

تحلیل فنی و اقتصادی فرآیند تقطیر غشایی در نمکزدایی پساب‌های فوق شور

مرضیه باقری^۱، جلال شایگان^{۲*}، رامین روشندل^۱

۱. دانشکده مهندسی انرژی، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ایران

۲. دانشکده مهندسی شیمی و نفت، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ایران

مشخصات مقاله	چکیده
تاریخچه مقاله: دریافت: ۶ دی ۱۳۹۵ دریافت پس از اصلاح: ۱۳ شهریور ۱۳۹۶ پذیرش نهایی: ۱۴ آذر ۱۳۹۶	تقطیر غشایی روش جداسازی بر پایه انتقال بخار توسط گرادیان فشار بخار در دو سوی غشای آب‌گریز با حفره‌های میکرونی است. این فناوری به دلیل دما و فشار عملیاتی پایین و عدم حساسیت به غلظت آلاینده جریان ورودی برای نمکزدایی آب‌های فوق شور عملکرد مناسبی دارد. در این مقاله با استفاده از مدل انتقال حرارت بر پایه عدد ناسلت و مدل انتقال جرم بر پایه مدل گاز داستی، تقطیر غشایی تماس مستقیم برای نمکزدایی آب همراه نفت با شوری 100000 mg/L بررسی شده است. با افزایش شوری از 35000 mg/L تا 100000 mg/L تنها ۱۰٪ درصد از میزان محصول کم شده که با افزایش دمای خوراک و دبی جریان خوراک و محصول کاهش دمای محصول قابل بازیابی است. برآورد اقتصادی برای واحدی با ظرفیت 11000 بشکه آب همراه در روز نشان می‌دهد هزینه همتراز شده آب تولیدی با این روش برابر $1.95 \text{ \$/m}^3$ است که رقم مناسبی برای آب‌های فوق شور محسوب می‌شود.
کلمات کلیدی: آب همراه نفت، تقطیر غشایی، تحلیل فنی و اقتصادی، نمک زدایی، مدل گاز داستی	

* عهده دار مکاتبات

shayegan@sharif.edu

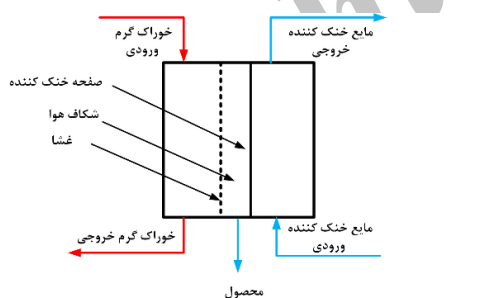
حقوق ناشر محفوظ است.

۱-مقدمه

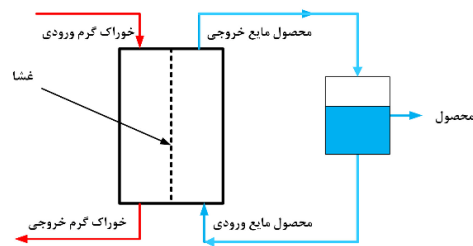
تقطیر غشایی یک فرآیند جداسازی غیر هم‌دما با محرک انرژی گرمایی است که در آن تنها مولکول‌های بخار از حفره‌های غشای آب‌گریز عبور می‌کنند [۱]. واژه تقطیر غشایی از شباهت این فرآیند با تقطیر متداول آمده است. به طوری که در هر دو این فرآیندها جداسازی، بر پایه تغییر فاز و تعادل بخار/مایع بوده و هر دو نیازمند منبع حرارتی برای تأمین انرژی مورد نیاز جهت دستیابی به گرمای نهان تبخیر خوراک، هستند [۲]. این فناوری یک روش پیشرفته حرارتی است که تقطیر در داخل حفره‌های میکرونی غشا رخ می‌دهد [۳] به همین دلیل فضای بسیار اندکی را اشغال می‌کند و سایر مزایای این روش دما و فشار عملیاتی کمتر نسبت به فرآیندهای حرارتی متداول و غشایی محرک فشار است که علاوه بر امکان ساخت تجهیز با مواد ارزان و پلاستیکی، شرایط مناسبی برای استفاده از انرژی‌های اتلافی موجود در صنعت و انرژی‌های تجدید پذیر (انرژی خورشیدی و زمین گرمایی) را ایجاد می‌کند. این فرآیند به غلظت آلاینده حساس نبوده و میزان جداسازی نزدیک به ۱۰۰٪ دارد. از طرفی طراحی مدولار، امکان افزایش ظرفیت در این روش را به راحتی فراهم کرده است [۱، ۴، ۵]. کاربردهای متنوع (نمک‌زدایی، تصفیه پساب صنعتی، بازیابی آب، صنعت غذا، دارو و غیره) از تقطیر غشایی باهدف تولید آب با خلوص بالا، تغلیظ محلول‌های یونی، کلونیدی و غیر فرار و جداسازی مواد

آلی فرار ناچیز از پساب‌ها وجود دارد [۶]. تقطیر غشایی یک فناوری نوظهور بر پایه گرادیان فشار بخار در امتداد غشا حفره‌ای آب‌گریز است. هرچه غشا نازک‌تر باشد این اختلاف بزرگ‌تر می‌شود که باعث می‌شود فرآیند در دمای کمتری از خوراک انجام شود و امکان استفاده از اتلافات حرارتی و پتانسیل ترکیب با سایر فرآیندهای صنعتی را به وجود می‌آورد. تمام این ویژگی‌ها و نیاز مبرم به توسعه روش‌های نوین برای نمک‌زدایی منابع آب‌شور، تقطیر غشایی را به گزینه جذاب برای تحقیقات علمی تبدیل کرده است.

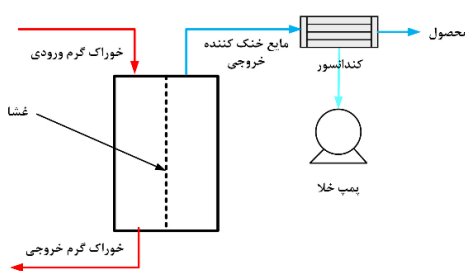
در این فناوری خوراک مایع در تماس مستقیم با غشا آب‌گریز قرار دارد و ترکیبات فرار در سمت داغ خوراک در سطح مایع/بخار، تبخیر شده و در امتداد غشا نفوذ می‌کند و بخار عبوری به روش‌های مختلف جمع‌آوری و کنده‌اندازی می‌شود [۷]. برخلاف فرآیندهای غشایی محرک فشار که جریان نفوذی به‌طور مستقیم (مایع) در سمت با فشار کم جمع‌آوری می‌شوند، بخار نفوذی در تقطیر غشایی نیاز به میعان با روش‌های مختلف دارد. با توجه به روش‌های کاهش گرادیان فشار در امتداد غشا و جمع‌آوری بخار عبور کرده به سمت محصول، فرآیند تقطیر غشایی به چهار نوع پیکربندی تقسیم می‌شود (شکل ۱) که نقش مهمی در تعیین کارایی جداسازی و هزینه عملیاتی دارد [۸، ۹].



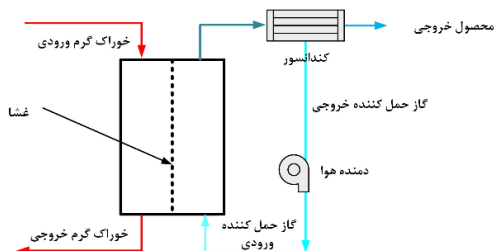
ب. تقطیر غشایی با لایه هوا



الف. تقطیر غشایی تماس مستقیم



د. تقطیر غشایی در خلا



ج. تقطیر غشایی با گاز حمل کننده

شکل ۱- انواع پیکربندی فرآیند تقطیر غشایی با اقتباس از مراجع ۷ و ۱۳ و ۱۴

شوری ۵ برابری آب دریا مورد بررسی قرار گرفته است [۱۹]. تقطیر غشایی یک مرحله‌ای، عموماً^۵ GOR کمی دارد. همچنین تقطیر غشایی با تماس مستقیم و لایه هوا قادر به ایجاد GOR زیاد هستند. اما نیاز به سطح غشا زیادی دارند و در نوع تحت خلا به صورت تک مرحله GOR کمتر از ۱ است. حتی در سطح بالایی از غشا با توجه به محدودیت فرآیند بازیابی انرژی، میزان تولید کم است [۲۰]. آقای سینگ و همکارانش به بررسی عملکرد تقطیر غشایی با لایه هوا با استفاده از انواع غشاهای صنعتی (پلی پروپیلن) برای تصفیه آب‌های فوق شور تا غلظت 120 g/L پرداخته‌اند. در این بررسی‌ها مشخص شد که با افزایش دما از ۵۰ تا ۸۰ درجه میزان محصول از $0.76 \text{ L/m}^2\text{hr}$ به $4.28 \text{ L/m}^2\text{hr}$ رسیده است و با افزایش غلظت نمک‌های محلول، به خصوص بیشتر از ۹۰ گرم در لیتر، میزان محصول کاهش می‌یابد [۲۱]. نتایج مقایسه بین تقطیر غشایی با اسمز معکوس در نمک‌زدایی آب با شوری 14000 mg/L شده حاکی از بازده جداسازی بالاتر تقطیر غشایی (نزدیک به ۱۰۰٪) نسبت به اسمز معکوس بود. تقطیر غشایی با لایه هوا برای آب با TDS بالا مربوط به آب همراه (187 g/L) مورد آزمایش قرار گرفت و فلاکس عبوری برابر $8 \text{ L/m}^2\text{hr}$ بوده که بسیار کمتر از تقطیر غشایی تماس مستقیم است [۱۴]. میزان فلاکس عبوری تابعی مستقیم از فشار بخار جزیی بین دو طرف غشا است که با افزایش شوری، فشار جزیی با توجه به قانون راولت کاهش می‌یابد در نتیجه فلاکس عبوری از تقطیر غشایی با افزایش TDS کم می‌شود. به طوری که در $33 \text{ g/L} = \text{TDS}$ فلاکس عبوری برابر $25 \text{ L/m}^2\text{hr}$ است که بسیار کمتر از مقدار مشابه برای اسمز معکوس ($40-25 \text{ L/m}^2\text{hr}$) است. البته این مسئله با افزایش دمای خوراک تا حدودی جبران می‌شود اما نیازمند صدها کیلووات ساعت انرژی به ازای هر مترمکعب است (این مقدار برای اسمز معکوس $10-20 \text{ kWh/m}^3$ در ظرفیت‌های کوچک است). بنابراین تقطیر غشایی در شوری پایین رقابت‌پذیری کمی با اسمز معکوس دارد. اما در شوری بالا، جایی که دیگر استفاده از اسمز معکوس عملی نخواهد بود، تقطیر غشایی پتانسیل چشم‌گیری دارد به طوری که با تغییر TDS از شوری ۳۳ تا 150 g/L تنها ۱۴٪ افت فلاکس دیده می‌شود و می‌توان از تقطیر غشایی تا غلظت 280 g/L استفاده کرد و همواره میزان فلاکس بالاتر از $15 \text{ L/m}^2\text{hr}$ است. با این روش حدود ۴۶ تا ۸۸٪ از حجم پساب در تصفیه پساب با شوری کم تا متوسط

