Journal Of Energy Conversion
Volume: 7, Issue: 4, 2021

نشریه علمی-تخصصی تبدیل انرژی (JEED)
دوره ۷، شماره ۴، زمستان ۱۳۹۹

آنالیز فنی - اقتصادی سیستم ترکیبی تولید توان، آب شیرین و سرمایش

مرتضی زمزم[۱]، امین نامجو[۲]، ابراهیم جهانشاهی جواران[۳]*

[۱]دانشجوی دکتری، گروه مهندسی مکانیک، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد کرمان، کرمان، ایران، mortezazamzam@gmail.com
[۲]استادیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد کرمان، کرمان، ایران، namjoo@iauk.ac.ir
[۳] دانشیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه شهید باهنر کرمان، کرمان، ایران، e.jahanshahi@uk.ac.ir

دریافت: ۱۳۹۹/۸/۶، بازنگری: ۱۳۹۹/۱۲/۱۰، پذیرش: ۱۳۹۹/۱۲/۲۷

چکیده

در نیروگاه‌های گازی انرژی زیادی به صورت حرارت بیش از انرژی الکتریکی تولیدی اتلاف می گردد. در این پژوهش تلاش بر این است علاوه بر توان تولیدی توسط توربین گاز پالایشگاه NGL جزیره سیری ایران از سیکل رانکین ارگانیک برای بازیابی حرارت اتلافی توربین گاز جهت تولید توان مجدد استفاده شود. در واقع انتخاب تکنولوژی مناسب برای سیستم ترکیبی تولید همزمان توان، آب شیرین و سرمایش بر اساس آنالیز انرژی و اقتصادی مورد بررسی قرار می گیرد. نتایج نشان دادند که برای تولید آب شیرین با ظرفیت بالا از سیستم MED[۱] با قیمت آب شیرین تقریبا ۱ دلار به ازای هر مترمکعب باید استفاده کرد و برای دستیابی به قیمت آب شیرین مناسب سیستم RO[۲] با اولویت استفاده از برق سیکل ORC[۳] و سپس GT[۴] پیشنهاد می شود. بر اساس قیمت فروش برق محاسبه شده، فروش برق توربین گاز تقریبا برابر ۰/۱ دلار به ازای هر کیلووات ساعت می‌باشد و نتایج نشان داد که هزینه‌ی تولید برق در ORC تقریبا نصف هزینه‌های برق توربین گاز می‌باشد. در خصوص سیستم‌های سرمایشی نیز نتایج نشان دادند که سیستم جذبی دارای هزینه اولیه کمتر و تولید بار سرمایشی بیشتری نسبت به سیستم تراکمی می‌باشد و در صورت نیاز تنها برای دستیابی به دماهای خیلی پایین می‌توان از سیستم سرمایشی تراکمی استفاده نمود.

* **عهده‌دار مکاتبات:** e.jahanshahi@uk.ac.ir

کلمات کلیدی: توربین گاز، سیکل ارگانیک رانکین، آب شیرین کن، سرمایش، آنالیز اقتصادی

[1] Multiple Effect Distillation
[2] Reverse Osmosis
[3] Organic Rankine Cycle
[4] Gas Turbine

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

۱- مقدمه

بحران انرژی موجود در جهان امروزی دیدگاه بشر را به استفاده بهینه از انرژی‌های موجود سوق داده است و بهینه سازی انرژی به عنوان یک راهکار اساسی برای کاهش مصرف انرژی و نیز کاهش آلاینده های زیست محیطی مطرح شده است. در این میان یکی از مهم ترین راهکارهای بهینه سازی انرژی با هدف افزایش بازده تولید انرژی و استفاده ی بهینه از منابع سوخت، استفاده از سیستم های تولید همزمان می باشد. از طرفی ظرفیت تولید آب شیرین از اواسط سال ۲۰۱۶ از ۹۵/۷ میلیون مترمکعب در روز در اواسط سال ۲۰۱۷ به ۹۹/۶ میلیون مترمکعب افزایش یافته است. افزایش ۴/۲ درصدی تقاضا در بازارهای آب شیرین[5] نشان از افزایش نیاز به آب شیرین را بیان می‌دارد که این روند در سال‌های اخیر رو به افزایش می‌باشد[۱]. این روند افزایشی در خاورمیانه نسبت به دیگر نقاط جهان چشم گیر بوده است که می‌توان وجود منابع غنی نفت و گاز و تنش‌های آبی را از دلایل آن نام برد. به‌منظور برآورد تأمین این مقدار آب، مصرف سوخت فسیلی و درنتیجه تولید گازهای گلخانه‌ای مرتبط با گرم شدن کره‌ی زمین افزایش می‌یابد[۲]. یکی از راهکارهای کاهش تولید گازهای گلخانه‌ای تولید همزمان آب، برق و سرمایش می‌باشد. مطالعات مختلفی به این نکته توجه داشته اند. خوش گفتارمنش و همکارانش [۳] به تولید همزمان برق و آب در یک شبکه‌ی بخار پرداختند. در این مقاله تجزیه و تحلیل اگزرژی اقتصادی برای درک بهتر ادغام سیکل‌های مربوطه مورد بررسی قرار گرفت و اتصال بهینه‌ی اجزای سیستم آب شیرین کن MED_RO مورد بررسی قرار گرفت. مختاری و همکارانش [۴] برای یک منقطه در خلیج فارس به انتخاب توربین گاز برای پاسخ به دیمند آب و برق پرداختند. با توجه به عدم توانایی تولید سیستم MED در تأمین اب منطقه از سیستم هیبریدی MED+RO استفاده شد. نتایج نشان داد که با استفاده از توان مازاد سیکل گاز و استفاده از آب برگشتی کنداسور MED برای سیستم RO می‌توان هزینه‌های تولید آب شیرین کن را کاهش داد. همچنین مختاری و همکارانش [۵] به بررسی سیستم تولید آب شیرین با تکنولوژی MED با استفاده از انرژی خورشید پرداختند تا با کاهش مصرف سوخت‌های فسیلی اثرات زیست محیطی تولید آب شیرین را کاهش دهند. لوتاتیدو[6] و عرفات[7] [۶] هم با استفاده از منابع گرمایی با انتالپی کم به ارائه‌ی راهکارهای تولید اب شیرین با استفاده از تکنولوژی MED و RO در منطقه‌ی خلیج فارس پرداختند و با توجه به نتایج این تجزیه و تحلیل و بررسی پارامتر اقتصادی LCOW منجر به انتخاب طرح پیشنهادی شد. فلیپینی[8] و همکارانش [۷] به ادغام سیستم MED و RO پرداختند و از خروجی سیستم MED برای سیستم RO استفاده نمودند که نتایج نشان داد بر اساس این ادغام می‌توان به کمترین مصرف انرژی برای سیستم شیرین سازی آب دریا پرداخت. سلیمی و عمیدپور [۸] بر اساس توسعه‌ی ابزار R_curve به نحوه‌ی انتخاب سیستم اسمزمعکوس و MED در یک شبکه‌ی تولید همزمان آب و برق و حرارت پرداختند. علیزاده و همکارانش [۹] تجزیه و تحلیل اقتصادی یک نیروگاه تولید همزمان اب و برق را با در نظرگرفتن در دسترس بودن سیستم آب شیرین کن مورد بررسی قرار دادند. در این کار با توجه به شاخص‌های اقتصادی این موضوع بررسی شد. حسینی و همکارانش [۱۰] به بهینه‌سازی از منظر زیست محیطی سیکل تولید همزمان آب و برق پرداختند. در این سیکل با بهره مندی از الگوریتم ژنتیک به کاهش اثرات زیست محیطی توربین گاز و تولید اب شیرین پرداختند. صنایع و اصغری [۱۱] به تجزیه و تحلیل و بهینه سازی چند هدفه برای یک واحد تولید برق و اب شیرین بر اساس MSF[9] پرداختند. بهینه سازی دو هدفه آن‌ها بر مبنای کاهش اثرات زیست محیطی به خصوص ناکس و کاهش هزینه‌های سرمایه‌گذاری سیستم بود. الگوریتم ژنتیک با طراحی HRSG و همچنین پارامترهای سیستم MSF توانست توابع هدف را بهبود بخشد. قربانی و همکارانش [۱۲] یک فرایند تولید گاز مایع (LNG)، جداسازی دی اکسید کربن و مایع سازی و تولید آب شیرین را مورد تجزیه و تحلیل قرار دادند. بر اساس آنالیز اگزرژی نتایج نشان داد که بیشترین تخریب اگزرژی برای سیکل مورد نظر برای مبدل های پوسته لوله می باشد و سیستم

[5] Desalination Markets
[6] Loutatidou
[7] Arafat
[8] Filippini
[9] Multi Stage Flashing

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

MED در بهترین شرایط خود می تواند پارامتر GOR برابر ۲/۸۷ را دارا باشد. مهرپویا و همکارانش [۱۳] به ارزیابی ترمودینامیکی و اقتصادی یک سیستم تولید همزمان سرمایش و شیرین سازی آب با استفاده از انرژی خورشیدی پرداختند. نتایج تجزیه و تحلیل اقتصادی نشان داد که بازگشت سرمایه‌ی این سیستم برابر ۵/۷۳۸ سال می‌باشد. وکیل شاهزاد[10] و همکارانش [۱۴] بر اساس محدودیت آب در منطقه ی خلیج فارس یک ترکیب از سیستم جذبی و RO پیشنهاد کردند که بر اساس منابع حرارتی دما پایین صنایع و یا استفاده از خورشید منجر شد تا سیستم پیشنهادی دارای بیشترین بازدهی ۸۱ درصد و مصرف انرژی ۱/۷۶ کیلوات ساعت به ازای مترمکعب را داشته باشد. ازهر[11] و همکارانش [۱۵] بر اساس یک سیکل خورشیدی متصل به یک سیکل رانکین به تولید توان، آب شیرین و سرمایش به صورت یکپارچه پرداختند. این سیستم بر اساس حرارت صنعتی، انرژی خورشیدی، انرژی زمین گرمایی و حرارت دریا کار می کند. شایسته و همکاران [۱۶] پارامترهای بهینه سیستم ORC-RO را تعیین کردند. در بهینه سازی سه هدفه این تحقیق، سیستم ORC با رکوپراتور و سیال کاری R245ca و همچنین سیستم RO دو مرحله ای با غشای SW30XLE-400i انتخاب می شود. بهزادی و همکاران [۱۷] بهینه سازی چند هدفه سیستم هیبریدی شامل سلول سوختی جامد با توربین گازی متصل به سیستم اسمز معکوس جهت تولید آب شیرین و چیلر جذبی جهت تولید سرمایش را بررسی کردند. نتایج بهینه سازی چند هدفه نشان می دهد که راندمان اگزرژی و هزینه کل واحد محصول سیستم پیشنهادی به ترتیب در شرایط بهینه عملیاتی به ترتیب ۳۶/۱۸ درصد و ۶۹/۴۷ دلار درگیگا ژول است.

