



Journal of Applied Research in Chemical-Polymer Engineering

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

Research Paper

Comparative Techno-Eco-Environmental Analysis of MSF and MED Desalination Plants Integrated with a Flue Gas Waste Heat Recovery System

Mohammad Nour-Mohammad, Mohammad Fakhroleslam *

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

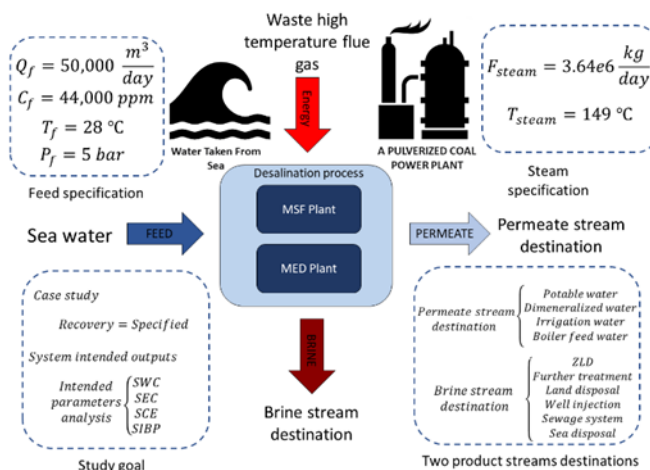
ARTICLE INFO

Received 2025-04-11
 Revised 2025-05-20
 Accepted 2025-05-21
 Available online 2026-04-25
 ISSN: 2588-5316
 Online ISSN: 2588-5324

Keywords:

Thermal Desalination
 Multi-Stage Flash (MSF)
 Multi-Effect Distillation (MED)
 Flue Gas Heat Recovery
 Specific Energy Consumption

GRAPHICAL ABSTRACT



ABSTRACT

Research subject: The growing global water crisis has intensified the need to advance desalination technologies. In this regard, thermal desalination methods such as Multi-Stage Flash (MSF) and Multi-Effect Distillation (MED) are considered suitable options in regions where saline water sources are located near petrochemical and refinery plants. Their suitability stems from their capability to utilize low-grade thermal energy sources, such as flue gases from industrial processes.

Research approach: This study investigates and compares the performance of MSF and MED technologies within a flue gas heat recovery scenario. A detailed mathematical modeling framework is developed for both systems, incorporating mass and energy balance equations, heat transfer mechanisms, and economic evaluation metrics. The models are validated through comparison with experimental data obtained from various industrial units to ensure reliability and accuracy.

Main results: Simulation outcomes show that MSF, operating at a 50% recovery rate using flue gas as a heat source, has a water production cost of approximately \$0.80 per cubic meter, while MED, under similar conditions, achieves a lower cost of \$0.40 per cubic meter. Furthermore, the specific energy consumption is calculated to be about 15.9 kWh/m³ for MSF and 11.3 kWh/m³ for MED. Greenhouse gas emissions in the MED system are estimated to be 41% lower than in MSF at the same recovery level. From an environmental standpoint, the pollutant intensity of the concentrated brine generated by the two technologies is essentially the same. Overall, MED demonstrates superior performance over MSF in the context of flue gas heat recovery integration, due to its lower energy consumption, reduced operational cost, decreased greenhouse gas emissions, and minimized environmental impact. This study provides a comprehensive and validated numerical framework that can support simulation-based optimization of thermal desalination systems for sustainable water production.

* 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

تحلیل مقایسه‌ای فنی- اقتصادی- محیط‌زیستی فرایندهای نمک‌زدایی MSF و MED یکپارچه‌شده با سامانه بازیافت حرارت گاز دودکش

محمد نورمحمد، محمد فخرالاسلام*

گروه طراحی فرایند، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، ایران

چکیده

موضوع تحقیق: بحران روبه‌رشد جهانی آب، نیاز به توسعه و پیشرفت فناوری‌های نمک‌زدایی آب را تشدید کرده است. در این راستا، روش‌های حرارتی نمک‌زدایی مانند تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای (MSF) و تقطیر چندمرحله‌ای (MED)، در مناطقی که منابع آب شور در مجاورت واحدهای پتروشیمی و پالایشگاهی قرار دارند، گزینه‌های مناسبی محسوب می‌شوند. علت این امر، قابلیت این روش‌ها در بهره‌گیری از منابع انرژی حرارتی کم‌کیفیت، نظیر گازهای دودکش حاصل از فرایندهای صنعتی است.

روش تحقیق: این مطالعه به بررسی و مقایسه عملکرد فناوری‌های MED و MSF در سناریوی بازیافت حرارت از گازهای دودکش می‌پردازد. بدین منظور، یک چارچوب مدل‌سازی ریاضی جامع برای هر دو سیستم توسعه داده شده است که شامل معادلات موازنه جرم و انرژی، سازوکارهای انتقال حرارت و شاخص‌های ارزیابی اقتصادی می‌باشد. به‌منظور اطمینان از قابلیت اعتماد و دقت نتایج، مدل‌ها از طریق مقایسه با داده‌های تجربی به‌دست‌آمده از واحدهای صنعتی مختلف اعتبارسنجی شده‌اند.

نتایج اصلی: نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که فناوری MSF در نرخ بازیافت ۵۰ درصد و با استفاده از گازهای دودکش به‌عنوان منبع حرارتی، دارای هزینه تولید آب در حدود ۰/۸۰ دلار به ازای هر مترمکعب است، در حالی که فناوری MED تحت شرایط مشابه، هزینه کمتری معادل ۰/۴۰ دلار به ازای هر مترمکعب را محقق می‌سازد. همچنین، مصرف ویژه انرژی برای MSF حدود ۱۵/۹ کیلووات‌ساعت بر مترمکعب و برای MED حدود ۱۱/۳ کیلووات‌ساعت بر مترمکعب محاسبه شده است. انتشار گازهای گلخانه‌ای در سیستم MED در همان سطح بازیافت، حدود ۴۱ درصد کمتر از MSF برآورد می‌شود. از منظر زیست‌محیطی، شدت آلاینده‌گی آب تغلیظ‌شده تولیدی در هر دو فناوری عملاً یکسان است. در مجموع، در چارچوب یکپارچه‌سازی بازیافت حرارت گازهای دودکش، فناوری MED به‌دلیل مصرف انرژی کمتر، هزینه بهره‌برداری پایین‌تر، کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای و اثرات زیست‌محیطی محدودتر، عملکرد برتری نسبت به MSF از خود نشان می‌دهد. این مطالعه یک چارچوب عددی جامع و اعتبارسنجی‌شده ارائه می‌دهد که می‌تواند مبنایی قابل اتکا برای بهینه‌سازی مبتنی بر شبیه‌سازی سیستم‌های نمک‌زدایی حرارتی با هدف تولید پایدار آب باشد.

کلیدواژه‌ها

نمک‌زدایی حرارتی

تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای

بازیابی حرارتی گاز دودکش

تقطیر چندمرحله‌ای

مصرف انرژی ویژه

اطلاعات مقاله

دریافت: ۱۴۰۴/۰۱/۲۲

بازنگری: ۱۴۰۴/۰۲/۳۰

پذیرش: ۱۴۰۴/۰۲/۳۱

دسترس آن‌لاین: ۱۴۰۵/۰۲/۰۵

ISSN: 2588-5316

Online ISSN: 2588-5324

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

۱ مقدمه

یکی از بهترین روش‌های مقابله با بحران جهانی آب، نمک‌زدایی آب است. نمک‌زدایی، حذف مواد معدنی و املاح اضافی از آب منابع مختلفی از جمله اقیانوس‌ها، دریاها و رودخانه‌ها است که آب نمک‌زدایی شده را برای مصارف انسانی و آبیاری مناسب می‌سازد. نتیجه این فرایند دو جریان آب آشامیدنی و آب تغلیظ است. این روش نسبت به استفاده از آب‌های سطحی یا زیرزمینی پرهزینه‌تر است؛ اما منابع آبی ذکر شده، راه‌حل‌های همیشگی نیستند (آب‌های سطحی یا زیرزمینی) [۱].

فناوری‌های نمک‌زدایی حرارتی مانند تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای (Multi-stage flash (MSF)) و تقطیر چندمرحله‌ای (Multi-effect (MED)) (distillation) نقش حیاتی در مناطقی با ذخایر نفتی بالا مانند خاورمیانه ایفا می‌کنند که این امر به دلیل کارایی آن‌ها در تولید آب نمک‌زدایی شده از آب‌هایی با شوری بالا است [۳ و ۲]. در میان فناوری‌های حرارتی، MSF به دلیل بلوغ فناوری، قابلیت اطمینان بالا در تولید آب باکیفیت، و سابقه طولانی در استفاده در واحدهای بزرگ نمک‌زدایی، جایگاه ویژه‌ای دارد به‌ویژه در منطقه خلیج فارس که فناوری‌های حرارتی نسبت به روش‌های غشایی ترجیح داده می‌شوند [۴]. از طرف دیگر، MED به‌طور فزاینده‌ای مورد توجه قرار گرفته است؛ زیرا قابلیت عملکرد در دماهای پایین‌تر را داشته و با منابع حرارتی کم کیفیت مانند گرمای زائد گازهای دودکش یا فرایندهای صنعتی سازگار است. برخلاف MSF که نیازمند دماهای بالاتر در آب تغلیظ‌شده و مصرف انرژی ویژه بیشتری است، سامانه‌های MED نسبت عملکرد بالاتر و بازده انرژی بیشتری را ارائه می‌دهند، به‌ویژه زمانی که با سامانه‌های بازیافت حرارت ترکیب شوند [۵]. MED به دلیل عملکرد بهتر در دماهای پایین‌تر، بهره‌وری انرژی بالاتر و پتانسیل بهتر برای استفاده از گرمای زائد، به عنوان گزینه جذاب برای ارزیابی و مقایسه در نظر گرفته می‌شود.

مدل‌سازی کارخانه نمک‌زدایی با روش MSF نیازمند مدل‌سازی دقیق هر مرحله برای اطمینان از دقت کل سامانه است. به این منظور، مدل‌های متعددی برای شبیه‌سازی عملکرد هر مرحله در فرایند MSF، با تمرکز بر اصول ترمودینامیکی و انتقال حرارت که بر تبخیر و تراکم آب حاکم است، توسعه داده شده‌اند. در روش‌های حرارتی پیچیدگی مدل‌سازی یکی از اصلی‌ترین مسائلی است که پژوهشگران با آن روبرو هستند و نیاز است مدل‌هایی ارائه شود که هم‌زمان پیچیدگی زیادی نداشته باشند و همچنین دقت نسبتاً خوبی در مقایسه با فرایندها در صنعت نشان دهند. عبدالوهاب و همکاران [۶] مدل ریاضی حالت تداوم‌پذیر برای کارخانه نمک‌زدایی MSF بر اساس اصول اساسی فیزیک و شیمی ایجاد کردند. این مدل دارای پارامترهای مختلف این فرایند است که بر عملکرد تأثیر می‌گذارد و نتایج شبیه‌سازی در مقایسه با داده‌های عملیاتی واقعی تأیید شده است که دقت و قابلیت اطمینان بالایی را نشان می‌دهد. در کار دیگری هانان گائو و همکاران [۷] مدل پیچیده‌ای برای واحد نمک‌زدایی آب به روش MSF ایجاد کردند که از قوانین پایستگی جرم و انرژی استفاده کرده‌اند. در مقاله عبدالجواد و همکاران [۸] از مدل ریاضی حالت تداوم‌پذیر استفاده شد که در ابتدا توسط سلیمان در ۱۹۸۱ توسعه یافته بود. این مدل موازنه جرم و

انرژی را به همراه معادلات انتقال حرارت برای شبیه‌سازی فرایند MSF ادغام می‌کند. نویسندگان پروفایل‌های دمایی خطی، ضرایب انتقال حرارت ثابت و ظرفیت‌های حرارتی ویژه را برای محلول آب‌نمک فرض می‌کنند که مدل را ساده می‌کند؛ اما دقت آن کاهش پیدا کرده است. معادلات ارائه‌شده در این بخش برای مدل‌سازی نمک‌زدایی MSF استاندارد هستند و مفروضات رایج در این زمینه را منعکس می‌کنند. باین‌حال، مقاله اشاره می‌کند که درحالی‌که مدل ساده شده است، برای مطالعات اولیه کافی است، اگرچه مدل دقیق‌تری برای پیش‌بینی عملکرد دقیق و ارزیابی طراحی مورد نیاز است. در کار الدسوکي [۹] دو روند از مدل‌سازی برای هر دو چیدمان این روش نمک‌زدایی ارائه شده است که در یکی از آن‌ها جزئیات کمتری به کار رفته است و این مدل برای بررسی سطحی کارخانه MSF استفاده می‌شود؛ درحالی‌که روند دوم مدل‌سازی بسیار دقیقی را برای این روش ارائه کرده است که بیشتر جنبه طراحی فرایند را دارد. در تحقیقات اخیر، مطالعه‌ای که توسط آل‌مری و همکاران [۱۰] انجام شد، به مدل‌سازی دقیق و تحلیل اگزرژی در کارخانه MSF آژور در کویت پرداخته است. نتایج این مطالعه نشان داد که بیش از ۵۵٪ از کل تخریب اگزرژی در بخش بازیابی حرارت رخ می‌دهد که اهمیت بهینه‌سازی این بخش را در واحدهای صنعتی واقعی برجسته می‌سازد. با استفاده از مدل دقیق توسعه‌داده‌شده در gPROMS و اعتبارسنجی آن با داده‌های واقعی کارخانه، این مطالعه توانست تخریب‌های فیزیکی و شیمیایی اگزرژی را در ۲۴ مرحله به دقت پیگیری کند. نکته قابل توجه این است که بیش از ۸۳٪ از تخریب اگزرژی در گرم‌کن آب و بخش بازیابی حرارت متمرکز بوده که نشان‌دهنده این است که هرگونه تلاش برای بهینه‌سازی باید به این واحدها اولویت بدهد. با توجه به زبان‌های حرارتی زیاد در فرایندهای MSF، ادغام منابع گرمایی زائد مانند گازهای دودکش واحدهای پتروشیمی به عنوان راهبرد امیدوارکننده برای افزایش بهره‌وری انرژی و عملکرد محیط‌زیستی مطرح شده است. الراوشده و همکاران [۱۱] نیز به بررسی سامانه MSF خورشیدی با بازیابی آب تغلیظ‌شده پرداخته و نشان داده‌اند که نسبت عملکرد سامانه می‌تواند با یکپارچه‌سازی حرارتی دقیق حتی در واحدهای مقیاس متوسط به‌طور قابل توجهی بهبود یابد.

