

Experimental Investigation of an Air Gap Membrane Distillation Desalination System Performance at very Low Reynolds Number

Mehdi Jamali Ghahderijani¹, Ali Meshkinfar², Arash Karimipour^{3*} 

¹ Assistant Professor, Department of Mechanical Engineering, Na.C., Islamic Azad University, Najafabad, Iran.

Email Address: m.jamali.gh@iau.ac.ir

² Master of Science, Department of Mechanical Engineering, Na.C., Islamic Azad University, Najafabad, Iran.

Email Address: cfd2020@yahoo.com

³ Correspondence: Associate Professor, Department of Mechanical Engineering, Na.C., Islamic Azad University, Najafabad, Iran. Email Address: arash.karimipour@iau.ac.ir

ARTICLE INFO

Article history:

Article Type: Research Paper

Received: 14 November 2025

Received in revised form: 30 December 2025

Accepted: 20 January 2026

Available online: 31 January 2026

Keywords:

Membrane Distillation

Air Gap

Desalination

Operational Parameters

ABSTRACT

Membrane Distillation (MD) is an emerging method for desalinating saline and hypersaline waters, which utilizes the vapor pressure difference across a hydrophobic membrane for separation. Among various configurations, Air Gap Membrane Distillation (AGMD) has gained increased attention due to its reduced heat loss and simpler structure. In this study, a laboratory-scale AGMD system was designed and constructed, and its performance was evaluated under operating conditions with very low Reynolds numbers. Experiments were conducted using three key parameters: feed water temperature, salinity, and air gap thickness, each tested at different levels. The results show that increasing the feed water temperature leads to an increase in the production rate of fresh water, while higher salinity and greater air gap thickness negatively affects the performance. However, the reduction in permeate flux is quite limited, and even at salinities twice that of seawater, the performance drop is less than 20%. Furthermore, the decline in system efficiency at high salinity and with larger air gaps is relatively mild. On the other hand, although increasing the air gap thickness reduces the desalination performance of the AGMD system, this negative effect becomes less significant as the air gap thickens further.

Cite this article: Jamali Ghahderijani M, Meshkinfar A, Karimipour A. Experimental Investigation of an Air Gap Membrane Distillation Desalination System Performance at very Low Reynolds Number. Journal of Fluid Mechanics and Aerodynamics Year; 14(1):69-82. DOR: [20.1001.1.23223278.1404.14.2.4.9](https://doi.org/10.23223278.1404.14.2.4.9)



© Author(s) retain the copyright and full publishing rights



Publisher: Imam Hossein University

Introduction

Only about 2.5% of the world's total water resources consists of usable freshwater, while the remainder is saline. Rapid population growth and the limited availability of freshwater have intensified interest in nonconventional sources for freshwater supply (such as wastewater treatment and reuse and desalination of saline waters) as viable alternatives to conventional water resources. Consequently, substantial research has been devoted to improving the performance of these approaches, particularly desalination technologies. Among the available desalination methods, reverse osmosis (RO) is currently the most widely used. However, this technology also has notable drawbacks, including high electrical energy consumption and a low water recovery ratio. In recent years, membrane distillation (MD) has attracted considerable attention as an emerging technology. Reverse osmosis is based on the behavior of semi-permeable membranes, where applying a pressure greater than the osmotic pressure across the membrane enables separation of freshwater from a saline solution. This pressure is supplied by a high-pressure pump. A portion of the feed stream permeates through the membrane as product water (typically with a salt concentration below 500 ppm) while the remaining stream leaves the system as a high-salinity, high-pressure concentrate. Over the past decades, RO capacity has expanded substantially and now accounts for approximately 45 to 50% of the total installed desalination capacity. Nevertheless, operation at high pressure, elevated energy demand, limited recovery, and challenges associated with brine disposal have sustained interest in developing alternative approaches. Although MD has not yet been fully adopted at industrial scale, it is theoretically a more suitable option than RO for desalination under high-salinity conditions. Given the challenges associated with global warming, the deployment and expansion of renewable energy technologies have received increasing attention. In this context, one of the key advantages of membrane distillation (MD) is its ability to operate at low temperatures. This feature enables straightforward integration of MD systems with low-cost solar thermal collectors or the utilization of low-grade industrial waste heat. In contrast, directly harnessing low-temperature heat sources is often nontrivial and typically requires Rankine-cycle-based energy recovery, which adds technical complexity and considerable cost. Therefore, the capability of MD to use low-grade thermal energy directly represents a practical and significant advantage. In addition, compared with reverse osmosis, MD can operate effectively at high salinities and achieve higher recovery ratios, while exhibiting reduced susceptibility to scaling and minimal long-term pore wetting or membrane fouling. These advantages also make MD a promising technology for concentrating waste streams to enable zero liquid discharge (ZLD). Membrane distillation is a relatively new desalination technology for high-salinity waters, in which the separation mechanism is thermally driven. In a typical configuration, a hot saline feed flows along one side of a hydrophobic porous membrane, while an air gap is maintained on the opposite side. Owing to the membrane's hydrophobicity, only water vapor can pass from the feed channel through the membrane toward the air gap, whereas liquid water and dissolved salts are rejected. The driving force for mass transfer in MD is the vapor pressure difference established across the membrane as a result of the temperature gradient. Because the partial pressure (and thus concentration) of water vapor is higher on the hot side, vapor permeates

through the membrane, traverses the adjacent air layer, and reaches a metal condensing surface, where it condenses and forms liquid water droplets. Compared with conventional thermal desalination processes, MD does not require heating the solution to its boiling point. Moreover, the hydrostatic pressure in MD is much lower than in pressure-driven processes such as reverse osmosis, and MD systems typically operate near atmospheric pressure. Accordingly, membrane distillation is expected to be economically attractive, particularly when the required heat can be supplied from low-cost sources or waste heat streams. MD can also be integrated with other treatment processes, such as ultrafiltration or reverse osmosis. Overall, membrane distillation is competitive for desalination of seawater and brackish groundwater, and it can be effective for removing heavy metals from aqueous solutions and industrial effluents. This technology encompasses several configurations, including direct contact membrane distillation (DCMD), air-gap membrane distillation (AGMD), vacuum membrane distillation (VMD), and sweeping-gas membrane distillation (SGMD). Among these, AGMD is of particular interest for pilot-scale systems and industrial development due to its reduced heat losses and simpler overall structure. Although numerous experimental studies have evaluated the performance of AGMD desalination systems, relatively few have investigated their behavior under operating conditions characterized by very low Reynolds numbers.

Problem statement

Accordingly, the present study examines the effects of key operating parameters as well as the geometric parameter of air-gap thickness, on the freshwater production rate under different conditions. To this end, salinity levels up to twice that of seawater were also tested, representing brines comparable to the concentrate streams produced by other desalination technologies such as reverse osmosis. Enhancing freshwater recovery from such highly saline reject streams and further concentrating them using AGMD constitutes an important step toward achieving zero liquid discharge.

