

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک
پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی تبدیل انرژی

مدل سازی و بررسی عملکرد سیستم تولید همزمان گرمایش، سرمایش و توان، به
همراه آب شیرین کن های هیبریدی

نگارنده

سید امید رضا حقی

استاد راهنما

دکتر محمود چهارطاقی

استاد مشاور

دکتر محمد ضامن

تیر ۱۳۹۷

شماره: ۳۰۷/۱۱۸
تاریخ: ۹۷/۴/۷

باسمه تعالی



مدیریت تحصیلات تکمیلی

فرم شماره (۳) صورتجلسه نهایی دفاع از پایان نامه دوره کارشناسی ارشد

با نام و یاد خداوند متعال، ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای سید امید رضا حقی با شماره دانشجویی ۹۴۰۶۲۰۴ رشته مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی تحت عنوان مدل سازی و بررسی عملکرد سیستم تولید همزمان گرمایش، سرمایش و توان، به همراه آب شیرین کن های هیبریدی که در تاریخ ۱۳۹۷/۰۴/۲۳ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می گردد:

قبول (با درجه: <u>خیلی خوب</u>)	<input checked="" type="checkbox"/>	مردود	<input type="checkbox"/>
نوع تحقیق:	<input checked="" type="checkbox"/> نظری	<input type="checkbox"/> عملی	

عضو هیأت داوران	نام و نام خانوادگی	مرتبۀ علمی	امضاء
۱- استاد راهنمای اول	محمود چهارطاقی	استادیار	
۲- استاد راهنمای دوم	_____	_____	_____
۳- استاد مشاور	محمد ضامن	استادیار	
۴- نماینده تحصیلات تکمیلی	علی عباس نژاد	استادیار	
۵- استاد ممتحن اول	محمود فرزانه گرد	استاد	
۶- استاد ممتحن دوم	سید مجید هاشمیان	استادیار	

نام و نام خانوادگی رئیس دانشکده: محمد حسن شاهروان

تاریخ و امضاء و مهر دانشکده:

تبصره: در صورتی که کسی مردود شود حداکثر یکبار دیگر (در مدت مجاز تحصیل) می تواند از پایان نامه خود دفاع نماید (دفاع مجدد نباید زودتر از ۴ ماه برگزار شود).

شکر و قدردانی:

از اساتید فرهیخته، جناب آقای دکتر چهارطاقی و جناب آقای دکتر ضامن که بارها بنیانی ها و دلسوزی های بی دریغ خود، من را در طی این مسیر همراهی کرده اند

شکری کنم.

از اساتید گرامی، جناب آقای دکتر فرزانه و جناب آقای دکتر ششمان که زحمت مطالعه و داوری این پژوهش را پذیرفتند کمال شکر و امتنان را دارم.

از جناب آقای دکتر محمد شیبانی که با نکته سنجی، سعی در بهبود کیفیت این پایان نامه داشتند کمال شکر را دارم.

از جناب مهندس بنی فاطمی که با وجود مشغله های کاری، بارها نقطه نظرهای ارزنده، در ارتقای هر چه بیشتر این پژوهش، کمک حال بوده اند کمال سپاس را

دارم.

همچنین از دوستان خوبم، آقایان مهندس احمد کاظمی، کسری یوسفی و مصطفی رحیمی که همراه من بوده اند قدردانی می کنم.

تقدیم به

پدر بزرگوار و مادر مهربان

و خواهر عزیزم

تعهدنامه

این جانب سید امید رضا حقی دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه مدلسازی و بررسی عملکرد سیستم تولید همزمان گرمایش، سرمایش و توان، به همراه آب شیرین کن های هیبریدی تحت راهنمایی دکتر محمود چهارطاقی متعهد می شوم.

- تحقیقات در این پایان نامه توسط این جانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهش های محققان دیگر به مرجع مورداستفاده استناد شده است.
- مطالب مندرج در پایان نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است.
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود است و مقالات مستخرج بانام "دانشگاه صنعتی شاهرود" و یا "Shahrood University of Technology" به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان نامه تأثیرگذار بوده اند در مقالات مستخرج از پایان نامه رعایت می گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافت های آنها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج، کتاب، برنامه های رایانه ای، نرم افزارها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود است. این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود.
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی باشد.

چکیده

بخش بسیار بزرگی از کره زمین را آب فرا گرفته است؛ اما بیشتر آن بیش از حد شور بوده و تنها ۲/۵٪ آن، آب قابل شرب می‌باشد. افزایش تقاضا برای آب تازه و تهی شدن منابع آب طبیعی، یکی از اصلی‌ترین مشکلاتی است که بخش‌های مختلف دنیا را با خود درگیر کرده است. از اینرو، شیرین کردن آب دریا و لبشور، به صورت گسترده‌ای در مناطق خشک و بایر بکار می‌رود. تکنولوژی‌های حرارتی و غشایی از متداول‌ترین فرآیندهای آب شیرین کن امروزه می‌باشند. آب شیرین کن‌ها به عنوان فرآیندهای هزینه بر مطرح بوده و بخش اصلی هزینه‌های یک واحد آب شیرین کن مربوط به تامین انرژی لازم برای آن می‌باشد. علاوه بر این و طی سال‌های اخیر، مصرف انرژی جهانی، عموماً به خاطر نرخ فزاینده رشد جمعیت و ظهور قدرت‌های نوظهور، به طور قابل ملاحظه‌ای افزایش یافته است. تولید همزمان به معنای حصول دو محصول یا تعداد بیشتری از آنها از یک منبع انرژی اولیه است که مقرون به صرفه‌تر می‌باشد.

در پژوهش پیشرو، ترکیب آب شیرین کن‌های حرارتی و مکانیکی (Hybrid) در سیستم‌های تولید همزمان توان و حرارت مورد توجه قرار گرفته است. این تلفیق می‌تواند به خصوص در مناطقی که با کمبود آب روبرو هستند، گزینه‌ای مناسب باشد.

در این پژوهش، ابتدا انواع مختلف سیستم‌های آب شیرین کن شامل اسمز معکوس (RO)، نانوفیلتراسیون (NF) و چند مرحله‌ای تبخیری (MED) مورد مطالعه و ارزیابی دقیق قرار گرفته و معادلات حاکم بر سیستم استخراج می‌شوند. در ادامه و با استفاده از نرم‌افزار Matlab و EES، عملکرد این سیستم‌ها مورد شبیه‌سازی قرار گرفته و نتایج حاصل با مراجع معتبر اعتبارسنجی شده و برای انواع غشایی نیز، از استفاده نرم‌افزار ROSA استفاده شده است. در نهایت یک سیستم تولید همزمان چهارگانه شامل توربین گازی، HRSG دو فشاره به منظور استفاده از گرمای هدررفت از توربین گازی جهت استحصال دو بخار با فشارهای بالا و پایین و سیکل تولید سرمایش به همراه واحدهای آب شیرین کن هیبریدی پیشنهاد و بررسی می‌شود که تمامی خروجی‌های لازم مجموعه نظیر توان، سرمایش، گرمایش و آب تازه برای استفاده محلی را در خود دارد.

نتایج حاصل به ما نشان می‌دهد که با ورود 0.51 kg/s سوخت مصرفی و 20 مترمکعب بر ساعت آب شور دریا، مدل سیستم تولید چهارگانه پیشنهاد شده، ظرفیت تولید $49/62 \text{ kW}$ بار سرمایش، $101/64 \text{ kW}$ بار گرمایش، $153/33 \text{ kW}$ توان خالص و $5/8$ مترمکعب بر ساعت، آب شیرین شده را دارد.

در نهایت برای در نظر گرفتن تاثیر عوامل طراحی بر روی خروجی‌های سیستم، یک تحلیل پارامتریک صورت گرفته است. همچنین تاثیر غلظت و دبی آب تغذیه بر روی محدودیت‌های ترمودینامیکی واحد هیبرید بررسی شده است.

کلید واژگان: سیستم تولید چهارگانه، آب شیرین کن‌های هیبریدی، سیستم تولید همزمان

CCHP، نرم‌افزار ROSA

فهرست مطالب

فصل اول مقدمه و کلیات سیستم تولید چهارگانه.....	۱
۱-۱- بحران آب.....	۲
۱-۱-۱- منابع آب آشامیدنی.....	۴
۲-۱- آب شیرین کن.....	۵
۱-۲-۱- تاریخچه شیرین کردن آب.....	۶
۳-۱- تعریف و طبقه‌بندی فرآیندهای صنعتی آب شیرین کن.....	۷
۱-۳-۱- فرآیندهای غشایی.....	۹
۲-۳-۱- فرآیند حرارتی.....	۱۸
۴-۱- فرآیندهای تلفیقی (Integrated) و هیبریدی (Hybrid) در آب شیرین کن.....	۳۰
۵-۱- هزینه‌های کل تولید آب.....	۳۱
۱-۵-۱- هزینه‌های تعمیر و نگهداری.....	۳۲
۶-۱- نیروگاه‌های تولید همزمان توان، سرمایش و گرمایش (CCHP).....	۳۴
۱-۶-۱- تجهیزات بازیابی حرارت.....	۳۶
۲-۶-۱- تجهیزات تولید سرمایش.....	۳۷
۳-۶-۱- انواع سیستم‌های CCHP.....	۳۹
۷-۱- سیستم‌های تولید همزمان چندگانه Multi-generation.....	۴۰
۸-۱- معرفی تحقیق حاضر.....	۴۱
۹-۱- ضرورت انجام تحقیق.....	۴۲
۱۰-۱- نوآوری تحقیق.....	۴۲
۱۱-۱- مروری بر فصل‌های پایان نامه.....	۴۳
فصل دوم مروری بر پژوهش‌های پیشین.....	۴۵
۱-۲- پژوهش‌های پیشین RO.....	۴۶
۲-۲- پژوهش‌های پیشین NF.....	۵۰

۵۱	۳-۲- پژوهش‌های پیشین آب شیرین‌کن‌های تلفیقی.....
۵۱	۱-۳-۲- تلفیق فرآیندهای NF و RO.....
۵۳	۲-۳-۲- هیبرید فرآیندهای NF و MED.....
۵۳	۴-۲- پژوهش‌های پیشین سیستم‌های CCHP.....
۵۴	۵-۲- جمع‌بندی.....

۵۵..... فصل سوم معادلات حاکم و مدل‌سازی فرآیندها.....

۵۶	۱-۳-۱- مدل‌سازی واحد RO.....
۶۱	۱-۳-۱-۱- فلوجارت طراحی سیستم RO.....
۶۳	۲-۱-۳- نرم‌افزار ROSA.....
۶۵	۲-۳-۲- مدل‌سازی واحد NF.....
۶۷	۳-۳-۲- مدل‌سازی واحد MED.....
۶۷	۱-۳-۳- مقدمه.....
۶۸	۲-۳-۳- افکت اول.....
۷۱	۳-۳-۳- افکت‌های i تا n.....
۷۵	۴-۳-۳- کندانسور.....
۷۶	۵-۳-۳- چک نهایی حجم کنترل.....
۷۷	۴-۳-۴- مدل‌سازی واحد CCHP.....
۷۸	۱-۴-۳- کمپرسور هوا.....
۷۸	۲-۴-۳- Regenerator.....
۷۸	۳-۴-۳- محفظه احتراق.....
۷۹	۴-۴-۳- توربین گاز.....
۷۹	۵-۴-۳- ژنراتور بازیابی حرارت بخار.....
۸۰	۶-۴-۳- چرخه تبرید.....
۸۱	۷-۴-۳- بازده CCHP.....

فصل چهارم نتایج و بحث..... ۸۳

۱-۴- سیستم بدیع CCHPW..... ۸۴

۲-۴- اعتبارسنجی و نتایج حاصل از کدهای آب شیرین کن..... ۸۵

۱-۲-۴- اعتبارسنجی مدل سازی RO..... ۸۵

۲-۲-۴- اعتبارسنجی مدل سازی NF..... ۹۱

۳-۲-۴- اعتبارسنجی مدل سازی MED..... ۹۵

۳-۴- بررسی نتایج سیستم چهارگانه..... ۹۷

۱-۳-۴- بررسی سیستم تلفیقی NF/RO..... ۹۷

۲-۳-۴- بررسی سیستم MED..... ۹۹

۳-۳-۴- جنبه های اقتصادی سیستم آب شیرین کن و تاثیرات آن..... ۱۰۰

۴-۳-۴- بررسی سیستم CCHPW..... ۱۰۴

۵-۳-۴- تاثیر پارامترهای مختلف بر عملکرد سیستم..... ۱۰۷

فصل پنجم نتیجه گیری و ارائه پیشنهاداتی برای آینده..... ۱۱۱

۱-۵- نتیجه گیری..... ۱۱۲

۲-۵- ارائه پیشنهاداتی برای آینده..... ۱۱۲

ضمائم..... ۱۱۴

مراجع..... ۱۱۷

فهرست شکل‌ها

- شکل ۱-۱: طرح‌واره از ورودی‌ها و خروجی‌ها در سیستم آب شیرین کن [۶]..... ۷
- شکل ۲-۱: فرآیندهای اصلی غشایی [۱۱]..... ۹
- شکل ۳-۱: فیلتراسیون غشایی Crossflow [۱۱]..... ۱۰
- شکل ۴-۱: حذف آلودگی‌های آب توسط فیلترهای سیستم غشایی..... ۱۲
- شکل ۵-۱: افزایش سهم استفاده از RO در مقایسه با فرآیندهای حرارتی [۱۳]..... ۱۳
- شکل ۶-۱: نمایی از یک واحد آب شیرین کن RO آزمایشگاهی [۸۹]..... ۱۵
- شکل ۷-۱: نمایی از انواع اسمزها [۱۱]..... ۱۶
- شکل ۸-۱: طرح‌واره آب شیرین کن MSF [۶]..... ۲۰
- شکل ۹-۱: مقایسه آب شیرین کن‌های MED و MSF [۶]..... ۲۱
- شکل ۱۰-۱: نمایی از یک آب شیرین کن چند مرحله‌ای گرمایی [۱۴]..... ۲۳
- شکل ۱۱-۱: طرح‌واره‌ای از فرایند آب شیرین کن چند مرحله‌ای گرمایی [۱۴]..... ۲۳
- شکل ۱۲-۱: آب شیرین کن تک مرحله‌ای [۱۴]..... ۲۴
- شکل ۱۳-۱: آب شیرین کن چند مرحله‌ای با تغذیه پیشرو [۱۴]..... ۲۶
- شکل ۱۴-۱: آب شیرین کن چند مرحله‌ای با تغذیه موازی [۱۴]..... ۲۹
- شکل ۱۵-۱: یک واحد آب شیرین کن MED در چین [۱۵]..... ۳۰
- شکل ۱۶-۱ (الف): هزینه‌های سرمایه‌گذاری برای واحد RO [۱۹]..... ۳۳
- شکل ۱۶-۱ (ب): هزینه‌های عملیاتی برای واحد RO [۱۹]..... ۳۴
- شکل ۱۷-۱: سیستم CCHP متداول [۲۰]..... ۳۵
- شکل ۱۸-۱: سیستم CHP با توربین بخار (سمت راست) و توربین احتراقی (سمت چپ) [۲۸]..... ۴۰
- شکل ۱-۳: نمایی طرح‌واره از یک واحد RO [۴۰]..... ۵۷
- شکل ۲-۳: یک واحد غشایی RO مستطیلی [۸۹]..... ۵۹
- شکل ۳-۳: تمرکز غلظت (CP) بر روی سطح غشا [۸۹]..... ۵۹
- شکل ۴-۳: طرح‌واره از هر غشا برای مدل‌سازی سیستم RO..... ۶۱
- شکل ۵-۳: الگوریتم حل معادلات همزمان برای واحد RO..... ۶۳
- شکل ۶-۳: نمایی از نرم‌افزار ROSA..... ۶۴
- شکل ۷-۳: المان‌های spiral-wound در حال کار در یک محفظه فشار به صورت سری [۹۲]..... ۶۵
- شکل ۸-۳: نمایی از دیاگرام افکت اول [۹۶]..... ۶۹
- شکل ۹-۳: نمایی از دیاگرام افکت نام [۹۶]..... ۷۱

- شکل ۳-۱۰: نمایی از دیاگرام آخرین افکت MED و کندانسور [۹۶]..... ۷۵
- شکل ۳-۱۱: چک حجم کنترلی واحد آب شیرین کن MED [۹۶]..... ۷۷
- شکل ۳-۱۲: طرح‌واره‌ای برای سیستم تبرید..... ۸۰
- شکل ۴-۱: طرح‌واره سیستم مورد استفاده در این پژوهش..... ۸۴
- شکل ۴-۲: غلظت permeate در برابر شماره المان غشایی..... ۸۷
- شکل ۴-۳: بازیابی آب در برابر شماره المان غشایی..... ۸۷
- شکل ۴-۴: نمایی از ورودی‌ها در نرم‌افزار ROSA..... ۸۸
- شکل ۴-۵: نمایی از خروجی نرم‌افزار ROSA..... ۸۹
- شکل ۴-۶: نتایج شبیه‌سازی برای اولین المان..... ۹۰
- شکل ۴-۷: نتایج شبیه‌سازی برای آخرین المان..... ۹۱
- شکل ۴-۸: نتایج بدست آمده از مدل‌سازی NF..... ۹۴
- شکل ۴-۹: مقایسه مدل‌های MED برای PR در برابر N..... ۹۶
- شکل ۴-۱۰: نتایج PR در برابر شماره افکت‌ها با $TBT = 70^{\circ}C$ و افزایش دمای متفاوت در طول کندانسور..... ۹۶
- شکل ۴-۱۱: مقایسه شوری آب تغذیه و بعد از شیرین‌سازی با آرایش‌های مختلف..... ۹۸
- شکل ۴-۱۲: مقایسه میزان شاخص مصرف انرژی و توان بین آرایش‌های مختلف..... ۹۸
- شکل ۴-۱۳: LCOW در برابر تعداد افکت‌ها برای واحد MED با $TBT=70$ با افزایش دمای در طول کندانسور متفاوت..... ۱۰۴
- شکل ۴-۱۴: تاثیر شوری آب تغذیه بر روی تولید آب تازه..... ۱۰۷
- شکل ۴-۱۵: تاثیر غلظت آب تغذیه بر روی غلظت پساب..... ۱۰۸
- شکل ۴-۱۶: تاثیر دبی آب تغذیه بر نرخ بازیابی..... ۱۰۹
- شکل ۶-۱: عملکرد در برابر غلظت نمک آب تغذیه..... ۱۱۵

فهرست جدول‌ها

- جدول ۱-۱: توزیع منابع آب در سطح کره زمین [۶]..... ۳
- جدول ۲-۱: ترکیب متداول آب دریا با شوری ppm ۳۶۰۰۰ [۶]..... ۴
- جدول ۳-۱: انواع فرآیندهای آب شیرین کن..... ۸
- جدول ۴-۱: مقایسه آب شیرین کن‌های MED و MSF [۶]..... ۲۱
- جدول ۵-۱: هزینه تعمیر و نگهداری برای طراحی مرجع [۱۹]..... ۳۳
- جدول ۱-۴: شرایط شبیه‌سازی [۶۷]..... ۸۶
- جدول ۲-۴: مقایسه شبیه‌سازی مدل حاضر با مرجع [۶۷] و ROSA (ورودی: فشار و دبی تغذیه)..... ۹۰
- جدول ۳-۴: تبدیل واحد هدایت آب..... ۹۳
- جدول ۴-۴: اعتبارسنجی نتایج حاصل از شبیه‌سازی مدل NF با مقادیر غلظت permeate بر اساس ppm..... ۹۴
- جدول ۵-۴: اعتبارسنجی نتایج حاصل از شبیه‌سازی مدل NF با مقادیر درصد بازیابی بر حسب درصد..... ۹۴
- جدول ۶-۴: قیود طراحی برای واحد آب شیرین کن MED [۹۶]..... ۹۵
- جدول ۷-۴: مقادیر ثابت برای شبیه‌سازی آرایش تلفیقی [۱۰۱]..... ۹۷
- جدول ۸-۴: خلاصه پارامترهای طراحی واحد MED [۹۶]..... ۹۹
- جدول ۹-۴: معادلات منحنی هزینه برای بعضی فرآیندهای آب شیرین کن..... ۱۰۱
- جدول ۱۰-۴: عوامل تاثیرگذار بر روی هزینه‌های اولیه، تعمیر و نگهداری واحد آب شیرین کن [۱۰۳]..... ۱۰۱
- جدول ۱۱-۴: مقایسه‌ای بین تکنولوژی‌های آب شیرین کن موجود [۱۰۳]..... ۱۰۳
- جدول ۱۲-۴: خصوصیات ترمودینامیکی نقاط مشخص شده..... ۱۰۵
- جدول ۱۳-۴: خصوصیات فیزیکی نقاط مربوط به فرآیندهای آب شیرین کن..... ۱۰۶
- جدول ۱۴-۴: خروجی‌های سیستم تولید چهارگانه..... ۱۰۶

فهرست علائم

Symbols علائم

J	جریان آب ($\frac{kg}{m^2sPa}$)	C	غلظت (ppm)
B	ضریب نفوذپذیری نمک ($\frac{kg}{m^2s}$)	A	ضریب نفوذپذیری آب ($\frac{kg}{m^2sPa}$)
π	فشار اسمز (MPa)	P	فشار (MPa)
V	سرعت سیال (m/s)	ΔP	افت فشار (MPa)
L	طول (m)	T	دما ($^{\circ}C$)
H	ارتفاع (m)	W	عرض (m)
RE	عدد رینولدز (-)	ppm	یک در میلیون
Q	نرخ جریان (m^3/h)	N	تعداد تقسیمات
LCOW	هزینه سطح‌بندی شده آب ($\frac{\$}{m^3}$)	Y	بازیابی (%)
\dot{m}	نرخ جریان جرمی (m^3/h)	k	ضریب انتقال جرم (m/s)
TBT	بالاترین دمای پساب ($^{\circ}C$)	LHV	ارزش گرمایی پایین (kJ/kg)
M	جرم (kg)	TTD	اختلاف دمای ترمینال ($^{\circ}C$)
d_h	قطر هیدرولیک (m)	h	آنتالپی (kJ/kg)
SEC	شاخص مصرف انرژی ($\frac{kWh}{m^3}$)	TDS	تمام نمک محلول (ppm)
		BPE	اختلاف نقطه جوش ($^{\circ}C$)

Abbreviations اختصارات

LP	فشار پایین	HP	فشار بالا
BW	آب لبشور	SW	آب دریا

PV	محفظه فشار	RR	نرخ بازیابی
MED	تقطیر چند مرحله‌ای	NF	نانوفیلتراسیون
RC	چرخه تبرید	RO	اسمز معکوس
S	زیمنس	Membrane	غشا
R	پس زدن	HRSG	ژنراتور بازیابی حرارت بخار

پانویس‌ها Subscripts

b	پساب	f	تغذیه
w	دیواره	P	آب نفوذی (شیرین)
		Pump	پمپ

حروف یونانی Greek letters

β	ضریب تصحیح برای افت فشار اسمز (-)	α	ضریب تصحیح برای افت فشار $(\frac{L}{m^2h})$
η	بازده	σ	ضریب بازتاب $(\frac{kg}{m.sec})$
ρ	چگالی (kg/m^3)	ν	ویسکوزیته دینامیکی $(\frac{kg}{m.sec})$
		γ	نسبت گرمای ویژه $(\frac{J}{kg.^{\circ}C})$

فصل اول

مقدمه و کلیات سیستم تولید چهارگانه

۱-۱- بحران آب

آب عنصری برای حیات است. در حالیکه جمعیت کره زمین از مرز ۶ میلیارد در قرن بیستم عبور کرده، بحران آب خود را به صورت کمبود منابع و همچنین دسترسی به آنها نشان داده است [۱].

طی قرن بیست و یکم، جمعین جهان به طرز فزاینده‌ای افزایش یافته و علاوه بر آن، گسترش فعالیت‌های صنعتی و شهری منجر به تقاضای روزافزون برای آب شده که تاثیر به سزایی بر روی محیط زیست خواهد گذاشت [۲]. در دسترس بودن آب برای آشامیدن و دیگر مصارف نیز تبدیل به یک مشکل متداول در شهرهای زیادی در دنیا شده است.

دسترسی به آب تمیز، به سرعت تبدیل به یک بحران مهم در سطح ملی و بین‌المللی شده است. این روزها، بیشترین مقدار آب هدررفت در طول تاریخ تولید می‌شود و این امر در تمام دنیا در حال رخ دادن است. امروزه به طور میانگین و از بین شش نفر، یک نفر دسترسی کافی به آب شرب ندارد و بیشتر از دو نفر، تخلیه فاضلاب صحیحی ندارد [۳]. عدم دسترسی به آب تمیز و تخلیه فاضلاب، منجر به بیماری و مرگ میلیون‌ها انسان در طول سال می‌شود.

تغییرات آب و هوایی، تامین غذا کشاورزی، انرژی و صنایع مشکل‌دار اقتصادی، به بحران آب مرتبط هستند. مدیریت صحیح منابع آب برای رفع مشکلات اجتماعی و اقتصادی جوامع نظیر برابری و کاهش فقر، موثر می‌باشد. ایجاد منابع پایدار آب تمیز و باکیفیت بالا برای آشامیدن و دیگر مصارف، برای حفظ رشد اقتصادی کشورهای سراسر دنیا، یک ملزوم می‌باشد.

کشوری و صنایع، بزرگ‌ترین مصرف‌کنندگان آب در دنیا هستند و آب برای آشامیدن و مصارف شخصی، درصد کمتری از نیاز به آب در جوامع را تشکیل می‌دهد [۴].

حدود ۹۷٪ آب دنیا، آب دریاست؛ اگرچه این آب بدون شیرین کردن برای آشامیدن و دیگر مصارف، مناسب نیست [۵]. اقیانوس‌ها اکثریت ماهیت ذخایر آب دنیا را تشکیل داده اند. از طرفی، حدود ۲٪

آب شرب در کوه‌های یخ و یخچال‌ها، محبوس مانده‌اند. مقدار آب تازه موجود، تنها ۰/۵٪ ذخیره آب دنیا را تشکیل می‌دهد. منابع زیادی از آب تازه در زیر سطح زمین خوابیده اند، ولی به قدری عمیق هستند که از نظر اقتصادی به صرفه نیست تا به آنها دسترسی پیدا کرد. جدول ۱-۱ توزیع منابع آب در دنیا را به مقایسه می‌گذارد. بسیاری از کشورها، جریانی از آب را از منابع آب در دسترس به سمت مناطقی که کمبود آب دارند، برقرار کرده‌اند. به طور مثال، شهر لاس وگاس، آب مورد نیاز خود را از رودخانه کلرادو می‌گیرد، این امر از طریق دو لوله طویل که از درون خاک و سنگ عبور کرده، رخ داده است [۶].

جدول ۱-۱: توزیع منابع آب در سطح کره زمین [۶]

منبع	حجم (km ³)	درصد از کل آب	درصد از آب تازه
رطوبت جوی	۱۲۹۰۰	۰/۰۰۱	۰/۰۱
یخچال‌ها	۲۴۰۶۴۰۰۰	۱/۷۲	۶۸/۷
یخ‌های سطحی	۳۰۰۰۰۰	۰/۰۲۱	۰/۸۶
رودخانه‌ها	۲۱۲۰	۰/۰۰۰۲	۰/۰۰۶
دریاچه‌ها	۱۷۶۴۰۰	۰/۰۱۳	۰/۲۶
مرداب‌ها	۱۱۴۷۰	۰/۰۰۰۸	۰/۰۳
رطوبت خاک	۱۶۵۰۰	۰/۰۰۱۲	۰/۰۵
آبخوان‌ها	۱۰۵۳۰۰۰۰	۰/۷۵	۳۰/۱
سنگ کره (Lithosphere)	۲۳۴۰۰۰۰۰	۱/۶۸	-
اقیانوس‌ها	۱۳۳۸۰۰۰۰۰۰	۹۵/۸۱	-
جمع	۱۳۹۶۵۱۳۳۹۰		

۱-۱-۱- منابع آب آشامیدنی

منابع آب شامل آب دریا و منابع آب شور درون مرزی مانند آب لبشور سطحی یا زیرزمینی

می‌باشد.

آب دریا^۱

شوری و دمای آب دریا با توجه به منبع آن متفاوت بوده و تعیین کننده این است که آب از کجا برداشته شده است؛ مثلاً از نزدیک مناطق ساحلی با داخلی. ترکیب شیمیایی آب دریای آزاد ثابت است، اگر چه، مقدار مواد محلول در آن به نسب شرایط محلی متفاوت است. جدول ۲-۱ ترکیب متداول آب دریا با شوری کل ۳۶۰۰۰ ppm را نشان می‌دهد. برای مقایسه و بطور مثال، برای آب شرب، غلظت permeate نباید از ۵۰۰ ppm بیشتر شود.

جدول ۲-۱: ترکیب متداول آب دریا با شوری ۳۶۰۰۰ ppm [۶]

ترکیب	فرمول	درصد جرمی	Ppm
کلراید	Cl^-	۵۵/۰۳	۱۹۸۱۰/۸
سدیم	Na^+	۳۰/۶۱	۱۱۰۱۹/۶
سولفات	$(SO_4)^{--}$	۷/۶۸	۲۷۶۴/۸
منگنز	Mg^{++}	۳/۶۹	۱۳۲۸/۴
کلسیم	Ca^{++}	۱/۱۶	۴۱۷/۶
پتاسیم	K^+	۱/۱۶	۴۱۷/۶
اسید کربنیک	$(CO_3)^{--}$	۰/۴۱	۱۴۷/۶
برمین	Br^-	۰/۱۹	۶۸/۴

^۱Sea Water

۲۵/۲	۰/۰۷	$H_3BO_3^-$	اسید بربیک
۱۴/۴	۰/۰۴	Sr^{++}	استرانتیوم
۳۶۰۰۰	۱۰۰		کل

آب لبشور^۱ زیرزمینی

آب لبشور یکی از منابع تامین آب عمومی می باشد. مقدار کل جامدات محلول در آب مشخص کننده است که آب لبشور می باشد، که این آب، بخشی از آب ذخیره شده در آبخوانها می باشد. در آب لبشور، شوری به نسبت آب دریا، کمتر می باشد.

آب لبشور سطحی

آب لبشور سطحی، به عنوان یکی از منابع بالقوه آب آشامیدنی در بسیاری از کشورها در نظر گرفته می شود، به خصوص در نواحی که با خشکسالی و کمبود منابع متداول آب تازه دست به گریبان هستند. آب لبشور سطحی از منابع طبیعی آب لبشور، مانند رودخانهها یا دریاچهها می آیند [۷].

۱-۲- آب شیرین کن

با حذف کردن نمک از منابع بی پایان آب دریا، آب شیرین کن به عنوان یک منبع مهم برای تولید آب شیرین ظهور کرده است.

به عنوان مثال، در محل هایی نزدیک به اقیانوس (که پمپاژ آب از نظر اقتصادی توجیه شده باشد) آب شیرین کن، یک منبع تضمین شده برای تامین آب می باشد، چون آب دریا بیشتر نیاز مصرفی وجود دارد. به طور کلی، شیرین کردن آب دریا، به نسبت دیگر منابع آب مانند آب های سطحی یا ذخیره آب، راه حلی به مراتب گران تر می باشد. نوآوری در تکنولوژی های بکار رفته در صنعت آب شیرین کن،

^۱Brackish Water

^۲Desalination

نقشی اساسی در تامین منابع آب جدید بازی کرده و در آینده نیز به بهبود کارایی سیستم‌ها که منجر به افزایش بهره‌وری و مزیت‌های اقتصادی می‌شود، کمک خواهد کرد.

در کشورهای عربی، بخصوص حاشیه خلیج فارس، به طور تقریبی $30000 m^3$ آب شیرین شده در سال با توجه به محدودیت‌های آبی در این مناطق، تولید می‌شود.

۱-۲-۱- تاریخچه شیرین کردن آب

شیرین کردن آب ایده جدیدی نیست و قدمتی تاریخی در نواحی بسیاری، به خصوص خاورمیانه، دارد [۸].

تقطیر قدیمی‌ترین فرآیند شیرین کردن آب برای استفاده در کشتی‌های اقیانوس پیما بوده است. دست‌نوشته‌هایی متعلق به سال ۱۶۶۲ پیدا شده است که خدمه یک کشتی برای مسافرت به دریا‌های جنوب از تقطیر استفاده کرده‌اند [۹].

تاریخ آغاز استفاده از آب شیرین کن به عنوان یک صنعت، به ابتدای قرن بیستم بر می‌گردد. در ۱۹۱۲، یک نیروگاه آب شیرین کن با ظرفیت ۷۵ مترمکعب در روز در مصر شروع بکار کرد. با شروع صنعت نفت در سال‌های ۱۹۲۹ تا ۱۹۳۷، مقدار ظرفیت آب تولیدی نیز رو به افزایش یافت.

اولین استفاده در ابعاد گسترده از فرآیندهای آب شیرین کن به اوایل قرن بیستم (۱۹۵۵) و در آمریکا بر می‌گردد. علاوه بر آن، اگرچه MED زودتر از MSF کشف شده بود و پتانسیل بیشتری را نیز از خود نشان می‌داد، ولی تا سال ۱۹۵۹ طول کشید تا اولین نیروگاه MED در ابعاد صنعتی در Aruba شروع بکار کند. در ادامه و با آغاز رقابت در جهت گسترش تکنولوژی آب شیرین کن، اولین استفاده تجاری سیستم RO به نیروگاه Coalinga در سال ۱۹۶۵ بر گشته که برای آب لبشور استفاده شد. ۹ سال طول کشید تا نیروگاه‌های RO برای آب دریا مورد استفاده قرار بگیرد که به سال ۱۹۷۴ و برمودا

¹Distillation

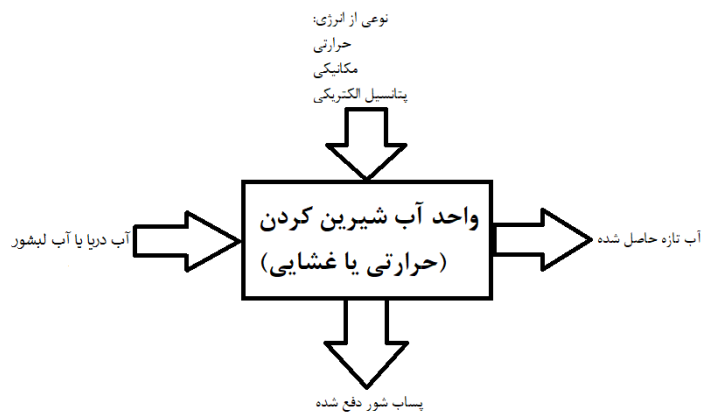
بر می‌گردد.

به طور تاریخی، چهار عامل عمده بر گسترش آب شیرین کن‌ها تاثیر گذاشته‌اند:

۱. سیاست‌های محافظه‌کارانه احیا آب
۲. دشواری در دفع پساب^۱
۳. هزینه‌های بالای سرمایه‌گذاری و انرژی
۴. وجود منابع آب دیگر

۱-۳- تعریف و طبقه‌بندی فرآیندهای صنعتی آب شیرین کن

فرآیند شیرین کردن به منظور خالص سازی آب دریا برای مصارف آشامیدنی و غیره است. یک سیستم آب شیرین کن بطور کلی آب شور را به دو جریان تقسیم می‌کند، یکی جریان خالص با درصد بسیار کمی از نمک و املاح و دیگری جریانی که حاوی نمک املاح باقیمانده می‌باشد. شکل ۱-۱ به صورت نمادین، تعریف فرآیندهای شیرین کردن آب را نمایش می‌دهد.



شکل ۱-۱: طرح‌واره از ورودی‌ها و خروجی‌ها در سیستم آب شیرین کن [۶]

جداسازی نمک از مخلوط آب نمک، یک فرآیند ترمودینامیکی است که نیاز به انرژی دارد. یک فرآیند ایده‌آل آب شیرین کن، به عنوان یک فرآیند جداسازی برگشت پذیر محسوب می‌شود. آب شیرین کن‌ها به عنوان فرآیندهای هزینه بر مطرح بوده و بازده انرژی بسیار پایینی دارند. البته این سیستم

^۱Concentrate

از این نظر که به تغییرات آب و هوایی وابسته نیست، منبعی قابل اطمینان در نظر گرفته می‌شود.

