

Journal of Water and Wastewater, Vol. 34, No. 3, pp: 31-43

Simultaneous Modeling of Water Purification Process by Direct Osmosis Membrane and Recovery of Osmotic Solution by Ultrafiltration Membrane

N. Hashemi¹, A. H. Cheshme Khavar², D. Emadzadeh^{3*}

1. Assist. Prof., Dept. of Mathematics Education, Farhangian University, Tehran, Iran
2. Assist. Prof., Dept. of Chemistry Education, Farhangian University, Tehran, Iran
3. Assist. Prof., Dept. of Chemical and Biological Engineering, University of Ottawa, 161 Louis Pasteur, Ottawa, ON K1N 6N5, Canada
(Corresponding Author) demadzad@uottawa.ca

(Received Dec. 31, 2022 Accepted March 12, 2023)

To cite this article:

Hashemi, N., Cheshme Khavar, A. H., Emadzadeh, D. 2023. "Simultaneous modeling of water purification process by direct osmosis membrane and recovery of osmotic solution by ultrafiltration membrane" Journal of Water and Wastewater, 34(3), 31-43. Doi: 10.22093/wwj.2023.378636.3310. (In Persian)

Abstract

In this study, first, the water purification process was modeled by the hybrid of direct osmosis membrane and ultrafiltration, then the current system was compared with experimental results in terms of quality control and costs. In the direct osmosis process, a highly concentrated sodium polyacrylate solution was used as the draw solution. When the FO side of the hybrid membrane met wastewater, seawater, or saltwater, clean water was drawn through the FO membrane into the SPA solution. Then, the clean water was removed from the SPA solution through the UF membrane by applying pressure, which can be hydraulic or mechanical, less than 1 bar. Modeling was done to prove the validity of the design concept. Some model equations were extracted to simulate the performance of the hybrid membrane, and the experimental data were analyzed based on the model equations. It is believed that this method allows the production of RO quality water at a UF pressure much lower than the RO pressure and thus leads to a significant reduction in energy consumption for water production. It was noticed that more water (than the calculated value) could be drawn to the SPA solution when the $C_{SPA,0}$ was <15.75 wt% while less water was drawn when $C_{SPA,0}$ was >15.75 wt%.

Keywords: Modeling, Membrane, Osmosis, Ultrafiltration.



مجله آب و فاضلاب، دوره ۳۴، شماره ۳، صفحه: ۳۱-۴۳

مدل سازی هم زمان فرایند تصفیه آب توسط غشای اسمز مستقیم و بازیابی محلول اسمزی توسط غشای اولترافیلتراسیون

نوروز هاشمی^۱، امیر حسین چشمه خاور^۲، داریوش عمادزاده^{۳*}

۱- استادیار، گروه آموزش ریاضی، دانشگاه فرهنگیان، تهران، ایران
 ۲- استادیار، گروه آموزش شیمی، دانشگاه فرهنگیان، تهران، ایران
 ۳- استادیار، گروه مهندسی شیمی و بیولوژی،
 دانشگاه اتاوا، ۱۶۱ لوئی پاستور، اتاوا، کانادا
 (نویسنده مسئول) demadzd@uottawa.ca

(دریافت ۱۴۰۱/۱۰/۱۰ پذیرش ۱۴۰۱/۱۲/۲۱)

برای ارجاع به این مقاله به صورت زیر اقدام بفرمایید:

هاشمی، ن.، چشمه خاور، ا.ح.، عمادزاده، د.، ۱۴۰۲، "مدل سازی هم زمان فرایند تصفیه آب توسط غشای اسمز مستقیم و بازیابی محلول اسمزی توسط غشای اولترافیلتراسیون" مجله آب و فاضلاب، ۳۴(۳)، ۳۱-۴۳. Doi: 10.22093/wwj.2023.378636.3310

چکیده

در این پژوهش، ابتدا فرایند تصفیه آب توسط هیبرید غشای اسمز مستقیم و اولترافیلتراسیون مدل سازی شد، سپس این سیستم از نظر کنترل کیفیت و هزینه ها با نتایج تجربی مقایسه شد. در فرایند اسمز مستقیم از محلول پلی آکریلات سدیم بسیار غلیظ به عنوان محلول کثیف استفاده شد. هنگامی که طرف FO غشای هیبریدی با فاضلاب، آب دریا یا آب شور تماس پیدا می کند، آب تمیز از طریق غشای FO در حدود ۱ گرم به محلول SPAA کشیده می شود. سپس آب تمیز از محلول SPAA از طریق غشای UF با اعمال فشار، که می تواند هیدرولیکی یا مکانیکی کمتر از ۱ bar باشد، خارج می شود. مدل سازی برای اثبات اعتبار مفهوم طراحی انجام شد. برخی از معادلات مدل برای شبیه سازی عملکرد غشای هیبریدی استخراج شد و داده های تجربی بر اساس معادلات مدل، تجزیه و تحلیل شد. هدف بر این است که این روش اجازه تولید آب با کیفیت RO را در فشار UF بسیار کمتر از فشار RO دهد و بنابراین منجر به کاهش قابل توجه مصرف انرژی برای تولید آب شود. روندی مشاهده شد که وقتی C_{SPA0} کمتر از ۱۵/۷۵ درصد وزنی بود، آب بیشتری (از مقدار محاسبه شده) توانست به محلول SPAA کشیده شود، در حالی که وقتی C_{SPA0} بیش از ۱۵/۷۵ درصد وزنی بود، آب کمتری کشیده شد.

واژه های کلیدی: مدل سازی، غشا، اسمز، اولترافیلتراسیون

۱- مقدمه

مصارف مسکونی، کشاورزی و صنعتی شده است (Reig et al., 2014, Fritzmann et al., 2007).
 از این رو توسعه فرایندهای تصفیه و نمک زدایی در مواجهه با این افزایش تقاضا برای آب ضروری است (McGinnis and

بسیاری از مناطق در سراسر جهان با افزایش عدم تعادل بین عرضه و تقاضای آب شیرین مواجه شده اند. افزایش جمعیت جهانی و افزایش تقاضای غذا و انرژی منجر به افزایش مصرف آب برای



خاک‌ورزی، فرایند دیگری است که می‌توان برای بازیافت محلول‌کش استفاده کرد. در این مورد انتخاب املاح، پارامتر اصلی تعیین‌کننده در موفقیت فرایند است. به‌عنوان مثال، برای تصفیه آبهای بسیار شور، که دارای فشار اسمزی بیش از فشارهایی هستند که ماژول‌های RO می‌توانند تحمل کنند، استفاده از گاز محلول مانند NH_4HCO_3 به‌عنوان املاح جذب می‌تواند راه‌گشا باشد. در این موارد، سیستم‌های هیبرید می‌توانند انرژی موردنیاز برای تولید آب قابل استفاده را کاهش دهند، زیرا NH_3 و CO_2 (یعنی املاح محلول) به جای حلال (یعنی آب) از محلول تقطیر می‌شوند (McCutcheon et al., 2005, McGinnis et al., 2013).

به منظور طراحی و بهره‌برداری از سیستم‌های جدید FO، تلاش‌های مختلفی برای مدل‌سازی رفتار املاح و نفوذ حلال از طریق غشاهای FO انجام شده است. مدل‌های اولیه انتقال حلال و املاح از طریق یک برش تک بعدی از غشا بررسی شده است (Hancock et al., 2011, Phillip et al., 2010, Yong et al., 2012) با این حال، اکثر این مدل‌ها به‌طور ضمنی بازیافت آب را صفر درصد فرض می‌کنند. اخیراً، مدل‌هایی برای بررسی تغییر حلال و املاح در واحدهای فرایند با نرخ بازیابی محدود توسعه یافته‌اند (Benavides et al., 2015, Gu et al., 2011, Phuntsho et al., 2014, Sagiv et al., 2014, Xiao et al., 2012, Yaroshchuk et al., 2013).