مدل‌سازی و شبیه‌سازی دقیق برای توسعه درک و بررسی احتمالات برای بهبود طراحی و عملکرد فرایند ضروری است. از این رو، مدل‌های متعددی برای استفاده در شبیه‌سازی فرایندهای MED توسعه یافته‌اند [۱۲]. السید و سیلور [۱۳] یکی از اولین مدل‌های حالت خوراک پیشرو (Feed (FF) forward) این فناوری را توسعه دادند و توانستند نسبت عملکرد و سطح انتقال حرارت را از طریق چندین فرض ترمودینامیکی ساده‌کننده محاسبه کنند. الدسوکي و همکاران [۱۴]، الدسوکي و اتونی [۱۵] و الدسوکي و همکاران [۱۶] چیدمان‌های مختلف MED از جمله FF، خوراک موازی-مقاطع (Feed parallel-cross (PCF))، سامانه‌های ترکیب‌شده با کمپرسور حرارتی و کمپرسور بخار مکانیکی را تجزیه و تحلیل کردند. معادلات انتقال حرارت مورد استفاده در مدل فرض می‌کند که مساحت محاسبه‌شده مجموع مساحت گرمایش آب تغلیظ‌شده و مساحت هر مرحله است. آن‌ها دریافتند که نسبت عملکرد حرارتی TVC و مصرف توان ویژه MVC در دمای بالاتر بخار گرمایش کاهش می‌یابد. علاوه بر این، افزایش دمای بخار گرمایش،

گازهای دودکش، وجود دارد. بیشتر مطالعات پیشین هر یک از این دو فناوری را به صورت مجزا بررسی کرده‌اند و چارچوب جامعی برای ارزیابی یکپارچه عملکرد آن‌ها تحت شرایط یکسان ارائه نشده است. همچنین، درحالی‌که بسیاری از تحلیل‌ها بر جنبه‌های ترمودینامیکی و اقتصادی تمرکز دارند، شاخص‌های محیط‌زیستی جامع نظیر انتشار ویژه کربن (SCE) و شدت آلاینده‌گی آب تغلیظ‌شده (SIBP) اغلب نادیده گرفته شده‌اند. مدل‌سازی‌های صورت‌گرفته در مطالعات گذشته نیز معمولاً بر پایه مفروضات خواص ثابت یا ترمودینامیک ایده‌آل استوار بوده‌اند و رفتار دقیق سامانه‌های چندمرحله‌ای و پیچیدگی‌های انتقال حرارت واقعی را لحاظ نکرده‌اند. علاوه بر این، تفکیک تحلیل فنی، اقتصادی و محیط‌زیستی در اغلب آثار منجر به درک محدود از تعامل و موازنه میان بهره‌وری انرژی، هزینه و پایداری شده است. از سوی دیگر، تنها تعداد معدودی از مطالعات از داده‌های واقعی صنعتی بهره برده‌اند که این موضوع نیز از کارآمدی پژوهش آن‌ها می‌کاهد.

در پاسخ به چالش‌های فوق، پژوهش حاضر ارزیابی جامعی برای مقایسه فناوری‌های MSF و MED تحت منبع حرارت زائد واقعی ناشی از گازهای دودکش ارائه می‌دهد. با بهره‌گیری از مدل‌سازی دقیق جرم و انرژی و اعتبارسنجی آن بر پایه داده‌های صنعتی، این تحقیق به صورت هم‌زمان عملکرد سامانه را در ابعاد فنی (نرخ بازیابی)، اقتصادی (هزینه ویژه آب (SWC)) و محیط‌زیستی (میزان مصرف انرژی ویژه (SEC یا SCE)، SIBP) ارزیابی می‌کند. در این پژوهش، شرایط عملیاتی واقعی نظیر تغییرات فصلی جریان خوراک و اعمال رویکرد مدل‌سازی یکسان برای هر دو فناوری MSF و MED در نظر گرفته شده و ارزیابی جامع و کاربردی برای سنجش پایداری استفاده از این فناوری‌ها در مناطق صنعتی ساحلی انجام گرفته است.

۲ بخش نظری

۲-۱ مدل‌سازی واحدهای نمک‌زدایی حرارتی

در این بخش، شرح مختصری از فرایندهای حرارتی نمک‌زدایی آب صورت می‌گیرد. سپس مدل‌سازی فناوری‌های حرارتی نمک‌زدایی و تجهیزات مورد استفاده در این فرایندها مورد بررسی قرار می‌گیرد.

۲-۱-۱ شرح مختصر فرایندهای MSF و MED

واحدهای نمک‌زدایی از چندین بخش اصلی تشکیل شده‌اند که در بخش اول، آب از منبع برداشت شده و به فرایند وارد می‌شود. سپس آب به واحد پیش‌تصفیه انتقال می‌یابد تا املاح و مواد ناخالصی که ممکن است برای واحد اصلی ایجاد مشکل کنند از جریان آب ورودی حذف شوند. پس از این مرحله آب وارد واحد اصلی نمک‌زدایی شده و طی سازوکار خاصی دو جریان آب نمک‌زدایی شده و آب تغلیظ‌شده تولید می‌شود. آب نمک‌زدایی شده بر اساس کیفیت آن برای کاربردهای متفاوتی به کار گرفته شده و آب تغلیظ‌شده با رعایت پروتکل‌های مهندسی به منظور وارد شدن حداقل آسیب به محیط دفع یا مجدد مورد استفاده قرار می‌گیرد.

روش MSF یکی از رایج‌ترین روش‌های نمک‌زدایی حرارتی است که بر کاهش ناگهانی فشار برای تبخیر سریع آب عمل می‌کند. طبق شکل ۱ در این فرایند، آب خوراک ابتدا تا ۹۰ تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد گرم شده و

ناحیه انتقال حرارت ویژه را کاهش می‌دهد. نسبت تبدیل یا همان بازدهی به چیدمان جریان آب نمک بستگی دارد و مستقل از حالت فشرده‌سازی بخار است. الدسوک و اتونی [۹] نیز مدل ساده‌شده‌ای را توسعه دادند و نهایتاً درویش و همکاران [۱۷] و درویش و عبدالرحیم [۱۸] مدل MED ساده‌ای ایجاد کردند و چیدمان‌های مختلف را تجزیه و تحلیل و در مورد مبادله بین نسبت عملکرد و ناحیه انتقال حرارت مورد نیاز بحث کردند.

ادغام منابع حرارتی زائد در فرایندهای نمک‌زدایی، به عنوان راهکار مؤثر برای افزایش بازده انرژی و کاهش هزینه‌های عملیاتی، مورد توجه گسترده قرار گرفته است. مطالعات متعددی منابع مختلفی از جمله گازهای خروجی از فرایندهای صنعتی و آب گرم خروجی از نیروگاه‌ها را به عنوان منبع گرمایی برای تأمین انرژی مورد نیاز فرایندهای حرارتی نمک‌زدایی بررسی کرده‌اند. ادغام حرارت بازیافتی در سامانه‌های نمک‌زدایی حرارتی می‌تواند به طور قابل توجهی بهره‌وری انرژی را افزایش دهد، زیرا این فرایند از انرژی حرارتی کم‌درجه‌ای استفاده می‌کند که در حالت عادی به هدر می‌رود. مطالعات نشان داده‌اند حدود ۶۳٪ از حرارت‌های زائد صنعتی در محدوده دمایی زیر ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد قرار دارند، که برای به کارگیری در فرایندهای MED و MSF مناسب هستند. اگرچه بازده تبدیل انرژی حرارت زائد به انرژی قابل استفاده در فرایند نمک‌زدایی بسته به عواملی نظیر دما، ظرفیت منبع حرارتی و طراحی سامانه نمک‌زدایی متفاوت است، اما استفاده از این منابع می‌تواند منجر به کاهش چشمگیر مصرف انرژی اولیه و اثرات محیط‌زیستی شود. با این حال، چالش‌هایی مانند نوسان در تأمین حرارت زائد و نیاز به راهکارهای ذخیره‌سازی حرارتی نیز وجود دارد که برای بهینه‌سازی عملکرد سامانه باید مدنظر قرار گیرند [۱۹].

در یکی از مطالعات، خلیل‌زاده و حسین‌نژاد [۲۰] عملکرد سامانه MED را که با استفاده از حرارت بازیافتی از یک توربین بادی پر ظرفیت کار می‌کند، تحلیل کردند. این سامانه در مناطقی با سرعت باد متوسط ۱۱ متر بر ثانیه، توانست با استفاده از حرارت ۲۳۱ کیلوواتی در دمای ۱۴۰ درجه سانتی‌گراد، حدود ۴۵/۰۶۹ مترمکعب در روز آب تولید کند. همچنین، چونخوا و همکاران [۲۱] با استفاده از آب گرم خروجی از صنایع پتروشیمی در محدوده دمایی ۹۰ تا ۹۸ درجه سانتی‌گراد، نشان دادند که به ازای هر ۱ درجه افزایش دمای خوراک، میزان آب تولیدی حدود ۴۳۸ مترمکعب در روز افزایش می‌یابد. مطالعات نظری مانند ثو و همکاران [۲۲] و ژانگ و همکاران [۲۳] نیز فرایند رطوبت‌زنی-رطوبت‌گیری (Humidification-Dehumidification) و MED را بررسی کردند که با استفاده از آب خنک‌کن یا گازهای خروجی از ژنراتورها در محدوده دمایی ۸۵ تا ۱۳۰ درجه سانتی‌گراد کار می‌کنند. به عنوان نمونه، هی و همکاران [۲۴] در شبیه‌سازی سامانه HDH خود، توانستند بیشینه بهره‌وری تولید آب را به ۱۰۵/۲۶ کیلوگرم در ساعت برسانند. شی و شی [۲۵] نیز امکان استفاده از حرارت خروجی از کارخانه تولید اسیدسولفوریک را برای تأمین انرژی فرایندهای نمک‌زدایی بررسی کردند. نتایج آن‌ها نشان داد که سامانه‌های MED و MSF در این شرایط می‌توانند تا ۵۶۸۰ مترمکعب در روز آب شیرین تولید کنند. با وجود پژوهش‌های گسترده در زمینه سامانه‌های نمک‌زدایی حرارتی، هنوز شکاف‌های قابل توجهی در پیشینه پژوهش در خصوص مقایسه یکپارچه فناوری‌های MSF و MED در شرایط بازیابی حرارت از منابع صنعتی، به ویژه

در بخش مدل‌های اقتصادی جدول ۱ بررسی خواهد شد. طبق مدل‌های ارائه شده برای این بخش سه پارامتر ابتدایی جریان خوراک دبی حجمی، غلظت و دما طبق روابط (۱ تا ۳) تغییری نخواهد کرد؛ اما برای تأمین آب و برداشت آب خوراک تا فرایند نیاز است انرژی مصرف شود که این کار توسط پمپ مکش اولیه طبق رابطه (۴) صورت می‌پذیرد. در مدل اقتصادی دو بخش هزینه پمپ مورد نیاز طبق رابطه (۵) به عنوان هزینه ثابت و هزینه انرژی طبق رابطه (۹) به عنوان هزینه جاری به کار رفته است تا هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه طبق رابطه (۱۲) به دست آید.

۲-۲-۲ بخش پیش تصفیه

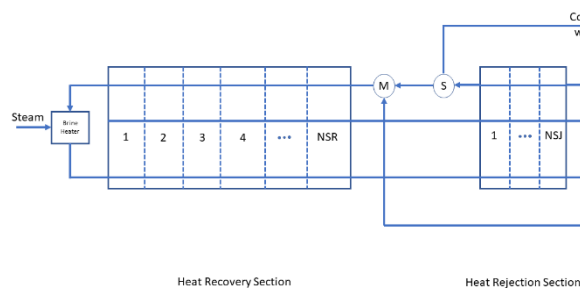
در فرایند تصفیه و نمک‌زدایی برای تشخیص میزان آلودگی آب از آزمون آب استفاده می‌کنند. در نتایج آزمون آب شاخص‌های متعددی مورد ارزیابی قرار می‌گیرند که می‌توان به کل مواد محلول در آب (TDS)، مواد معلق در آب (TSS)، کدورت، هدایت الکتریکی (EC) و تمام ترکیبات آلی (TOC) اشاره کرد. سامانه‌های نمک‌زدایی معمولاً توانایی حذف تمامی آلاینده‌ها را ندارند؛ بنابراین برای حذف هر مورد از آلاینده‌ها از عناصر سنگین و یا یون‌های چند ظرفیتی تا لجن‌ها یا مواد با اندازه بزرگ‌تر از فناوری‌های پیش تصفیه بهره می‌شود. در این کار مدل‌های ارائه شده در بخش پیش تصفیه مدل‌های تنظیم شده برای فرایندهای غشامحورند زیرا تقریباً برخی از واحدهای پیش تصفیه در میان تمام فناوری‌ها مشترک‌اند و موارد غیرمشترک نیز بر روی فرایند و هزینه‌های تخمینی کل فرایند تأثیر بسزایی ندارند. علاوه بر این، از بعد اقتصادی بر روی واحدهای پیش تصفیه فرایندهای حرارت محور پژوهش کاربردی صورت نگرفته است و این فرضیه یکسان بودن پیش تصفیه فناوری‌های غشائی و حرارتی تأثیر قابل توجهی بر روی خروجی‌های مورد انتظار نخواهد داشت. در این بخش فرض شده است انتخاب پیش تصفیه به گونه‌ای انجام شده است که تمامی آلاینده‌های ورودی به سامانه حذف شده و تنها TDS آب به عنوان ناخالصی لحاظ شده است. مدل‌های ریاضیاتی بخش پیش تصفیه در جدول ۲ خلاصه شده است.

