

مطالعه آزمایشگاهی شیرین سازی آب شور به روش تقطیر غشایی با نیرو محرکه ترموالکتریک

کوثر بیننده، یونس قلاوند*

گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه اصفهان، اصفهان، ایران

چکیده: این پژوهش به منظور بررسی امکان کاربرد روشی نوین برای تأمین نیروی محرکه فرآیند شیرین سازی آب به روش تقطیر غشایی انجام گرفت. در این پژوهش، یک سامانه آب شیرین کن با روش تقطیر غشایی تماس مستقیم طراحی و ساخته شد. در این سامانه، از غشاهای آب گریز متخلخل پلی-وینیلیدن فلوراید (سایز منافذ ۰/۵ میکرومتر) و پلی-تترافلورو اتیلن (سایز منافذ ۰/۴۵ میکرومتر) با سطح مؤثر ۱۲ سانتی متر مربع استفاده شد و انرژی گرمایی و سرمایشی مورد نیاز این فرآیند از طریق پودمان ترموالکتریک به صورت همزمان تأمین گردید. سپس برای بررسی تأثیر عامل های غلظت خوراک، نسبت شدت جریان گرم به سرد، زمان و نوع غشاء بر شار فراورده تراوش شده، درصد جداسازی نمک و انرژی مصرفی ویژه، طراحی آزمایش ها توسط نرم افزار Design Expert و با روش سطح پاسخ (RSM) و با استفاده از طرح مرکب مرکزی (CCD) انجام شد. بیشترین تأثیر بر شار فراورده تراوش شده را به ترتیب نوع غشاء، غلظت خوراک، برهمکنش بین غلظت خوراک و نوع غشاء و نسبت شدت جریان گرم به سرد داشتند. برای غلظت معادل با آب دریا (۳۵ گرم بر لیتر)، میزان شار فراورده تراوش شده به ترتیب از غشاهای پلی-وینیلیدن فلوراید و پلی-تترافلورو اتیلن در کمترین حالت، ۵۰/۳ و ۵/۸ و در بیشترین حالت، ۱۴۱/۱ و ۱۶/۳ کیلوگرم بر مترمربع ساعت به دست آمد. درصد جداسازی نمک برای غشاء پلی-وینیلیدن فلوراید بیش از ۸۷/۱ درصد و برای پلی-تترافلورو اتیلن بیش از ۹۹/۶ درصد به دست آمد. بیشترین اثر بر درصد جداسازی را نیز به ترتیب نوع غشاء، غلظت خوراک و برهمکنش بین غلظت خوراک و نوع غشاء داشتند. در بهترین شرایط عملیاتی، شار عبوری و انرژی مصرفی ویژه برای غشاء پلی-وینیلیدن فلوراید به ترتیب برابر با ۲۸۲/۶ کیلوگرم بر مترمربع ساعت و ۲۹۹ کیلوژول بر کیلوگرم به دست آمد.

واژگان کلیدی: شیرین سازی آب، تقطیر غشایی، ترموالکتریک، بازیابی انرژی

KEYWORDS: Desalination, Membrane Distillation, Thermo-Electric, Energy Recovery

مقدمه

صنعتی استفاده می شود. به دلایل افزایش جمعیت، صنعتی شدن و شهرنشینی، منابع آب شیرین محدود، کاهش آب های زیرزمینی و مدیریت ضعیف آب، منابع آب در دسترس کاهش یافته است که

آب بیش از ۷۵ درصد از سطح زمین را فرا گرفته است که بیش از ۹۷ درصد منابع آن، آب شور و کم تر از ۳ درصد، آب شیرین است که برای مصرف های گوناگونی مانند آب آشامیدنی، کشاورزی و

*Email: y.ghalavand@eng.ui.ac.ir

* عهده دار مکاتبات

عدد رینولدز جریان خوراک و فراورده ورودی بر نسبت بازیابی فراورده، در یک سامانه تقطیر غشایی بررسی شد. نسبت بازیابی، نسبت شدت جریان جرمی فراورده تراوش شده به شدت جریان جرم آب نمک در گردش مورد بررسی قرار گرفت و این نتیجه به دست آمد که برای بیشینه شدن نسبت بازیابی، عدد رینولدز جریان خوراک و فراورده باید کم باشد. همچنین عدد رینولدز خوراک نسبت به عدد رینولدز فراورده تأثیر بیش تری روی عملکرد کلی سامانه دارد [۱۰]. در یک مطالعه موردی دیگر روی یک سامانه آزمایشگاهی تقطیر غشایی، نسبت جریان برگشتی از ۳ به ۲۲ تغییر داده شد. این تغییر نسبت جریان برگشتی منجر به افزایش ۴۰ درصدی نسبت بازیابی فراورده شد. البته لازم به ذکر است در این شرایط به دلیل افزایش شدت جریان عبوری از سامانه غشایی انرژی گرمای مورد نیاز بر واحد جرم فراورده نیز افزایش می یابد [۱۱].

برای بررسی اثر تخریب غشا حین کارکرد، سیستم تقطیر غشایی به صورت پیوسته برای ۴۸ ساعت با خوراک آب دریا آزمایش و تغییرهای شار با زمان مشاهده شد. نتیجه‌ها نشان داد که افزایش دمای خوراک، کاهش دمای فراورده و افزایش شدت جریان خوراک و فراورده، شار را افزایش می دهد که دمای خوراک و شدت جریان خوراک، تأثیرگذارترین پارامترها بودند. پس از ۴۸ ساعت عملکرد پیوسته سیستم، شار حدود ۴۲ درصد کاهش یافت در حالی که کیفیت فراورده همچنان بالا بوده و درصد جداسازی^۵ نمک نزدیک به ۱۰۰ درصد بود. برای دماهای عملیاتی مورد آزمایش، مقدار GOR^۶ سیستم تقطیر غشایی تماس مستقیم بین ۰/۸ تا ۱/۲ باقی ماند [۱۲]. در مطالعه‌ای دیگر عملکرد یک سامانه شیرین سازی آب به روش تقطیر غشایی تماس مستقیم به صورت آزمایشگاهی و شبیه سازی مورد بررسی قرار گرفت. در این مطالعه اثر دمای خوراک، شدت جریان و غلظت بر شار فراورده تراوش شده بررسی شد. نتیجه‌ها نشان داد که افزایش دمای خوراک و شدت جریان تأثیر مثبتی بر شار فراورده تراوش شده غشاء دارد، در حالی که افزایش غلظت خوراک بر آن تأثیر منفی گذاشت. علاوه بر این، بازده گرمای تقطیر غشایی تماس مستقیم با افزایش دمای خوراک افزایش یافت. در حالی که ضریب قطبش دما، با افزایش دمای خوراک به طور قابل توجهی کاهش یافت. در این مطالعه ضریب قطبش دما بین ۰/۸۸ و ۰/۹۷ و بیش ترین بازده گرمای نیز ۸۴/۵ درصد به دست آمد [۱۳].