Experimental Setup and Methods:

In an air-gap membrane distillation (AGMD) desalination system, heated saline water enters the feed channel. In this section, the higher feed temperature increases the water vapor pressure at the interface with the hydrophobic membrane. The resulting vapor pressure difference between the feed side and the cooling side provides the driving force for water-vapor transport through the membrane pores. Due to its hydrophobic nature, the membrane prevents liquid penetration; however, water vapor can permeate through the porous structure. After passing through the membrane, the vapor enters the air gap and subsequently condenses on a cooling surface maintained at a lower temperature, producing fresh water. This process can be described using Fick's law, in which the mass flux is proportional to the concentration gradient. The condensed droplets, driven by gravity, slide toward the collection basin beneath the module core and are then routed to a graduated cylinder for measuring the volume of produced water. Cooling water flows continuously behind the metal plate, and a vapor-compression refrigeration system maintains its temperature within ± 1 °C throughout the experiments.

Results and Discussion

Figures (1) and (2) illustrate the effect of feed-water temperature on the produced freshwater flow rate. As shown, increasing the feed temperature leads to a higher distillate production rate. This trend is primarily attributed to the increase in the feed-side water vapor pressure at elevated temperatures. As vapor pressure rises, the vapor concentration at the hot saline inlet side increases, and the driving force for vapor transport across the membrane becomes stronger, resulting in greater water-vapor permeation. On the permeate side, an air gap of thickness d is followed by a copper plate cooled by circulating water maintained at 20 °C. The permeated vapor enters the air gap and diffuses through the stagnant air layer before reaching the cold copper surface, where it condenses and forms liquid droplets. Therefore, a higher feed temperature increases the amount of vapor transferred to the air gap and ultimately raises the condensed water yield. In addition, it can be seen that increasing the air-gap thickness reduces the freshwater production rate. However, as the air gap becomes thicker, the rate of this decline becomes less pronounced. It is evident that increasing the air-gap thickness raises the resistance to water-vapor transport through the stagnant air layer, thereby reducing the vapor flux. However, the observed attenuation in this decline may arise from several mechanisms that warrant further investigation and additional experiments. For instance, a larger air gap may promote the onset of natural convection heat transfer, meaning that the assumption of purely diffusive transport through stagnant air may no longer hold at sufficiently large gap widths. In fact, air gaps greater than 6 mm should be tested to clarify the relative contributions of different mass-transfer mechanisms. It should be noted that, although the activation of natural convection may enhance mass transfer in AGMD, it typically occurs when the air-gap thickness exceeds 6 mm. This, in turn, can increase the overall module size in large-scale industrial applications, which may be undesirable from a design and integration standpoint. This behavior is primarily attributed to the reduction in water vapor pressure over saline solutions; specifically, as salinity increases, the vapor pressure at a given temperature decreases. An important observation, however, is that although higher salinity reduces the freshwater production rate, the magnitude of this reduction is relatively modest.

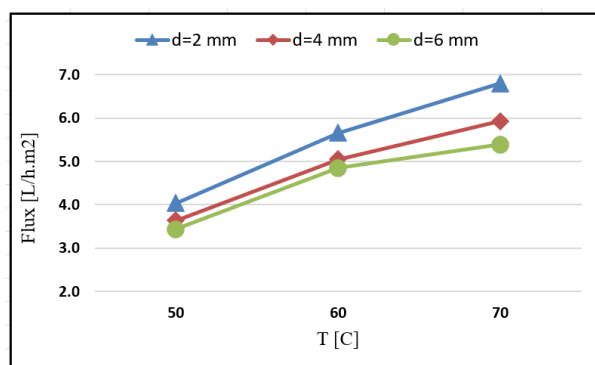


Figure 1. Effect of feed-water temperature on the freshwater production rate at different air-gap thicknesses for salinity $s = 0$.

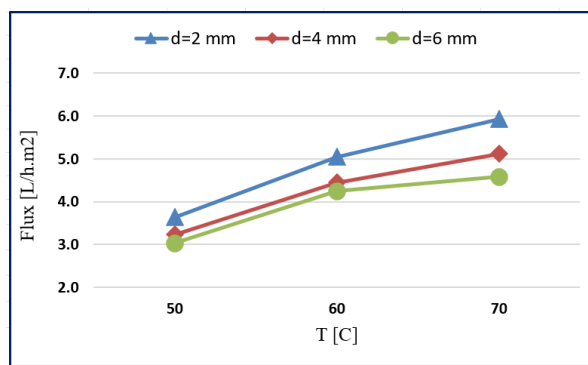


Figure 2. Effect of feed-water temperature on the freshwater production rate at different air-gap thicknesses for salinity = 35 g/L.

Although extending the investigation to air-gap thicknesses greater than 6 mm appears necessary, it should be noted that the present findings were obtained under very low Reynolds number conditions. Such flow regimes can be established without a pump, either by gravity-driven flow (e.g., using an elevated saline-water reservoir) or via a thermosiphon loop (for instance, a solar thermal collector integrated with the AGMD unit). Under these conditions, the pressure drop along the flow path is negligible. By contrast, if a pump is used to drive the feed and a high-Reynolds-number regime is established in the feed channel, the vapor transport into the air gap would be substantially higher, potentially leading to different performance trends.

Conclusions

- This study demonstrated that air-gap membrane distillation (AGMD) can deliver acceptable performance even under very low Reynolds number conditions ($Re < 20$).
- Increasing the feed-water temperature significantly increased the freshwater production rate due to the associated rise in water vapor pressure. Although higher feed salinity reduces vapor pressure and, consequently, distillate production, the resulting performance penalty remained limited and did not exceed 20%, even at very high salinity.
- Increasing the air-gap thickness decreased mass transfer and reduced freshwater production. However, this reduction was less pronounced at higher salinities. Moreover, as the air gap became thicker, the relative decline in distillate flow rate diminished. This behavior is attributed to a shift in transport within the air gap from predominantly diffusion-controlled to a regime increasingly influenced by natural convection.
- The findings highlight the importance of evaluating AGMD performance under low-Reynolds-number flow and high-salinity conditions. Further experiments with air-gap thicknesses greater than 6 mm are also recommended, as such conditions may be unavoidable in practical applications, particularly for systems integrated with solar thermal energy sources and zero liquid discharge (ZLD) processes.

مطالعه تجربی عملکرد یک سیستم نمک زدایی تقطیر غشایی بافاصله هوایی در عدد رینولدز بسیار پایین

مهدی جمالی قهدریجانی^۱، علی مشکین فر^۲، آرش کریمی پور^۳ 

^۱استادیار، گروه مهندسی مکانیک، واحد نجف آباد، دانشگاه آزاد اسلامی، نجف آباد، ایران. ایمیل: m.jamali.gh@iau.ac.ir

^۲کارشناس ارشد، گروه مهندسی مکانیک، واحد نجف آباد، دانشگاه آزاد اسلامی، نجف آباد، ایران. ایمیل: cfd2020@yahoo.com

^۳دانشیار، گروه مهندسی مکانیک، واحد نجف آباد، دانشگاه آزاد اسلامی، نجف آباد، ایران (نویسنده مسئول). ایمیل: arash.karimipour@iau.ac.ir

چکیده

تاریخچه مقاله:

