

Modeling and Thermodynamic Analysis of Vacuum Crystallizer with Heat Pump

Amir Mehrdar, Mohsen Nazari*, Mostafa Nazari, Maryam Ramezani

Department of Mechanical Engineering, Shahrood Univ of Tech, Shahrood, Iran

ABSTRACT

In this article, a forced circulation crystallizer under vacuum, which consists of crystallizer, pump and heat exchanger, is proposed for the purpose of providing fresh water for consumption. In order to simultaneously supply the heating load of the crystallizer and also to distill the water vapor coming out of the crystallizer, a heat pump has been used as a new method. A laboratory set is designed and built to demonstrate the feasibility of the proposed system, which includes a forced circulation crystallizer cycle. The average error percentage between the laboratory and simulation results was reported as 4.8%. The results indicate that by changing the inlet temperature and pressure of the crystallizer, the rate of salt crystal production and fresh water production increases by 0.65 and 19.81 kg/h, respectively. Electric energy consumption also decreases with the increase of feed water inlet temperature and the heat capacity of the heat exchanger, and the lowest amount of electric energy consumption occurs at the temperature of 50 degrees Celsius, the pressure of the crystallizer is 0.085 bar, and the heat capacity of the heat exchanger is 13.25 kw.

KEYWORDS

Forced Circulation Crystallizer, Heat Pump, Desalination, ZLD, Numerical Simulation.

* Corresponding Author: Email: mnazari@shahroodut.ac.ir

1. Introduction

Although the Earth is covered by 70% water, 97% of this water is saline, 2% is freshwater in the form of ice and groundwater, and only 1% is potable water [1, 2]. High-salinity water, along with thermal and density variations, affects the electrical conductivity and evaporation rate of seawater [3]. These factors lead to changes in seawater desalination systems. The use of zero-liquid discharge (ZLD) desalination methods prevents these issues[4].

Previous studies indicate a lack of knowledge regarding the utilization of a forced circulation blower in conjunction with a heat pump to supply the required energy. Therefore, this research conducts a thermodynamic simulation of the integration of a forced circulation blower cycle with a heat pump cycle, validated through experimental work, to investigate the effects of operational parameters on the freshwater production rate and salt crystal formation.

2. Methodology

Figure 1 illustrates a schematic of the proposed crystallizer, which consists of two interconnected cycles: a forced circulation crystallizer cycle (numbered 1-2-3-4-5-6-1) and a heat pump cycle using R134a refrigerant (numbered 10-11-12-13). Figure 2 shows the constructed experimental apparatus. The feed solution from the reservoir, along with the slurry output from the crystallizer, is circulated by a circulation pump, and its temperature is increased in the heat exchanger by receiving heat from the hot water exiting the water heater package. The solution is heated to its saturation temperature and then enters the crystallizer chamber, which is at saturation concentration and vacuum pressure. A portion of the water evaporates due to the sudden pressure drop, causing flash evaporation. This flash evaporation increases the concentration of the solution and cools it down to the boiling point temperature at the chamber pressure. This increase in concentration and decrease in temperature leads to the formation of salt crystals. The produced salt exits from the conical section of the crystallizer. The generated vapor is then condensed in the cooling chamber by the vacuum pump and stored in the fresh water reservoir.

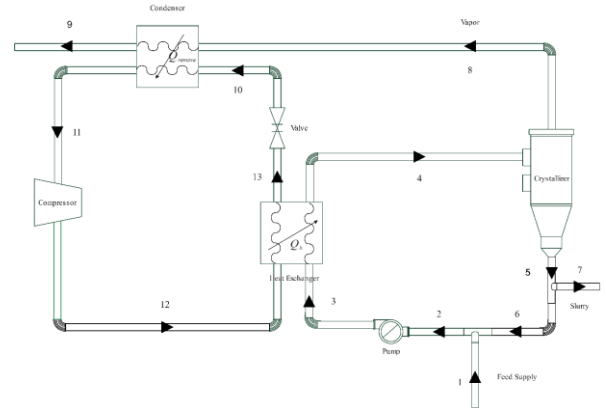


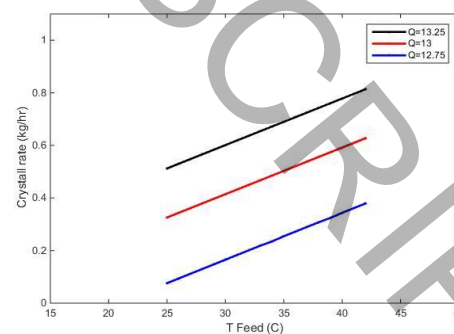
Figure 1. Schematic of a Forced Circulation Crystallizer with a Heat Pump



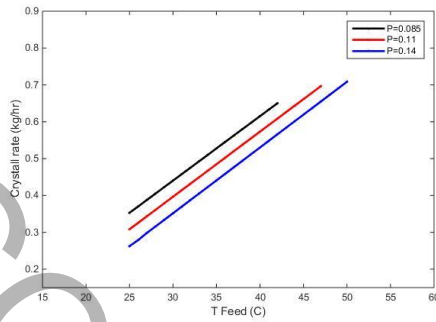
Figure 2. Laboratory apparatus constructed

3. Results and Discussion

Figures 3 a and b show the effect of varying the inlet feed temperature at different pressures in the crystallizer chamber for three cases of 0.085, 0.11, and 0.14 bar, and the heat capacity of the heat exchanger for three cases of 12.75, 13, and 13.25 kW on the salt crystal production rate.



(a)

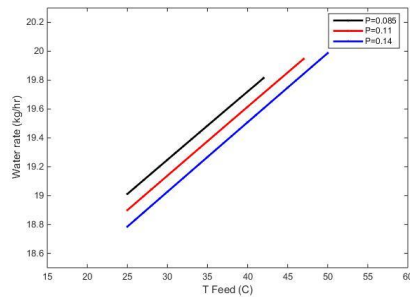


(b)

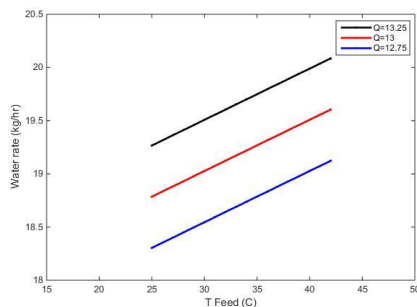
Figure 3. Effect of feed inlet temperature and (a) crystallizer chamber pressure at a constant heat capacity of 13 kW, (b) heat exchanger capacity at a constant crystallizer pressure of 0.14 bar, on the salt crystal production rate.

It can be concluded from the graphs that with an increase in the inlet feed temperature, the salt crystal production rate increases. Additionally, by reducing the pressure in the crystallizer chamber and increasing the heat capacity of the heat exchanger, the salt crystal production rate can be enhanced.

Figures 4 a and b show the effect of varying the inlet feed temperature at different pressures in the crystallizer chamber for three cases of 0.085, 0.11, and 0.14 bar, and the heat capacity of the heat exchanger for three cases of 12.75, 13, and 13.25 kW on the freshwater production rate.



(a)



(b)

Figure 4. Effect of feed inlet temperature and (a) crystallizer chamber pressure at a constant heat capacity of 13 kW, (b) heat exchanger capacity at a constant crystallizer pressure of 0.14 bar, on the freshwater production rate.

As expected, the results show that with an increase in the inlet feed temperature, the heat capacity of the heat exchanger, and a decrease in the pressure of the crystallizer chamber, the freshwater production rate increases.

4. Conclusions

In the present study, the modeling of the heat pump system connected to the crystallizer system was conducted, and the crystallizer system along with the heat pump was simulated. The highest amount of freshwater was produced at an inlet feed temperature of 25°C, a crystallizer chamber pressure of 0.085 bar, and a heat exchanger capacity of 13.25 kW.

5. References

- [1] A. Kandeal, A. Joseph, M. Elsharkawy, M. Elkadeem, M.A. Hamada, A. Khalil, M.E. Moustapha, S.W. Sharshir, Research progress on recent technologies of water harvesting from atmospheric air: A detailed review, *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 52 (2022) 102000.
- [2] S.W. Sharshir, A. Joseph, A. Kandeal, A. Hussien, Performance improvement of tubular solar still using nano-coated hanging wick thin film, ultrasonic atomizers, and cover cooling, *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 52 (2022) 102127.
- [3] A. Lewis, M. Seckler, H. Kramer, G. Van Rosmalen, *Industrial crystallization: fundamentals and applications*, Cambridge University Press, 2015.
- [4] Q. Chen, M. Burhan, M.W. Shahzad, D. Ybyraiymkul, F.H. Akhtar, Y. Li, K.C. Ng, A zero liquid discharge system integrating multi-effect distillation and evaporative crystallization for desalination brine treatment, *Desalination*, 502 (2021) 114928.

ACCEPTED MANUSCRIPT

مدل سازی و تحلیل ترمودینامیکی بلورساز تحت خلا با گرمایش پمپ حرارتی

امیر مهرداد، محسن نظری*، مصطفی نظری، مریم رضانی

دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود، ایران، mnazari@shahroodut.ac.ir

چکیده

در این مقاله، یک بلورساز گردش اجباری تحت خلأ که از بلورساز، پمپ و مبدل حرارتی تشکیل شده است، باهدف تأمین آب شیرین مصرفی پیشنهاد داده شده است. به منظور تأمین هم‌زمان بار گرمایش بلورساز و همچنین برای تقطیر بخار آب خروجی از بلورساز، از پمپ حرارتی به‌عنوان روشی جدید استفاده شده است. یک مجموعه آزمایشگاهی برای نشان دادن امکان‌سنجی سیستم پیشنهادی طراحی و ساخته شده که مجموعه شامل سیکل بلورساز گردش اجباری است. میانگین درصد خطا بین نتایج آزمایشگاهی و شبیه‌سازی صورت‌گرفته، $4/8$ درصد گزارش شد. نتایج حاکی از آن است که با تغییر دمای ورودی و فشار بلورساز، نرخ تولید کریستال نمک و آب شیرین تولیدی به ترتیب به مقدار $0/65$ و $19/81$ کیلوگرم بر ساعت افزایش می‌یابد. مصرف انرژی الکتریکی نیز با افزایش دمای ورودی آب تغذیه و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی کاهش می‌یابد و کمترین میزان مصرف انرژی الکتریکی در دمای 50 درجه سانتی‌گراد، فشار بلورساز $0/085$ بار و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی 13 کیلووات رخ می‌دهد.

کلمات کلیدی

بلورساز گردش اجباری، پمپ حرارتی، آب‌شیرین‌کن، بدون پساب، شبیه‌سازی عددی

اگر چه زمین ۷۰ درصد آب دارد، اما ۹۷ درصد این آب را آب شور و ۲ درصد را آب شیرین تشکیل می‌دهد که شامل یخ و آب زیرزمینی و ۱ درصد آب آشامیدنی است [۲۱]. آب شیرین یکی از نیازهای حیاتی جوامع در سراسر جهان است. نمک‌زدایی فرایند تولید آب شیرین از آب شور یا ناخالص است. انواع مختلفی از روش‌های نمک‌زدایی توسط محققین پیشنهاد و توسعه یافته است که می‌توان آنها را به دو دسته کلی غشایی و حرارتی دسته‌بندی کرد. گسترده‌ترین فرایندهای تجاری‌سازی شده نمک‌زدایی بر اساس فناوری‌های غشایی عبارت‌اند از الکترودیالیز^۱، اسمز معکوس^۲ و تقطیر غشایی^۳. دسته دوم فرایندهای نمک‌زدایی از فناوری‌های حرارتی از جمله تقطیر ناگهانی چندمرحله‌ای^۴ تقطیر چند اثره^۵ و متراکم‌سازی بخار^۶ استفاده می‌کنند [۳].

