceso anaerobio, el tiempo de retención hidráulico debe ser de al menos 40 días para lograr una conversión aproximada al 80%, con lo cual calculamos el volumen necesario del reactor a utilizar en nuestro proceso.

$$V = \frac{1.14m^3}{h} * 960 h = 1094.4 m^3$$

A este valor se le debe adicionar un factor de seguridad del 20 %, el cual se hace necesario por el tipo de proceso, para amortiguar picos de flujo de entrada o sobre producción de biogás, por lo que el volumen real necesario es de 1313.3 m³.

7.1. Energía Generada

Como alternativa tecnológica este proceso con membrana FO es precursora de una corriente concentrada de agua residual urbana, la cual al ser lleva a un sistema de digestión anaerobia produce 559 Kw al día lo que representa una ventaja enorme en comparación con los sistemas convencionales, que en comparación son consumidores, cabe mencionar que no se tuvo en cuenta el sistema de recuperación de agua de la DS por lo cual, la energía necesaria para ese proceso no se ha tenido en cuenta.

Para el cálculo de la energía producida por este sistema, se asumió que el sistema de digestión anaerobia tiene una eficiencia de 80%, que se produce 0.35Nm³ de metano por cada kg de DQO eliminada, que la composición de gas natural consta de un 80% de metano y que por cada m³ de metano se produce 11.7 Kw.



$$27.3 \frac{\text{m}^3 \text{ Agua Residual}}{d} * \frac{5 \text{ kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ Agua Residual}} * 0.8 = 109.2 \text{ kg} \frac{\text{DQOelim}}{d}$$

$$\frac{109.2 \text{ kg DQOelim}}{d} * \frac{0.35 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4}{\text{Kg DQOelim}} = \frac{38.2 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4}{d}$$

$$\frac{38.2 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4}{d} * 1 \frac{\text{Nm}^3 \text{ Gas Natural}}{0.8 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4} * 11.7 \frac{\text{Kw}}{\text{Nm}^3 \text{ Gas Natural}} = 559 \frac{\text{Kw}}{d}$$



8. CONCLUSIONES

Los resultados muestran que la concentración de aguas residuales por ósmosis directa sería un proceso factible, y su aplicación podría mejorar potencialmente la recuperación de energía de las aguas residuales. Sin embargo, el principal inconveniente que debe superarse, son los altos costos de los módulos de membrana.

Por medio de la configuración propuesta se logró dar una idea del diseño de un tratamiento primario intensivo, que puede lograr la concentración de aguas residuales urbanas por medio de membranas de FO, logrando maximizar el contenido de materia orgánica y a su vez la digestibilidad de las aguas residuales.

Se destaca la importancia de la selección de la solución de extracción NaCl por encima de las otras posibilidades, ya que, al estar compuesta de un reactivo accesible y económico, es fácilmente de reemplazable, por ejemplo, por agua de mar la cual presenta concentraciones de soluto similares. Las otras alternativas de solución de extracción como la EDTA-2Na presentaron menores flujos inversos de sal, pero como las cantidades son tan pequeñas se despreciaron finalmente.

En cuanto a los montajes de los experimentos se recomienda realizar procesos en continuo, que ayuden a predecir el comportamiento real de una estación depuradora de aguas residuales. Probar tipos de membranas comerciales y soluciones de arrastre reportando los resultados obtenido de forma clara y concisa.

No se desarrollaron modelos matemáticos para el cálculo de parámetros como la alcalinidad y concentración de nutrientes, por lo que se tiene como objetivo futuro, validar la degradabilidad de la corriente concentrada proveniente de un sistema de FO y determinar las alteraciones al proceso digestión anaerobia.

Se logró un factor de concentración de DQO alto para aguas residuales media carga, con una recuperación de agua del 90%. Específicamente, la FO permite la concentración previa de las aguas residuales en el rango de DQO adecuado para la producción de biogás mediante tratamiento anaeróbico.

