

AVALUACIÓ DE L'ÚS DE L'OSMOSI DIRECTA PER A LA CONCENTRACIÓ DE L'AIGUA RESIDUAL URBANA

Estudiant: *Erik Fernández Castellà*

Grau en *Ciències Ambientals*

Correu electrònic: *u1929920@campus.udg.edu*

Tutor: *Ignasi Rodriguez-Roda Layret*

Cotutor: *Federico Ferrari*

Empresa/institució: *Institut Català de Recerca de l'Aigua (ICRA)*

Vistiplau tutor:

Nom del tutor: *Ignasi Rodriguez-Roda Layret*

Nom del cotutor: *Federico Ferrari*

Empres/institució: *Institut Català de Recerca de l'Aigua (ICRA)*

Correu electrònic: *ignasi.rodriqueroda@udg.edu*
fferrari@icra.cat

*si hi ha un cotutor assignat

Agraïments

L'elaboració d'aquest treball no hauria estat possible sense l'ajuda i el suport de Federico Ferrari. Com a cotutor del treball li vull dedicar el primer agraïment per la paciència que ha tingut en tot moment i l'ajuda que no ha dubtat en donar-me en qualsevol aspecte del procés experimental i anàlisi de dades.

Agrair també la implicació i el seguiment del Dr. Ignasi Rodriguez-Roda Layret, amb consells i observacions que m'han estat molt útils per entendre i avaluar el treball.

Finalment vull agrair a les persones més properes a mi tota l'ajuda que m'han brindat, i sobretot agrair a la meva parella, per tot el que ha fet per motivar-me i no deixar que em desanimés en cap situació.

Resum

La necessitat creixent per la reutilització d'aigua i la recuperació de recursos ha despertat l'interès en la regeneració d'aigües residuals mitjançant nous processos de tractament de membrana que generin aigua d'alta qualitat. L'osmosi directa és una de les tecnologies prometedores per el tractament d'aigües residuals gràcies a uns requeriments energètics més baixos, una major puresa del permeat i una menor tendència a l'embrutiment de les membranes en comparació a les tecnologies que treballen a pressions més elevades. Aquest sistema es basa en el fenomen natural d'osmosi: l'aigua és transportada per una diferència de concentracions dels soluts a través d'una membrana que permet el pas de l'aigua, però rebutja la majoria de molècules i ions. L'aplicació d'osmosi directa també permet concentrar el contingut de matèria orgànica de l'aigua residual i facilita l'aplicació posterior de la digestió anaeròbia per recuperar energia. En aquest estudi s'ha investigat la viabilitat de l'ús de l'osmosi directa per concentrar una mostra d'aigua residual urbana i s'ha avaluat la composició del concentrat per a la seva valorització com a influent d'una digestió anaeròbia. S'han comparat dos mòduls amb configuracions de membrana diferents: un de placa plana submergida (Toray) i un de fibra buida (Aquaporin). Per fer-ho, s'ha quantificat en una planta pilot la capacitat de les membranes per concentrar la matèria orgànica de l'aigua residual de la EDAR de Quart sota diferents condicions d'operació, així com el seu rendiment (flux d'aigua i flux invers de solut), el seu embrutiment, l'eficàcia de diversos mètodes de neteja i la influència de les espècies iòniques. Els estudis realitzats demostren que la tecnologia d'osmosi directa permet augmentar la concentració de matèria orgànica de l'aigua residual urbana. L'anàlisi comparatiu ha permès veure que el mòdul Toray concentra més efectivament la matèria orgànica, sobretot en aquelles situacions on no es fa servir gas. Tanmateix, aquestes condicions impliquen un menor flux d'aigua permeada alhora que es produeix un major embrutiment de la membrana. Respecte el mòdul Aquaporin, el flux invers de solut ha estat més baix, amb lo qual implica menors pèrdues en les taxes d'inhibició de l'activitat metanogènica per la posterior digestió anaeròbia. Finalment, els resultats de la caracterització d'espècies iòniques han mostrat un augment de la concentració de sulfats en els experiments realitzats amb el mòdul Aquaporin i en aquelles condicions on es fa servir gas en el mòdul Toray. Aquest fet provoca el deteriorament de la qualitat i quantitat del biogàs produït per el digester anaeròbic.

Resumen

La necesidad creciente por la reutilización de agua y la recuperación de recursos ha despertado el interés en la regeneración de aguas residuales mediante nuevos procesos de tratamiento de membrana que generan agua de alta calidad. La ósmosis directa es una de las tecnologías prometedoras por el tratamiento de aguas residuales gracias a unos requerimientos energéticos más bajos, una mayor pureza del permeado y una menor tendencia al ensuciamiento de las membranas en comparación a las tecnologías que trabajan a presiones más elevadas. Este sistema se basa en el fenómeno natural de ósmosis: el agua es transportada por una diferencia de concentraciones de los solutos a través de una membrana que permite el paso de agua, pero rechaza la mayoría de moléculas e iones. La aplicación de ósmosis directa también permite concentrar el contenido de materia orgánica del agua residual y facilita la aplicación posterior de la digestión anaerobia para recuperar energía. En este estudio se ha investigado la viabilidad del uso de ósmosis directa por concentrar una muestra de agua residual urbana y se ha avaluado la composición del concentrado para su valorización como influente de una digestión anaerobia. Se han comparado dos módulos con configuraciones de membrana diferentes: uno de placa plana sumergida (Toray) y uno de fibra vacía (Aquaporin). Para hacerlo, se ha cuantificado en una planta piloto la capacidad de las membranas para concentrar la materia orgánica del agua residual de la EDAR de Quart en diferentes condiciones de operación, así como su rendimiento (flujo de agua y flujo inverso de soluto), su ensuciamiento, la eficacia de diversos métodos de limpieza y la influencia de las especies iónicas. Los estudios realizados demuestran que la tecnología de ósmosis directa permite aumentar la concentración de materia orgánica del agua residual urbana. El análisis comparativo ha permitido ver que el módulo Toray concentra más efectivamente la materia orgánica, sobre todo en aquellas situaciones donde no se utiliza gas. Sin embargo, estas condiciones implican un menor flujo de agua permeada a la vez que se produce un mayor ensuciamiento de la membrana. Respecto al módulo Aquaporin, el flujo inverso de soluto ha estado más bajo, con lo cual implica menores pérdidas en las tasas de inhibición de la actividad metanogénica para la posterior digestión anaerobia. Finalmente, los resultados de la concentración de especies iónicas han mostrado un aumento de la concentración de sulfatos en los experimentos realizados con el módulo Aquaporin y en aquellas situaciones donde se utiliza gas en el módulo Toray. Este hecho provoca el deterioro de la calidad y cantidad del biogás producido por el digester anaeróbico.

Abstract

The growing need for the reuse of water and recovery of resources has awoken interest in the regeneration of wastewater through new processes of membrane treatment that generate high quality water. Forward osmosis is one of the promising technologies for wastewater treatment due to lower energy requirements, higher permeate purity and lower fouling tendency compared to the technologies that work at higher pressures. This system is based on the natural phenomenon of osmosis: water is transported via a difference in concentrations of solutes through a membrane that allows for the passage of water, but rejects most molecules and ions. The application of forward osmosis also allows concentrate the content of organic matter from wastewater and facilitates subsequent application of anaerobic digestion for energy recovery. In this study, the feasibility of using forward osmosis to concentrate a sample of urban wastewater was investigated and the composition of the concentrate was evaluated for its recovery as an influent in anaerobic digestion. Two modules have been compared with different membrane configurations: a submerged flat plate (Toray) and a hollow fiber (Aquaporin). In order to do it, the capacity of membrane modules has been quantified to concentrate in a pilot plant the organic matter of the wastewater from Quart's WWTP under different operating conditions, as well as its performance (water and reverse solute fluxes), its fouling, the efficiency of various methods of cleaning and the influence of ionic species. Studies have shown that forward osmosis technology allows the concentration of organic matter from urban wastewater. The comparative analysis has shown that the Toray module allows concentrate more effectively the organic matter, especially in those situations where gas sparging was not used. However, this condition implies a lower water flux and a higher fouling degree. Regarding the Aquaporin module, the reverse solute flux has been lower, which implies a lower inhibition of the methanogenic activity in the subsequent anaerobic digestion. On the other hand, the results of the characterization of ionic species have shown that the sulphate concentration was higher in the experiments carried out with Aquaporin module and with the Toray module when gas sparging was applied. This fact causes the deterioration of the quality and the amount of the biogas produced by anaerobic digester.

Índex

1. INTRODUCCIÓ	1
1.1 Sistemes de recollida d'aigües residuals	1
1.2 Aigües residuals com a recurs recuperable	2
1.3 Osmosi directa	3
1.3.1 Diferències entre osmosi directa i osmosi inversa	4
1.3.2 Osmosi directa en el tractament d'aigües residuals	5
1.4 Limitacions de l'osmosi directa	6
1.4.1 Embrutiment de la membrana	7
1.4.2 Polarització de la concentració	7
1.4.2.1 Polarització de la concentració externa	7
1.4.2.2 Polarització de la concentració interna	8
2. OBJECTIUS	9
3. MATERIAL I MÈTODES	10
3.1 Planta pilot	10
3.2 Membranes	10
3.2.1 Mòdul de membrana Aquaporin	10
3.2.2 Mòdul de membrana Toray	10
3.3 Procés experimental	11
3.3.1 Experiments per concentrar l'aigua residual	11
3.3.2 Proves de flux	11
3.4 Proves analítiques	12
3.5 Mètodes de neteja	12
4. RESULTATS I DISCUSSIÓ	13
4.1 Mòdul de membrana Aquaporin	13
4.1.1 Concentració de la matèria orgànica	13
4.1.2 Rendiment dels experiments amb aigua residual	14
4.1.3 Neteja de la membrana	14
4.1.4 Caracterització d'espècies iòniques del concentrat	15
4.2 Mòdul de membrana Toray	16
4.2.1 Concentració de la matèria orgànica	16
4.2.2 Rendiment dels experiments amb aigua residual	17
4.2.3 Neteja de la membrana	18
4.2.4 Caracterització d'espècies iòniques del concentrat	20
5. CONCLUSIONS	21
6. ÈTICA I SOSTENIBILITAT	22
7. BIBLIOGRAFIA	23

1. INTRODUCCIÓ

1.1 Sistemes de recollida d'aigües residuals

Els primers sistemes hidràulics urbans estan datats aproximadament a l'Edat de Bronze, (entre el 2800 i 1100 a.C.), on els Grecs i els Romans van desenvolupar les primeres tecnologies que han servit d'influència en els èxits moderns de l'enginyeria i gestió de l'aigua (Mays, Koutsoyiannis i Angelakis, 2007). Les malalties infeccioses causades per microorganismes patògens continguts en l'excreta com el tifus, el còlera i la diarrea, van originar la preocupació de desenvolupar un conjunt de tècniques de recollida d'aigües centralitzada per tal transportar-les cap a zones allunyanes i protegir a la població d'infectar-se. Posteriorment, la descàrrega de les aigües residuals en aigües superficials va originar un conjunt de problemes mediambientals. L'entrada de nutrients va donar lloc a una eutrofització de les aigües que va fer proliferar algues i plantes aquàtiques, provocant un esgotament de l'oxigen i la conseqüent mort dels peixos que hi habitaven. Donada la impossibilitat de poder abastir aigua potable, va néixer la preocupació de desenvolupar tècniques que permetessin tractar les aigües abans de ser abocades (Wilderer i Schreff, 2000).