استفاده از خوراک دما پایین به عنوان جریان خنک‌کننده محصول باعث بازیابی گرمای نهان تبخیر می‌شود. تقطیر غشایی با لایه هوا دارای اختلاف دمای کم بین دو سمت غشا و فلاکس جریان کم است، به همین علت نیاز به سطح غشای بزرگ‌تری دارد [۱۰، ۱۱]. در پیکربندی با گاز حمل‌کننده، نیرومحرکه انتقال جرم بیشتری از تقطیر غشایی با لایه هوا داشته و اتلاف حرارتی کمتری نیز در مقایسه با نوع تماس مستقیم دارد. با این حال هزینه مربوط به کمپرسور و دمنده گاز منجر به افزایش هزینه سرمایه‌گذاری و عملیاتی مربوط به انرژی می‌شود [۱۲] تقطیر غشایی با خلا دارای بیشترین نیرومحرکه انتقال جرم به علت کم بودن فشار بخار در سمت محصول (حتی صفر) است. دو نوع عمده از مدول‌های تقطیر غشایی به صورت صفحه‌ای و لوله‌ای هستند که هر دو مورد نیز در اندازه‌های آزمایشگاهی بررسی شدند. در سال‌های اخیر سرامیک، نانولوله‌های کربنی و فلزات در مواد سازنده غشا مورد بررسی قرار گرفته است [۸]. در بین مواد بررسی شده برای به کارگیری به عنوان غشا در فرآیند تقطیر غشایی، پلیمرهای آب‌گریز به دلیل ساخت آسان، ارتقا یافتگی و استفاده در مقیاس بالا و همچنین قیمت پایین مورد توجه قرار گرفته است. متداولترین مواد پلیمری استفاده شده در تقطیر غشایی شامل پلی تترافلورواتیلن^۱، پلی پروپیلن^۲ و پلی ونیلیدین فلوراید^۳ است [۱۳، ۱۵]. اگرچه ساختار این غشاها نزدیکی خوبی با شرایط غشا در تقطیر غشایی دارند اما به طور کلی برای اهداف میکروفیلتراسیون ساخته شدند [۲، ۱۶]. علی‌رغم ویژگی‌های منحصربه‌فرد و گذشت زمان زیادی از توسعه این فناوری، به دلیل نداشتن غشای مخصوص، دبی کم تولید محصول، ریسک بالای تر شدن غشاهای میکروفیلتری [۲]، مصرف انرژی بالا و عدم قطعیت در عملکرد بلندمدت، هنوز با اقبال خوبی از طرف صنعت روبرو نشده است [۱۷]. در تقطیر غشایی فلاکس جریان نفوذی به شدت تابع دمای خوراک است و حضور گازهای محلول داخل آب همراه و مواد فرار همراه ماده نفوذی از مشکلات این فناوری است که نیاز به پیش و پس تصفیه را در این روش ایجاد میکند [۱۸]. آقای العبدانی و همکارانش متوجه شدند که با افزایش شوری از ۳،۵٪ تا ۷،۵٪ تنها ۵٪ از فلاکس بخار نفوذی کم می‌شود. در این بررسی به کارگیری تقطیر غشایی برای آب برگشتی^۴ با

^۱ polytetrafluoroethylene (PTFE)

^۲ polypropylene (PP)

^۳ polyvinylidene fluoride (PVDF)

^۴ Flow back water

^۵ Gain output ratio

کاهش میابد اما در غلظت‌های بالاتر فلاکس به شدت افت می‌کند که به دلیل ایجاد کریستال‌های نمک در غشا است. اثر روغن در کارایی غشا در غلظت 200 mg/L حاکی از فلاکس عبوری تقریباً ثابت است و در 1000 mg/L تنها 11% کاهش فلاکس در طول ۵ ساعت تست مشاهده شده است. [۲۲] در حال حاضر انرژی لازم برای تولید آب شیرین توسط اسمز معکوس با بازیابی 50% برابر $3-4 \text{ kWh/m}^3$ است، در حالی که مقدار تئوری آن $1,1 \text{ kWh/m}^3$ بوده و همین اختلاف محرک تحقیقات زیادی جهت دستیابی به سیستم با مصرف انرژی کمتر شده است. در این راستا آقای توفان و همکارانش با ترکیب سیستم تقطیر غشایی و الکترودیالیز معکوس به دنبال سیستم تولید همزمان آب و انرژی از آب شور خروجی از اسمز معکوس و دستیابی به شرایط تخلیه مایع صفر بودند. نتایج آزمایشات ایشان نشان می‌دهد که این سیستم قادر به بازیابی 93% از خوراک ورودی بوده و ولتاژ مدار باز برابر $1,5-2,3$ ولت و چگالی توان خالص برابر $2,4$ وات بر مترمربع جفت غشاها (آنیون و کاتیون‌گزين) است. در این سیستم به ازای افزایش 5 درجه‌ای دمای خوراک، $49,5\%$ فلاکس نفوذی افزایش می‌یابد. افزایش دمای خوراک منجر به افزایش سرعت نفوذ و کاهش سطح غشا مورد نیاز در درصد تغلیظ ثابت می‌شود و به طبع آن هزینه سرمایه‌گذاری کاهش می‌یابد. از طرفی دیگر افزایش دمای خوراک منجر به افزایش میزان انرژی مورد نیاز و اثر منفی بر هزینه عملیاتی است [۲۳]. اغلب در فرآیندهای صنعتی مقدار زیادی آب تازه مورد نیاز است و در میان این فرآیندها، برج‌های خنک‌کننده حدود $60-70$ درصد کل تقاضای آب تازه صنعت را به خود اختصاص داده‌اند. آقای گروت و همکارانش به کارگیری فرآیند تقطیر غشایی را برای نمک‌زدایی زیرآب برج خنک‌کننده مورد بررسی قرار دادند. تقطیر غشایی می‌تواند مانند یک مبدل از انرژی حرارتی استفاده کند، تا اینکه در برج خنک‌کننده تخلیه شود. این موضوع منجر به کاهش ظرفیت خنک‌کاری و کاهش 37% آب جبرانی مورد نیاز می‌شود. در این بررسی غشا پلی پروپیلن و پلی تترا فلورو اتیلن عملکرد خوبی را از خود نشان دادند. بزرگ‌ترین مزیت استفاده از تقطیر غشایی برای نمک‌زدایی زیرآب برج خنک‌کننده صرفه‌جویی در انرژی، ماده شیمیایی و آب جبرانی است [۲۴]. فرآیند بهره‌برداری از منابع نفت سنگین توسط روش $SAGD^1$ ، به ازای هر بشکه از نفت ۵ بشکه آب تازه نیاز دارد. ۱۰ درصد آب مصرفی در مخزن

¹ steam assisted gravity drainage

باقی می‌ماند و 90 درصد آن همراه با نفت به سطح برمی‌گردد. بنابراین این روش مصرف‌کننده آب زیادی است و پساب زیادی نیز تولید می‌کند. یک سیستم ترکیبی و پایدار شبکه تصفیه و بازیابی آب کاراترین استراتژی در مدیریت آب در فرآیند SAGD است. در همین راستا بررسی بر روی استفاده از فرآیند تقطیر غشایی برای کاهش مواد معدنی در ترکیب با فناوری‌های جداسازی مواد آلی در سناریوهای مختلف مورد بررسی قرار گرفته است. در حالت اول از فرآیند تقطیر غشایی بدون منبع حرارت خارجی استفاده شد و تنها از محتوای دمای آب همراه استفاده می‌شود. میزان بازیابی در این حالت $19,2\%$ بوده و هزینه محصول برابر $0,77 \text{ \$/m}^3$ است و برای افزایش بازیابی (تا 80 درصد) باید از منبع حرارت خارجی استفاده شود. در حالت دوم اگر از حرارت ناشی از گازهای فلر به عنوان منبع حرارت خارجی استفاده شود، هزینه محصول برابر $0,59 \text{ \$/m}^3$ به دست آمده است و اگر حرارت لازم از طریق سوخت فسیلی خریداری شده تأمین شود، هزینه برابر $4,47 \text{ \$/m}^3$ است [۲۵]. آب راه‌یافته به سطح در هنگام استخراج نفت را آب همراه می‌نامند و بزرگ‌ترین جریان پساب تولید نفت و گاز است. هزینه تولید، تصفیه و تخلیه آب همراه طول عمر اقتصادی یک مخزن نفتی را معین می‌کند [۲۶] پیش‌بینی می‌شود در سال 2030 ، یک تریلیون دلار برای تولید نفت مورد نیاز است، که بخش مهم آن مربوط به مدیریت پساب می‌شود [۲۷، ۷]. ادامه بهره‌برداری از منابع نفتی بدون در نظر گرفتن مسائل مربوط به کنترل و مدیریت آب همراه تولیدی، علاوه بر تخریب منابع زیست‌محیطی، امکان بهره‌برداری اقتصادی از خود منبع هیدروکربنی را نیز غیرممکن می‌کند [۲۸]. بنابراین پیشنهاد راهکار مقرون‌به‌صرفه مدیریت آب همراه برای بهره‌برداری پایدار از منابع نفتی الزامی است [۲۹]. این آب به علت مجاورت با سنگ مخزن و لایه هیدروکربن، دارای انواع آلاینده‌های آلی و غیر آلی بوده و چالش بزرگ مدیریت آب همراه در خشکی، غلظت بالای نمک موجود در آن است [۳۰، ۳۱]. ایران جز کشورهای دارنده ذخایر بزرگ نفت و گاز به شمار می‌آید [۳۲]. آب همراه در ایران دارای شوری بسیار بالایی است و حجم آن با بالغ شدن میادین نفتی رو به افزایش است [۳۳]. ظهور یک فناوری نمک‌زدایی کارآمد به‌طوری‌که توانایی عملیات در شوری بالا در مقیاس صنعتی را داشته باشد و از نظر اقتصادی نیز مقرون‌به‌صرفه باشد، نیاز اساسی ادامه بهره‌برداری از میادین نفتی است.

