

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

Review History:

Received: Aug. 29, 2024

Revised: Feb. 18, 2025

Accepted: Feb. 19, 2025

Available Online: Mar. 01, 2025

Keywords:

Forced Circulation Crystallizer

Heat Pump

Desalination

ZLD

Numerical Simulation

ABSTRACT: In this article, a forced circulation crystallizer under a vacuum, which consists of crystallizer, pump, and heat exchanger, is proposed for the purpose of providing fresh water for consumption. 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 freshwater 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.

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

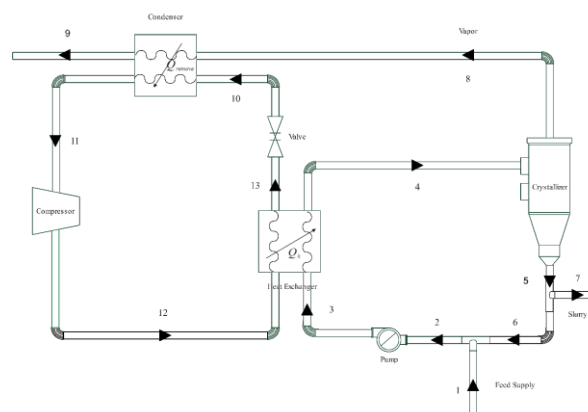


Fig. 1. Phase velocity dispersion curves for a steel pipe with outer diameter of 220 mm and wall thickness of 4.8 mm

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

*Corresponding author's email: mnazari@shahroodut.ac.ir



Fig. 2. Laboratory apparatus constructed

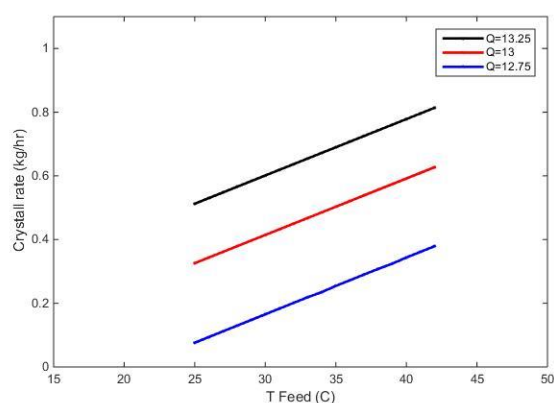
exchanger by receiving heat from the hot water exiting the water heater package. The solution is heated to its saturation temperature and then enters the crystallizer chamber, which is at saturation concentration and vacuum pressure. A portion of the water evaporates due to the sudden pressure drop, 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.

3- Results and Discussion

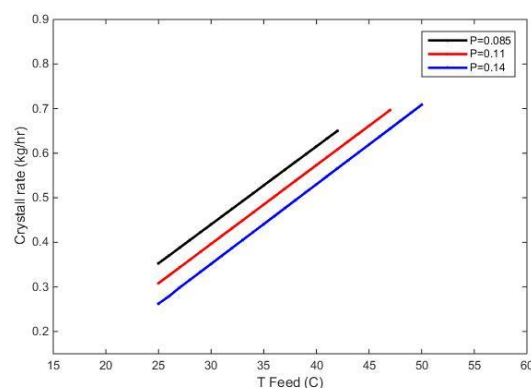
Figures 3 a and b show the effect of varying the inlet feed temperature at different pressures in the crystallizer chamber for three cases of 0.085, 0.11, and 0.14 bar, and the heat capacity of the heat exchanger for three cases of 12.75, 13, and 13.25 kW on the salt crystal production rate.

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)



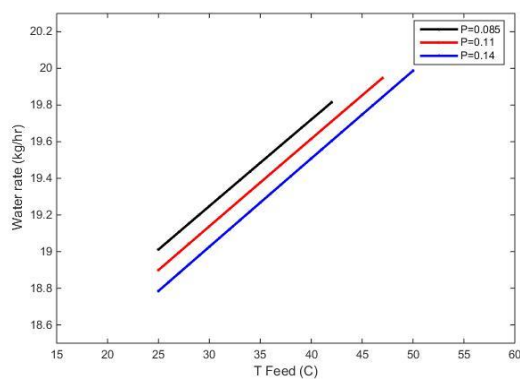
(b)

Fig. 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.

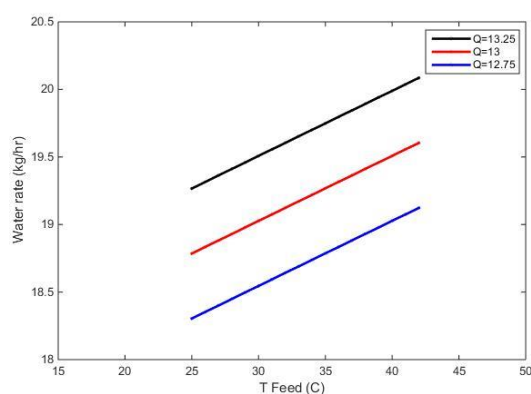
As expected, the results show that with an increase in the inlet feed temperature, the heat capacity of the heat exchanger, and a decrease in the pressure of the crystallizer chamber, the freshwater production rate increases.

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.



(a)



(b)

Fig. 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.

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.



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

امیر مهرداد، محسن نظری^{*}، مصطفی نظری، مریم رضانی

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود، ایران.