ثابت شده است که نمک‌زدایی آب دریا یک راه حل قابل اعتماد برای رفع نیاز آب شیرین است. با وجود بهبود و تجاری‌سازی روش‌های مختلف در سال‌های اخیر، روش‌های کنونی نمک‌زدایی فرایندهایی انرژی‌بر هستند [۴]. این انگیزه محققان را برای توسعه فناوری‌های نمک‌زدایی مقرون‌به‌صرفه‌تر، قابل اعتمادتر و پایدارتر می‌کند [۵]. آب با شوری بالا به تدریج با تخلیه پساب شیرین‌سازی آب به دریا ظاهر می‌شود. باتوجه‌به گسترش کارخانه‌های نمک‌زدایی آب که در مجاورت دریا واقع شده‌اند، پیش‌بینی می‌شود که جان موجودات دریایی در معرض تهدید قرار گیرد. آب با شوری بالا و با تغییرات حرارتی و چگالی، بر هدایت الکتریکی و سرعت تبخیر آب دریا تأثیر می‌گذارد [۶]. دلایل ذکر شده منجر به تغییراتی در سیستم‌های نمک‌زدایی آب دریا می‌شود. استفاده از روش نمک‌زدایی بدون پساب^۷ از این امر جلوگیری می‌کند. با قوانین سختگیرانه‌تر دولتی، روش‌های دفع مستقیم ممکن است در آینده نزدیک امکان‌پذیر نباشد. بنابراین، نمک‌زدایی بدون پساب در هر دو سطح تحقیقاتی و صنعتی مورد توجه فزاینده‌ای قرار گرفته است [۷]. نمک‌زدایی بدون پساب یک فرایند تصفیه است که آب نمک را به آب تصفیه‌شده و نمک خشک جامد تبدیل می‌کند و در نتیجه نیاز به دفع فاضلاب را از بین می‌برد [۸]. در فرایند تصفیه آب‌شور به آب شیرین، پساب تصفیه شده که شامل نمک‌های مختلف است، تولید می‌شود. از جمله نمک‌های مهم در این پساب، سدیم کلراید است که به‌عنوان عنصر اصلی حاضر می‌شود [۹]. در فرایند تبلور تبخیری، پساب نمک به آرامی تحت تأثیر حرارت قرار می‌گیرد. با این فرایند، آب به‌صورت تدریجی تبخیر و نمک‌های موجود در آب به‌صورت بلورهای کریستالی تشکیل و جدا می‌شود. باتوجه‌به خاصیت حلالیت نمک سدیم کلراید، منحنی حلالیت آن صاف و مسطح است، به عبارت دیگر غلظت نمک در آب با تغییر دما یا شرایط مختلف به طور قابل توجهی تغییر نمی‌کند. باتوجه‌به این ویژگی، فرایند تبلور تبخیری به‌عنوان روشی مناسب برای پردازش پساب نمک در تصفیه آب‌شور شناخته شده است. این روش قادر است نمک‌های موجود در پساب را به‌صورت بلورهای کریستالی جدا کند و به تخلیه صفر نزدیک شود، به این معنی که تمامی آب موجود در پساب به طور کامل تبخیر شده و تمامی نمک‌ها به‌صورت جدا شده به دست می‌آیند. این فرایند، علاوه بر اینکه نمک‌ها را از آب جدا می‌کند، میزان استفاده از منابع آبی را کاهش می‌دهد و به حفظ محیط‌زیست و تأمین پایداری آب کمک می‌کند. ژو و همکاران [۱۰] به بررسی سیستم تقطیر فاضلاب با استفاده از روش بخار بازیافت مکانیکی پرداختند. در این مقاله بخار تولیدی در فرایند تقطیر به‌صورت بازیافتی استفاده می‌شود. ابتدا مدل‌سازی ریاضی برای سیستم بخار بازیافت مکانیکی ارائه شد و سپس با استفاده از شبیه‌سازی‌های عددی و تجربی، عملکرد سیستم در شرایط مختلف مورد بررسی قرار گرفت. نتایج تحلیل نشان داد که سیستم بخار بازیافت مکانیکی برای تقطیر فاضلاب به طور کلی عملکرد خوبی دارد و می‌تواند به‌عنوان یک روش کارآمد برای تصفیه فاضلاب و بازیافت آب استفاده شود. تحلیل دقیق سیستم و بهینه‌سازی عوامل مختلف می‌تواند به بهبود عملکرد و کاهش هزینه‌های سیستم کمک کند. استفاده از بلورساز گردش اجباری^۸ به‌عنوان یک روشی از تبلور تبخیری، اخیراً توجه محققین را به خود جلب کرده است.

¹ Electro Dialysis

² Reverse Osmosis

³ Membrane Distillation

⁴ Multi Stage Flash

⁵ Multiple Effect Distillation

⁶ Vapor Compression

⁷ Zero-liquid discharge

⁸ Forced Circulation Crystallization

بلورساز گردش اجباری رایج‌ترین روش متبلورسازی است و مصرف انرژی در فرآیند بلورساز گردش اجباری معمولاً بین ۰/۳ تا ۰/۸ کیلووات‌ساعت به ازای هر متر مکعب آب است. که جایگزین رقابتی در میان سایر روش‌های متبلورسازی برای تأمین آب مناطق می‌شود. این چرخه زمانی که به یک پمپ حرارتی متصل می‌شود، می‌تواند عملکرد بیشتری داشته باشد. علاوه بر این کیفیت آب خروجی در این روش معمولاً دارای شوری آب تصفیه‌شده^۱ پایین‌تر از ۵۰۰ میلی‌گرم در لیتر است که آن را برای استفاده‌های صنعتی و شهری مناسب می‌کند. در مقایسه با سایر روش‌های متبلورسازی، این آب معمولاً عاری از مواد معلق و ناخالصی‌های بزرگتر است. همچنین کاربردهای دیگر بلورساز گردش اجباری عبارت‌اند از [۱۱]: الف) مناسب برای جریان‌هایی با غلظت بالا. ب) کاهش رسوبات ذرات در دیواره به دلیل سرعت بالای گردش. ج) طیف وسیعی از بلورها را دربر می‌گیرد. د) برخورداری از آب خروجی باکیفیت بالا.

پمپ‌های حرارتی که به‌عنوان سیستم‌هایی با کارایی بالا و کیفیت بالا در صرفه‌جویی انرژی به شمار می‌روند، می‌توانند نیاز بار گرمایشی - سرمایشی سیستم‌های بلورساز را به ترتیب از طریق کندانسور و اواپراتور تأمین کنند. پژوهش‌های متعددی برای جایگزینی منابع انرژی حرارتی فرایند انجام شده است. فرشاد فرهد و همکاران [۱۱] به مطالعه تجربی قابلیت استفاده از حوضچه خورشیدی برای تأمین انرژی حرارتی و نیروی محرکه در فرایند نم‌زدایی بدون دفع پساب پرداختند. در این مقاله، یک حوضچه خورشیدی با سه‌لایه مختلف (با تراکم نسبی، متوسط و کم) برای جمع‌آوری و ذخیره انرژی خورشیدی طراحی و سپس با استفاده از این انرژی حرارتی، آب‌شور با استفاده از بلورساز گردش اجباری به آب شیرین تبدیل شد. نتایج نشان داد که استفاده از حوضچه خورشیدی باعث شد نرخ تبخیر به حداکثر مقدار خود یعنی ۵ لیتر بر متر مربع در روز برسد. این امر کارایی فرآیند تبخیر و غلظت محلول شور را افزایش داده و خوراک مناسب‌تری برای بلورساز تولید می‌کند. نرخ بهینه جریان آب خنک‌کننده در کریستالایزر گردش اجباری^۲ (۹ کیلوگرم بر دقیقه) منجر به رشد کریستال‌های نمک در محدوده مطلوب (۷۱۰-۸۳۰ میکرومتر) شده است. مصرف انرژی در بهترین حالت به ۶/۹۸ کیلووات‌ساعت کاهش یافت، که این امر نشان‌دهنده بهینه‌سازی مصرف انرژی در فرآیند است. این کاهش عمدتاً به دلیل عملکرد ترکیبی حوضچه خورشیدی و کریستالایزر گردش اجباری بوده است. درند و همکاران [۱۲] بر روی شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی^۳ بلورساز گردش اجباری مطالعه کردند. نتایج در این تحقیق نشان داد که پس از ۱۵E۴ ثانیه شبیه‌سازی و تعامل بین مکانیزم‌های رشد و خردایش، مشاهده می‌شود که توزیع ذرات به‌طور قابل‌توجهی باریک‌تر شده و قطر میانگین وزنی با کاهش ۳۷٪، افزایش قابل‌توجهی می‌یابد. دیدار و همکاران [۱۳] یک مدل یک‌بعدی با دقت بالا معرفی کردند تا عملکرد پویای فرآیند بلورساز در یک بلورساز گردش اجباری را پیش‌بینی کنند. نتایج نشان داد که از دیدگاه اقتصادی افزایش حرارت ورودی به میزان ۳۲/۳٪ باعث کاهش زمان بازپرداخت سرمایه^۴ به میزان ۳/۷۶ سال می‌شود. افزایش ۲۷/۳٪ در دمای خوراک ورودی تنها باعث کاهش ۰/۱۶٪ در قطر متوسط کریستال‌های خروجی می‌شود. افزایش ۳۶٪ در غلظت خوراک ورودی منجر به افزایش ۷/۸۴٪ در نرخ بازده داخلی^۵ و کاهش زمان بازپرداخت سرمایه به میزان ۵،۵۵ سال می‌شود. فلاوند و همکاران [۱۴] به مطالعه، چهار فرآیند نم‌زدایی حرارتی بدون پساب به لحاظ فنی اقتصادی برای انتخاب کارآمدترین و اقتصادی‌ترین فرآیند برای تصفیه آب نمک عبوری از واحدهای نم‌زدایی مورد بررسی قرار دادند. چهار فرآیند نم‌زدایی بدون پساب بررسی شده به این شرح است: تبخیر/بلورسازی، تبخیر/خشک‌سازی اسپری، تقطیر غشایی^۶ بلورسازی، تقطیر غشایی / خشک‌سازی اسپری. نتایج نشان داد که هزینه تولید نهایی برای هر فرایند به ترتیب ۸/۱، ۲۲/۱، ۸/۴ و ۲۰/۷ دلار بر مترمکعب. فرآیندهای ۱، ۲ و ۴ به ترتیب ۲/۶٪، ۷۰٪ و ۶۰٪ کمتر از نسبت تولید آب شیرین به انرژی مصرفی^۷ فرآیند ۳ بود. فرآیندهای ۱ و ۳ به عنوان کاراترین فرآیندها شناسایی شدند، زیرا دارای کمترین تولید آنتروپی خاص بودند. شاران و همکاران [۱۵] بر روی ادغام یک پمپ گرمایی با دمای بالا به سیستم تصفیه آب با استفاده از آب فشار بالا تحقیق کردند. هدف این تحقیق ارائه روشی جدید برای

