Archive of SID
Original Paper
dx.doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

Journal of Water and Wastewater, Vol. 32, No.2, pp: 54-67

Performance Evaluation of Hybrid Reverse-Forward Osmosis (HRFO) Laboratory Model to Increase Production Efficiency of Desalination Process

Z. Hadadian[1], M. Ansari[2], A. Haghighi[3], E. Moghimipour[4]

1. PhD Candidate, Faculty of Civil Engineering and Architecture, Shahid Chamran University of Ahvaz, Ahvaz, Iran
(Corresponding Author) zeinab.hadadian@yahoo.com
2. MSc Student, Faculty of Civil Engineering and Architecture, Shahid Chamran University of Ahvaz, Ahvaz, Iran
3. Prof., Faculty of Civil Engineering and Architecture, Shahid Chamran University of Ahvaz, Ahvaz, Iran
4. Prof., Nanotechnology Research Center, Ahvaz Jundishapur University of Medical Sciences, Ahvaz, Iran

(Received Jan. 6, 2020 Accepted Oct. 5, 2020)

To cite this article:
Hadadian, Z., Ansari, M., Haghighi, A., Moghimipour, E. 2021. "Performance evaluation of hybrid reverse-forward osmosis (HRFO) laboratory model to increase production efficiency of desalination process" Journal of Water and Wastewater, 32(2), 54-67. Doi: 10.22093/wwj.2020.214776.2975. (In Persian)

Abstract

Today, water desalination methods are of great importance in solving the freshwater crisis in the world, so that in recent years, the world's water desalination capacity has increased dramatically. Among them, the reverse osmosis membrane technology has been the most popular and the most commonly used. There are problems such as high energy consumption, high operating costs, and fouling in this method. The objective of this paper was to use reverse and forward osmosis membrane methods simultaneously in a hybrid reverse-forward osmosis setting, which enabled us to take advantage of the benefits of forward osmosis such as not being dependent on high hydraulic pressure, lower cost and less membrane fouling compared to reverse osmosis. Another objective of the study was to evaluate the permeate water production efficiency of desalination with this hybrid method. It is expected that using the hybrid method will reduce the required pressure for conducting reverse osmosis process to achieve a specified permeate flux, because it reduces cost and energy. An HRFO laboratory pilot with a capacity of

www.SID.ir

Archive of SID
dx.doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

50 m^3/day was designed and set up in the Hydraulic Lab of Shahid Chamran University of Ahvaz for running hybrid experiments. The design of the pilot was such that it could operate in both reverse osmosis and HRFO. HRFO experiments were carried out at pressures of 4.5 to 10.5 bar for Ahvaz urban water as feed solution, as well as NaCl as draw solution with a concentration of 2000 to 10000 mg/L via the experimental HRFO plant. It was found that adding the forward osmosis to reverse osmosis at the best situation (lowest pressure and highest concentration of draw solution) can increase the permeate water production efficiency of desalination by 55.12%. The best hybridization degree of these two methods was determined to be 64.5% for reverse osmosis and 35.5% for forward osmosis.

Keywords: Desalination, Hybrid Reverse-Forward Osmosis, Laboratory Model.

www.SID.ir

Archive of SID
doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

مجله آب و فاضلاب، دوره 32، شماره 2، صفحه: 67-54

ارزیابی عملکرد مدل آزمایشگاهی ترکیبی اسمز معکوس- اسمز مستقیم برای افزایش بازدهی تولید فرایند نمک‌زدایی

زینب حدادیان[۱]، مصطفی انصاری[۲]، علی حقیقی[۳]، اسکندر مقیمی‌پور[۴]

۱- دانشجوی دکترا، دانشکده مهندسی عمران و معماری،
دانشگاه شهید چمران اهواز، اهواز، ایران
(نویسنده مسئول) zeinab.hadadian@yahoo.com
۲- دانشجوی کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی عمران و معماری،
دانشگاه شهید چمران اهواز، اهواز، ایران
۳- استاد، دانشکده مهندسی عمران و معماری،
دانشگاه شهید چمران اهواز، اهواز، ایران
۴- استاد، مرکز تحقیقات نانوفناوری خلیج فارس،
دانشگاه علوم پزشکی جندی شاپور اهواز، اهواز، ایران

(دریافت ۹۸/۱۰/۱۶ پذیرش ۹۹/۷/۱۴)

برای ارجاع به این مقاله به صورت زیر اقدام بفرمایید:
حدادیان، ز.، انصاری، م.، حقیقی، ع.، مقیمی‌پور، ا.، ۱۴۰۰، " ارزیابی عملکرد مدل آزمایشگاهی ترکیبی اسمز معکوس- اسمز مستقیم برای افزایش بازدهی تولید فرایند نمک‌زدایی" مجله آب و فاضلاب، ۳۲(۲)، ۶۷-۵۴. **Doi: 10.22093/wwj.2020.214776.2975**

چکیده

امروزه روش‌های نمک‌زدایی آب در حل بحران آب شیرین در جهان اهمیت زیادی دارند. به‌گونه‌ای که در سال‌های اخیر ظرفیت نمک‌زدایی آب در جهان افزایش چشمگیری داشته است. از میان روش‌های نمک زدایی آب، فناوری غشایی اسمز معکوس بیشترین محبوبیت و کاربرد را داشته است. مشکلاتی مانند مصرف انرژی زیاد، هزینه بسیار زیاد بهره‌برداری و گرفتگی در این روش وجود دارد. هدف از این پژوهش، استفاده هم‌زمان از روش‌های غشایی اسمز معکوس و اسمز مستقیم به شکل ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم با استفاده از مزایای روش اسمز مستقیم مانند عدم‌نیاز به فشار هیدرولیکی بالا، کاهش هزینه و گرفتگی کمتر در مقایسه با روش اسمز معکوس و بررسی افزایش کارایی تولید آب شیرین شده نمک‌زدایی آب با این روش ترکیبی است. به‌گونه‌ای که انتظار می‌رود استفاده از روش ترکیبی میزان فشار لازم برای فرایند اسمز معکوس برای رسیدن به شار مشخصی از آب شیرین و در نتیجه هزینه و انرژی را کاهش دهد. یک پایلوت آزمایشگاهی نمک‌زدایی ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم با ظرفیت نمک‌زدایی ۵۰ مترمکعب در روز در آزمایشگاه هیدرولیک دانشگاه شهید چمران اهواز برای انجام آزمایش‌های ترکیبی طراحی و ساخته شد. طراحی این پایلوت به‌گونه‌ای است که می‌توان از آن هم در شرایط اسمز معکوس و هم ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم بهره‌برداری کرد. آزمایش‌های ترکیبی برای آب شهری اهواز به عنوان محلول خوراک و برای فشارهای عملیاتی ۴/۵ تا ۱۰/۵ بار به‌ازای غلظت‌های ۲۰۰۰ تا ۱۰۰۰۰ میلی‌گرم در لیتر از محلول نمک خوراکی به عنوان محلول کشنده انجام شد و مشخص شد که در بهترین حالت (کمترین فشار، بیشترین غلظت محلول کشنده) از بین آزمایش‌های انجام شده اضافه کردن اسمز مستقیم به اسمز معکوس می‌تواند کارایی تولید آب شیرین نمک‌زدایی را تا ۵۵/۱۲ درصد افزایش دهد. بهترین درجه ترکیب این دو روش ۶۴/۵ درصد اسمز معکوس و ۳۵/۵ درصد اسمز مستقیم است.