Des de mitjans de la dècada dels 1800 els sistemes centralitzats de recollida i tractament d'aigües residuals han funcionat i evolucionat eficientment, proporcionant un gran bé a les civilitzacions més desenvolupades (Gikas i Tchobanoglous, 2009). Dins d'un context urbà, el tractament d'aigües centralitzada està definit com el conjunt de clavegueres que recullen les aigües residuals i pluvials provinents de llars, indústries i infraestructures cap a zones situades fora dels límits d'una ciutat o poble (Libralato, Volpi Ghirardini i Avezzi, 2012). Les aigües són tractades, com a residu, en una planta a través d'un seguit de processos físics, químics i biològics amb la finalitat d'eliminar contaminants i substàncies presents perquè puguin ser abocades sense cap perjudici mediambiental.

Actualment, el canvi climàtic és el principal responsable de l'escassetat d'aigua que està experimentant el nostre planeta, però cada cop més, la societat humana està incrementant la pressió sobre els recursos hídrics (Vörösmarty, Green, Salisbury i Lammers, 2000). Segons les Nacions Unides, es preveu que el 2050 el 68% de la població mundial viurà en àrees urbanitzades (United Nations, 2018). D'altra banda, Informes de la UE promouen una gestió més sostenible dels recursos hídrics per promoure una economia circular i verda: l'aigua és considerada com un bé essencial però limitant, amb la qual cosa s'ha d'assignar i utilitzar acuradament. A més, les aigües residuals contenen elements que es poden recuperar en una economia circular: energia, fòsfor i altres nutrients, etc. (EU Water Alliance, 2014).

En aquests últims anys s'està discutint si la dependència únicament de les instal·lacions de tractament d'aigua centralitzada és una opció òptima per la gestió sostenible de les aigües. El principal motiu el trobem en l'augment de la demanda d'aigua potable degut al creixement descontrolat que s'està experimentant a la majoria de ciutats modernes, a la vegada que els seus sistemes de tractament es veuen cada cop més sobrecarregats. A més, una gestió més sostenible de l'aigua ha de jugar un paper cabdal, especialment en aquelles regions on el canvi climàtic està agreujant les èpoques de sequera (Gikas i Tchobanoglous, 2009). Per combatre aquests fets, els nous planificadors comencen a veure més viable analitzar una sèrie d'alternatives en el desenvolupament de noves instal·lacions del tipus descentralitzat, amb l'objectiu de considerar les aigües residuals com a un recurs recuperable, afavorint una economia circular, verda i sostenible.

1.2 Aigües residuals com a recurs recuperable

Els sistemes centralitzats han aportat considerables beneficis dins la societat moderna, des de l'abastament d'aigua segura, millora en la salut pública i protecció del medi ambient, fins a la mitigació de les inundacions gràcies al sistema de recollida d'aigües pluvials. Actualment aquest sistema està implantat majoritàriament en països que disposen de suficients recursos financers per fer front a la forta inversió que requereix la seva infraestructura (sistema de canonades, bombes, energia etc.). En Espanya, el tractament d'aigües residuals urbanes representa un consum energètic mitjà de 0,67 kWh/m³ (Mateos i Rodríguez, 2012), sense tenir en compte la recollida i transport d'aigua al punt de tractament. A més, la gestió centralitzada no permet la recuperació de recursos i limita les oportunitats de reciclar l'aigua *in-situ* amb la finalitat d'aconseguir cert grau d'independència hídrica en aplicacions d'aigua no potable. Segons les últimes publicacions de la INE (*Instituto Nacional de Estadística*) en el 2014 el consum mitjà d'aigua per habitant i dia era de 132 litres (INE, 2018). L'aigua recuperada pot ser utilitzada en nombroses aplicacions en funció de les característiques de demanda que es requereixin (Libralato *et al.*, 2012).

Diverses regions del món estan experimentant crisis energètiques al mateix temps que pateixen dificultats per obtenir un subministrament d'aigua de bona qualitat. Aquest fet guanya importància quan es destaca el nexa entre aigua i energia: és necessari un gran poder energètic per la generació d'un efluent d'alta qualitat, al mateix temps que la producció d'energia habitualment requereix d'una gran aportació d'aigua (King i Webber, 2008). Segons el *Informe mundial de las Naciones Unidas sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos*, el tractament de les aigües residuals és anar més enllà de la reducció de la contaminació, és a dir, buscar com obtenir un valor afegit d'aquest residu i afavorir la sostenibilitat econòmica del sistema (WWAP, 2017). Per tant, un tractament adequat i robust de les aigües residuals pot esdevenir una solució per afrontar l'escassetat d'aigua, la contaminació ambiental i la recuperació de recursos.

A més, l'augment de consciència sobre la possible valorització de les aigües residuals municipals durant aquests últims anys ha comportat importants esforços d'investigació per sincronitzar els processos emergents de tractament d'aigües residuals amb tècniques de recuperació de recursos (Wan, Gu, Zhao i Liu, 2016). En els sistemes descentralitzats les aigües residuals urbanes poden representar un subproducte de valor afegit, aconseguint tancar el bucle entre residus i subministrament de recursos propis (Makropoulos *et al.*, 2018). Les instal·lacions descentralitzades en establiments individuals, comunitats disperses i poc denses (com per exemple zones rurals) permeten avançar cap a una gestió de l'aigua més sostenible: proporcionar un ús més eficient de l'aigua, a la vegada que s'aconsegueix optimitzar l'ús d'energia i materials en el moment d'oferir un servei.

Les diferències que presenten les diverses regions del món, bàsicament en quan a disponibilitat de recursos hídrics, desenvolupament i capacitat financera, no permeten definir una solució única i òptima que s'adapti a tots els casos d'una manera global. El *sewer mining* pot esdevenir una pràctica intermèdia entre sistemes centralitzats i descentralitzats. Aquesta tècnica, pionera en Austràlia, es defineix com a un tipus de reciclatge directe del sistema de clavegueres local, on l'aigua és tractada en el punt de demanda per proporcionar usos no potables (Butler i MacCormick, 1996). És a dir, permet reduir eventualment els costos de tractament que requereixen els sistemes centralitzats a la vegada que es redueix la demanda d'aigua potable per altres usos. No obstant, per tal de d'implantar eficientment aquesta tècnica és necessari desenvolupar un procés de tractament prou simple i robust que permeti produir un efluent d'aigua d'alta qualitat per aplicacions descentralitzades (Xie, Nghiem, Price i Elimelech, 2013).

1.3 Osmosi directa

L'osmosi directa es planteja actualment com una tecnologia de membrana emergent, potencial i prometedora, la qual permet produir un efluent d'alta qualitat i la recuperació d'energia i nutrients (Ansari, Hai, Price, Drewes i Nghiem, 2017). Els primers estudis relacionats amb l'osmosi directa van ser publicats a mitjans dels anys 70 per Krvath i Davis, però no va ser fins el 2004 que Mc Cutcheon i Elimelech van proposar-la com a tractament de les aigües residuals (HEY, 2016). Tanmateix, les investigacions d'osmosi directa també centren especial interès en altres aplicacions com la generació d'energia, processos de dessalinització, concentració d'aliments líquids i aplicacions farmacèutiques (Zhao, Zou, Tang i Mulcahy, 2012).

El seu funcionament es basa senzillament en un fenomen d'osmosi natural. L'aigua és transportada degut a una diferència en les concentracions entre dues solucions a través d'una membrana semipermeable, rebutjant la majoria de molècules o ions del solut (Cath, Childress i Elimelech, 2006). Aquesta força motriu es coneix com a gradient de pressió osmòtica i és la característica més atractiva que presenten els sistemes de membrana d'osmosi directa. La solució altament concentrada rep el nom de solució extractora, mentre que la més diluïda és denominada solució alimentació. Com a conseqüència d'aquest fenomen, la solució extractora es va diluint, provocant una disminució de la pressió osmòtica fins arribar al punt d'igualar-se amb la d'alimentació. En altres paraules, la diferència de pressió osmòtica permet la difusió d'aigua a través de la membrana semipermeable des de la solució d'alimentació fins a la solució extractora (Chung, Luo, Wan, Cui i Amy, 2015). Recollint el més important, l'osmosi directa és l'únic tractament amb membrana que utilitza un fenomen físic i natural per el transport d'aigua (Cath *et al.*, 2006), presentant una sèrie d'avantatges molt significatives respecte a la resta de tecnologies relacionades, sobretot pel que fa en termes de sostenibilitat i estalvi energètic.

La figura 1 mostra la simulació del procés d'osmosi directa i la representació dels fluxos que hi tenen lloc. D'una banda, el flux d'aigua permeada (J_w) creat per la diferència de pressió osmòtica entre les dues solucions està calculat teòricament a partir d'una variació de la llei de Darcy (1) (Korenak, Basu, Balakrishnan, Hélix-Nielsen i Petrinic, 2017). On, A és el coeficient de permeabilitat de l'aigua permeada a través de la membrana i $\Delta\pi$ la diferència de pressió osmòtica entre les dues solucions. Les unitats en que s'expressa són litres d'aigua per metre quadrat i hora ($L m^{-2} h^{-1}$).

$$J_w = A (\Delta\pi) \quad (1)$$

D'altra banda, J_s representa el flux del solut produït per la difusió inversa de la solució extractora a la solució d'alimentació. La representació teòrica està representada per la llei de Fick (2) (Korenak *et al.*, 2017). On, B és el coeficient de permeabilitat del solut i ΔC representa la diferència de concentració del solut entre l'interfície de la membrana d'ambdues solucions. Les unitats en que s'expressa són grams de solut per metre quadrat i hora ($g m^{-2} h^{-1}$).

$$J_s = B (\Delta C) \quad (2)$$

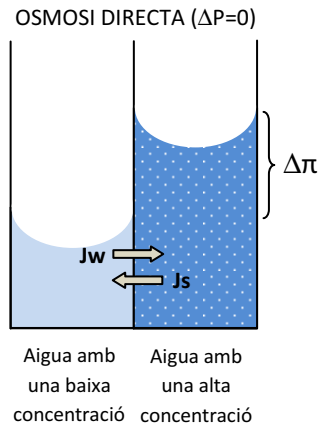


Figura 1. Esquema d'un procés d'osmosi directa en una membrana de filtració. ΔP =diferència de pressió hidràulica i $\Delta\pi$ =diferència de pressió osmòtica.

Pel que fa a la membrana, actualment totes les aplicacions que utilitzen un procés d'osmosi directa són del tipus asimètric (Zhao *et al.*, 2012). Aquesta membrana està formada per una fina capa semipermeable anomenada capa activa i un suport porós lleugerament més gruixut. L'orientació que pren la membrana depèn dels components de la solució d'alimentació i les seves aplicacions (Zhao, Zou i Mulcahy, 2011). Per exemple, en processos de dessalinització i tractament d'aigües l'orientació típica és el mode FO (Cath *et al.*, 2005), on la solució d'alimentació està en contacte amb la capa activa i la solució extractora amb la capa de suport porós. D'aquesta manera, el que s'aconsegueix és evitar l'obstrucció del suport porós en quan a contaminants i sals provinents de la solució d'alimentació (McCutcheon, McGinnis i Elimelech, 2006). Per altra banda, l'orientació alternativa es coneix com a mode PRO i es defineix quan la solució alimentació està en contacte amb la capa de suport porós, mentre que la solució extractora està exposada al costat de la capa activa. Aquesta terminologia prové dels anomenats processos d'osmosi de pressió retardada (*Pressure Retarded Osmosis*, PRO) aplicada en sistemes de producció d'energia. (Lee, Baker i Lonsdale, 1981).

1.3.1 Diferències entre osmosi directa i osmosi inversa

Els processos de membrana d'osmosi inversa es troben entre les tecnologies de tractament d'aigua més importants, àmpliament comercialitzades i versàtils del segle XXI (Elimelech i Wiesner, 2002). A més, actualment és la tecnologia per excel·lència en els processos de dessalinització i la seva aplicació està present en més del 50% del total de plantes instal·lades arreu del món (Khajavi, Jansen i Kapteijn, 2010). Les característiques més atractives que han permès la seva expansió són gràcies a la flexibilitat per tractar una àmplia gamma de concentracions d'aigua salina, garantint una alta taxa de recuperació d'aigua juntament amb una important reducció de la sal (Peñate i García-Rodríguez, 2012). A part, l'osmosi inversa pot aplicar-se també com a tractament terciari d'aigües residuals i en la producció d'aigua ultra pura (Khajavi *et al.*, 2010), utilitzada per exemple en la indústria farmacèutica.