تاریخچه داوری:

دریافت: ۱۴۰۳/۰۶/۰۸
بازنگری: ۱۴۰۳/۱۱/۳۰
پذیرش: ۱۴۰۳/۱۲/۰۱
ارائه آنلاین: ۱۴۰۳/۱۲/۱۱

کلمات کلیدی:

بلورساز گردش اجباری
پمپ حرارتی
آب شیرین کن
بدون پساب
شبیه سازی عددی

خلاصه: در این مقاله، یک بلورساز گردش اجباری تحت خلا که از بلورساز، پمپ و میدل 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 به عنوان روشی جدید استفاده شده است. یک مجموعه آزمایشگاهی برای نشان دادن امکان سنجی سیستم پیشنهادی طراحی و ساخته شده که مجموعه شامل سیکل بلورساز گردش اجباری است. میانگین درصد خطا بین نتایج آزمایشگاهی و شبیه سازی صورت گرفته، ۴/۸ 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 ۰/۶۵ و ۱۹/۸۱ کیلوگرم بر ساعت افزایش می یابد. مصرف انرژی الکتریکی نیز با افزایش دمای ورودی آب تغذیه و ظرفیت گرمایی میدل حرارتی کاهش می یابد و کمترین میزان مصرف انرژی الکتریکی در دمای ۵۰ درجه سانتی گراد، فشار بلورساز ۰/۸۵ بار و ظرفیت گرمایی میدل حرارتی ۱۳ کیلووات رخ می دهد.

۱- مقدمه

اگر چه زمین ۷۰ درصد آب دارد، اما ۹۷ درصد این آب را آب شور و ۲ درصد را آب شیرین تشکیل می دهد که شامل یخ و آب زیرزمینی و ۱ درصد آب آشامیدنی است [۱ و ۲]. آب شیرین یکی از نیازهای حیاتی جوامع در سراسر جهان است. نمک زدایی فرایند تولید آب شیرین از آب شور یا ناخالص است. انواع مختلفی از روش های نمک زدایی توسط محققین پیشنهاد و توسعه یافته است که می توان آنها را به دو دسته کلی غشایی و حرارتی دسته بندی کرد. گسترده ترین فرایندهای تجاری سازی شده نمک زدایی بر اساس فناوری های غشایی عبارت اند از الکترو دیالیز^۱، اسمز معکوس^۲ و تقطیر غشایی^۳. دسته دوم فرایندهای نمک زدایی از فناوری های حرارتی از جمله

تقطیر ناگهانی چند مرحله ای^۴ تقطیر چند اثره^۵ و متراکم سازی بخار^۶ استفاده می کنند [۳].

ثابت شده است که نمک زدایی آب دریا یک راه حل قابل اعتماد برای رفع نیاز آب شیرین است. با وجود بهبود و تجاری سازی روش های مختلف در سال های اخیر، روش های کنونی نمک زدایی فرایندهایی انرژی بر هستند [۴]. این انگیزه محققان را برای توسعه فناوری های نمک زدایی مقرون به صرفه تر، قابل اعتمادتر و پایدارتر می کند [۵]. آب با شوری بالا به تدریج با تخلیه پساب شیرین سازی آب به دریا ظاهر می شود. با توجه به گسترش کارخانه های نمک زدایی آب که در مجاورت دریا واقع شده اند، پیش بینی می شود 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 می گذارد [۶]. دلایل ذکر شده منجر به تغییراتی در سیستم های نمک زدایی آب دریا

- 1 Electro Dialysis
- 2 Reverse Osmosis
- 3 Membrane Distillation

^{*} نویسنده عهده دار مکاتبات: mnazari@shahroodut.ac.ir



بلورساز گردش اجباری رایج‌ترین روش متبلورسازی است و مصرف انرژی در فرآیند بلورساز گردش اجباری معمولاً بین $0/3$ تا $0/8$ 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^۳ پایین‌تر از 500 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 سه لایه 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 5 لیتر بر متر مربع در روز برسد. این امر کارایی فرایند تبخیر و غلظت محلول شور را افزایش داده و خوراک مناسب‌تری برای بلورساز تولید می‌کند. نرخ بهینه جریان آب خنک‌کننده در کریستالایزر گردش اجباری^۴ (9 کیلوگرم بر دقیقه) منجر به رشد کریستال‌های نمک در محدوده مطلوب ($710-830$ میکرومتر) شده است. مصرف انرژی در بهترین حالت به $6/98$ کیلووات‌ساعت کاهش یافت، که این امر نشان‌دهنده بهینه‌سازی مصرف انرژی در فرایند است. این کاهش عمدتاً به دلیل عملکرد ترکیبی حوضچه خورشیدی و کریستالایزر گردش اجباری بوده است. درند و همکاران

می‌شود. استفاده از روش نم‌زدایی بدون پساب^۱ از این امر جلوگیری می‌کند. با قوانین سختگیرانه‌تر دولتی، روش‌های دفع مستقیم ممکن است در آینده نزدیک امکان‌پذیر نباشد. بنابراین، نم‌زدایی بدون پساب در هر دو سطح تحقیقاتی و صنعتی مورد توجه فزاینده‌ای قرار گرفته است [۷]. نم‌زدایی 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. باتوجه به 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 قابل‌توجهی تغییر نمی‌کند. باتوجه به 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^۲ به‌عنوان یک روشی از تبلور تبخیری، اخیراً توجه محققین را به خود جلب کرده است.