تغییر رویکرد استفاده از سوخت‌های فسیلی برای تولید همزمان الکتریسیته، آب شیرین و سرمایش در توربین‌های گازی نیاز به یک بررسی جدی دارد تا بر اساس آن میزان آلاینده‌ها را به حداقل ممکن رساند. در واقع هدف این پژوهش در راستای این تغییر رویکرد این است که علاوه بر توان تولیدی توسط توربین گاز از سیکل رانکین ارگانیک برای بازیابی حرارت اتلافی توربین گاز جهت تولید توان مجدد استفاده شود. تعیین و تحلیل سیستم بهینه آب شیرین کن به روش های اسمز معکوس و تقطیر چند مرحله ای و همچنین تعیین روش مناسب تولید سرمایش به روش های جذبی و تراکمی و بررسی آنها از جنبه اقتصادی از اهداف دیگر این مطالعه است که طرح بهینه و پیشنهادی این پژوهش نیز به منظور بهره‌گیری از برخی مزایای بیان شده ارائه می گردد. نوآوری‌های کار حاضر در مقایسه با مطالعات دیگر این است که تاکنون به صورت همزمان ارزیابی فنی و اقتصادی سیستم ترکیبی تولید توان با استفاده از توربین گاز و سیکل رانکین ارگانیک، سرمایش به روش جذبی و تراکمی و آب شیرین به روش اسمز معکوس و تقطیر چند مرحله ای و تعیین سهم اقتصادی هریک از این سیستم ها انجام نشده است.

۲- الگوسازی نظری

۲-۱- شرح سیستم

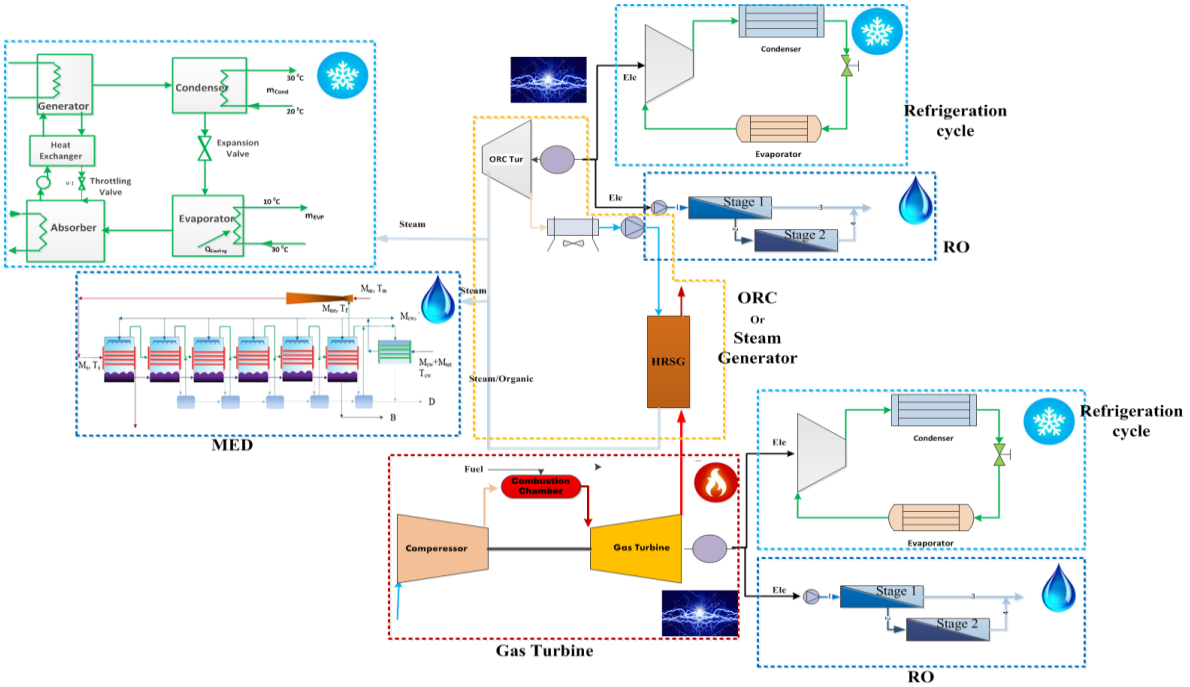
شکل ۱ اجزاء مختلفی از سیکل CCHPW را نشان می‌دهد. در این شکل که بر پایه‌ی توربین گاز MAN مدل 11-1304 THM پالایشگاه NGL جزیره سیری ایران است از برق تولیدی برای تولید سرمایش و یا آب شیرین استفاده می‌شود. حرارت خروجی در یک مبدل حرارتی، به بخار و یا سیال ارگانیک داده می شود. بخار تولیدی یا وارد آب شیرین کن حرارتی شده و آب شیرین تولید می‌نماید و یا بخار تولیدی وارد یک ژنراتور چیلرجذبی تک اثره می‌شود. در صورتی که تبادل حرارت با سیال ارگانیک باشد سیال ارگانیک وارد یک توربین و یا اکسپندر می‌شود. در این حالت از یک سمت توان و از سمت دیگر سیال ارگانیک که انرژی خود را از دست داده است از توربین خارج می‌شود و به ادامه‌ی سیکل رانکین می‌پردازد. توان تولیدی یا وارد سیکل تبرید شده و سرمایش ایجاد می‌کند و یا منجر به چرخش پمپ سیستم RO می‌شود و فشار آب را افزایش داده و بر اساس تئوری اسمزی که در ادامه بیشتر بدان پرداخته می‌شود آب شور را با فشار از غشاها عبور می‌دهد و آب شیرین تولید می‌نماید. سیستم مذکور از دو بخش اساسی تشکیل شده است بخش اول انرژی‌هایی که منجر به تولید الکتریسیته می‌شود و بخش دوم انرژی که در حرارت مازاد سیستم در دود خروجی از اگزوز توربین گاز وجود دارد. در هر دو بخش هدف تولید سرمایش و آب شیرین است

[10] Wakilshahzad
[11] Azhar

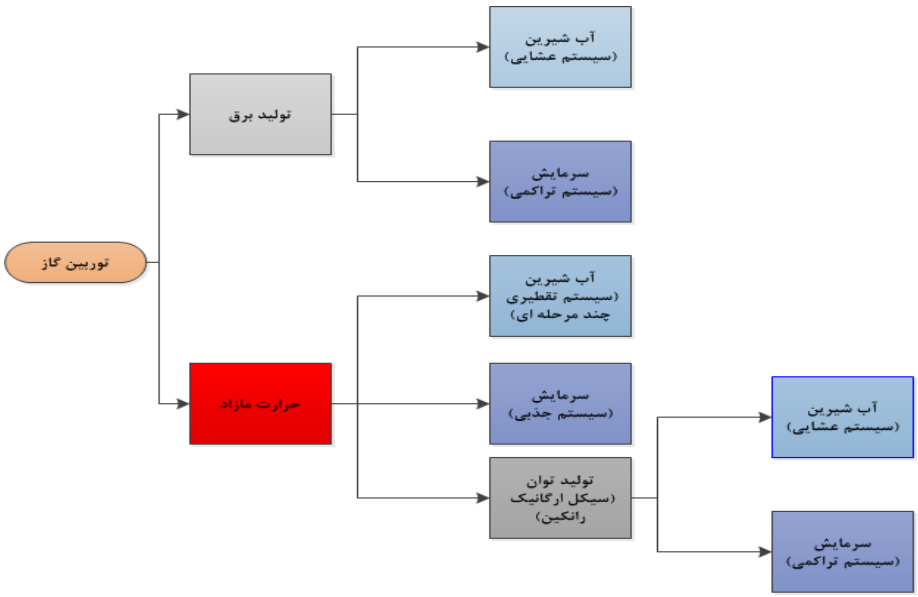
[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

ولی تکنولوژی‌های متفاوت در هر بخش استفاده می‌شود. بررسی این موضوع از دیدگاه فنی و اقتصادی یکی از اهداف این مطالعه می‌باشد که در نهایت مشخص می گردد کدام تکنولوژی می‌تواند منجر به کاهش هزینه‌ها و افزایش ظرفیت آب تولیدی و سرمایش شود. فلوچارت و قسمت های مختلف سیستم که باید مدل سازی شوند در شکل ۲ آورده شده است. در این تحلیل که توسط نرم افزار متلب انجام می شود سه سناریو بررسی و برای هر کدام یک سیکل بهینه ارائه می‌گردد. سناریو اول: تولید ظرفیت بالای آب شیرین، سرمایش با دمای پایین و فروش برق به شبکه، سناریو دوم: قیمت مناسب آب شیرین و سرمایش با دمای پایین و ظرفیت بالای سرمایش به همراه فروش برق، سناریو سوم: ظرفیت بالای آب شیرین با قیمت مناسب و ظرفیت سرمایش بالا و فروش برق به شبکه.



شکل۱: شماتیکی از سیکل شبیه سازی شده‌ی CCHPW



شکل ۲: فلوچارت و قسمت های مختلف سیستم سیکل CCHPW

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

۲-۲- مدل سازی سیستم

طبق فلوچارت مدل سازی سیستم در شکل ۲ با توجه به شرایط مورد نظر در خروجی این سیستم ترکیبی، بخش های مورد نظر مطابق شکل های ۱۳،۱۲ و۱۴ انتخاب می شوند. قابل ذکر است در این مطالعه با توجه به تعداد زیاد سیستم های مدل شده فقط روابط حاکم قسمت های مهم بیان می شود و سایر قسمت ها به مراجع ارجاع داده می شود.

مدل سازی سیکل توربین گاز و طراحی بویلربازیاب حرارتی

مدل‌سازی سیکل توربین گاز در مطالعات مختلفی بدان پرداخته شده است[۲۵-۱۸]، در نتیجه در این مطالعه از بیان روابط حاکم بر مدل‌سازی سیکل توربین گاز خود داری می‌شود. همچنین معادلات طراحی و شبیه سازی بویلربازیاب حرارتی در مقالات مراجع [۱۹-۲۱،۲۵و۲۶] ذکر شده اند. در مدل‌سازی محفظه‌ی احتراق دبی سوخت مجهول می‌باشد در نتیجه در مدل سازی توربین گاز فرض می شود که احتراق به‌صورت کامل صورت می پذیرد.

مدل‌سازی سیستم ORC

مدل سازی سیستم ORC نیز بر اساس قوانین پیوستگی و اول ترمودینامیک صورت پذیرفته است که می‌توان روند مدل‌سازی را در مراجع [۲۷و ۲۸] مشاهده نمود. فرضیات انجام شده سیستم ORC در مدل‌سازی به شرح زیر است:

- سیستم در حالت پایا۱۲ قرار دارد.
- افت فشار و اتلافات حرارتی در لوله‌ها و مبدل‌ها ناچیز است.
- تغییرات انرژی جنبشی و انرژی پتانسیل ناچیز است.
- مبدل‌ها غیر هم‌سو هستند.