El seu funcionament és molt similar a l'osmosi directa: els components dissolts en l'aigua són rebutjats segons les característiques de separació de la membrana semipermeable en termes de grandària (<1 nm), càrrega i interacció físico-química entre solut, solvent i membrana (Radjenović, Petrović, Ventura i Barceló, 2008). No obstant, la principal diferència respecte l'osmosi directa (figura 2) radica en què la força motriu del sistema es basa en una pressió hidràulica externa major a la pressió osmòtica amb la finalitat de produir un flux contrari al fenomen natural d'osmosi (Greenlee, Lawler, Freeman, Marrot i Moulin, 2009). Per tant,

aquest procés no requereix dels costos necessaris que implica la solució extractora ni els costos associats per la posterior generació d'aigua. Ara bé, les plantes d'osmosi inversa generalment tenen un consum elevat d'energia, mentre que, els sistemes d'osmosi directa permetrien un alt rebuig de contaminants amb un menor cost energètic gràcies a la baixa pressió hidràulica o nul·la que requereix el seu funcionament (Holloway, Childress, Dennett i Cath, 2007).

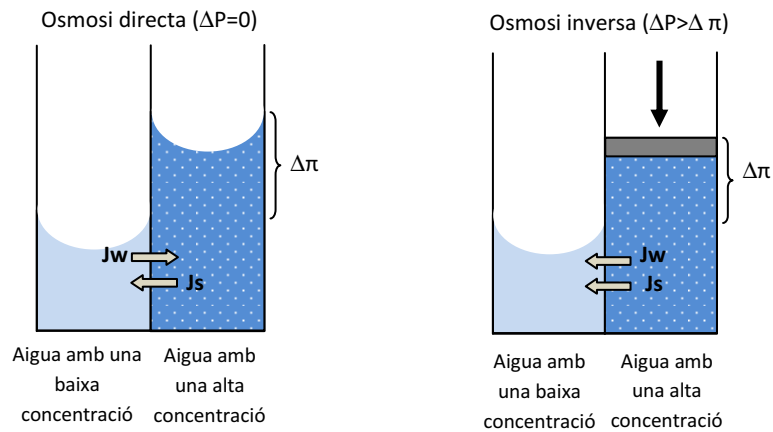


Figura 2. Comparació entre un procés d'osmosi directa i un procés d'osmosi inversa.

A part de l'important despesa energètica que impliquen aquests processos, el cost per la producció d'aigua és incrementat per la neteja inevitable de la membrana com a conseqüència de l'embrutiment que pateix (Herzberg, Kang i Elimelech, 2009). Diversos estudis han defensat que aquest efecte, denominat en anglès com a *fouling*, és menor en processos d'osmosi directa donat que la manca de pressió hidràulica disminueix les incrustacions de contaminants que es formen a la membrana. No obstant, les investigacions no són prou robustes com per explicar aquesta relació d'una manera fiable, amb la qual cosa solament existeixen hipòtesis on suggereixen que la capa d'embrutiment generada en osmosi directa és menys densa i compacta que en processos d'osmosi inversa (Mi i Elimelech, 2008; Mi i Elimelech, 2010). Un estudi comparatiu que avalua l'embrutiment entre els dos tipus de processos esmentats, va suggerir que la neteja de la membrana d'osmosi directa es podia realitzar amb un rentat hidràulic. L'experiment es va realitzar a partir d'una dissolució que presentava un conjunt de macromolècules orgàniques típicament contingudes en aigües superficials, de mar i residuals; com també partícules col·loïdals de diferents mides. Per tal que la comparació fos significativa, les característiques de la dissolució d'alimentació (pH, concentració de calci, etc.) i les condicions hidrodinàmiques d'operació van ser les mateixes (Lee, Boo, Elimelech i Hong, 2010). Per tant, a partir d'un procés reversible mitjançant una neteja física és possible eliminar aquesta capa d'incrustació sense necessitat de productes químics, lo qual és inevitable en els processos d'osmosi inversa.

1.3.2 Osmosi directa en el tractament d'aigües residuals

En l'actualitat, el tractament biològic és el procés més utilitzat en les plantes de tractament d'aigües residuals per reduir la descàrrega de carboni i nitrogen i complir amb la directiva 91/271/CEE (Directiva 271/CEE, 1991). Tanmateix, l'augment de càrrega de les aigües residuals acompanyat d'un major consum energètic per tractar-les com també l'exigència d'un compliment més exhaustiu per la seva descàrrega final, està plantejant noves adaptacions o substitucions del tractament biològic per les properes dècades. Aquest plantejament està acompanyat per la nova tendència de considerar les aigües residuals com a un recurs que permeti obtenir una font d'energia i nutrients a partir d'una font de carboni orgànic (Lateef,

Soh i Kimura, 2013). A més, plantejar aquest nou enfocament basat en un sistema de *sewer mining* pot esdevenir un paper molt important per potenciar una economia circular i verda.

Durant aquests últims anys les investigacions per aplicar un procés d'osmosi directa pel tractament d'aigües residuals han crescut notablement (Chekli *et al.*, 2016; Luttmiah, Verliefe, Roest, Rietveld i Cornelissen, 2014), així com la recerca de tecnologies que permeten una valorització energètica d'aquest residu (Chekli *et al.*, 2012). El tractament anaerobi es presenta com una alternativa als processos aeròbics per aconseguir una recuperació de nutrients i energia (Frijns, Hofman i Nederlof, 2013). De tota manera, donat que la concentració de matèria orgànica (mesurada com a demanda química d'oxigen o DQO) de les aigües residuals urbanes és normalment baixa (inferior als 500mg O₂/L), és necessària una concentració prèvia que permeti augmentar el seu valor per sobre els 1000 mg O₂/L per tal de garantir una digestió eficient (Ansari *et al.*, 2015). Luttmiah *et al.* (2011) planteja una combinació de tecnologies que permeten aprofitar el contingut de matèria orgànica present a les aigües residuals. Aquest sistema està basat en un context de *sewer mining* (figura 3) amb l'objectiu de recuperar l'aigua i posteriorment la producció de biogàs energètic mitjançant una digestió anaeròbia. L'aplicació d'osmosi directa permet extreure els components orgànics diluïts i aconseguir un concentrat que faciliti la digestió eficient per tal de proporcionar una font d'energia renovable. D'altra banda, la combinació d'un procés que permeti la recuperació d'aigua de la solució extractora permet obrir oportunitats per la seva reutilització.

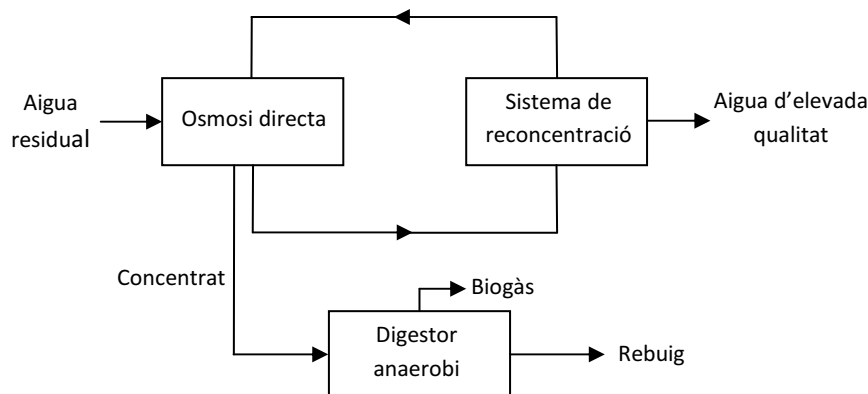


Figura 3. Esquema d'un sistema de recuperació d'aigua i producció de biogàs basat en un sistema de *sewer mining*.

Cal destacar, que l'aplicació d'osmosi directa en aigües residuals adquireix certa importància respecte a l'osmosi inversa quan es considera el seu baix grau d'embrutiment com també la seva fàcil reversibilitat, amb la qual cosa permet tractar directament una solució complexa sense necessitat d'un pretractament extens (She, Wang, Fane i Tang, 2016).

1.4 Limitacions de l'osmosi directa

Encara que els processos de membrana impulsats per osmosi cada vegada són més investigats i suggerits en diverses aplicacions, existeixen limitacions que calen superar perquè esdevingui una tecnologia òptima i competitiva en el mercat (Zhao *et al.*, 2012). Els factors limitants més destacats estan vinculats amb el flux d'aigua, concretament en aquells relacionats amb l'embrutiment, la polarització de la concentració i la difusió inversa de solut. Per superar aquestes limitacions, és necessari el desenvolupament d'unes membranes més estables mecànicament i químicament per tal d'aconseguir una major permeabilitat de l'aigua, alt rebuig del solut i disminuir els problemes relacionats amb el flux descrits anteriorment. Per

últim, les investigacions han de centrar especial interès en trobar unes solucions extractores que permetin generar elevades pressions osmòtiques al mateix temps que es faciliti econòmicament la recuperació de l'aigua i la seva reconcentració (Simon Font, Ballester Bonet, Llorens Llacuna i García Montaña, 2014).

1.4.1 Embrutiment de la membrana

Generalment, l'embrutiment està definit com una disminució del flux d'aigua permeada a causa de l'acumulació de matèria insoluble sobre la superfície o dins els porus de la membrana (Flemming, Schaule, Griebe, Schmitt i Tamachkiarowa, 1997). En altres paraules, és un fenomen inevitable que pateixen els processos de membrana a causa d'interaccions físiques i químiques entre les diferents substàncies presents a la solució alimentació i a la membrana. A part, la seva formació està condicionada per la concentració dels seus components principals, la química de l'aigua (pH, força iònica i concentració de catió divalent) i les propietats de la membrana (hidrofobicitat, morfologia superficial, etc.), temperatura, funcionament i condicions hidrodinàmiques d'operació (Li i Elimelech, 2004). Per tant, aquests efectes combinats determinen el grau d'embrutiment i les estratègies efectives pel seu correcte control.

1.4.2 Polarització de la concentració

Un dels problemes més comuns i inevitables, tant en processos de membrana impulsats en pressió com en osmòtics, és l'anomenat polarització de la concentració (Zydney, 1997). Aquest fenomen és un dels impactes que afecta més negativament en el rendiment del flux d'aigua permeada que travessa la membrana (Sablani, Goosen, Al-Belushi i Wilf, 2001). A grans trets, el que succeeix és una disminució de la pressió osmòtica a causa de variacions en les concentracions a través de la membrana, obtenint un flux menor al que esperaríem (Lee *et al.*, 1981).

1.4.2.1 Polarització de la concentració externa

Generalment, el fenomen de polarització de la concentració externa (*External Concentration Polarization*, ECP) fa referència a una variació de la concentració a la interfície entre la membrana i la solució. En membranes asimètriques, aquest fenomen té lloc de dues maneres diferents i el seu comportament està condicionat per l'orientació de la membrana. Per exemple, en una configuració de mode FO (figura 4) es produeix una polarització de la concentració externa de caràcter concentrat a la superfície de la capa activa, mentre que a la regió de la solució extractora es produeix una lleugera dissolució a la zona més superficial del suport porós. Aquest últim no està representat a la figura 4 degut a que la seva variació respecte a la concentració teòrica esperada en la solució extractora ($C_{e,t}$) és insignificant com a conseqüència de les característiques estructurals que presenta la capa de suport porós. D'aquesta manera, la polarització de la concentració externa (concentrat i diluït) és causat en gran part, pel solut que queda retingut a la superfície de la capa activa i mínimament per la dissolució produïda de l'aigua que travessa la membrana. (McCutcheon i Elimelech, 2007).