3 Desalination Treated Salinity

4 Forced Circulation Crystallizer

1 Zero-liquid discharge

2 Forced Circulation Crystallization

[۱۲] بر روی شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی^۱ بلورساز گردش اجباری مطالعه کردند. نتایج در این تحقیق نشان داد که پس از ۴E۱۵ ثانیه شبیه‌سازی و تعامل بین مکانیزم‌های رشد و خردایش، مشاهده می‌شود که توزیع ذرات به‌طور قابل توجهی باریک‌تر شده و قطر میانگین وزنی با کاهش ۳۷٪، افزایش قابل توجهی 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^۲ به میزان ۳/۷۶ سال می‌شود. افزایش ۳٪ در دمای خوراک ورودی تنها باعث کاهش ۱۶٪ در قطر متوسط کریستال‌های خروجی می‌شود. افزایش ۳۶٪ در غلظت خوراک ورودی منجر به افزایش ۷/۸۴٪ در نرخ بازده داخلی^۳ و کاهش زمان بازپرداخت سرمایه به میزان ۵۵۵ سال می‌شود. قلاوند و همکاران [۱۴] به مطالعه، چهار فرآیند نمک‌زدایی حرارتی بدون پساب به لحاظ فنی اقتصادی برای انتخاب کارآمدترین و اقتصادی‌ترین فرآیند برای تصفیه آب نمک عبوری از واحدهای نمک‌زدایی مورد بررسی قرار دادند. چهار فرآیند نمک‌زدایی بدون پساب بررسی شده به این شرح است: تبخیر/ بلورسازی، تبخیر/ خشک‌سازی اسپری، تقطیر غشایی^۴/ 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. فرایندهای ۱، ۲ و ۴ به ترتیب ۲/۶٪، ۷۰٪ و ۶۰٪ کمتر از نسبت تولید آب شیرین به انرژی مصرفی^۵ فرایند ۳ بود. فرایندهای ۱ و ۳ به عنوان کاراترین فرایندها 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 کاهش نیاز انرژی در فرآیند نمک‌زدایی با آب فوق‌بحرانی^۶ 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^۷ باعث کاهش مصرف انرژی به میزان ۱۰-۳۵٪ نسبت به نمک‌زدایی با آب فوق‌بحرانی مستقل می‌شود و هزینه تولید آب به

- 1 Computational Fluid Dynamics
- 2 Discounted Payback Period
- 3 Internal Rate of Return
- 4 Membrane distillation
- 5 Gained Output Ratio
- 6 Supercritical water desalination
- 7 Super Critical Water Desalination - High Pressure

میزان ۱۵٪ کاهش می‌یابد. ضریب عملکرد^۸ بهینه برای غلظت ۷٪ برابر ۶/۷ است. افزایش بیشتر ضریب عملکرد منجر به افزایش شدید هزینه هم‌سطح‌شده آب^۹ 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 خالیفه [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. میرد مورد استفاده a۱۳۴R و ۲۲R انتخاب شد. ادغام پمپ حرارت با واحد نمک‌زدایی تقطیر غشایی با تماس مستقیم^{۱۰} 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^{۱۱} 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

- 8 Coefficient of Performance
- 9 Levelized cost of water
- 10 Direct Contact Membrane Distillation
- 11 Specific Energy Consumption

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 تشکیل‌شده 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.

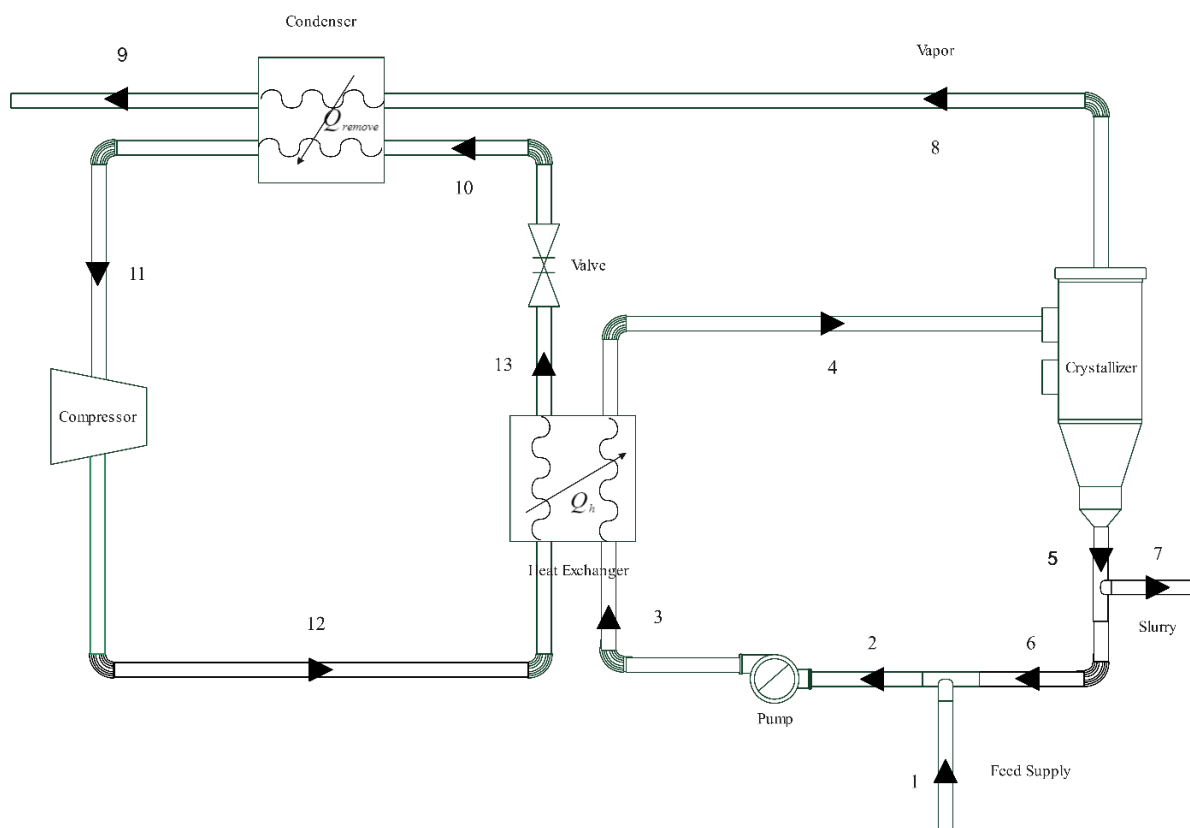
از مطالعات انجام شده در گذشته می‌توان دریافت که عدم دانش مربوط به استفاده از بلورساز گردش اجباری در تماس با پمپ حرارتی برای تأمین انرژی موردنیاز، وجود دارد؛ بنابراین، در این تحقیق، یک شبیه‌سازی ترمودینامیکی از ترکیب سیکل بلورساز گردش اجباری با سیکل پمپ حرارتی که با کار آزمایشگاهی اعتبارسنجی شده، به‌منظور 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) و یک سیکل پمپ حرارتی با مبرد a134R (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 ترکیب‌شدن 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