این مدل‌ها معمولاً از الگوریتم‌های عددی برای حل مجموعه‌ای از معادلات دیفرانسیل جفت شده غیرخطی استفاده می‌کنند که بر انتقال در ماژول‌های FO حاکم است. استخراج قوانین طراحی ساده و بینش فیزیکی در این شبیه‌سازی‌های عددی دشوار است. به این ترتیب، راه‌حل‌های تحلیلی که بینش فیزیکی در طراحی ماژول‌های FO را ارائه می‌دهند، سودمند خواهند بود. در پژوهشی که توسط بن‌اویس و همکاران انجام شد، معادلات حاکم به‌صورت تحلیلی در حد ترمودینامیکی تعادل اسمزی حل شد و نشان داد که افزایش گزینش‌پذیری غشا، تراوایی املاح را کاهش می‌دهد، اما تأثیر کمتری بر بازیابی آب دارد. علاوه بر این، تجزیه و تحلیل انجام شده یک نسبت جریان بحرانی را شناسایی کرد که بالاتر از آن، پوشش مجدد آب به حداکثر می‌رسد (Benavides et al., 2015). این تحلیل‌ها به هدایت تلاش‌های آینده برای طراحی ماژول‌ها و

Elimelech, 2008) به ویژه، ماژول‌های اسمز مستقیم^۱ با موفقیت برای تصفیه فاضلاب (Achilli et al., 2009, Cartinella et al., 2006, Cath et al., 2005, Holloway et al., 2007, Padervand et al., 2021, Rhimi et al., 2022, Padervand et al., 2022, Padervand et al., 2019b, Padervand et al., 2019a) نمک‌های با شوری بالا (Choi et al., 2010, Kravath and Davis, 1975, Tan and Ng, 2010) و پساب‌های صنعتی (Coday et al., 2014, Hickenbottom et al., 2013, McGinnis et al., 2013, Shaffer et al., 2013) به‌کار گرفته شده‌اند. به این ترتیب، توسعه فرایندهای FO می‌تواند نقش مهمی در سبک‌تأمین آب داشته باشد و به نیازهای رو به رشد برای آب شیرین کمک کند.

در یک ماژول FO، از اختلاف فشار اسمزی ایجاد شده در یک غشای نیمه‌تراوا توسط یک محلول‌کششی برای استخراج آب، از یک جریان تغذیه استفاده می‌شود (Achilli et al., 2010, Cath et al., 2006). پس از آن، محلول‌کشش رقیق شده به واحد عملیات دیگری فرستاده می‌شود و در آنجا محلول‌کشش را مجدداً تغلیظ و بازیافت می‌کنند. انواع واحدهای بازسازی محلول‌کششی پیشنهاد شده است. به‌عنوان مثال، اسمز معکوس^۲ به‌عنوان یک فرایند بازسازی در سیستم‌هایی که برای تصفیه جریان‌های خوراک بسیار آسیب‌دیده که مستعد رسوب هستند (به‌عنوان مثال، فاضلاب بازیافت شده)، پیشنهاد شده است (Choi et al., 2010, Choi et al., 2009, Holloway et al., 2007).

استفاده از فرایندهای RO به تنهایی برای تصفیه این خوراکی‌ها به‌دلیل نیاز به تصفیه شیمیایی گسترده برای کاهش اثرات رسوب‌گذاری نمی‌تواند مناسب باشد (Coday et al., 2014, Shaffer et al., 2013). در مقابل، ماژول‌های FO در فشارهای بسیار پایین‌تری کار می‌کنند که باعث می‌شود کمتر مستعد رسوب‌گیری غیرقابل برگشت باشند. این موضوع عملکرد پایدار سیستم‌های FO را ممکن می‌سازد (Achilli et al., 2009, Cath et al., 2010, Lay et al., 2010). به این ترتیب، سیستم‌های هیبریدی FO-RO به‌طور بالقوه می‌توانند عملکرد بهتری از سیستم‌های فعلی داشته باشند.

¹ Forward Osmosis (FO)

² Reverse Osmosis (RO)



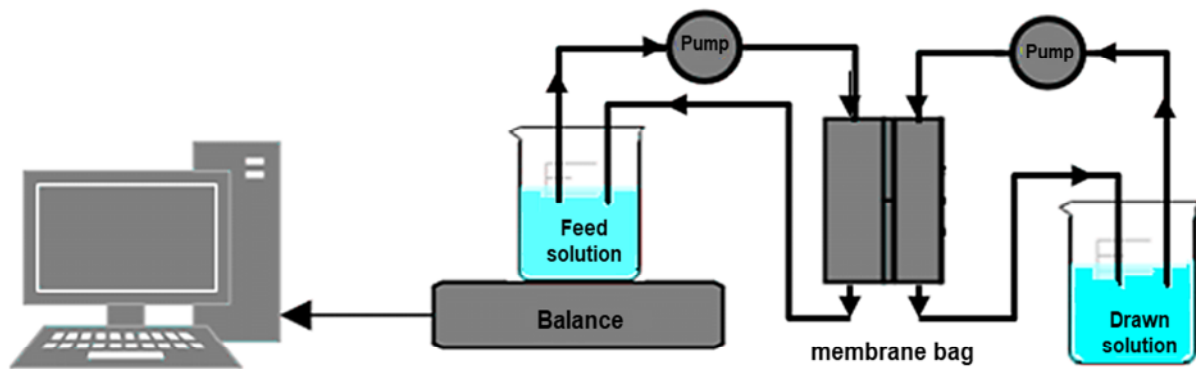


Fig. 1. FO system for water purification

شکل ۱- سیستم FO برای تصفیه آب

یک دوره از پیش تعیین شده تماس گرفت. سپس وزن آب کشیده شده توسط SPA در فرایند FO به دست آمد و با فرض چگالی آب برابر با ۱ Kg/L به حجم (L) تبدیل شد.

۲-۲- آزمایش بازیابی UF

همان طور که در شکل ۲ آمده است، به منظور بازیابی محلول اسمزی آب جذب شده، از محلول SPA استفاده شد. غشای اولترافیلتراسیون تجاری PS35 با اندازه حفرات ۱۶ نانومتر داخل سلول نصب شد و فشار از پیش تعیین شده توسط گاز نیتروژن تأمین شده از یک سیلندر نیتروژن اعمال شد. پس از آزادسازی فشار، مقدار آب خروجی از محلول SPA توسط UF به دست آمد.

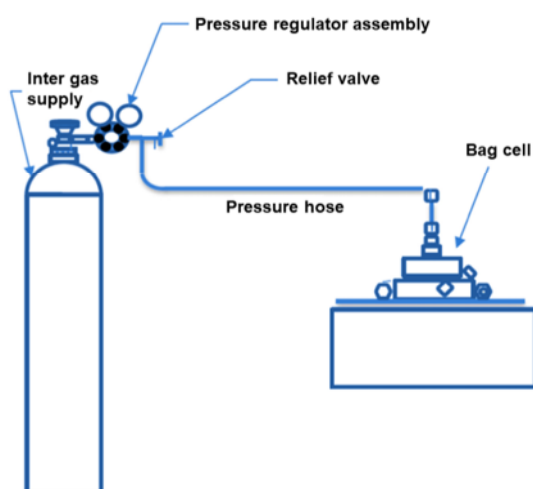


Fig. 2. UF system to recover osmotic solution

شکل ۲- سیستم UF برای بازیابی محلول اسمزی

غشاهای بهبود یافته کمک می‌کنند. با این حال، ماژول‌ها هرگز در حد تعادل اسمزی کار نخواهند کرد زیرا سطح نامحدود برای غشای مورد نیاز است. از این رو، ارائه یک مدل تحلیلی برای بررسی کمی عملکرد ماژول‌های FO، کاربردی ضروری به نظر می‌رسد.