واژه‌های کلیدی: نمک‌زدایی، ترکیب اسمز معکوس مستقیم، مدل آزمایشگاهی

www.SID.ir

doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975
Archive of SID

۱- مقدمه

افزایش رشد جمعیت، توسعه صنعت و کشاورزی، کاهش منابع آب قابل‌استحصال، آلودگی منابع آب موجود شیرین و تأثیرات محیط‌زیستی، سوء مدیریت منابع آب، گرم شدن زمین و تغییرات آب و هوایی همگی عواملی هستند که اخیراً منجر به تشدید مسائل آبی شده است (Mearns et al., 1996, Hughes, 2003, McDonald et al., 2011, Whetton et al., 1993). با توجه به موارد مطرح شده و ازآنجا که بیش از ۹۷ درصد آب جهان آب دریاست، نمک‌زدایی[1] آب‌های لب شور و آب دریا اهمیت زیادی در حل بحران آب شیرین دارد، به‌گونه‌ای که در سال‌های اخیر ظرفیت نمک‌زدایی آب در جهان افزایش چشمگیری داشته است.

امروزه فناوری اسمز معکوس[2] به‌دلیل پیشرفت در تکنولوژی به‌ویژه توسعه غشا[3]های کارآمدتر و ارزان‌تر و همچنین به‌علت کاهش چشمگیر در انرژی موردنیاز در مقایسه با ۳ یا ۴ دهه پیش سریعاً رشد کرده است و بیشترین کاربرد را دارد. در روش اسمز معکوس از یک غشا به‌عنوان یک مانع فیزیکی برای جداسازی املاح و نمک‌ها از آب با استفاده از فشار هیدرولیکی بالا استفاده می‌شود که استفاده از فشار هیدرولیکی باعث مصرف انرژی زیاد و هزینه بسیار زیاد بهره‌برداری این سیستم می‌شود. از طرف دیگر مشکل گرفتگی[4] که همیشه همراه با سیستم‌های تصفیه غشایی است در این روش نیز وجود دارد (Shannon et al., 2008, Vrouwenvelder et al., 2008, Ridgway and Flemming, 1996).

با توجه به چالش‌های مطرح‌شده برای اسمز معکوس نیاز به یک فناوری نمک‌زدایی کم‌هزینه، کم‌انرژی و با گرفتگی کم، تأثیر قابل‌توجهی در استفاده از منابع آب شور نامحدود در دسترس بشر دارد. فرایند اسمز مستقیم[5] در واقع یک فرایند جایگزین و جدید اسمزی است که در آن یک محلول با غلظت بالای مصنوعی که محلول کشنده[6] نامیده می‌شود و پس از نمک‌زدایی باید از آب شیرین شده جداسازی شود. در یک طرف غشا نیمه‌تراوا و آبی که قرار است تصفیه شود در طرف دیگر غشا قرار می‌گیرد. از ویژگی‌های اصلی این فرایند حرکت خودبه‌خودی آب توسط گرادیان اسمزی از سمت محلول با غلظت پایین‌تر به سمت محلول کشنده است که نیاز به فشار هیدرولیکی ندارد، بنابراین مصرف انرژی نسبت به اسمز معکوس که به فشار هیدرولیکی مستقیم نیاز دارد به‌طور قابل‌توجهی کم می‌شود. از طرفی چون فرایند اسمز مستقیم در فشار هیدرولیکی کم کار می‌کند، هزینه‌های پمپ و دیگر لوازم جانبی غشا بسیار کاهش یافته و در نهایت هزینه سرمایه‌گذاری کمتر از فرایند اسمز معکوس می‌شود (Shon et al., 2015).

از دیگر مزایای اسمز مستقیم پتانسیل گرفتگی کم غشا به‌دلیل عدم وجود فشار هیدرولیکی است و مسئله گرفتگی و چالش‌های مربوط به آن کمتر مشکل‌زا هستند زیرا گرفتگی در اسمز مستقیم به‌طور کلی از نظر فیزیکی برگشت‌پذیر است و در نتیجه از نیاز به شستشوی شیمیایی پرهزینه مانند اسمز معکوس اجتناب می‌شود. مزیت دیگر مطرح‌شده برای اسمز مستقیم، قابلیت زیاد حذف ناخالصی[7] در این فرایند است که بیش از ۹۹ درصد املاح و ناخالصی‌ها را دفع می‌کند (Chung et al., 2012). فرایند اسمز معکوس در طول ۴ دهه گذشته به‌طور قابل‌ملاحظه‌ای از نظر کارایی انرژی بهبود پیدا کرده و هرگونه تلاش برای کاهش بیشتر انرژی، احتمالاً باعث افزایش قیمت کلی آب می‌شود. ازاین‌رو پژوهشگران در حال حاضر توجه بیشتری بر روی تکنولوژی نمک‌زدایی جدید اسمز مستقیم قرار داده‌اند (Shon et al., 2015). ازاین‌رو سیستم ترکیبی[8] اسمز معکوس - اسمز مستقیم به‌منظور افزایش کارایی، کاهش هزینه و گرفتگی در منابع آبی با کیفیت نامطلوب مورد توجه قرار گرفته است.

بیشتر مطالعات انجام شده بر روی روش ترکیبی اسمز معکوس - مستقیم به شکل استفاده از یک فرایند برای پیش تصفیه فرایند دیگر و یا استفاده از هر دو روش برای بهره‌وری بیشتر و کاهش هزینه و انرژی بوده است که بیشتر به شکل تئوری و یا در مقیاس آزمایشگاهی بوده است. چویی و همکاران در سال ۲۰۰۹ با استفاده از یک مدل تئوری فیلم با در نظر گرفتن پلاریزاسیون غلظتی به بررسی فرایندهای اسمز مستقیم و اسمز معکوس در نمک‌زدایی آب دریا و آب لب شور پرداختند. آنها از یک سیستم با غشا اسمز

[1] Desalination
[2] Reverse Osmosis (RO)
[3] Membrane
[4] Fouling
[5] Forward Osmosis (FO)
[6] Draw Solution
[7] Salt Rejection
[8] Hybrid

www.SID.ir

Archive of SID
doi: 10.22093/wwj.2020.214776.2975

معکوس در مقیاس خیلی کوچک آزمایشگاهی و محلول کشنده نمک خوراکی برای تعیین پارامترهای مدل استفاده کردند و به مقایسه شار[1] محاسباتی و شار آزمایشگاهی در شرایط مختلف بهره‌برداری پرداختند. مشخص شد که ترکیب اسمز مستقیم و اسمز معکوس می‌تواند منجر به شار بالاتر از فرایند اسمز مستقیم به‌تنهایی در برخی شرایط عملیاتی شود (Choi et al., 2009).

چویی و همکاران در سال ۲۰۱۱ در پژوهشی دیگر یک برنامه شبیه‌سازی سیستم ترکیبی اسمز مستقیم- معکوس بر اساس مدل محلول- پخشیدگی اصلاح شده با نظریه فیلم با در نظر گرفتن اثرات پلاریزاسیون غلظتی توسعه دادند. نتایج شبیه‌سازی نشان داد که فرایند ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس دارای ریکاوری بیشتر (۶۶/۸ درصد) نسبت به فرایندهای اسمز مستقیم و اسمز معکوس است (Choi et al., 2011).

پارک و همکاران در سال ۲۰۱۲ به بهینه‌سازی سیستم ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم با استفاده از شبیه‌سازی مونت‌کارلو پرداختند. در این سیستم، نمک‌زدایی آب با روش اسمز مستقیم بوده و برای بازگردانی محلول کشنده از روش اسمز معکوس شده بود. آنها به این نتیجه رسیدند که بهینه‌سازی پارامترهای طراحی و بهره‌برداری برای کارایی انرژی سیستم‌های ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس ضروری است و بدون بهینه‌سازی پارامترهای طراحی و بهره‌برداری، سیستم ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس انرژی بیشتری نسبت به سیستم اسمز معکوس استفاده می‌کند. همچنین توسعه غشاهای اسمز مستقیم جدید با نفوذپذیری زیاد و پلاریزاسیون غلظت داخلی کم در بهبود کارایی سیستم ترکیبی تأثیرگذار است (Park et al., 2012).