A més, la formació intensificada d'embrutiment a la superfície de la capa activa pot incrementar l'efecte de polarització de la concentració externa en configuracions de membrana del tipus mode FO. Aquesta nova capa densa i d'estructura porosa rep el nom de capa pastís (*cake layer*) i el fenomen que hi té lloc es coneix en anglès com a *Cake-enhanced concentration polarization* (CECP). El seu efecte contribueix a la disminució del flux com a conseqüència d'una major resistència hidrodinàmica i per la pèrdua en la diferència de pressió osmòtica efectiva degut a l'acumulació de solut en aquesta capa addicional (Liu i Mi, 2012).

1.4.2.2 Polarització de la concentració interna

D'altra banda, en aquells processos on s'utilitza una solució extractora es produeix una polarització de la concentració interna (*Internal Concentration Polarization, ICP*) dins el suport de la capa porosa. En aquest cas, també existeix una polarització interna de caràcter concentrat i diluït, però només tindrà lloc un dels dos depenent de l'orientació que presenti la membrana asimètrica (Zhao i Zou, 2011). De la mateixa manera, l'existència d'una capa pastís creada per la formació d'embrutiment pot ocasionar un increment en l'efecte de polarització de la concentració interna. En aquest cas, també s'anomena CECP però el seu efecte es manifesta en la capa porosa de membranes amb orientació mode PRO (Lay *et al.*, 2012).

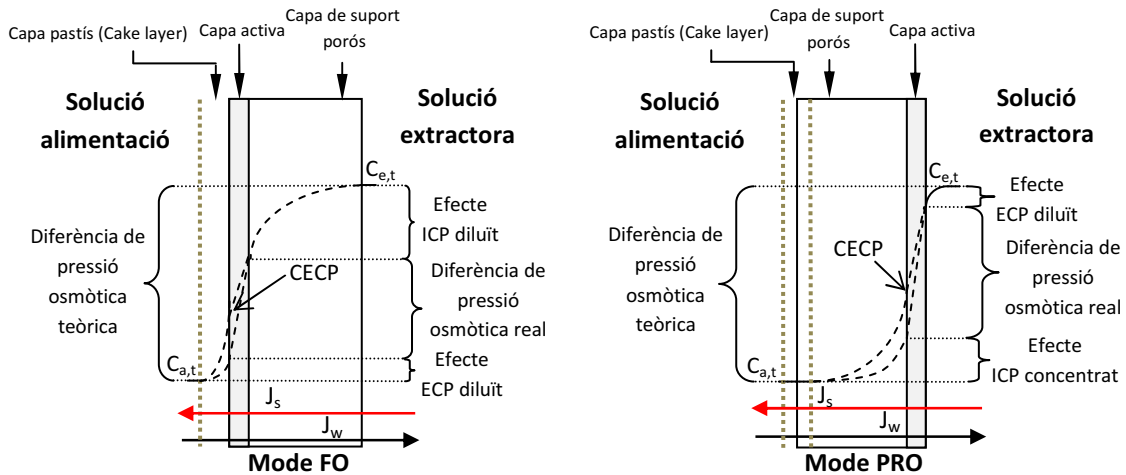


Figura 4. Membrana asimètrica en mode FO i mode PRO. Indica les variacions de la diferència de pressió osmòtica degut als efectes de polarització de la concentració. $C_{a,t}$ = concentració solució alimentació teòrica i $C_{e,t}$ = concentració solució extractora teòrica.

2. Objectives

The main objective of this work has been to study if forward osmosis technology allows for the increase in the concentration of organic matter of a sample of urban wastewater for the subsequent production of energy through anaerobic digestion. In order to carry out this objective, the following sub-objectives are proposed:

- Characterization of the urban waste water of the influent of the WWTP of Quart.
- Comparison in a pilot plant of the performance of concentration of the organic matter of two commercial osmosis membrane modules (Aquaporin and Toray) with different configurations that work at a standard water recovery of 70% with a saltwater draw solution.
- Monitoring of the water flows achieved and the reverse flow of solute.
- Evaluation of the membrane fouling and the efficiency of the different cleaning methods used.
- Characterization of the ionic species in the concentrate.

3. MATERIAL I MÈTODES

3.1 Planta pilot

El procés experimental per dur a terme l'estudi s'ha realitzat en una planta pilot dins les instal·lacions de l'ICRA (Institut Català de Recerca de l'Aigua).

A la figura 5 es pot observar l'esquema del procés, on en els extrems està representat els dos dipòsits d'emmagatzematge de les solucions (alimentació i extractora) que treballen a circuit tancat i els quals estan impulsades per bombes peristàltiques. Al mig del procés es troba la ubicació del mòdul de membrana d'osmosi directa (Aquaporin o Toray). El solut utilitzat per la solució extractora és sal marina amb un contingut de clorur de sodi del 99%. A més, per aquelles situacions on es requereixi treballar a concentració constant, el sistema disposa d'una segona bomba peristàltica per la recirculació de la solució extractora, incorporada en un embut amb filtre que conté una quantitat de sal marina addicional.

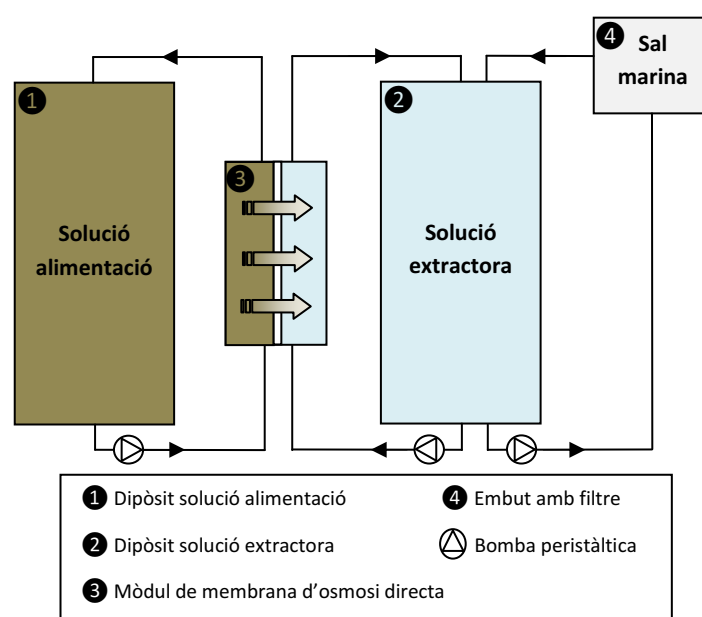


Figura 5. Esquema general de la planta pilot.

3.2 Membranes

3.2.1 Mòdul de membrana Aquaporin

És un mòdul de membrana d'osmosi amb configuració de fibra interior buida (*FO Hollow Fiber Module Prototype LHF*) fabricada per la companyia Aquaporin per a proves a escala laboratori. Aquest prototip disposa de 3.000 fibres amb una àrea total de membrana de 0,6 m². La membrana d'osmosi és de TFC (*Thin Film Composite*) i treballa amb una orientació del tipus mode PRO, és a dir, la solució alimentació està en contacte amb la capa porosa (exterior de les fibres) i la solució extractora està en contacte amb la capa activa (interior de les fibres).

3.2.2 Mòdul de membrana Toray

El mòdul Toray està construït a partir d'un marc de placa plana submergida de microfiltració (KUBOTA) amb la substitució de la seva membrana per una de TFC. L'àrea de la membrana és de 0,34 m² amb una orientació del tipus mode FO. Com a característica més destacable, aquest mòdul està equipat d'una entrada d'aeració a la seva part inferior per la dispersió de gas, el qual es subministra amb un cabal de 6 L/min.

3.3 Procés experimental

3.3.1 Experiments per concentrar l'aigua residual

Aquests experiments han estat la principal base per poder avaluar la capacitat de les membranes en concentrar l'aigua residual. Les mostres d'estudi provenen de la EDAR de Quart (Girona), obtingudes després d'un pretractament de desbast.

Així doncs, durant els experiments s'ha controlat la variació del flux d'aigua permeada a partir d'una balança (KERN) que mesura l'augment del pes de la solució extractora, la variació del flux de solut invers a partir de la monitorització de la conductivitat (sondes CRISON) d'ambdues solucions amb la finalitat de determinar canvis en les concentracions. Pel que fa a les bombes del procés experimental de l'Aquaporin, la bomba peristàtica de la solució d'alimentació treballa amb un cabal de 0,47 L/min, mentre que la bomba de la solució extractora se li aplica un cabal de 0,3 L/min. Per altra banda, degut a les diferències en la superfície transversal dels mòduls, els cabals subministrats per les bombes de la Toray li han hagut de correspondre uns valors de 0,94 L/min i 0,6 L/min respectivament, amb l'objectiu d'aconseguir una mateixa velocitat i permetre l'estudi comparatiu de les dues membranes.

La duració dels experiments ha depès del temps necessari per obtenir una recuperació del 70%, és a dir, teòricament els experiments han finalitzat quan els 35 litres de la solució alimentació han passat a la solució extractora, ja que el volum inicial de les solucions són de 50 litres i 10 litres respectivament. D'altra banda, la concentració de la solució extractora s'ha mantingut constant amb un valor de 11,67 mg NaCl/L a partir de la bomba de recirculació peristàtica que subministra una petita quantitat d'aigua amb contingut de sal marina cada cop que el sistema d'enviament de dades electrònic (*Power Line Communication*, PLC) detecta una disminució de la conductivitat. Les raons pel qual s'ha decidit treballar en condicions constants de sal és degut a unes majors prestacions del procés. És a dir, es va comprovar prèviament que en aquest cas el promig de flux era major que en condicions no constants gràcies al manteniment de la pressió osmòtica, implicant directament un menor temps d'operació per arribar a la recuperació del 70%. Un cop finalitzat l'experiment, les dades són exportades en format Excel per poder ser analitzades.

3.3.2 Proves de flux

Per tal de conèixer els efectes relacionats amb la disminució del flux de les membranes, s'ha realitzat unes proves basades en unes condicions operacionals estàndard utilitzant aigua de l'aixeta com a solució d'alimentació. Aquesta prova de flux ha servit com a referència per controlar els efectes d'embrutiment de les membranes ocasionades pels experiments i per determinar l'eficàcia dels procediments de neteja emprats. La duració de la prova ha estat de 2 hores, el volum inicial de la solució d'alimentació ha estat de 25 litres i la solució extractora de 20 litres amb una concentració de sal marina inicial de 35 g NaCl/L. En aquest cas s'ha decidit que la concentració de sal no fos constant, principalment per tal de simplificar la prova i evitar possibles problemes que pogués ocasionar la bomba de recirculació peristàtica del dipòsit de sal marina durant el seu funcionament. Pel que fa a la membrana Toray, la dispersió de gas és aire (subministrat constantment) en comptes de nitrogen amb l'objectiu de reduir costos operacionals no necessaris en aquestes proves de flux. Un cop finalitzat el test, les dades són exportades en format Excel per poder ser analitzades.

3.4 Proves analítiques

- DQO: es determina a partir d'un lot d'anàlisi de reactius (Hach Lange, Dusseldorf, Germany). A part de la DQO total analitzada directament a les mostres d'estudi, també s'ha quantificat la DQO soluble a partir d'una prèvia filtració de 0,2 µm. L'anàlisi s'ha dut a terme a l'aigua residual i en el concentrat final.
- Anions i cations: mitjançant una cromatografia de ions (ICS5000, DIONEX) es determina la concentració de fosfats (PO_4^{-3}), sulfats (SO_4^{-2}), amoni (NH_4^+), magnesi (Mg^{+2}) i calci (Ca^{+2}) de les solucions alimentació i extractora, abans i després de cada experiment per concentrar l'aigua residual.