مدول غشا و نوع غشا در آن گنجانده شود. یکی از تلاش‌ها در جهت بهینه‌سازی سیستم تغییر شرایط عملیاتی در مدول‌های مختلف بوده که این کار بسیار هزینه‌بر است. از طرفی فهم کامل مکانیسم‌های انتقال و پدیده‌های رخ داده داخل سیستم، اندرکنش‌های مهم بین پارامترهای مؤثر بر سیستم را مشخص می‌کند. بنابراین مدل‌سازی تقطیر غشایی بر طبق روشی دقیق و فیزیکی بسیار حیاتی است [۳۴]. در تقطیر غشایی انتقال حرارت و جرم به‌طور همزمان رخ می‌دهد. باید به خاطر داشته باشیم که اندازه‌گیری مستقیم ویژگی‌های سطحی ممکن نیست. با این حال با استفاده از قوانین جرم و حرارت می‌توان آن‌ها را با داشتن نوع مدول غشایی و دمای توده محلول‌های خوراک و محصول تخمین زد. در برخی مراجع روش نیمه تجربی را که ضرایب حرارت و جرم تجربی در آن‌ها استفاده شده است، برای این امر به‌کار برده‌اند [۲].

۲-۱- مدل‌های انتقال حرارت

۲-۱-۱- روش بر پایه عدد ناسلت

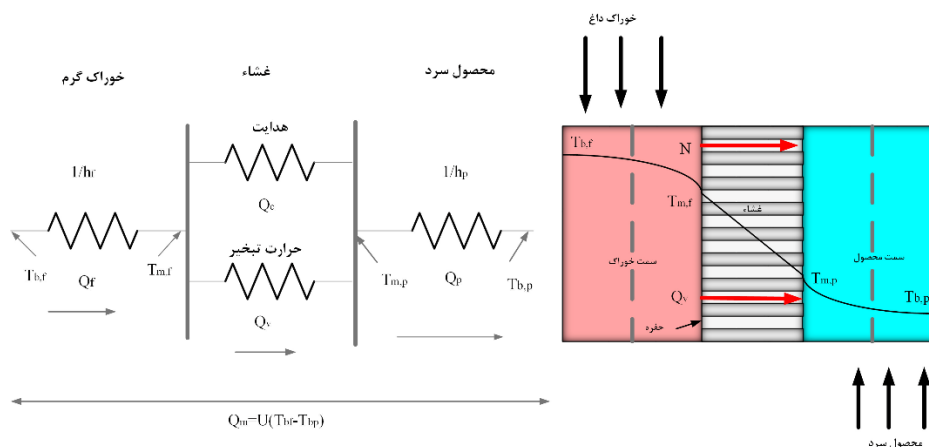
مدل‌های انتقال حرارت برای توصیف انتقال گرما در مجاورت غشا و پیش‌بینی دمای سطح آن به‌عنوان خوراک و ستون فقرات مدل انتقال جرم، مورد استفاده قرار می‌گیرند. شکل ۲ شماتیکی از کل انتقال حرارت‌های صورت گرفته در تقطیر غشایی که شامل چهار نوع ۱- انتقال حرارت جابه‌جایی از توده خوراک به غشا، ۲- شار هدایت حرارتی توسط هوا و بدنه غشا پلیمری، ۳- انتقال حرارت به‌وسیله تبخیر آب و ۴- انتقال حرارت توسط بخار عبوری از غشا تا توده محصول است، را نشان می‌دهد. معادله انتقال حرارت کلی در کانال‌های دو سمت غشا و حرارت منتقل‌شده از خود غشا در رابطه ۱ بیان شده است [۳۵]. نمادهای h_p ، h_m ، h_f و h_p بیانگر ضریب انتقال حرارت خوراک، غشا و محصول، $N.T$ و H_v به ترتیب دما، شار و گرمای ویژه تبخیر هستند و زیرنویس‌های f ، m ، b و p نشانگر توده جریان‌ها، سطح غشا، خوراک و محصول نفوذ یافته است. چندین مدل برای انتقال حرارت تقطیر غشایی در مطالعات مختلف توسعه داده شده اما تمام آن‌ها بر پایه عدد ناسلت است. برای فهم بهتر این روند شماتیکی از الگوریتم این مدل‌ها در شکل ۳ بیان شده است. پیش‌نیاز محاسبه عدد ناسلت، محاسبه عدد رینولدز (Re) و پرنتل (P_r) محلول خوراک است. دمای متوسط غشا به‌صورت متوسط دمای توده‌ها در نظر گرفته می‌شود.

چالش‌های عمده تقطیر غشایی ساخت غشا مناسب، طراحی مدول غشایی، فلاکس کم محصول، میزان انرژی لازم و عدم قطعیت‌های اقتصادی است. تا کنون بیشتر مطالعات انجام شده به بررسی تجربی یک یا چند پارامتر محدود در ساختار غشا، طراحی مدول و شرایط عملیاتی می‌پردازند و تاثیر تغییرات ایجاد شده از نقطه نظر اقتصادی و به‌کارگیری در صنعت بررسی نشده است که همین امر یکی از مهمترین علل صنعتی نشدن این فناوری پس از سالها تحقیقات علمی است. از طرفی کارهای محدودی در مورد به‌کارگیری تقطیر غشایی برای آب‌های فوق شور انجام شده است در حالی که مهمترین مزیت و رقابت‌پذیری این فناوری با سایر فناوری‌های نمک‌زدایی، در شوری بالا نمایان می‌شود. در مقاله حاضر در ابتدا مروری بر روش‌های تئوری توسعه داده شده برای بررسی فنی تقطیر غشایی و ویژگی‌های هر یک از مدل‌ها پرداخته می‌شود. از طرفی تا کنون مطالعه‌ای بر روی فناوری تقطیر غشایی برای نمک‌زدایی آب همراه در ایران انجام نپذیرفته است. بنابراین در این مقاله جنبه‌های فنی به‌کارگیری فناوری تقطیر غشایی با توسعه مدل انتقال جرم و حرارت به کمک مدل‌های تئوری و داده‌های تجربی مطالعات پیشین (مانند خصوصیات فیزیکی غشا و مدول غشایی و میزان فلاکس عبوری از آن با توجه به ویژگی‌های پساب ورودی) که تشابه نسبی با خصوصیات آب همراه در ایران دارد، در غالب کد برنامه‌نویسی در نرم‌افزار متلب بررسی شده است تا به وسیله آن تغییرات پارامترهای کلیدی بر خروجی سیستم بررسی و گزارش شود. از طرفی جنبه‌های اقتصادی به‌کارگیری این فناوری با توجه به ظرفیت واحد مطالعاتی و هزینه انرژی در ایران با اضافه کردن فرمولاسیون محاسبه هزینه همتراز شده^۱ و استفاده از داده‌های مربوط به هزینه‌های سرمایه‌گذاری و عملیاتی در ادامه مدل فنی در نرم‌افزار متلب کد نویسی و بررسی شده است. از طرفی مطالب ذکر شده در این مقاله و خروجی مدل فنی و اقتصادی توسعه داده شده می‌تواند محرک خوبی در محققان برای مطالعات تئوری و تجربی بعدی در زمینه استفاده از تقطیر غشایی برای نمک‌زدایی آب همراه به‌عنوان یک نیاز اساسی در صنعت نفت باشد.

