



Journal of Applied Research of Chemical-Polymer Engineering

journal homepage: www.arcpe.modares.ac.ir

Research Paper

Modeling and Techno-Economic Assessment of Standalone and Hybrid Reverse Osmosis and Multi-Effect Distillation Desalination Systems

Mohammad Nour-Mohammad¹, Sajjad Jalali², Mohammad Fakhroleslam^{1,*}

¹ Process Engineering Department, Faculty of Chemical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran

² School of Chemical and Petroleum Engineering, Shiraz University, Shiraz, Iran

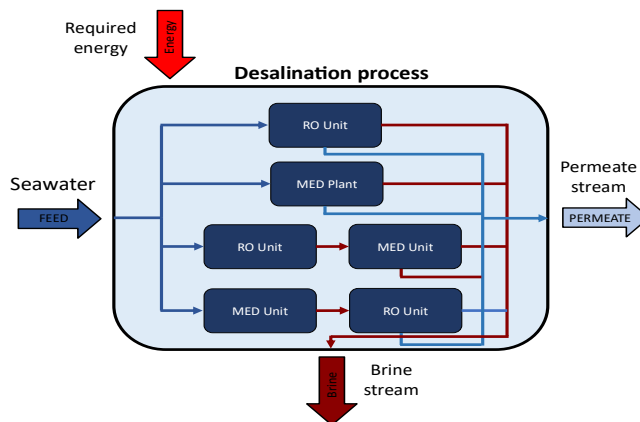
ARTICLE INFO

Received 2025-08-18
Revised 2025-09-05
Accepted 2025-09-05
Available online 2026-08-24
ISSN: 2588-5316
Online ISSN: 2588-5324

Keywords:

RO
MED
Hybrid Systems
Process Modeling
Economic Assessment

GRAPHICAL ABSTRACT



ABSTRACT

Research subject: The scarcity of freshwater resources and the rapid growth of population have made the development and deployment of efficient desalination technologies an undeniable necessity for securing reliable supplies of drinking and industrial water. In this regard, the present study focuses on the modeling, validation, and techno-economic assessment of two widely applied technologies, reverse osmosis (RO) and multi-effect distillation (MED), as well as their integration in standalone and hybrid configurations.

Research approach: In the modeling stage, the key components of each process, including pumps, pressure exchangers, pretreatment units, and main desalination modules, were simulated with high accuracy using established mathematical correlations. Calibration and validation were carried out with the aid of WAVE software and field data from existing industrial plants, ensuring consistency between simulation results and practical operation. Four configurations, including RO, MED, RO-MED, and MED-RO, were investigated under identical feedwater conditions (50,000 m³/day, salinity of 30,000 mg/L) and defined operational constraints. The evaluation criteria included product water quality, recovery ratio, electrical and thermal energy consumption, and specific water production cost.

Main results: The results showed that, among the four standalone and hybrid RO and MED scenarios, the standalone RO system had the lowest levelized cost of water at 0.386 USD/m³, making it the most economical option. Its cost was about 38%, 19%, and 58% lower than MED, RO-MED, and MED-RO, respectively. In contrast, the product water quality of RO was 93%, 42%, and 47% lower than these alternatives. Sensitivity analysis revealed that increasing electricity price raised the cost of standalone RO by up to 78%, while higher fuel cost increased the MED cost by 85%. Moreover, variation in the interest rate had the strongest impact on MED-RO, raising its cost by up to 40%. In addition, the RO-MED hybrid configuration proved to be an economical alternative compared with other options, while ensuring higher water quality. These findings highlight that the optimal choice of technology strongly depends on local conditions such as energy price, availability of waste heat, and required product quality.

* Corresponding author: fakhroleslam@modares.ac.ir – ORCID: 0000-0002-3863-9155



نشریه پژوهش‌های کاربردی مهندسی شیمی- پلیمر

آدرس صفحه: www.arcpe.modares.ac.ir

مقاله تحقیقاتی

مدل سازی و ارزیابی فنی-اقتصادی سامانه‌های نمک زدایی منفرد و ترکیبی اسمز معکوس و تقطیر چندمرحله‌ای

محمد نورمحمد^{۱*}، سجاد جلالی^۲، محمد فخرالاسلام^{۱*}

^۱ دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران

^۲ دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه شیراز، شیراز، ایران

چکیده

موضوع تحقیق: کمبود منابع آب شیرین و رشد شتابان جمعیت، توسعه و به کارگیری فناوری‌های نمک زدایی کارآمد را به ضرورتی انکارناپذیر برای تأمین پایدار آب شرب و صنعتی تبدیل کرده است. در این راستا، پژوهش حاضر به مدل سازی، اعتبارسنجی و ارزیابی فنی-اقتصادی دو فناوری پرکاربرد اسمز معکوس (RO) و تقطیر چندمرحله‌ای (MED) و همچنین ترکیب آن‌ها در قالب گزینه‌های منفرد و ترکیبی می‌پردازد.

روش تحقیق: در بخش مدل سازی، اجزای کلیدی هر فرایند شامل پمپ‌ها، مبدل‌های فشاری، واحدهای پیش تصفیه و بخش‌های اصلی نمک زدایی با دقت بالا و بر اساس روابط ریاضی معتبر شبیه سازی شده‌اند. داده‌های نرم افزار WAVE و اطلاعات میدانی واحدهای صنعتی موجود برای کالیبره کردن و اعتبارسنجی مدل‌ها به کار رفته تا نتایج حاصل از شبیه سازی به شرایط واقعی نزدیک شود. چهار پیکربندی مختلف شامل RO، MED، RO-MED و MED-RO تحت شرایط خوراک یکسان (۵۰،۰۰۰ مترمکعب در روز، شوری ۳۰،۰۰۰ بخش در میلیون) و محدودیت‌های عملیاتی مشخص مورد بررسی و مقایسه قرار گرفتند. شاخص‌های ارزیابی شامل کیفیت محصول نهایی، میزان بازیابی آب، مصرف انرژی الکتریکی و حرارتی و هزینه ویژه تولید آب بودند.

نتایج اصلی: نتایج نشان داد که در مقایسه چهار گزینه منفرد و ترکیبی RO و MED، سامانه RO منفرد با هزینه ویژه آب ۰/۳۸۶ دلار بر مترمکعب اقتصادی‌ترین گزینه بود و نسبت به MED، RO-MED و MED-RO به ترتیب ۳۸ درصد، ۱۹ درصد و ۵۸ درصد هزینه کمتری داشت. در مقابل، کیفیت آب تولیدی آن به ترتیب ۹۳ درصد، ۴۲ درصد و ۴۷ درصد پایین تر بود. تحلیل حساسیت نیز نشان داد که افزایش قیمت برق هزینه RO منفرد را تا ۷۸ درصد افزایش می‌دهد، درحالی که افزایش هزینه سوخت در MED رشد هزینه‌ای تا ۸۵ درصد ایجاد می‌کند. همچنین، تغییر نرخ بهره بیشترین اثر را بر MED-RO داشت و هزینه آن را تا ۴۰ درصد افزایش داد. علاوه بر موارد فوق سامانه ترکیبی RO-MED گزینه‌ای اقتصادی در برابر گزینه‌های موجود و درعین حال تضمین کننده آب باکیفیت است. این نتایج تأکید می‌کند که انتخاب فناوری بهینه وابسته به شرایط محلی از جمله قیمت انرژی، دسترسی به گرمای اتلافی و الزامات کیفی محصول است.

کلیدواژه‌ها

RO

MED

سامانه‌های ترکیبی

مدل سازی فرایند

ارزیابی اقتصادی

اطلاعات مقاله

دریافت: ۱۴۰۴/۰۵/۲۷

بازنگری: ۱۴۰۴/۰۶/۱۴

پذیرش: ۱۴۰۴/۰۶/۱۴

دسترس آنلاین: ۱۴۰۵/۰۶/۰۲

ISSN: 2588-5316

Online ISSN: 2588-5324

* نویسنده مسئول: fakhroleslam@modares.ac.ir – ORCID: 0000-0002-3863-9155

کپی‌رایت © ۲۰۲۵، نویسندگان. این مقاله به صورت دسترسی آزاد منتشر شده و تحت مجوز بین‌المللی Creative Commons Attribution-NonCommercial 4.0 قرار دارد. بر اساس این مجوز، شما می‌توانید این مطلب را در هر قالب و رسانه‌ای کپی، بازنشر و بازآفرینی کنید و یا آن را ویرایش و بازسازی نمایید، به شرط آنکه نام نویسنده را ذکر کرده و از آن برای مقاصد غیرتجاری استفاده کنید.

۱ مقدمه

کمبود آب شیرین و رشد جمعیت، کشورها را به توسعه فناوری‌های نمک‌زدایی برای تأمین آب شرب و صنعتی سوق داده است [۱]. این فناوری‌ها شامل حرارتی (مانند تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای (MSF) و تقطیر چندمرحله‌ای (MED) مبتنی بر تبخیر و میعان چندباره و غشایی (مانند اسمز معکوس (RO) مبتنی بر عبور آب از غشا تحت فشار هستند. انتخاب فناوری به کیفیت آب ورودی، هزینه‌های سرمایه‌ای و عملیاتی و منابع انرژی بستگی دارد. هرکدام مزایا و محدودیت‌های خود را دارند، اما در دهه‌های اخیر RO به دلیل بهره‌وری بالاتر و هزینه کمتر، فناوری غالب شده است. مدل‌سازی ریاضی این سامانه‌ها، بدون صرف هزینه زیاد، امکان ارزیابی فنی و اقتصادی طرح را فراهم می‌کند [۲].

فرایند RO بر پایه مدل انحلال-نفوذ و انتقال جرم در لایه مرزی عمل می‌کند و مزایایی مانند مصرف انرژی پایین، کیفیت بالای محصول و امکان کاربرد در آب‌های با شوری متوسط تا زیاد دارد. چالش‌هایی مانند قطبش غلظتی، رسوب‌گذاری، گرفتگی غشا و مدیریت شورابه همچنان پابرجاست [۳]. با وجود مزایای متعدد RO، فناوری تقطیر چندمرحله‌ای به دلیل مقاومت در برابر شوری بالا و کیفیت مطلوب آب همچنان جایگاه مهمی در نمک‌زدایی دارد. در MED، آب شور در چندین مرحله تحت فشار و دمای کاهش‌یافته، تبخیر شده، بخار حاصل به عنوان منبع گرما در مرحله بعدی استفاده می‌شود که باعث بازیافت حرارت و کاهش مصرف انرژی می‌شود. در راستای دستیابی به انتخاب بهینه فناوری نمک‌زدایی و ارتقای کارایی آن، مطالعات متعددی با رویکرد مدل‌سازی و بهینه‌سازی انجام شده است که در جدول ۱ ارائه شده است.

پژوهش‌های اخیر در زمینه مدل‌سازی و ارزیابی سامانه‌های نمک‌زدایی بر روی فناوری‌های RO و MED تمرکز داشته‌اند. مهریزی و همکاران [۴] مدل دومرحله‌ای عمومی RO ارائه کردند که باعث کاهش فشار خوراک و بهینه‌سازی انرژی شد. رومو و همکاران [۵] عملکرد MED-TC و RO را با الگوریتم بازیابی داده و کالیبر کردن میدانی بررسی کرده، به خطای کمتر از ۹٫۳ درصد رسیدند. در حوزه تأمین پایدار آب، کیم و همکاران [۶] طراحی RO مبتنی بر انرژی‌های تجدیدپذیر برای روستاها را پیشنهاد دادند. همچنین نورمحمد و فخرالاسلام [۷] مدلی دقیق برای RO تک‌مرحله‌ای ارائه کردند که بهینه‌سازی فنی-اقتصادی را ممکن ساخت و کیم و همکاران [۸] در پیکربندی‌های صنعتی RO کاهش مصرف انرژی را گزارش کردند. در فناوری MED، الحمزوی و السیلاوی [۹] سامانه خورشیدی با کلکتور سهموی طراحی کرده، کاهش ۲۰٪ مصرف انرژی را نشان دادند. الربعی و همکاران [۱۰] استفاده از حرارت زیست‌گاز را برای MED به کار گرفتند که بازگشت سرمایه کمتر از دو سال داشت. همچنین چاندرا و همکاران [۱۱] نشان دادند بهینه‌سازی دمای خوراک در MED چهارمرحله‌ای تولید را افزایش و هزینه را به ۱/۶۵ دلار بر مترمکعب رساند. اطلاعات تکمیلی از پژوهش‌های این بخش در جدول ۱ بر اساس موضوع، فناوری و نتایج آورده شده است.

کمبود منابع آب شیرین در بسیاری از مناطق خشک و نیمه‌خشک جهان، به‌ویژه در نواحی دورافتاده که دسترسی محدودی به شبکه انرژی پایدار

دارند، ضرورت توسعه فناوری‌های کارآمد نمک‌زدایی را دوچندان کرده است. در چنین مناطقی، استفاده از فناوری‌های منفردی همچون اسمز معکوس یا تقطیر چندمرحله‌ای با محدودیت‌های قابل‌توجهی روبه‌رو است، زیرا RO به‌شدت به انرژی الکتریکی وابسته بوده، و MED نیازمند منبع حرارت پایدار و ارزان است. مطالعات اخیر نشان داده که ادغام این فناوری‌ها در قالب سامانه‌های مرکب می‌تواند با ترکیب مزایای هر دو، هزینه تولید آب شیرین را کاهش داده، بهره‌وری انرژی را افزایش داده، کیفیت آب محصول را بهبود بخشد [۳۵]. به‌طور خاص، در مناطق با دسترسی محدود به انرژی فسیلی یا شبکه برق، ترکیب فرایندهای غشایی-حرارتی با منابع انرژی تجدیدپذیر مانند خورشید و باد راهکاری پایدار برای تأمین آب به شمار می‌آید. بدین ترتیب، فناوری‌های مرکب نمک‌زدایی نه تنها پاسخی به بحران آب جهانی هستند، بلکه به‌طور ویژه در مناطق دورافتاده و کم‌برخوردار از انرژی، ارزش افزوده بیشتری ایجاد می‌کنند [۱۸].

یکی از سامانه‌های ترکیبی حرارتی-غشایی مطرح، MED-RO است که در برخی شرایط از MSF-RO نیز کارا تر عمل می‌کند، زیرا فناوری MED با بخار دما پایین‌تر کار می‌کند. خویبا [۱۲] با چهارگانه انرژی، انرژی، اقتصادی و محیط‌زیستی بر سامانه RO و MED-TVC تغذیه‌شده با صفحات نوری الکتریکی حرارتی نشان داد که ترکیب RO دومرحله‌ای با MED-TVC ده‌مرحله‌ای بازده بالاتر و کمترین هزینه آب (۰/۴۲۴ دلار بر مترمکعب) را دارد. شکیب و همکاران [۱۳] در مدلی ترمودینامیکی-اقتصادی برای سامانه ترکیبی MED-TVC و RO متصل به توربین گاز گزارش کردند که استفاده از حرارت بازیافتی HRSG علاوه بر کاهش هزینه، انتشار آلاینده‌ها مانند CO₂ را به‌طور قابل‌توجهی کم می‌کند. همچنین، جلیلی جمشیدیان و همکاران [۱۴] در مطالعه‌ای در بوشهر نشان دادند که حالت مرکب RO-MED با ذخیره‌ساز حرارتی می‌تواند بازده کل را ۱۵ درصد افزایش دهد و هزینه آب را از ۲/۰۸ به ۱/۹۱۸ دلار بر مترمکعب کاهش دهد. العییدی و همکاران [۱۵] در پژوهشی با استفاده از مدل بهینه‌سازی غیرخطی نشان دادند که MED-RO می‌تواند هزینه تولید آب را به‌طور قابل‌توجهی کاهش دهد و از نظر اقتصادی پایدار باشد. در مطالعه‌ای مشابه، الحوتمانی و همکاران [۱۶] انواع چیدمان‌های ممکن این سامانه را بررسی کردند و چیدمان RO در بخش بالادستی و MED در پایین‌دست را به عنوان بهترین گزینه از نظر بازیابی معرفی کردند. فیلیپینی و همکاران [۱۷] نیز امکان‌سنجی ادغام انرژی خورشیدی با MED-RO را انجام دادند و نشان دادند استفاده از سامانه نوری الکتریکی می‌تواند هزینه برق و وابستگی به سوخت‌های فسیلی را کاهش دهد. در نهایت، وو و همکاران [۱۸] با شبیه‌سازی و تحلیل اقتصادی مجتمع صنعتی بزرگی در چین، کارایی بالاتر، هزینه کمتر (۰/۵۵۸ دلار بر مترمکعب) و انتشار کربن پایین‌تر سامانه MED-RO نسبت به دیگر گزینه‌ها را گزارش کردند.