نوع مقاله: علمی پژوهشی

دریافت: ۱۴۰۴/۰۸/۲۳

بازنگری: ۱۴۰۴/۱۰/۰۹

پذیرش: ۱۴۰۴/۱۰/۳۰

ارائه آنلاین: ۱۴۰۴/۱۱/۱۱

تقطیر غشایی (MD) یکی از روش های نوین برای نمک زدایی آب های شور و فوق شور است که از اختلاف فشار بخار در دو سمت غشای آب گریز برای جداسازی استفاده می کند. در میان پیکربندی های مختلف، تقطیر غشایی بافاصله هوایی (AGMD) به دلیل کاهش اتلافات حرارتی و ساختار ساده تر، توجه بیشتری به خود جلب کرده است. در پژوهش حاضر، یک نمونه آزمایشگاهی AGMD طراحی و ساخته شده و عملکرد آن در اعداد رینولدز بسیار پایین مورد بررسی قرار گرفته است؛ آزمایش ها با سه پارامتر کلیدی شامل دمای آب تغذیه، شوری آب و ضخامت فاصله هوایی در سطوح مختلف انجام شده اند. نتایج نشان می دهند که افزایش دمای آب تغذیه منجر به افزایش دبی آب شیرین تولیدی می شود، در حالی که افزایش شوری و ضخامت فاصله هوایی تأثیر منفی بر روی دبی آب شیرین تولیدی دارند. این کاهش در دبی آب تولیدی بسیار محدود بوده و حتی در شوری های بسیار بالا (دو برابر شوری آب دریا) نیز افت عملکرد کمتر از ۲۰ درصد مشاهده می شود. همچنین مشاهده شد کاهش کارایی سیستم در شوری های بالا و در فواصل هوایی زیادتر، کمتر است. از سوی دیگر، اگرچه افزایش ضخامت فاصله هوایی موجب کاهش عملکرد سیستم نمک زدایی AGMD می شود، اما این کاهش با افزایش ضخامت فاصله هوایی کمتر خواهد شد.

کلیدواژه ها:

تقطیر غشایی

فاصله هوایی

نمک زدایی

پارامترهای عملیاتی

استناد: جمالی قهدریجانی، مهدی، مشکین فر، علی، کریمی پور، آرش. مطالعه تجربی عملکرد یک سیستم نمک زدایی تقطیر

غشایی بافاصله هوایی در عدد رینولدز بسیار پایین (۱۴۰۴)؛ ۱۴ (۲): ۸۲-۶۹. [Dor: 20.1001.1.23223278.1404.14.2.5.0](https://doi.org/10.1001.1.23223278.1404.14.2.5.0)

© نویسنده (گان) حق نشر و حقوق کامل انتشار را برای خود محفوظ می دارند.

ناشر: دانشگاه جام امام حسین (ع).



۱- مقدمه

از کل منابع آبی جهان تنها حدود ۲/۵ درصد آب شیرین قابل استفاده و مابقی آب‌های شور هستند. رشد جمعیت و کمبود منابع آب شیرین (پیش‌بینی می‌شود تا سال ۲۰۲۵ بیش از ۶۰ درصد جمعیت جهان دچار کمبود آب شیرین شوند [۱]) باعث شده است تا استفاده از منابع غیرمتعارف جهت تأمین آب شیرین مانند تصفیه فاضلاب [۲]، بهره‌برداری از پساب [۳] و نمک‌زدایی آب‌های شور به عنوان منابع جدید جایگزین آب شناخته شده [۴] و تحقیقات زیادی برای ارتقا عملکرد آن‌ها از جمله فناوری‌های نمک‌زدایی صورت پذیرد [۵]. در بین روش‌های مختلف شیرین سازی آب، در حال حاضر اسمز معکوس^۱ متداول‌ترین روش است [۷ و ۶]. اما این فناوری نقایصی نیز دارد که مصرف بالای انرژی الکتریکی و نسبت بازیابی کم آب تولیدی از جمله آن است. اخیراً فرآیند تقطیر غشایی^۲ به عنوان یک فناوری جدید توجه زیادی به خود جلب کرده است [۸]. فناوری اسمز معکوس بر پایه خواص غشاهای نیمه‌تراوا کار می‌کند که در آن وقتی فشار اسمز بالای بر روی غشاء سیستم اعمال شود، می‌تواند آب را از محلول آب‌شور جدا کند. فشار از طریق یک پمپ فشار بالا (در حدود ۷۰ الی ۹۰ بار) اعمال می‌شود. بخشی از جریان آب‌شور (۳۵ الی ۵۰ درصد) با غلظت نمک کمتر از ۵۰ ppm از غشاء عبور کرده و بقیه جریان با غلظت بالای نمک و فشار بالا از سیستم خارج می‌شود. ظرفیت اسمز معکوس در سال‌های گذشته افزایش یافته و به حدود ۴۵ الی ۵۰ درصد کل ظرفیت نمک‌زدایی موجود رسیده است [۶]. اما کارکرد در فشار بالا و نیز مصرف بالای انرژی در کنار ضریب بازیابی محدود (۴۰ الی ۵۰ درصد) و مشکلات تخلیه پساب [۹] باعث شده است که تحقیقات بر روی روش‌های نوین ادامه پیدا کند. اگرچه تقطیر غشایی هنوز به طور کامل در صنعت مورد استفاده قرار نگرفته است اما از لحاظ تئوری گزینه بهتری نسبت به اسمز معکوس جهت نمک‌زدایی در شوری‌های بالا است [۱۰]. با توجه به گرمایش زمین و مشکلات مربوط به آن بهره‌گیری از انرژی‌های تجدید پذیر (به ویژه انرژی خورشیدی) و توسعه آن‌ها توجه زیادی به خود جلب کرده است [۱۱ و ۱۲]. در مقابل، یکی از مزایای

تقطیر غشایی استفاده از دمای پایین است. این ویژگی امکان یکپارچه‌سازی این سیستم با کلک تورهای ارزان قیمت خورشیدی و یا بهره‌گیری از حرارت اتلافی دما در صنایع را فراهم می‌کند [۱۳]. این در حالی است که استفاده مستقیم از منابع حرارتی دمایی معمولاً ساده نبوده و نیازمند به کارگیری سیکل‌های رانکین برای بازیابی انرژی است [۱۴ و ۱۵]، که این امر با پیچیدگی‌های فنی و هزینه‌های بالایی همراه است؛ از این رو، قابلیت بهره‌گیری مستقیم سیستم تقطیر غشایی از منابع حرارتی دمایی، یک مزیت قابل توجه و کاربردی محسوب می‌شود. علاوه بر این، امکان کارکرد در شوری‌های زیاد و ضریب بازیابی بالا و در عین حال مشکلات اندک رسوب و گرفتگی بسیار کم منافذ غشا در کارکرد بلندمدت در مقایسه با اسمز معکوس، از دیگر مزایای سیستم تقطیر غشایی است [۱۰]. این مزایا موجب شده تا این فناوری قابلیت استفاده جهت تغلیظ پساب‌ها جهت تخلیه مایع صفر^۳ (ZLD) را داشته باشد. تقطیر غشایی یک فناوری نسبتاً جدید برای نمک‌زدایی آب‌های خیلی شور بوده که در آن فرآیند جداسازی، حرارتی است. به طوری که در دو سمت غشا متخلخل آب‌گریز آن، جریان آب گرم شور و یک فاصله هوایی قرار دارند. به واسطه آب‌گریز بودن غشا، تنها بخار آب امکان نفوذ از سمت کانال آب‌شور به سمت فاصله هوایی را دارد. نیروی محرکه در این فرآیند، اختلاف فشار بخار است که به واسطه اختلاف دما در غشاء آب‌گریز ایجاد می‌شود [۱۶]. به دلیل بالاتر بودن غلظت بخار آب در سمت گرم، بخار به سمت دیگر غشا نفوذ کرده و با عبور از لایه هوایی در تماس با غشا، خود را به صفحه فلزی (که سمت دیگر آن در تماس با آب‌خنک است) می‌رساند. در آنجا میعان روی داده و قطرات آب مایع پدیدار می‌شوند. در مقایسه با فرآیندهای نمک‌زدایی حرارتی متداول دیگر، در این فرآیند لازم نیست محلول (آب دریا) تا نقطه جوش گرم شود. علاوه بر این فشار هیدرو استاتیک در تقطیر غشایی از فرآیندهای نمک‌زدایی فشاری مانند اسمز معکوس، بسیار پایین‌تر و کارکرد سیستم در فشار اتمسفر است. بنابراین انتظار می‌رود تقطیر غشایی یک فرآیند مقرون به صرفه باشد مخصوصاً وقتی که حرارت مورد نیاز از منابع باقیمت پایین‌تر و یا حرارت‌های اتلافی تأمین شوند [۸].

