



# Scale-Dependent Techno-Economic Optimization of Pressure Vessel Length in Reverse Osmosis Systems

Shahram Niazi<sup>1\*</sup>, Ali Mohamadi<sup>2</sup>

1. Assist. Prof., Dept. of Water Engineering and Environment, the Caspian Sea Basin Research Center, University of Guilan, Rasht, Iran

(Corresponding Author) [shahram.niazi@guilan.ac.ir](mailto:shahram.niazi@guilan.ac.ir)

2. Chief Executive Officer, Sorena Water Treatment Company, Tehran, Iran



<https://doi.org/10.22093/wwj.2026.594859.3569>

Original Paper

## Abstract

Nowadays, reverse osmosis technology accounts for over 70% of global water desalination capacity. However, no well-defined criterion currently exists for selecting the number of membrane elements within pressure vessels in RO configuration design. Since this design variable directly affects system performance and associated costs, determining the optimal PV length remains a challenging task. This study investigated the effect of PV length on the techno-economic performance of brackish water reverse osmosis systems used for the reuse of pretreated wastewater with a total dissolved solids concentration equivalent to 2000 mg/L NaCl. Accordingly, two design scenarios with permeate capacities of 18 and 155 m<sup>3</sup>/h were evaluated, considering configurations containing 4 to 8 membrane elements per PV. The hydraulic and mass-transfer performance of the systems was simulated using DuPont WAVE software. The systems were assessed using seven key indicators, including hydraulic behavior, maximum recovery, permeate quality, specific energy consumption, capital expenditure, operating expenditure, and levelized cost of water. Increasing PV length enhanced the maximum achievable system recovery. In both scenarios, salt rejection exceeded 98%, while recovery was the primary factor determining permeate quality. Feed pressure and SEC exhibited nonlinear relationships with recovery and PV length. At high recovery levels, hydraulic balance and permeate backpressure had a greater influence on energy consumption than pressure drop. Accordingly, the 8-element configuration at the small scale and the 6-element configuration at the large scale provided the best compromise among feed pressure, pressure drop, and energy consumption. From an economic perspective, increasing the PV length increased CAPEX by 7% and 3.5% in the small and large-scale scenarios, respectively. Nevertheless, increasing the PV length and recovery reduced OPEX. The minimum LCOW values were 0.1309 \$/m<sup>3</sup> for the 8-element configuration at 80% recovery in the small-scale scenario and 0.1100 \$/m<sup>3</sup> for the 6-element configuration at 75% recovery in the large-scale scenario. These results indicate that in large-scale projects, selecting more balanced PV lengths, such as the 6-element configuration, provides a superior techno-economic trade-off compared to longer alternatives, whereas in small-scale systems, the 8-element configuration serves as a justifiable option to achieve the minimum water production cost.

## Keywords:

PV Length, BWRO, Techno-Economic Analysis, CAPEX, OPEX, LCOW.



Received: Feb. 23, 2026

Revised: Apr. 10, 2026

Accepted: Apr. 30, 2026

Use your device to scan and read the article online



## To cite this article:

Niazi, Sh., Mohamadi, A., 2026. Scale-dependent techno-economic optimization of pressure vessel length in reverse osmosis systems. *Water and Wastewater*, 37(1), 102-126. <https://doi.org/10.22093/wwj.2026.594859.3569>.

© The Author(s).

This work is licensed under a [Creative Commons Attribution 4.0 International License](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/)



## 1. Introduction

Reverse osmosis<sup>1</sup> dominates global water desalination, accounting for over 70% of installed capacity (Feria-Díaz et al., 2021). It is vital in arid regions like Iran, where reliance on brackish groundwater desalination for drinking, agriculture, and industry is critical (Madani, 2014). In standard RO systems, pretreated feedwater enters pressure vessels<sup>2</sup> housing 1-8 membrane elements in series. While extensive research has optimized configurations, membrane selection, and renewable energy integration (Tabi et al., 2024), the number of elements per PV—a key design variable affecting hydraulic performance, energy use, and costs—remains understudied. Historically, 6-element PVs were favored due to engineering norms, market availability, and spare-part accessibility (AWWA, 2007).

However, to lower energy and capital costs, seawater RO<sup>3</sup> systems have transitioned toward single-stage configurations with 7 or 8-element PVs to achieve 40% to 50% recovery (Wilf and Bartels, 2005). For example, Cyprus's Larnaca plant reduced PV count by 34% using 8-element vessels. Early concerns about uneven flux distribution and fouling were alleviated by operational successes in Ashkelon and Tampa, which demonstrated improved fouling resistance via higher cross-flow velocity (Peñate and García-Rodríguez, 2012). Despite advancements in SWRO, brackish water RO<sup>4</sup> systems lack systematic PV-length optimization studies for full-scale applications. Prior BWRO research focused narrowly on 1–4 elements per PV, analyzing isolated technical or economic parameters (Ghourejili et al., 2024a, Ghourejili et al., 2024b). No comprehensive framework evaluates PV length's simultaneous impact on hydraulic performance, recovery limits, permeate quality, specific energy consumption<sup>5</sup>, capital expenditure<sup>6</sup>, operating costs<sup>7</sup>, and the levelized cost of water<sup>8</sup>. This study addresses this gap by presenting a techno-economic optimization framework for industrial BWRO systems using 4 to 8-element PVs in wastewater reuse. Rather than introducing new theoretical principles, it combines hydraulic and mass-transfer simulations with economic analysis to provide actionable engineering guidance.

## 2. Methodology

The system treats pretreated brackish wastewater with 2,000 mg/L NaCl salinity, 25°C temperature, and pH=7. Simplified water chemistry isolates the impact of membrane elements per PV. Feedwater undergoes full pretreatment (physical, chemical, biological), ensuring fouling indicators meet RO limits. Pretreatment costs, identical across configurations, are excluded from economic analysis. Two capacity scenarios were analyzed: a) Scenario 1 with a permeate capacity of 18 m<sup>3</sup>/h, utilizing configurations of 4, 6 and 8 elements per PV; b) Scenario 2 with a permeate capacity of 155 m<sup>3</sup>/h, utilizing configurations of 5, 6, and 7 elements per PV.

The commercial FilmTec™ BW30 PRO-400/34 membrane from DuPont was selected. To achieve elevated recovery rates, a two-stage configuration was implemented. The total number of elements was calculated using the target permeate capacity and a conservative design flux (20 L/m<sup>2</sup>.h) to limit fouling. Based on the membrane active surface area of 37 m<sup>2</sup>, 24 elements for Scenario 1 (18 m<sup>3</sup>/h) and 210 elements for Scenario 2 (155 m<sup>3</sup>/h) were determined. Simulations were executed using DuPont WAVE software (V1.83.016) based on the Solution-Diffusion model, incorporating a membrane flow factor of 0.85. Hydraulic balance was maintained via first-stage permeate back-pressure. SEC was calculated using flow rates and operating pressures from feed/high-pressure pumps. Pump efficiency was validated against LEO catalog performance curves.

Economic analysis focused on PV-length-affected components: membranes, pressure vessels, pumps, piping, skids, Cleaning in Place<sup>9</sup> packages, chemical dosing, and electrical/control systems). Costs were based on 1405 Iranian calendar supplier quotes (1,750,000 IRR/USD) and annualized over 5 years (23% interest) using a 0.3567 capital recovery factor<sup>10</sup>. Operating costs assumed 90% plant availability (7,920 hours/year) and included: electricity (0.02 kWh), chemicals (antiscalant dosing of 5 g/m<sup>3</sup> at 2 \$/L and Sodium Metabisulfite<sup>11</sup> dosing of 3 g/m<sup>3</sup> at 1 \$/kg), labor (300 \$/month per operator), and maintenance and repair (4% of total installed equipment). The LCOW was calculated by dividing annualized CAPEX + OPEX by annual permeate production (m<sup>3</sup>/year).

<sup>1</sup> Reverse Osmosis (RO)

<sup>2</sup> Pressure Vessel (PVs)

<sup>3</sup> Seawater RO (SWRO)

<sup>4</sup> Brackish Water RO (BWRO)

<sup>5</sup> Specific Energy Consumption (SEC)

<sup>6</sup> Capital Expenditure (CAPEX)

<sup>7</sup> Operating Costs (OPCO)

<sup>8</sup> Levelized Cost of Water (LCOW)

<sup>9</sup> Cleaning in Place (CIP)

<sup>10</sup> Capital Recovery Factor (CRF)

<sup>11</sup> Sodium Metabisulfite (SMBS)



### 3. Discussion and results

#### 3.1. Maximum achievable recovery

System recovery is constrained by element-level limits: maximum element recovery (13%) and minimum concentrate flow ( $Q_{C,min}=4.09 \text{ m}^3/\text{h}$ ), which prevent concentration polarization and scaling. As fluid passes through a PV, permeate extraction increases salt concentration and reduces feed flow in downstream elements. In small-scale systems (Scenario 1), low feed flow causes longer PVs (e.g., 8-element) to reach  $Q_{C,min}$  faster, limiting system recovery compared to larger systems (Scenario 2). Thus, small-scale systems have reduced safety margins with long PVs under high-recovery targets. Although 6–8-element configurations simulate 75–80% recovery, sustainable operation requires balancing feed/concentrate flow, back-pressure, and element limits-proving no universal PV length suits all BWRO scales.

#### 3.2. Permeate quality

Across all configurations, permeate total dissolved solids<sup>1</sup> ranged from 23.9 to 39 ppm, corresponding to system salt rejections between 98.05% and 98.81%. Importantly, permeate TDS is dominated almost entirely by system recovery rather than vessel length. An increase in recovery concentrates the bulk solution, raising osmotic pressure and reducing the net driving pressure, which selectively increases salt passage over water flux. At equivalent recoveries, PV length variations did not significantly affect permeate quality.

#### 3.3. System hydraulics and staging mismatch

The staging ratio governs hydraulic balance between stages. Small-scale plants often use integer-based configurations due to physical constraints, deviating from ideal thermodynamic ratios. This mismatch causes severe imbalances, requiring high permeate back-pressures (up to 4.5 bar in Scenario 1) to prevent over-recovery in the first stage. This non-productive load increases feed pump pressure requirements. Large-scale systems (Scenario 2), with more vessels, align closer to ideal ratios, requiring lower back-pressures for stable hydraulics and reduced feed pressures at equivalent recoveries (see Fig. 1).

#### 3.4. SEC

The SEC of BWRO systems exhibits a highly non-linear, scale-dependent relationship with recovery

and PV length (Fig. 2), governed by a critical thermodynamic trade-off between friction-induced feed-channel pressure drops and the non-productive load of permeate back-pressure.

While increasing PV length inherently escalates frictional resistance along the flow channel, it simultaneously mitigates severe stage-to-stage hydraulic imbalances, thereby drastically reducing the need for stabilizing permeate back-pressure, which acts as a parasitic thermodynamic load directly inflating feed pressure. Consequently, in scenario 1 the 8-element configuration at 75% recovery minimizes SEC to  $0.722 \text{ kWh/m}^3$  by reducing the required permeate back-pressure to 0.7 bar. Conversely, in scenario 2 where flexible staging allows closer alignment with ideal staging ratios, the 6-element configuration achieves the thermodynamic optimum with an SEC of  $0.747 \text{ kWh/m}^3$  at 70% recovery, whereas further expansion to 7 elements yields diminishing energetic returns as the incremental frictional pressure drop along the extended feed pathway outweighs any marginal back-pressure reduction. This demonstrates that extending PV length only enhances energetic efficiency when the reduction in parasitic back-pressure loads exceeds the penalty of channel friction.

#### 3.5. Economic analysis

Refer to Fig. 3, the comprehensive life-cycle economic assessment of BWRO systems reveals a scale-dependent, non-linear relationship between PV length, system recovery, and final cost indicators. CAPEX exhibits a dualistic behavior across the two capacity scales: in small-scale operations (Scenario 1), total CAPEX varies from 24,960 \$ to 26,789 \$, where transitioning to longer PVs increases capital costs by up to 7% due to the structural cost dominance of the skid and vessel housings. Conversely, in large-scale plants (Scenario 2) CAPEX ranges from 210,943 \$ to 218,143 \$, fluctuating by only 3.5% because membrane element expenditures dominate the budget while skids and vessels constitute a minor capital fraction. OPEX is primarily governed by feed flow reductions and subsequent chemical savings at elevated recoveries, though it remains tightly and non-linearly coupled with SEC trends. Integrating these financial vectors into the LCOW highlights a distinct scale-dependent decoupling:

<sup>1</sup> Total Dissolved Solids (TDS)



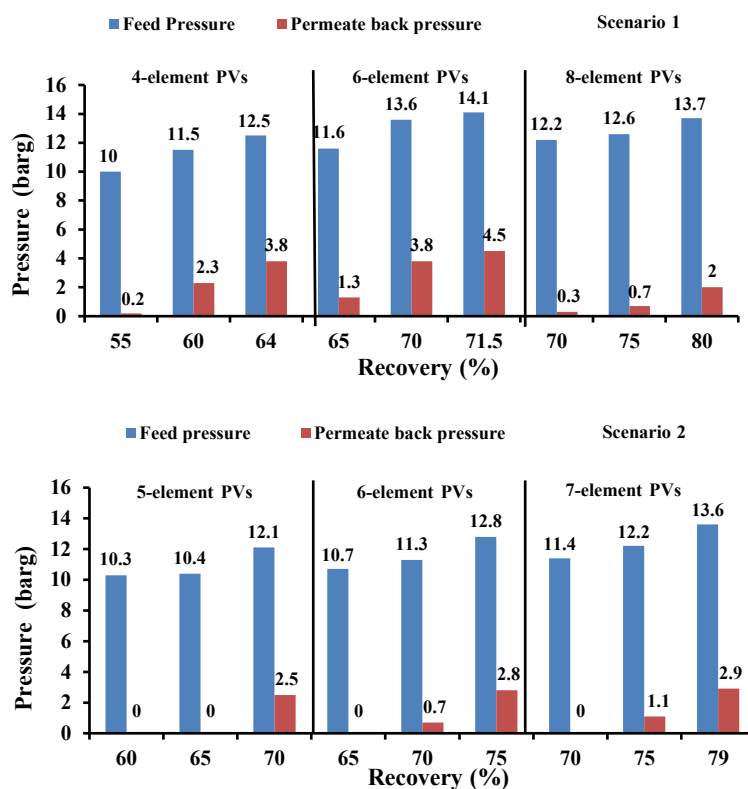


Fig. 1. Variation of feed pressure and permeate back-pressure with recovery and PV length in BWRO systems