مرور پژوهش‌های گذشته نشان می‌دهد که بسیاری از مطالعات تنها بر یک فناوری منفرد (RO یا MED) متمرکز بوده یا در بررسی سامانه‌های ترکیبی بیشتر به تحلیل‌های نظری بسنده کرده‌اند. کمتر مطالعه‌ای به‌طور هم‌زمان به مدل‌سازی دقیق اجزاء، اعتبارسنجی با داده‌های صنعتی واقعی و مقایسه جامع پیکربندی‌های منفرد و ترکیبی از منظر هزینه، انرژی و کیفیت آب پرداخته است. همچنین در پژوهش‌های پیشین، نقش حساس تغییر عوامل

و ترکیبی) میان RO و MED در شرایط یکسان فنی شبیه‌سازی و نمودار جریان و جریان‌های آن‌ها ارائه شده است. در نهایت، تحلیل اقتصادی گزینه‌ها، بر اساس قیمت تمام‌شده آب انجام شده، ارتباط دقیقی میان نوع فناوری، هزینه تمام‌شده و کیفیت آب تولیدی انجام گرفت تا جایگاه هر فناوری مشخص شود و الگویی برای انتخاب بهینه در اختیار طراحان قرار گیرد.

اقتصادی مانند نرخ بهره، قیمت برق و هزینه بخار در تعیین گزینه بهینه کمتر به صورت یکپارچه بررسی شده است.

در این پژوهش، مدل‌سازی دقیق با جزئیات بالا برای دو فناوری اسمز معکوس و تقطیر چندمرحله‌ای به همراه تجهیزات میانی آن‌ها انجام شده، با داده‌های نرم‌افزارهای صنعتی یا واحدهای صنعتی ساخته‌شده اعتبارسنجی شده است. سپس تمام پیکربندی‌های یک و دومرحله‌ای (منفرد

جدول ۱ خلاصه پژوهش‌های مرتبط با مدل‌سازی فرایندهای RO و MED برای نمک‌زدایی آب

Table 1 Summerized researches on modeling of RO and MED processes for water desalination

Reference	Subject/Objective	Technology	Method / Model	Key Results
Mehrzi et al. [4]	General two-stage RO model	RO	Brand-independent modeling + validation with ROSA	Feed pressure reduction and energy optimization
Romo et al. [5]	Modeling of MED-TC and RO	MED-TC, RO	Data recovery algorithm + field calibration	Error less than 9.3%, detection of sub-optimal performance
Kim et al. [6]	RO with renewable energy for villages	RO	Closed system design	Sustainable water supply in rural areas
Nour-Mohammad & Fakhroleslam [7]	Single-pass RO	RO	Detailed model + configuration comparison	Technical and economic optimum leading to higher pressure + fewer membranes
Kim et al. [8]	Industrial RO configurations	RO	Modeling of multiple schemes (single-/two-pass...)	Reduced energy consumption, use of external heat sources
Al-Hamzawi & Al-Sailawi [9]	Multi-purpose solar MED	MED	Parabolic trough collector + RSM optimization	120–160 °C, 20–24 effects, production 104.7 kg/s, 20% energy reduction
Al-Rubai et al. [10]	MED with biogas generator heat	MED	Modeling and optimization	Productivity 3984–4421 kg/h, cost < 1.65 \$/m ³ , payback < 2 years
Chandra et al. [11]	Four-effect MED	MED	Feed temperature optimization	80 °C → 438.93 L/d production, cost 1.65 \$/m ³

می‌شوند. برای دستیابی به بازده و کیفیت بالاتر، می‌توان از چند مرحله یا گذر استفاده کرد؛ به گونه‌ای که آب تغلیظ‌شده مرحله اول به عنوان خوراک مرحله دوم یا آب تصفیه‌شده مرحله اول به گذر بعدی ارسال شود. بازیابی آب از جریان تغلیظ‌شده گذر دوم و افزودن آن به خوراک اولیه می‌تواند بازده کل و عمر غشا را افزایش دهد. طرح‌واره فرایند اسمز معکوس در شکل ۱ به نمایش گذاشته شده است.

۲ روش‌شناسی

در این بخش، شرح مختصری از فرایند نمک‌زدایی غشایی اسمز معکوس و فرایند حرارتی تقطیر چندمرحله‌ای صورت می‌گیرد. سپس مدل‌سازی فناوری‌ها و تجهیزات مورد استفاده در این فرایندها مورد بررسی قرار می‌گیرد.

۲-۱ شرح فرایند فناوری RO

واحدهای نمک‌زدایی شامل چند بخش اصلی هستند: برداشت آب از منبع، پیش تصفیه برای حذف املاح و ذرات مضر، واحد اصلی نمک‌زدایی برای تولید جریان آب تصفیه‌شده و آب تغلیظ‌شده و در نهایت استفاده یا دفع مناسب این جریان‌ها با حداقل آسیب محیط‌زیستی.

در فناوری اسمز معکوس، آب از غشاهای نیمه‌تراوا عبور می‌کند که فقط مولکول‌های آب و ذرات بسیار ریز (حدود ۰/۲۷ نانومتر) را می‌گذارند عبور کنند [۱۹]. پیش تصفیه نقش مهمی در حذف ناخالصی‌های فرعی و افزایش عمر غشا (۵ تا سال) دارد و بر اساس کیفیت آب خوراک انتخاب می‌شود. سپس پمپ فشارقوی فشار لازم برای عبور آب از غشا را ایجاد می‌کند.

پس از غشا، ممکن است به منظور برآورده کردن نیازهای خاص، واحد پس تصفیه به کار رود. غشاهای RO در محفظه‌های تحت فشار (PV) قرار می‌گیرند که معمولاً ۲ تا ۸ امان دارند و به صورت متوالی و موازی چیده

۲-۲ شرح فرایند فناوری MED

فرایند تقطیر چندمرحله‌ای یکی از فناوری‌های کارآمد در نمک‌زدایی آب است که با استفاده از دمای پایین تر و مصرف انرژی کمتر نسبت به دیگر روش‌ها مانند تبخیر MSF عمل می‌کند. در این فرایند، طبق شکل ۲ آب‌شور به طور مداوم بر روی سطح لوله‌هایی که حاوی بخار داغ هستند افشانه می‌شود. این بخار از طریق دیواره‌های لوله به آب‌شور گرما منتقل کرده، باعث تبخیر آن می‌شود. بخار تولیدشده در هر مرحله، به عنوان منبع گرما برای مراحل بعدی استفاده می‌شود که موجب افزایش کارایی فرایند می‌شود. فرایند MED معمولاً دارای ۵ تا ۲۰ مرحله است و با افزایش تعداد مراحل، بازده انرژی و بازده سامانه به طور قابل توجهی بهبود می‌یابد. از آنجاکه این فناوری در دماهای پایین تری عمل می‌کند، امکان استفاده از بخار با کیفیت پایین و گرمای زائد صنعتی را برای تأمین انرژی فرایند فراهم می‌کند که

در پیکربندی RO-MED (شکل ۳a) ابتدا آب خوراک وارد واحد RO شده، پس از جداسازی بخشی از آب شیرین، جریان تغلیظ‌شده آن به واحد MED فرستاده می‌شود تا بازیابی بیشتری حاصل شود. در مقابل، در پیکربندی MED-RO (شکل ۳b) آب خوراک نخست وارد واحد MED شده و پس از جداسازی بخشی از محصول، جریان تغلیظ‌شده خروجی در صورت داشتن مشخصات مناسب به واحد RO وارد می‌شود و در نتیجه میزان آب شیرین تولیدی افزایش می‌یابد.

۲-۴ مدل‌سازی ریاضی تجهیزات و فرایندها

همان‌طور که اشاره شد نمک‌زدایی یکی از روش‌های کاربردی در تأمین آب موردنیاز یک منطقه است که این کار با فناوری‌های نمک‌زدایی صورت می‌پذیرد. برای ایجاد مدل‌سازی کاربردی در این کار لازم است این نکته موردتوجه قرار گیرد که باوجود تفاوت‌های موجود در بین فناوری‌های نمک‌زدایی، الگوی منظمی برای آن‌ها اتخاذ شده، تا بررسی منفرد یا ترکیبی آن‌ها امکان‌پذیر شود. تمامی فناوری‌های نمک‌زدایی نیازمند منبع یا منابع آب خوراک هستند که با ویژگی‌های اشاره‌شده در بخش خط جریان که در بخش تجهیزات کاربردی به آن اشاره شده است، مطابقت دارد. دیگر بخش قابل‌توجه، عوامل ورودی موردنیاز هر فناوری بنا بر سازوکار خود است که از نظر نوع و ماهیت با یکدیگر متفاوت‌اند. پس از بررسی موارد ورودی به هر فناوری نیاز است خروجی‌های هر فرایند نیز معین شود. هر فناوری در کل سه نوع خروجی تولید می‌کند. اولین خروجی، خروجی‌های عملیاتی فناوری‌ها هستند که با قوانین خط جریان مطابقت دارد. دومین خروجی مربوط به مسائل اقتصادی می‌شود که به دو قسمت هزینه‌های سرمایه‌گذاری و جاری تقسیم می‌شود که با کمک آن‌ها میزان هزینه کل سالیانه هر فناوری قابل‌محاسبه خواهد بود. در جدول ۲ مفروضات استفاده شده در هر فناوری به‌صورت مجزا آورده شده است.

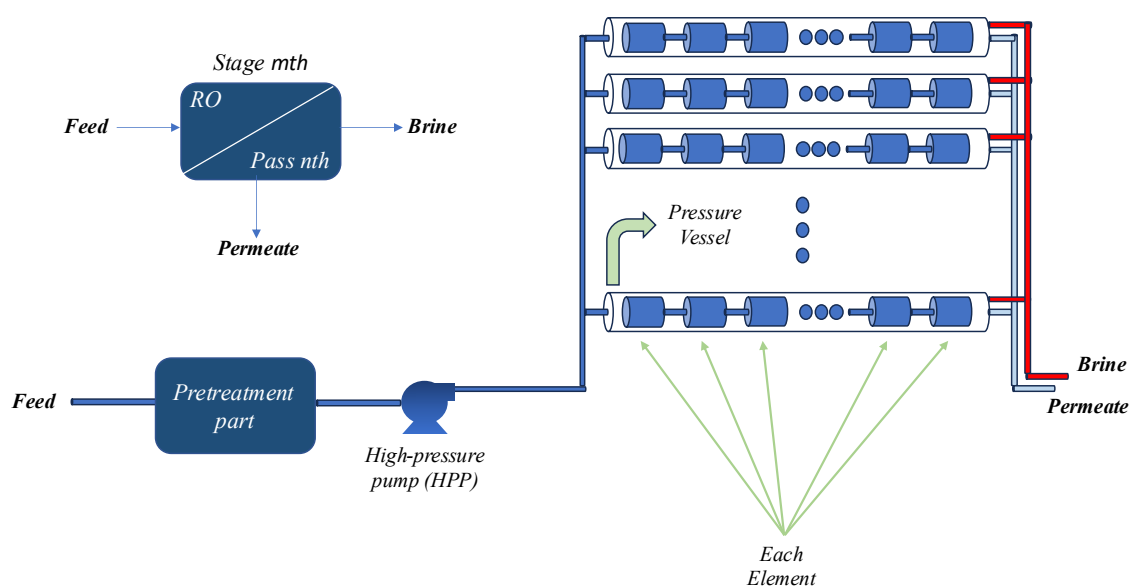
این خود منجر به کاهش مصرف انرژی می‌شود. آب حاصل از این روش معمولاً از کیفیت بالا برخوردار است و به‌ویژه در مصارف شرب، صنعتی و دارویی کاربرد دارد [۲۰].

۲-۳ شرح فرایند فناوری‌های ترکیبی نمک‌زدایی

سامانه نمک‌زدایی ترکیبی ادغام دو یا چند سامانه نمک‌زدایی به‌منظور افزایش عملکرد یا کاهش هزینه‌ها در مقایسه با اجزای جداگانه است. فرایندهای ترکیبی به دنبال غلبه بر محدودیت‌های فرایندهای فردی، بهبود عملکرد کلی سامانه یا برآورده کردن الزامات خاص با استفاده از رویکردی همگام هستند. از آنجایی که سامانه‌های ترکیبی به سرمایه‌گذاری قابل‌توجهی نیاز دارند، بهینه‌سازی چیدمان‌های ترکیبی بخش مهمی از فرایند است [۲۲].

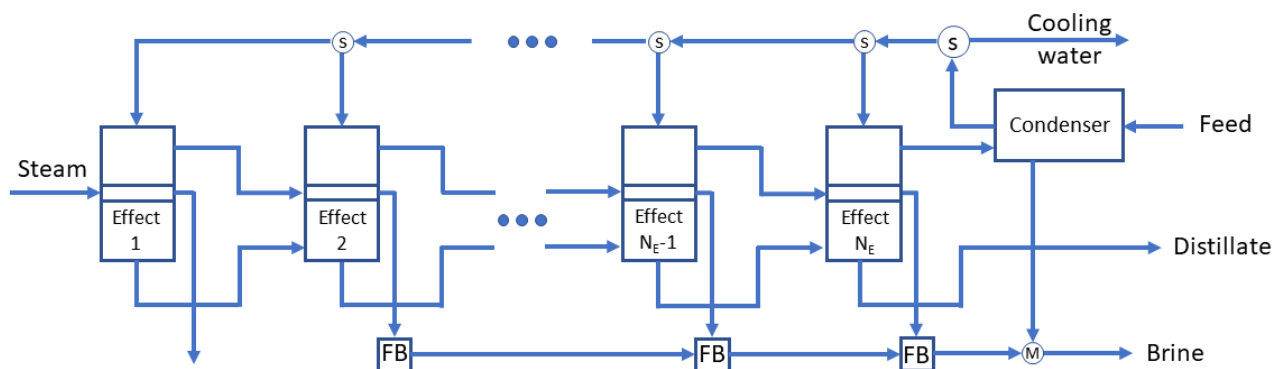
در فرایندهای نمک‌زدایی ترکیبی چند فناوری می‌تواند از یک دسته یا دسته‌های متفاوت باشد به‌عنوان مثال سامانه‌های حرارتی می‌توانند با سامانه‌های غشایی ترکیب شوند و یک سامانه حرارتی-غشایی همانند RO-MSF یا RO-MED تشکیل دهند. علاوه بر این دو نوع از یک دسته‌بندی نیز می‌توانند با یکدیگر ترکیب شوند به‌عنوان مثال سامانه حرارتی-حرارتی یک کارخانه MSF-MED یا غشایی-غشایی RO-FO. تقدم و تأخر استفاده از هر فناوری مسئله حائز اهمیت است؛ زیرا برای وارد کردن جریان خوراک با مشخصات خاص هر یک از فناوری‌ها محدودیت‌های مختص خود را دارند و جریان تولید آن‌ها نیز از منظر میزان و کیفیت آب بسیار متفاوت‌اند. پس توجه و انتخاب نوع فناوری برای ترکیب شدن با فناوری دیگر نیازمند بررسی دقیق است. در ادامه پژوهش‌های پیشین در بحث ترکیبی کردن فناوری‌های نمک‌زدایی مورد بررسی قرار می‌گیرد. دسته‌بندی ارائه‌شده بر اساس حرارتی یا غشایی بودن فناوری انجام خواهد گرفت.

در این پژوهش، دو فناوری RO و MED که در دسته فناوری‌های غشایی و حرارتی قرار می‌گیرند، به صورت سامانه‌های ترکیبی بررسی شده‌اند.