مدل سازی سیستم اسمزمعکوس

فرضیات به کار رفته در این مدل سازی به صورت زیر بیان می‌شوند:

- دما در طی فرآیند شیرین سازی در سیستم RO ثابت در نظر گرفته شد.
- ضرایب نفوذ برای آب و نمک‌های مختلف برای هر غشا ثابت در نظر گرفته شد [۲۹]
- غشاها به صورت مارپیچی در نظر گرفته شده‌اند.

در مدل سازی سیستم اسمزمعکوس با توجه به روابط انتقال جرم می‌توان دریافت که میزان شدت جریان عبوری آب و نمک از غشا به صورت معادلات (۱) و (۲) خواهد بود:

$$\mathrm{J_w} = A \times TCF\,[\left(P_f - P_p - \frac{\Delta P_f}{2}\right) - \left(\pi_w - \pi_p\right)] \times 10^6 \quad (۱)$$

$$\mathrm{J_s} = B\,\left(C_w - C_p\right) \quad (۲)$$

و همچنین سرعت متوسط در هر المان از غشا در رابطه (۳) تعیین خواهد شد:

$$\mathrm{V_w} = \left(\frac{\mathrm{J_w} + \mathrm{J_S}}{\rho_p}\right) \quad (۳)$$

[12] - Steady State

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

میزان غلظت نمک در آب تولیدی از رابطه‌ی (۴) تعیین می‌شود:

$$C_p = \frac{\mathrm{J_S}}{\mathrm{V_w}} \times 1000 \quad (۴)$$

همچنین با توجه به پدیده‌ی پلاریزاسیون غلظت فرآیندی انتقال جرم غلظت نمک در نزدیکی دیواره بر اساس تئوری فیلم به صورت معادله‌ی (۵) محاسبه می‌شود:

$$\mathrm{C_w} = C_p + \left(\frac{\mathrm{C_f} + \mathrm{C_b}}{2} - C_p\right) e^{\mathrm{V_w}/k} \quad (۵)$$

با توجه به معادله‌ی پیوستگی می‌توان برای جریان نفوذی از معادله (۶) و برای جریان آب شور از رابطه‌ی (۷) استفاده نمود[۲۹و۳۰]:

$$Q_p = \mathrm{V_w} \times \mathrm{S_m} \quad (۶)$$

$$Q_B = Q_F \times Q_P \quad (۷)$$

در معادلات مذکور A و B و $\mathrm{S_m}$ به ترتیب ضریب نفوذپذیری آب و نمک در غشا و مساحت آن می‌باشد و روابط ۹، ۱۰ و۱۱ که می‌توان با استفاده از آن‌ها تعداد مجهولات را کاهش داد در ادامه آورده شده است[۲۹و۳۱]:

$$C_B = \frac{Q_F C_F - Q_P C_P}{Q_B} \quad (۸)$$

$$k = 0 \cdot 04 \times Re^{0 \cdot 75} \times Sc^{0 \cdot 33} \times \left(\frac{D_s}{\mathrm{d}}\right) \quad (۹)$$

$$\Delta P_f = \frac{0 \cdot 0033 Q_a L_{PV}}{W d^3} \mu \quad (۱۰)$$

$$\pi = \frac{0 \cdot 2641 \times C\,(T + 273)\mu}{10^6 - C} \quad (۱۱)$$

که $\mathrm{Re}=\frac{\rho V_w d}{\mu}$ می باشد و در این روابط Ds میزان نفوذپذیری نمک (m2/S)، d فاصله‌ی فیدها از یکدیگر، $\mathrm{Q_a}$ دبی میانگین که از رابطه‌ی (۱۰) محاسبه می‌شود. $\mathrm{L_m}$ طول غشا می‌باشد و N تعداد المان‌ها در هر PV می‌باشد. π فشار اسمزی و C در این رابطه غلظت نمک می‌باشد. به منظور تخمین میانگین افت فشار از معادله‌ی هاگن-پوازی استفاده شده است. عدد اشمیت Sc ، با توجه به معادله‌ی (۹) و (۱۰) محاسبه می‌گردد؛ که به وسیله‌ی آن می‌توان پلاریزاسیون غلظت را محاسبه نمود. برای یک المان غشا مارپیچی هر کدام از جریان‌های آب تغذیه و محصول می‌تواند با عنوان جریانی بین دو صفحه‌ی موازی با طول L عرض W و فاصله‌ی d در نظر گرفته شود؛ و بر اساس آن افت فشار در سمت تغذیه را محاسبه نمود. برای المان مارپیچی عرض غشا W را می‌توان با رابطه‌ی $\mathrm{S_m} = W \times \mathrm{L} \times N_l$ بر اساس مساحت غشا و تعداد پلیت ها ($\mathrm{N_l}$) محاسبه نمود.

مدل سازی سیستم آب شیرین کن چند مرحله ای

در طراحی سیستم تقطیر چندمرحله‌ای روابط به سه دسته‌ی کلی تقسیم می‌شوند دسته اول روابط مربوط به معادلات پیوستگی و دبی آب تولیدی و دسته‌ی دوم معادلات مربوط به انرژی که به ترتیب در جداول ۱ و ۲ بیان‌شده‌اند. در این معادلات A سطح انتقال حرارت (مترمربع)، B دبی شور (برحسب کیلوگرم بر ثانیه)، C غلظت (ppm)، D دبی آب شیرین شده (برحسب

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

کیلوگرم بر ثانیه)،F دبی جرمی آب تغذیه (برحسب کیلوگرم بر ثانیه)، Q دبی آب تولید برحسب (مترمکعب در روز)، S دبی بخار تزریقی (کیلوگرم بر ثانیه)، T دما برحسب درجه سانتی‌گراد، L گرمای نهان تبخیر، y کسر فلش شده و n تعداد افکت‌ها می‌باشد.

جدول۱: معادلات بالانس جرم، GOR و تولید آب شیرین [۳۲و۴]

	توضیحات	معادلات
(۱۲)	بالانس جرمی در افکت اول	$B_1 = F_1 - D_1$
(۱۳)	بالانس جرمی از افکت دوم تا n ام	$B_i = F_i + B_{i-1} - D_i + \left[y_{i-1}(D_r + \sum_{j=1}^{i-2} D_j)\right] - [(i-1)F_{i-1}y_{i-1}]$
(۱۴)	بالانس جرمی در کندانسور	$D_{con} = D_n - D_r + \left[y_n(D_r + \sum_{i=1}^{n-1} D_i)\right]$
(۱۵)	بالانس جرمی در تانک تقطیر	$D = \left[(1-y_n)(D_r + \sum_{i=1}^{n-1} D_i)\right] - \left[y_{n-1}(D_r + \sum_{i=1}^{n-2} D_i)\right] - \left[y_{n-2}(D_r + \sum_{i=1}^{n-3} D_i)\right] - \left[y_{n-3}(D_r + \sum_{i=1}^{n-4} D_i)\right] - \left[y_{n-4}(D_r + \sum_{i=1}^{n-5} D_i)\right] - (y_{n-5} D_r) + D_{con} y_6$
(۱۶)	بالانس نمک در افکت اول	$C_{sw}F_1 = C_{B_1}B_1$
(۱۷)	بالانس نمک در افکت دوم تا n ام	$C_{sw}F_i + (C_{B_{i-1}}B_{i-1}) = C_{B_i}B_i$
(۱۸)	حداکثر نرخ خروجی قابل‌دستیابی	$GOR = \frac{D}{S}$

جدول ۲: معادلات بالانس انرژی [۳۲]

	توضیحات	معادلات
(۱۹)	بالانس انرژی در افکت اول	$D_1L_1 + \left(F_1C_P(T_1 - T_{f1})\right) = (Dr + S)L_0$
(۲۰)	بالانس انرژی از افکت دوم تا n ام	$D_iL_i + \left(F_iC_P(T_i - T_{fi})\right) = (D_{i-1}L_{i-1}) + \left(y_{i-1}\left(D_r + \sum_{i=1}^{i-2} D_i\right)L_{i-1}\right) - (i-1)(F_{i-1}y_{i-1}L_{i-1}) + (B_{i-1}C(T_{i-1} - T_i))$

مدل‌سازی سیستم های سرمایشی

مدل سازی سیستم تبرید تراکمی بر اساس قانون اول ترمودینامیک صورت پذیرفته است که می‌توان روند مدل‌سازی را در مرجع [۳۳] مشاهده نمود. برخی از مهمترین فرضیات در مدل‌سازی سیکل تبرید عبارت‌اند از:

- سیستم حالت پایا در نظر گرفته شده است.
- فرآیند تراکم در کمپرسورهای سیکل به صورت بی درو انجام می‌گیرد.
- تلفات حرارتی و افت فشار در سیستم ناچیز فرض شده است.
- از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل سیستم صرف نظر شده است.

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

- فرآیند اختناق در شیر انبساط به صورت آنتالپی ثابت انجام می‌گیرد.
- همچنین مدلسازی سیستم جذبی تک اثره بر اساس مطالعه [۳۴] انجام شده است.

مدل‌سازی اقتصادی

در تعیین و انتخاب یک طرح علاوه بر بررسی های فنی و محدودیت های ترمودینامیکی باید به آنالیز اقتصادی نیز پرداخته شود. هزینه ی سالیانه سیستم (TAC) متشکل از دو ترم هزینه های بهره برداری (OC) و هزینه ی سرمایه گذاری (TCI) می باشد. هزینه سرمایه‌گذاری (TCI) شامل مجموع هزینه‌های ثابت سرمایه‌گذاری (FCI)، هزینه‌های راه‌اندای (SUC)، هزینه کارکرد سیستم (WC)، هزینه کسب مجوز و هزینه بخش تحقیق و توسعه (LRD) و هزینه ناشی از کمبود بودجه تخمین زده شده در طول ساخت و ساز (AFUDC) می باشد (رابطه (۲۱)) [۳۵]. جایی که هزینه‌های ثابت سرمایه‌گذاری شامل هزینه های مستقیم (DC) و غیر مستقیم (IC) می باشد و می توان فرض کرد که هزینه های غیر مستقیم ۰/۲۵ برابر هزینه های مستقیم است[۳۵]. هزینه‌های مستقیم طرح به وسیله رابطه (۲۲) محاسبه می‌شود که شامل هزینه ی ها داخلی سایت (ONSC) و فعالسازی سایت (OFSC) می باشد[۳۵]:

$$TCI = FCI + SUC + WC + LRD + AFUDC \quad (۲۱)$$

$$DC = ONSC + OFSC \quad (۲۲)$$

$$OFSC = \begin{cases} 1.2 \times ONSC & \text{new system} \\ 0.45 \times ONSC & \text{expansion} \end{cases} \quad (۲۳)$$

$$WC = 0.15 \times TCI \quad (۲۴)$$

$$SUC = 0.1 \times TCI \quad (۲۵)$$

با فرض این‌که هزینه تحقیق و توسعه و هزینه های غیر مستقیم به صورت زیر محاسبه شود[۳۵]:

$$LRD = AFUDC + 0/15 \times FCI \quad (۲۶)$$

در این صورت می توان مقدار TCI را از رابطه ی(۲۷) محاسبه نمود:

$$TCI = 1.47 \times FCI \quad (۲۷)$$

در نتیجه:

$$TCI = 1.84 \times DC = 1.84 \times (ONSC + OFSC) \quad (۲۸)$$

همچنین می توان TCI را با ترکیب روابط فوق از رابطه ی (۲۹) محاسبه نمود:

$$TCI = \begin{cases} 4.05\,ONSC & \text{new system} \\ 2.67\,ONSC & \text{expansion} \end{cases} \quad (۲۹)$$