بلاندین و همکاران در سال ۲۰۱۵ برای اولین بار یک ارزیابی اقتصادی روی یک سیستم ترکیبی اسمز معکوس- اسمز مستقیم انجام دادند و نتایج آن را با نتایج یک سیستم اسمز معکوس مقایسه کردند. در این سیستم، نمک‌زدایی آب با روش اسمز مستقیم بوده و برای بازگردانی محلول کشنده از روش اسمز معکوس استفاده شده بود. نتایج نشان داد که سیستم ترکیبی اسمز معکوس- اسمز مستقیم فقط در هزینه‌های زیاد انرژی و با صرفه‌جویی قابل‌ملاحظه در هزینه‌های بهره‌برداری در مقایسه با سیستم اسمز معکوس، سودمند است (Blandin et al., 2015).

علی و همکاران در سال ۲۰۱۷ به امکان‌سنجی سیستم ترکیبی اسمز معکوس- اسمز مستقیم با ارزیابی جزییات برای نمک‌زدایی آب پرداختند. آنها به توسعه یک مدل اقتصادی برای محاسبه اثر اسمزی رقیق شده جریان خوراک[2] آب دریا روی سطح غشا پرداختند (Ali et al., 2017).

وان و چانگ در سال ۲۰۱۸ به ارزیابی فنی و اقتصادی فرایندهای یکپارچه مختلف اسمز معکوس- اسمز با فشار تاخیری[3] و اسمز معکوس- اسمز مستقیم پرداختند. آنها به این نتیجه رسیدند که فرایند اسمز مستقیم- اسمز معکوس به‌عنوان فرایند ترکیبی که اسمز مستقیم قبل از اسمز معکوس برای رقیق‌سازی و کاهش فشار عملیاتی استفاده می‌شود، یک فرایند اقتصادی برای کاهش هر دو هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری از نمک‌زدایی آب دریا است (Wan and Chung, 2018).

سئو و همکاران در سال ۲۰۱۹ فرایند ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس را برای کاهش مصرف انرژی اسمز معکوس پیشنهاد دادند. آنها یک مدل عددی برای تحلیل فرایند ترکیبی برای استفاده مجدد از فاضلاب و نمک زدایی آب دریا توسعه دادند. در این فرایند ترکیبی، اسمز مستقیم به‌عنوان فرایند قبل از اسمز معکوس استفاده شد. عملکرد فرایند ترکیبی با فرایند اسمز معکوس مستقل مقایسه شد. در نتیجه، فرایند ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس شامل مصرف انرژی اسمز معکوس کمتر از فرایند اسمز معکوس مستقل است. همچنین المان اسمز مستقیم نصب شده قبل از فرایند اسمز معکوس باید با اتصال موازی پیکربندی شود تا مصرف انرژی اسمز معکوس به حداقل برسد. آنها به این نتیجه رسیدند که نتایج حاصل از این پژوهش می‌تواند برای تدوین دستورالعمل‌ها برای طراحی بهینه فرایند ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس استفاده شود (Seo et al., 2019).

لامبرچتز و شلدون در سال ۲۰۱۹ به ارزیابی عملکرد و مصرف انرژی سیستم اسمز مستقیم کشیده شده از کود کشاورزی[4] برای بازیابی آب از آب لب شور استفاده کردند. محلول خوراک یک

[1] Flux

[2] Feed
[3] Pressure Retarded Osmosis
[4] Fertiliser Drawn Forward Osmosis

www.SID.ir

doi: 10.22093/wwj.2020.214776.2975
Archive of SID

محلول نمک خوراکی با غلظت ۵ گرم در لیتر بوده و محلول کشنده کود پتاسیم کلرید بوده است (Lambrechts and Sheldon, 2019).

در سال ۲۰۱۹ یک غشا اسمز مستقیم لایه به لایه با اتصال عرضی[1] برای نمک زدایی از آب لب شور توسط سوایله و همکاران ساخته شد. شار آب غشا تولیدی مناسب و این غشا کمترین شار نمک معکوس را داشت (Suwaileh et al., 2019).

بن و همکاران در سال ۲۰۱۹ به مقایسه عملکرد فرایندهای ترکیبی اسمز معکوس آب دریا[2]- اسمز مستقیم آب دریا[3] و اسمز معکوس آب دریا دو گذر[4] مستقل برای حذف بور تحت شرایط بهره‌برداری مختلف پرداختند. آنها به این نتیجه رسیدند که سیستم ترکیبی پیشنهادی برای حذف بور نیازی به تنظیم pH بر خلاف اسمز معکوس دو گذر ندارد که این امر بر امکان‌سنجی اقتصادی مانند هزینه عملیاتی تأثیر می‌گذارد. همچنین فرایند ترکیبی اسمز معکوس آب دریا- اسمز مستقیم آب دریا نسبت به اسمز معکوس دو گذر یک فرایند اقتصادی و کارآمد است (Ban et al., 2019).

جیاگنوریو و همکاران در سال ۲۰۱۹ برای نمک‌زدایی از آب زیرزمینی لب شور و استفاده مجدد از فاضلاب از روش اسمز مستقیم و برای بازیابی محلول کشنده از روش نانوفیلتراسیون استفاده کردند. در این پژوهش منیزیم کلراید و سدیم سولفات به‌عنوان محلول کشنده استفاده شدند. آب‌های تولیدی نهایی کیفیت بسیار زیادی دارند که پتانسیل این سیستم ترکیبی را برای استفاده مجدد از آب و نمک‌زدایی را نشان می‌دهد (Giagnorio et al., 2019).

در سال ۲۰۲۰، ایم و همکاران به ارزیابی فنی و اقتصادی یک فرایند ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس در مقیاس یک المان برای نمک‌زدایی از آب دریا و مقایسه نتایج فرایند ترکیبی با نتایج یک فرایند اسمز معکوس دو مرحله‌ای[5] مستقل پرداختند. نتایج نشان داد که فرایندهای ترکیبی اسمز مستقیم با غشاهای مارپیچی[6] و قاب و صفحه[7] مقرون‌به‌صرفه‌تر است. همچنین فرایند ترکیبی اسمز مستقیم- اسمز معکوس پتانسیل اقتصادی زیادی در خاورمیانه و جاهای دیگر دارد (Im et al., 2020).

به‌طور کلی عملکرد غشا به‌دلیل گرفتگی و با افزایش عمر غشا کاهش می‌یابد (شار آب شیرین شده کاهش و شار نمک افزایش می‌یابد) اما تغییرات دما نیز بر شارآب شیرین شده تأثیرگذار است. افزایش دمای آب با کاهش عمر مفید غشاها همراه است و غشاها از این نظر محدودیت کاربرد دارند که این محدودیت‌ها توسط شرکت سازنده تعریف می‌شوند. از سوی دیگر با افزایش دمای آب خوراک، شار آب شیرین شده تقریباً به‌صورت خطی افزایش و حذف نمک به‌صورت غیرخطی کاهش می‌یابد (Zaidi et al., 2015, Djebedjian et al., 2009).

همچنین دمای آب خوراک بهینه در دستگاه‌های اسمز معکوس، ۳۵ درجه سلسیوس پیشنهاد شده است (Chu et al., 2016, Mohammadi et al., 2003).