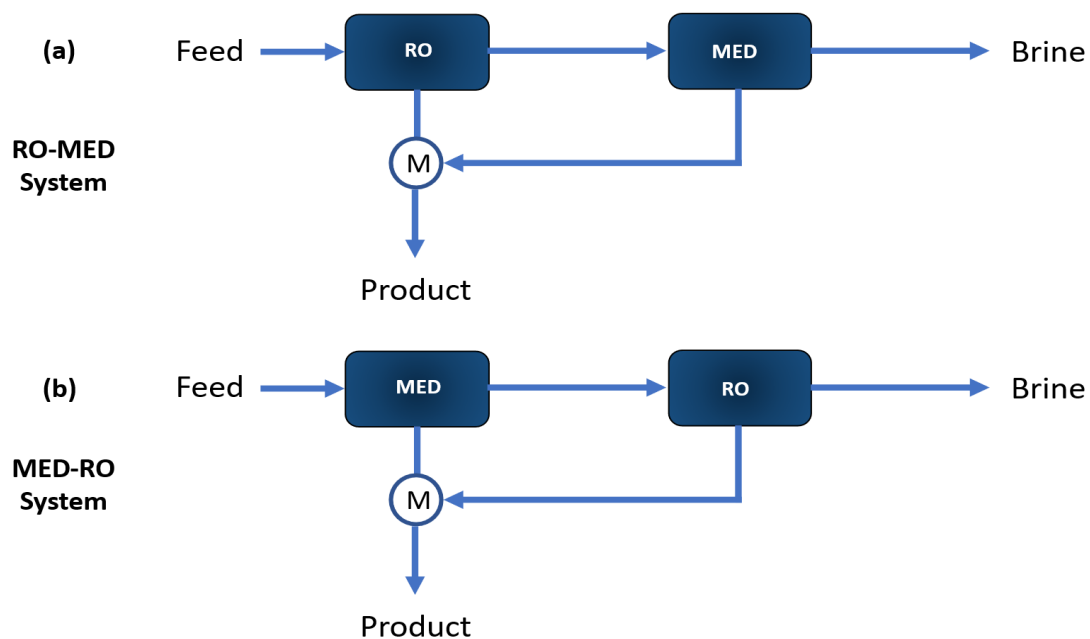
شکل ۱ طرح‌واره‌ای از فرایند RO به‌عنوان فناوری غالب بازار نمک‌زدایی

Figure 1 Schematic of the RO process as the dominant technology in the desalination market



شکل ۲ طرح‌واره‌ای از روند انجام فرایند تقطیر چندمرحله‌ای [۲۱]

Figure 2 Schematic view of the multi-effect distillation (MED) process [21]



شکل ۳ نمودار جریان سامانه‌های ترکیبی در دو چیدمان RO-MED (a) و MED-RO (b)

Figure 3 Flowsheet of hybrid in two RO-MED (a) and MED-RO (b) systems configurations

جدول ۲ فهرستی از مفروضات استفاده‌شده در مدل‌سازی هر فناوری

Table 2 List of assumptions used in modeling each technology

Technology	Assumptions
Reverse Osmosis (RO)	- Membrane structure is uniform across the module. - Feed concentration changes linearly along the feed channel. - Solution-diffusion model is applicable for water and salt transport through the membrane. - Temperature is assumed constant along the membrane. - Convective effects in the membrane are neglected. - Mass transfer coefficient is constant for a given fluid condition.
Multi-Effect Distillation (MED)	- Constant temperature difference is assumed across stages. - Specific heat of brine is constant for temperature but varies with concentration. - Produced vapor is salt-free. - Heat losses are negligible. - Effects of non-condensable gases are negligible. - Heat transfer areas are constant and equal across all stages (standard design assumption). - Heat transfer equations model each evaporator area as the sum of the brine heating surface and evaporation surface.

۲-۵ بخش برداشت آب ورودی به فرایند

در فناوری‌های نمک‌زدایی، مرحله برداشت آب خام نخستین گام عملیاتی محسوب می‌شود و معمولاً شامل انتقال آب از منابعی همچون اقیانوس، دریا، دریاچه یا چاه است. این فرایند به دلیل نیاز به پمپاژ و انتقال حجم بالای آب، مستلزم مصرف انرژی قابل توجهی است که می‌تواند سهم چشمگیری در هزینه‌های کل سامانه داشته باشد. ارزیابی دقیق این هزینه‌ها در بخش مدل‌های اقتصادی (جدول ۳) ارائه شده است.

در مدل عملیاتی، دبی حجمی، غلظت و دمای جریان خوراک برداشت‌شده از منبع، مطابق روابط (۱) تا (۳) ثابت در نظر گرفته شده است. انتقال آب به واحد نمک‌زدایی با استفاده از پمپ مکش اولیه و طبق رابطه (۴) انجام می‌شود.

در مدل اقتصادی، هزینه سرمایه‌ای پمپ بر اساس رابطه (۵) و هزینه انرژی مصرفی بر مبنای رابطه (۹) محاسبه شده است. هزینه کل سالیانه این بخش از مجموع هزینه جاری و هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه حاصل از ضریب بازافت سرمایه (رابطه ۱۱) تعیین می‌شود (رابطه ۱۲).

۲-۶ بخش پیش تصفیه

در فرایندهای تصفیه و نمک‌زدایی، تعیین ویژگی‌های کیفی آب خام از طریق تحلیل عواملی همچون کل جامدات محلول (TDS)، کل جامدات معلق (TSS)، کدورت، هدایت الکتریکی (EC) و کربن آلی کل (TOC) انجام می‌شود. از آنجاکه هیچ سامانه نمک‌زدایی به تنهایی قادر به حذف کامل تمامی آلاینده‌ها نیست، استفاده از واحدهای پیش تصفیه با هدف کاهش ذرات معلق، کدورت، ترکیبات آلی و فلزات سنگین و همچنین کنترل رسوب‌گذاری و گرفتگی غشا امری ضروری است. پیش تصفیه به‌طور معمول موجب حذف املاح محلول (TDS) نمی‌شود، بلکه شرایط را برای عملکرد بهینه فرایند اصلی فراهم می‌سازد.

مدل‌های به کاررفته در این مطالعه بر اساس ساختار فرایندهای غشایی تنظیم شده‌اند، زیرا بسیاری از واحدهای پیش تصفیه در میان فناوری‌های مختلف مشترک هستند و اجزای غیرمشترک تأثیر چندانی بر هزینه عملکرد کل سامانه ندارند. علاوه بر این، در بعد اقتصادی، مطالعات کاربردی اندکی بر پیش تصفیه در فرایندهای حرارتی انجام شده است؛ از این رو فرض بر آن است که پیش تصفیه در فناوری‌های غشایی و حرارتی اثر مشابهی بر عملکرد کلی و برآورد هزینه‌ها خواهد داشت.

در این مدل، پیش تصفیه به گونه‌ای لحاظ شده که آلاینده‌های غیرمحلول و معلق حذف شوند و TDS به عنوان شاخص اصلی ناخالصی بدون تغییر وارد واحد نمک‌زدایی شود. روابط ریاضی به کاررفته برای این بخش در جدول ۴ ارائه شده است.

در مدل عملیاتی، سه عامل اصلی جریان خوراک شامل: دبی حجمی، غلظت و دما مطابق روابط (۱۳) تا (۱۵) بدون تغییر در نظر گرفته شده‌اند. باین حال، به منظور تأمین فشار موردنیاز برخی واحدهای پیش تصفیه، مصرف انرژی الزامی است که این انرژی توسط پمپ و بر اساس رابطه (۱۶) تأمین می‌شود.

در مدل اقتصادی، هزینه سرمایه‌ای پمپ و تجهیزات مطابق روابط (۱۷) و (۱۸) محاسبه شده، به عنوان هزینه ثابت در نظر گرفته می‌شود (رابطه ۱۹).

هزینه جاری نیز بر مبنای انرژی مصرفی محاسبه شده در رابطه (۲۰) و هزینه آن طبق رابطه (۲۱) تعیین شده است. در نهایت، با ترکیب هزینه جاری (رابطه ۲۲) و هزینه سرمایه‌ای سالیانه (محاسبه شده از ضریب بازافت سرمایه در رابطه ۲۳)، هزینه کل سالیانه بخش پیش تصفیه طبق رابطه (۲۴) به دست می‌آید.

۲-۷ مدل سازی فرایند اسمز معکوس

در مبحث مدل سازی فرایند RO شار تولیدی هر غشا و نرخ دفع نمک غشا عوامل حائز اهمیتی هستند که با تخمین آن در شرایط عملیاتی متفاوت می‌توان دقت مدل سازی را افزایش داد. بدین منظور در این کار برای تخمین هرچه بهتر این عامل‌ها از نرم افزار شناخته شده WAVE استفاده شده است. این نرم افزار تولیدشده توسط شرکت معتبر Dupont است که تولیدکننده غشاهای پر استفاده Filmtec™ هستند. در این نرم افزار شرایط و عامل‌های عملیاتی بر روی محدوده بهینه فرایند که در طراحی این نوع فرایندها مرسوم است تنظیم شده تا داده‌های موردنیاز برای به دست آوردن رابطه تجربی مناسب برای تخمین هرچه بهتر شار تولیدی و نرخ دفع نمک در سامانه RO جمع آوری شود. این روابط برای دو محدوده تعریف شده جداگانه استخراج شده‌اند. با تنظیم این روابط، دیگر بخش‌های موردنیاز برای مدل سازی قابل انجام‌اند. ابتدا کیفیت آب تولیدی از فرایند طبق رابطه (۲۶) به دست می‌آید [۲]. سپس میزان دبی آب تولیدی بر اساس شار تخمینی طبق روابط (۲۹) و (۳۰) محاسبه می‌شود [۲۴] که در نتیجه آن میزان جریان آب تغلیظ شده و کیفیت آن نیز طبق روابط (۳۲) و (۳۳) به دست خواهند آمد. در ادامه با روابط تجربی به دست آمده در کارهای پیشین میزان افت فشار در غشا طبق رابطه (۳۵) نیز قابل محاسبه است [۲]. در نتیجه تمام موارد موردنیاز برای مدل سازی المان در سامانه نمک‌زدایی انجام می‌شود؛ حال به دلیل آن که در هر محفظه تحت فشار بیش از یک المان وجود دارد و آب تغلیظ شده المان قبلی خوراک المان بعدی است می‌بایست به تعداد المان‌های موجود در محفظه تحت فشار این محاسبات تکرار شوند [۲]. پس از انجام محاسبات درون محفظه تحت فشار می‌بایست اثر موازی بودن هر تعداد محفظه تحت فشار موجود نیز لحاظ شود. پس از اتمام مراحل قبل بخش‌های موردنیاز خروجی مرحله اول مدل سازی (خروجی عملیاتی) انجام می‌شود. در بخش اقتصادی این فناوری، دو بخش وجود دارد در بخش اول محاسبات هزینه سرمایه‌گذاری طبق رابطه (۳۹) صورت می‌گیرد که طبق روابط (۳۶)، (۳۷) شامل هزینه خرید غشاها و محفظه‌های تحت فشار است [۲۴]. در بخش دوم هزینه جاری طبق روابط (۴۰) تا (۴۳) شامل هزینه‌های سالیانه کارگران، مراقبت و نگهداری، تعویض غشا و بیمه محاسبه می‌شود [۲۴]. برای به دست آوردن هزینه کل سرمایه‌گذاری می‌بایست هزینه‌های سرمایه‌گذاری و جاری هم مقیاس شوند که از عامل سرمایه‌گذاری کاربردی طبق رابطه (۴۵) استفاده می‌شود. پس از اعمال این مورد هزینه کل سرمایه‌گذاری طبق رابطه (۴۶) قابل محاسبه خواهد بود که موجب به دست آمدن دسته دوم خروجی‌های مدنظر از فرایند می‌شود. مدل‌های ارائه شده در جدول ۵ از پژوهش‌های محققان مختلف [۲۶ و ۲۴ و ۲۶] آورده شده است.

جدول ۳ مدل‌های ریاضی بخش برداشت آب منبع فرایند [۲۳]

Table 3 Mathematical models of the process feed water intake section [23]

Modeled section		Mathematical model
Operational models		
1	Volumetric flow rate of outlet water from the intake section	$Q_{\text{Intake-out}} = Q_{\text{sea}}$
2	Concentration of outlet water from the intake section	$C_{\text{Intake-out}} = C_{\text{sea}}$
3	Temperature of outlet water from the intake section	$T_{\text{Intake-out}} = T_{\text{sea}}$
4	Pressure of outlet water from the intake section	$P_{\text{Intake-out}} = P_{\text{sea}} + \rho \times g \times h$
Economic models		
5	Cost of the intake section pump	$CC_{\text{Intake}} = 996 \times Q_{\text{sea}}^{0.8}$
6	Equipment cost of the intake section	$CC_{\text{equi}} = CC_{\text{Intake}} (6)$
7	Total fixed cost of the intake section	$TCC_{\text{Intake}} = 1.25 \times 1.15 \times CC_{\text{equi}}$
8	Energy consumption of the intake section	$PP_{\text{Intake}} = \frac{1}{36 \times 24} \times (P_{\text{Intake}} - P_{\text{sea}}) \times \frac{Q_{\text{sea}}}{\eta_{\text{Intake}}} \times ta$
9	Energy consumption cost of the intake section	$OC_{\text{pow}} = C_{\text{en}} \times (PP_{\text{Intake}})$
10	Annual operating cost of the intake section	$AOC_{\text{Intake}} = OC_{\text{pow}}$
11	Capital recovery factor	$crf = \frac{(int + 1)^t \times int}{(int + 1)^t - 1}$
12	Total annualized cost of the intake section	$TAC_{\text{Intake}} = AOC_{\text{Intake}} + (crf \times TCC_{\text{Intake}})$

جدول ۴ مدل‌های ریاضی بخش پیش تصفیه [۲۳]

Table 4 Mathematical models of the pretreatment section [23]

Modeled section		Mathematical model
Operational models		
13	Volumetric flow rate of outlet water from the pretreatment section	$Q_{\text{out-pretreatment}} = Q_{\text{in-pretreatment}}$
14	Concentration of outlet water from the pretreatment section	$C_{\text{out-pretreatment}} = C_{\text{in-pretreatment}}$
15	Temperature of outlet water from the pretreatment section	$T_{\text{out-pretreatment}} = T_{\text{in-pretreatment}}$
16	Pressure of outlet water from the pretreatment section	$P_{\text{out-pretreatment}} = P_{\text{in-pretreatment}} + \Delta P_{\text{pretreatment}}$
Economic models		
17	Cost of the pretreatment section pump	$CC_{\text{Intake}} = 996 \times Q_{\text{sea}}^{0.8}$
18	Equipment cost of the pretreatment section	$CC_{\text{equi}} = CC_{\text{pre}}$
19	Total fixed cost of the pretreatment section	$TCC_{\text{pre}} = 1.25 \times 1.15 \times CC_{\text{equi}}$
20	Energy consumption of the pretreatment section	$PP_{\text{pre}} = \frac{1}{36 \times 24} (P_{\text{pre}} - P_{\text{fpre}}) \times \frac{Q_{\text{fpre}}}{\eta_{\text{pump}}} \times ta$
21	Energy consumption cost of the pretreatment section	$OC_{\text{pow}} = C_{\text{en}} (PP_{\text{pre}})$
22	Annual operating cost of the pretreatment section	$AOC_{\text{pre}} = OC_{\text{pow}}$
23	Capital recovery factor	$crf = \frac{(int + 1)^t \times int}{(int + 1)^t - 1}$
24	Total annualized cost of the pretreatment section	$TAC_{\text{pre}} = AOC_{\text{pre}} + (crf \times TCC_{\text{pre}})$

جدول ۵ روابط و مدل‌های ریاضی فناوری اسمز معکوس [۲۳]

Table 5 Mathematical models of the RO technology [23]

Description		Equation
Process model		
25	Salt rejection per module	$SR = 1 - \left(k(1) \times P_f^{k(2)} + k(6) \times C_f^{k(7)} \right)^{x(3)} \times \left(k(8) \times \exp(k(4) \times T^{k(5)}) \right)$
26	Permeate water quality	$C_{pee} = C_{fee}(1 - S_R)$
27	Water permeability coefficient for seawater	$MA_w = k(1) \times C_f^{k(2)} + k(3) \times T^{k(4)} + k(5) \times C_f^{k(6)} \times T^{k(7)} + k(8)$
28	Osmotic pressure difference	$\Delta\pi = \frac{0.9524 \left(\left(\frac{C_{fee}}{1000} \right)^2 - \left(\frac{C_{pee}}{1000} \right)^2 \right) + 81633 \left(\frac{C_{fee} - C_{pee}}{1000} \right) - 236143}{100000}$
29	Permeate water flux	$J_w = MA_w \times FF \times TCF \times (P_{fee} - P_p - \Delta\pi)$
30	Permeate water volumetric flowrate	$Q_{pee} = J_w A_m$
31	Recovery of each element	$Rec_{ee} = \frac{Q_{pee}}{Q_{fee}}$
32	Brine water volumetric flowrate	$Q_{bee} = Q_{fee} - Q_{pee}$
33	Brine water concentration	$C_{bee} = \frac{(C_{fee} Q_{fee} - C_{pee} Q_{pee})}{Q_{bee}}$
34	Average mass flowrate of each element	$F_{avg} = \frac{Q_{fee} + Q_{bee}}{2} \rho$
35	Brine pressure loss in each element	$\Delta P_b = 9532.4 \left(\frac{F_{avg}}{\rho} \right)^{1.7}$
Economic model		
36	Membrane capital cost	$CC_{mem} = N_{pv} N_{epv} C_{mem}$
37	PV capital cost	$CC_{pv} = N_{pv} C_{pv} \left(\frac{N_{epv}}{7} \right)^{0.7}$
38	Equipment cost	$CC_{equi} = CC_{mem} + CC_{pv}$
39	Total capital cost	$TCC = 1.25 \times 1.15 \times CC_{equi}$
40	Labor operating cost	$OC_{lab} = C_{lab} Q_p \frac{ta}{24}$
41	Maintenance operating cost	$OC_m = 0.01 \times TCC$
42	Membrane replacement operating cost	$OC_{memr} = 0.2 \times CC_{mem}$
43	Insurance operating cost	$OC_{ins} = 0.05 \times TCC$
44	Annualized operating cost	$AOC = OC_{lab} + OC_m + OC_{memr} + OC_{ins}$
45	Amortization factor	$ccf = \frac{(int + 1)^{PL} \times int}{(int + 1)^{PL} - 1}$
46	Total Annualized cost	$TAC_{RO} = AOC + ccf \times TCC$

۲-۸ مدل‌سازی فرایند تقطیر چندمرحله‌ای

فناوری MED به منظور بررسی بازده حرارتی و عملکرد عملیاتی سامانه انجام شده است. مدل‌سازی عملیاتی با تعیین اختلاف دمای بین مراحل تقطیر رابطه (۴۷) آغاز شده، توزیع یکنواخت خوراک در هر مرحله از طریق رابطه (۴۸) تضمین می‌شود. نمایه دمای بخار در مراحل مختلف به صورت ترتیبی محاسبه می‌شود. روابط (۴۹ و ۵۰)، درحالی که نمایه فشار بر اساس معادله آنتوان تعیین شده و ویژگی تبخیر ناگهانی نیز در محاسبات لحاظ شده است. روابط (۵۱ و ۵۲).