Se determino el volumen de reactor necesario para la sección posterior de digestión anaerobia, y si además asumiendo que se logre un rendimiento de eliminación cercano al 80%, el proceso puede producir 559 Kw / d, lo cual podría suponer la sostenibilidad del proceso o en el mejor de los casos un veneficio económico



Intensificación De Tratamiento Primario Por Medio Osmosis Directa

Universidad de Valladolid

muchos de los artículos consultados presentaban desarrollos experimentales similares, incluso en la elección de los tipos de membrana y soluciones de extracción, por lo que en este trabajo se hizo mención a los que a mi criterio presentaban mayor calidad y claridad en el reporte de sus resultados.



9. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICA

- Beaudry, E. (1997). *Direct Osmosis for Concentrating Wastewater*. International Conference On Environmental Systems .
- Gao, Y. (2018). Direct concentration of municipal sewage by forward osmosis and membrane fouling behavior. *Bioresource Technology*, 730-735.
- Shaffer, D. (2015). Forward osmosis: Where are we now? *Desalination*, 271-284.
- AGROWASTE. (2018). *DIGESTIÓN ANAEROBIA*. Obtenido de <http://www.agrowaste.eu/wp-content/uploads/2013/02/DIGESTION-ANAEROBIA.pdf>
- Ansari et al, A. J. (2016). Factors governing the pre-concentration of wastewater using forward. *Science of the Total Environment*, 559-566.
- Baker, R. (2012). *Membrane Technology and Applications. (Second Ed)*.
- Batchelder, G. (1965). Process for the demineralization of water. *US Patent 3,171,799*.
- Camilleri et al, M. S. (2019). Application of aquaporin-based forward osmosis membranes for processing of digestate liquid fractions. *Chemical Engineering Journal*, 583-592.
- Cath, T. Y. (2006). Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments. *Journal of Membrane Science* 281, 70-87.
- Cubero, G. (2011). Evaluación de un sistema de digestión anaerobia para la estabilización de los lodos provenientes de las aguas residuales. (*Trabajo Final de Graduación para optar por el título de ingeniero Ambiental*). Instituto Tecnológico de Costa Rica, Cartago.
- Emeco. (2018). *Membrana organica para tratamiento de aguas residuales*. Obtenido de <http://www.emeco.es/publicacion1/>
- Frank, B. (1972). Desalination of Sea Water, US Patent 3,670,897.
- Glew, D. (1965). Process for liquid recovery and solution concentration. *US Patent 3,216,930*.
- Gu, B. (2011). Mathematical model of flat sheet membrane modules for FO process: Plate-and-frame module and spiral-wound module. *Journal of Membrane Science*, 403–415.
- Hsiang, T. (2008). Modified models to predict flux behavior in forward osmosis in consideration of external and internal concentration polarizations. *Journal of Membrane Science*, 209-219.



- Kessler, J. (1976). Drinking water from sea water by forward 18. 297-306.
- Kravath, R., & Davis, J. (1975). Desalination of seawater by direct osmosis. 151–155.
- Lenntech. (2018). *Tecnología de membrana*. Obtenido de <https://www.lenntech.es/metodos-de-limpieza-de-membrana.htm>
- Loeb, S. (1995). Pressure-retarded osmosis revisited: the prospects for osmotic power at the dead sea. *Proceedings of the Euromembrane*.
- Lutchmiah, K. (2014). Forward osmosis for application in wastewater treatment: A review. *water research*, 179 -197.
- Magnetics, N. (2005). *Water purification*. Obtenido de http://www.nanomagnetics.com/water_purification.asp
- McGinnis, R. (2002). Osmotic desalination process. *US Patent 6,391,205*.
- Mehta, G. (1982). Further results on the performance of present-day osmotic membranes in various osmotic regions. *Journal of Membrane Science*, 3-19.
- Metcalf. (1995). *INGENIERÍA DE AGUAS RESIDUALES: tratamiento, vertido y reutilización* (Vol. III). McGraw-Hill.
- Molina, F. (2007). Comportamiento dinámico de digestores de membrana anaerobios. (*Memoria para optar el grado de doctor*). Universidad de Santiago de Compostela, Santiago de Compostela.
- Ortega et al, J. C. (2016). Forward osmosis: Evaluation thin-film-composite membrane for municipal sewage concentration. *Chemical Engineering Journal*, 531–537.
- Peris, J. (2018). DISEÑO DE UN PROCESO DE ÓSMOSIS DIRECTA PARA LA CONCENTRACIÓN DE UNA CORRIENTE DE LACTOSUERO CON UN CAUDAL DE 5 m³/día. (*TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA*). Universitat Politècnica de Valencia, Valencia.
- Rico, J. S. (2017). Diseño De Un Reactor Para La Digestión De Fangos. (*Trabajo de Grado en Ingeniería Química*). Universitat Politècnica de Valencia, Valencia.
- Robles et al, Á. (2017). Tecnología AnMBR: alternativa para explotar el potencia del agua residual urbana como fuente de recursos. *RETEMA*, 44-49.
- Ruiz, C. M. (2002). Aplicación De Digestores Anaerobios En El Tratamiento De Aguas Residuales Industriales. (*Memoria presentada para optar al grado de Doctor en Ciencias Biológicas*). Escuela Universitaria Politécnica de Sevilla, Sevilla.