طبق مدل‌های ارائه شده برای این بخش سه پارامتر ابتدایی جریان خوراک دبی حجمی، غلظت و دما طبق روابط (۱۳ تا ۱۵) تغییری نخواهد کرد؛ اما برای تأمین آب فشار مورد نیاز برای برخی واحدهای پیش تصفیه نیاز است انرژی مصرف شود که این کار توسط پمپ طبق رابطه (۱۶) صورت می‌پذیرد. در مدل اقتصادی دو بخش هزینه پمپ و تجهیزات مورد نیاز طبق رابطه (۱۷) به عنوان هزینه ثابت و هزینه انرژی طبق رابطه (۲۱) به عنوان هزینه جاری به کار رفته است تا هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه طبق رابطه (۲۴) به دست آید.

۲-۲-۳ بخش برداشت آب به فرایند

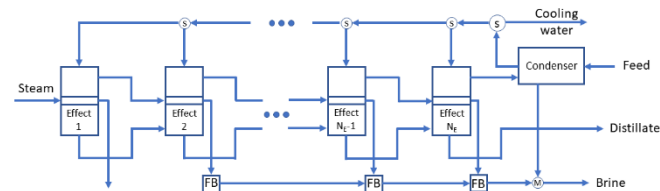
در این فناوری طبق شکل ۳ جریان ورودی خوراک و چندین پارامتر طراحی نیاز است تا مدل‌سازی انجام گیرد. پارامترهای حائز اهمیت در مدل‌سازی MSF عبارت‌اند از تعداد مراحل در بخش بازیابی، تعداد مراحل در بخش دفع نمک، بالاترین دمای آب تغلیظ شده، دمای مایع گرم‌کن آب تغلیظ شده، دمای بخار گرم‌کن، نرخ تقسیم آب ورودی و نرخ تقسیم آب بازگشتی.

سپس در چندین مرحله متوالی تحت کاهش فشار ناگهانی (فلاشینگ) قرار می‌گیرد. بخار حاصل روی سطوح مبدل‌های حرارتی متراکم شده و آب نمک‌زدایی شده تولید می‌شود، درحالی‌که محلول غلیظ باقی‌مانده تخلیه می‌شود. تعداد مراحل MSF بین ۴ تا ۴۰ متغیر است و این سامانه می‌تواند تا ۳۰ سال عمر مفید داشته باشد. آب تولیدی این فرایند کیفیت بالایی دارد و برای مصارف خانگی، صنایع شیمیایی، دارویی و غذایی کاربرد گسترده‌ای دارد [۲۶].



شکل ۱ طرح‌واره روند انجام فرایند تبخیر آبی چند مرحله‌ای
Figure 1 Schematic representation of the process flow in the Multi-Stage Flash (MSF) evaporation system

روش MED یکی از روش‌های کارآمد نمک‌زدایی حرارتی است که با دمای پایین‌تر و بهره‌وری انرژی بالاتر نسبت به MSF عمل می‌کند. طبق شکل ۲ در این فرایند، آب شور به صورت پاششی روی لوله‌های حاوی بخار داغ اسپری می‌شود. بخار داخل لوله‌ها متراکم شده و گرمای خود را از طریق دیواره‌های لوله به آب شور منتقل می‌کند، باعث تبخیر آن شده و بخار بدون نمک تولید می‌شود. این بخار سپس به مرحله بعد منتقل شده و به عنوان منبع گرما برای تبخیر بیشتر آب شور استفاده می‌شود. MED معمولاً بین ۵ تا ۲۰ مرحله (افکت) دارد و با افزایش تعداد مراحل، بازیابی انرژی و کارایی سامانه بهبود می‌یابد. به دلیل دمای عملیاتی پایین‌تر نسبت به MSF، این فناوری مصرف انرژی کمتری دارد و می‌تواند از بخار کم کیفیت و گرمای زائد صنعتی برای بهینه‌سازی فرایند استفاده کند. آب تولیدی در این روش دارای کیفیت بسیار بالایی است و در مصارف صنعتی و دارویی بدون نیاز به تصفیه تکمیلی قابل استفاده بوده و تنها برای کاربرد شرب، انجام پیش تصفیه مناسب ضروری است.



شکل ۲ طرح‌واره روند انجام فرایند تقطیر چند مرحله‌ای
Figure 2 Schematic representation of the Multi-Stage Distillation process flow

۲-۲-۲ مدل‌سازی ریاضیاتی تجهیزات و فرایندها

۲-۲-۱ بخش برداشت آب به فرایند

برای تأمین آب مورد نیاز فناوری‌های نمک‌زدایی و انتقال آب از منابعی همچون آب اقیانوس، دریا، دریاچه و چاه نیاز است که انرژی مصرف شود. مصرف انرژی در این بخش هزینه‌ای قابل توجه در فرایند ایجاد می‌کند که

جدول ۱ مدل‌های ریاضیاتی بخش برداشت آب منبع فرایند [۲۷]

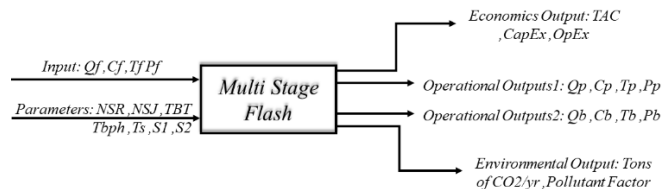
Table 1 Mathematical models of the feedwater intake section of the process [27]

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	$CC_{\text{equi}} = CC_{\text{Intake}}$
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	$crf = \frac{(\text{int} + 1)^t \times \text{int}}{(\text{int} + 1)^t - 1}$
12	Total annualized cost of the intake section	$TAC_{\text{Intake}} = AOC_{\text{Intake}} + (crf \times TCC_{\text{Intake}})$

جدول ۲ مدل‌های ریاضیاتی بخش پیش تصفیه [۲۷]

Table 2 Mathematical Models of the Pretreatment Section [27]

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	$PP_{\text{pre}} = \frac{1}{36 \times 24} (PP_{\text{pre}} - Pf_{\text{pre}}) \times \frac{Q_{\text{fpre}}}{\text{etta}_{\text{pump}}} \times ta$
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	$crf = \frac{(\text{int} + 1)^t \times \text{int}}{(\text{int} + 1)^t - 1}$
24	Total annualized cost of the pretreatment section	$TAC_{\text{pre}} = AOC_{\text{pre}} + (crf \times TCC_{\text{pre}})$



Nomenclature:

Qf: Feed volumetric Flowrate (m3/day) / Cf: Feed Concentration (ppm) / Tf: Feed Water Temperature (C)
 Pf: Feed Water Pressure (bar) / NSR: Number of Heat Recovery Section (-) / NSJ: Number of Heat Rejection Section (-)
 TBT: Highest brine Temperature (C) / Tbp: brine Temperature before brine heater (C)
 TS: Steam Temperature (C) / S1: Split Ratio seawater inlet splitting (-) / S2: Split Ratio brine outlet splitting (-)
 QP: Permeate volumetric Flowrate (m3/day) / Cp: Permeate Concentration (ppm) / Tp: Permeate Temperature (C)
 Pp: Permeate Pressure (bar) / Qb: brine volumetric Flowrate (m3/day) / Cb: brine Concentration (ppm)
 Tb: brine Temperature (C) / Pb: brine Pressure (bar) / TAC: Total Annualized Cost (\$/yr)
 CapEx: Capital Expenditure (\$) / OpEx: Operating Expenditure (\$/yr)
 Tons of CO2/yr: Annual Tons of CO2 emission to atmosphere from current process
 Pollutant Factor: Multiplication of Qb and Cb (Kg/day)

شکل ۳ طرح‌واره پارامترهای ورودی و خروجی برای سامانه تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای

Figure 3 Schematic representation of input and output parameters for the Multi-Stage Flash (MSF) evaporation system

برای تحلیل دقیق و قابل اعتماد فرایند تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای، مدل‌سازی ریاضیاتی باید از داخل هر مخزن آغاز شود و تمامی پدیده‌های فیزیکی و شیمیایی ناشی از انتقال حرارت و جرم در نظر گرفته شود. در این فرایند، ابتدا تبخیر اولیه در اثر کاهش فشار ناگهانی رخ داده و سپس بخار حاصل متراکم شده و آب شیرین تولید می‌شود. این روند در تمامی مراحل تکرار شده و در هر مرحله، مقداری به حجم آب تولیدی افزوده می‌شود. مدل‌سازی فرایند MSF با هدف تحلیل بازایی حرارت و دفع نمک انجام شده است. ابتدا تعداد مراحل بازایی حرارت و دفع نمک بر اساس ورودی‌های سامانه تعیین می‌شود رابطه (۲۵). به دلیل نیاز به حجم بیشتر آب در بخش دفع نمک، مقدار آب خوراک از میزان موردنیاز فرایند بیشتر است که مقدار آن از رابطه (۲۶) محاسبه می‌شود. دبی آب خنک‌کننده، گرمای نهان تبخیر و ظرفیت حرارتی ویژه آب از روابط (۲۷ تا ۲۹) استخراج می‌شوند.

دبی بخار گرم‌کن و افت دما در هر مرحله از طریق روابط (۳۰ و ۳۱) تعیین می‌شود. فرض خطی بودن تغییرات دما در هر مرحله در منابع معتبر علمی از جمله مطالعات درویش [۳۶] و الدسوکی و اتونی [۹] نیز به کار رفته است. در این مطالعات نشان داده شده که خواص فیزیکی سیالات مانند ظرفیت گرمایی ویژه و گرمای نهان تبخیر، در بازه دمایی معمول واحدهای نمک‌زدایی حرارتی (۳۰ تا ۱۱۰ درجه سانتی‌گراد) تغییرات اندکی دارند و می‌توان آن‌ها را به صورت ثابت فرض کرد. با توجه به تفاوت شرایط حرارتی در بخش بازایی حرارت و دفع نمک، مقدار گرمای نهان تبخیر برای هر بخش به صورت مجزا محاسبه می‌شود روابط (۳۲ و ۳۳). پروفایل دمای خوراک، بخار تولیدی در مرحله اول و سایر مراحل و نرخ تبخیر تا مرحله‌ی معینی به ترتیب از روابط (۳۴ تا ۳۷) استخراج شده و دبی کلی آب تغلیظ شده و شوری آن از روابط (۳۸ و ۳۹) محاسبه می‌شود. پروفایل‌های دما و فشار که نقش کلیدی در کارایی سامانه دارند، برای بخش بازایی حرارت و دفع نمک تعیین شده‌اند که در روابط (۴۰ تا ۴۵) آورده شده‌اند. طراحی پیش‌گرم‌کن و محاسبات تبادل حرارت بر اساس روابط (۴۶ تا ۵۲) انجام شده و دبی نهایی آب تغلیظ شده از رابطه (۵۳) محاسبه می‌شود. مساحت کلی سطوح انتقال حرارت در مراحل مختلف نیز از رابطه (۵۴) به دست می‌آید.

مدل اقتصادی هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه را بر اساس رابطه (۵۵) تعیین کرده و هزینه‌های عملیاتی شامل مصرف بخار، برق، مواد شیمیایی و نیروی کار را از روابط (۵۶ تا ۶۰) محاسبه می‌کند. کل هزینه سالیانه از رابطه (۶۱) به دست می‌آید.

مدل ریاضیاتی هدف محیط‌زیستی، تأثیرات محیط‌زیستی سامانه را از طریق محاسبه مصرف انرژی حرارتی و الکتریکی روابط (۶۲ و ۶۳)، شدت مصرف انرژی رابطه (۶۴) و تأثیرات دفع آب تغلیظ‌شده رابطه (۶۵) ارزیابی می‌کند. طبق رابطه (۶۶) میزان انتشار جرمی گازهای گلخانه‌ای از میزان انرژی مصرفی حرارتی و الکتریکی با تأثیر ضریب انتشار گازهای گلخانه‌ای در سامانه‌های نمک‌زدایی به دست می‌آید [۳۵]. در کل سامانه روابط ارائه شده در این بخش از [۹] استخراج شده و در جدول ۳ آورده شده‌اند.