3.5 Mètodes de neteja

- Contraretat osmòtic: és un procediment que es basa en una inversió de les condicions operacionals de la prova de flux. És a dir, totes les característiques del sistema (cabal de les bombes, concentració de la solució extractora i temps de funcionament) són exactament iguals al test de flux, excepte que la solució amb una elevada concentració (35 mg NaCl/L, constant en el temps) es troba present en el dipòsit d'alimentació. L'objectiu del contraretat osmòtic és desenganxar les partícules incrustades a través d'una inversió de la direcció del flux. Aquest procediment de neteja té una durada de 2 hores.
- Neteja de la membrana amb àcid: s'aplica àcid oxàlic amb una concentració de 500ppm dins el mòdul de la membrana, tant a la zona de la solució d'alimentació com per la zona de la solució extractora. La circulació de l'àcid s'aplica durant 2 hores amb l'objectiu de dissoldre la matèria inorgànica.
- Neteja de la membrana amb base: s'aplica hidròxid de sodi amb una concentració 0,1M dins la zona de la solució d'alimentació de la membrana. La circulació de la base dura 1 hora i permet dissoldre la matèria orgànica.

4. RESULTATS I DISCUSSIÓ

4.1 Mòdul de membrana Aquaporin

4.1.1 Concentració de la matèria orgànica

A la taula 1 hi ha representat les condicions inicials dels experiments per concentrar l'aigua residual utilitzant el mòdul Aquaporin. Com a característica destacable, es pot observar que l'experiment 2 va finalitzar a una recuperació del 73%, un valor més elevat del desitjat. Aquest fet és degut a que el volum final del concentrat va presentar un valor més baix de 15 L.

Taula 1. Condicions d'operació dels experiments amb el mòdul Aquaporin. Indica la recuperació assolida; el factor de concentració teòric corresponent i els valors inicials de DQO (total i soluble) de cada experiment.

	Recuperació (%)	Factor concentració teòric	DQO inicial (mg/L)	
			Total	Soluble
Experiment 1	70	3,3	449	-
Experiment 2	73	3,8	549	234

Tal com mostra el gràfic de la figura 6, en el primer experiment es va analitzar la concentració de DQO total de l'aigua residual inicial i del concentrat final. Per tal de tenir una referència als resultats esperats, també s'adjunta el concentrat teòric atribuït a una recuperació del 70%, pel qual li pertoca un factor de concentració de 3,3. Pel que fa als resultats obtinguts, el factor de concentració de la DQO total en el primer experiment ha estat de 1,3.

Com a conseqüència del baix resultat obtingut, en el segon experiment es va decidir analitzar també la DQO soluble. D'aquesta manera, encara que el factor de concentració de la DQO total d'aquest segon cas presentés un valor similar de 1,5, el resultat de la DQO soluble va ser més satisfactori, obtenint un valor de 1,9. Per últim, és convenient recordar que donat la recuperació més elevada de l'experiment 2 (73%), el factor de concentració utilitzat per calcular el concentrat teòric ha estat de 3,8.

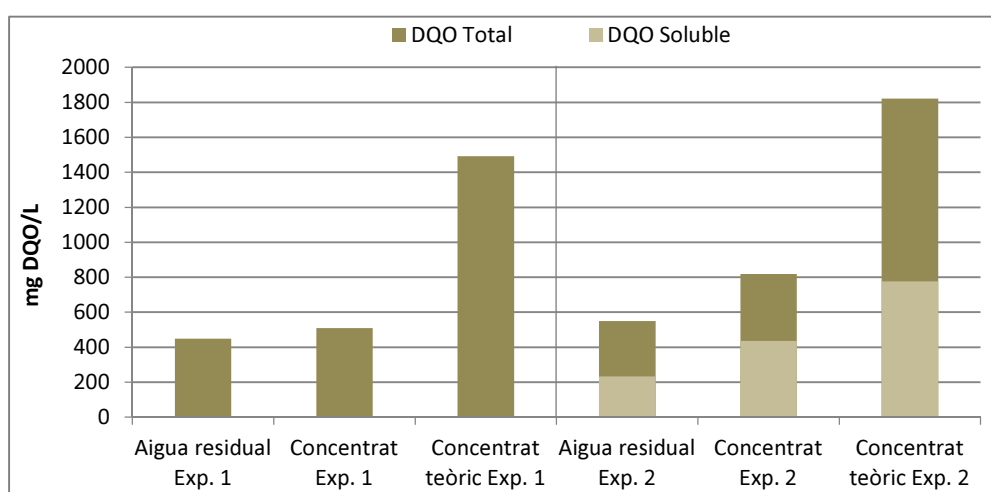


Figura 6. Gràfic dels experiments realitzats amb el mòdul Aquaporin. Indica les concentracions de DQO total i soluble de l'aigua residual; concentrat i concentrat teòric.

4.1.2 Rendiment dels experiments amb aigua residual

Pel que fa el flux d'aigua permeada, el primer experiment amb el mòdul Aquaporin va assolir un valor mitjà de $1,6 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, mentre que en el segon es va reduir a la meitat (taula 2 i figura 7). Com s'explicarà degudament en el següent apartat, la baixa recuperació de la membrana va comportar la disminució del flux de l'experiment 2. Conseqüentment, aquesta reducció va comportar pràcticament el doble de temps per arribar a una recuperació del 70%.

D'altra banda, el rendiment de flux invers de solut d'ambdós experiments es va mantenir a uns valors mitjans molt constants a 0. Aquest resultat no només beneficia el manteniment de la pressió osmòtica, sinó que també afavoreix a la posterior digestió anaeròbia, ja que l'activitat metanogènica pot inhibir-se a concentracions elevades de sal inorgànica, comportant una disminució severa de les taxes de producció de biogàs. La inhibició corresponent a una concentració de $1,5 \text{ g NaCl/L}$ és de 3-5% aproximadament (Anwar *et al.*, 2016).

Taula 2. Rendiment dels experiments amb el mòdul Aquaporin. Indica el temps de funcionament; J_w = flux mitjà d'aigua permeada; J_s = flux mitjà invers de solut i Con.= concentració de sal en el concentrat.

	Temps (h)	J_w ($\text{L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$)	J_s ($\text{g m}^{-2} \text{ h}^{-1}$)	Conc. (g NaCl/L)
Experiment 1	36	1,6	0,0	1,6
Experiment 2	74	0,8	0,0	1,5

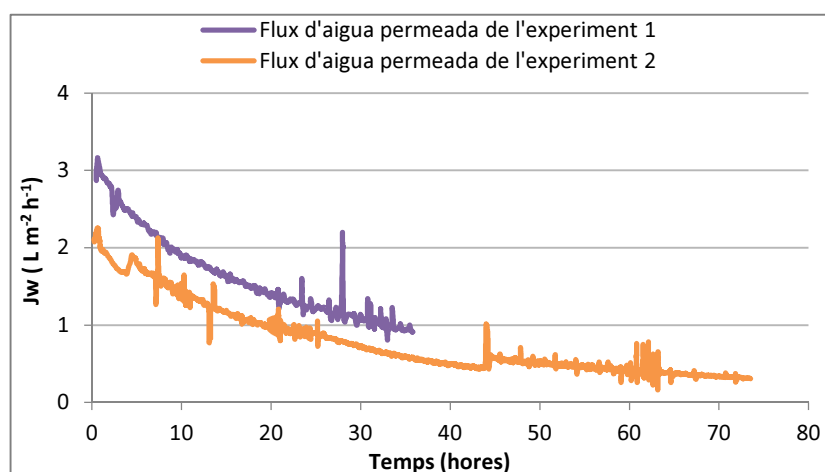


Figura 7. Gràfic dels fluxos d'aigua permeada obtinguts en els experiments realitzats amb el mòdul Aquaporin.

4.1.3 Neteja de la membrana

Un cop realitzat el primer experiment amb aigua residual es va procedir a dur a terme la neteja de la membrana amb l'objectiu d'assolir el seu estat inicial (corresponent a un flux mitjà de $8,1 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$). Per tant, l'estudi comparatiu s'ha dut a terme a partir dels J_w obtinguts en les proves de flux després dels mètodes de neteja emprats.

D'aquesta manera, es va iniciar la neteja de la membrana aplicant un contraentat osmòtic, seguit de dos rentats amb àcid oxàlic i un últim rentat amb hidròxid de sodi. Com es pot observar a la figura 8, després del rentat amb hidròxid de sodi, la membrana ni tan sols va aconseguir assolir un flux mitjà de $7 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. Per tant, la seva baixa recuperació probablement estigui relacionat amb l'orientació del tipus mode PRO que presenta, donat que, el contacte de l'aigua residual amb el suport porós produeix un embrutiment difícilment reversible, inclús aplicant una neteja química.

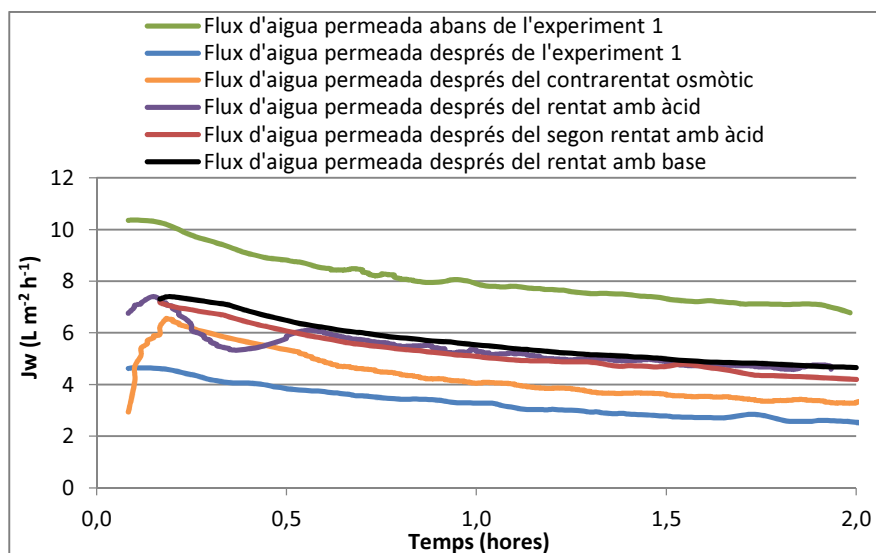


Figura 8. Gràfic de les proves de flux de l'experiment 1 amb el mòdul Aquaporin. Indica els Jw abans i després de l'experiment com també els Jw obtinguts després de cada mètode de neteja emprat.

4.1.4 Caracterització d'espècies iòniques del concentrat

Abans de començar la discussió dels resultats de les espècies químiques considerades d'interès pel correcte funcionament del digester anaerobi, és convenient destacar que els sulfats (SO_4^{-2}), el magnesi (Mg^{+2}) i el calci (Ca^{+2}) es troben presents com a impureses a la sal marina que s'utilitza com a solut de la solució extractora. No obstant, l'aspecte crític d'aquest apartat recau en el factor de concentració de les espècies iòniques del concentrat.

Els resultats obtinguts de la taula 3 mostren que els fosfats pràcticament no s'han concentrat en els dos experiments, obtenint un valor del factor de concentració molt proper a 1. Pel que fa als sulfats, aquests s'han concentrat amb major grau, presentant un valor mitjà del factor de concentració de 2,8 entre els dos experiments. D'altra banda, els cations s'han concentrat majoritàriament en alt grau, excepte l'amoni que s'han obtingut uns valors de factor de concentració inferiors a 1,5.

Taula 3. Comparació de les espècies iòniques de cada experiment amb el mòdul Aquaporin. A.r= aigua residual; Conc.= percentatge en el concentrat respecte l'aigua residual; S.e.f= percentatge de la Solució extractora final respecte l'aigua residual i FC= factor de concentració en el concentrat.