بخشی از این کمبود آب می تواند از طریق فرایندهای تصفیه آب جبران شود [۱] اما به نظر می رسد تنها راه حل اصولی تأمین تقاضای آب، شیرین سازی آب های شور می باشد [۲]. شیرین سازی آب به دو دسته اصلی روش های گرمایی و روش های غشایی تقسیم بندی می شود که هر کدام دارای ویژگی ها و محدودیت های خاص خود می باشند [۳]. یکی از روش های گرمایی که برای بازه وسیعی از آب های شور استفاده می شود، روش تقطیر غشایی می باشد که متداول ترین آرایش آن تقطیر غشایی تماس مستقیم^۱ است. در این روش، جریان گرم شور توسط یک غشاء متخلخل آبریز، از جریان آب سرد جدا می شود و فقط فاز بخار اجازه عبور از منافذ غشاء را دارد. نیروی محرکه انتقال جرم، اختلاف فشار بخار است که به علت اختلاف دما بین دو سمت غشاء ایجاد می شود که این اختلاف دما در فرآیند تقطیر غشایی از طریق گرم کردن جریان خوراک و سرد کردن جریان آب شیرین، ایجاد می شود. در اثر این اختلاف فشار بخار، مولکول های آب موجود در سمت خوراک، در سطح مشترک گرم مایع/بخار تبخیر می شوند. سپس با عبور از منافذ غشاء، به سمت دیگر غشاء منتقل می شوند و در سطح مشترک سرد مایع/بخار میعان می گردند و بدین ترتیب آب شیرین (فراورده تراوش شده) تولید می شود [۴]. مهم ترین پارامتر عملیاتی در بازدهی این روش اختلاف دمای دو سر غشا می باشد که توسط اعمال انرژی گرمایش در سمت آب شور و انرژی سرمایشی در سمت آب شیرین ایجاد می شود. مقدار انرژی گرمایشی و سرمایشی اعمال شده مهم ترین عامل تعیین قیمت تمام شده آب تولیدی می باشد. بنابراین به منظور کاهش قیمت تمام شده آب در این روش، پژوهشگران بسیاری مطالعه های خود را بر افزایش بازده انرژی یا افزایش نسبت بازیابی انواع آرایش های تقطیر غشایی متمرکز کرده اند. یکی از کارهای رایج برای افزایش راندمان سامانه های غشایی، اصلاح سطح غشا می باشد که معمولاً روی غشاهای پایه پلی-پروپیلن^۲، پلی-وینیلیدن فلوراید^۳ و پلی-تترافلورواتیلن^۴ انجام شده است [۵-۷]. نتیجه های کارهای گذشته نشان می دهد که استفاده ترکیبی از لایه های آب دوست و آبریز باعث افزایش راندمان سامانه خواهد شد [۹،۸]. از دیگر پارامترهای موثر بر راندمان تقطیر غشایی رفتار هیدرولیکی جریان های گرم و سرد در دو سر غشا می باشد. در مطالعه ای تأثیر پارامترهای عملیاتی مانند دمای خوراک ورودی،

(۱) Direct Contact Membrane Distillation (DCMD)

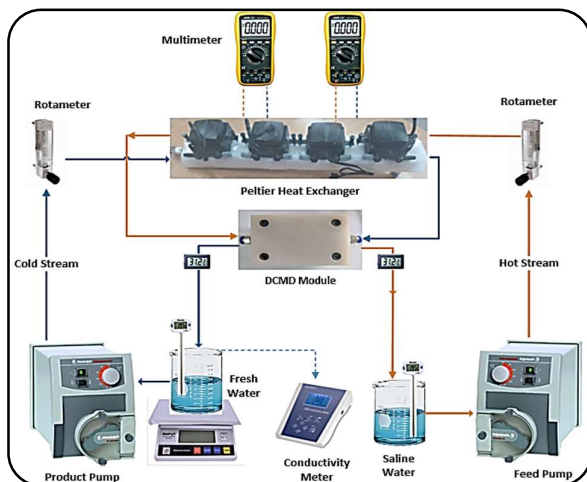
(۳) Polyvinylidene Fluoride (PVDF)

(۵) Salt Rejection

(۲) Polypropylene (PP)

(۴) Polytetrafluoroethylene (PTFE)

(۶) Gain Output Ratio



شکل ۱ - نمودار جریانی سامانه آزمایشگاهی تقطیر غشایی تماس مستقیم

در مطالعه آزمایشگاهی پیش رو بر خلاف اغلب پژوهش‌های صورت گرفته گرمایش و سرمایش سامانه تقطیر غشایی توسط یک منبع انرژی (پودمان ترموالکتریک) به صورت همزمان انجام می‌شود. در روش پیشنهادی به طور همزمان آب شور و آب شیرین دو سمت غشا به ترتیب گرم و سرد می‌شوند تا نیروی محرکه لازم برای شیرین سازی فراهم شود. سامانه تقطیر غشایی ترکیب شده با پودمان ترموالکتریک به منظور تعیین شرایط عملیاتی مطلوب مورد مطالعه آزمایشگاهی قرار می‌گیرد تا اثر شرایط عملیاتی مستقل بر شار عبوری، خلوص فراورده و انرژی مصرفی ویژه مشخص شود.

بخش تجربی

شرح فرایند

در پژوهش پیش رو به منظور تامین انرژی گرمایشی و سرمایشی تقطیر غشایی از پودمان ترموالکتریک استفاده شده است که شماتیک این فرایند ترکیبی در شکل ۱ نشان داده شده است. مطابق با نمودار جریانی موجود در شکل ۱، آب شور توسط پمپ از مخزن خوراک به سمت مبدل گرمایی ارسال و شدت جریان آن توسط شیر موجود روی حسگر اندازه‌گیری شدت جریان تعیین و تنظیم می‌شود. آب شور با شدت جریان مشخص وارد مبدل گرمایی شده که این مبدل گرمایی با نیروی محرکه ترموالکتریک عملیات گرمایش و سرمایش همزمان (عملیات گرمایش برای آب شور و سرمایش برای آب شیرین) را انجام می‌دهد. پس از عبور آب شور از مبدل گرمایی و گرم شدن آن، فشار بخار آب افزایش یافته و وارد

از مواردی که باعث افزایش راندمان سامانه‌های شیرین سازی می‌شود، ترکیب این سامانه‌ها با سامانه‌های دیگر یا چندمرحله‌ای کردن آن‌هاست. یکی از این موارد استفاده از انرژی خورشیدی به منظور تامین گرمایش در سامانه‌های شیرین سازی گرمایی از جمله تقطیر غشایی می‌باشد. در یک مطالعه موردی از گرمکن خورشیدی با لوله‌های دوجداره تحت خلاء برای تامین گرمایش آب شور استفاده شد و با استفاده از غشای الیاف توخالی آب‌گریز شار آب تولیدی برابر با ۶/۵ کیلوگرم بر ساعت به ازای یک متر مربع از سطح غشا به دست آمد [۱۴]. در چنین سامانه‌های هزینه عملیاتی تولید آب بسیار ناچیز می‌باشد هرچند در اغلب مواقع هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه بیش تر از سامانه‌های غیر خورشیدی است. لازم به ذکر است که استفاده از انرژی خورشیدی باعث کاهش انرژی مصرفی سامانه تقطیر غشایی نمی‌شود بلکه در این حالت انرژی گرمایشی مورد نیاز از یک منبع ارزان یا رایگان تامین می‌شود [۱۵]. از دیگر موارد ترکیبی در سامانه‌های تقطیر غشایی به چند مرحله‌ای کردن این سامانه‌ها می‌توان اشاره نمود. در یک مطالعه آزمایشگاهی، یک سامانه تقطیر غشایی تماس مستقیم چند مرحله‌ای به منظور بررسی اثر مرحله‌ها بر راندمان آن مورد بررسی قرار گرفت. استفاده از سامانه‌های چند مرحله‌ای باعث افزایش زمان ماند شده و در نتیجه شار عبوری بیش تر خواهد شد. در این مطالعه دیده شد چنانچه تعداد مرحله‌ها به ۳۰ مرحله افزایش یابد، شار آب عبوری تا حدود ۹ برابر افزایش پیدا می‌کند [۱۶]. در مورد مشابه دیگر نیز با چند مرحله‌ای کردن سامانه تقطیر غشایی علاوه بر افزایش شار عبوری، بازده انرژی سامانه نیز بهبود یافته و به GOR بیش از ۱/۳ رسیده‌اند [۱۷].