فرضیات استفاده شده در مدل‌سازی ریاضیاتی فرایند MSF عبارت‌اند از [۹]:

- بخار تولیدشده عاری از نمک در نظر گرفته شده است.
- پروفایل دما در طول مراحل به صورت خطی فرض شده است.
- ظرفیت گرمایی ویژه تنها به عنوان تابعی از شوری آب لحاظ شده و تأثیر دما در آن نادیده گرفته شده است.
- اتلاف حرارتی به محیط اطراف قابل صرف نظر تلقی شده است، زیرا مراحل تبخیر ناگهانی و گرم‌کن شورا به معمولاً دارای عایق کاری مناسب بوده و در دماهای نسبتاً پایین عمل می‌کنند.
- اثرات فوق‌سردشدگی کندانس و فوق‌داغ‌شدگی بخار نادیده گرفته شده‌اند، زیرا گرمای نهان تغییر فاز به مراتب بزرگ‌تر از گرمای محسوس ناشی از این شرایط است و تأثیر آن‌ها بر موازنه انرژی سامانه ناچیز است.

۲-۲-۴ مدل‌سازی فرایند تقطیر چندمرحله‌ای

در این فناوری طبق شکل ۴ یک جریان ورودی خوراک و چندین پارامتر طراحی نیاز است تا مدل‌سازی این فناوری انجام گیرد. پارامترهای حائز اهمیت در مدل‌سازی MED عبارت‌اند از تعداد مراحل، پایین‌ترین و بالاترین دما بخار تولید شده، دبی جرمی بخار گرم‌کن، دمای بخار گرم‌کن، دمای جریان پس از کندانسور و اختلاف دمای قبل و بعد از پیش‌گرم‌کن. پس از مشخص کردن این پارامترها نوبت به خروجی‌های سه‌گانه می‌رسد.

به منظور بررسی بازده حرارتی و عملکرد عملیاتی سامانه MED مدل‌سازی ریاضیاتی با دقت بالا انجام شده است. مدل‌سازی عملیاتی با تعیین اختلاف دمای بین مراحل تقطیر رابطه (۶۷) آغاز شده و توزیع یکنواخت خوراک در هر مرحله از طریق رابطه (۶۸) تضمین می‌شود. پروفایل دمای بخار در مراحل مختلف به صورت ترتیبی محاسبه می‌شود روابط (۶۹ و ۷۰)، درحالی‌که پروفایل فشار بر اساس معادله آنتوان تعیین شده و ویژگی تبخیر ناگهانی نیز در محاسبات لحاظ شده است روابط (۷۱ و ۷۲).

پروفایل دمای خوراک تحت تأثیر عملکرد پیش‌گرم‌کن‌ها است که نیاز حرارتی و بازده انتقال حرارت آن‌ها با استفاده از روابط (۷۳ تا ۷۵) تعیین می‌شود. افزایش نقطه جوش و تغییرات ظرفیت حرارتی ویژه به دلیل شوری آب تغلیظ شده در مدل لحاظ شده و دمای نهایی آب تغلیظ شده بر اساس روابط (۷۶ و ۷۷) محاسبه می‌شود. حرارت نهان تبخیر نیز طبق رابطه (۷۹) تعیین شده است. دبی حجمی بخار تولیدشده در هر مرحله وابسته به شرایط مرحله قبل بوده و با روابط (۸۰ و ۸۱) محاسبه می‌شود، درحالی‌که دبی جریان تغلیظ شده و شوری آن از طریق روابط (۸۲ تا ۸۵) برای مراحل اول و مابقی مراحل استخراج می‌شود.

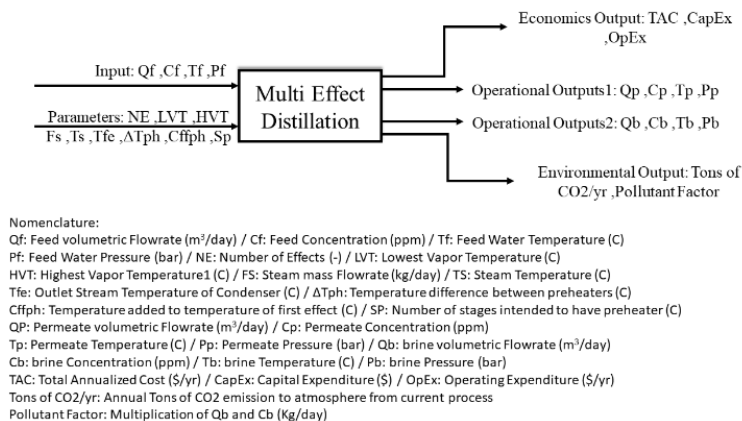
تحلیل انتقال حرارت شامل محاسبه ضریب کلی انتقال حرارت و مساحت موردنیاز مبدل‌های حرارتی است روابط (۸۶ تا ۹۲). دبی کلی آب تغلیظ شده و آب خنک‌کننده از طریق روابط (۹۳ و ۹۴) استخراج شده و عملکرد کندانسور از طریق محاسبات تبادل حرارت روابط (۹۵ تا ۹۷) تحلیل می‌شود. در نهایت، مساحت کلی انتقال حرارت موردنیاز سامانه در رابطه (۹۸) ارائه شده است.

جدول ۳ روابط و مدل‌های ریاضیاتی فناوری تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای [۹]

Table 3 Equations and Mathematical Models of the Multi-Stage Flash (MSF) Evaporation Technology [9]

Section		Models
Operational Models		
25	Total number of stages	$NS = NS_R + NS_j$
26	Total volumetric flow rate of feedwater	$Q_{fT} = \frac{Q_f}{s_1}$
27	Required cooling water flow rate	$Q_w = Q_{fT} - Q_f$
28	Latent heat of steam	$\lambda_s = 2499.5698 - 2.204864 \times T_s - 2.304e - 3 \times T_s^2$
29	Specific heat capacity of water based on inlet concentration	$C_p = 4.18 - 4.928125e - 6 * C_{RT}$
30	Steam flow rate used in the system	$F_s = Q_{RT} \frac{\rho C_p (T_{BT} - T_f)}{\lambda_s}$
31	Temperature difference between each stage	$\Delta T_{fR} = \frac{T_{bph} - T_{sea}}{NS}$
32 33	Latent heat of vaporization per stage	If $NS > 1$ and $NS \leq NS_R$ then $\lambda_v = \lambda_{v0} + 10$ Otherwise, if $NS > NS_R$ then $\lambda_v = \lambda_{v0} + 30$
34	Feedwater temperature per stage	$T_f = T_{f0} - \Delta T_{fR}$
35 36	Vapor flow rate per stage	If $NS > 1$ and $NS \leq NS_R$ then $D = \frac{Q_{RT} \Delta T_{fR} C_{p0}}{\lambda_v}$ Otherwise, if $NS > NS_R$ then $D = \frac{Q_{fT} \Delta T_{fR} C_{p0}}{\lambda_v}$
37	Total condensed water flow rate up to a given stage	$Q_d = \sum_{i=1}^{NS} D(i)$
38	Produced brine flow rate per stage	$Q_{bT} = Q_{bT0} - Q_d$
39	Concentration of produced brine per stage	$C_b = \frac{Q_{b0} C_{b0}}{Q_b}$
40 41	Brine temperature per stage	If $NS > 1$ and $NS \leq NS_R$ then $T_b = \frac{Q_{bT0} C_{p0} T_{b0} - (Q_d - Q_{d0}) T_{d0} C_{p0} - Q_{RT} C_p \Delta T_{fR}}{C_p Q_{bT}}$ Otherwise, if $NS > NS_R$ then $T_b = \frac{Q_{bT0} C_{p0} T_{b0} - (Q_d - Q_{d0}) T_{d0} C_{p0} - Q_{RT} C_p \Delta T_{fR} - Q_{fT} C_p \Delta T_{fR}}{C_p Q_{bT}}$
42 43	Vapor temperature per stage	If $NS > 1$ and $NS \leq NS_R$ then $T_d = T_b - 2e - 10 \times C_b^{2.02} - 13e - 6 \times C_b + 0.0042 - NEA_R$ Otherwise, if $NS > NS_R$ then $T_d = T_b - 2e - 10 \times C_b^{2.02} - 13e - 6 \times C_b + 0.0042 - NEA_j$
44 45	Vapor pressure in each stage Stage pressure	$P_{vap} = 10^{\frac{A_{ant}}{T_v + C_{ant}} - \frac{B_{ant}}{T_v + C_{ant}}}$ $P_e = P_{vap} - 0.01$
46	Overall heat transfer coefficient in the brine heater	$U_b = 1.7194 + 3.2063e - 3 \times T_d + 1.5971e - 5 \times T_d^2 - 1.9918e - 7 \times T_d^3$
47	Logarithmic mean temperature difference (LMTD) in the brine heater	$LMTD_b = \frac{(T_s - T_b) - (T_s - T_f)}{\log \left(\frac{T_s - T_b}{T_s - T_f} \right)}$
48	Heat transfer area in the brine heater	$A_b = \frac{F_s * \lambda_s}{U_b LMTD_b}$
49	Overall heat transfer coefficient in each stage	$U = 1.7194 + 3.2063e - 3 \times T_d + 1.5971e - 5 \times T_d^2 - 1.9918e - 7 \times T_d^3$

50	Logarithmic mean temperature difference (LMTD) in each stage	$LMTD = \frac{(T_d - T_f) - (T_d - T_{f-next})}{\log \left(\frac{T_d - T_{f-next}}{T_d - T_f} \right)}$
51	Heat transfer area in each stage	If $NS > 1$ and $NS \leq NSR$ then $A_r = \frac{Q_{RT} C_p (T_f - T_{f-next}) \rho}{U \times LMTD}$
52		Otherwise, if $NS > NSR$ then $A_r = \frac{Q_{RT} C_p (T_f - T_{f-next}) \rho}{U \times LMTD}$
53	Total Volumetric flowrate of brine stream	$Q_b = Q_{bT} S_2$
54	Total heat transfer area	$A_{total} = \sum_{i=1}^{NS} A_r(i) + A_b$
Economic Models		
55	Fixed cost of the tank	$DC = \frac{0.0963 \times \psi \times A_{total}}{Fd^{0.27}}$
56	Annual cost of equipment	$C_1 = crf \times DC$
57	Annual cost of energy	$C_2 = \frac{sc \times f \times landas \times Qd \times 365}{1000 \times PR}$
58	Annual cost of energy	$C_3 = c \times f \times w \times Qd \times 365$
59	Annual cost of chemicals	$C_4 = k \times f \times Qd \times 365$
60	Annual cost of labours	$C_5 = C_{lab} \times f \times Qd \times 365$
61	Total annualized cost of MSF plant	$TAC_{MSFBR1} = C_1 + C_2 + C_3 + C_4 + C_5$
Environmental Models		
62	Electric energy consumption	$PP_E = \frac{C_3}{ET}$
63	Steam energy consumption	$PP_S = \frac{C_2}{ST}$
64	Specific energy consumption	$SEC = \frac{PP_E + PP_S + PP}{Qd_{total}}$
65	Pollution factor	$\text{Brine} - \text{disposal} = Q_b \times C_b$
66	CO ₂ emissions	$m_{CO2emissions} = GHG \times (PP_s + PP_E)$



شکل ۳ طرح‌واره پارامترهای ورودی و خروجی برای سامانه تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای

Figure 3 Schematic representation of input and output parameters for the Multi-Stage Flash (MSF) evaporation system

با استناد به کار پایه‌ای انجام‌شده توسط مبارک و الدسوقی [۲۹] طراحی سامانه بازیابی حرارت از گاز دودکش در این پژوهش از دسته‌بندی پیشنهادی آن‌ها در خصوص آرایش لوله‌های بویلر بازیاب حرارتی بهره می‌گیرد؛ به‌نحوی که سطح انتقال حرارت به حداقل رسیده و افت فشار نیز کاهش یابد. بر اساس یافته‌های آن‌ها، استفاده از آرایش مثلثی لوله‌ها در نواحی جوش‌آوری و گرم‌کردن آب، و آرایش مربعی افقی در بخش فوق‌گرم‌کن‌ها، بهترین توازن بین فشردگی هندسی سامانه و بهره‌وری حرارتی را ایجاد می‌کند. همچنین، بازده حرارتی گزارش‌شده برابر با ۹۶ درصد و نسبت تولید بخار معادل ۷/۴ درصد جرمی، به‌عنوان شاخص‌های معتبر برای اعتبارسنجی مدل بازیافت حرارت از گاز دودکش با دمای ۱۴۹ درجه سانتی‌گراد در این مطالعه در نظر گرفته شده‌اند. بر همین اساس، از مجموع حدود ۵۲ میلیون کیلوگرم بخار هدررفته در فرایند احتراق زغال‌سنگ، حداکثر حدود ۳/۶۴ میلیون کیلوگرم بخار در روز قابلیت بازیابی مؤثر و استفاده در فرایند نمک‌زدایی را دارد. همان‌طور که در شکل ۵ نشان داده شده است، این پژوهش رویکردی اصلی را موردبررسی قرار می‌دهد که در آن بازدهی مشخص شده است. در این حالت، اثرات مشخص شدن بازیابی بر عملکرد سامانه، تحلیل انرژی، هزینه‌های اقتصادی و پیامدهای محیط‌زیستی مورد بررسی قرار می‌گیرد.

هدف اصلی این پژوهش، ارزیابی و مقایسه‌ی دو سناریوی ممکن برای فرایند نمک‌زدایی حرارتی از جنبه‌های فنی، اقتصادی و محیط‌زیستی است. این تحلیل امکان می‌دهد تا علاوه بر کاهش هدررفت انرژی به میزان قابل توجه، از این منبع حرارتی بازیافتی برای تأمین نیازهای آبی صنعتی از جمله آب دمن، آب آشامیدنی، آب آبیاری و آب تغذیه دیگ‌های بخار استفاده شود. اطلاعات ورودی آب دریا به‌ترتیب، ۵۰,۰۰۰ مترمکعب دبی حجمی آب ورودی، ۴۴,۰۰۰ پی‌پی‌ام غلظت آب ورودی، دمای ۲۸ درجه سانتی‌گراد آب ورودی و فشار ۵ بار است. جریان گرم‌کن که انرژی سامانه را تأمین می‌کند دبی جرمی معادل ۳/۶۴ میلیون کیلوگرم در روز به شکل بخار با دمای ۱۴۹ درجه سانتی‌گراد است که در شکل ۵ نمایش داده شده‌اند. در جدول ۵ مقادیر موردنیاز برای شبیه‌سازی آورده شده‌اند. بازه عملکرد مدل‌های ارائه‌شده برای دو فناوری درنظرگرفته‌شده، برای دبی حجمی از ۵,۰۰۰ مترمکعب در روز به بالا و شوری بین ۳۰ تا ۷۰ گرم بر لیتر است [۹].