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 کیلووات‌ساعت بر متر مکعب و ۱۴/۵۲ دلار بر متر مکعب را دارد. این نتایج نیز برتری نسبت به سیستم‌های HP-HDH^۱ 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 سردکردن 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، اگزرژی 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 اگزرژی 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 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^۲ 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

- 1 High Pressure – Humidification dehumidification cycle
- 2 Humidification-dehumidification cycle



شکل ۱. شماتیک بلورساز گردش اجباری همراه با پمپ حرارتی

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

گرفته شده در این آزمایش به این شرح می‌باشد: در این سیستم به دلیل سختی بالا و خوردگی زیاد محلول، اتصالات پلی‌وینیل کلراید سخت‌شده^۲ با فشار نامی ۱۶ بار به کار گرفته شده است. در بخش بلورساز از لوله های آکریلیک برای قسمت استوانه‌ای استفاده شده است. محلول تغذیه از مخزن خوراک به همراه اسلاری خروجی از بلورساز توسط پمپ سیرکوله به گردش در می‌آید و دمای آن در مبدل حرارتی با دریافت حرارت از آب گرم خروجی از پکیج آبگرمکن افزایش می‌یابد. محلول تا دمای اشباع گرم می‌شود 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 می‌شود. این تبخیر ناگهانی موجب افزایش غلظت محلول و همچنین خنک شدن آن تا رسیدن به دمای نقطه جوش در فشار محفظه می‌گردد. این افزایش غلظت و کاهش دما، باعث تشکیل کریستال‌های نمک می‌شود. نمک تولیدشده از قسمت مخروطی بلورساز خارج می‌شود. بخار تولیدی نیز توسط پمپ خلا در

سیال تبخیر شده، که توسط پمپ خلا به بیرون منتقل می‌شود (شماره ۸). با تبخیر حلال، سیال باقی‌مانده شروع به تشکیل بلور می‌کند، از قسمت پایین بلورساز (شماره ۵) دوغاب^۱ 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 ازدست‌دادن گرما، پیش‌گرمایی 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).

شکل ۲ دستگاه ساخته شده آزمایشگاهی می‌باشد. تجهیزات به کار

2 U-PVC

1 Slurry



شکل ۲. دستگاه آزمایشگاهی ساخته شده

Fig. 2. Laboratory apparatus constructed

نهای تا در حالت مایع اشباع قرار گیرد. بنابراین فشار تخلیه پمپ در گردش بر مقدار $0/2$ بار تنظیم گردید و در نتیجه دمای خروجی مبدل حرارتی دمای اشباع در فشار $0/2$ بار تعیین می گردد. بنابراین میزان حرارت مورد نیاز مبدل حرارتی برای هر کدام از سناریوها تعیین می گردد. سایر پارامترهای فرض شده، پس از محاسبات ترمودینامیکی بر اساس موازنه جرم و انرژی لحاظ شده‌اند.

همان طور که از جدول ۳ پیداست، در آزمایش‌های ۱-۳-۵ با تغییر دمای خوراک ورودی از ۲۵ تا ۵۰ درجه سانتی گراد و فشار محفظه بلورساز در سه فشار ۰/۰۸۵، ۰/۱۱ و ۰/۱۴ 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 سانتی گراد، ظرفیت حرارتی مبدل در سه ظرفیت ۱۲/۷۵، ۱۳ و ۱۳/۲۵ کیلووات و در فشار ثابت ۰/۱۴ 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 ۱۲/۷۵، ۱۳ و ۱۳/۲۵ کیلووات بدست آمد و در آزمایش ۸ همین پارامتر با متغیرهای فشار بلورساز از ۰/۰۶ تا ۰/۱۶ و دمای خوراک

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.

شکل ۳ فلوجارت شبیه سازی را نشان می دهد. پارامترهای شبیه سازی شده در جدول ۱ و ۲ نشان داده شده است. جدول ۳ سناریوهای مختلف آزمایش‌های انجام شده را نشان می دهد. 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 می گردد. 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