^۱ Reverse osmosis^۲ Membrane distillation^۳ Zero Liquid Discharge

مطالعات تجربی، مانند مرجع [۲۸] که محققان از جداکننده در کانال جریان آب شور استفاده کرده‌اند، فارغ از محدوده مفروض عدد رینولدز مورد آزمایش، نمی‌توانند خلأ موجود در خصوص کمبود داده‌های آزمایشگاهی مربوط به جریان‌های با رینولدز بسیار کم را جبران کنند. از طرفی در برخی کاربردها نظیر یکپارچه کردن کلک تور خورشیدی به عنوان منبع انرژی و ماژول AGMD به منظور دستیابی به هم‌افزایی بیشتر [۲۵]، مواجهه با جریان با عدد رینولدز بسیار پایین اجتناب‌ناپذیر است. اما پژوهش حاضر به مطالعه عملکرد سیستم AGMD تحت جریان با عدد رینولدز بسیار پایین (در همه آزمایش‌ها عدد رینولدز کمتر از ۲۰ مفروض است) می‌پردازد که در مراجع مذکور [۲۷] و [۲۸] مورد بررسی قرار نگرفته است. این موضوع از آنجایی حائز اهمیت است که اثرات قطبش دما و غلظت^۷ در اعداد رینولدز پایین در کانال تغذیه می‌توانند میزان تولید آب شیرین را تحت تأثیر جدی قرار دهند. به طوری که جریان آرام با سرعت پایین و به تبع آن قطبش بالای دما می‌تواند موجب کاهش جدی دی‌آب شیرین تولیدی شود [۲۲].

لذا در مقاله حاضر سعی شده است تا اثرات پارامترهای عملیاتی شامل شوری و دمای آب تغذیه و پارامتر هندسی فاصله هوایی بر روی میزان دی‌آب شیرین تولیدی در حالت‌های مختلف مورد مطالعه قرار گیرد. در این راستا شوری تا دو برابر شوری آب دریا نیز مورد آزمون قرار گرفت. این میزان شوری معادل با پساب واحدهای شیرین‌سازی با فناوری‌های دیگر مانند اسمز معکوس است. بازیابی بیشتر آب شیرین از این پساب‌های فوق شور و تغلیظ آن‌ها به کمک فناوری AGMD [۲۹ و ۳۰] گامی مهم در رسیدن به تخلیه مایع صفر^۸ (ZLD) است.

۲- تجهیزات و روش‌های آزمایش

در سیستم نمک‌زدایی تقطیر غشایی با فاصله هوایی (AGMD)، آب شور گرم وارد کانال تغذیه می‌شود. در این بخش، دمای بالاتر آب شور منجر به افزایش فشار بخار در سطح تماس با غشای آب‌گریز می‌گردد. این اختلاف فشار بخار بین سمت ورودی و سمت خنک‌کننده، نیروی محرکه‌ای برای انتقال بخار آب از طریق منافذ غشا فراهم می‌کند. غشا به دلیل خاصیت آب‌گریزی خود، اجازه عبور مایع را نمی‌دهد اما بخار آب می‌تواند از آن عبور کند.

سیستم تقطیر غشایی امکان ترکیب شدن با فرآیندهای دیگر نظیر آلترافیلتراسیون^۱ یا اسمز معکوس را نیز دارد [۱۷]. فرآیند تقطیر غشایی برای نمک‌زدایی آب دریا و یا آب‌های شور زیرزمینی قابل‌رقابت با دیگر فناوری‌ها بوده [۱۸] و برای حذف فلزات سنگین از محلول‌های آبی یا از پساب‌ها کارایی دارد [۱۹]. این فناوری شامل پیکره‌بندی‌های تماس مستقیم^۲، فاصله هوایی^۳، خلأ^۴ و گاز در حال چرخش^۵ است [۲۰ و ۲۱]. در این بین پیکره‌بندی فاصله هوایی به دلیل کاهش اتلاف حرارتی و ساختار ساده‌تر، برای دستگاه‌های پیلوت و توسعه صنعتی اهمیت بیشتری دارد. در حالی که DCMD به علت سادگی طراحی و عملکرد، بیشتر در مطالعات آزمایشگاهی مورد استفاده قرار می‌گیرد. اگرچه مطالعات تجربی مختلفی عملکرد سیستم نمک‌زدایی تقطیر غشایی فاصله هوایی (AGMD) را مورد بررسی قرار داده‌اند [۲۲-۲۴]، اما متأسفانه پژوهش‌های اندکی به بررسی عملکرد این سیستم تحت شرایط کاری با عدد رینولدز بسیار پایین پرداخته‌اند.

ابوزید و همکاران [۲۵] یک سیستم نمک‌زدایی AGMD خورشیدی را مورد مطالعه قرار دادند که عدد رینولدز جریان در آن در محدوده ۱۱ تا ۴۴ قرار داشت. تحقیق مذکور تنها به بررسی برخی شرایط عملیاتی پرداخته و اثر ضخامت فاصله هوایی و شوری آب تغذیه در آن مورد بحث قرار نگرفته است، ولی در پژوهش حاضر اثرات تغییر این دو پارامتر نیز مورد بررسی قرار می‌گیرند.

همچنین در پژوهشی دیگر، ابوزید و همکاران [۲۶] اثر تغییر طول کانال را محدوده عدد رینولدز بین ۴۰ الی ۹۰، گزارش کرده‌اند. مطالعه آن‌ها محدود به شوری‌های کمتر از ۳۰ g/L بوده و همچنین ایشان اثر تغییر ضخامت فاصله هوایی را نیز بررسی نکرده‌اند. ولی در مقاله حاضر اثر تغییر شوری آب بررسی شده و در هر حالت اثر ضخامت فاصله هوایی نیز گزارش می‌شود.