پنج المان کلیدی برای یک سیستم آب شیرین کن به شرح زیر می‌باشد [۱۰]:

۱. ساختار ورودی جمع کننده آب لبشور و آب دریا و انتقال آن به سیستم فرآیند
 ۲. پیش تصفیه برای حذف مواد جامد معلق، جلوگیری از رشد مواد آلی و آماده سازی آب برای فرآیندهای آتی
 ۳. شیرین کردن آب با جداسازی مواد جامد محلول، به خصوص نمک‌ها، اجزا غیر طبیعی، و دیگر آلاینده‌ها از آب
 ۴. کارهای بعد از تصفیه برای مراقبت از خوردگی لوله‌های آب بیرون‌رو با اضافه کردن مواد شیمیایی به آب محصول
 ۵. مدیریت پساب برای دفع یا بازیابی آب شور حاصله از سیستم آب شیرین کن
- فرآیندهای فناوری‌های آب شیرین کن به دو دسته کلی تقسیم می‌شوند:

جدول ۱-۳: انواع فرآیندهای آب شیرین کن

فرآیندهایی که بدون تغییر فاز انجام می‌پذیرند (غشایی یا Membrane)	فرآیندهایی که در آنها تغییر فاز صورت می‌گیرد (حرارتی یا Thermal)
Reverse Osmosis (RO)	Multi Effect Distillation (MED)
Nano Filtration	Multi Stage Flash Distillation (MSF)
Electro Dialysis	Vapor Compression Distillation (VCD)

^۱Intake

^۲Pre-Treatment

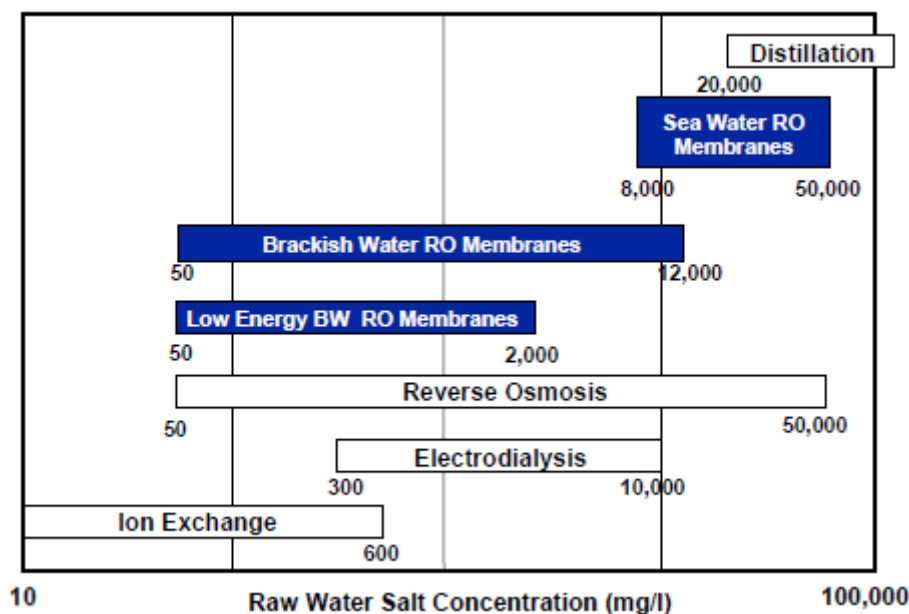
۱-۳-۱- فرآیندهای غشایی

تکنولوژی‌های غشایی، از سیستم‌های مقیاس کوچک تا آب شیرین کن‌های مقیاس بسیار بزرگ، به صورت گسترده‌ای برای استفاده موثر و اقتصادی در حال کار می‌باشند. RO و NF می‌توانند بسیاری از منابع طبیعی آب دریا و آب لبشور را بکار بگیرند. آب permeate تولید شده، اکثر استانداردهای مورد استفاده حال حاضر برای کیفیت آب شرب را رعایت می‌کند [۱۱].

RO و NF می‌توانند هزینه‌های بازتولید و هدررفت را با استفاده مستقل، ترکیبی یا با فرآیندهای دیگر مانند تبادل یون کاهش دهند. آنها همچنین می‌توانند آب با کیفیت بسیار بالا تولید کرده، یا وقتی با دیگر فرآیندهای گرمایی آب شیرین کنی همراه شوند، می‌توانند بهره‌برداری از امکانات موجود در تولید برق و آب را نسبت به تقاضا، ارتقا دهند.

شکل ۱-۲ متداول‌ترین محدوده عملیاتی چهار فرآیند اصلی آب شیرین کنی را به نمایش

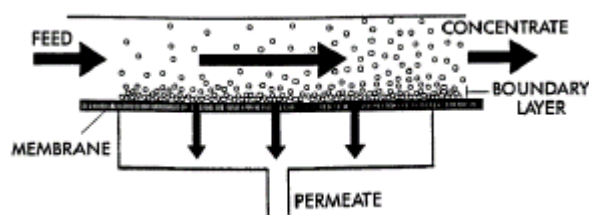
می‌گذارد.



شکل ۱-۲: فرآیندهای اصلی غشایی [۱۱]

تکنولوژی‌های مختلف فیلتراسیون که در حال حاضر موجود هستند، می‌توانند بر اساس اندازه ذراتی که از جریان تغذیه حذف می‌شوند، دسته‌بندی شوند.

برای جداسازی ذرات کوچکتر و یون‌های نامحلول، فیلتراسیون غشایی crossflow استفاده می‌شود. فیلتراسیون غشایی crossflow (شکل ۱-۲) از یک جریان تغذیه که به آن فشار وارد شده استفاده می‌کند که موازی با سطح غشا جریان می‌یابد. یک بخشی از این جریان از درون غشا عبور می‌کند، ذرات دفع شده در باقیمانده غلیظ جریان را به جا می‌گذارد. از آنجایی که یک جریان مداوم از سطح غشا عبور می‌کند، ذرات دفع شده انباشته نمی‌شوند؛ در عوض توسط جریان غلیظ شده، به خارج غشا، جاروب می‌شوند. در نتیجه، یک جریان تغذیه به دو جریان خروجی تقسیم می‌شود؛ محلول عبوری از درون سطح غشا (permeate) و جریان غلیظ باقیمانده.



شکل ۱-۳: فیلتراسیون غشایی Crossflow [۱۱]

چهار دسته اصلی فیلتراسیون غشایی crossflow وجود دارد:

میکروفیلتراسیون (MF)

میکروفیلتراسیون، ذرات در محدوده تقریبی ۰,۱ تا ۱ میکرون را حذف می‌کند. به طور کلی، ذرات معلق و کلوئیدهای بزرگ پس زده می‌شوند، در حالیکه میکرومولکول‌ها و ذرات جامد نامحلول از غشای MF عبور می‌کنند. کاربرد این غشا شامل پاکسازی باکتری، مواد لخته شده^۱ یا TSS^۲ می‌باشد.

^۱flocculated

^۲total suspended solids

فشارهای بین غشایی معمولاً ۱۰ psi می‌باشد. (۰,۷ bar)

اولترافیلتراسیون (UF)

اولترافیلتراسیون، حذف ماکرومولکول‌های ذرات در محدود اندازه تقریبی بین ۲۰ تا ۱۰۰۰ آنگستروم (حداکثر تا ۰,۱ میکرون) فراهم می‌کند. تمام نمک‌های نامحلول و مولکول‌های کوچکتر از درون غشا عبور می‌کنند. موادی که توسط غشا پس زده می‌شوند شامل کلوئیدها، پروتئین‌ها، آلودگی‌های میکروبیولوژی و مولکول‌های زنده بزرگ هستند. بیشتر غشایهای UF مقدار وزن پس زنی بین ۱۰۰۰ تا ۱۰۰۰۰۰ دارند. فشارهای غشایی معمولاً بین ۱۵ psi تا ۱۰۰ می‌باشد. (۱ تا ۷ bar)

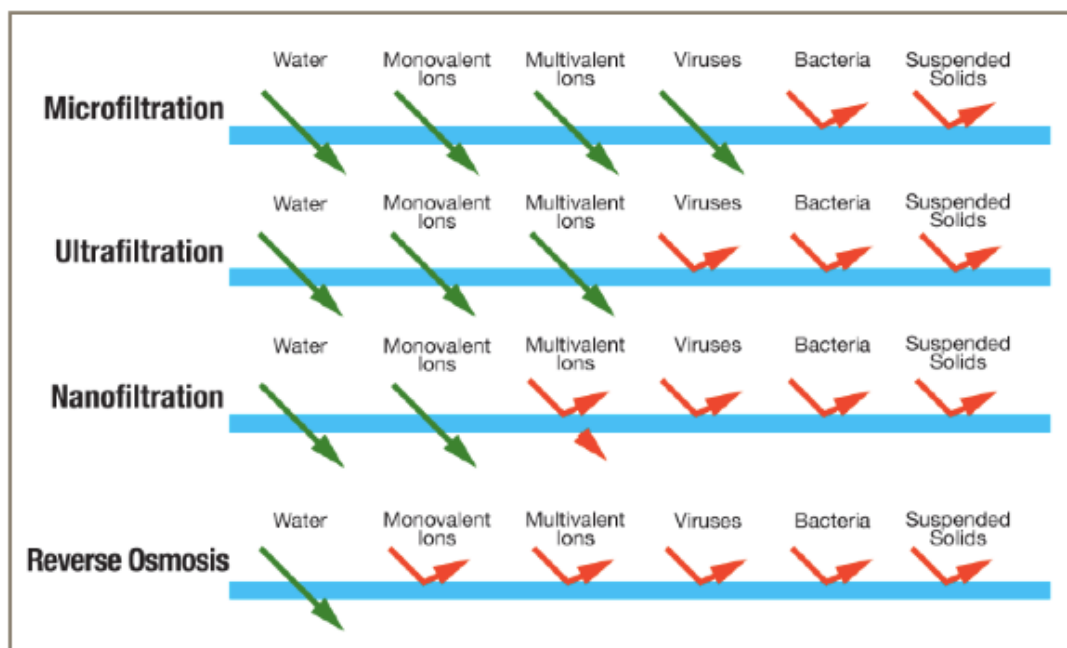
فرآیندهای غشایی دارای مزایای متنوع زیر می‌باشند:

۱. صرفه جویی در مصرف انرژی به دلیل عدم تغییر فاز
۲. کاهش فضای مورد نیاز به علت کم حجم بودن ماژول‌های غشایی
۳. سریع‌تر بودن فرآیند به دلیل نازک بودن غشا و بالا بودن سرعت انتقال جرم در آن
۴. توانایی انجام در دمای پایین، که مزین بالایی برای محلول‌های حساس به گرماست
۵. پایین بودن هزینه سرمایه‌گذاری در مقایسه با سایر روش‌ها در سطح جهانی
۶. سهولت در گسترش دادن سیستم

غشاها دارای عمر زیادی می‌باشند. عمر غشایهای UF به بیش از دو سال و عمر مفید غشایهای RO به بیش از پنج سال گزارش شده‌اند.

شکل ۱-۴، نحوه عملکرد فیلترهای سیستم‌های غشایی برای حذف آلودگی‌های موجود در آب را

نشان می‌دهد.



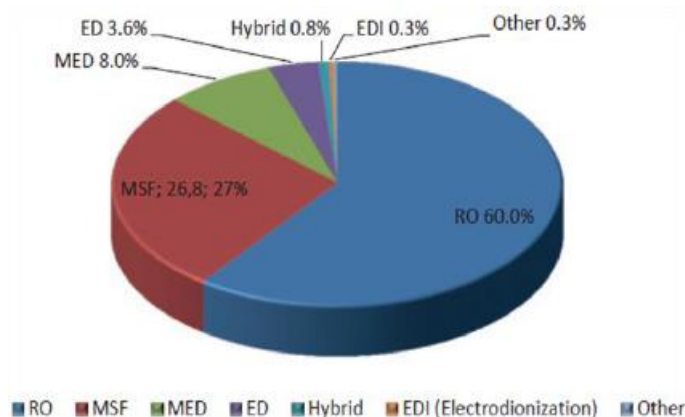
Membrane Process Characteristics

شکل ۱-۴: حذف آلودگی‌های آب توسط فیلترهای سیستم غشایی

همانطور که از شکل ۱-۴ مشخص است، هر چه ابعاد سوراخ‌های موجود در غشا، ریزتر می‌شود، مواد محلول در آب کمتری اجازه عبور را پیدا می‌کند. به طور مثال، اسمز معکوس کوچکترین ابعاد سوراخ‌ها را داشته، در نتیجه تنها آب اجازه عبور پیدا می‌کند و انواع یون‌ها، ویروس‌ها، باکتری‌های و جامدات محلول در پشت غشا باقی می‌مانند.

۱-۱-۳-۱- فرآیند RO

این روزها، اسمز معکوس، پیشروترین تکنولوژی مورد استفاده در شیرین کردن آب دریا و آب لبشور می‌باشد [۱۲]. سهم استفاده از فرآیند غشایی RO به سرعت همراه با زمان در حال زیاد شدن است، چون که این فرآیند در مقایسه با فرآیندهای حرارتی، زمان و انرژی کمتری مصرف کرده، در نتیجه هزینه کمتری دارد. شکل ۱-۵ به همین مورد اشاره دارد.



شکل ۱-۵: افزایش سهم استفاده از RO در مقایسه با فرآیندهای حرارتی [۱۳]

اسمز معکوس در بین بهترین حالات موجود فیلتراسیون می‌باشد. غشای RO معمولاً به عنوان یک مانع برای تمامی نمک‌های غیر محلول و مولکول‌های غیرطبیعی و همچنین مولکول‌های طبیعی با وزن بیشتر از حدوداً ۱۰۰، عمل می‌کند. از طرفی دیگر، مولکول‌های آب به طور آزادانه از بین غشا عبور کرده، یک جریان خروجی پاکسازی شده ایجاد می‌کند. دفع شدن نمک‌های غیرمحلول معمولاً بین ۹۵٪ تا بیشتر از ۹۹٪ می‌باشد که بستگی به فاکتورهای مثل نوع غشا، ترکیبات آب تغذیه، دما و طراحی سیستم دارد.

یک پارامتر بسیار مهم در بررسی عملکرد سیستم‌های غشایی، بازیابی^۱ می‌باشد. این پارامتر که شبیه راندمان می‌باشد، بصورت نسبت تناژ آب permeate به تناژ آب اولیه ضرب در ۱۰۰ تعریف می‌شود. بطور مثال، اگر ۱۰۰ متر مکعب آب خام (اولیه، تغذیه، ورودی، شور) وارد سیستم شود و از طرف دیگر ۳۰ متر مکعب آب permeate (تمیز) داشته باشیم، بازیابی یا راندمان ما برابر ۳۰٪ خواهد شد.

کاربرد RO بسیار متنوع و گسترده است که شامل:

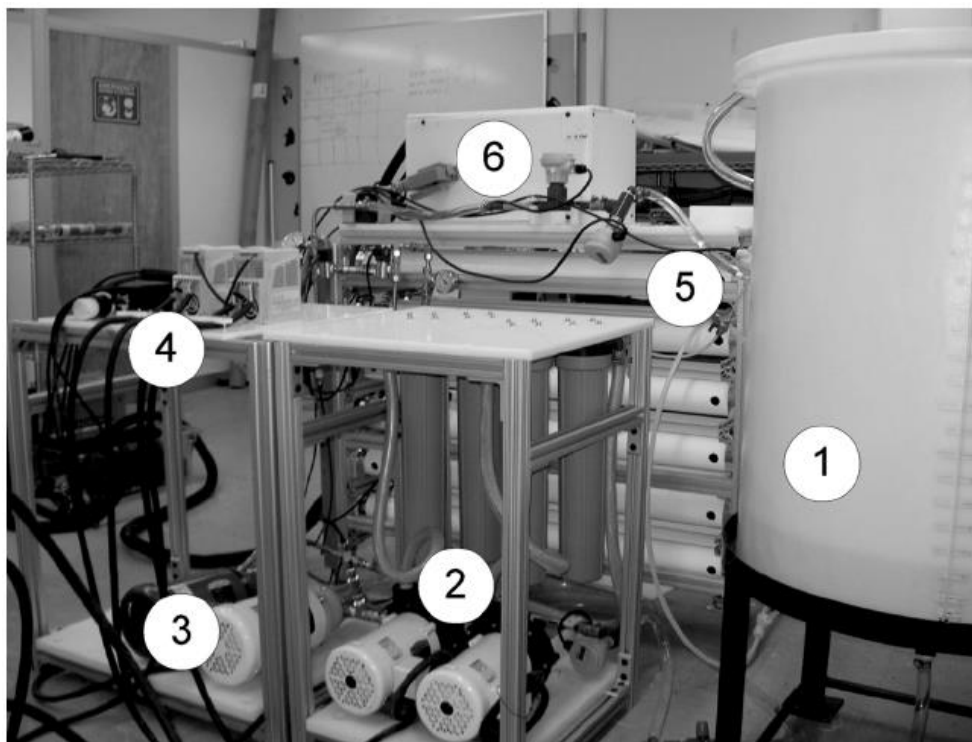
- تهیه و تولید آب شرب از آب‌های شور (مصارف شرب)
- تهیه و تولید آب مورد نیاز جهت رشد سریع دام و طیور

^۱Recovery

- تامین و تولید مناسب جهت مصارف کشاورزی و گلخانه‌ای
- تامین و تولید آب فرآیندی کارخانه‌های داروسازی و لوازم بهداشتی
- تامین و تولید آب فرآیندی کارخانه‌های پتروشیمی، کاغذسازی و رنگ‌سازی
- تولید آب مصرفی نیروگاه‌های بخار و سیکل ترکیبی
- تامین و تولید آب دستگاه‌های دیالیز بیمارستان‌ها
- بازیابی پساب‌های صنعتی
- جداسازی‌های دارویی

همچنین، RO همچنین در تولید آب فوق تمیز (ultrapure) برای صنایع نیمه‌هادی، صنایع توان (آب تغذیه بویلر و کاربردهای دارویی/آزمایشگاهی) نیز استفاده می‌شود. استفاده از RO مقدم بر مبدل یون (IX) می‌تواند اساساً هزینه‌های عملیاتی سیستم یونی را کاهش دهد. فشارهای بین غشایی برای RO معمولاً حدود ۷۵ psig (۵ bar) برای آب لبشور تا بزرگ‌تر از ۱۲۰۰ psig (۸۴ bar) برای آب دریاست.

در شکل ۱-۶، نمایی از یک واحد آب شیرین کن RO آزمایشگاهی در UCLA را نشان می‌دهد. نقاط مشخص شده بر روی شکل نمایانگر: ۱-منبع تغذیه ۲-پمپ‌های فشار پایین و پیش فیلتراسیون ۳-پمپ‌های فشار بالای مثبت ۴-موتورهای دور متغیر ۵-محفظه فشار شامل واحدهای غشایی Spiral-Wound (در این شکل، ۳ دسته ۶ تایی از غشا به صورت سری) و ۶- سنسورهای کسب داده



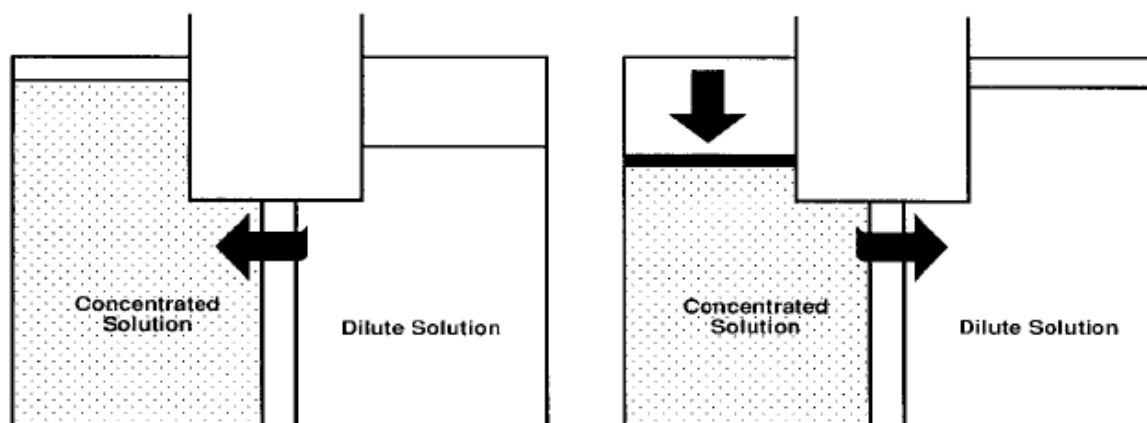
شکل ۱-۶: نمایی از یک واحد آب شیرین کن RO آزمایشگاهی [۸۹]

اسمز معکوس چطور کار می کند

پدیده اسمز هنگامی رخ می دهد که آب خالص از یک محلول نمکین رقیق از طریق یک غشا به داخل یک محلول نمکین غلیظ شده، جریان می یابد.

پدیده اسمز در شکل ۱-۷ نمایش داده شده است. یک غشای نیمه تراوا بین دو محفظه قرار دارد. "نیمه تراوا" بدین معناست که غشا برای بعضی از مواد تراوا و برای باقی مواد تراوا نیست. فرض کنید که این غشا برای آب تراوا، ولی برای نمک ناتراوا باشد. سپس، یک محلول نمک را در یک محفظه و آب خالص را در محفظه دیگر قرار دهید. غشا اجازه می دهد که آب از طریق آن به سمت دیگر تراوش پیدا کند؛ اما نمک نمی تواند از غشا عبور کند.

\Semi-Permeable



آب از طریق غشا نیمه تراوا به سمتی که غلظت بیشتر دارد، تراوش کرده تا قدرت محلول متعادل شود. اختلاف ارتفاع نهایی بین ستون‌ها، فشار اسمتیک است

فشار اعمال شده اضافی بر فشار اسمز، جهت جریان آب را معکوس می‌کند. در نتیجه مفهوم (اسمز معکوس) پدید می‌آید.

شکل ۷-۱: نمایی از انواع اسمزها [۱۱]

به عنوان یک قانون اصلی طبیعت، این سیستم تلاش خواهد کرد تا به تعادل برسد. علاوه بر این، سیستم تلاش خواهد کرد تا هر دو سمت غشا به یک میزان غلظت برسند. تنها روش ممکن برای رسیدن به چنین تعادلی، عبور آب از بخش آب خالص به محفظه دارای نمک می‌باشد تا محلول نمک را رقیق کند.

شکل ۷-۱ همچنین نشان می‌دهد که اسمز می‌تواند منجر به ایجاد اختلاف ارتفاع در محلول نمک شود. این ارتفاع تا وقتی که فشار ستون آب (محلول نمک) به قدری بالا باشد که نیروی این ستون آب، جریان آب را متوقف کند، افزایش می‌یابد. نقطه تعادل در ارتفاع این ستون آب به صورت فشار آب در برابر غشا، فشار اسمتیک نامیده می‌شود.

اگر نیرویی بر این ستون آب اعمال شود، جهت جریان آب از غشا می‌تواند برعکس شود. این مفهوم "اسمز معکوس" می‌باشد. دقت کنید که این معکوس شدن جریان، یک آب خالص را از محلول نمک حاصل می‌کند، از آنجایی که غشا برای نمک تراوا نیست.

در ضمیمه الف، مثال‌های کمی از عملکرد سیستم اسمز معکوس بررسی شده‌اند.

۱-۳-۱-۲- فرآیند NF

نانوفیلتراسیون به یک فرآیند غشایی مخصوص اطلاق می‌شود که ذرات دفع شده در ابعاد تقریبی حدود ۱ نانومتر (۱۰ آنگستروم) هستند. در نتیجه عبارت "نانوفیلتراسیون" NF در محدوده‌ای بین UF و اسمز معکوس کار می‌کند. مولکول‌های طبیعی با ابعاد مولکولی بزرگتر از ۲۰۰ تا ۴۰۰ دفع می‌شوند. بنابراین، نمک‌های حل نشده در محدوده ۲۰ تا ۹۸٪ دفع می‌شوند. نمک‌هایی که آنیون‌های تک قطبی دارند (مانند سدیم کلراید یا کلسیم کلراید) در حدود ۲۰ تا ۸۰٪ دفع شده، و نمک‌هایی با آنیون‌های دو قطبی^۲ (مانند منیزیم سولفات) نرخ دفع شدن بین ۹۰ تا ۹۸٪ دارند. کاربرد متداول این نوع فیلتراسیون شامل پاکسازی رنگ و تمامی کربن‌های طبیعی (TOC, total organic carbon) از آب سطحی، دفع سختی و رادیوم از آب چاه، پاکسازی کلی مواد جامد محلول (TDS) و جداسازی مواد طبیعی و غیرطبیعی در زمینه‌های تخصصی غذا و آب بازیابی می‌باشد. فشارهای بین غشایی معمولاً بین ۵۰ تا ۲۲۵ PSI می‌باشد. (۳/۵ bar تا ۱۶)

با در نظر گرفتن کیفیت آب و مصرف انرژی، فرآیند دو مرحله‌ای NF آب دریا، یک تکنولوژی پرامید در زمینه آب شیرین‌کن‌ها می‌باشد.

نانوفیلتراسیون چطور کار می‌کند

غشا نانوفیلتراسیون، یک مانع کامل در برابر نمک‌های محلول نیست. بسته به نوع نمک و غشا، عبور نمک ممکن است کم یا زیاد باشد. اگر عبور نمک کم باشد، اختلاف فشار اسمتیک بین دو محفظه ممکن است به اندازه RO شود. از طرف دیگر، عبور زیاد نمک از غشا، اجازه نمی‌دهد که غلظت نمک در دو محفظه اختلاف چندانی داشته باشند. در نتیجه اگر نفوذپذیری نمک زیاد باشد،

^۱monovalent

^۲divalent

فشار اسمتیک نقش کوچکی را ایفا می کند.

۱-۳-۲- فرآیند حرارتی

اکثر راه‌های معمول نمک‌زدایی آب شامل فرآیندهای جوشش و تبخیر می‌باشند. در یک دستگاه تقطیر آب به جوش می‌آید و بخار تولید می‌نماید که از چگالش این بخار، آب خالص تولید می‌شود.

تقطیر آب هنوز جز بهترین و مرسوم‌ترین روش‌های شیرین‌سازی آب دریا می‌باشد. در این فرآیند از تبخیر آب شور و چگالش آب، به آب خالص می‌رسیم. با اینکه تکنولوژی‌های غشا با خاطر اطمینان بیشتر و مصرف انرژی کمتر، به طور گسترده‌ای طی ۱۰ سال اخیر گسترش یافته‌اند؛ فرآیندهای خالص‌سازی آب به روش تقطیر نسبت به فرآیندهای غشایی دارای کیفیت بالاتری است.

روش تقطیر زمانی به صرفه است که بخار با انرژی حرارتی پایین به عنوان منبع اصلی انرژی در دسترس باشد. بنابراین روش‌های حرارتی در کشورهایی که کولپینگ با ایستگاه‌های قدرت ممکن نیست، کمتر استفاده می‌شود. از طرف دیگر، بزرگ‌ترین واحدهای آب شیرین در کشورهای حاشیه خلیج فارس و یا جاهایی که تولید همزمان توان و آب دارند، بر پایه تقطیر است.

دلایلی که هنوز روش تقطیر، مزایای خاصی را برای شیرین‌سازی آب دریا به خصوص در ایستگاه‌های قدرت می‌دهند، به شرح زیر می‌باشند:

- فرآیندهای تقطیر آب با کیفیت بالا تولید می‌کنند (با باقیمانده نمک ۴-۱ ppm) و به شوری آب دریا بستگی ندارند؛ در صورتی که فرآیندهای غشایی کاملاً به ذرات جامد حل شده و ترکیب آب دریا بستگی دارند و آب با کیفیت پایین‌تر تولید می‌کنند.
- انرژی مصرفی در واحدهای تقطیر آب دریا، حرارت ورودی به وسیله بخار سطح حرارتی پایین است که معمولاً به ارزانی درایستگاه‌های توان حرارت و در خروجی توربین‌های بخار قابل دسترس است.

- شیرین سازی به روش تقطیر نسبت به نوع غشایی کمتر به کیفیت آب دریا حساسیت دارند؛ درحالی که پیش تصفیه آب دریا درمورد نوع غشایی حتما باید صورت گیرد.
- هزینه‌های عملیاتی و تعمیر و نگه داری با وجود یک نیروگاه حرارتی، به طور عمومی برای تقطیر پایین تر از واحدهای غشایی است.

انواع فرآیندهای تقطیر:

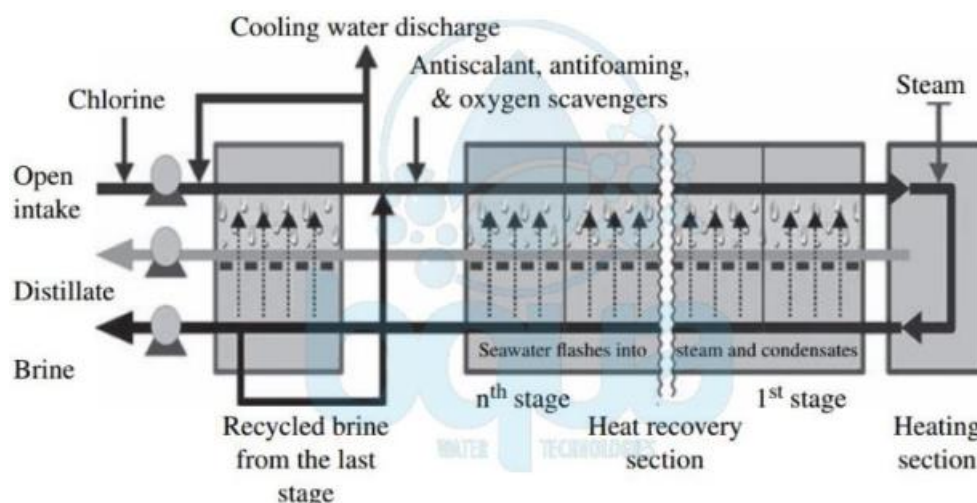
- تقطیر به کمک چند مرحله‌ای انبساط ناگهانی (MSF)
- تقطیر چند مرحله‌ای به همراه لوله افقی و فیلم نازک انبساط (MED)
- MED با گردش بخار به وسیله ترموکمپرسور (TVS-MED)
- تقطیر یک یا چند مرحله‌ای بوسیله تراکم بخار مکانیکی (MVC)
- و ...

۱-۲-۳-۱ فرآیند MSF

فرآیند MSF در داخل محفظه‌ای به نام گرمکن، محلول آب شور دریا گرم می‌شود. این کار عمدتاً از طریق چگالیده شدن بخار روی تعداد لوله موازی که در داخل محفظه عبور کرده و در عین حال آب دریا را گرم می‌کنند، انجام می‌شود. آب گرم شده دریا سپس به داخل محفظه دیگری که مرحله اوپراتور (تبخیر کننده) نامیده می‌شود، جریان یافته و در آنجا غشاء در حدی تنظیم می‌گردد که آب بلافاصله به جوش می‌آید، تغذیه ناگهانی آب گرم به داخل اتاقک باعث به جوش آمدن سریع آن می‌گردد. در واقع آب به صورت انفجاری یا فلاشینگ به بخار تبدیل می‌گردد این تبدیل به فشار کنترل شده در این مرحله بستگی دارد، زیرا فرآیند جوشش تا زمانی ادامه می‌یابد که آب سرد شود. MSF معمولاً با حداکثر دمای تغذیه ۹۰ تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد (پس از گرم کردن آب شور) عمل می‌کند. یکی از عواملی که بروی راندمان حرارتی واحد تاثیر دارد و اختلاف بین دما از گرمکن آب شور تا چگالنده در انتهای سرد دستگاه است.

در سیستم‌های MSF چندگذر، ۵۰ تا ۷۵٪ آب شور غلیظ شده از آخرین مرحله به آب تغذیه ورودی مخلوط می‌شود و به واسطه این، فرآیند بازیابی حرارتی افزایش و مقدار مواد لازم برای تصفیه مقدماتی کاهش می‌یابد. متأسفانه این عمل به سبب افزایش غلظت نمک در چرخ آب شور، میزان خوردگی و تشکیل رسوب را افزایش می‌دهد و به همین دلیل، کنترل رسوب باید با دقت بیشتری صورت گیرد.

افزایش تعداد مراحل فرآیند MSF بازده کلی در بخش بازیابی حرارت را افزایش می‌دهد و البته در آن صورت هزینه سرمایه‌گذاری نیز افزایش خواهد یافت. در این روش از گرمای محسوس برای تولید گرمای نهان تبخیر در هر بخش استفاده می‌شود.



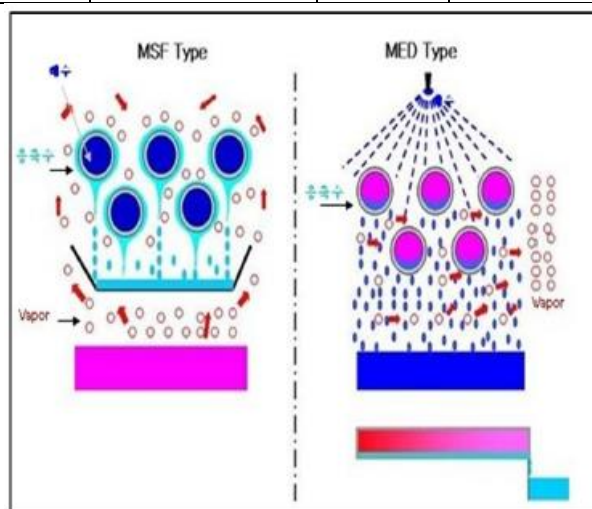
شکل ۱-۸: طرح‌واره آب شیرین کن MSF [۶]

دسوکی^۱ [۶] مقایسه‌ای بین دو آب شیرین کن MED و MSF با تغذیه پیشرو و موازی را برای آب تغذیه با غلظت ۴۲۰۰۰ ppm و دمای بخار ۹۰ درجه سانتی‌گراد که نتایج حاصل از این تحقیق در جدول ۱-۴ نشان داده شده است.

^۱Dwsuki

جدول ۱-۴: مقایسه آب شیرین کن‌های MED و MSF [۶]

MED parallel	MED Forward	MSF	پارامتر
۸	۸	۲۴	تعداد مراحل
۴/۹	۵/۲	۸	نسبت عملکرد
۳۳۵	۲۱۲	۲۵۹	سطح حرارتی مخصوص
۶۲۲۴۷	۶۰۰۰۰	۷۰۰۰۰	غلظت پساب خروجی
۸/۹	۲/۶	۲/۴	دبی آب خنک کن
۷/۷۸	۴/۱۲	۸/۳	شاخص مصرف انرژی پمپاژ



شکل ۱-۹: مقایسه آب شیرین کن‌های MED و MSF [۶]

همانطور که مشاهده می‌شود، آب شیرین کن MSF دارای نسبت عملکرد بالاتر، دبی آب خنک‌کن کمتر و سطح حرارتی مخصوص نسبتاً مناسبی در مقایسه با آب شیرین کن MED می‌باشد ولیکن از مزایای MED نیز شاخص مصرف انرژی الکتریکی کمتر می‌باشد.

فرآیند MSF این روزها نقش مهمی را در تقطیر آب دریا دارد؛ ولی اخیراً فرآیند MED با اوپراتور اسپری فیلم نازک به جای نوع لوله‌های غوطه‌ور به همراه کمپرسور حرارتی یا مکانیکی بخار، پیشرفت چشمگیری داشته و باعث کاهش تشکیل رسوب و بهبود عملکرد ترمودینامیکی شده است.