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

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

جدول ۲. پارامترها در شبیه‌سازی سیکل پمپ حرارتی

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

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

جدول ۳. سناریوهای آزمایش

Table 3. Experimental Scenarios

پارامتر ثابت	پارامتر متغیر	داده خروجی
آزمایش ۱	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $P_1 = 0.1085 bar, P_r = 0.11 bar, P_r = 0.14 bar$	نرخ تولید کریستال
آزمایش ۲	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12.75 kW, Q_r = 13 kW, Q_r = 13.25 kW$	نرخ تولید کریستال
آزمایش ۳	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $P_1 = 0.1085 bar, P_r = 0.11 bar, P_r = 0.14 bar$	نرخ تولید آب شیرین
آزمایش ۴	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12.75 kW, Q_r = 13 kW, Q_r = 13.25 kW$	نرخ تولید آب شیرین
آزمایش ۵	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $P_1 = 0.1085 bar, P_r = 0.11 bar, P_r = 0.14 bar$	جریان برگشتی
آزمایش ۶	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12.75 kW, Q_r = 13 kW, Q_r = 13.25 kW$	جریان برگشتی
آزمایش ۷	$P = 0.106 bar - 0.146 bar$ $T_1 = 25^{\circ}C, T_r = 30^{\circ}C, T_r = 35^{\circ}C$	کار پمپ
آزمایش ۸	$P = 0.106 bar - 0.146 bar$ $Q_1 = 12.75 kW, Q_r = 13 kW, Q_r = 13.25 kW$	کار پمپ
آزمایش ۹	$P = 0.106 bar - 0.146 bar$ $T_1 = 25^{\circ}C, T_r = 30^{\circ}C, T_r = 35^{\circ}C$	نرخ جریان آب شیرین
آزمایش ۱۰	$P = 0.106 bar - 0.146 bar$ $Q_1 = 12.75 kW, Q_r = 13 kW, Q_r = 13.25 kW$	نرخ جریان آب شیرین
آزمایش ۱۱	$T = 25^{\circ}C - 50^{\circ}C$ $Q_1 = 12.75 kW, Q_r = 13 kW, Q_r = 13.25 kW$	انرژی الکتریکی

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

$$Q = U \times A \times \Delta T_m \quad (۶)$$

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

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (۷)$$

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:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_h} + \frac{b}{k_p}} \quad (۸)$$

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، و 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:

$$Nu = 0.023 \times Re^{0.8} \times Pr^n \quad (۹)$$

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 ۱۳/۲۵ کیلووات تغییر کرد و فشار محفظه بلورساز بر روی ۰/۱۴ 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]:

$$W_p = q \times \rho \times g \times \Delta h \quad (۱)$$

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

$$W = \frac{TDH \times Q \times SG}{3960} \quad (۲)$$

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:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 \quad (۳)$$

$$C_1 = C_2 \quad (۴)$$

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:

$$\dot{m}_1.H_1 + \dot{m}_3.H_3 = \dot{m}_2.H_2 + \dot{m}_4.H_4 \quad (۵)$$

۳-۵- 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.

۳-۶- 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 Re عدد رینولدز، Pr عدد پرانتل و بالا نویسنده n برای سرمایش ۰/۳ و برای گرمایش ۰/۴ است. ضریب جابه‌جایی انتقال حرارت:

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

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]:

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

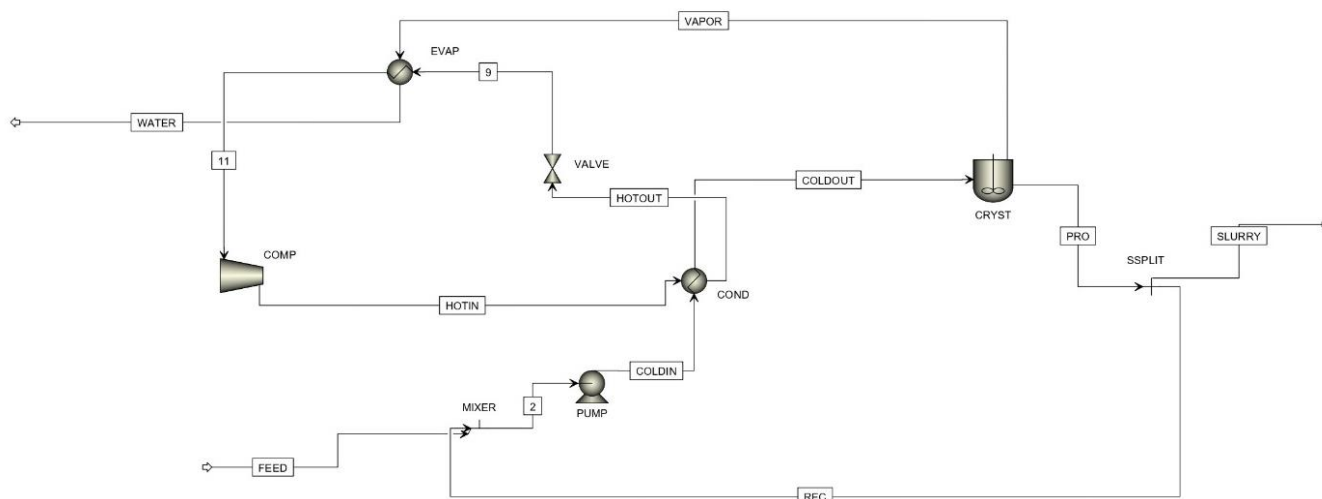
که در رابطه $\dot{m}_{solute}$ دبی جرمی آب و املاح درون آن در بلورساز است. دبی حجمی دوغاب تولید شده در بلورساز [۲۵]:

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

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

۳-۴- خواص ترمودینامیکی

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



شکل ۴. مدل شبیه سازی شده در کد عددی

Fig. 4. Simulated Model in Numerical Code

انجام شده از فرمول زیر به دست آمده است:

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

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

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 R۱۳۴a 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، به عنوان عایق فرض شده‌اند و از اتلاف حرارت در این قسمت‌ها صرف‌نظر 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 $^{\circ}\text{C}$	۶۶	۶۶	۰
دمای بخار خروجی بلورساز $^{\circ}\text{C}$	۵۶	۵۵	۱/۷۸
دبی جرمی آب شیرین تولیدی kg/h	۱۱/۴ (۹۵٪)	۱۱/۶ (۹۱٪)	۱/۷۵
نمک خروجی از فرایند g/h	۲۵۰	۲۶۸	۷/۲