نمایه دمای خوراک تحت تأثیر عملکرد پیش گرم‌کن‌ها است که نیاز حرارتی و بازده انتقال حرارت آن‌ها با استفاده از روابط (۵۳ تا ۵۵) تعیین می‌شود. افزایش نقطه جوش و تغییرات ظرفیت حرارتی ویژه به دلیل شوری آب تغلیظ‌شده در مدل لحاظ شده، دمای نهایی آب تغلیظ‌شده بر اساس روابط (۵۶ و ۵۷) محاسبه می‌شود. حرارت نهان تبخیر نیز طبق رابطه (۵۹) تعیین

شده است. دبی حجمی بخار تولیدشده در هر مرحله وابسته به شرایط مرحله قبل بوده، با روابط (۶۰ و ۶۱) محاسبه می‌شود، درحالی که دبی جریان تغلیظ شده و شوری آن از طریق روابط (۶۲ تا ۶۵) استخراج می‌شود. تحلیل انتقال حرارت شامل محاسبه ضریب کلی انتقال حرارت و مساحت موردنیاز مبدل‌های حرارتی است روابط (۶۶ تا ۷۲). دبی کلی آب تغلیظ‌شده و آب خنک‌کننده از طریق روابط (۷۳ و ۷۴) استخراج شده، عملکرد چگالنده از طریق محاسبات تبادل حرارت روابط (۷۵ تا ۷۸) تحلیل می‌شود. در نهایت، مساحت کلی انتقال حرارت موردنیاز سامانه در رابطه (۳۲) ارائه شده است.

مدل اقتصادی هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه برای مخازن تبخیر، چگالنده‌ها و پیش گرم‌کن‌ها را ارزیابی می‌کند روابط (۸۰ تا ۸۲). مجموع هزینه سرمایه‌گذاری با در نظر گرفتن هزینه‌های مستقیم و غیرمستقیم از طریق روابط (۸۵ تا ۸۷) محاسبه می‌شود. هزینه‌های عملیاتی سالیانه شامل تأمین

میزان مدنظر طراحی با پمپ تقویتی جبران می‌شود (روابط (۹۶) و (۹۷)). در مبدل فشاری خروجی‌های عملیاتی آب خوراک با فشار بالا و آب تغلیظ‌شده با فشار پائین است (روابط (۹۸) و (۹۹)). از سمتی دیگر خروجی‌های اقتصادی PX از منظر هزینه سرمایه‌گذاری هزینه مبدل فشاری و پمپ تقویتی است (روابط (۱۰۰) تا (۱۰۳)) و از منظر هزینه جاری هزینه‌های انرژی و نگهداری را شامل می‌شود (روابط (۱۰۴) تا (۱۰۶)). در این بخش نیز یکی از خروجی‌های اصلی این بخش کل هزینه سرمایه‌گذاری طرح است که از طریق رابطه (۱۰۷) محاسبه می‌شود [۲].

۲-۱۰ پمپ‌ها (HPP & BP)

در قسمت مدل‌سازی این تجهیز جبرانی که نیاز به افزایش فشار دارد وارد تجهیز می‌شود سپس عامل فشار خروجی موردنیاز در آن مشخص شده، در نهایت مدل اجرا خواهد شد. در قسمت خروجی عملیاتی تمام شرایط ورودی به جز فشار، ثابت باقی خواهد ماند. در بخش خروجی اقتصادی بخش هزینه سرمایه‌گذاری هزینه ساخت پمپ و در قسمت هزینه جاری هزینه انرژی مصرفی به‌دست خواهد آمد. در این بخش نیز یکی از خروجی‌ها هزینه کل سرمایه‌گذاری است. تمام روند توضیح‌داده‌شده در این قسمت در جدول ۳-۶ آورده شده است.

در مدل‌سازی پمپ‌ها طبق جدول ۸ روابط (۱۰۸) تا (۱۱۱) جریان خروجی از پمپ پس از اعمال فشار را نشان می‌دهند. در بخش اقتصادی روابط (۱۱۲) تا (۱۱۴) محاسبات بخش سرمایه‌گذاری را مشخص می‌کنند. در رابطه (۱۱۵) میزان مصرف انرژی مشخص می‌شود که از طریق آن میزان مصرف انرژی از رابطه (۱۱۶) به‌دست می‌آید. طبق رابطه (۱۱۷) هزینه جاری این تجهیز محاسبه می‌شود که در نهایت موجب به‌دست‌آمدن هزینه کل سالیانه طبق رابطه (۱۱۸) می‌شود [۲۴].

بخار، نگهداری، مصرف برق و نیروی کار بر اساس روابط (۸۸ تا ۹۱) محاسبه شده، در نهایت، کل هزینه سالیانه از رابطه (۹۳) به‌دست می‌آید. معادلات ارائه‌شده در جدول ۶، مبنای تحلیل فنی، اقتصادی و محیط‌زیستی فناوری MED را تشکیل می‌دهند [۲۷].

۲-۹ مبدل فشاری (PX)

در فناوری‌های غشایی برخی جریان‌های خروجی دارای فشار مضاعفی هستند که در صورت دورریز کردن آن‌ها انرژی داده شده به فرایند در ابتدا آن فرایند هدر خواهد رفت؛ بنابراین استفاده مجدد از آن موجب افزایش بهره‌وری سامانه و علاوه بر آن کاهش قابل‌ملاحظه هزینه‌ها می‌شود. یکی از تجهیزات مورد استفاده در صنایع تصفیه آب مبدل‌های فشاری هستند که توانایی بازیابی فشار دورریز را حتی تا ۹۹ درصد فراهم می‌کند. در این تجهیز با استفاده از پیستون فشار، آب تغلیظ‌شده به آب خوراک انتقال می‌یابد؛ به‌صورتی که این امر موجب افزایش فشار آب خوراک و همچنین کاهش اندازه پمپ پرفشار ابتدای فرایند RO خواهد شد.

در این فرایند دو ورودی که یکی از آن‌ها آب تغلیظ‌شده با فشار بالا و دیگری آب خوراک ورودی به سامانه است وجود دارد. در مدل‌سازی این تجهیز میزان دبی ورودی آب خوراک برابر با میزان آب تغلیظ‌شده با فشار بالا فرض شده است. تنها عامل هدف این تجهیز برای مدل‌سازی فشار مطلوب خروجی است که متناسب با فشار خروجی از پمپ فشارقوی در نظر گرفته می‌شود. از عامل‌های دیگری که در این تجهیز اهمیت دارند می‌توان به درصد ترکیب دو جریان و میزان بازدهی این تجهیز اشاره کرد.

همان‌گونه که در جدول ۷ آورده شده است، ابتدا موازنه جرمی و نمک برای این تجهیز تشکیل داده می‌شود که سبب به‌دست‌آمدن دبی و غلظت جریان‌های خروجی طبق روابط (۹۴) و (۹۵) می‌شود. سپس با استفاده از بازدهی تجهیز میزان افزایش فشار تخمین زده می‌شود که کمبود فشار تا

جدول ۶ روابط و مدل‌های ریاضی فناوری تقطیر چندمرحله‌ای [۲۱]

Table 6 Equations and mathematical models of the multi-effect distillation technology [21]

Modeled section		Mathematical model
Operational models		
47	Temperature difference in each stage	$\Delta T_v = \frac{HVT - LVT}{NE - 1}$
48	Volumetric flow rate entering each stage	$Q_{fe} = Q_{fse} \quad (2)$
49 50	Produced vapor temperature in each stage	If NE=1 then $T_v = LVT + \Delta T_v$ Otherwise, $T_v = T_{v0} + \Delta T_v$
51 52	Pressure profile in each stage	$P_{vap} = 10^{\frac{A_{ant} - B_{ant}}{T_v + C_{ant}}}$ $P_e = P_{vap} - 0.01$
53 54 55	Feed temperature after passing through each preheater	If NE=1 then $T_f = T_{fe} + C_{ffph}$ Otherwise, if NE> 1 and NE<NE-SP then $T_f = T_{f0} - \Delta T_{ph}$ Otherwise, $T_f = T_{fe}$
56	Boiling point elevation due to salinity	$BPE = A1 \left(\frac{Cf}{10000} \right) + B \left(\frac{Cf}{10000} \right)^2 + C \left(\frac{Cf}{10000} \right)^3$
57	Produced brine temperature in each stage	$T_b = T_v + BPE$
58	Specific heat capacity	$cp = (Z + W \times T_f + L \times T_f^2 + N \times T_f^3) 1e - 3$
59	Latent heat of vaporization in each stage	$\lambda_v = (-0.109484)^3 \times T_v^2 + (-1.320743)^3 \times T_v + 2500.467832$

60	Volumetric flow rate of vapor produced in each stage	If NE=1 then $Q_e = \frac{Fs\lambda_s - Q_{fe}c_p(T_b - T_f)}{\lambda_v - c_p T_b}$ Otherwise, $Q_e = \frac{Q_{d0}\lambda_{v0} + Q_{b0}c_p\Delta T_v - Q_{fe}c_p(T_b - T_f)}{\lambda_v - c_p T_b}$
61		
62	Volumetric flow rate of brine produced in each stage	If NE=1 then $Q_b = Q_{fe} - Q_d$ Otherwise, $Q_b = Q_{fe} + Q_{b0} - Q_d$
63		
64	Concentration of brine produced in each stage	If NE=1 then $C_b = \frac{Q_{fe}C_f}{Q_b}$ Otherwise, $C_b = \frac{Q_{fe}C_f + Q_{b0}C_{b0}}{Q_b}$
65		
66	Overall heat transfer coefficient in each stage	$U_e = 10^{-3} * (19394 + 1.40562 \times T_b - 0.0207525 \times T_b^2 + 0.0023186 \times T_b^3)$
67	Heat transfer area in each stage	If NE=1 then $A = \frac{Q_d\lambda_v}{2.5 \times (T_s - T_f)}$ Otherwise, $A = \frac{Q_d\lambda_v}{U_e(T_{v0} - T_v - 2)}$
68		
69	Steam flow rate to each preheater	$Q_{dph} = \frac{Q_{fe0}c_p\Delta T_{ph}}{\lambda_v}$
70	Logarithmic mean temperature difference (LMTD) in each preheater	$LMTD_{ph} = \left(\frac{T_{f0} - T_f}{\log\left(\frac{T_v - T_f}{T_v - T_{f0}}\right)} \right)$
71	Overall heat transfer coefficient in each preheater	$U_{ph} = 10^{-3} * (1617.5 + 0.1537 \times T_v + 0.1825 \times T_v^2 - 0.00008026 \times T_v^3)$
72	Heat transfer area in each preheater	$A_{ph} = \frac{Q_{fc}c_p(T_{f0} - T_f)}{U_{ph}LMTD_{ph}}$
73	Cooling water flow rate required	$Q_{cw} = -Q_f + \frac{\eta_{PH} * Q_d\lambda_v}{c_p(T_f - T_{sea})}$
74	Total seawater intake flow rate	$Q_{sea} = Q_f + Q_{cw} \quad (28)$
75	Overall heat transfer coefficient in the condenser	$U_c = 1e - 3 * (1617.5 + 0.1537 \times T_{v-end} + 0.1825 \times T_{v-end}^2 - 0.00008026 \times T_{v-end}^3)$
76	Logarithmic mean temperature difference in the condenser	$LMTD_c = \frac{T_f - T_{sea}}{\log\left(\frac{T_v - T_{sea}}{T_v - T_f}\right)}$
77	Heat transfer area in the condenser	$A_c = \frac{Q_{sea}c_p(T_f - T_{sea})}{U_cLMTD_c}$
78	Total heat transfer area in stages	$A_{total} = \sum_{i=1}^{NE} A(i)$
79	Total heat transfer area in preheaters	$A_{total-ph} = \sum_{i=1}^{NE} A_{ph}(i)$
Economic models		
80	Fixed cost of the MED unit	$CC_{MED} = k_{MED}C_{mat_{MED}}A_{total}^{0.64}$
81	Fixed cost of the condenser	$CC_{con} = k_{con}C_{mat_{con}}A_c^{0.8}$
82	Fixed cost of the preheaters	$C_{ph} = k_{ph}C_{mat_{ph}}A_{total-ph}^{0.8}$
83	Total fixed cost of the reverse osmosis section	$CC_{equip} = C_{MED} + C_{con} + C_{ph}$
84	Fixed cost of civil works	$CC_{civil} = 0.15 \times CC_{equip}$
85	Direct costs	$CC_{direct} = CC_{equip} + CC_{civil}$
86	Indirect costs	$CC_{indirect} = 0.25 \times CC_{direct}$
87	Total fixed cost of the multi-stage distillation section	$TCC = CC_{direct} + CC_{indirect}$
88	Annual operating cost for steam supply	$AOC_{staem} = \frac{C_{steam}THY(T_s - T_d)Fs}{T_s} + 0.005 \times TCC$
89	Annual operating cost for maintenance	$AOC_{man} = 0.002 \times TCC$
90	Annual operating cost for electricity supply	$AOC_{power} = \frac{C_{pow}THYQ_{d-total}}{eff_p} * f_{deltap}$
91	Annual operating cost for labor	$AOC_{lab} = C_{lab}THYQ_{d-total}$
92	Total annual operating cost	$AOC = AOC_{staem} + AOC_{man} + AOC_{power} + AOC_{lab}$
93	Total annualized cost of the multi-stage distillation section	$TAC_{MED} = TCC \times crf + AOC$

جدول ۷ روابط و مدل‌های ریاضی مبدل فشاری

Table 7 Equations and mathematical models of the pressure exchanger (PX)

Modeled section		Mathematical model
Operational models		
94	to The volumetric flowrate of feed the booster pump	$Q_{PX-BP} = Q_{in-PX} + \eta_{mix}Q_{hpb-PX} - \eta_{mix}Q_{f-PX}$
95	to the The concentration of feed booster pump	$C_{PX-BP} = \frac{Q_{in-PX}C_{in-PX} + \eta_{mix}Q_{hpb-PX}C_{hpb-PX} - \eta_{mix}Q_{f-PX}C_{f-PX}}{Q_{PX-BP}}$
96	to the booster The pressure of feed pump	$P_{PX-BP} = \eta_{PX}P_{hpb-PX} - (1 - \eta_{PX})P_{in-PX}$
97	The pressure difference between the PX outlet and the desired pressure	$\Delta P_{boosterpump} = P_{HPP} - P_{in-BP}$
98	to The volumetric flowrate of PX brine	$Q_{PX-b} = Q_{hpb-PX} + \eta_{mix}Q_{f-PX} - \eta_{mix}Q_{hpb-PX}$
99	to brine The concentration of PX	$C_{PX-b} = \frac{Q_{hpb-PX}C_{hpb-PX} + \eta_{mix}Q_{f-PX}C_{f-PX} - \eta_{mix}Q_{hpb-PX}C_{hpb-PX}}{Q_{PX-b}}$
Economic models		
100	Booster pump capital cost	$CC_{bp} = 52 \times (\Delta P_{booster-pump}) \frac{Q_{f-PX}}{24}$
101	PX capital cost	$CC_{PX} = 3134.7 \times Q_{f-PX}^{0.58}$
102	Equipment cost	$CC_{equi} = CC_{PX} + CC_{bp}$
103	Total capital cost	$TCC = 1.25 \times 1.15 \times CC_{equi}$
104	Power operating cost	$OC_{pow} = C_{en}(PP_{BP})$
105	Maintenance operating cost	$OC_m = 0.01 \times TCC$
106	Annualized operating cost	$AOC = OC_m + OC_{pow}$
107	Total annualized cost	$TAC = AOC + ccf \times TCC$