در این پژوهش هدف استفاده همزمان از روش‌های اسمز معکوس و اسمز مستقیم به شکل ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم با استفاده از مزیت عدم‌نیاز به فشار هیدرولیکی بالا برای اسمز مستقیم در مقایسه با اسمز معکوس و بررسی افزایش کارایی تولید آب شیرین نمک‌زدایی آب با این روش ترکیبی است. به‌گونه‌ای که انتظار می‌رود استفاده از اسمز مستقیم همراه با اسمز معکوس میزان فشار لازم برای فرایند اسمز معکوس برای رسیدن به شار مشخصی از آب شیرین شده و در نتیجه هزینه و انرژی را کاهش دهد.

۲- مواد و روش‌ها

۲-۱- معادلات حاکم

مدل رایج استفاده شده برای انتقال جرم از غشا، مدل انتقال- پخشیدگی اصلاح شده با تئوری فیلم بوده و برای شبیه‌سازی اسمز معکوس، اسمز مستقیم و ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم استفاده می‌شود. بر اساس این مدل برای شار آب اسمز معکوس خواهیم داشت

$$J_w = A(\Delta P - \Delta \pi) \quad \text{(OLI Stream Analyzer 3.1.3)} \qquad (۱)$$

که در آن

J_w شار آب عبوری از غشا ($m^3/m^2.s$)، A ضریب نفوذپذیری آب غشا (m/s. KPa)، ΔP فشار هیدرولیکی اعمال شده (kPa) و $\Delta \pi$

[1] Cross-Linked Layer by Layer
[2] Seawater Reverse Osmosis
[3] Seawater Forward Osmosis
[4] Two-Pass
[5] Two Stage
[6] Spiral Wound
[7] Plate and Frame

www.SID.ir

Archive of SID
dx.doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

اختلاف فشار اسمزی طرفین غشا (kPa) است. فشار اسمزی اکثر محلول‌ها به‌سادگی با استفاده از نرم‌افزارهای ترمودینامیکی مانند OLI Stream Analyser مدل می‌شود (OLI Stream Analyzer 3.1.3, 2010).

در حین فرایندهای غشایی پلاریزاسیون غلظتی رخ می‌دهد که باعث کاهش شار آبی خواهد شد. شار آب عبوری با در نظر گرفتن اثرات پلاریزاسیون غلظتی برابر است با

$$J_{W-RO} = A[\Delta P - \pi_F \exp(\frac{J_{W-RO}}{k})] \quad (۲)$$

که در آن

$\exp(\frac{J_{W-RO}}{k})$ ضریب افزایشی فشار اسمزی محلول خوراک به‌دلیل پلاریزاسیون غلظتی، π_F فشار اسمزی محلول خوراک(kPa) و k ضریب انتقال جرم که به عدد شروود (Sh) وابسته است و از معادلات زیر به دست می‌آید

$$k = \frac{ShD}{d_h} \quad \text{(OLI Stream Analyzer 3.1.3)} \quad (۳)$$

$$Sh = 1.85(Re\,Sc\,\frac{d_h}{L})^{0.33} \quad \text{(جریان آرام)} \quad (۴)$$

$$Sh = 0.04\,Re^{0.75}\,Sc^{0.33} \quad \text{(جریان آشفته)} \quad (۵)$$

که در آنها

Re عدد رینولدز، Sc عدد اشمیت، d_h قطر هیدرولیکی (m)، D ضریب پخشیدگی حلال و L طول کانال غشا (m) است. در فرایند اسمز مستقیم فشار هیدرولیکی برابر صفر است ($\Delta P=0$) و شار آب بر اساس مدل انتقال پخشیدگی برابر است با

$$J_{W-FO} = A(\Delta\pi_e) = A(\pi_D - \pi_F) \quad (۶)$$

که در آن

$\Delta\pi_e$ اختلاف فشار اسمزی مؤثر در لایه فعال غشا و π_F و π_D به‌ترتیب فشار اسمزی محلول خوراک و محلول کشنده هستند.

پلاریزاسیون غلظتی خارجی و پلاریزاسیون غلظتی داخلی در فرایند اسمز مستقیم روی غشا ایجاد شده و باعث کاهش شار آبی به‌دلیل کاهش اختلاف فشار اسمزی مؤثر می‌شوند؛ بنابراین معادله شار آبی به شکل زیر خواهد شد

$$J_{W-FO} = A\Delta\pi_e = A[\pi_{D,B} \exp(\frac{-J_{W-FO}}{K_m}) - \pi_{F,B} \exp(\frac{J_{W-FO}}{k})] \quad (۷)$$

که در آن

$\exp(\frac{-J_{W-FO}}{K_m})$ ضریب کاهشی فشار اسمزی محلول کشنده به دلیل پلاریزاسیون غلظتی، $\exp(\frac{J_{W-FO}}{k})$ ضریب افزایشی فشار اسمزی محلول خوراک به‌دلیل پلاریزاسیون غلظتی، $\pi_{F,B}$ و $\pi_{D,B}$ به‌ترتیب فشار اسمزی بالک در قسمت خوراک و محلول کشنده و K_m مقاومت املاح در برابر پخشیدگی برابر است با

$$K_m = \frac{D}{S} \quad (۸)$$

$$S = \frac{\tau l}{\varepsilon} \quad (۹)$$

که در آنها

S پارامتر ساختاری غشا، τ, l, ε به‌ترتیب تخلخل، ضخامت واقعی و پیچش لایه محافظ متخلخل است. این معادلات نشان می‌دهد که شار آب اسمز مستقیم با خصوصیات غشا مانند پارامترساختاری S و نفوذپذیری آب A قابل‌کنترل است. با این حال شار آب آزمایشگاهی اسمز مستقیم بسیار پایین‌تر از مقداری است که با محاسبه با استفاده از معادلات به‌دست می‌آید (Tang et al., 2010, McCutcheon and Elimelech, 2006).

در نهایت شار آب ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم از مجموع معادلات ۲ و ۷ برابر است با

$$J_{W-HRFO} = A[\Delta P + \pi_{D,B} \exp(\frac{-J_{W-FO}}{K_m}) - \pi_{F,B}(\exp(\frac{J_{W-RO}}{k}) + \exp(\frac{J_{W-FO}}{k}))] \quad (۱۰)$$

www.SID.ir

Archive of SID
dx.doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

۲-۲- پایلوت آزمایشگاهی

پایلوت آزمایشگاهی نمک‌زدایی ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم در آزمایشگاه هیدرولیک دانشگاه شهید چمران اهواز برای انجام آزمایش‌های ترکیبی طراحی و ساخته شد. این پایلوت که در شکل‌های ۱ و ۲ نشان داده شده است شامل دو واحد پیش تصفیه و نمک‌زدایی (اسمز معکوس- اسمز مستقیم) است. خطوط و مسیر جریان برای هر بخش در شکل ۱ نمایش داده شده است. در این شکل مسیر جریان واحد پیش تصفیه با لوله‌کشی قرمز رنگ، مسیر جریان واحد اسمز معکوس با لوله‌کشی آبی رنگ و مسیر جریان اسمز مستقیم با لوله‌کشی سبز رنگ نمایش داده شده است. نوع و ظرفیت تجهیزات به‌کار رفته در هر بخش از این پایلوت در جدول ۱ آورده شده است. طراحی این پایلوت به‌گونه‌ای است که با استفاده از لوله‌کشی و شیر تعبیه شده قبل از محفظه فشار غشا می‌توان از آن در شرایط اسمز معکوس و ترکیبی اسمز معکوس و مستقیم بهره‌برداری کرد.