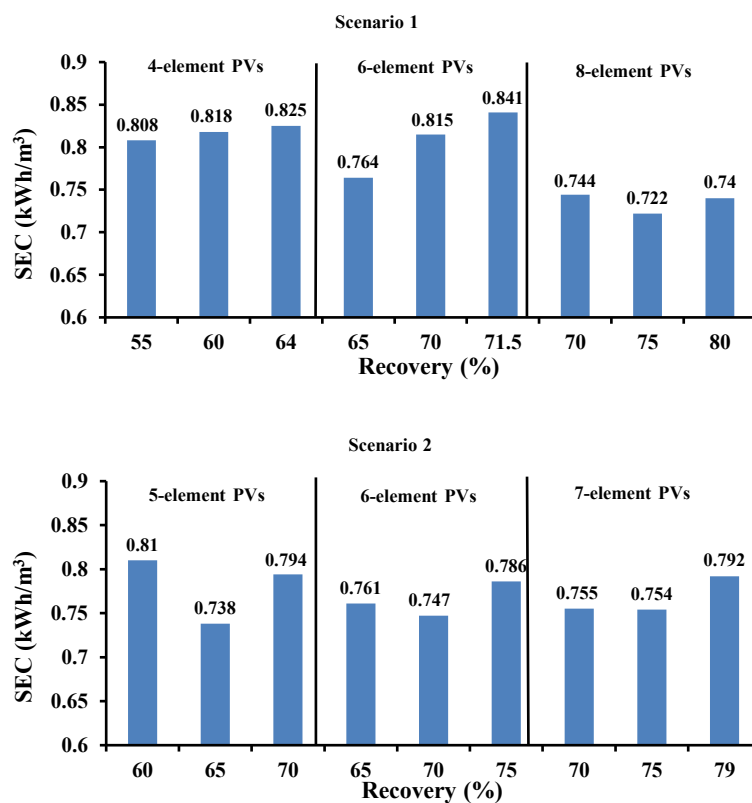


Fig. 2. Variation of SEC with recovery and PV length in BWRO systems



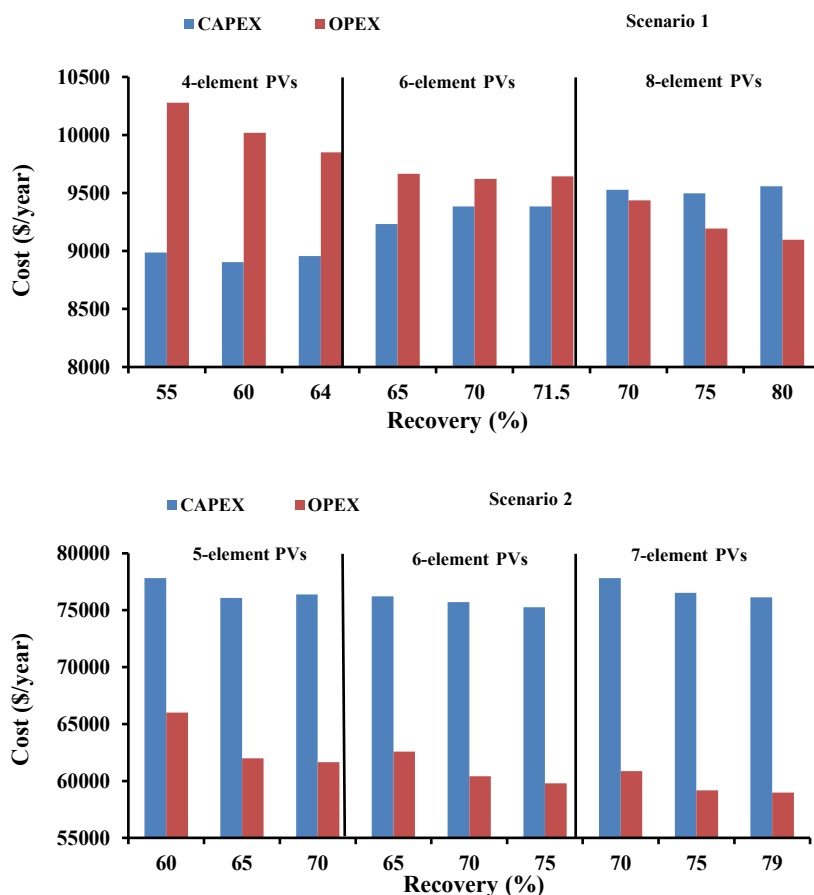


Fig. 3. Variation of CAPEX and OPEX with recovery and PV length in BWRO systems

for small-scale applications, the 8-element configuration at 80% recovery achieves the global economic optimum with a minimum LCOW of 0.1309 \$/m<sup>3</sup>, where the operational savings from reduced feed flow and chemical consumption successfully offset the slightly elevated annualized CAPEX. In contrast, large-scale systems find their thermodynamic and economic optimum utilizing a balanced 6-element PV design at 75% recovery, minimizing LCOW to 0.1100 \$/m<sup>3</sup>.

#### 4. Conclusions

The techno-economic optimization of PV length in BWRO systems is fundamentally scale-dependent, rejecting the traditional generalizability of a singular, default 6-element vessel heuristic across all capacity scales. Detailed hydraulic simulations

and life-cycle costing assessments reveal that for small-scale operations (18 m<sup>3</sup>/h), an 8-element configuration operating at 80% recovery represents the global economic optimum, yielding a minimum LCOW of \$0.1309/m<sup>3</sup>. Conversely, for large-scale plants (155 m<sup>3</sup>/h), a more balanced 6-element configuration operating at 75% recovery provides the superior technical and economic compromise, minimizing the LCOW to 0.1100\$/m<sup>3</sup>. While extending PV length generally facilitates higher system recoveries, sustainable and energy-efficient operation is ultimately governed by a scale-dependent equilibrium between channel friction, capital amortization, and the parasitic thermodynamic load of permeate back-pressure.





## بهینه‌سازی فنی-اقتصادی تعداد المان‌های غشایی در مخازن تحت فشار سامانه‌های اسمز معکوس: اثر مقیاس بر انتخاب پیکربندی

شهرام نیازی<sup>۱\*</sup>، علی محمدی<sup>۲</sup>

۱- استادیار، گروه مهندسی آب و محیط‌زیست، پژوهشکده حوضه آبی دریای خزر، دانشگاه گیلان، رشت، ایران  
(نویسنده مسئول) [shahram.niazi@guilan.ac.ir](mailto:shahram.niazi@guilan.ac.ir)  
۲- مدیرعامل، شرکت پالایش آب سورنا، تهران، ایران



<https://doi.org/10.22093/wwj.2026.594859.3569>

مقاله پژوهشی

### چکیده

امروزه بیش از ۷۰ درصد ظرفیت واحدهای نمک‌زدایی آب در جهان به فناوری اسمز معکوس اختصاص دارد. با این حال در طراحی سامانه‌های RO، معیار مشخصی برای انتخاب تعداد المان‌ها در مخازن تحت فشار وجود ندارد. از آنجایی که این متغیر مستقیماً بر عملکرد سامانه و هزینه‌های آن اثر می‌گذارد، تعیین طول بهینه PV همچنان چالش برانگیز است. هدف این پژوهش بررسی تأثیر طول PV بر عملکرد فنی-اقتصادی سامانه‌های RO آب لب‌شور مورد استفاده برای پساب پیش تصفیه شده حاوی  $2000 \text{ mg/L NaCl}$  بود. بدین منظور دو سناریوی طراحی با ظرفیت ۱۸ و  $155 \text{ m}^3/\text{h}$  و پیکربندی‌های ۴ تا ۸ المان در هر PV بررسی شدند. عملکرد هیدرولیکی و انتقال جرم سامانه‌ها با استفاده از نرم‌افزار DuPont WAVE شبیه‌سازی شدند. ارزیابی سامانه‌ها بر پایه هفت شاخص شامل رفتار هیدرولیکی، حداکثر بازیابی، کیفیت پرمیت، مصرف انرژی ویژه، هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه، عملیاتی و هزینه تولید واحد آب پرمیت انجام شد. با افزایش طول PV، حداکثر بازیابی سیستم افزایش یافت. در هر دو سناریو، دفع نمک بیش از ۹۸ درصد و بازیابی عامل اصلی تعیین‌کننده کیفیت پرمیت بود. فشار خوراک و SEC رفتاری غیرخطی نسبت به بازیابی و طول PV داشتند. در بازیابی‌های بالا، تعادل هیدرولیکی و فشار معکوس پرمیت بیش از افت فشار بر مصرف انرژی اثرگذار بودند. بر این اساس، در مقیاس کوچک، پیکربندی ۸ المان و در مقیاس بزرگ، پیکربندی ۶ المان بهترین سازش را میان فشار خوراک، افت فشار و مصرف انرژی ایجاد کردند. از منظر اقتصادی، افزایش طول PV در سناریوهای کوچک و بزرگ مقیاس به ترتیب موجب افزایش ۷ و ۳/۵ درصدی شد. با این وجود، افزایش طول PV و بازیابی باعث کاهش OPEX شد. کمترین LCOW در سناریوی کوچک مقیاس برای پیکربندی ۸ المان با بازیابی ۸۰ درصد،  $1309 \text{ \$/m}^3$  و در سناریوی بزرگ مقیاس برای پیکربندی ۶ المان با بازیابی ۷۵ درصد،  $1100 \text{ \$/m}^3$  به دست آمد. در پروژه‌های بزرگ، انتخاب طول‌های متعادل‌تر PV مانند ۶ المان بازده فنی-اقتصادی مناسب‌تری نسبت به گزینه‌های بلندتر دارد، درحالی‌که در پروژه‌های کوچک‌تر، پیکربندی ۸ المان گزینه‌ای برای دستیابی به کمترین هزینه تولید است.

واژه‌های کلیدی:  
طول PV، BWRO، تحلیل  
فنی-اقتصادی، SEC،  
OPEX، CAPEX  
LCOW



دریافت: ۱۴۰۴/۱۲/۴

اصلاح: ۱۴۰۵/۱/۲۱

پذیرش: ۱۴۰۵/۲/۱۰

از دستگاه خود برای اسکن و خواندن مقاله به صورت آنلاین استفاده کنید



برای ارجاع به این مقاله به صورت زیر اقدام بفرمایید:

نیازی، ش.، محمدی، ع.، ۱۴۰۵، بهینه‌سازی فنی-اقتصادی تعداد المان‌های غشایی در مخازن تحت فشار سامانه‌های اسمز معکوس: اثر مقیاس بر انتخاب پیکربندی. *آب و فاضلاب*. ۳۷ (۱)، ۱۲۶-۱۰۲  
<https://doi.org/10.22093/wwj.2026.594859.3569>



© The Author(s).

This work is licensed under a [Creative Commons Attribution 4.0 International License](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/)

## ۱- مقدمه

فناوری اسمز معکوس<sup>۱</sup> پرکاربردترین روش نمک‌زدایی آب‌های لب‌شور و آب دریا در جهان است؛ به‌طوری‌که حدود ۷۰ درصد از ظرفیت نصب شده واحدهای نمک‌زدایی جهان به این فناوری اختصاص دارد (Feria-Díaz et al., 2021). در ایران به دلیل محدودیت شدید منابع آب سطحی، بخش عمده‌ای از مصارف صنعتی، کشاورزی و شرب از طریق شیرین‌سازی آب‌های زیرزمینی لب‌شور تأمین می‌شود (Madani, 2014). در فرایند متداول RO، جریان خوراک پس از مراحل پیش‌تصفیه و تزریق مواد شیمیایی، توسط پمپ فشارقوی به درون مخازن تحت فشار<sup>۲</sup> حاوی ماژول‌های غشایی هدایت می‌شود. هر سامانه RO که متناسب با دبی خوراک و پرمیت طراحی شده، از آرایش‌های موازی یا سری PV تشکیل می‌شود که درون هر مخزن، ۱ تا ۸ المان غشایی به‌صورت سری قرار می‌گیرند (DuPont, 2022). عملکرد نهایی این سامانه‌ها تحت تأثیر متغیرهای متعددی نظیر دما، کیفیت آب خام، دبی پرمیت هدف، طول عمر و نوع غشا، درصد بازیابی و پیکربندی ماژول‌ها قرار دارد (Tabi et al., 2024, Qasim et al., 2019).

تاکنون مطالعات گسترده‌ای در زمینه بهینه‌سازی فنی و اقتصادی سامانه‌های RO انجام شده است. بخشی از این مطالعات بر بهبود عملکرد فنی سامانه‌ها از طریق بهینه‌سازی پیکربندی و تعداد مراحل فرایند تمرکز داشته‌اند (Lin and Elimelech, 2015, Kotb et al., 2016). برخی دیگر تأثیر استفاده هم‌زمان از انواع مختلف غشا در یک PV یا در مراحل متفاوت سامانه RO را بر عملکرد فرایند بررسی کرده‌اند (Jeong et al., 2017, Peñate and García-Rodríguez, 2011). همچنین، تعدادی از پژوهش‌ها بر توسعه راهبردهایی برای افزایش بهره‌وری و کاهش مصرف انرژی سامانه‌های RO از طریق استفاده از منابع انرژی تجدیدپذیر، از جمله انرژی خورشیدی و زمین‌گرمایی، متمرکز بوده‌اند (Bacha et al., 2023b, Bacha et al., 2023a).

در سال‌های اخیر، تغییر پیکربندی فرایند RO از حالت پیوسته به نیمه‌پیوسته و ناپیوسته نیز به‌عنوان راهبردی برای بهبود عملکرد فنی و اقتصادی واحدهای نمک‌زدایی موردتوجه قرار گرفته است

(Werber et al., 2017, Warsinger et al., 2018, Niazi, 2023, Niazi and Karegar Ghavibazoo Jalali, 2024, Niazi and Karegar Ghavibazoo Jalali, 2025). با این حال، علاوه بر تعداد مراحل، نوع غشا، منبع تأمین انرژی و پیکربندی فرایند که در مطالعات پیشین موردتوجه قرار گرفته‌اند، تعداد المان‌های غشایی در PV نیز یکی از متغیرهای مهم طراحی به شمار می‌آید؛ زیرا این متغیر می‌تواند بر نرخ بازیابی، افت فشار، مصرف انرژی، کیفیت آب تولیدی و هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری سامانه اثرگذار باشد.

اگرچه نرم‌افزارهای قدرتمند مانند WAVE و IMSDesign و پروتکل‌های طراحی، ابزارهای نظام‌مندی برای انتخاب نوع غشا، شار طراحی، تعداد مراحل و تعداد کل المان‌ها فراهم می‌کنند، اما به‌عنوان یک رویه معمول مهندسی، طراحان PVهای ۶ المانه را به‌عنوان الگوی پایه طراحی انتخاب کرده و بر اساس آن تعداد کل PVها را محاسبه می‌کنند (AWWA, 2007). این انتخاب بیش از آنکه یک قانون مهندسی باشد، یک الگوی متداول بر اساس موجودی و عرف بازار و برای سهولت در تأمین قطعات است. از آنجایی‌که نحوه چیدمان المان‌های RO در PVها به‌صورت مستقیم بر حداکثر درصد بازیابی سیستم، کیفیت پرمیت تولیدی، میزان مصرف انرژی، میزان گرفتگی غشاها و هزینه‌های عملیاتی<sup>۳</sup> و سرمایه‌گذاری اولیه<sup>۴</sup> اثرگذار است (Ghourejili et al., 2024b, Ghourejili et al., 2022, Ghourejili et al., 2024a) این پرسش کلیدی مطرح می‌شود که آیا به‌کارگیری پیش‌فرض مخازن ۶ المانه در تمامی مقیاس‌ها و شرایط طراحی، واقعاً گزینه‌ای بهینه است؟

در همین راستا تحقیقات و تلاش‌های مهندسی برای کاهش مصرف انرژی و هزینه‌های سامانه‌های RO آب دریا<sup>۵</sup> منجر به گذار از پیکربندی‌های دمرحله‌ای با PVهای ۶ المانه به آرایش‌های تک‌مرحله‌ای با تعداد بیشتری المان در هر PV شد (Wilf and Bartels, 2005). امروزه بسیاری از واحدهای SWRO از PVهای ۷ المانه با بازیابی ۴۰ تا ۴۵ درصد استفاده می‌کنند و برخی واحدهای بزرگ با PVهای ۸ المانه به بازیابی ۵۰ درصد یا بیشتر دست یافته‌اند. سامانه SWRO لارناکا در قبرس با ظرفیت m<sup>3</sup>/day ۵۴۰۰۰، از نمونه‌های شاخص این تحول و نخستین واحد بهره‌بردار

<sup>4</sup> Capital Expenditure (CAPEX)

<sup>5</sup> Seawater RO (SWRO)

<sup>1</sup> Reverse Osmosis (RO)

<sup>2</sup> Pressure Vessel (PV)

<sup>3</sup> Operating Expenditure (OPEX)



کاهش CAPEX، افت فشار کمتر و درعین حال توزیع مناسب شار می‌شود (Wilf and Bartels, 2005).