در این پژوهش، فرایند تصفیه آب توسط غشای FO و بازیابی محلول اسمزی توسط غشای اولترافیلتراسیون با در نظر گرفتن کنترل کیفیت و هزینه‌ها در مقایسه با نتایج تجربی، مدل شد. در فرایند FO از محلول پلی آکریلات سدیم بسیار غلیظ^۱ به عنوان محلول کشنده استفاده شد. هنگامی که طرف FO غشای هیبریدی با فاضلاب، آب دریا یا آب شور تماس پیدا می‌کند، آب تمیز از طریق غشای FO به محلول SPA کشیده می‌شود. سپس آب تمیز از محلول SPA از طریق غشای UF با اعمال فشار که می‌تواند هیدرولیکی یا مکانیکی باشد، خارج می‌شود. مدل‌سازی برای اثبات اعتبار مفهوم طراحی انجام شد. برخی از معادلات مدل برای شبیه‌سازی عملکرد غشای هیبریدی استخراج شد و داده‌های تجربی بر اساس معادلات مدل، تجزیه و تحلیل شد.

۲- شرح فرایند

۱-۲- تست FO

عملکرد FO را می‌توان در سه مرحله طبقه‌بندی کرد (شکل ۱). غشای FO از نوع سلولز استات استفاده شد، با خوراک (آب مقطر، محلول ۱۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر یا ۳/۵ درصد وزنی NaCl) برای

¹ Sodium Polyacrylate (SPA)



۳- مدل‌سازی فرایند

معادلات مدل با این فرض به دست آمدند:

(الف) عملیات هم‌دما در دمای اتاق است.

(ب) خوراک FO آب خالص است.

(ج) غشای TFC که به عنوان غشای FO استفاده می‌شود، کاملاً نیمه تراوا است.

(د) آب، نه از طریق غشای FO بلکه از طریق غشای UF به بیرون فشرده می‌شود. این فرض موجه است، زیرا نفوذپذیری غشای FO بسیار کمتر از غشای UF است.

(ه) در FO، آبی که وارد لایه SPA در کیسه می‌شود، به سرعت و به‌طور یکنواخت در کیسه توزیع می‌شود. این فرض مجاز است زیرا شار غشایی FO از SPA بسیار کوچکتر است. به‌عنوان مثال، میزان انتشار آب در هیدروژل به صورت $10^{-9} \frac{m^2}{s}$ است (Hoch et al., 2003) ضخامت لایه SPA از $2 \times 10^{-3} m$ بزرگتر نیست، بنابراین ضریب انتقال جرم در سراسر لایه SPA در کیسه تقریباً $5 \times 10^{-9} m/s$ است. از سوی دیگر، سرعت جریان در سراسر غشای FO کمتر از $3 \times 10^{-8} m/s$ است که مرتبه‌ای کوچکتر از ضریب انتقال جرم است.

(و) در عملکرد UF کیسه غشایی، قطبش غلظت را می‌توان نادیده گرفت. این فرض تنها تا حدی به دلایل زیر قابل توجیه است. کمترین سرعت جریان UF به‌دست آمده توسط آزمایش تقریباً 5×10^{-8} متر بر ثانیه بود که کمتر از ضریب انتقال جرم است. از طرف دیگر بیشترین سرعت جریان، ۹ برابر کمترین سرعت جریان و تقریباً برابر با ضریب انتقال جرم بود. از این رو، قطبی شدن غلظت را می‌توان برای آزمایش UF با کمترین شار نادیده گرفت، در حالی که می‌تواند برای آزمایش UF با بیشترین شار قابل توجه باشد.

۳-۱-۳ FO

به‌وسیله FO، آب از محلول تغذیه با غلظت C_s^f از طریق غشای TFC FO به محلول SPA در کیسه نفوذ می‌کند. سپس شار FO آب، $J_{FO,W}$ به‌صورت معادله ۱ نوشته می‌شود

$$J_{FO,W} = A_{TFC}(\pi_{SPA} - \pi_s^f) \quad (1)$$

که در آن

A_{TFC} نفوذپذیری آب غشای FO TFC ($L/m^2 h bar$)، π_{SPA} فشار اسمزی محلول SPA (bar) و π_s^f فشار اسمزی محلول خوراک (bar) است. با فرض رابطه متناسب بین فشار اسمزی و غلظت، معادله ۲ به‌دست می‌آید

$$\pi_{SPA} = \pi_{SPA}^0 C_{SPA} \quad (2)$$

$$\pi_s^f = \pi_s^0 C_s^f \quad (3)$$

زمانی که π_{SPA}^0 و π_s^0 ثابت باشند و C_{SPA} غلظت SPA باشد. از آنجایی که مقدار SPA در کیسه در طول FO تغییر نمی‌کند پس

$$C_{SPA} V = C_{SPA,0} V_0 \quad (4)$$

که در آن

V حجم محلول SPA و زیرنویس ۰ مقدار اولیه V و C_{SPA} را نشان می‌دهد.

با ترکیب معادلات ۱، ۲ و ۴، معادله ۵ حاصل می‌شود

$$J_{FO,W} = A_{TFC} \left(\pi_{SPA}^0 \frac{C_{SPA,0} V_0}{V} - \pi_s^f \right) \quad (5)$$

نرخ جریان $N_{FO,W}$ (L/h)، از طریق ناحیه غشا، A (m^2)، پس از آن

$$N_{FO,W} = A J_{FO,W} = A A_{TFC} \left(\pi_{SPA}^0 \frac{C_{SPA,0} V_0}{V} - \pi_s^f \right) \quad (6)$$

از این رو

$$dV = N_{FO,W} dt \quad (7)$$

و همچنین

$$\pi_s^f = o(\text{assumption (b)}) \quad (8)$$



$$-\frac{V_2 - V_1}{AA_{UF} p} - \pi_{SPA}^0 \frac{c_{SPA,0} V_0}{AA_{UF} p^2} \ln \frac{V_2 - \pi_{SPA}^0 \frac{c_{SPA,0} V_0}{p}}{V_1 - \pi_{SPA}^0 \frac{c_{SPA,0} V_0}{p}} = t_{UF} \quad (16)$$

لازم به ذکر است که $V_2 - V_1$ مقدار آبی است که به داخل UF نفوذ می‌کند.

۴- نتایج و بحث

۴-۱- مقایسه مدل با نتایج آزمایشگاهی

۴-۱-۱- اثر زمان تماس

اثر زمان تماس غشای FO با آب تغذیه بر میزان آب کشیده شده به محلول SPA در کیسه در شکل ۳ به عنوان داده‌های تجربی نشان داده شده است. نتایج نشان می‌دهد مقدار آب کشیده شده به کیسه غشایی FO-UF با افزایش زمان تماس غشای FO افزایش می‌یابد. از آنجایی که بیشترین مقدار با تماس ۱۲ ساعت (۷۲۰ دقیقه) به داخل کیسه کشیده شد، این زمان تماس در آزمایش‌های بعدی استفاده شد.