مطابق شکل ۱ در بخش پیش تصفیه، آب خوراک که در مخزن خوراک ذخیره شده است توسط پمپ از فیلتر شنی، فیلتر کربنی و میکروفیلترها عبور کرده و در مخزن پیش تصفیه ذخیره می‌شود. سپس آب پیش تصفیه شده از طریق پمپ وارد مخازن خوراک اسمز معکوس و محلول کشنده اسمز مستقیم می‌شود تا در هر بخش با غلظت مشخص وارد سیستم شود. در بخش اسمز معکوس آبی که در مخزن خوراک اسمز معکوس ذخیره شده است از طریق پمپ دوباره وارد میکروفیلترها می‌شود تا اطمینان یافت که ذرات معلق وارد غشاهای اسمز معکوس نخواهند شد و کدورت آب در حد قابل‌قبولی کاهش یابد. پس از عبور آب از میکروفیلترها، آب وارد یک پمپ فشار قوی شده که آن را با فشار زیاد از پوسته غشا عبور می‌دهد و پس از گذر از غشا آن را به دو بخش آب شیرین شده و پساب تقسیم کرده و در مخازن مربوطه ذخیره می‌شود. در بخش اسمز مستقیم محلول کشنده با غلظت مشخص در مخزن مربوطه ساخته شده و توسط پمپ در مسیر سبز رنگ جریان یافته و از طریق شیری که به لوله مرکزی غشا وصل است، از لوله مرکزی غشا عبور می‌کند. در همین زمان آب خوراک با غلظت کمتر ازطریق سیستم اسمز معکوس روی پوسته غشا عبور داده می‌شود و از طریق اختلاف فشار اسمزی ناشی از اختلاف غلظت دو محلول روی پوسته و مغزه غشا در اسمز مستقیم، آب شیرین از پوسته به لوله مرکزی کشش یافته و سپس در مخزن مربوطه ذخیره می‌شود. همچنین در نقاط مختلف دستگاه، فشار و دبی توسط فشارسنج و دبی‌سنج اندازه‌گیری شدند.

غشای استفاده شده برای هر دو حالت اسمز معکوس و ترکیب اسمز معکوس-مستقیم یک غشا نوع BW30-400 از شرکت DOW بود. مقدار ضریب نفوذپذیری آب (A) برای این غشا در شرایط آزمایشگاهی و بر اساس نتایج آزمایشگاهی اسمز معکوس و کالیبراسیون برابر ۷,۹۴e-۹ (m/s.KPa) به‌دست آمد. از محلول نمک خوراکی NaCl با غلظت‌های متفاوت به‌عنوان محلول کشنده و محلول خوراک استفاده شد.

جدول ۱- تجهیزات به‌کار رفته در هر بخش از پایلوت آزمایشگاهی

Table 1. Equipment used in laboratory pilot

Pretreatment unit			Reverse osmosis unit			Forward osmosis unit		
Equipment type	Capacity	Unit	Equipment type	Capacity	Unit	Equipment type	Capacity	Unit
Booster pump	1.34	Kw	Tanker	1000	Liter	Tanker	1000	Liter
Tanker	1000	Liter	Mixer	1450	rpm	Mixer	1450	rpm
Sand filter			Booster pump	1.21	Kw	Booster pump	0.55	Kw
Carbon filter			High pressure pump	3.06	Kw			
5 micron filter *4			Membrane	BW30-400				
			micron filter *4 1					

www.SID.ir

Archive of SID
dx.doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

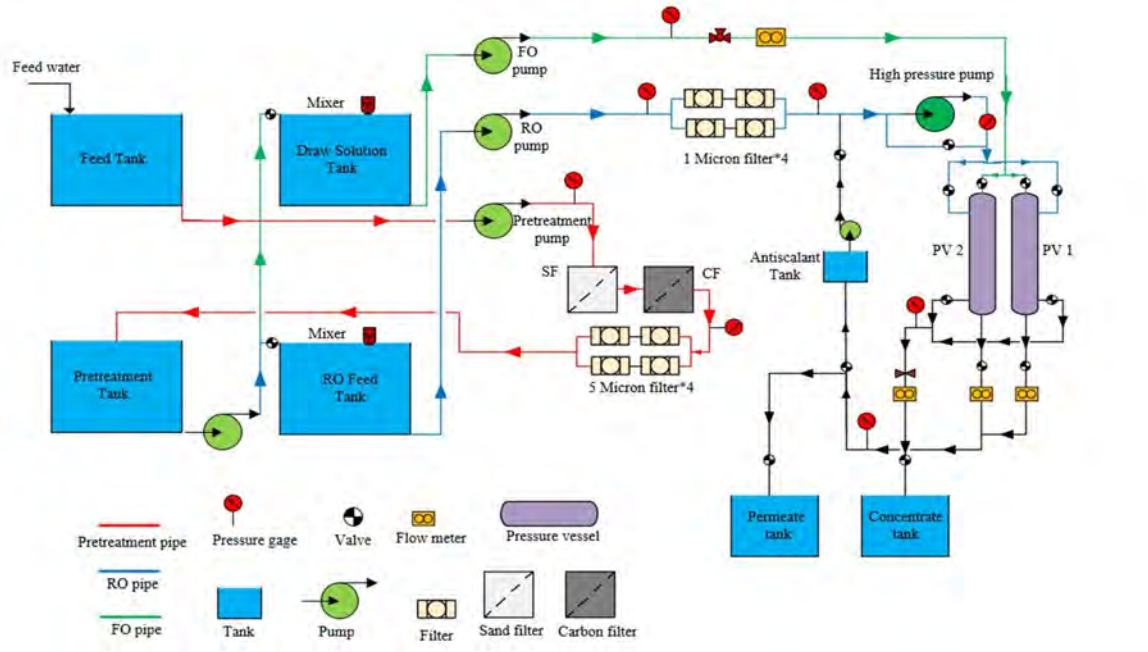

Fig. 1. Flowchart of the HRFO pilot plant at hydraulic lab of Shahid Chamran University of Ahvaz

شکل ۱- دیاگرام پایلوت ترکیبی اسمز معکوس - مستقیم در آزمایشگاه هیدرولیک دانشگاه شهید چمران اهواز



Fig. 2. The HRFO pilot plant at hydraulic lab of Shahid Chamran University of Ahvaz

شکل ۲- پایلوت ترکیبی اسمز معکوس مستقیم در آزمایشگاه هیدرولیک دانشگاه شهید چمران اهواز

۲-۳- روش آزمایش و آزمایش‌های موردی

آزمایش‌های ترکیبی اسمز معکوس- مستقیم برای آب شهری اهواز به عنوان محلول خوراک با غلظت ppm ۱۰۰۰ و pH برابر ۶/۹ و دمای ۱۸/۵ درجه سلسیوس که از مرحله پیش تصفیه عبور کرده است، با استفاده از پایلوت ساخته شده انجام شد، به‌گونه‌ای که ابتدا در حالت اسمز معکوس آب خوراک با فشار ناشی از پمپ فشار

www.SID.ir

Archive of SID

قوی از روی پوسته غشا عبور می‌کند و دبی آب شیرین شده اسمز معکوس اندازه‌گیری می‌شود. در مرحله بعد در حالی که سیستم در حالت اسمز معکوس در حال بهره برداری است و آب شهری به‌عنوان خوراک از روی پوسته ممبران در حال عبور است، هم‌زمان محلول نمک خوراکی به عنوان محلول کشنده با غلظت‌های ۲۰۰۰ تا ۱۰۰۰۰ ppm با دبی مشخص و با استفاده از شیری که در محل ورودی به لوله مرکزی غشا قرار گرفته است وارد لوله مرکزی غشا می‌شود و سیستم هم‌زمان تحت تأثیر انرژی هیدرولیکی پمپ در بخش اسمز معکوس روی پوسته غشا و کشش محلول کشنده موجود در لوله مرکزی غشا به شکل ترکیبی اسمز معکوس و مستقیم هم‌زمان قرار گرفته و کار می‌کند. در این حالت دبی آب شیرین شده کلی ناشی از فرایند اسمز معکوس تحت فشار پمپ و ناشی از کشش اسمز مستقیم تحت اختلاف فشار اسمزی ناشی از اختلاف غلظت است.