اخیراً قوره‌جیلی و همکاران تأثیر پیکربندی سامانه RO را بر مصرف انرژی و کارایی فرایندهای سامانه‌های RO آب لب‌شور<sup>۱</sup> و SWRO با تمرکز ویژه بر تعداد المان‌های غشایی در هر PV بررسی کردند. یافته‌های این پژوهش نشان داد که پیکربندی‌هایی با تعداد کمتر PV و تعداد بیشتر المان در هر مخزن منجر به کاهش مصرف انرژی و بهبود کارایی کلی سیستم می‌شوند. در سامانه‌های SWRO، نتایج ارزیابی پیکربندی‌های ۷ و ۸ المانه بیانگر آن بود که این آرایش‌های بلندتر موجب بهبود عملکرد هیدرولیکی و کاهش انرژی مصرفی در مقایسه با سیستم‌هایی می‌شوند که دارای تعداد بیشتری PV با المان‌های کمتر هستند. به‌طور مشابه، در سیستم‌های BWRO نیز، سامانه‌های مجهز به ۳ یا ۴ المان در هر PV عملکرد بهتری نسبت به آرایش‌های تک‌المانه یا دو‌المانه نشان دادند (Ghourejili et al., 2024a).

بررسی پیشینه پژوهش نشان می‌دهد که اگرچه تأثیر افزایش تعداد المان‌های غشایی در هر PV بر CAPEX و عملکرد هیدرولیکی در سامانه‌های SWRO تا حدودی بررسی شده است، اما مطالعات مشابه برای سامانه‌های BWRO همچنان بسیار محدود و ناکافی است. پژوهش‌های پیشین بر تحلیل پیکربندی‌ها در مقیاس کوچک و تا ۴ المان در هر PV تمرکز داشته‌اند و تنها بخشی از شاخص‌های عملکردی و اقتصادی مانند مصرف انرژی، کارایی هیدرولیکی و OPEX سامانه‌های BWRO را ارزیابی کرده‌اند.

تاکنون، بررسی نظام‌مند و هم‌زمان اثر تعداد المان‌های غشایی در هر PV بر مجموعه‌ای از معیارهای کلیدی عملکرد، شامل رفتار هیدرولیکی، درصد بازیابی، کیفیت آب پرمیت، مصرف انرژی، OPEX، CAPEX و هزینه تولید واحد آب پرمیت<sup>۲</sup>، در سامانه‌های BWRO صنعتی انجام نشده است. این شکاف تحقیقاتی به‌ویژه در کشورهایی مانند ایران که به‌طور فزاینده‌ای از سامانه‌های RO برای تصفیه و بازچرخانی پساب‌های صنعتی و شهری لب‌شور استفاده می‌شود، اهمیت زیادی دارد. از این منظر، ارزش اصلی این پژوهش نه در ارائه یک اصل نظری جدید، بلکه در جمع‌آوری و کمی‌سازی یک مسئله کاربردی بود که برای مهندسان طراح اهمیت ویژه‌ای دارد.

از آرایش ۸ المانه بود (Peñate and García-Rodríguez, 2012; Bartels et al., 2008).

از نظر اقتصادی، در سطح غشایی یکسان، استفاده از PVهای ۸ المانه نسبت به PVهای ۶ المانه تعداد مخازن موردنیاز را ۳۴ درصد کاهش می‌دهد (Wilf and Bartels, 2005). اگرچه در ابتدا آرایش تک‌مرحله‌ای ۸ المانه به دلیل احتمال توزیع غیریکنواخت شار و افزایش خطر گرفتگی در المان‌های ابتدایی PV موردانتقاد بود، ارزیابی توزیع شوری و فشار نشان داد که اختلاف شار میان المان‌های ابتدایی و انتهایی در این آرایش، از پیکربندی دومرحله‌ای با بازیابی مشابه کمتر است. همچنین، بهره‌برداری پایدار از واحدهای بزرگ SWRO، ۸ المانه در لارناک، تامپا، اسکومبراس و اشکلون، قابلیت اتکا و توجیه‌پذیری فنی این پیکربندی را تأیید می‌کند (Peñate and García-Rodríguez, 2012).

بروسیلوفسکی و فایگون در یک مطالعه فنی-اقتصادی بر روی واحد آب‌شیرین‌کن اشکلون، اثر تغییر تعداد المان‌های غشایی در هر PV را در سامانه‌های SWRO بررسی کردند. نتایج نشان داد که افزایش تعداد المان‌ها از ۶ به ۸ در هر PV، به دلیل کاهش تعداد PVها، رک‌ها، لوله‌کشی‌های پرفشار و فضای نصب، CAPEX را به‌طور قابل توجهی کاهش می‌دهد؛ به‌طوری‌که این صرفه‌جویی نسبت به پیکربندی‌های ۶ و ۷ المانه به ترتیب ۲۴/۶۷ و ۱۰/۴۸ درصد بود. اگرچه PVهای بلندتر باعث افزایش افت فشار و مصرف انرژی شدند، این افزایش جزئی بود و صرفه‌جویی سرمایه‌ای را خنثی نکرد. همچنین، برون‌یابی نتایج نشان داد که پیکربندی ۹ المانه می‌تواند ۷/۹۸ درصد دیگر نیز هزینه‌های سرمایه‌گذاری را کاهش دهد. از نظر فنی، PVهای بلندتر با افزایش سرعت جریان عرضی، یکنواخت‌تر شدن توزیع بازیابی در طول PV و کاهش قطبش غلظتی، پتانسیل گرفتگی غشا را کاهش دادند (Brusilovsky and Faigon, 2005).

ویلف و بارتلز یک تحلیل جامع از راهبردهای بهینه‌سازی طراحی در سامانه‌های SWRO در مقیاس بزرگ شامل به‌کارگیری تجهیزات پیشرفته بازیابی انرژی و بهینه‌سازی پیکربندی‌های سامانه ارائه کردند. آن‌ها نشان دادند که تغییر الگوهای طراحی به سمت آرایش‌های تک‌مرحله‌ای با ۷ یا ۸ المان غشایی در هر PV موجب

<sup>2</sup> Levelized Cost of Water (LCOW)

<sup>1</sup> Brackish Water RO (BWRO)

مواد آلی ( $\text{COD}^2$  کمتر از ۱۰ ppm و  $\text{TOC}^3$  کمتر از ۳ ppm)، کلر آزاد (کمتر از ۱ ppm) و شاخص چگالی گل و لای ( $\text{SDI} < 3$ ) و دیگر محدودیت‌های بیان شده توسط سازنده غشا هستند؛ بنابراین، فرایند پیش تصفیه به عنوان بخش خارج از محدوده مقایسه پیکربندی‌های RO در نظر گرفته شد و هزینه آن برای همه سناریوها حذف شد. با توجه به شوری خوراک، کاربرد بازچرخانی پساب نیاز به دفع نمک مناسب، غشای تجاری FilmTec™ BW30 PRO-400/34 شرکت DuPont انتخاب شد. مشخصات فنی غشا، از جمله سطح مؤثر غشایی، دفع نمک و دبی پرمیت تولیدی، مطابق داده‌های فنی سازنده غشا (جدول ۱) در مدل‌سازی لحاظ شد.

به منظور بررسی اثر تعداد المان‌های غشایی در PV، دو سناریوی طراحی انتخاب شد: (سناریوی اول) سامانه BWRO دومرحله‌ای با ظرفیت تولید پرمیت  $18 \text{ m}^3/\text{h}$  شامل پیکربندی‌های ۴، ۶ و ۸ المان غشایی در هر PV و (سناریوی دوم) سامانه BWRO دومرحله‌ای با ظرفیت تولید پرمیت  $Q_p = 155 \text{ m}^3/\text{h}$  شامل پیکربندی‌های ۵، ۶ و ۷ المان غشایی در هر PV.

تمامی سناریوها با کیفیت خوراک، نوع غشا، ظرفیت تولید پرمیت هدف، درصد بازیابی کل، شرایط بهره‌برداری و مفروضات اقتصادی یکسان ارزیابی شدند. از این رو، تفاوت‌های مشاهده شده در شاخص‌های فنی و اقتصادی صرفاً به تغییر تعداد المان‌ها در هر PV و تعداد متناظر مخازن تحت فشار مورد نیاز نسبت داده شد.

تعداد کل غشاهای مورد نیاز در هر سامانه، بر اساس دبی پرمیت تولیدی، سطح فعال هر غشا و شار طراحی در نظر گرفته شده با استفاده از معادله ۱ تعیین شد

$$N_E = \frac{Q_p}{S_E \times F_D} \quad (1)$$

که در آن

$N_E$  تعداد کل غشاها،  $Q_p$  دبی پرمیت تولیدی ( $\text{Lit/h}$ )،  $S_E$  سطح فعال غشا ( $\text{m}^2$ ) و  $F_D$  شار طراحی ( $\text{Lit/m}^2 \cdot \text{h}$ ) است که با توجه به بازه توصیه شده سازنده غشا، کیفیت خوراک و ملاحظات کنترل گرفتگی و رسوب‌گذاری برابر  $20 \text{ Lit/m}^2 \cdot \text{h}$  انتخاب شد

به طور مشخص، این پژوهش اثر تغییر تعداد المان‌های غشایی از ۴ تا ۸ عدد در هر PV را در دو سناریوی صنعتی سامانه‌ای BWRO با پساب خوراک دارای مقدار کل املاح جامد محلول<sup>۱</sup> برابر با  $\text{NaCl}$   $200 \text{ mg/L}$  بررسی کرد و نشان داد که پیکربندی بهینه، تابع ظرفیت سامانه و محدودیت‌های هیدرولیکی و اقتصادی است؛ بنابراین، یافته‌های پژوهش می‌توانند به عنوان یک راهنمای تصمیم‌گیری طراحی برای انتخاب تعداد مناسب المان در هر PV در پروژه‌های مشابه استفاده شوند.

نوآوری این پژوهش در توسعه یک چارچوب یکپارچه تصمیم‌گیری مبتنی بر تلفیق مدل‌سازی دقیق هیدرولیکی-انتقال جرم با تحلیل اقتصادی جامع، شامل CAPEX و OPEX، در مقیاس صنعتی بود. این چارچوب امکان مقایسه منسجم پیکربندی‌های مختلف را از منظر فنی و اقتصادی فراهم می‌کند و به جای ادعای تعمیم‌پذیری مطلق، یک نتیجه وابسته به سناریو و قابل استفاده در طراحی واقعی ارائه می‌دهد. بر این اساس، این پژوهش نه تنها اطلاعات مناسبی برای طراحی واحدهای RO فراهم آورد، بلکه با روشن کردن موازنه میان عملکرد فنی و هزینه چرخه عمر، به انتخاب آگاهانه‌تر ساختار چیدمان غشا در کاربردهای بازچرخانی پساب کمک کرد.

## ۲- روش پژوهش

سامانه مورد مطالعه، یک سامانه BWRO در مقیاس صنعتی بود که برای نمک‌زدایی پساب لب‌شور پیش تصفیه شده با TDS برابر با  $\text{NaCl}$   $2000 \text{ mg/L}$ ، دمای  $25^\circ\text{C}$  و pH معادل ۷ طراحی شد. انتخاب این خوراک ساده‌سازی شده با هدف کنترل اثر کیفیت فیزیکوشیمیایی خوراک و تمرکز بر ارزیابی اثر تعداد المان‌های غشایی در هر PV بر عملکرد فنی و اقتصادی سامانه انجام شد. در این پژوهش فرض شد که جریان خوراک پیش از ورود به واحد RO، تحت پیش تصفیه مناسب فیزیکی، شیمیایی و زیستی قرار گرفته است؛ به نحوی که شاخص‌های مؤثر بر گرفتگی و رسوب‌گذاری غشا در محدوده قابل قبول برای بهره‌برداری از غشای RO قرار دارند. این پارامترها شامل روغن و چربی (کمتر از ۱ ppm)،

<sup>3</sup> Total Organic Carbon (TOC)

<sup>4</sup> Silt Density Index (SDI)

<sup>1</sup> Total Dissolved Solids (TDS)

<sup>2</sup> Chemical Oxygen Demand (COD)



جدول ۱- مشخصات فنی غشای RO مورد استفاده در این پژوهش (DuPont, 2022)

Table 1. Technical specifications of the RO membrane used in this study (DuPont, 2022)

| Active membrane area (m <sup>2</sup> ) | Feed spacer thickness (mil) | Permeate flowrate (m <sup>3</sup> /d) | Min. salt rejection (%) | Max. operating pressure (bar) | Max. feed flowrate (m <sup>3</sup> /h) | Max. element recovery (%) |
|----------------------------------------|-----------------------------|---------------------------------------|-------------------------|-------------------------------|----------------------------------------|---------------------------|
| 37                                     | 34                          | 42                                    | 99.4                    | 41                            | 14                                     | 13                        |

مصرف انرژی ویژه<sup>۳</sup> به عنوان انرژی الکتریکی مورد نیاز برای تولید یک مترمکعب آب پرمیت، معیار اصلی مقایسه بازدهی انرژی پیکربندی‌ها در نظر گرفته و با استفاده از معادله ۴ محاسبه شد. رمز سیستم در محاسبه SEC، از ورودی واحد RO پس از پیش تصفیه تا خروجی آب پرمیت در نظر گرفته شد. از آنجایی که پمپ فشارقوی و پمپ خوراک مهم‌ترین مصرف‌کنندگان انرژی در واحد RO هستند، توان مورد نیاز هر پمپ بر اساس دبی، افزایش فشار و بازده الکترومکانیکی آن محاسبه شد.

$$SEC = \left[ \sum \frac{Q_i \times \Delta P_i}{36 \times \eta_i} \right] \div Q_P \quad (۴)$$

که در آن

SEC انرژی مورد نیاز برای تولید یک مترمکعب آب پرمیت  $Q_i$  (kWh/m<sup>3</sup>) دبی پمپ  $(m^3/h)$ ،  $\Delta P_i$  هد پمپ (bar)،  $\eta_i$  بازدهی الکترومکانیکی پمپ و  $Q_P$  دبی پرمیت تولیدی (m<sup>3</sup>/h) سامانه است. ابتدا دبی و فشار مورد نیاز هر پمپ از خروجی‌های شبیه‌سازی نرم‌افزار WAVE استخراج شد. سپس پمپ مناسب برای هر نقطه عملکردی، بر مبنای منحنی‌های عملکرد و مشخصات فنی ارائه شده در کاتالوگ شرکت LEO انتخاب شد. در نهایت، بازده هر پمپ در نقطه کاری متناظر، از منحنی‌های دبی-هد-بازده در کاتالوگ سازنده تعیین و در محاسبات مصرف انرژی لحاظ شد.

در ادامه، ارزیابی اقتصادی باهدف مقایسه هزینه تولید آب پرمیت در پیکربندی‌های مختلف PV انجام شد. هزینه تولید آب پرمیت در سامانه‌های RO، تابعی از CAPEX و OPEX است و به عنوان یکی از شاخص‌های اصلی مقایسه اقتصادی گزینه‌های طراحی در نظر گرفته شد (Sadati Tilebon et al., 2023). رمز اقتصادی پژوهش شامل تجهیزات و هزینه‌هایی بود که مقدار، ظرفیت، تعداد یا مشخصات آن‌ها به طور مستقیم تحت تأثیر تعداد

(DuPont, 2022). در ادامه تعداد کل PVها در هر پیکربندی با استفاده از معادله ۲ محاسبه شد

$$N_{PV} = \frac{N_E}{N_{E,PV}} \quad (۲)$$

که در آن

$N_{PV}$  تعداد PVها و  $N_{E,PV}$  تعداد المان‌های غشایی در هر PV است. به منظور دستیابی به درصد بازیابی بالاتر، سامانه‌ها به صورت دو مرحله‌ای طراحی شدند. نسبت مرحله‌ای R یعنی همان نسبت تعداد PVها در دو مرحله متوالی، بر اساس درصد بازیابی Y و تعداد مراحل سیستم n از معادله ۳ به دست آمد

$$R = \left[ \frac{1}{1 - \left( \frac{Y}{100} \right)} \right]^{\frac{1}{n}} \quad (۳)$$

تمامی شبیه‌سازی هیدرولیکی و محاسبات انتقال جرم در سامانه‌های RO با استفاده از نرم‌افزار Water Application Value Engine<sup>۱</sup> V1.83.016 توسعه یافته توسط شرکت DuPont انجام شد. این نرم‌افزار بر پایه مدل Solution-Diffusion عمل کرده و اثر قطبش غلظتی را در پیش‌بینی عملکرد غشا در نظر گرفته و خروجی‌هایی از جمله TDS پرمیت، افت فشار هر PV، شار آب و درصد بازیابی هر المان غشایی را ارائه می‌دهد. برای هر شبیه‌سازی، مشخصات خوراک، نوع غشا، ظرفیت پرمیت هدف، درصد بازیابی کل، آرایش مراحل، تعداد المان‌ها در هر PV و فاکتور جریان<sup>۲</sup> ۰/۸۵ به نرم‌افزار وارد شد. لازم به ذکر است که در شبیه‌سازی سامانه‌های RO برای دستیابی به بیشترین درصد بازیابی ممکن در هر چیدمان، در صورت نیاز به حفظ تعادل هیدرولیکی از روش اعمال فشار معکوس در جریان پرمیت استفاده شد.