¹ Desalination Treated Salinity

² Forced Circulation Crystallizer

³ Computational Fluid Dynamics

⁴ Discounted Payback Period

⁵ Internal Rate of Return

⁶ Membrane distillation

⁷ Gained Output Ratio

کاهش نیاز انرژی در فرآیند نمک‌زدایی با آب فوق‌بحرانی^۱ بود. با استفاده از پمپ گرمایی با دمای بالا، این سیستم امکان تولید آب تصفیه شده با کمترین مصرف انرژی را فراهم کرد. نتایج نشان داد که سیستم SCWD-HP باعث کاهش مصرف انرژی به میزان ۱۰-۳۵٪ نسبت به نمک‌زدایی با آب فوق‌بحرانی مستقل می‌شود و هزینه تولید آب به میزان ۱۵٪ کاهش می‌یابد. ضریب عملکرد^۳ بهینه برای غلظت ۷٪ برابر ۶/۷ است. افزایش بیشتر ضریب عملکرد منجر به افزایش شدید هزینه هم‌سطح شده آب^۴ می‌شود. آناند و همکاران [۱۶] یک روش نوین برای تصفیه آب به روش رطوبت‌زنی-رطوبت‌زدایی با استفاده از یک پمپ گرمایی مورد بررسی قرار دادند. در این کار، کندانسور هوا خنک پمپ حرارتی با یک کندانسور تبخیری جایگزین شده و به عنوان رطوبت ساز استفاده شده است. از سوی دیگر، مبدل حرارتی تبخیری پمپ حرارتی برای تولید مایع خنک‌کننده با دمای پایین استفاده شد که از طریق یک سیم‌پیچ خنک‌کننده گردش می‌یابد، جایی که هوای مرطوب از کندانسور تبخیری خنک و خشک می‌شود تا به طور همزمان آب تازه و خنک‌کننده تولید شود. آتیا خالیفا [۱۷] و همکاران به بررسی تجزیه و تحلیل عملکرد ادغام سیستم نمک‌زدایی غشایی و پمپ حرارتی پرداختند. هدف این بررسی، شناسایی و مقایسه حدود عملکرد، جریان خروجی، کارایی انرژی و هزینه تولید در سناریوهای مختلف ادغام برای بهبود عملکرد بود. مبرد مورد استفاده R۱۳۴a و R۲۲ انتخاب شد. ادغام پمپ حرارت با واحد نمک‌زدایی تقطیر غشایی با تماس مستقیم^۵ منجر به مصرف کمتری از انرژی و هزینه تولید کمتر نسبت به سیستم با محرک برقی برای گرمایش و سرمایش، با جریان خروجی مشابه، می‌شود، که توسط مقادیر نسبت تولید آب شیرین به انرژی مصرفی و مصرف انرژی ویژه^۶ محاسبه شده نشان داده می‌شود. مقادیر نسبت تولید آب شیرین به انرژی مصرفی بین ۱/۸ تا ۱/۲ و مصرف انرژی ویژه بین ۳۳۰ تا ۴۰۰ کیلووات ساعت بر متر مکعب، با هزینه تولید از ۳۰ تا ۴ دلار بر متر مکعب می‌شد. در این کار، مطالعه سفارشی‌سازی یک نمک‌زدایی تقطیر غشایی با تماس مستقیم چند مرحله‌ای موازی برای یک پمپ حرارت تجاری ۲ کیلووات انجام شد و هزینه تولید به ۰/۵ تا ۲ دلار بر متر مکعب کاهش یافت. وانگ و همکاران [۱۸] بر روی سامانه تصفیه آب دریا با روش رطوبت‌زنی رطوبت‌زدایی با استفاده از پمپ حرارتی برای کارخانه‌های تصفیه آب در مقیاس کوچک، کار کردند. یک مطالعه پارامتری برای تحلیل اثر دمای آب دریا و نسبت جریان جرمی آب/هوا بر عملکرد حرارتی و اقتصادی سیستم‌های پیشنهادی انجام شد. همچنین، یک مقایسه عملکرد برای تحلیل تفاوت بین گرمایش آب و گرمایش هوا، همراه با مزایای نسبت به سیستم‌های گزارش شده صورت گرفت. سیستم دوبار گرمایش آب با بهره‌وری آب تازه بیشینه و نسبت خروجی بهره‌وری ۳۴/۶۹ کیلوگرم در ساعت و ۷/۶۹، در حالی که مصرف برق خاص کمترین و هزینه تولید آب تازه ۸۹/۱۸ کیلووات ساعت بر متر مکعب و ۱۴/۵۲ دلار بر متر مکعب را دارد. این نتایج نیز برتری نسبت به سیستم‌های HP-HDH^۷ گزارش شده را نشان می‌دهند، کاملاً ارزش تحقیق و توسعه برای این سیستم نوین و چشم‌اندازهای واعظ اجرایی آن را نشان می‌دهد. شارشیر و همکاران [۱۹] یک مطالعه جدید ارائه دادند که تأثیر اتصال یک دستگاه تقطیر خورشیدی و یک پمپ حرارت بر بهبود عملکرد دستگاه تقطیر خورشیدی را مورد بررسی قرار می‌دهد. دو نوع نصب دستگاه‌های تقطیر خورشیدی در نظر گرفته شد؛ یکی معمولی و دیگری با استفاده از یک پمپ حرارت که به یک اتاق حاوی دیوار ترومبه متصل شده است تا از اثر سرد کردن و تبخیر بهره برده شود. علاوه بر این، برخی پارامترها مانند تأثیر زمان روشن بودن و خاموش بودن فشار برای پمپ حرارت، تأثیر عمق آب و تأثیر سرمایش بر روی اتاق یکپارچه مورد بررسی قرار گرفتند. تجزیه و تحلیل انرژی، انرژی و هزینه در متن بررسی شد. یافته‌ها نشان داد که برای عمق آب ۱۵ میلی‌متر و عملکرد کمپرسور به مدت ۵۵ دقیقه روشن و ۵ دقیقه خاموش، مجموع حجم آب تولید شده ۹/۸۹۶ لیتر بر متر مربع بود، که نشان‌دهنده بهبود تقریباً ۱۴۸/۳۹ درصدی نسبت به دستگاه معمولی است. علاوه بر این، افزایش روزانه کارایی انرژی و حرارتی به ترتیب به میزان ۴۹/۸۶ و ۸۲/۷۸ درصد برآورد شد. همچنین، هزینه به اندازه حدود ۴/۷۳ درصد کاهش یافت و به میزان ۰/۱۴۱ دلار بر لیتر محاسبه شد. الباسوسی و همکاران [۲۰] به مطالعه عددی ترمو اقتصادی از یک سیستم تصفیه آب رطوبت‌زنی-رطوبت‌زدایی با استفاده از پمپ حرارت فشار بخار (VC) پرداختند. سیستم

¹ Supercritical water desalination

² Super Critical Water Desalination - High Pressure

³ Coefficient of Performance

⁴ Levelized cost of water

⁵ Direct Contact Membrane Distillation

⁶ Specific Energy Consumption

⁷ High Pressure – Humidification dehumidification cycle

برای تولید آب تحت دمای کاندانسور ۴۵ درجه سانتی‌گراد، دمای اواپراتور ۵- درجه سانتی‌گراد، دمای آب شور تغذیه‌ای ۳۰ درجه سانتی‌گراد، نرخ جریان آب شور تغذیه‌ای ۱ کیلوگرم بر ثانیه، و مقدار کارایی انرژی ۰/۸۵ برای مؤلفه‌های واحد چرخه رطوبت‌زنی و رطوبت‌زدایی^۱ بررسی شد. نتایج نشان داد که بدون استخراج هوا، سیستم می‌تواند ۶/۶۲ کیلوگرم در ساعت آب تصفیه شده با هزینه ۰/۱۱ دلار بر لیتر با مقدار نسبت خروجی بهره‌وری برابر با ۹/۱ تولید کند. از طرف دیگر، وقتی یک استخراج هوا انجام می‌شود، سیستم حدود ۲۰ کیلوگرم در ساعت آب تصفیه شده با هزینه ۰/۰۴۲ دلار بر لیتر و نسبت تولید آب شیرین به انرژی مصرفی ۲۹ تولید می‌کند. تأثیر مثبت قابل توجهی از عملکرد واحد چرخه رطوبت‌زنی و رطوبت‌زدایی بر عملکرد سیستم در هر دو مقیاس ترمودینامیکی و اقتصادی مشاهده می‌شود. برای بهبود عملکرد تصفیه آب، مشخص شده است که دمای آب تغذیه‌ای باید بین ۲۵ و ۳۰ درجه سانتی‌گراد نگهداری شود. سلاجقه و عامری [۲۱] به بررسی استفاده از سیستم تبرید با دی‌اکسید کربن در فرایند نمک‌زدایی انجمادی می‌پردازند. در این روش، از تبخیرکننده و چگالنده سیستم تبرید به ترتیب به عنوان بلورساز و ذوب‌کننده در فرایند آب‌شیرین‌سازی استفاده می‌شود. نتایج نشان می‌دهد که سیستم ترکیبی آب‌شیرین‌کن انجمادی با استفاده از سیستم تبرید دی‌اکسید کربن عملکرد قابل قبولی از نظر مصرف انرژی دارد. بر اساس شبیه‌سازی‌ها، افزایش غلظت نمک و دمای آب شور ورودی، منجر به افزایش مصرف انرژی می‌شود. همچنین، هرچه نسبت یخ تشکیل شده در فرایند بالاتر باشد، مصرف انرژی سیستم نیز افزایش می‌یابد. یکی از یافته‌های مهم این پژوهش این است که به دلیل عملکرد سیستم تبرید در شرایط فروبهرانی و دمای پایین چگالنده، مصرف انرژی این سیستم ترکیبی نسبت به دیگر روش‌های نمک‌زدایی مقرون‌به‌صرفه‌تر است. بنابراین، این سیستم می‌تواند به عنوان راه‌حلی مناسب و بهینه برای تأمین آب شیرین با مصرف انرژی کمتر مورد استفاده قرار گیرد.

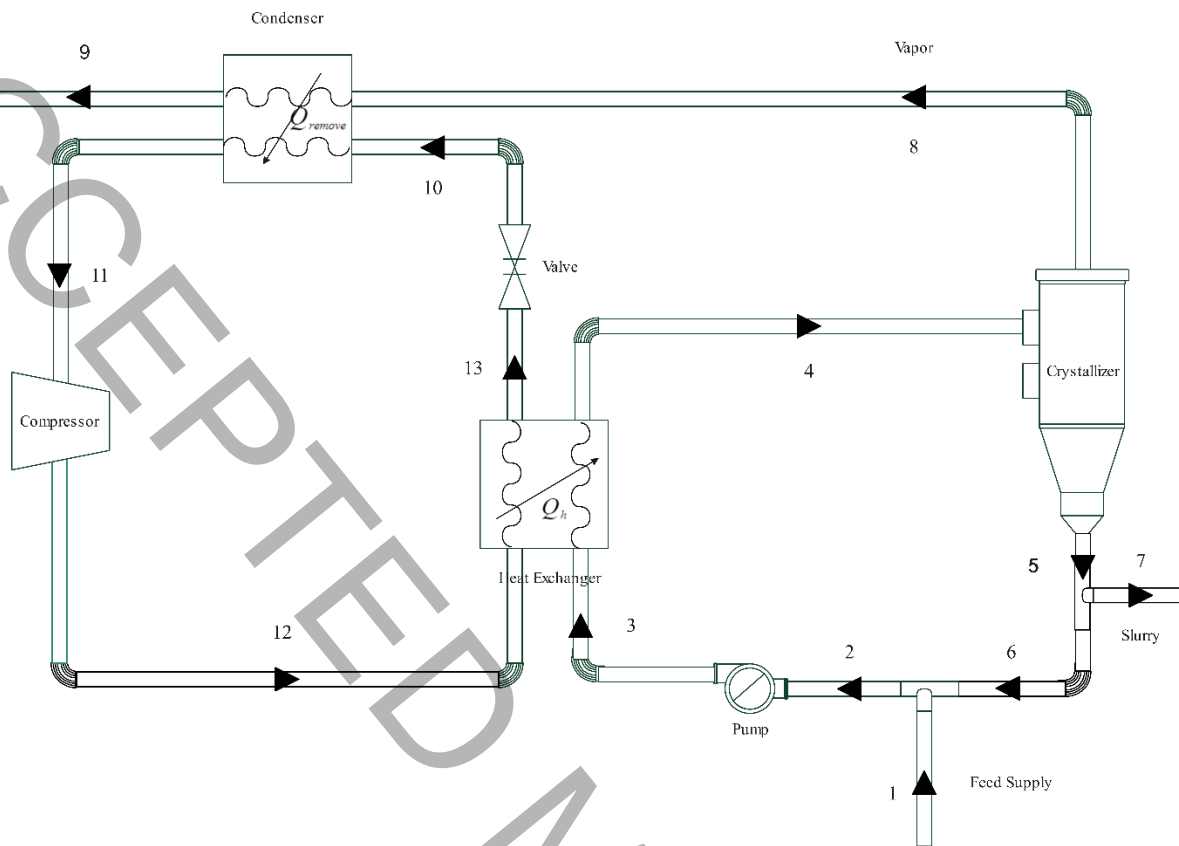
از مطالعات انجام شده در گذشته می‌توان دریافت که عدم دانش مربوط به استفاده از بلورساز گردش اجباری در تماس با پمپ حرارتی برای تأمین انرژی موردنیاز، وجود دارد؛ بنابراین، در این تحقیق، یک شبیه‌سازی ترمودینامیکی از ترکیب سیکل بلورساز گردش اجباری با سیکل پمپ حرارتی که با کار آزمایشگاهی اعتبارسنجی شده، به منظور بررسی اثر پارامترهای عملیاتی بر نرخ تولید آب شیرین و کریستال نمک انجام شده است.