۱-۳-۲-۲- فرآیند MED

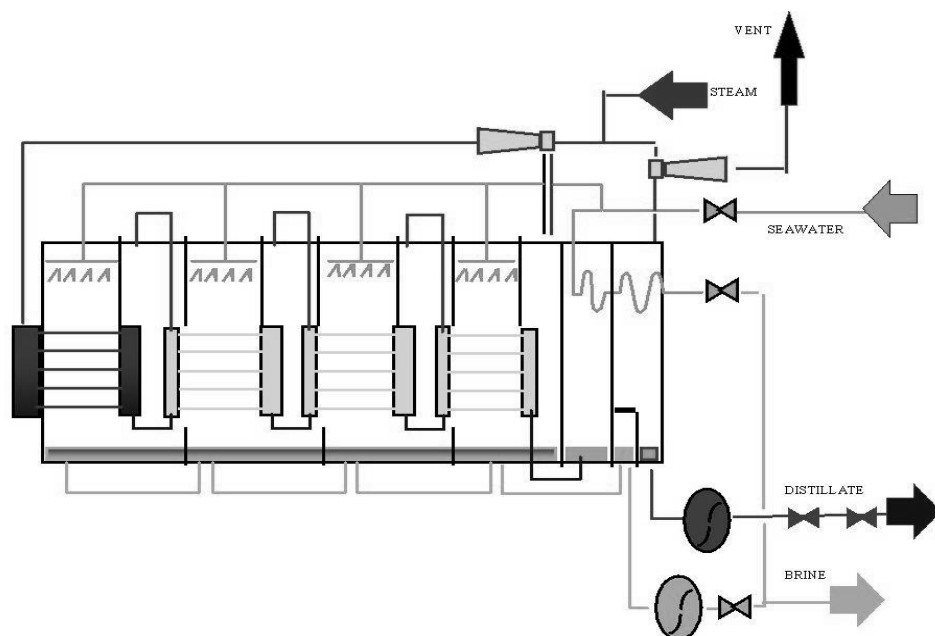
این آب شیرین کن‌ها از نوع آب شیرین کن‌های دوفاز بوده که مبتنی بر تولید آب شیرین در مراحل مختلف هستند [۱۴]. این آب شیرین کن در جاهایی استفاده می‌شود که بتواند گرمای مورد نیاز خود را از حرارت اضافی موتور یا نیروگاه تامین نماید و در غیر اینصورت امکان استفاده از آنها وجود ندارد

چرا که نیازمند بخار و یا آب داغ جهت انجام شیرین سازی آب شور می‌باشند. این آب شیرین کن‌ها از چندین مرحله متوالی تشکیل شده است که در هر مرحله مقداری از آب شور تبخیر می‌شود (شکل ۱-۱۰)

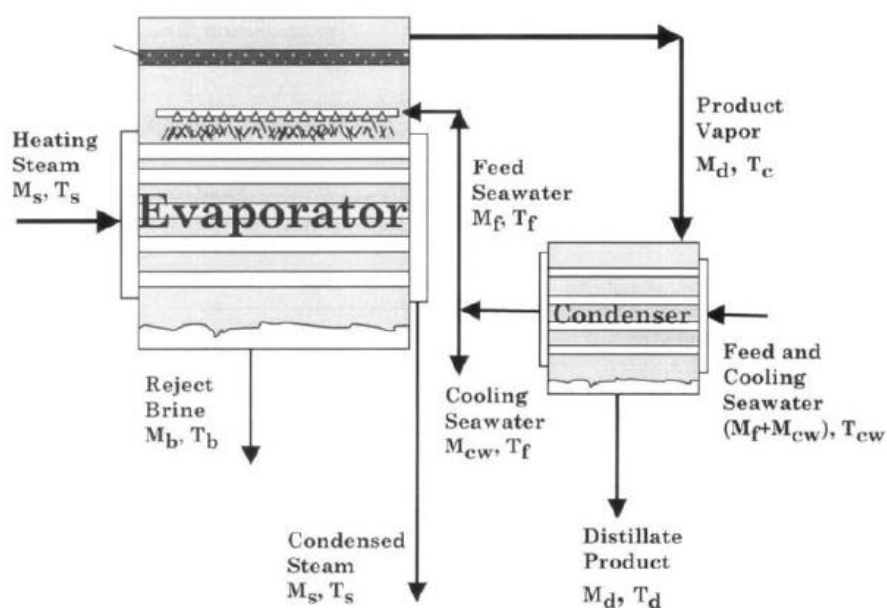
ساده ترین نوع آنها، آب شیرین کن تک مرحله‌ای است که استفاده صنعتی محدودی دارد و در شکل (۱-۱۲) قابل مشاهده است. اصلی ترین جزء این واحد تبخیرکننده و چگالنده یا پیش گرمکن آب تغذیه است. تبخیرکننده یک مبدل حرارتی است که داخل آن متشکل از لوله‌های مبدل حرارتی، فضای بخار، حوضچه آب تبخیر نشده، محل خروج گازهای غیر قابل چگالش، سیستم اسپری آب و یک فیلتر می‌باشد. پیش گرمکن آب تغذیه یک مبدل پوسته‌ای- لوله‌ای مختلف جهت می‌باشد که آب شور با غلظت نمک x_f وارد آن می‌شود و دمای آب شور به T_f افزایش می‌یابد و قسمتی از آن با دبی M_{cw} که آب خنک کن نام دارد که پس از افزایش دما به دریا برگشت داده می‌شود. آب خنک کن در واقع وظیفه چگالش بخار ورودی از تبخیرکننده را داشته و گرمای اضافی را از سیستم خارج می‌کند. سپس آب شور با دبی M_f وارد تبخیرکننده می‌شود و توسط سیستم پاشش، روی لوله‌های تبخیرکننده پاشیده می‌شود. داخل این لوله‌ها بخار حاصل از یک مولد بخار با دبی M_s و دمای T_s در جریان است. در اثر تبادل حرارت، قسمتی از آب تغذیه با دبی M_d و دمای T_c در اثر رسیدن به دمای جوش T_b تبخیر شده و پس از گذشتن از فیلتر، به پیش گرمکن رفته و در آنجا در نهایت چگالیده شده و بعنوان آب شیرین از سیستم خارج می‌شود.



شکل ۱-۱۰: نمایی از یک آب شیرین کن چند مرحله‌ای گرمایی [۱۴]



شکل ۱-۱۱: طرح‌واره‌ای از فرایند آب شیرین کن چند مرحله‌ای گرمایی [۱۴]



شکل ۱-۱۲: آب شیرین کن تک مرحله‌ای [۱۴]

مابقی آب تغذیه در حوضچه تبخیرکننده جمع شده و به خارج از سیستم هدایت می‌شود. همچنین بخار داخل لوله‌های تبخیرکننده پس از تبادل حرارت از اوپراتور خارج می‌شود. آب تغذیه قبل از ورود به سیستم نیازمند هوا زدایی و تصفیه شیمیایی می‌باشد.

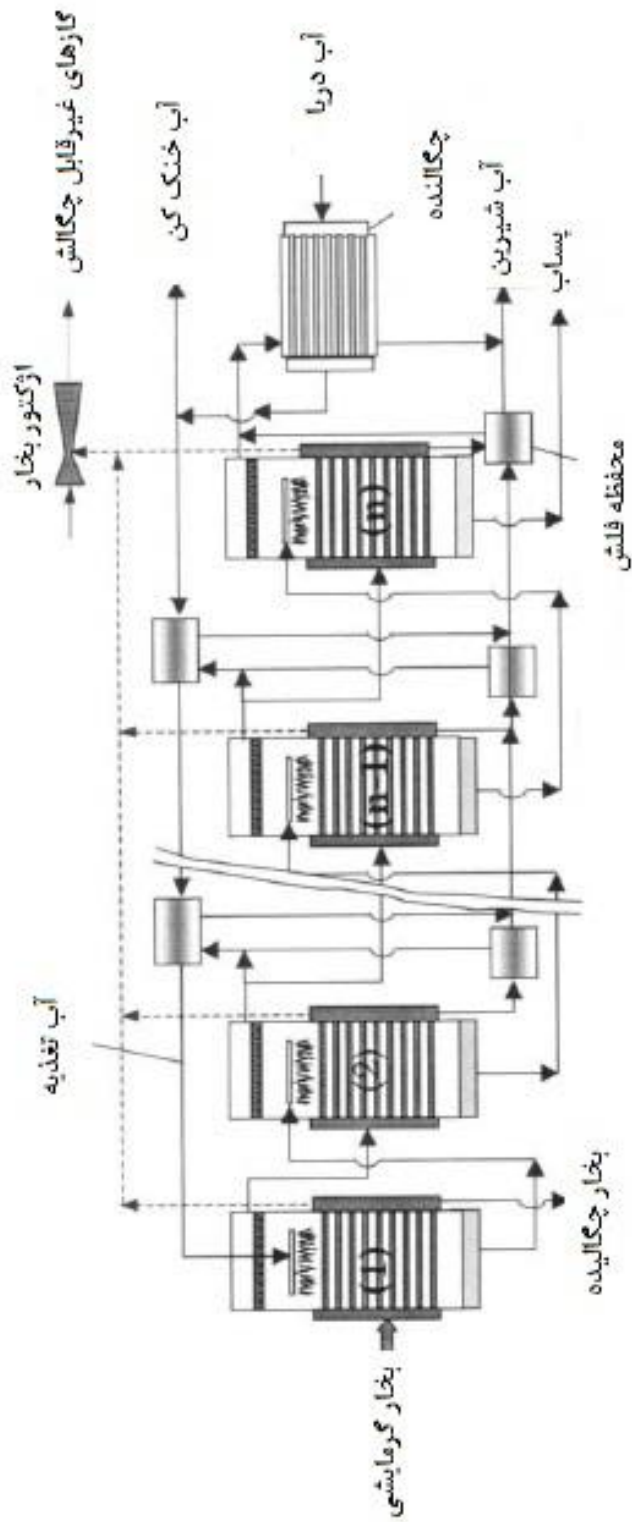
یکی از نکات مهم در عملکرد این سیستم‌ها تخلیه گازهای قابل چگالش می‌باشد. وجود این گازها باعث کاهش سطح انتقال حرارت می‌شود. همچنین وجود این گازها در هنگام چگالش بخار در چگالنده باعث می‌شود به خاطر کم شدن فشار جزئی بخار، چگالش در دمای پایین تری اتفاق بیفتد و در نتیجه دمای آب تغذیه افزایش چندانی نیابد و در نتیجه کارایی سیستم کاهش می‌یابد.

اما آب شیرین کن‌های چند مرحله‌ای از ترکیب چند واحد متوالی تشکیل می‌شوند؛ بطوریکه بخار ورودی در هر مرحله در مرحله بعدی استفاده می‌شود. این سیستم‌ها از لحاظ چگونگی تغذیه به سه نوع تغذیه پسرو، تغذیه پیشرو و تغذیه موازی تقسیم می‌شوند. در نوع پسرو آب تغذیه به آخرین مرحله وارد می‌شود که کمترین دما و فشار را دارد. آب شور از مراحل متوالی به سمت اولین مرحله حرکت می‌کند. افزایش دما و فشار در هر مرحله استفاده از پمپاژ آب شور را ضروری می‌سازد که در

نتیجه، هزینه نگهداری و افزایش نشتی در خطوط را به همراه خواهد داشت. همچنین، آب شور در اینگونه سیستمها بالاترین غلظت را در اولین مرحله خواهد داشت که دارای بالاترین دما و فشار است. این مسئله شرایط تشکیل رسوب را فراهم ساخته و از اینرو این سیستم برای واحدهای شیرین سازی آب قابل کاربرد نمی‌باشند.

الف- آب شیرین کن چند مرحله‌ای پیشرو:

مهمترین خصوصیت سیستمهای پیشرو توانایی عملکرد آنها در دماهای بالای آب تغذیه است که شماتیکی از آن در شکل (۱-۱۳) قابل مشاهده است. همانگونه در تشریح آب شیرین کن تک مرحله‌ای گفته شد قسمتی از آب ورودی به عنوان خنک کن پس از تبادل حرارت در چگالنده از سیستم خارج می‌شود. آب تغذیه با ترک آخرین پیش گرمکن به درون فضای اولین مرحله و بر روی لوله‌های مبدل که درون آنها بخار حاصل از یک مولد بخار خارجی وجود دارد، پاشیده می‌شود. این امر باعث رسیدن دمای آب پاشیده شده به دمای جوش T_1 در فشار بخار داخل محفظه، شده و قسمتی از آن به مقدار D_1 بخار می‌شود.



شکل ۱-۳: آب شیرین کن چند مرحله‌ای با تغذیه پیشرو [۱۴]

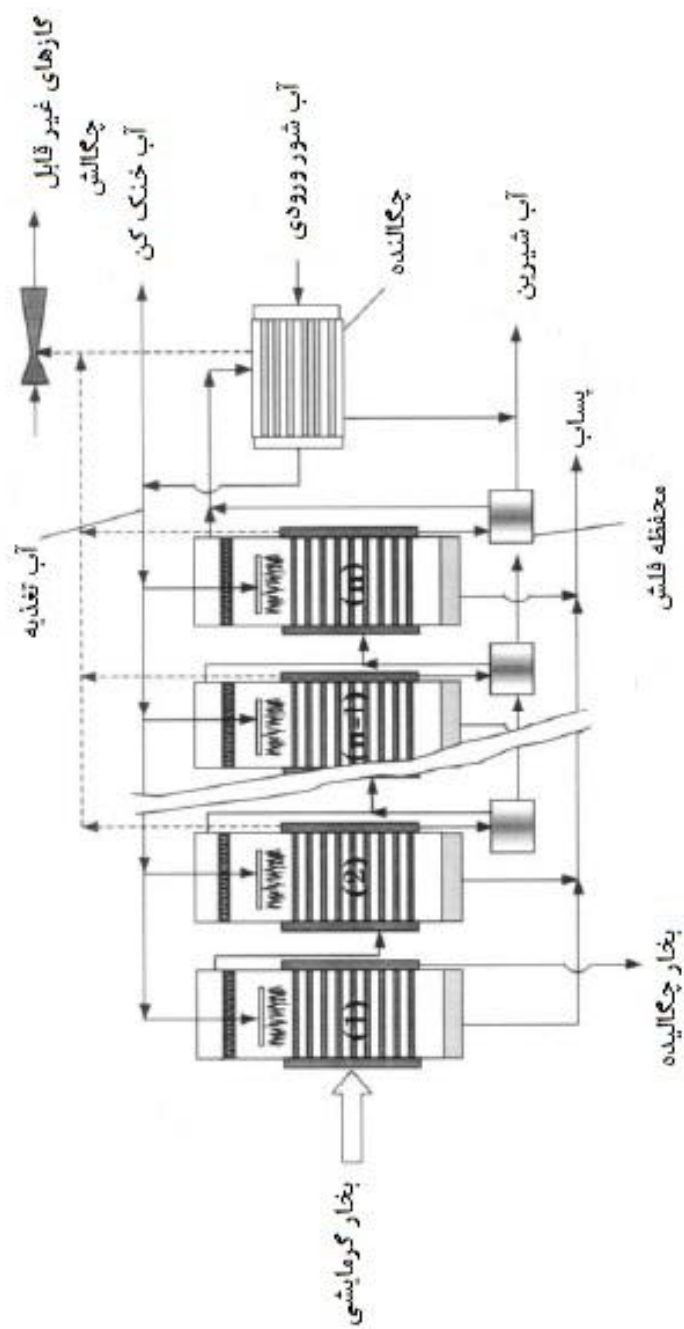
دمای بخار اشباع تشکیل شده T_{v1} در حدود ۱ تا ۲ درجه سانتیگراد کمتر از دمای جوش آب شور است. مابقی آب شور به مقدار $M_f - D_1$ به دومین مرحله وارد می‌شود که این مرحله در فشار و دمای پایین تری نسبت به مرحله عمل می‌کند. بخار در مراحل ۲ تا n به دو شکل تولید می‌شود: جوشش به مقدار D_j و افت فشار ناگهانی^۱ به مقدار d_j . همچنین تبخیر ناشی از افت فشار ناگهانی در دو قسمت انجام می‌شود: در محفظه فلش و در داخل تبخیرکننده هر مرحله، دمای آب شور در $j-1$ بالاتر از دمای اشباع مرحله j می‌باشد. به همین علت به هنگام ورود به مرحله j با افت ناگهانی فشار روبرو شده و قسمتی از آن بخار می‌شود. دمای بخار تشکیل شده در مراحل تحت فرایندی که ذکر شد، پایین تر از دمای جوش آب شور همان مرحله است. بخار تشکیل شده در این محفظه دمایی پایین تر از بخار چگالیده شده در مراحل دارد. مقدار بخار تولید شده در هر مرحله کمتر از مرحله قبلی است که علت آن افزایش گرمای نهان تبخیر بعلت کاهش دمای تبخیر است. معمولاً برای خارج کردن گازهای غیر قابل چگالش از سیستم اجکتور مطابق شکل ۱-۱۳ استفاده میکنند. علاوه بر این، بدینوسیله می‌توان مرحله آخر را خلا نموده و نیاز به پمپ را به حداقل رساند.

ب- آب شیرین کن چند مرحله‌ای با تغذیه موازی:

مهمترین خصیصه سیستمهای موازی سادگی عملکرد آنها می‌باشد. همانگونه که در شکل (۱-۱۴) ملاحظه می‌گردد، مشابه آنچه که در قسمت قبل گفته شد، آب شور پس از ورود به چگالنده آب شیرین کن افزایش دما یافته و قسمتی از آن به‌عنوان آب خنک کن از سیستم خارج می‌شود. سپس آب تغذیه با حرکت به سمت اولین مرحله در هر مرحله بر روی لوله‌های تبخیرکننده پاشیده می‌شود و قسمتی از آن با رسیدن به دمای جوش مربوط به فشار مرحله، تبخیر می‌گردد. در اولین مرحله آب تغذیه توسط بخار ناشی از یک مولد بخار خارجی تبخیر می‌شود. سپس بخار تشکیل شده در مرحله اول، با گذشتن از فیلتر وارد لوله‌های تبخیرکننده مرحله دوم می‌شود.

^۱Flashing

در این مرحله قسمتی از آب شور تغذیه پاشیده شده روی لوله‌های تبخیرکننده تبخیر شده و مقداری بخار نیز به خاطر افت فشار ناگهانی بوجود می‌آید. در محفظه فلش نیز به خاطر افت فشار ناگهانی آب، مقداری بخار تشکیل می‌شود که به همراه بخار تشکیل شده در مرحله، به مرحله بعد می‌رود.



شکل ۱۴-۱: آب شیرین کن چند مرحله‌ای با تغذیه موازی [۱۴]

فرآیند MED مدت زیادی است که در تقطیر صنعتی مورد استفاده قرار گرفته است. یکی از کاربردهای معمول این فرآیند، تبخیر شیره از نیشکر در تولید نمک با استفاده از پدیده تبخیر می‌باشد.

حداقل تعداد مراحل طراحی شده برای انجام یک فرآیند MED به دمای آب تغذیه وابسته است. بدین ترتیب که هرچه دمای آب تغذیه بیشتر و اختلاف آن با دمای جوش آب کمتر باشد تعداد مراحل انجام فرآیند هم می‌تواند کمتر شود. افزایش تعداد مراحل سبب می‌شود که نسبت آب شیرین تولیدی به بخار مصرفی آن بازده حرارتی طرح نیز افزایش یابد. البته در صورت افزایش تعداد مراحل، هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه نیز باید افزایش پیدا کند. شکل ۱-۱۵ یک واحد نیروگاهی مستقر در چین را با ظرفیت ۲۰۰ هزار مترمکعب آب شیرین در روز، نشان می‌دهد.



شکل ۱-۱۵: یک واحد آب شیرین کن MED در چین [۱۵]

۱-۴- فرآیندهای تلفیقی (Integrated) و هیبریدی (Hybrid) در آب شیرین کن

انتخاب مرحله پیش-تصفیه، یکی از راه‌حل‌های تعیین‌کننده موفقیت یا شکست فرآیند آب شیرین کن می‌باشد [۱۶]. روش‌های متفاوتی از پیش-تصفیه، توسط محققین برای فرآیندهای آب شیرین کنی پیشنهاد شده‌اند. پیش‌تصفیه متداول بر اساس تصفیه مکانیکی یا همان استفاده از

کارتریج‌های فیلتر می‌باشد که توسط تصفیه قوی شیمیایی حمایت شده، می‌باشد. در گذشته، روش‌های مرسوم پیش-تصفیه مانند انعقاد، تصفیه با اسید، تنظیم pH و فیلتراسیون میانی بودند [۱۷]. مشکلات اصلی استفاده از این روش‌های مرسوم پیش-تصفیه، عمدتاً مربوط به تشکیل رسوب و محصولات رسوب حین فرآیند می‌باشد. به علاوه روش‌های مرسوم، دیگر فرآیندهای غشایی نیز مانند میکروفیلتراسیون (MF)، اولترافیلتراسیون (UF) و نانوفیلتراسیون (NF) نیز می‌توانند به عنوان فرآیندهای پیش-تصفیه مقدم بر فرآیند SWRO استفاده شوند [۱۸].

از آنجایی که واحد MED نسبت به واحد MSF، دمای عملیاتی کمتری می‌طلبد (70°C نسبت به 120°C) پس از نقطه نظر ترمودینامیکی موثر شناخته می‌شود؛ به خصوص وقتی که بخواهد با یک واحد تولید همزمان برای تولید الکتریسیته، کوپل شود. به همین دلیل برای بخش آب شیرین کن حرارتی از نوع MED استفاده کرده شده است.

قرارگیری مراحل پشت سر هم آب شیرین کن‌های مکانیکی یا حرارتی با غشاهای مختلف (مانند RO-NF) حالت تلفیقی را به ما می‌دهد؛ در حالیکه استفاده همزمان از فرآیندهای غشایی و حرارتی (مانند NF-RO-MED) حالت هیبریدی را ارائه می‌دهد.

۱-۵- هزینه‌های کل تولید آب

هزینه‌ها برای ساخت و نگهداری فرآیندهای غشایی وابسته به فاکتورهای مختص به محیط می‌باشد. از اینرو نیروگاه‌هایی که ظرفیت و نوع فرآیند یکسانی دارند، می‌توانند هزینه‌های ساخت متفاوت داشته باشند. فاکتورهای مختص به محیط که بر روی هزینه‌های ساخت تاثیر می‌گذارند، شامل موارد زیر می‌باشند:

- ابعاد یا ظرفیت نیروگاه

- بهسازی‌های محیط
- مخلوط سازی آب تغذیه با permeate
- اجزای نیروگاه که هزینه بر هستند
- غلظت TDS و دیگر محلول‌های آب منبع که نیازمند حذف شدن می‌باشند
- غلظت پساب
- نوع مصرف برای آب تغذیه
- نیازهای پیش تصفیه و پس از تصفیه
- هزینه‌های غیر مستقیم
- هزینه‌های دیگر

۱-۵-۱- هزینه‌های تعمیر و نگهداری

هزینه‌های تعمیر و نگهداری شامل موارد زیر می‌باشند:

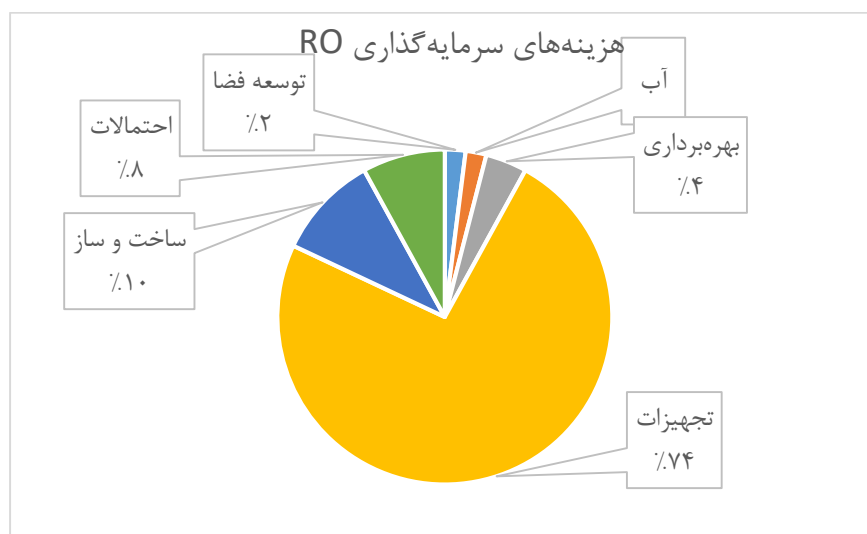
- نیروی کار
- مواد شیمیایی
- توان
- فیلترهای کارتریج
- جایگزینی غشا
- مواد دیگر

جدول ۱-۵ هزینه‌های تعمیر و نگهداری متداول برای نیروگاه‌های آب دریا RO و آب لبشور ۱۰ mgd را نمایش می‌دهد. تفکیک هزینه‌های سرمایه‌گذاری و تعمیر و نگهداری یک واحد RO در شکل ۱-۱۶ نشان داده شده است.

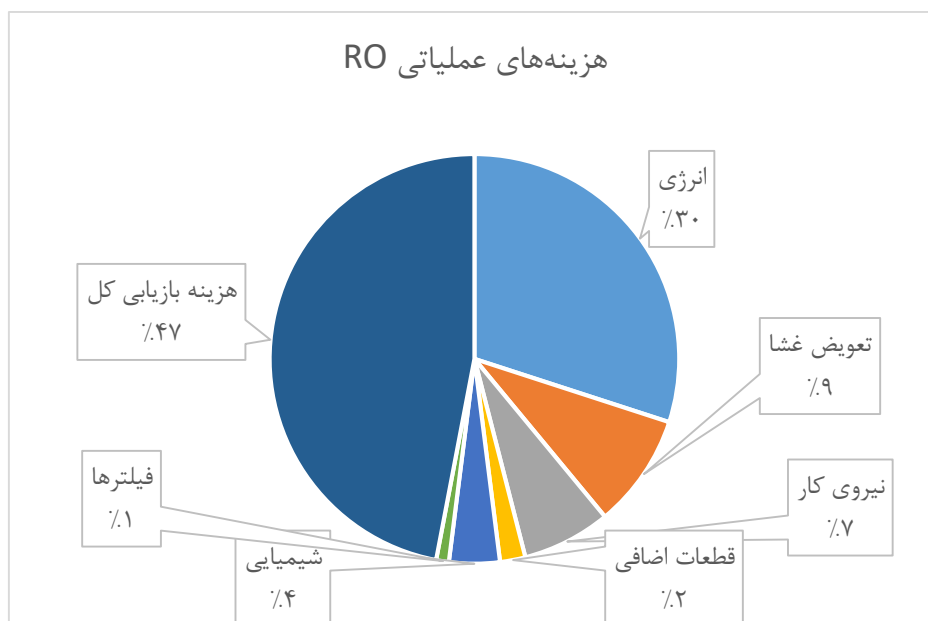
جدول ۱-۵: هزینه تعمیر و نگهداری برای طراحی مرجع [۱۹]

هزینه‌های سالانه بر واحد ۱۰۰۰ دلار/سال		
نیروگاه آب دریا RO: ۱۰ mgd	نیروگاه آب لبشور زمینی: ۱۰ mgd	
نیروی کار (\$)	۶۸۵	۶۸۵
مواد شیمیایی	۴۸۵	۴۶۵
توان	۳۹۸۵	۱۲۵۵
فیلترهای کارتریج	۵۵	۳۰
جایگزینی غشا	۳۴۰	۱۶۵
دیگر مواد	۱۴۵	۱۴۵
هزینه‌های کل تعمیر و نگهداری (\$)	۵۶۹۵	۲۷۴۵
هزینه ۱۰۰۰ دلار برای هر گالن* (\$)	۱/۵۶	۰/۷۵

*همه هزینه‌ها با احتساب ارزش دلار در سال ۲۰۰۴ و هزینه تولید برق به ازای ۰,۰۸ دلار برای هر کیلووات ساعت است.



شکل ۱-۱۶ (الف): هزینه‌های سرمایه‌گذاری برای واحد RO [۱۹]



شکل ۱-۱۶ (ب): هزینه‌های عملیاتی برای واحد RO [۱۹]

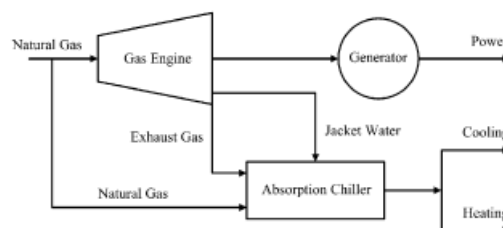
۱-۶- نیروگاه‌های تولید همزمان توان، سرمایش و گرمایش (CCHP)

سیستم‌های ترکیبی سرمایش، گرمایش و توان Combined Cooling, Heating and Power (CCHP)، که شامل تکنولوژی‌های متنوعی است، یک راه حل جایگزین را برای دنیا به منظور تامین و حل مشکلات مرتبط با انرژی، همچون کمبودهای انرژی، امنیت تامین انرژی، هدر رفت‌های کنترل، جنبه‌های اقتصادی و تبدیل انرژی و غیره ارائه می‌دهد [۲۰].

سیستم‌های انرژی، سرمایش و گرمایش (CCHP) از سیستم گرمایش و توان (CHP)، معروف به تولید دوگانه) که یک تکنولوژی اثبات شده و قابل اعتماد با تاریخچه‌ای بیشتر از ۱۰۰ سال است و عمدتاً در نیروگاه‌های توان مقیاس بزرگ متمرکز و استفاده‌های صنعتی، مورد استفاده قرار می‌گیرد، برگرفته شده است. راه متداول برای تامین انرژی و گرما، گرفتن الکتریسیته از شبکه محلی و تولید گرما با سوزاندن سوخت در بویلر است. اما در یک سیستم CHP، گرمای فرعی تولید شده، که می‌تواند به اندازه ۶۰ تا ۸۰ درصد کل انرژی ابتدایی در تولید الکتریسیته پایه احتراقی باشد، برای استفاده‌های متفاوت بازیابی می‌شود. متداولاً، CHP به عنوان تولید ترکیبی الکتریکی (یا ماشینی) و مفید انرژی گرمایی از منبع انرژی ابتدایی یکسان شناخته می‌شود [۲۱]. یک تفاوت کوچک بین CHP و CCHP

همان انرژی گرمایی یا الکتریکی/ماشینی است که بیشتر برای تامین فضا یا فرایند ظرفیت سرمایش در یک کاربرد CCHP استفاده می‌شود. در بعضی مقالات، سیستم‌های CCHP همچنین به عنوان سیستم‌های سه گانه و سیستم‌های سرمایش، گرمایش و توان ساختمانی (BCHP) شناخته می‌شوند [۲۲-۲۴]. در زمستان، سیستم‌های CCHP مانند واحدهای CHP شناخته می‌شوند، جایی که تقاضایی برای سرمایش تهویه مطبوع ساختمان نیست. به بیانی دیگر، CHP همان سیستم CCHP بدون تجهیزات فعال گرمایی^۱ برای تولید توان سرمایشی است، اگرچه همین تفاوت، ساختار سیستم‌ها را به ابعاد مختلفی تغییر می‌دهد.

یک سیستم متداول CCHP در شکل شماره ۱-۱۷ نشان داده شده است. این سیستم شامل یک موتور گاز، یک ژنراتور و یک چیلر جذبی است. موتور با گاز طبیعی رانده شده و انرژی مکانیکی بعداً به توان الکتریکی توسط ژنراتور تبدیل می‌شود. در همان زمان، چیلر جذبی به تولید انرژی سرمایشی در تابستان و انرژی گرمایشی در زمستان، با بهره‌گیری از گرمای خروجی و jacket water انحرافی از موتور، می‌پردازد. اگر گرمای هدررفت از موتور برای مصرف‌کننده‌ها کافی نباشد، یک محفظه احتراق در چیلر جذبی می‌تواند گاز طبیعی را به عنوان جایگزین بسوزاند. بنابراین، تقاضاهای انرژی سرمایش، گرمایش و توان الکتریکی در یک ساختمان یا یک منطقه می‌تواند توسط این سیستم به طور همزمان تامین شود.



شکل ۱-۱۷: سیستم CCHP متداول [۲۰]

در مقایسه با تامین انرژی نیروگاه‌های برق متمرکز و سیستم‌های تهویه مطبوع محلی،

^۱Thermally activated equipment

سیستم‌های CCHP پراکنده، توجه بیشتری را به خود جلب کرده‌اند [۲۱].

نکته مهم آخر در سیستم‌های CCHP افزایش قابلیت اطمینان شبکه تامین انرژی است. یک مطالعه بعد از حملات ۱۱ سپتامبر نشان می‌دهد که یک سیستم بر پایه نیروگاه‌های تولید پراکنده، تا ۵ برابر کمتر در خطر حملات سیستماتیک نسبت به یک سیستم توان متمرکز است [۲۷].

یک سیستم CCHP متداول از ۵ بخش اصلی تشکیل شده است: محرک اولیه، ژنراتور الکتریکی، سیستم بازیابی گرمایی، تجهیزات فعال گرمایی و سیستم کنترل و مدیریت.

مطابق تکنولوژی‌های موجود، گزینه‌های محرک‌های اولیه می‌توانند توربین‌های بخار، موتورهای احتراق داخلی رفت و برگشتی، موتورهای احتراق، میکروتوربین‌ها، موتورهای استرلینگ و سوخت‌های سلولی باشند؛ که سه محرک اولیه آخر در دهه اخیر، نسبتاً تکنولوژی‌های جدیدی را در خود دارند.

تجهیزات فعال گرمایی، دیگر بخش سیستم‌های CCHP هستند که برای تامین سرمایش یا رطوبت زدایی به کار می‌روند. تکنولوژی‌های فعال گرمایی تجاری شامل چیلرهای جذبی و رطوبت زداهای خشک کن هستند.

۱-۶-۱- تجهیزات بازیابی حرارت^۲

تجهیزات بازیابی حرارت اولیه که در سیستم‌های تولید همزمان مورد استفاده قرار می‌گیرند، انواع تجهیزات تولید کننده بخار و آب گرم را شامل می‌شود. چندین نوع از تجهیزات بازیابی حرارت وجود دارد. این تجهیزات را می‌توان به نام تجهیزات تولید بخار از حرارت بازیابی شده یا^۳ (HRSG) نامید. تجهیزات مزبور غالباً به چند دسته تقسیم می‌شوند:

^۱desiccant dehumidifiers

^۲Heat Recovery Equipment

^۳Heat Recovery Steam Generation

۱- بدون احتراق^۱

۲- احتراق جزئی^۲

۳- احتراق کامل^۳

یک سیستم HRSG بدون احتراق همان مبدل حرارتی می‌باشد. یک سیستم HRSG با احتراق جزئی از یک کانال احتراق تشکیل شده که غالباً برای افزایش درجه حرارت گاز خروجی از یک مشعل گاز در بالادست HRSG استفاده می‌شود. یک سیستم HRSG با احتراق کامل اساساً یک بویلر است که در آن از گاز خروجی بصورت هوای پیش گرم استفاده می‌کنند. در اکثر این تجهیزات، گاز خروجی از دستگاه عبور کرده و از بالای دستگاه خارج می‌شود. انرژی گاز خروجی برای گرم کردن و تبخیر آب و سوپر هیت کردن بخار مورد استفاده قرار می‌گیرد. اختلاف حرارت بین گاز خروجی و آب موقعی که شروع به تبخیر می‌نماید، به عنوان نقطه پینچ^۴ اختلاف درجه حرارت می‌نامند، این نقطه دارای کمترین اختلاف درجه حرارت بوده و عملکرد کلی وسیله بازیابی حرارت را محدود می‌کند. از آنجایی که میزان انتقال حرارت متناسب با اختلاف درجه حرارت است، هر قدر که مقدار این اختلاف بیشتر باشد، میزان انتقال حرارت بزرگتر است.

۱-۶-۲- تجهیزات تولید سرمایش

۱-۶-۲-۱- چیلرهای جذبی

در چیلرهای جذبی می‌توان از انرژی حرارتی موجود در سیستم های تولید همزمان برای ایجاد سرمایش یک محل استفاده کرد. در این قسمت بطور خلاصه عملکرد چیلرهای جذبی و کاربرد آنها برای سیستم های تولید همزمان تشریح خواهد شد.

در چیلرهای جذبی از سیالات بخصوص و سیکل ترمودینامیکی مشخصی استفاده می‌شود که

^۱Unfired

^۲Partially Fired

^۳Fully Fired

^۴Pinch Point

درجه حرارت‌های پائین را بدون نیاز به یک کمپرسور بخار که در چیلرهای مکانیکی وجود دارد ایجاد می‌کنند.

یک چیلر جذبی بجای استفاده از کمپرسور بخار از پمپ‌های مایع و منابع با درجه حرارت پایین مثل آب گرم، بخار یا گاز دودکش استفاده می‌کند. درچیلرهای جذبی از سیالات محلولی استفاده می‌شود که از دو جزء تشکیل شده اند.

بر خلاف نوع تراکمی، انرژی ورودی سیکل جذبی بصورت حرارت بوده و مستقیماً به ژنراتور داده می‌شود. منبع حرارتی ژنراتور معمولاً بخار کم فشار یا آب داغ یا آب گرم می‌باشد.