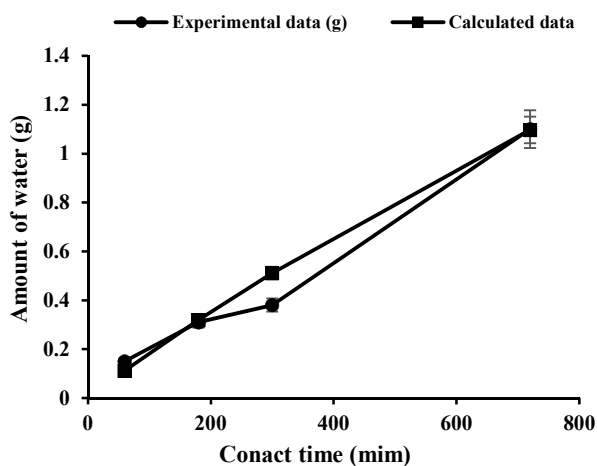


Fig. 3. Effect of contact time on the amount of water drawn by FO membrane (FO membrane, TFC SW 400 ES; membrane area, $10.18 \times 10^{-4} m^2$; draw solution 15.75% of aqueous SPA (MW 15k) solution; initial volume of SPA solution in the bag, $2.2 \times 10^{-3} L$; feed, distilled water)

شکل ۳- اثر زمان تماس بر مقدار آب کشیده شده توسط غشای FO (غشای FO، TFC SW 400 ES؛ مساحت غشا $10.18 \times 10^{-4} m^2$ ؛ محلول کشش، ۱۵/۷۵ درصد آبی SPA (MW 15k) محلول؛ حجم اولیه محلول SPA در کیسه، $2.2 \times 10^{-3} L$ ؛ خوراک، آب مقطر)

حل معادله با شرط اولیه $V = V_0$ در $t = 0$

$$dV = AA_{TFC} \pi_{SPA}^0 \frac{c_{SPA,0} V_0}{V} dt \quad (9)$$

هنگامی که دوره عملیات FO باشد

$$V = \sqrt{V_0^2 + 2AA_{TFC} \pi_{SPA}^0 c_{SPA,0} V_0 t_{FO}} \quad (10)$$

۳-۲- اولترافیلتراسیون

اکنون آب وارد شده به لایه SPA به عنوان UF نفوذ می‌کند. در نتیجه، حجم محلول SPA در کیسه از $V_1 (L)$ به $V_2 (L)$ تغییر می‌کند. شار آبی UF، $J_{UF,W}$ داده می‌شود با

$$J_{UF,W} = A_{UF} (p - \pi_{SPA}) \quad (11)$$

که در آن

A_{UF} نفوذپذیری آب غشای UF ($L/m^2 h bar$) و p فشار اعمال شده (bar) است.

از آنجا که

$$dV = -A J_{UF,W} dt \quad (12)$$

$$= -AA_{UF} \left(p - \pi_{SPA}^0 \frac{c_{SPA,0} V_0}{V} \right) dt \quad (13)$$

از این رو

$$\frac{dV}{-AA_{UF} \left(p - \pi_{SPA}^0 \frac{c_{SPA,0} V_0}{V} \right)} = dt \quad (14)$$

با انتگرال‌گیری

$$\int_{V_1}^{V_2} \frac{dV}{-AA_{UF} \left(p - \pi_{SPA}^0 \frac{c_{SPA,0} V_0}{V} \right)} = \int_0^{t_{UF}} dt \quad (15)$$

که در آن

t_{UF} زمان موردنیاز UF برای رساندن حجم از V_1 به V_2 است. نتیجه انتگرال‌گیری به صورت معادله ۱۶ است



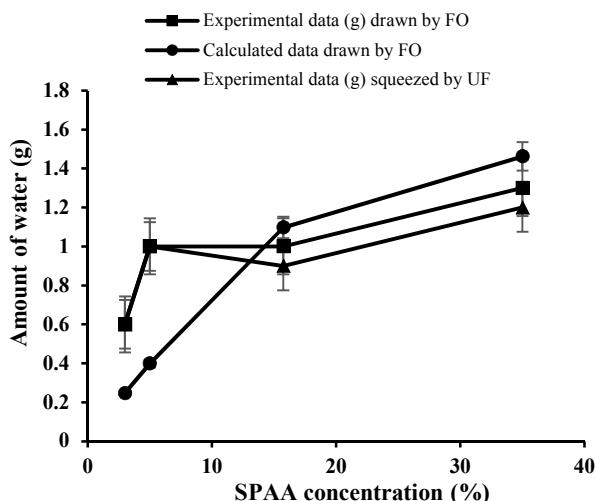


Fig. 5. The effect of SPAA concentration in the bag on FO and UF (FO membrane, TFC SW 400 ES; membrane area, $10.18 \times 10^{-4} \text{ m}^2$; initial draw solution concentration, $C_{\text{SPA},0}$, variable; initial volume of SPA solution in the bag, V_0 , $2.2 \times 10^{-3} \text{ L}$; contact time for FO, 12 h; feed, distilled water). UF membrane, PSF membrane of MWCO 5k; membrane area, $10.18 \times 10^{-4} \text{ m}^2$, initial volume of SPA solution in the bag, V_1 , depends on $C_{\text{SPA},0}$; UF operating pressure, 50 psig; UF operation period, 0.5 h

شکل ۵- اثر غلظت SPA در کیسه بر FO و UF (غشای FO، TFC، SW 400 ES، مساحت غشا، $10.18 \times 10^{-4} \text{ m}^2$ ؛ غلظت محلول کشش اولیه، $C_{\text{SPA},0}$ ، متغیر؛ حجم اولیه محلول SPA در کیسه، $2.2 \times 10^{-3} \text{ L}$ ؛ زمان تماس برای FO، ۱۲ ساعت؛ خوراک، آب مقطر). غشای UF، غشای PSF از MWCO 5k، مساحت غشا، $10.18 \times 10^{-4} \text{ m}^2$ ، حجم اولیه محلول SPA در کیسه، V_1 ، به بستگی دارد. فشار کاری UF 50 psig؛ دوره عملیات UF، ۰/۵ ساعت

۲-۴- نتایج آزمایش‌های FO و UF

۲-۴-۱- آزمایش‌های FO

نتایج آزمایش‌ها تنها با استفاده از غشای FO در جدول ۱ نشان داده شده است. نتایج نشان می‌دهد با افزایش غلظت NaCl در محلول خوراک، شار آب کاهش یافته است. به ویژه، زمانی که غلظت NaCl برابر با ۳/۵ درصد وزنی بود، جهت جریان به دلیل فشار اسمزی بالاتر محلول خوراک نسبت به محلول کشش معکوس شد. شار معکوس کوچک از املاح کششی SPA، (حدود ۰/۱ درصد از شار آب) در حالی که آب از خوراک به محلول کشش کشیده می‌شد، مشاهده شد.