۲- شرح سیستم

شکل ۱ شماتیکی از بلورساز پیشنهادی را نشان می‌دهد که از دو سیکل مرتبط به هم یک سیکل بلورساز گردش اجباری (شماره ۱-۲-۳-۴-۵-۶-۱) و یک سیکل پمپ حرارتی با مبرد R134a (شماره ۱۰-۱۱-۱۲-۱۳)، تشکیل شده است. اجزای سیکل بلورساز شامل: پمپ، مبدل حرارتی و بلورساز گردش اجباری و اجزای سیکل هیت پمپ شامل: اواپراتور، کمپرسور، کندانسور و شیر فشارشکن است. آب شور وارد سیستم شده (شماره ۱) و با ترکیب شدن با جریان غلیظتر (شماره ۲)، وارد پمپ شده و فشار آن افزایش می‌یابد (شماره ۳). دمای جریان سیال پس از عبور از مبدل حرارتی (شماره ۴) که گرمای آن توسط کندانسور پمپ حرارتی تأمین می‌شود افزایش یافته و وارد بلورساز می‌شود. به سبب افت فشار ناگهانی در بلورساز، مقداری از سیال تبخیر شده، که توسط پمپ خلأ به بیرون منتقل می‌شود (شماره ۸). با تبخیر حلال، سیال باقی‌مانده شروع به تشکیل بلور می‌کند، از قسمت پایین بلورساز (شماره ۵) دوغاب^۲ خارج می‌شود (شماره ۷) و در نتیجه محلول غلیظ خروجی از بلورساز به چرخه باز می‌گردد (شماره ۶). در سیکل پمپ حرارتی مبرد وارد اواپراتور شده، (شماره ۱۰) و با گرفتن گرما از بخار تولیدی بلورساز، بخار را به آب شیرین تبدیل کرده و خود تبخیر می‌شود. پس از تبخیر شدن وارد کمپرسور شده (شماره ۱۱) و فشار آن افزایش و به طبع آن دما افزایش می‌یابد (شماره ۱۲). پس از آن مبرد وارد کندانسور شده تا با از دست دادن گرما، پیش‌گرمایشی برای سیکل بلورساز باشد. کاهش دمای در کندانسور موجب تغییر حالت مبرد به دوفازی می‌شود (شماره ۱۳) و پس از عبور از شیر فشارشکن با افت دما و فشار همراه و آماده برای ورود به اواپراتور می‌شود (شماره ۱۰).

¹ Humidification-dehumidification cycle

² Slurry



شکل ۱: شماتیک بلورساز گردش اجباری همراه با پمپ حرارتی

Fig. 1. Schematic of a Forced Circulation Crystallizer with a Heat Pump

شکل ۲ دستگاه ساخته شده آزمایشگاهی می باشد. تجهیزات به کار گرفته شده در این آزمایش به این شرح می باشد: در این سیستم به دلیل سختی بالا و خوردگی زیاد محلول، اتصالات پلی وینیل کلراید سخت شده^۱ با فشار نامی ۱۶ بار به کار گرفته شده است. در بخش بلورساز از لوله های آکرلیک برای قسمت استوانه ای استفاده شده است. محلول تغذیه از مخزن خوراک به همراه اسلاری خروجی از بلورساز توسط پمپ سیرکوله به گردش در می آید و دمای آن در مبدل حرارتی با دریافت حرارت از آب گرم خروجی از پکیج آبگرمکن افزایش می یابد. محلول تا دمای اشباع گرم می شود و پس از آن به محفظه بلورساز که در غلظت اشباع و در فشار خلا قرار دارد، وارد شده و بخشی از آب به دلیل کاهش ناگهانی فشار به صورت فلاش تبخیر می شود. این تبخیر ناگهانی موجب افزایش غلظت محلول و همچنین خنک شدن آن تا رسیدن به دمای نقطه جوش در فشار محفظه می گردد. این افزایش غلظت و کاهش دما، باعث تشکیل کریستال های نمک می شود. نمک تولید شده از قسمت مخروطی بلورساز خارج می شود. بخار تولیدی نیز توسط پمپ خلا در محفظه خنک کننده تقطیر شده و سپس در مخزن آب شیرین ذخیره می شود. بر روی تمام خطوط جریان، دماسنج و فشارسنج جهت کنترل دما و فشار نصب شده است. از دو فلومتر دیجیتال برای تنظیم و کنترل جریان در ورودی خوراک و همچنین در ورودی محفظه بلورساز استفاده شد. پمپ وکیوم برای کاهش فشار داخلی محفظه بلورساز، مبدل حرارتی و پکیج حرارتی جهت گرمایش خوراک، پیش از ورود به محفظه بلورساز، مخازن پلی اتیلن جهت ذخیره سازی آبشور و آب خنک کننده پمپ خلا و از پمپ آبگرم جهت انتقال محلول به مبدل حرارتی، بلورساز و گردش محلول غلیظتر استفاده شد.

¹ U-PVC

شکل ۳ فلوجارت شبیه‌سازی را نشان می‌دهد. پارامترهای شبیه‌سازی شده در جدول ۱ و ۲ نشان داده شده است. جدول ۳ سناریوهای مختلف آزمایش‌های انجام شده را نشان می‌دهد. به این ترتیب که ابتدا با توجه به فشار خلا در نظر گرفته شده در محفظه بلورساز، دمای اشباع درون محفظه در فشار خلا تعیین می‌گردد. سپس برای فراهم کردن شرایط تبخیر ناگهانی در محفظه، دمای محلول ورودی به محفظه بلورساز باید بیشتر از دمای اشباع درون محفظه باشد. از طرف دیگر محلول تا حد امکان برای جلوگیری از ایجاد خوردگی و رسوب در قبل ورود به محفظه، نباید دارای بخار باشد و نه‌ای تا در حالت مایع اشباع قرار گیرد. بنابراین فشار تخلیه پمپ در گردش بر مقدار ۰/۲ بار تنظیم گردید و در نتیجه دمای خروجی مبدل حرارتی دمای اشباع در فشار ۰/۲ بار تعیین می‌گردد. بنابراین میزان حرارت مورد نیاز مبدل حرارتی برای هر کدام از سناریوها تعیین می‌گردد. سایر پارامترهای فرض شده، پس از محاسبات ترمودینامیکی بر اساس موازنه جرم و انرژی لحاظ شده‌اند.



شکل ۲: دستگاه آزمایشگاهی ساخته شده

Fig. 2. Laboratory apparatus constructed



شکل ۳: فلوچارت شبیه‌سازی

Fig. 3. Simulation Flowchart

جدول ۱: پارامترها در شبیه‌سازی سیکل بلورساز

Table 1. Parameters in the Simulation of the Crystallizer Cycle

مقدار	پارامتر	تجهیزات
۰/۲ bar	فشار تخلیه	پمپ
۰/۲ °C	اختلاف دما ورودی و خروجی	اواپراتور
۱۸/۴۹ bar	فشار تخلیه	کمپرسور
۸۳/۳ °C	دما	
۱۸/۴۹ bar	فشار	ورودی مبرد
۰/۰۸ kg/Sec	دبی	

جدول ۲: پارامترها در شبیه‌سازی سیکل پمپ حرارتی

Table 2. Parameters in the Simulation of the Heat Pump Cycle

مقدار	واحد	نام پارامتر
۴/۸	kg/h	دبی جرمی مبرد R134a
۸۱/۳	°C	دمای مبرد شماره (۱۲)
۱۸/۴۹	bar	فشار مبرد شماره (۱۲)
۱۸/۴۹	bar	فشار خروجی کمپرسور
۶	bar	فشار خروجی شیر فشارشکن
۵	°C	اختلاف فشار سیال داغ و سرد ورودی اواپراتور

جدول ۳: سناریوهای آزمایش

Table 3. Experimental Scenarios

داده خروجی	پارامتر متغیر	پارامتر ثابت
نرخ تولید کریستال	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $P_1 = 0.1085 \text{ bar}, P_r = 0.11 \text{ bar}, P_r = 0.114 \text{ bar}$	$Q = 13 \text{ kw}$
نرخ تولید کریستال	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12/75 \text{ kW}, Q_r = 13 \text{ kW}, Q_r = 13/25 \text{ kW}$	$P = 0.114 \text{ bar}$
نرخ تولید آب شیرین	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $P_1 = 0.1085 \text{ bar}, P_r = 0.11 \text{ bar}, P_r = 0.114 \text{ bar}$	$Q = 13 \text{ kw}$
نرخ تولید آب شیرین	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12/75 \text{ kW}, Q_r = 13 \text{ kW}, Q_r = 13/25 \text{ kW}$	$P = 0.114 \text{ bar}$
جریان برگشتی	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $P_1 = 0.1085 \text{ bar}, P_r = 0.11 \text{ bar}, P_r = 0.114 \text{ bar}$	$Q = 13 \text{ kw}$
جریان برگشتی	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12/75 \text{ kW}, Q_r = 13 \text{ kW}, Q_r = 13/25 \text{ kW}$	$P = 0.114 \text{ bar}$
کار پمپ	$P = 0.106 \text{ bar} - 0.116 \text{ bar}$ $T_1 = 25^{\circ}C, T_r = 30^{\circ}C, T_r = 35^{\circ}C$	$Q = 13 \text{ kw}$
کار پمپ	$P = 0.106 \text{ bar} - 0.116 \text{ bar}$ $Q_1 = 12/75 \text{ kW}, Q_r = 13 \text{ kW}, Q_r = 13/25 \text{ kW}$	$T = 25^{\circ}C$
نرخ جریان آب شیرین	$P = 0.106 \text{ bar} - 0.116 \text{ bar}$ $T_1 = 25^{\circ}C, T_r = 30^{\circ}C, T_r = 35^{\circ}C$	$Q = 13 \text{ kw}$
نرخ جریان آب شیرین	$P = 0.106 \text{ bar} - 0.116 \text{ bar}$ $Q_1 = 12/75 \text{ kW}, Q_r = 13 \text{ kW}, Q_r = 13/25 \text{ kW}$	$T = 25^{\circ}C$
انرژی الکتریکی	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12/75 \text{ kW}, Q_r = 13 \text{ kW}, Q_r = 13/25 \text{ kW}$	$P = 0.114 \text{ bar}$