اصول کلی عملکرد چیلر جذبی بر این اساس است که بعد از پمپ شدن محلول به فشار بالا، از انرژی با درجه حرارت پایین برای تبخیر یک جزء محلول استفاده می‌شود. از این جزء بعنوان مبرد در این سیکل استفاده می‌شود. نمونه‌هایی از محلول‌ها به شرح زیر می‌باشند:

- آب و آمونیاک
- لیتیوم بروماید و آب
- لیتیوم کلراید و آب

در مورد اول آمونیاک بعنوان مبرد بوده و در ۲ مورد دیگر آب بعنوان مبرد مورد استفاده قرار می‌گیرد. در کاربردهای تولید همزمان، ویژگی مهم چیلرهای جذبی آن است که آنها از انرژی درجه حرارت نسبتاً پایین که بطور مستقیم و یا غیر مستقیم از محرک اولیه بدست می‌آید، می‌توانند برای تولید آب سرد در سرمایش استفاده کنند. استفاده از چیلرهای جذبی بخصوص برای محل‌هایی که بارهای حرارتی آب و فضاها در مدت معینی از سال حداقل می‌باشند، مفید می‌باشد. برای این موارد، خروجی حرارتی یک سیستم تولید هم زمان را می‌توان برای گرمایش در خلال فصل سردتر سال و با استفاده از چیلر جذبی برای سرمایش در خلال فصل گرمتر سال استفاده کرد. ضمن اینکه عدم

استفاده از چیلرهای تراکمی، باعث ثابت تر شدن بارهای الکتریکی در خلال سال می‌شود.

۱-۶-۲-۲- چیلرهای تراکمی

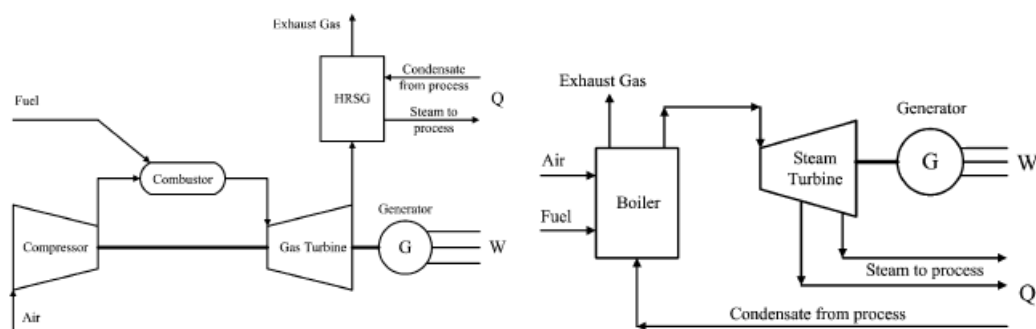
در چیلرهای تراکمی گاز ابتدا توسط کمپرسور، متراکم می‌گردد. این گاز سپس به کندانسور وارد شده توسط آب یا هوای محیط، خنک شده و به مایع تبدیل می‌گردد این مایع با عبور از شیر انبساط یا لوله موئین وارد خنک کننده (اوپراتور) که در فشار کمتری قرار دارد می‌شود که این کاهش فشار باعث تبخیر مایع گردیده و در نتیجه مایع سرد کننده با گرفتن حرارت نهان تبخیر خود از محیط خنک کننده، باعث ایجاد برودت در موادی که با قسمت خنک کننده در ارتباط هستند می‌گردد. سپس گاز ناشی از تبخیر، به کمپرسور منتقل می‌شود و این چرخه تکرار می‌شود.

۱-۶-۳- انواع سیستم‌های CCHP

۱-۶-۳-۱- تنظیمات متنوع سیستم‌های CCHP

سیستم‌های CCHP، شامل واحدهای موجود و مدل‌های تجربی در آزمایشگاه‌ها، در هر منطقه متفاوت هستند، این تفاوت در محرک‌های اولیه، تنظیمات سرمایشی، فرم‌های اتصال، نرخ‌های گرما به توان، محدودیت‌های درخواستی مصرف کننده و مشخصات مشابه. بر پایه تکنولوژی‌های CCHP و مشخصات شرح داده شده قبلی، این بخش به سیستم‌های در حال کار و آینده نگر CCHP و پیشرفت‌های آنان می‌پردازد.

عطف به طبقه بندی سیستم‌های CCHP در مقدمه، سیستم‌های سنتی مقیاس بزرگ، عمدتاً سیستم‌های CHP بدون مزیت سرمایش در نیروگاه‌ها برق متمرکز یا صنایع بزرگ، بخش عمده‌ای از ظرفیت CHP نصب شده در بسیاری از کشورها به حساب می‌آیند. تکنولوژی‌های استفاده شده در این نوع CHPها در طی دهه‌های اخیر پیشرفت کرده و این سیستم‌ها نسبتاً به بلوغ رسیده‌اند. برای این سیستم‌های CHP، دو پیکربندی متداول وجود دارد [۲۸]: یکی بر پایه بویلر و توربین بخار و دیگری بر پایه توربین‌های احتراق، مانند آنچه در شکل ۱-۱۸ نمایش داده شده است، وجود دارند.



شکل ۱-۱۸: سیستم CHP با توربین بخار (سمت راست) و توربین احتراقی (سمت چپ) [۲۸]

گزینه با توربین/بویلر بخار همیشه بیشترین استفاده را در سیستم CHP داشته است. در این روش، یک بویلر بخار با فشار بالا تولید کرده که به توربین تغذیه شده تا الکتریسیته تولید کند. اگرچه، توربین طوری طراحی شده که مقداری بخار برای تغذیه فرآیندهای صنعتی باقی بماند. بنابراین، یک سوخت ورودی به بویلر تامین کننده انرژی الکتریکی و گرمایی است که توسط بازیابی گرمای هدررفت از ژنراتور الکتریکی توربین بخار تامین می‌شود. به طور متداول، دو سوم انرژی در یک نیروگاه برق سنتی هنگامی که بخار هدررفت در برج خنک کن چگالیده می‌شود، از بین می‌رود. این نوع سیستم معمولاً حدود ۵ برابر انرژی دمایی بیشتر از انرژی الکتریکی تولید می‌کند [۲۹]. بنابراین، این نوع سیستم برای نیروگاه‌های دمایی که توان الکتریکی یک محصول فرعی است، مناسب است.

موتورهای رفت و برگشتی به علاوه چیلرهای جذبی یا الکتریکی (محرک با موتور) برای بهره‌گیری‌های کوچک مشهور هستند. مایعات Jacket cooling، سیستم‌های روان کننده روغن و خروجی موتور، یک گزینه انتخاب بازیابی گرما هستند که می‌توانند آب داغ با استفاده از مبدل‌ها، برای نیازهای دمایی و دیگر استفاده‌های سرمایه‌های و رطوبت زدایی، تولید کنند [۳۰].

۱-۷- سیستم‌های تولید همزمان چندگانه Multi-generation

اخیراً، افزایش آگاهی در رابطه با محدودیت منابع سوخت فسیلی و تاثیرات مخرب آلاینده‌های کربنی بر روی تغییرات اقلیمی، بسیاری از محققین را به سمت مطالعه برای بکارگیری تکنولوژی‌هایی جهت تولید انرژی با بازدهی بالاتر و در عین حال با آلودگی کمتر، سوق داده است [۳۱]. تولید

چندگانه می‌تواند بازدهی انرژی را افزایش داده، آلاینده‌های محیطی را کاهش داده و هزینه‌های راه‌اندازی و تعمیر نگهداری را با استفاده از بکارگیری همان منبع اولیه انرژی ولی به صورت موثر، کاهش دهد.

افزودن واحدهای آب شیرین کن به واحد تولید سه گانه (CCHP یا Tri-generation) و ایجاد یک واحد تولید چهارگانه (CCHPW یا Poly-generation) که همزمان قادر به تولید توان، حرارت، سرما و آب کافی باشد، به خصوص برای مناطقی که به مقدار زیادی به تولید توان متمرکز و جمع‌آوری آب‌های سطحی متکی هستند (بطور مثال خاور میانه)، می‌تواند کمک شایانی بکند [۳۱]. تولید همزمان، باعث کاهش هزینه‌های نسبتاً زیاد آب شیرین کن‌ها شده و مقدار زیادی از انرژی لازم برای فرآیند را تامین می‌کند.

هر چند، طراحی و به‌کارگیری این نوع واحدها بسیار پیچیده‌تر از سیستم‌های متداول تولید همزمان دو گانه (CHP یا Co-generation) و تولید سه‌گانه می‌باشد؛ مولفین متعددی [۳۲-۳۴] روش‌های متفاوتی را برای حل مشکلات مربوطه، مطرح کرده‌اند.

۸-۱- معرفی تحقیق حاضر

تحقیق حاضر به بررسی و مدل‌سازی یک واحد نیروگاهی تولید همزمان سرمایش، گرمایش و توان (CCHP) به همراه آب شیرین کن‌های هیبریدی می‌پردازد.

در تحقیق حاضر، ابتدا بررسی دقیقی بر فرآیندها و نحوه عملکرد آب شیرین کن‌های هیبریدی به عمل آمده و با استفاده از نرم‌افزارهای Matlab و EES، برای هر آب شیرین کن یک کد جهت مدل‌سازی نوشته شده که شامل تمامی پارامترهای لازم برای استفاده خواص مورد نیاز مانند خصوصیات فیزیکی و شیمیایی آب دریا، خصوصیات فیزیکی غشاهای بکار رفته در سیستم، ورودی‌ها لازم برای سیستم آب شیرین کن و غیره می‌باشد که هر کدام از آنها در بخش غشایی با مرجع و همچنین با نرم‌افزار ROSA اعتبارسنجی شده و در بخش MED نیز با مرجع اعتبارسنجی شده است. سپس یک کد برای شبیه‌سازی سیستم تولید همزمان CCHP نوشته شده که به تفکیک هر بخش،

المان‌های تشکیل دهنده سیستم را بررسی می‌کند. برای تامین بخارهای فشار بالا و پایین، یک واحد HRSG دو فشار در نظر گرفته شده است. بخار فشار بالا برای تولید آب و بخار فشار پایین برای تامین سرمایش در نظر گرفته شده است. در نهایت، یک سیستم بدیع CCHP همراه آب شیرین‌کن‌های هیبریدی پیشنهاد شده است. خواص ترمودینامیکی و خروجی‌های مشخص از این سیستم، با ترکیب مدل‌سازی اجزای آن بدست آمده و تاثیر پارامترهای مختلف بر روی خروجی‌ها، بررسی شده‌اند.

۹-۱- ضرورت انجام تحقیق

به علت افزایش جمعیت و پیشرفت تکنولوژی و محدود بودن منابع آب شیرین، بیشتر مناطق زمین درگیر بحران کم آبی هستند. طی سال‌های اخیر، هزینه تولید آب بوسیله دستگاه‌های نمک‌زدایی تا حد قابل توجهی کاهش یافته، اما هزینه تولید آب به کمک آنچه ما روش‌های سنتی می‌نامیم، افزایش پیدا کرده است. این افزایش قیمت به واسطه بهره برداری بیش از حد از منابع زیر زمینی آب، نفوذ نمک و افزایش آلودگی بوجود آمده است. از طرفی آب اقیانوس‌ها و دریاها، بخش اعظم کرده زمین را پوشانده، پس استفاده از آب شیرین‌کن‌ها گزینه مناسبی برای مقابله با این بحران فراگیر می‌باشد.

از آنجایی که آب شیرین‌کن‌ها به عنوان فرآیندهای هزینه بر و با بازده اگزرژی بسیار پایین مطرح می‌باشند، امروزه ترکیب آب شیرین‌کن‌های حرارتی و مکانیکی خصوصاً در سیستم‌های تولید همزمان توان و حرارت بسیار مورد توجه قرار گرفته است. در عین حال، منابع مطالعاتی که به بررسی آب شیرین‌کن‌های هیبریدی و تحلیل همزمان آنها با CCHP بپردازند، بسیار کمتر بوده و نیاز به بررسی هر چه دقیق‌تر این مقوله، بیش از پیش احساس می‌شود.

۱۰-۱- نوآوری تحقیق

هدف عمده این پژوهش، بررسی نحوه عملکرد آب شیرین‌کن‌ها بصورت جدا از هم و در ادامه بصورت هیبرید می‌باشد. این پژوهش شامل بخش‌های زیر است:

۱. توسعه یک مدل برای شبیه‌سازی نحوه عملکرد دستگاه‌های آب شیرین کن در انواع مختلف

غشایی و حرارتی

۲. اعتبارسنجی مدل شبیه‌سازی شده با نتایج حاصل از مقالات و نرم‌افزار ROSA به منظور

کسب اطمینان در استفاده از آن. در فرآیند اعتبارسنجی، هدف ما تطابق نتایج حاصل از

مدل‌سازی با کدهای نوشته شده با نتایج حاصل در مقالات و پایان‌نامه‌های موجود بوده که

از نتایج عددی و آزمایشگاهی بهره برده‌اند و از طرفی نرم‌افزار ROSA که در صنعت نیز

بسیار پرکاربرد بوده، به عنوان سنگ محکی برای داده‌ها قرار داده شده تا بتوان بستر

ارتباطی مناسب بین داده‌های شبیه‌سازی شده و نتایج عملی و مورد استفاده در پروژه‌های

صنعتی، برقرار کرد.

۳. بررسی انواع سیستم‌های هیبریدی بین آب شیرین‌کن‌ها و تلفیق آنها با سیستم CCHP که

در کمتر پژوهشی به آن پرداخته شده است.

۱۱-۱- مروری بر فصل‌های پایان نامه

در فصل اول، به بحران آب و راه حل پیشنهادی برای آن که همان آب شیرین کن است پرداخته

شده است. تمامی اجزای دخیل در یک سیستم تولید آب شیرین و تولید همزمان معرفی شده است.

در فصل دوم، به مروری بر مطالعات و پژوهش‌های پیشین در زمینه سیستم‌های تولید چهارگانه

پرداخته شده است.

در فصل سوم، معادلات حاکم بر هر کدام از اجزای تشکیل دهنده سیستم تولید چهارگانه بررسی

شده‌اند. برشمردن خصوصیات فیزیکی و شیمیایی لازم برای استفاده در مدل‌سازی این نوع سیستم

نیز در این فصل انجام شده است.

در فصل چهارم، ابتدا اعتبارسنجی پژوهش حاضر با توجه به مراجع معتبر و نرم‌افزارهای مرتبط

مانند ROSA مورد بررسی قرار گرفته و در ادامه، یک سیستم تولید همزمان چهارگانه بدیع،

مدل سازی شده است.

در فصل پنجم نیز نتایج حاصل از این تحقیق ارائه و بررسی شده و پیشنهادهایی برای تحقیقات

آینده ارائه شده‌اند.

فصل دوم

مروری بر پژوهش های پیشین

در این فصل، بررسی مطالعات و پژوهش‌های پیشین در زمینه سیستم‌های تولید چهارگانه صورت گرفته است.

۱-۲- پژوهش‌های پیشین RO

مولفین بسیاری، روش‌هایی را برای طراحی و بهینه‌سازی فرآیند RO پدید آورده‌اند. ویلافاویلا^۱ و همکاران [۳۵] یک تابع هدف برای بهینه‌سازی مرتبط با تعداد لوله‌ها، بازیابی جریان و شاخص مصرف انرژی (SEC) برای آب دریا و آب لبشور پیشنهاد کرده‌اند. این مولفین از پارامترهایی برای تنظیمات غشا لوله‌ای و دستگاه‌های بازیابی انرژی استفاده کرده‌اند. آنها تنها محدودیت‌های در رابطه با تعداد محفظه‌های فشار (Pressure Vessel)، مقادیر فشار، قطر غشا و جریان تغذیه را در نظر گرفته‌اند. بعد از آن و در همان راستا، بارلو^۲ و همکاران [۳۶] داده‌های کافی در رابطه با ضرایب نفوذ نمک و آب برای این نوع المان غشا ارائه داده‌اند. مارکوکیو^۳ و همکاران [۳۷] سیستم RO برای آب دریا با آرایش دو مرحله‌ای را بهینه‌سازی کرده‌اند. در این تحقیق، غشاهای فیبر توخالی و دستگاه‌های بازیابی انرژی در نظر گرفته شده‌اند تا هزینه‌های عملیاتی را کاهش دهند. هیچ داده آزمایشگاهی یا محدودیت در این کار گزارش داده نشده است.

به طور مشابه، جرالدهز^۴ و همکاران [۳۸] یک طراحی بهینه برای سیستم دو مرحله‌ای RO ارائه دادند، با این تفاوت که غشاهای Spiral Wound را که پرکاربردترین نوع در این زمینه می‌باشند، در نظر گرفته بودند. مولفین از داده‌های آزمایشگاهی برای تعریف پارامترهای خاصی در معادلات طراحی استفاده کرده‌اند. این مدل، فشار و جریان تغذیه را برای نرخ‌های متفاوت بازیابی آب، بهینه‌سازی می‌کند.

^۱Villafafila

^۲Barello

^۳Marcovecchio

^۴Geraldes

گوریا^۱ و همکاران [۳۹] یک پروژه برای آب دریا، با استفاده از ماژول‌های لوله‌ای و spiral wound ارائه کرده‌اند. به جز محدودیت‌های در نظر گرفته شده توسط سازندگان، آنها کیفیت permeate را به عنوان تابع هدف برای حداکثر شدن بازده permeate و کمینه شدن هزینه‌های شیرین کردن و غلظت permeate در نظر گرفتند. این مدل بدون نتایج آزمایشگاهی انجام شده و تمرکز خود را بر روی مقایسه الگوریتم‌های متنوع بهینه سازی چند هدفه می‌گذارد.

یک طراحی بهینه سیستم RO تحت غلظت‌های مختلف تغذیه و خصوصیات متنوع permeate توسط لو^۲ و همکاران [۴۰] انجام شده است. این مدل اجازه می‌دهد که واحدهای مختلف غشایی در PV به علاوه بوستر پمپ‌های درون مرحله‌ای و دستگاه‌های بازیابی انرژی تلفیق شوند.

وینس^۳ و همکاران [۴۱] یک مدل بهینه‌سازی چند هدفه را برای طراحی این نوع سیستم در نظر گرفته‌اند که محدودیتی به جز انواع مشخص شده توسط سازندگان در نظر گرفته نشد و نتایج آزمایشگاهی نیز برای آن ارائه نشده است. آنها بهینه سازی SEC و جریان permeate را در ارتباط با هزینه permeate، با غشای Spiral Wound برای آب دریا و آب لبشور ارائه کردند که همراه با آن، دستگاه‌های بازیابی انرژی و دو مرحله بوستر پمپ درون مرحله‌ای نیز در نظر گرفته شده است.

ساسی^۴ و همکاران [۴۲] یک بهینه سازی برای عملیات فرآیند آب شیرین کن RO ارائه کردند که شامل بکارگیری واحدهای غشایی Spiral wound به همراه fouling غشایی می‌باشد. SEC در نرخ جریان و کیفیت ثابت permeate، کمینه شده است. این مطالعه از آب لبشور استفاده کرده و مدل

^۱Guria

^۲Lu

^۳Vince

^۴Sassi

عباس^۱ و همکاران [۴۳] برای پیش‌بینی عملکرد، تنها با توجه زمان عملکرد استفاده می‌شود.

دو^۲ و همکاران [۴۴] در روش بهینه‌سازی‌شان، هر دوی آب دریا و آب لبشور را با واحدهای Spiral wound در نظر گرفته‌اند. تنها محدودیت شامل جریان بوده که توسط سازنده مشخص شده است. آنها سیستم‌های دو مرحله‌ای را با محفظه‌های هم‌فشار به همراه دستگاه‌های بازیابی انرژی در نظر گرفته‌اند. هزینه‌ها مطابق با SEC و بازیابی آب، کاهش یافته است. در کار بعدی [۴۵] آنها دستگاه‌های بازیابی انرژی متفاوتی برای آب دریا در نظر گرفتند. به منظور بهبود کارهای قبلی، آنها تحقیق سومی [۴۶] را انجام داده، و یک سیستم RO با مراحل مختلف و جریان‌های درون مرحله‌ای بخشی را در نظر گرفتند.

کوتب^۳ و همکاران [۴۷] یک کار مشابه را ارائه داده و آب دریا را با وجود بوستر پمپ‌های بین مرحله‌ای تا سه مرحله در نظر گرفتند.

علی الطایی^۴ [۴۸] یک مدل محاسباتی برای تخمین طراحی و عملکرد سیستم RO بوجود آورده است. او تنها آرایش‌های یک مرحله‌ای و محلول‌های سدیم کلراید را مورد بررسی قرار داده که با تقریباً خوبی آب دریا (با غلظت‌های مختلف بین $۳۵\frac{g}{l}$ تا $۳۸\frac{g}{l}$) را شبیه‌سازی می‌کند. تنها با استفاده از داده‌های سازنده و بدون استفاده از داده‌های شخصی، این مطالعه انجام شده است. ضریب استفاده شده برای پیش‌بینی عملکرد توسط سازنده داده شده که تایید تجربی بر آن وجود ندارد. در نهایت، وی نتایج را با ROSA مقایسه کرده و نتایج مشابهی را کسب کرده است.

^۱Abbas

^۲Du

^۳Kotb

^۴Altaee

ساودرا^۱ و همکاران [۵۰,۴۹] یک روش طراحی برای سیستم BWRO ارائه کردند که ترکیب غیرطبیعی آب تغذیه را با توجه به شرایط عملیاتی، در نظر گرفته است. اگرچه، این نتایج توسط آزمایشات تجربی گرفته شده و توسط مصرف کننده، قابل دستکاری نیست. یک محدودیت دیگر نیز بر این روش هست: آرایش‌های محتمل آن. این روش حداکثر به ۶ المان درون هر PV در واحدهای تک مرحله‌ای اجازه کار می‌دهد. برای واحدهای دو مرحله‌ای، تنها آرایش‌های ممکن پذیر ۲:۱ و ۳:۲ با ۶ المان در هر PV می‌باشند. این روش، راه‌حلهایی برای حداکثر کردن نرخ بازیابی سیستم با کمترین تعداد المان‌ها را می‌دهد؛ به جز برای سیستم‌های دو مرحله‌ای، به دلایلی که در بالا ذکر شد. این کار، بهینه‌سازی سیستم RO را با توجه به SEC در نظر نگرفته است. این الگوریتم، برخلاف روش‌های معرفی شده توسط مولفین قبلی، داده‌های عملیاتی طولانی‌تری را ارائه می‌دهد (۵ سال) که با آن قابلیت مقایسه با نتایج حاصله از ۵ سال کار آزمایشگاهی آمده است، در نتیجه قابلیت اطمینان بالایی به آن می‌بخشد.

چویی^۲ و همکاران [۵۱] کار خود را بر روی بهینه‌سازی سیستم‌های RO آب دریا دو مرحله‌ای متمرکز کردند. آنها غشاهای Spiral Wound را در نظر گرفتند، ولی نتایج آزمایشگاهی را با آن همراه نکردند. به جز حداکثر شدن بازیابی کل و کمینه شدن SEC، این سیستم غلظت بورون در permeate را نیز به حداقل می‌رساند.

گارسیا^۳ و همکاران [۵۲] الگوریتمی برای طراحی سیستم BWRO ارائه کرده‌اند. این ابزار محاسباتی، انعطاف‌پذیری بیشتری نسبت به پارامترهای طراحی نسبت به نرم‌افزارهای تجاری ساخته شده توسط کارخانجات سازنده غشا را در اختیار قرار می‌دهد. علاوه بر این، راه‌حل‌های بهینه مختلفی را در جهت قیدها و نیازهای موجود، در خود دارد. به منظور اعتبارسنجی این برنامه، نتایج

^۱Saavedra

^۲Choi

^۳Garcia

آزمایشگاهی حاصل از ۸۰ هزار ساعت کار عملیاتی یک واحد BWRO برای تعیین نفوذپذیری آب و یون‌ها در المان غشا BW30-400 استفاده شده است [۵۳]. یک مدل پیش‌بینی شده برای عملکرد طولانی مدت سیستم RO، در یک مقاله دیگر توسط همین مولفین ارائه شده است [۵۴].

۲-۲- پژوهش‌های پیشین NF

به علت خاصیت جدایشی خاص، تکنولوژی NF برای جداسازی یون‌های مقیاسی و موادی با وزن مولکولی پایین و همچنین بخشی از NaCl از آب دریا، بکار برده می‌شود [۵۶, ۵۵]. تلاش‌های زیادی برای ارتقا عملکرد این نوع آب شیرین کن تحت شرایط عملیاتی مختلف انجام شده است. مشخص است که نرخ پس زده شدن یون‌ها در غشاهای NF بسته به شرکت تولید کننده آن، متفاوت است. هیلال^۱ و همکاران [۵۷] عملکرد سه نوع مختلف غشای نانوفیلتراسیون NF90 و NF270 (شرکت دو فیلمتک)^۲ و N30F (شرکت میکردین-نادیر)^۳ را مورد بررسی قرار داده و به این نتیجه رسیدند که نرخ جریان و پس زده شدن نمک با توجه به مدل اسپینگر-کدم در غشاهای NF90 و NF270 بالاتر می‌باشند. علاوه بر این در این مقاله پیشنهاد شده است که استفاده از NF90 برای حذف NaCl بهترین گزینه موجود می‌باشد، با توجه به اینکه بالاترین نرخ پس زده شدن ولی جریان permeate متوسطی دارد. مطالعات متعددی در زمینه تمرکز غلظت یون‌های سخت، Fouling و Scaling در سطح غشای NF انجام شده است. این مطالعات نشان می‌دهد که Fouling طبیعی بیشتر در المان‌های جلویی اتفاق می‌افتد، از طرفی Scaling غیرطبیعی بیشتر در المان‌های آخری رخ می‌دهد [۵۸]. عمودی^۴ و همکاران [۵۹] به جریان permeate در NF را بعد از Scaling با کمک

^۱Hilal

^۲Dow FilmTec

^۳MICRODYN-NADIR

^۴Amoudi

SDS (سدیم دودسیل سولفات) و روش‌های تغییر PH بازیابی کرده‌اند.

غشای نامتقارن NF^۳ با لایه‌های جداکننده پلیامید تنگ (مانند NF90 و ESNA1) نرخ‌های پس زدن بالاتر برای یون‌های تک قطبی و دو قطبی دارند. وونگ^۳ [۶۱,۶۰] یک سیستم دو مرحله‌ای NF-NF را توسعه داد که به طور موثری یون‌ها را از آب دریا جدا کرده و ۲۰٪ تا ۳۰٪ انرژی کمتری نسبت به RO تک مرحله‌ای متداول، مصرف می‌کند. این فرآیند NF-NF در حال حاضر به صورت موفقیت آمیزی در ایالات متحده با ظرفیت تولید آب روزانه ۱۱۳۵ مترمکعب در حال کار می‌باشد [۶۲]. هریسون^۴ و همکاران [۶۳] دریافت که میانگین permeate TDS وقتی که NF90 با نرخ پس زنی بالا در هر دو مرحله استفاده شده، کمتر از $400 \frac{mg}{l}$ شده است. عطایی و همکاران [۶۴] عملکرد فرآیند NF-NF را با ROSA شبیه‌سازی کرده است. در شوری تغذیه $35000 \frac{mg}{l}$ ، فشار در مراحل اول و دوم به ترتیب برابر ۳۷ bar و ۱۹ bar و بازیابی ۵۹٪ و ۶۷٪ می‌باشد. Permeate TDS و شاخص مصرف انرژی سیستم NF90-NF90 به ترتیب برابر $254 \frac{mg}{l}$ و $3,35 \frac{kWh}{m^3}$ می‌باشند. لیو^۵ و همکاران [۶۵] دریافت که فشار عملیاتی، بیشترین تاثیر را بر روی جریان و TDS آب permeate در سیستم NF90-NF90 دارد.

۳-۲- پژوهش‌های پیشین آب شیرین کن‌های تلفیقی

۳-۲-۱- تلفیق فرآیندهای NF و RO

اولین بار، حسن و همکاران [۶۶] طرحی را برای استفاده از NF به عنوان Pre-Treatment برای

RO ارائه کردند.

^۱Sodium dodecyl sulfate

^۲Asymmetric

^۳Vuong

^۴Harrison

^۵Liu

تلفیق فرآیندهای NF و RO ممکن است منجر به افزایش پیچیدگی و هزینه واحد آب شیرین کن شود [۶۷]. اگرچه، پیش تصفیه NF اثرات مثبت خود را در حذف یون‌های دو قطبی و فشار اسمتیک از آب تغذیه RO نشان داده و تلفیق NF با RO می‌تواند مزایای هر دو نوع مختلف غشا را با یکدیگر پیوند دهد [۶۸،۶۹]. حسن^۱ و همکاران [۵۶،۶۶] و اولینگر^۲ [۷۰] یک فرآیند کم هزینه NF-RO را ارائه کردند و نشان دادند که در فشار کمتر از ۲۲ bar، نرخ پس زدن کل سختی برای یون‌های Ca^{2+} ، Mg^{2+} ، SO_4^{2-} ، HCO_3^- به ترتیب برابر ۸۹/۴٪ و ۹۴٪ و ۹۷/۸٪ و ۹۶/۶٪ و ۹۳/۳٪ می‌باشند؛ و نرخ پس زدن یون‌های تک قطبی (Cl^- ، Na^+) برابر ۴۰/۳٪ بوده است، که در حدود ۲۷٪ از هزینه‌های خالص تولید آب در SWRO تک مرحله‌ای را کاهش داده است.

همچنین طی مطالعه‌ای [۷۱] یافت شده است که کیفیت خروجی از NF به شدت تحت تاثیر فشار عملیاتی، نرخ‌های بازیابی، کیفیت آب تغذیه، دمای آب تغذیه و تعداد و ترکیب المان‌های غشایی می‌باشد. حسن و همکاران، بر روی یک سیستم آزمایشی از ۸ ترکیب NF و NF-RO برای ۵۰۰ ساعت کار کردند و دریافتند که جریان permeate و بازیابی NF با افزایش فشار عملیاتی، افزایش می‌یابد. در واحد آب شیرین کن اوم لوج^۳، اریکسون^۴ و همکاران [۷۲] دریافتند که استفاده از NF به عنوان پیش تصفیه برای RO، مقدار یون‌های سخت را به ۲۲۰ ppm کاهش می‌دهد و بازیابی آب از ۲۸٪ تا ۵۶٪ افزایش می‌یابد؛ در حالیکه شاخص مصرف انرژی از $9,596 \frac{kWh}{m^3}$ به $5,585 \frac{kWh}{m^3}$ کاهش یافته است [۷۳].

چن^۵ و همکاران [۷۴،۷۵] یک فرآیند تلفیقی RO-NF برای افزایش بازیابی کلی آب، ارائه دادند. در فرآیند، پساب فرآیند RO بار دیگر توسط NF شیرین شده، و خروجی آب به آب تغذیه RO

^۱Hassan^۲Uhlinger^۳Umm Lujj^۴Erikssona^۵Chen

برگردانده می‌شود. استفاده از المان‌های RO ۴ اینچی SW30 و المان‌های NF ۲ اینچی، با بازیابی آب ۷۱٪، هزینه تولید آب را به $0.57 \frac{\$}{m^3}$ رسانده که ۰۶/۲۰٪ کمتر از فرآیند تک مرحله‌ای RO می‌باشد [۷۶]. در مقایسه با فرآیند دو مرحله‌ای RO، فرآیند RO-NF هزینه‌های سرمایه‌گذاری و انرژی الکتریکی بیشتری را ذخیره‌سازی می‌کند.

۲-۳-۲- هیبرید فرآیندهای NF و MED

استفاده هیبرید از فرآیندهای NF-MED از نظر ذخیره‌سازی انرژی برای تولید آب تازه، موثر نشان داده شده است [۷۷]. با NF به عنوان پیش تصفیه، TBT عملیاتی می‌تواند از ۶۵ به ۱۲۵ درجه سانتی‌گراد افزایش باید، بدون اینکه خطر Scaling بوجود بیاید [۷۹، ۷۸]. تورک^۱ و همکاران [۸۰] عملکرد سه نوع غشای مختلف NF200 و NF270، TFC-SR2 (Koch) را در یک واحد NF-RO MED-Crystallization بررسی کرده و دریافته‌اند که بالاترین ضریب احتباس آب مربوط به TFC-SR2 می‌باشد.

۲-۴- پژوهش‌های پیشین سیستم‌های CCHP

تولید آب با بهره‌گیری از بازیابی حرارت هدررفت، در تحقیقات زیادی مورد بررسی قرار گرفته است. این گرمای هدر رفت می‌تواند توسط توربین گازی، موتورهای گازسوز یا دیزی، پیل‌های سوختی، پالایشگاه‌ها و دیگر صنایع بوجود آیند. بعضی از سیستم‌های تولید چندگانه با تولید آب به شرح زیر می‌باشند. یکی از مهم‌ترین محرک‌های اولیه برای تولید آب تازه، استفاده از گرمای هدررفت در توربین‌های گازی می‌باشد. تحلیل انرژی، انرژی و اقتصادی توسط عامری و جورجانی [۸۱] برای بررسی آرایشی از یک توربین گازی میکرو، یک ژنراتور بازیابی بخار گرمایی (HRSG)، سیکل ارگانیک رنگین و سیستم MED صورت پذیرفته است. همچنین آنها سیکل ترکیبی بت نرخ هزینه

^۱Turek

^۲Water retention

^۳Heat Recovery Steam Generator

کل و نرخ هزینه تولید آب تازه به عنوان دو تابع هدف را نیز بهینه کرده‌اند. همکاران [۸۲] یک تحلیل ترمواقتصادی و اگزرژی بر روی یک سیستم تلفیقی توربین گازی، RO و MED را پیاده کرده‌اند. هدف اصلی، بکارگیری سیستم هیبرید GT+MED+RO برای تامین همزمان الکتریسیته و آب تازه بوده است. خروجی‌های نشان می‌دهد که تفاوت دما بین آب تغذیه و افکت‌ها (TTD) بر روی هزینه‌های عملیاتی و نرخ تولید آب و پساب، تاثیر می‌گذارد. به بیان دیگر، TTD یک پارامتر حیاتی برای طراحی MED می‌باشد. حسینی و همکاران [۸۳] از الگوریتم ژنتیک برای بهینه‌سازی هزینه‌های عملیاتی یک نیروگاه آب و توان تلفیقی، بهره گرفته‌اند. چاکارتگی^۱ و همکاران [۸۴] امکان بکارگیری نیروگاه‌های تولید همزمان با دمای پایین را با بررسی نیروگاه تولید آب و چرخه توان تلفیقی، بررسی کرده‌اند. رنسانت^۲ و همکاران [۸۵] چندین آرایش مختلف را برای سیستم تولید همزمان مقایسه کرده‌اند.

۲-۵- جمع‌بندی

با مرور پژوهش‌های پیشین در زمینه تلفیق سیستم‌های آب شیرین کن با تولید همزمان، جای خالی بررسی سیستم‌های آب شیرین کن هیبریدی احساس می‌شود. در این نوع سیستم‌ها، گرمای هدررفت تا جای ممکن در خود سیستم مورد استفاده قرار می‌گیرد. انواع سیستم‌های هیبریدی بصورت تحقیقاتی و تجربی در ابعاد تئوری، آزمایشگاهی و صنعتی بررسی شده‌اند ولی نوع آرایش NF به عنوان پیش تصفیه‌ای برای RO و در نهایت MED مورد استفاده در این پژوهش، کمتر مورد بررسی قرار گرفته است.

^۱Chacartegui

^۲Rensonnet

فصل سوم

معادلات حاکم و مدل سازی فرآیندها

در این فصل، تمامی فرآیندهای دخیل در یک سیستم چهارگانه، اعم از روابط مربوط به آب شیرین کن‌ها و یک سیستم CCHP قید شده، به بررسی آنها که در مدل سازی بکار برده می‌شوند، پرداخته می‌شود.

۳-۱- مدل سازی واحد RO

هر سیستمی که با غشا RO کار می‌کند، نیازمند این است که عملکرد آن جهت تخمین تعداد المان‌های RO مورد نیاز و نوع غشا مناسب برای هر آب تغذیه خاص و نرخ بازیابی، مورد بررسی قرار گیرد [۴۸]. تخمین تعداد المان‌های غشا برای پیش‌بینی هزینه‌های اولیه سیستم RO ضروری است. علاوه بر آن، TDS خروجی permeate و نرخ جریان نیز باید تخمین زده شود. معمولاً یک مدل کامپیوتری از پیش تعیین شده برای گرفتن نتایج نسبتاً قابل اطمینان برای عملکرد غشا مورد استفاده قرار می‌گیرد. انواع مختلف نرم‌افزارها (مانند ROSA و IMS) توسط کارخانه‌های سازنده غشا توسعه داده شده و برای مصارف صنعتی و تحقیقاتی جهت پیش‌بینی عملکرد سیستم‌های غشایی، به صورت گسترده‌ای مورد استفاده قرار می‌گیرند. متأسفانه بیشتر نرم‌افزارها نمی‌توانند با دیگر نرم‌افزارها یا غشاهای RO ساخته شده توسط دیگر شرکت‌ها، کوپل شوند.