	Experiment 1				Experiment 2			
	A.r (mg/L)	Conc. (mg/L)	S.e.f (mg/L)	FC	A.r (mg/L)	Conc. (mg/L)	S.e.f (mg/L)	FC
P-PO4	7,7	8,4	0,1	1,1	4,6	5,7	0,1	1,25
S-SO4	17,4	59,1	14,0	3,4	22,8	47,8	19,1	2,1
N-NH4	74,6	95,1	58,6	1,2	38,0	52,6	42,5	1,4
Mg	14,9	45,6	5,4	3,1	9,2	43,6	6,5	4,7
Ca	73,1	159,3	28,6	2,2	43,5	162,9	31,2	3,7

4.2 Mòdul de membrana Toray

4.2.1 Concentració de la matèria orgànica

En aquest cas, els experiments realitzats amb el mòdul Toray no només es distingeixen pels valors inicials de les mostres i el percentatge de permeat, sinó també per la dispersió de gas aplicada (taula 4). D'aquesta manera, en els dos primers experiments s'ha subministrat gas nitrogen cada 15 minuts amb 1 minut de funcionament, l'experiment 3 s'ha operat amb unes condicions de subministrament d'aire constant i finalment, l'experiment 4 ha funcionat en absència de gas.

Taula 4. Condicions d'operació dels experiments amb el mòdul Toray. Indica la recuperació assolida; el factor de concentració teòric corresponent; els valors inicials de DQO (total i soluble) de cada experiment i la dispersió de gas. $N_2(1/15)=1\text{min}$ de dispersió amb Nitrogen gas cada 15 min.

	Recuperació (%)	Factor de concentració teòric	DQO inicial (mg/L)		Dispersió de gas
			Total	Soluble	
Experiment 1	76	4,1	522	273	$N_2(1/15)$
Experiment 2	73	3,7	897	698	$N_2(1/15)$
Experiment 3	70	3,3	720	632	Aire constant
Experiment 4	73	3,8	655	509	Absència de gas

Com s'observa a la figura 9, en els dos primers experiments la concentració DQO total van ser molt similars, presentant uns valors dels factors de concentració de 2,3 i 2,1, respectivament. Per altra banda, la concentració de la DQO soluble va ser significativament millor a l'experiment 2 on es va obtenir un factor de 2,5, mentre que a l'experiment 1 solament es va assolir un 1,5.

Pel que fa els resultats dels dos experiments restants, es va observar una forta diferència en la capacitat per concentrar la DQO total. És a dir, el subministrament constant d'aire durant tot l'experiment 3 va representar una capacitat per concentrar la DQO total de tan sols 1,6, mentre que l'absència d'aeració de l'experiment 4 va permetre assolir un valor de 3,4. No obstant, les diferències en quan els factors de concentració de la DQO soluble van ser poc significatives: 1,2 i 1,7, respectivament. Vist els resultats obtinguts, possiblement la manca d'aeració permet concentrar més òptimament la DQO total gràcies a que no es formen espumes que podrien retenir gran part de la matèria orgànica particulada i que posteriorment es perden per la part superior del mòdul.

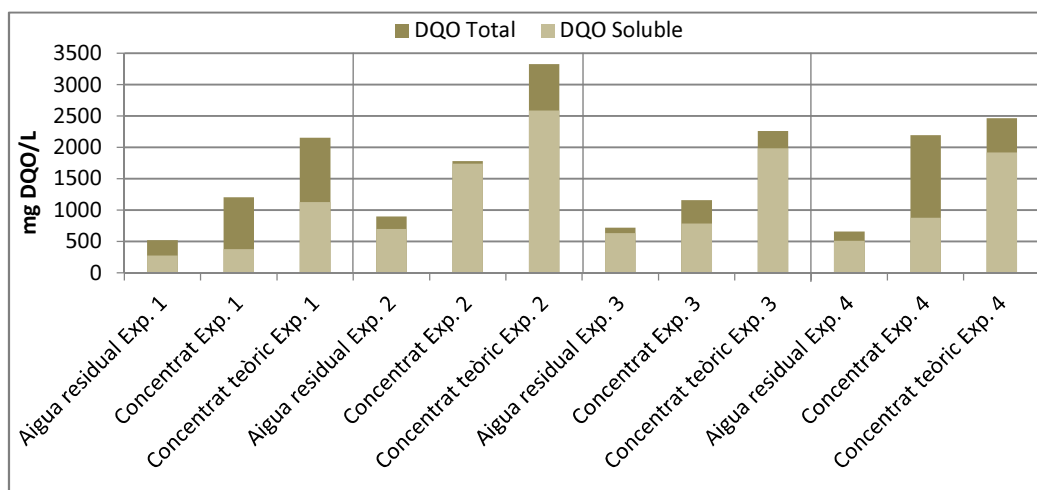


Figura 9. Gràfic dels experiments realitzats amb el mòdul Toray. Indica les concentracions de DQO total i soluble de l'aigua residual, concentrat i concentrat teòric.

4.2.2 Rendiment dels experiments amb aigua residual

Les diferents condicions d'operació dels quatre experiments realitzats van implicar també variacions en el flux d'aigua permeada i el flux invers de solut assolits en el mòdul Toray (taula 5 i figura 10).

Els dos primers experiments, on es treballava a unes mateixes condicions de dispersió de nitrogen, es va obtenir un flux mitjà d'aigua permeada de 3,6 i 1,8 L m⁻² h⁻¹, respectivament. Per tant, mentre que el primer va requerir prop de 30 hores, el segon va necessitar més temps per finalitzar l'experiment. Aquest fet pot estar causat per les diferents composicions de l'aigua residual recollides en diferents dies, ja que degut a les dimensions reduïdes de la EDAR de Quart, les mostres són poc homogènies. En els experiments 3 i 4, s'ha pogut observar una relació directa entre dispersió d'aire i el flux d'aigua permeada. De manera que, l'experiment 3 ha presentat un flux mitjà de 3,1 L m⁻² h⁻¹, mentre que l'experiment 4 ha requerit quasi el doble de temps com a conseqüència d'un flux mitjà de 1,6 L m⁻² h⁻¹. Per tant, els resultats han estat tal com s'esperaven, ja que l'aeració a la superfície de la membrana aplicat a l'experiment 3, permet la desincrustació continua de l'embrutiment al mateix temps que es redueix l'efecte de polarització de la concentració externa, mostrant una millora en el flux d'aigua permeada. No obstant, cal destacar que en l'experiment 3 i 4 es van tenir problemes operacionals causats per la parada de la bomba de recirculació peristàltica que subintrava la sal marina. Per tant, si no hagués disminuït la pressió osmòtica del sistema, probablement l'experiment 3 hagués obtingut un flux mitjà d'aigua permeada major al de l'experiment 1.

En comparació al mòdul Aquaporin, els resultats de la difusió de sal inversa (Js) van ser molt més fluctuants tal com mostra la mitjana Js dels experiments exposats a la taula 5. Abans de tot, és convenient destacar la relació directa entre Jw i Js, és a dir, l'augment de flux d'aigua permeada facilita al mateix temps el pas de solut de la solució extractora a la solució alimentació. D'aquesta manera, les diferències de flux d'aigua permeada de l'experiment 1 i 2 s'han reflectit proporcionalment en el flux mitjà de solut invers. De la mateixa manera, el flux de solut invers ha estat major a l'experiment 3 en comparació a l'experiment 4. És a dir, mentre que el Js de l'experiment 3 ha augmentat, a l'experiment 4 el valor mitjà de Js s'ha reduït pràcticament a la meitat com a conseqüència de la reducció del flux d'aigua permeada. Tanmateix, cal destacar que la concentració de sal marina (7,9 g NaCl/L) ha estat major en aquest últim experiment degut a un major temps d'operació. Recollint el més important, l'elevat flux invers de solut d'aquest mòdul pot contribuir a un contínua pèrdua de la pressió osmòtica com també la inhibició de l'activitat metanogènica de la posterior digestió anaeròbia. Aproximadament, la inhibició corresponent a una concentració de 8 g NaCl/L és del 15%. (Anwar *et al.*, 2016).

Taula 5. Rendiment dels experiments amb el mòdul Aquaporin. Indica la dispersió del gas, temps de funcionament; Jw= flux mitjà d'aigua permeada; Js= flux mitjà invers de solut i Con.= concentració de sal en el concentrat. N₂(1/15)=1min de dispersió amb Nitrogen gas cada 15 min.

	Dispersió de gas	Temps (h)	Jw (L m ⁻² h ⁻¹)	Js (g m ⁻² h ⁻¹)	Conc. (g NaCl/L)
Experiment 1	N ₂ (1/15)	28,7	3,6	1,6	3,9
Experiment 2	N ₂ (1/15)	41,3	1,8	0,8	2,9
Experiment 3	Aire constant	33,7	3,0	4,2	5,9
Experiment 4	Absència de gas	66,2	1,6	2,6	7,9

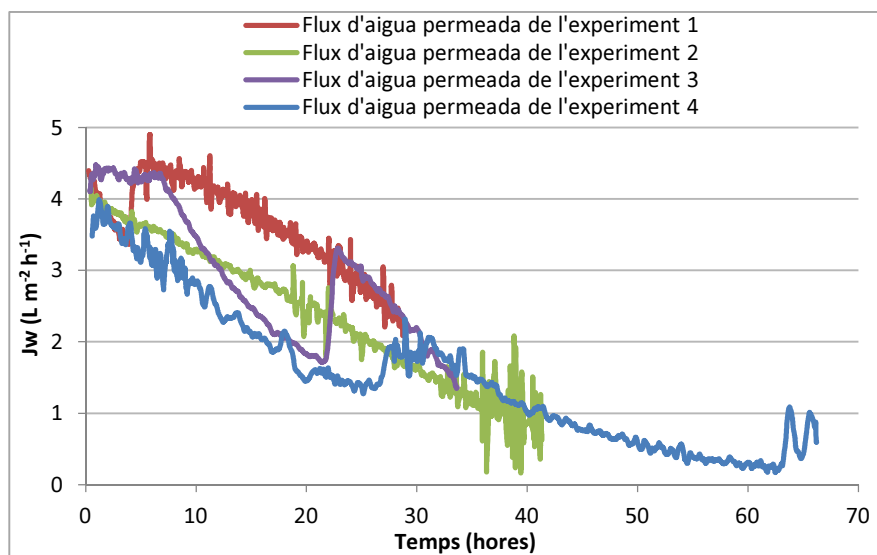


Figura 10. Gràfic dels fluxos d'aigua permeada obtinguts en els experiments realitzats amb el mòdul Toray.

4.2.3 Neteja de la membrana

Al igual que en el mòdul Aquaporin, es va procedir a realitzar la neteja de la membrana Toray amb l'objectiu d'arribar al seu estat inicial, en aquest cas però, després de la finalització de tots els experiments per estudiar els efectes de l'embrutiment segons la dispersió de gas que s'hagi aplicat.

A la figura 11 es pot visualitzar quatre gràfiques corresponents a les proves de flux després del mètode de neteja aplicat en cada experiment. Per tenir una comparació més significativa, a cada gràfic està representat el flux inicial de la membrana, és a dir, abans de realitzar l'experiment. Per tant, partint d'una prova de flux amb la membrana inalterada, es pot apreciar que després del contrareentat osmòtic de l'experiment 1 el flux obtingut va estar proper a $8 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. Tal com s'esperava, després del contrareentat osmòtic de l'experiment 2 es va assolir un flux pràcticament idèntic a causa d'unes mateixes condicions de dispersió de gas. En canvi, en els dos últims experiments la recuperació de la membrana va ser peculiarment diferent, amb una clara benefici de l'experiment 3 on es va aplicar aeració constant. Com s'ha comentat a l'apartat anterior, l'aeració constant redueix la incrustació de partícules insolubles responsables de l'embrutiment. D'altra banda, el resultat de la prova de flux després del contrareentat osmòtic de l'experiment 4 va ser nefast, amb la qual cosa es va decidir aplicar posteriorment un rentat amb àcid oxàlic. D'aquesta manera, es va aconseguir recuperar pràcticament l'estat inicial de la membrana. Per tenir una comparació més general a la figura 12 hi ha representat totes les proves de flux de tots els mètodes de neteja aplicats en cada experiment.