ژانگ و همکاران [۲۷] در پژوهش خود به این نتیجه رسیدند که در کانال‌های حاوی جداکننده^۶ حتی در اعداد رینولدز کمتر از ۳۰۰ نیز فرض جریان کاملاً آشفته منطقی است. لذا کلیه

^۱ Ultrafiltration

^۲ Direct-contact membrane desalination (DCMD)

^۳ Air-gap membrane desalination (AGMD)

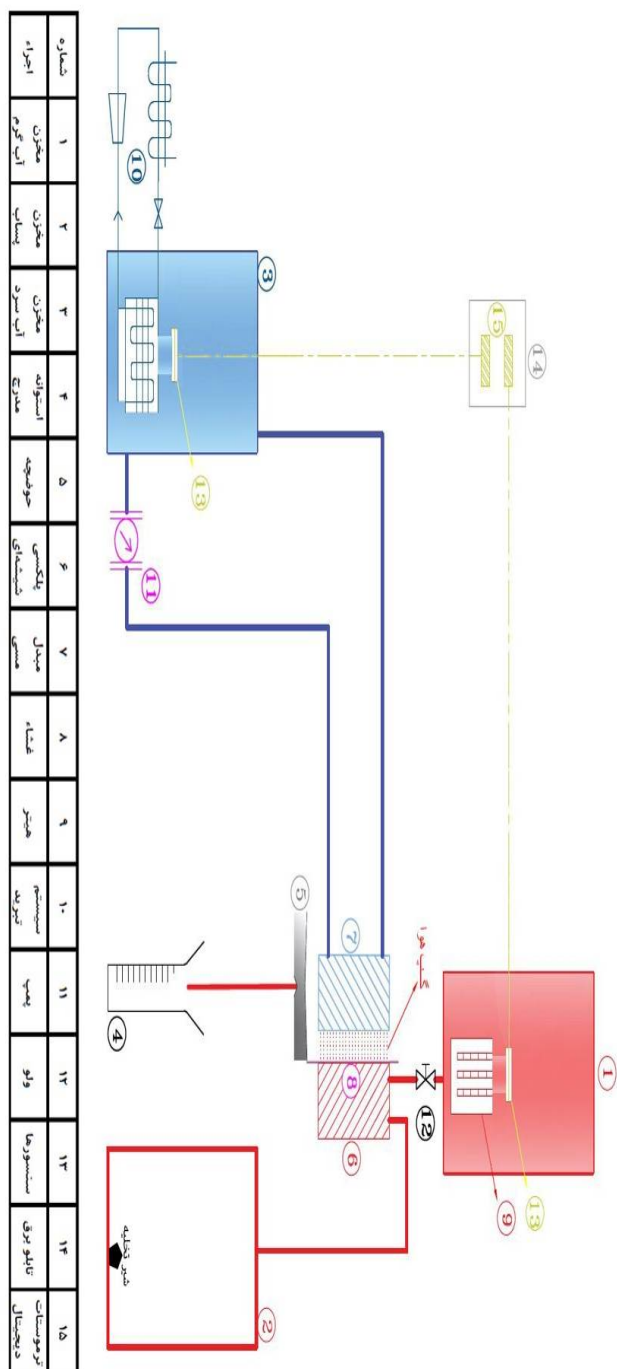
^۴ Vacuum membrane desalination (VMD)

^۵ Sweeping gas membrane desalination (SGMD)

^۶ Spacer

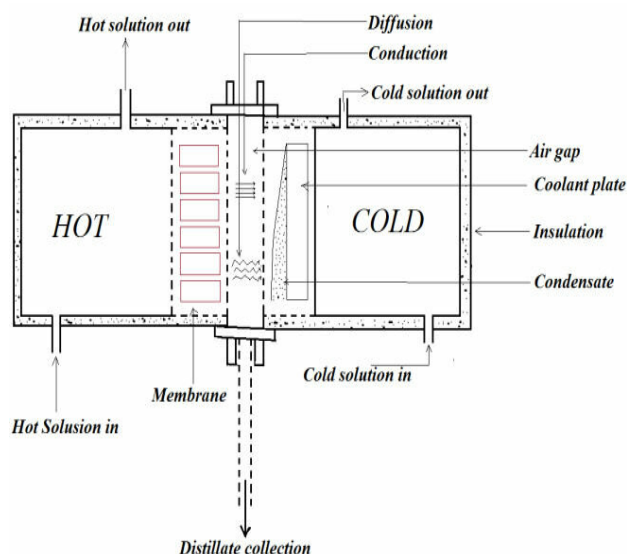
^۷ Temperature and concentration Polarization

^۸ Zero Liquid Discharge (ZLD)



بخار آب پس از عبور از غشا وارد فاصله هوایی می‌شود و سپس بر روی سطح خنک‌کننده که در دمای پایین‌تری قرار دارد، میعان می‌یابد و به آب شیرین تبدیل می‌شود. این فرآیند بر اساس قانون فیک (شار جرم متناسب با گرادیان غلظت، یا در این مورد فشار بخار)، عمل می‌کند [۳۱]. در شکل (۱) مکانیسم عملکرد یک سیستم تقطیر غشایی بافاصله هوایی به صورت شماتیک آمده است.

شکل (۲) بیانگر شماتیک بستر آزمون و اجزای آن است. آب تغذیه در مخزنی با ارتفاع بالاتر از هسته آب شیرین‌کن قرار دارد که به کمک گرم‌کن (هیتر) دمای آن تا عدد مطلوب هر آزمون زیاد می‌شود. وجود یک سیستم کنترلی و حسگر دما، امکان ثابت نگه داشتن دما در طول آزمون در محدوده ± 1 درجه سانتی‌گراد را فراهم می‌کند. با عبور جریان از هسته بخار، آب به سمت دیگر غشا (فاصله هوایی) نفوذ کرده و در آنجا با برخورد به صفحه فلزی سرد، چگالیده می‌شود.



شکل (۱): شماتیک سیستم تقطیر غشایی بافاصله هوایی [۳۱]

شکل (۲): شماتیک بستر آزمون سیستم تقطیر غشایی بافاصله هوایی

در این سیستم از غشایی از جنس تفلون PTFE آب‌گریز با ضخامت یک‌دهم میلی‌متر و قطر منافذ 0.45 میکرومتر با ابعاد 22×9 سانتی‌متر استفاده شده است. به منظور بررسی عملکرد سیستم در تولید آب شیرین در شرایط کاری مختلف، پارامترهای دمای آب تغذیه، شوری آب تغذیه و فاصله هوایی هرکدام در سه سطح مختلف مورد آزمون قرار گرفتند.

قطرات آب ایجاد شده تحت تأثیر گرانش به سمت حوضچه زیر هسته لغزیده و از آنجا به داخل استوانه مدرج جهت اندازه‌گیری حجم آب تولیدی هدایت می‌شوند. آب سرد به صورت مداوم در پشت صفحه فلزی جریان داشته و به کمک یک سیستم تبرید تراکمی، دمای آن در بازه ± 1 درجه سانتی‌گراد ثابت نگه‌داشته می‌شود. شکل (۳) تجهیز ساخته شده را در نماهای مختلف نشان می‌دهد.