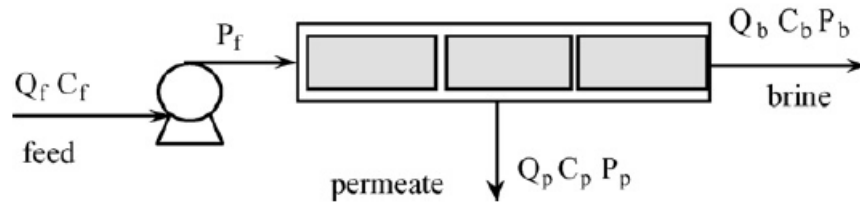
تا به امروز، مدل‌های زیادی برای شبیه سازی عملکرد غشا معرفی شده اند [۸۶-۸۸]. در توسعه یک مدل تئوری برای تخمین عملکرد غشاهای RO، اولین نکته مدنظر باید انتخاب یک مدل انتقال جرم باشد که تشریح کننده جریان آب و نمک در داخل غشا می‌باشد. این مدل‌ها از تئوری‌های مختلفی نشأت گرفته و همه آنها می‌توانند به مدل solution diffusion یکی از متداول ترین مدل‌های مورد استفاده در طراحی سیستم RO می‌باشد، ساده سازی شوند [۵۴]. این مدل بطور کلی بر دو پارامتر بنا شده است:

- نفوذپذیری آب water permeability، A
- نفوذپذیری نمک salt permeability، B

مقادیر این دو ثابت معمولاً توسط کارخانه‌های سازنده غشا مشخص می‌شود. در ضمیمه ب،

مثال‌هایی از مقادیر ارائه شده توسط شرکت‌های سازنده غشا ارائه شده است.

در فرآیند عملی RO، یک PV شامل یک سری المان می‌باشد که بصورت سری به یک دیگر متصل شده‌اند. شکل ۱-۳، نمایی طرح‌واره از یک واحد RO را نشان می‌دهد.



شکل ۱-۳: نمایی طرح‌واره از یک واحد RO [۴۰]

آب تغلیظ شده مرحله اول، به عنوان تغذیه وارد مرحله دوم شده و این روند تا به آخر تکرار می‌شود. لوله جمع‌کننده محصولات هر المان به یکدیگر متصل شده و به خروجی permeate واحد متصل می‌شود. فرمول‌های این بخش با کمک مراجع [۸۹،۴۰] حاصل شده‌اند.

جریان آب خالص J_w ($\frac{kg}{m^2sPa}$) توسط نفوذپذیری غشا و نیروی فشار محرک تعیین می‌شود:

$$J_w(x) = A[P_f - \alpha \Delta P_{fric}(x) - \frac{\pi \cdot}{C_f} [1 - \beta f[C_m(x)]] C_m(x) + \frac{\pi \cdot}{C_f} [[1 - \beta f[C_p(x)]] C_p(x)] \quad (1-3)$$

و جریان نمک J_s ($\frac{kg}{m^2s}$) توسط تلفیق مکانیزم‌های انتقال همرفت و انتشار^۱ از درون غشا تعیین می‌شود که توسط رابطه ۲-۳ بدست می‌آید:

$$J_s(x) = B[C_m(x) - C_p(x)] + (1 - \sigma) J_w(x) (C_f + C_p(x)) / 2 \quad (2-3)$$

در روابط (۱-۳) و (۲-۳)، مقادیر A ، B ، π (MPa) و C_f و P_f به ترتیب برابر ضریب نفوذپذیری آب ($\frac{kg}{m^2sPa}$)، ضریب نفوذپذیری نمک ($\frac{kg}{m^2s}$)، فشار اسمز ورودی، غلظت ورودی و فشار ورودی است. ضرایب α و β معرفی شده در رابطه (۱-۳) برای احتساب افت فشار اصطکاکی در طول کانال غشا و فشار اسمز غیر خطی می‌باشند. وقتی که افت فشار اصطکاکی در طول کانال قابل صرف‌نظر کردن

^۱diffusional

باشد، $\alpha = 0$ و وقتی که افت فشار لحاظ می شود، $\alpha = 1$ است. وقتی که فشار اسمز به صورت خطی با غلظت تغییر کند $\beta = 0$ و $\beta = 1$ وقتی است که فشار اسمز به صورت غیر خطی با غلظت تغییر کند.

$$\pi = \frac{0.2641(T + 273)}{1 \times 10^6 - C} \quad (3-3)$$

$$C_p = \frac{J_s}{V_w} \times 1000 \quad (4-3)$$

افت فشار اصطکاکی ΔP_{fric} که افت فشار برای جریان سیال آرام در طول شکاف مستطیلی با دو دیواره متخلخل یکسان را اندازه گیری می کند، می تواند به صورت تقریبی با معادله زیر محاسبه شود:

$$\Delta P_{fric}(x) = \left(\frac{1}{2} \rho v^2\right) \left(\frac{24}{Re} - \frac{648 Re_W}{35 Re}\right) \left(1 - \frac{2 Re_W x}{Re H}\right) \left(\frac{x}{H}\right) \quad (5-3)$$

همچنین C_p غلظت permeate، V_w (m/s) سرعت permeate و σ ضریب انعکاس (که معمولاً برای غشاهای RO و در این پژوهش برابر 1 در نظر گرفته می شود) می باشند.

از آنجایی که عملکرد PV می تواند به صورت تقریبی نمایانگر عملکرد المان های غشا متصل بصورت سری باشند؛ در این پژوهش، یک محفظه فشار با المان غشایی spiral wound استفاده شده است. این مدل می تواند برای انتخاب بهینه انواع و تعداد المان های غشا در طراحی بکار برده شود. معادلات این مدل به شرح زیر می باشند.

$$C_w = C_p + \left(\frac{C_f + C_b}{2} - C_p\right) e^{V_w/k} \quad (6-3)$$

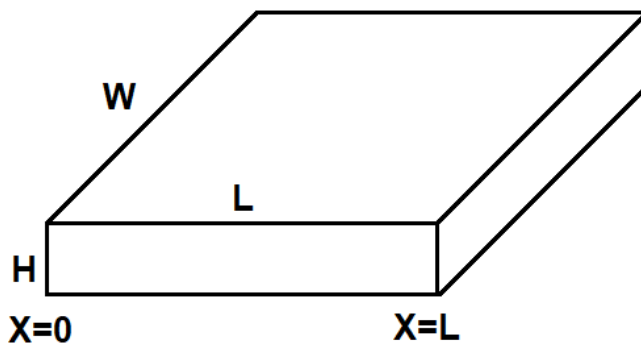
در معادله ۳-۵، C_w غلظت دیواره، و C_b غلظت پساب و k برابر ضریب انتقال جرم (m/s) می باشد.

یک تعریف بسیار مهم در فرآیندهای غشایی، تمرکز غلظت یا Concentration Polarization می باشد.

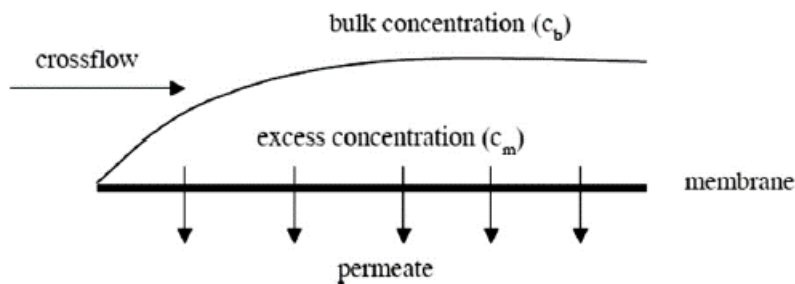
تمرکز غلظت تعیین کننده فشار اسمزی روی سطح غشا در سمت تغذیه کانال جریان می باشد. در ادامه به بررسی تاثیر این پارامتر بر روی محدودیت های ترمودینامیکی و شاخص مصرف انرژی

پرداخته شده است.

برای یک واحد غشایی Spiral Wound، هر کدام از جریان‌های سمت تغذیه و permeate می‌توانند به صورت یک جریان بین دو صفحه موازی با طول L ، عرض W و ارتفاع H ، مطابق آنچه در شکل ۳-۲ به تصویر کشیده شده است، در نظر گرفته شوند. شکل ۳-۳ نیز، CP را بر سطح غشا به نمایش می‌گذارد.



شکل ۳-۲: یک واحد غشایی RO مستطیلی [۸۹]



شکل ۳-۳: تمرکز غلظت (CP) بر روی سطح غشا [۸۹]

در تحقیق حاضر، تمرکز غلظت توسط رابطه (۶) ارائه می‌شود:

$$\frac{C_m(x) - C_p(x)}{C_f - C_p(x)} = \exp\left[\frac{J_v(x)}{k}\right] \quad (7-3)$$

که در این رابطه، $v = \frac{Q_f}{HW}$ و $Re_w = \frac{HJ_v(x)\rho}{\mu}$ می‌باشند.

به منظور شبیه‌سازی تغییر محوری غلظت در سطح غشا و محاسبه غلظت نمک و نرخ جریان برای یک سری از Q_f و P_f های داده شده توسط ما، طول غشا باید به N جزء تقسیم‌بندی شود. برای ورودی در $x = 0$ و خروجی در $x_N = L$ ، نشان‌دهنده مقدار تقسیمات می‌باشد و باید به اندازه کافی بزرگ باشد؛ بطوریکه $\frac{L}{N}$ به اندازه کافی کوچک باشد تا در نتیجه، غلظت در سطح غشا برای یک

المان غشایی، مقداری ثابت در نظر گرفته شود.

نرخ جریان permeate در هر موقعیت محوری بصورت زیر محاسبه می شود:

$$Q_{p,A}(x) = W \int_0^x J(x') dx' \quad (8-3)$$

و غلظت میانگین permeate برای این المان غشا برابر مقدار زیر است:

$$\bar{C}_p = \frac{W \int_0^L J_s(x) dx}{YQ_f} \quad (9-3)$$

برای المان غشایی دوم، جریان تغذیه بطور کامل از جریان تغذیه المان قبلی گرفته شده و معادلات نوشته شده در بالا برای محاسبه نرخ بازیابی و غلظت permeate پاسخگو هستند.

شاخص مصرف انرژی یا SEC، معادل انرژی الکتریکی لازم برای تولید یک متر معکب permeate

می باشد. مطابق با این توضیح، SEC به صورت معادله ۳-۱۰ در می آید:

$$SEC = \frac{\dot{W}_{pump}}{Q_p} \quad (10-3)$$

که در معادله ۳-۱۰، Q_p برابر نرخ جریان permeate و \dot{W}_{pump} برابر نرخ کار انجام شده توسط

پمپ می باشد.

$$\dot{W}_{pump} = \Delta P \times Q_f \quad (11-3)$$

که در رابطه ۳-۱۱،

$$\Delta P = P_f - P_o \quad (12-3)$$

که در رابطه ۳-۱۲، P_f برابر فشار در ورودی واحد غشایی، P_o برابر فشار آب اولیه است که برای

سادگی، برابر با فشار permeate در نظر گرفته شده و Q_f برابر نرخ جریان تغذیه می باشد.

بازیابی آب محصول permeate برای فرآیند، Y ، یک پارامتر مهم برای اندازه گیری بهره‌وری فرآیند

می باشد:

$$Y = \frac{Q_p}{Q_f} \quad (13-3)$$

با ترکیب معادلات ۱۰-۳، ۱۱-۳ و ۱۳-۳، SEC را بصورت معادله ۱۴-۳ نیز می توان بازنویسی کرد:

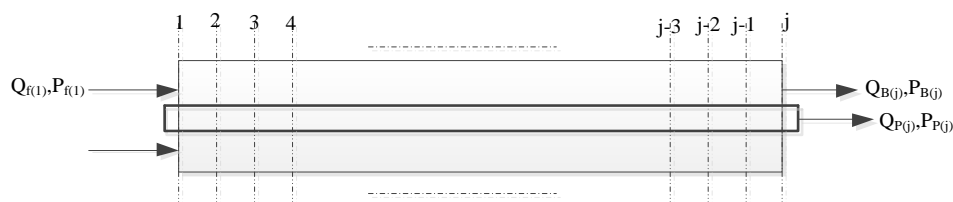
$$SEC = \frac{\Delta P}{Y} \quad (14-3)$$

۳-۱-۱- فلوچارت طراحی سیستم RO

با توجه به معادلات همزمان (۱-۳) تا (۷-۳)، می توان تعداد مجهولات برای هر معادله را مشخص کرد. همچنین سعی شده تا کمترین فرضیات ممکن ارائه شود تا دقت سعی و خطا در این مرحله افزایش یابد.

در برخی از مراجع برای حل اینگونه معادلات میزان پس زدن نمک (به عنوان مثال در مرجع [۳۵]) و یا در برخی از مراجع دیگر بازیابی سیستم RO فرض شده (مرجع [۳۸]) و بر اساس آن معادلات حل شده اند. نادر و همکاران [۸۷] راهکار دیگری که با همین تعداد مجهولات به حل معادلات می پردازد، ارائه دادند که براساس روش سعی و خطا می باشد.

در فرآیند حل برای افزایش دقت هر غشا به اجزای ریزتری تقسیم می شود و خروجی از یک جزء، ورودی به یک جزء دیگر خواهد بود. شکل ۳-۴ روش تقسیم بندی یک غشا به اجزای ریزتر را برای افزایش دقت، نشان می دهد.

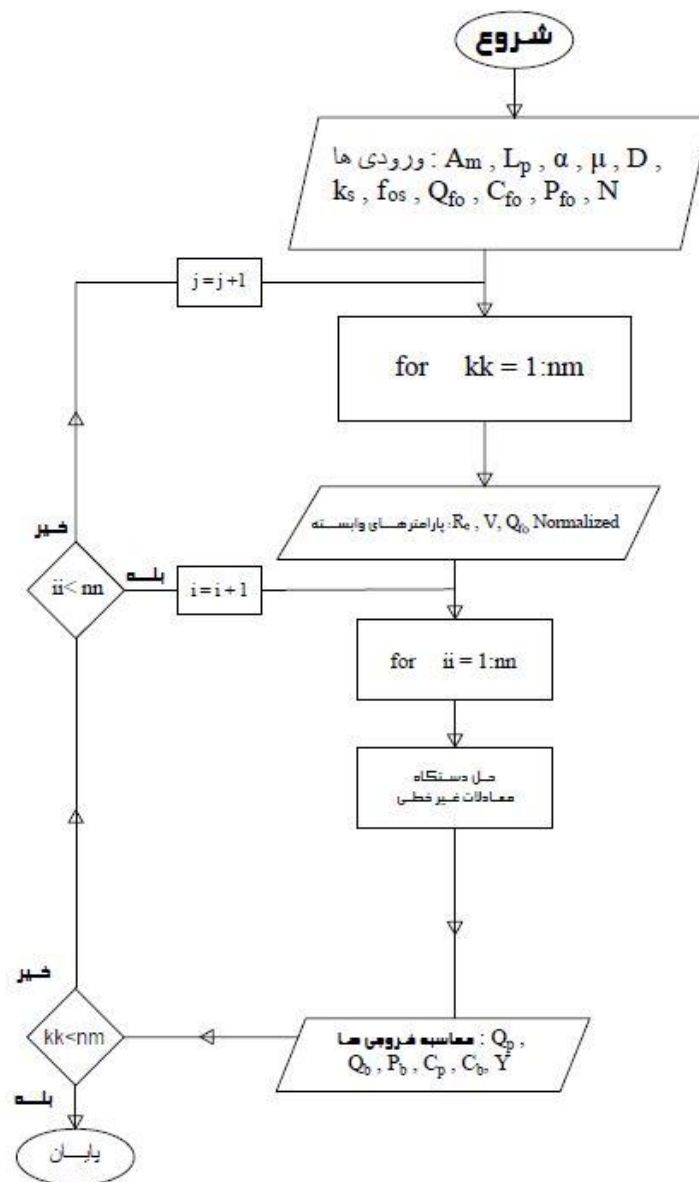


شکل ۳-۴: طرحواره از هر غشا برای مدل سازی سیستم RO

در ابتدا، تمامی روابط به همراه مقادیر معلوم در محیط نرم افزار Matlab نوشته می شوند. برای فهم عملکرد پارامترهای در یک سیستم از روش بی بعد سازی داده ها استفاده می شود. پارامترهایی مثل جریان permeate، پس زدن نمک، افت فشار و غیره، از آنجایی که شرایط دائم در حال تغییر می باشند، مقایسه داده های اصلی کاری دشوار است و شرایط مرجع مشترکی بین آنها وجود ندارد. نرمالایز کردن داده ها، تغییرات در شرایط عملیاتی (دما، فشار و غلظت) را خارج می کند. این پروسه، یک نقطه مرجع مشترک و شرایط اولیه مشترک در اختیار قرار می دهد تا همه داده ها با آن مقایسه شوند.

در ادامه و برای حل مقادیر مجهول در معادلات همزمان اشاره شده، با استفاده از دستور FSolve در نرم افزار و حدس مقادیر اولیه مناسب، داده های مجهول محاسبه خواهند شد. باید دقت داشت که میزان تقسیم بندی علاوه بر دقت حل، بر روی مدت زمان نیز تاثیرگذار خواهد بود.

با تکرار حل برای تمام تقسیمات انجام شده بر روی یک المان، در نهایت آن المان بطور کامل تجزیه و تحلیل شده و با توجه به خروجی های بدست آمده، حل برای المان های بعدی نیز تکرار خواهد شد. الگوریتم حل در شکل به نمایش در آمده در شکل ۳-۵ به نمایش در آمده است.

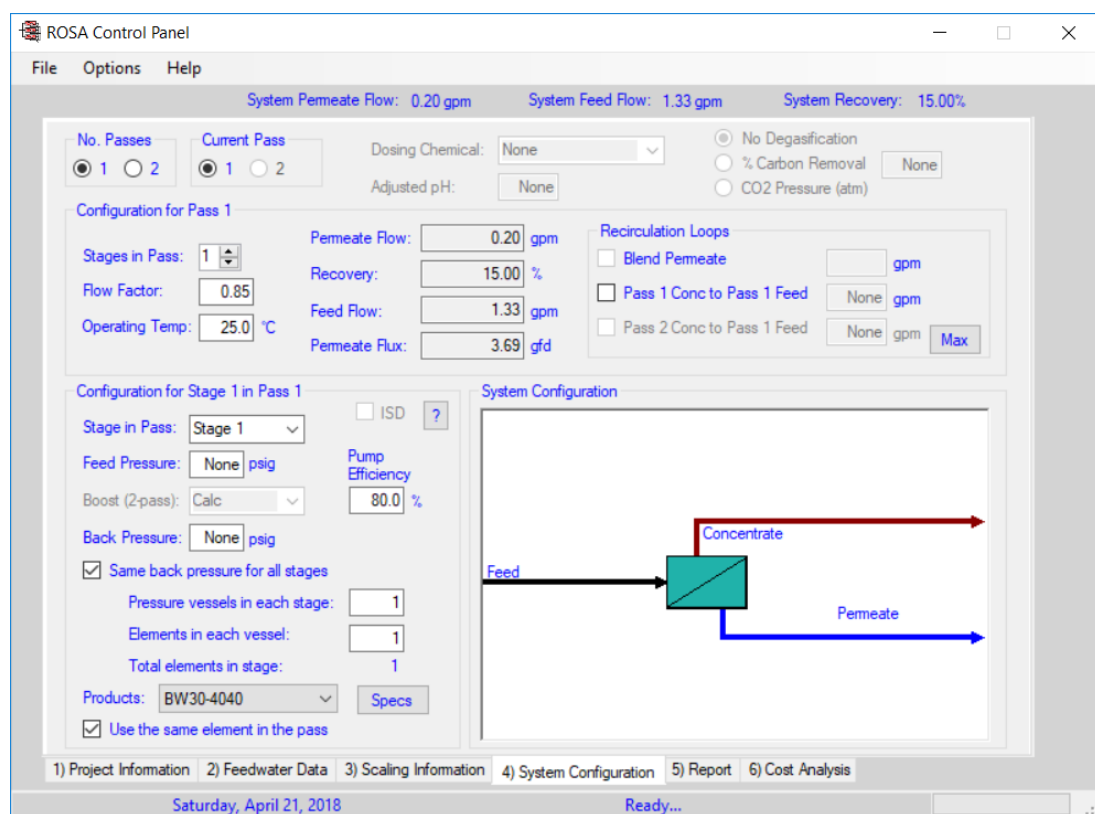


شکل ۳-۵: الگوریتم حل معادلات همزمان برای واحد RO

۳-۱-۲- نرم‌افزار ROSA

نرم‌افزار Reverse Osmosis System Analysis، محصول شرکت دو فیلم‌تک می‌باشد که به بررسی عملکرد و رفتار انواع غشاهای ساخته شده توسط این شرکت در سیستم‌های مختلف غشایی می‌پردازد. این برنامه می‌تواند برای طراحی و بهینه‌سازی یک سیستم RO و NF بکار رود. اگر اطلاعات کافی را از قبیل غلظت آب تغذیه (که می‌تواند یا بصورت TDS کلی یا به صورت جز به جز املاح موجود در آب باشد)، نرخ بازیابی و جریان تغذیه یا permeate، به نرم‌افزار بدهیم، می‌توانیم از

آن برای تعیین عامل مهم و تعیین کننده تعداد المان‌ها و نحوه آرایش آنها بر اساس ضوابط طراحی، استفاده کنیم. این کار در ابتدا یک دید کلی به طراح می‌دهد که سیستم طراحی شده توسط وی چگونه عملکردی خواهد داشت تا بتواند با تغییرات لازم در آن، به یک طراحی پایدار برسد. این نرم‌افزار در نهایت خروجی کاملی از تمام اطلاعات لازم را در اختیار فرد طراح می‌گذارد. اگر تحت هر حالتی، اصول طراحی در نظر گرفته نشود، در خروجی نرم‌افزار هشدارهای لازم را نشان می‌دهد، که می‌تواند شامل مواردی مثل بیشتر بودن جریان ورودی از حد مجاز غشا، بیشتر یا کمتر شدن مقدار بازیابی و غیره باشد. شکل ۳-۶، نمایی از نرم‌افزار را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۶: نمایی از نرم‌افزار ROSA

همچنین این نرم‌افزار می‌تواند برای پیش‌بینی عملکرد یک سیستم RO یا NF موجود نیز که تحت شرایط کاری از پیش تعیین شده‌ای در حال کار است، بکار رود. تا بحال تحقیقات زیادی از این نرم‌افزار به عنوان مرجعی برای اعتبارسنجی کارهای انجام شده خود استفاده کرده‌اند. طلایی پور و همکاران [۹۰] فرآیندهای غشایی RO و NF و تلفیقی NF/RO را

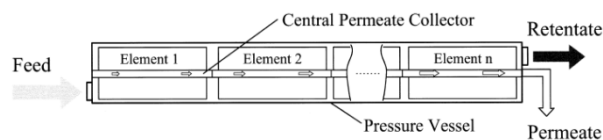
برای بررسی حذف مواد محلول در آب در یک نمونه آزمایشگاهی در قم بررسی کرده و از ROSA نیز برای شبیه‌سازی استفاده کرده‌اند. عطایی [۹۱] نتایج حاصل از بررسی عملکرد المان‌های ۸ اینچی RO در PV با غلظت‌های آب تغذیه متفاوت را با نتایج شبیه‌سازی ROSA مقایسه کرده و به تطابق خوبی دست پیدا کرد.

در این پژوهش، بعد از شبیه‌سازی کدهای نوشته شده در Matlab برای آب شیرین کن‌های غشایی، نتایج حاصل به منظور اعتبارسنجی با نرم‌افزار ROSA نیز بررسی شده‌اند.

۲-۳- مدل‌سازی واحد NF

مدل‌های عددی زیادی برای تشریح پدیده انتقال جرم برای فرآیندهای جداسازی غشایی، به خصوص RO و NF، وجود دارند [۹۲].

عبور جرم از درون لایه فعال غشای نانوفیلتراسیون توسط روش‌های انتقال نیمه تجربی بر اساس مدل solution-diffusion و مدل Spiegler-Kedem شبیه‌سازی شده است [۹۳]. همچنین، معادلات مدل تجربی برای مشخصه‌های غشای نانوفیلتراسیون بر اساس مدل Schirg و Widmer نیز افزوده شده است [۹۴]. در فرآیندهای غشایی صنعتی، چندین المان Spiral Wound هشت اینچی به صورت سری در یک محفظه فشار^۱ به منظور حصول بازیابی Permeate مورد نظر، مورد استفاده قرار می‌گیرند (شکل ۳-۷). تعداد حداکثر المان‌ها، مربوط به غلظت سمت تغذیه، افت فشار و کاهش در جریان طی محفظه فشار می‌باشد.



شکل ۳-۷: المان‌های spiral-wound در حال کار در یک محفظه فشار به صورت سری [۹۲]
میانگین مقادیر ورودی سمت تغذیه و خروجی المان‌های غشا در معادلات این مدل برای محاسبه عملکرد جدایی المان غشا، استفاده شده است. روابط مربوط به این مدل در زیر آورده شده است [۹۲]:

^۱Pressure Vessel

جریان آب:

$$J_W = A(\Delta p - \Delta \pi) \quad (15-3)$$

جریان Permeate:

$$J_P = J_W + J_S \approx J_W \quad (16-3)$$

Concentration Polarization (تغذیه):

$$J_W = k \cdot \ln \left(\frac{C_W - C_P}{C_B - C_P} \right) \quad (17-3)$$

غلظت در جریان Bulk:

$$C_B = \frac{1}{\gamma} (C_F + C_R) \quad (18-3)$$

فشار اسمتیک:

$$\Delta \pi = b_W (C_W - C_P) \quad (19-3)$$

پس زدن ذاتی^۱:

$$R = 1 - \frac{C_P}{C_W} = 1 - \frac{1 - \sigma}{1 - \sigma \exp \left(\frac{(\sigma - 1) J_W}{L_S} \right)} \quad (20-3)$$

نفوذپذیری نمک:

$$L_S = \alpha C_W^\beta \quad (21-3)$$

این سیستم معادلات می تواند به صورت عددی و با حل همزمان با معادلات تعادل جرمی، حل شود. برای مدل سازی رفتار جداسازی غشا یا المانهای نانوفیلتراسیون مطابق معادلات ۱۵-۳ تا ۲۱-۳، تنها شش پارامتر آزاد مدل باید تعیین شوند: نفوذپذیری آب خالص A ، ضریب انتقال جرم k ،

^۱Intrinsic Rejection

ضریب فن هوف b_w ، ضریب انعکاس σ و پارامترهای α و β برای تعیین نفوذپذیری نمک به عنوان تابعی از غلظت. مقادیر مربوط به این شش پارامتر آزاد، در ضمیمه ج ارائه شده‌اند.

با ترکیب معادلات (۳-۱۷) و (۳-۱۹) در (۳-۱۵)، نفوذپذیری‌های غشا L_p ، که در دمای ثابت در آزمایش فیلتراسیون اندازه‌گیری شده است (به طور مثال، با یک المان Spiral Wound با ابعاد ۲/۵ در ۴۰ اینچ) به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$L_p = \frac{A}{\Delta\pi} \left\{ \Delta p - b_w (C_B - C_P) \exp\left(\frac{J_w}{k}\right) \right\} \quad (3-22)$$

کد نوشته شده در Matlab برای این بخش نیز با نرم‌افزار ROSA و مقاله مرجع، اعتبارسنجی شده است.

۳-۳-۲ مدل‌سازی واحد MED

۳-۳-۲-۱ مقدمه

مدل استفاده شده توسط میستری^۲ و همکاران [۹۵] برای شبیه‌سازی سیستم آب شیرین کن تبخیر چندگانه MED^۳ در این پژوهش و با استفاده از نرم‌افزار EES^۴ بکار رفته است [۹۶]. روش حل میستری در مقایسه با بقیه کارها منحصر به فرد است، زیرا امکان استفاده از حل معادلات همزمان را فراهم می‌کند. این روش، از نیاز به ایجاد الگوریتم‌های جهت رسیدن به همگرایی جواب، جلوگیری می‌کند.

این روش بگونه‌ای است که معادلات بالانس انرژی، نمک و جریان جرم برای هر جز به صورت انفرادی و کوپل شده با یکدیگر مورد بررسی قرار می‌گیرد. این مدل بر روی فرضیات کمتری نسبت به مدل‌های ریاضی متداول بنا شده است. این فرضیات در زیر آورده شده‌اند:

^۱van't Hoff

^۲Mistry

^۳Multiple Effect Desalination

^۴Engineering Equation Solver

- عملیات حالت پایا^۱
- خصوصیات آب دریا تنها تابعی از دما و محتوای نمک می‌باشند (که با استفاده از توابع درونی EES محاسبه می‌شوند)
- دمای آب دریا ثابت باقی می‌ماند
- جریان‌های (بخار) تقطیر و (مایع) پساب با دمای افکت از هر افکت خارج می‌شوند
- بخار تقطیر کمی گرما گرفته است
- تقطیر بدست آمده خالص است (شوری نزدیک به صفر)
- بخار تقطیر حاصل شده از جوشش^۲ و تبخیر ناگهانی^۳ پساب، کمی گرما گرفته است که معادل مقدار BPE^۴ افکت است
- ضریب کلی انتقال حرارت در هر افکت، پیش گرمکن^۵ و کندانسور، تنها تابعی از دما می‌باشد.

۳-۲-۳- افکت اول

تمام افکت‌ها مشابه یکدیگر هستند، اگرچه اختلاف‌های کوچکی بین افکت اول و بعدی‌ها وجود دارد. در افکت اول (شکل ۳-۸) آب تغذیه تحت شرایط پیش-سرما^۶ وارد افکت اول می‌شود. در حالیکه در بقیه افکت‌ها، آب تغذیه با دمایی کمی بیشتر از دمای اشباع وارد شده که در نتیجه آن، مقدار تبخیر ناگهانی رخ می‌دهد. علاوه بر این، یک منبع بخار خارجی برای گرمایش افکت اول در نظر گرفته می‌شود، در حالیکه برای افکت‌های بعدی، گرمای مورد نظر از بخار تقطیر حاصل شده در

^۱Steady-state

^۲boiling

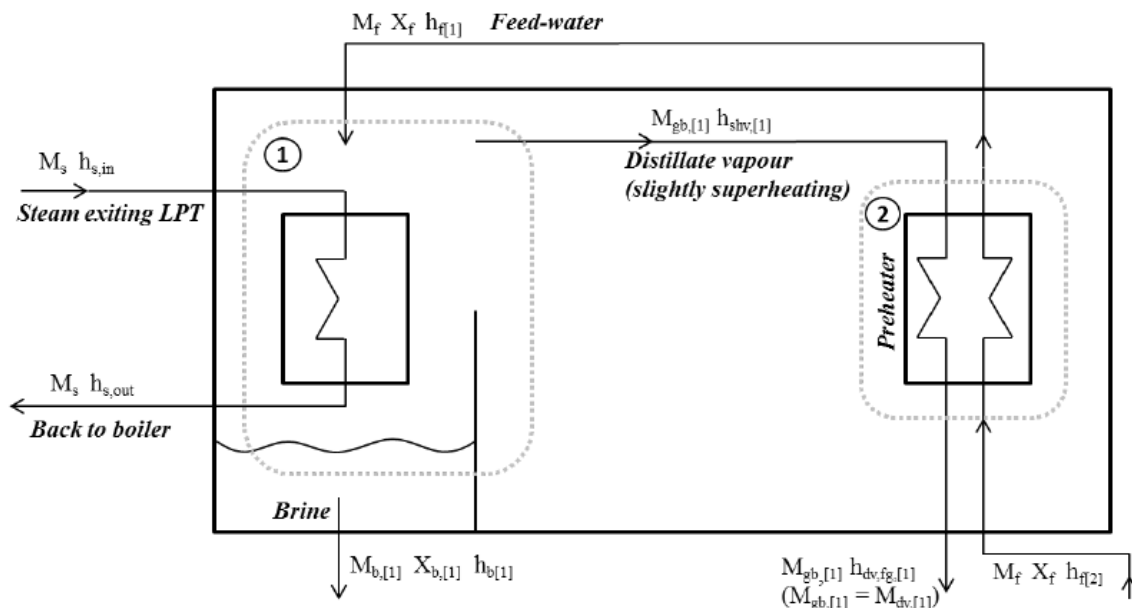
^۳flashing

^۴Boiling Point Elevation

^۵preheater

^۶Sub-cooled

افکت‌های قبلی گرفته می‌شود.



شکل ۳-۸: نمایی از دیاگرام افکت اول [۹۶]

۳-۲-۱- جوشش (حجم کنترلی ۱)

جوشش آب تغذیه در افکت اول با استفاده از انرژی نهان گرمای تلف شده از بخار خروجی توربین کم فشار صورت می‌پذیرد. آب تغذیه در حال جوش تولید شده، تنها منبع تقطیر در افکت اول است. بعد از جوشش، شوری آب تغذیه باقیمانده مقداری افزایش یافته و پساب^۱ نامیده می‌شود.

بخار گرمایش

فرضیات در مورد بخار گرمایش بصورت زیر است:

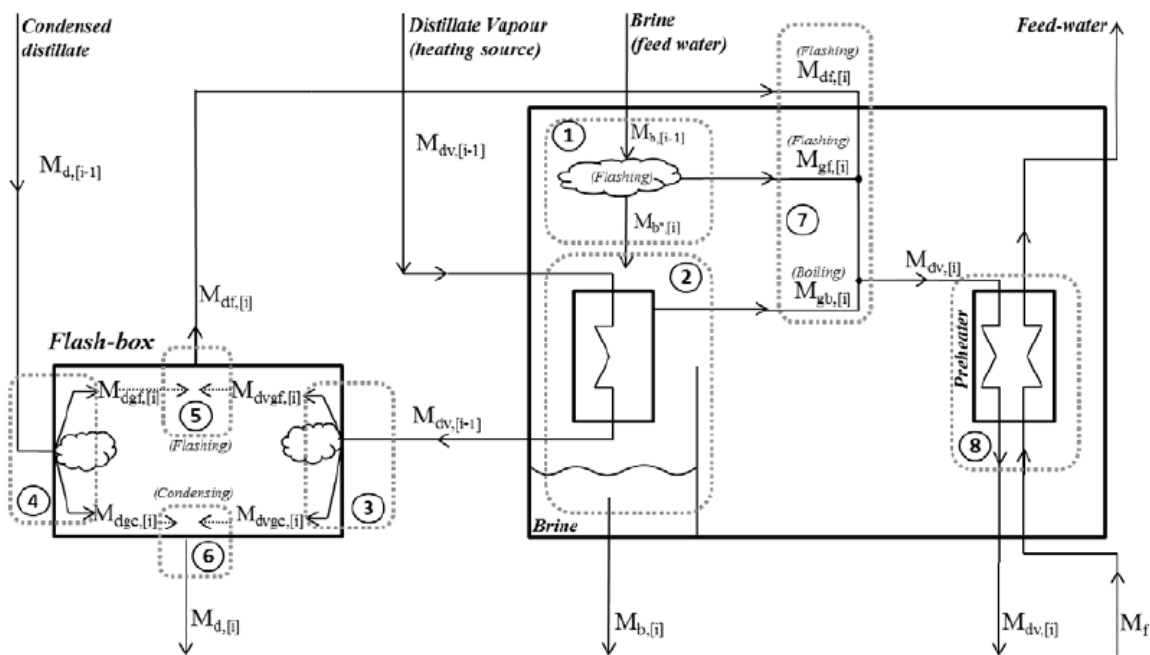
- بخار گرمایش وارد شده به افکت اول، به صورت بخار اشباع در نظر گرفته می‌شود
 - بخار گرمایش خارج شده از افکت اول، به صورت تمام کندانس شده در نظر گرفته می‌شود
- دمای بخار T_s مورد نظر برای گرمایش افکت اول، برابر مجموع بالاترین دمای پساب (TBT) و حد

^۱brine

^۲top brine temperature

۳-۳-۳- افکت‌های i تا n

حل جریان‌های انرژی و جرم برای افکت‌های i ام تا n ام (شکل ۳-۹) بسیار شبیه افکت اول می‌باشد. جعبه‌های تبخیر ناگهانی^۱ در محل‌هایی که بخار تقطیر کندانس شده از هر افکت جمع‌آوری می‌شود، نصب می‌شوند. باید توجه داشت که در مورد افکت دوم، بخار تقطیر کندانس شده‌ای $M_{d,[i-1]}$ به سمت fb جریان نخواهد داشت، چون که افکت اول fb نداشته که تقطیر را جمع‌آوری کند. یک سیستم پمپ خلا برای کنترل فشار در هر افکت بکار برده شده است. این سیستم کاهش کوچک فشار را برای هر افکت تضمین می‌کند، که باعث می‌شود جریان‌های ورودی $M_{a,[i-1]}$ و $M_{dv,[i-1]}$ به مقدار کمتری دچار تبخیر ناگهانی در هنگام ورود به جعبه تبخیر i ام شده و $M_{b,[i-1]}$ به مقدار کمی هنگام ورود به افکت i ام تبخیر ناگهانی شود.