جدول ۸ روابط و مدل‌های ریاضی پمپ‌ها

Table 8 Equations and mathematical models of pumps

Description		Equation
Process model		
108	The pump outlet volumetric flowrate	$Q_{out-pump} = Q_{in-pump}$
109	The pump outlet concentration	$C_{out-pump} = C_{in-pump}$
110	The pump outlet temperature	$T_{out-pump} = T_{in-pump}$
111	The pump outlet pressure	$P_{out-pump} = P_{Desired-pump}$
Economic model		
112	Hpp capital cost	$CC_{pump} = Q_{out-pump} \frac{393000 + 10710 \times P_{out-pump}}{30000}$
113	Equipment cost	$CC_{equi} = CC_{pump}$
114	Total capital cost	$TCC_{pump} = 1.25 \times 1.15 \times CC_{equi}$
115	Annual pump consumption	$PP_{pump} = \frac{1}{36 \times 24} \left((P_{pf_{pump}} - P_{f_{pump}}) \times Q_{P_{f_{pump}}} \right) \times ta$ η_{pump}
116	Power operating cost	$OC_{pow} = C_{en}(PP_{pump})$
117	Annualized operating cost	$AOC_{pump} = OC_{pow}$
118	Total annualized cost	$TAC = AOC + ccf \times TCC$

۳ روش حل معادلات و شبیه‌سازی فرایند

در این کار طبق شکل ۴ خوراک از منبع آب دریا و انرژی موردنیاز هر نوع فناوری از منبع مختص آن فناوری تأمین می‌شود. پس از فرایند نمک‌زدایی، دو جریان اصلی آب تصفیه‌شده و شورابه از سامانه خارج می‌شوند که هر کدام دارای مقاصد خاصی هستند.

هدف اصلی این پژوهش، ارزیابی و مقایسه‌ی چهار گزینه مختلف برای فرایند نمک‌زدایی غشایی - حرارتی از جنبه‌های فنی و اقتصادی است. این تحلیل به‌منظور بررسی مقایسه‌ای گزینه‌های مختلف در دو فناوری اسمز معکوس

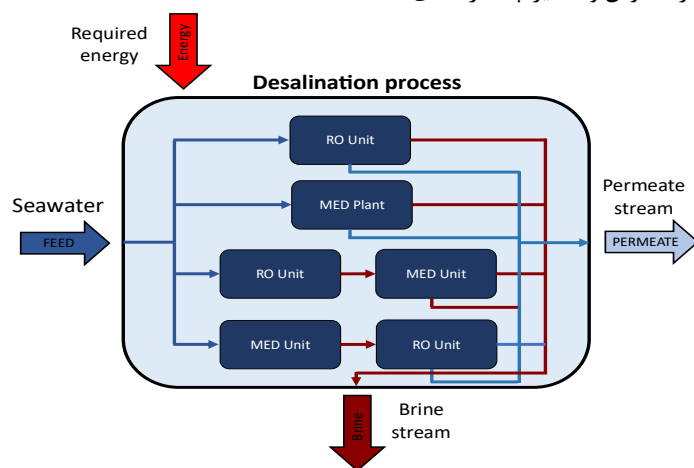
و تقطیر چندمرحله‌ای انجام می‌شود و از منظر فنی و اقتصادی شامل ارزیابی میزان تولید آب، کیفیت محصول نهایی، هزینه‌های سرمایه‌گذاری و عملیاتی و در نهایت قیمت تمام‌شده آب است. این پژوهش به طراحان این امکان را می‌دهد تا برای موقعیت‌های مختلف عملیاتی، فناوری بهینه را انتخاب کنند. همان‌طور که در شکل ۳ نمایش داده شده است آب خوراک ورودی می‌تواند وارد گزینه‌های موجود منفرد و ترکیبی شود و از طریق آن دو جریان آب تصفیه شده و آب تغلیظ‌شده حاصل می‌شود. هر یک از فناوری‌ها انرژی مختص خود را دارند؛ بنابراین جریان انرژی مشترک برای آن‌ها تعریف شده

شبیه‌سازی به صورت سلسله‌مراتبی و مرحله‌به‌مرحله صورت می‌گیرد. در قسمت اقتصادی هر دو طرح ابتدا هزینه‌های ثابت و سپس هزینه‌های عملیاتی انجام می‌شوند که منجر به محاسبه هزینه کلی سالیانه هر طرح می‌شود. حل و اجرای شبیه‌سازی در نرم‌افزار MATLAB و بر روی پردازنده Intel Core™ i7-6700HQ با سرعت ۲/۶۰ گیگاهرتز در ساعت و حافظه RAM به میزان ۱۶/۰ گیگابایت اجرا شد.

است؛ درحالی‌که RO مصرف‌کننده انرژی الکتریکی و MED مصرف‌کننده جریان حرارتی است.

اطلاعات ورودی آب دریا به ترتیب ۵۰،۰۰۰ مترمکعب دبی حجمی آب ورودی، ۳۰،۰۰۰ پی‌پی‌ام غلظت آب ورودی، دمای ۲۲ درجه سانتی‌گراد آب ورودی و فشار ۵ بار است. در جدول ۹ مقادیر موردنیاز برای شبیه‌سازی آورده شده‌اند. بازه عملکرد مدل‌های ارائه‌شده برای دو فناوری در نظر گرفته شده است.

در بخش فنی، شبیه‌سازی هردو فرایند اسمز معکوس و تقطیر چندمرحله‌ای،



شکل ۴ طرح‌واره ساختاری فرایند نمک‌زدایی بر اساس پیکربندی‌های متفاوتی که ممکن است برای آب خوراک ورودی رخ دهد

Figure 4 Structural schematic of the desalination process based on different configurations that may occur for the feed water

جدول ۹ مقادیر عوامل استفاده شده در شبیه‌سازی فرایندها [۷]

Table 9 Values of parameters used in process simulation [7]

Parameter Category	Parameter Name (Unit)	Value	Reference
Technical Parameters	Water Intake Head (m)	20	-
	Feedwater Density (kg/m ³)	1000	-
	Gravitational Acceleration (m/s ²)	10	-
	Operating Hours of the Refinery per Year (hours/year)	8000	[28]
	Pump Efficiency in Pretreatment Section (%)	0.85	[29]
	Pump Efficiency in RO Superstructure Section (%)	0.85	[29]
	Pump Efficiency in Water Intake Section (%)	0.75	[29]
	Efficiency of Pressure Exchanger Pump (%)	0.75	[29]
	Fouling Factor (-)	1	-
	Mixing Rate of Pressure Exchanger (-)	0.06	[2]
Economic Parameters	Efficiency of Pressure Exchanger (%)	0.95	[2]
	Energy Cost (USD/kWh)	0.05	[2]
	External steam cost (\$/kg)	0.004	[30]
	Interest Rate (%)	0.05	[31]
	The lifetime of plant (years)	25	[28]
	Price of SW30HRLE.440i Module (USD/module)	990	-
	Price of Pressure Vessel for Marine Module (USD/vessel)	1000	[2]
	Price of materials used in MED (\$/m ²)	3531	[30]
	Price of materials used in preheater (\$/m ²)	454.75	[30]
	Labor Cost (USD/m ³)	0.05	[2]
	Cost of Injected Chemicals (USD/m ³)	0.05	[2]
	Membrane Lifetime (years)	5	[26]
	Maximum Concentration of Concentrated Water (ppm)	100,000	-

۴ نتایج و بحث

در بخش نتایج و بحث ابتدا اعتبارسنجی هر یک از مدل‌های منفرد فناوری‌های RO و MED ارائه می‌شود سپس شبیه‌سازی فنی و اقتصادی جامعی از فرایندهای انجام‌پذیر از دو فناوری مذکور از نظر فنی و اقتصادی انجام می‌گیرد.

۴-۱ نتایج اعتبارسنجی مدل فرایندهای نمک‌زدایی

برای بخش حرارتی (MED)، عامل‌های اصلی با داده‌های گزارش‌شده در واحدهای صنعتی مقایسه و مطابقت قابل‌قبول آن‌ها تأیید شد. در بخش غشایی (RO)، به دلیل محدودیت دسترسی به داده‌های صنعتی، از اطلاعات طراحی و شرایط عملیاتی غشاهای استاندارد تجاری (مانند SW30HRLE.440i) با کمک نرم‌افزار طراحی WAVE استفاده شد تا نتایج قابلیت تطبیق با شرایط واقعی را داشته باشند.

۴-۱-۱ نتایج اعتبارسنجی مدل فناوری RO

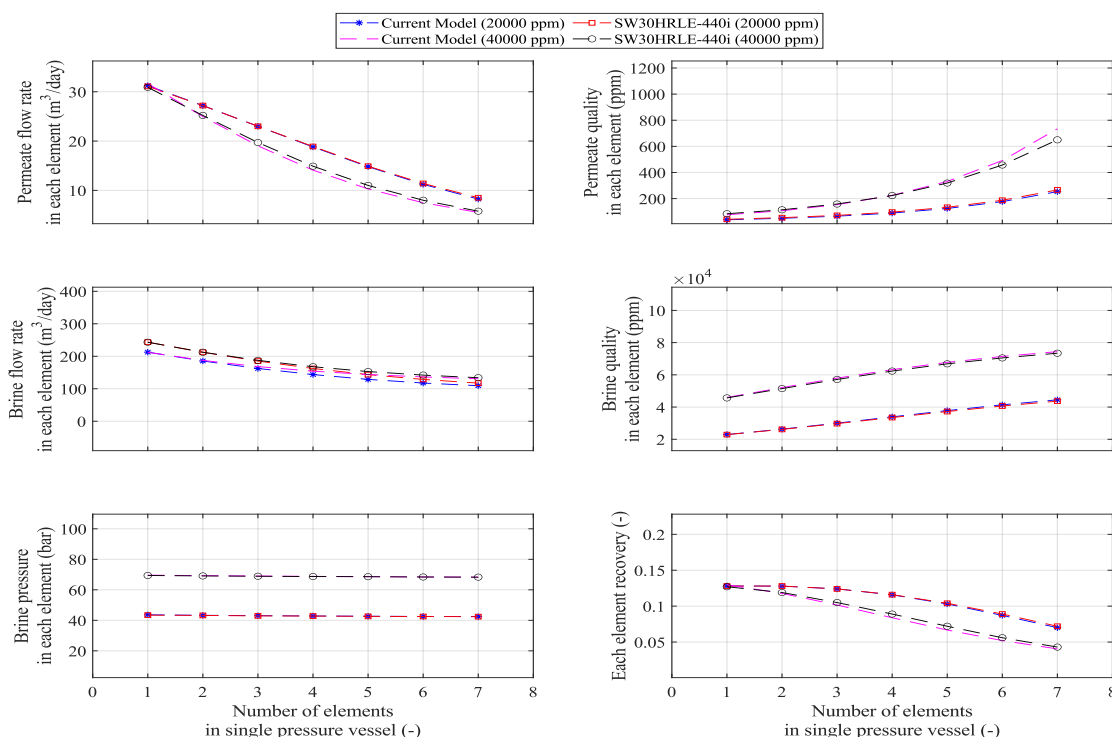
در فناوری RO اطلاعات فیزیکی غشاهای جدید توسط سازندگان منتشر نمی‌شود و شبیه‌سازی بدون آن‌ها خطای قابل‌توجهی ایجاد می‌کند. بنابراین، در این پژوهش ابتدا داده‌های موجود با نرم‌افزار صنعتی WAVE به دست آمد و سپس مدل جایگزین کاربردی برای بازه عملیاتی متغیرهای موردنظر برای شبیه‌سازی غشا توسعه داده شد. مدل جایگزین ارائه‌شده برای پیش‌بینی دبی آب تولیدی از هر غشا و همچنین کیفیت آب تولیدی از آن

غشا ایجاد شده است. نتایج مقایسه خروجی نرم‌افزار و مدل ارائه شده برای خروجی‌های کلیدی سامانه RO همانند دبی آب تولیدی در هر غشا در هر بخش از محفظه فشار، کیفیت آب تولیدی، دبی، کیفیت و فشار آب تغلیظ شده خروجی و بازدهی هر غشا در شکل ۵ آورده شده است [۷].

۴-۱-۲ نتایج اعتبارسنجی مدل فناوری MED

اعتبارسنجی مدل فناوری MED طبق جدول ۱۰ با استفاده از سه داده صنعتی و یک داده شبیه‌سازی با نرم‌افزارهای شبیه‌ساز این فناوری انجام می‌شود.

در سه مطالعه بررسی‌شده، داده‌های صنعتی واقعی به‌عنوان مبنای اعتبارسنجی مدل‌ها استفاده شده‌اند. به‌طوری که اطلاعات به‌ترتیب از کارخانه سیسیلی [۳۲]، پژوهش تمستت در مورد واحد نمک‌زدایی آب دریا [۳۲] و مطالعه وینبرگ و افیر [۳۳] استخراج شده است. تمامی این منابع بر اساس عملکرد واقعی واحدهای صنعتی بوده‌اند و تطابق مدل‌سازی با داده‌های تجربی آن‌ها به‌وضوح در شکل ۶ نمایش داده شده است. این تطابق به‌ویژه برای سه عامل کلیدی شامل غلظت آب تغلیظ‌شده خروجی (شکل a)، نسبت عملکرد (Performance Ratio - شکل b) و نرخ بازیابی فناوری (Recovery - شکل c) به‌خوبی قابل‌مشاهده است. علاوه بر این، در تحقیق انجام‌شده توسط سیدی و صفری [۳۴] نیز تطابق قابل‌توجهی میان نتایج مدل و داده‌های واقعی مشاهده شده است.



