



ارزیابی آب‌شیرین‌کن تبخیری چند اثره (MED) برای نمک‌زدایی از پساب‌های نیروگاه بخار ایرانشهر با استفاده از حرارت اتلافی بلودان بویلرها

احسان پورحسن^۱، محمد ضامن^{۲*}، مصطفی کاهانی^۳

^۱ کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود، ایران

^۲ استادیار، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود، ایران

^۳ استادیار، دانشکده مهندسی شیمی و مواد، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود، ایران

مقاله مستقل، تاریخ دریافت: ۱۴۰۲/۰۷/۰۷؛ تاریخ بازنگری: ۱۴۰۲/۰۹/۰۸؛ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۲/۱۱/۲۸

چکیده

پساب صنعتی یکی از منابع مهم آلودگی در فعالیتهای صنعتی و از جمله نیروگاه‌های برق است. با کنترل اصولی پساب‌های صنعتی، علاوه بر جلوگیری از اثرات سوء آن، در مصرف منابع محدود آبی نیز صرفه‌جویی می‌شود. با توجه به مصرف بالای انرژی سیستم‌های مختلف نمک‌زدایی برای تولید آب‌شیرین و همچنین تلفات حرارتی موجود در نیروگاه‌ها، می‌توان بخش عمده‌ای از پساب تولید شده در نیروگاه‌ها را به‌منظور استفاده مجدد در فرایندهایی که نیاز به آب دارند، شیرین‌سازی نمود. در این مطالعه شبیه‌سازی یک واحد نمک‌زدایی تبخیری چنداثره (MED) برای یک نیروگاه بخار در نرم افزار ترموفلو صورت می‌پذیرد که انرژی حرارتی مورد نیاز آن از بلودان بویلر نیروگاه تامین می‌شود. آنالیز حساسیت روی پارامترهای اساسی در شبیه‌سازی، به منظور انتخاب بهینه‌ترین مقادیر صورت گرفته است. در سناریو منتخب ارائه شده، با توجه به وجود ۸۷۰ مترمکعب در روز پساب واحدهای مختلف نیروگاه بخار ایرانشهر، یک آب-شیرین‌کن MED با ۱۲ مرحله با قابلیت تولید ۲۹۰ مترمکعب در روز آب شیرین پیشنهاد گردیده است. دبی بخار مصرفی ۱/۱ تن بر ساعت است که حدود یک هفتم بلودان بویلر نیروگاه است. نرخ بهره خروجی سیستم پیشنهادی در واحد شبیه‌سازی شده برابر ۱۰/۲ و نسبت بازیابی در آن ۳۳٪ است. هزینه سرمایه‌گذاری سیستم پیشنهادی برابر ۳۲۹۰ دلار به ازای تولید هر متر مکعب آب شیرین در روز است.

کلمات کلیدی: نمک‌زدایی پساب؛ آب‌شیرین‌کن MED؛ نرم افزار ترموفلو؛ نیروگاه بخار.

Evaluation of multi-effect distillation unit (MED) for desalination of Iranshahr steam power plant effluents using heat losses of boiler blowdown

Ehsan pourhasan¹, Mohamad zamen^{2*}, Mostafa Kahani³

¹ MSc. student, Faculty of Mechanical Engineering, Shahrood university of Technology, Shahrood, Iran

² Assist. Prof., Faculty of Mechanical Engineering, Shahrood university of Technology, Shahrood, Iran

³ Assist. Prof., Faculty of Chemical and Materials Engineering, Shahrood University of Technology, Shahrood, Iran

Abstract

Industrial effluents is one of the important sources of pollution in industrial activities, including power plants. With the basic control of industrial effluents, in addition to preventing its harmful effects, the consumption of limited water resources is also saved. Due to the high energy consumption of different desalination systems to produce fresh water, as well as the heat losses in power plants, a major part of the effluents can be desalinated for reuse in processes that require water. In this study, the simulation of a multi-effect distillation (MED) unit for a steam power plant is done by ThermoFlow software. The required thermal energy of the unit is supplied from the boiler blowdown stream. Sensitivity analysis has been done on the basic parameters in the simulation to select the optimal values. In the premier scenario, considering the availability of 870 m³/day of effluent from various units of IRANSHAHR steam power plant, a MED desalination plant with 12 effects with the ability to produce 290 m³/day of fresh water is proposed. The steam consumption rate is 1.1 ton/hr, which is about one seventh of the power plant's boiler capacity. The gain of ratio of the proposed system is equal to 10.2 and the recovery ratio is 33%. The investment cost of the proposed system is 3290 \$ per cubic meter of fresh water per day.

Keywords: Effluents Desalination; Multi Effect Distillation(MED); ThermoFlow Software; Steam Power Plant

۱- مقدمه

امروزه دسترسی به آب آشامیدنی شیرین در بسیاری از مناطق جهان، به ویژه در مناطق گرم و خشک نظیر منطقه خاورمیانه به یک مساله حیاتی تبدیل شده است. با توجه به انرژی بر بودن عملیات شیرین سازی آب، همچنین پتانسیل مناطق مختلف از لحاظ بهره مندی از تابش خورشیدی مناسب، لزوم استفاده از منابع پایدار حائز اهمیت است. توجه به اهمیت مصرف انرژی در فرآیندهای شیرین سازی آب، انتخاب یک روش با مصرف انرژی پایین تر یا استفاده از انرژی اتلافی صنایع مختلف، چه از لحاظ اقتصادی و چه از لحاظ محیط زیستی یک انتخاب مناسب خواهد بود.

بر اساس برآوردهای سازمان ملل متحد، تا سال ۲۰۲۵، نزدیک به ۱/۸ میلیارد نفر در سراسر جهان با بحران بی آبی مواجه خواهند شد. حدود ۷۰ درصد سطح زمین را آب پوشانده است، اما بیش از ۹۷ درصد آب زمین را اقیانوس ها، با شوری ppm ۳۰۰۰۰ تشکیل داده و تنها ۳ درصد از کل آب زمین شیرین است. آب شیرین، آبی است که غلظت نمک در آن کم و ترکیبات محلول در آن بسیار ناچیز است. ایران در کمربند خشک و نیمه خشک کره زمین قرار دارد و لذا تولید آب شیرین مورد توجه بسیاری از محققان و پژوهشگران قرار گرفته است.

هدف از شیرین سازی آب، حذف املاح معدنی از آب شور و تولید آب با کیفیت قابل قبول برای مصارف شرب، آبیاری و استفاده در واحدهای صنعتی است. غلظت جریان تخلیه آب شور، می تواند ۱/۶ تا ۲ برابر بیشتر از شوری آب دریا و دمای این جریان، بر اساس تکنولوژی های حرارتی ۱/۳۷ تا ۱/۸۲ برابر گرم تر از میانگین دمای آب دریا (۲۲ درجه سانتیگراد) باشد. دمای بالای جریان تخلیه و غلظت آن بر ارگانیسم های دریایی تأثیر گذاشته و سبب مشکلات بیولوژیکی می گردد. همانطور که در شکل (۱) نشان داده شده است، فرآیندهای شیرین سازی به دو دسته اصلی حرارتی و غشایی تقسیم می گردند. روش های شیرین سازی به صورتی حرارتی با تغییر فاز صورت می گیرند که به سه دسته تقطیر چند اثره، تقطیر ناگهانی چند مرحله ای و رطوبت زنی - رطوبت زدایی تقسیم می شوند. از میان

روش های شیرین سازی آب، تقطیر چند اثره، تقطیر ناگهانی چند مرحله ای در روش حرارتی و اسمز معکوس در روش غشایی به عنوان روشی کاربردی در تولید آب شیرین در ظرفیت های مختلف مورد استفاده قرار گرفته است.

افزایش روز افزون نیاز به آب و انرژی در صنایع باعث افزایش توجه به استفاده صحیح و جلوگیری از هدر رفت این دو عنصر حیاتی شده است. از طرف دیگر نگرانی ها در مورد مسائل زیست محیطی تلاش های زیادی برای کاهش ورود آلودگی های تولیدی توسط صنایع به محیط زیست را به خود جلب کرده است. یکی از منابع اصلی هدر رفت انرژی و البته اصلی ترین منبع هدر رفت آب در نیروگاه های برق، دورریز آب از بویلر بازیاب حرارت است که عمدتاً ۵ تا ۱۵ درصد آب در گردش سیکل را تشکیل می دهد. از آنجا که حداکثر ناخالصی آب دورریزی ppm ۳۵۰۰ است، این آب در زمره آب های با کیفیت به حساب می آید [۱]. به علاوه آب دورریز شده دمای بسیار بالایی (دمای آب اشباع در فشار درام های بویلر) دارد، از این رو با دورریزی آن انرژی زیادی نیز تلف می شود؛ بنابراین بازیابی آب از آب دورریز شده بسیار با اهمیت به نظر می رسد. طبق برآوردها به ازای تولید ۱۰۰۰ مگاوات ساعت برق، در نیروگاه های بخاری ۷۰۰ مترمکعب بر ساعت، نیروگاه های سیکل ترکیبی تا ۳۰۰ متر مکعب در ساعت و برای نیروگاه های گازی تا ۱۲۰ مترمکعب در ساعت، آب مصرف می شود [۲].