آزمایش‌ها در ۹ ست آزمایشگاهی برای فشارهای عملیاتی ۴/۵ تا ۱۰/۵ بار به‌ازای غلظت‌های ۲۰۰۰ تا ۱۰۰۰۰ ppm محلول نمک خوراکی به‌عنوان محلول کشنده انجام شد. نتایج دو ست آزمایشگاهی با محلول کشنده ۲۰۰۰ و ۱۰۰۰۰ ppm در جدول ۲ آورده شده است. در این آزمایش‌ها دبی آب شیرین تولیدی ترکیبی (ستون ۳) و دبی شیرین شده با فرایند اسمز معکوس (ستون ۵) اندازه‌گیری شد و با مشخص بودن دبی محلول کشنده ورودی به سیستم (ستون ۴) و تفاضل آنها، دبی آب شیرین تولیدی اسمز مستقیم (ستون ۶) مشخص شد.

۳- نتایج و بحث

نتایج ۳۶ آزمایش انجام شده ترکیبی اسمز معکوس مستقیم برای فشارهای عملیاتی ۴/۵ تا ۱۰/۵ بار به‌ازای غلظت‌های ۲۰۰۰ تا ۱۰۰۰۰ ppm محلول کشنده در نمودار شکل‌های ۳ و ۴ آمده است.

بر اساس شکل ۳ مشاهده می‌شود که در یک فشار ثابت با افزایش غلظت محلول کشنده و برای یک محلول کشنده با غلظت ثابت با افزایش فشار، دبی آب شیرین تولیدی ترکیبی افزایش می‌یابد که این افزایش ناشی از افزایش دبی آب شیرین اسمز معکوس است و از طرفی بر اساس معادله ۷ دبی اسمز مستقیم تنها به اختلاف غلظت وابسته است.

شکل ۴ که نشان‌دهنده دبی آب شیرین تولیدی اسمز مستقیم ناشی از کشش محلول کشنده در مقابل فشار عملیاتی است نشان می‌دهد که در یک فشار ثابت با افزایش غلظت محلول کشنده، دبی آب شیرین تولیدی اسمز مستقیم افزایش می‌یابد و برای محلول کشنده با غلظت ثابت با افزایش فشار، دبی آب شیرین تولیدی اسمز مستقیم کاهش می‌یابد که این کاهش ناشی از آنجاست که دبی اسمز مستقیم تنها به اختلاف غلظت وابسته است و به فشار وابسته نیست و همان طور که مشاهده می‌شود در فشارهای پایین ۴/۵ بار

جدول ۲- نتایج آزمایش‌های ترکیبی با محلول کشنده با غلظت ۲۰۰۰ و ۱۰۰۰۰ ppm

Table 2. Results of HRFO experiments with draw solution concentration of 2000 and 10,000 ppm

(6) **Q-FO** (6)=(OLIStreamAnalyzer3.1.3)-(4)-(5) **(LPM)**	(5) **Q-RO** **(LPM)**	(4) **Q draw solution** **(LPM)**	(OLIStreamAnalyzer 3.1.3) **Jw-HRFO** **(LPM)**	(2) **RO feed pressure** (Baranowski and LeBoeuf, 2008)	(OLI Stream Analyzer 3.1.3) **draw solution concentration** **(ppm)**
3.26	7.42	11	21.68	4.5	2000
2.72	11.28	11	25	6.5	2000
0.81	15.14	11	26.95	8.5	2000
0	19	11	29.99	10.5	2000
4.09	7.42	11	22.51	4.5	10000
3.99	11.28	11	26.27	6.5	10000
3.39	15.14	11	29.53	8.5	10000
3.25	19	11	33.25	10.5	10000

www.SID.ir

Archive of SID

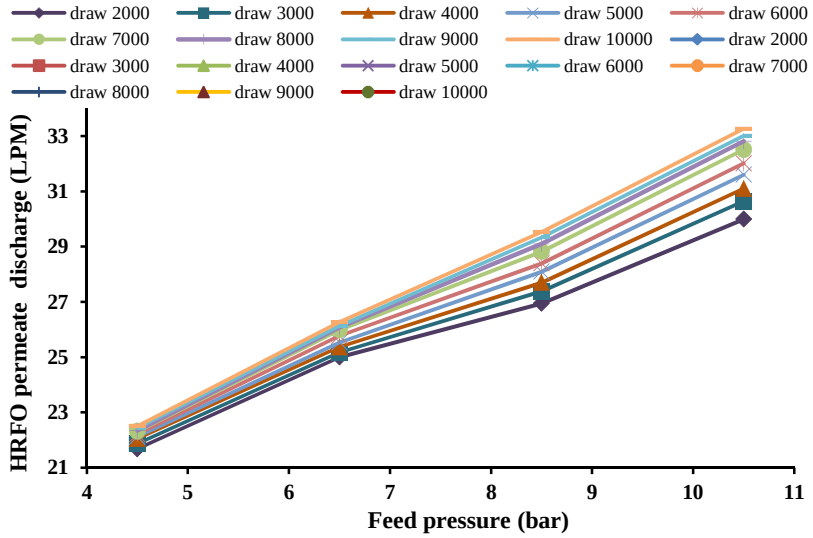

Fig. 3. The feed pressure against HRFO permeate discharge

شکل ۳- نمودار فشارآب خوراک - دبی آب شیرین شده ترکیبی

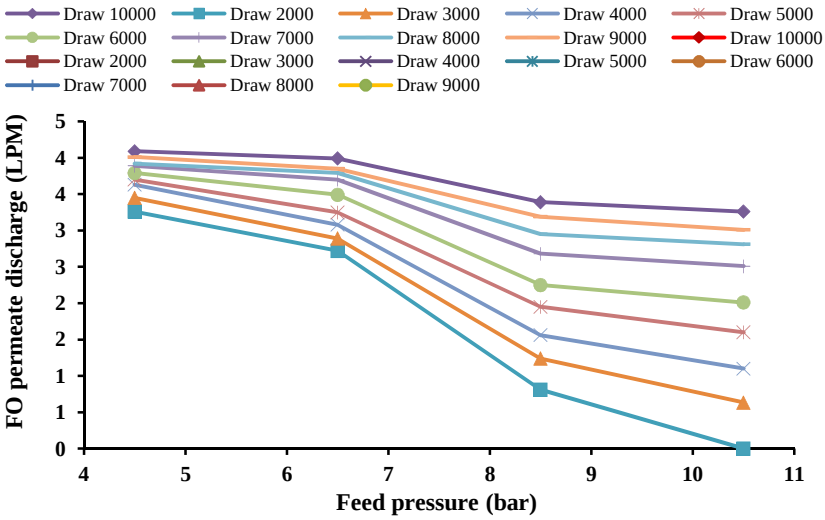

Fig. 4. The feed pressure against FO permeate discharge

شکل ۴- نمودار فشار آب خوراک - دبی آب شیرین شده اسمز مستقیم

که سهم اسمز مستقیم بیشتر است اعداد خیلی به هم نزدیک هستند، به‌گونه‌ای که نمودارها تقریباً بر هم منطبق شده‌اند. از طرفی اگر به آزمایش‌ها زمان کافی داده شود این اعداد بر هم منطبق می‌شوند و تأثیر فشار از بین می‌رود.