در جدول ۶ از مدل‌های خروجی‌های شبیه‌ساز آورده شده است که در آن دسته‌بندی خروجی‌ها نیز آورده شده است که طبق آن برای تحلیل فنی اقتصادی از هزینه ویژه آب (SWC)، برای تحلیل فنی محیط‌زیستی از مصرف انرژی ویژه (SEC)، نرخ انتشار گازهای گلخانه‌ای ویژه (SCE) و شدت آلودگی آب تغلیظ‌شده ویژه (SIBP) و برای تحلیل فنی اقتصادی محیط‌زیستی از تمام توابع نام‌برده‌شده اس استفاده می‌شود.

در جدول ۶ TAC میزان هزینه کلی سالیانه، Q_p میزان آب تولیدی در روز، EC میزان مصرف انرژی در روز، CO_2E میزان انتشار دی‌اکسیدکربن، Q_b میزان آب تغلیظ شده تولیدی در روز و G_b غلظت آب تغلیظ شده تولیدی است.

مدل اقتصادی هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه برای مخازن تبخیر، کندانسورها و پیش‌گرم‌کن‌ها را ارزیابی می‌کند روابط (۱۰۰ تا ۱۰۲). مجموع هزینه سرمایه‌گذاری با درنظرگرفتن هزینه‌های مستقیم و غیرمستقیم از طریق روابط (۱۰۳ تا ۱۰۷) محاسبه می‌شود. هزینه‌های عملیاتی سالیانه شامل تأمین بخار، نگهداری، مصرف برق و نیروی کار بر اساس روابط (۱۰۸ تا ۱۱۲) محاسبه شده و در نهایت، کل هزینه سالیانه از رابطه (۱۱۳) به دست می‌آید.

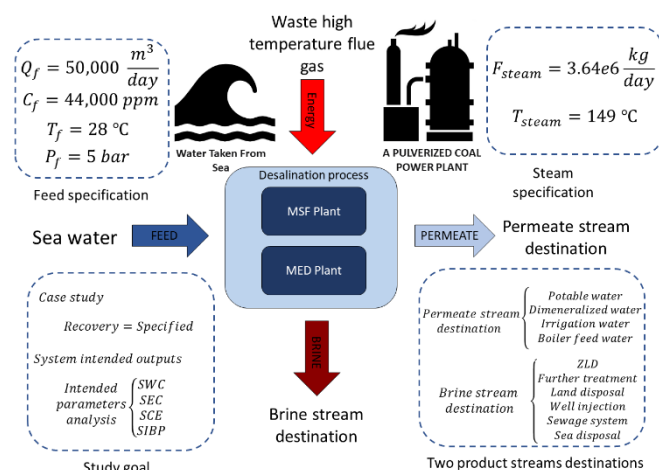
تأثیرات محیط‌زیستی سامانه از طریق محاسبه مصرف انرژی روابط (۱۱۴ و ۱۱۵) و شدت مصرف انرژی ویژه رابطه (۱۱۶) ارزیابی شده است. میزان انتشار گاز CO_2 بر اساس کل مصرف انرژی سامانه از رابطه (۱۱۷) تعیین شده و میزان تأثیرات دفع پساب شور از رابطه (۱۱۸) استخراج شده است. معادلات ارائه‌شده در جدول ۴، مبنای تحلیل فنی، اقتصادی و محیط‌زیستی فناوری MED را تشکیل می‌دهند [۹].

فرضیات استفاده شده در مدل‌سازی ریاضیاتی فرایند MED عبارتند از [۹]:

- بخار تولیدشده عاری از نمک در نظر گرفته شده است.
- پروفایل دمایی بخار تولیدشده در طول مراحل به‌صورت خطی فرض شده است.
- ظرفیت گرمایی ویژه تنها به‌عنوان تابعی از دمای آب است و تأثیر شوری در آن نادیده گرفته شده است.
- اتلاف حرارتی به محیط اطراف قابل صرف‌نظر تلقی شده است، زیرا مراحل معمولاً دارای عایق‌کاری مناسب بوده و در دماهای نسبتاً پایین عمل می‌کنند.

۲-۳ روش حل معادلات و شبیه‌سازی فرایند

در این کار طبق شکل ۵ خوراک از منبع آب دریا و انرژی مدنظر فرایندهای حرارتی از جریان گاز دودکش صنعت زغال‌سنگ تأمین می‌شود [۲۸]. پس از فرایند نمک‌زدایی حرارتی، دو جریان اصلی آب تصفیه‌شده و شورابه از سامانه خارج می‌شوند که هرکدام دارای مقاصد خاصی هستند.



شکل ۵ طرح‌واره کلی فرایند نمک‌زدایی حرارتی با سیستم بازیافت حرارت گاز دودکش نیروگاه زغال‌سنگ همراه با اطلاعات ورودی و خروجی‌های مدنظر سامانه

Figure 5 Schematic overview of the thermal desalination process with a Flue Gas Waste Heat Recovery System, including the system's input and output parameters

جدول ۴ روابط و مدل‌های ریاضیاتی فناوری تقطیر چندمرحله‌ای [۹]

Table 4 Equations and Mathematical Models of the Multi-Effect Distillation Technology [9]

Modeled section		Mathematical model
Operational models		
67	Temperature difference in each stage	$\Delta T_v = \frac{HVT - LVT}{NE - 1}$
68	Volumetric flow rate entering each stage	$Q_{fe} = Q_{fs_e}$
69 70	Produced vapor temperature in each stage	If NE=1 then $T_v = LVT + \Delta T_v$ Otherwise, $T_v = T_{v0} + \Delta T_v$
71 72	Pressure profile in each stage	$P_{vap} = 10^{\frac{A_{ant} - B_{ant}}{T_v + C_{ant}}}$ $P_e = P_{vap} - 0.01$
73 74 75	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, $T_f = T_{fe}$
76	Boiling point elevation due to salinity	$BPE = A1 \left(\frac{C_f}{10000} \right) + B \left(\frac{C_f}{10000} \right)^2 + C \left(\frac{C_f}{10000} \right)^3$
77	Produced brine temperature in each stage	$T_b = T_v + BPE$
78	Specific heat capacity	$cp = (Z + W \times T_f + L \times T_f^2 + N \times T_f^3) 1e - 3$
79	Latent heat of vaporization in each stage	$\lambda_v = (-0.109484)^3 \times T_v^2 + (-1.320743)^3 \times T_v + 2500.468$
80 81	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, $Q_e = \frac{Q_{d0}\lambda_{v0} + Q_{b0}c_p\Delta T_v - Q_{fe}c_p(T_b - T_f)}{\lambda_v - c_p T_b}$
82 83	Volumetric flow rate of brine produced in each stage	If NE=1 then $Q_b = Q_{fe} - Q_d$ Otherwise, $Q_b = Q_{fe} + Q_{b0} - Q_d$
84 85	Concentration of brine produced in each stage	If NE=1 then $C_b = \frac{Q_{fe}C_f}{Q_b}$ Otherwise, $C_b = \frac{Q_{fe}C_f + Q_{b0}C_{b0}}{Q_b}$
86	Overall heat transfer coefficient in each stage	$U_e = 10^{-3} * (19394 + 1.40562 \times T_b - 0.0207525 \times T_b^2 + 0.0023186 \times T_b^3)$
87 88	Heat transfer area in each stage	If NE=1 then $A = \frac{Q_d\lambda_v}{2.5 \times (T_s - T_f)}$ Otherwise, $A = \frac{Q_d\lambda_v}{U_e(T_{v0} - T_v - 2)}$
89	Steam flow rate to each preheater	$Q_{dph} = \frac{Q_{fe0}c_p\Delta T_{ph}}{\lambda_v}$
90	Logarithmic mean temperature difference (LMTD) in each preheater	$LMTD_{ph} = \left(\frac{T_{f0} - T_f}{\log \left(\frac{T_v - T_f}{T_v - T_{f0}} \right)} \right)$
91	Overall heat transfer coefficient in each preheater	$U_{ph} = 10^{-3} * (1617.5 + 0.1537 \times T_v + 0.1825 \times T_v^2 - 0.00008026 \times T_v^3)$
92	Heat transfer area in each preheater	$A_{ph} = \frac{Q_f c_p (T_{f0} - T_f)}{U_{ph} LMTD_{ph}}$
93	Cooling water flow rate required	$Q_{cw} = -Q_f + \frac{\eta_{PH} * Q_d \lambda_v}{c_p (T_f - T_{sea})}$
94	Total seawater intake flow rate	$Q_{sea} = Q_f + Q_{cw} \quad (28)$
95	Overall heat transfer coefficient in the condenser	$U_c = 1e - 3 * (1617.5 + 0.1537 \times T_{v-end} + 0.1825 \times T_{v-end}^2 - 0.00008026 \times T_{v-end}^3)$
96	Logarithmic mean temperature difference in the condenser	$LMTD_c = \frac{T_f - T_{sea}}{\log \left(\frac{T_v - T_{sea}}{T_v - T_f} \right)}$

97	Heat transfer area in the condenser	$A_c = \frac{Q_{sea} C_p (T_f - T_{sea})}{U_c LMTD_c}$
98	Total heat transfer area in stages	$A_{total} = \sum_{i=1}^{NE} A(i)$
99	Total heat transfer area in preheaters	$A_{total-ph} = \sum_{i=1}^{NE} A_{ph}(i)$
Economic models		
100	Fixed cost of the MSF unit	$CC_{MED} = k_{MED} C_{mat_{MED}} A_{total}^{0.64}$
101	Fixed cost of the condenser	$CC_{con} = k_{con} C_{mat_{con}} A_c^{0.8}$
102	Fixed cost of the preheaters	$C_{ph} = k_{ph} C_{mat_{ph}} A_{total-ph}^{0.8}$
103	Total fixed cost of the reverse osmosis section	$CC_{equip} = C_{MED} + C_{con} + C_{ph}$
104	Fixed cost of civil works	$CC_{civil} = 0.15 \times CC_{equip}$
105	Direct costs	$CC_{direct} = CC_{equip} + CC_{civil}$
106	Indirect costs	$CC_{indirect} = 0.25 \times CC_{direct}$
107	Total fixed cost of the multi-stage distillation section	$TCC = CC_{direct} + CC_{indirect}$
108	Annual operating cost for steam supply	$AOC_{staem} = \frac{C_{steam} THY(T_s - T_d) F_s}{T_s} + 0.005 \times TCC$
109	Annual operating cost for maintenance	$AOC_{man} = 0.002 \times TCC$
110	Annual operating cost for electricity supply	$AOC_{power} = \frac{C_{pow} THY Q_{d-total}}{eff_p} * f_{deltap}$
111	Annual operating cost for labor	$AOC_{lab} = C_{lab} THY Q_{d-total}$
112	Total annual operating cost	$AOC = AOC_{staem} + AOC_{man} + AOC_{power} + AOC_{lab}$
113	Total annualized cost of the multi-stage distillation section	$TAC_{MED} = TCC \times crf + AOC$
Environmental models		
114	Electrical energy consumption of the system	$PP_E = \frac{AOC_{power}}{ET}$
115	Thermal energy consumption of the system	$PP_S = \frac{AOC_{staem}}{ST}$
116	Specific energy consumption (SEC)	$SEC = \frac{PP_E + PP_S + PP}{Q_{d-total}}$
117	Greenhouse gas emissions	$CO2_{emissions} = GHG * (PP + PP_S + PP_E)$
118	Brine pollution intensity	$IBP = Q_b \times C_b$

جدول ۵ مقادیر پارامترهای استفاده‌شده در شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایندها [۳۴]

Table 5 Parameter Values Used in Process Simulation and Optimization [34]

Parameter Category	Parameter Name (Unit)	Value
Technical Parameters	Water intake head (m)	20
	Feedwater density (kg/m ³)	1000
	Gravitational acceleration (m/s ²)	10
	Refinery operating hours per year (h/year)	8000
	Pre-treatment pump efficiency (%)	0.85
	Water intake pump efficiency (%)	0.75
Economic Parameters	Energy cost (USD/kWh)	0.05
	Interest rate (%)	0.05
	Refinery lifetime (years)	25
	Cost of materials used in MED (USD)	3531
	Cost of materials used in preheater (USD)	454.75
	Cost of materials used in condenser (USD)	454.75
	Labor cost (USD/m ³)	0.05
	Cost of used chemicals (USD/m ³)	0.05
Environmental Parameters	Plant availability (-)	0.9
	Greenhouse gas emission factor (tons CO ₂ /kWh)	0.0005
	Maximum brine concentration (ppm)	100,000

جدول ۷ اطلاعات ورودی به مدل MSF برای دو فصل تابستان و زمستان [۶]

Table 7 Input Data for the MSF Model for Summer and Winter Seasons [6]

Parameter (Unit)	Season	Value
Feedwater flow rate (m ³ /day)	Summer	79,680
Feedwater salinity (ppm)		40,000
Feedwater temperature (°C)		35
Number of recovery stages(-)		16
Number of brine blowdown stages (-)		3
Maximum brine temperature (°C)		105
Steam temperature (°C)	Winter	121
Feedwater flow rate (m ³ /day)		76,704
Feedwater salinity (ppm)		40,000
Feedwater temperature (°C)		24
Number of recovery stages(-)		16
Number of brine blowdown stages (-)		3
Maximum brine temperature (°C)		99
Steam temperature (°C)		116

نتایج شبیه‌سازی برای هر پارامتر در کنار داده‌های در شکل ۶ مقایسه شده است. مقایسه انجام‌شده نشان می‌دهد که مدل توسعه‌یافته قادر است مقادیر و روند عملکرد ارائه‌شده توسط تأمین‌کننده تجهیزات MSF را با دقت مناسبی پیش‌بینی کند. طبق شکل ۶ نتایج هر یک از پارامترها به خوبی روند ارائه شده توسط فروشنده تجهیزات MSF را پوشش می‌دهد. پارامترهای مورد ارزیابی شامل دما آب تغلیظ‌شده خروجی از هر مرحله، دما بخار آب تولیدشده در هر مرحله، دمای آب ورودی به هر مرحله و دبی آب تولیدشده در هر مرحله است. خطای میانگین هر پارامتر که برای دمای آب تغلیظ‌شده خروجی از هر مرحله، دمای بخار آب تولیدشده در هر مرحله، دمای آب ورودی به هر مرحله، دبی آب تولیدشده در هر مرحله به ترتیب در فصل تابستان ۲/۸٪، ۱/۸٪، ۳٪ و ۹/۱٪ و برای فصل زمستان به ترتیب ۳/۵٪، ۲/۹٪، ۴/۵٪ و ۴/۳٪ خطا گزارش شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود خطا در هر مرحله کمتر از ۱۰٪ قرار دارد که نمایان‌گر دقت مدل ارائه‌شده نسبت به موارد صنعتی است.