تجربه نشان داده است که هزینه سرمایه‌گذاری ثابت در یک سیستم جدید بین ۲/۸ تا ۵/۵ برابر هزینه خرید تجهیزات می باشد [۳۵] بنابراین:

$$FCI = \begin{cases} 2.8 - 5.5CC & newsystem \\ 2.83CC & expansion \end{cases} \quad (۳۰)$$

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

با ترکیب روابط، رابطه‌ی (۳۱) به دست می‌آید:

$$TCI = \begin{cases} 4.12 - 8.09CC & newsystem \\ 4.16CC & \exp ansion \end{cases} \quad (۳۱)$$

با داشتن هزینه خرید تجهیزات (CC) و با هزینه‌های داخلی سایت (ONSC) می توان هزینه سرمایه گذاری کلی(TCI) را برآورد نمود. معادلات تخمین قیمت هر جزء سیستم اسمز معکوس و MED به ترتیب در مراجع [۲۹] و [۳۱] بیان شده است. شایان ذکر است هزینه‌ی HRSG از مراجع [۳۵و۱۸] به دست می‌آید. همچنین قیمت خرید تجهیزات سیکل ORC و سرمایشی در پیوست A بیان شده است. هزینه ی بهره برداری سیستم اسمز معکوس به صورت زیر محاسبه می شود[۲۹]:

$$OC_m = 0.2 \times CC_m \quad (۳۲)$$

$$OC_{inserce} = 0.005 \times TCI \quad (۳۳)$$

$$OC_{labor} = Q_p \times 24 \times 365 \times f_c \times 0.01 \quad (۳۴)$$

$$OC_{main} = Q_p \times 24 \times 365 \times f_c \times 0.01 \quad (۳۵)$$

$$OC_{ch} = Q_p \times 24 \times 365 \times f_c \times 0.0225 \quad (۳۶)$$

$$OC_{O\&M,RO} = OC_{inserce} + OC_{labor} + OC_{ch} + OC_{main} \quad (۳۷)$$

$$AOC_{RO} = OC_m + OC_{O\&M,RO} \quad (۳۸)$$

که در این معادلات OC_m هزینه‌ی جایگزینی می باشد. $OC_{O\&M}$ مجموع هزینه‌ی بهره برداری می‌باشد که شامل OC_{labor}، OC_{maint}، OC_{ch}، OC_{insrce} که به ترتیب هزینه‌ی سالیانه ی آزمایشگاه، هزینه‌ی سالیانه‌ی تعمیرات، هزینه‌ی سالیانه‌ی مواد شیمیایی و هزینه‌ی بیمه است. هزینه ی بهره برداری سیستم MED به صورت زیر محاسبه می شود[۲۹]:

$$C_{el} = c_{el} \times P \times f_c \times Q_p \times 365 \quad (۳۹)$$

$$C_l = 0.1 \times f_c \times Q_p \times 365 \quad (۴۰)$$

$$C_{ch} = 0.04 \times f_c \times Q_p \times 365 \quad (۴۱)$$

$$C_{in} = 0.005 \times C_A \quad (۴۲)$$

$$AOC_{MED} = C_{th} + C_{el} + C_l + C_{ch} + C_{in} \quad (۴۳)$$

که به ترتیب C_{el} هزینه ی الکتریسیته، C_l هزینه های ازمایشگاهی، C_{ch} هزینه های مواد شیمیایی، C_{in} هزینه های بیمه و در نهایت AOC_{MED} هزینه ی بهره برداری سالیانه می باشد. در نهایت مجموع هزینه ی سالیانه ی بهره برداری به صورت زیر محاسبه می گردد:

$$AOC_{Total} = AOC_{Other} + AOC_{RO\,or\,MED} \quad (۴۴)$$

هزینه ی کلی نرمال شده نیز از رابطه‌ی (۴۵) تعیین می گردد:

$$TAC = {}^{TCI}\!/_{CRF} + AOC_{Total} \quad (۴۵)$$

هزینه سرمایه گذاری (CRF) وابسته به نرخ بهره و عمر تخمین زده تجهیزات است که از رابطه (۴۶) تعیین می شود:

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

$$CRF = \frac{i(1+i)^{year}}{(1+i)^{year}-1} \quad (۴۶)$$

که در آن year عمر مفید طرح و i ضریب بهره می باشد که برای هر دو سیستم آب شیرین کن یکسان در نظر گرفته شده است. در نهایت مقدار هزینه واحد تولید آب شیرین به صورت زیر محاسبه می‌گردد[۲۹].

$$UPC = \frac{TAC}{24 \times Q_p \times 365} \quad (۴۷)$$

در این مدل سازی اقتصادی پارامترهای ورودی با توجه به جدول ۳ در محاسبات در نظر گرفته شده است.

جدول ۳: پارامترهای ورودی برای بررسی اقتصادی سیستم RO و MED [۲۹]

پارامتر	ارزش
فاکتور ظرفیت کل سیستم (f_c)	۰/۹
قیمت هر ممبران (Cm[$])	با توجه به نوع ممبران ۱۴۰۰ ، ۱۲۰۰ ، ۱۰۰۰
درصد تورم (٪)	۱۰
مدت زمان بهره برداری از سیستم (سال)	۲۰
قیمت pressure vessel ۸ اینچی	۱۰۰۰
قیمت برق ($/kWh)	۰/۰۸

۳- نتایج و بحث

۳-۱- اعتبارسنجی

با توجه به این که سیکل مورد نظر از چند بخش تشکیل شده است اعتبار سنجی مطالعه حاضر در سه بخش مهم آن ارائه می‌گردد.

بخش ORC

خواص سیال ارگانیک بر اساس نرم افزار Refprop استخراج شده است. اعتبار سنجی بخش سیکل ارگانیک رانکین با مرجع [۲۷] برای هر سیکل صورت پذیرفت که در جدول ۴ نتایج این بررسی بیان می‌شود. همان طور که مشاهده می‌شود خطای در این بخش قابل قبول می‌باشد.

جدول ۴: نتایج اعتبار سنجی سیکل ORC بامرجع [۲۷]

پارامتر	واحد	کار حاضر	نتایج مطالعه [۲۷]
ظرفیت اواپراتور	kW	۲۵۲	۲۵۲
ظرفیت کندانسور	kW	۱۹۶	۱۹۴/۶
توان توربین	kW	۶۲	۶۱
توان پمپ	kW	۴/۰۶	۳/۴۶
توان خالص	kW	۵۷/۹۴	۵۷/۵۴
راندمان حرارتی	%	۲۲/۹۹	۲۲/۸۳
دبی جرمی سیال ارگانیک	kg/s	۱/۹۶	۱/۹۱

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

- **بخش سیستم RO**

در این بخش جهت اطمینان از صحت کد توسعه داده شده با نرم افزار MATLAB نتایج حاصل از کد با نتایج نرم افزار شرکت DOW با نام تجاری ROSA بررسی شد. دبی و غلظت آب تغذیه به ترتیب $40\ m^3/h$ و ۴۰۴۹TDS در نظر گرفته شده است؛ که آب تغذیه تنها نمک (NaCl) در نظر گرفته می‌شود که نتایج در جدول ۵ نشان داده شده است.

جدول۵: نتایج حاصل از اعتبار سنجی با نرم‌افزار ROSA

پارامتر	*نتایج حاصل از شبیه سازی*	*نتایج حاصل از نرم‌افزار ROSA*
آب تولیدی در مرحله ۱ (m3/h)	*۴۰/۱۲*	*۳۸/۹۳*
آب تولیدی در مرحله ۲(m3/h)	*۱۹/۸۷*	*۱۹/۱۷*
فشار تغذیه ورودی (MPa)	*۳/۳۳*	*۳/۷۷*
بازیافت آب (٪)	*۷۵*	*۷۵*

- **بخش سیستم MED**

در این بخش می‌توان نتایج حاصل از اعتبار سنجی MED را در جدول ۶ مشاهده نمود.

جدول ۶: نتایج اعتبار سنجی سیستم MED

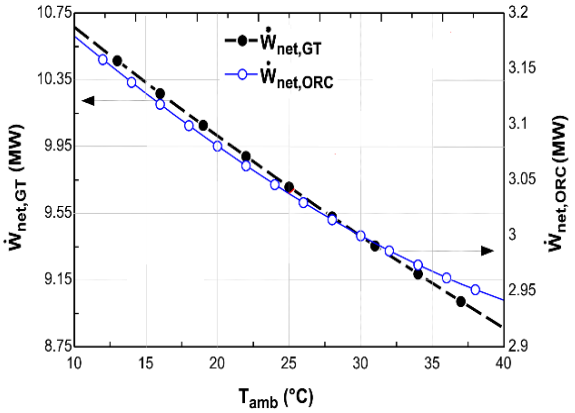
پارامتر	داده های شبیه سازی	داده های مرجع [۶]	اختلاف (٪)
میزان تولید آب شیرین(m^3/day)	۱۵۳۶	۱۵۵۷	۱/۳

۲-۳- نتایج

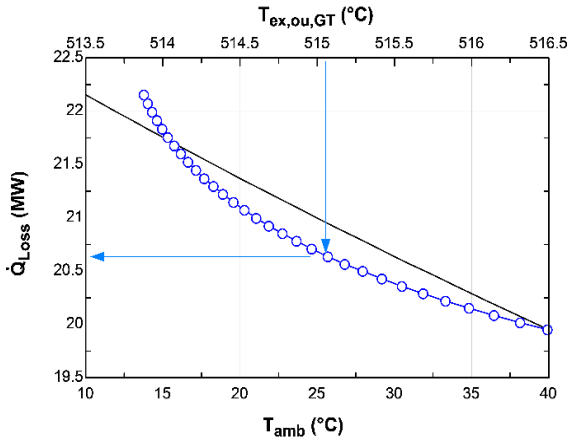
شکل ۳ تغییرات توان توربین گاز و سیکل ارگانیک رانکین را بر حسب تغییرات دمای هوای محیط نشان داده است. با افزایش دمای محیط دمای هوای ورودی به کمپرسور افزایش می‌یابد و این افزایش منجر به کاهش دبی سوخت در توربین گاز می‌شود ولی تغییرات چگالی هوا و کم شدن دبی جرمی آن منجر به کاهش توان تولید می‌شود در نتیجه مجموعه‌ی این عوامل منجر به کاهش راندمان توربین گاز خواهد شد. در این شکل تغییرات توان خروجی سیکل ارگانیک رانکین با سیال R123 با تغییر دمای محیط و دبی جرمی گازهای خروجی اگزوز توربین گاز نیز نشان داده شده است. به طور کلی با تاثیر دمای محیط روی دمای کندانس عملکرد کل سیستم تحت شعاع قرار می گیرد به شکلی که با افزایش دمای محیط دمای کندانس افزایش می یابد و طبق نمودار T-S سیکل رانکین ارگانیک این افزایش دما باعث تغییرات فشار و در نتیجه کاهش توان تولیدی می شود در نتیجه راندمان کاهش می یابد[۳۳ و ۳۶]. همان طور که در شکل ۳ مشاهده می‌شود به طور مثال با افزایش ۱۲ درصدی دبی جرمی-گازهای خروجی از توربین گاز، توان خالص بخش ارگانیک رانکین در شرایط ثابت دمای پینچ و اپروچ ۶ درصد افزایش می‌یابد. افزایش گازهای حاصل از احتراق منجر به تولید دبی سیال ارگانیک شده و در نهایت منجر به تولید توان در سیکل ORC می‌شود.