<sup>3</sup> Specific Energy Consumption (SEC)

<sup>1</sup> Water Application Value Engine (WAVE)

<sup>2</sup> Flow Factor



$$C_{\text{chem}} = Q_F \times 7920 \times [(C_{\text{Ant}} \times D_{\text{Ant}}/1000) + (C_{\text{SMBS}} \times D_{\text{SMBS}}/1000)] \quad (۸)$$

که در آن

$C_{\text{chem}}$  هزینه سالانه مواد شیمیایی (\$/y)،  $Q_P$  دبی پرمیت تولیدی ( $\text{m}^3/\text{h}$ )،  $Y$  درصد بازیابی،  $D_{\text{Ant}}$  دوز تزریق ماده ضد رسوب ( $\text{g}/\text{m}^3$ )،  $C_{\text{Ant}}$  قیمت واحد ماده ضد رسوب (\$/L)،  $D_{\text{SMBS}}$  دوز تزریق SMBS ( $\text{g}/\text{m}^3$ )،  $C_{\text{SMBS}}$  قیمت واحد SMBS (\$/kg) است. در این پژوهش میزان تزریق ماده ضد رسوب و SMBS به ترتیب ۵ و  $3 \text{ g}/\text{m}^3$  در نظر گرفته شد.

هزینه سالانه انرژی الکتریکی ( $C_{\text{energy}}$  (\$/y) نیز از معادله ۹ محاسبه شد

$$C_{\text{energy}} = 7920 \times \text{SEC} \times Q_P \times C_E \quad (۹)$$

که در آن

SEC مصرف انرژی ویژه ( $\text{kWh}/\text{m}^3$ ) و  $C_E$  قیمت واحد انرژی الکتریکی (\$/kWh) است.

بر اساس اطلاعات انجام شده از تأمین‌کنندگان، قیمت واحد ماده ضد رسوب<sup>۴</sup> برابر با ۲ \$/Lit، سدیم متابی سولفیت<sup>۵</sup> برابر با ۱ \$/kg و قیمت انرژی الکتریکی برابر با ۰/۰۲ \$/kWh در نظر گرفته شد. همچنین برای برآورد هزینه نیروی انسانی، دستمزد هر نفر نیروی بهره‌برداری معادل ۳۰۰ \$ در ماه و هزینه نگهداری و تعمیرات تجهیزات برابر با ۴ درصد قیمت تجهیزات نصب شده لحاظ شد (Voutchkov, 2018).

در نهایت، به منظور مقایسه جامع و هم‌ارز گزینه‌ها، از شاخص هزینه تراز شده یا LCOW استفاده شد که در آن هزینه‌های سالانه شده سرمایه‌گذاری ( $\text{CAPEX}_{\text{Annual}}$ ) و OPEX سالانه بر کل حجم آب پرمیت تولیدی در طول سال سرشکن می‌شوند؛ بنابراین LCOW از معادله ۱۰ به دست آمد

$$\text{LCOW} \left( \frac{\$}{\text{m}^3} \right) = \frac{\text{CAPEX}_{\text{Annual}} + C_{\text{chem}} + C_{\text{energy}} + C_{\text{labor}} + C_{\text{M\&R}}}{Q_P \times 7920} \quad (۱۰)$$

<sup>۴</sup> Antiscalant

<sup>۵</sup> Sodium Metabisulfite (SMBS)

المان‌ها در هر PV قرار می‌گیرد. تجهیزات و هزینه‌هایی که در همه سامانه‌ها یکسان بودند، از جمله واحدهای پیش تصفیه بالادست و تأسیسات خارج از محدوده واحد RO، از مقایسه اقتصادی حذف شدند. تمامی قیمت‌ها و هزینه‌ها بر اساس استعلام از تأمین‌کنندگان داخلی و با قیمت‌های مبنای سال ۱۴۰۵ برآورد شدند. تمامی هزینه‌ها ابتدا به ریال ایران<sup>۱</sup> برآورد شده و سپس با نرخ تبدیل IRR/USD ۱۷۵۰۰۰۰ به دلار آمریکا<sup>۲</sup> تبدیل و گزارش شدند.

CAPEX بر اساس هزینه PVها، المان‌های غشایی، پمپ‌های فشار قوی و خوراک، فیلترهای کارتریجی، پکیج شست‌وشوی شیمیایی غشاهای، پکیج‌های تزریق مواد شیمیایی، لوله‌کشی، شیرآلات و اتصالات، تجهیزات برق، کنترل، ابزار دقیق و شاسی و سازه‌های نگهدارنده تجهیزات محاسبه شد (جدول ۳). CAPEX کل سامانه با استفاده از ضریب بازیافت سرمایه<sup>۳</sup> به صورت سالانه تبدیل شد

$$\text{CAPEX}_{\text{Annual}} = \text{CAPEX} \times \text{CRF} \quad (۵)$$

که در آن

ضریب CRF بر اساس عمر مفید سامانه  $m$  و نرخ بهره سرمایه‌گذاری  $r$  طبق معادله ۶ محاسبه شد (Mohammadzadeh et al., 2022)

$$\text{CRF} = \frac{r \times (1+r)^m}{(1+r)^m - 1} \quad (۶)$$

در این پژوهش، عمر مفید واحد RO برابر با ۵ سال و نرخ بهره سرمایه‌گذاری برابر با ۲۳ درصد در نظر گرفته شد.

OPEX سالانه شامل هزینه انرژی الکتریکی، مواد شیمیایی، نیروی انسانی و تعمیرات و نگهداری بود. زمان بهره‌برداری مؤثر سامانه‌ها برابر با ۹۰ درصد سال، معادل ۳۳۰ روز یا ۷۹۲۰ ساعت در سال فرض شد. هزینه سالانه مواد شیمیایی بر اساس دبی خوراک ( $Q_F$ )، دوز تزریق مواد و قیمت واحد آنها تعیین شد

$$Q_F = 100 \times Q_P / Y \quad (۷)$$

<sup>۱</sup> IRR

<sup>۲</sup> USD

<sup>۳</sup> Capital Recovery Factor (CRF)



که در آن

$C_{labor}$  هزینه نیروی انسانی ( $\$/y$ ) و  $C_{M\&R}$  هزینه تعمیر و نگهداری ( $\$/y$ ) است.

سامانه‌های BWRO در نرم‌افزار DuPont WAVE V1.83.016 انجام شد. جدول ۲ خلاصه نتایج شبیه‌سازی سامانه‌ها در دو سناریو طراحی شده را نشان می‌دهد.

### ۳- نتایج و بحث

برای دو سناریوی تعریف شده، با انتخاب شار طراحی  $Lit/m^2.h$   $F_D=20$ ، تعداد المان‌های غشایی موردنیاز در سناریوی اول برای تولید  $18 m^3/h$  پریمیت، ۲۴ عدد و در سناریوی دوم برای تولید  $155 m^3/h$ ، ۲۱۰ عدد محاسبه شد. محاسبات طراحی و شبیه‌سازی

### ۳-۱- حداکثر درصد بازیابی ممکن

تحلیل نتایج جدول ۲ نشان می‌دهد که حداکثر درصد بازیابی قابل‌دستیابی در سامانه‌های BWRO حاصل برهم‌کنش میان تعداد المان‌های غشایی در هر PV، دبی کل خوراک و محدودیت‌های هیدرولیکی سامانه است. در هر دو سناریوی بررسی شده، افزایش

جدول ۲- نتایج شبیه‌سازی عملکرد سامانه‌های BWRO در دو سناریوی طراحی شده

Table 2. Simulated performance of BWRO systems across two design scenarios

| Scenario 1 (Q permeate= 18 m³/h)        |                                         |       |       |                                         |       |       |                    |       |       |
|-----------------------------------------|-----------------------------------------|-------|-------|-----------------------------------------|-------|-------|--------------------|-------|-------|
| PV length                               | 4-element                               |       |       | 6-element                               |       |       | 8-element          |       |       |
| Recovery, Y (%)                         | 55                                      | 60    | 64    | 65                                      | 70    | 71.5  | 70                 | 75    | 80    |
| Staging ratio, R (ideal)                | 1.49                                    | 1.58  | 1.67  | 1.69                                    | 1.82  | 1.87  | 1.82               | 2     | 2.23  |
| No. of PVs in stage 1                   | 4                                       | 4     | 4     | 3                                       | 3     | 3     | 2                  | 2     | 2     |
| No. of PVs in stage 2                   | 2                                       | 2     | 2     | 1                                       | 1     | 1     | 1                  | 1     | 1     |
| Permeate TDS (ppm)                      | 23.9                                    | 25    | 26    | 27.3                                    | 28.7  | 29.2  | 30.5               | 34.2  | 39    |
| Permeate conductivity (µS/cm)           | 51                                      | 53    | 56    | 58                                      | 61    | 62    | 65                 | 73    | 83    |
| Salt rejection (%)                      | 98.81                                   | 98.75 | 98.70 | 98.64                                   | 98.57 | 98.54 | 98.48              | 98.29 | 98.05 |
| Salt passage (%)                        | 1.20                                    | 1.25  | 1.30  | 1.37                                    | 1.44  | 1.46  | 1.53               | 1.71  | 1.95  |
| SEC (kWh/m³)                            | 0.808                                   | 0.818 | 0.825 | 0.764                                   | 0.815 | 0.841 | 0.744              | 0.722 | 0.74  |
| Feed pressure (barg)                    | 10                                      | 11.5  | 12.5  | 11.6                                    | 13.6  | 14.1  | 12.2               | 12.6  | 13.7  |
| Feed flow of PVs in stage 1 (m³/h)      | 8.2                                     | 7.5   | 7     | 9.2                                     | 8.6   | 8.4   | 12.9               | 12    | 11.2  |
| Pressure drop in stage 1 (bar)          | 0.4                                     | 0.4   | 0.3   | 0.7                                     | 0.6   | 0.6   | 1.5                | 1.3   | 1.1   |
| Feed flow of PVs in stage 2 (m³/h)      | 9.9                                     | 9     | 8.4   | 13.4                                    | 12.4  | 12.1  | 12                 | 10.3  | 9.1   |
| Pressure drop in stage 2 (bar)          | 0.7                                     | 0.5   | 0.5   | 1.5                                     | 1.2   | 1.1   | 1.6                | 1.2   | 0.9   |
| Total pressure drop (bar)               | 1.1                                     | 0.9   | 0.8   | 2.2                                     | 1.8   | 1.7   | 3.1                | 2.5   | 2     |
| Permeate back pressure (bar) at stage 1 | 0.2                                     | 2.3   | 3.8   | 1.3                                     | 3.8   | 4.5   | 0.3                | 0.7   | 2     |
| Limitation for higher recovery          | Y <sub>e,max</sub>                      |       |       | Y <sub>e,max</sub> و Q <sub>C,min</sub> |       |       | Y <sub>e,max</sub> |       |       |
| Scenario 2 (Q permeate= 155 m³/h)       |                                         |       |       |                                         |       |       |                    |       |       |
| PV length                               | 5-element                               |       |       | 6-element                               |       |       | 7-element          |       |       |
| Recovery, Y (%)                         | 60                                      | 65    | 70    | 65                                      | 70    | 75    | 70                 | 75    | 79    |
| Staging ratio, R (ideal)                | 1.58                                    | 1.69  | 1.82  | 1.69                                    | 1.82  | 2     | 1.82               | 2     | 2.18  |
| No. of PVs in stage 1                   | 26                                      | 26    | 27    | 22                                      | 23    | 23    | 19                 | 20    | 20    |
| No. of PVs in stage 2                   | 16                                      | 16    | 15    | 13                                      | 12    | 12    | 11                 | 10    | 10    |
| Permeate TDS (ppm)                      | 26                                      | 28.3  | 29.9  | 28.2                                    | 30.8  | 33.2  | 31.2               | 34.5  | 37.3  |
| Permeate conductivity (µS/cm)           | 55                                      | 60    | 64    | 60                                      | 66    | 71    | 66                 | 73    | 79    |
| Salt rejection (%)                      | 98.70                                   | 98.59 | 98.51 | 98.59                                   | 98.46 | 98.34 | 98.44              | 98.28 | 98.14 |
| Salt passage (%)                        | 1.30                                    | 1.42  | 1.50  | 1.41                                    | 1.54  | 1.66  | 1.56               | 1.73  | 1.87  |
| SEC (kWh/m³)                            | 0.81                                    | 0.738 | 0.794 | 0.761                                   | 0.747 | 0.786 | 0.755              | 0.754 | 0.792 |
| Feed pressure (barg)                    | 10.3                                    | 10.4  | 12.1  | 10.7                                    | 11.3  | 12.8  | 11.4               | 12.2  | 13.6  |
| Feed flow of PVs in stage 1 (m³/h)      | 9.9                                     | 9.2   | 8.2   | 10.8                                    | 9.6   | 8.9   | 11.7               | 10.3  | 9.8   |
| Pressure drop in stage 1 (bar)          | 0.7                                     | 0.6   | 0.5   | 0.9                                     | 0.7   | 0.7   | 1.1                | 0.9   | 0.8   |
| Feed flow of PVs in stage 2 (m³/h)      | 9.4                                     | 8.1   | 8     | 9.8                                     | 9     | 8.4   | 9.8                | 9.1   | 8.6   |
| Pressure drop in stage 2 (bar)          | 0.7                                     | 0.5   | 0.5   | 0.9                                     | 0.7   | 0.6   | 1                  | 0.8   | 0.7   |
| Total pressure drop (bar)               | 1.4                                     | 1.1   | 1     | 1.8                                     | 1.4   | 1.3   | 2.1                | 1.7   | 1.5   |
| Permeate back pressure (bar) at stage 1 | 0                                       | 0     | 2.5   | 0                                       | 0.7   | 2.8   | 0                  | 1.1   | 2.9   |
| Limitation for higher recovery          | Q <sub>C,min</sub> و Y <sub>e,max</sub> |       |       | Q <sub>C,min</sub> و Y <sub>e,max</sub> |       |       | Y <sub>e,max</sub> |       |       |