شکل ۳-۹: نمایی از دیاگرام افکت i ام [۹۶]

^۱Flash boxes

۳-۳-۱- تبخیر ناگهانی پساب (حجم کنترلی ۱)

پساب شکل گرفته در افکت قبلی $M_{b,[i-1]}$ به سمت افکت بعدی منتقل شده و به عنوان آب تغذیه ورودی عمل می کند. در نتیجه کاهش کوچک فشار، مقدار کمی از پساب تبخیر ناگهانی شده و مقداری تقطیر تولید می شود $M_{gf,[i]}$.

بالانس جریان جرم

$$M_{b,[i-1]} = M_{b'',[i]} + M_{gf,[i]} \quad (28-3)$$

بالانس نمک

بعد از فرآیند تبخیر ناگهانی، شوری پساب باقیمانده $M_{b'',[i]}$ به اندازه ای کوچک افزایش یافته و به مقدار $X_{b'',[i]}$ می رسد.

$$M_{b,[i-1]} \times X_{b,[i-1]} = M_{b'',[i]} \times X_{b'',[i]} \quad (29-3)$$

بالانس انرژی

بالانس انرژی ارائه شده در رابطه ۳-۳۰ برای کنترل فرآیند تبخیر پساب عبور کرده، بکار برده می شود:

$$M_{b,[i-1]} \times h_{b,[i-1]} = M_{b'',[i]} \times h_{b'',[i]} + M_{gf,[i]} \times h_{shv,[i]} \quad (30-3)$$

۳-۳-۲- جوشش (حجم کنترلی ۲)

تقطیر تولید شده در افکت قبلی $M_{dv,[i-1]}$ درون دسته لوله های ورودی به افکت بعدی جاری شده و به عنوان منبع حرارتی عمل می کنند. بخار تقطیر درون بسته لوله ها، تمام گرمای نهان خود را مبادله کرده و به کندانس اشباع تبدیل می شود. پساب ورودی، بعد از تبخیر ناگهانی $M_{b'',[i]}$ بر روی دسته لوله ها ریخته شده و برای تولید بخش اعظمی از تقطیر $M_{gb,[i]}$ تبخیر شده و تشکیل پساب خروجی $M_{b,[i]}$ را با مقداری افزایش در محتوی نمک به منظور انتقال به افکت بعدی، بکار می رود.

بالانس جریان جرمی

$$M_{b'',[i]} = M_{gb,[i]} + M_{b,[i]} \quad (31-3)$$

بالانس نمک

$$M_{b''.[i]} \times X_{b''.[i]} = M_{b.[i]} \times X_{b.[i]} \quad (32-3)$$

بالانس انرژی

$$M_{dv.[i-1]} \times h_{dv.out.[i-1]} + M_{b''.[i]} \times h_{b''.[i]} = M_{dv.[i-1]} \times h_{dv.f.[i-1]} \\ + M_{gb.[i]} \times h_{shv.[i]} + M_{b.[i]} \times h_{b.[i]} \quad (33-3)$$

۳-۳-۳- جعبه تبخیر (حجم کنترلی ۳ تا ۶)

به محضی که بخار تقطیر از افکت قبلی $M_{dv.[i-1]}$ تمام گرمای نهان خود را به افکت بعدی مبادله کرد، تقطیر کندانس تمام اشباع به یک fb جریان می یابد. سپس تمام تقطیرهای کندانس شده در هر fb به سمت fb بعدی منتقل می شوند. فشار در هر fb در رابطه با فشار افکت مرتبط با آن است که باعث می شود تقطیر کندانس شده، تبخیر ناگهانی یابد.

تبخیر ناگهانی از بخار تقطیر کندانس شده $M_{dv.[i-1]}$ و کندانس از fb قبلی $M_{d.[i-1]}$ ورودی به حجم کنترلی ۷ رخ می دهد.

بالانس جریان جرم (حجم کنترلی ۳)

بخار تقطیر کندانس شده ورودی به fb به تقطیر تولید شده از تبخیر ناگهانی $M_{dv.gf.[i]}$ و تقطیر کندانس شده $M_{dv.gc.[i]}$ تقسیم می شود:

$$M_{dv.[i-1]} = M_{dv.gf.[i]} + M_{dv.gc.[i]} \quad (34-3)$$

بالانس انرژی (حجم کنترلی ۳)

$$M_{dv.[i-1]} \times h_{dv.f.[i-1]} = M_{fv.gf.[i]} \times h_{fv.g.[i]} + M_{dv.gc.[i]} \times h_{dv.f.[i]} \quad (35-3)$$

بالانس جریان جرمی (حجم کنترلی ۴)

تقطیر از fb قبلی به تقطیر تولید شده توسط تبخیر ناگهانی $M_{dgf.[i]}$ و تقطیر کندانس شده $M_{dgc.[i]}$ تقسیم می شود:

$$M_{d.[i-1]} = M_{dgf.[i]} + M_{dgc.[i]} \quad (36-3)$$

بالانس انرژی (حجم کنترلی ۴)

$$M_{d,[i-1]} \times h_{dv.f,[i-1]} = M_{dgf,[i]} \times h_{dv.g,[i]} + M_{dgc,[i]} \times h_{dv.f,[i]} \quad (37-3)$$

بالانس جریان جرمی (حجم کنترلی ۵)

بخار تقطیر تولید شده در fb (i) $M_{df,[i]}$ به درون افکت نام برگشت یافته و بخشی از تقطیر کلی تولید شده در افکت نام را می سازد.

$$M_{df,[i]} = M_{dgf,[i]} + M_{dvdf,[i]} \quad (38-3)$$

بالانس جریان جرمی (حجم کنترلی ۶)

تقطیر کندانس تولید شده در fb (i) $M_{d,[i]}$ به سمت fb بعدی جریان می یابد:

$$M_{d,[i]} = M_{dgc,[i]} + M_{dvdc,[i]} \quad (39-3)$$

۳-۳-۴- بخار تقطیر تولید شده (حجم کنترلی ۷)

کل تقطیر شکل گرفته در افکت نام $M_{dv,[i]}$ برابر مجموع تقطیر تولید شده توسط جوشش $M_{gb,[i]}$ ، تولید شده توسط تبخیر ناگهانی پساب $M_{gf,[i]}$ و مقداری تقطیر از fb (i) $M_{df,[i]}$ می باشد.

بالانس جریان جرمی

$$M_{dv,[i]} = M_{gf,[i]} + M_{gb,[i]} + M_{df,[i]} \quad (40-3)$$

بالانس انرژی

$$M_{dv,[i]} \times h_{dv.in,[i]} = M_{gf,[i]} \times h_{shv,[i]} + M_{gb,[i]} \times h_{shv,[i]} + M_{df,[i]} \times h_{dv.g,[i]} \quad (41-3)$$

۳-۳-۵- پیش گرمکن (حجم کنترلی ۸)

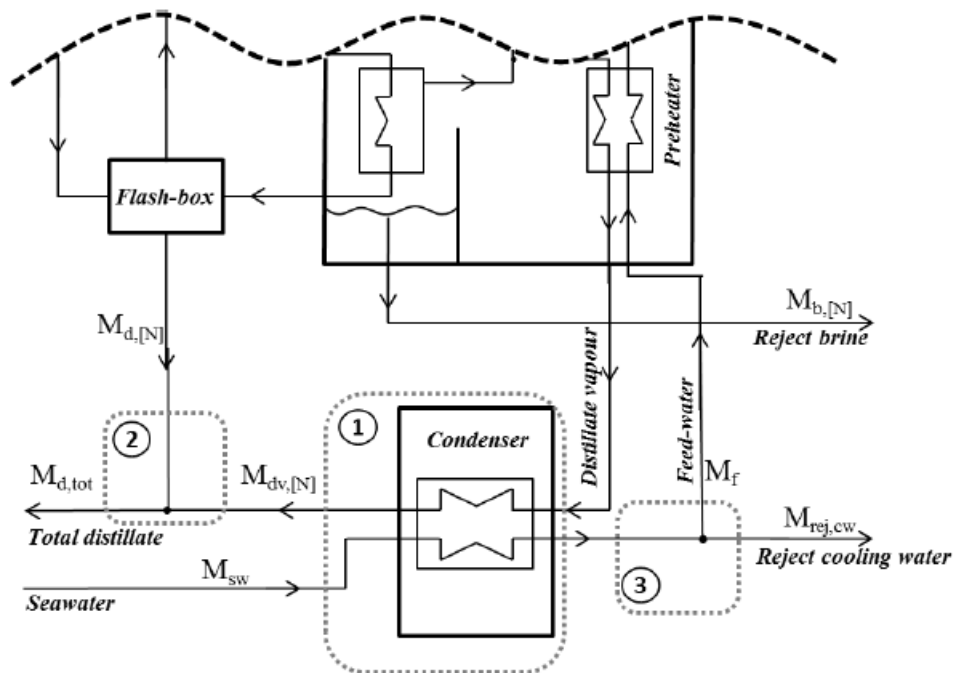
بخار تقطیر شکل گرفته در افکت نام $M_{dv,[i]}$ از درون پیش گرمکن جریان متقاطع عبور کرده و قبل از حرکت به سمت افکت بعدی، به مقدار کمی کندانس می شود. در جهت مخالف جریان، دمای آب تغذیه M_f به مقدار کمی در طول پیش گرمکن، افزایش می یابد.

بالانس انرژی

$$M_{dv.[i]} \times (h_{dv.in.[i]} - h_{dv.out.[i]}) = M_f \times (h_{f.[i]} - h_{f.[i+1]}) \quad (42-3)$$

۳-۳-۴- کندانسور

کل بخار تولید شده در افکت آخری $M_{dv.[N]}$ از درون کندانسور عبور می‌کند (شکل ۳-۱۰) و تماماً در حجم کنترل ۱، به حالت به بخار اشباع، کندانس می‌شود؛ بعد از اینکه با تقطیر جمع‌آوری شده از آخرین fb $M_{a.[N]}$ جمع می‌شود. آب دریا خنک کن M_{sw} کندانسور پیش‌گرمایش یافته، تمام گرمای نهان را از بخار تقطیر ورودی دریافت می‌کند. بخش بزرگی از آب دریای گرم شده به عنوان آب تغذیه M_f عبور داده شده و باقیمانده $M_{rej.cw}$ به همراه پساب آخرین افکت $M_{b.[N]}$ دور ریخته می‌شود.



شکل ۳-۱۰: نمایی از دیاگرام آخرین افکت MED و کندانسور [۹۶]

بالانس انرژی (حجم کنترلی ۱)

$$\begin{aligned} M_{dv.[N]} \times h_{dv.out.[N]} + M_{sw} \times h_{sw.in} & \quad (43-3) \\ = M_{dv.[N]} \times h_{dv.f.[N]} + M_{sw} \times h_{sw.out} \end{aligned}$$

بالانس جریان جرمی (حجم کنترلی ۲)

بعد از اینکه بخار تقطیر از آخرین افکت در کندانسور، کندانس شده؛ به آخرین fb برای جمع آوری تقطیرها افزوده می شود. کل تقطیر تولید شده در سیستم MED با جمع دو جریان محاسبه می شود:

$$M_{d.tot} = M_{d.[N]} + M_{av.[N]} \quad (۴۴-۳)$$

بالانس جریان جرمی (حجم کنترلی ۳)

آب دریا مورد نیاز برای اشباع کامل تقطیر تولید شده در کندانسور معمولاً از مقدار آب تغذیه مورد نیاز برای واحد MED تجاوز می کند. آب دریای پس زده شده برابر تفاضل دو جریان است:

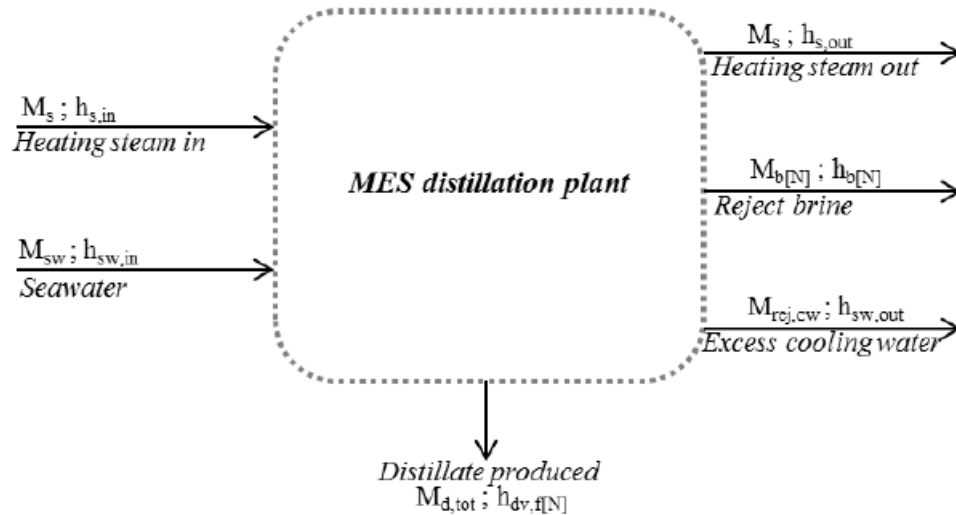
$$M_{sw.rej} = M_{sw} - M_f \quad (۴۵-۳)$$

افزایش دما در طول کندانسور

یک میانگین دمای 15°C برای مدل نیروگاه MED در نظر گرفته شده است. افزایش دما در طول کندانسور، به حداکثر مقدار 15°C مقید شده تا اطمینان حاصل شود که دمای خروجی، در طول شرایط تابستانی از 35°C عبور نکند؛ به منظور اینکه مقدار آب دریای مورد نیاز برای واحد MED و به تبع آن هزینه های پمپاژ، در کمینه مقدار خود قرار گیرند.

۳-۳-۵- چک نهایی حجم کنترل

مدل آب شیرین کن MED بر پایه بالانس های انرژی، نمک و جریان در ابعاد اجزایی که به یکدیگر مرتبط شده اند، صورت پذیرفته است. به عنوان یک ارزیابی اضافی و به منظور چک کردن اینکه بالانس های انرژی، نمک و جریان درست در نظر گرفته شده اند؛ کل واحد MED به عنوان یک حجم کنترل در نظر گرفته می شود (شکل ۳-۱۱).



شکل ۳-۱۱: چک حجم کنترلی واحد آب شیرین کن MED [۹۶]

بالانس جرمی

جریان های بخار گرمایش و آب دریا، تنها جریان های جرمی ورودی به سیستم MED هستند:

$$M_{med.in} = M_s + M_{sw} \quad (۴۶-۳)$$

جریان های بخار گرمایش، آب دفع شده، کل تقطیر تولید شده و پساب دفع شده، تنها جریان های

جرمی خروجی از سیستم MED هستند:

$$M_{med.out} = M_s + M_{rej.sw} + M_{d.total} + M_{b[N]} \quad (۴۷-۳)$$

بالانس انرژی

جریان انرژی ورودی به حجم کنترل MED:

$$E_{mes.in} = M_s \times h_{s.in} + M_{sw} \times h_{sw.in} \quad (۴۸-۳)$$

جریان انرژی خروجی از حجم کنترل MED:

$$E_{mes.out} = M_s \times h_{s.out} + M_{sw.rej} \times h_{sw.out} + M_{d.tot[N]} \times h_{dv.[N]} + M_{b[N]} \times h_{b.[N]} \quad (۴۹-۳)$$

۳-۴- مدل سازی واحد CCHP

معادلات حاکم و بالانس های انرژی مربوط به اجزای چرخه توبین گاز به شرح زیر می باشند [۳۱]:

۳-۴-۱- کمپرسور هوا

$$T_2 = T_1 * \left(1 + \frac{1}{\eta_{AC}} \left(R_{AC}^{\frac{\gamma_a - 1}{\gamma_a}} - 1 \right) \right) \quad (50-3)$$

$$\dot{W}_{AC} = \dot{m}_a C_{pa} (T_2 - T_1) \quad (51-3)$$

که η_{AC} ، γ_a (با مقادیر ۰/۸۵ و ۱/۴ [۹۷])، C_{pa} ، R_{AC} و \dot{m}_a به ترتیب برابر بازدهی آیزنتروژیک کمپرسور هوا، نسبت گرمای ویژه، گرمای ویژه، ثابت گازها و نرخ جریان هوا می‌باشند. C_{pa} با توجه به رابطه زیر، تابعی از دما می‌باشد [۹۸]:

$$C_{pa}(T) = 1/0.48 - \left(\frac{1/83 T}{1.4} \right) + \left(\frac{9/45 T^2}{1.7} \right) - \left(\frac{5/49 T^3}{1.1} \right) + \left(\frac{7/92 T^4}{1.14} \right) \quad (52-3)$$

۳-۴-۲- Regenerator

$$\dot{m}_a \times (h_2 - h_1) = \dot{m}_g \times (h_2 - h_1) \eta_{RG} \quad (53-3)$$

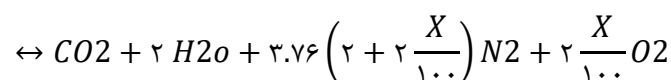
$$\frac{P_2}{P_1} = (1 - \Delta P_{RG}) \quad (54-3)$$

$$\eta_{RG} = \frac{T_2 - T_1}{T_2 - T_1} \quad (55-3)$$

که η_{RG} و ΔP_{RG} (با مقادیر ۰/۸۱ و ۰/۰۵ [۹۷]) برابر اثربخشی regenerator و افت فشار در طول regenerator می‌باشند.

۳-۴-۳- محفظه احتراق^۱

$$\lambda CH_4 + 2 \left(1 + \frac{X}{1.0} \right) (O_2 + 3.76 N_2) \quad (56-3)$$



$$\dot{m}_a h_2 + \dot{m}_f LHV = \dot{m}_g h_{2+} (1 - \eta_{cc}) \dot{m}_f LHV \quad (57-3)$$

$$\frac{P_2}{P_1} = (1 - \Delta P_{cc}) \quad (58-3)$$

که η_{cc} ، ΔP_{cc} (با مقادیر ۰/۸۸ و ۱/۳۳ [۹۷])، LHV و \dot{m}_f به ترتیب برابر بازدهی، افت فشار در طول

^۱Combustion Chamber

محفظه احتراق، ارزش گرمایی پایین و نرخ جریان جرمی سوخت می باشند. در اینجا \dot{m}_g برابر نرخ جریان جرمی گاز هدررفت می باشد که با رابطه ۳-۵۹، محاسبه می شود:

$$\dot{m}_g = \dot{m}_f + \dot{m}_a \quad (۵۹-۳)$$

۳-۴-۴- توربین گاز

$$T_\Delta = T_\phi * \left(1 - \eta_{GT} \left(1 - \left(\frac{P_\Delta}{P_\phi} \right)^{\frac{1-\gamma_g}{\gamma_g}} \right) \right) \quad (۶۰-۳)$$

$$\dot{W}_{GT} = \dot{m}_g C_{pg} (T_\Delta - T_\phi) \quad (۶۱-۳)$$

که η_{GT} ، γ_g (با مقادیر ۰/۸۸ و ۱/۳۳ [۹۷]) برابر بازدهی آیزنتروپیک توربین گازی و نرخ گرمای ویژه گاز هدررفت می باشند. C_{pg} تابعی از دما می باشد [۹۸]:

$$C_{pg}(T) = ۰/۹۹۱ \left(\frac{۶/۹۹ T}{۱.۵} \right) + \left(\frac{۲/۷۱۲ T^۲}{۱.۷} \right) - \left(\frac{۱/۲۲۴۴ T^۳}{۱.۱} \right) \quad (۶۲-۳)$$

۳-۴-۵- ژنراتور بازیابی حرارت بخار

برای تامین دو بخار با فشارهای بالا و پایین، یک HRSG دو فشاره با دو اواپراتور و دو اکونومایزر در نظر گرفته شده است [۳۱] که اساس کار این پژوهش نیز قرار می گیرد. بخار پر فشار برای تولید آب و بخار کم فشار برای چرخه تبرید استفاده می شود.

معادلات بالانس انرژی برای اجزای HRSG به صورت زیر می باشند:

اکونومایزر^۱ LP:

$$\dot{m}_{st.LP} (h_9 - h_v) = \dot{m}_g C_{pg} (T_D - T_E) \quad (۶۳-۳)$$

اوپراتور فشار پایین:

$$\dot{m}_{st.LP}(h_{1''} - h_{1'}) = \dot{m}_g C_{pg}(T_C - T_D) \quad (۶۴-۳)$$

اکنون میزور HP:

$$\dot{m}_{st.HP}(h_{1'} - h_{1'}) = \dot{m}_g C_{pg}(T_B - T_C) \quad (۶۵-۳)$$

اوپراتور فشار بالا:

$$\dot{m}_{st.HP}(h_{1''} - h_{1'}) = \dot{m}_g C_{pg}(T_A - T_B) \quad (۶۶-۳)$$

پمپ فشار بالا:

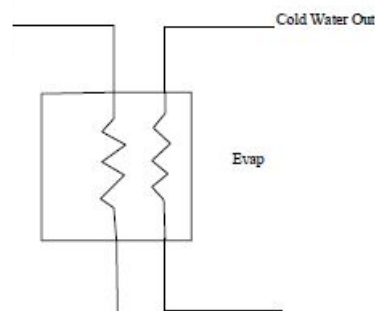
$$\dot{W}_{HP.pump} = \dot{m}_{st.HP}(h_{1''} - h_{1'}) \quad (۶۷-۳)$$

نقاط "دار" مربوط به فعل و انفعالات داخل اوپراتورها می باشند.

۳-۴-۶- چرخه تبرید

برای بررسی چرخه تبرید، شکل ۳-۱۲ که مربوط به بخش اوپراتور چیلر جذبی می باشد، در نظر

گرفته می شود.



شکل ۳-۱۲: طرحواره‌ای برای سیستم تبرید

مقدار سرمای تولید شده توسط این چرخه نیز با استفاده از رابطه ۳-۶۸ محاسبه می شود:

$$\dot{Q}_{cooling} = \dot{m}_{r3}(h_{r4} - h_{r3}) \quad (۶۸-۳)$$

۳-۴-۷- بازده CCHP

با استفاده از قانون اول ترمودینامیک، می‌توان بازده سیستم را که نسبت انرژی خروجی به انرژی ورودی سیستم است، بدست آورد:

$$\eta_{th.CCHP} = \frac{\dot{W}_{net.GT} + \dot{Q}_{heating} + \dot{Q}_{cooling}}{\dot{m}_f * LHV} \quad (۳-۶۹)$$

که در این رابطه، LHV خلاصه ارزش گرمایی پایین برای سوخت مورد نظر می‌باشد.

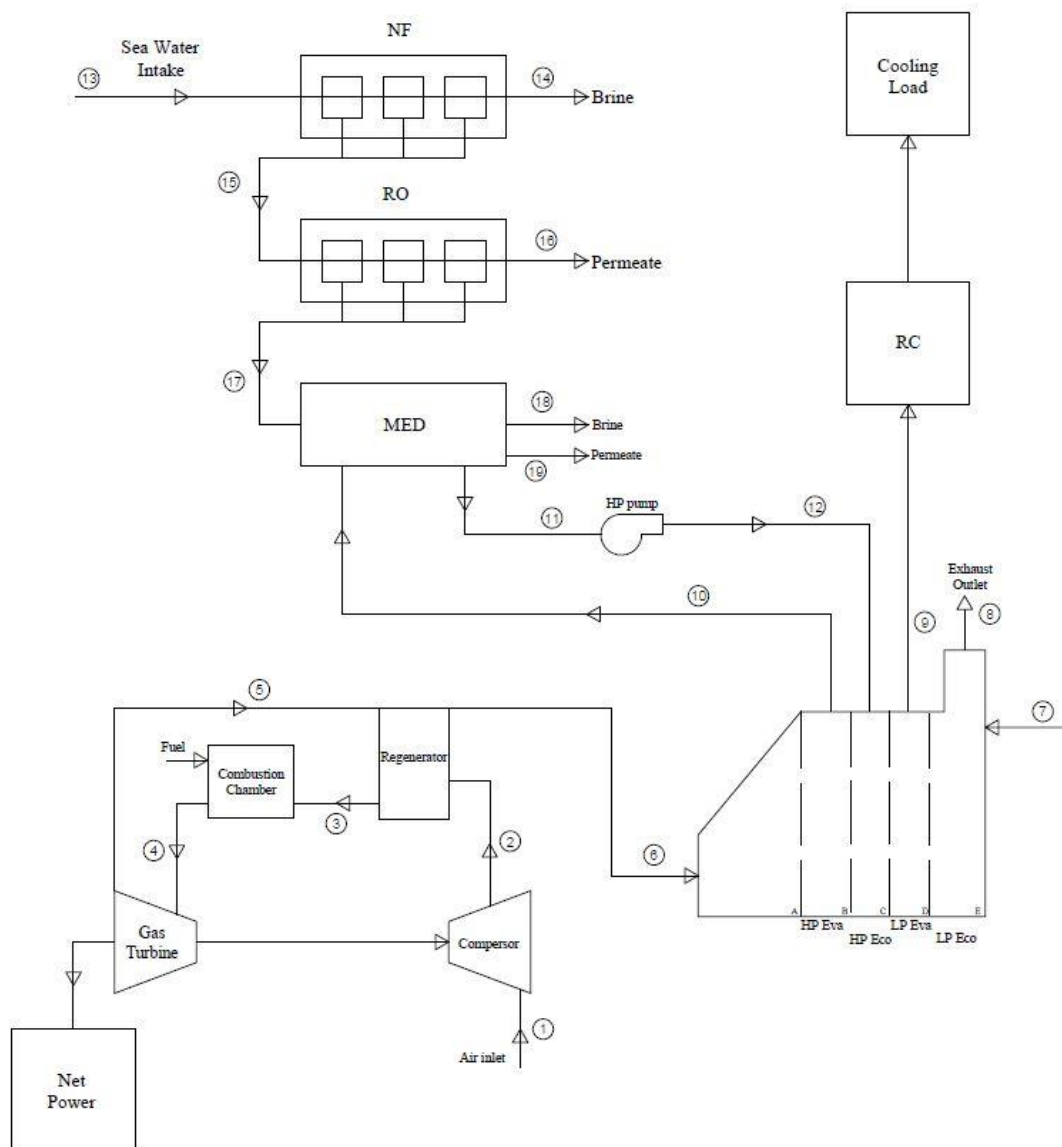
فصل چهارم

نتایج و بحث

در این فصل، ابتدا طرح‌واره‌ای از سیستم بدیع CCHPW به نمایش درآمده است، در ادامه، به اعتبارسنجی شبیه‌سازی مدل‌های حاصل از روابط پرداخته، سپس مدل سیستم چهارگانه بیان شده، به بحث و بررسی گذاشته می‌شود.

۱-۴- سیستم بدیع CCHPW

سیستم چهارگانه بدیع ارائه شده در شکل ۱-۴، شامل توربین گاز، HRSG دو فشاره، واحدهای آب شیرین کن NF-RO و MED و چرخه تبرید می‌باشد.



شکل ۱-۴: طرح‌واره سیستم مورد استفاده در این پژوهش

در این نوع آرایش، هوای محیط به داخل کمپرسور کشیده شده (نقطه ۱) و سپس در نقطه ۲ از آن خارج می‌شود. بعد از آن و برای اهداف پیش گرمایش، هوا به درون regenerator هدایت می‌شود؛ قبل از اینکه به درون محفظه احتراق فرستاده شود. بعد از احتراق، گازهای داغ، محفظه احتراق را در نقطه ۴ ترک کرده و وارد توربین گاز می‌شوند. داخل توربین گاز، گازهای داغ منبسط شده تا انرژی لازم را برای شفت و در نتیجه تولید برق لازم برای مصرف داخلی (که شامل چیلر جذبی و بخش آب شیرین کن‌ها می‌باشد)، تامین کنند. بعد از اینکه در regenerator مقداری از گرما به هوای ورودی منتقل شد، گاز داغ هدررفت به داخل یک HRSG دو فشاره برای تامین دو مقدار متفاوت از فشار بخار به نام‌های فشار پایین و فشار بالا، هدایت می‌شود (نقطه ۶). بخار فشار بالا برای واحد MED آب شیرین کن (نقطه ۱۰)، بخار فشار پایین برای واحد تبرید و تامین سرمایش (نقطه ۹) مورد استفاده قرار می‌گیرند. از نقطه ۸ گازهای خروجی از HRSG به محیط انتقال داده می‌شوند.

آب شور دریا از نقطه ۱۳ وارد سیستم شده، مراحل تصفیه در آب شیرین کن‌های NF و RO رخ می‌دهند. برای واحد NF از نوع غشای NF90-400 با آرایش ۲*۶ (۲ محفظه فشار که در هر کدام ۶ غشا بصورت سری قرار گرفته‌اند) استفاده شده و به همین ترتیب برای واحد RO از نوع غشای SW30-4040 که مخصوص آب دریا بوده و آرایش ۲*۶ را حفظ کرده، استفاده شده است. پساب RO وارد MED شود و در نهایت آب شیرین را (نقاط ۱۶ و ۱۹) و پساب (نقاط ۱۴ و ۱۸) خواهیم داشت. بدین صورت تمامی خروجی‌های لازم برای یک مجموعه CCHPW را که شامل توان، سرمایش، گرمایش و آب می‌باشند، خواهیم داشت.

در ادامه به اعتبارسنجی مدل‌سازی اجزای دخیل در این سیستم خواهیم پرداخت.

۲-۴- اعتبارسنجی و نتایج حاصل از کدهای آب شیرین کن

۲-۴-۱- اعتبارسنجی مدل‌سازی RO

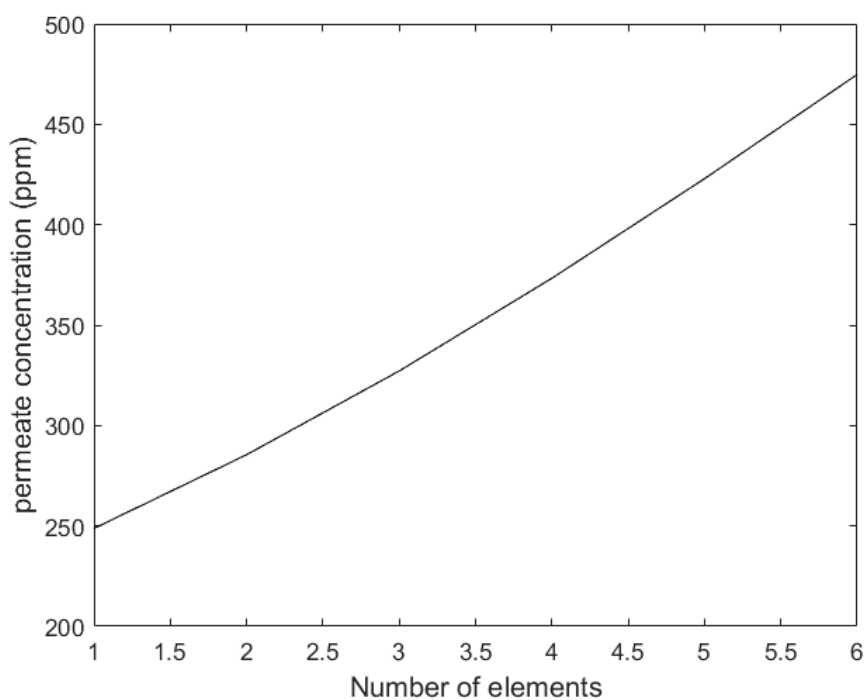
در این بخش و به منظور اعتبارسنجی مدل‌های آب شیرین کن، لازم است تا صحت مدل توسط

یک مینا بررسی شود. المان غشایی Dow FilmTec XLE-2540 RO برای این شبیه‌سازی انتخاب شده است. شبیه‌سازی برای یک محلول NaCl با غلظت ۳۵۰۰ mg/L و تحت شرایط جدول ۱-۴ انجام شده است.

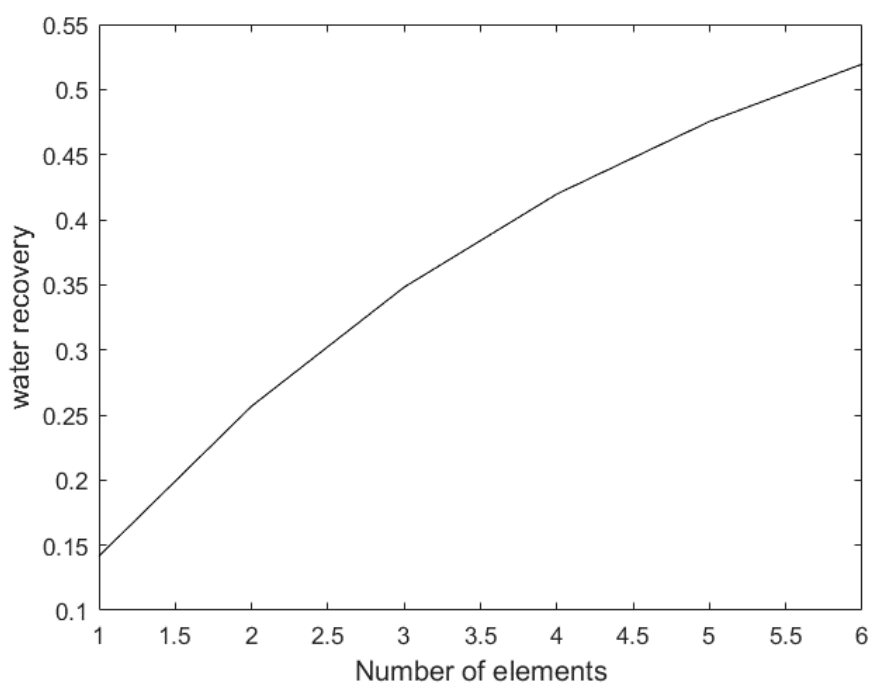
جدول ۱-۴: شرایط شبیه‌سازی [۶۷]

مقدار	واحد	مشخصات ورودی
۲/۹	m	عرض غشا
۰/۸۹۵	m	طول غشا
۰/۳۵۵×۳-۱۰	m	ارتفاع نصف کانال
۶	-	تعداد PV
۱	-	تعداد المان در هر PV
۱×۱۰ ^۳	kg/m ^۳	چگالی محلول
۱/۶×۳-۱۰	m ^۲ /s	توزیع پذیری محلول
۲/۲×۱۱-۱۰	$\left(\frac{kg}{m^2 s Pa}\right)$	نفوذپذیری آب
۲/۱۵×۷-۱۰	$\left(\frac{kg}{m^2 s}\right)$	نفوذپذیری نمک
۳۵۰۰	ppm	غلظت تغذیه
۱	-	α
۰	-	β
۱	-	σ
Re=۲۸-۱۴) ۸-۴ (جریان آرام)	cm/s	سرعت جریان متقاطع (cross-flow)
۸۰	psi	فشار تغذیه
۱۰۰۰	-	مقدار تقسیمات یک غشا برای مش‌بندی

شکل‌های ۲-۴ و ۳-۴ نشان می‌دهند که با افزایش شماره المان‌ها، بازیابی کل سیستم به سمت حد ترمودینامیکی (۵۰٪ بازیابی آب در این مورد وقتی که فشار تغذیه دو برابر فشار اسمتیک تغذیه شود) می‌رود. البته، با افزایش شماره المان‌ها، غلظت کلی Permeate نیز افزایش می‌یابد.