با توجه به اینکه نیروگاه های حرارتی واقع در جنوب کشور به خاطر شرایط جغرافیایی، دسترسی کافی به آب شور دارند، لذا مورد مناسبی برای استفاده از اتلاف حرارتی آنها به عنوان منبع انرژی برای سیستم های آب شیرین کن می باشند [۳]. واحد های نمک زدایی حرارتی عمدتاً به انرژی حرارتی و الکتریکی نیاز دارند که می توان با ترکیب کردن این واحدها با نیروگاه های گازی، از حرارت اتلافی به عنوان منبع انرژی برای سیستم نمک زدایی بهره برد. کاظمی و همکاران [۴] در سال ۱۳۹۸ یک واحد آب شیرین کن از نوع MED با ظرفیت ۱۰۰۰۰ مترمکعب در روز را برای نیروگاه گازی بندر عباس طراحی و پیشنهاد نموده اند که نیاز به دوازده میلیون دلار سرمایه گذاری اولیه دارد.



شکل ۱- فن آوری‌های مرسوم فرایند شیرین‌سازی

GOR می‌شود. با این وجود، افزایش دمای خوراک آب و نرخ جریان بخار محرک باعث افزایش GOR سیستم می‌شود. اغلب آب‌شیرین‌کن‌های ظرفیت بالای حرارتی با توجه به انرژی حرارتی زیاد مورد نیاز با نیروگاه های حرارتی ترکیب می‌شوند. گرمای خروجی آبی که برای خنک کردن نیروگاه مورد استفاده قرار می‌گیرد، گزینه مناسبی برای استفاده در سیستم‌های نمک‌زدایی است؛ همچنین می‌توان بخار مورد نیاز واحد نمک‌زدایی را از توربین‌های بخار با فشار برگشتی به دست آورد. توربین‌ها با بخار کم، متوسط و پرفشار کار می‌کنند که می‌توان بخشی از خروجی بخار از توربین‌های پرفشار را به واحد MSF هدایت نمود. اکبری و همکاران [۷] بازیافت حرارت از آب برگشتی سیستم خنک کن یکبارگذر در ترکیب با روش MSF به ظرفیت ۴۰۰۰۰ مترمکعب در روز را به لحاظ ترمودینامیکی مدل‌سازی و سپس تحلیل زیست محیطی مربوطه را انجام داده‌اند. نتایج حاصل از پژوهش آنها نشان می‌دهد که با بازیابی حرارت، میزان مصرف سالیانه سوخت ۲۶/۴ درصد کاهش می‌یابد و همچنین انتشار سالانه کربن دی‌اکسید به واسطه این بازیابی در حدود ۸۰۰۰۰ تن کمتر می‌شود.

در سال ۲۰۲۱ پژوهشی توسط احمدی و همکاران [۸] در زمینه شبیه‌سازی و آنالیز اقتصادی شیرین‌سازی به روش MED-TVC در نیروگاهی واقع در جزیره کیش انجام شده است. هدف از این پژوهش، کاهش مقدار کربن دی‌اکسید در اتمسفر بوده است و برای تولید همزمان آب‌شیرین و برق از انرژی تلف شده در کمپرسور (بیشترین مقدار انرژی تلف شده در نیروگاه) استفاده می‌شود. نتایج این تحقیق نشان می‌دهد که چرخه پیشنهادی دارای شرایط اقتصادی مطلوبی است و قادر به تولید ۱۱۰۳۷۶ متر مکعب آب‌شیرین و ۲۳۱۷۵۰ کیلووات الکتریسیته در یک سال است. نظرزاده فرد و همکاران

شکیب و همکاران [۳] در سال ۱۳۹۰ مدل‌سازی و شبیه‌سازی نرم افزاری، بازیافت حرارت از سیکل توربین گاز نیروگاه خلیج فارس با سیستم تولید آب‌شیرین کن MED را انجام داده‌اند. در پژوهش آنها بررسی تاثیر پارامترهایی نظیر دمای هوا، شوری آب و فشار بخار محرک آب‌شیرین کن که می‌بایست توسط یک بویلر بازیاب تامین شود، مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج نشان داده است که با افزایش دمای هوا از ۶ تا ۴۶ درجه سانتیگراد تولید آب‌شیرین در آب‌شیرین کن ۶ مرحله ای از حدود ۶۲۰۰۰ مترمکعب در روز به ۵۳۰۰۰ مترمکعب در روز و برای آب‌شیرین کن های ۸ مرحله ای از حدود ۸۰۰۰۰ مترمکعب در روز به ۷۰۰۰۰ مترمکعب در روز کاهش خواهد یافت. همچنین مشخص گردیده است که تغییرات دمای آب شور بر میزان تولید آب شیرین تاثیر ندارد، چرا که دمای آب شور خروجی از چگالنده ثابت بوده و تغییر نمی‌کند. در واقع کاهش یا افزایش دمای آب شور بر دبی آب خنک‌کن مورد نیاز در چگالنده تاثیر دارد. فشار بخار محرک آب‌شیرین کن نیز تاثیر بسزایی بر تولید آب‌شیرین دارد، چنانکه با افزایش فشار بخار به دلیل کم شدن دبی بخار تولیدی از میزان تولید آب شیرین نیز کاسته می‌شود.

هرندی و همکاران [۵] در سال ۲۰۲۱ مدل‌سازی و بهینه‌سازی چند هدفه برای سیستم نمک‌زدایی MED-TVC در ترکیب با نیروگاه گازی مس سرچشمه جهت استفاده از گرمای اتلافی، با استفاده از مولد بازیاب حرارت را مورد بررسی قرار داده‌اند. نتایج پژوهش آنها نشان می‌دهد که دمای بخار ورودی بیشتر از پارامترهای دیگر، GOR سیستم را تحت تاثیر قرار می‌دهد. عبدی‌خانقاه و همکاران [۶] در سال ۲۰۲۳ با استفاده از مدل‌سازی ریاضی، طراحی و بهینه‌سازی آب شیرین کن MED-TVC برای نصب در خلیج فارس انجام دادند. نتایج آنها نشان داده است که افزایش فشار بخار محرک باعث کاهش

در نیروگاه بخار را مورد بررسی قرار دادند. سیستم آنها قادر به تولید ۹۲/۴۳ مترمکعب آب شیرین در روز با نسبت بهره خروجی ۳/۱۲ بود؛ همچنین سیستم آنها باعث کاهش انتشار سالانه ۱۱۶۷/۵ تن CO₂ به محیط می‌شد.

فرآیند اسمز معکوس به ۶ کیلووات ساعت برای هر مترمکعب، الکتریسته (بستگی به میزان شوری آب) نیاز دارد، از آنجایی که فرآیند MED و MSF انرژی بر هستند (۲۰۰-۲۵ کیلووات ساعت برای هر مترمکعب و دمای کاری ۷۰-۱۳۰ درجه سانتی گراد)، گران تر از فرآیند RO هستند؛ اما کیفیت آب بهتری را برای مصرف کننده تولید می‌کنند. به همین علت این فرآیند ها MED-RO و MSF-RO به صورت ترکیبی با نیروگاه نیز مورد استفاده قرار می‌گیرند، به طوری که هم هزینه فرآیندهای MED و MSF کاهش پیدا می‌کند و هم آب با مواد جامد محلول کمتر نسبت به فرآیند اسمز معکوس تولید می‌شود [۱۴]. پژوهشی توسط خوش‌گفتار منش و همکاران [۱۵] بر روی واحد شیرین‌سازی ترکیبی RO-MSF و RO-MED با نیروگاه سیکل ترکیبی قم انجام پذیرفته است. محاسبات ترمودینامیکی در پژوهش آن‌ها نشان می‌دهد که نرخ تولید آب شیرین و همچنین هزینه‌ها در روش RO-MSF نسبت به سایر روش‌های مورد مطالعه، بالاتر است. در نهایت به دلیل سود و نرخ تولید آب شیرین بالاتر پیشنهاد شده است تا از روش ترکیبی RO-MSF استفاده شود.