۲- روش‌های نوین در مدلسازی تقطیر غشایی

سیستم تقطیر غشایی اجازه می‌دهد تا انواع حالت‌های عملیاتی از قبیل دمای خوراک، دبی جریان، غلظت، پیکربندی

¹ Levelized cost



شکل ۲- انتقال حرارت در تقطیر غشایی با اقتباس از مراجع ۲ و ۳۶

است. پس از محاسبه عدد ناسلت ضرایب انتقال حرارت در دو سمت غشا از رابطه ۵ به دست می‌آید.

$$h_{f,p} = \frac{Nu_{f,p} k}{d} \quad (5)$$

$$H_v \left(\frac{kJ}{kg} \right) = 1.7535 T_{(oK)} + 2024.3 \quad (6)$$

در آخرین مرحله گام با استفاده از موازنه حرارتی رابطه ۱ با فرض شرایط پایدار، دمای سطح غشا به دست می‌آید. ضریب هدایت حرارتی غشا (h_m)، به صورت نسبت هدایت حرارتی ترکیب هوای داخل حفره‌ها و بدنه پلیمری غشا (k_m) و ضخامت غشا (δ_m) تعیین می‌شود. باید به خاطر داشته باشیم که شار جریان در دمای سطح غشا به دست می‌آید.

$$T_{m,f} = \frac{h_m \left(T_{b,p} + \frac{h_f}{h_p} T_{b,f} \right) + h_f T_{b,f} - NH_v}{h_m + h_f \left(1 + \frac{h_m}{h_p} \right)} \quad (7)$$

$$T_{m,p} = \frac{h_m \left(T_{b,f} + \frac{h_p}{h_f} T_{b,p} \right) + h_p T_{b,p} + NH_v}{h_m + h_p \left(1 + \frac{h_m}{h_f} \right)} \quad (8)$$

$$h_m = \frac{k_m}{\delta_m} \quad (9)$$

$$h_f (T_{bf} - T_{mf}) = h_m (T_{mf} - T_{mp}) + NH_v = h_p (T_{mp} - T_{bp}) \quad (1)$$

نمادهای v, d, μ, ρ, C_p به ترتیب بیانگر ظرفیت گرمایی، دانسیته، ویسکوزیته، قطر مجرا و سرعت جریان خوراک و محصول است. چندین مدل برای انتقال حرارت تقطیر غشایی در مطالعات مختلف توسعه داده شده اما تمام آن‌ها بر پایه عدد ناسلت است. برای فهم بهتر این روند شماتیکی از الگوریتم این مدل‌ها در شکل ۳ بیان شده است. پیش‌نیاز محاسبه عدد ناسلت، محاسبه عدد رینولدز (Re) و پرنتل (Pr) محلول خوراک است. دمای متوسط غشا به صورت متوسط دمای توده‌ها در نظر گرفته می‌شود. نمادهای v, d, μ, ρ, C_p به ترتیب بیانگر ظرفیت گرمایی حرارتی، دانسیته، ویسکوزیته، قطر مجرا و سرعت جریان خوراک و محصول است.

$$Re_{f,p} = \frac{vd\rho}{\mu} \quad (2)$$

$$Pr_{f,p} = \frac{\mu C_p}{K} \quad (3)$$

گام بعدی محاسبه عدد ناسلت بوده که برای جریان آرام از رابطه ۴ به دست می‌آید.

$$Nu_{f,p} = 0.097 Re^{0.73} Pr^{0.13} \left(\frac{Pr_b}{Pr_{wall}} \right)^{0.25} \quad (4)$$

در رابطه ۴، منظور از Pr_{wall} ، عدد پرنتل با توجه به خواص فیزیکی جریان خوراک و مایع در دمای سطح غشا

$$T_{m,p} = \frac{h_m \left(T_{b,f} + \frac{h_p}{h_f} T_{b,p} \right) + h_p T_{b,p} + NH_v}{h_m + h_p \left(1 + \frac{h_m}{h_f} \right)} \quad (11)$$

$$h_m = \frac{k_m}{\delta_m} \quad (12)$$

باید به خاطر داشته باشیم که شار جریان در دمای سطح غشا به دست می‌آید. حدس اولیه آن برای تکرار اول صفر و در سایر تکرارها میزان فلاکس محاسبه شده در مرحله قبل به‌عنوان حدس اولیه در نظر گرفته شده و تکرار تا زمانی که اختلاف دمای میانگین و فلاکس در تکرارهای متوالی ناچیز شود، ادامه دارد. ضریب هدایت حرارتی غشا (K_m) به صورت ترکیبی از ضریب هدایت حرارتی بدنه پلیمری غشا (K_s) و گازهای داخل حفر (هوا-بخار آب) (K_g)، مطابق رابطه ۱۰ در نظر گرفته می‌شود.

$$K_m = \varepsilon K_g + (1 - \varepsilon) K_s \quad (13)$$

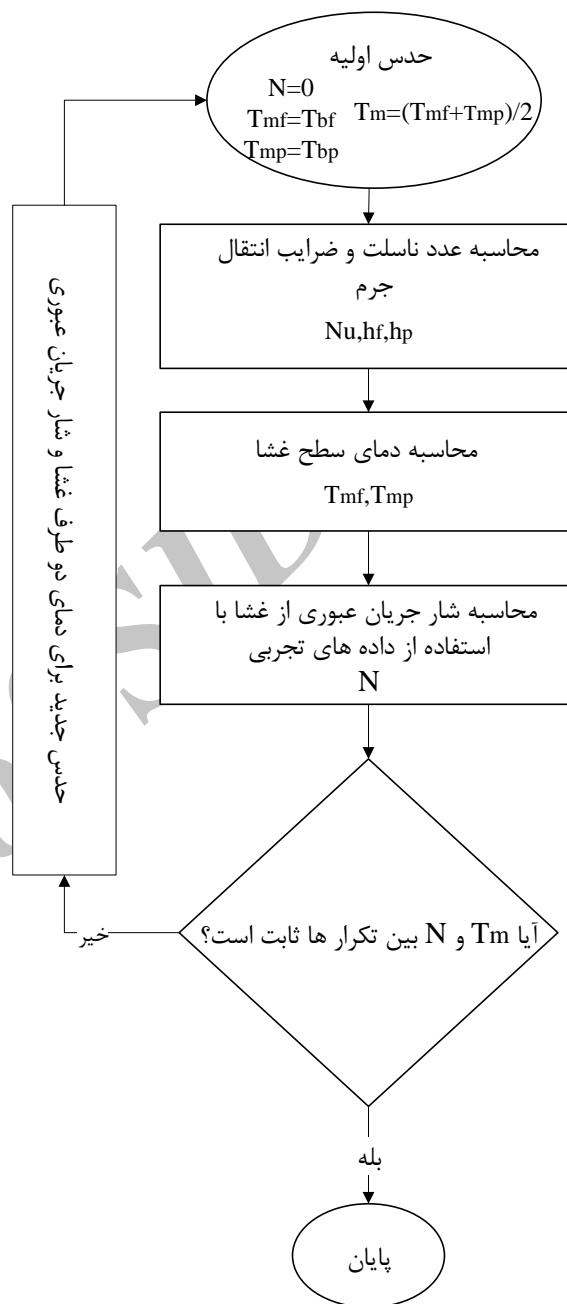
از آنجایی که ضریب هدایت حرارتی هوا و بخار آب در دمای 25°C برابر 0.02 W/k.m و 0.026 W/k.m است. بنابراین ترکیب گاز یکسانی در داخل حفرها فرض می‌شود و ضریب هدایت آن از رابطه ۱۱ به دست می‌آید [18]. مواد پلیمری سازنده غشا نیز ضریب هدایت حرارتی نزدیک به هم داشته و رابطه ۱۲ این ضریب را برای غشا PVDF تخمین می‌زند.

$$K_g = 1.5 \times 10^{-3} \sqrt{T_m} \quad (14)$$

$$K_s = 5.769 \times 10^{-4} T_m + 0.914 \times 10^{-3} \quad (15)$$

۲-۲- مدل انتقال جرم

برای مرتبط کردن مدل‌های انتقال حرارت و جرم، فشار بخار جزئی آب باید بر پایه دمای سطحی محاسبه شود. این مورد با استفاده از معادله آنتوان به دست می‌آید. این رابطه فشار بخار آب خالص را در دمای مطلق محاسبه می‌کند. با این حال، زمانی که محلول واقعی به‌عنوان خوراک استفاده می‌شود، فشار بخار آب در سمت خوراک به دلیل فعالیت کمتر آب کاهش می‌یابد



شکل ۳- الگوریتم مدل تقطیر غشایی بر پایه عدد ناسلت با اقتباس از مرجع ۳۴

$$T_{m,f} = \frac{h_m \left(T_{b,p} + \frac{h_f}{h_p} T_{b,f} \right) + h_f T_{b,f} - NH_v}{h_m + h_f \left(1 + \frac{h_m}{h_p} \right)} \quad (10)$$

$$N_{eff} = \frac{PM_w D_{eff}}{RT_m \delta} \ln \frac{P - P_{mp}}{P - P_{mf}} \quad (22)$$

در این روش یک شار تئوری اولیه N_{calc} با استفاده از ضریب نفوذ تئوری، D_{w-a} به دست می‌آید. به منظور استانداردسازی مدل، ضریب نفوذ تجربی در نسبت شار تجربی N_{exp} و اولیه محاسبه شده N_{calc} ضرب می‌شود. میزان ضریب نفوذ مؤثر، D_{eff} برای محاسبه پی‌درپی شار مؤثر N_{eff} مورد استفاده است.