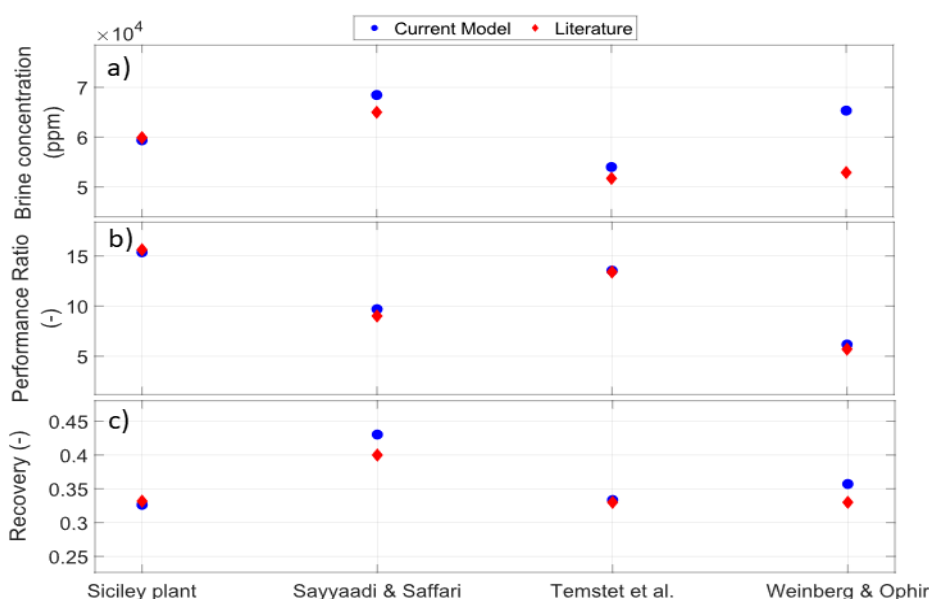
شکل ۵ مقایسه کاربردی بین نتایج مدل ارائه‌شده و نرم‌افزار WAVE برای شرایط عملیاتی متفاوت [۷]. $Q_f = 100,000 \frac{m^3}{day}$, $C_f = (20,000 \text{ and } 40,000 \text{ ppm})$, $T_f = 25^\circ C$, $N_{pv} = 410$, $N_{epv} = 7$, $FF = 1$

Figure 5 SWRO operational model validations compared to WAVE software under the same operating conditions [6]. ($Q_f = 100,000 \frac{m^3}{day}$, $C_f = (20,000 \text{ and } 40,000 \text{ ppm})$, $T_f = 25^\circ C$, $N_{pv} = 410$, $N_{epv} = 7$, $FF = 1$)

جدول ۱۰ ورودی‌های مربوط به اعتبارسنجی مدل MED

Table 10 Input data for MED model validation

Parameter (Unit)	Sicily Plant [21]	Sayyaadi [22]	Temstet [21]	Weinberg & Ophir [23]
Number of effects (-)	12	7	12	6
Temperature of vapor produced in last stage (°C)	37	48	38.5	36.3
Heating steam temperature (°C)	257	71	70	62.9
Condenser outlet temperature (seawater side, °C)	35	35	34.5	32
Mass flow of heating steam (kg/day)	576,000	222,000	895,522	3,684,212



شکل ۶ اعتبارسنجی مدل فناوری MED با ۴ مورد مختلف بر اساس داده‌های خروجی غلظت آب تغلیظ شده، نسبت عملکرد سامانه و بازیابی سامانه [۲۱]

Figure 6 Validation of the MED technology model with four different cases based on the output data of brine concentration, system performance ratio, and recovery ratio [21]

۱۰۷ میلی گرم بر لیتر و فشار ۲ بار تولید می‌شود و مابقی به‌صورت شورابه‌ای با شوری بسیار بالا و فشار ۵۹/۴ بار بیرون می‌آید. این شورابه در عین داشتن غلظت نسبتاً بالا هنوز مقداری انرژی هیدرولیکی ذخیره دارد، بنابراین به‌جای دفع مستقیم، نخست به پمپ تقویتی کم‌توان انتقال یافته و سپس به مرحله دوم پمپ می‌شود تا بیشترین آب ممکن بازیابی شود. مرحله دوم با همان فشار زمینه (نزدیک ۶۲ بار) تنها ۳,۲۵۸ مترمکعب در روز آب تولیدی اضافی با شوری ۵۱۵ بخش در میلیون استخراج می‌کند. شورابه پرفشار خروجی این مرحله وارد PX شده و با بازدهی نزدیک به ۹۷ درصد فشار خود را به همان جریانی از آب خوراک کم‌فشار منتقل می‌کند؛ شورابه پس از تخلیه انرژی با فشار محیط و شوری ۷۰ گرم در لیتر دفع می‌شود.

آب تولیدی مرحله یک و دو در نقطه M مخلوط می‌شوند و جریان محصول نهایی ۲۸,۶۳۴ مترمکعب در روز با شوری متوسط ۱۵۳ بخش در میلیون و فشار ۲ بار را تشکیل می‌دهند؛ کیفیتی که نه‌تنها شرایط استاندارد شرب

۲-۴ تحلیل فنی-اقتصادی چیدمان‌های مختلف

انجام شبیه‌سازی حالت‌های انجام‌شده موجود بین دو فناوری RO و MED با استفاده از عامل‌های طراحی ورودی و چندین محدودیت عملیاتی جدول ۱۱ انجام شده است.

در این شبیه‌سازی نمودار جریان فرایند RO در شکل ۷ آورده شده است که در این فرایند از دو مرحله متوالی RO استفاده شده است.

فرایند اسمز معکوس که در نمودار جریان شکل ۷ دیده می‌شود با دبی خوراک ۵۰ هزار مترمکعب در روز و شوری ۳۰ هزار بخش در میلیون طراحی شده است. نخست، جریان ورودی در نقطه S به دو بخش تقسیم می‌شود: بیش از نیمی از آن به پمپ فشاربالا می‌رود و تحت ۶۱ بار فشرده می‌شود، درحالی‌که بخشی دیگر مستقیماً وارد مبدل بازیابی فشار می‌شود تا در ادامه از انرژی شورابه بهره‌بردار. در نتیجه، پس از اختلاط این دو جریان، کل خوراک مرحله اول با فشار ۶۵ بار به غشاهای غشا وارد می‌شود. در مرحله اول، دقیقاً نیمی از آب ورودی به‌صورت آب تولیدی با کیفیت

کیلوگرم آب مقطر به ازای هر کیلوگرم بخار می‌رساند که برای واحدهای MED با دمای پایین، عددی رقابتی به حساب می‌آید. در جریان مایع، خوراک پس از هر پیش‌گرم‌کن، گرم‌تر شده و با تبخیر و تبخیر ناگهانی بخشی از آن جدا می‌شود؛ بخش باقی‌مانده تا شوری ۷۰,۰۰۰ بخش در میلیون غلیظ و به‌صورت شورابه ۲۱,۴۲۹ مترمکعب در روز در دمای ۳۷/۳ درجه دفع می‌شود. بدین ترتیب، بازیافت حجمی سامانه به ۵۷ درصد می‌رسد.

آب مقطر تولیدی مرحله‌ها، معادل ۲۴,۳۰۸ مترمکعب در روز و با شوری زیر ۱۰ بخش در میلیون، در نقطه اختلاط با جریان برداشت‌شده از چگالنده تلفیق می‌شود؛ حاصل این فرایند، آب محصولی به حجم ۲۸,۵۷۱ مترمکعب در روز، دمای ۳۷ درجه و خلوص بسیار بالا است که نیازهای کاربردهای حساس صنعتی مانند دیگ‌های فشاربالا و صنایع نیمه‌هادی را پوشش می‌دهد.

در سامانه‌های ترکیبی، دو حالت بررسی شد: در حالت نخست RO به‌عنوان فناوری اولیه و MED به‌عنوان فناوری ثانویه استفاده شد (RO-MED) و در حالت دوم MED در جایگاه اول و RO در جایگاه دوم قرار گرفت (MED-RO) (شکل ۹).

($WHO < 500$) بخش در میلیون) را به‌راحتی پاس می‌کند؛ بلکه برای اغلب مصارف صنعتی عمومی نیز کافی است. از منظر موازنه جرم، ۵۷ درصد بازیابی حجمی، مقدار جریان شورابه را تا ۴۳ درصد خوراک اولیه محدود کرده، در نتیجه هزینه و پیچیدگی سامانه دفع شورابه کاهش می‌یابد.

فرایند MED نیز همانند فرایند اسمز معکوس، طی چندین مرحله متوالی، آب موردنیاز بخش را تولید کرده که طبق شکل ۸ آورده شده است.

در سامانه تقطیر چندمرحله‌ای، نه مرحله نمایش‌داده‌شده، آب دریا با دبی ۵۰,۰۰۰ مترمکعب در روز و شوری ۳۰ گرم بر لیتر در دمای ۲۲ درجه سانتی‌گراد وارد چگالنده می‌شود و در تماس با بخار خروجی مرحله آخر تا ۳۰ درجه پیش‌گرم می‌شود. در همین چگالنده، بخشی از بخار میعان‌شده به حجم ۴,۲۶۳ مترمکعب در روز و با شوری ۱۰ بخش در میلیون مستقیماً به‌عنوان آب مقطر برداشت می‌شود و مابقی جریان پیش‌گرم‌شده رهسپار مرحله‌های بعدی می‌شود.

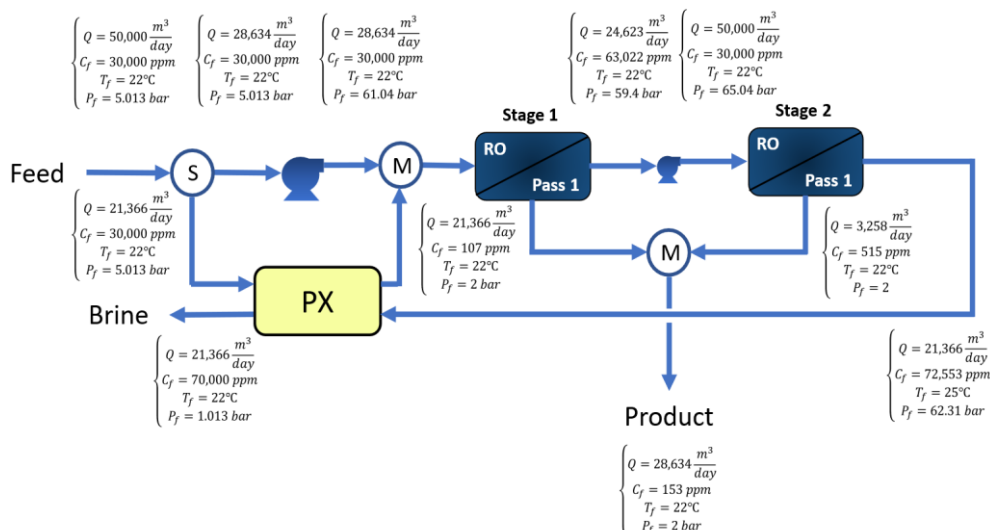
در مرحله نخست، بخار زنده با نرخ ۲/۳ تن کیلوگرم در روز و دمای ۸۰ درجه سانتی‌گراد بر سطح لوله‌ها میعان یافته، خوراک را در فشار ۲ بار تبخیر می‌کند. بخار تولیدی هر مرحله نقش منبع حرارتی مرحله بعدی را ایفا کرده، بدین ترتیب دما به‌تدریج تا ۳۷ درجه در مرحله نهم کاهش می‌یابد. این آرایش مرحله‌ای، نسبت خروجی مقطر به بخار زنده (GOR) را به ۱۲/۴

جدول ۱۱ شبیه‌سازی حالت‌های مختلف سامانه‌های ترکیبی بین دو فناوری اسمز معکوس (RO) و تقطیر چندمرحله‌ای (MED) با استفاده از عوامل طراحی ورودی و

محدودیت‌های عملیاتی مختلف

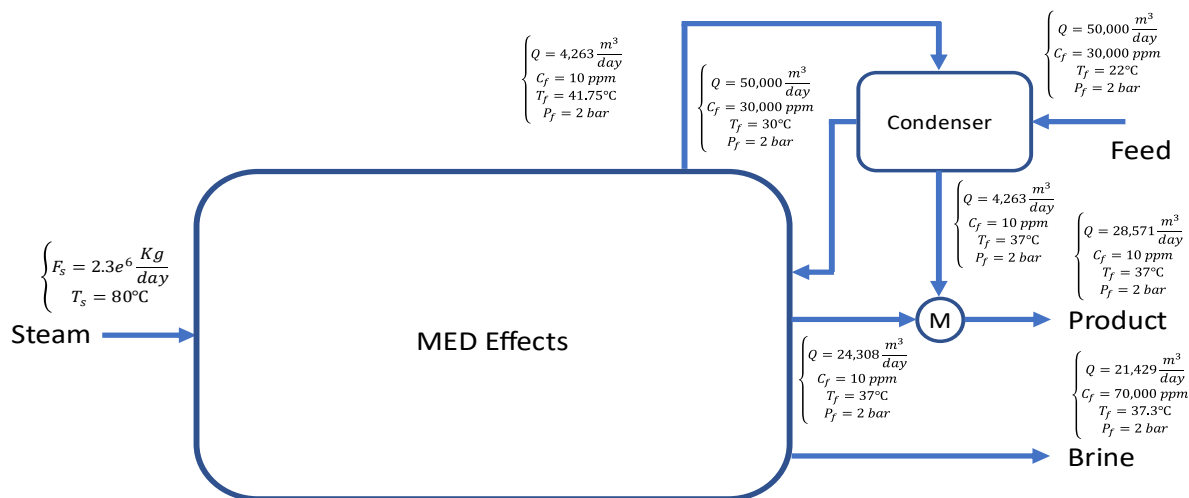
Table 11 Simulation of different hybrid system configurations between Reverse Osmosis (RO) and Multi-Effect Distillation (MED) technologies using input design parameters and various operational constraints

Parameters (Unit)	Reverse Osmosis (RO)	Multi-Effect Distillation (MED)	RO-MED	MED-RO
Number of RO stages (-)	2	-	1	1
Membrane type (-)	SW30HRLE-440i	-	SW30HRLE-440i	SW30HRLE-440i
Total number of membranes (-)	1,435	-	1,400	700
Total number of pressure vessels (-)	205	-	200	100
Main pump pressure (bar)	61	-	54.9	74.7
Auxiliary pump pressure (bar)	4	-	-	-
Number of MED stages (-)	-	9	6	12
Steam consumption (million kg/day)	-	2.3	1	1
Steam temperature (°C)	-	80	80	80
Process recovery (-)	0.57	0.57	0.57	0.57
Concentrate salinity (mg/L)	70,000	70,000	70,000	70,000



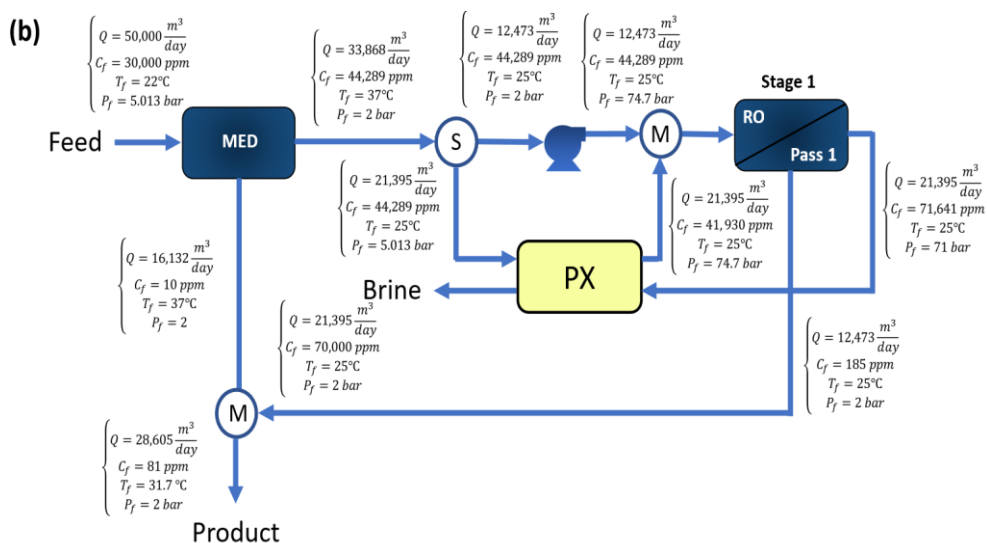
شکل ۷ شبیه‌سازی و نمودار جریان فرایند اسمز معکوس (RO) با دو مرحله متوالی همراه با بازیافت انرژی توسط مبدل فشاری

Figure 7 Simulation and flowsheet of the Reverse Osmosis (RO) process with two serial stages incorporating energy recovery by a pressure exchanger



شکل ۸ شبیه‌سازی و نمودار جریان فرایند تقطیر چندمرحله‌ای (MED) با نه مرحله متوالی، همراه با بخار دما کم

Figure 8 Simulation and flowsheet of the Multi-Effect Distillation (MED) process with nine serial stages using low-temperature steam



شکل ۹ شبیه‌سازی و نمودار جریان فرایندهای ترکیبی (a) RO-MED و (b) MED-RO

Figure 9 Simulation and flowsheet of hybrid processes RO-MED (a) and MED-RO (b)

محفظه‌های تبخیر و چگالش است. این گلوگاه حتی در حالت‌های ترکیبی نیز باقی می‌ماند و نشان می‌دهد کوچک‌سازی یا سبک‌سازی بدنه مخازن کلید اصلی کاهش هزینه روش‌های حرارتی است. در شکل ۱۰ سهم بخش‌های مختلف هزینه‌های سالیانه چهار پیکربندی مختلف به نمایش گذاشته شده است.

وقتی کیفیت آب خروجی را وارد معادله می‌کنیم، تصویر هزینه-سود روشن‌تر می‌شود. در تمام گزینه‌ها نرخ بازیافت ۵۷ درصد و شوری شورابه خروجی حداکثر ۷۰ بخش در میلیون ثابت است؛ بنابراین معیار تمایز، شوری آب محصول است. فناوری MED منفرد با تنها ۱۰ بخش در میلیون خالص‌ترین آب را تولید می‌کند، اما برای رسیدن به این کیفیت به نه مرحله تبخیر و چگالش و $\frac{2}{3}$ میلیون کیلوگرم بخار در روز نیاز دارد که هزینه ویژه را به $\frac{0.524}{\text{دولار بر مترمکعب می‌رساند}}$ فناوری RO تکی با ۱۵۳ بخش در میلیون، کیفیتی مناسب مصارف شرب و نیاز برخی صنایع را ارائه می‌دهد و در عین حال ارزان‌ترین است. سامانه ترکیبی RO-MED با ترکیب یک مرحله RO (۱۴۰۰ غشا، فشار $\frac{54}{9}$ بار) و شش مرحله MED، آب $\frac{88}{7}$ بخش در میلیون فراهم می‌کند و تنها اندکی گران‌تر از RO است؛ درحالی‌که مصرف بخار را به یک میلیون کیلوگرم در روز کاهش می‌دهد. مسیر معکوس MED-RO با دوازده مرحله MED و پمپ $\frac{74}{7}$ بار آب $\frac{80}{9}$ بخش در میلیون می‌دهد، اما به دلیل حفظ واحد MED بزرگ و افزودن هزینه غشا، از دید اقتصادی کم‌ترین جذابیت را دارد.