تامین انرژی حرارتی آب شیرین‌کن‌ها توسط انرژی‌های تجدیدپذیر نیز توسط محققان مورد بررسی قرار گرفته است. شرف و همکاران [۱۶] بررسی کاربرد کلکتورهای سهموی خطی خورشیدی (PTC) به عنوان منبع حرارتی در سیستم نمک‌زدایی MED را انجام داده‌اند. انرژی حرارتی خورشیدی خروجی PTC برای استفاده در یک واحد MED با ۱۶ مرحله و نرخ تولید آب ۵۰۰-۱۰۰ مترمکعب در روز در نظر گرفته شده است. کاسمیرو و همکاران [۱۷] مدل‌سازی سیستم ترکیبی آب‌شیرین‌کن MED با نیروگاه متمرکزکننده خورشیدی (CSP) را مورد بررسی قرار داده‌اند. نتایج پژوهش آنها نشان داده است که برای تولید آب شیرین به ظرفیت ۱۶۴۰۰ مترمکعب در روز نیاز به نیروگاهی به ظرفیت ۱۱۱ مگاوات و فضایی به مساحت ۸۶۱۵۹۰ مترمربع است.

[۹] در سال ۲۰۲۱ در پژوهشی به بررسی تحلیل انرژی و اقتصادی سیستم ترکیبی آب‌شیرین‌کن MED-TVC و سیستم تولید برق آلام پرداختند. مزیت کلیدی سیستم آنها استفاده از گرمای هدررفت سیستم آلام برای راه‌اندازی سیستم نمک‌زدایی است. نتایج آنها با مقایسه دو حالت آب شیرین‌کن های معمولی (استفاده از دیگ بخار برای تأمین بخار ورودی) و آب‌شیرین‌کن ترکیبی با سیکل آلام نشان داد که قیمت آب شیرین تولیدی در حالت معمول و ترکیبی به ترتیب برابر با ۱/۱۳۱ و ۱/۰۸۷ دلار به‌ازای مترمکعب خواهد بود. از این رو استفاده از آب‌شیرین‌کن ترکیبی با سیکل آلام کاهش ۴ درصدی هزینه آب‌شیرین‌تولیدی را به همراه دارد. طیبیان و همکاران [۱۰] آب شیرین‌کن فلاش چند مرحله‌ای (MSF) و فلاش چند مرحله‌ای همراه با سیستم تراکم بخار حرارتی (MSF-TVC)، جهت نمک‌زدایی فاضلاب موجود در یک پالایشگاه با استفاده از تلفات حرارتی مختلف در فرآیند پالایش را مورد بررسی قرار دادند. بهینه‌سازی آنها با روش TOPSIS نشان داد، مقادیر بهینه دمای مرحله اول و تعداد مراحل نمک‌زدایی به ترتیب ۱۳۰ درجه سانتی‌گراد و ۳۲ مرحله برای MSF و ۱۱۵ درجه سانتی‌گراد و ۲۵ مرحله برای سیستم MSF-TVC است.

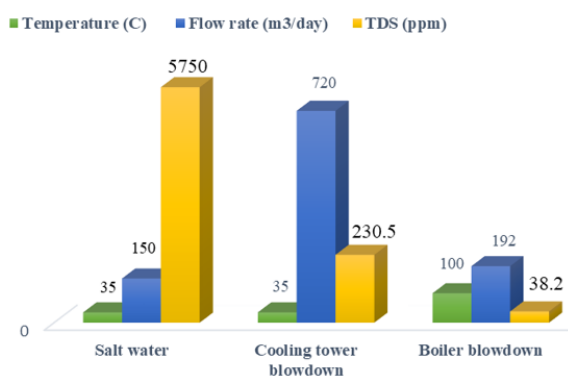
قربانی و همکاران [۱۱] در سال ۲۰۲۳ تحلیل پارامتریک و بهینه‌سازی چند هدفه یک سیستم نمک‌زدایی با ۳ مرحله همراه با اجکتور بخار (MED-TVC) را مورد بررسی قرار دادند. نتایج آنها نشان داده است که افزایش دمای بخار ورودی باعث افزایش تولید آب شیرین و بازده انرژی سیستم می‌شود. آنها همچنین نتیجه گرفتند که کمترین و بیشترین هزینه در سال، به ترتیب مربوط به اجکتور و مرحله دوم آب شیرین‌کن است. پیلهور و همکاران [۱۲] در سال ۲۰۲۳، یک مدل پایدار و ناپایدار از شرایط واقعی اجکتور و ظرفیت مبدل حرارتی آب شیرین‌کن MED-TVC، در مقیاس صنعتی را مورد بررسی قرار داده‌اند. نتایج پژوهش آنها نشان داده است که با کمترین کاهش فشار بخار محرکه از فشار طراحی اجکتور، عملکرد ترموکمپرسور مختل شده و GOR سیستم تا ۳۳٪ کاهش می‌یابد؛ همچنین کاهش ۱۰ درصدی نرخ جریان محرکه باعث افزایش ۵ برابری سطح ارتفاع آب شور در مرحله اولیه می‌شود. مهتری و همکاران [۱۳] در سال ۲۰۲۳، تجزیه و تحلیل انرژی، زیست محیطی و اقتصادی یک واحد MSF با پیکربندی جدید

شده است و بهترین سناریو برای نمک زدایی از پساب نیروگاه با استفاده از بازیابی بخشی از انرژی اتلافی نیروگاه معرفی می-گردد.

۲- اطلاعات نیروگاه بخار ایران شهر و تشریح فرایند

نیروگاه ایران شهر یک نیروگاه سیکل ترکیبی است که در استان سیستان و بلوچستان و در کیلومتر ۱۷ جاده ایران شهر- بمپور واقع شده است. نیروگاه ایران شهر شامل دو نیروگاه مجزا از هم است، نیروگاه قدیم از نوع نیروگاه بخاری و نیروگاه جدید از نوع سیکل ترکیبی است. نیروگاه بخار، با ظرفیت تولید ۲۵۶ مگاوات شامل ۴ واحد توربین بخار ۶۴ مگاواتی است. سوخت راه اندازی برای این نیروگاه گازوئیل و سوخت های اصلی مازوت و گاز می باشند.

سه جریان اصلی از پساب های نیروگاه ایران شهر که در این پژوهش مورد بررسی قرار می گیرند، عبارتند از پساب شور (واحد ۱۰)، پساب برج های خنک کننده (کولینگ) و بلودان بویلرها. همانطور که در شکل (۲) نشان داده شده است، جریان بلودان بویلرها آب در حال جوش با دمای ۱۰۰ درجه سانتیگراد است و دمای پساب شور و پساب برج های خنک کننده حدود ۳۵ درجه سانتیگراد است. پساب شور دارای بالاترین TDS به میزان ۵۷۵۰ ppm است و بلودان دیگ بویلرها تقریباً آب خالص است. دبی پساب برج های خنک کننده، پساب شور و بخار در دسترس از بلودان بویلرها به ترتیب برابر ۷۲۰، ۱۵۰ و ۱۹۲ مترمکعب در روز است.



شکل ۲- مشخصات پساب های نیروگاه مورد مطالعه

آب شیرین کن تبخیری چند اثره یکی از روش های پر کاربرد شیرین سازی بوده و به ویژه در زمان استفاده از تلفات