۲-۲-۲-۲-۲ مدل گاز داستی

انواع مختلف مکانیسم‌های انتقال جرم پیشنهادی برای تقطیر غشایی وابسته به اندازه حفره‌ها (d_p)، متوسط مسیر آزاد برای حرکت مولکول‌های منتقل‌شونده در طول حفره (λ) و حضور و عدم حضور هوا در حفره‌های غشا است [۳۷]. چهار مکانیسم اصلی انتقال جرم در حفره‌های غشا که شامل ۱- نفوذ مولکولی، ۲- نفوذ نادسن، ۳- جریان ویسکوز و ۴- نفوذ سطحی است که تمام موارد ذکر شده در مدل داستی وجود دارد. با توجه به شرایط عملیاتی و نوع غشا می‌توان از برخی از آن‌ها صرف‌نظر و پیچیدگی مسئله را کاهش داد. به‌طور مثال به علت استفاده از غشا آب‌گریز نفوذ سطحی در فرآیند تقطیر غشایی ناچیز است. از طرفی جریان ویسکوز زمانی حائز اهمیت بوده که اختلاف فشار زیادی بین دو سمت غشا وجود داشته باشد. از آنجایی که فشار دو سمت غشا در تقطیر غشایی نزدیک اتمسفر است، بنابراین این مکانیسم اثر چندانی بر شار جریان عبوری ندارد [۳۹، ۴۰]. یک پارامتر مهم در تعیین نوع مکانیسم نفوذ در غشا ضریب نادسن ($K_n = \lambda/d_p$) است که به صورت نسبت مسیر آزاد حرکت مولکول‌ها به اندازه حفره‌ها تعریف می‌شود. مسیر آزاد حرکت از رابطه ۲۰ به دست می‌آید.

$$\lambda_i = \frac{K_B T_m}{\sqrt{2\pi P \sigma_i^2}} \quad (23)$$

در این رابطه K_B ضریب استفان بولتزمن، σ قطر برخورد (۰،۲۶۲ نانومتر برای بخار آب) و P فشار بخار متوسط در غشا است. اگر ضریب نادسن بزرگ‌تر از یک باشد، یعنی برخورد مولکول‌ها با دیواره غشا مهم‌تر از برخورد آن‌ها با یکدیگر بوده و نفوذ نادسن مکانیسم اصلی انتقال است [۴۰]. در صورتی که ضریب نادسن کوچک‌تر از یک است نفوذ مولکول‌ها تعیین‌کننده شار

$$P_{o(Pa)} = \exp \left(23.5377 - \frac{4016.3632}{T_{(ok)} - 38.6339} \right) \quad (16)$$

فشار بخار واقعی P_i را می‌توان با استفاده از فعالیت آن a_w ، یا ضریب فعالیت γ_i و کسر مولی آب X_w به دست آورد. استفاده از رابطه آنتوان برای محاسبه فشار بخار در سمت محصول (با توجه به خالص بودن آن) قابل قبول است. برای محاسبه ضریب فعالیت محلول آب‌نمک می‌توان از رابطه ۱۵ استفاده کرد.

$$P_i = P \cdot a_w = P \cdot x_w \gamma_i \quad (17)$$

$$\gamma_i = 1 - 0.5x_{NaCl} - 1.0x_{NaCl}^2 \quad (18)$$

به طور کلی انتقال در تقطیر غشایی از طریق جابجایی و نفوذ بخار از حفره‌های غشا رخ می‌دهد. مطالعات گسترده‌ای در مورد انتقال بخار در غشاهای حفره‌ای و آب‌گریز، بر پایه تئوری جنبش گازها توسعه یافته است و انواع مدل‌های مختلف تئوری برای پیش‌بینی شار بخار آب در انواع مختلف غشاها موجود است که در ادامه به برخی از آنها اشاره شده است.

۲-۲-۱-۲ مدل قانون فیک

یکی از راه‌های محاسبه انتقال جرم در غشا متخلخل استفاده از قانون فیک است که با غشا همانند یک فضای خالی پر از هوا که مولکول‌های بخار آب در آن پخش می‌شود، رفتار می‌کند. این روش ویژگی‌های ساختاری غشا مانند تخلخل، فاکتور انحراف و اندازه حفره در نظر گرفته نمی‌شود. این مشخصات غشا بیشتر در مدل داستی^۱ و شفلد^۲ استفاده می‌شود. شار جریان در این مدل به صورت نفوذ از بین هوا توسط رابطه زیر به دست می‌آید.

$$N_{calc} = \frac{PM_w D_{w-a}}{RT_m \delta} \ln \frac{P - P_{mp}}{P - P_{mf}} \quad (19)$$

$$D_{w-a} = \frac{2.634}{P} \left(\frac{T_m}{273.15} \right)^{1.5} \quad (20)$$

$$D_{eff} = \frac{N_{exp}}{N_{calc}} D_{w-a} \quad (21)$$

¹ Dusty gas model

² Schofield's model

مطالعه با ظرفیت تولید ۵۵۰۰۰ بشکه نفت در روز می باشد که میزان پساب تولیدی آن ۱۱۰۰۰ بشکه در روز است. پساب مورد مطالعه دارای دمای ۵۰ درجه سلسیوس و میزان شوری ۱۰۰۰۰۰ میلیگرم در لیتر است. تصفیه خانه واحد نمک زدایی نفت خام مورد نظر دارای بخش تصفیه اولیه برای جداسازی مواد نفتی و روغنی است لذا هزینه مربوط به پیش تصفیه در این بررسی در نظر گرفته نمی شود. با استفاده از روابط ارائه شده، مدل فنی در غالب کد متلب با روش تکرار برای بررسی اثر پارامترهای دما، دبی جریان و شوری بر محصول تولیدی توسعه داده شده است. اطلاعات مربوط به مدول غشایی از کارهای تجربی انجام شده بر روی آب همراه، استخراج و در جدول ۱ قابل مشاهده است.

جدول (۱)- مشخصات فیزیکی و شرایط عملیاتی مدول غشایی [۲۲]

پارامتر	نماد	مقدار
جنس	-	PVDF
سازنده	-	Sterlitech, USA
ساختار مدول	-	غشا تک لایه و مدول صفحه‌ای
اندازه حفره (μm)	d_p	۰,۲
تخلخل (%)	ϵ	۶۴-۸۲
ضریب انحراف	τ	۲,۸۹-۱,۷
طول مجرای مدول (mm)	L	۳۹
دبی حجمی جریان خوراک و محصول (L/min)	Q	۰,۸
دمای سمت خوراک (°C)	T_{bf}	۶۰
دمای سمت نفوذ (°C)	T_{bp}	۲۰

مدل توسعه داده شده برای آب کم شور ($TDS=5000\text{ ppm}$), برای آب لب شور متوسط ($TDS=15000\text{ ppm}$), آب دریا ($TDS=35000\text{ ppm}$) و آب همراه ($TDS=100000\text{ ppm}$) ران شده است. نتایج مدل و مقایسه با نمونه تجربی در شکل ۴ قابل مشاهده است.

مدل توسعه داده شده برای آب کم شور ($TDS=5000\text{ ppm}$), برای آب لب شور متوسط ($TDS=15000\text{ ppm}$), آب دریا ($TDS=35000\text{ ppm}$) و آب همراه

انتقال جرم بوده و میزان آن توسط روابط ۲۲ و ۲۳ به دست می آید.

$$N^K = K_o \frac{\bar{v}}{RT} \frac{P_{mf} - P_{mp}}{\delta}, \quad K_n > 1 \quad (24)$$

$$N^D = \frac{D_{ij,e}^m}{RT\delta} \frac{P_{mf} - P_{mp}}{Pa_{in}}, \quad K_n < 0.01 \quad (25)$$

$$K_o = \frac{2\epsilon r}{3\tau}, \quad K_1 = \frac{\epsilon}{\tau}, \quad \bar{v} = \sqrt{\frac{8RT}{M\pi}} \quad (26)$$

$$D_{ij,e}^m = K_1 PD_{ij}, \quad PD_{ij} = 1.89 \times 10^{-5} T_m^{2.072} \quad (27)$$

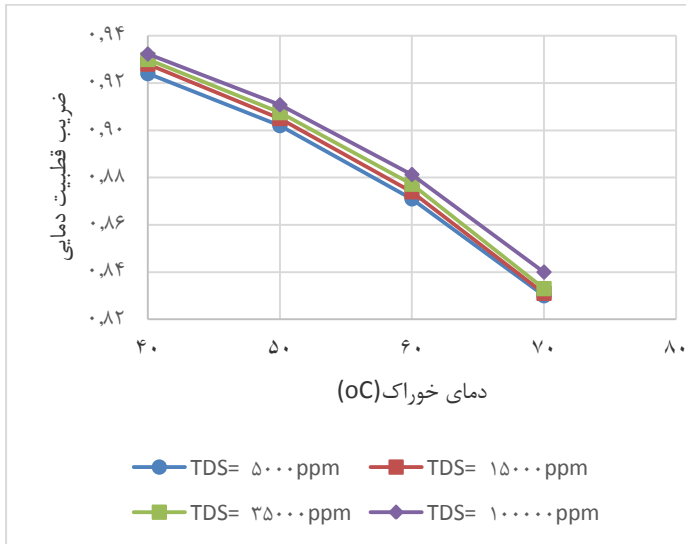
در این روابط N^K و N^D به ترتیب شار جرمی توسط نفوذ نادسن و نفوذ مولکولی است و R ثابت جهانی گازها، δ ضخامت غشا، Pa_{in} متوسط فشار لگاریتمی دو سمت غشا و ϵ تخلخل غشا است. در بیشتر مطالعات تئوری غشا به صورت یکپارچه در نظر گرفته شده که در آن حفره ها با هم در ارتباط نیستند و در سال های اخیر از توزیع اندازه حفرات به جای میزان متوسط استفاده شده است که تاثیرات کوچکی در نتایج مشاهده شده است [۲۴]. پر کاربرد ترین مدل توسعه داده شده برای شبیه سازی انتقال جرم از ساختار متخلخل غشا، مدل گاز داستی است که نیازمند اطلاعات کامل و دقیق از ساختار فیزیکی غشا است با این حال با توجه به سختی این محاسبات از برخی موارد با توجه به اهداف موضوع و شرایط ترمودینامیکی صرف نظر شده است. در مدل شفلد اثر حضور هوا در حفرات غشا و مقاومت آن بر سر راه انتقال بخار اضافه شده است. در غشاهایی با اندازه حفرات کوچک که نفوذ نادسن مکانیسم غالب است اثر تخلیه هوا بر افزایش فلاکس کوچک است و در غشا با اندازه حفره های بزرگ این مقدار بیشتر است [۴۲]. مدل های شبیه سازی مونت کارلو بر خلاف سایر مدل های توزیع اندازه و اتصال بین حفره های غشا را در یک شبکه سه بعدی در نظر گرفته و هیچ فاکتور تعدیل کننده ای را به کار نمی گیرد. در این مدل تمام خواص فیزیکی غشا، مکانیزم های انتقال و شرایط عملیاتی قابل بررسی است و نتایج مدل همخوانی زیادی با نتایج آزمایشات داشته و می تواند نقش پشتیبانی در طراحی آزمایش و طراحی ساختار غشا و مدول غشایی داشته باشد [۴۳، ۴۴].