سامانه تقطیر غشایی نیازمند دو منبع انرژی گرمایشی و سرمایشی می‌باشد تا بتواند یک اختلاف دما را در دو سر غشا به منظور جداسازی آب ایجاد کند. به همین منظور استفاده از پمپ‌های گرمایی می‌تواند باعث انتقال انرژی سرمایشی و گرمایشی بین بخش‌های مورد نیاز باشد. یک نمونه از پمپ‌های گرمایی، پودمان ترموالکتریک می‌باشد؛ هرچند که از آن کم تر در فرایندهای شیرین سازی آب استفاده شده است [۱۸، ۱۹]. در یک مطالعه موردی از این پودمان در فرایند تقطیر غشایی با روش گاز جاروکننده^۱ به منظور میعان کردن محتوای آب درون هوا استفاده شده است. در این مطالعه ابتدا آب شور توسط پودمان ترموالکتریک گرم شده و وارد محفظه غشا می‌شود. بخار عبوری از غشا وارد هوا شده و سپس آب موجود در هوا توسط سمت دیگر پودمان ترموالکتریک میعان می‌شود. سپس از هوای خنک شده به عنوان عامل سرمایش محیط استفاده شده است [۲۰].

(۱) Sweep Gas Membrane Distillation (SGMD)



شکل ۳ - مبدل گرمای با نیروی محرکه ترموالکتریک

می‌شود. مبدل گرمای مورد نظر شامل سه بخش اصلی می‌باشد: ۴ عدد ترموالکتریک، ۴ عدد بلوک گرم فین دار و یک بلوک سرد از جنس مس. در این مبدل گرمای ۴ عدد ترموالکتریک مدل TEC1-12706 ساخت شرکت Hebei I.T چین با اندازه‌ها ۴ سانتی‌متر در ۴ سانتی‌متر بین بلوک‌ها گرمای گرم و سرد مطابق شکل ۳ قرار گرفته و انرژی گرمای را از سمت سرد به سمت گرم منتقل می‌کند.

ترازو

ترازوی مورد استفاده در این پژوهش برای اندازه‌گیری شار عبوری مدل APTP 457A-6 ساخت شرکت Amput Electronic Scale چین با دقت ۰/۱ گرم می‌باشد.

حسگر هدایت سنج

برای اندازه‌گیری هدایت الکتریکی فراورده از حسگر هدایت سنج مدل ۴۵۲۰ شرکت Jenway انگلیس با دقت ۱ میکروزیمنس استفاده شده است.

حسگر اندازه‌گیری شدت جریان

برای اندازه‌گیری شدت جریان آب شور و آب شیرین از دو حسگر شدت جریان نوع روتامتر مدل ACA04-6 ساخت شرکت ارسیا ابزار کنترل ایران با دقت ۲/۵ درصد استفاده شده است.

مولتی‌متر

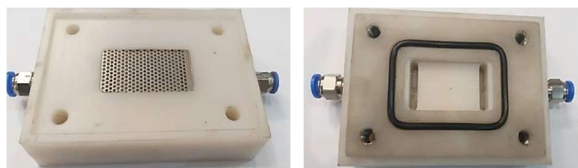
برای اندازه‌گیری توان مصرفی ترموالکتریک، از مولتی‌متر مدل VC97 شرکت Victor چین استفاده شده است. دقت اندازه‌گیری ولتاژ و جریان در این مولتی‌متر به ترتیب ۰/۵ درصد و ۱ درصد می‌باشد.

غشا

در این پژوهش از دو جنس غشا با مشخصه‌ها ارائه شده در جدول ۱ استفاده شده است.

روش انجام آزمایش

به منظور بهینه کردن تعداد آزمایش‌ها و استفاده از نتیجه‌های



شکل ۲ - پودمان غشایی مورد استفاده در تقطیر غشایی تماس مستقیم

پودمان غشایی صفحه تخت می‌شود. در این پودمان غشایی به واسطه اختلاف فشار بخار ایجاد شده در دو سمت پودمان غشایی (ناشی از اختلاف دمای دو سر غشا)، آب در سطح مشترک غشا تبخیر شده، به صورت فاز بخار ضخامت غشا را طی نموده و در سمت سرد میعان می‌شود. آب شور خروجی از پودمان غشایی به واسطه آن که بخشی از آن تبخیر شده، با دمای کم‌تری به مخزن خوراک باز می‌شود. در طرف دیگر فرایند، آب شیرین از مخزن مربوطه توسط پمپ پس از تنظیم شدت جریان وارد مبدل گرمایی می‌شود. در این مبدل گرمایی به واسطه اثر پلتیر، انرژی گرمایی از آب شیرین گرفته شده و به آب شور داده می‌شود. این اختلاف دمای ایجاد شده در مبدل گرمایی نیرو محرکه اصلی فرایند تقطیر غشایی خواهد بود. بخار آب تبخیر شده از سمت گرم غشا پس از نفوذ درون غشا در سمت سرد میعان شده و به آب شیرین در گردش اضافه می‌شود و در نهایت آب شیرین دوباره به مخزن باز می‌شود.

دستگاه‌ها و مواد

بر اساس فرایند طراحی شده و نمودار جریانی ارائه شده، دستگاه تقطیر غشایی تماس مستقیم با تجهیزاتی شامل پودمان غشایی، مبدل گرمایی، پمپ‌ها، مخازن و انواع حسگرها ساخته شد. مشخصه‌های اصلی تجهیزات مورد استفاده در این دستگاه به صورت زیر می‌باشد:

پودمان غشایی

پودمان غشایی مورد استفاده در این پژوهش از نوع صفحه‌ای بوده که از جنس پلی-اتیلن ساخته شده است. این پودمان مطابق شکل ۲ دارای دو بخش فوقانی و تحتانی برای عبور آب شور و آب شیرین می‌باشد. سطح موثر انتقال جرم برای این پودمان برابر با ۱۲ سانتی‌متر مربع در نظر گرفته شده است.

مبدل گرمایی

برای تامین همزمان انرژی گرمایی و سرمایشی مورد نیاز تقطیر غشایی، از یک مبدل گرمایی با نیروی محرکه ترموالکتریک استفاده

جدول ۱ - اطلاعات فنی غشاهای مورد استفاده

PVDF	PTFE	
۵۰۰ نانومتر	۴۵۰ نانومتر	اندازه متوسط حفره‌ها
۲۰۰ میکرومتر	۲۰۰ میکرومتر	ضخامت متوسط
٪ ۷۰	٪ ۷۰	تخلخل متوسط
۱۰۴ درجه	۱۳۱ درجه	زاویه تماس قطره
صاف	صاف	سطح ظاهری
Septo Membrane	Anow Microfiltration	شرکت سازنده

جدول ۲ - آزمایش‌های لازم بر اساس روش پاسخ سطح

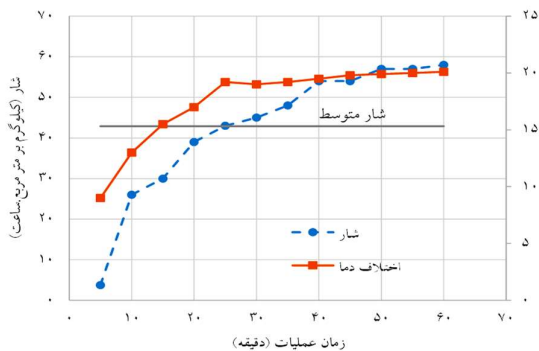
غشا PTFE			غشا PVDF		
زمان عملیات (h)	نسبت شدت جریان گرم به سرد	غلظت خوراک (g/l)	زمان عملیات (h)	نسبت شدت جریان گرم به سرد	غلظت خوراک (g/l)
۱	۱	۷۰	۱	۳	۷۰
۰/۷۵	۴	۳۵	۱	۳	۰
۰/۷۵	۲	۱۰۵	۱	۳	۷۰
۱	۳	۰	۰/۷۵	۴	۱۰۵
۱	۳	۷۰	۰/۷۵	۲	۱۰۵
۰/۷۵	۲	۳۵	۱/۵	۳	۷۰
۱/۵	۳	۷۰	۱	۳	۷۰
۱	۳	۷۰	۱	۳	۷۰
۰/۵	۳	۷۰	۱/۲۵	۴	۳۵
۱/۲۵	۴	۱۰۵	۱/۲۵	۲	۱۰۵
۰/۷۵	۴	۱۰۵	۰/۷۵	۲	۳۵
۱/۲۵	۲	۱۰۵	۰/۷۵	۴	۲۵
۱	۳	۷۰	۱/۲۵	۲	۳۵
۱	۳	۷۰	۱/۲۵	۴	۱۰۵
۱/۲۵	۲	۳۵	۱	۳	۱۴۰
۱/۲۵	۴	۳۵	۱	۵	۷۰
۱	۵	۷۰	۱	۳	۷۰
۱	۳	۱۴۰	۰/۵	۳	۷۰
۱	۳	۷۰	۱	۱	۷۰
۱	۳	۷۰	۱	۳	۷۰