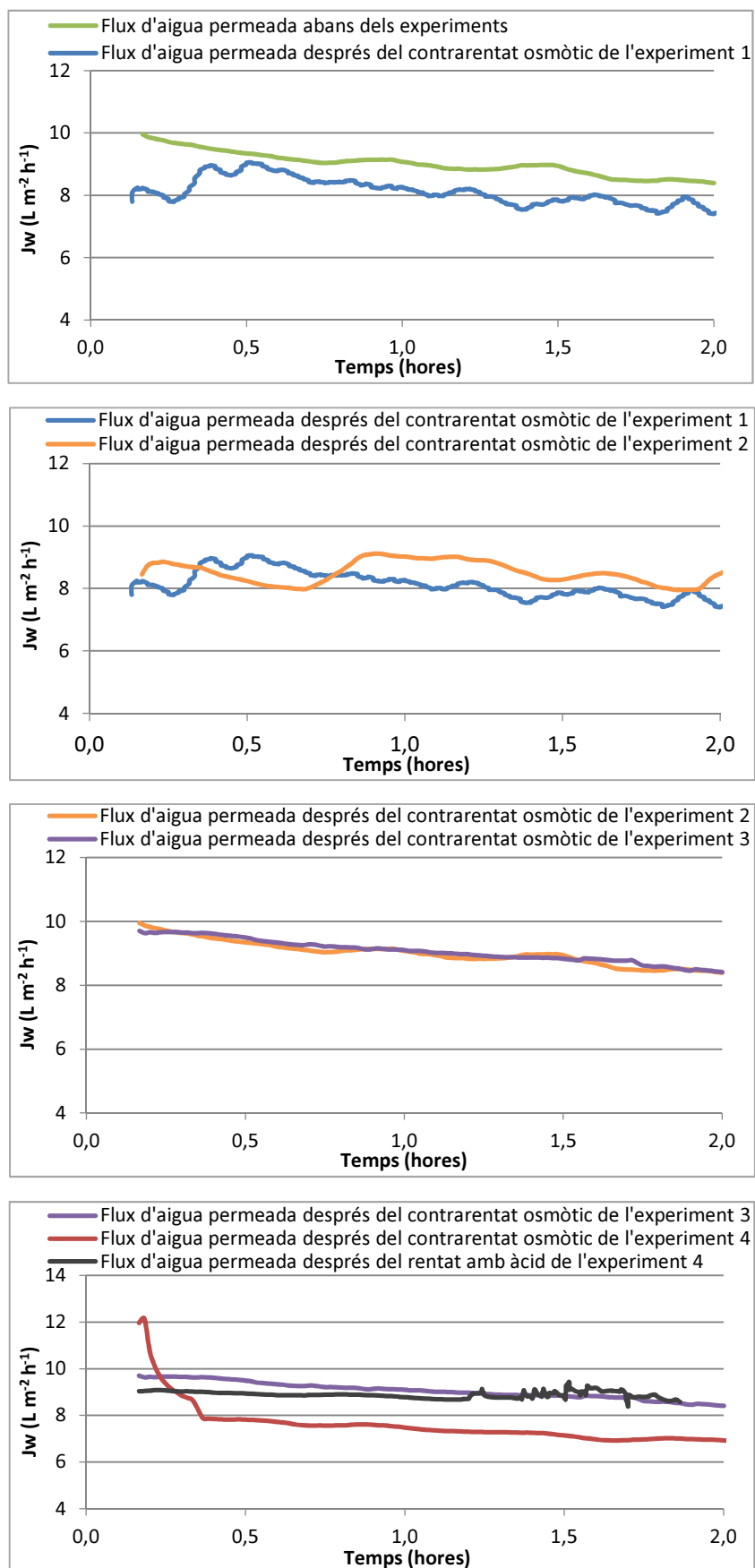


Figura 11. Gràfiques específiques de les proves de flux per cada experiment. Indica el flux inicial de la membrana abans de l'experiment i el flux obtingut després del mètode de neteja aplicat.

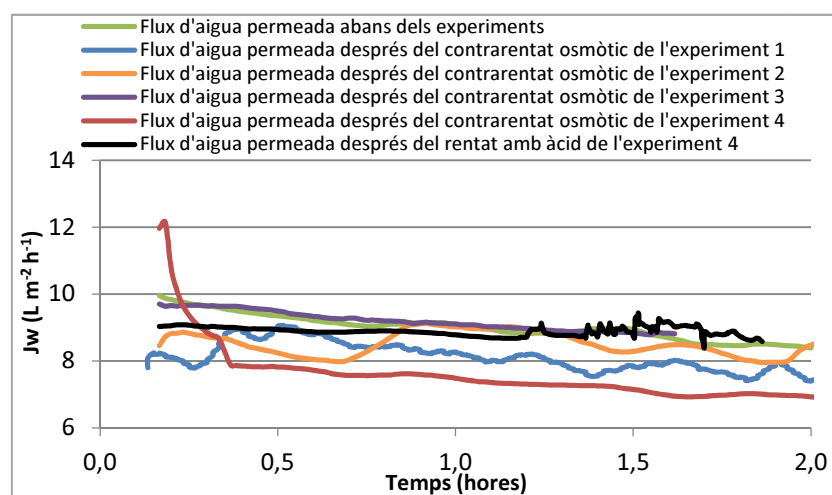


Figura 12. Gràfic general de les proves de flux de tots els experiments. Indica el flux obtingut per cada mètode de neteja aplicat.

4.2.4 Caracterització d'espècies iòniques del concentrat

Com es pot observar en els resultats referents als factors de concentració (taula 6), els fosfats s'han concentrat de manera anàleg en tots els experiments excepte en el primer. La raó d'aquesta diferència podria estar causada per un error en l'anàlisi de l'aigua residual inicial, ja que en els tres restants s'han obtingut uns valors molt més elevats. No obstant, els sulfats s'han concentrat amb major grau en els experiments on s'ha utilitzat la dispersió de gas. La baixa concentració de les espècies aniòniques de l'experiment 4 podria estar relacionat per la precipitació d'aquestes. Segons She *et al.*, (2016) la saturació massiva de minerals fosfats i sulfats juntament amb el calci podria provocar la seva precipitació a la superfície de la membrana. A més, l'eficàcia de l'àcid oxàlic aplicat a l'experiment 4, confirma la presència de matèria inorgànica a la superfície de la membrana.

D'altra banda, l'amoni, el magnesi i el calci pràcticament no s'han concentrat a la majoria d'experiments. Per tant, els resultats mostren que aquesta membrana permet majoritàriament el pas a les espècies catiòniques.

Taula 6. Comparació de les espècies iòniques de cada experiment amb el mòdul Toray. FC= Factor de concentració en el concentrat; C.= percentatge en el concentrat respecte l'aigua residual i S.e.f= percentatge de la Solució extractora final respecte l'aigua residual.

	Experiment 1				Experiment 2				Experiment 3				Experiment 4			
	A.r (mg/L)	Con. (mg/L)	S.e.f (mg/L)	FC	A.r (mg/L)	Con. (mg/L)	S.e.f (mg/L)	FC	A.r (mg/L)	Con. (mg/L)	S.e.f (mg/L)	FC	A.r (mg/L)	Con. (mg/L)	S.e.f (mg/L)	FC
P-PO4	4,6	16,8	0,1	3,7	40,2	67,8	1	1,7	39,1	43,8	0,4	1,1	37,7	28,8	1,1	0,7
S-SO4	22,9	68,3	16,2	3,1	15,1	60,1	14,7	4	12,6	48,9	13,2	3,9	10,2	17,0	14,4	1,7
N-NH4	38,0	36,2	49,4	1,1	115,9	64,2	83,9	0,6	110,7	67,9	86,9	0,6	105,4	34,2	88,0	0,3
Mg	9,2	13,1	15,9	1,4	23,7	43,5	64,6	1,1	22,6	6,5	20,7	0,3	21,4	7,2	21,7	0,3
Ca	43,5	45,1	84,6	1	78,7	43,5	64,6	0,6	74	20,3	55,5	0,3	69,3	31,6	60,2	0,5

5. Conclusions

The study has confirmed that forward osmosis is a viable technology for the concentration of organic matter from urban wastewater. The comparative analysis between the two tested membrane modules showed significant differences in relation to the capacity to concentrate COD, membrane performance (water and reverse solute fluxes), as well as the requirement of different cleaning procedures to recover the initial conditions of the membrane module.

Results showed that the organic matter concentration effect was higher with the Toray membrane module especially when gas sparging was not applied. However, this condition implied a greater fouling, which required the application of a chemical cleaning (oxalic acid) to recover the initial conditions of the membrane (water flux). In addition, the application of air sparging generally improved the water flux due to a lower fouling and a lower effect of the external concentration polarization. However, the increase of water flux also generated a higher reverse solute flux and higher NaCl concentration in the final concentrate. The inhibitory effect due to the high concentration of salt would imply a reduction of the methanogenic activity in the subsequent anaerobic digestion. The final organic matter concentration factor and the water flux were lower with the Aquaporin membrane. In addition, physical and chemical cleaning procedures (oxalic acid and sodium hydroxide) did not show good results to achieve the initial conditions of the membrane module. This massive fouling was probably related to the orientation of the asymmetric membrane, since the wastewater was in contact with the area of the porous support layer instead of the active layer. Aquaporin membrane module showed a lower reverse solute flux, which may favour the subsequent anaerobic digestion due to a lower inhibition of methanogenic activity. With the exception of the experiment with the Toray module without air sparging, analysis of the concentrate showed high sulphate concentrations for both membranes and for the different air sparging configurations test. Sulphate is converted into sulphide in the anaerobic digester by sulphate-reducing bacteria (SRB) which implies several detrimental effects: inhibitory effect of the methanogenic biomass, decrease of the net amount of methane due to the consumption of COD by the SRB and presence of hydrogen sulphide in the biogas.

6.Ètica i sostenibilitat

En aquest treball, s'ha investigat un tema relacionat amb la reutilització d'aigua i la recuperació de recursos a través de la valorització energètica de les aigües residuals. Per tant, recolzat en una economia circular i verda amb una projecció sostenible.

Durant la part experimental d'aquest treball s'han utilitzat tots els elements de seguretat necessaris i s'han tractat els residus degudament segons la normativa vigent.

Pel que fa a la informació, s'ha cercat a través de fonts fiables i ben indexades, amb la qual cosa es pot afirmar en tota seguretat la inexistència de plagi.