همان‌طور که از جدول ۳ پیداست، در آزمایش‌های ۱-۳-۵ با تغییر دمای خوراک ورودی از ۲۵ تا ۵۰ درجه سانتی‌گراد و فشار محفظه بلورساز در سه فشار ۰/۱۱، ۰/۱۱۱، و ۰/۱۱۴ بار، نرخ تولید کریستال، نرخ تولید آب شیرین و جریان برگشتی مورد محاسبه قرار گرفت. در آزمایش‌های ۲-۴-۶ با تغییر دمای خوراک ورودی از ۲۵ تا ۵۰ درجه سانتی‌گراد، ظرفیت حرارتی مبدل در سه ظرفیت ۱۳، ۱۲/۷۵ و ۱۳ کیلووات و در فشار ثابت ۰/۱۱۴ بار محفظه بلورساز نیز نرخ تولید کریستال، نرخ تولید آب شیرین و جریان برگشتی مورد مقایسه قرار گرفت. برای محاسبه کار پمپ و نرخ جریان آب شیرین در آزمایش ۷ با تغییر فشار بلورساز از ۰/۰۶ تا ۰/۱۶ بار و برای سه ظرفیت حرارتی ۱۳، ۱۲/۷۵ و ۱۳ کیلووات بدست آمد و در آزمایش ۸ همین پارامتر با متغیرهای فشار بلورساز از ۰/۰۶ تا ۰/۱۶ و دمای خوراک ورودی ۲۵، ۳۰ و ۳۵ درجه سانتی‌گراد و در ظرفیت حرارتی ثابت ۱۳ کیلووات مورد بررسی قرار گرفت. برای بررسی انرژی الکتریکی آزمایش ۱۱، دمای خوراک ورودی از ۲۵ تا ۵۰ درجه سانتی‌گراد و ظرفیت حرارتی ۱۳، ۱۲/۷۵ و ۱۳ کیلووات تغییر کرد و فشار محفظه بلورساز بر روی ۰/۱۱۴ بار ثابت در نظر گرفته شد.

۳- معادلات حاکم

۳-۱- پمپ

وظیفه پمپ گردش اجباری، تأمین کاهش فشار ایجاد شده در مسیر جریان است که عمده این افت مربوط به اواپراتور است. توان مصرفی توسط پمپ از رابطه زیر محاسبه می‌شود [۲۲]:

$$W_p = q \times \rho \times g \times \Delta h \quad (1)$$

که در رابطه بالا q دبی سیال، ρ چگالی سیال، g چگالی و Δh اختلاف هد موجود می‌باشد. توان خروجی هیدرولیکی [۲۳]:

$$W = \frac{TDH \times Q \times SG}{3960} \quad (2)$$

که TDH هد دینامیکی کل، Q نرخ جریان مایع و SG وزن مخصوص مایع است.

۳-۲- مبدل حرارتی

معادله بقای جرم برای مبدل حرارتی به شرح ذیل است:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 \quad (3)$$

$$C_1 = C_2 \quad (4)$$

که در رابطه بالا \dot{m}_1 و \dot{m}_2 به ترتیب دبی جرمی ورودی و خروجی مبدل حرارتی و C غلظت نمک است. معادله بقای انرژی:

$$\dot{m}_1.H_1 + \dot{m}_3.H_3 = \dot{m}_2.H_2 + \dot{m}_4.H_4 \quad (5)$$

که در رابطه H آنتالپی جریان و \dot{m}_1 ، \dot{m}_2 به ترتیب دبی جرمی ورودی سرد و گرم و \dot{m}_3 ، \dot{m}_4 به ترتیب دبی جرمی خروجی جریان گرم و سرد است. نرخ سرعت انتقال حرارت:

$$Q = U \times A \times \Delta T_m \quad (6)$$

که U ضریب انتقال حرارت کلی، A سطح انتقال حرارت و ΔT_m اختلاف دمای میانگین لگاریتمی که از فرمول زیر محاسبه می‌شود:

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (7)$$

که T_1 و T_2 به ترتیب دمای سیال در لوله ورودی و خروجی و t_1 و t_2 به ترتیب دمای سیال در داخل و خارج پوسته است. ضریب کلی انتقال حرارت که با U نمایش داده می‌شود از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_h} + \frac{b}{k_p}} \quad (8)$$

که در رابطه h ضریب جابه‌جایی انتقال حرارت، b ضخامت سطح مبدل حرارتی، k_p ضریب انتقال حرارت هدایت صفحه‌های مبدل و اندیس‌های پایین h و C برای نمایش جریان سرد و گرم می‌باشد.

برای محاسبه ضریب جابه‌جایی انتقال حرارت جریان سرد و گرم در مبدل‌های حرارتی، باید ابتدا عدد ناسلت را از روابط تجربی مختلف بدست آورد. سپس با استفاده از عدد ناسلت و ویژگی‌های سیال (ضریب هدایت حرارتی، سرعت، چگالی، ویسکوزیته)، ضریب جابه‌جایی انتقال حرارت محاسبه می‌شود. برای محاسبه k_p به‌طور خاص، باید از جداول خواص فیزیکی مواد (مانند جدول‌های مواد در دماهای مختلف) استفاده کرد. هر ماده‌ای ضریب هدایت حرارت خاص خود را دارد که معمولاً با توجه به دما تغییر می‌کند.

معادله ناسلت تجربی:

$$Nu = 0.023 \times Re^{0.8} \times Pr^n \quad (9)$$

که در رابطه بالا Re عدد رینولدز، Pr عدد پرائنتل و بالا نویس n برای سرمایش ۰/۳ و برای گرمایش ۰/۴ است. ضریب جابه‌جایی انتقال حرارت:

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D_h} \quad (10)$$

که در رابطه بالا k ضریب هدایت حرارتی و D_h قطر هیدرولیکی است.

۳-۳- بلورساز

معادله بقای جرم برای بلورساز:

$$m_4 = m_5 + m_8 \quad (11)$$

که در رابطه بالا m_4 دبی جرمی ورودی به بلورساز، m_5 و m_8 دبی جرمی خروجی از بلورساز است. دبی جرمی آب موجود در بلورساز و املاح درون آن از رابطه زیر محاسبه می‌شود [۲۴]:

$$\dot{m}_{solute} = \text{غلظت نمک در آب} \times \text{دبی ورودی} \quad (12)$$

که در رابطه \dot{m}_{solute} دبی جرمی آب و املاح درون آن در بلورساز است. دبی حجمی دوغاب تولید شده در بلورساز [۲۵]:

$$\dot{V}_{slurry} = \dot{V}_{solution} + \left(\frac{\text{Crystall. product}}{\rho_{Crystall}} \right) \quad (13)$$

در رابطه بالا \dot{V}_{slurry} دبی حجمی دوغاب تولید شده، $\dot{V}_{solution}$ دبی حجمی خروجی بلورساز و $\rho_{Crystall}$ چگالی کریستال است.

۴-۳- خواص ترمودینامیکی

برای مدل‌سازی به خواص ترمودینامیکی سدیم کلراید نیاز است. خواص سدیم کلراید در غلظت‌های مختلف از مراجع استخراج و استفاده شده است.

۵-۳- کمپرسور

توان کمپرسور [۲۶]

$$W_{comp} = \dot{m} \times (h_2 - h_1) \quad (14)$$

که در آن h_1 و h_2 به ترتیب آنتالپی ورودی و خروجی می‌باشد.

۶-۳- کندانسور

بالانس انرژی برای سیال داخلی در کندانسور با فرض آدیاباتیک بودن به شرح زیر است [۲۷]:

$$\dot{Q}_c + \dot{m}_c h_c - \dot{m}_h h_h = 0 \quad (15)$$

که در آن \dot{m}_c دبی جرمی جریان سرد ورودی، h_c آنتالپی جریان سرد ورودی به کندانسور و \dot{m}_h دبی جرمی جریان گرم خروجی، h_h آنتالپی جریان گرم خروجی از کندانسور است. همان‌طور که گفته شد با فرض آدیاباتیک بودن کندانسور، بالانس انرژی برای سیال خارج از کندانسور نیز به‌صورت زیر است:

$$-\dot{Q}_c + \dot{m}_{vapor} h_{vapor} - \dot{m}_{distilled} h_{distilled} = 0 \quad (16)$$

که در آن \dot{m}_{Vapor} دبی بخار ورودی، h_{Vapor} آنتالپی ورودی به کندانسور و $\dot{m}_{distilled}$ دبی جرمی آب خروجی، $h_{distilled}$ آنتالپی آب خروجی از کندانسور است.

۳-۷- درصد بازیابی فرایند

بازیابی فرایند یکی دیگر از مؤلفه‌های عملکردی سیستم‌هایی با پساب صفر است. این مؤلفه بیان‌کننده نسبت دبی آب شیرین تولیدی به دبی ورودی به سیستم است که افزایش این مؤلفه بازدهی عملکرد سیستم را نشان می‌دهد [۲۸].

$$PR = \dot{m}_{Water} / \dot{m}_{Feed} \quad (17)$$

که در رابطه بالا \dot{m}_{Water} دبی آب شیرین تولیدی و \dot{m}_{Feed} دبی خوراک ورودی به سیستم است.

۳-۸- اختلاط جریان‌ها

جریان ورودی به سیستم با جریان در حال گردش ترکیب شده و معادله بقای جرم و انرژی برای این ترکیب به صورت زیر است:

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_7 = \dot{m}_2 \quad (18)$$

$$\dot{m}_1 \dot{c}_1 + \dot{m}_7 \dot{c}_7 = \dot{m}_2 \dot{c}_2 \quad (19)$$

$$\dot{m}_1 \dot{H}_1 + \dot{m}_7 \dot{H}_7 = \dot{m}_2 \dot{H}_2 \quad (20)$$

۳-۹- مصرف انرژی الکتریکی

با نگرش به هزینه حامل‌های انرژی در داخل کشور، محدودیت منابع فسیلی، افزایش مصرف سالانه انواع حامل‌های انرژی در ایران، عدم کارایی فنی و اقتصادی مصرف انرژی و مشکلات مرتبط با محیط‌زیست ناشی از مصرف غیرمنطقی سوخت، دقت به میزان مصرف انرژی الکتریکی دستگاه، تبدیل به یک ضرورت شده است. میزان مصرف انرژی الکتریکی در تحقیق انجام شده از فرمول زیر به دست آمده است:

$$E = W_{comp} + W_{pump} \quad (21)$$

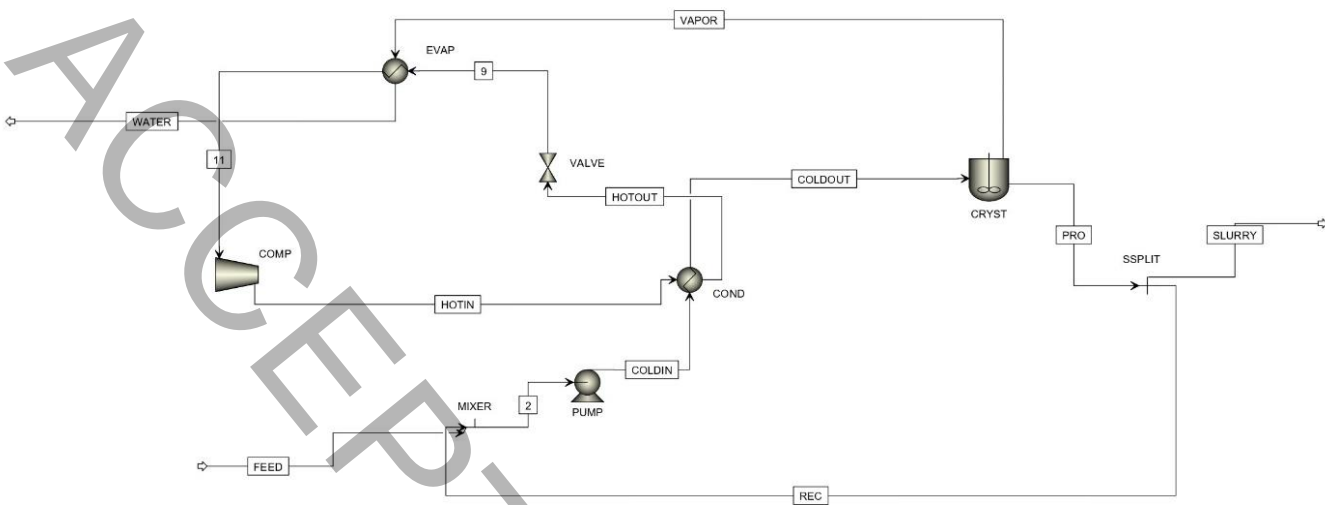
که W_{comp} کار انجام شده توسط کمپرسور و W_{pump} کار انجام شده توسط پمپ است.