همان طور که در معادله اسمز مستقیم (معادله ۷) نیز دیده شد که این معادله وابسته به فشار نیست. از طرفی هر چه میزان فشار بیشتر شود، سهم اسمز معکوس که وابسته به فشار است بیشتر شده و سهم اسمز مستقیم کمتر می‌شود، تا جایی که در فشار ۱۰/۵ بار با محلول کشنده ۲۰۰۰ ppm سهم اسمز مستقیم صفر شده و تمام آب شیرین شده ناشی از اسمز معکوس است. همچنین بر اساس داده‌های موجود در جدول ۲ می‌توان گفت که برای تولید یک دبی مشخص با روش اسمز معکوس که نیاز به فشار مشخصی دارد، می‌توان با استفاده از فشار کمتر و اضافه کردن غلظتی از محلول کشنده به سیستم همان دبی را تولید کرد. بر این اساس می‌توان نتیجه گرفت که برای تولید یک دبی مشخص از آب شیرین با اضافه کردن محلول کشنده به سیستم نسبت به حالت اسمز معکوس مستقل،

www.SID.ir

Archive of SID
dx.doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

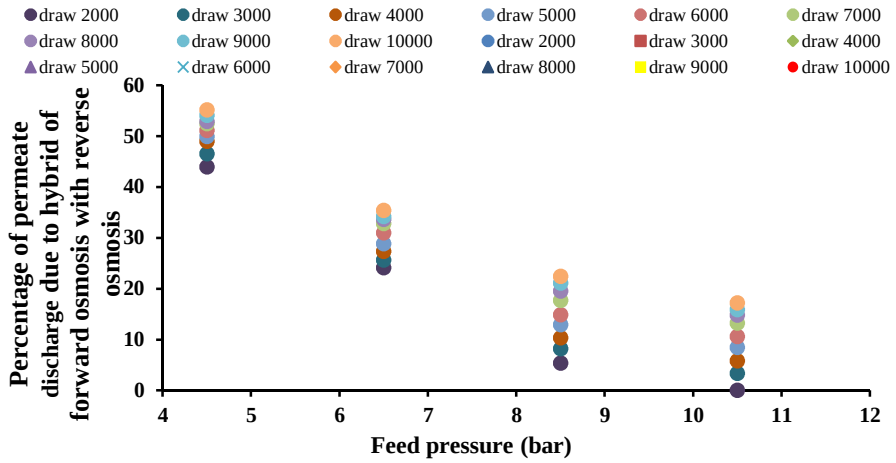

Fig. 5. The feed pressure against increased percentage of permeate discharge due to hybrid of forward osmosis with reverse osmosis

شکل ۵- نمودار فشار آب خوراک- درصد افزایش دبی آب شیرین شده حاصل از ترکیب اسمز مستقیم با اسمز معکوس

فشار پمپ کمتری برای بخش نمک‌زدایی موردنیاز بوده و انرژی کمتری مصرف می‌شود. بر اساس آزمایش‌های ترکیبی انجام شده می‌توان درجه ترکیب (هیبریداسیون) اسمز معکوس- مستقیم را بر اساس سهم مقدار دبی‌های آب شیرین شده اسمز معکوس و اسمز مستقیم به دست آورد. بر اساس آزمایش‌های انجام شده مشاهده شد که در یک غلظت ثابت با افزایش فشار سهم اسمز معکوس بیشتر شده تا به ۱۰۰ درصد در محلول کشنده با غلظت ۲۰۰۰ppm می‌رسد. از طرفی در یک فشار ثابت با افزایش غلظت محلول کشنده سهم اسمز معکوس کمتر می‌شود. همچنین می‌توان مشاهده کرد که در همه فشارها بیشترین سهم اسمز معکوس در کمترین غلظت محلول کشنده ۲۰۰۰ppm هست و با افزایش غلظت محلول کشنده سهم اسمز معکوس کمتر می‌شود، به طوری که کمترین سهم اسمز معکوس ۶۴/۵ درصد با محلول کشنده ۱۰۰۰۰ppm هست.

همچنین مشاهده شد که در یک غلظت ثابت با افزایش فشار سهم اسمز مستقیم کمتر شده تا به صفر درصد در محلول کشنده با غلظت ۲۰۰۰ppm می‌رسد از طرفی در یک فشار ثابت با افزایش غلظت محلول کشنده سهم اسمز مستقیم بیشتر می‌شود. همچنین می‌توان مشاهده کرد که در همه فشارها بیشترین سهم اسمز مستقیم در بیشترین غلظت محلول کشنده ۱۰۰۰۰ppm و برابر با ۳۵/۵ درصد بوده و با کاهش غلظت محلول کشنده سهم اسمز مستقیم کمتر می‌شود. به‌طوری که کمترین سهم اسمز مستقیم صفر درصد با محلول کشنده ۲۰۰۰ppm هست. بر این اساس می‌توان نتیجه گرفت که بیشترین کارایی دبی آب شیرین شده ترکیبی برای بیشترین غلظت محلول کشنده ۱۰۰۰۰ppm و کمترین فشار ۴/۵ بار و برابر ۶۴/۵ درصد اسمز معکوس و ۳۵/۵ درصد اسمز مستقیم است.

میزان درصد افزایش دبی آب شیرین شده حاصل از ترکیب اسمز مستقیم با اسمز معکوس نسبت به حالتی که فقط روش اسمز معکوس استفاده شود در نمودار شکل ۵ آورده شده است.

شکل ۵ نشان می‌دهد که در یک فشار ثابت با افزایش غلظت محلول کشنده میزان درصد افزایش دبی آب شیرین شده حاصل از ترکیب اسمز مستقیم با اسمز معکوس نسبت به حالت اسمز معکوس به‌تنهایی افزایش می‌یابد، به‌گونه‌ای که بیشترین درصد افزایش در هر فشاری مربوط به محلول کشنده با غلظت ۱۰۰۰۰ppm در هر فشار است. بر اساس این نمودار بیشترین درصد دبی افزایش یافته ۵۵/۱۲ درصد بود و به‌این معناست که اضافه کردن اسمز مستقیم به اسمز معکوس می‌تواند میزان تولید آب شیرین شده را در بهترین حالت (کمترین فشار، بیش‌ترین غلظت محلول کشنده) از بین آزمایش های انجام شده تا ۵۵/۱۲ درصد افزایش دهد.

۴- نتیجه‌گیری

هدف از این پژوهش بهره‌برداری هم‌زمان از روش‌های نمک‌زدایی اسمز معکوس و اسمز مستقیم به شکل ترکیبی برای افزایش کارایی تولید آب شیرین نمک‌زدایی و کاهش انرژی موردنیاز فرایند بود

www.SID.ir

Archive of SID
dx.doi.org/10.22093/wwj.2020.214776.2975

که با استفاده از آزمایش‌های انجام شده با پایلوت نمک‌زدایی ترکیبی ساخته شده در دانشگاه شهید چمران اهواز برای نمک‌زدایی آب شهری اهواز با فشارهای عملیاتی ۴/۵ تا ۱۰/۵ بار به ازای غلظت‌های ۲۰۰۰ تا ۱۰۰۰۰ppm محلول کشنده نمک خوراکی نتایج زیر حاصل شد.

۱- در یک فشار ثابت با افزایش غلظت محلول کشنده، دبی آب شیرین تولیدی ترکیبی افزایش می‌یابد و برای محلول کشنده با غلظت ثابت با افزایش فشار، دبی آب شیرین تولیدی ترکیبی افزایش می‌یابد که این افزایش ناشی از افزایش سهم دبی آب شیرین اسمز معکوس است و این نتیجه منطبق بر معادله حاکم بر فرایند اسمز مستقیم (معادله ۷) بوده که در آن دبی اسمز مستقیم تنها به اختلاف غلظت وابسته است.

۲- در یک فشار ثابت با افزایش غلظت محلول کشنده، دبی آب شیرین تولیدی اسمز مستقیم افزایش می‌یابد و برای محلول کشنده با غلظت ثابت با افزایش فشار، دبی آب شیرین تولیدی اسمز مستقیم کاهش می‌یابد که این کاهش ناشی از آنجاست که دبی اسمز مستقیم تنها به اختلاف غلظت وابسته است و به فشار وابسته نیست. از طرفی با افزایش فشار سهم اسمز معکوس که وابسته به فشار است بیشتر شده و سهم اسمز مستقیم کمتر می‌شود.