جدول (۱): آزمون‌ها و مقادیر پارامترهای عملیاتی سیستم تقطیر غشایی بافاصله هوایی

Run	T [C]	S [g/L]	d [mm]	Flux [L/h.m2]
1	50	0	2	4.04
2	50	0	4	3.64
3	50	0	6	3.43
4	50	35	2	3.64
5	50	35	4	3.23
6	50	35	6	3.03
7	50	70	2	3.43
8	50	70	4	3.03
9	50	70	6	2.83
10	60	0	2	5.66
11	60	0	4	5.05
12	60	0	6	4.85
13	60	35	2	5.05
14	60	35	4	4.44
15	60	35	6	4.24
16	60	70	2	4.44
17	60	70	4	3.84
18	60	70	6	3.64
19	70	0	2	6.80
20	70	0	4	5.93
21	70	0	6	5.39
22	70	35	2	5.93
23	70	35	4	5.12
24	70	35	6	4.58
25	70	70	2	4.71
26	70	70	4	4.18
27	70	70	6	3.91

جدول (۲): نتایج آزمون‌های تکرارپذیری

Flux [L/h.m2]	Salinity [g/L]		
	s=70	s=35	s=0
	4.7	6.06	6.67
	4.65	5.8	6.84
	4.85	5.86	6.88

۳- نتایج و بحث

شکل‌های (۴)الی (۶) اثر دمای آب تغذیه را بر دبی آب شیرین تولیدی نشان می‌دهند. همان‌طور که مشاهده می‌شود با افزایش دمای آب تغذیه دبی آب تولیدی بیشتر می‌شود. علت این امر به افزایش فشار بخار آب تغذیه به‌واسطه بالاتر بودن دمای آن مرتبط است. با افزایش فشار بخار غلظت آن در سمت ورودی آب‌شور

بر این اساس ۲۷ آزمون طراحی شد که در جدول (۱) لیست آن‌ها و دبی آب شیرین استحصال قابل مشاهده است. در جدول مذکور T نماد درجه حرارت جریان تغذیه، S شوری جریان تغذیه و d بیانگر ضخامت فاصله هوایی سیستم است. در کلیه آزمایش‌ها دبی ثابت بوده اما به دلیل تغییر دما و شوری، عدد رینولدز اندکی تغییر را نشان می‌دهد. با این وجود عدد رینولدز در هیچ آزمایشی از عدد ۲۰ تجاوز نکرد.

به منظور اندازه‌گیری دبی جریان آب شیرین استحصالی، هر آزمون به مدت ۱۵ دقیقه اجرا و حجم آب جمع شده در استوانه مدرج، در پایان آزمون اندازه‌گیری شد. آزمون‌های تکرارپذیری حاکی از نوسان‌های بسیار کم و قابل قبول بودند.

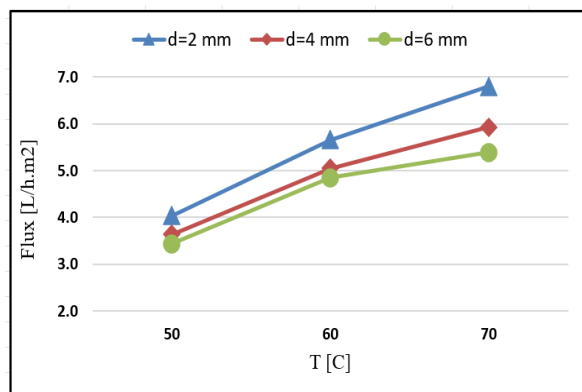
جدول (۲) نتایج آزمون‌های تکرارپذیری را در غلظت‌های مختلف و دمای آب تغذیه برابر با ۷۰ درجه سانتی‌گراد (درحالی که فاصله هوایی ۲ میلی‌متر تنظیم شده بود)، نشان می‌دهد. شایان ذکر است در تمامی آزمون‌ها دمای آب سرد در تماس با صفحه فلزی برابر با ۲۰ درجه سانتی‌گراد تنظیم شد.



شکل (۳): سیستم آزمایشگاهی تقطیر غشایی بافاصله هوایی

که متوسط شوری آب دریا است، نشان می‌دهد. همان‌طور که ملاحظه می‌شود افت کارایی سیستم نمکزدایی بافاصله هوایی در شرایط عملیاتی با شوری بسیار زیاد 70 mg/L ، حداکثر ۲۰ درصد است. این در حالی است که روش‌های نمکزدایی دیگر نظیر اسمز معکوس امکان کارکرد در چنین شرایطی را ندارند یا عملکرد آن‌ها با افت بسیار بالایی مواجه می‌شود. از شکل (۸) همچنین می‌توان دریافت که کاهش کارایی در شوری‌های بسیار بالا در فواصل هوایی زیاد، کمتر می‌شود. این یافته نشان می‌دهد در صورتی که آب تغذیه بسیار شور باشد امکان طراحی سیستم بافاصله هوایی زیاده‌تر (تلورانس) می‌تواند گزینه مناسبی باشد. به‌ویژه آن‌که امکان انتقال جرم به‌واسطه جابجایی طبیعی در فواصل هوایی بالا، بیشتر است.

اگرچه نیاز به بررسی و آزمون در فواصل هوایی بیشتر از شش میلی‌متر ضروری به نظر می‌رسد اما باید در نظر داشت که این یافته‌ها برای جریان با عدد رینولدز بسیار پایین به‌دست‌آمده است. جریانی که می‌توان آن را بدون نیاز به پمپ و تنها در اثر گرانش (وجود یک مخزن حاوی آب‌شور) و یا ترموسیفون (کلک تور خورشیدی حرارتی یکپارچه با سیستم AGMD) ایجاد کرد. در این جریان‌ها افت فشار جریان بسیار کم است. در مقابل اگر برای ایجاد جریان سیال تغذیه، از پمپ استفاده شود و جریان با عدد رینولدز بالا نیز در کانال تغذیه برقرار باشد (در برخی موارد ممکن است جریان آشفته بوده یا با تعبیه برخی وسایل مانند جداکننده‌ها^۱ جریان آشفته شود)، آنگاه میزان نفوذ بخار آب به فاصله هوایی بسیار بیشتر بوده و ممکن است نتایج دیگری به دست آید.



شکل (۴): اثر دمای آب تغذیه بر دبی آب شیرین تولیدی در فواصل هوایی مختلف در شوری S برابر صفر

گرم افزایش یافته و بر اساس قانون فیک میزان نفوذ بخار آب به سمت دیگر غشا بیشتر می‌شود. در سمت دیگر غشا یک‌فاصله هوایی به ضخامت d و پس‌از آن یک صفحه مسی در تماس با آب سرد با دمای ۲۰ درجه سانتی‌گراد قرار دارد.

بخار نفوذ کرده به فاصله هوایی بانفوذ در هوای ساکن در این فاصله به صفحه سرد مسی برخورد کرده و قطرات چگالیده شده آب ظاهر می‌شوند. حال هر چه دمای آب‌شور بیشتر باشد باعث افزایش غلظت بخار نفوذ یافته شده و در نتیجه میزان بخار چگالیده شده افزایش می‌یابد. در شکل‌های (۴) الی (۷) کاملاً مشخص است که افزایش فاصله هوایی موجب کاهش دبی آب تولیدی می‌شود. اما با افزایش ضخامت فاصله هوایی این افت کاهش می‌یابد. بدیهی است که با افزایش فاصله هوایی مقاومت در برابر نفوذ بخار آب در هوای ساکن در این فاصله بیشتر شده و موجب کاهش شارش بخار آب می‌گردد. اما کاهش این افت می‌تواند دلایل مختلفی داشته باشد که نیاز به بررسی و آزمایش‌های دیگری دارد. از جمله می‌توان انتظار داشت که افزایش فاصله هوایی امکان ایجاد انتقال حرارت جابجایی طبیعی را فراهم کرده و در نتیجه فرض نفوذ در هوای ساکن به‌عنوان پدیده انتقال جرم در فواصل هوایی زیاد، برقرار نباشد. در حقیقت لازم است فواصل هوایی بیشتر از شش میلی‌متر مورد آزمون قرار گیرند و نقش پدیده‌های مختلف انتقال جرم مورد بررسی واقع شوند.