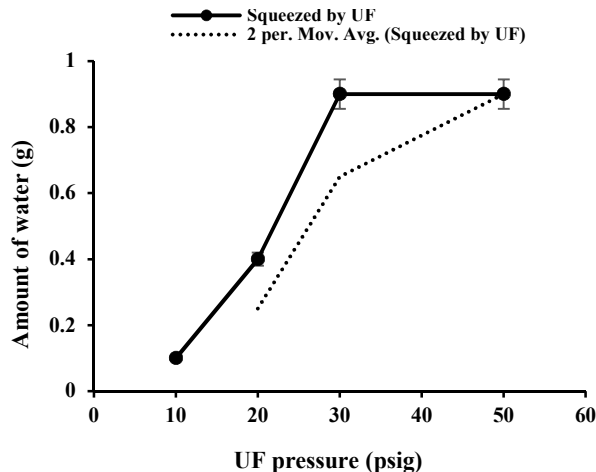


Fig. 4. Effect of UF pressure on the amount of water collected as the UF permeate (condition of FO experiment was the same as Fig. 3. UF membrane, PSF membrane of MWCO 5k; membrane area, $10.18 \times 10^{-4} \text{ m}^2$, initial volume of SPA solution in the bag, V_1 , $3.2 \times 10^{-3} \text{ L}$, UF operation period, 0.5 h)

شکل ۴- اثر فشار UF بر مقدار آب جمع‌آوری شده به‌عنوان تراوش UF (شرایط آزمایش FO مانند شکل ۳ بود. غشای UF، غشای PSF از MWCO 5k؛ مساحت غشا، $10.18 \times 10^{-4} \text{ m}^2$ مترمربع، حجم اولیه محلول SPA در کیسه، V_1 ، $3.2 \times 10^{-3} \text{ L}$ ، دوره عملیات UF، ۰/۵ ساعت)

۲-۱-۴- اثر فشار UF

زمان تماس در آزمایش FO در ۱۲ ساعت ثابت نگه داشته شد، سپس آزمایش UF تحت فشارهای مختلف دنبال شد. همان‌طور که شکل ۴ نشان می‌دهد، فشار ۳۰ psig، برای فرایند UF لازم و کافی است. فشار لازم منظور فشاری که باید اعمال شود تا آب جذب شده از محلول اسمزی خارج شود و فشار کمتر از ۳۰ بار کافی نیست.

۳-۱-۴- اثر غلظت اولیه محلول SPA

مجموعه‌ای از آزمایش‌های FO-UF با غلظت‌های اولیه SPA مختلف، در کیسه انجام شد. زمان تماس FO و فشار UF به ترتیب ۱۲ ساعت و ۳۰ psig ثابت نگه داشته شدند. شکل ۵ نشان می‌دهد که داده‌های تجربی برای مقدار آب کشیده شده به کیسه غشا توسط FO در محلول SPA، ۵ درصد وزنی و ۱۵ درصد وزنی به ۱ گرم می‌رسد و در غلظت SPA، ۳۵ درصد وزنی به ۱/۳ گرم افزایش یافته است.



جدول ۱- نتایج آزمایش FO برای محلول کشش SPAA، ۱۵/۷۵ درصد وزنی و با محلول‌های خوراکی مختلف

Table 1. Results of the FO test for a SPAA draw solution of 15.75 wt% and with various feed solutions

Feed solution	Water flux (L/m ² ·h)	Reverse draw solute (SPA) flux (g/m ² ·h)
Distilled water	1.75	0.0015
0.15 wt% aqueous NaCl solution, mimicking brackish	1.25	0.0018
3.5 wt% aqueous NaCl solution, mimicking seawater Water	Opposite flux	----

که در آن

C_{feed} غلظت خوراک و $C_{permeat}$ غلظت در پرمیت است.

۳-۴ تجزیه و تحلیل داده‌های تجربی با معادلات مدل

۱-۳-۴ تجزیه و تحلیل داده‌های UF

تلاشی برای تجزیه و تحلیل داده‌های UF شکل ۴ همراه با داده‌های شکل ۶ انجام شد. در شکل ۶ خوراک آب خالص و $\pi_{SPA} = 0$ است. یک رابطه خطی بین شار و فشار وجود دارد. از آنجایی که شار، $J_{UF} = 287.3 \text{ L/m}^2\text{h}$ در 50 psig (۳/۴۴۸ bar) از معادله ۱۳، $A_{UF} = 80.71 \frac{\text{L}}{\text{m}^2\text{h}}$ است.

در شکل ۴، $V_1 = 3.2 \times 10^{-3} \text{ L}$ با اعمال 10 psig در $0.1 \times 10^{-3} \text{ L}$ از محلول SPA در کیسه فشرده شد. بنابراین پس از V_1 از $3.2 \times 10^{-3} \text{ L}$ تبدیل به V_2 از $3.1 \times 10^{-3} \text{ L}$ داده‌ها در فشار UF با 10 psig ، از شکل ۴ انتخاب شده‌اند، زیرا شار در این فشار کمترین است و اثر قطبش غلظت را می‌توان نادیده گرفت، همان طور که در بخش نظری بحث شد.

با درج مقدار عددی دیگر، $C_{PAS} = 15.75 \text{ wt\%}$ و

$$t_{UF} = 0.5 \text{ h} \quad (18)$$

$$\frac{(3 \cdot 2 \times 10^{-3} - 3 \cdot 1 \times 10^{-3})}{(10 \cdot 18 \times 10^{-4})(80 \cdot 71)(0 \cdot 690)} \ln \frac{3 \cdot 2 \times 10^{-3} - \pi_{SPA}^0 (15 \cdot 75)(2 \cdot 2 \times 10^{-3})}{3 \cdot 1 \times 10^{-3} - \pi_{SPA}^0 (15 \cdot 75)(2 \cdot 2 \times 10^{-3})} = 0 \cdot 5$$

سپس

$$(19)$$

$$0 \cdot 001764 + (0 \cdot 885) \pi_{SPA}^0 \ln \frac{3 \cdot 2 \times 10^{-3} - \pi_{SPA}^0 (50 \cdot 21 \times 10^{-3})}{3 \cdot 1 \times 10^{-3} - \pi_{SPA}^0 (50 \cdot 21 \times 10^{-3})} = 0 \cdot 5$$

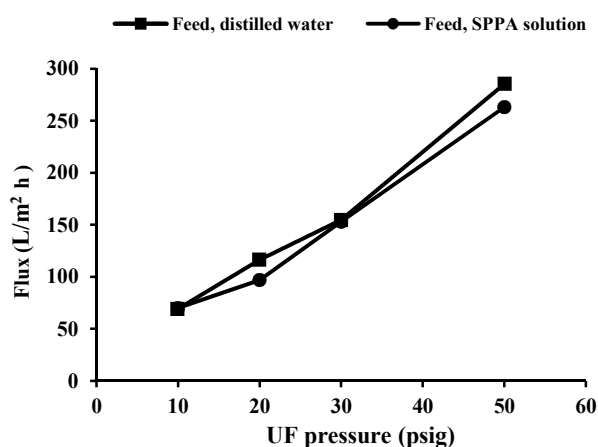


Fig. 6. Results of UF experiments: effect of pressure on flux (UF membrane, PSF membrane of MWCO 5k; membrane area, $19.62 \times 10^{-4} \text{ m}^2$; UF operating pressure, variable; UF operation period, 10 min; feed, distilled water, or aqueous 0.875 wt% SPA (MW 15k) solution)

شکل ۶- نتایج آزمایش‌های UF: تأثیر فشار بر شار (غشای UF، غشای PSF از MWCO 5k؛ مساحت غشا، $19.62 \times 10^{-4} \text{ مترمربع}$ ؛ فشار کاری UF، متغیر؛ دوره عملیات UF، ۱۰ دقیقه؛ خوراک، آب مقطر، یا محلول آبی ۰/۸۷۵ درصد وزنی SPA (MW 15k))