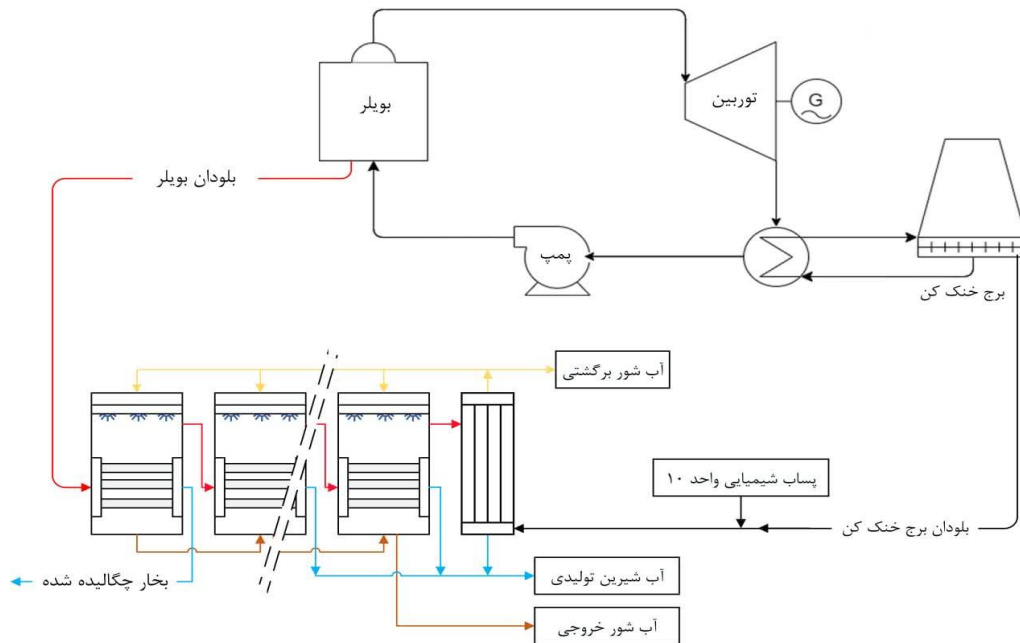
ولمان و همکاران [۱۸] در سال ۲۰۱۵، مدل سازی سیستم ترکیبی نیروگاه CSP به ظرفیت ۱۰ مگاوات و آب- شیرین کن MED را انجام داده اند. نتایج آنها نشان دهنده تولید همزمان توان ۲/۲ مگاواتی در نیروگاه CSP و ۵۲۰ مترمکعب در روز آب شیرین بود. خالد [۱۹] در سال ۲۰۱۶ به بررسی ترکیب آب شیرین کن MED-TVC با نیروگاه خورشیدی PTC همراه با ذخیره ساز انرژی پرداخته اند. نتایج آنها نشان می دهد که برای تولید ۵۰۰۰۰ مترمکعب در روز آب شیرین با تعداد ۱۲ مرحله و نرخ بهره خروجی ۷/۵، نیاز به ۱۰۸۰۰۰۰ مترمربع برای نیروگاه PTC، فضا نیاز است. العداس و همکاران [۲۰] مدل سازی سیستم ترکیبی آب شیرین کن MED با نیروگاه خورشیدی PTC را انجام داده اند. سیستم آنها شامل آب- شیرین کن MED با ۴ مرحله و توانایی تولید ۱۷۰ مترمکعب بر ساعت آب شیرین، ذخیره ساز انرژی به ظرفیت ۱۶۵ مگاوات ساعت و نیروگاه خورشیدی PTC به مساحت ۲۴۵۳۰۰ مترمربع است. خویا [۲۱]، در سال ۲۰۲۲ ترکیب آب شیرین کن MED-MVC با نیروگاه فتوولتائیک متمرکز و یک سیکل آلی رانکین (CSP-ORC) را مورد بررسی قرار دادند. نتایج آنها نشان داد که مصرف الکتریسیته ویژه MED با افزایش دمای بخار از ۸۰ به ۱۰۰ درجه سانتیگراد، برای پیکربندی های مختلف افزایش می یابد؛ همچنین نتیجه گرفتند، پیکربندی PCF بهترین پیکربندی برای سیستم پیشنهادی است.

در اغلب پژوهش های صورت گرفته تاکنون، تمرکز روی تولید آب شیرین از انرژی اتلافی نیروگاه ها بوده است و آب شور مورد نیاز نیز اغلب از دریا یا چاه تامین شده است و کمتر نمک زدایی از پساب خود نیروگاه به کمک تلفات بررسی شده است. در پژوهش حاضر، تمرکز روی نیروگاه بخار ایران شهر، واقع در جنوب شرقی ایران، به منظور شیرین سازی برخی از جریان های پساب آن است که شامل پساب شیمیایی و پساب ناشی از بلودان برج های خنک کننده است. با استفاده از بازیابی بخشی از انرژی اتلافی از بلودان بویلرها، بخار لازم برای انرژی حرارتی مورد نیاز واحد شیرین سازی MED تامین می گردد. ضمن اینکه استفاده از بلودان برج خنک کننده به عنوان آب خنک کن مورد نیاز آب شیرین کن در این پژوهش مورد استفاده قرار گرفته است. برای شبیه سازی فرایند مد نظر، از نسخه ۲۳ نرم افزار ترموفلو که نرم افزار تخصصی نیروگاه ها است، استفاده

تغذیه وجود ندارد، زیرا اختلاف دمای اشباع در فشار بالا معمولاً کوچکتر از آن است که باعث افزایش بهره قابل توجهی در استفاده از این تجهیزات شود. در آخرین مرحله (کمترین فشار و دما) تانک فلش یا پیش گرمکن آب تغذیه وجود ندارد و بخار خروجی به چگالنده اصلی وارد می‌شود. در چگالنده اصلی، بخار باقیمانده از آخرین مرحله چگالش می‌یابد. تقطیر همانند چگالنده سیکل نیروگاه در خارج از تیوب‌هایی که از درون آن آب دریا جریان دارد رخ می‌دهد. چگالنده ممکن است یک پاس یا دو پاس باشد؛ همچنین مایع چگالش یافته داخل چگالنده اصلی شامل بخار ناشی از تبخیر ناگهانی آب شور گرم قبل از دور ریختن و تبخیر ناگهانی مایع چگالش یافته گرم جمع شده در آخرین مرحله است. مایع چگالش یافته تولیدی در چگالنده به همراه کندانس تبخیرکننده‌ها به مخزن آب شیرین پمپ شده و بعد از یک سری عملیات بر روی آن وارد سیستم توزیع می‌شود. آب شور با غلظت بالا از چگالنده اصلی دوباره به دریا تخلیه می‌شود. در سمت تیوب آن آب دریا با بخار مایع چگالش یافته گرم شده و بخشی از این آب گرم شده دریا به مراحل تبخیرکننده و بخش دیگر به دریا تخلیه می‌شود.

حرارتی می‌تواند به عنوان یک گزینه مناسب مورد توجه قرار گیرد. در فرآیند MED، آب شور ابتدا تبخیر شده تا بخار بدون نمک حاصل شود و سپس بخار آن چگالش یافته تا آب شیرین بدست آید. به منظور بهبود راندمان سیستم، حرارت از بخار چگالش شونده بازیافت می‌شود و جهت تبخیر آب شور بیشتر در فشار پایین تر مورد استفاده قرار می‌گیرد؛ بنابراین یک منبع خارجی از بخار گرمایش تنها برای تبخیرکننده آب شور با بیشترین فشار (اولین مرحله) مورد نیاز است.

شکل (۳) شماتیک تاسیسات MED، در ترکیب با نیروگاه بخار را نشان می‌دهد. بخشی از بلودان بویلرها به عنوان منبع تامین انرژی حرارتی آب شیرین کن به منظور نمکزدایی از پساب شیمیایی واحد ۱۰ نیروگاه بخار ایران شهر استفاده می‌گردد. ضمن اینکه بلودان برج‌خنک کن نیز تامین کننده جریان سرد سیستم است. نظر به اینکه صرفاً از جریان‌های اتلافی نیروگاه برای سیستم آب شیرین کن استفاده شده است، لذا عملکرد سیکل نیروگاه با اتصال آب شیرین کن به آن تغییر قابل ملاحظه‌ای نمی‌کند. در اولین مرحله آب شیرین کن پیشنهادی (بیشترین فشار و دما) هیچ فلش تانک یا پیش گرمکن آب



شکل ۳- شماتیک آب شیرین کن MED در کنار سیکل اصلی نیروگاه

چندین نوع از آرایش‌های فیزیکی مختلف برای آب شیرین کن MED موجود است؛ اما مدل موجود در ماژول GT-Pro نرم‌افزار

۲- شبیه‌سازی در نرم افزار ترموفلو

جدول ۱- مشخصات ورودی به آب شیرین کن برای اعتبارسنجی

شرایط عملیاتی و طراحی	
تعداد مراحل	۴
دمای بخار (°C)	۶۵
دبی بخار ورودی (kg/s)	۸/۸
دمای خوراک ورودی (°C)	۴۱/۵
دمای آب خنک کن (°C)	۳۱/۵
دمای مرحله آخر (°C)	۴۵/۴
غلظت خوراک ورودی (ppm)	۳۵۰۰۰
غلظت آب شور خروجی (ppm)	۵۳۰۰۰

جدول ۲- اعتبارسنجی نتایج

پارامترهای خروجی	نتایج مرجع [۲۲]	نتایج خطا (%)	نتایج نرم افزار
آب تولیدی (kg/s)	۵۸/۰۲	۵۸/۴۶	۰/۷
نسبت عملکرد خروجی (GOR)	۶/۵۹	۶/۶۴	۰/۷
انرژی مصرفی مخصوص (kJ/kg)	۳۷۰/۸	۳۵۰/۳	۵

۳-۲- تاثیر تغییرات دمای آب ورودی

برای مشاهده تاثیر تغییر دمای آب ورودی به آب شیرین کن، پارامترهای ورودی دیگر به صورت زیر در نظر گرفته شده است:

- بخار مورد نیاز آب شیرین کن با دمای ۱۰۱/۴ درجه سانتی گراد، فشار ۱/۰۶۵ بار و دبی ۲ کیلوگرم بر ثانیه در نظر گرفته می شود که منطبق بر شرایط عملیاتی بلودان بویلرهای نیروگاه است.
- میزان شوری آب ورودی به سیستم، ۱٪ (کمترین مقدار نرم افزار) در نظر گرفته شده است.
- نظر به اینکه در نزدیکی نیروگاه نخلستانی وجود دارد که نیازمند آبیاری است و با توجه به سازگاری محیطی این نخلستان با آبی با TDS حداکثر ۱۵۰۰۰ ppm، لذا میزان شوری آب خروجی از سیستم ۱/۵ برابر ورودی در نظر گرفته شده است.