شایان‌ذکر است اگرچه فعال شدن جابجایی طبیعی می‌تواند انتقال جرم در AGMD را افزایش دهد اما باید در نظر داشت که این ویژگی با افزایش فاصله هوایی به بیش از ۶ میلی‌متر روی داده و خود می‌تواند موجب افزایش حجم سیستم در مقیاس بزرگ و صنعتی شود. از مقایسه شکل‌های (۴) الی (۶) همچنین مشخص است که هر چه شوری آب بیشتر باشد میزان دبی آب تولیدی کمتر می‌شود. شکل (۷) نیز به‌طور خاص برای دمای آب تغذیه ۷۰ درجه سانتی‌گراد میزان دبی تولیدی را در شوری‌های مختلف نشان می‌دهد. علت این پدیده کاهش فشار بخار آب در محلول آب‌شور است به‌طوری‌که با افزایش شوری فشار بخار در یک دمای خاص کاهش می‌یابد. اما نکته حائز اهمیت این است که هرچند افزایش شوری موجب کاهش دبی آب شیرین تولیدی شده است اما این افت چندان زیاد نیست. شکل (۸) میزان افت دبی آب شیرین تولیدی در شوری 70 mg/L را نسبت به شوری 35 mg/L

^۱ Spacers

۴- نتیجه گیری

• پژوهش حاضر نشان داد که سیستم تقطیر غشایی بافاصله هوایی (AGMD) در شرایط اعداد رینولدز بسیار پایین (عدد رینولدز کمتر از ۲۰) نیز قادر است عملکرد قابل قبولی از خود نشان دهد.

• با افزایش دمای آب تغذیه، به دلیل افزایش فشار بخار، دبی آب شیرین تولیدی به طور محسوسی افزایش یافت. هرچند افزایش شوری آب ورودی باعث کاهش فشار بخار و به تبع آن کاهش تولید می شود، اما این افت در عملکرد، حتی در شوری های بسیار بالا، محدود بوده و از ۲۰ درصد تجاوز نمی کند.

• افزایش ضخامت فاصله هوایی منجر به کاهش انتقال جرم و افت تولید آب شیرین شد، اما این کاهش در شوری های زیاد، کمتر بود. از طرفی با افزایش ضخامت فاصله هوایی میزان افت دبی آب شیرین استحصال، کمتر می شود. این پدیده به این دلیل است که انتقال جرم در امتداد فاصله هوایی از نوع پدیده نفوذ، به مکانیسم جابجایی طبیعی متمایل می شود.

• یافته های تحقیق حاضر اهمیت بررسی عملکرد سامانه های AGMD در شرایط جریان با عدد رینولدز پایین و همچنین با شوری بالا را نشان می دهد، اگرچه آزمون هایی با فواصل هوایی بیش از ۶ میلی متر نیز پیشنهاد می شود. چراکه در برخی از کاربردهای عملی، به ویژه در اتصال به صورت یکپارچه به منابع انرژی خورشیدی و سامانه های ZLD مواجهه با چنین شرایطی اجتناب ناپذیر است.

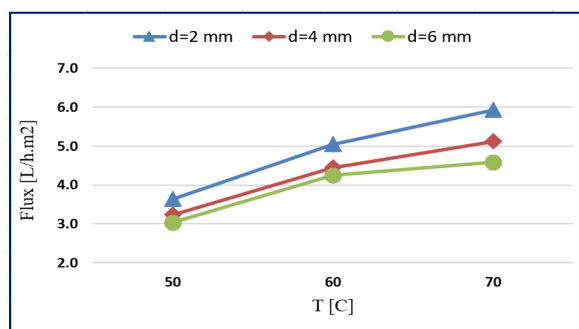
۵- مراجع

[1] Tsai HF, Tsai HL. Implementation and verification of integrated thermal and electrical models for commercial PV modules. Solar Energy. 2012 Jan 1;86(1):654-65. <https://doi.org/10.1016/j.solener.2011.11.014>

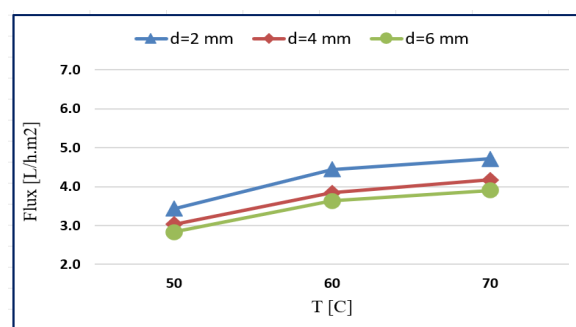
[2] Behrouzi Nejad M, Kamiab MH, Saadi S, Shahsooni A. Enhancing efficiency in municipal wastewater treatment based on advanced dynamic filtration systems. Journal of Water and Energy Engineering 2023 2:1:1-20. (In Persian) https://wee.ihu.ac.ir/article_208741.html?lang=en

[3] Behrouzi Nejad M, Kamiab Z. Guidelines for water resource management in agriculture with an approach to wastewater reuse in arid regions. Journal of Water and Energy Engineering. 2023 1:1. (In Persian) https://wee.ihu.ac.ir/article_208741.html?lang=en

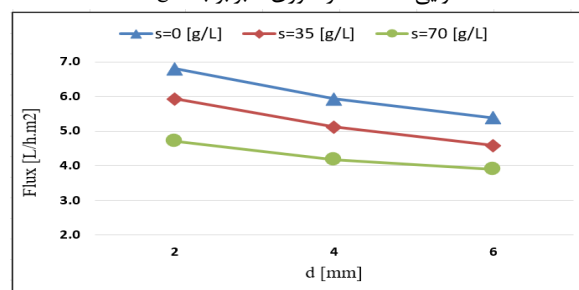
[4] Ishaque K, Salam Z. A review of maximum power point tracking techniques of PV system for uniform insolation and partial shading condition. Renewable and



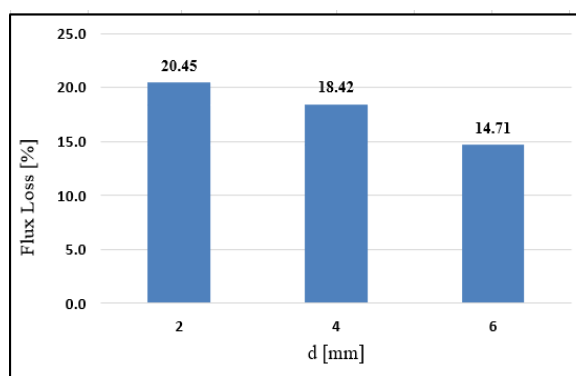
شکل (۵): اثر دمای آب تغذیه بر دبی آب شیرین تولیدی در فواصل هوایی مختلف در شوری S برابر با ۳۵ g/L



شکل (۶): اثر دمای آب تغذیه بر دبی آب شیرین تولیدی در فواصل هوایی مختلف در شوری S برابر با ۷۰ g/L



شکل (۷): اثر ضخامت هوا بر دبی آب شیرین تولیدی در شوری های مختلف آب تغذیه در دمای ۷۰ درجه سانتی گراد



شکل (۸): میزان درصد افت دبی آب شیرین تولیدی در فواصل هوایی مختلف و دمای آب تغذیه ۷۰ درجه سانتی گراد

Engineering. 2024. 4:1. (In Persian)
https://wee.ihu.ac.ir/article_209686.html?lang=en