- Seco, A. (2018). Tecnología de membrana para tratamiento de aguas residuales urbanas y reutilización de agua en agricultura. *RETEMA*, 8-15.
- Singh, R. (2015). Membrane Technology and Engineering for Water Purification. (*Second edi., pp1-80*). Chapter 1.
- Soler, J. L. (2017). Aplicación De La Ósmosis Directa En Procesos De Separación Y Concentración De Fangos De Depuración. (*Tesis de Doctoral*). Universitat Politècnica de València, Valencia, España.
- Technology, O. w. (2018). Obtenido de <http://www.oxidine.net/productos/membranas/>
- Tenerife, P. T. (2016). *Ayuntamiento Tenerife*. Obtenido de pag. 106: https://www.tenerife.es/planes/PTEOResiduos/adjuntos/Anexo01_Info05.pdf
- Valladares, R. (2018). Case Study: Oasys Water—Forward Osmosis. *Membrane-Based Salinity Gradient Processes for Water Treatment and Power Generation*, 335-345.
- Zhang, T. (2012). *Membrane Technology and Environmental Applications*.



10. ANEXOS

10.1. Características De Aguas Residuales De Media Carga

CONTAMINANTE	UNIDADES	CONCENTRACIÓN
Solidos totales (ST)	mg/L	720
Disueltos, totales (SDT)	mg/L	500
Fijos	mg/L	300
Volátiles	mg/L	200
Sólidos en Suspensión (SS)	mg/L	220
Fijos	mg/L	55
Volátiles	mg/L	265
Solidos sedimentables	mg/L	20
DBO ₅ 20°C	mg/L	220
Carbono Orgánico Total (COT)	mg/L	160
DQO	mg/L	500
Nitrógeno (total en la forma N)	mg/L	40
Orgánico	mg/L	15
Amoniac libre	mg/L	25
Nitritos	mg/L	0
Nitratos	mg/L	0
Fosforo (total en la forma P)	mg/L	8
Orgánico	mg/L	3
Inorgánico	mg/L	5
Cloruros	mg/L	50
Sulfatos	mg/L	30
Alcalinidad (como CaCO ₃)	mg/L	100
Grasas	mg/L	100
Coliformes Totales	n°/100mL	10 ⁷ -10 ⁸
Compuestos Orgánicos Volátiles (COVs)	µg/L	100-400