۲-۲-۴ آزمایش‌های UF

شکل ۶ اثر فشار بر شار UF را نشان می‌دهد. زمانی که خوراک یا آب مقطر یا محلول SPPO آبی ۰/۸۷۵ درصد وزنی بود، هر دو شار تقریباً به صورت خطی با فشار اعمال شده افزایش می‌یابند و هنگامی که خوراک حاوی SPA باشد، شار، کمی کمتر می‌شود. پس‌زنی املاح برای تمام فشارهای اعمال شده بیش از ۹۹/۸ درصد بود. هر دو آزمایش FO و UF تأیید می‌کنند که تراوایی SPA از طریق غشاها ناچیز است. اندازه‌گیری غلظت برای محاسبه درصد پس‌زنی به صورت زیر انجام می‌شود

$$R = \frac{C_{feed} - C_{permeat}}{C_{feed}} \times 100 \quad (17)$$

¹ Sulfonated Poly Phenylene Oxide (SPPO)



که در آن

سپس، مقدار آب کشیده شده به محلول SPA در کیسه برای غلظت‌های مختلف SPA اولیه، $C_{SPA,0}$ محاسبه و نتایج در شکل ۵ نشان داده شد. توافق بین محاسبه مدل و نتایج تجربی لزوماً خوب نیست. روندی مشاهده می‌شود که زمانی که C_{SPA} کمتر از ۱۵/۷۵ درصد وزنی است، آب بیشتری (از مقدار محاسبه شده) به محلول SPA کشیده می‌شود در حالی که وقتی $C_{SPA,0}$ بیش از ۱۵/۷۵ درصد وزنی باشد، آب کمتری کشیده می‌شود. این بدان معنی است که فشار اسمزی بالاتر از C_{SPA} ۰/۰۶۱۷ است وقتی که $C_{SPA,0}$ کمتر از ۱۵/۷۵ درصد وزنی باشد و بالعکس، که نشان می‌دهد قطبش غلظت نیز در FO انجام می‌شود.

۴-۴-۴- ملاحظات در مورد مصرف انرژی، هزینه و غلظت

SPA در تراوش

۴-۴-۱- نیاز انرژی

مزیت کیسه غشایی پیشنهادی این است که امکان تولید آب با کیفیت RO تحت فشار موردنیاز برای UF را به وجود می‌آورد. انرژی موردنیاز برای تولید ۱ مترمکعب آب تمیز در فشار p (Pa) برابر با $1 \times p(J)$ است. بنابراین، انرژی موردنیاز با p متناسب است. محدوده فشار برای غشای SWRO و BWRO به ترتیب ۵/۵ تا ۸ و ۱/۶ تا ۲/۶ مگاپاسکال است. در حالی که برای فشار UF پیشنهادی ۳۰ psi (حدود ۰/۲ مگاپاسکال) است. بنابراین، برای به دست آوردن آب با کیفیت تقریباً یکسان، انرژی موردنیاز ۸ تا ۲۸ برابر کمتر می‌شود. این به این دلیل است که عملاً هیچ انرژی‌ای برای فرایند FO موردنیاز نیست. هنگامی که آبهای سطحی مانند آب رودخانه یا برکه منبع آب هستند، غشای UF می‌تواند به طور مستقیم برای تصفیه آب استفاده شود. با این حال، استفاده مستقیم از UF به اندازه آبی که کیسه غشایی می‌تواند تولید کند، آب تولید نمی‌کند.

۴-۴-۲- در نظر گرفتن هزینه

هزینه تولید آب به عوامل زیادی مانند ظرفیت تولید آب و دستگاه فشار دادن آب از طریق غشای UF بستگی دارد. کاربرد فوری کیسه غشای یک کیت تمیزکننده آب آشامیدنی است. در ابتدا تصور شد که با فشار دادن دستی، کیسه آب را می‌توان فشرد، اما بعداً مشخص شد که فشار دست حدود ۲ psi است که به اندازه کافی،

عبارت اول (سمت چپ) در مقایسه با ۰/۵ بسیار کوچک است. در عبارت دوم (سمت چپ) $\pi_{SPA}^0 < 0.35 \text{ bar}\%$ مطابق شکل ۶ به نقل از جی و همکاران (Ge et al., 2013). سپس، برای به دست آوردن مقداری به بزرگی ۰/۵ (سمت راست)، مخرج داخل لگاریتم باید بسیار کوچک باشد، یعنی $(50.21 \times 10^{-3}) - \pi_{SPA}^0 = 3.1 \times 10^{-3}$ تقریباً برابر با صفر است. بنابراین، $\pi_{SPA}^0 = 0.0617 \frac{\text{bar}}{\%}$ و فشار اسمزی ۱۵/۷۵ درصد وزنی محلول SPA $15.75 \times 0.0617 = 0.972 \text{ bar}$ است.

به طور مشابه، با اعمال معادله ۱۶ به داده‌ها در ۳۰ psig، فشار اسمزی ۲/۱۶۴ بار به دست می‌آید. افزایش تقریباً ۲ برابری فشار اسمزی به دلیل قطبش غلظت شدید در شار نفوذی بالاتر (۹ برابر) است. فشار اسمزی بیشتر به ۴/۸۵۸ بار در فشار UF، ۵۰ psig افزایش می‌یابد. احتمالاً فشردگی هیدروژل SPA ضریب انتشار آب را کاهش داده و منجر به قطبش غلظت حتی بالاتر می‌شود.

۴-۳-۲- تجزیه و تحلیل داده‌های FO

با نگاهی به شکل ۴، $0.32 \times 10^{-3} \text{ L}$ لیتر آب در ۱۸۰ دقیقه به لایه SPA کشیده شد، زمانی که $V_0 = 2.2 \times 10^{-3} \text{ L}$ بود. سپس معادله ۱۲ را اعمال کرده و با استفاده از $\pi_{SPA}^0 = 0.0617 \frac{\text{bar}}{\%}$ به دست آمده در معادله ۱۹ داریم

(۲۰)

$$\frac{(2 \cdot 2 \times 10^{-3} + 0 \cdot 32 \times 10^{-3})}{\sqrt{(2 \cdot 1 \times 10^{-3})^2 + 2(10 \cdot 15 \times 10^{-4})A_{TFC}(0 \cdot 0617)(15 \cdot 75)(2 \cdot 2 \times 10^{-3})}}$$

که در آن

A_{TFC} برابر با $0.1155 \frac{\text{L}}{\text{m}^2\text{h}} \text{ bar}$ است که بسیار کمتر از ۰/۴ تا $0.8 \frac{\text{L}}{\text{m}^2\text{h}} \text{ bar}$ است و برای SPA ۱/۸ کیلو دالتون داده شده است و در پژوهش جی و همکاران (Ge et al., 2013) گزارش شده است، احتمالاً به این دلیل که مگاووات SPA در این پژوهش ۱۵ کیلو دالتون است که بسیار بیشتر از ۱/۸ کیلو دالتون است. با استفاده از $A_{TFC} = 0.1155 \frac{\text{L}}{\text{m}^2\text{h}} \text{ bar}$ مقدار آب کشیده شده به لایه SPA با معادله ۱۰ محاسبه شد. برای زمان‌های مختلف FO، t_{FO} و نتایج شکل ۴ که نشان می‌دهد تطابق داده‌های تجربی و مقدار محاسبه شده رضایت بخش است.



و همکاران نشان داد که جداسازی ۰/۱۲ گرم در میلی‌لیتر املاح (MWCO, 5k UF) SPAA (MW 5kDalton) توسط غشای (Ge et al., 2012). بنابراین، ۹۹ درصد است. داده‌های جداسازی به دست آمده توسط این پژوهش، بهتر از جی و همکاران است، که احتمالاً به دلیل وزن مولکولی بالاتر SPAA استفاده شده در این پژوهش است.