[15] Emamifar A. Exergoeconomic assessment of employing a regenerative dual organic flash cycle with an ORC in a geothermal power plant. *Fluid Mechanics & Aerodynamics*. 2024 Dec 1;13(2):55-66. (In Persian). DOR:<https://dor.isc.ac/dor/20.1001.1.23223278.1403.13.2.12.0>

[16] Alkhudhiri A, Darwish N, Hilal N. Membrane distillation: A comprehensive review. *Desalination*. 2012 Feb 15;287:2-18.
<https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.08.027>

[17] Tlili I, Sajadi SM, Baleanu D, Ghaemi F. Flat sheet direct contact membrane distillation study to decrease the energy demand for solar desalination purposes. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*. 2022 Aug 1;52:102100. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2022.102100>

[18] Kim YD, Francis L, Lee JG, Ham MG, Ghaffour N. Effect of non-woven net spacer on a direct contact membrane distillation performance: Experimental and theoretical studies. *Journal of Membrane Science*. 2018 Oct 15;564:193-203.
<https://doi.org/10.1016/j.memsci.2018.07.019>

[19] Ciofalo M, Cacciatore F, Di Liberto M, Tamburini A. Experimental investigation of two-side heat transfer in spacer-filled channels. In *Journal of Physics: Conference Series* 2020 Aug 1 (Vol. 1599, No. 1, p. 012005). IOP Publishing. DOI 10.1088/1742-6596/1599/1/012005

[20] Khayet M. Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: A review. *Advances in colloid and interface science*. 2011 May 11;164(1-2):56-88.
<https://doi.org/10.1016/j.cis.2010.09.005>

[21] Khalifa A, Lawal D, Antar M, Khayet M. Experimental and theoretical investigation on water desalination using air gap membrane distillation. *Desalination*. 2015 Nov 16;376:94-108.
<https://doi.org/10.1016/j.desal.2015.08.016>

[22] Khalifa AE. Water and air gap membrane distillation for water desalination—an experimental comparative study. *Separation and Purification Technology*. 2015 Feb 12;141:276-84.
<https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.12.007>

[23] Alsaadi AS, Francis L, Maab H, Amy GL, Ghaffour N. Evaluation of air gap membrane distillation process running under sub-atmospheric conditions: Experimental and simulation studies. *Journal of Membrane Science*. 2015 Sep 1;489:73-80.
<https://doi.org/10.1016/j.memsci.2015.04.008>

[24] Nguyen ND, Fargues C, Guiga W, Lameloise ML. Assessing nanofiltration and reverse osmosis for the detoxification of lignocellulosic hydrolysates. *Journal of*

Sustainable Energy Reviews. 2013 Mar 1;19:475-88.
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.11.032>

[5] Ali MT, Fath HE, Armstrong PR. A comprehensive techno-economical review of indirect solar desalination. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2011 Oct 1;15(8):4187-99. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.05.012>

[6] Compain P. Solar energy for water desalination. *Procedia Engineering*. 2012 Jan 1;46:220-7.
<https://doi.org/10.1016/j.proeng.2012.09.468>

[7] Talebbeydokhti P, Cinocca A, Cipollone R, Morico B. Analysis and optimization of LT-MED system powered by an innovative CSP plant. *Desalination*. 2017 Jul 1;413:223-33. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2017.03.019>

[8] Choi YJ, Lee S, Koo J, Kim SH. Evaluation of economic feasibility of reverse osmosis and membrane distillation hybrid system for desalination. *Desalination and Water Treatment*. 2016 Nov 1;57(51):24662-73.
<https://doi.org/10.1080/19443994.2016.1152648>

[9] Drioli E, Ali A, Macedonio F. Membrane operations for process intensification in desalination. *Applied Sciences*. 2017 Jan 20;7(1):100.
<https://doi.org/10.3390/app7010100>

[10] Pangarkar BL, Sane MG, Guddad M. Reverse osmosis and membrane distillation for desalination of groundwater: a review. *International Scholarly Research Notices*. 2011;2011(1):523124.
<https://doi.org/10.5402/2011/523124>

[11] Yousefzadeh S, Ghanbari G, Dostdar MM. Numerical Study of the Magnetic Field Effect on the Exergy Efficiency in a Parabolic Solar Collector Equipped with Combined Turbulators Filled with Hybrid Magnetic Nano-Fluid. *Fluid Mechanics & Aerodynamics*. 2024 Jul 22;13(1):31-42. (In Persian)
<https://dor.isc.ac/dor/20.1001.1.23223278.1403.13.1.13.9>

[12] Jamali Ghahderijani M, Shirneshan A, Rajhi W, Boulila A, Karimipour A, Torhani A, Ali NB. Thermal analysis of a flat-plate solar collector filled with water under the dynamic operation via a multiparameter sensitivity analysis utilizing the Monte-Carlo method. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*. 2024 Dec;149(23):14313-24. <https://doi.org/10.1007/s10973-024-13688-2>

[13] Gálvez JB, García-Rodríguez L, Martín-Mateos I. Seawater desalination by an innovative solar-powered membrane distillation system: the MEDESOL project. *Desalination*. 2009 Sep 30;246(1-3):567-76.
<https://doi.org/10.1016/j.desal.2008.12.005>

[14] Soltani A, Nabi Bidhendi G, Mehrdadi N. Comprehensive analysis of a combined Rankine and organic cycle for waste heat recovery: A strategy to maximize thermal efficiency. *Journal of Water and Energy*

Membrane Science. 2015 Aug 1;487:40-50. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2015.03.072>

[25] Abu-Zeid MA, Bassyouni M, Fouad Y, Monica T, Sandid AM, Elhenawy Y. Experimental and simulation study of solar-powered air-gap membrane distillation technology for water desalination. *Membranes*. 2023 Oct 1;13(10):821. <https://doi.org/10.3390/membranes13100821>

[26] Abu-Zeid MR, Lu X, Zhang S. Influence of module length on water desalination using air gap membrane distillation process: an experimental comparative study. *Arabian Journal for Science and Engineering*. 2021 Aug;46(8):7989-8008. <https://doi.org/10.1007/s13369-021-05628-1>

[27] Zhang J, Gray S. Modelling heat and mass transfers in DCMD using compressible membranes. *Journal of Membrane Science*. 2012 Jan 1;387:7-16. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.08.034>

[28] Alsaadi AS, Ghaffour N, Li JD, Gray S, Francis L, Maab H, Amy GL. Modeling of air-gap membrane distillation process: A theoretical and experimental study. *Journal of membrane science*. 2013 Oct 15;445:53-65. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2013.05.049>

[29] Parker Jr WP, Kocher JD, Menon AK. Brine concentration using air gap diffusion distillation: A performance model and cost comparison with membrane distillation for high salinity desalination. *Desalination*. 2024 Jul 1;580:117560. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2024.117560>

[30] Schwantes R, Bauer L, Chavan K, Dücker D, Felsmann C, Pfafferoth J. Air gap membrane distillation for hypersaline brine concentration: Operational analysis of a full-scale module–New strategies for wetting mitigation. *Desalination*. 2018 Oct 15;444:13-25. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2018.06.012>

[31] Bappy MJ, Bahar R, Ariff TF. Effect of air gap in the performance of AGMD system. *ARPJ Journal of Engineering and Applied Sciences*. 2016;11:6. https://scholar.google.com/citations?view_op=view_citation&hl=en&user=sL5-tN0AAAAJ&citation_for_view=sL5-tN0AAAAJ:zYLM7Y9cAGgC