۳-۱-۲ نتایج اعتبارسنجی مدل فناوری MED

فناوری MED با استفاده از چهار مطالعه متفاوت که داده‌های آن از نقشه‌های فرایندی و طرح‌های صنعتی استخراج شده، مورد اعتبارسنجی قرار گرفته است. از نمونه‌های صنعتی این فناوری می‌توان به کارخانه‌های واقع در سیسیل [۳۰] و ابوظبی [۳۱] اشاره کرد. برخلاف فناوری MSF که پروفایل دمایی متغیر در مراحل مختلف دارد، در MED فرض بر این است که تفاوت دما بین مراحل ثابت است [۹]. بنابراین، اعتبارسنجی این مدل به‌جای بررسی جزئیات عملکرد هر مرحله، بر خروجی‌های کلیدی سامانه متمرکز شده است. مدل پیشنهادی بر اساس شرایط ورودی یکسان در جدول ۸، غلظت آب تغلیظ‌شده، نسبت عملکرد سامانه (نسبت تولید آب به بخار مصرفی) و نرخ بازیابی سامانه ارزیابی شده است.

جدول ۶ دسته‌بندی جامع از توابع هدف در بهینه‌سازی فناوری‌های نمک‌زدایی [۳۴]

Table 6 Comprehensive Classification of Objective Functions in Desalination Technology Optimization [34]

Objective Function Category	Objective Function	Mathematical Relation
Techno-Economic	Specific Water Cost (SWC)	$SWC \left(\frac{\$}{m^3} \right) = \frac{TAC}{Q_p}$
Techno-Environmental	Specific Energy Consumption (SEC)	$SEC \left(\frac{kwh}{m^3} \right) = \frac{EC}{Q_p}$
	Specific Carbon Emissions (SCE)	$SCE \left(\frac{kg_{CO_2}}{m^3} \right) = \frac{CO_2 E}{Q_p}$
	Specific Brine Pollution (SIBP)	$SIBP \left(\frac{kg_{salt}}{m^3} \right) = \frac{Q_b \times C_b}{Q_p}$

در بخش فنی، شبیه‌سازی فرایند تبخیر چندمرحله‌ای به‌صورت تکرارنشده انجام می‌شود که در آن، جریان بازگشتی فرایند از طریق روش حدس و خطا اصلاح می‌شود. در مقابل، در فرایند تقطیر چندمرحله‌ای، شبیه‌سازی به‌صورت 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. در قسمت محیط‌زیستی ابتدا انرژی سالیانه ویژه سپس میزان انتشار گازهای گلخانه‌ای و در نهایت میزان شدت آلاینده‌گی آب تغلیظ‌شده محاسبه می‌شود.

۳ بحث و نتایج

در این بخش، در ابتدا نتایج اعتبارسنجی مدل‌های ارائه شده نمایش داده می‌شود تا دقت و صحت مدل‌های شبیه‌سازی‌شده مورد ارزیابی قرار گیرد. پس از اطمینان از دقت مدل‌ها، شبیه‌سازی موردی برای بازیابی‌های مختلف در دو فرایند MSF و MED انجام شده و تأثیر تغییر میزان بازیابی بر عملکرد این دو سامانه بررسی می‌شود. نتایج به‌دست‌آمده از این شبیه‌سازی‌ها از سه جنبه فنی، اقتصادی و محیط‌زیستی مورد تحلیل و مقایسه قرار گرفته‌اند.

۳-۱ نتایج اعتبارسنجی مدل فرایندهای نمک‌زدایی

۳-۱-۱ نتایج اعتبارسنجی مدل فناوری MSF

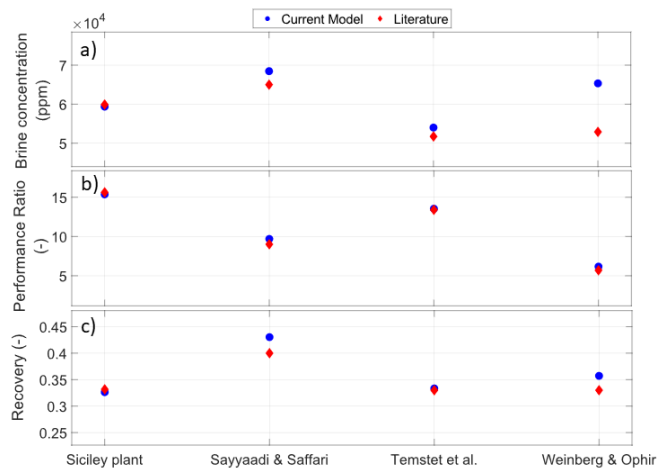
در این بخش، برای اعتبارسنجی مدل‌های این فناوری از داده‌های گزارش‌شده در مطالعه عبدالوهاب و همکاران [۶] استفاده شده است. داده‌های مدل این فناوری با داده‌های ارائه‌شده توسط فروشنده تجهیزات برای دو فصل تابستان و زمستان مقایسه شده است. به‌منظور ارزیابی عملکرد مدل توسعه‌یافته در شرایط اقلیمی مختلف، داده‌های میدانی مربوط به دو فصل شاخص سالانه، یعنی تابستان (با بیشینه دمای خوراک ورودی) و زمستان (با کمینه دما)، مورد استفاده قرار گرفتند. این دو بازه، محدوده دمایی بحرانی عملکرد سامانه را پوشش می‌دهند و امکان بررسی رفتار فرایند در شرایط حدی را فراهم می‌سازند. شرایط عملیاتی در این دو فصل در جدول ۷ آورده شده است.

در سه مطالعه مورد بررسی، داده‌های صنعتی واقعی به‌عنوان مبنای اعتبارسنجی مدل استفاده شده‌اند؛ به‌طوری که اطلاعات به‌ترتیب از کارخانه سیسیلی [۳۰]، پژوهش تمست بر روی یک واحد نمک‌زدایی آب دریا [۳۰] و مطالعه ویبرگ و افیر [۳۲] استخراج شده‌اند. این منابع همگی مبتنی بر عملکرد واقعی واحدهای صنعتی بوده‌اند و تطابق مدل‌سازی با داده‌های تجربی آن‌ها به‌وضوح در شکل ۷ مشاهده می‌شود. این تطابق برای سه پارامتر کلیدی شامل: غلظت آب تغلیظ‌شده خروجی (شکل a)، نسبت عملکرد (Performance Ratio - شکل b) و نرخ بازیابی فناوری (Recovery - شکل c) به‌خوبی نمایان است. همچنین در پژوهش انجام‌شده توسط سیدی و صفری [۳۳] نیز هم‌خوانی قابل‌توجهی میان نتایج مدل و داده‌های واقعی گزارش شده است.

۲-۳ بررسی فنی، اقتصادی و محیط‌زیستی چیدمان‌ها

در این بخش، دو مطالعه‌ی موردی برای سامانه‌های MSF و MED، در دو حالت بدون بهره‌برداری و با بهره‌برداری از گاز دودکش مورد بررسی قرار می‌گیرد. در مرحله‌ی نخست، شاخص‌های انرژی، محیط‌زیستی و فنی این دو سناریو تحلیل می‌شوند. در ادامه، ارزیابی اقتصادی این سناریوها نیز انجام می‌گیرد.

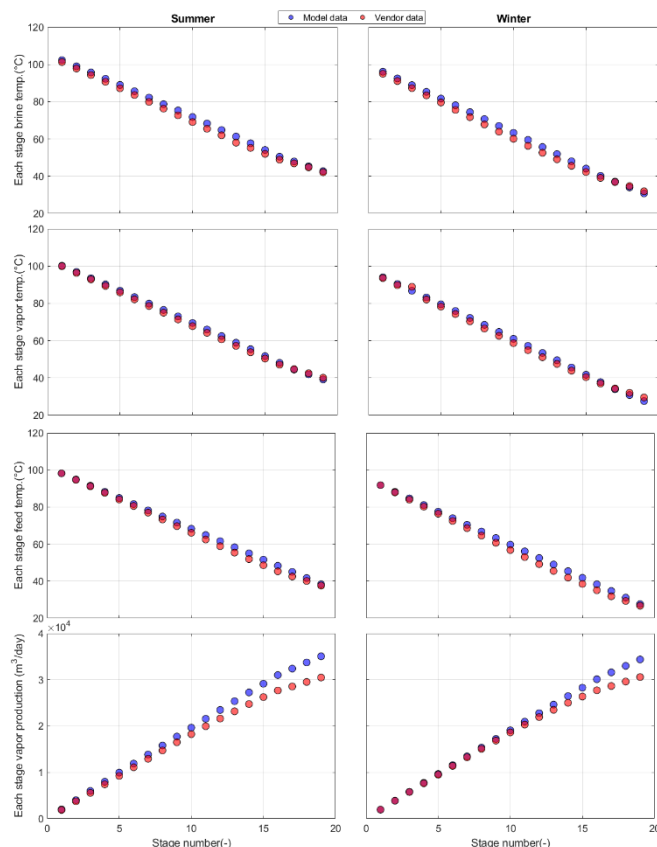
شکل ۸ تحلیلی از مصرف انرژی در فرایندهای نمک‌زدایی حرارتی بدون استفاده از گاز دودکش، به‌ویژه فرایند MSF و MED را ارائه می‌دهد. از نظر بصری، این نمودار به‌خوبی بین دو فرایند تمایز قائل شده است؛ به‌طوری که از خط‌چین آبی برای MSF و خط قرمز پیوسته برای MED استفاده شده که تفسیر سریع روند عملکرد در هر یک از نمودارها را تسهیل می‌کند. این شکل به چهار بخش (a تا d) تقسیم شده است که هر بخش یک شاخص عملکردی متفاوت را به‌عنوان تابعی از نرخ بازیابی نشان می‌دهد.



شکل ۷ اعتبارسنجی مدل فناوری MED با ۴ مورد مختلف بر اساس داده‌های خروجی غلظت آب تغلیظ‌شده (a)، نسبت عملکرد سامانه (b) و بازیابی سامانه (c)

Figure 7 Validation of the MED Technology Model with Four Different Cases Based on Brine Concentration Output (a), System Performance Ratio (b), and System Recovery Rate (c)

در بخش (a)، نمودار نرخ جریان بخار بر حسب نرخ بازیابی ترسیم شده است. مقدار بخار موردنیاز (بر حسب کیلوگرم در روز) در هر دو فرایند با افزایش نرخ بازیابی افزایش می‌یابد. باین‌حال، نرخ جریان بخار موردنیاز برای



شکل ۶ اعتبارسنجی مدل ارائه‌شده برای فناوری MSF نسبت به اطلاعات

فروشنده تجهیزات MSF

Figure 6 Validation of the Proposed Model for MSF Technology Against MSF Equipment Vendor Data

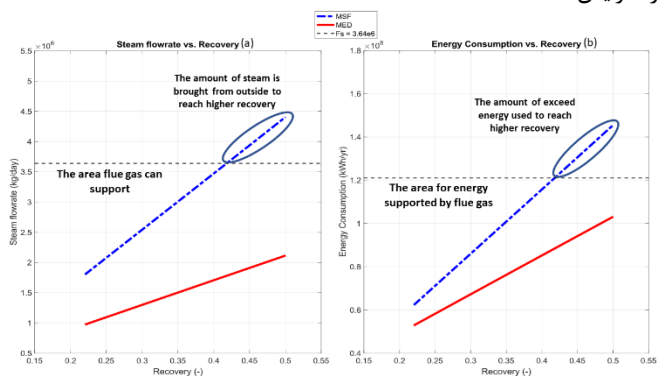
جدول ۸ ورودی‌های مربوط به اعتبارسنجی مدل MED

Table 8 Input Data for MED Model Validation

Parameter (Unit)	Sicily Plant [30]	Sayyaadi [33]	Temstet [30]	Weinberg & Ophir [32]
Number of stages (-)	12	7	12	6
Produced vapor temperature in the 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
Heating steam mass flow rate (kg/day)	576,000	222,000	895,522	3,684,212

با استفاده از بخار گاز دودکش به عنوان منبع تأمین انرژی برای فرایندهای MSF و MED، نیاز به تأمین بخار از منابع خارجی به طور چشمگیری کاهش می‌یابد. همان‌طور که در شکل ۹ بخش (a) نشان داده شده است، ظرفیت موجود دبی جرمی بخار حاصل از گاز دودکش به میزان ۳/۶۴ میلیون کیلوگرم بر روز، می‌تواند به طور کامل نیاز بخار فرایند MED را پوشش دهد و حدود ۴۱/۸٪ از ریکووری فرایند MSF را نیز پاسخ دهد. در نمودار سمت چپ، این مقدار با خط چین افقی مشخص شده که ناحیه‌ی قابل تأمین توسط گاز دودکش را از ناحیه‌ی اضافی موردنیاز برای دستیابی به نرخ بازیابی بالاتر تفکیک می‌کند.