دارا می‌باشد [۲۳]. متغیرهای مستقل عملیاتی در سامانه موجود عبارت‌اند از نسبت شدت جریان جرمی جریان گرم به سرد، غلظت خوراک و زمان عملیات که برای بررسی کلیه متغیرهای مستقل و بازه وسیع انتخابی برای آن‌ها، کلیه متغیرها به صورت پنج سطحی برای هر جنس از غشا تعیین شده که با توجه به روش پاسخ سطح، آزمایش‌های مورد نیاز مطابق با جدول ۲ باید انجام شود. با توجه به این که آبریزی غشا از یک سو باعث کاهش شار عبوری و از سوی

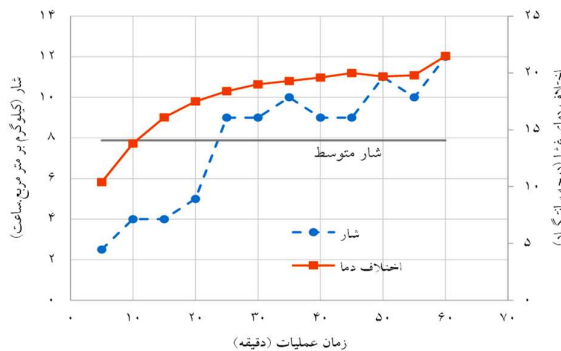
به‌دست آمده برای پیش‌بینی رفتار سامانه آزمایشگاهی در شرایط عملیاتی گوناگون، بر اساس مطالعه‌های پیشین، از طراحی آزمایش‌ها برای سامانه پیشنهادی با روش پاسخ سطح^۱ و طرح مرکب مرکزی^۲ به کمک نرم افزار Design Expert استفاده می‌شود [۲۲، ۲۱]. طرح مرکب مرکزی یک روش چرخش‌پذیر، متعامد، پنج سطحی و از پرکاربردترین روش‌های زیر مجموعه پاسخ سطح است که قابلیت پوشش متغیرهای عملیاتی در خارج از بازه انتخابی را نیز

(۱) Response Surface Methodology (RSM)

(۲) Central Composite Design (CCD)



غشا PVDF



غشا PTFE

شکل ۱ - تغییرهای اختلاف دمای غشا و شار عبوری بر حسب زمان برای آزمایش سطح صفر

دیگر باعث افزایش خلوص و کیفیت آب تولیدی می‌شود، در این پژوهش از دو نوع غشا با آبگریزی متفاوت استفاده می‌شود. در هر آزمایش، به میزان ۶۰۰ میلی‌لیتر از آب شور در مخزن خوراک و ۶۰۰ میلی‌لیتر نیز آب مقطر در مخزن فرآورده ریخته می‌شود. پیش از شروع آزمایش، هدایت آب مقطر و آب شور به توسط هدایت‌سنج اندازه‌گیری می‌شود و همچنین جرم کل مخزن آب شیرین به همراه تمام محتویات و متعلقات آن، اندازه‌گیری می‌شود. پس از روشن نمودن پمپها و پودمان‌های ترموالکتریک شدت جریان آب شیرین به توسط روتامتر روی ۶ لیتر بر ساعت تنظیم می‌شود و جریان آب شور نیز متناسب با نسبت جرمی تعیین شده، تنظیم می‌شود. پس از شروع آزمایش، به فاصله‌های ۵ دقیقه اطلاعات به دست آمده از جمله دماها، جرم مخزن فرآورده، ولتاژ و جریان ترموالکتریک، هدایت الکتریکی فرآورده و میزان انرژی مصرفی یادداشت می‌شود. پس از خاموش کردن دستگاه نیز جرم مخزن آب شیرین و تمام محتویات و متعلقات آن یادداشت می‌شود. از مقایسه این عدد با جرم اولیه مخزن پیش از شروع آزمایش، میزان آب تولید طی آزمایش محاسبه می‌شود.

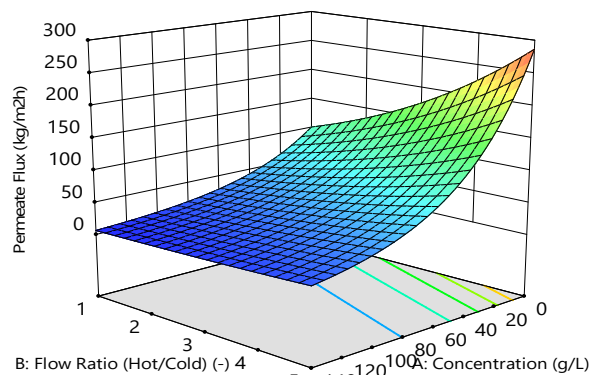
برای هر آزمایش، پارامترهای شار فرآورده تراوش شده، درصد جداسازی غشاء و همچنین انرژی مصرفی ویژه محاسبه و گزارش می‌شوند. به منظور حذف اثر گرفتگی غشاء، برای هر آزمایش از یک غشا جدید استفاده می‌شود. همان‌گونه که در نمودار دیده می‌شود، در ابتدای فرایند اختلاف دمای دو سر غشا کم می‌باشد. با توجه به این که دمای آب شور افزایش داده می‌شود و مجدداً به مخزن خوراک بازگردانده می‌شود، دمای مخزن خوراک افزایش یافته و این امر باعث می‌شود تا دمای آب شور ورودی به پودمان غشایی نیز افزایش یابد و نهایتاً منجر به افزایش اختلاف دمای دو سر غشا شود. تغییرهای اختلاف دما در ابتدای فرایند شدیدتر بوده و به مرور به حالت تعادلی خود می‌رسد. از آن جا که نیرو محرکه انتقال جرم در این فرایند اختلاف فشار بخار آب در دو سر غشا بوده و این اختلاف فشار بخار نیز ناشی از اختلاف دما می‌باشد، شار عبور از غشا نیز متناسب با اختلاف دمای دو سر غشا در حال افزایش است. به مرور زمان و با پایدار شدن اختلاف دمای دو سر غشا، شار عبوری از غشا نیز به یک مقدار پایدار خواهد رسید. در پایان شار متوسط عبوری از غشا برای تحلیل و اعمال در طراحی آزمایش اندازه‌گیری می‌شود.

آزمایش‌های تعیین شده بر اساس جدول طراحی آزمایش‌ها انجام گردید. در پایان هر آزمایش مقادیر شار، درصد جداسازی و انرژی مصرفی ویژه محاسبه و برای تحلیل وارد نرم افزار Design Expert گردید. ارزیابی و تحلیل داده‌ها بر اساس مقدار p-value که به عنوان شاخص اهمیت متغیرها در نظر گرفته می‌شود و مقدار F-value که نشان‌دهنده شاخص اولویت تاثیرگذاری متغیرها است، انجام شد. با توجه به این که در تمامی آزمایش‌ها برای تعیین متغیرها، ضریب

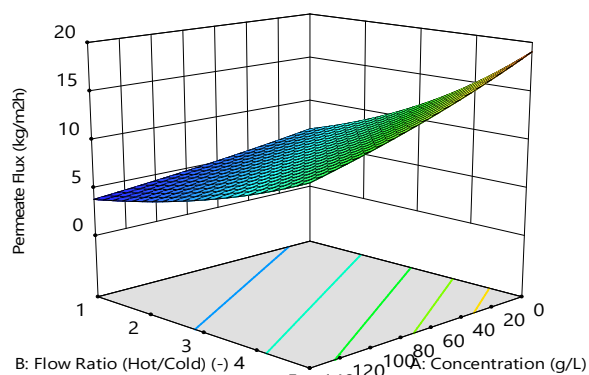
برای هر آزمایش، پارامترهای شار فرآورده تراوش شده، درصد جداسازی غشاء و همچنین انرژی مصرفی ویژه محاسبه و گزارش می‌شوند. به منظور حذف اثر گرفتگی غشاء، برای هر آزمایش از یک غشا جدید استفاده می‌شود.