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]



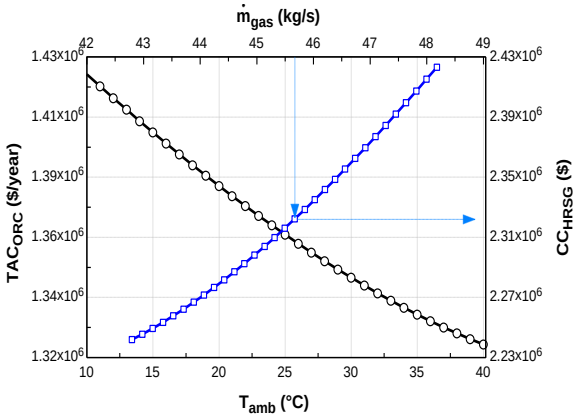
شکل ۳: تغییرات توان خالص توربین گاز و توربین ارگانیک رانکین بر حسب دمای محیط



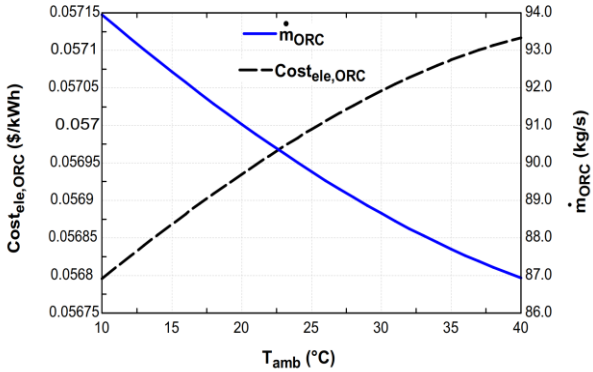
شکل ۴: تغییرات حرارت تلف شده از اگزوز توربین گاز بر حسب دمای محیط و دمای گازهای خروجی از توربین گاز

شکل ۴ تلفات حرارتی از اگزوز توربین گاز را نشان می‌دهد. با افزایش دمای محیط دمای گازهای خروجی از توربین گاز افزایش می‌یابد در نتیجه می‌توان در این شکل مشاهده نمود که نقش دبی جرمی در میزان حرارت خروجی از اگزوز بسیار پر رنگ تر از تغییرات دمای گازهای خروجی از اگزوز توربین گاز می‌باشد به طوری که با رسم تغییرات حرارتی تلف شده از توربین بر حسب دمای گازهای خروجی از توربین گاز می‌توان این روند را مشاهده نمود.

شکل ۵ به بررسی ترمواکونومیک سیکل مورد بررسی با سیکل ارگانیک رانکین می‌پردازد. همان طور که مشاهده می‌شود هزینه‌های سالیانه‌ی سیستم ORC با افزایش دمای محیط کاهش می‌یابد. هزینه‌ی سیستم ORC از چهار جزء اصلی تشکیل شده است که بیشترین هزینه را در سیکل ORC با سیال مختلف، بویلربازیاب حرارتی به خود اختصاص داده است[29]. در نتیجه در شکل ۵ روند تغییرات هزینه‌ی طراحی بویلربازیاب حرارتی در دماهای مختلف محیط نشان داده شده است.



شکل ۵: تغییرات هزینه‌های سالیانه‌ی سیکل ORC و هزینه‌ی خرید HRSG با دمای محیط و دبی گازهای خروجی از اگزوز توربین گاز



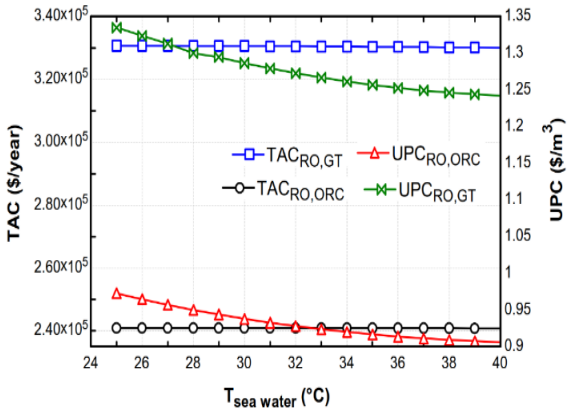
شکل۶: تغییرات قیمت برق تولید از سیکل ارگانیک رانکین با دمای محیط و دبی سیال عامل تولید در HRSG

در تغییرات قیمت برق تولیدی از سیکل ORC می‌توان دریافت که استفاده از دود خروجی بازیافتی منجر به کاهش قیمت تمام شده برق نسبت به برق تولیدی از توربین گاز می‌شود. همچنین می‌توان در شکل ۶ مشاهده نمود که با افزایش دمای محیط قیمت برق تولیدی افزایش می‌یابد که این امر به دلیل کاهش تولید توربین سیکل ارگانیک به واسطه‌ی کاهش دبی سیال عامل مناسب می‌باشد. کاهش گازهای حاصل از احتراق در دمای بالا منجر به دبی تولیدی کمتر در بویلر بازیاب حرارتی شده که این امر قیمت برق تولیدی را افزایش می‌دهد.

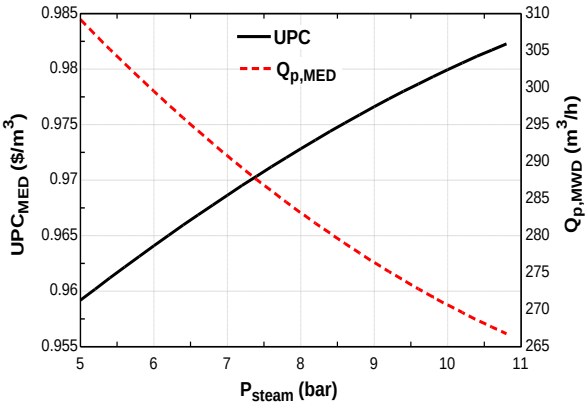
[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

یکی از پارامترهای مهم قیمت تمام شده آب تولیدی (UPC) می‌باشد بخش اعظمی از هزینه‌های سیستم منوط به هزینه‌های جاری سیستم از جمله پمپ فشار قوی RO می‌باشد. با ثابت بودن توان مصرفی در نتیجه هر چه میزان تولید افزایش بیابد قیمت نهایی آب تولید شده کاهش می‌یابد. در غلظت‌های بالای دریا نیز به واسطه‌ی کاهش تولید، قیمت برق افزایش می‌یابد. در شرایط یکسان اگر از توان توربین گاز برای تولید آب شیرین استفاده شود، یعنی ۳۰ درصد از توان تولیدی به آب شیرین اختصاص بیابد در نتیجه می‌توان دریافت که قیمت تمام شده‌ی آب تولیدی بر اساس سیستم توربین گاز از سیستم ORC بیشتر خواهد بود. قیمت ها تقریبا ۰/۴ دلار به ازای هر مترمکعب تفاوت خواهد داشت که دلیل این امر قیمت تمام شده‌ی برق تولیدی برای توربین گاز می‌باشد که هزینه‌های بهره برداری را افزایش می‌دهد. می‌توان تفاوت هزینه‌های سالیانه‌ی توربین گاز و اسمزمعکوس با سیکل ORC و RO را در شکل ۷ مشاهده نمود که هزینه‌های سیکل ORC+RO کمتر از GT+RO می‌باشد.



شکل ۷: مقایسه‌ی قیمت تمام شده‌ی آب تولیدی و هزینه‌های سالیانه‌ی GT+RO و ORC+RO



شکل ۸: تغییرات قیمت تمام شده‌ی آب تولید شده از سیستم MED و میزان تولید آب شیرین

در این قسمت در خروجی اگزوز توربین گاز یک بویلر بازیاب حرارتی که به تولید بخار ۸/۵ bar در حالت اشباع می پردازد قرار داده می‌شود. این بخار به عنوان یک محرک برای سیستم آب شیرین کن چند مرحله‌ای (MED) استفاده می‌شود. شکل ۸ قیمت تمام شده‌ی آب برای سیستم MED بر اساس تغییر فشار بخار ورودی به آن را نشان می‌دهد. به طور مثال با افزایش ۱۰۰ درصدی فشار بخار ورودی و در نتیجه کاهش بخار تولیدی، میزان دبی آب شیرین تولیدی ۱۶ درصد کاهش می یابد و این امر بر روی قیمت تمام شده‌ی آب شیرین سیستم MED تأثیرگذاشته و آن را طبق شکل ۸ افزایش می‌دهد.

در نهایت می‌توان دریافت که قیمت نهایی آب در یک حدود تولید آب شیرین بر اساس توربین گاز برای کدام یک از سیستم‌های آب شیرین کن مناسب است. جدول ۷ بر اساس دو طراحی صورت گرفته شده مقدار و میزان دبی آب شیرین را نشان می‌دهد. در این طرح تمامی توان تولیدی توربین گاز و سیکل ORC با سیال عامل R123 به سیستم RO اختصاص داده شده است. در سیستم MED نیز بخار اشباع ۸/۵ bar برای یک مبدل با ۴ افکت که در ایران رایج می‌باشد در نظر گرفته شده است.