در این مقاله فناوری تقطیر غشایی برای نمک زدایی آب همراه با شوری بالا و تولید آب لازم برای برطرف کردن نیازهای داخلی واحد نمک زدایی نفت خام مورد توجه است. واحد مورد

نمونه تجربی در شکل ۴ قابل مشاهده است. نتایج مدل و مقایسه با

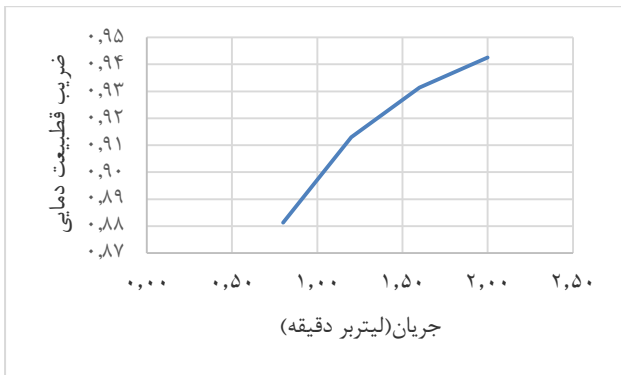
مطابق نتایج هر چه میزان شوری خوراک افزایش یابد، به علت کاهش فشار بخار خوراک، محصول تولیدی کمتر می شود. تشکیل لایه انتقال حرارت در دو سمت غشا باعث اختلاف دما بین توده جریانات و دمای سطح غشا می شود، این امر باعث کاهش اختلاف نیرو محرکه واقعی از میزان تئوری آن ($T_{bf}-T_{bp}$) شده و توسط کمیتی به نام ضریب قطبیت دمایی^۱ و مطابق رابطه ۲۵ نشان داده می شود [۴۵].

$$TPC = \frac{T_{mf} - T_{mp}}{T_{bf} - T_{bp}} \quad (28)$$



شکل ۵- تغییرات ضریب قطبیت دمایی با شوری خوراک

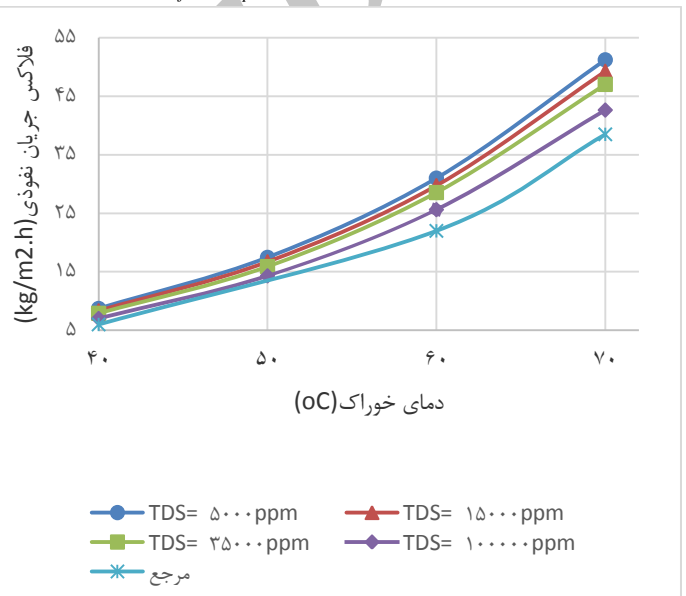
از طرفی هر چه سرعت محلول ورودی بیشتر باشد با توجه به نتایج به دست آمده ضریب قطبیت دمایی افزایش می یابد که این موضوع در شکل ۶ قابل مشاهده است. از طرفی این ضریب با افزایش دمای خوراک کاهش می یابد.



شکل ۶- تغییرات ضریب قطبیت دمایی با میزان جریان

۳- تخمین هزینه به کارگیری فناوری تقطیر غشایی برای نمک زدایی آب همراه (مطالعه موردی)

اگر از انرژیهای اتلافی و تجدید پذیر در روش تقطیر غشایی استفاده نشود، فناوری انرژی بری تلقی می شود [۴۶]. انرژی مورد نیاز وابسته به میزان نمک خوراک است و می تواند ۵۰٪ هزینه عملیاتی را در برگیرد. روند کاهش قیمت انرژی و



شکل ۴- تغییرات محصول تقطیر غشایی با دمای خوراک و شوری

هر چه این کمیت به یک نزدیک تر باشد بیانگر آن است که انتقال جرم مکانیسم کنترل کننده تقطیر غشایی است و هر چه به صفر نزدیک تر باشد، انتقال حرارت سیستم را محدود می کند، یعنی طراحی مدول غشایی کارآمد نبوده و بخش زیادی از حرارت تولیدی در سمت خوراک بدون شرکت در تولید محصول، به طرف دیگر غشا می رود. مطابق شکل ۵ در یک دمای مشخص هر چه غلظت محلول بیشتر باشد ضریب افزایش می یابد و این به دلیل شار نفوذ از غشا کمتر است. به بیان دیگر در شار کمتر کاهش دمای سطح غشا محسوس نیست.

^۱ Temperature polarization coefficient

تحلیل فنی و اقتصادی فرآیند تقطیر غشایی در نمک‌زدایی پساب‌های فوق شور

مطالعه تجربی برای خوراک با TDS، ۱۰۰۰۰۰ ppm، دمای پساب ورودی ۶۰ °C و دمای محصول ۲۰ °C برای غشای با ویژگی‌های بیان‌شده در جدول ۲ برابر ۲۰ L/m²hr گزارش شده است و خروجی مدل تئوری کد نویسی شده در این مقاله (با توجه به خصوصیات آب همراه گزارش شده توسط واحد نمک زدایی مورد مطالعاتی) کمی بیش از ۲۲ L/m²hr است که تفاوت این مقادیر به دلیل مسائلی مانند رسوب‌گیری سطح غشا در مطالعه تجربی و عدم در نظر گرفتن تاثیر این موضوع در محاسبات تئوری و ساده‌سازی‌های مربوط به کمبود اطلاعات ساختار فیزیکی غشا در مدل‌های تئوری است. بنابراین با توجه به میزان فلاکس عبوری از سطح غشا که به وسیله مدل تئوری بدست آمده می‌توان میزان غشا مورد نیاز و هزینه سرمایه‌گذاری و عملیاتی این فناوری را محاسبه کرد.

جدول (۲) - مشخصات سیستم غشایی و پساب برای مطالعه موردی [۲۲، ۴۸]

مقدار	پارامتر
مشخصات و هزینه غشا	
۹۰	هزینه غشا (\$/m ²)
polytetrafluoroethylene	جنس
۲۵	هزینه نصب و سیستم کنترل (%/هزینه خرید تجهیزات)
۲۰	هزینه تعمیر و نگهداری (%/هزینه سالانه)
۰،۰۸	هزینه برق (%)
۰،۴۳	هزینه دفع پسماند (\$/m ³)
۷۸۶۰	ساعات کاری f _h (hr/year)
۰،۰۱۸	هزینه مواد شیمیایی (\$/m ³)
۲۰	میزان نفوذ (L/m ² .hr)
۷۰	درصد بازیابی (%)
۶۰	دمای سمت خوراک (°C)
۲۵	دمای سمت نفوذ (°C)
۵	عمر غشا (year)
۰،۰۶	مصرف برق Se(kWh/m ³)
۲،۲۳	مصرف گاز Sg(kWh/m ³)
۲۰	طول عمر سیستم (year)
۲۰	نرخ سود (%)
۷۰	بازیابی (%)
مشخصات جریان	
۷۲	دبی حجمی (m ³ /hr)
۱۰۰۰۰۰	میزان شوری (mg/L)
۵۰	دمای پساب (°C)

به‌کارگیری روش‌های جدید بازیابی انرژی باعث کاهش ۱۰-۵۰ درصدی انرژی مورد نیاز شده است [۴۷]. در مطالعات مختلف بیان می‌شود که هزینه تمام‌شده آب با استفاده از منبع انرژی ارزان به شدت کاهش می‌یابد و به‌عنوان مثال می‌تواند برای آب دریا به ۰،۶۴ \$/m³ برسد. از طرفی استفاده از انرژی خورشیدی ممکن است هزینه سرمایه‌گذاری را افزایش دهد [۴۸]. نتایج آزمایشگاهی نشان می‌دهند که فناوری تقطیر غشایی قابلیت به‌کارگیری در غلظت‌های بالا که عموماً برای سایر فناوری‌های بر پایه غشا محدودیت کاربرد دارد، عملکرد مناسبی دارد [۴۹]. با این حال مطالعات انجام‌شده برای تعیین میزان مصرف انرژی و برآورده هزینه تقطیر غشایی، محدود است و در برخی موارد نتایج در تضاد با یکدیگر هستند. برای مثال هزینه واحد محصول می‌تواند از ۰،۲۶-۱۳۰ \$/m³ متغیر باشد و کل انرژی مصرفی نیز بین ۱-۹۰ کیلووات ساعت بر مترمکعب بسته به اندازه سیستم، شرایط عملیاتی، منبع انرژی، روش‌های بازیابی و روش‌های تخمین هزینه متفاوت است. یکی از دلایل بسیار مهم این است که تقطیر غشایی هنوز در مقیاس صنعتی به‌کاررفته نشده است. این امر باعث نوسان در هزینه سرمایه‌گذاری (یعنی اندازه واحد، ظرفیت، غشا و مدول‌ها و تجهیزات جانبی) همچنین کمبود اطلاعات هزینه‌های مربوط به ساختار پیش و پس‌تصفیه لازم، پارامترهای بهینه طراحی، منابع انرژی، نحوه عملکرد طولانی‌مدت و نحوه کنترل گرفتگی، می‌شود [۵۰، ۵۱]. مجموعه موارد عملیاتی مورد نیاز تقطیر غشایی شامل انرژی حرارتی برای گرم کردن آب همراه، به‌عنوان نیرو محرکه جداسازی و سایر موارد مانند انرژی الکتریکی برای ایجاد جریان، مواد شیمیایی و پیش و پس‌تصفیه است [۵۲]. در این بخش به بررسی هزینه نمک‌زدایی آب همراه میادین نفتی ایران با مشخصات گزارش‌شده در مطالعات تجربی صورت گرفته در این زمینه پرداخته می‌شود. جدول ۲ نشان‌دهنده مشخصات غشا به کار گرفته‌شده و شرایط پساب مورد مطالعه است. در این بررسی فرض می‌شود که پساب مراحل لازم برای حذف مواد آلی و ذرات جامد را پشت سر گذاشته است و شرایط مناسب برای ورود به فرآیند تقطیر غشایی را داراست. کل مساحت غشا لازم برای ظرفیت ۱۱۰۰۰ بشکه در روز واحد نمک زدایی مورد مطالعه، از تقسیم دبی حجمی پساب ورودی بر فلاکس پساب تصفیه شده (پساب تصفیه شده و عبور کرده از سمت خوراک غشا به سمت محصول) بدست می‌آید. میزان فلاکس پساب تصفیه شده در