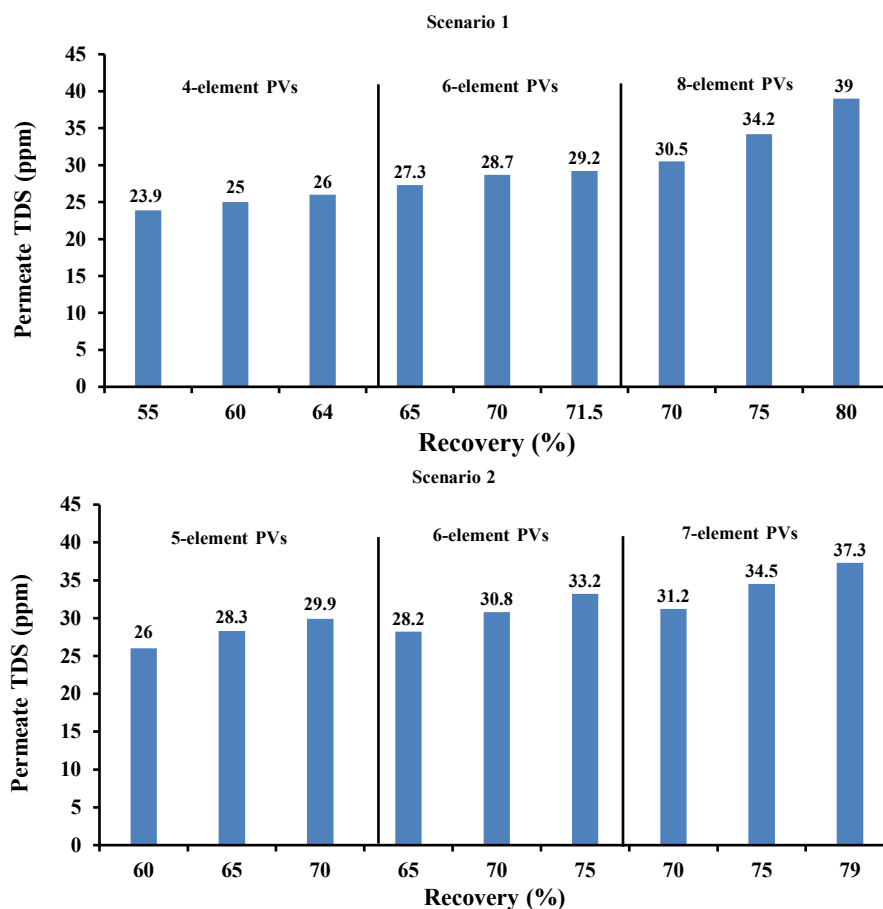
هر PV، دبی خوراک و نسبت آرایش مراحل در نظر گرفته شود؛ زیرا افزایش یا کاهش نامتناسب آن می‌تواند موجب توزیع غیریکنواخت شار و کاهش حاشیه عملیاتی سامانه شود. باوجود محدودیت‌های مذکور، پیکربندی‌های دارای ۶ تا ۸ المان در هر PV توانستند در محدوده شرایط شبیه‌سازی بازایی‌های قابل قبول ۷۵ تا ۸۰ درصد را فراهم کنند. این نتایج نشان می‌دهند که دستیابی به بازایی بالا در سامانه‌های BWRO تنها به افزایش تعداد المان‌های غشایی وابسته نیست، بلکه به ایجاد تعادل میان طول PV، دبی خوراک، کاهش دبی جریان تغلیظ شده، فشار معکوس پرمیت و محدودیت‌های مجاز هر المان بستگی دارد. بر این اساس، انتخاب تعداد المان‌ها باید بر مبنای ظرفیت سامانه و قیود هیدرولیکی و عملیاتی همان سناریو انجام شود و نمی‌توان یک تعداد ثابت از المان‌ها را برای همه سامانه‌های BWRO به‌عنوان گزینه بهینه معرفی کرد.

### ۳-۲- مقدار TDS پرمیت

نتایج جدول ۲ و شکل ۱ نشان می‌دهند که TDS پرمیت در هر دو سناریو به‌طورکلی در محدوده ۲۳/۹ تا ۳۹ ppm قرار دارد که نشان‌دهنده دفع نمک قابل قبول و ۹۸/۰۵ تا ۹۸/۸۱ درصدی غشاها است. بااین‌حال، مقدار دفع نمک محاسبه شده در این پژوهش از حداقل دفع نمک اعلام شده توسط سازنده در جدول ۱، یعنی ۹۹/۴ درصد، کمتر است. این اختلاف را می‌توان به تفاوت شرایط شبیه‌سازی با شرایط آزمون استاندارد سازنده، به‌ویژه فشار عملیاتی و دمای خوراک، نسبت داد. در هر دو سناریو، با افزایش درصد بازایی که ناشی از افزایش تعداد المان‌های سری در PV است، TDS پرمیت افزایش یافت. به‌طوری‌که در سناریوی ۱، با افزایش بازایی از ۵۵ درصد (PVهای ۴ المانه) به ۸۰ درصد (PVهای ۸ المانه) TDS پرمیت از ۲۳/۹ به ۳۹ ppm رسید. در همین محدوده، درصد عبور نمک از ۱/۲۰ به ۱/۹۵ درصد افزایش و میزان دفع نمک از ۹۸/۸۱ به ۹۸/۰۵ درصد کاهش یافت. این تغییرات نشان می‌دهند که افزایش بازایی، کیفیت نمک‌زدایی سامانه را تا حدی کاهش می‌دهد. این روند را می‌توان با افزایش غلظت نمک در جریان تغلیظ شده در امتداد PV تبیین کرد. با افزایش بازایی، غلظت نمک و فشار اسمزی در المان‌های انتهایی افزایش می‌یابد؛ بنابراین فشار

تعداد المان‌های غشایی به‌صورت سری در هر PV موجب افزایش بازایی تجمعی شد؛ زیرا المان‌های متوالی با برداشت پرمیت از جریان خوراک، امکان استخراج بخش بیشتری از آب موجود در خوراک اولیه را فراهم می‌کنند. بااین‌حال، این افزایش بازایی نامحدود نیست و به‌دلیل افزایش تدریجی غلظت نمک و کاهش دبی جریان تغلیظ شده در امتداد PV، به‌تدریج با محدودیت مواجه می‌شود (Futterlieb et al., 2021). در این پژوهش حداکثر بازایی مجاز هر المان ( $Ye_{max} = 13\%$ ) و حداقل دبی مجاز جریان تغلیظ شده ( $Q_{C,min} = 4/09 \text{ m}^3/\text{h}$ ) در المان انتهایی هر مرحله، محدودیت‌های اصلی حداکثر بازایی سامانه بودند (DuPont, 2022). با حرکت جریان در طول PV، بخشی از آب به‌صورت پرمیت برداشت می‌شود؛ در نتیجه، دبی جریان تغلیظ شده کاهش یافته و غلظت نمک در المان‌های پایین‌دست افزایش می‌یابد؛ بنابراین، هرچه تعداد المان‌ها در یک PV بیشتر باشد، احتمال فعال شدن محدودیت‌های مربوط به دبی جریان تغلیظ شده، غلظت نمک و بازایی موضعی در المان‌های انتهایی نیز افزایش می‌یابد. این محدودیت‌ها در سامانه‌های با دبی خوراک کمتر، به‌ویژه در PVهای بلند، زودتر فعال می‌شوند؛ زیرا کاهش دبی در امتداد PV نسبت به دبی اولیه سهم بیشتری پیدا کرده و سریع‌تر به محدودیت حداقل دبی مجاز جریان تغلیظ شده رسیده و تجمع نمک در المان‌های انتهایی با شدت بیشتری رخ می‌دهد.

برای نمونه، در سناریوی اول با ظرفیت  $18 \text{ m}^3/\text{h}$ ، محدودیت‌های هیدرولیکی در پیکربندی‌های دارای تعداد بیشتری از المان، زودتر از سناریوی دوم آشکار شدند و به‌این‌ترتیب، بازایی PVهای ۶ المانه نیز کمتر از مقدار متناظر آن در سناریوی دوم بود. این نتیجه نشان می‌دهد که افزایش تعداد المان‌ها در هر PV، اگرچه می‌تواند بازایی کل را افزایش دهد، الزاماً به معنای بهبود هم‌زمان حاشیه ایمنی هیدرولیکی و پایداری عملکرد سامانه نیست. ازاین‌رو، در سامانه‌های BWRO با ظرفیت پایین، استفاده از PVهای کوتاه‌تر یا بهینه‌سازی آرایش مراحل می‌تواند به حفظ شرایط هیدرولیکی پایدارتر کمک کند. علاوه‌براین، اعمال فشار معکوس پرمیت در محدوده ۲ تا  $4/5 \text{ bar}$  برای برقراری تعادل هیدرولیکی میان مراحل ضروری بود. این فشار با کاهش فشار محرک خالص مؤثر بر غشا، بر شار واقعی پرمیت، توزیع شار در طول PV و بازایی مراحل اثر می‌گذارد؛ بنابراین، فشار معکوس پرمیت باید همراه با تعداد المان‌ها



**Fig. 1.** Effect of recovery and PV length on permeate TDS in BWRO systems  
 شکل ۱- مقدار TDS پرمیت نسبت به درصد بازیابی و طول‌های مختلف PVها در سامانه‌های BWRO

روند تغییرات دبی خوراک و افت فشار در شکل‌های ۲-ا، ۲-ب، ۲-ج و ۲-د نشان می‌دهد که در هر دو سناریو، با افزایش بازیابی و تبدیل بخش بیشتری از خوراک به پرمیت، دبی خوراک در PVها و در نتیجه افت فشار کل سامانه کاهش می‌یابد؛ برای مثال، در PVهای ۸ المانه با افزایش بازیابی از ۷۰ به ۸۰ درصد، افت فشار کل از ۳/۱ به ۲/۱ bar کاهش یافت. در مقابل، با افزایش طول PV، به دلیل کاهش تعداد PVهای موازی و عبور جریان از تعداد بیشتری المان سری، دبی هر PV و افت فشار سامانه افزایش یافت؛ به طوری که با افزایش تعداد المان‌ها از ۴ به ۸، بیشینه افت فشار از ۱/۱ به ۳/۱ bar رسید.

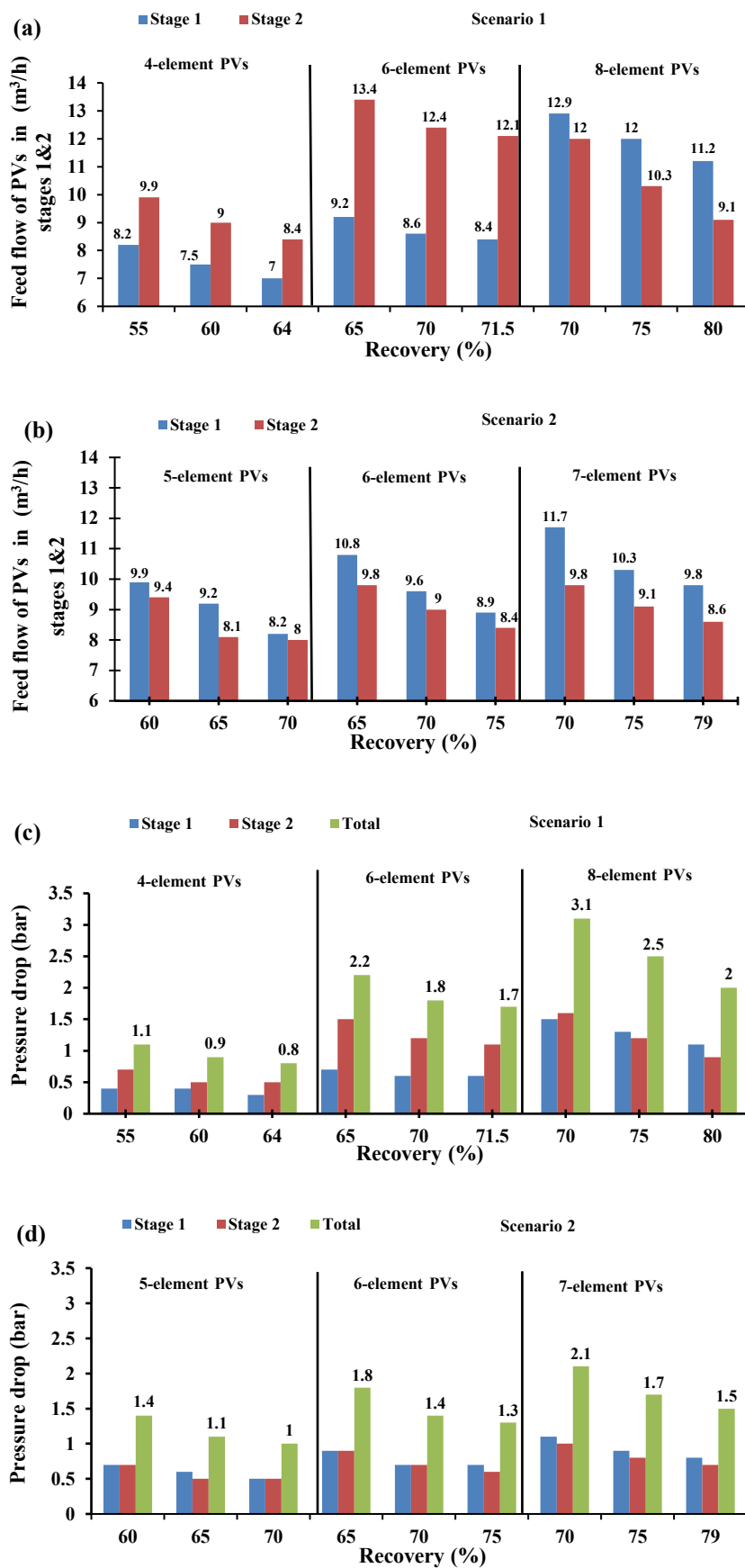
در سامانه‌های دو مرحله‌ای RO، تولید پرمیت از خوراک ورودی و کاهش دبی پس از مرحله اول ایجاب می‌کند که تعداد PVهای مرحله اول بیشتر از مرحله دوم باشد تا تعادل هیدرولیکی برقرار

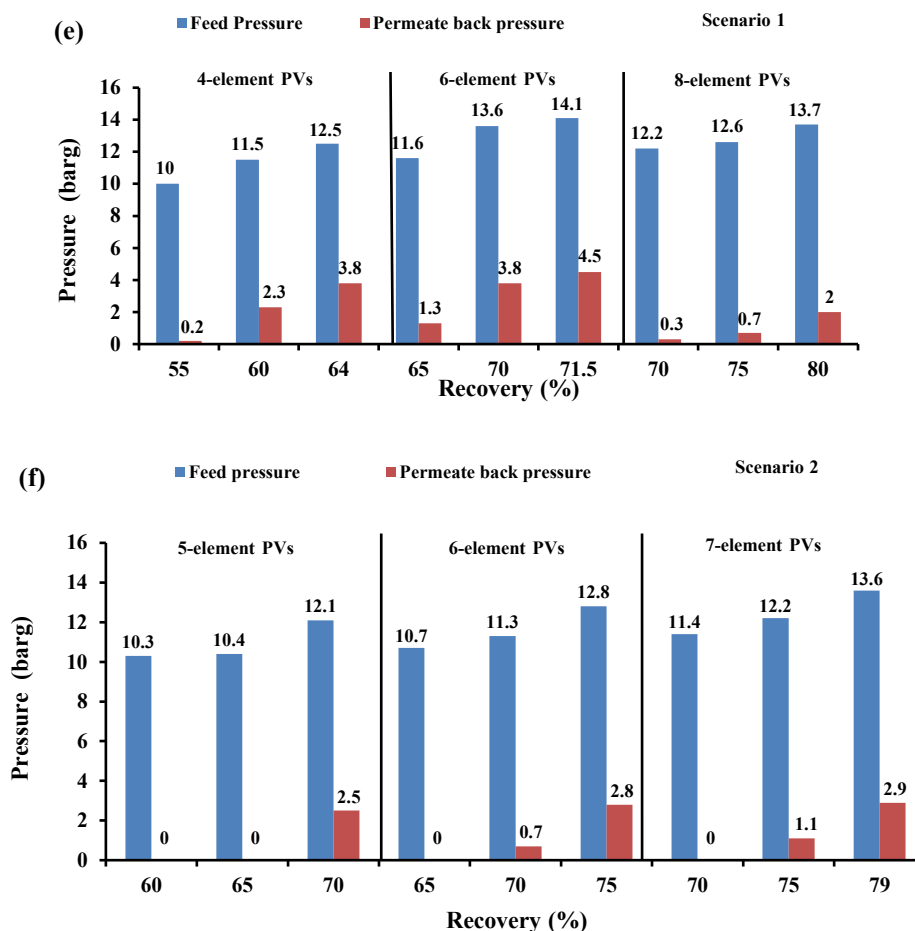
محرك مؤثر و عبور آب کاهش پیدا می‌کند. در نتیجه، شار آب نسبت به شار نمک کاهش بیشتری می‌یابد و نسبت نمک به آب افزایش پیدا می‌کند. پیامد این پدیده، افزایش غلظت نمک در پرمیت، افزایش درصد عبور نمک و کاهش دفع نمک سامانه است. مقایسه دو سناریو نشان داد که در بازیابی‌های یکسان، تفاوت قابل توجهی در TDS پرمیت، درصد عبور نمک و درصد دفع نمک مشاهده نمی‌شود. از این رو، در محدوده طراحی بررسی شده، درصد بازیابی سامانه نسبت به ظرفیت کلی سامانه و تعداد طول PV اثر غالب‌تری بر کیفیت پرمیت دارد.