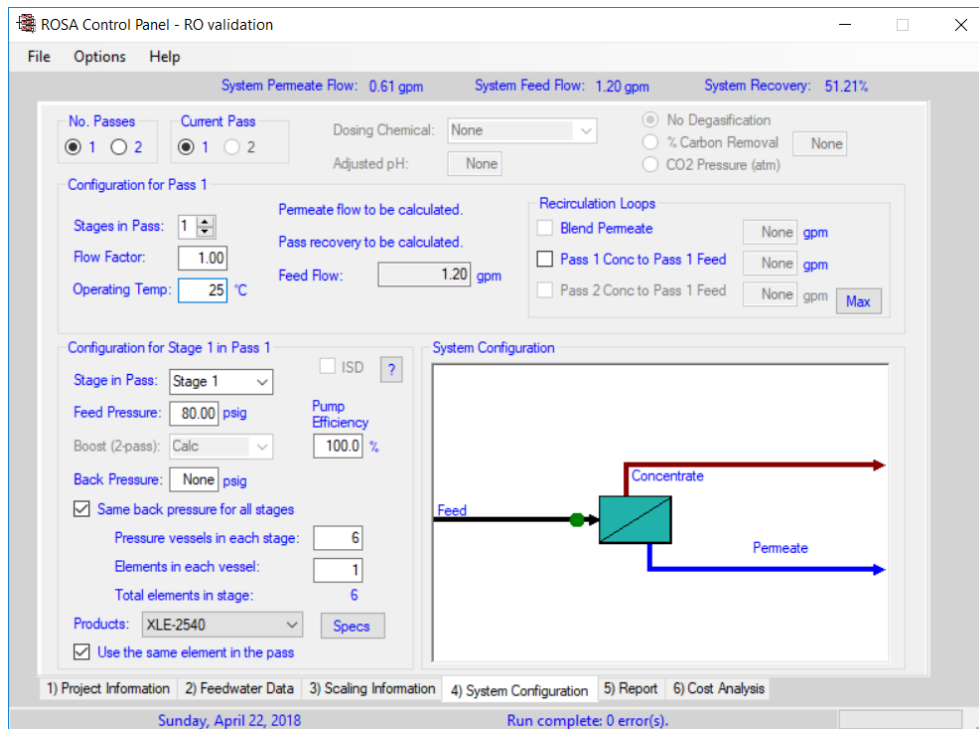
شکل ۴-۲: غلظت permeate در برابر شماره المان غشایی



شکل ۴-۳: بازیابی آب در برابر شماره المان غشایی

به منظور ارزیابی دقیق‌تر نتایج حاصل، شبیه‌سازی با ورودی‌های مشابه جدول ۴-۱ در نرم‌افزار ROSA نیز انجام شده است. در شکل ۴-۴، نمایی از نرم‌افزار به همراه ورودی‌های مشخص شده در

آن، به نمایش در آمده است.



شکل ۴-۴: نمایی از ورودی‌ها در نرم‌افزار ROSA

همانطور که در شکل ۴-۴ مشخص است، تمامی ورودی‌های لازم و مشخص شده در جدول ۴-۱ به نرم‌افزار داده شده است. یکسری از ورودی‌ها مانند ضریب جریان^۱ و بازدهی پمپ نیز به صورت دستی وارد شده است. ضریب جریان مربوط به میزان عبور محلول از روزنه‌های غشا می‌باشد که هر چقدر غشا استفاده شده جدیدتر باشد، میزان بیشتری جریان عبور کرده و در نتیجه، ضریب به عدد ۱ نزدیکتر است. اینجا با فرض اینکه واحد آب شیرین کن به تازگی طراحی شده، انتخاب ضریب ۱ پیش‌فرض درستی می‌باشد. عدد معقول برای واحدهای در حال کار آب شیرین کن بین ۰,۸ تا ۰,۹ می‌باشد. در شکل ۴-۵، نمایی از خروجی نرم‌افزار RO نشان داده شده است.

^۱Flow Factor

Detail Report

Process Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1.20 gpm	Pass 1 Permeate Flow	0.61 gpm	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.20 gpm	Pass 1 Recovery	51.21 %	Feed	40.39 psig
Feed Pressure	80.00 psig	Feed Temperature	24.0 C	Concentrate	77.02 psig
Flow Factor	0.85	Feed TDS	3500.01 mg/l	Average	58.81 psig
Chem. Dose	None	Number of Elements	6	Average NDP	25.73 psig
Total Active Area	168.00 ft ²	Average Pass 1 Flux	5.27 gfd	Power	0.04 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	1.13 kWh/kgal

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (gpm)	Feed Press (psig)	Recirc Flow (gpm)	Conc Flow (gpm)	Conc Press (psig)	Perm Flow (gpm)	Avg Flux (gfd)	Perm Press (psig)	Boost Press (psig)	Perm TDS (mg/l)
1	XLE-2540	6	1	1.20	80.00	0.00	0.59	79.04	0.61	5.27	0.00	80.00	382.02

Name	Pass Streams (mg / as in)					
	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Total	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Na	1376.81	1376.81	2664.40	150.27	150.27	150.27
Mg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	2123.19	2123.19	4108.78	231.74	231.74	231.74
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Brom	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TDS	3500.01	3500.01	6773.18	382.02	382.02	382.02
pH	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A

Print Print Setup Close Overview Report

شکل ۴-۵: نمایی از خروجی نرم‌افزار ROSA

در نهایت برای یک فشار خاص (۰/۵۵۱MPa یا ۸۰psi) و با ۵ مقدار مختلف جریان، نتایج خروجی مدل شبیه‌سازی شده (شامل غلظت خروجی و بازیابی) با نتایج مرجع [۶۷] و همچنین با نرم‌افزار ROSA مقایسه شده و نتایج آن در جدول ۴-۲ ارائه شده است. مشاهده می‌شود که نتایج حاصله از مدل حاضر برای غلظت permeate، بطور میانگین به اندازه ۲/۰۷۸٪ نسبت به نتایج مرجع [۶۷] و ۱۸/۸۳۴٪ نسبت به نتایج ROSA اختلاف دارند؛ در حالیکه نتایج حاصل از مدل حاضر برای بازیابی بطور میانگین به اندازه ۱/۵۹۸٪ نسبت به نتایج مرجع [۶۷] و ۲/۵۲٪ نسبت به نتایج ROSA اختلاف دارند.

لازم به ذکر است که درصد خطای داده‌ها بوسیله معادلات زیر برای شبیه‌سازی‌های فوق محاسبه

شده است

$$\%Error = 100 * \left[\frac{1}{n} \sum_n \left| \frac{C_{model} - C_{ref}}{C_{model}} \right| \right] \quad (1-4)$$

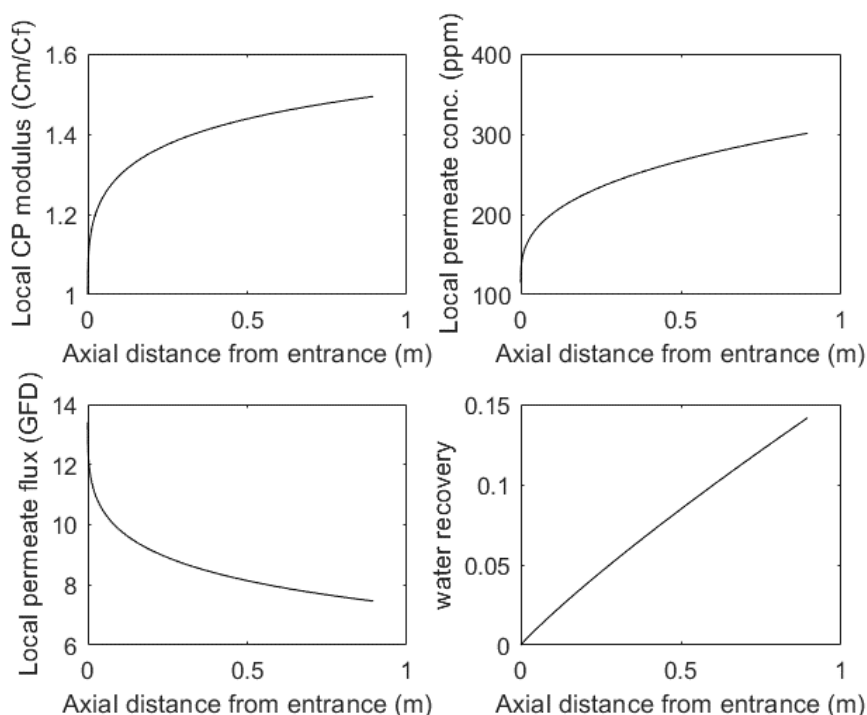
که در آن n تعداد داده، C_{model} نتایج مدل و C_{ref} نتایج داده‌های مرجع و نرم‌افزار ROSA

می‌باشد.

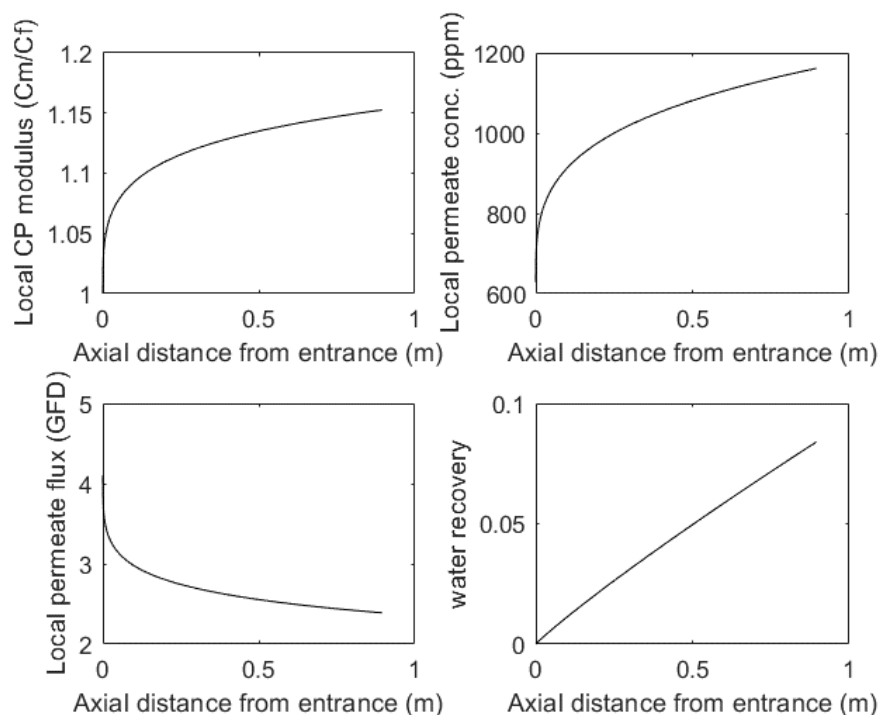
جدول ۴-۲: مقایسه شبیه‌سازی مدل حاضر با مرجع [۶۷] و ROSA (ورودی: فشار و دبی تغذیه)

بازیابی ROS A	بازیابی مرجع	بازیابی مدل حاضر	غلظت permeate ROSA	غلظت permeate مرجع	غلظت permeate مدل حاضر	جریان
۰/۲۹۳	۰/۲۷۱	۰/۲۷۷	۲۳۶	۳۰۱	۳۲۰/۸۱	۳
۰/۳۸۱	۰/۳۷۵	۰/۳۸۱۲	۲۹۱	۳۵۱	۳۵۴/۲۶	۲
۰/۴۳۳	۰/۴۳۵	۰/۴۴۱۹	۳۳۱	۳۹۳	۳۹۷/۰۱	۱/۶
۰/۵۰۶	۰/۵۱۲	۰/۵۱۹۵	۳۹۵	۴۶۷	۴۷۲/۷۹	۱/۲
۰/۵۲۹	۰/۵۳۶	۰/۵۴۲۳	۴۱۷	۴۹۵	۵۰۱/۱۳	۱/۱

پروفایل‌های متغیرهای مختلف برای اولین و آخرین المان مطابق شکل‌های ۴-۶ و ۴-۷ به نمایش درآمده‌اند. همانطور که در شکل‌ها مشخص است، برای هر المان، هر چه از ابتدای آن که محل ورود جریان آب می‌باشد، دور می‌شویم، مقدار غلظت permeate و CP و بازیابی آب بیشتر شده و جریان permeate کاهش می‌یابد.



شکل ۴-۶: نتایج شبیه‌سازی برای اولین المان



شکل ۴-۷: نتایج شبیه‌سازی برای آخرین المان

در نهایت، توان مصرف شده توسط سیستم RO با معادله ۴-۲ حاصل می‌شود:

$$\dot{W}_{RO} = \frac{\Delta P \dot{m}_{15}}{\rho_f \eta_p} \quad (2-4)$$

که در معادله ۴-۲، ρ_f چگالی آب تغذیه، ΔP اختلاف فشار خالص در طول پمپ پر فشار و η_p بازده مکانیکی پمپ محرک می‌باشد.

۴-۲-۲-۲-۴-۲ اعتبارسنجی مدل سازی NF

همانطور که در بخش ۳-۲ نیز اشاره شد، در فرآیندهای صنعتی غشایی، چندین المان spiral wound به صورت سری در یک PV در حال کار هستند تا بازیابی permeate موردنظر را تامین کنند. حداکثر تعداد المان‌ها توسط عواملی مانند: غلظت سمت تغذیه، افت فشار و کاهش در جریان جاری در PV تعیین می‌شود. نکته بسیار مهم و حیاتی در طراحی یک واحد نیروگاه غشایی، یا عملکرد صحیح آن، چک کردن شرایط فیلتراسیون در آخرین المان است [۹۲]. یک تحلیل برای فرآیند

نانوفیلتراسیون با استفاده از معادلات مدل که در بخش ۲-۲ ارائه شد، به منظور ارزیابی شرایط عملیاتی هر المان غشایی ارائه می‌گردد. از آنجایی که حجم جریان ورودی تغذیه برای المان‌های غشایی ۸ اینچی با فواصل تغذیه استاندارد می‌تواند بین $6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($Re = 310$) و تقریباً $6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($Re = 119$) ضریب انتقال جرم سمت تغذیه k بین لایه آرام در سطح غشا و جریان تغذیه $bulk$ می‌تواند تا $\pm 50\%$ تغییر کند. این ضریب می‌تواند برای هر المان غشایی با استفاده از معادله داده شده توسط شوک و میگوئل^۱ محاسبه شود:

$$k = 0.065 D^{0.75} d_h^{-0.12} v^{-0.625} u^{0.875} \quad (3-4)$$

در این معادله، D برابر ضریب diffusion ثابت، v ویسکوزیته دینامیکی، d_h قطر هیدرولیک سمت تغذیه کانال (ضخامت فاصله) و u میانگین سرعت می‌باشد.

در این مدل‌سازی، ۶ المان غشایی spiral wound بصورت سری در یک PV گنجانده شده‌اند. مساحت هر المان برابر $37/1 \text{ m}^2$ می‌باشد.

شرایط عملیاتی بکار برده شده در ابتدای PV بصورت زیر می‌باشد:

$$\dot{Q}_F = 14.5 \text{ m}^3/\text{h} \text{ جریان حجمی}$$

$$\Delta p = 10 \text{ bar} \text{ فشار هیدرولیک}$$

$$C_F = 4 \text{ mS/cm} \text{ غلظت تغذیه}$$

باید توجه داشت که غلظت در اینجا بر اساس هدایت^۳ مطرح شده است. هدایت (که بر اساس

ppm^4 ، EC^۵، TDS^۶، CF^۱ اندازه‌گیری می‌شود) مقدار کل نمک‌های حل شده در یک محلول مایع

^۱Schock and Miquel

^۲Spacer Thickness

^۳Conductivity

^۴Parts per Million

^۵Electrical Conductivity

^۶Total Dissolved Salts

می‌باشد [۱۰۰]. آب خالص چون حاوی نمکی نیست، هدایت آن برابر صفر بوده و هادی جریان برق نیست. با افزودن مواد محلول به آب، الکتریسیته می‌تواند از طریق محلول جابجا شده و به آن یک مقدار هدایت پذیری بدهد. هدایت الکتریکی آب بر روی سرعت خوردگی آب و درجه یونیزاسیون نمک‌های آب تاثیر می‌گذارد.

در سیستم بین‌المللی (SI) واحد زیمنس بر متر (S/m) مورد استفاده قرار می‌گیرد که تبدیل آن در جدول ۳-۴ ارائه شده است:

جدول ۳-۴: تبدیل واحد هدایت آب

mS/cm	EC	CF	ppm/TDS
۰/۱	۰/۱	۱	۵۰

جداول ۴-۴ و ۵-۴ برای مقایسه نتایج حاصل از مدل شبیه‌سازی شده با مرجع [۹۹] و همچنین نرم‌افزار ROSA ارائه شده‌اند. نتایج خروجی مدل شبیه‌سازی شده (شامل غلظت خروجی و بازیابی) با نتایج مرجع [۹۹] و همچنین با نرم‌افزار ROSA نشان می‌دهد که نتایج حاصله از مدل حاضر برای غلظت permeate، بطور میانگین به اندازه ۶/۵۵٪ نسبت به نتایج مرجع [۶۷] و ۱۲/۷۷٪ نسبت به نتایج ROSA اختلاف دارند؛ در حالیکه نتایج حاصل از مدل حاضر برای بازیابی بطور میانگین به اندازه ۳/۰۹٪ نسبت به نتایج مرجع [۶۷] و ۵/۸۳٪ نسبت به نتایج ROSA اختلاف دارند.

جدول ۴-۴: اعتبارسنجی نتایج حاصل از شبیه‌سازی مدل NF با مقادیر غلظت permeate بر اساس ppm

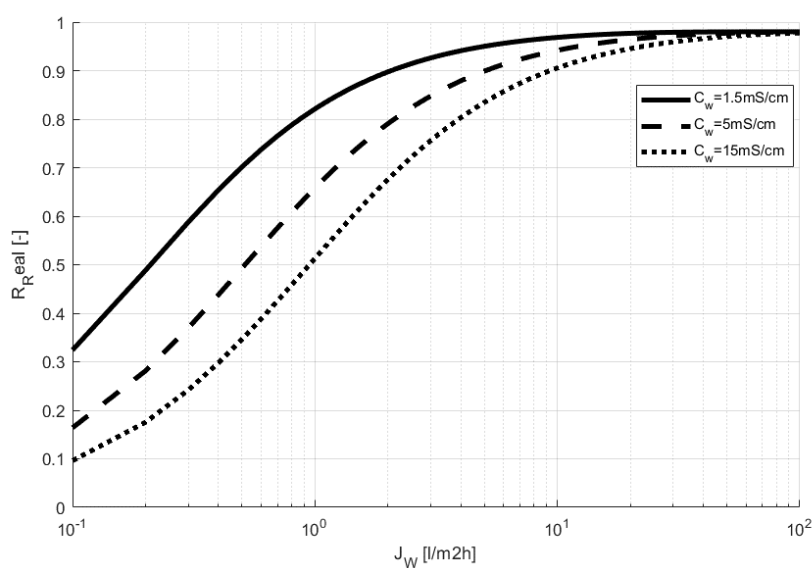
شماره غشا	۱	۲	۳	۴	۵	۶
غلظت permeate						
پژوهش حاضر	۱۴۲/۲۳	۱۵۶/۹۵	۲۱۰/۱۲۷	۲۳۴/۱۷	۲۷۶/۶۸	۳۴۹/۸۵
مرجع [۹۹]	۱۳۵	۱۶۰	۱۸۵	۲۲۰	۲۶۵	۳۱۵
ROSA	۱۳۴/۰۹	۱۵۷/۹۹	۱۸۶/۳۲	۲۱۹/۹۸	۲۵۹/۹۲	۳۰۷/۲۸

جدول ۵-۴: اعتبارسنجی نتایج حاصل از شبیه‌سازی مدل NF با مقادیر درصد بازیابی بر حسب درصد

شماره غشا	۱	۲	۳	۴	۵	۶
بازیابی المان						
پژوهش حاضر	۹/۲۰	۸/۴۱۶	۷/۸۱	۷/۲۵	۶/۵۳	۶/۰۸
مرجع [۹۹]	۸/۴۸	۸/۰۶	۷/۵۷	۷/۰۴	۶/۴۹	۵/۹۲
ROSA	۷/۸۶	۷/۷۱	۷/۵۵	۷/۲۸	۷/۱	۶/۷۲

شکل ۴-۸، مدل‌سازی بازیابی غشا FilmTec NF90 را به عنوان تابعی برای جریان permeate

برای غلظت‌های دیواره مختلف، نشان می‌دهد.



شکل ۴-۸: نتایج بدست آمده از مدل‌سازی NF

همانطور که از شکل ۴-۸ نیز مشخص است، با افزایش غلظت بر روی دیواره، میزان بازیابی کاهش پیدا می‌کند.

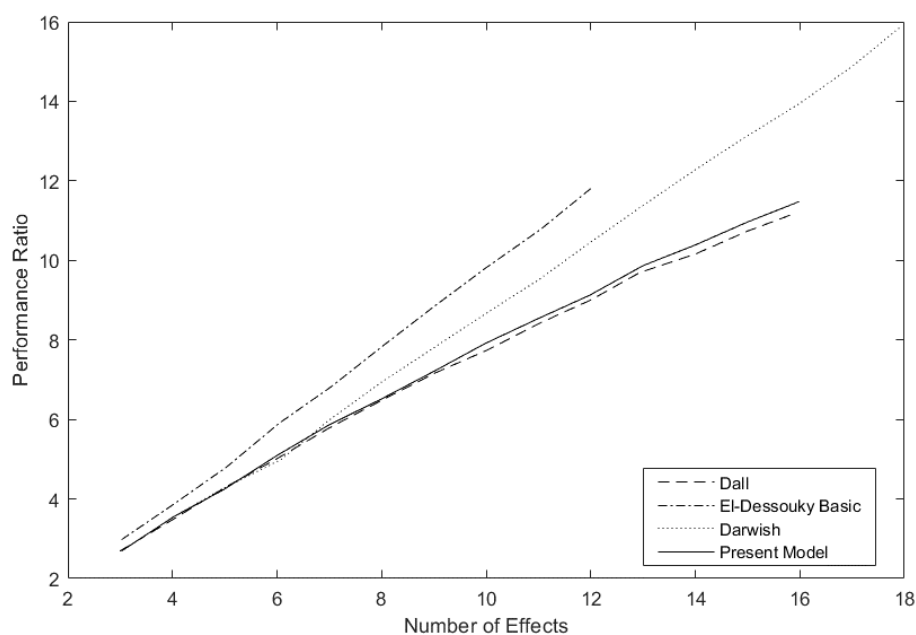
۴-۲-۳- اعتبارسنجی مدل سازی MED

این مدل شبیه‌سازی خود را نسبت به باقی مدل‌ها به علت استفاده از حل تکراری معادلات با استفاده از نرم‌افزار EES متمایز می‌کند. علت استفاده از نرم‌افزار EES، بهره‌گیری از کتابخانه قدرتمند این نرم‌افزار برای معادلاتی است که نیاز به آنتالپی و BPE و غیره دارند. بررسی نتایج حاصل مقایسه این مدل با مرجع [۹۵] و مرجع [۹۶] حاکی از تطابق مناسب در خروجی‌های شبیه‌سازی می‌باشد. اگر اختلاف دمای بین هر افکت در مقدار $1,5^{\circ}\text{C}$ محدود شده باشد، دمای بالای پساب به مقدار 70°C ، به تعداد ۲۱ افکت محدود می‌شود. تجربه‌های عملیاتی و مطالعات اقتصادی نشان می‌دهد که واحدهای تقطیر، قیود متعددی دارند. قیود بکار رفته در این مطالعه در جدول ۴-۶ آورده شده است.

جدول ۴-۶: قیود طراحی برای واحد آب شیرین کن MED [۹۶]

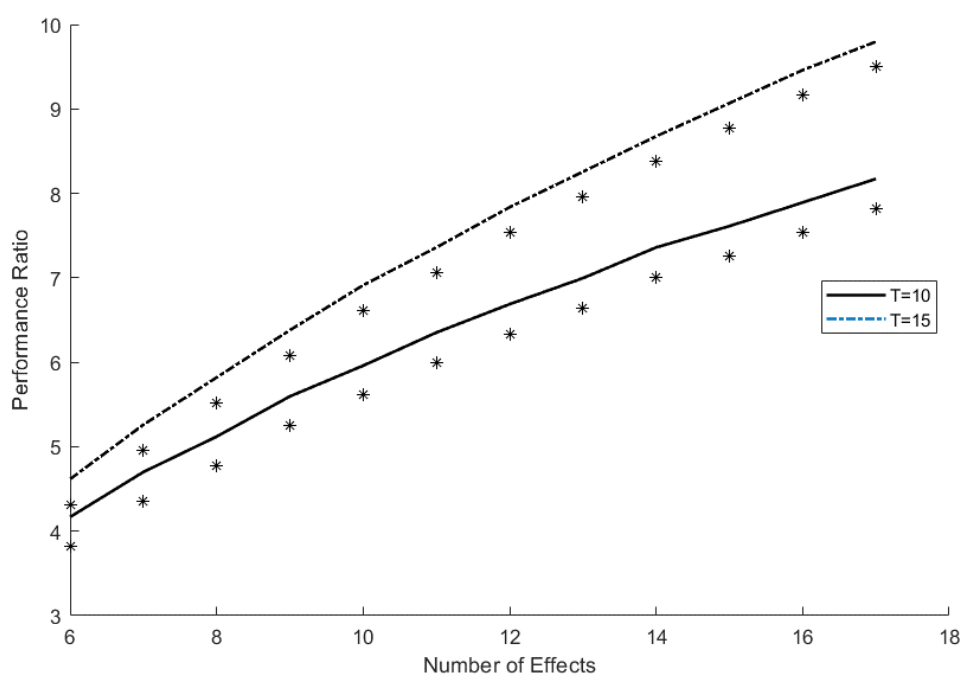
واحد	مقدار	پارامتر
ppm	۳۶۰۰۰	شوری آب دریا
ppm	۶۰۰۰۰	شوری پساب در افکت Nام
$^{\circ}\text{C}$	۲۵	دمای آب دریا
$^{\circ}\text{C}$	۲/۵	کمینه TTD برای افکت اول
$^{\circ}\text{C}$	۱/۵	کمینه TTD برای پیش گرمکن‌ها
$^{\circ}\text{C}$	۴۰	دمای پساب در افکت Nام

در شکل ۴-۹، مقایسه‌ای از حالت ارائه شده در این پژوهش با دیگر مدل‌های شبیه‌سازی آمده است. این مدل مقداری با مدل ارائه شده توسط مرجع [۹۶] تفاوت بسیار کمی دارد. تفاوت بین این پژوهش و مرجع [۹۶] با مرجع [۹۵] که اساس کار است، به علت این است که BPE برای هر افکت با کمک توابع درونی EES محاسبه شده است؛ در حالیکه در مدل مرجع [۹۵]، BPE مقدار ثابت 1°C در نظر گرفته شده است.



شکل ۴-۹: مقایسه مدل‌های MED برای PR در برابر N

کاهش مقدار افزایش دما در طول کنداسنور به 10°C ، باعث می‌شود که گرمای بیشتری از فرآیند پیش گرمایش مورد نیاز باشد؛ در نتیجه گرمای موجود کمتری برای فرآیندهای تبخیر در اختیار قرار گرفته و متعاقباً مقدار PR مشابه آنچه در شکل ۴-۱۰ نشان داده شده، کمتر شود.



شکل ۴-۱۰: نتایج PR در برابر شماره افکت‌ها با $TBT = 70^{\circ}\text{C}$ و افزایش دمای متفاوت در طول کنداسنور

نتایج بدست آمده در این نمودار، همخوانی بسیار خوبی با مطالعات انجام شده توسط [۹۶] نشان می‌دهد. خطوط مربوط به نتایج مرجع [۹۶] و ستاره‌ها مربوط به نتایج بدست آمده در این پژوهش بوده و به ترتیب از بالا برای افزایش دمای کندانسور برابر 15°C و 10°C نشان می‌دهد.

۳-۴- بررسی نتایج سیستم چهارگانه

۱-۳-۴- بررسی سیستم تلفیقی NF/RO

در این مرحله، ابتدا هر کدام از آب شیرین کن‌ها را بصورت جداگانه اما تحت شرایط یکسان بررسی کرده و سپس یک آرایش از سیستم تلفیقی آب شیرین کن NF و RO را که NF به عنوان یک پیش تصفیه، مورد استفاده قرار می‌گیرد، مورد مطالعه قرار می‌گیرد.

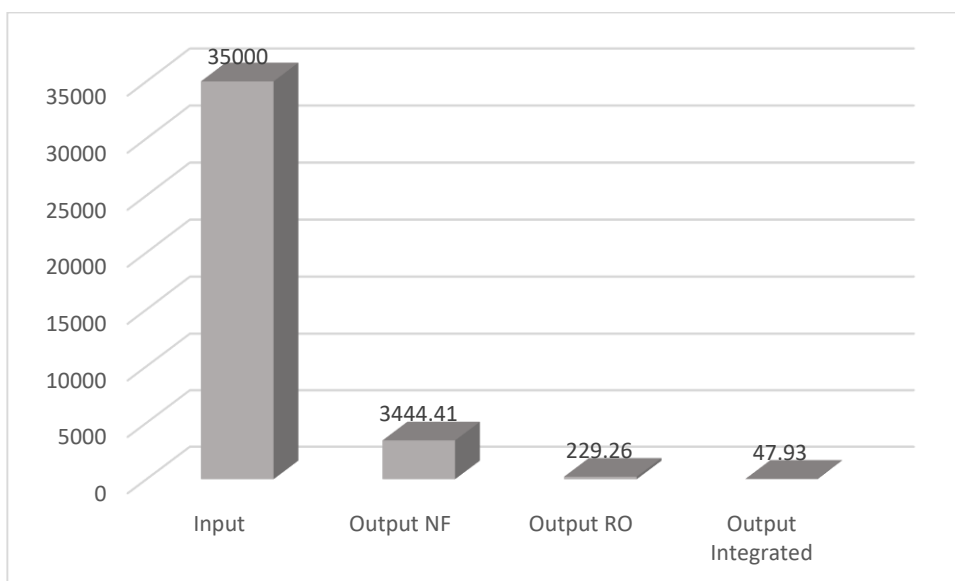
برای تطابق هر چه بیشتر نتایج بدست آمده با شرایط عملیاتی واقعی، از یک آرایش شامل ۲ PV با ۶ المان غشایی، استفاده شده است. نوع غشاهای بکار رفته، NF90-400 و SW30-۴۰۴۰ می‌باشند.

بدین منظور، شرایط ارائه شده در جدول ۴-۷ را به عنوان شرایط عملیاتی مرجع برای بررسی شبیه‌سازی بکار برده شده است.

جدول ۴-۷: مقادیر ثابت برای شبیه‌سازی آرایش تلفیقی [۱۰۱]

پارامتر	مقدار	واحد
دمای محیط	۲۵	$^{\circ}\text{C}$
فشار محیط	۱/۰۱	bar
نرخ جریان جرمی آب	۲۰	m^3/h
محدودیت ترمودینامیکی بازیابی	۰/۵	-
شوری آب تغذیه	۳۶۰۰۰	ppm

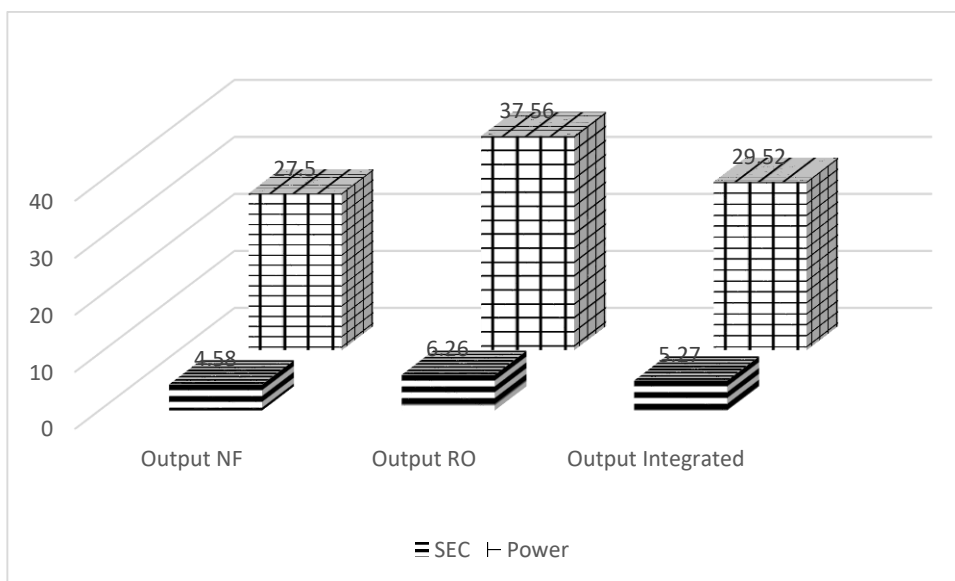
شکل ۴-۱۱، به خوبی تفاوت بین آرایش جداگانه و تلفیقی NF/RO را نشان می‌دهد.



شکل ۴-۱۱: مقایسه شوری آب تغذیه و بعد از شیرین سازی با آرایش‌های مختلف

شکل ۴-۱۱ نشان می‌دهد که آب تغذیه با شوری ۳۶۰۰۰ ppm، بعد از اینکه مراحل شیرین سازی را طی کرد، کمترین مقدار شوری خود را در آرایش تلفیقی NF+RO می‌دهد. کلیات این نتیجه با مرجع [۹۰] مطابقت مناسبی دارد.

بررسی میزان مصرف انرژی این آرایش‌ها، در شکل ۴-۱۲ به نمایش گذاشته شده است.



شکل ۴-۱۲: مقایسه میزان شاخص مصرف انرژی و توان بین آرایش‌های مختلف

همانطور که در شکل ۴-۱۲ پیداست، میزان شاخص مصرف انرژی و توان (Power) در حالتی که تنها از آب شیرین کن RO استفاده کنیم، از همه بیشتر می‌باشد. با توجه به نتایج حاصل از شکل‌های ۴-۱۰ و ۴-۱۱، واضح است که می‌توان با بهره‌گیری از حالت تلفیقی، آبی با شوری مناسب در خروجی داشت، در حالیکه میزان شاخص مصرف انرژی به میزان معقول‌تری باشد.

دلیل این تفاوت در میزان مصرف انرژی‌ها را می‌توان در مقدار فشار موردنظر در بخش تغذیه توسط پمپ پیدا کرد. برای حالتی که NF به صورت تنها (Standalone) استفاده شده، به فشار ۳۹/۵۹ bar و در حالت RO بصورت standalone به فشار ۵۴/۰۸ نیاز داریم. در حالی که در حالت تلفیقی، این میزان برابر ۴۹/۲۷ bar می‌شود.

۴-۳-۲- بررسی سیستم MED

جدول ۴-۸، خلاصه‌ای از پارامترهای عملیاتی برای مورد بهینه‌سازی شده واحد MED، ارائه می‌کند [۹۶].

جدول ۴-۸: خلاصه پارامترهای طراحی واحد MED [۹۶]

واحد	مقدار	پارامتر
-	۹/۷۹	نسبت عملکرد
°C	۱/۸۷	اختلاف دما بین افکت‌ها
m ^۲	۳/۹۳×۱۰ ^۵	مساحت انتقال حرارت

یک TBT به مقدار ۷۰ °C، محدودیت تعداد افکت‌ها دارد (۲۱ افکت) اگر اختلاف دمای کمینه بین هر افکت به مقدار ۱/۵ °C مقید باشد. هر چند، موقعی که افزایش دما در طول کندانسور برابر ۱۵ °C باشد، مقدار بهینه افکت‌ها بین ۱ تا ۱۸ خواهد شد.

اگر آب بیشتری از مقدار مشخص شده، به داخل واحد پمپاژ شود، پیش گرمایش آب دریا داخل کندانسور کافی نبوده و گرمای بیشتری نیاز است تا تامین شود.

از بین TBT های مختلف ارائه شده، برای این پژوهش، مقدار 70°C انتخاب شده است که بالاترین بازدهی را بیشترین مقدار PR دارد.

۳-۳-۴- جنبه های اقتصادی سیستم آب شیرین کن و تاثیرات آن

هزینه های مرتبط با آب شیرین کن ها در طی سه دهه اخیر به طرز فزاینده ای رو به کاهش بوده است. در عین حال، هزینه شیرین کردن آب همچنان از هزینه روش های مرسوم مانند برداشت از آب های سطحی، بیشتر می باشد. پیشرفت در این زمینه می تواند به کاهش هزینه ها و پایداری این نوع تامین آب کمک کند.

۳-۳-۴-۱- هزینه های سرمایه گذاری و تعمیر و نگهداری برای سیستم های آب شیرین کن

هزینه کل آب شیرین کن شامل هزینه سرمایه گذاری، عملیات سالیانه و هزینه های نگهداری می باشد. هزینه اولیه، نشان دهنده هزینه های ساخت و غیره (مهندسی، کمیسیون، اجاره زمین، مطالبات حقوقی) مربوط به پروژه و همچنین سود و ام ها طی دوره پرداخت آن می باشد. هزینه های سالیانه و نگهداری نشان دهنده هزینه های شیمیایی، توان، تعویض قطعات و نیروی کار می باشد. به طور مثال برای MED، هزینه های اولیه و عملیاتی به طور عمده به پارامترهای سیستم مانند نرخ جریان به عنوان یک تابع و دما ورودی تغذیه، بستگی دارند.