نتیجه‌ها و بحث

مطابق با روش گفته شده در بخش پیش آزمایش روی سامانه مورد نظر انجام شد. با توجه به بسته بودن چرخه خوراک و فرآورده داده‌های هر آزمایش بر اساس زمان ثبت گردید. در ابتدای هر آزمایش ابتدا

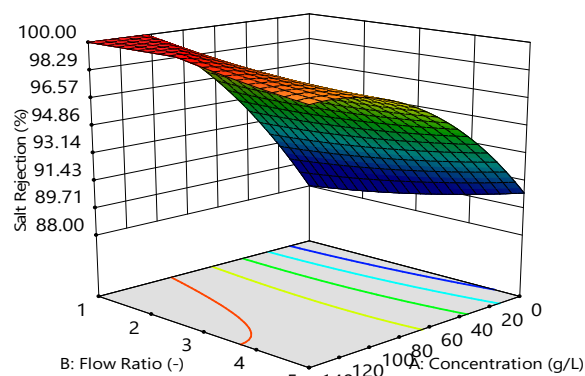


غشا PVDF

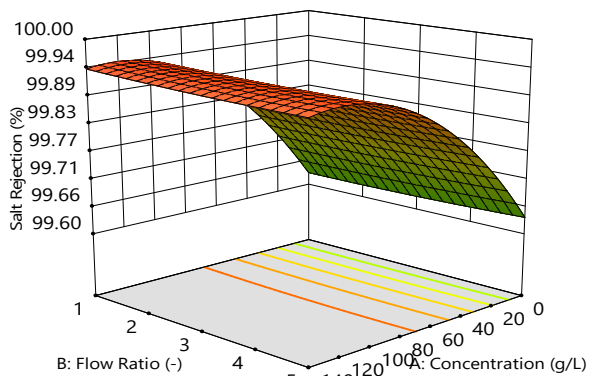


غشا PTFE

شکل ۴ - منحنی سه بعدی تغییرهای شار بر اساس غلظت خوراک و نسبت شدت جریان گرم به سرد



شکل ۵ - منحنی سه بعدی تغییرهای درصد جداسازی بر اساس غلظت خوراک و نسبت شدت جریان گرم به سرد



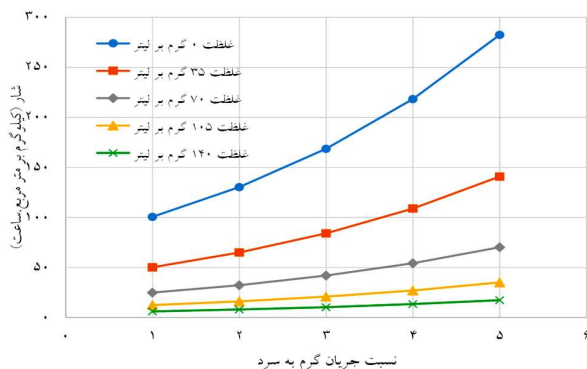
جداسازی از یکدیگر تفکیک گردید. بر اساس نتیجه‌ها تحلیل واریانس بیشترین اثر بر درصد جداسازی نمک را به ترتیب جنس غشاء، غلظت خوراک، برهمکنش بین غلظت و نوع غشا، برهمکنش بین زمان عملیات و جنس غشاء، زمان، مجذور غلظت، برهمکنش مجذور غلظت و جنس غشا، برهمکنش بین غلظت، زمان و غشا، برهمکنش غلظت و زمان، برهمکنش غلظت و نسبت شدت جریان گرم به سرد، برهمکنش بین غلظت خوراک، نسبت شدت جریان گرم به سرد و نوع غشاء، مجذور نسبت شدت جریان گرم به سرد و در نهایت برهمکنش بین مجذور نسبت شدت جریان گرم به سرد و غشاء داشته‌اند. در شکل ۶ نمودار سه بعدی درصد جداسازی نمک بر اساس تغییرهای غلظت خوراک و نسبت شدت جریان گرم و سرد برای هر دو غشا PVDF و PTFE با زمان عملیات ۱ ساعت نشان داده شده است.

در شکل ۷ تغییرهای شار فراورده تراوش شده بر حسب نسبت شدت جریان گرم به سرد برای غشا PTFE نشان داده شده است.

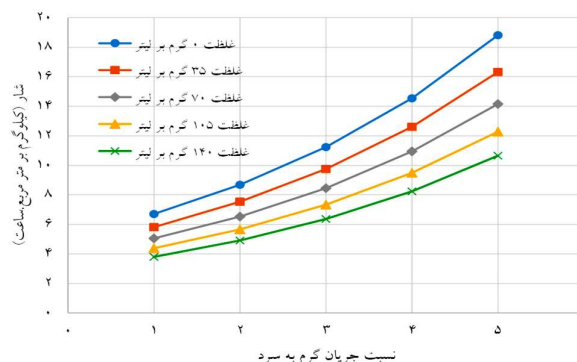
اطمینان ۹۵ درصد انتخاب شده است، بنابراین متغیرهایی که دارای مقدار p-value کم‌تر از ۵ درصد می‌باشند، پارامترهای مؤثر بر شار فراورده تراوش شده محسوب می‌گردند [۲۳]. به منظور دستیابی به مدل بهتر و منطبق‌تر با داده‌های تجربی، پارامترهای بی‌معنا از مدل حذف می‌گردند. برای مدل اصلاح شده، مقدارهای ضریب برازش (R^2) ، ضریب برازش اصلاح شده و ضریب برازش پیش‌بینی شده به ترتیب برابر با ۰/۹۷۴۴، ۰/۹۷۱۵ و ۰/۹۶۶۹ می‌باشند.

مطابق جدول "ج" موجود در پیوست، بیشترین اثر بر شار فراورده تراوش شده را به ترتیب جنس غشاء، غلظت خوراک، برهمکنش بین غلظت خوراک و جنس غشا و نسبت شدت جریان گرم به سرد داشته‌اند. منحنی سه بعدی تغییرهای شار فراورده تراوش شده بر اساس غلظت خوراک و نسبت شدت جریان گرم به سرد برای هر دو غشا PVDF و PTFE در شکل ۵ نشان داده شده است.

تحلیل داده‌های درصد جداسازی نمک نیز مطابق جدول "د" در پیوست تحلیل شد و پارامترهای مؤثر و غیر مؤثر بر درصد



شکل ۷- اثر تغییرهای نسبت شدت جریان گرم به سرد بر شار عبوری از غشا PVDF با شدت جریان فرآورده ۶ لیتر بر ساعت و زمان عملیات ۱ ساعت



شکل ۶- اثر تغییرهای نسبت شدت جریان گرم به سرد بر شار عبوری از غشا PTFE با شدت جریان فرآورده ۶ لیتر بر ساعت و زمان عملیات ۱ ساعت

غشا PTFE می‌باشد. در غشا PVDF نیز با افزایش نسبت شدت جریان گرم به سرد از ۱ به ۵ شار عبوری $\frac{2}{5}$ تا ۳ برابر خواهد شد. گرچه شار عبوری از غشا PTFE بسیار پایین‌تر از غشا PVDF می‌باشد، اما با توجه به آبگریزی بالای غشا PTFE انتظار می‌رود که خلوص فرآورده نهایی با استفاده از این غشا بالاتر باشد. آبگریزی بالای غشا باعث می‌شود تا آب فقط به صورت فاز گاز از غشا عبور نموده و در نتیجه در سمت دیگر غشا آب خالص به دست آید. شکل ۹ تغییرهای درصد جداسازی غشا PTFE را بر اساس تغییر در نسبت شدت جریان گرم به سرد نشان می‌دهد. همانگونه که در شکل دیده می‌شود، درصد جداسازی غشا PTFE بسیار بالا بوده و در طی شرایط عملیاتی گوناگون این پژوهش، کم‌ترین مقدار ثبت شده برای درصد جداسازی این غشا $\frac{99}{6}$ درصد بوده است. به عنوان مثال در غلظت خوراک برابر با ۷۰ گرم بر لیتر و نسبت شدت جریان گرم به سرد ۳، فرآورده تراوش شده دارای غلظت $\frac{0}{11}$ گرم بر لیتر می‌باشد. با توجه به شکل دیده می‌شود که درصد جداسازی مستقل از نسبت شدت جریان گرم به سرد می‌باشد و همچنین وابستگی آن به غلظت خوراک نیز بسیار اندک است.