### ۳-۳- فشار خوراک

شکل ۲ روند تغییر پارامترهای هیدرولیکی در PVهای سامانه‌های BWRO در دو سناریوی طراحی شده را نشان می‌دهد.







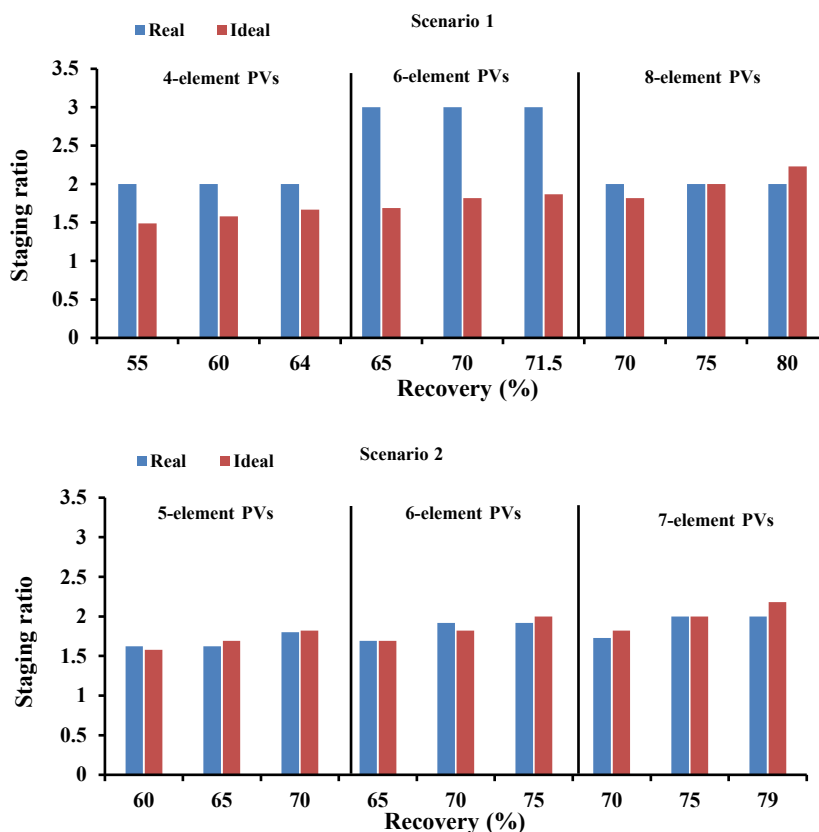
**Fig. 2.** Variation of system hydraulic parameters with recovery and PV length in BWRO systems: (a,b) feed flow rate in the PVs; (c,d) stage pressure drop; (e,f) feed pressure

شکل ۲- تغییر پارامترهای هیدرولیکی سیستم: (a,b) دبی خوراک در PVها، (c,d) افت فشار مراحل، (e,f) فشار خوراک نسبت به درصد بازیابی و طولهای مختلف PVها در سامانههای BWRO

تعداد هیدرولیکی، افزایش غیرعادی شدت جریان و افت فشار در مرحله دوم و نیاز به اعمال فشارهای معکوس بالا (تا ۴/۵ bar) بر روی جریان پرمیت مرحله اول برای تعدیل ناترازی منجر شد. در مقابل، مقیاس بزرگتر سناریوی دوم امکان انتخاب آرایشهای متنوع تر PV، توزیع مناسب تر شار، نیاز کمتر به فشار معکوس پرمیت و شرایط عملیاتی پایدارتر را فراهم کرد.

شکل ۲-۲ و f-۲ نشان می‌دهد که فشار خوراک در سیستمهای RO دومرحله‌ای با درصد بازیابی رابطه مستقیم دارد؛ با افزایش بازیابی، غلظت نمک و فشار اسمزی افزایش یافته و برای حفظ شار آب، فشار خوراک نیز بالا می‌رود. به عنوان مثال، در PVهای ۸المانه سناریوی اول، فشار از ۱۲/۲ به ۱۳/۷ barg با افزایش بازیابی از

شود؛ این نسبت تعداد PVها، با پارامتر نسبت مرحله‌ای R تعیین می‌شود. در سناریوی دوم و نیز PVهای ۸المانه سناریوی اول، دبی و افت فشار مرحله اول بیشتر از مرحله دوم بود. با این حال، افزایش شوری و ویسکوزیته جریان تغلیظ شده در مرحله دوم می‌تواند، برخلاف اثر کاهش دبی، افت فشار این مرحله را تا حدی افزایش دهد. شکل ۲-۲a نشان می‌دهد که برخلاف سایر چیدمانها، در PVهای ۴ و ۶المانه سناریوی اول، دبی و افت فشار مرحله دوم به طور محسوسی بیشتر از مرحله اول بوده است. علت این پدیده، محدودیت تعداد کل PVها در مقیاس کوچک و اجبار به انتخاب نسبت‌های مرحله‌ای غیر ایده‌آل، مانند ۳:۱ بود که انحراف زیادی از نسبت ایده‌آل داشتند (به شکل ۳ رجوع شود). این وضعیت به عدم



**Fig. 3.** Comparison of real and ideal staging ratios as a function of recovery and PV length in BWRO systems

شکل ۳- مقایسه مقدار نسبت مرحله‌ای واقعی و ایده‌آل نسبت به درصد بازیابی و طول‌های مختلف PV ها در سامانه‌های BWRO

بازیابی‌های یکسان، افزایش طول PV به‌طورکلی با کاهش فشار خوراک همراه است. زیرا اثر کاهش فشار معکوس پرمیت مورد نیاز، بر افزایش افت فشار اصطکاکی غلبه می‌کند (مانند کاهش فشار خوراک در سناریوی اول از ۱۳/۶ barg در ۶ المانه به ۱۲/۲ barg در ۸ المانه). با این حال، در سیستم ۷ المانه افزایش افت فشار اصطکاکی ناشی از افزایش طول مسیر عبوری جریان، اثر کاهش فشار معکوس پرمیت را تا حد زیادی خنثی کرده و موجب نیاز به فشار خوراک اندکی بیشتر نسبت به سیستم ۶ المانه شده است (۱۱/۴ barg در مقابل ۱۱/۳ barg). نتیجه‌گیری کلی این است که در نرخ‌های بازیابی نزدیک به حد نهایی، فشار معکوس پرمیت عامل تعیین‌کننده فشار خوراک است. بنابراین، در نرخ‌های بازیابی بالا، استفاده از PV های بلندتر که فاصله بیشتری با مرز حداکثر بازیابی دارند، از نظر فشار خوراک بهینه‌تر است.

۷۰ به ۸۰ درصد رسید. این افزایش فشار در حالی رخ می‌دهد که افت فشار کل سیستم کاهش می‌یابد (شکل ۲-c و ۲-d). این دوگانگی به دلیل تأثیر غالب عوامل ترمودینامیکی (فشار اسمزی بالاتر) و افزایش فشار معکوس پرمیت مورد نیاز برای تعادل هیدرولیکی است که هر دو مستقیماً فشار خوراک را افزایش می‌دهند. این نتایج با یافته‌های پیشین (Brusilovsky and Faigon, 2005, Wilf and Bartels, 2005) هم‌خوانی دارد. علاوه بر این، مقایسه سناریوها نشان می‌دهد که سیستم‌های ظرفیت بالا (سناریوی دوم) به دلیل انحراف کمتر از نسبت مرحله‌ای ایده‌آل و توزیع بهتر جریان، در بازیابی‌های مشابه، فشار خوراک پایین‌تری نسبت به سیستم‌های کم ظرفیت (سناریوی اول) نیاز دارند.

تأثیر طول PV بر فشار خوراک، نتیجه موازنه بین دو مکانیسم متضاد است: افزایش افت فشار اصطکاکی (افزایش‌دهنده فشار خوراک) در مقابل کاهش فشار معکوس پرمیت مورد نیاز برای تعادل هیدرولیکی (کاهش‌دهنده فشار خوراک). نتایج نشان می‌دهد که در

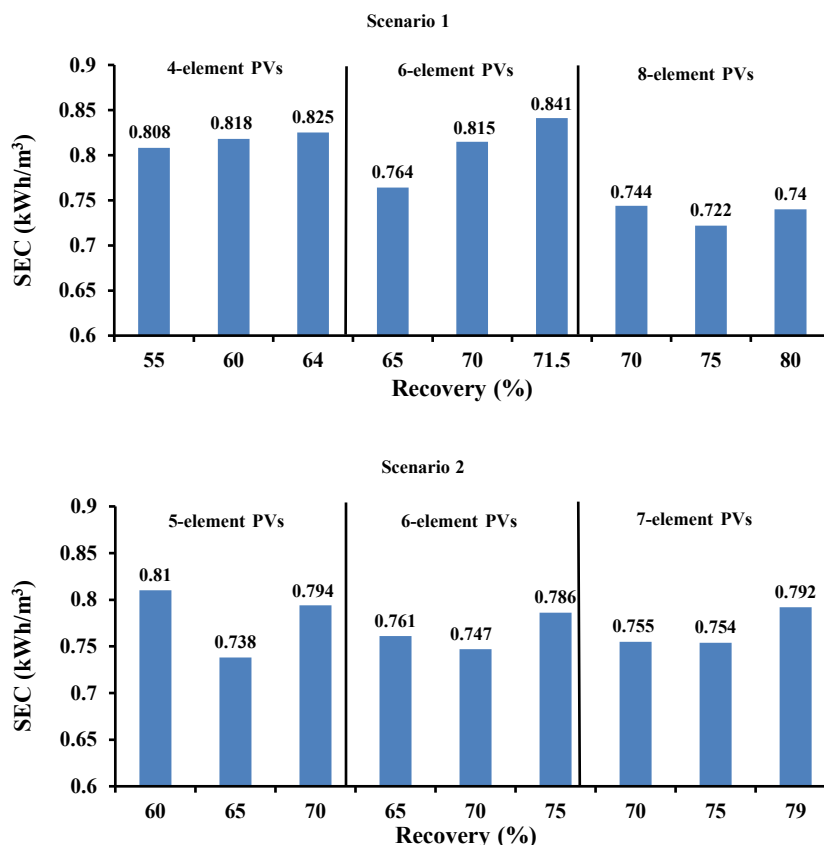


Fig. 4. Specific energy consumption as a function of recovery and PV length in BWRO systems

شکل ۴- SEC نسبت به درصد بازیابی و طول‌های مختلف PV ها در سامانه‌های BWRO

به بار فشار اضافی ناشی از ناترازی‌های هیدرولیکی نیز وابسته است.

در این میان، فشار معکوس پرمیت نقش تعیین‌کننده‌ای دارد. هنگامی که نسبت مرحله‌ای واقعی از مقدار ایده‌آل فاصله قابل توجهی داشته باشد، برای برقراری تعادل هیدرولیکی میان مراحل، اعمال فشار معکوس بر پرمیت ضروری است. این فشار، بخشی غیرمولد از بار فشاری سامانه محسوب می‌شود و مستقیماً فشار خوراک موردنیاز و SEC را افزایش می‌دهد. این اثر در سناریوی اول، به‌ویژه در پیکربندی‌های ۴ و ۶ المانه، مشهود است. در پیکربندی ۶ المانه، افزایش فشار معکوس پرمیت از ۱/۳ به ۴/۵ bar با ثبت بیشترین مقدار SEC همراه بود. همچنین، در پیکربندی ۴ المانه، اگرچه افت فشار کل با افزایش بازیابی از ۱/۱ به ۱/۸ bar کاهش یافت، اما افزایش فشار معکوس پرمیت باعث شد SEC از ۰/۸۰۸ به ۰/۸۲۵ kWh/m³ افزایش یابد. طول PV نیز از طریق دو سازوکار متضاد بر فشار خوراک و SEC اثر می‌گذارد. از یک‌سو، افزایش طول

### ۳-۴- مصرف انرژی الکتریکی

در شکل ۴، SEC نسبت به درصد بازیابی و طول‌های مختلف PV ها در سامانه‌های BWRO در دو سناریوی طراحی شده نشان داده شده است.

بر اساس داده‌های جدول ۲ و شکل ۴، بررسی هم‌زمان فشار خوراک و SEC نشان می‌دهد که این دو پارامتر، اگرچه عموماً هم‌جهت‌اند، اما رابطه‌ای خطی و یکنواخت ندارند. مطابق معادله ۴، افزایش فشار خوراک معمولاً به افزایش توان مصرفی پمپ و در نتیجه افزایش SEC منجر می‌شود؛ با این حال، بهبود بازیابی آب و کاهش دبی خوراک می‌تواند این اثر را تعدیل کند. برای مثال، در سناریوی اول و پیکربندی ۸ المانه، فشار خوراک از ۱۲/۲ به ۱۳/۷ barg افزایش یافته، اما SEC در محدوده ۰/۷۴۴ تا ۰/۷۴۰ kWh/m³ کمی کاهش داشته است. این تفاوت نشان می‌دهد که مصرف انرژی سامانه تنها تابع فشار خوراک نیست، بلکه

معکوس پرمیت موردنیاز را افزایش داد؛ بنابراین، بخش مهمی از افزایش مصرف انرژی در این سامانه‌ها ناشی از شوری خوراک یا ماهیت فرایند RO، بلکه ناشی از محدودیت‌های آرایش مرحله‌ای و پیکربندی هیدرولیکی است.

در مجموع، نتایج این پژوهش نشان می‌دهد که در بازیابی‌های بالا، استفاده از PVهای بلندتر عموماً از نظر انرژی مطلوب‌تر است؛ مشروط بر آنکه افزایش افت فشار ناشی از طول بیشتر، مزیت حاصل از کاهش فشار معکوس پرمیت را از بین نبرد. به‌طور کلی در مقیاس کوچک، ۸ PV المانه و در مقیاس بزرگ، ۶ PV المانه، بهترین سازش میان فشار خوراک، افت فشار و SEC را فراهم می‌کنند. این نتیجه با یافته‌های پژوهش‌های پیشین (Ghourejili et al., 2024a, Wilf and Bartels, 2005) که عملکرد PVهای بلندتر را بدون لحاظ اثر مقیاس و ناترازی هیدرولیکی مطلوب‌تر دانسته‌اند، تفاوت دارد.

### ۳-۵- تحلیل اقتصادی

در جدول ۳ نتایج برآورد هزینه‌های CAPEX، OPEX و هزینه کلی تولید هر مترمکعب آب پرمیت در سامانه‌های BWRO با طول‌های مختلف PVها در دو سناریوی طراحی شده، خلاصه شده است.