جدول ۷: مقایسه‌ی دو سیستم آب شیرین کن در مورد مطالعاتی مورد نظر از تولید آب و قیمت نهایی آن

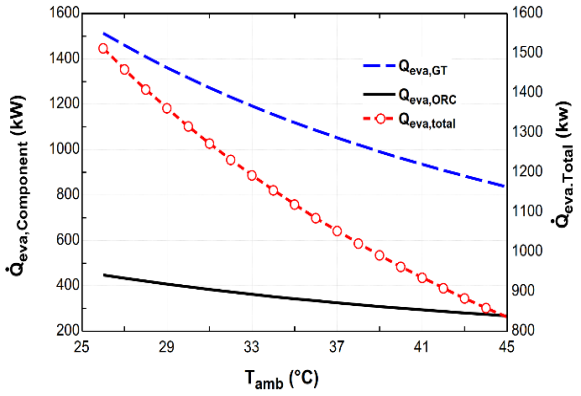
سیستم اب شیرین کن	مقدار دبی تولیدی (m^3/h)	قیمت نهایی آب ($/m^3)
سیستم اسمزمعکوس	۱۹۴	۰/۹۴۳
سیستم MED	۲۱۳	۱/۰۱

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

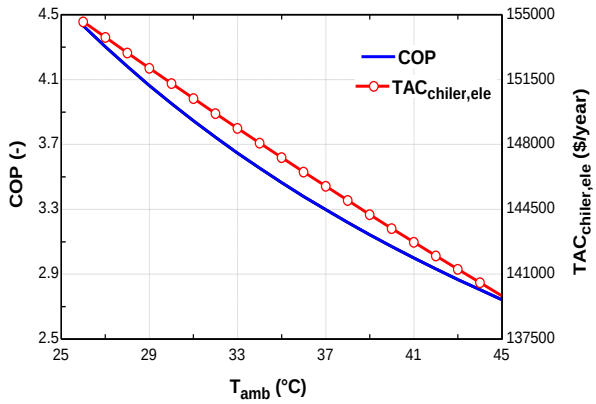
[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

با توجه به اینکه سیستم سرمایش تراکمی رابطه‌ی مستقیم با توان کمپرسور دارد و کمپرسور نیز توان خود را از این دو سیکل دریافت می‌دارد در نتیجه می‌توان دریافت که هر عاملی که در قبل بر روی توان سیستم ORC و GT تأثیر می‌گذارد بر روی سرمایش نیز تأثیر مستقیم خواهد گذاشت. در شکل ۹ می‌توان تغییرات بار حرارتی سرمایش سیکل تراکمی را که با سیال آمونیاک در حال کار است با دمای محیط را مشاهده نمود. در این مدل‌سازی فرض شده است که دمای منبع گرم برابر دمای محیط باشد و دمای منبع سرد ۲۶۰ درجه‌ی کلوین باشد. در این تجزیه و تحلیل می‌توان دریافت که با افزایش دمای محیط از بار سرمایش کاسته شده است. این امر هم به دلیل کاهش توان توربین و بخش ORC است و هم افزایش منبع گرم است که روند تغییرات را به صورت خطی به وجود نیاورده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود تقریبا ۸۰ درصد از بار سرمایش از طریق توربین گاز تأمین شده است و مابقی از سیکل ORC تأمین می‌شود.

همچنین می‌توان در شکل ۱۰ مشاهده نمود که با افزایش دمای محیط از کارایی سیستم تراکمی یا به عبار دیگر ضریب عملکرد سیستم کاسته شده است که دلیل این امر کاهش حرارت جذب شده از اواپراتور می‌باشد هر چند که توان تولیدی نیز کاهش یافته است ولی تغییرات $\dot{Q}_{\text{Eva}}$ از توان دریافتی بیشتر می‌باشد و این از روند کاهشی COP مشخص است. از طرفی به دلیل اینکه این سیستم توان مصرفی بالایی دارد در نتیجه هزینه‌های بهره برداری بخش اعظمی از هزینه را به خود اختصاص می‌دهد با کاهش توان دریافتی در نتیجه از هزینه‌های جاری سیستم کاسته می‌شود.



شکل ۹: تغییرات $\dot{Q}$ Eva در هر جزء و حالت کلی با تغییرات دمای محیط در چیلر تراکمی

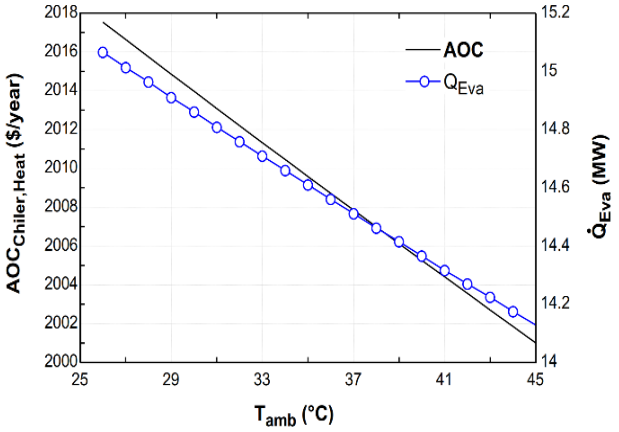


شکل۱۰: تغییرات COP و TAC با دمای محیط در چیلر تراکمی

با توجه به دود خروجی از توربین گاز در نتیجه می‌توان با استفاده از این حرارت و استفاده از چیلرهای جذبی تک اثره لیتیم بروماید با COP=0.72 بار سرمایش تولید نمود. تنها سوخت مصرفی برای بخش ژنراتور آن به عنوان یکی از هزینه‌های جاری است که موجب افزایش هزینه‌ها خواهد شد اما در این سناریو با استفاده از دود خروجی از توربین گاز تنها هزینه‌های جاری هزینه‌های تعمیر و نگهداری سیستم می‌باشد. در نتیجه این سیستم نسبت به سیستم تراکمی هزینه‌ی سالیانه‌ی بسیار کمتری خواهد داشت. شکل ۱۱ نتایج این بررسی را نشان می‌دهد. با افزایش دمای محیط مقدار COP ثابت فرض شده است زیرا چیلرهای جذبی تأثیر کمتری نسبت به تراکمی از محیط می‌گیرند زیرا دارای یک سیستم خنک کن آبی می‌باشند (برج‌تر) که نسبت به تغیرات دمای محیط تغییرات اندکی دارد. همچنین در بخش‌های قبل مشاهده شد که دمای خروجی از توربین تغییرات اندک دمایی دارد و این تغییرات محسوس نمی‌باشد. با این فرض مشاهده می‌شود که مقدار بار سرمایش نسبت به چیلرهای تراکمی بسیار بیشتر می‌باشد و هزینه‌های سالیانه‌ی آن نیز کاهش محسوسی دارد.

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]



شکل ۱۱: تغییرات مقدار بار سرمایشی در چیلر جذبی و هزینه‌های سالیانه‌ی آن بر حسب دمای محیط

نتایج این بررسی نشان دادند که استفاده از دود خروجی برای سرمایش توسط چیلرجذبی از منظر انرژی و اقتصادی بسیار مناسب می‌باشد و هزینه‌ها را نسبت به سیستم تراکمی کاهش خواهد داد.

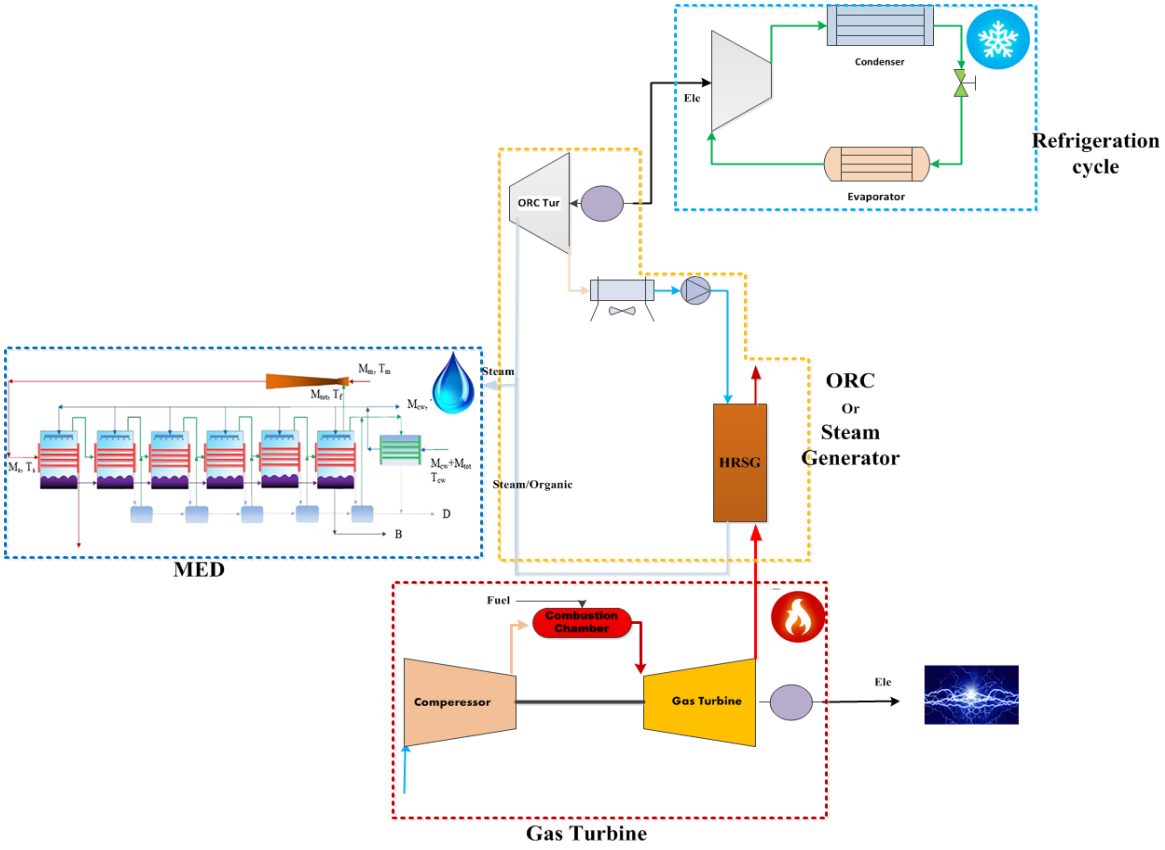
۳-۳- نتیجه گیری

در آنالیز انرژی و اقتصادی سیستم تولید آب شیرین نتایج نشان دادند که سیستم MED می‌تواند مقدار آب شیرین با ظرفیت بالا و قیمت تقریباً ۱ دلار بر مترمکعب را تولید نماید و برای اینکه بتوان این مقدار آب شیرین را از سیستم RO تولید نمود باید تمامی ظرفیت تولیدی توربین گاز و سیکل ORC را به کار برد تا بتوان تولیدی مشابه سیستم MED داشت، ولی هزینه‌ی آب شیرین تولیدی از این سیستم نسبت به MED کمتر و برابر ۰/۹۴ دلار به ازای هر مترمکعب می‌باشد. در نتیجه اگر ظرفیت بالا برای شیرین‌سازی آب مورد نیاز باشد باید از سیستم MED استفاده نمود و در صورتی که آب شیرین تولیدی زیادی مد نظر نیست و بحث‌های اقتصادی اهمیت دارد استفاده از توان تولیدی در بخش ORC نسبت به GT هزینه‌های جاری سیستم RO را کاهش خواهد داد و مقرون به صرفه می‌باشد که از سیستم ORC بدین منظور استفاده شود.