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 غیرقابل 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 بخارشدن 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 باتوجه 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

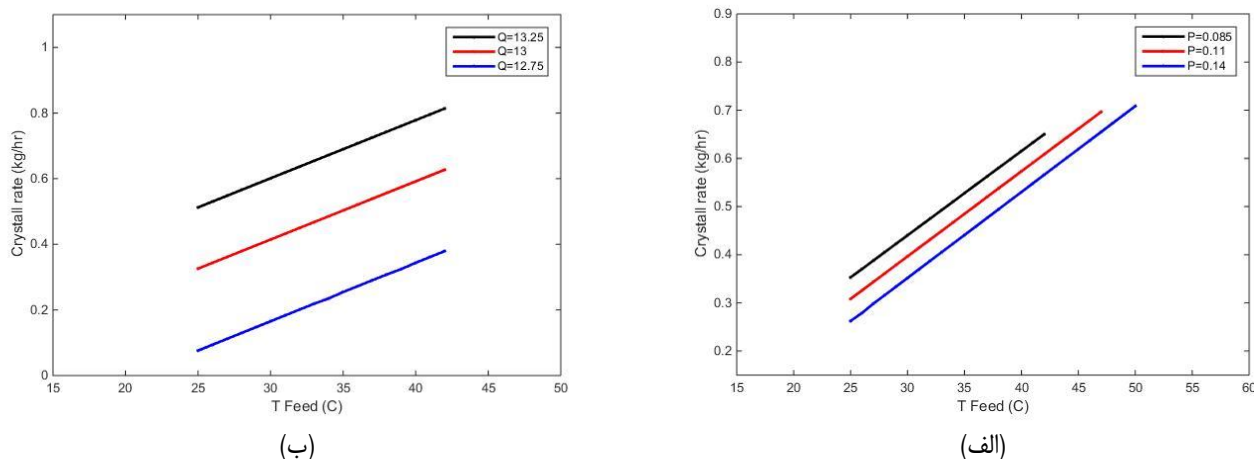
- املاح آب در این شبیه سازی NaCl فرض شده است.
- کمپرسور در این مدل به صورت آدیاباتیک در نظر گرفته شده است.

۵- نتایج

نتایج به دست آمده از شبیه سازی، 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 می توان به خطا در اندازه گیری حجم آب شیرین خروجی از آزمایش و حجم نمک خروجی از آزمایش نسبت داد.

برای مقایسه نتایج، فرضیات شبیه سازی سیستم مشابه داده های آزمایشگاهی تنظیم شده است. جدول ۴ یک نمونه از مقایسه نتایج آزمایشگاهی و شبیه سازی را ارائه می دهد. در این جدول پارامترهای ورودی مورد استفاده در آزمایش و درصد خطای بین نتایج آزمایشگاهی بدست آمده و نتایج شبیه سازی ارائه شده است.

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.



شکل ۵. تأثیر دمای خوراک ورودی و (الف) فشار محفظه بلورساز در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳ kW (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

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 آب شیرین را نشان می‌دهد.

همان‌طور 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 ۰/۰۸۵، ۰/۱۱ و ۰/۱۴ بار و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی برای سه مورد ۱۲/۷۵، ۱۳ و ۱۳/۲۵ کیلووات را نشان می‌دهد.

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 آب‌شور و تبدیل حجم بیشتری از آن آب به آب شیرین، درصد بازیابی فرایند باید افزایش پیدا کند تا نتیجه مطلوبی

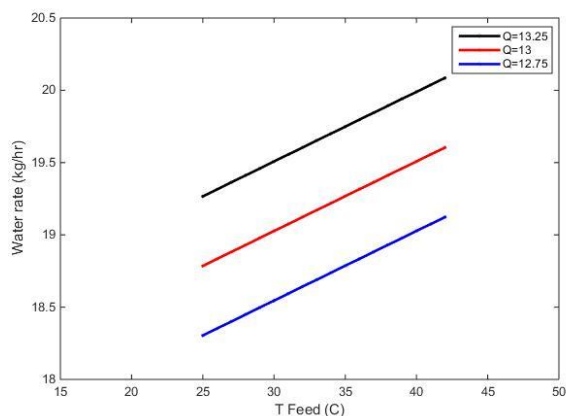
چنین امری امکان‌پذیر نیست؛ بنابراین مبرد قبل ورود به شیر فشارشکن تا حدودی مادون سرد می‌شود.

همان‌طور که پیداست، نمودار نکات مطرح شده فوق را رعایت کرده و چرخه پمپ حرارتی واقعی را نشان می‌دهد.

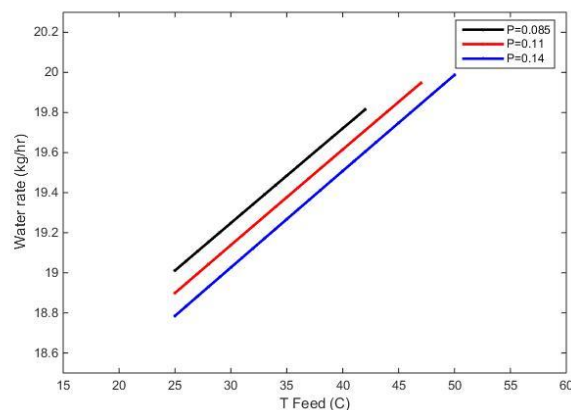
شکل ۵ الف و ب به ترتیب اثر تغییر دمای خوراک ورودی در فشارهای مختلف محفظه بلورساز برای سه مورد ۰/۰۸۵، ۰/۱۱ و ۰/۱۴ بار و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی برای سه مورد ۱۲/۷۵، ۱۳ و ۱۳/۲۵ کیلووات بر روی نرخ تولید کریستال نمک نشان می‌دهد.