10.2. Caracterización de las Soluciones de Extracción

	Soluto	Regeneración	Ventaja	Desventaja
Inorgánicos	NaCl, MgCl ₂ , NaSO ₄	NF, RO, destilación	Barato, fácilmente disponible	Dificultad de separación
	Carbonatos metálicos, oxalatos, tartratos	Cambio de pH y filtración	Bajo coste de producción	CAPEX elevado
	Al ₂ (SO ₄) ₃	Precipitación multi-etapa	Elevada pureza del producto	Consumibles químicos, diseño a gran escala
Termolíticos	SO ₂	Stripping del gas	Proceso de regen. barato	Toxic
	NH ₃ -CO ₂	Termolisis (60°C)	Elevada pureza del producto, elevada π , reconc. con calor residual	Toxic
Orgánicos	Alcoholes	Destilación	No es necesaria la separación	Difícil de separar
	Glucosa y otros azúcares	No es necesario		Aplicaciones limitadas
	Albumina	Desnaturalización y solid. si se calienta	Elevada solubilidad en agua	Baja π
	2-metilimidazol y derivados	FO-MD	Diseñar con elevada π	Aumenta el ICP si se modifica
	Acetato de Mg y otras sales org.	Biodeg. en un OsMBR	Fuente de C	Aplicaciones limitadas
Polímeros	Polietilenglicol (PEG)	UF o NF	Fácilmente recuperable	Baja π
	Ác. grasos derivados de PEG	Precipitación y filtración	Elevada π	Necesario control de T
	Ácido poliacrílico	UF	Elevada π (disociación grupos)	Aumenta la μ
	Hidrogel	Deshidratación con T / P	Deshidratación a partir del sol	Bajo flujo de agua
	NP magnéticas	Campo magnético o UF	Fácil recuperación, no hay flujo reverso	Agregación



10.3. Hojas De Especificaciones De Membranas Comerciales

Membra CTA-NW de HTI



HTI OsMem™ CTA-NW Membrane

Features:

- The OsMem™ CTA-NW Membrane is HTI's fouling resistant and most chlorine resistant FO membrane cast on a weldable nonwoven support.
- The OsMem™ CTA-NW Membrane is used in all hydration pouches (HydroPack, LifePack, X-Pack, etc.).
- The OsMem™ CTA-NW Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls and "dried," where vegetable-based glycerin replaces the water.
- The OsMem™ CTA-NW Membrane coupons are shipped "dry," where vegetable-based glycerin replaces the water.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 2.4 GFD (gallons per square foot each day) (4.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: Feed: 1 gpm (4 lpm) tap water fed at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). Draw: 7 gph (26 lph) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.13 gal (0.5 L). Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²) Rejection: $1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})(1 M)]$


Typical uPRO* Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 5.3 GFD (gallons per square foot each day) (9.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: Feed: 7 gph (26 lph) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L). Draw: 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). Membrane Area: 0.22 ft² (0.020 m²) Rejection: $1 - [(\text{mol NaCl transferred to feed})/(\text{L water removed})(1 M)]$
*uPRO: unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation

Hydration Technology Innovations HTI OsMem™ CTA-NW Membrane 121204
2484 Ferry St. SW Albany, OR 97322 USA 541-917-3335 info@htiwater.com http://www.htiwater.com

Membrana CTA-ES de HTI



HTI OsMem™ CTA-ES Membrane

Features:

- The OsMem™ CTA-ES Membrane is HTI's fouling resistant and most chlorine resistant FO membrane with an embedded support.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is used in all spiral-wound FO elements that use CTA (Expedition, HydroWell, and 2521FO-CTA, 4040FO-CTA, and 8040FO-CTA).
- The OsMem™ CTA-ES Membrane is cast on 40" (1-m) wide rolls.
- The OsMem™ CTA-ES Membrane coupons are shipped "dry," where vegetable-based glycerin replaces the water.

Typical FO Performance (Rejection Layer Contacting Feed):

- Water Permeation: 5.3 GFD (gallons per square foot each day) (9.0 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: **Feed:** 1 gpm (4 lpm) tap water feed at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.40 gal (1.5 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). **Draw:** 7 gph (26 lph) 1 M NaCl (58.5 g/L) at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.13 gal (0.5 L). **Membrane Area:** 0.22 ft² (0.020 m²) **Rejection:** $[1 - \frac{\text{mol NaCl transferred to feed}}{\text{L water removed}}](1 M)]$

Typical uPRO® Performance (Rejection Layer Contacting Draw Solution):

- Water Permeation: 7 GFD (gallons per square foot each day) (12 LMH – liters per square meter each hour)
- Salt Rejection: 99% as defined in Test Conditions