#### ۳-۵-۱- CAPEX

نتایج تحلیل اقتصادی (جدول ۳ و شکل ۵) نشان می‌دهد که تأثیر طول PV بر CAPEX دوگانه و غیرخطی است. CAPEX کل در سناریوی اول بین ۲۴،۹۶۰ تا ۲۶،۷۸۹ دلار و در سناریوی دوم بین ۲۱۰،۹۴۳ تا ۲۱۸،۱۴۳ دلار تغییر کرد. این بازه‌ها نشان می‌دهند که تغییر طول PV، اگرچه ترکیب هزینه اجزای سامانه را تغییر می‌دهد، الزاماً به تغییر چشمگیر CAPEX کل منجر نمی‌شود. در سناریوی اول، با افزایش طول PV، CAPEX سامانه افزایش یافت. این روند عمدتاً به هزینه بیشتر PVهای بلندتر و افزایش هزینه ساخت اسکید مربوط است. در مقابل، در سناریوی دوم، افزایش طول PV تنها تغییر محدودی (تقریباً ۳/۵ درصد) در CAPEX ایجاد کرد. در سامانه‌های بزرگ مقیاس که سهم هزینه PVها و ساخت اسکید از کل CAPEX کمتر است؛ تغییر هزینه این

PV تعداد PVهای موردنیاز را کاهش داده و دبی عبوری از هر PV را افزایش می‌دهد؛ در نتیجه، افت فشار اصطکاکی بیشتر می‌شود. از سوی دیگر، PVهای بلندتر معمولاً امکان دستیابی به بازیابی‌های بالاتر را با انحراف کمتر از شرایط هیدرولیکی مطلوب فراهم می‌کنند و نیاز به فشار معکوس پرمیت را کاهش می‌دهند؛ بنابراین، اثر نهایی طول PV تابع برآیند افزایش افت فشار اصطکاکی و کاهش فشار معکوس موردنیاز است. این برهم‌کنش در هر دو سناریو مشاهده شد. در سناریوی اول و در بازیابی ۷۰ درصد پیکربندی ۸ المانه، با وجود افت فشار بیشتر نسبت به پیکربندی ۶ المانه (۳/۱ در برابر ۱/۸ bar)، فشار خوراک پایین‌تر (۱۲/۲ در مقابل ۱۳/۶ barg) و SEC کمتری (۰/۷۴۴ در مقابل ۰/۸۱۵) داشت. علت اصلی این رفتار، فشار معکوس پرمیت بسیار کمتر در پیکربندی ۸ المانه بود. روند مشابهی در سناریوی دوم نیز مشاهده می‌شود؛ به‌طوری‌که در بازیابی ۷۰ درصد، پیکربندی ۶ المانه نسبت به ۵ المانه، هم فشار خوراک پایین‌تری (۱۱/۳ در مقابل ۱۲/۱ barg) و هم SEC کمتری (۰/۷۴۷ در مقابل ۰/۷۹۴ kWh/m<sup>3</sup>) داشت. با این حال، افزایش طول PV از ۶ به ۷ المان به کاهش بیشتر SEC منجر نشد، زیرا افزایش افت فشار اصطکاکی بخش قابل توجهی از مزیت ناشی از کاهش فشار معکوس پرمیت را خنثی کرد. از این رو، افزایش طول PV تنها زمانی به بهبود انرژی منجر می‌شود که کاهش فشار معکوس پرمیت بر افزایش افت فشار اصطکاکی غلبه کند. این اثر که در مطالعات پیشین (Brusilovsky and Faigon, 2005, Ghourejili et al., 2024a) مغفول مانده است، یکی از دلایل تفاوت نتایج پژوهش حاضر با آن پژوهش‌ها به شمار می‌رود.

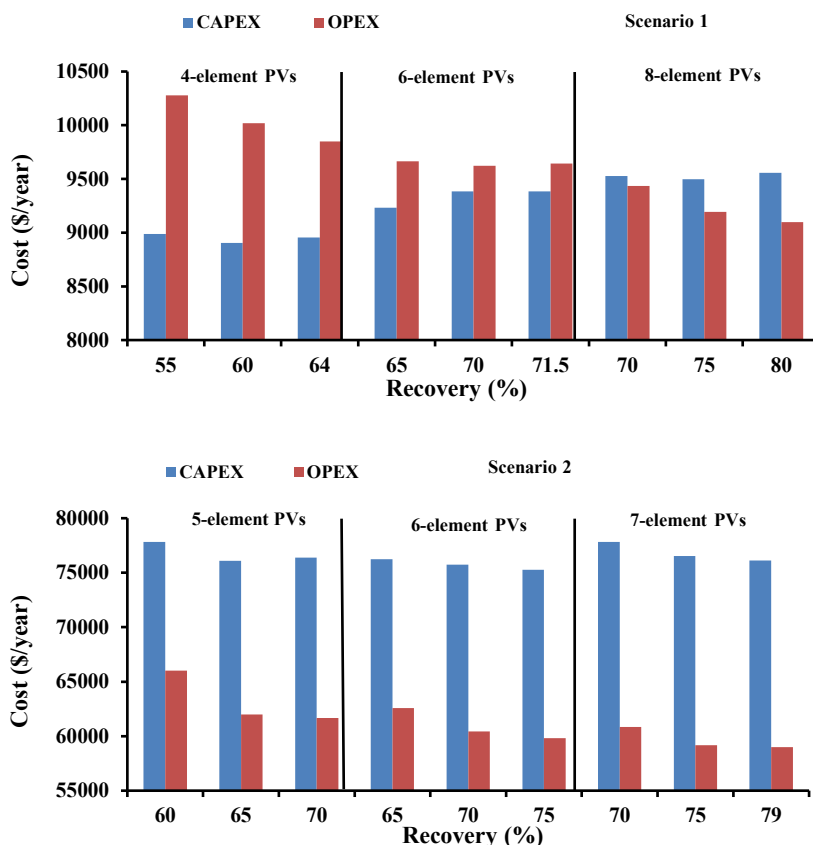
مقایسه دو سناریوی طراحی شده، اهمیت مقیاس سامانه را در عملکرد هیدرولیکی و بازده انرژی آشکار می‌کند. در سناریوی دوم، تعداد بیشتر PVها امکان انتخاب آرایش مرحله‌ای نزدیک‌تر به نسبت ایده‌آل را فراهم کرد. این شرایط به توزیع یکنواخت‌تر جریان، کاهش ناترازی هیدرولیکی، کاهش نیاز به فشار معکوس پرمیت و در نهایت کاهش SEC انجامید. در مقابل، محدودیت تعداد کل PVها در سناریوی اول، استفاده از نسبت‌های مرحله‌ای غیر ایده‌آل مانند ۳:۱ را اجتناب‌ناپذیر کرد. این انحراف موجب شد در برخی پیکربندی‌ها دبی ورودی PVهای مرحله دوم از مرحله اول بیشتر شود؛ وضعیتی که افت فشار مرحله دوم، ناترازی هیدرولیکی و فشار

## جدول ۳- نتایج تحلیل اقتصادی سامانه‌های BWRO در دو سناریوی طراحی شده

Table 3. Results of the economic assessment of BWRO systems for two design scenarios

| Scenario 1 (Q permeate= 18 m <sup>3</sup> /h)                |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
|--------------------------------------------------------------|-----------|--------|--------|-----------|--------|--------|-----------|--------|--------|
| PV length                                                    | 4-element |        |        | 6-element |        |        | 8-element |        |        |
| Recovery, Y (%)                                              | 55        | 60     | 64     | 65        | 70     | 71.5   | 70        | 75     | 80     |
| CAPEX                                                        |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
| Cost of centrifugal pumps (\$)                               | 3229      | 3229   | 3371   | 3229      | 3657   | 3657   | 3371      | 3371   | 3657   |
| Cost of cartridge filter (\$)                                | 486       | 371    | 371    | 371       | 371    | 371    | 371       | 286    | 286    |
| Cost of PVs (\$)                                             | 2743      | 2743   | 2743   | 3429      | 3429   | 3429   | 3771      | 3771   | 3771   |
| Cost of membrane elements (\$)                               | 14400     | 14400  | 14400  | 14400     | 14400  | 14400  | 14400     | 14400  | 14400  |
| Cost of antiscalant & SMBS dosing packages (\$)              | 400       | 400    | 400    | 400       | 400    | 400    | 400       | 400    | 400    |
| Cost of CIP package (\$)                                     | 1246      | 1246   | 1246   | 1246      | 1246   | 1246   | 1246      | 1246   | 1246   |
| Cost of skid (\$)                                            | 343       | 343    | 343    | 571       | 571    | 571    | 914       | 914    | 914    |
| Cost of piping (\$)                                          | 686       | 571    | 571    | 571       | 571    | 571    | 571       | 571    | 457    |
| Cost of electrical, instrumentation and control devices (\$) | 1657      | 1657   | 1657   | 1657      | 1657   | 1657   | 1657      | 1657   | 1657   |
| Total CAPEX (\$)                                             | 25189     | 24960  | 25103  | 25874     | 26303  | 26303  | 26703     | 26617  | 26789  |
| Capital recovery factor, CRF                                 | 0.3567    | 0.3567 | 0.3567 | 0.3567    | 0.3567 | 0.3567 | 0.3567    | 0.3567 | 0.3567 |
| Annualized CAPEX (\$/year)                                   | 8986      | 8905   | 8956   | 9231      | 9384   | 9384   | 9527      | 9496   | 9557   |
| OPEX                                                         |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
| Cost of chemicals (\$/year)                                  | 3367      | 3089   | 2893   | 2852      | 2646   | 2595   | 2646      | 2471   | 2317   |
| Cost of electricity (\$/year)                                | 2304      | 2332   | 2352   | 2178      | 2324   | 2398   | 2121      | 2059   | 2110   |
| Cost of labor (\$/year)                                      | 3600      | 3600   | 3600   | 3600      | 3600   | 3600   | 3600      | 3600   | 3600   |
| Cost of maintenance & repair (\$/year)                       | 1008      | 998    | 1004   | 1035      | 1052   | 1052   | 1068      | 1065   | 1072   |
| Total OPEX (\$/year)                                         | 10278     | 10019  | 9850   | 9665      | 9622   | 9645   | 9435      | 9194   | 9098   |
| TOTAL COST                                                   |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
| Total annualized CAPEX+OPEX (\$/year)                        | 19265     | 18924  | 18805  | 18896     | 19006  | 19028  | 18962     | 18690  | 18655  |
| LCOW (\$/m <sup>3</sup> permeate)                            | 0.1351    | 0.1327 | 0.1319 | 0.1325    | 0.1333 | 0.1335 | 0.1330    | 0.1311 | 0.1309 |
| Scenario 2 (Q permeate= 155 m <sup>3</sup> /h)               |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
| PV length                                                    | 5-element |        |        | 6-element |        |        | 7-element |        |        |
| Recovery, Y (%)                                              | 60        | 65     | 70     | 65        | 70     | 75     | 70        | 75     | 79     |
| CAPEX                                                        |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
| Cost of centrifugal pumps (\$)                               | 9543      | 9486   | 10343  | 9486      | 10343  | 10057  | 10343     | 10057  | 8914   |
| Cost of cartridge filter (\$)                                | 8229      | 7029   | 7029   | 7029      | 7029   | 6343   | 7029      | 6343   | 6343   |
| Cost of PVs (\$)                                             | 28800     | 28800  | 28800  | 30000     | 30000  | 30000  | 34286     | 34286  | 34286  |
| Cost of membrane elements (\$)                               | 126000    | 126000 | 126000 | 126000    | 126000 | 126000 | 126000    | 126000 | 126000 |
| Cost of antiscalant & SMBS dosing packages (\$)              | 1771      | 1600   | 1600   | 1600      | 1600   | 1257   | 1600      | 1257   | 1257   |
| Cost of CIP package (\$)                                     | 6600      | 6600   | 6600   | 5457      | 5457   | 5457   | 4314      | 4314   | 4314   |
| Cost of skid (\$)                                            | 3200      | 3200   | 3200   | 3543      | 3543   | 3543   | 4000      | 4000   | 4000   |
| Cost of piping (\$)                                          | 14857     | 12000  | 12000  | 12000     | 10286  | 10286  | 12000     | 10286  | 10286  |
| Cost of electrical, instrumentation and control devices (\$) | 19143     | 18571  | 18571  | 18571     | 18000  | 18000  | 18571     | 18000  | 18000  |
| Total CAPEX (\$)                                             | 218143    | 213286 | 214143 | 213686    | 212257 | 210943 | 218143    | 214543 | 213400 |
| Capital recovery factor, CRF                                 | 0.3567    | 0.3567 | 0.3567 | 0.3567    | 0.3567 | 0.3567 | 0.3567    | 0.3567 | 0.3567 |
| Annualized CAPEX (\$/year)                                   | 77825     | 76092  | 76398  | 76235     | 75725  | 75256  | 77825     | 76540  | 76133  |
| OPEX                                                         |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
| Cost of chemicals (\$/year)                                  | 26595     | 24546  | 22795  | 24546     | 22795  | 21272  | 22795     | 21272  | 20201  |
| Cost of electricity (\$/year)                                | 19887     | 18119  | 19494  | 18684     | 18340  | 19298  | 18537     | 18512  | 19445  |
| Cost of labor (\$/year)                                      | 10800     | 10800  | 10800  | 10800     | 10800  | 10800  | 10800     | 10800  | 10800  |
| Cost of maintenance & repair (\$/year)                       | 8726      | 8531   | 8566   | 8547      | 8490   | 8438   | 8726      | 8582   | 8536   |
| Total OPEX (\$/year)                                         | 66007     | 61996  | 61655  | 62577     | 60426  | 59807  | 60858     | 59165  | 58982  |
| TOTAL COST                                                   |           |        |        |           |        |        |           |        |        |
| Total annualized CAPEX+OPEX (\$/year)                        | 143832    | 138088 | 138053 | 138812    | 136151 | 135063 | 138683    | 135706 | 135115 |
| LCOW (\$/m <sup>3</sup> permeate)                            | 0.1172    | 0.1125 | 0.1125 | 0.1131    | 0.1109 | 0.1100 | 0.1130    | 0.1105 | 0.1101 |





**Fig. 5.** CAPEX and OPEX as a function of recovery and PV length in BWRO systems  
 شکل ۵- هزینه‌های CAPEX و OPEX نسبت به درصد بازیابی و طول‌های مختلف PVها در سامانه‌های BWRO

می‌شود؛ با این حال، مصرف انرژی عامل تعیین‌کننده در مشخص کردن نقطه بهینه اقتصادی است. در هر دو سناریو، افزایش طول PV به‌طور کلی با کاهش OPEX کل همراه بود. این روند ناشی از بهبود تعادل هیدرولیکی و امکان دستیابی به بازیابی‌های بالاتر در پیکربندی‌های بلندتر است. افزایش بازیابی، دبی خوراک مورد نیاز را کاهش می‌دهد و در نتیجه، مصرف و هزینه مواد شیمیایی نیز کاهش می‌یابد. برای مثال، در سناریوی اول پیکربندی ۸ المانه، با افزایش بازیابی از ۷۰ به ۸۰ درصد، هزینه سالانه مواد شیمیایی از ۲۶۴۶ به ۲۳۱۷ دلار کاهش یافت. با این حال، روند تغییرات هزینه انرژی یکنواخت نیست و مستقیماً از روند SEC تأثیر می‌پذیرد. برای نمونه، در سناریوی دوم، افزایش طول PV از ۶ به ۷ المانه، به دلیل تشدید افت فشار اصطکاکی، SEC و هزینه انرژی را افزایش داد و بخشی از صرفه‌جویی حاصل از کاهش مصرف مواد شیمیایی را خنثی کرد. همچنین، در پیکربندی ۶ المانه سناریوی اول، افزایش بازیابی موجب تشدید ناترازی هیدرولیکی و افزایش قابل توجه مصرف

اجزا تأثیر محدودی بر CAPEX کل دارد. در سامانه کوچک‌تر سناریوی اول، هزینه PVها و ساخت اسکید سهم بیشتری از CAPEX را تشکیل می‌دهد؛ از این رو، تغییر طول PV حدود ۷ درصد تغییر در هزینه سرمایه‌گذاری کل ایجاد کرد. بر این اساس، استفاده از PVهای کوتاه‌تر در سامانه‌های کوچک مقیاس می‌تواند هزینه ساخت اولیه را کاهش دهد، در حالی که در مقیاس‌های بزرگتر، طول PV عامل تعیین‌کننده‌ای برای CAPEX کل نیست. این نتایج با یافته‌های (Wilf and Bartels, 2005, Brusilovsky and Faigon, 2005) تفاوت دارد. احتمال دارد این اختلاف، ناشی از نادیده گرفتن تفاوت قیمت میان PVهای کوتاه‌تر و بلندتر در تحلیل اقتصادی پژوهش‌های پیشین باشد.