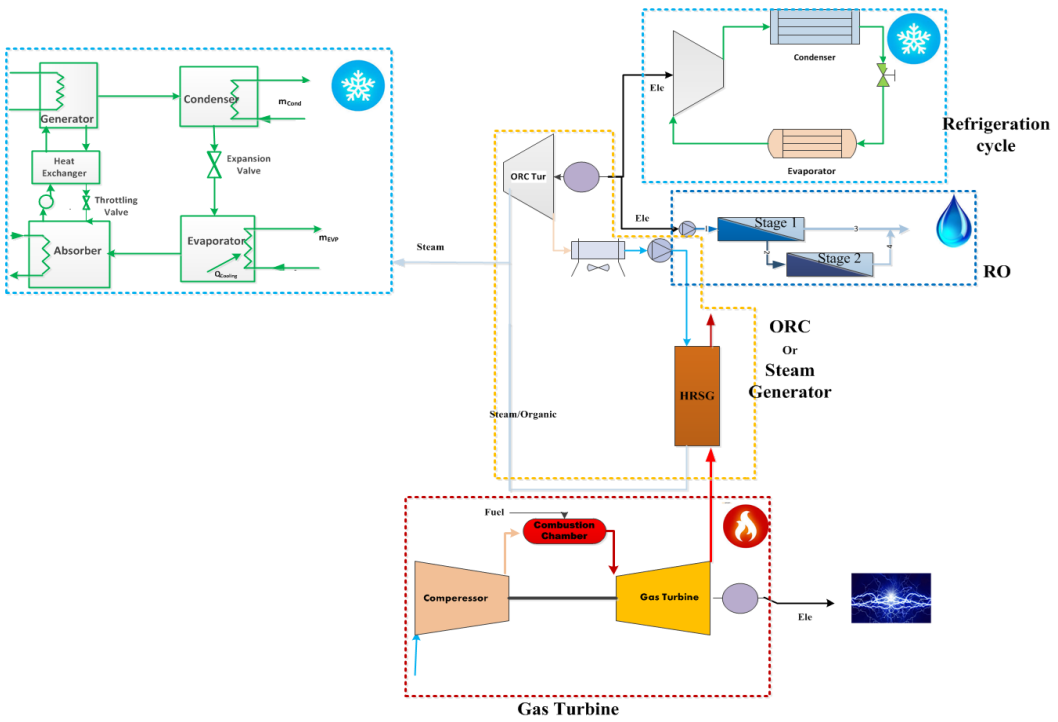
با توجه به اینکه قیمت تمام شده برای برق تولیدی توربین گاز از سیکل ORC بیشتر می‌باشد در نتیجه برای فروش به شبکه استفاده از برق تولیدی GT سود را افزایش داده و استفاده از برق ORC برای مصارفی چون تولید آب شیرین و یا در شرایط خاص (مانند دست یابی به دمای پایین از قبیل ۱۲- الی ۲۰- درجه‌ی سانتی‌گراد) از سیستم‌های تراکمی استفاده شود. زیرا برق تولیدی در سیستم ORC قیمت کمتری نسبت به سیکلGT دارد. داده های شکل های ۱۰ و ۱۱ نشان می دهد که استفاده از حرارت خروجی برای سرمایش توسط چیلرجذبی از منظر انرژی و اقتصادی بسیار مناسب می‌باشد و هزینه‌ها را نسبت به سیستم تراکمی کاهش خواهد داد. در نتیجه مطابق شکل ۱۲ اگر هدف ظرفیت بالای آب شیرین، سرمایش با دمای پایین و فروش برق باشد ترکیب سیستم MED و سیستم تراکمی و سیستم GT پیشنهاد می شود و اگر مطابق شکل ۱۳ هدف قیمت مناسب آب و ظرفیت متوسط و محدود، سرمایش با دمای پایین و فروش برق باشد ترکیب سیستم RO و سیستم تراکمی و سیستم GT پیشنهاد می شود که در صورت نیاز به بار سرمایشی بالا چیلر جذبی به آن افزوده می شود و اگر مطابق شکل ۱۴ هدف ظرفیت بالای آب شیرین با قیمت مناسب ، بار سرمایشی بالا و فروش برق باشد ترکیب سیستم RO و سیستم چیلر جذبی و سیستم GT پیشنهاد می شود. محدوده ظرفیت سیستم های آب شیرین کن به عوامل مختلفی بستگی دارد که ظرفیت بالای آب شیرین بیشتر از ۲۷۵۰۰۰ مکعب در روز، ظرفیت متوسط بین ۵۰۰۰۰ و۲۷۵۰۰۰ متر مکعب در روز و ظرفیت محدود کمتر از ۵۰۰۰۰ متر مکعب در روز می باشد[۳۷].

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]



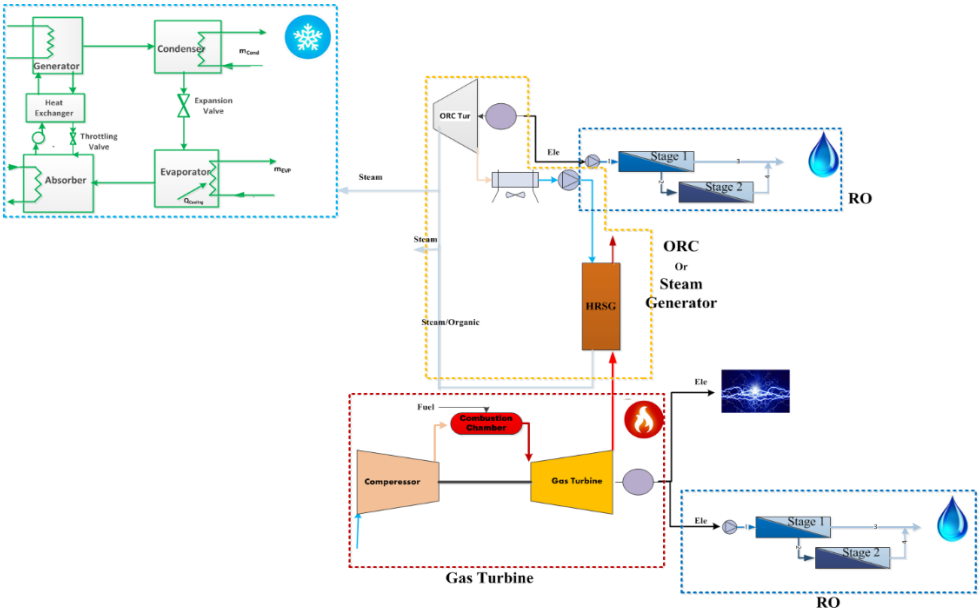
شکل ۱۲: شماتیک سیکل پیشنهادی برای ظرفیت آب بالا، سرمایش دما پایین و فروش برق



شکل ۱۳: شماتیک سیکل پیشنهادی فروش برق، سرمایش دما پایین و ظرفیت بالا به همراه تولید آب شیرین مقرون به صرفه

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]



شکل ۱۴: شماتیک پیشنهادی سیکل پیشنهادی برای ظرفیت بالای آب شیرین و قیمت مناسب آن به همراه ظرفیت بالای سرمایش و مقرون به صرفه و فروش برق

پیوست A- قیمت تجهیزات سیکل ORC و سیستم های سرمایشی

با توجه به انکه سیکل ORC از تجهیزات مختلفی تشکیل شده است در نتیجه هزینه‌های هر یک از تجهیزات در جدول A-1 بیان می‌شود.

جدول A-1: روابط پیشنهادی برای تعیین قیمت سیکل ORC [۲۷و ۲۸]

تجهیز	معادله	
توربین	$Z_{ST} = a_1 w^{a_2} \phi_\eta \cdot \phi_T$ $\phi_\eta = 1 + \left(\frac{1-\bar{\eta}_1}{1-\eta_1}\right)^{a_3}$ $a_4 = 5 \quad a_3 = 3 \quad a_2 = 0 \cdot 7 \quad \phi_T = 1 + a_4 \cdot exp\left(\frac{T_1 - \overline{T_1}}{a_5}\right) \quad a_1 = 3880 \cdot 5 \frac{\$}{Kw^{0.7}}$ $\bar{\eta}_1 = 0 \cdot 9 \; \overline{T_1} = 866 \; \bar{\eta}_1 = 0 \cdot 95 \; a_5 = 10 \cdot 42$	(A-1)
پمپ	مشابه پمپ RO	
کندانسور	$Z_{Con} = \frac{a_1 \dot{Q}_{con}}{k \cdot \Delta T_{in}} + a_2 \dot{m}_m + 70 \cdot 5 \dot{Q}_{con} \times (-0 \cdot 6936 \, ln(\overline{T}_{cw} - T_b) + 2 \cdot 1897)$ $a_1 = 280 \cdot 74 \; \$. m^{-2} a_2 = 746 \; \$ \cdot (Kg.s)^{-1} k = 2200$	(A-2)

که ϕ_η ضریب تصحیح بازده قانون اول و ϕ_T ضریب تصحیح دمای بخار ورودی می باشد.

- ***چیلر جذبی و تراکمی***

هزینه اولیه چیلر جذبی و الکتریکی به ترتیب توسط روابط زیر ارزیابی می شود[۳۸]:

C=540(CHnom,ab) 0.872 (A-3)

C=482(CHnom,el)0.93-159.7(CHnom,el) (A-4)

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

فهرست علامت ها

علائم انگلیسی

هزینه ناشی از کمبود بودجه تخمین زده شده در طول ساخت و ساز *($)*	*AFUDC*
ضریب نفوذپذیری آب و نمک در غشا ($kg/m^2.s$)	*B*
غلظت نمک (ppm)	C_f
فاکتور هزینه سرمایه گذاری	*CRF*
قطر معادل کانال تغذیه (mm)	*D*
میزان نفوذپذیری نمک (m^2/s)	D_s
هزینه های مستقیم *($)*	DC
دبی آب تغذیه (kg / s)	F
هزینه‌های ثابت سرمایه‌گذاری *($)*	*FCI*
نرخ تورم(%)	*I*
هزینه های غیر مستقیم *($)*	IC
جریان عبوری نمک از غشا *($kg/m^2.s$)*	J_s
جریان عبوری آب از غشا *($kg/m^2.s$)*	J_w
ضریب انتقال جرم	*K*
هزینه تحقیق و توسعه و هزینه های غیر مستقیم *($)*	*LRD*
طول غشا(m)	L_m
تعداد پلیت ها	N_l
تعداد المان ها	N
هزینه ها ی داخلی سایت *($)*	ONSC
هزینه ها ی فعالسازی سایت *($)*	OFSC
هزینه های بهره برداری *($)*	OC
عدد رینولدز	*Re*
دبی بخار تزریقی (kg / s)	S
عدد اشمیت	*Sc*
هزینه‌های راه‌اندای *($)*	SUC
دما(^oC)	T
هزینه ی سالیانه سیستم *($)*	TAC
قیمت تمام شده آب تولیدی *($/$m^3$)*	*UPC*
سرعت متوسط در هر المان (m/s)	V_w
هزینه کارکرد سیستم *($)*	*WC*

علائم یونانی

چگالی(kg/m^3)	ρ
ویسکوزیته(Pa.s)	μ
فشار اسمزی (MPa)	π

زیر نویس

جریان آب شور	B
جریان آب تغذیه	F
جریان نفوذی	P
عرض ممبران	W

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

مراجع

[1] R. Salcedo, E. Antipova, D. Boer, L. Jiménez, G. Guillén-Gosálbez, Multi-objective optimization of solar Rankine cycles coupled with reverse osmosis desalination considering economic and life cycle environmental concerns, Desalination, (2012) 286: 358-371.