Test Conditions: **Feed:** 7 gph (26 lph) tap water at the bottom at 2 psi (15 kPa) feed into a 4" (100 mm) by 0.055" (1.4 mm) channel of two 30-mil (0.76 mm) diamond-type polypropylene feed spacers (strands spaced at 11 strands per inch (25.4 mm)) with an initial volume of 0.26 gal (1.0 L). **Draw:** 1 gpm (4 lpm) 1 M NaCl (58.5 g/L) at 77°F (25°C) fed at the bottom into a 4" (100 mm) by 0.2" (5 mm) open channel with an initial volume of 0.2 gal (0.8 L) and an exit pressure of 5 psi (35 kPa). **Membrane Area:** 0.22 ft² (0.020 m²) **Rejection:** $[1 - \frac{\text{mol NaCl transferred to feed}}{\text{L water removed}}](1 M)]$
*uPRO: unpressurized Pressure Retarded Osmosis membrane orientation

Hydration Technology Innovations HTI OsMem™ CTA-ES Membrane 121116
2484 Ferry St. SW Albany, OR 97322 USA 541-917-3335 info@htiwat.com http://www.htiwat.com

Membrana Pfo-100 Element De Porifera



PFO-100 ELEMENT

The ideal design for forward osmosis

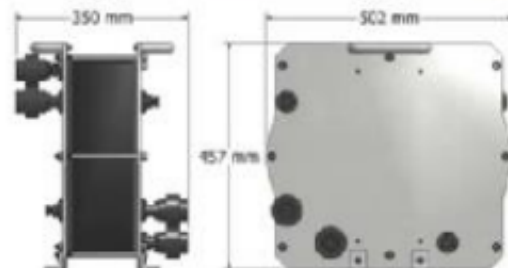
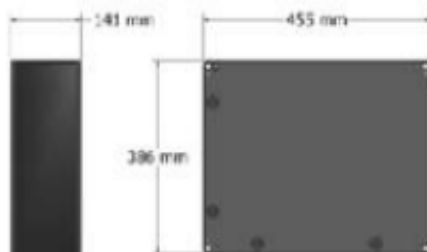
Highest flux and Lowest head loss

Two spacer types: fishnet (FN) and spacer-less (SL)

Two mounting configurations: stackable and single element use



Membrane area per element	7.0 m ²
Membrane	Proprietary
Operational pH limits	2 - 11
Water processed by element with 1 M (5.8 wt%) NaCl draw vs. water (FO mode)	150 - 190 L/h
Reverse salt flux of element	0.2 - 0.6 g/L
Water processed by element with 1 M NaCl draw vs. 0.5 M NaCl (FO mode)	63 - 77 L/h
Feed spacer type options:	
PFO-100FN (Standard configuration)	0.76 mm fishnet
PFO-100SL	no spacer
Physical dimensions [mm]	455 x 386 x 142 (single element)
Materials	ABS & CPVC (wetted) 316 SS (structural)
Shipping/Storage Solution	Glycerin & 1% Sodium Bisulfite Solution



SPEC SHEET

© 2015 Porifera, Inc. All rights reserved.
PFO-100 March-2015

Membrana Pfo-9s Module De Porifera



PFO-9S MODULE

THE IDEAL DESIGN FOR FORWARD OSMOSIS

Highest flux and Lowest head loss
Two spacer types: fishnet (FN) and spacer-less (SL)
Small footprint packaging: High density, floor mounted frame
Internal Plumbing: Six PFO-100 elements plumbed in series

Membrane area per module	63 m ²
Membrane	Proprietary
Operational pH limits	2 - 11
Water processed by element with 0.15 M (0.9 wt%) NaCl draw inlet vs. water FO mode, Draw inlet flow rate 19 Lpm, Feed inlet flow rate 30 Lpm, 25°C	490 - 610 L/h*
Reverse salt flux of element	0.2 - 0.6 g/L
Draw and Feed Flow Rate	Up to 38 Lpm
Feed spacer type options:	
PFO-100FN (Standard configuration)	0.76 mm fishnet
PFO-100SL	no spacer
Physical dimensions [mm]	400 x 530 x 1830
Materials	ABS (wetted) 316 SS (structural)
Shipping/Storage Solution	Glycerin & 1% Sodium Bisulfite Solution

* Email info@porifera.com for application specific performance