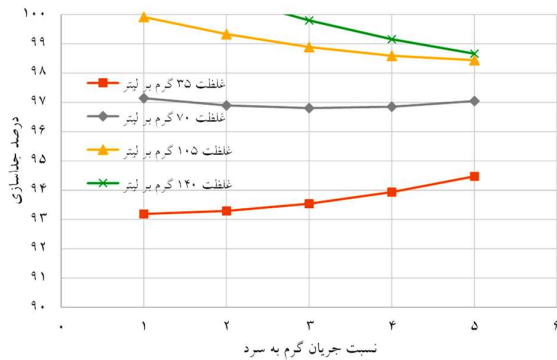
شکل ۱۰ تغییرهای درصد جداسازی غشا PVDF را بر اساس تغییر در نسبت شدت جریان گرم به سرد نشان می‌دهد. در استفاده از غشا PVDF، تاثیر نسبت شدت جریان گرم به سرد بر درصد جداسازی اندک می‌باشد اما غلظت خوراک تاثیر نسبتاً زیادی بر درصد جداسازی خواهد گذاشت. هنگامی که غلظت خوراک کم شود، شار عبوری از غشا زیاد شده و نمک بیش‌تری نیز از غشا عبور می‌کند و در نتیجه درصد جداسازی کاهش می‌یابد. طی شرایط

در این روش برای انتقال جرم و انرژی در غشا از سمت گرم به سرد می‌باشد. بخار ایجاد شده در سمت آب شور عمدتاً با مکانیسم نفوذ نودسن^۱ ضخامت غشا را طی کرده و در سمت دیگر غشا میعان شده و انرژی به علت میعان به آب شیرین داده می‌شود [۲۴]. علاوه بر مقاومت نودسن، دو مقاومت انتقال جرم دیگر در دو سمت غشا و نزدیک به سطح غشا وجود دارد که این دو مقاومت بر خلاف مقاومت به علت نفوذ نودسن تابع هیدرودینامیک سیال روی سطح غشا می‌باشد. در غلظت‌های گوناگون خوراک افزایش نسبت شدت جریان گرم به سرد باعث افزایش ضریب انتقال جرم و کاهش قطبش غلظتی^۲ در سمت خوراک می‌شود که این دو عامل شار عبوری از غشا را افزایش می‌دهند. همچنین در نسبت شدت جریان گرم به سرد ثابت، کاهش غلظت خوراک با توجه به کاهش قطبش غلظتی روی غشا منجر به افزایش شار عبوری از غشا می‌شود [۲۵]. افزایش نسبت شدت جریان گرم به سرد از ۱ به ۵ باعث افزایش شار عبوری $\frac{2}{5}$ تا ۳ برابری غشا می‌شود.

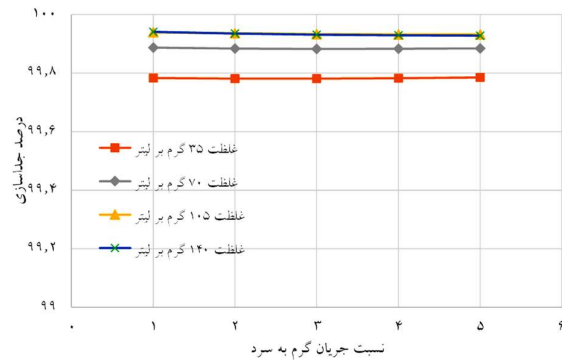
اثر تغییرهای نسبت شدت جریان گرم به سرد بر شار عبوری از غشا PVDF در شکل ۸ نشان داده شده است. علیرغم تفاوت دو غشا مورد استفاده در این پژوهش، رفتار کلی غشا PVDF مشابه با غشا PTFE می‌باشد هرچند آب‌دوستی نسبی غشا PVDF باعث کم‌تر شدن ضخامت موثر انتقال جرم و افزایش انتقال جرم با مکانیسم نفوذ مولکولی شده و سرانجام منجر به شار عبوری بیش‌تر در این غشا شده است. لازم به ذکر است که به واسطه بیشتر بودن قطر متوسط حفره‌ها غشا PVDF نسبت به PTFE (با توجه به مکانیسم نفوذ نودسن)، نفوذ بخار آب درون غشا PVDF راحت‌تر از

(۱) Knudsen Diffusion

(۲) Concentration Polarization



شکل ۹ - اثر تغییرهای نسبت شدت جریان گرم به سرد بر درصد جداسازی غشا PVDF با شدت جریان فرآورده ۶ لیتر بر ساعت و زمان عملیات ۱ ساعت



شکل ۸ - اثر تغییرهای نسبت شدت جریان گرم به سرد بر درصد جداسازی غشا PTFE با شدت جریان فرآورده ۶ لیتر بر ساعت و زمان عملیات ۱ ساعت

عملیاتی گوناگون انرژی مصرفی ویژه برای غشا PTFE در بازه ۴۳۴۶ تا ۲۱۱۷۸ کیلوژول بر کیلوگرم و برای غشا PVDF در بازه ۲۹۹ تا ۱۲۲۴۳ کیلوژول بر کیلوگرم ثبت شده است. بررسی پژوهش‌های اخیر در فرایند تقطیر غشایی نشان می‌دهد که انرژی مصرفی ویژه برای غشا PTFE تا عدد ۵۲۲ کیلوژول بر کیلوگرم کاهش داده شده است که نسبت به پژوهش حاضر مقدار کم‌تری می‌باشد [۲۶]؛ اما بهترین مقدار انرژی مصرفی ویژه یافت شده برای غشا PDVF مقدار ۴۶۹ کیلوژول بر کیلوگرم بوده است که از عدد به‌دست آمده در این پژوهش بیشتر می‌باشد [۵].

با توجه به این که نیروی محرکه اصلی در این پژوهش الکتریسیته می‌باشد، در بهترین شرایط عملیاتی (ثبت شده در بازه انتخابی آزمایش‌ها) هزینه تولید هر کیلوگرم آب با استفاده از غشا PTFE بر اساس متوسط تعرفه برق خانگی و صنعتی به ترتیب برابر با ۹۶۶ و ۴۲۹۴ ریال می‌باشد. همچنین بر همین مبنا هزینه آب تولیدی هنگام استفاده از غشا PVDF بر اساس متوسط تعرفه برق خانگی و صنعتی به ترتیب برابر با ۶۶ و ۲۹۵ ریال به ازای هر کیلوگرم محاسبه شده است. نظر به ثابت بودن انرژی مصرفی مبدل گرمای ترموالکتریک، مهم‌ترین عامل اثرگذار بر انرژی مصرفی ویژه سامانه شار عبوری می‌باشد. با توجه به این که شار عبوری از غشا PVDF بیش‌تر از غشا PTFE است، انرژی مصرفی ویژه سامانه در حالت استفاده از غشا PVDF کم‌تر خواهد بود و قیمت تمام شده آب تولیدی نیز پایین‌تر خواهد بود. در بهترین شرایط عملیاتی، مقدار ثبت شده انرژی مصرفی ویژه برابر با ۲۹۹ کیلوژول بر کیلوگرم آب تولیدی بوده است که معادل با GOR برابر با ۷/۶۹ بوده که بیانگر رقابت‌پذیری بسیار بالای این روش در قیاس با سایر روش‌های متداول است.