۴- شبیه‌سازی

در این تحقیق، سیکل بلورساز همراه با پمپ حرارتی با استفاده از نرم‌افزار اسپن پلاس^۱ شبیه‌سازی و در شکل ۴ نشان داده شده است. املاح موجود در آب در این شبیه‌سازی، H_2O و $NaCl$ با غلظت ۴۰۰۰۰ PPM، فرض شد. برای سیکل پمپ حرارتی نیز سیال عامل، مبرد R1۳۴a و با نسبت فشار کمپرسور ۳/۰۸ در نظر گرفته شده است. فرضیات مدل‌سازی به شرح زیر است:

- سیستم پایا فرض شده است.
- تجهیزات سیستم از جمله بلورساز، لوله‌ها، مبدل حرارتی، کمپرسور، و سایر اجزاء، به‌عنوان عایق فرض شده‌اند و از اتلاف حرارت در این قسمت‌ها صرف‌نظر شده است.
- املاح آب در این شبیه‌سازی $NaCl$ فرض شده است.
- کمپرسور در این مدل به صورت آدیاباتیک در نظر گرفته شده است.

¹ Aspen Plus



شکل ۴: مدل شبیه‌سازی شده در کد عددی

Fig. 4. Simulated Model in Numerical Code

۵- نتایج

نتایج به دست آمده از شبیه‌سازی، با کار آزمایشگاهی انجام شده نیز، مقایسه و اعتبارسنجی شده است. لازم به ذکر است که به دلیل طولانی بودن زمان آزمایش، هر آزمایش دو مرتبه تکرار شد و مقادیر میانگین به عنوان نتایج ارائه گردید. بیشترین انحراف معیار مشاهده شده در نتایج آزمایشگاهی برای آب شیرین تولیدی ۰/۳ و برای نمک خروجی از فرایند ۰/۴۲ بدست آمد. دلیل احتمالی خطا در نتایج آزمایشگاهی را می‌توان به خطا در اندازه‌گیری حجم آب شیرین خروجی از آزمایش و حجم نمک خروجی از آزمایش نسبت داد. برای مقایسه نتایج، فرضیات شبیه‌سازی سیستم مشابه داده‌های آزمایشگاهی تنظیم شده است. جدول ۴ یک نمونه از مقایسه نتایج آزمایشگاهی و شبیه‌سازی را ارائه می‌دهد. در این جدول پارامترهای ورودی مورد استفاده در آزمایش و درصد خطای بین نتایج آزمایشگاهی بدست آمده و نتایج شبیه‌سازی ارائه شده است.

جدول ۴: مقایسه نتایج به دست آمده با نتایج آزمایشگاهی

Table 4. Comparison of the Obtained Results with Experimental Results

پارامتر ثابت	نتایج آزمایشگاهی	نتایج شبیه سازی	درصد خطا
دبی جرمی خوراک kg/h	۱۲	۱۲/۶۹	۵/۷۵
دمای ورود به بلورساز °C	۶۶	۶۶	۰
دمای بخار خروجی بلورساز °C	۵۶	۵۵	۱/۷۸
دبی جرمی آب شیرین تولیدی kg/h	۱۱۴ (۹۵٪)	۱۱۶ (۹۱٪)	۱/۷۵
نمک خروجی از فرایند g/h	۲۵۰	۲۶۸	۷/۲

همان طور که از نتایج پیداست میانگین خطای شبیه سازی انجام شده با ۴/۸ درصد خطا گزارش شد که از اعتبار خوبی برخوردار است.

یک چرخه پمپ حرارتی واقعی که به فشرده سازی بخار متکی است، در مقایسه با چرخه ایده آل، تفاوت هایی دارد که عمدتاً ناشی از وجود برگشت ناپذیری ها در فرایندهای مختلف آن است. این برگشت ناپذیری ها به این معنا هستند که برخی از انرژی ها به طور غیر قابل برگشتی از دست می روند و به همین دلیل بازده سیستم کاهش می یابد.

در چرخه ایده آل مبرد پس از خروج از اواپراتور به صورت بخار اشباع وارد کمپرسور می شود که در مراحل اجرایی چنین دقتی را نمی توان برای وضعیت مبرد کنترل کرد. برای رفع این مشکل، مبرد در ورودی کمپرسور کمی فوق اشباع می شود که منجر به بخار شدن کامل مبرد در ورودی کمپرسور است. همچنین خط اتصالات از اواپراتور به کمپرسور اغلب مواقع طولانی است که این امر باعث ایجاد افت فشار ناشی از اصطکاک سیال و انتقال حرارت با محیط برای سیال کاری است.

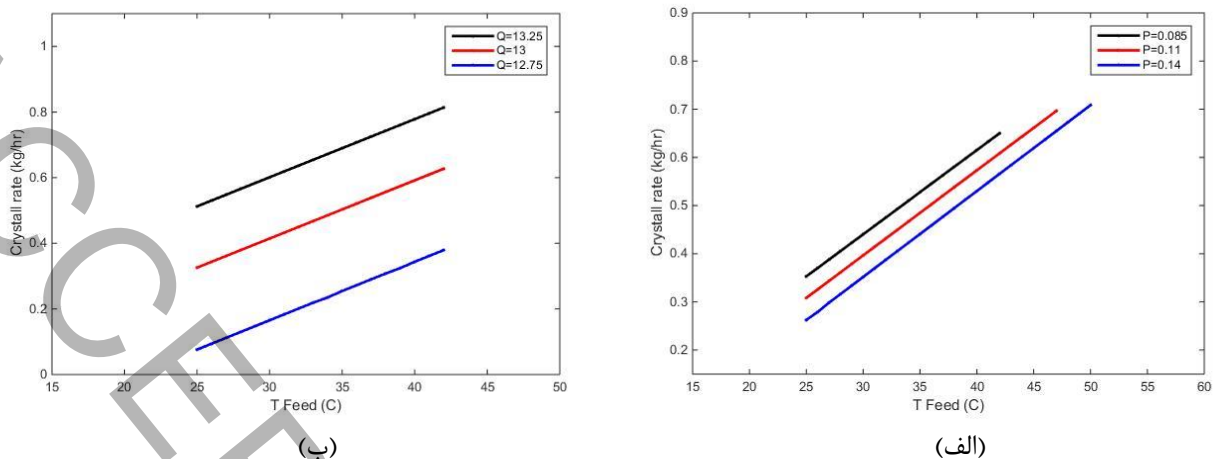
در حالت ایده آل فرایند فشرده سازی در چرخه به صورت برگشت پذیر و ادیاباتیک است. در صورتی که فرایند فشرده سازی در چرخه واقعی شامل اثر اصطکاک بر مبرد است که باعث افزایش آنتروپی و انتقال حرارت می شود که با توجه به شرایط ممکن است آنتروپی را افزایش یا کاهش دهد؛ بنابراین مبرد باید در طول فرایند فشرده سازی، خنک شود.

در حالت ایده آل، فرض می شود خروجی کندانسور مبرد مایع اشباع با فشار خروجی کمپرسور است. با وجود افت فشار در کندانسور در واقعیت چنین امری امکان پذیر نیست؛ بنابراین مبرد قبل ورود به شیر فشار شکن تا حدودی مادون سرد می شود.

همان طور که پیداست، نمودار نکات مطرح شده فوق را رعایت کرده و چرخه پمپ حرارتی واقعی را نشان می دهد.

شکل ۵ الف و ب به ترتیب اثر تغییر دمای خوراک ورودی در فشارهای مختلف محفظه بلورساز برای سه مورد ۰/۰۸۵، ۰/۱۱ و ۰/۱۴

بار و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی برای سه مورد ۱۲/۷۵، ۱۳ و ۱۳/۲۵ کیلووات بر روی نرخ تولید کریستال نمک نشان می دهد.

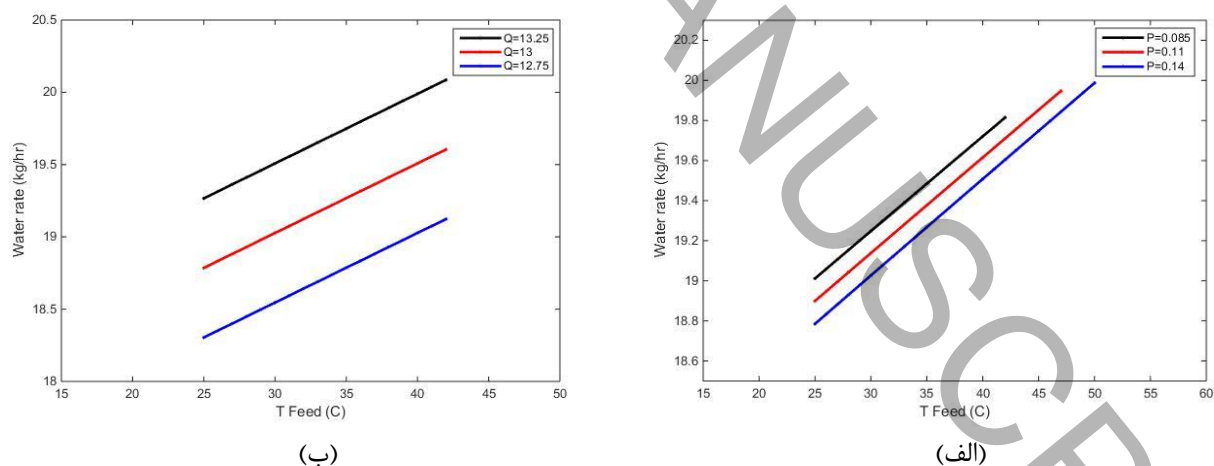


شکل ۵: تأثیر دمای خوراک ورودی و (الف) فشار محفظه بلورساز در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳kw (ب) ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی در فشار بلورساز ثابت ۰/۱۴ bar ، بر نرخ تولید کریستال نمک

Fig. 5. Effect of feed inlet temperature and (a) crystallizer chamber pressure at a constant heat capacity of 13 kW, (b) heat exchanger capacity at a constant crystallizer pressure of 0.14 bar, on the salt crystal production rate

از نمودارها می توان نتیجه گرفت، با افزایش دمای ورودی خوراک نرخ تولید کریستال نمک افزایش می یابد و همچنین با کاهش فشار محفظه بلورساز و افزایش ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی، می توان نرخ تولید کریستال نمک را افزایش داد. این بدین دلیل است که با افزایش فشار در محفظه بلورساز، دمای تبخیر محلول افزایش می یابد و با نگرش به این که انحلال پذیری سدیم کلرید با افزایش دما بیشتر می شود، غلظت اشباع با بالا رفتن فشار محفظه بلورساز افزایش پیدا کرده و در نتیجه نرخ تولید کریستال نمک زیاد می شود که این افزایش در شکل قابل مشاهده است و می تواند منجر به تولید آب شیرین نیز شود.