ترموفلو متداول ترین نوع ساخت آن است که دارای تیوب های افقی است. در این سیستم بخار گرمایش از درون تیوب های افقی عبور می کند و آب شور روی سطح خارجی آنها اسپری شده که بخشی از آن بخار می شود. لایه نازک آب شور بر روی دسته تیوب ها باعث ضریب انتقال حرارت بالا می شود و مساحت بیشتری برای تبخیر ایجاد می کند. آب شور گرم تبخیر نشده با غلظت نمک بیشتر در زیر هر مرحله جمع آوری می شود که بازیافت حرارت اضافی آن قبل از تخلیه به اقیانوس یا دریا متداول است.

مدل سازی آب شیرین کن MED نیاز به چند پارامتر اصلی همچون تعداد مرحله، دمای اشباع اولین مرحله، دمای آخرین مرحله، میزان بخار ورودی دارد که در این پژوهش اثرات تغییر هر کدام از این پارامترها بررسی می شود و در نهایت بهترین مدل با توجه به شرایط نیروگاه انتخاب می گردد.

ضریب بهره وری (GOR)، نشان دهنده نسبت تولید آب شیرین به ازای هر کیلوگرم بخار مصرفی است. مقدار این ضریب می تواند بین ۱ تا ۱۰ با توجه به انرژی در دسترس منطقه مورد نظر تغییر کند و مقادیر بالاتر برای مناطقی صدق می کند که انرژی بسیار گران است و یا نیاز شدیدی به آب است. با افزایش این ضریب، میزان آب شیرین تولیدی بیشتر و البته هزینه اولیه آب شیرین کن نیز افزایش می یابد.

پارامتر نسبت بازیابی (RR) نیز، نسبت دبی آب شیرین تولیدی به دبی جریان خوراک است. این پارامتر درصد بازیابی آب شیرین در فرآیند نمک زدایی را نشان می دهد.

۳-۱- اعتبارسنجی

در این بخش به منظور تایید نتایج ارائه شده، مقایسه ای جهت صحت سنجی شبیه سازی انجام پذیرفته، ارائه می گردد. مشخصات ورودی به آب شیرین کن در جدول (۱) آورده شده است. جدول (۲) نیز نتایج حاصل از نرم افزار را در مقایسه با داده های گزارش شده مرجع [۲۲] نشان می دهد. نتایج این جدول تاییدکننده دقت و اعتبار قابل قبول شبیه سازی صورت گرفته در این پژوهش است.

انرژی ورودی به سیستم شده و در نتیجه تبادل انرژی کمتری بین بخار و خوراک ورودی به مرحله صورت می‌گیرد. با توجه به نتایج بدست آمده در جدول (۴)، تغییرات دبی بخار روی ضریب بهره‌وری بی تاثیر است، ولی میزان آب شیرین تولیدی و همچنین مقدار آب مصرفی رابطه مستقیم با کاهش دبی بخار ورودی به سیستم دارد. کمترین میزان دبی بخار ورودی به سیستم مقدار ۵۴/۱ متر مکعب در روز است، که این مقدار توسط خود نرم افزار تعیین شده و نمی‌توان مدل‌سازی برای بخارهای با دبی کمتر از ۵۴/۱ متر مکعب در روز را با نرم افزار انجام داد. همانطور که در جدول (۴) نشان داده شده است، در صورت استفاده از تمام بخار در دسترس نیروگاه، امکان تولید بیش از ۹۰۰ مترمکعب آب شیرین در روز فقط با ۵ مرحله هم وجود دارد، اما آب خنک‌کن مورد نیاز بسیار بیشتر از مقدار در دسترس نیروگاه است.

با توجه به نتایج جدول (۳)، افزایش دمای آب ورودی به دلیل ثابت بودن دمای آب شور خروجی، منجر به افزایش بار حرارتی سیستم شده که این امر باعث می‌شود تا حجم بیشتری از آب شور ورودی برای ثابت ماندن دمای آب شور خروجی مورد نیاز باشد؛ همچنین با ثابت بودن مقادیر آب شیرین تولیدی و ضریب بهره‌وری سیستم می‌توان دریافت که تغییر دمای آب ورودی تاثیری خاصی روی عملکرد سیستم ندارد، ولی مقدار آب شور مصرفی یا همان آب خنک‌کن مورد نیاز با زیاد شدن دمای آب ورودی زیاد می‌شود.

۳-۳- تاثیر تغییرات دبی بخار ورودی

در این بخش با توجه به شرایط نیروگاه، دمای آب ورودی به آب شیرین کن، ۳۵ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته می‌شود. تعداد مرحله، دمای مرحله اول و آخر، دما و فشار بخار ورودی مشابه بخش قبل در نظر گرفته شده است. انرژی بخار ورودی به سیستم تاثیر مستقیمی با دبی و دمای آن دارد. به اینصورت که کاهش دبی بخار ورودی سبب کاهش

جدول ۳ - تاثیر تغییرات دمای آب ورودی

دمای آب شور (°C)	تعداد مرحله‌ها	آب شیرین تولیدی (m ³ /day)	آب خنک‌کن مورد نیاز (m ³ /day)	آب تخلیه (m ³ /day)	نسبت بازیابی	ضریب بهره‌وری
۲۵	۵	۸۲۳	۸۸۷۳	۶۴۰۴	۳۳/۳	۴/۷
۳۰			۱۵۸۹۷	۱۳۴۲۶	۳۳/۵	
۳۲			۲۳۲۴۱	۲۰۷۳۶	۳۲/۸	
۳۵			۷۶۷۲۳	۷۴۲۱۷	۳۲/۸	

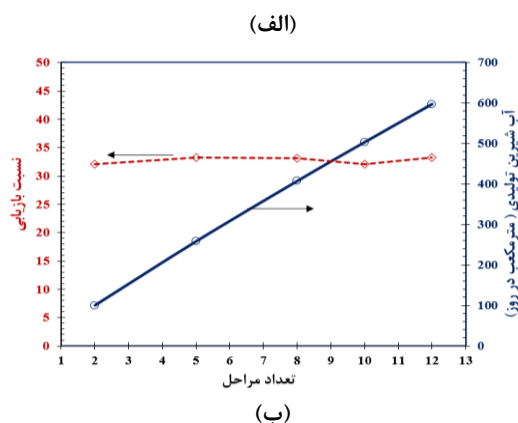
جدول ۴ - تاثیر تغییرات دبی بخار ورودی

بخار مصرفی (m ³ /day)	تعداد مرحله‌ها	آب شیرین تولیدی (m ³ /day)	آب خنک‌کن مورد نیاز (m ³ /day)	آب تخلیه (m ³ /day)	نسبت بازیابی	ضریب بهره‌وری
۱۹۲	۵	۹۰۵	۸۳۹۸۰	۸۱۲۱۶	۳۲/۷	۴/۷
۱۲۳		۶۱۷	۵۷۴۵۶	۵۵۶۴۱	۳۳/۹	
۸۶/۴		۴۰۶	۳۸۳۷۵	۳۶۹۷۹	۳۱	
۵۴/۱		۲۵۸	۲۳۹۵۰	۲۳۱۵۵	۳۲	

تعداد مراحل سبب می‌شود که اختلاف دما بین خوراک ورودی به هر مرحله و دمای هر مرحله کمتر شده تا انتقال حرارت به خوبی صورت گرفته و باعث بهبود عملکرد سیستم شده تا در نهایت بازده حرارتی طرح نیز افزایش یابد. البته در صورت افزایش تعداد مراحل، هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه نیز

۳-۴- تاثیر تغییرات تعداد مراحل

حداقل تعداد مراحل طراحی شده برای انجام یک فرآیند MED به دمای آب تغذیه وابسته است. بدین ترتیب که هرچه دمای آب تغذیه بیشتر و اختلاف آن با دمای جوش آب کمتر باشد، تعداد مراحل انجام فرآیند هم می‌تواند کمتر شود. افزایش



شکل ۴- تاثیر تعداد مرحله‌های آب‌شیرین‌کن روی الف) نسبت بهره‌وری و آب خنک‌کن مورد نیاز ب) آب شیرین تولیدی و نسبت بازایی