عملیاتی گوناگون کار با غشا PVDF کم‌ترین درصد جداسازی نمک ثبت شده برابر با ۸۸/۱ درصد بوده است. همچنین برای خوراک با غلظت ۷۰ گرم بر لیتر و نسبت شدت جریان گرم به سرد ۳، غلظت فرآورده تراوش شده ۲/۲ گرم بر لیتر می‌باشد که ۲۰ برابر غشا PTFE در شرایط عملیاتی مشابه می‌باشد. در شرایط ایده‌آل استفاده از روش تقطیر غشایی (استفاده از غشا به‌طور کامل آبگریز) انتظار می‌رود که درصد جداسازی صد درصد باشد؛ چرا که در چنین حالتی آب تماماً به صورت بخار از غشا منتقل می‌شود. در پژوهش پیش رو غشا PDVF نیست به غشا PTFE آب‌دوست بوده و این امکان وجود دارد که آب علاوه بر مکانیسم نفوذ نودسن، به صورت مولکولی نیز از غشا عبور کند که باعث کاهش درصد جداسازی غشا PDVF نسبت به غشا PTFE می‌شود. این امر از تفاوت بسیار زیاد شار غشا PVDF نسبت به PTFE نیز مشهود است.

مهم‌ترین عامل تعیین کننده قیمت تمام شده آب تولیدی در سامانه‌های شیرین‌سازی گرمایی، میزان مصرف انرژی به ازای واحد آب تولیدی می‌باشد. در این پژوهش برای تامین همزمان انرژی گرمایشی و سرمایشی سامانه از مبدل گرمای ترموالکتریک استفاده شده است تا بتواند مقدار انرژی کل سامانه را نسبت به حالت اعمال گرمایش و سرمایش مجزا کاهش دهد. انرژی مصرفی ویژه در این سامانه برابر با انرژی مصرفی مبدل ترموالکتریک به جرم آب تولیدی می‌باشد. با توجه به این که مبدل گرمای ترموالکتریک در ولتاژ و جریان اسمی خود کار می‌کند، در شرایط گوناگون عملیاتی انرژی مصرفی مبدل ترموالکتریک تقریباً ثابت بوده و تنها شار عبوری از غشا متغیر می‌باشد که به همان نسبت باعث افزایش یا کاهش انرژی مصرفی ویژه می‌شود. در شرایط

نتیجه‌گیری

در این پژوهش، یک سامانه شیرین‌سازی آب با روش تقطیر غشایی تماس مستقیم به صورت آزمایشگاهی مورد مطالعه قرار گرفت. در این سامانه، امکان‌پذیری و عملکرد شیرین‌سازی آب با دو غشاء آبگریز متخلخل و با نیروی محرکه ترموالکتریک بررسی شد. برای پیش‌بینی رفتار سامانه در شرایط عملیاتی گوناگون، تأثیر پارامترهای عملیاتی مانند ترکیب درصد نمک خوراک ورودی، نسبت شدت جریان گرم به سرد و نوع غشاء بر میزان شار فراورده توسط طراحی آزمایش‌ها با روش سطح پاسخ و طرح مرکب مرکزی، مورد بررسی قرار گرفت. نتیجه‌های آزمایشگاهی نشان داد که بیش‌ترین تأثیر بر شار فراورده تراوش شده را به ترتیب نوع غشاء، غلظت خوراک، برهمکنش بین غلظت خوراک و نوع غشاء و نسبت شدت جریان گرم به سرد داشتند. افزایش نسبت شدت جریان گرم به سرد از ۱ به ۵ باعث افزایش ۲/۵

تا ۳ برابری شار عبوری از غشا خواهد شد. درصد جداسازی نمک برای غشاء PVDF بیش از ۸۸/۱ درصد و برای PTFE بیش از ۹۹/۶ درصد به‌دست آمد. بیش‌ترین اثر بر درصد جداسازی را نیز به ترتیب نوع غشاء، غلظت خوراک و برهمکنش بین غلظت خوراک و نوع غشاء داشتند. در بهترین شرایط عملیاتی، شار عبوری و انرژی مصرفی ویژه برای غشاء PVDF به ترتیب برابر با ۲۸۲/۶ کیلوگرم بر مترمربع.ساعت و ۲۹۹ کیلوژول بر کیلوگرم به‌دست آمد که معادل GOR برابر با ۷/۶۹ می‌باشد. بیشینه شار به‌دست آمده و انرژی ویژه مصرفی متناسب با این شار، رقابت‌پذیری بالای روش پیشنهادی را در قیاس با سایر روش‌های تقطیر غشایی نشان می‌دهد.

تاریخ دریافت: ۱۴۰۰/۰۳/۲۷؛ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۰/۰۶/۲۲

مراجع

- [۱] قهرمان فرد ا.ر.، صادقی م.، محب ا.، جسام پور م.، ارزیابی فنی و اقتصادی و تعیین بازه بهینه عملیاتی برای دو نانو غشای تجاری در تصفیه یک نمونه آب زیرزمینی، نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران، (۱) ۲۹: ۱۶۷-۱۷۵ (۱۳۹۹).
- [2] Alkhdhiri A., Hilal N., "3 - Membrane distillation-Principles, applications, configurations, design, and implementation, in Emerging Technologies for Sustainable Desalination Handbook", V.G. Gude, Editor, Butterworth-Heinemann, 55-106 (2018).
- [3] Alkai A., Mossad R., Sharifian-Barforoush A., A Review of the Water Desalination Systems Integrated with Renewable Energy, *Energy Procedia*, **110**: 268-274 (2017).
- [4] Ghaffour N., Soukane S., Lee J.G., Kim Y., Alpatova A., Membrane Distillation Hybrids for Water Production and Energy Efficiency Enhancement: A Critical Review, *Applied Energy*, **254**: 113698 (2019).
- [5] Alsally Q.F., Ibrahim S.S., Hashim F.A., Experimental and Theoretical Investigation of Air Gap Membrane Distillation Process for Water Desalination, *Chemical Engineering Research and Design*, **130**: 95-108 (2018).
- [6] Anari Z., Sengupta A., Sardari K., Wickramasinghe S.R., Surface Modification of PVDF Membranes for Treating Produced Waters by Direct Contact Membrane Distillation, *Separation and Purification Technology*, **224**: 388-396 (2019).
- [7] Puranik A.A., Rodrigues L.N., Chau J., Li L., Sirkar K.K., Porous Hydrophobic-Hydrophilic Composite Membranes for Direct Contact Membrane Distillation, *Journal of Membrane Science*, **591**: 117225 (2019).