به صورت مشابه، در نمودار سمت راست، معادل انرژی قابل تأمین توسط گاز دودکش نمایش داده شده است. ناحیه‌ی زیر خط افقی نشان‌دهنده‌ی بخشی از نیاز انرژی MSF است که از طریق گاز دودکش پاسخ داده می‌شود، در حالی که ناحیه‌ی بالای آن نمایانگر انرژی اضافه‌ای است که برای دستیابی به نرخ‌های بازیابی بالاتر موردنیاز خواهد بود. این تحلیل گرافیکی به خوبی نشان می‌دهد که یکپارچه‌سازی انرژی بین دو واحد می‌تواند به طور قابل توجهی وابستگی به منابع انرژی خارجی را کاهش داده و کارایی کلی سامانه را افزایش دهد.



شکل ۹ نیاز بخار (a) و انرژی (b) نسبت به نرخ بازیابی در فرایندهای MSF و MED؛ خطوط چین‌دار نشان‌دهنده‌ی حد تأمین توسط گاز دودکش هستند، مقادیر بالاتر از این خطوط باید از منابع خارجی تأمین شوند

Figure 9 Steam (a) and energy (b) demand vs. recovery in MSF and MED; dashed lines indicate the flue gas support limit. External sources must meet the extra demand above these lines

دو شاخص محیط‌زیستی دیگر که در شکل ۱۰ موردبررسی قرار گرفته‌اند، عبارت‌اند از: میزان انتشار ویژه‌ی گازهای گلخانه‌ای و شدت آلودگی ویژه‌ی آب تغلیظ‌شده که هر دو بر اساس نرخ بازیابی در دو فناوری MSF و MED ترسیم شده‌اند. مطابق نمودار، میزان انتشار گاز دی‌اکسیدکربن در فرایند MSF بیشتر از MED است، چراکه این شاخص ارتباط مستقیم با میزان مصرف انرژی در هر فناوری دارد. از آنجاکه مصرف انرژی در MSF نسبت به MED بالاتر است، میزان انتشار گازهای گلخانه‌ای نیز در آن بیشتر خواهد بود. روند تغییرات در MSF با افزایش نرخ بازیابی، افزایشی است؛ زیرا در نرخ‌های بالاتر تولید، شیب افزایش مصرف انرژی نیز بیشتر می‌شود. در مقابل، در فرایند MED روند انتشار گازهای گلخانه‌ای با افزایش نرخ بازیابی کاهشی است، که بیانگر عملکرد بهینه‌تر این فناوری از منظر محیط‌زیستی است.

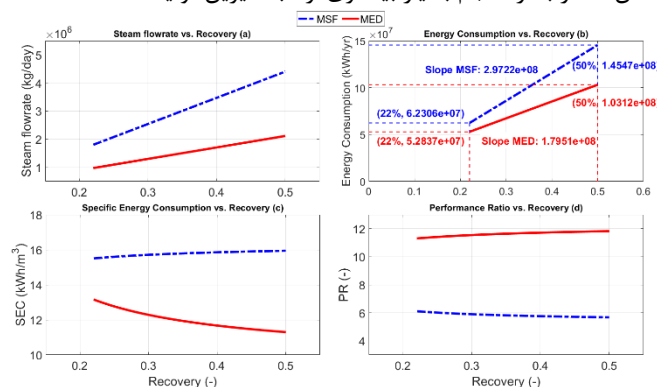
در خصوص شاخص شدت آلودگی آب تغلیظ‌شده، نتایج برای هر دو فناوری مشابه است؛ چراکه بازه‌ی بررسی (بازیابی از ۲۲٪ تا ۵۰٪) برای هر دو مشترک در نظر گرفته شده است. در بازیابی‌های پایین، هر دو فرایند به طور تقریبی حدود ۲۰۰

فرایند MSF (که با خط چین آبی نمایش داده شده) به طور قابل توجهی بیشتر از MED (با خط قرمز پیوسته) است. این تفاوت عمدتاً به دلیل دمای عملکرد بالاتر در فرایند MSF است. همچنین شیب تندتر منحنی MSF نشان می‌دهد که دستیابی به نرخ‌های بازیابی بالاتر در این فرایند، نیاز به مصرف بخار به مراتب بیشتری نسبت به MED دارد.

در بخش (b) مصرف سالانه انرژی برای هر دو فناوری نمایش داده شده است. همان‌طور که از بخش (a) انتظار می‌رفت، مصرف بیشتر بخار به مصرف انرژی بیشتر منجر می‌شود. به عنوان مثال، برای افزایش نرخ بازیابی از ۲۲٪ به ۵۰٪، فرایند MSF به انرژی‌ای در حدود $6/23 \times 10^7$ تا $1/45 \times 10^8$ کیلووات‌ساعت در سال نیاز دارد. در مقابل، MED همان افزایش بازیابی را با مصرف انرژی کمتری محقق می‌سازد؛ از حدود $5/28 \times 10^7$ تا $1/03 \times 10^8$ کیلووات‌ساعت در سال. شیب بیشتر نمودار (MSF با مقدار حدود $2/97 \times 10^8$ کیلووات‌ساعت در سال در برابر $1/8 \times 10^8$ برای MED) تأیید می‌کند که دستیابی به نرخ‌های بازیابی بالاتر در MSF به طور نامتناسبی به انرژی بیشتری نیاز دارد.

در بخش (c)، مصرف انرژی ویژه در برابر نرخ بازیابی ترسیم شده است که با واحد کیلووات‌ساعت بر مترمکعب (kWh/m^3) بیان می‌شود. این شاخص نشان می‌دهد برای تولید یک واحد آب چقدر انرژی مصرف می‌شود. فرایند MED مزیت واضحی از نظر بهره‌وری انرژی دارد؛ زیرا با افزایش بازیابی، SEC آن کاهش می‌یابد. از سوی دیگر، در MSF با افزایش بازیابی، مقدار SEC اندکی افزایش می‌یابد که نشان‌دهنده کاهش راندمان انرژی در مقیاس‌های تولید بالاتر است.

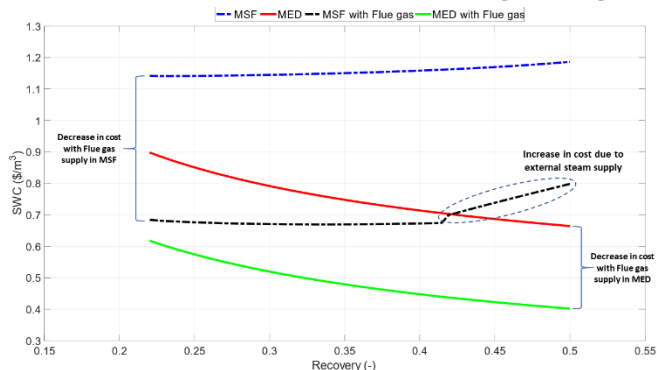
در بخش (d)، نسبت عملکرد (PR) به عنوان شاخص بدون بُعد که بازده تبدیل بخار به آب شیرین را نشان می‌دهد، در برابر نرخ بازیابی ترسیم شده است. در تمام نرخ‌های بازیابی، مقدار PR برای MED به مراتب بیشتر از MSF است (در حدود ۱۱/۵ تا ۱۲/۳ در برابر ۵/۵ تا ۶/۲) که نشان‌دهنده عملکرد حرارتی بهتر آن است. این به آن معناست که MED می‌تواند با همان مقدار بخار، حجم بسیار بیشتری از آب شیرین تولید کند.



شکل ۸ مقایسه شاخص‌های عملکردی کلیدی برای فرایندهای نمک‌زدایی MSF و MED (a: میزان بخار مورد نیاز، (b) مصرف انرژی (EC)، (c) مصرف انرژی خاص (SEC)، و (d) ضریب عملکرد حرارتی (PR) بر حسب میزان بازیابی

Figure 8 Comparison of key performance indicators for MSF and MED desalination processes: (a) required steam flow rate, (b) energy consumption (EC), (c) specific energy consumption (SEC), and (d) thermal performance ratio (PR) as a function of recovery ratio

فناوری حرارتی نمک‌زدایی برای حالت‌های وجود و عدم وجود گاز دودکش در بازیابی ۵۰٪ را نمایش می‌دهد. در این تحلیل، سه سناریوی قیمت بخار شامل مقدار پایه (۳-۳/۹ دلار بر کیلوگرم)، افزایش ۱۰٪ و کاهش ۱۰٪ مورد بررسی قرار گرفته‌اند. نتایج نشان می‌دهند که با افزایش نرخ بهره در بازه ۵٪ تا ۱۵٪، SWC به‌طور یکنواخت افزایش می‌یابد که ناشی از رشد سهم هزینه‌های سرمایه‌ای در محاسبات هزینه ویژه تولید آب است. همچنین، تغییر ۱۰٪ در هزینه بخار می‌تواند باعث نوساناتی تا حدود ۰/۰۹ دلار بر مترمکعب در SWC شود که نشان‌دهنده حساسیت بالا به قیمت انرژی گرمایی در حالت‌های عدم تأمین انرژی توسط گاز دودکش است. در حالی که در صورت استفاده از گاز دودکش به‌عنوان تأمین‌کننده انرژی در فناوری MSF که میزانی از انرژی مورد نیاز می‌بایست از منبع بیرونی تأمین انرژی تأمین شود تغییرات هزینه سوخت تأثیر چندانی بر SWC ایجاد نمی‌کند و تنها رشد قیمت سرمایه‌گذاری در ازای افزایش نرخ بهره مشاهده می‌شود. در فناوری MED به‌دلیل تأمین صددرصدی انرژی مورد نیاز فرایند از گاز دودکش هزینه سوخت تأثیری بر افزایش هزینه ویژه آب ندارد و تنها هزینه سرمایه‌گذاری طرح با نرخ بهره رشد کرده است. مقایسه دو فناوری حاکی از آن است که MED در تمامی نرخ‌های بهره عملکرد اقتصادی بهتری نسبت به MSF دارد که این امر به مصرف بخار کمتر و بهره‌گیری مؤثرتر از حرارت در ساختار چندمرحله‌ای آن برمی‌گردد. در مجموع، این تحلیل اهمیت در نظر گرفتن سناریوهای مختلف قیمت انرژی و نرخ بهره بر اساس مکان ساخت طرح را در ارزیابی اقتصادی فناوری‌های نمک‌زدایی حرارتی به‌خوبی نمایان می‌سازد.



شکل ۱۱ تأثیر تأمین بخار از گاز دودکش بر هزینه ویژه آب (SWC) در

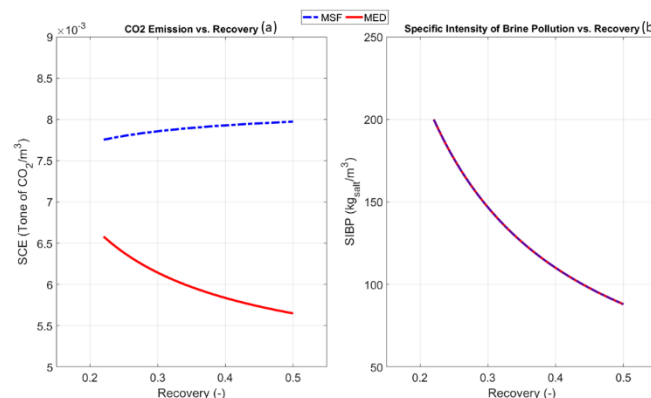
فرایندهای MSF و MED در نرخ‌های مختلف بازیابی

Figure 11 Effect of flue gas steam supply on the specific water cost (SWC) of MSF and MED processes across different recovery ratios

مصرف انرژی در MSF به‌طور قابل توجهی بیشتر از MED است و این اختلاف با افزایش بازیابی تشدید می‌شود. در بخش محیط‌زیستی، MED به‌دلیل مصرف انرژی کمتر، انتشار گازهای گلخانه‌ای پایین‌تری دارد و پایداری بیشتری را ارائه می‌دهد. از نظر اقتصادی، هزینه ویژه آب در طرح در MSF به‌دلیل نیاز به تجهیزات بیشتر و مصرف بالای انرژی، بیشتر از MED است. در حالی که MED روند افزایشی خطی و کنترل‌شده‌تری در هزینه‌ها دارد.