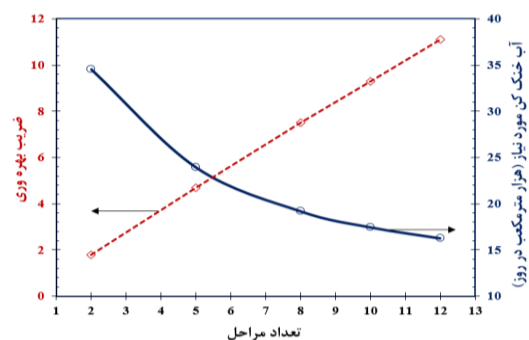
۳-۵- تاثیر تغییر دمای اولین مرحله

معمولاً در طراحی‌های سیستم MED، به دلیل امکان ایجاد رسوب و خوردگی در لوله‌ها، دمای ورودی به اولین مرحله از ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد بالاتر در نظر گرفته نمی‌شود [۲۳]. در این بخش تاثیر تغییرات دمای اولین مرحله بر مدل‌سازی آب-شیرین‌کن بررسی می‌گردد. با توجه به بخار در دسترس در نیروگاه بیشترین دمایی که برای مرحله اول می‌توان در نظر گرفت ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد است. تعداد مرحله نیز ۵ عدد در نظر گرفته شده است. افزایش دمای مرحله اول در برابر ثابت بودن دمای خوراک ورودی، باعث افزایش مقدار گرمای محسوس و کاهش گرمای نهان در دماهای بخار بالاتر می‌شود. همانطور که در شکل (۵) نشان داده شده است، با افزایش دمای مرحله اول، میزان تولید آب شیرین کاهش می‌یابد و همزمان به آب خنک‌کن بیشتری مورد نیاز است. ضمن اینکه مقدار ضریب بهره‌وری سیستم به افزایش دمای مرحله اول از ۶۰ تا ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد، از ۴/۸ به ۴/۵ کاهش می‌یابد.

افزایش پیدا می‌کند. در این بخش دمای اولین مرحله و آخرین مرحله به ترتیب ۷۰ و ۴۰ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته شده است؛ همچنین دبی بخار ورودی ۵۴ متر مکعب در روز با دمای ۱۰۱ درجه سانتی‌گراد و فشار ۱ بار تعیین شده است.

با توجه به شکل (۴) مشاهده می‌شود که رابطه مستقیمی بین میزان آب‌شیرین‌تولیدی، ضریب بهره‌وری و افزایش تعداد مرحله وجود دارد؛ اما محدودیت اساسی در نیروگاه مورد مطالعه میزان آب خنک‌کن و یا همان آب شور در دسترس است.

همانطور که در شکل (۲) نشان داده شده است، کل آب شور و خنک در دسترس در نیروگاه مورد مطالعه برابر ۸۷۰ مترمکعب در روز است و مقادیر ارائه شده برای آب خنک‌کن مورد نیاز در شکل (۴الف) بسیار بیشتر از مقدار در دسترس آن در نیروگاه است. به طور مثال آب‌شیرین‌کن با ۵ مرحله و مصرف بخار برابر با ۵۴ متر مکعب در روز، قادر به تولید ۲۵۸ مترمکعب در روز آب شیرین است و نیاز به حدود ۲۴۰۰۰ مترمکعب در روز آب خنک‌کن دارد. با توجه به اینکه آب خنک‌کن در دسترس، مهمترین محدودیت در طراحی آب-شیرین‌کن MED برای نیروگاه مورد مطالعه است، لذا با پخش آب‌شور در دسترس در تعداد بیشتری از مرحله‌ها، انتظار بهبود میزان تولید آب‌شیرین می‌رود؛ بنابراین می‌توان گفت، تعداد مرحله‌ها یک پارامتر اصلی در مدل‌سازی سیستم آب‌شیرین‌کن به شمار می‌رود که باید به آن توجه نمود. البته تعداد ۱۲ مرحله به عنوان بیشترین تعداد مرحله برای سیستم توسط خود نرم افزار تعیین شده است.



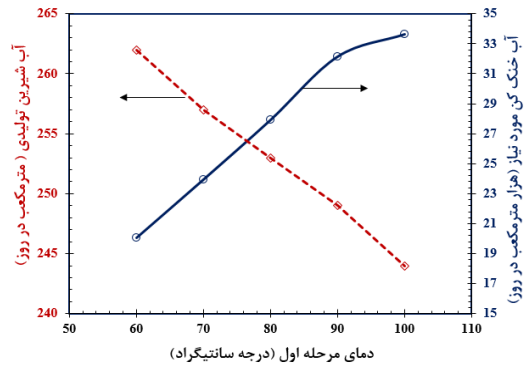
افزایش دمای مرحله آخر باعث می‌شود تا سیستم، آب کمتری برای خنک کاری آب شیرین خروجی از سیستم مصرف کند.

۳-۷- انتخاب سناریو منتخب و برآورد سرمایه‌گذاری مورد نیاز

در نیروگاه بخار مورد مطالعه، به جای آب دریا برای شیرین‌سازی، مجموع دو جریان بلودان برج‌های خنک‌کن و پساب‌شور به میزان با دبی ۸۷۰ مترمکعب در روز و همچنین بخار حاصل از بلودان دیگ بخار به مقدار ۱۹۲ مترمکعب در روز با شرایط دمایی ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد و فشار ۱ بار در دسترس است.

مدل‌سازی آب شیرین کن MED در نرم افزار ترموفلو با استفاده از ظرفیت کامل بخار موجود و تعداد مرحله ۱۲ عدد، برای رسیدن به بهترین نتیجه انجام پذیرفته است و نتایج آن در جدول (۶) آورده شده است. با توجه به این جدول مشاهده می‌شود که آب شور خنک کننده مورد نیاز و یا به عبارتی آب مصرفی آب شیرین کن، ۵۷۸۸ مترمکعب در روز است که بسیار بالاتر از ۸۷۰ مترمکعب آب شور در دسترس در نیروگاه می‌باشد؛ لذا برای رسیدن به نتیجه مطلوب سناریوهای دیگر با استفاده از بخار کمتر مورد بررسی قرار می‌گیرد.

با توجه به تاثیر مستقیم تغییر دبی حجم بخار ورودی و مصرف آب خنک آب شیرین کن که به آن پرداخته شد؛ همچنین میزان آب شور در دسترس نیروگاه (۸۷۰ مترمکعب در روز) مدل‌سازی با بخار ورودی کمتری انجام می‌شود، تا میزان آب مصرفی آب شیرین کن، با مقدار آب خنک موجود منطبق گردد، شکل (۶) شماتیک خروجی آب شیرین کن با تعداد ۱۲ مرحله را نمایش می‌دهد.



شکل ۵- تاثیر دمای مرحله اول بر روی آب شیرین تولیدی و آب خنک کن مورد نیاز

۳-۶- تاثیر تغییر دمای آخرین مرحله

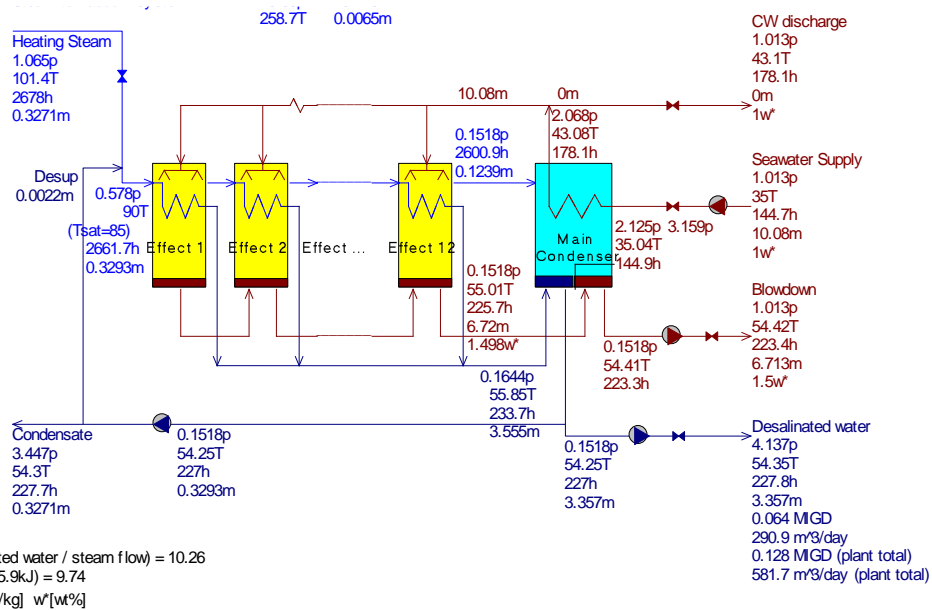
دمای مرحله آخر هرچه کمتر باشد، امکان طراحی سیستم با مرحله‌های بیشتر فراهم است، اما منجر به فشار کمتر در آخرین مرحله و همچنین افزایش ابعاد سیستم و هزینه می‌شود. این دما محدود به دمای آب خنک کننده چگالنده است و در صورت انتخاب مقادیر بالا برای آب دریا، دمای آخرین مرحله توسط خود نرم افزار تغییر داده می‌شود. معمولاً دمای آخرین مرحله ۵ درجه بیشتر از دمای آب ورودی به سیستم است. در این بخش تعداد مرحله ۵ عدد و همچنین دمای مرحله اول ۷۰ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته شده است. با توجه به نتایج آرایه شده در جدول (۵)، تاثیر دمای مرحله آخر بر روی راندمان ناچیز است، اما تاثیر آن روی مصرف آب دریا زیاد بوده، به صورتی که از مقدار ۲۳۹۳۲ مترمکعب در روز با دمای ۴۰ درجه سانتی‌گراد به مقدار ۱۷۲۸ مترمکعب در روز با دمای ۵۵ درجه سانتی‌گرادی برای مرحله آخر رسیده است.