7. Bibliografía

- Ansari, A. J., Hai, F. I., Guo, W., Ngo, H. H., Price, W. E., i Nghiem, L. D. (2015). Selection of forward osmosis draw solutes for subsequent integration with anaerobic treatment to facilitate resource recovery from wastewater. *Bioresource Technology*, 191, 30-36. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.04.119>
- Ansari, A. J., Hai, F. I., Price, W. E., Drewes, J. E., i Nghiem, L. D. (2017). Forward osmosis as a platform for resource recovery from municipal wastewater - A critical assessment of the literature. *Journal of Membrane Science*, 529, 195-206. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2017.01.054>
- Anwar, N., Wang, W., Zhang, J., Li, Y., Chen, C., Liu, G., i Zhang, R. (2016). Effect of sodium salt on anaerobic digestion of kitchen waste. *Water Science and Technology*, 73(8), 1865-1871. <https://doi.org/10.2166/wst.2016.035>
- Butler, R., i MacCormick, T. (1996). Opportunities for decentralized treatment, sewer mining and effluent re-use. *Desalination*, 106(1-3), 273-383. [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(96\)00119-1](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(96)00119-1)
- Cath, T. Y., Childress, A. E., i Elimelech, M. (2006). Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments. *Journal of Membrane Science*, 281, 70-87. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2006.05.048>
- Cath, T. Y., Gormly, S., Beaudry, E. G., Flynn, M. T., Adams, V. D., i Childress, A. E. (2005). Membrane contactor processes for wastewater reclamation in space: Part I. Direct osmotic concentration as pretreatment for reverse osmosis. *Journal of Membrane Science*, 257(1-2), 85-98. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2004.08.039>
- Cekli, L., Phuntsho, S., Kim, J. E., Kim, J., Choi, J. Y., Choi, J. S., ... Shon, H. K. (2016). A comprehensive review of hybrid forward osmosis systems: Performance, applications and future prospects. *Journal of Membrane Science*, 497, 430-449. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2015.09.041>
- Cekli, L., Phuntsho, S., Shon, H. K., Vigneswaran, S., Kandasamy, J., i Chanan, A. (2012). A review of draw solutes in forward osmosis process and their use in modern applications. *Desalination and Water Treatment*, 43(1-3), 167-184. <https://doi.org/10.1080/19443994.2012.672168>
- Chung, T. S., Luo, L., Wan, C. F., Cui, Y., i Amy, G. (2015). What is next for forward osmosis (FO) and pressure retarded osmosis (PRO). *Separation and Purification Technology*. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2015.10.063>
- Directiva del Consejo 91/271/CEE, de 21 de maig de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas. *Diario Oficial de las Comunidades Europeas*, 30 de Setiembre de 1991, núm. 135, pp 40-52.
- Elimelech, M., i Wiesner, M. R. (2002). Membrane separations in aquatic systems. *Environ. Eng. Sci.*, 19(6), 341. <https://doi.org/10.1089/109287502320963346>

- EU Water Alliance. (2014). Main Priorities for Water under the Juncker Commission (2014-2019). Recuperat de <http://wsstp.eu/wp-content/uploads/sites/102/2015/04/Main-Priorities-for-Water-under-the-Junckers-Commission.pdf>
- Flemming, H. C., Schaule, G., Griebe, T., Schmitt, J., i Tamachkiarowa, A. (1997). Biofouling - The Achilles heel of membrane processes. *Desalination*, 113(2-3), 215-225. [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(97\)00132-X](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(97)00132-X)
- Frijns, J., Hofman, J., i Nederlof, M. (2013). The potential of (waste)water as energy carrier. *Energy Conversion and Management*, 65, 357-363. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2012.08.023>
- Gikas, P., i Tchobanoglous, G. (2009). The role of satellite and decentralized strategies in water resources management. *Journal of Environmental Management*, 90(1), 144-152. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2007.08.016>
- Greenlee, L. F., Lawler, D. F., Freeman, B. D., Marrot, B., i Moulin, P. (2009). Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges. *Water Research*, 43(9), 2317-2348. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2009.03.010>
- Herzberg, M., Kang, S., i Elimelech, M. (2009). Role of extracellular polymeric substances (EPS) in biofouling of reverse osmosis membranes. *Environmental Science and Technology*, 43(12), 4393-4398. <https://doi.org/10.1021/es900087j>
- HEY, T. (2016). *Municipal wastewater treatment by microsieving, microfiltration and forward osmosis. Concepts and potentials*. (Tesi doctoral, Lund University, Suècia). Recuperat de http://lup.lub.lu.se/search/ws/files/16812792/Municipal_wastewater_treatment_by_microsieving_microfiltration_and_forward_osmosis.pdf
- Holloway, R. W., Childress, A. E., Dennett, K. E., i Cath, T. Y. (2007). Forward osmosis for concentration of anaerobic digester centrate. *Water Research*, 41(7), 4005-4014. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.05.054>
- INE. (2018). *España en cifras 2018. Ine*. <https://doi.org/729-15-011-4>
- Khajavi, S., Jansen, J. C., i Kapteijn, F. (2010). Production of ultra pure water by desalination of seawater using a hydroxy sodalite membrane. *Journal of Membrane Science*, 356(1-2), 52-57. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2010.03.026>
- King, C. W., i Webber, M. E. (2008). Water intensity of transportation. *Environmental Science and Technology*, 42(21), 7866-7872. <https://doi.org/10.1021/es800367m>
- Korenak, J., Basu, S., Balakrishnan, M., Hélix-Nielsen, C., i Petrinic, I. (2017). Forward Osmosis in Wastewater Treatment Processes. *Acta Chimica Slovenica*, 64(1), 83-94. <https://doi.org/10.17344/acsi.2016.2852>
- Lateef, S. K., Soh, B. Z., i Kimura, K. (2013). Direct membrane filtration of municipal wastewater with chemically enhanced backwash for recovery of organic matter. *Bioresource Technology*, 150, 149-155. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.09.111>

- Lay, W. C. L., Zhang, J., Tang, C., Wang, R., Liu, Y., i Fane, A. G. (2012). Factors affecting flux performance of forward osmosis systems. *Journal of Membrane Science*, 394-395, 151-168. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.12.035>
- Lee, K. L., Baker, R. W., i Lonsdale, H. K. (1981). Membranes for power generation by pressure-retarded osmosis. *Journal of Membrane Science*, 8(2), 141-171. [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(00\)82088-8](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(00)82088-8)
- Lee, S., Boo, C., Elimelech, M., i Hong, S. (2010). Comparison of fouling behavior in forward osmosis (FO) and reverse osmosis (RO). *Journal of Membrane Science*, 365(1-2), 34-39. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2010.08.036>
- Li, Q., i Elimelech, M. (2004). Organic fouling and chemical cleaning of nanofiltration membranes: Measurements and mechanisms. *Environmental Science and Technology*, 38(17), 4683-4693. <https://doi.org/10.1021/es0354162>
- Libralato, G., Volpi Ghirardini, A., i Avezzi, F. (2012). To centralise or to decentralise: An overview of the most recent trends in wastewater treatment management. *Journal of Environmental Management*, 94(1), 61-68. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2011.07.010>
- Liu, Y., i Mi, B. (2012). Combined fouling of forward osmosis membranes: Synergistic foulant interaction and direct observation of fouling layer formation. *Journal of Membrane Science*, 407-408, 136-144. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2012.03.028>
- Lutchmiah, K., Cornelissen, E. R., Harmsen, D. J. H., Post, J. W., Lampi, K., Ramaekers, H., ... Roest, K. (2011). Water recovery from sewage using forward osmosis. *Water Science and Technology*, 64(7), 1443-1449. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.773>
- Lutchmiah, K., Verliefde, A. R. D., Roest, K., Rietveld, L. C., i Cornelissen, E. R. (2014). Forward osmosis for application in wastewater treatment: A review. *Water Research*, 58, 179-197. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.03.045>
- Makropoulos, C., Rozos, E., Tsoukalas, I., Plevri, A., Karakatsanis, G., Karagiannidis, L., ... Lytras, E. (2018). Sewer-mining: A water reuse option supporting circular economy, public service provision and entrepreneurship. *Journal of Environmental Management*, 216, 285-298. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.07.026>
- Mateos, F., i Rodríguez, S. (2012). *Estudio de Prospectiva Consumo Energético en el sector del agua. Ministerio de Industria, Energía y Turismo, Fundación Escuela de Organización Industrial.*
- Mays, L. W., Koutsoyiannis, D., i Angelakis, A. N. (2007). A brief history of urban water supply in antiquity. *Water Science and Technology: Water Supply*, 7(1), 1-12. <https://doi.org/10.2166/ws.2007.001>
- McCutcheon, J. R., i Elimelech, M. (2007). Modeling water flux in forward osmosis: Implications for improved membrane design. *AIChE Journal*, 53(7), 1736-1744. <https://doi.org/10.1002/aic.11197>

- McCutcheon, J. R., McGinnis, R. L., i Elimelech, M. (2006). Desalination by ammonia-carbon dioxide forward osmosis: Influence of draw and feed solution concentrations on process performance. *Journal of Membrane Science*, 278(1-2), 114-123. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2005.10.048>
- Mi, B., i Elimelech, M. (2008). Chemical and physical aspects of organic fouling of forward osmosis membranes. *Journal of Membrane Science*, 320(1-2), 292-302. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2008.04.036>
- Mi, B., i Elimelech, M. (2010). Organic fouling of forward osmosis membranes: Fouling reversibility and cleaning without chemical reagents. *Journal of Membrane Science*, 348(1-2), 337-345. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2009.11.021>
- Peñate, B., i García-Rodríguez, L. (2012). Current trends and future prospects in the design of seawater reverse osmosis desalination technology. *Desalination*, 284, 1-8. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.09.010>
- Radjenović, J., Petrović, M., Ventura, F., i Barceló, D. (2008). Rejection of pharmaceuticals in nanofiltration and reverse osmosis membrane drinking water treatment. *Water Research*, 42(14), 3601-3610. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.05.020>
- Sablani, S., Goosen, M., Al-Belushi, R., i Wilf, M. (2001). Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: A critical review. *Desalination*, 141(3), 269-289. [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(01\)85005-0](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(01)85005-0)
- She, Q., Wang, R., Fane, A. G., i Tang, C. Y. (2016). Membrane fouling in osmotically driven membrane processes: A review. *Journal of Membrane Science*, 87(2), 176-190. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2015.10.040>
- Simon Font, F. X., Ballester Bonet, J., Llorens Llacuna, J., i García Montaña, J. (2014). Ósmosis Directa: Proceso Y Aplicaciones. *TecnoAqua*, 26-32.
- United Nations, Department of Economic and Social Affairs. (2018). 68% of the world population projected to live in urban areas by 2050, segons UN. 16 de maig de 2018. Recuperat el 3 de novembre de 2018 de <https://www.un.org/development/desa/en/news/population/2018-revision-of-world-urbanization-prospects.html>
- Vörösmarty, C. J., Green, P., Salisbury, J., i Lammers, R. B. (2000). Global water resources: Vulnerability from climate change and population growth. *Science*, 289(5477), 284-288. <https://doi.org/10.1126/science.289.5477.284>
- Wan, J., Gu, J., Zhao, Q., i Liu, Y. (2016). COD capture: A feasible option towards energy self-sufficient domestic wastewater treatment. *Scientific Reports* (Vol. 6). <https://doi.org/10.1038/srep25054>
- Wilderer, P. A., i Schreff, D. (2000). Decentralized and centralized wastewater management: A challenge for technology developers. *Water Science and Technology*, 41(1), 1-8. <https://doi.org/10.2166/wst.2000.0001>

- WWAP. (2017). *Informe Mundial de las Naciones Unidas sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos 2017. Aguas residuales: El recurso desaprovechado. Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura.* <https://doi.org/10.12691/env-3-1-3>
- Xie, M., Nghiem, L. D., Price, W. E., i Elimelech, M. (2013). A forward osmosis-membrane distillation hybrid process for direct sewer mining: System performance and limitations. *Environmental Science and Technology*, 47(23), 13486-13493. <https://doi.org/10.1021/es404056e>
- Zhao, S., i Zou, L. (2011). Relating solution physicochemical properties to internal concentration polarization in forward osmosis. *Journal of Membrane Science*, 379(1-2), 459-467. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.06.021>
- Zhao, S., Zou, L., i Mulcahy, D. (2011). Effects of membrane orientation on process performance in forward osmosis applications. *Journal of Membrane Science*, 382(1-2), 308-315. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.08.020>
- Zhao, S., Zou, L., Tang, C. Y., i Mulcahy, D. (2012). Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges. *Journal of Membrane Science*, 396, 1-21. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.12.023>
- Zydney, A. L. (1997). Stagnant film model for concentration polarization in membrane systems. *Journal of Membrane Science*, 130(1-2), 275-281. [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(97\)00006-9](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(97)00006-9)