۳- به‌طور کلی می‌توان نتیجه گرفت که با افزایش فشار، سهم اسمز معکوس بیشتر و سهم اسمز مستقیم کاهش می‌یابد. از طرفی با افزایش غلظت محلول کشنده، سهم اسمز مستقیم بیشتر و سهم اسمز معکوس کاهش می‌یابد. در بهترین حالت از بین آزمایش‌های انجام شده با کمترین فشار و بیشترین غلظت محلول کشنده، درجه ترکیب این دو روش ۶۴/۵ درصد اسمز معکوس و ۳۵/۵ درصد اسمز مستقیم به‌دست آمد.

۴- اضافه کردن اسمز مستقیم به اسمز معکوس می‌تواند میزان تولید آب شیرین شده را در بهترین حالت یعنی کمترین فشار، بیشترین غلظت محلول کشنده، تا ۵۵/۱۲ درصد افزایش دهد.

۵- قدردانی

نویسندگان بر خود لازم می‌دانند از حمایت مالی سازمان آب و برق خوزستان و شرکت بهره برداری، تولید و انتقال آب غدیرخوزستان در انجام این پژوهش قدردانی کنند.

References

Ali, H., Hafez, A. I., Khedr, M., Gadallah, H., Sabry, R., Ali, S. S., et al. 2017. Techno-economic evaluation of forward/reverse osmosis hybrid system for saline water desalination. *Desalination and Water Treatment*, 98, 66-77.

Ban, S. H., Im, S. J., Cho, J. & Jang, A. 2019. Comparative performance of FO-RO hybrid and two-pass SWRO desalination processes: Boron removal. *Desalination*, 471, 114114.

Baranowski, T. M. & Leboeuf, E. J. 2008. Consequence management utilizing optimization. *Journal of Water Resources Planning and Management*, 134, 386-394.

Blandin, G., Verliefde, A. R., Tang, C. Y. & Le-Clech, P. 2015. Opportunities to reach economic sustainability in forward osmosis–reverse osmosis hybrids for seawater desalination. *Desalination*, 363, 26-36.

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.

Choi, Y. J., Hwang, T. M., Oh, H., Nam, S. H., Lee, S., Jeon, J. C., et al. 2011. Development of a simulation program for the forward osmosis and reverse osmosis process. *Desalination and Water Treatment*, 33, 273-282.

Chu, H., Zhao, F., Tan, X., Yang, L., Zhou, X., Zhao, J., et al. 2016. The impact of temperature on membrane fouling in algae harvesting. *Algal Research*, 16, 458-464.

Chung, T. S., Li, X., Ong, R. C., Ge, Q., Wang, H. & Han, G. 2012. Emerging forward osmosis (FO) technologies and challenges ahead for clean water and clean energy applications. *Current Opinion in Chemical Engineering*, 1, 246-257.

Djebedjian, B., Gad, H., Khaled, I. & Rayan, A. 2009. Experimental and analytical study of a reverse osmosis desalination plant. *Mansoura Engineering Journal*, 34, 71-90.

Giagnorio, M., Ricceri, F. & Tiraferri, A. 2019. Desalination of brackish groundwater and reuse of wastewater by forward osmosis coupled with nanofiltration for draw solution recovery. *Water Research*, 153, 134-143.

www.SID.ir

Archive of SID

Hughes, L. 2003. Climate change and Australia: trends, projections and impacts. *Austral Ecology*, 28**,** 423-443.

Im, S. J., Jeong, S., Jeong, S. & Jang, A. 2020. Techno-economic evaluation of an element-scale forward osmosis-reverse osmosis hybrid process for seawater desalination. *Desalination*, 476**,** 114240.

Lambrechts, R. & Sheldon, M. 2019. Performance and energy consumption evaluation of a fertiliser drawn forward osmosis (FDFO) system for water recovery from brackish water. *Desalination*, 456**,** 64-73.

McCutcheon, J. R. & Elimelech, M. 2006. Influence of concentrative and dilutive internal concentration polarization on flux behavior in forward osmosis. *Journal of Membrane Science*, 284**,** 237-247.

McDonald, R. I., Green, P., Balk, D., Fekete, B. M., Revenga, C., Todd, M., et al. 2011. Urban growth, climate change, and freshwater availability. *Proceedings of the National Academy of Sciences*, 108**,** 6312-6317.

Mearns, L. O., Rosenzweig, C. & Goldberg, R. 1996. The effect of changes in daily and interannual climatic variability on CERES-Wheat: a sensitivity study. *Climatic Change*, 32**,** 257-292.

Mohammadi,T., Moghadam, M. K. & Madaeni, S. 2003. Hydrodynamic factors affecting flux and fouling during reverse osmosis of seawater. *Desalination*, 151**,** 239-245.

Oli Stream Analyzer 3.1.3 2010. OLI Systems, Inc. Newjercy, USA.

Park, S. M., Koo, J. W., Choi, Y. K., Lee, S., Sohn, J. & Hwang, T. M. 2012. Optimization of hybrid system consisting of forward osmosis and reverse osmosis: a Monte Carlo simulation approach. *Desalination and Water Treatment*, 43**,** 274-280.

Ridgway, H. F. & Flemming, H. C. 1996. *Membrane biofouling in water treatment membrane processes*. McGraw Hill, New York.

Seo, J., Kim, Y. M., Chae, S. H., Lim, S. J., Park, H. & Kim, J. H. 2019. An optimization strategy for a forward osmosis-reverse osmosis hybrid process for wastewater reuse and seawater desalination: a modeling study. *Desalination*, 463, 40-49.

Shannon, M. A., Bohn, P. W., Elimelech**,** M., Georgiadis, J. G., Mariñas, B. J. & Mayes, A. M. 2008. Science and technology for water purification in the coming decades. *Nature*, 452**,** 301-310.

Shon, H. K., Phuntsho, S., Zhang, T. C. & Surampalli, R. Y. 2015. Forward osmosis: fundamental and applications, American Society of Civil Engineers (ASCE). https://doi.org/10.1061/9780784414071.

Suwaileh, W., Johnson, D., Khodabakhshi, S. & Hilal, N. 2019. Cross-linked layer by layer forward osmosis membrane for brackish water desalination. *Journal of Membrane Science*, 583(1)**,** 267-277.

Tang, C. Y., She, Q., Lay **,**W. C. L., Wang, R. & Fane, A. G. 2010. Coupled effects of internal concentration polarization and fouling on flux behavior of forward osmosis membranes during humic acid filtration. *Journal of Membrane Science*, 354**,** 123-133.

Vrouwenvelder, J., Manolarakis, S., Van Der Hoek, J., Van Paassen, J., Van Der Meer, W. G. J., Van Agtmaal, J., et al. 2008. Quantitative biofouling diagnosis in full scale nanofiltration and reverse osmosis installations. *Water Research*, 42**,** 4856-4868.

Wan, C. F. & Chung, T. S. 2018 **.**Techno-economic evaluation of various RO+PRO and RO+FO integrated processes. *Applied Energy*, 212**,** 1038-1050.

Whetton, P., Fowler, A., Haylock, M. & Pittock, A. 1993. Implications of climate change due to the enhanced greenhouse effect on floods and droughts in Australia. *Climatic Change*, 25**,** 289-317.

Zaidi, S. J., Fadhillah, F., Khan, Z. & Ismail, A. 2015. Salt and water transport in reverse osmosis thin film composite seawater desalination membranes. *Desalination*, 368**,** 202-213.

www.SID.ir