جدول ۵- تاثیر تغییر دمای آخرین مرحله

دمای مرحله اول (°C)	دمای مرحله آخر (°C)	آب شیرین تولیدی (m ³ /day)	آب خنک کن مورد نیاز (m ³ /day)	آب تخلیه (m ³ /day)	نسبت بازیابی	ضریب بهره‌وری
۷۰	۴۰	۲۵۸	۲۳۹۳۲	۲۳۱۵۵	۳۳/۲	۴/۷
	۴۵	۲۵۹	۴۶۶۵	۳۸۸۸	۳۳/۳	۴/۷
	۵۰	۲۶۰	۲۵۹۲	۱۸۱۴	۳۳/۴	۴/۸
	۵۵	۲۶۲	۱۷۲۸	۹۵۰	۳۳/۶	۴/۸

جدول ۶ - نتایج شبیه‌سازی با استفاده از ظرفیت کامل بخار موجود

مرحله دمایی	دمای مرحله	بخار مصرفی	آب شیرین تولیدی	آب خنک کن	آب	نسبت	ضریب
اول	آخر	(ton/h)	(m ³ /day)	مورد نیاز	تخلیه	بازیابی	بهره‌وری
(°C)	(°C)			(m ³ /day)	(m ³ /day)		
۸۵	۵۵	۸	۱۹۵۲	۵۷۸۸	۴/۳	۳۳/۷	۱۰/۲



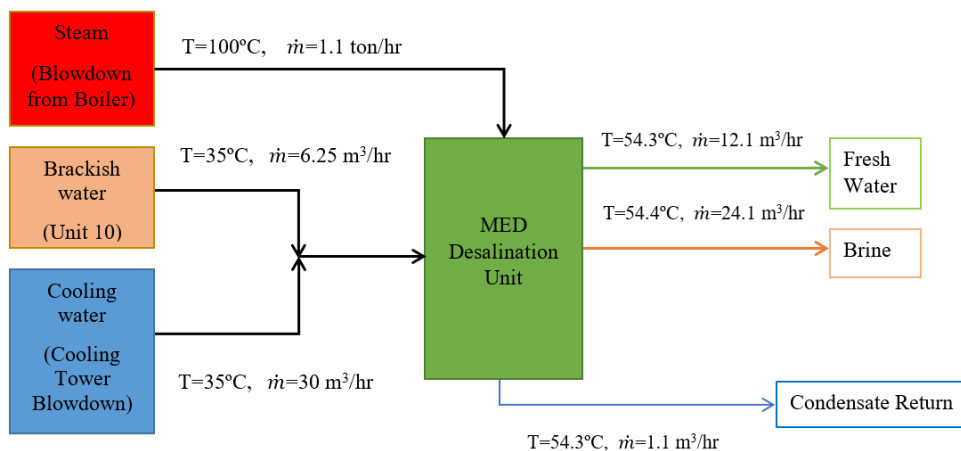
شکل ۶- نتایج خروجی نرم افزار سناریو منتخب آب شیرین کن MED

است. دبی بخار مصرفی ۱/۱ تن بر ساعت که حدود یک هفتم بخار موجود نیروگاه (۸ تن بر ساعت) است.

نتایج مدل‌سازی نیز به صورت مختصر در جدول (۷) نشان داده شده است. با توجه به نتایج بیان شده در این جدول، مقدار آب شیرین تولیدی ۲۹۰ و آب مصرفی ۸۷۰ مترمکعب در روز است که میزان آب مصرفی مطابق با شرایط نیروگاه

جدول ۷- نتایج مدل‌سازی سناریو منتخب آب شیرین کن MED

مرحله دمایی	دمای مرحله	بخار مصرفی	آب شیرین تولیدی	آب خنک کن	آب	نسبت	ضریب
اول	آخر	(ton/hr)	(m ³ /day)	مورد نیاز	تخلیه	بازیابی	بهره‌وری
(°C)	(°C)			(m ³ /day)	(m ³ /day)		
۸۵	۵۵	۱/۱	۲۹۰	۸۷۰	۵۸۰	۳۳	۱۰/۲



شکل ۷- شماتیک سناریو منتخب آب شیرین کن MED

منبع حرارتی در دسترس است. با اعمال شرایط سناریو منتخب (ظرفیت: ۲۹۰ مترمکعب در روز، تعداد مراحل: ۱۲ و دمای منبع حرارتی: ۱۰۰ درجه سانتیگراد)، هزینه آب شیرین کن MED سناریوی منتخب برابر ۹۵۴۰۰۰ دلار بدست می آید که معادل حدود ۳۲۹۰ دلار سرمایه گذاری به ازای تولید هر متر مکعب آب در روز است.

نتیجه گیری

با توجه به وجود پسابهای مختلف در نیروگاه بخار ایران شهر به ظرفیت ۲۵۶ مگاوات (۴ واحد ۶۴ مگاواتی) واقع در ۱۸ کیلومتری شمال غربی ایران شهر، برای جبران بخشی از آب مصرفی نیروگاه، سیستم نمک زدایی پساب با استفاده از بازیابی بخشی از انرژی حرارتی اتلافی از نیروگاه مورد بررسی قرار گرفته است. این بررسی با استفاده از نرم افزار ترموفلو و برای ارزیابی روش MED صورت گرفته است. خلاصه نتایج به دست آمده در این پژوهش، به شرح زیر است:

- سناریوی استفاده از تمام ظرفیت بخار در دسترس نیروگاه به مقدار ۸ تن در ساعت عملیاتی نمی باشد، چرا که در این صورت دبی آب کولینگ مورد نیاز، بسیار بیشتر از مقدار پساب در دسترس در نیروگاه است.
- سناریوی استفاده از تمام ظرفیت آب شور در دسترس به مقدار ۸۷۰ مترمکعب به عنوان سناریو منتخب در انتخاب گردیده است، چرا که دبی بخار مصرفی ۱/۱ تن بر ساعت

شکل (۷) شماتیک نهایی طراحی آب شیرین کن MED با توجه به شرایط نیروگاه را نشان می دهد. با بازگشت بخار مایع چگالش یافته به چرخه آب نیروگاه، روزانه بیش از ۲۶ مترمکعب در مصرف آب صرفه جویی می شود. با توجه به توان و بازده نیروگاه ایران شهر، مقدار ۷۶۸ مگاوات انرژی در بویلر نیروگاه مصرف می شود. دبی بخار مصرفی ۱/۱ تن بر ساعت که حدود یک هفتم بخار موجود نیروگاه است.