تفسیر فنی این نتایج به روشنی بیان می‌کند که RO منفرد، به دلیل بی‌نیازی از منبع حرارت و دسترس‌پذیری قطعات استاندارد، برای پروژه‌هایی که حداقل هزینه تمام‌شده ویژه آب هدف اصلی است بهترین گزینه است. گزینه MED منفرد یا سامانه‌های ترکیبی MED که این فناوری در جایگاه اول قرار دارد تنها زمانی برتری می‌یابد که یا خوراک بیش از حد شور باشد، یا گرمای تلف‌شده ارزان در دسترس قرار گیرد، یا کیفیت آب بسیار خالص برای کاربردهایی مانند ریزالکترونیک و دیگ‌های فشار بالا الزامی باشد. هیبرید RO-MED دقیقاً این خلأ را پر می‌کند: نخست نمک‌زدایی ارزان با RO و سپس پالایش حرارتی محدود، به‌طوری‌که هم هزینه و هم مصرف انرژی در سطح رقابتی باقی بماند.

۴-۳ تحلیل حساسیت عوامل اقتصادی

در این بخش با هدف بررسی پایداری نتایج به‌دست‌آمده و همچنین ارزیابی اقتصادی جامع‌تری از گزینه‌ها، تحلیل حساسیت عوامل اقتصادی شامل هزینه انرژی الکتریکی، هزینه بخار و نرخ بهره انجام شد. اهمیت این عوامل در ارزیابی اقتصادی سامانه‌های نمک‌زدایی از آن جهت مطرح است که تغییرات آن‌ها می‌تواند مستقیماً بر هزینه ویژه آب تولیدی تأثیر بگذارد و در انتخاب گزینه بهینه نقش تعیین‌کننده داشته باشد. بنابراین، در ادامه اثر تغییر هر یک از این عامل‌ها بر عملکرد اقتصادی چهار پیکربندی RO، MED، RO-MED و MED-RO مورد بررسی و مقایسه قرار گرفته است. بررسی جز به جز شاخص‌های اقتصادی در شکل ۱۱ آورده شده است.

مطابق با نتایج ارائه‌شده در شکل ۱۱، با افزایش هزینه برق از ۰/۱ تا ۰/۱۵ دلار بر کیلووات‌ساعت، سامانه‌های مبتنی بر RO افزایش قابل‌توجهی در هزینه ویژه آب نشان دادند. به‌طور مشخص، هزینه RO از $\frac{0.316}{\text{دولار بر مترمکعب}}$ به $\frac{0.562}{\text{دولار بر مترمکعب}}$ افزایش یافت.

در شکل ۹، دو سامانه ترکیبی RO-MED و MED-RO شبیه‌سازی شده‌اند که مشخصات آب خوراک آن‌ها مشابه دو فرایند قبلی است. در سامانه ترکیبی با تقدم فناوری اسمز معکوس (حالت a)، ابتدا آب در یک مرحله از سامانه RO تصفیه می‌شود و سپس جریان تغلیظ‌شده به منبع آب خوراک انرژی خود را منتقل می‌کند. بعد از این مرحله، آب تغلیظ‌شده باقی‌مانده وارد واحد MED

می‌شود و در آنجا مقدار بیشتری آب تصفیه شده به‌دست می‌آید. در این پیکربندی، خروجی آب تصفیه‌شده با شوری ۸۹ بخش در میلیون و دمای ۲۵ درجه سانتی‌گراد تولید می‌شود.

در طرف مقابل، در سامانه ترکیبی با تقدم فناوری MED (حالت b)، ابتدا با استفاده از MED، آب با کیفیت بالا تولید می‌شود. سپس، آب تغلیظ‌شده باقی‌مانده که شوری آن زیر ۵۰،۰۰۰ بخش در میلیون است، به واحد RO وارد می‌شود و مقداری آب با شوری پایین‌تر (ولی کمتر از ۲۰۰ بخش در میلیون) تولید می‌شود. با ترکیب این دو جریان تولیدی از دو فرایند، آب خروجی این بخش دارای کیفیتی بهتر نسبت به حالت a است، با این تفاوت که دمای آن کمی بالاتر است.

در مرحله بعد سامانه‌های منفرد و ترکیبی از لحاظ اقتصادی مورد ارزیابی قرار می‌گیرند. در فناوری اسمز معکوس قیمت غشاها و محفظه‌های فشار به همراه هزینه پمپ استفاده شده هزینه‌های اصلی طرح را تشکیل می‌دهند. مبدل فشاری که به‌عنوان صرفه‌جوی انرژی در این سامانه‌ها اجازه بازیابی انرژی فشاری داده شده به آب ورودی را به سامانه می‌دهد، نیز یکی دیگر از بخش‌های سازنده هزینه‌ی ثابت سامانه‌های RO است. در هزینه جاری این طرح می‌توان به مصرف انرژی توسط پمپ، هزینه کارگر، هزینه مواد شیمیایی مصرفی، هزینه نگهداری و هزینه تعویض غشا اشاره کرد. در فرایند تقطیر چندمرحله‌ای یکی از اصلی‌ترین منابع مصرف هزینه‌های ثابت ساخت محفظه‌های MED است که تأثیرگذاری ویژه‌ای در هزینه‌ها دارد. از موارد دیگر می‌توان به هزینه ثابت چگالنده مرحله آخر و پیش‌گرم‌کن‌ها در هر مرحله اشاره کرد. حرارتی بودن فناوری MED مصرف انرژی را در هزینه‌های جاری این طرح در اولویت قرار داده است در کنار آن می‌توان به هزینه‌های مصرف برق، نگهداری و کارگران اشاره کرد. در جدول ۱۲، ۴ دسته فناوری (فناوری اسمز معکوس، فناوری تقطیر چندمرحله‌ای، فناوری ترکیبی به‌ترتیب اسمز معکوس و تقطیر چندمرحله‌ای و فناوری ترکیبی به‌ترتیب تقطیر چندمرحله‌ای و اسمز معکوس) مورد بررسی از منظر هزینه تمام‌شده هر تجهیز مورد بررسی قرار گرفته شده‌اند.

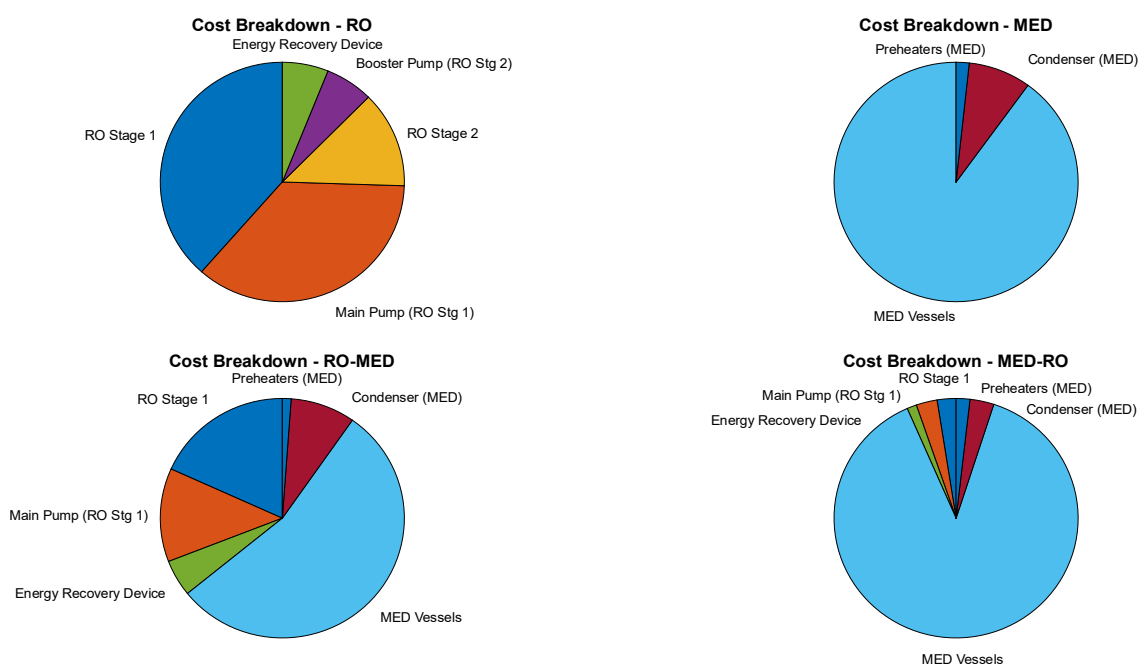
تحلیل یکپارچه هزینه-کیفیت چهار پیکربندی نمک‌زدایی نشان می‌دهد که اسمز معکوس منفرد با هزینه کل سالیانه $\frac{2}{63}$ میلیون دلار و هزینه ویژه $\frac{0.386}{\text{دولار بر مترمکعب اقتصادی‌ترین گزینه است؛ درحالی‌که سامانه ترکیبی RO-MED با } \frac{4}{79}$ میلیون دلار ($\frac{0.458}{\text{دولار بر مترمکعب}})$ در رتبه دوم قرار می‌گیرد و چیدمان MED-RO با $\frac{6}{37}$ میلیون دلار ($\frac{0.61}{\text{دولار بر مترمکعب}})$ پرهزینه‌ترین مسیر به‌شمار می‌آید. سهم اجزای سرمایه‌ای در RO تقریباً هشتاد درصد به تجهیزات فشارمحور و پمپ‌ها (دو مرحله متوالی، ۱۴۳۵ المان در ۲۰۵ محفظه، فشار ۶۱ بار) تعلق دارد؛ بنابراین هر بهبود در فناوری غشا یا مبدل بازیابی انرژی به کاهش هزینه سرمایه‌گذاری و هزینه جاری منجر می‌شود. بیش از دو سوم هزینه MED مربوط به ساخت

برق باقی ماند. MED-RO نیز رشد ملایمی از ۰/۵۷۲ به ۰/۷۰۶ دلار بر مترمکعب نشان داد (افزایش ۲۳/۴ درصدی). در نتیجه، در مناطقی با برق ارزان، RO یا RO-MED اقتصادی‌ترین گزینه‌ها هستند، درحالی‌که در مناطقی با برق گران، سهم فناوری‌های حرارتی بیشتر توجیه پیدا می‌کند.

دلار بر مترمکعب رسید (افزایش ۷۷/۸ درصدی). همچنین هزینه RO-MED از ۰/۴۱۴ به ۰/۵۶۹ دلار بر مترمکعب افزایش یافت (افزایش ۳۷/۴ درصدی). این مقایسه نشان می‌دهد که RO منفرد به‌شدت به قیمت برق حساس است، زیرا کل انرژی آن از الکتریسیته تأمین می‌شود. در مقابل، MED هزینه‌ای ثابت برابر ۰/۵۳۴ دلار بر مترمکعب داشت و مستقل از تغییر

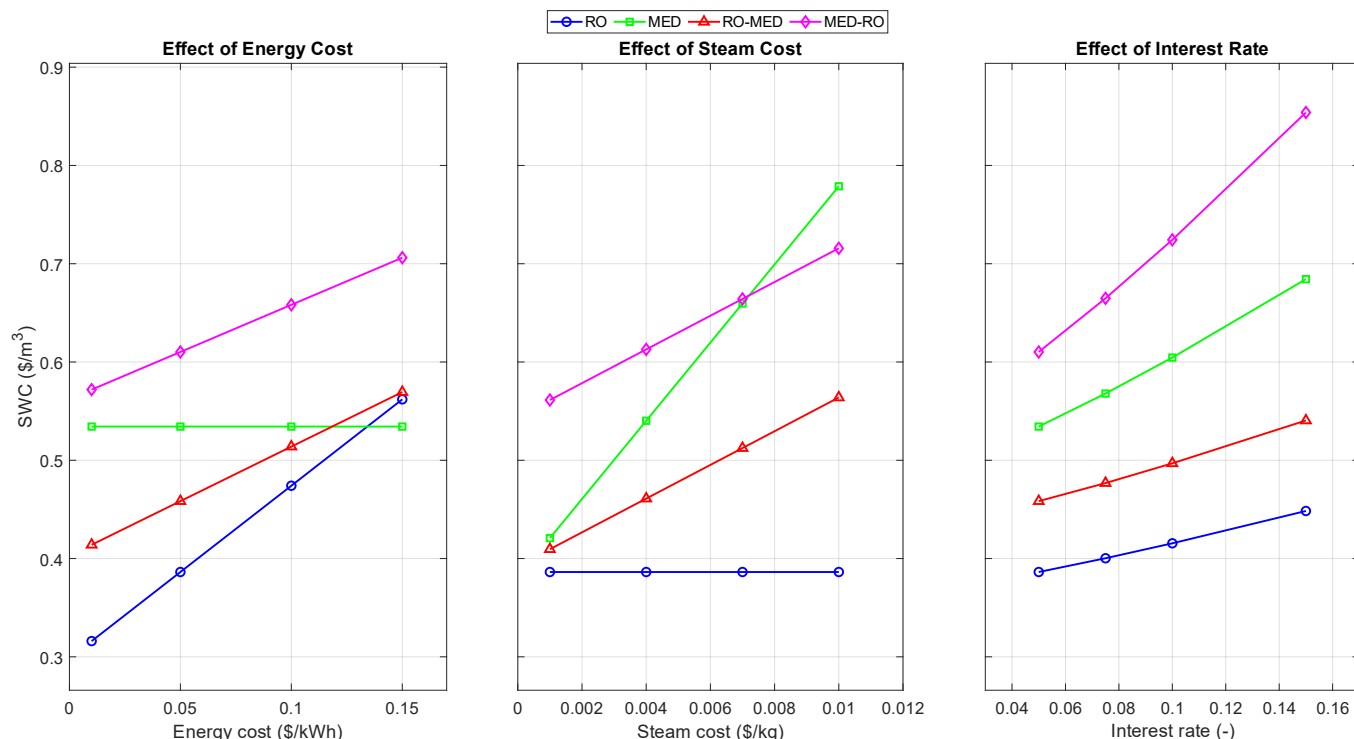
جدول ۱۲ نتایج اقتصادی شبیه‌سازی فرایندهای RO، MED، RO-MED، و MED-RO به همراه ارائه قیمت تمام‌شده بخش‌های مختلف فرایند منفرد و ترکیبی
Table 12 Economic results of the simulation of RO, MED, RO-MED, and MED-RO processes, including the cost breakdown of different sections of standalone and hybrid configurations

Outputs (Unit)	Reverse Osmosis (RO)	Multi-Effect Distillation (MED)	RO-MED	MED-RO
Annual cost of 1st RO stage (million USD/year)	1.01	-	0.946	0.495
Annual cost of main pump in 1st RO stage (million USD/year)	0.944	-	0.654	0.551
Annual cost of 2nd RO stage (million USD/year)	0.342	-	-	-
Annual cost of auxiliary pump in 2nd RO stage (million USD/year)	0.167	-	-	-
Annual cost of pressure exchanger (million USD/year)	0.16	-	0.256	0.251
Annual cost of MED vessels (million USD/year)	-	11.7	2.82	17.5
Annual cost of condenser (million USD/year)	-	1.08	0.444	0.629
Annual cost of preheater (million USD/year)	-	0.224	0.06	0.36
Total annual cost of process (million USD/year)	2.63	5.57	4.79	6.37
Specific water cost (USD/m ³)	0.386	0.534	0.458	0.61



شکل ۱۰ تفکیک سهم اجزای اصلی هزینه سرمایه‌ای سالیانه در چهار پیکربندی نمک‌زدایی (RO، MED، RO-MED، و MED-RO) به‌صورت نمودار دایره‌ای، با نمایش سهم نسبی هر تجهیز در کل هزینه ثابت هر فناوری.