از نمودارها می‌توان نتیجه گرفت، با افزایش دمای ورودی خوراک نرخ تولید کریستال نمک افزایش می‌یابد و همچنین با کاهش فشار محفظه بلورساز و افزایش ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی، می‌توان نرخ تولید کریستال نمک را افزایش داد. این بدین دلیل است که با افزایش فشار در محفظه بلورساز، دمای تبخیر محلول افزایش می‌یابد و با نگرش به این که انحلال‌پذیری سدیم کلرید با افزایش دما بیشتر می‌شود، غلظت اشباع با بالا رفتن فشار محفظه بلورساز افزایش پیدا کرده و در نتیجه نرخ تولید کریستال نمک زیاد می‌شود که این افزایش در شکل قابل‌مشاهده است و می‌تواند منجر به تولید آب شیرین نیز شود.

شکل ۶ الف و ب به ترتیب تأثیر تغییر دمای خوراک ورودی در فشارهای



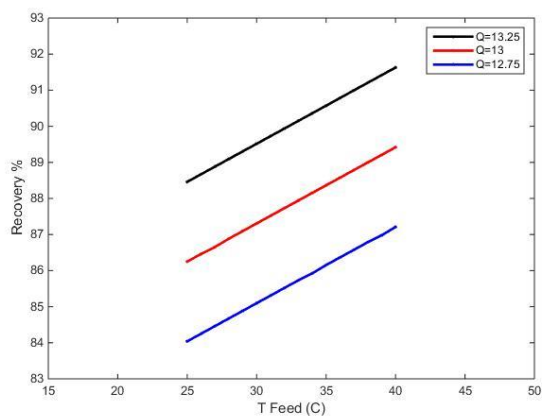
(ب)



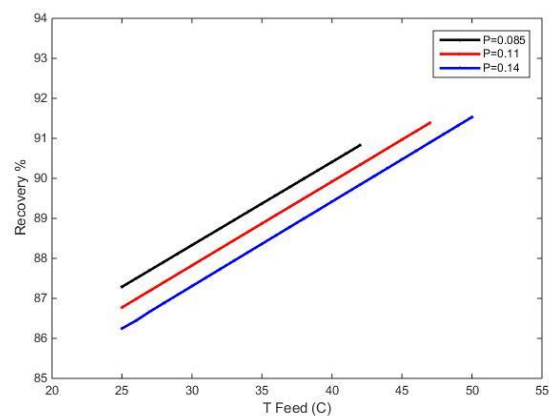
(الف)

شکل ۶. تأثیر دمای خوراک ورودی و (الف) فشار محفظه بلورساز در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳ kw (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 fresh-water production rate



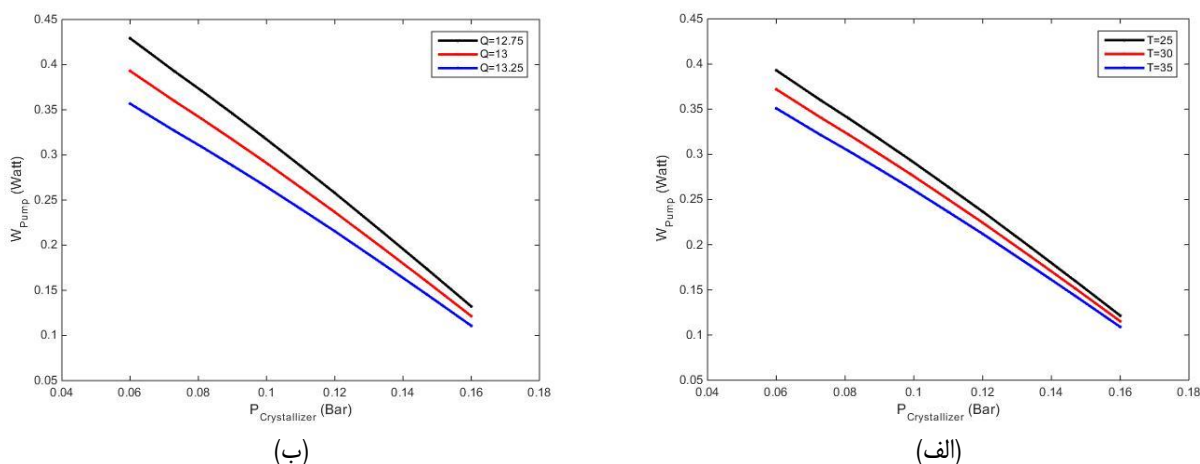
(ب)



(الف)

شکل ۷. تأثیر دمای خوراک ورودی و (الف) فشار محفظه بلورساز در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳ kw (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



شکل ۸. تأثیر فشار محفظه بلورساز و (الف) دمای خوراک در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳ kW (ب) ظرفیت گرمایی مبدل در دمای ورودی ثابت 25°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

شکل ۱۰ نمایانگر تأثیر دمای خوراک ورودی و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی بر روی میزان مصرف انرژی الکتریکی است. 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.