با این وجود، تراوایی املاح کششی در آب نفوذی یک نگرانی جدی است زمانی که از تراوش به عنوان آب آشامیدنی استفاده می‌شود. بنابراین پژوهش‌های بیشتر برای اطمینان از عدم تراوایی ماده حل‌شونده ضروری است. برخی از روش‌های ممکن عبارت‌اند از: افزایش وزن مولکولی SPA، افزایش MWCO غشای UF، و پیوند متقابل جزئی SPA که جداسازی املاح را با کاهش جزئی در شار UF بهبود می‌بخشد.

۵- نتیجه‌گیری

امکان‌سنجی یک غشای هیبریدی جدید FO-UF مدل‌سازی و با نتایج تجربی، مقایسه شد. آب را می‌توان با فشار ۳۰ psi در ۳۰ دقیقه پس از عملیات UF از غشا خارج کرد. این بدان معناست که آب خالص با کیفیت نفوذپذیر RO از پساب (با فشار اسمزی کم) در فشار عملیاتی UF به دست می‌آید. بهینه‌سازی سیستم شامل انتخاب غشاهای استفاده شده برای FO و UF، غلظت محلول SPA، مدت زمان عملیات FO و فشار و مدت زمان عملیات UF، بررسی شد.

امکان کاهش فشار مورد نیاز RO به UF به وضوح نشان داده شد که منجر به کاهش مصرف انرژی و هزینه تولید آب می‌شود. علاوه بر این، فشار UF می‌تواند به صورت فشار هیدرولیک یا مکانیکی ارائه شود. بنابراین هدف این بود که طراحی غشای هیبریدی جدید به بهبود فرایند کمک کند.

۶- قدردانی

این پژوهش از مرحله آغاز تا نگارش، تحت حمایت هیچ سازمان و نهادی نبوده است و حاصل کار نویسندگان مربوط به آن است.

زیاد نیست.

در سیستم نشان داده شده در شکل ۲، سیلندر نیتروژن را می‌توان با یک پمپ دستی دوچرخه (۸۰ تا ۱۳۰ psi) جایگزین کرد تا آب را از طریق غشای UF فشار دهد. با استفاده از سطح غشایی ۱ مترمربع، می‌توان ۱ لیتر آب را در مدت ۱ ساعت به داخل کیسه کشید که طبق سیستم فعلی می‌تواند در عرض چند دقیقه خارج شود. این برای یک کیت آشامیدنی به اندازه کافی خوب است.

کیت‌های قابل حمل مشابه توسط ناسا و HTI طراحی شده‌اند، اما کیسه غشایی ناسا به یک سیستم مجزا برای بازسازی محلول کشش نیاز دارد و در کیت HTI باید آب کشیده شده همراه با املاح کششی رقیق شده نوشیده شود. علاوه بر این، کیت HTI را می‌توان تنها یک بار استفاده کرد. در حالی که کیت معرفی شده در این پژوهش می‌تواند بارها و بارها استفاده شود (Emadzadeh et al., 2019).

قطعات اصلی لازم برای ساخت کیت تولید آب توسط کیسه غشایی عبارت‌اند از:

پمپ دستی: ۲۵ دلار آمریکا، غشای FO: ۲۰۰ دلار آمریکا در مترمربع (اگر از غشای TFC RO استفاده شود ۲۰ دلار آمریکا برای هر مترمربع خواهد بود). با اضافه کردن مواد و هزینه مونتاژ کیسه و سیستم فشار، در صورت استفاده از غشای TFC RO، هزینه کل حدود ۱۰۰ دلار آمریکا خواهد بود. دستگاه مشابهی با یک پمپ دستی (شیرین‌کن بازمانده Katadyn) در حال حاضر به قیمت ۲۳۹۰ دلار فروخته می‌شود (Ge et al., 2012). قیمت یک کیت ارزان تولید آب اضطراری می‌تواند کمتر از ۵۰ دلار باشد (Ling et al., 2010). اما آنها فقط می‌توانند باکتری‌ها را حذف کنند و آب تولید شده به تمیزی کیسه غشایی پیشنهادی نیست.

۴-۳- کنترل کیفیت

جداسازی ۰/۸۷۵ درصد وزنی املاح SPA (MW 15kDalton) توسط غشای (MWCO, 5k) UF، بیشتر از ۹۹/۸ درصد بود و در بیشتر موارد هیچ SPA در تراوش تشخیص داده نشد. پژوهش جی



References

- Achilli, A., Cath, T. Y. & Childress, A. E. 2010. Selection of inorganic-based draw solutions for forward osmosis applications. *Journal of Membrane Science*, 364, 233-241. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2010.08.010>.
- Achilli, A., Cath, T. Y., Marchand, E. A. & Childress, A. E. 2009. The forward osmosis membrane bioreactor: a low fouling alternative to MBR processes. *Desalination*, 239, 10-21. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2008.02.022>.
- Benavides, S., Oloriz, A. S. & Phillip, W. A. 2015. Forward osmosis processes in the limit of osmotic equilibrium. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 54, 480-490. <https://doi.org/10.1021/ie5038787>.
- Cartinella, J. L., Cath, T. Y., Flynn, M. T., Miller, G. C., Hunter, K. W. & Childress, A. E. 2006. Removal of natural steroid hormones from wastewater using membrane contactor processes. *Environmental Science and Technology*, 40, 7381-7386. <https://doi.org/10.1021/es060550i>.
- Cath, T. Y., Adams, D. & Childress, A. E. 2005. Membrane contactor processes for wastewater reclamation in space: II. combined direct osmosis, osmotic distillation, and membrane distillation for treatment of metabolic wastewater. *Journal of Membrane Science*, 257, 111-119. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2004.07.039>.
- Cath, T. Y., Childress, A. E. & 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., Hancock, N. T., Lundin, C. D., Hoppe-Jones, C. & Drewes, J. E. 2010. A multi-barrier osmotic dilution process for simultaneous desalination and purification of impaired water. *Journal of Membrane Science*, 362, 417-426. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2010.06.056>.
- Choi, J. S., Kim, H., Lee, S., Hwang, T. M., Oh, H., Yang, D. R., et al. 2010. Theoretical investigation of hybrid desalination system combining reverse osmosis and forward osmosis. *Desalination and Water Treatment*, 15, 114-120. <https://doi.org/10.5004/dwt.2010.1674>.
- Choi, Y. J., Choi, J. S., Oh, H. J., Lee, S., Yang, D. R. & Kim, J. H. 2009. Toward a combined system of forward osmosis and reverse osmosis for seawater desalination. *Desalination*, 247, 239-246. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2008.12.028>.
- Coday, B. D., Xu, P., Beaudry, E. G., Herron, J., Lampi, K., Hancock, N. T., et al. 2014. The sweet spot of forward osmosis: treatment of produced water, drilling wastewater, and other complex and difficult liquid streams. *Desalination*, 333, 23-35. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2013.11.014>.
- Emadzadeh, D., Lau, W. & Ismail, A. 2013. Synthesis of thin film nanocomposite forward osmosis membrane with enhancement in water flux without sacrificing salt rejection. *Desalination*, 330, 90-99. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2013.10.003>.
- Emadzadeh, D., Matsuura, T., Ghanbari, M. & Ismail, A. F. 2019. Hybrid forward osmosis/ultrafiltration membrane bag for water purification. *Desalination*, 468, 114071. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.114071>.
- Fritzmann, C., Löwenberg, J., Wintgens, T. & Melin, T. 2007. State-of-the-art of reverse osmosis desalination. *Desalination*, 216, 1-76. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2006.12.009>.
- Ge, Q., Su, J., Amy, G. L. & Chung, T. S. 2012. Exploration of polyelectrolytes as draw solutes in forward osmosis processes. *Water Research*, 46, 1318-1326. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.12.043>.
- Ge, Q., Ling, M., & Chung, T. S. 2013. Draw solutions for forward osmosis processes: developments, challenges, and prospects for the future. *Journal of Membrane Science*, 442, 225-237. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2013.03.046>.