- [8] Eykens L., De Sitter K., Dotremont C., Pinoy L., Van der Bruggen B., [Coating Techniques for Membrane Distillation: An Experimental Assessment](#), *Separation and Purification Technology*, **193**: 38-48 (2018).
- [9] Floros I.N., et al., [Enhancement of Flux Performance in PTFE Membranes for Direct Contact Membrane Distillation](#), *Polymers*, **12(2)**: 345 (2020).
- [10] Deshpande J., Nithyanandam K., Pitchumani R., [Analysis and Design of Direct Contact Membrane Distillation](#), *Journal of Membrane Science*, **523**: 301-316 (2017).
- [11] Lokare, O.R., Tavakkoli S., Khanna V., Vidic R.D., [Importance of Feed Recirculation for the Overall Energy Consumption in Membrane Distillation Systems](#), *Desalination*, **428**: 250-254 (2018).
- [12] Ahmad H.M., Khalifa A.E., Antar M.A., [Water Desalination Using Direct Contact Membrane Distillation System](#). ASME International Mechanical Engineering Congress and Exposition, **57434**: V06AT07A024 (2015.)
- [13] Ameen N.A.M., Ibrahim S.S., Alsahy Q.F., Figoli A., [Highly Saline Water Desalination Using Direct Contact Membrane Distillation \(DCMD\): Experimental and Simulation Study](#), *Water*, **12(6)**: 1575 (2020).
- [14] Bamasag A., Alqahtani T., Sinha S., Ghaffour N., Phelan P., [Experimental Investigation of a Solar-Heated Direct Contact Membrane Distillation System using Evacuated Tube Collectors](#), *Desalination*, **487**: 114497 (2020).
- [15] Zarzoum K., Zhani K., Ben Bacha H., Koschikowski J., [Experimental Parametric Study of Membrane Distillation Unit using Solar Energy](#), *Solar Energy*, **188**: 1274-1282 (2019).
- [16] Lee J.-G., Kim W.-S., Choi J.-S., Ghaffour N., Kim Y.-D., [A Novel Multi-Stage Direct Contact Membrane Distillation Module: Design, Experimental and Theoretical Approaches](#), *Water Research*, **107**: 47-56 (2016).
- [17] Alawad S.M., Khalifa A.E., [Analysis of Water Gap Membrane Distillation Process for Water Desalination](#). *Desalination*, **470**: 114088 (2019).
- [18] Al-Madhachi H., [Effective Thermal Analysis of Using Peltier Module for Desalination Process](#), *Advances in Science, Technology and Engineering Systems Journal*, **3(1)**: 191-197 (2018).
- [19] Trusch R.B., [Thermoelectric Integrated Membrane Evaporation System](#), *US4316774A*, (1982).
- [20] Tan Y.Z., et al., [Membrane Distillation Hybridized with a Thermoelectric Heat Pump for Energy-Efficient Water Treatment and Space Cooling](#), *Applied Energy*, **231**: 1079-1088 (2018).
- [21] Cheng D., et al., [Simulation and Multi-Objective Optimization of Heat and Mass Transfer in Direct Contact Membrane Distillation by Response Surface Methodology Integrated Modeling](#), *Chemical Engineering Research and Design*, **159**: 565-581 (2020).
- [22] Deng H., et al., [Modeling and Optimization of Solar Thermal-Photovoltaic Vacuum Membrane Distillation System by Response Surface Methodology](#), *Solar Energy*, **195**: 230-238 (2020).
- [23] Montgomery D.C., "Design and Analysis of Experiments", 10th ed, Wiley, (2019).

- [24] Srisurichan S., Jiratananon R., Fane A.G., [Mass Transfer Mechanisms and Transport Resistances in Direct Contact Membrane Distillation Process](#), *Journal of Membrane Science*, **277(1)**: 186-194 (2006).
- [25] Lawson K.W., Lloyd D.R., [Membrane Distillation](#), *Journal of Membrane Science*, **124(1)**: 1-25 (1997).
- [26] Si Z., et al., [Experimental Investigation on a Combined System of Vacuum Membrane Distillation and Mechanical Vapor Recompression](#), *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, **139**: 172-182 (2019).

ضمیمه

جدول الف) نتیجه های آزمایشگاهی به دست آمده برای غشا PTFE

PTFE Membrane					
Feed concentration (g/L)	Mass flow ratio	Operation time (h)	Permeate Flux (kg/m ² h)	Salt rejection (%)	SEC (kJ/kg)
70	1	1	4.83	99.9	16276
35	4	0.75	14.44	99.8	5498
105	2	0.75	5.00	99.9	15378
0	3	1	10.83	-	7368
70	3	1	7.25	99.9	11079
35	2	0.75	9.56	99.8	11043
70	3	1.5	8.61	99.9	9108
70	3	1	7.25	99.9	11079
70	3	0.5	6.37	99.9	13328
105	4	1.25	11.67	99.9	7919
105	4	0.75	11.78	99.9	6645
105	2	1.25	7.20	99.9	10613
70	3	1	7.25	99.9	11079
70	3	1	7.25	99.9	11079
35	2	1.25	9.80	99.8	8028
35	4	1.25	12.80	99.8	6108
70	5	1	15.00	99.9	5368
140	3	1	6.50	99.9	11821
70	3	1	7.25	99.9	11079
70	3	1	7.25	99.9	11079

جدول ب) نتیجه‌های آزمایشگاهی به‌دست آمده برای غشا PVDF

PTFE Membrane					
Feed concentration (g/L)	Mass flow ratio	Operation time (h)	Permeate Flux (kg/m ² h)	Salt rejection (%)	SEC (kJ/kg)
70	3	1	44.42	96.7	1771
0	3	1	166.67	-	515
70	3	1	44.42	96.7	1913
105	4	0.75	24.58	99.1	2430
105	2	0.75	12.67	99.5	6304
70	3	1.5	46.00	95.2	1738
70	3	1	44.42	96.7	1929
70	3	1	29.67	97.0	2716
35	4	1.25	122.73	92.8	670
105	2	1.25	14.07	99.1	5597
35	2	0.75	67.67	94.6	1248
35	4	0.75	98.89	95.2	844
35	2	1.25	62.40	91.9	1334
105	4	1.25	31.67	98.2	2484
140	3	1	12.34	99.8	6593
70	5	1	68.33	97.0	1174
70	3	1	44.42	96.7	1913
70	3	0.5	37.83	98.5	1932
70	1	1	33.42	97.2	2476
70	3	1	44.42	96.7	1913

جدول ج) جدول تحلیل واریانس داده‌های مربوط به شار فرآورده تراوش شده

Source	Sum of Squares	df	Mean Squares	F-Value	p-Value	Remark
Model	6.84	13	0.53	118.7	< 0.0001	significant
A-Concentration	1.06	1	1.06	238.69	< 0.0001	significant
B-Flow Ratio (Hot/Cold)	0.4	1	0.4	90.54	< 0.0001	significant
C-Time	0.018	1	0.018	4.06	0.0543	not significant
D-Membrane	4.85	1	4.85	1095.57	< 0.0001	significant
AB	0.014	1	0.014	3.09	0.0904	not significant
AC	5.35E-03	1	5.35E-03	1.21	0.2818	not significant
AD	0.46	1	0.46	104.09	< 0.0001	significant
BC	6.60E-05	1	6.60E-05	0.015	0.9038	not significant
BD	6.31E-04	1	6.31E-04	0.14	0.7089	not significant
CD	2.46E-06	1	2.46E-06	5.55E-04	0.9814	not significant
A ²	0.012	1	0.012	2.68	0.1135	not significant
B ²	0.018	1	0.018	4.08	0.0537	not significant
C ²	8.27E-04	1	8.27E-04	0.19	0.6693	not significant
Lack of Fit	0.09	16	5.60E-03	2.19	0.1059	not significant
Pure Error	0.026	10	2.56E-03			

جدول د) جدول تحلیل واریانس داده‌های مربوط به درصد جداسازی

Source	Sum of Squares	df	Mean Squares	F-Value	p-Value	Remark
Model	173.15	16	10.82	1358.62	< 0.0001	Significant
A-Concentration	34.05	1	34.05	4274.09	< 0.0001	Significant
B-Flow Ratio	4.75E-03	1	4.75E-03	0.6	0.4484	not significant
C-Time	5.31	1	5.31	666.08	< 0.0001	Significant
D-Membrane	42.62	1	42.62	5351.04	< 0.0001	Significant
AB	0.48	1	0.48	60.2	< 0.0001	Significant
AC	0.89	1	0.89	111.52	< 0.0001	Significant
AD	30.39	1	30.39	3815.73	< 0.0001	Significant
BC	2.26E-03	1	2.26E-03	0.28	0.6002	not significant
BD	4.28E-03	1	4.28E-03	0.54	0.4717	not significant
CD	5.32	1	5.32	668.13	< 0.0001	Significant
A ²	2.36	1	2.36	296.45	< 0.0001	Significant
B ²	0.07	1	0.07	8.83	0.0073	Significant
ABD	0.47	1	0.47	59.34	< 0.0001	Significant
ACD	0.9	1	0.9	112.71	< 0.0001	Significant
A ² D	1.98	1	1.98	248.85	< 0.0001	Significant
B ² D	0.068	1	0.068	8.48	0.0083	Significant
Lack of Fit	0.094	12	7.87E-03	1.05	0.4781	not significant
Pure Error	0.075	10	7.52E-03			