با توجه به دبی تولید آب شیرین سیستم پیشنهادی (۳/۳ کیلوگرم در ثانیه) و انرژی مصرفی مخصوص آن (۲۲۸ کیلوژول بر کیلوگرم)، مقدار ۷۶۵ کیلووات انرژی توسط این آب- شیرین کن بازیافت می شود که در مقایسه با انرژی مصرفی بویلر تقریباً سهم ۰/۱ درصدی را به خود اختصاص می دهد؛ لذا می توان نتیجه گیری نمود که اتصال سیستم نمک زدایی پیشنهادی، روی بالانس حرارتی نیروگاه تاثیر چندانی ندارد. به منظور برآورد سرمایه گذاری مورد نیاز در سیستم های نمک- زدایی MED پیشنهادی رابطه ای به شرح رابطه (۱) توسط کاسماداکیس و همکاران [۲۴] ارائه شده است.

$$C = 6291 \times D^{-0.135} \times \left[(1 - 0.8) + 0.8 \left(\frac{N}{8} \right)^{1.277} \left(\frac{70}{T} \right)^{1.048} \right] \quad (1)$$

در این رابطه، D ظرفیت آب شیرین کن بر حسب مترمکعب در روز، N تعداد مرحله های آب شیرین کن و T دمای

- p.105187,doi:https://doi.org/10.1016/j.jtice.2023.105187.
- [۷] ع. کربلایی اکبری، م. قلی نژاد، ا. پورعلی، م. عمیدپور، (۱۳۹۲) "تحلیل ترمودینامیکی و زیست محیطی بازیابی حرارت و تولید آب شیرین از سیستم آب خنک کن یکبار گذر نیروگاه های حاشیه ی خلیج فارس"، سومین کنفرانس بین-المللی رویکردهای نوین در نگهداشت انرژی، تهران، <https://civilica.com/doc/305293>.
- [8] A. Ahmadi, A. R. Noorpoor, A. R. Kani, and A. Saraei (2021) "Modeling and economic analysis of MED-TVC desalination with Allam power plant cycle in Kish Island," *Iran. J. Chem. Chem. Eng.*, vol. 40, no. 6, pp. 1882–1892.
- [9] A. Nazarzadehfard, A. Saraei, S. Jafari Mehrabadi, and H. Mohsenimonfared (2021) "Exergy and thermoeconomic analysis of the combined MED desalination system and the Allam power generation system," *Int. J. Energy Environ. Eng.*, vol. 12, no. 4, pp. 679–687, 2021, doi: 10.1007/s40095-021-00409-w.
- [10] E. Tayyeban, M. Deymi-Dashtebayaz, and D. Dadpour (2022) "Multi objective optimization of MSF and MSF-TVC desalination systems with using the surplus low-pressure steam (an energy, exergy and economic analysis)," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 160, p. 107708, doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.107708>.
- [11] S. Ghorbani, M. Deymi-Dashtebayaz, and E. Tayyeban (2022) "Parametric investigation and performance optimization of a MED-TVC desalination system based on 1-D ejector modeling," *Energy Convers. Manag.*, vol. 288, p. 117131, doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117131>.
- [12] O. Pilevar, M. Nazari, M. Nazari, and S. K. Namaghi (2023) "An improved dynamic model of MED-TVC system by considering changes in ejector conditions," *Desalination*, vol. 566, p. 116870, doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2023.116870>.
- [13] N. Mehtari, M. Kahani, and M. Zamen (2023) "Energy, environmental, and economic analysis of a new configuration multi-stage flash distillation unit coupled with steam power plant," *Case Stud. Therm. Eng.*, vol. 50, p. 103456, doi: <https://doi.org/10.1016/j.csite.2023.103456>.
- [14] G. Alonso, S. Vargas, E. del Valle, and R. Ramirez (2012) "Alternatives of seawater desalination using nuclear power," *Nucl. Eng. Des.*, vol. 245, pp. 39–48, doi: <https://doi.org/10.1016/j.nucengdes.2012.01.018>.
- [15] M. H. Khoshgoftar Manesh, S. Kabiri, M. Yazdi, and F. Petrakopoulou (2020) "Thermodynamic evaluation of a combined-cycle power plant with MSF and MED desalination," *J. Water Reuse*
- که حدود یک هفتم بخار موجود نیروگاه (۸ تن بر ساعت) قابل تامین است.
- با بازگشت بخار مایع چگالش یافته به چرخه آب نیروگاه، روزانه بیش از ۲۶ مترمکعب در مصرف آب صرفه‌جویی می‌شود.
 - طبق نتایج سناریو منتخب، در آب شیرین‌کن MED با ۱۲ مرحله، ۲۹۰ مترمکعب در روز آب شیرین تولید می‌گردد که موید مقدار بازیابی ۳۳ درصدی پساب نیروگاه است. ضمن اینکه ضریب بهره‌وری سیستم پیشنهادی برابر ۱۰/۲ محاسبه گردیده است.
- ### مراجع
- [۱] م. قلی نژاد، ع. کربلایی اکبری، ا. پورعلی، م. عمیدپور، (۱۳۹۲) "امکان سنجی فنی و تأثیر زیست محیطی بازیابی آب و حرارت از آب دورریز شده بویلرهای بازتاب حرارت سیکل‌های ترکیبی با به کارگیری یک سیستم بازیاب"، سومین کنفرانس بین-المللی رویکردهای نوین در نگهداشت انرژی، تهران، <https://civilica.com/doc/305440>.
- [۲] ن. شاله، (۱۳۹۷) "واکاوی مصرف آب نیروگاه های خراسان و راهکارهای بهبود"، پنجمین کنفرانس بین المللی فناوری و مدیریت انرژی با رویکرد پیوند انرژی، آب و محیط زیست، تهران، <https://civilica.com/doc/855159>.
- [۳] س. شکیب، م. عمیدپور، ع. اسماعیلی، س. حسینی، (۱۳۹۰) "تحلیل ترمودینامیکی کوپلینگ آب شیرین کن چند مرحله‌ای تبخیری با واحدهای گازی نیروگاه خلیج فارس جهت برآورد میزان تولید آب شیرین"، سومین کنفرانس ملی صنعت نیروگاه‌های حرارتی، تهران، <https://civilica.com/doc/156287>.
- [۴] ه. کاظمی and م. شفیق پورمطلق، (۱۳۹۸) "طراحی سیستم تولید همزمان آب و برق در نیروگاه گازی بندرعباس، <https://civilica.com/doc/933248>.
- [5] H. B. Harandi, A. Asadi, M. Rahnama, Z.-G. Shen, and P.-C. Sui, (2021) "Modeling and multi-objective optimization of integrated MED-TVC desalination system and gas power plant for waste heat harvesting," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 149, p. 107294, doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2021.107294>.
- [6] M. Abdi-Khanghah, B. Bazooyar, M. Gonbadi, and K. C.-W. Wu (2023) "Design and optimization of MED-TVC desalination plant using mathematical modeling coupled with response surface methodology," *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.*, vol. 153,

- [20] M. Al-Addous, M. Jaradat, M. Bdour, Z. Dalala, and J. Wellmann (2020) "Combined concentrated solar power plant with low-temperature multi-effect distillation," *Energy Explor. Exploit.*, vol. 38, no. 5, pp. 1831–1853, doi: 10.1177/0144598720913070.
- [21] A. Khouya (2022) "Performance evaluation of a MED-MVC desalination plant driven by a concentrated photovoltaic thermal system and an organic Rankine cycle," *Energy Convers. Manag.*, vol. 274, p. 116428, doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.116428>.
- [22] I. S. Al-Mutaz and I. Wazeer (2014) "Development of a steady-state mathematical model for MEE-TVC desalination plants," *Desalination*, vol. 351, pp. 9–18, doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2014.07.018>.
- [23] M. A. Lange, "3.11 - Renewable Energy and Water Resources," R. A. B. T.-C. V. Pielke, Ed. Oxford: Academic Press, 2013, pp. 149–166.
- [24] G. Kosmadakis, M. Papapetrou, B. Ortega-Delgado, A. Cipollina, and D.-C. Alarcón-Padilla (2018) "Correlations for estimating the specific capital cost of multi-effect distillation plants considering the main design trends and operating conditions," *Desalination*, vol. 447, pp. 74–83, doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2018.09.011>.
- Desalin., vol. 10, no. 2, pp. 146–157, doi: 10.2166/wrd.2020.025.
- [16] M. A. Sharaf, A. S. Nafey, and L. García-Rodríguez (2011) "Exergy and thermo-economic analyses of a combined solar organic cycle with multi effect distillation (MED) desalination process," *Desalination*, vol. 272, no. 1–3, pp. 135–147, doi: 10.1016/J.DESAL.2011.01.006.
- [17] S. Casimiro, J. Cardoso, D.-C. Alarcón-Padilla, C. Turchi, C. Ioakimidis, and J. F. Mendes (2014) "Modeling Multi Effect Distillation Powered by CSP in TRNSYS," *Energy Procedia*, vol. 49, pp. 2241–2250, doi: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.03.237>.
- [18] J. Wellmann, K. Neuhäuser, F. Behrendt, and M. Lehmann (2015) "Modeling an innovative low-temperature desalination system with integrated cogeneration in a concentrating solar power plant," *Desalin. Water Treat.*, vol. 55, no. 12, pp. 3163–3171, doi: 10.1080/19443994.2014.940212.
- [19] K. M. Bataineh (2016) "Multi-effect desalination plant combined with thermal compressor driven by steam generated by solar energy," *Desalination*, vol. 385, pp. 39–52, doi: 10.1016/j.desal.2016.02.011.