خطای بین مدل فنی و نتایج تجربی ارائه شده کمتر از ۱۴ درصد است که علت این خطا نیز می‌تواند نادیده گرفتن اثر رسوبات بر سطح غشا در مدل‌های تئوری باشد. ضریب قطبیت دمایی سیستم در شرایط مختلف بین ۸۰٪-۹۵٪ است که نشان‌دهنده طراحی مناسب مدول غشایی است. هزینه همتراز شده آب شیرین تولیدی با روش ذکر شده در جدول (۳)، $1,95 \$/m^3$ به دست می‌آید. با توجه به اینکه هزینه به واحد آب شیرین سازی شده (آن هم برای آب دریا با شوری به مراتب کمتر از آب همراه نفت) با روش‌های متداول صنعتی با ظرفیت بالا $1 \$/m^3$ و برای واحدهای کوچک $3 \$/m^3$ است، رقم به دست آمده پتانسیل اقتصادی بالایی را نشان می‌دهد. اما باید به این نکته توجه داشت که در برآورد انجام شده هزینه پیش و پس‌تصفیه لازم جهت دستیابی به کیفیت مناسب لحاظ نشده است. آنچه مطلوب این مطالعه است، حذف نمک باهدف کاهش حجم پساب و تهیه آب مناسب برای استفاده در نمک‌گیرهای برقی واحد نمک‌زدایی نفت خام است. لذا برای این منظور پس‌تصفیه برای حذف مواد آلی را غیر الزامی می‌کند. باین حال همچنان میزان پیش‌تصفیه مناسب برای تقطیر غشایی به‌طور کامل مشخص نشده است. اگرچه مطالعات نشان‌دهنده این فناوری پتانسیل مناسبی از نظر عملکرد در شوری بالا با هزینه مناسب دارد باین حال عدم آگاهی کافی از دشواری‌ها، توسعه غشا مناسب، بهینه‌سازی پارامترهای عملیاتی در مدول‌های غشایی و تعیین پیش و پس‌تصفیه مناسب و استراتژی‌های بازیابی انرژی نیازمند مطالعات بیشتر است.

مراجع

- [1] A. Alkhudhiri, N. Darwish, N. Hilal. "Produced water treatment: Application of air gap membrane distillation," Desalination, 309, pp. 46-51, 2013.
- [2] M. Khayet, "Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: a review," Advances in colloid and interface science, pp. 164, 56-88, 2011.
- [3] Hitsov, I., Eykens, L., De Schepper, W., De Sitter, K., Dotremont, C., & Nopens, I. "Full-scale direct contact membrane distillation (DCMD) model including membrane compaction effects," Journal of Membrane Science, 524, pp. 245-256, 2017.
- [4] Alklaibi, A. M., & Lior, N. "Membrane-distillation desalination: status and potential," Desalination, 171(2), pp. 111-131, 2005.

فرمولاسیون به‌کاررفته در محاسبه هزینه هر واحد محصول به‌دست‌آمده از این فناوری در جدول ۳ قابل‌مشاهده است. محاسبات اقتصادی در ادامه مدل فنی توسعه داده‌شده در نرم‌افزار متلب وارد و بعد از به دست آمدن پارامترهای فنی مانند میزان فلاکس محصول و سطح لازم غشا برای ظرفیت ۱۱۰۰۰ بشکه در روز آب همراه هزینه همتراز شده محصول برآورد و گزارش می‌شود.

جدول (۳) - نحو به‌کارگیری داده‌های اقتصادی و روش تعیین هزینه

واحد محصول [۵۳،۵۴]

معادلات به کار گرفته شده	پارامترها
$A_{fixed} = \alpha PC$	هزینه ثابت سالانه (A_{fixed}) که PC هزینه خرید تجهیزات است
$\alpha = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$	ضریب بازیافت سرمایه (α)
$A_{installation} = .25A_{fixed}$	هزینه نصب ($A_{installation}$)
$A_{capital} = A_{fixed} + A_{installation}$	هزینه سالانه سرمایه‌گذاری ($A_{capital}$)
$A_{O\&M} = .2A_{fixed}$	هزینه سالانه تعمیر و نگهداری ($A_{O\&M}$)
$A_{replacement} = .2A_{fixed}$	هزینه سالانه تعویض غشا ($A_{replacement}$)
$A_{chemical} = m \cdot C_{ch} \cdot f_t$	هزینه سالانه مواد شیمیایی ($A_{chemical}$)
$A_{elec} = m \cdot b \cdot C_b \cdot f_t$	هزینه سالانه دفع پسماند ($A_{disposal}$)
$A_{elec} = m \cdot S_e \cdot C_e \cdot f_t$	هزینه سالانه مصرف برق (A_{elec})
$A_{gas} = m \cdot S_{gas} \cdot C_{gas} \cdot f_t$	هزینه سالانه مصرف گاز (A_{gas})
$A_{Total} = A_{capital} + A_{O\&M} + A_{elec} + A_{gas} + A_{disposal} + A_{replacement}$	هزینه سالانه کل (\$/year)
$A_{unit} = \frac{A_{Total}}{f_t m}$	هزینه واحد محصول (A_{unit})

$m \times$ ظرفیت سیستم نمک‌زدایی - C هزینه واحد یوتیلیتی مصرفی فناوری‌های تصفیه

۴- بحث و نتیجه‌گیری

به‌کارگیری فناوری نمک‌زدایی کارآمد نیاز اساسی مدیریت آب همراه نفت در خشکی است. فناوری تقطیر غشایی پتانسیل بالایی در نمک‌زدایی پساب‌های فوق شور از خود نشان داده است. نتایج بررسی فنی نشان می‌دهد میزان محصول با افزایش دمای خوراک، دبی جریان خوراک و اندازه حفره‌های غشا و کاهش دمای محصول و غلظت خوراک، افزایش می‌یابد. میزان