شکل ۶ الف و ب به ترتیب تأثیر تغییر دمای خوراک ورودی در فشارهای مختلف محفظه بلورساز برای سه مورد ۰/۰۸۵، ۰/۱۱ و ۰/۱۴ بار و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی برای سه مورد ۱۳، ۱۲/۷۵ و ۱۳ کیلووات بر روی نرخ تولید آب شیرین را نشان می دهد.



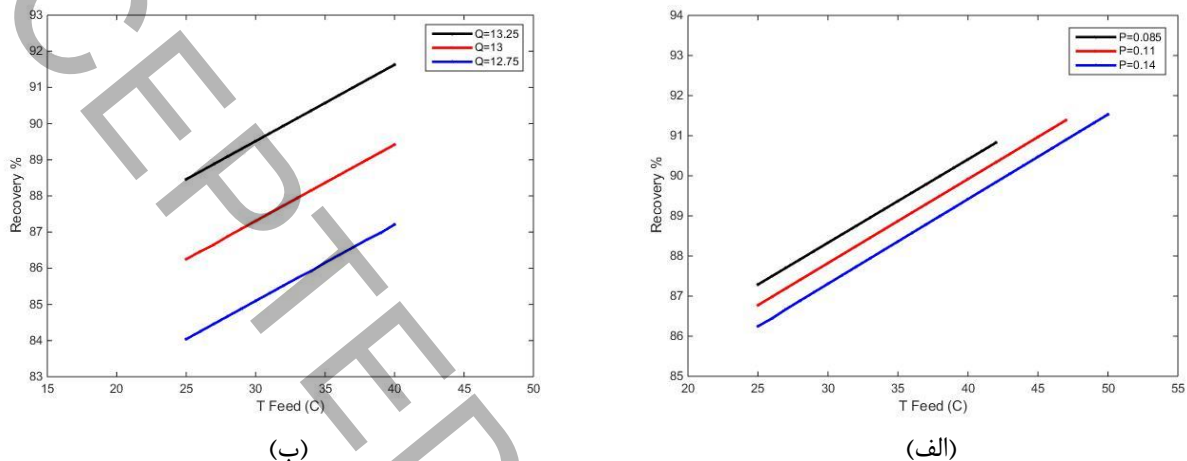
شکل ۶: تأثیر دمای خوراک ورودی و (الف) فشار محفظه بلورساز در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳kw (ب) ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی در فشار بلورساز ثابت ۰/۱۴ bar ، بر نرخ تولید آب شیرین

Fig. 6. Effect of feed inlet temperature and (a) crystallizer chamber pressure at a constant heat capacity of 13 kW, (b) heat exchanger capacity at a constant crystallizer pressure of 0.14 bar, on the freshwater production rate

همان طور که پیش‌بینی می‌شد، نتایج نشان می‌دهد که با افزایش دمای ورودی خوراک و ظرفیت گرمایی مبدل و کاهش فشار محفظه بلورساز، نرخ تولید آب شیرین افزایش می‌یابد.

بازیابی فرایند یکی دیگر از مؤلفه‌های عملکردی سیستم‌هایی با پساب صفر است. این مؤلفه بیان‌کننده نسبت دبی آب شیرین تولیدی به دبی ورودی به سیستم است که افزایش این مؤلفه بازدهی عملکرد بهتر سیستم را نشان می‌دهد.

شکل ۷ الف و ب نمودار درصد بازیابی فرایند را در دمای ورودی متغیر و فشار محفظه بلورساز برای سه مورد ۰/۱۱، ۰/۰۸۵ و ۰/۱۴ بار و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی برای سه مورد ۱۳/۲۵ و ۱۳ و ۱۲/۷۵ کیلووات را نشان می‌دهد.

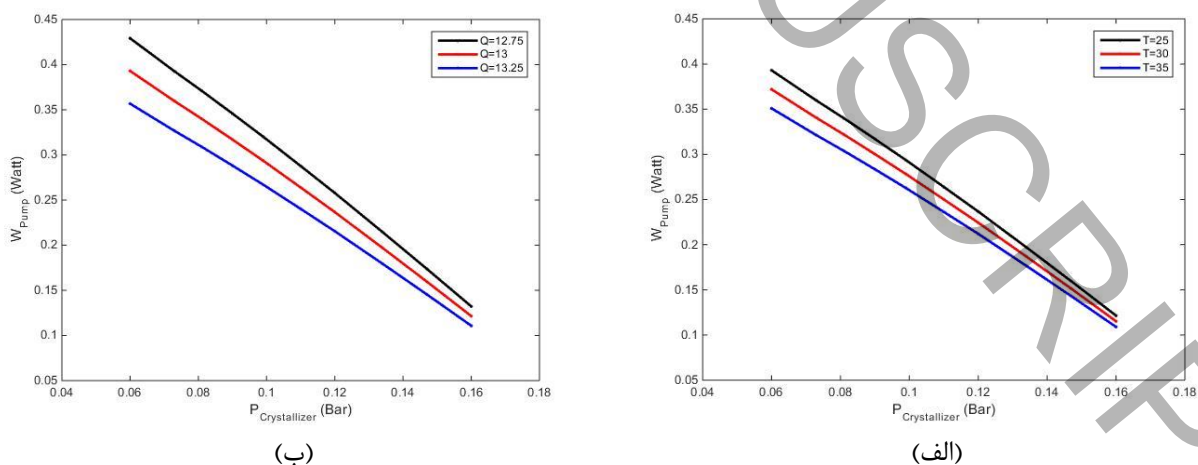


شکل ۷: تأثیر دمای خوراک ورودی و الف) فشار محفظه بلورساز در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳kw ب) ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی در فشار بلورساز ثابت ۰/۱۴ bar. بر درصد بازیابی فرایند

Fig. 7. Effect of feed inlet temperature and (a) crystallizer chamber pressure at a constant heat capacity of 13 kW, (b) heat exchanger capacity at a constant crystallizer pressure of 0.14 bar, on the process recovery percentage

نظر به اینکه در دماهای ورودی مختلف، تولید آب شیرین افزایش می‌یابد، پیش‌بینی می‌شد که درصد بازیابی نیز به طور پیوسته افزایش داشته باشد. برای استفاده حداکثری از آب شور و تبدیل حجم بیشتری از آن آب به آب شیرین، درصد بازیابی فرایند باید افزایش پیدا کند تا نتیجه مطلوبی داشته باشیم.

شکل ۸ الف و ب به ترتیب تأثیر فشار محفظه بلورساز را برای سه دمای ورودی خوراک ۲۵، ۳۰ و ۳۵ و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی برای سه مورد ۱۳/۲۵ و ۱۳ و ۱۲/۷۵ کیلووات بر روی کار خروجی پمپ نشان می‌دهد.

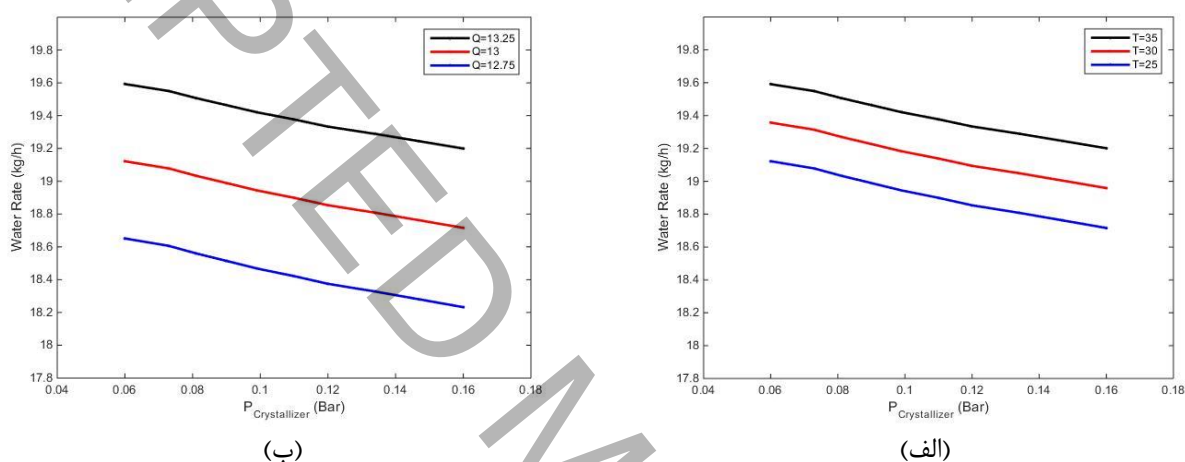


شکل ۸: تأثیر فشار محفظه بلورساز و الف) دمای خوراک در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳kw ب) ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی ثابت ۲۵ °C بر کار پمپ

Fig. 8. Effect of crystallizer chamber pressure and (a) feed temperature at a constant heat capacity of 13 kW, (b) heat exchanger capacity at a constant inlet temperature of 25°C, on the pump work

نمودار شکل ۸ الف، ترسیم شده نمایانگر این است که در فشارهای بالای محفظه بلورساز و دمای بالای خوراک ورودی، کار پمپ به دلیل بالابودن فشار برگشتی از بلورساز که به نوعی جبران کننده فشار است، کمتر می شود و نمودار شکل ۸ ب، نشان دهنده این است که در ظرفیت گرمایی های بالا کار کمتری در پمپ صورت می گیرد. از این نمودار و شکل ۸ الف می توان نتیجه گرفت که در دماهای بالای خوراک ورودی و ظرفیت گرمایی بالای مبدل حرارتی، کار پمپ کمتری را خواهیم داشت که به طبع آن مصرف انرژی کمتر و هزینه کمتری را شامل می شود.

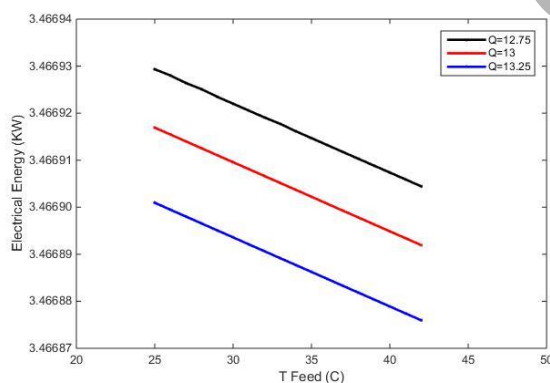
شکل ۹ الف و ب نشان دهنده تغییرات فشار محفظه بلورساز، برای سه مورد ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی ۱۳، ۱۲/۷۵ و ۱۳/۷۵ کیلووات و برای سه مورد دمای خوراک ورودی ۲۵، ۳۰ و ۳۵ است.



شکل ۹: تأثیر فشار محفظه بلورساز و الف) دمای خوراک ورودی در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳kw ب) ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی در دمای ورودی ثابت ۲۵ °C، بر نرخ تولیدی آب شیرین

Fig. 9. Effect of crystallizer chamber pressure and (a) feed inlet temperature at a constant heat capacity of 13 kW, (b) heat exchanger capacity at a constant inlet temperature of 25°C, on the freshwater production rate

نمودارهای فوق نشان می دهند که هرچه فشار محفظه بلورساز افزایش یابد، نرخ تولید آب شیرین کاهش می یابد و از جهتی هرچه دمای خوراکی ورودی و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی افزایش یابد نرخ تولید آب شیرین نیز افزایش قابل مشاهده ای می یابد. شکل ۱۰ نمایانگر تأثیر دمای خوراک ورودی و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی بر روی میزان مصرف انرژی الکتریکی است.