- Gu, B., Kim, D., Kim, J. & Yang, D. 2011. Mathematical model of flat sheet membrane modules for FO process: plate-and-frame module and spiral-wound module. *Journal of Membrane Science*, 379, 403-415. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.06.012>.
- Hancock, N. T., Phillip, W. A., Elimelech, M. & Cath, T. Y. 2011. Bidirectional permeation of electrolytes in osmotically driven membrane processes. *Environmental Science and Technology*, 45, 10642-10651. <https://doi.org/10.1021/es202608y>.
- Hickenbottom, K. L., Hancock, N. T., Hutchings, N. R., Appleton, E. W., Beaudry, E. G., Xu, P., et al. 2013. Forward osmosis treatment of drilling mud and fracturing wastewater from oil and gas operations. *Desalination*, 312, 60-66. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2012.05.037>.
- Hoch, G., Chauhan, A. & Radke, C. 2003. Permeability and diffusivity for water transport through hydrogel membranes. *Journal of Membrane Science*, 214, 199-209. [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(02\)00546-X](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(02)00546-X).
- Holloway, R. W., Childress, A. E., Dennett, K. E. & Cath, T. Y. 2007. Forward osmosis for concentration of anaerobic digester centrate. *Water Research*, 41, 4005-4014. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.05.054>.
- Kravath, R. E. & Davis, J. A. 1975. Desalination of sea water by direct osmosis. *Desalination*, 16, 151-155. [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(00\)82089-5](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(00)82089-5).
- Lay, W. C., Chong, T. H., Tang, C. Y., Fane, A. G., Zhang, J. & Liu, Y. 2010. Fouling propensity of forward osmosis: investigation of the slower flux decline phenomenon. *Water Science and Technology*, 61, 927-936. <https://doi.org/10.2166/wst.2010.835>.
- Ling, M. M., Wang, K. Y. & Chung, T. S. 2010. Highly water-soluble magnetic nanoparticles as novel draw solutes in forward osmosis for water reuse. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 49, 5869-5876. <https://doi.org/10.1021/ie100438x>.
- McCutcheon, J. R., McGinnis, R. L. & Elimelech, M. 2005. A novel ammonia-carbon dioxide forward (direct) osmosis desalination process. *Desalination*, 174, 1-11. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2004.11.002>.
- McGinnis, R. L. & Elimelech, M. 2008. Global challenges in energy and water supply: the promise of engineered osmosis. *ACS Publications. Environmental Science and Technology*, 42 (23), 8625-8629. <https://doi.org/10.1021/es800812m>.
- McGinnis, R. L., Hancock, N. T., Nowosielski-Slepowron, M. S. & McGurgan, G. D. 2013. Pilot demonstration of the NH₃/CO₂ forward osmosis desalination process on high salinity brines. *Desalination*, 312, 67-74. <https://doi.org/10.1016/j.envint.2021.106498>.
- Padervand, M., Asgarpour, F., Akbari, A., Eftekhari Sis, B. & Lammel, G. 2019a. Hexagonal core-shell SiO₂ [–MOYI] Cl– Ag nanoframeworks for efficient photodegradation of the environmental pollutants and pathogenic bacteria. *Journal of Inorganic and Organometallic Polymers and Materials*, 29, 1314-1323. <https://doi.org/10.1007/s10904-019-01095-2>.
- Padervand, M., Ghasemi, S., Hajiahmadi, S., Rhimi, B., Nejad, Z. G., Karima, S., et al. 2022. Multifunctional Ag/AgCl/ZnTiO₃ structures as highly efficient photocatalysts for the removal of nitrophenols, CO₂ photoreduction, biomedical waste treatment, and bacteria inactivation. *Applied Catalysis A: General*, 643, 118794. <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2022.118794>.
- Padervand, M., Lammel, G., Bargahi, A. & Mohammad-Shiri, H. 2019b. Photochemical degradation of the environmental pollutants over the worm-like Nd₂CuO₄-Nd₂O₃ nanostructures. *Nano-Structures and Nano-Objects*, 18, 100258. <https://doi.org/10.1016/j.nanoso.2019.100258>.
- Padervand, M., Rhimi, B. & Wang, C. 2021. One-pot synthesis of novel ternary Fe₃N/Fe₂O₃/C₃N₄ photocatalyst for efficient removal of rhodamine B and CO₂ reduction. *Journal of Alloys and Compounds*, 852, 156955. <https://doi.org/10.1016/j.jallcom.2020.156955>.



- Phillip, W. A., Yong, J. S. & Elimelech, M. 2010. Reverse draw solute permeation in forward osmosis: modeling and experiments. *Environmental Science and Technology*, 44, 5170-5176. <https://doi.org/10.1021/es100901n>.
- Phuntsho, S., Hong, S., Elimelech, M. & Shon, H. K. 2014. Osmotic equilibrium in the forward osmosis process: modelling, experiments and implications for process performance. *Journal of Membrane Science*, 453, 240-252. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2013.11.009>.
- Reig, P., Luo, T. & Proctor, J. N. 2014. *Global Shale Gas Development: Water Availability and Business Risks*. Water Resource Institute, Washington, DC. USA.
- Rhimi, B., Padervand, M., Jouini, H., Ghasemi, S., Bahnemann, D. W. & Wang, C. 2022. Recent progress in NO_x photocatalytic removal: surface/interface engineering and mechanistic understanding. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 108566. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2022.108566>.
- Sagiv, A., Zhu, A., Christofides, P. D., Cohen, Y. & Semiat, R. 2014. Analysis of forward osmosis desalination via two-dimensional FEM model. *Journal of Membrane Science*, 464, 161-172. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2014.04.001>.
- Shaffer, D. L., Arias Chavez, L. H., Ben-Sasson, M., Romero-Vargas Castrillón, S., Yip, N. Y. & Elimelech, M. 2013. Desalination and reuse of high-salinity shale gas produced water: drivers, technologies, and future directions. *Environmental Science and Technology*, 47, 9569-9583. <https://doi.org/10.1021/es401966e>.
- Tan, C. & Ng, H. 2010. A novel hybrid forward osmosis-nanofiltration (FO-NF) process for seawater desalination: draw solution selection and system configuration. *Desalination and Water Treatment*, 13, 356-361. <https://doi.org/10.5004/dwt.2010.1733>.
- Xiao, D., Li, W., Chou, S., Wang, R. & Tang, C. Y. 2012. A modeling investigation on optimizing the design of forward osmosis hollow fiber modules. *Journal of Membrane Science*, 392, 76-87. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.12.006>.
- Yaroshchuk, A., Bruening, M. L. & Bernal, E. E. L. 2013. Solution-diffusion–electro-migration model and its uses for analysis of nanofiltration, pressure-retarded osmosis and forward osmosis in multi-ionic solutions. *Journal of Membrane Science*, 447, 463-476. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2013.07.047>.
- Yong, J. S., Phillip, W. A. & Elimelech, M. 2012. Coupled reverse draw solute permeation and water flux in forward osmosis with neutral draw solutes. *Journal of Membrane Science*, 392, 9-17. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.11.020>.



This work is licensed under a [Creative Commons Attribution 4.0 International License](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/)