### ۳-۵-۲ OPEX

بررسی مقدار OPEX در جدول ۳ و شکل ۵ نشان می‌دهد که کاهش OPEX سامانه RO عمدتاً از کاهش دبی خوراک ورودی ناشی

صرفه‌جویی عملیاتی حاصل ممکن است برای جبران CAPEX بیشتر کافی نباشد.

#### ۴- نتیجه‌گیری

در این پژوهش، اثر تعداد المان‌های غشایی در هر PV بر عملکرد فنی و اقتصادی سامانه‌های BWRO مورد استفاده برای تصفیه و بازچرخانی پساب بررسی شد. نتایج نشان داد که افزایش طول PV امکان دستیابی به بازیابی بالاتر را فراهم می‌کند، اما انتخاب آن باید با توجه به محدودیت‌های هیدرولیکی، شامل بیشینه بازیابی هر المان، افت فشار، بیشینه فشار عملیاتی و توزیع دبی در المان‌ها انجام شود؛ بنابراین، انتخاب طول PV نباید صرفاً بر مبنای بیشینه‌سازی بازیابی انجام شود، بلکه باید با در نظر گرفتن مجموعه‌ای از شاخص‌های فنی و اقتصادی انجام شود.

در بازیابی‌های مشابه، تغییر طول PV و مقیاس سامانه اثر محدودی بر TDS پرمیت داشتند و بازیابی، عامل اصلی مؤثر بر کیفیت آب تولیدی بود. افزایش طول PV در یک بازیابی مشخص عموماً با کاهش فشار خوراک همراه بود؛ زیرا کاهش فشار معکوس پرمیت مورد نیاز، بر افزایش افت فشار اصطکاکی غلبه می‌کرد. باین حال، در PVهای بلندتر، افزایش افت فشار اصطکاکی می‌تواند این مزیت را محدود کند.

تحلیل انرژی نشان داد که SEC تنها تابع فشار خوراک یا افت فشار نیست و ناترازی هیدرولیکی بین مراحل و فشار معکوس پرمیت نیز در آن نقش تعیین‌کننده دارند. افزایش طول PV تنها تا زمانی به بهبود بازدهی انرژی منجر می‌شود که کاهش بار فشاری ناشی از فشار معکوس پرمیت، از افزایش افت فشار اصطکاکی بیشتر باشد.

از منظر اقتصادی، اثر طول PV بر CAPEX به مقیاس سامانه وابسته بود. در سامانه کوچک مقیاس، استفاده از PVهای کوتاه‌تر CAPEX را کاهش داد، زیرا هزینه PV و ساخت اسکید سهم بیشتری از CAPEX را تشکیل می‌داد. در مقابل، در سامانه بزرگ مقیاس، تغییر طول PV تأثیر محدودی بر CAPEX کل داشت. افزایش طول PV و بازیابی، OPEX را از طریق کاهش دبی خوراک و مصرف مواد شیمیایی کاهش داد؛ هرچند در برخی پیکربندی‌ها، افزایش SEC ناشی از افت فشار بیشتر یا ناترازی هیدرولیکی، بخشی از این صرفه‌جویی را خنثی کرد. در نهایت، هزینه تولید هر مترمکعب آب

انرژی شد؛ بنابراین ارزیابی اقتصادی سامانه‌های RO نباید صرفاً بر کاهش هزینه مواد شیمیایی متمرکز باشد، زیرا هزینه انرژی می‌تواند نقطه بهینه اقتصادی را جابه‌جا کند. در مجموع، نتایج نشان می‌دهد که در هر دو مقیاس کوچک و بزرگ، بهره‌گیری از PVهای بلندتر همراه با راهبری در درصدهای بازیابی بالاتر، راهبردی مؤثر برای کاهش OPEX سیستم است؛ مشروط بر آنکه افزایش افت فشار و SEC، صرفه‌جویی حاصل از کاهش دبی خوراک و مصرف مواد شیمیایی را خنثی نکند.

#### ۳-۵-۳- LCOW

مقایسه دو سناریو به روشنی بیانگر اثر مقیاس در هزینه کل تولید آب پرمیت در سامانه‌های RO است. اگرچه CAPEX در سناریوی دوم به مراتب بالاتر از سناریوی اول است، اما هزینه کل تولید آب پرمیت در این سناریو به شکل معناداری پایین‌تر است. به طوری که هزینه تولید در سناریوی دوم از ۰/۱۱۰۰ تا ۰/۱۱۷۲ دلار و در سناریوی اول از ۰/۱۳۰۹ تا ۰/۱۳۵۱ دلار به ازای هر مترمکعب پرمیت متغیر است. این کاهش هزینه تولید را می‌توان به سرشکن شدن هزینه‌های ثابت بر حجم بیشتری از آب پرمیت تولیدی، انتخاب منطقی‌تر تجهیزات و امکان دستیابی به آرایش‌های هیدرولیکی متعادل‌تر در مقیاس بزرگتر نسبت داد. در سناریوی اول، پیکربندی ۸ المانه در بازیابی ۸۰ درصد، با هزینه تولید ۰/۱۳۰۹ دلار بر مترمکعب، به عنوان گزینه بهینه اقتصادی شناسایی شد. در این آرایش، کاهش OPEX ناشی از افزایش بازیابی، CAPEX بیشتر مرتبط با PVهای بلندتر را جبران کرد. در مقابل در همین سناریو، ناترازی هیدرولیکی پیکربندی ۶ المانه، موجب افزایش OPEX و در نتیجه افزایش هزینه تولید از ۰/۱۳۲۵ تا ۰/۱۳۳۵ دلار بر مترمکعب شد.

در سناریوی دوم، کمترین هزینه تولید، معادل ۰/۱۱۰۰ دلار بر مترمکعب، در پیکربندی ۶ المانه و بازیابی ۷۵ درصد به دست آمد. اگرچه پیکربندی ۷ المانه در بازیابی ۷۹ درصد، نسبت به پیکربندی ۶ المانه در بازیابی ۷۵ درصد، OPEX سالانه کمتری داشت (۵۸۹۸۲ در مقابل ۵۹۸۰۷ دلار در سال)، اما CAPEX بیشتر آن سبب شد هزینه نهایی تولید به ۰/۱۱۰۱ دلار بر مترمکعب افزایش یابد؛ بنابراین، در مقیاس بزرگ، افزایش طول PV فراتر از ۶ المان الزاماً به بهبود عملکرد اقتصادی منجر نمی‌شود؛ زیرا



سامانه‌های بزرگ، PVهای ۶ المانه بازدهی فنی-اقتصادی بهتری ارائه می‌دهند. این نتایج به شرایط خوراک، بازیابی‌های بررسی شده، مشخصات غشا و سایر مفروضات فنی-اقتصادی این پژوهش وابسته‌اند؛ بنابراین، طراحی سامانه‌های BWRO باید بر پایه بهینه‌سازی اختصاصی هر پروژه و با توجه به مقیاس، شرایط عملیاتی و اقتصادی آن انجام گیرد و از تعمیم یک قاعده ثابت برای انتخاب طول PV پرهیز شود.

## ۵-قردانی

به این وسیله نویسندگان، از حمایت پژوهشکده حوزه دریای کاسپین دانشگاه گیلان قردانی می‌کنند.

پرمیت در سامانه‌های بزرگ مقیاس، کمتر از سامانه‌های کوچک مقیاس بود که نشان‌دهنده اثر مثبت اقتصاد مقیاس است. کمترین هزینه تولید آب پرمیت در سیستم‌های کوچک مقیاس برای پیکربندی ۸ المانه با بازیابی ۸۰ درصد و در سیستم‌های بزرگ برای پیکربندی ۶ المانه با بازیابی ۷۵ درصد به دست آمد.

در مجموع، طول بهینه PV یک مقدار ثابت و قابل تعمیم برای همه سامانه‌های RO نیست، بلکه تابعی از ظرفیت سامانه، بازیابی هدف، آرایش مرحله‌ای، تعادل هیدرولیکی، CAPEX و OPEX است. بر این اساس، در محدوده سناریوهای بررسی شده در این پژوهش (ظرفیت‌های تولید پرمیت ۱۸ و  $155 \text{ m}^3/\text{h}$ )، برای سامانه‌های کوچک، PVهای ۸ المانه می‌توانند گزینه‌ای مناسب برای دستیابی به کمترین هزینه تولید آب باشند؛ درحالی‌که برای

## References

- AWWA, 2007. *Reverse Osmosis and Nanofiltration*, 2<sup>nd</sup> Edition. American Water Works Association, Denever, USA. [\[Link\]](#)
- Bacha, H. B., Abdullah, A. S., Aljaghtham, M., Salama, R. S., Abdelgaied, M. and Kabeel, A. E., 2023a. Thermo-economic assessment of photovoltaic/thermal Pan-Els-Powered reverse osmosis desalination unit combined with preheating using geothermal energy. *Energies*, 16(8), 3408. <https://doi.org/10.3390/en16083408>.
- Bacha, H. B., Abdullah, A. S., Alqasir, U., Salama, R. S., Abdelgaied, M. and Kabeel, A. E., 2023b. Performance analysis and techno-economic assessment of a developed cooling/preheating small PVT-RO desalination plant. *Frontiers in Energy Research*, 11. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2023.1287743>.
- Bartels, C., Cioffi, S., Rybar, S., Wilf, M. and Koutsakos, E., 2008. Long term experience with membrane performance at the Larnaca desalination plant. *Desalination*, 221(1-3), 92-100. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2007.01.070>.
- Brusilovsky, M. and Faigon, M., 2005. The impact of varying the number of elements per PV in SWRO plants-actual and future configurations. *Desalination*, 184(1-3), 233-240. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2005.03.057>.
- DuPont, 2022. *Water Solutions: FilmTec™ Reverse Osmosis Membranes Technical Manual*. Form No. 45-D01504-en. Version 8. [\[Link\]](#)
- Feria-Díaz, J. J., Correa-Mahecha, F., López-Méndez, M. C., Rodríguez-Miranda, J. P. and Barrera-Rojas, J., 2021. Recent desalination technologies by hybridization and integration with reverse osmosis: a review. *Water*, 13(10), 1369. <https://doi.org/10.3390/w13101369>.
- Futterlieb, M., Elsherbiny, I. M. A., Tuczinski, M., Lipnizki, J. and Panglisch, S., 2021. Limits of high recovery inland desalination: closed-circuit reverse osmosis-a viable option? *Chemie Ingenieur Technik*, 93(9), 1359-1368. <https://doi.org/10.1002/cite.202100042>.
- Ghorejili, S., Vahidfar, V., Mousavi, Y., Babapoor, A. and Faraji, M., 2022. Effect of temperature on energy consumption and recovery rate of the reverse osmosis brackish systems in a different arrangement. *Scientia Iranica*, 29(6), 3167-3178. <https://doi.org/10.24200/sci.2022.57816.5432>.
- Ghorejili, S., Yaghoubi, S., Mousavi, Y. and Babapoor, A., 2024a. Effects of the design of pressure vessels on performance and hydrodynamic parameters in two-pass seawater reverse osmosis systems. *Arabian Journal for Science and Engineering*, 49, 8011-8020. <https://doi.org/10.1007/s13369-023-08621-y>.



- Ghorejili, S., Yaghoubi, S., Valizadeh Harzand, F. and Babapoor, A., 2024b. Effects of different designs of pressure vessels on efficiency and energy consumption of reverse osmosis systems. *Scientia Iranica*, 31(9), 718-726. <https://doi.org/10.24200/sci.2023.60717.6953>.
- Jeong, K., Park, M., Ki, S. J. and Kim, J. H., 2017. A systematic optimization of internally staged design (ISD) for a full-scale reverse osmosis process. *Journal of Membrane Science*, 540, 285-296. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2017.06.066>.
- Kotb, H., Amer, E. H. and Ibrahim, K. A., 2016. On the optimization of RO (Reverse Osmosis) system arrangements and their operating conditions. *Energy*, 103, 127-150. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.02.162>.
- Lin, S. and Elimelech, M., 2015. Staged reverse osmosis operation: configurations, energy efficiency, and application potential. *Desalination*, 366, 9-14. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2015.02.043>.
- Madani, K., 2014. Water management in Iran: what is causing the looming crisis? *Journal of Environmental Studies and Sciences*, 4, 315-328. <https://doi.org/10.1007/s13412-014-0182-z>.
- Mohammadzadeh, F., Ekhtesasi, M. R., Hosseini, S. Z., Hashemi, H. and Allaei, M., 2022. Economic and environmental assessment of drinking water production with the desalination approach of desert waters near Playa (case study: Bajestan - Central Iran). *Journal of Water and Wastewater*, 33(4), 115-132. (In Persian). <https://doi.org/10.22093/wwj.2022.319436.3209>.
- Niazi, S., 2023. Closed circuit reverse osmosis a way to minimize brine waste: (two case studies in power plant water treatment units). *Journal of Water and Wastewater*, 34(1), 138-151. (In Persian). <https://doi.org/10.22093/wwj.2022.359371.3284>.
- Niazi, S. and Karegar Ghavibazoo Jalali, M., 2024. Minimizing brine waste in thermal power plants: a techno-economic evaluation of secondary RO and closed circuit RO systems. *Journal of Water Process Engineering*, 66, 106065. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2024.106065>.
- Niazi, S. and Karegar Ghavibazoo Jalali, M., 2025. Advancing freshwater conservation: techno-economic study of conventional and closed-circuit reverse osmosis systems in full-scale units with challenging feed water conditions. *Environmental Science and Pollution Research*, 32, 8893-8920. <https://doi.org/10.1007/s11356-025-36221-w>.
- Peñate, B. and García-Rodríguez, L., 2011. Reverse osmosis hybrid membrane inter-stage design: a comparative performance assessment. *Desalination*, 281, 354-363. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.08.010>.
- Peñate, B. and García-Rodríguez, L., 2012. Current trends and future prospects in the design of seawater reverse osmosis desalination technology. *Desalination*, 284, 1-8. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.09.010>.
- Qasim, M., Badrelzaman, M., Darwish, N. N., Darwish, N. A. and Hilal, N., 2019. Reverse osmosis desalination: a state-of-the-art review. *Desalination*, 459, 59-104. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.02.008>.
- Sadati Tilebon, S. M., Babaei Zadvarzi, S., Sadeghi, V., Ghaffari, Y. and Azizi, A., 2023. Process design and economic study of seawater desalination based on the reverse osmosis case study of Neka power plant. *Journal of Water and Wastewater*, 33(5), 67-78. (In Persian). <https://doi.org/10.22093/wwj.2022.345502.3263>.
- Tabi, R. N., Boakye, P., Agyemang, F. O., Nxumalo, E. N. and Oduro-Kwarteng, S., 2024. A review of spiral wound membrane modules and processes for groundwater treatment. *Frontiers in Membrane Science and Technology*, 3. <https://doi.org/10.3389/frmst.2024.1343651>.
- Voutchkov, N., 2018. *Desalination Project Cost Estimating and Management*, 1<sup>st</sup> Edition. Boca Raton, CRC press. <https://doi.org/10.1201/9781351242738>.
- Warsinger, D. M., Tow, E. W., Maswadeh, L. A., Connors, G. B., Swaminathan, J. and Lienhard V, J. H., 2018. Inorganic fouling mitigation by salinity cycling in batch reverse osmosis. *Water Research*, 137, 384-394. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.01.060>.



- Werber, J. R., Deshmukh, A. and Elimelech, M., 2017. Can batch or semi-batch processes save energy in reverse-osmosis desalination? *Desalination*, 402, 109-122. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.09.028>.
- Wilf, M. and Bartels, C., 2005. Optimization of seawater RO systems design. *Desalination*, 173(1), 1-12. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2004.06.206>.