- [22] Rao, G., & Li, Y. "Feasibility study of flowback/produced water treatment using direct-contact membrane distillation." *Desalination and Water Treatment* .pp. 1-14 ,2015.
- [23] Tufa, R. A., Curcio, E., Brauns, E., van Baak, W., Fontananova, E., & Di Profio, G. "Membrane distillation and reverse electro dialysis for near-zero liquid discharge and low energy seawater desalination." *Journal of Membrane Science* . 496 .pp. 325-33 ,2015.
- [24] Koeman-Stein, N. E., Creusen, R. J. M., Zijlstra, M., Groot, C. K., & van den Broek, W. B. P. "Membrane distillation of industrial cooling tower blowdown water." *Water Resources and Industry* ,2016.
- [25] Elsayed, N. A., Barrufet, M. A., & El-Halwagi, M. M. "An integrated approach for incorporating thermal membrane distillation in treating water in heavy oil recovery using SAGD." *Journal of Unconventional Oil and Gas Resources* . 12 .pp. 6-14 ,2015.
- [26] Burnett, D. B., & Siddiqui, M. "Recovery of fresh water resources from desalination of brine produced during oil and gas production operations." *Texas Engineering Experiment Station* ,2006.
- [27] Çakmakce, M., Kayaalp, N., & Koyuncu, I. "Desalination of produced water from oil production fields by membrane processes." *Desalination* . 222 .pp. 176-186 ,2008.
- [28] S. H. A. M. J. M. D. R. & J. A. Adham. "Application of membrane distillation for desalting brines from thermal desalination plants." *Desalination* . 134 .pp. 101-108 ,2013.
- [29] Chen, L., Xu, Q., Gossage, J. L., & Lou, H. H. "Simulation and economic evaluation of a coupled thermal vapor compression desalination process for produced water management." *Journal of Natural Gas Science and Engineering* . 36 .pp. 442-453 ,2016.
- [30] Guerra, K., Dahm, K., & Dundorf, S. "Oil and gas produced water management and beneficial use in the Western United States." *US Department of the Interior, Bureau of Reclamation* ,USA ,2011.
- [31] Fakhru'l-Razi, A., Pendashteh, A., Abdullah, L. C., Biak, D. R. A., Madaeni, S. S., & Abidin, Z. Z. "Review of technologies for oil and gas produced water treatment." *Journal of hazardous materials* . 170(2) .pp. 530-551 ,2009.
- [32] A. Asghedom. "Iran's petroleum production expected to increase as sanctions are lifted." *U.S Energy Information Administration* ,19 January ,2016. Available: <http://www.eia.gov/todayinenergy/detail.cfm?id=24592> .
- [33] Aghdasinia, H., & Farahani, F. J. "The Evaluation of Development Scenarios Concerning Produced Water Management in an Iranian Oilfield." *Petroleum Science and Technology* . 28(15) .pp. 1586-1597 ,2010.
- [34] Hitsov, I., Maere, T., De Sitter, K., Dotremont, C., & Nopens, I. "Modelling approaches in membrane distillation: A critical review." *Separation and Purification Technology* . 142 .pp. 48-64 ,2015.
- [35] Termiyakul, P., Jiratananon, R., & Srisurichan, S. "Heat and mass transfer characteristics of a direct contact membrane distillation process for desalination." *Desalination* . 177 .pp. 133-141 ,2005.
- [36] Moghaddam Kamrani, P., Bakhtiari, O., Kazemi, P., & Mohammadi, T. "Theoretical modeling of direct contact membrane distillation (DCMD): effects of operation parameters on flux." *Desalination and Water Treatment* . 56 .pp. 2013-2022 ,2015.
- [37] Rao, G., Hübel, S. R., & Childress, A. E. "Simplified flux prediction in direct-contact membrane distillation using a
- [5] Al-Obaidani, S., Curcio, E., Macedonio, F., Di Profio, G., Al-Hinai, H., & Drioli, E. "Potential of membrane distillation in seawater desalination: thermal efficiency, sensitivity study and cost estimation." *Journal of Membrane Science* . 323 .pp. 85-98 ,2008.
- [6] Ashoor, B. B., Mansour, S., Giwa, A., Dufour, V., & Hasan, S. W. "Principles and applications of direct contact membrane distillation (DCMD): A comprehensive review." *Desalination* . 398 .pp. 222-246 ,2016.
- [7] Drioli, E., Ali, A., Lee, Y. M., Al-Sharif, S. F., Al-Beiruty, M., & Macedonio, F. "Membrane operations for produced water treatment." *Desalination and Water Treatment* . 57(31) .pp. 14317-14335 ,2016.
- [8] Wang, P., & Chung, T. S. "Recent advances in membrane distillation processes: Membrane development, configuration design and application exploring." *Journal of Membrane Science* .pp. 39-56 ,2015.
- [9] Boukhriss, M., Zhani, K., & Bacha, H. B. "Optimization of membrane distillation (MD) technology for specific application desalination." *The International Journal of Advanced Manufacturing Technology* .pp. 1-12 ,2016.
- [10] Alklaibi, A. M., & Lior, N. "Membrane-distillation desalination: status and potential." *Desalination* . 171(2) .pp. 111-131 ,2005.
- [11] Chouikh, R.; Bouguecha, S.; Dhahbi, M. "Modelling of a modified air gap distillation membrane for the desalination of seawater." *Desalination* . 181 .pp. 257-265 ,2005.
- [12] Khayet, M., Godino, P., & Mengual, J. I. "Journal of membrane Science." *Theory and experiments on sweeping gas membrane distillation* . 165(2) .pp. 261-272 ,2000.
- [13] Qtaishat, M. R., & Banat, F. "Desalination by solar powered membrane distillation systems." *Desalination* .pp. 186-197 ,2013.
- [14] A. Alkudhri, N. Darwish, N. Hilal. "Produced water treatment: Application of air gap membrane distillation." *Desalination* . 309 .pp. 46-51 ,2013.
- [15] Le, N. L., & Nunes, S. P. "Materials and membrane technologies for water and energy sustainability." *Sustainable Materials and Technologies* . 7 .pp. 1-28 ,2016.
- [16] Lee, J. G., Kim, Y. D., Kim, W. S., Francis, L., Amy, G., & Ghaffour, N. "Performance modeling of direct contact membrane distillation (DCMD) seawater desalination process using a commercial composite membrane." *Journal of Membrane Science* . 478 .pp. 85-95 ,2015.
- [17] Singh, R., & Hankins, N. "Emerging Membrane Technology for Sustainable Water Treatment" *Elsevier* ,2016.
- [18] Alkudhri, A., Darwish, N., & Hilal, N. "Membrane distillation: a comprehensive review." *Desalination* . 287 .pp. 2-18 ,2012.
- [19] Al-Obaidani, S., Curcio, E., Macedonio, F., Di Profio, G., Al-Hinai, H., & Drioli, E. "Potential of membrane distillation in seawater desalination: thermal efficiency, sensitivity study and cost estimation." *Journal of Membrane Science* . 323(1) .pp. 85-98 ,2008.
- [20] H. W. Chung. "Membrane distillation for high salinity desalination (Doctoral dissertation, Massachusetts Institute of Technology)." *Massachusetts Institute of Technology* ,2015.
- [21] Xu, J., Singh, Y. B., Amy, G. L., & Ghaffour, N. "Effect of operating parameters and membrane characteristics on air gap membrane distillation performance for the treatment of highly saline water." *Journal of Membrane Science* . 512 .pp. 73-82 ,2016.

todesalination." Public health and the environmental world health organization (WHO) ,2007.

[47] T. Pankratz , "Desalination technology trends." Biennial Report on Seawater Desalination, 2 ,2004.

[48] Souhaimi, M. K., & Matsuura , " Membrane distillation: principles and applications." Elsevier ,2011.

[49] Hussain, A., Minier-Matar, J., Janson, A., & Adham, S , "Treatment of produced water from oil & gas operations by Membrane Distillation." In Proceedings of the 4th International Gas Processing Symposium ,Qatar ,October 2014 .

[50] Yang, X., Fane, A. G., & Wang, R , "Membrane Distillation: Now and Future." Desalination: Water from Water ,pp. 373-424 ,2013.

[51] Khayet, M., & Matsuura, T , "Economics, Energy Analysis and Costs Evaluation in MD-Chapter 15." membrane Distillation ,2011.

[52] Shaffer, D. L., Arias Chavez, L. H., Ben-Sasson, M., Romero-Vargas Castrillón, S., Yip, N. Y., & Elimelech, M , "Desalination and reuse of high-salinity shale gas produced water: drivers, technologies, and future directions." Environmental science ,2013.

[53] Kesieme, U. K., Milne, N., Aral, H., Cheng, C. Y., & Duke, M , " Economic analysis of desalination technologies in the context of carbon pricing, and opportunities for membrane distillation." Desalination , 323 ,pp. 666-74 ,2013.

[54] Macedonio, F., Ali, A., Poerio, T., El-Sayed, E., Drioli, E., & Abdel-Jawad, M , "Direct contact membrane distillation for treatment of oilfield produced water." Separation and Purification Technology , 126 ,pp. 69-81 ,2014.

membrane structural parameter." Desalination , 351 ,pp. 151-162 ,2014.

[38] Li, L., & Sirkar, K. K. , "Influence of microporous membrane properties on the desalination performance in direct contact membrane distillation." Journal of Membrane Science , 513 ,pp. 280-293 ,2016.

[39] Nagaraj, N., Patil, G., Babu, B. R., Hebbar, U. H., Raghavarao, K. S. M. S., & Nene, S. , "Mass transfer in osmotic membrane distillation." Journal of Membrane Science , 268(1) ,pp. 48-56 ,2006.

[40] J. & G. S. Zhang , "Modelling heat and mass transfers in DCMD using compressible membranes." Journal of membrane science , 387 ,pp. 7-16 ,2012.

[41] Laganà, F., Barbieri, G., & Drioli, E. , "Direct contact membrane distillation: modelling and concentration experiments." Journal of Membrane Science , 166(1) ,pp. 1-11 ,2000.

[42] Schofield, R. W., Fane, A. G., & Fell, C. J. D. , "Gas and vapour transport through microporous membranes. I. Knudsen-Poiseuille transition." Journal of Membrane Science , 253(1-2) ,pp. 159-171 ,1990.

[43] Imdakm, A. O., & Matsuura, T. , "A Monte Carlo simulation model for membrane distillation processes: direct contact (MD)." Journal of membrane science , 237(1) ,pp. 51-59 ,2004.

[44] Khayet, M., Imdakm, A. O., & Matsuura, T. , "Monte Carlo simulation and experimental heat and mass transfer in direct contact membrane distillation." International journal of heat and mass transfer , 53(7) ,pp. 1249-1259 ,2010.

[45] Qtaishat, M., Matsuura, T., Kruczek, B., & Khayet, M. , "Heat and mass transfer analysis in direct contact membrane distillation." Desalination , 219(1) ,pp. 272-292 , 2008.

[46] S. Geneva , "Desalination for Safe Water Supply: Guidance for the Health and Environmental Aspects Applicable

Techno-Economic Analysis of Membrane Distillation for High-salinity Wastewater Desalination

Marzieh Bagheri¹, Jalal Shayegan^{2,*}, Ramin Roshandel¹

1. Department of Chemical and Petroleum Engineering, Sharif University of Technology, Tehran, Iran.

2. Department of Energy Engineering, Sharif University of Technology, Tehran, Iran.

ABSTRACT

Membrane distillation is a separation method based on heat transfer due to vapour pressure gradient between the two sides of a microporous hydrophobic membrane. Owing to advantages such as low operating temperature and pressure, and insensitivity to the concentration of influent pollutants, it is considered as an appropriate membrane-based separation process to be integrated with other separation processes and has shown good performance on the desalination of brine. In this paper, the performance of direct contact membrane distillation for desalting produced water with a salinity of 100000 mg/L has been studied by adopting heat transfer model based on the Nusselt number and mass transfer model based on the Dusty gas model. The results indicate that increasing salinity from 35000 mg/L to 10000 mg/L reduces the volume of the product by only 10%, which is retrievable through increasing the feed temperature, raising the flow rate of the feed and permeate, and reducing the temperature of permeate. Economic projections made for a unit with the capacity of 11000 barrels of produced water per day indicate that the levelized cost of producing retreated water in this method is 1.95 \$/m³, which is a reasonable number for hypersaline produced water.

ARTICLE INFO

Article history:

Received: December 26, 2016

Received in revised form: September 4, 2017

Accepted: December 5, 2017

Key words:

Membrane distillation, produced water, desalination, Techno-Economic Analysis, Dusty gas model.

* Corresponding author
shayegan@sharif.edu

All right reserved.