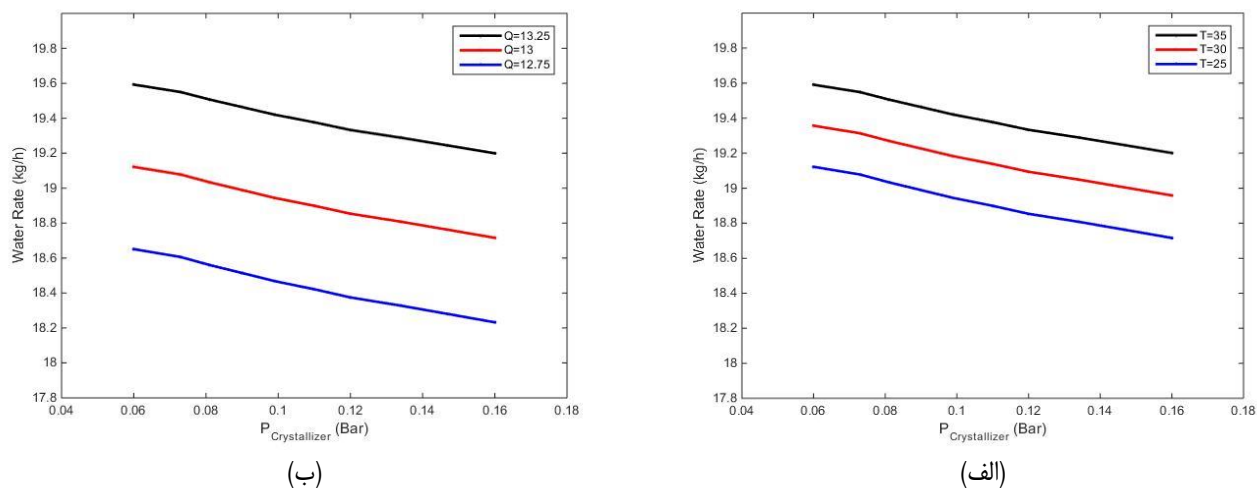
۶- نتیجه‌گیری

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.

داشته باشیم.

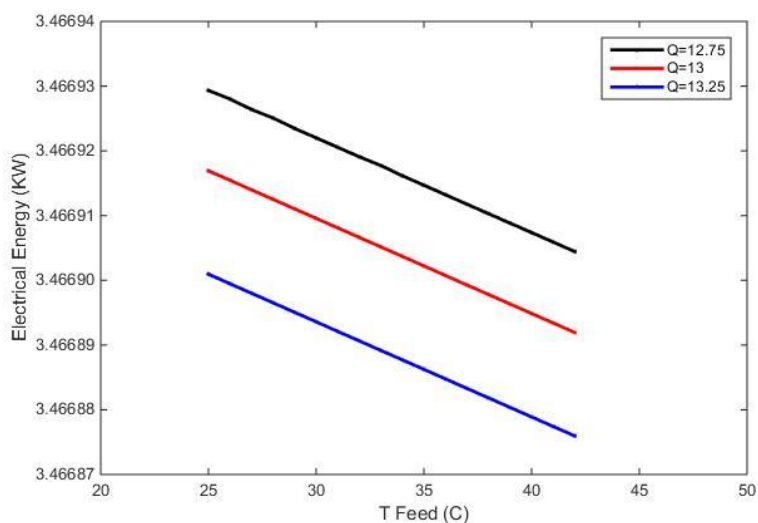
شکل ۸ الف و ب به ترتیب تأثیر فشار محفظه بلورساز را برای سه دمای ورودی خوراک ۲۵، ۳۰ و ۳۵ و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی برای سه مورد ۱۳، ۱۲/۷۵ و ۱۳/۲۵ کیلووات بر روی کار خروجی پمپ نشان می‌دهد. نمودار شکل ۸ الف، ترسیم شده نمایانگر این است که در فشارهای بالای محفظه بلورساز و دمای بالای خوراک ورودی، کار پمپ به دلیل بالا بودن فشار برگشتی از بلورساز که به‌نوعی جبران‌کننده فشار است، کمتر می‌شود و نمودار شکل ۸ ب، نشان‌دهنده این است که در ظرفیت گرمایی‌های بالا کار کمتری در پمپ صورت می‌گیرد. از این نمودار و نمودار شکل ۸ الف می‌توان 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 می‌شود.

شکل ۹ الف و ب نشان‌دهنده 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. نمودارهای فوق نشان می‌دهند که هرچه فشار محفظه بلورساز افزایش یابد، نرخ تولید آب شیرین کاهش می‌یابد و از جهتی هرچه دمای خوراکی ورودی و ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی افزایش یابد نرخ تولید آب شیرین نیز افزایش قابل مشاهده‌ای می‌یابد.



شکل ۹. تأثیر فشار محفظه بلورساز و (الف) دمای خوراک ورودی در ظرفیت گرمایی ثابت ۱۳ kW (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



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

علائم یونانی

ρ	چگالی، kg/m^3
η	بازه انرژی، %

منابع

- [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. Ybyraimkul, 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.

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 می یابد.
- با کاهش فشار در داخل محفظه بلورساز، نرخ تولید آب شیرین و نرخ تولید کریستال نمک به دلیل افزایش تبخیر سطحی در بلورساز افزایش می یابد.
- با افزایش ظرفیت گرمایی مبدل حرارتی، نرخ تولید آب شیرین و همچنین نرخ تولید کریستال نمک افزایش می یابد.
- 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 می دهد و به طبع آن درصد بازیابی فرایند نیز افزایش می یابد.
- 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 مهم ترین 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
T_{LMTD}	دمای میانگین لگاریتمی، K
W_P	توان مصرفی پمپ، W
H_P	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	ضریب گرمایی ویژه، J/kg.K
M_{NaCl}	جرم مولی نمک، g/mol

- [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.
- [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.

چگونه به این مقاله ارجاع دهیم

A. Mehrdar, M. Nazari, M. Nazari, M. Ramezani, *Modeling and Thermodynamic Analysis of Vacuum Crystallizer with Heat Pump*, Amirkabir J. Mech Eng., 56(10) (2025) 1377-1398.

DOI: [10.22060/mej.2025.23430.7770](https://doi.org/10.22060/mej.2025.23430.7770)