Figure 10 Breakdown of the annual capital cost components in four desalination configurations (RO, MED, RO-MED, and MED-RO) shown as a pie chart, illustrating the relative share of each equipment in the total fixed cost of each technology



شکل ۱۱ نتایج تحلیل حساسیت اقتصادی برای چهار پیکربندی مختلف (RO، MED، RO-MED، و MED-RO) نسبت به تغییرات انرژی الکتریکی، هزینه بخار و نرخ بهره
Figure 11 Results of economic sensitivity analysis for four desalination configurations (RO, MED, RO-MED, and MED-RO) with respect to variations in electricity cost, steam cost, and interest rate

باقی ماند؛ درحالی که MED به دلیل تجهیزات سرمایه‌بر هزینه بالاتری دارد. از نظر انرژی، RO بیشترین وابستگی را به برق دارد، MED و MED-RO متأثر از هزینه بخار هستند و RO-MED با کاهش مصرف بخار، تعادلی میان انرژی الکتریکی و حرارتی ایجاد می‌کند. از منظر پایداری و کیفیت آب، MED خالص‌ترین آب (۱۰ بخش در میلیون) را فراهم می‌آورد، RO کیفیت مناسب برای مصارف آب آشامیدنی دارد و RO-MED آب با کیفیت میانی را با هزینه قابل رقابت تأمین می‌کند. این نتایج بیانگر آن است که RO برای مناطق با برق ارزان و نیاز به هزینه پایین مناسب‌تر است، MED و MED-RO در شرایط دسترسی به بخار اتلافی با الزامات کیفیت بالا برتری دارند و RO-MED تعادل هزینه-کیفیت را در شرایط متنوع محلی فراهم می‌سازد.

۵ نتیجه‌گیری

این پژوهش با هدف ارائه چارچوبی جامع برای مدل‌سازی، اعتبارسنجی و ارزیابی فنی-اقتصادی فناوری‌های اسمز معکوس (RO)، تقطیر چندمرحله‌ای (MED) و پیکربندی‌های ترکیبی آن‌ها انجام شد. رویکرد به کاررفته، با تلفیق داده‌های صنعتی، شبیه‌سازی دقیق تجهیزات و تحلیل جامع هزینه-کیفیت، امکان مقایسه منصفانه گزینه‌های مختلف را فراهم کرد. نتایج نشان داد RO منفرد با هزینه ویژه ۰/۳۸۶ دلار بر مترمکعب و مصرف پایین‌تر انرژی الکتریکی، اقتصادی‌ترین گزینه است. در مقابل، MED منفرد اگرچه هزینه بیشتری دارد (۰/۵۳۴ دلار بر مترمکعب)، اما آب با خلوص بسیار بالا (۱۰ بخش در میلیون) تولید می‌کند که برای کاربردهای حساس صنعتی مانند دیگ‌های فشار بالا و صنایع نیمه‌هادی ارزشمند است. پیکربندی هیبریدی RO-MED تعادلی بین هزینه و کیفیت ایجاد می‌کند و با کاهش ۵۶ درصدی در مصرف بخار نسبت به MED، گزینه‌ای راهبردی

در ادامه، تغییر هزینه بخار از ۰/۰۰۱ تا ۰/۰۱۰ دلار بر کیلوگرم بیشترین اثر را روی فناوری‌های حرارتی داشت. هزینه MED از ۰/۴۲۱ به ۰/۷۷۹ دلار بر مترمکعب رسید (افزایش ۸۵/۰ درصدی) و MED-RO از ۰/۵۶۱ به ۰/۷۱۶ دلار بر مترمکعب افزایش یافت (افزایش ۲۷/۶ درصدی). در مقابل، فناوری‌های غشایی تقریباً بی‌تأثیر بودند؛ هزینه RO ثابت در ۰/۳۸۶ دلار بر مترمکعب باقی ماند و RO-MED رشد محدودی از ۰/۴۱۰ به ۰/۵۶۴ دلار بر مترمکعب داشت. بنابراین، اگر بخار ارزان یا گرمای اتلافی صنعتی در دسترس باشد، MED و MED-RO مزیت رقابتی می‌یابند، در غیر این صورت هزینه بالای بخار می‌تواند این سامانه‌ها را از نظر اقتصادی غیربهره‌مند کند. به عنوان آخرین عامل اقتصادی مورد بحث، افزایش نرخ بهره از ۵ تا ۱۵ درصد منجر به رشد هزینه در تمامی سامانه‌ها شد، اما شدت این افزایش متفاوت بود. هزینه RO از ۰/۳۸۶ به ۰/۴۴۸ دلار بر مترمکعب رسید (افزایش ۱۶/۱ درصدی) و هزینه RO-MED از ۰/۴۵۸ به ۰/۵۴۱ دلار بر مترمکعب افزایش یافت (افزایش ۱۸/۱ درصدی). در مقابل، هزینه MED از ۰/۵۳۴ به ۰/۶۸۴ دلار بر مترمکعب رسید (افزایش ۲۸/۱ درصدی) و MED-RO بیشترین تأثیر را نشان داد و از ۰/۶۱۰ به ۰/۸۵۴ دلار بر مترمکعب افزایش یافت (افزایش ۴۰/۰ درصدی).

به طور کلی، سامانه‌های حرارتی و ترکیبی به دلیل سرمایه‌بر بودن، حساسیت بیشتری به نرخ‌های مالی دارند. بنابراین در کشورهایی با نرخ بهره بالا یا مخاطرات سرمایه‌گذاری زیاد، گزینه‌های سبک‌تر از نظر CAPEX مانند RO ارجحیت پیدا می‌کنند.

در مجموع، مقایسه عملکرد چهار پیکربندی RO، MED، RO-MED و MED-RO نشان داد که انتخاب فناوری و چیدمان مناسب به شدت به معیارهای چندگانه بستگی دارد. از نظر هزینه، RO کم‌هزینه‌ترین گزینه

- Engineering, 182, 108562, 2024, doi:10.1016/j.compchemeng.2023.108562.
5. Romo S.A., Storch M. Jr., and Srebric J., Operation modeling and comparison of actual multi-effect distillation and reverse osmosis desalination plants, *Desalination*, 571, 117046, 2024, doi:10.1016/j.desal.2023.117046.
6. Kim G., and Park K., Application of batch reverse osmosis as an appropriate technology for inland desalination: Design, modeling, and operating strategies, *Desalination*, 592, 118185, 2024, doi:10.1016/j.desal.2024.118185.
7. Nour-Mohammad M., and Fakhroleslam M., Sustainable reverse osmosis desalination systems: comprehensive superstructure modeling and multi-objective optimization, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2025, doi:10.1021/acs.iecr.4c04622.
8. Kim Y., Byun J., Park K., and Park Y.-G., Comprehensive analysis of energy saving and high-quality permeate production strategies for a large-scale seawater reverse osmosis desalination plant with diverse process configurations and external resource utilization, *Desalination*, 596, 118292, 2025, doi:10.1016/j.desal.2025.118292.
9. Al-Hamzawi H.A.H., and Al-Sailawi A.S.A., Optimized multi-generation system for sustainable desalination and power production using solar-driven multi-effect distillation (MED) in Basra, Iraq, *Energy for Sustainable Development*, 85, 101684, 2025, doi:10.1016/j.esd.2024.101684.
10. Alrbai M., et al., Utilizing waste heat in wastewater treatment plants for water desalination: Modeling and multi-objective optimization of a multi-effect desalination system using decision tree regression and pelican optimization algorithm, *Thermal Science and Engineering Progress*, 54, 102784, 2024, doi:10.1016/j.tsep.2024.102784.
11. Chandra P., Mudgal A., and Patel J., Effect of feed water temperature on the performance and economics of thermal energy driven multiple effect distillation system for water treatment, *Hybrid Advances*, 6, 100179, 2024, doi:10.1016/j.hya.2024.100179.
12. Khouya A., 4E assessment of a hybrid RO/MED-TVC desalination plant powered by CPV/T systems, *Energy Conversion and Management*, 277, 116666, 2023, doi:10.1016/j.enconman.2023.116666.
13. Shakib S.E., Amidpour M., Boghrati M., Ghafurian M.M., and Esmaili A., New approaches to low production cost and low emissions through hybrid MED-TVC+RO desalination system coupled to a gas turbine cycle, *Journal of Cleaner Production*, 295, 126402, 2021, doi:10.1016/j.jclepro.2021.126402.
14. Jamshidian F.J., Gorjian S., and Shafieifar M., Techno-economic assessment of a hybrid RO-MED desalination plant integrated with a solar CHP system, *Energy Conversion and Management*, 251, 114985, 2022, doi:10.1016/j.enconman.2021.114985.
15. Al-Obaidi M.A., Filippini G., Manenti F., and Mujtaba I.M., Cost evaluation and optimisation of hybrid multi effect distillation and reverse osmosis system for seawater desalination, *Desalination*, 456, 136–149, 2019, doi:10.1016/j.desal.2019.01.026.
16. Al-Hotmani O.M.A., Al-Obaidi M.A., Patel R., and Mujtaba I.M., Performance analysis of a hybrid system of multi effect distillation and permeate reprocessing reverse osmosis processes for seawater desalination, *Desalination*, 470, 114066, 2019, doi:10.1016/j.desal.2019.114066.
17. Filippini G., Al-Obaidi M.A., Manenti F., and Mujtaba I.M., Design and economic evaluation of solar-powered hybrid multi effect and reverse osmosis system for seawater desalination, *Desalination*, 465, 114–125, 2019, doi:10.1016/j.desal.2019.04.006.
18. Wu L., Zheng Z., Zhang D., Zhang Y., Zhang B., and Tang Z., Optimization of design and operational parameters of hybrid MED-RO desalination system via modelling, simulation and

برای مناطقی با دسترسی محدود به منابع حرارتی محسوب می‌شود. در مقابل، MED-RO به دلیل هزینه بالاتر سرمایه‌ای و عملیاتی، جذابیت اقتصادی کمتری دارد. از منظر کاربرد صنعتی، RO برای مناطق دارای برق ارزان و نیاز به هزینه پایین مناسب‌تر است. دو گزینه MED و MED-RO در صناعی که آب با خلوص بسیار بالا نیاز دارند یا بخار اتلافی در دسترس است، برتری می‌یابند و RO-MED برای شرایطی که هم هزینه و هم کیفیت اهمیت دارند بهترین تعادل را فراهم می‌کند.

با وجود این نتایج، پژوهش حاضر با محدودیت‌هایی نیز همراه بود؛ از جمله ساده‌سازی در مدل‌سازی پدیده‌هایی مانند گرفتگی و خوردگی و نیز عدم شبیه‌سازی کامل اثرات زیست‌محیطی شورابه. بنابراین، تحقیقات آینده می‌تواند شامل تحلیل چرخه عمر (LCA) برای ارزیابی جامع پایداری، بررسی گزینه‌های کیفیت متغیر آب خوراک و اثرات فصلی و ادغام با منابع انرژی تجدیدپذیر مانند خورشیدی یا بازیافت حرارت صنعتی باشد. همچنین توسعه مدل‌های دینامیکی برای پیش‌بینی رفتار سامانه در شرایط گذرا می‌تواند اعتبار و کاربردی نتایج را افزایش دهد.

قدردانی نویسندگان

نویسندگان از حمایت مالی پارک علم و فناوری دانشگاه تربیت مدرس از این مقاله قدردانی می‌نمایند.

تعارض منافع

برای نویسندگان تعارض منافی وجود ندارد.

سهم نویسندگان

محمد نورمحمد ۶۰ درصد (مدلسازی، روش‌شناسی، بهینه‌سازی، تحلیل نتایج و تولید پیش‌نویس) سجاد جلالی ۱۰ درصد (اصلاح و بازبینی مقاله) محمد فخرالاسلام ۳۰ درصد (ایده‌پردازی، روش‌شناسی، تحلیل نتایج، مدیریت پروژه، اصلاح و بازبینی مقاله)

منابع مالی

نویسندگان از حمایت مالی پارک علم و فناوری دانشگاه تربیت مدرس از این مقاله قدردانی می‌نمایند.

بیانیه هوش مصنوعی

چکیده انگلیسی با نسخه رایگان ابزار ChatGPT صحت سنجی شده است.

مراجع

1. Thimmaraju M., Sreepada D., Babu G.S., Dasari B.K., Velpula S.K., and Vallepu N., Desalination of Water, *Desalination and Water Treatment* (IntechOpen), 333–347, 2018, doi:10.5772/intechopen.78659.
2. Skiborowski M., Mhamdi A., Kraemer K., and Marquardt W., Model-based structural optimization of seawater desalination plants, *Desalination*, 292, 30–44, 2012, doi:10.1016/j.desal.2012.02.006.
3. Kucera J., Reverse Osmosis: Industrial Processes and Applications, John Wiley & Sons, 2015, doi:10.1002/9781119145776.
4. Mehrizi R.A., Mirbagheri S.A., and Shams A., Development of a generalized mathematical model for two-stage reverse osmosis desalination systems, *Computers and Chemical*

- engineering application, *Results in Engineering*, 24, 103253, 2024, doi:10.1016/j.rineng.2024.103253.
19. Kucera J., Reverse Osmosis: Industrial Processes and Applications, John Wiley & Sons, 2015, doi:10.1002/9781119145776.
20. Bazargan A., A Multidisciplinary Introduction to Desalination, Stylus Publishing, LLC, 2018, doi:10.1201/9781003336914.
21. Nour-Mohammad M., and Fakhroleslam M., Comparative techno-eco-environmental analysis of MSF and MED desalination plants integrated with a flue gas waste heat recovery system, *Applied Research in Chemical Engineering*, 2025, doi:ARCPE-80303.
22. Ahmed F.E., Hashaikh R., and Hilal N., Hybrid technologies: The future of energy efficient desalination—A review, *Desalination*, 495, 114659, 2020, doi:10.1016/j.desal.2020.114659.
23. Malek A., Hawlader M.N.A., and Ho J.C., Design and economics of RO seawater desalination, *Desalination*, 105(3), 245–261, 1996, doi:10.1016/S0011-9164(96)00130-5.
24. Sassi K.M., and Mujtaba I.M., MINLP based superstructure optimization for boron removal during desalination by reverse osmosis, *Journal of Membrane Science*, 440, 29–39, 2013, doi:10.1016/j.memsci.2013.01.025.
25. Ali E.S., Alsaman A.S., Harby K., Askalany A.A., Diab M.R., and Yakoot S.M.E., Recycling brine water of reverse osmosis desalination employing adsorption desalination: A theoretical simulation, *Desalination*, 408, 13–24, 2017, doi:10.1016/j.desal.2017.01.016.
26. Atab M.S., Smallbone A.J., and Roskilly A.P., An operational and economic study of a reverse osmosis desalination system for potable water and land irrigation, *Desalination*, 397, 174–184, 2016, doi:10.1016/j.desal.2016.06.017.
27. El-Dessouky H.T., and Ettouney H.M., Fundamentals of Salt Water Desalination, Elsevier, 2002, doi:10.1016/B978-0-444-50810-2.X5000-2.
28. Voutchkov N., Desalination Engineering: Planning and Design, McGraw Hill Professional, 2012. (ISBN: 9780071777162)
29. Guirguis M.J., Energy recovery devices in seawater reverse osmosis desalination plants with emphasis on efficiency and economical analysis of isobaric versus centrifugal devices, University of South Florida, 2011. (<https://digitalcommons.usf.edu/etd/3135>)
30. Al-Hotmani O.M.A., Al-Obaidi M.A., Li J.-P., John Y.M., Patel R., and Mujtaba I.M., A multi-objective optimisation framework for MED-TVC seawater desalination process based on particle swarm optimisation, *Desalination*, 525, 115504, 2022, doi:10.1016/j.desal.2021.115504.
31. Al Bloushi A., Giwa A., Mezher T., and Hasan S.W., Environmental impact and technoeconomic analysis of hybrid MSF/RO desalination: the case study of Al Taweelah A2 Plant, *Sustainable Desalination Handbook*, 55–97, 2018, doi:10.1016/B978-0-08-100337-4.00003-7.
32. Temstet C., Canton G., Laborie J., and Durante A., A large high-performance MED plant in Sicily, *Desalination*, 105(1–2), 109–114, 1996, doi:10.1016/S0011-9164(96)00105-6.
33. Weinberg J., and Ophir A., Experience gained in the ASHDOD plant and other dual purpose desalination plants using multi-effect distillation with aluminium tubes, *Desalination*, 108, 1–11, 1997, doi:10.1016/S0011-9164(97)00004-9.
34. Sayyaadi H., and Saffari A., Thermoeconomic optimization of multi effect distillation desalination systems, *Applied Energy*, 87(4), 1122–1133, 2010, doi:10.1016/j.apenergy.2009.09.015.
35. Ahmed F.E., Hashaikh R., and Hilal N., Hybrid technologies: The future of energy efficient desalination – A review, *Desalination*, 495, 114659, 2020.