شکل ۱۰: تأثیر ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی و دمای خوراک ورودی بر مصرف انرژی الکتریکی در فشار بلورساز ثابت ۰/۱۴ بار

Fig. 10. Effect of heat exchanger capacity and feed inlet temperature on electrical energy consumption at a constant crystallizer pressure of 0.14 bar

نمودار نشان می‌دهد که در دماهای بالای خوراک ورودی و در ظرفیت گرمایی ۱۳/۲۵ کیلووات مصرف انرژی الکتریکی به کمترین مقدار خود دست پیدا می‌کند.

۶- نتیجه‌گیری

در تحقیق حاضر مدل‌سازی سیستم پمپ حرارتی متصل به سیستم بلورساز انجام شد و مدل‌سازی سیستم بلورساز همراه با پمپ حرارتی شبیه‌سازی شد. بیشترین میزان آب شیرین در دمای خوراک ورودی ۲۵ درجه سانتی‌گراد، فشار محفظه بلورساز ۰/۰۸۵ بار و ظرفیت حرارتی مبدل حرارتی ۱۳/۲۵ کیلووات تولید شد. نتایج حاصل از تحلیل داده‌ها نشان می‌دهد که افزایش دمای ورودی خوراک، فشار محفظه بلورساز و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی تأثیرات مشخصی بر روی عملکرد سیستم دارد. به طور خاص، افزایش دمای خوراک ورودی به میزان ۱۰ تا ۲۰ درجه سلسیوس، موجب افزایش ۱۵ تا ۲۵ درصدی در نرخ تولید کریستال نمک و آب شیرین شده است. همچنین، کاهش فشار محفظه بلورساز، نرخ تولید آب شیرین را تا ۱۸ درصد کاهش می‌دهد، در حالی که ظرفیت گرمایی بالاتر باعث کاهش ۱۰ درصدی مصرف انرژی پمپ می‌شود.

نتایج تحلیلی حاصل از تحقیق به شرح زیر است:

- در اثر افزایش دمای خوراک ورودی به سیستم، نرخ تولید آب شیرین به صورت خطی افزایش و همچنین نرخ تولید کریستال نمک نیز به طبع آن افزایش می‌یابد.
- با کاهش فشار در داخل محفظه بلورساز، نرخ تولید آب شیرین و نرخ تولید کریستال نمک به دلیل افزایش تبخیر سطحی در بلورساز افزایش می‌یابد.
- با افزایش ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی، نرخ تولید آب شیرین و همچنین نرخ تولید کریستال نمک افزایش می‌یابد.
- با تعریف مشخصه درصد بازیابی فرایند معادل نسبت دبی آب شیرین تولیدی به دبی ورودی به سیستم، بازیابی عملکرد دستگاه در فشار محفظه بلورساز و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی مورد ارزیابی قرار گرفت که نتایج نشان داد، در فشارهای پایین محفظه بلورساز و ظرفیت گرمایی بالای مبدل حرارتی، نمودار تولید آب شیرین روند افزایشی را به خود اختصاص می‌دهد و به طبع آن درصد بازیابی فرایند نیز افزایش می‌یابد.
- در این تحقیق کار انجام شده توسط پمپ در گردش نیز مورد مطالعه قرار گرفت. نتایج نشان داد که با افزایش فشار محفظه بلورساز، در دماهای بالای خوراک ورودی و افزایش ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی، کار پمپ روند کاهشی دارد.
- یکی از مهم‌ترین پارامترهای تحقیقات حال حاضر، محاسبه میزان مصرف انرژی الکتریکی است. نتایج نشان داد که با افزایش دمای خوراک ورودی، افزایش ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی و کاهش فشار محفظه بلورساز، کاهش قابل توجهی در میزان مصرف انرژی الکتریکی شاهد خواهیم بود.

۷- فهرست علائم

علائم انگلیسی

C	غلظت نمک، ppm
H	آنتالپی جریان، J/kg
$TLMTD$	دمای میانگین لگاریتمی، w/m^2k
W_P	توان مصرفی پمپ، W
HP	هد پمپ، m
m_{water}	دبی جرمی آب خالص، kg/s
m_{solute}	دبی جرمی نمک محلول، kg/s
W_{in}	کار ورودی، W
COP	ضریب عملکرد انرژی

C_p	ضرفیت گرمایی ویژه،	j/kg.K
M_{NaCl}	جرم مولی نمک،	g/mol
علائم یونانی		
ρ	چگالی،	kg/m ³
η	بازه انرژی،	%

۸- مراجع

- [1] A. Kandeal, A. Joseph, M. Elsharkawy, M. Elkadeem, M.A. Hamada, A. Khalil, M.E. Moustapha, S.W. Sharshir, Research progress on recent technologies of water harvesting from atmospheric air: A detailed review, *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 52 (2022) 102000.
- [2] S.W. Sharshir, A. Joseph, A. Kandeal, A. Hussien, Performance improvement of tubular solar still using nano-coated hanging wick thin film, ultrasonic atomizers, and cover cooling, *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 52 (2022) 102127.
- [3] L. Garcia-Rodriguez, Seawater desalination driven by renewable energies: a review, *Desalination*, 143(2) (2002) 103-113.
- [4] H.S. Son, M.W. Shahzad, N. Ghaffour, K.C. Ng, Pilot studies on synergetic impacts of energy utilization in hybrid desalination system: multi-effect distillation and adsorption cycle (MED-AD), *Desalination*, 477 (2020) 114266.
- [5] W. Lee, Z. Ng, S. Hubadillah, P. Goh, W. Lau, M. Othman, A. Ismail, N. Hilal, Fouling mitigation in forward osmosis and membrane distillation for desalination, *Desalination*, 480 (2020) 114338.
- [6] A. Lewis, M. Seckler, H. Kramer, G. Van Rosmalen, *Industrial crystallization: fundamentals and applications*, Cambridge University Press, 2015.
- [7] Q. Chen, M. Burhan, M.W. Shahzad, D. Ybyraiymkul, F.H. Akhtar, Y. Li, K.C. Ng, A zero liquid discharge system integrating multi-effect distillation and evaporative crystallization for desalination brine treatment, *Desalination*, 502 (2021) 114928.
- [8] A. Myerson, *Handbook of industrial crystallization*, Butterworth-Heinemann, 2002.
- [9] F. Farahbod, D. Mowla, M.J. Nasr, M. Soltanieh, Experimental study of forced circulation evaporator in zero discharge desalination process, *Desalination*, 285 (2012) 352-358.
- [10] A. Panagopoulos, Beneficiation of saline effluents from seawater desalination plants: fostering the zero liquid discharge (ZLD) approach-a techno-economic evaluation, *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 9(4) (2021) 105338.

- [11] F. Farahbod, S. Farahmand, Experimental study of solar pond coupled with forced circulation crystallizer as major stages of proposed zero discharge desalination process, *Journal of Thermal Science and Engineering Applications*, 6(2) (2014) 021002.
- [12] J. Darand, A. Jafarian, S. Tizbin, A hybrid compartmental-CFD model to investigate forced circulation crystallizer performance, *Desalination*, 533 (2022) 115743.
- [13] G. Didar, A. Jafarian, J. Darand, Implementing a one-dimensional quick model for dynamic simulation and economic analysis of a forced circulation crystallizer, *Desalination*, 565 (2023) 116822.
- [14] A. Ghalavand, M.S. Hatamipour, Y. Ghalavand, Clean treatment of rejected brine by zero liquid discharge thermal desalination in Persian Gulf countries, *Clean Technologies and Environmental Policy*, 23(9) (2021) 2683-2696.
- [15] P. Sharan, J.D. McTigue, T.J. Yoon, R. Currier, A.T. Findikoglu, Energy efficient supercritical water desalination using a high-temperature heat pump: A zero liquid discharge desalination, *Desalination*, 506 (2021) 115020.
- [16] H. Jiang, Z. Zhang, W. Gong, Design and evaluation of a parallel-connected double-effect mechanical vapor recompression evaporation crystallization system, *Applied Thermal Engineering*, 179 (2020) 115646.
- [17] A. Khalifa, A. Mezghani, H. Alawami, Analysis of integrated membrane distillation-heat pump system for water desalination, *Desalination*, 510 (2021) 115087.
- [18] B. Wang, J. Shen, W. Wei, L. Jiang, Y. Chen, Evaluation of two-stage humidification-dehumidification desalination systems operated by a modified heat pump, *Applied Thermal Engineering*, 247 (2024) 123041
- [19] S.W. Sharshir, A. Joseph, M.M. Elsayad, A. Kandeal, A new heat pump-operated solar desalination unit integrated with an air recirculating room, *Applied Thermal Engineering*, 236 (2024) 121487.
- [20] M.H. Elbassoussi, M.A. Ahmed, D.U. Lawal, M.A. Antar, S.M. Zubair, The impact of a balanced humidification-dehumidification desalination system driven by a vapor-compression heat-pump system, *Energy Conversion and Management: X*, 21 (2024) 100521.
- [21] Salajegheh, Maryam, Ameri, Mehran. Performance Analysis of a Hybrid Freeze Desalination and CO₂ Refrigeration System. *Amirkabir Journal of Mechanical Engineering*, (2021) 3351-3366. (in Persian)
- [22] P.K. Kundu, I.M. Cohen, D.R. Dowling, J. Capecelatro, *Fluid mechanics*, Elsevier, 2024.
- [23] R. Singal, *Hydraulic Machines: Fluid Machinery*, IK International Pvt Ltd, 2013.
- [24] C. Geankoplis, *Transport processes and separation process principles (includes unit operations)*, Prentice Hall Press, 2003.
- [25] A. Lewis, M. Seckler, H. Kramer, G. Van Rosmalen, *Industrial crystallization: fundamentals and applications*, Cambridge University Press, 2015.
- [26] H.P. Bloch, A. Godse, *Compressors and modern process applications*, John Wiley & Sons, 2006.

[27] Y.A. Cengel, M.A. Boles, Thermodynamics: an engineering approach, Sea, 1000(8862) (2002) 287-293.

[28] R.W. Baker, Membrane technology and applications, John Wiley & Sons, 2023.

ACCEPTED MANUSCRIPT

Modeling and Thermodynamic Analysis of Vacuum Crystallizer with Heat Pump

Amir Mehrdar, Mohsen Nazari*, Mostafa Nazari, Maryam Ramezani

Department of Mechanical Engineering, Shahrood Univ of Tech, Shahrood, Iran

ABSTRACT

In this article, a forced circulation crystallizer under vacuum, which consists of crystallizer, pump and heat exchanger, is proposed for the purpose of providing fresh water for consumption. In order to simultaneously supply the heating load of the crystallizer and also to distill the water vapor coming out of the crystallizer, a heat pump has been used as a new method. A laboratory set is designed and built to demonstrate the feasibility of the proposed system, which includes a forced circulation crystallizer cycle. The average error percentage between the laboratory and simulation results was reported as 4.8%. The results indicate that by changing the inlet temperature and pressure of the crystallizer, the rate of salt crystal production and fresh water production increases by 0.65 and 19.81 kg/h, respectively. Electric energy consumption also decreases with the increase of feed water inlet temperature and the heat capacity of the heat exchanger, and the lowest amount of electric energy consumption occurs at the temperature of 50 degrees Celsius, the pressure of the crystallizer is 0.085 bar, and the heat capacity of the heat exchanger is 13.25 kw.

KEYWORDS

Forced Circulation Crystallizer, Heat Pump, Desalination, ZLD, Numerical Simulation.

* Corresponding Author: Email: mnazari@shahroodut.ac.ir