[2] K. Ansari, H. Sayyaadi, M. Amidpour, A comprehensive approach in optimization of a dual nuclear power and desalination system, Desalination, (2011) 269: 25–34.

[3] M.H.Khoshgoftar Manesh, H.Ghalami, M.Amidpour, M.H.Hamedi, Optimal coupling of site utility steam network with MED-RO desalination through total site analysis and exergoeconomic optimization, Desalination, (2013) 316: 42-52.

[4] Hamid Mokhtari, Mehdi Sepahvand, Ahmad fasihfar, Thermoeconomic and exergy analysis in using hybrid systems (GT + MED + RO) for desalination of brackish water in Persian Gulf, Desalination, (2016) 399: 1-15.

[5] H. Mokhtari, M. Bidi, M. Gholinejad, Thermoeconomic analysis and multiobjective optimization of a solar desalination plant, Journal of Solar Energy, (2014) Volume 2014, Article ID 892348, 13 pages.

[6] Savvina Loutatidou, Hassan A. Arafat, Techno-economic analysis of MED and RO desalination powered by low-enthalpy geothermal energy, Desalination, (2015) 1: 277-292.

[7] G.Filippini, M.A.Al-Obaidi, F.Manenti, I.M.Mujtaba, Performance analysis of hybrid system of multi effect distillation and reverse osmosis for seawater desalination via modelling and simulation, Desalination, (2018) 448: 21-35.

[8] Mohsen Salimi, Majid Amidpour, Investigating the integration of desalination units into cogeneration systems utilizing R-curve tool, Desalination, (2017) 419: 49-59.

[9] Ahmad Mohammad Alizadeh, Arani, Vahid Zamani, Ali Behbahaninia, Economic analysis of a combined power and desalination plant considering availability changes due to degradation, Desalination, (2017) 414: 1-9.

[10] Seyed Reza Hosseini, Majid Amidpour, Seyed EhsanShakib, Cost optimization of a combined power and water desalination plant with exergetic, environment and reliability consideration, Desalination, (2012) 285: 123-130.

[11] Sepehr Sanaye, Saeid Asgari, Four E analysis and multi-objective optimization of combined cycle power plants integrated with Multi-stage Flash (MSF) desalination unit, Desalination, (2013) 320: 105-117.

[12] Bahram Ghorbani, Mehdi Mehrpooya, Hossein Ghasemzadeh, Investigation of a hybrid water desalination, oxy-fuel power generation and CO2 liquefaction process, Energy, (2018) 158: 1105-1119.

[13] Mehdi Mehrpooya, Bahram Ghorbani, Seyed SinaHosseini, Thermodynamic and economic evaluation of a novel concentrated solar power system integrated with absorption refrigeration and desalination cycles, Energy Conversion and Management, (2018) 175: 337-356.

[14] Muhammad WakilShahzad, Muhammad Burhan, Kim ChoonNg, Pushing desalination recovery to the maximum limit: Membrane and thermal processes integration, Desalination, (2017) 416: 54-64.

[15] Muhammad Shuja Azhar, Ghaus Rizvi, Ibrahim Dincer, Integration of renewable energy based multigeneration system with desalination, Desalination, (2017) 40: 472-78.

[16] Ali Akbar Shayesteh, Omid Koohshekan, Amir Ghasemi, Mohammad Nemati, Hamid Mokhtari, Thermodynamic Determination of the ORC-RO system optimum parameters based on 4E analysis; Water–Energy-Environment nexus, Energy Conversion and Management, (2019) 183: 772-790.

[17] A. Behzadi, A. Habibollahzade, V. Zare, M. Ashjaee, Multi-objective optimization of a hybrid biomass-based SOFC/GT/double effect absorption chiller/RO desalination system with CO2 recycle, Energy Conversion and Management, (2019) 181: 302-318.

[18] Pouria Ahmadi, Ibrahim Dincer, Thermodynamic analysis and thermoeconomic optimization of a dual pressure combined cycle power plant with a supplementary firing unit, Energy Conversion and Management, (2011) 52: 2296–2308.

[19] Mohammad Ameri, Hamid Mokhtari, Mostafa Mostafavi Sani, 4E analyses and multi-objective optimization of different fuels application for a large combined cycle power plant, Energy, (2018) 156: 371-386.

[20] Amir Masoud Nabati, Mohamad Sadegh sadeghi, Sadegh Nikbakht Naserabad, Hamid Mokhtari, Sobhan izadpanah, Thermo-economic analysis for determination of optimized connection, Energy, (2018) 162: 1062-1076.

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

[21] Hamid Mokhtari, Hossein Ahmadisedigh, Mohammad Ameri, The optimal design and 4E analysis of double pressure HRSG utilizing steam injection for Damavand power plant between solar field and combined cycle power plant, Energy, (2017) 118: 399-413.
[22] H. Mokhtari, A. Esmaieli, H. Hajabdollahi, Thermo-Economic Analysis and Multiobjective Optimization of Dual Pressure Combined Cycle Power Plant with Supplementary Firing, Heat Transfer - Asian Research, (2014) 45.1: 59-84.
[23] Pouria Ahmadi, Marc A. Rosen, Ibrahim Dincer, Greenhouse gas emission and exergo-environmental analyses of a trigeneration energy system, International Journal of Greenhouse Gas Control, (2011) 5: 1540–1549.
[24] A. Baghernejad, M. Yaghoubi, Exergoeconomic analysis and optimization of an Integrated Solar Combined Cycle System (ISCCS) using genetic algorithm, Energy Conversion and Management, (2011) 52: 2193–2203.
[25] Alireza Esmaieli, Poorya Keshavarz M, S. Ehsan Shakib and Majid Amidpour, applying different optimization approaches to achieve optimal configuration of a dual pressure heat recovery steam generator, International Journal of Energy Research, (2012) 37: 1440-1452.
[26] V. Ganapathy, Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications and Calculations, Marcel Dekker Inc: New York (2003).
[27] Sahar Safarian, Fereshteh Aramoun, Energy and exergy assessments of modified Organic Rankine Cycles (ORCs), Energy Reports, (2015) 1: 1–7.
[28] Hamid Mokhtari, Hasti Hadiannasab, Mostafa Mostafavi, Ali Ahmadibeni, Behrooz Shahriari, Determination of optimum geothermal Rankine cycle parameters utilizing, Energy, (2016) 102: 260-275.
[29] Hamid Mokhtari, Hossein Ahmadisedigh, Iman Ebrahimi, Comparative 4E analysis for solar desalinated water production by utilizing organic fluid and water, Desalination, (2016) 377: 108–122.
[30] Mohammadreza Khanarmuei, Hossein Ahmadisedigh, Iman Ebrahimi, Louis Gosselin, Hamid Mokhtari, Comparative design of plug and recirculation RO systems, thermoeconomic: Case study, Energy, (2017) 121: 205-219.
[31] Nader M Al-Bastaki, Abderrahim Abbas, Predicting the performance of RO membranes, Desalination, (2000) 132: 132-187.
[32] J. Esfahani, C.K. Yoo, Feasibility study and performance assessment for the integration of a steam-injected gas turbine and thermal desalination system, Desalination, (2014) 332: 18–32.
[33] Cengel, Boles, Thermodynamics an Engineering Approach Problem Solutions. John Wiley and Sons (2005).
[34] Lansing F.L, Computer modeling of a single-stage lithium bromide/water absorption refrigeration unit, Jet Propulsion Lab, California Inst of Tech, (1997) Pasadena: 247-257.
[35] Bejan A, Moran MJ, Thermal design and optimization. John Wiley & Son (1996).
[36] Wei Liu, Xiaoyun Zhang, Ningbo Zhao, Chunying Shu, Shanke Zhang, Zhengjun Ma, Jun Han, Performance analysis of organic Rankine cycle power generation system for intercooled cycle gas turbine, Advances in Mechanical Engineering, (2018) Vol. 10(8): 1–12.
[37] Younes Ghalavand, Mohammad Sadegh Hatamipour, Amir Rahimi, A review on energy consumption of desalination processes, Desalination and Water Treatment, (2014) 1-16.
[38] Hassan Hajabdollahi, Evaluation of cooling and thermal energy storage tanks in optimization of multi-generation system, Energy Storage, (2015) 4 :1-13.

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]

چکیده انگلیسی:

Technical-economic analysis of the combined system power generation, production of fresh water and cooling production

M. Zamzam[1], A. Namjoo[2], E. Jahanshahi Javaran [3,*]

[1]Ph.D. Student, Department of Mechanical Engineering, Kerman Branch, Islamic Azad University, Kerman, Iran
[2]Asst. Prof., Department of Mechanical Engineering, Kerman Branch, Islamic Azad University, Kerman, Iran
[3]Assoc. Prof., Department of Mechanical Engineering, Shahid Bahonar University of Kerman, Kerman, Iran

Received: 29 August 2020, Accepted: 17 March 2021

Abstract

In gas power plants, a lot of energy is lost in the form of heat more than the electricity produced. In the present research, techno-economic evaluation of combined power, desalination and cooling systems running by the exhaust flue gases of a gas turbine in Iran is performed. In addition to using power generated by the gas turbine, attempts were made to use Organic Rankine Cycle to recover the heat dissipated from gas turbine in order to reproduce power. In fact, choosing the appropriate technology for the combined system of simultaneous production of power, fresh water and cooling based on energy and economic analysis is investigated. Results showed that multiple-effect distillation system with fresh water price of 1 $ per m3 should be used in order to produce high tonnage fresh water, and to achieve the proper price of fresh water, Reverse Osmosis by giving priority to ORC power, and then, GT application is suggested. According to the calculated price of power sale, the sale of gas turbine power is approximately 0.1 $ per kW/h. Regarding cooling systems, the results showed that the absorption system has a lower initial cost and produces a greater cooling load than the compression system, and if necessary, the compression cooling system can be used only to achieve very low temperatures.

Key words: Organic Rankine Cycle; desalination; Cooling; Economic analysis
*corresponding author: e.jahanshahi@uk.ac.ir

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1399.7.4.1.4]