در نهایت، نتایج این پژوهش نشان می‌دهد که MED به‌دلیل بهره‌وری انرژی بالاتر، هزینه‌های عملیاتی کمتر و اثرات محیط‌زیستی پایین‌تر، گزینه‌ای کارآمدتری برای فرایندهای نمک‌زدایی محسوب می‌شود و در نرخ‌های بالای

کیلوگرم نمک به‌ازای تولید هر مترمکعب آب تخلیه می‌کنند. اما با افزایش نرخ بازیابی، مقدار نمک دفعی کاهش یافته و به حدود ۸۵ کیلوگرم در هر مترمکعب می‌رسد که نشان‌دهنده بهبود عملکرد هر دو فناوری از منظر محیط‌زیستی در نرخ‌های بازیابی بالاتر است.



شکل ۱۰ میزان انتشار ویژه کربن (a) و شدت آلاینده‌گی آب تغلیظ شده ویژه (b) در فرایندهای MSF و MED در نرخ‌های مختلف بازیابی

Figure 10 Specific carbon emissions (a) and specific intensity of brine pollution (b) for MSF and MED processes ; at different recovery ratios

از منظر اقتصادی، فرایند MSF نیاز به سرمایه‌گذاری اولیه و هزینه‌های عملیاتی بالاتری نسبت به MED دارد. این تفاوت عمدتاً ناشی از دو عامل است: نیاز به مواد مقاوم‌تر در ساخت تجهیزات و همچنین میزان بیشتر بخار مورد نیاز برای این فرایند، به‌ویژه در شرایطی که از گاز دودکش استفاده نمی‌شود، همان‌گونه که در شکل ۱۱ نمایش داده شده است.

روند تغییرات هزینه ویژه آب تولیدی برای MSF با افزایش نرخ بازیابی، صعودی است؛ این موضوع نشان‌دهنده کاهش صرفه‌ی اقتصادی این فناوری در نرخ‌های بازیابی بالاتر است. در مقابل، فرایند MED روندی به‌مراتب مطلوب‌تر دارد و SWC آن با افزایش نرخ بازیابی کاهش می‌یابد که حاکی از مزیت اقتصادی آن در شرایط مشابه است.

هزینه تأمین بخار سهم قابل توجهی از هزینه کل در هر دو فناوری را تشکیل می‌دهد؛ به‌طوری که در MSF این سهم در محدوده ۲۹٪ تا ۳۱٪ و در MED در حدود ۲۰٪ تا ۲۶٪ از SWC قرار دارد. از این‌رو، بهره‌برداری از بخار حاصل از گاز دودکش می‌تواند جهش چشمگیری در بهبود اقتصادی هر دو فناوری ایجاد کند.

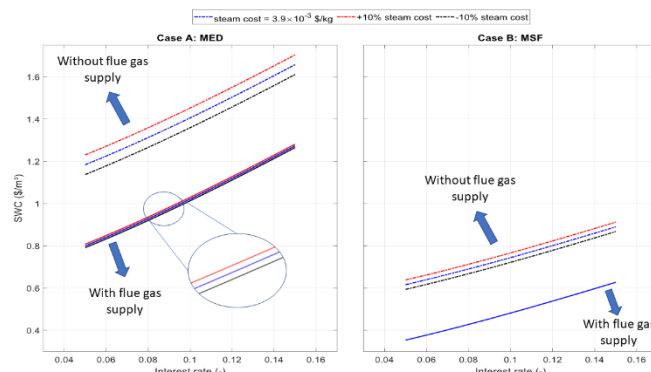
با در دسترس بودن بخار گاز دودکش (مطابق شکل ۱۱)، SWC در هر دو فناوری کاهش چشمگیری می‌یابد و بهبود شرایط اقتصادی را نشان می‌دهند. در نرخ کاهش یافته MSF، روند با افزایش بازیابی به‌طور جزئی کاهشی است که تا نرخ بازیابی ۴۱/۸٪ ادامه دارد، اما پس از آن، نیاز به بخار خارجی موجب افت شرایط اقتصادی می‌شود. در مقابل، MED همچنان روند کاهشی SWC را در کل محدوده نرخ بازیابی حفظ می‌کند، چرا که تمام بخار مورد نیاز آن توسط گاز دودکش تأمین شده و هزینه‌ی بخار خارجی به‌طور کامل حذف می‌شود.

شکل ۱۲ به‌صورت جامع تأثیر هم‌زمان دو عامل کلیدی اقتصادی، یعنی نرخ بهره سرمایه‌گذاری و نوسانات هزینه بخار را بر هزینه ویژه تولید آب در دو

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*, 1, 2018.
2. Fergani Z., et al., Analysis of desalination performance with a thermal vapor compression system, *Water*, 15(6), 1225, 2023.
3. Yaghoubi S., Babapoor A., and Seyfaee A., Thermal energy optimization using salt-based phase change materials obtained from the desalination of saline water, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 183, 113463, 2023.
4. Do Thi H.T., Pasztor T., Fozer D., Manenti F., and Toth A.J., Comparison of desalination technologies using renewable energy sources with life cycle, PESTLE, and multi-criteria decision analyses, *Water*, 13(21), 3023, 2021.
5. Ihm S., Al-Najdi O.Y., Hamed O.A., Jun G., and Chung H., Energy cost comparison between MSF, MED and SWRO: Case studies for dual purpose plants, *Desalination*, 397, 116–125, 2016.
6. Abdul-Wahab S.A., Reddy K.V., Al-Weshahi M.A., Al-Hatmi S., and Tajeldin Y.M., Development of a steady-state mathematical model for multistage flash (MSF) desalination plant, *International Journal of Energy Research*, 36(6), 710–723, 2012.
7. Gao H., Jiang A., Huang Q., Xia Y., Gao F., and Wang J., Mode-based analysis and optimal operation of MSF desalination system, *Processes*, 8(7), 794, 2020.
8. Abduljawad M., and Ezzeghni U., Optimization of Tajoura MSF desalination plant, *Desalination*, 254(1–3), 23–28, 2010.
9. El-Dessouky H.T., and Ettouney H.M., Fundamentals of Salt Water Desalination, *Elsevier*, 2002.
10. Almerri A.H., Al-Obaidi M.A., Alsadaie S., and Mujtaba I.M., Modelling and simulation of industrial multistage flash desalination process with exergetic and thermodynamic analysis: A case study of Azzour seawater desalination plant, *Chemical Product and Process Modeling*, 18(1), 73–95, 2023.
11. Al bkoor Alrawashdeh K., et al., Performance of dual multistage flashing-recycled brine and solar power plant, in the framework of the water-energy nexus, *Energy Nexus*, 5, 100046, 2022.
12. Mistry K.H., Antar M.A., and Lienhard V J.H., An improved model for multiple effect distillation, *Desalination and Water Treatment*, 51(4–6), 807–821, 2013.
13. El-Sayed Y.M., and Silver R.S., Principles of desalination, *Fundamentals of Distillation*, 55–109, 1980.
14. El-Dessouky H., Alatiqi I., Bingulac S., and Ettouney H., Steady-state analysis of the multiple effect evaporation desalination process, *Chemical Engineering and Technology*, 21(5), 437–451, 1998.
15. El-Dessouky H.T., and Ettouney H.M., Multiple-effect evaporation desalination systems: Thermal analysis, *Desalination*, 125(1–3), 259–276, 1999.
16. El-Dessouky H.T., Ettouney H.M., and Mandani F., Performance of parallel feed multiple effect evaporation system for seawater desalination, *Applied Thermal Engineering*, 20(17), 1679–1706, 2000.
17. Darwish M.A., Al-Juwayhel F., and Abdulraheem H.K., Multi-effect boiling systems from an energy viewpoint, *Desalination*, 194(1–3), 22–39, 2006.
18. Darwish M.A., and Abdulrahim H.K., Feed water arrangements in a multi-effect desalting system, *Desalination*, 228(1–3), 30–54, 2008.
19. Charitar D., and Madhlopa A., Integration of waste heat in thermal desalination technologies: A review, *Journal of Energy in Southern Africa*, 33(1), 68–84, 2022.
20. Khalilzadeh S., and Nezhad A.H., Utilization of waste heat of a high-capacity wind turbine in multi-effect distillation desalination: Energy, exergy and thermoeconomic analysis, *Desalination*, 439, 119–137, 2018.

بازیابی برتری چشمگیری نسبت به MSF دارد. علاوه بر این، این فناوری با بهره‌گیری از گاز دودکش از منظر مصرف انرژی تمامی نیاز خود را از این منبع انرژی تأمین می‌کند و از نظر اقتصادی به‌طور متوسط به‌ترتیب ۵۵ درصد و ۴۱ درصد بهتر از حالت‌های MED بدون استفاده از گاز دودکش و MSF با گاز دودکش عمل می‌کند.



شکل ۱۲ تأثیر نرخ بهره سرمایه‌گذاری و نوسانات هزینه بخار بر هزینه ویژه تولید

آب (SWC) در دو فناوری حرارتی نمک‌زدایی شامل MED و MSF

Figure 12 Effect of investment interest rate and steam cost fluctuations on the specific water cost (SWC) in two thermal desalination technologies: MED and MSF

۴ نتیجه‌گیری

در این پژوهش، عملکرد دو فناوری نمک‌زدایی تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای (MSF) و تقطیر چندمرحله‌ای (MED) از نظر فنی، اقتصادی و محیط‌زیستی با بهره‌گیری از انرژی گاز دودکش انتقال‌یافته از احتراق زغال‌سنگ بررسی و مقایسه شد. ابتدا مدل‌های ریاضیاتی هر فناوری بر اساس معادلات ترمودینامیکی، موازنه جرم و انرژی، و مدل‌های انتقال حرارت تدوین شدند. نتایج اعتبارسنجی این مدل‌ها با داده‌های صنعتی و اطلاعات ارائه‌شده توسط منابع معتبر نشان داد که خطای مدل‌ها کمتر از ۱۰٪ است که دقت بالایی شبیه‌سازی را تأیید می‌کند.

در عمل، نتایج حاصل از شبیه‌سازی و تحلیل‌های فنی-اقتصادی و محیط‌زیستی نشان می‌دهند که استفاده از بخار حاصل از گاز دودکش در تأمین انرژی فرایندهای نمک‌زدایی حرارتی متداول نظیر MED و MSF، رویکردی مؤثر و کارآمد محسوب می‌شود. این راهکار نه تنها موجب کاهش قابل توجه در مصرف انرژی کل فرایند می‌شود، بلکه نقش بسزایی در بهبود شاخص‌های اقتصادی طرح دارد.

باین حال، بررسی جامع عملکرد دو فناوری نشان داد که فرایند MED در مقایسه با MSF، از منظر اقتصادی، بهره‌وری انرژی و سازگاری با منابع حرارتی سطح پایین مانند گاز دودکش، گزینه‌ای پایدارتر و مقرون‌به‌صرفه‌تر برای نمک‌زدایی در سامانه‌های دریایی مشابه مورد مطالعه محسوب می‌شود. علاوه بر این، استفاده از حرارت تلف‌شده یا انرژی‌های بازیافتی به‌عنوان منبع بخار جایگزین در فرایند MED، موجب ارتقای بیشتر بهره‌وری کلی سامانه شده و بستر مناسبی برای توسعه‌ی واحدهای نمک‌زدایی پایدار در مقیاس صنعتی فراهم می‌آورد.

21. Qi C., Lv H., Feng H., Lv Q., and Xing Y., Performance and economic analysis of the distilled seawater desalination process using low-temperature waste hot water, *Applied Thermal Engineering*, 122, 712–722, 2017.
22. Thu K., Saha B.B., Chua K.J., and Ng K.C., Performance investigation of a waste heat-driven 3-bed 2-evaporator adsorption cycle for cooling and desalination, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 101, 1111–1122, 2016.
23. Zhang F., et al., A low-temperature multi-effect desalination system powered by the cooling water of a diesel engine, *Desalination*, 404, 112–120, 2017.
24. He W.F., Han D., Huang L., Zhang X.K., and Wu Y.K., Energy and cost analysis of a humidification-dehumidification desalination system driven by low-grade waste heat, *Energy Procedia*, 142, 2354–2360, 2017.
25. Shih H., and Shih T., Utilization of waste heat in the desalination process, *Desalination*, 204(1–3), 464–470, 2007.
26. Bazargan A., A Multidisciplinary Introduction to Desalination, Stylus Publishing, LLC, 2018.
27. Malek A., Hawlader M.N.A., and Ho J.C., Design and economics of RO seawater desalination, *Desalination*, 105(3), 245–261, 1996.
28. Tusar M.H., Al Noman A., and Islam M.K., Analysis on mass flow rate of flue gas for a pulverized coal power plant at inlet and outlet, *Proceedings of the International Conference on Mechanical Engineering and Renewable Energy*, 2017.
29. Mubarak A.M., and El-Dessouky H.T., Design of waste heat boiler for desalination-gas turbine co-generation plant, *Desalination*, 55, 145–168, 1985.
30. Temstet C., Canton G., Laborie J., and Durante A., A large high-performance MED plant in Sicily, *Desalination*, 105(1–2), 109–114, 1996.
31. Michels T., Recent achievements of low temperature multiple effect desalination in the western areas of Abu Dhabi, UAE, *Desalination*, 93(1–3), 111–118, 1993.
32. Weinberg J., and Ophir A., Experience gained in the ASHDOD plant and other dual purpose desalination plants using multi-effect distillation with aluminium tubes, 1997.
33. Sayyaadi H., and Saffari A., Thermoeconomic optimization of multi-effect distillation desalination systems, *Applied Energy*, 87(4), 1122–1133, 2010.
34. Nour-Mohammad M., and Fakhroleslam M., Sustainable Reverse Osmosis Desalination Systems: Comprehensive Superstructure Modeling and Multi-Objective Optimization, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2025.
35. 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*, pp. 55–97, 2018.
36. Darwish M. A., Thermal Analysis of Multi-Stage Flash Desalting Systems, *Desalination*, Vol. 85, pp. 59–79, 1991.