هزینه های کلی آب شیرین کن در جدول ۴-۹ ذکر شده است. مک گیونی^۱ یک سری منحنی هزینه آبرای فرآیندهای آب شیرین کن ارائه داده است. خلاصه کار وی در جدول ۴-۹ آورده شده است.

^۱McGivney

^۲Cost curve

جدول ۴-۹: معادلات منحنی هزینه برای بعضی فرآیندهای آب شیرین کن

نوع و ظرفیت واحد	SWRO (تا ۱۵۰ mgd)	MED (تا ۸۰ mgd)
هزینه‌های کل ساخت (\$ × ۱۰ ^۶)	$۹/۳۴۲۳ \times (mgd \text{ ظرفیت نیروگاه})^{۰/۷۱۷۷}$	$۲۳ \times (mgd \text{ ظرفیت نیروگاه})^{۰/۶۰۹۷}$
هزینه‌های کل سرمایه‌گذاری (\$ × ۱۰ ^۶)	$۱۲/۶۱۲ \times (mgd \text{ ظرفیت نیروگاه})^{۰/۷۱۷۷}$	$۳۱/۰۵ \times (mgd \text{ ظرفیت نیروگاه})^{۰/۶۰۹۷}$
هزینه‌های کل تعمیر و نگهداری (\$ × ۱۰ ^۶)	$۲/۹۱۲۹ \times (mgd \text{ ظرفیت نیروگاه})^{۰/۶۴۸۴}$	$۱/۲۵۷۶ \times (mgd \text{ ظرفیت نیروگاه})^{۱/۲۵۷۶}$

چندین عامل بر روی هزینه‌های اولیه، تعمیر و نگهداری یک واحد آب شیرین کن تاثیر می‌گذارند.

بعضی از آنها در جدول ۴-۱۰ نوشته شده‌اند.

جدول ۴-۱۰: عوامل تاثیرگذار بر روی هزینه‌های اولیه، تعمیر و نگهداری واحد آب شیرین کن [۱۰۳]

هزینه	عامل
اولیه	<ul style="list-style-type: none"> • ظرفیت نیروگاه • موقعیت واحد ○ هزینه‌های زمین • کیفیت و دسترس پذیری آب تغذیه • سهولت موقعیت در رابطه با واحد نیروگاهی مجاور • برنامه مدیریت پساب • کاهش دادن عوامل مخرب زیست محیطی • کیفیت آب مطلوب
تعمیر و نگهداری	<ul style="list-style-type: none"> • مصرف انرژی و هزینه ○ قیمت سوخت و توان • کیفیت آب ○ مواد شیمیایی برای پیش تصفیه ○ تمهیدات لازم برای پس تصفیه • تعویض قطعات لازم و پراکندگی زمان لازم برای آن

• نیروی کار	
• نوع تصفیه‌های لازم ○ تجهیزات کمکی لازم ○ سهولت انتقال آب از دریا به خشکی و بالعکس	سایر

در این مجموعه، هر سه واحد آب شیرین کن مصرف‌کننده برق محسوب می‌شوند، هر چند بطور کلی میزان مصرف واحدهای مکانیکی بیشتر از واحدهای حرارتی می‌باشد.

۴-۳-۲- هزینه سطح‌بندی شده آب (LCOW)

یک روش ساده شده برای محاسبه هزینه سطح‌بندی شده آب بکار رفته است [۱۰۲]. این روش فرضیات زیر را در خود دارد:

- خروجی سالانه ثابت
- هزینه تعمیرات و نگهداری (O&M) ثابت

$$LCOW = \frac{I * UCRF}{W_{ann}} + \frac{O\&M}{W_{ann}} \quad (۳-۴)$$

که در این رابطه I برابر هزینه اولیه سرمایه‌گذاری برای پروژه، O&M هزینه سالانه تعمیر و نگهداری صورت گرفته روی واحد، W_{ann} خروجی سالانه محصول از واحد (m^3 آب شیرین یا kWh برق) و UCRF فاکتور بازیابی یکپارچه بوده و بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$UCRF = \frac{DR_n}{1 - \left(\frac{1}{1 + DR_n}\right)^n} \quad (۴-۴)$$

^۱Levelized cost of water

^۲Operation and maintenance

^۳Uniform Capital Recovery Factor

UCRF برای محاسبه مقدار پرداخت سالیانه، DR_n نرخ نامی تخفیف و n برابر چرخه عمر نیروگاه (۲۵ سال) می باشد.

دیگر فاکتورهای رابطه ۳-۴، به شرح زیر می باشند:

$$O\&M = (O\&M)_{pump} + (O\&M)_{aux} + (O\&M)_{maint} \quad (۵-۴)$$

$$(O\&M)_{aux} = LCOE * W_{ann} \quad (۶-۴)$$

در رابطه ۴-۶، LCOE برابر هزینه سطح بندی شده انرژی می باشد.

$$W_{ann} = \left(\frac{\dot{m}_{tot}}{۱۰۰۰}\right) * ۳۶۰۰ * ۲۴ * ۳۶۵ * CF \quad (۷-۴)$$

$$(O\&M)_{pump} = (W_{bhp} * ۱۰۰۰) * ۲۴ * ۳۶۵ * CF * LCOE \quad (۸-۴)$$

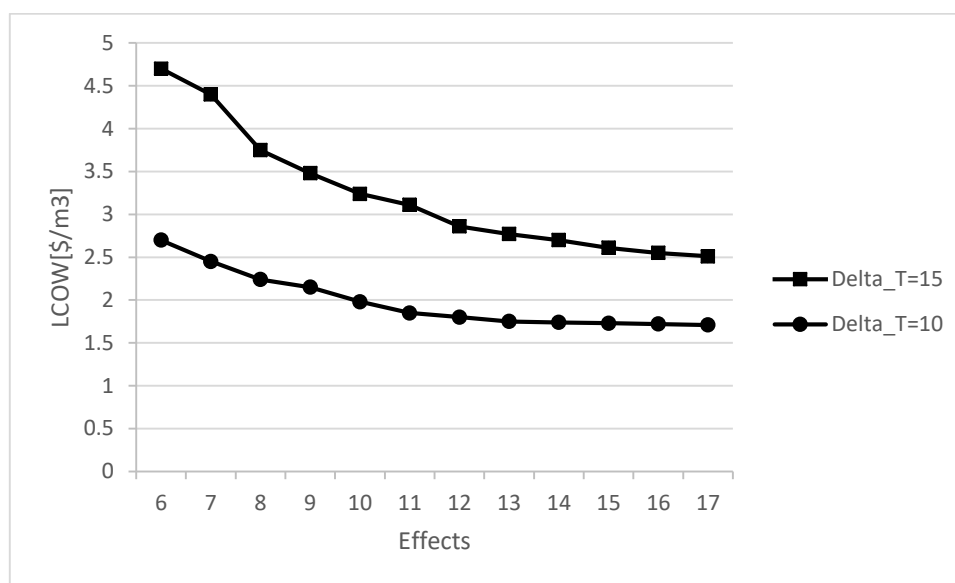
$$(O\&M)_{maint} = ۳۹ * \left(\frac{\dot{m}_{tot}}{۱۰۰۰}\right) * ۳۶۰۰ * ۲۴ \quad (۹-۴)$$

جدول ۴-۱۱ به مقایسه بین تکنولوژی های موجود شیرین کردن آب، با توجه به مقدار LCOW آنها می پردازد.

جدول ۴-۱۱: مقایسه ای بین تکنولوژی های آب شیرین کن موجود [۱۰۳]

NF-RO-MED بدون انرژی گرمایی موجود	NF-RO- MED با انرژی گرمایی موجود	NF-RO با دستگاه بازیابی انرژی	MED	RO	فرآیند
۰/۹۷	۰/۸۰	۰/۷۳	۲	۳/۷۳	هزینه بر حسب واحد permeate (\$/m ³)

با در نظر گرفتن این تعریف و بازگشت به مقایسه حالت‌های مختلف MED، کم کردن مقدار افزایش دما در طول کندانسور به 10°C ، گرمای بیشتری را از مرحله پیش گرمایش می‌طلبد که باعث می‌شود گرمای کمتری برای فرآیندهای تبخیر باقی مانده و در نتیجه PR مطابق شکل ۴-۱۳ کاهش یابد. کمترین مقدار LCOW با ۱۷ افکت و مقدار 15°C افزایش دما در طول کندانسور حاصل می‌شود.



شکل ۴-۱۳: LCOW در برابر تعداد افکت‌ها برای واحد MED با $TBT=70$ با افزایش دمای در طول کندانسور متفاوت

۴-۳-۴- بررسی سیستم CCHPW

جدول ۴-۱۲، مقادیر نرخ جریان، دما، فشار و آنتالپی را برای نقاط مشخص شده در شکل ۴-۱، ارائه می‌دهد. فشار محیط 0.1013 MPa و دمای آن 25°C در نظر گرفته شده است. مقادیر با استفاده از روابط مشخص شده در بخش ۳-۳، مرجع [۳۱] و با استفاده از نرم‌افزار EES و کتابخانه درونی آن حاصل شده‌اند.

جدول ۴-۱۲: خصوصیات ترمودینامیکی نقاط مشخص شده

نقطه	سیال	$m(m^3/h)$	$T(^{\circ}C)$	$P(MPa)$	$h(kJ/kg)$
۱	هوا (در نقطه ورودی)	۲۹۶۸/۰۶	۲۵	۰/۱۰۱۳	۳۰۵/۴
۲	هوا (بعد از کمپرسور)	۲۹۶۸/۰۶	۳۲۱/۲	۰/۸۶۳۴	۶۷۰/۸
۳	هوا (بعد از regenerator)	۲۹۶۸/۰۶	۶۲۱/۶	۰/۸۲۰۳	۱۰۶۷
۴	گاز هدررفت (بعد از CC)	۴۰۵۵/۳۸	۱۲۱۹/۵	۰/۷۷۹۲	۱۹۲۵
۵	گاز هدررفت (بعد از GT)	۴۰۵۵/۳۸	۷۱۴/۲	۰/۱۰۹۹	۱۱۹۴
۶	گاز هدررفت (بعد از regenerator)	۴۰۵۵/۳۸	۴۲۴/۴	۰/۱۰۶۶	۸۰۳/۶
۷	آب (ورودی به HRSG)	۰/۵۱	۲۵	۰/۲	۱۰۴/۹
۸	گاز هدررفت (خروجی به محیط از HRSG)	۴۰۵۵/۳۸	۱۳۳/۶	۰/۱۰۱۳	۴۳۷/۴
۹	آب (LP به تبرید)	۰/۵۱	۱۳۳/۵	۰/۲	۲۷۲۵
۱۰	آب (HP به MED)	۲/۴۶	۲۱۲/۴	۲	۲۷۹۸
۱۱	آب (برگشت از MED و قبل HP pump)	۲/۴۶	۶۰/۲	۲	۲۵۲/۱
۱۲	آب (برگشت از MED و بعد HP pump)	۲/۴۶	۶۰/۵	۲	۲۵۵/۵

برای تحلیل نقاط مربوط به ورودی و فرآیندهای آب، جدول جداگانه‌ای (جدول ۴-۱۳) ارائه شده

است.

جدول ۴-۱۳: خصوصیات فیزیکی نقاط مربوط به فرآیندهای آب شیرین کن

نقطه	سیال	شوری (ppm)	$\dot{m}(m^3/h)$
۱۳	آب دریا (ورودی مجموعه)	۳۶۰۰۰	۲۰
۱۴	آب شور (پساب NF)	۵۳۵۳۹/۱	۱۲/۸
۱۵	آب شور (ورودی به RO)	۴۸۱۴/۸۱	۷/۲
۱۶	آب شیرین (permeate) (RO)	۲۰/۷۳	۳/۶
۱۷	آب شور (پساب RO)	۹۶۰۹/۶۵	۳/۶
۱۸	آب شیرین (permeate) (MED)	۴/۰۱	۲/۲
۱۹	آب شور (پساب MED)	۲۴۷۱۱/۰۱	۱/۴

در نهایت، مجموعه خروجی‌های لازم از این سیستم تولید چهارگانه به صورت جدول ۴-۱۴ در

خواهد آمد.

جدول ۴-۱۴: خروجی‌های سیستم تولید چهارگانه

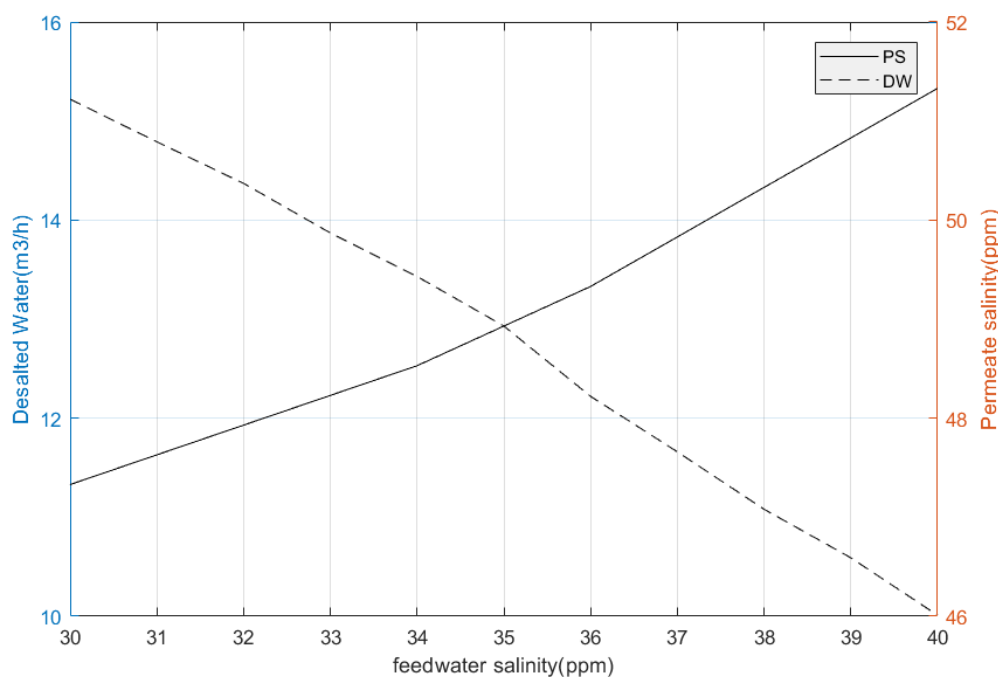
واحد	مقدار	پارامتر
kW	۱۵۳/۳۳	خروجی خالص توان
kW	۴۹/۶۲	ظرفیت سرمایش
kW	۱۰۱/۶۴	خروجی گرمایش
m^3/h	۵/۸	آب شیرین شده
$\$/m^3$	۱/۲۳	LCOW
%	۴۱/۸۹	بازدهی گرمایی

با مشخص شدن جزئیات این سیستم تولید چهارگانه، به بررسی تاثیر پارامترهای مختلف بر روی آن پرداخته شده است.

۴-۳-۵- تاثیر پارامترهای مختلف بر عملکرد سیستم

۴-۳-۵-۱- شوری آب تغذیه

با توجه به مقادیر مختلف آب دریا در مناطق مختلف دنیا، بررسی تاثیر آن بر روی تولید آب تازه مثرتر خواهد بود [۱۰۱]. تاثیر شوری دریا بر روی تولید آب تازه در شکل ۴-۱۴ نشان داده شده است.



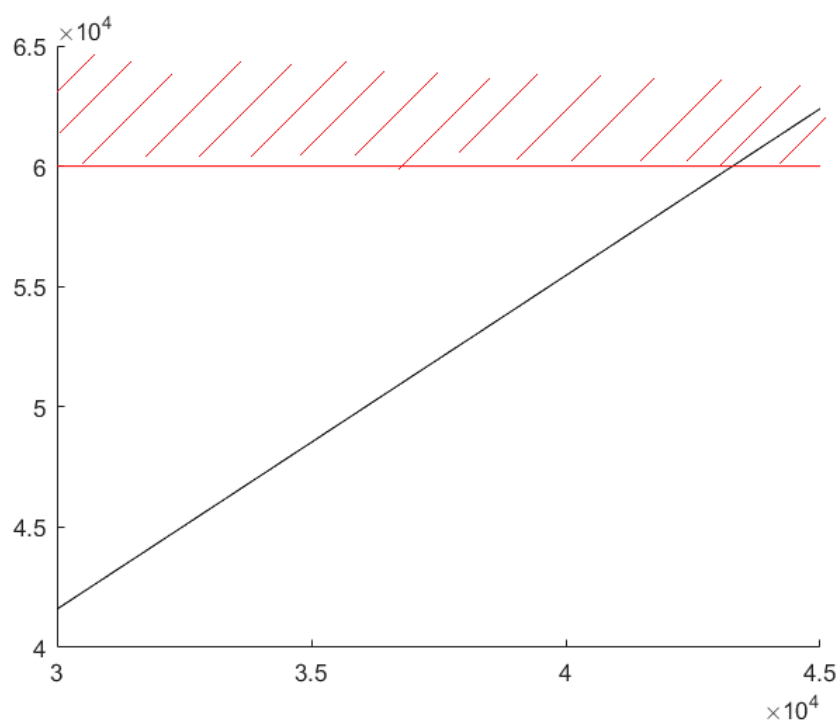
شکل ۴-۱۴: تاثیر شوری آب تغذیه بر روی تولید آب تازه

همانطور که از شکل ۴-۱۴ مشخص است، با افزایش مقدار شوری آب تغذیه، میزان شوری آب permeate نیز متعاقبا افزایش یافته و در عین حال، میزان تولید کاهش می‌یابد. دلیل این امر این است که با ثابت نگه داشتن مقدار شوری پساب، هر افزایشی در شوری آب تغذیه باعث افزایش نرخ جریان جرمی ورودی آب تغذیه شده، در نتیجه بخار تولیدی در افکت‌ها به علت جذب گرما کاهش

خواهد یافت. با این حساب، یک مهندس طراح باید این نکته را در نظر داشته باشد که شوری آب تغذیه، اثری منفی بر روی خروجی‌ها خواهد داشت و بر اساس آن، پارامترهای طراحی را تعیین کند؛ تا بر اساس آنچه در بخش ۳-۱-۱ بحث شد، خروجی بدون هرگونه خطای احتمالی باشد.

۴-۳-۵-۲- محدودیت‌های ترمودینامیکی واحد آب شیرین کن

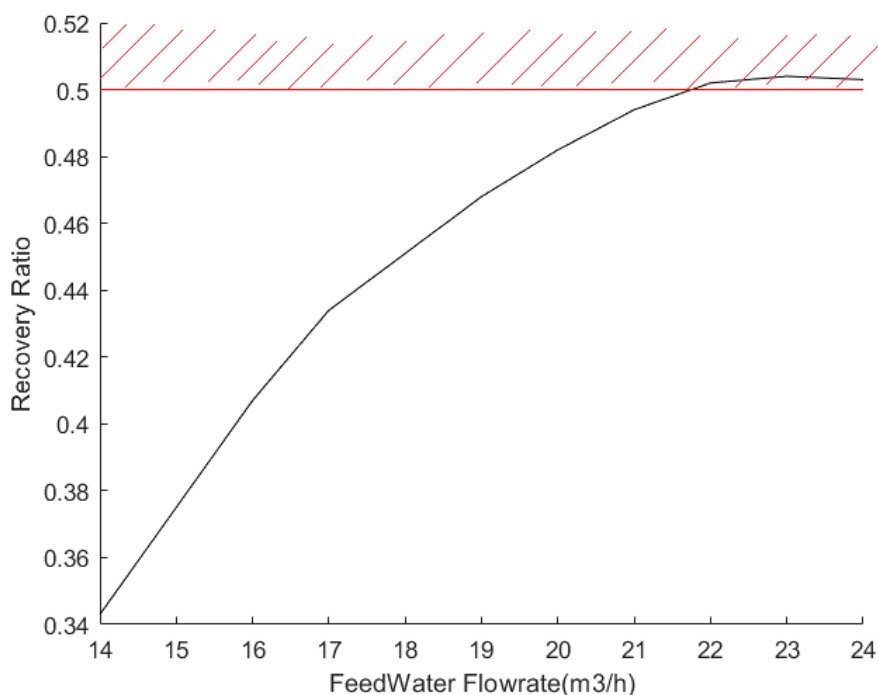
محدودیت‌های ترمودینامیکی متفاوتی در طراحی یک سیستم تولید چهارگانه وجود دارد. به طور مثال، شوری پساب خروجی از آخرین افکت نمی‌تواند از یک حد مشخص بیشتر باشد تا خروج آن به محیط زیست آسیبی وارد نکند و یا RR برای واحدهای غشایی از ۰/۵ بیشتر نمی‌شود، مقدار بیشتر باعث عبور از حد مجاز دبی آب permeate از غشا و آسیب به آن می‌شود. در شکل‌های ۴-۱۵ و ۴-۱۶، تاثیر پارامترهای ورودی مختلف مجموعه بر روی این محدودیت‌ها نشان داده شده است.



شکل ۴-۱۵: تاثیر غلظت آب تغذیه بر روی غلظت پساب

همانطور که از شکل ۴-۱۵ مشخص است، با عبور مقدار غلظت آب تغذیه از یک حد مشخص، غلظت پساب خروجی نیز از محدوده تعیین شده زیست محیطی عبور کرده و دیگر قابل قبول نیست.

از اینرو مهندس طراح باید در بکارگیری آب تغذیه دقت کافی را داشته باشد. هر چند برای اقلیم خلیج فارس و دریای عمان، غلظت آب تغذیه در محدوده مجاز می باشد.



شکل ۴-۱۶: تاثیر دبی آب تغذیه بر نرخ بازیابی

همانطور که در شکل ۴-۱۶ مشخص است، نرخ دبی آب ورودی نمی تواند از یک مقدار بیشتر شود؛ در این حالت نرخ بازیابی از حد تعیین شده ترمودینامیکی بیشتر می شود.

در این مورد نیز فرد طراح باید در نظر داشته باشد که اگر برای یک موقعیت مشخص، به مقدار از پیش تعیین شده ای آب شیرین نیاز باشد، نمی توان به راحتی مقدار آب ورودی را افزایش داد. باید محدودیت های آب شیرین کن ها در ابتدا در نظر گرفته شود و محدوده مناسبی برای دبی آب ورودی پیشنهاد شود.

فصل پنجم

نتیجه‌گیری و ارائه پیشنهاداتی برای آینده

۵-۱- نتیجه گیری

در پژوهش حاضر، به شبیه سازی و بررسی عملکرد سیستم تولید همزمان CCHP همراه با آب شیرین کن های هیبریدی پرداخته شده است. بدین منظور، ابتدا تمامی اجزای دخیل در یک سیستم تولید همزمان چهارگانه که شامل توربین گازی، HSRG دو فشاره (به منظور استفاده از گرمای هدررفت از توربین گازی در واحد آب شیرین کن و چرخه سرمایش)، چرخه تبرید و آب شیرین کن های NF، RO و MED که تشکیل یک مجموعه هیبرید را می دهند، بطور کامل مطالعه و بررسی شده اند. در ادامه، معادلات لازم برای شبیه سازی عملکرد هر یک از این اجزا و الگوریتم های مناسب برای حل، آورده و تحلیل شده اند. سپس به منظور اعتبارسنجی کدهای نوشته شده در نرم افزارهایی نظیر Matlab و EES، نتایج حاصل از مدل سازی هر کدام از اجزا با مراجع معتبر بررسی شده است و در همین راستا از نرم افزارهایی مانند ROSA نیز استفاده شده است.

در نهایت یک مدل برای یک سیستم تولید چهارگانه پیشنهاد شده است. بررسی نتایج حاصل از شبیه سازی این مدل نشان می دهد که این مدل پیشنهادی با ورود 0.51 kg/s سوخت مصرفی و 20 مترمکعب بر ساعت آب شور دریا، ظرفیت تولید 49.62 kW بار سرمایش، 101.64 kW بار گرمایش، 153.33 kW توان خالص و $5/8$ مترمکعب بر ساعت، آب شیرین شده را دارد.

یک آنالیز پارامتریک نشان می دهد که افزایش شوری آب تغذیه، تاثیری منفی بر روی تولید آب شیرین داشته، و افزایش نرخ جریان آب تغذیه، باعث افزایش توامان مقدار آب تولید شده و شوری پساب دارد، که با توجه به محدودیت شوری پساب، محدوده مناسب برای انتخاب آن در نظر گرفته می شود. همچنین تاثیر غلظت و دبی آب تغذیه بر روی محدودیت های ترمودینامیکی واحد هیبرید بررسی شده است.

۵-۲- ارائه پیشنهاداتی برای آینده

۱. استفاده از سرمایش تولیدی در خود مجموعه و بررسی نتیجه در مقدار تولید آب شیرین

سیستم

۲. مدل سازی کامل انواع آرایش های آب شیرین کن های تلفیقی و هیبرید (NF, RO) و

MED) برای رسیدن به آرایش بهینه

۳. بررسی حالتی که آب make-up برای ورودی MED نیز در نظر گرفته شود تا بسته به

نیازهای فصلی متفاوت، مقادیر بهینه استخراج شوند

۴. استفاده از محرک های اولیه تجدیدپذیر (نور خورشید، زمین گرمایی، باد و غیره) و بررسی

تاثیر آن در تولید آلاینده های زیست محیطی

۵. تحلیل E ۴ (اقتصادی، انرژی، انرژری و محیط زیست) بر روی یک سیستم کامل

CCHPW

ضمیمه الف – مثال‌های کمی از عملکرد سیستم اسمز معکوس

عملکرد این سیستم با مدل Solution-Diffusion که پیشتر بررسی شد، مورد مطالعه قرار

می‌گیرد.

فشار

با افزایش فشار موثر تغذیه، نمک permeate در حالی کاهش می‌یابد که جریان permeate

افزایش می‌یابد.

دما

اگر دما افزایش یابد و تمام پارامترهای دیگر ثابت نگه داشته شوند، جریان permeate و جریان

نمک افزایش خواهند یافت.

بازیابی

بازیابی، نسبت جریان permeate به جریان تغذیه است. در موارد افزایش بازیابی، جریان

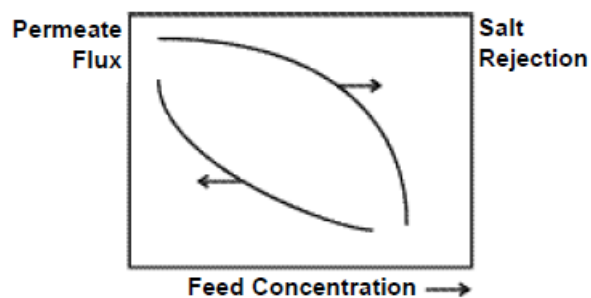
permeate کاهش یافته و در صورتیکه غلظت نمک به یک مقدار مشخص برسد، متوقف می‌شود. پس

زدن نمک با افزایش بازیابی، کاهش می‌یابد.

غلظت نمک آب تغذیه

شکل ۶-۱ تاثیر غلظت نمک آب تغذیه را بر روی جریان permeate و پس زنی نمک نشان

می‌دهد.



شکل ۶-۱: عملکرد در برابر غلظت نمک آب تغذیه

ضمیمه ب-جدول خصوصیات المان‌های Spiral-Wound مربوط به غشاهای RO شرکت

[۴۰] FilmTec

BW30-400	SW30HR-380	SW30XLE-400	نوع المان
۳۷	۳۵/۳	۳۷/۲	محیط فعال (m^2)
۱۰۱۶	۱۰۱۶	۱۰۱۶	طول المان (mm)
۲۰۱	۲۰۱	۲۰۱	قطر المان (mm)
۳۴	۲۸	۲۸	*Feed space (mil)
$7/5 \times 10^{-9}$	$2/7 \times 10^{-9}$	$3/5 \times 10^{-9}$	ثابت نفوذپذیری آب خالص $\left(\frac{kg}{m^2 s Pa}\right) A$
$6/2 \times 10^{-5}$	$2/3 \times 10^{-5}$	$3/2 \times 10^{-5}$	ثابت نفوذپذیری نمک B $\left(\frac{kg}{m^2 s}\right)$
۹۰۰	۱۰۰۰	۱۲۰۰	هزینه المان غشا (\$)

• ۱ mil = 0.0254 mm

ضمیمه ج - پارامترهای آزاد برگرفته شده از خصوصیات جدایش دو نوع مختلف

نانوفیلتراسیون [۹۹]

FilmTec NF90	FilmTec NF70	واحد	عنوان	ردیف
۵/۳	۹/۵	$l/m^2 h bar$	K_W	۱
۰/۴۶۲	۰/۵۸۵۲	$bar cm/mS$	b_W	۲
۲۶/۰۴۲	۴۰۷/۱۱۶	$l/m^2 h$	k	۳
۰/۹۸	۰/۹۷	$(\frac{L}{m^2 h})$	σ	۴
۰/۲۰۳۴	۰/۹۷۶۶	$(\frac{kg}{m \cdot sec})$	α	۵
۰/۵۵۷۵	۰/۱۸۹۸	-	β	۶

مراجع:

- [1] Tanvilai P., (2012), DBA. thesis, "Desalination Technologies Strategic Roadmap for California", Mang, depart. Alliant International University.
- [2] Van D. L., Fred L., Keith, D. (1990). "Geraghty and miller groundwater series: The water encyclopedia (2nd Ed)", Lewis Publishers, Inc.
- [3] World Health Organization and UNICEF Joint Monitoring Program for Water Supply and Sanitation, 2005.
- [4] Bhushan C., (2011). "Not a non issue: It isn't agriculture".
- [5] Yousef R. M., (2007). "Desalination technology roadmap 2030".
- [6] El-Dessouky H.T., Ettouney H.M., (2002) "Fundamentals of Salt Water Desalination" vol. 1, Elseveir Science B.V.
- [7] Krishna, H., (2003), "Desalination – A Texas perspective", *Southwest Hydrology Magazine*, 2(3), pp. 14-15.
- [8] Cooley H., Gleick P. H., and Wolff G., (2006), "Desalination, with a grain of salt: A California perspective".
- [9] Birkett J., (2003), "Desalination activities in England during the Late 17th century", International Water History Association: Alexandria, Egypt.
- [۱۰] سرایی ع.ر، (۱۳۹۳)، پایان نامه دکتری: "تحلیل انرژی و ترمودینامیکی سیستم تلفیقی آب شیرین کن، تولید همزمان برق، حرارت و سرما (CCHP) تجهیز شده با انرژی خورشیدی"، دانشکده مکانیک، دانشگاه صنعتی شریف.
- [11] Dow Water & Process Solutions, "FILMTEC™ Reverse Osmosis Membranes Technical Manual".
- [12] Ruiz-García A., Nuez-Pestana I., (2018), "A computational tool for designing BWRO systems with spiral wound modules", *Desalination*, vol. 426, pp. 69-77.
- [13] Aroussy y., Nachtane M., Saifaoui D., et al., (2016), "Thermodynamic Performance Evaluation of a Reverse Osmosis and Nanofiltration Desalination", *International Journal of Applied Engineering Research*, vol. 11, pp. 9149-9153.
- [14] Khawaji A., Kutubkhanah I., Wie J.M., (2008), "Advances in seawater desalination technologies" *Desalination*, vol. 221, pp. 47-69.
- [15] <http://www.waterworld.com/articles/wwi/print/volume-28/issue-4/international-show-previews/ida-world-congress-2013-tianjin-china/seawater-desalination-a-promise-for-china-s.html> [16] Hilal, N., et al. (2004), "A comprehensive review of nanofiltration membranes: treatment, pretreatment, modelling, and atomic force microscopy" *Desalination*, vol. 170, pp. 281–308.
- [17] Sikora J., et al. (1989). "Pre-treatment and desalination of mine drainage water in a pilot plant", *Desalination*, vol. 75, pp. 363-373.
- [18] Drioli E. (2004), "Integrated system for recovery of CaCO₃, NaCl and MgSO₄·7H₂O from nanofiltration retentate", *J. Membr. Sci.* vol. 239, pp. 27–38.
- [۱۹] بایرن و، ۱۳۸۱، /سمز معکوس، جلد اول، نفری م.ر، چاپ دوم، انتشارات انجمن خوردگی ایران

- [20] Wu D.W., Wang R.Z., (2006), "Combined cooling, heating and power: A review", *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 32, pp. 459-495.
- [21] COGEN Europe (The European Association for the Promotion of Cogeneration, www.cogen.org), (2001), *The European educational tool on cogeneration*, 2nd ed.
- [22] Wen G., "The state-of-the art of tri-generation and its application in tertiary sector", Institute for Promotion of Innovative Technologies (Italy).
- [23] Market potential for advanced thermally activated B CHP in five national account sectors. (2003), Energy and Environmental Analysis, Inc.
- [24] Hawaii Commercial Building Guidelines for Energy Efficiency: Chapter 9. Building cooling, heating and power generation systems.
- [25] Shipley A.M., Neal E.R., (2000), (The American Council for an Energy-Efficient Economy), *Distributed energy resources and combined heat and power: a declaration of terms*.
- [26] WADE (World Alliance of Decentralized Energy, www.localpower.org), (2002), *Guide to decentralized energy technologies*.
- [27] WADE (2004), *World survey of decentralized energy*.
- [28] IEA (The International Energy Agency), (2002), *Distributed Generation in liberalized electricity markets*.
- [29] Energy and Environmental Analysis. Inc., *Natural gas impacts of increased CHP*, (۲۰۰۳).
- [30] Resource Dynamics Corporation. *Cooling heating and power for industry a market assessment*. August 2003.
- [31] Moghimi M., Emadi M.A., Akbarpoor A.M., Mollaei M., (2018), "Energy and exergy investigation of a combined cooling, heating, power generation, and seawater desalination system", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 140, Pp. 814-827.
- [32] Rubio-Maya C., Uche J., Martinez A., (2011), "Sequential optimization of a polygeneration plant", *Energy Conversion and Management*, vol. 52, pp. 2861-2869.
- [33] Cardona E, Piacentino A. (2003), "A methodology for sizing a trigeneration plant in mediterranean areas", *Appl Therm Eng*, vol. 23(13):1665–80.
- [34] Chicco G, Mancarella P., (2009), "Distributed multi-generation: a comprehensive view", *Renew Sustain Energy Rev*, vol. 13(3):535–51.
- [35] Villafafila A., Mujtaba I., (2003), "Fresh water by reverse osmosis based desalination: simulation and optimisation", *Desalination*, vol. 155 (1), pp. 1–13.
- [36] Barello M., Manca D., Patel R., Mujtaba I., (2015), "Operation and modeling of RO desalination process in batch mode", *Comput. Chem. Eng*, vol. 83, pp.139–156.
- [37] Marcovecchio M.G., Aguirre P.A., Scenna N.J., (2005), "Desalination and the environment global optimal design of reverse osmosis networks for seawater desalination: modeling and algorithm", *Desalination*, vol. 184 (1), pp. 259–271.
- [38] Ruiz-García A., Nuez-Pestana I., (2018), "A computational tool for designing BWRO systems with spiral wound modules", *Desalination*, vol. 426, pp.69-77.

- [39] Guria C., Bhattacharya P.K., Gupta S.K., (2005), "Multi-objective optimization of reverse osmosis desalination units using different adaptations of the non-dominated sorting genetic algorithm (NSGA)", *Comput. Chem. Eng.*, vol. 29 (9), pp. 1977–1995.
- [40] Lu Y.Y., Hu Y.D., Zhang X.L., Wu L.Y., Liu Q.Z., (2007), "Optimum design of reverse osmosis system under different feed concentration and product specification", *J. Membr. Sci.*, vol.287 (2), pp. 219–229.
- [41] Vince F., Marechal F., Aoustin E., Bréant P., (2008), "Multi-objective optimization of RO desalination plants", *Desalination*, vol. 222 (1), pp. 96–118.
- [42] Sassi K.M., Mujtaba I.M., (2011), "Optimal design and operation of reverse osmosis desalination process with membrane fouling", *Chem. Eng. J.* vol. 171 (2), pp. 582–593.
- [43] Abbas A., Al-Bastaki N., (2001), "Performance decline in brackish water filmtec spiral wound RO membranes", *Desalination*, vol. 136 (1), pp. 281–286.
- [44] Du Y., Xie L., Wang Y., Xu Y., Wang S., (2012), "Optimization of reverse osmosis networks with spiral-wound modules", *Ind. Eng. Chem.*, vol. 51 (36), pp. 11764–11777.
- [45] Du Y., Xie L., Liu J., Wang Y., Xu Y., Wang S., (2014), "Multi-objective optimization of reverse osmosis networks by lexicographic optimization and augmented epsilon constraint method", *Desalination*, vol. 333 (1), pp. 66–81.
- [46] Du Y., Xie L., Liu Y., Zhang S., Xu Y., (2015), "Optimization of reverse osmosis networks with split partial second pass design", *Desalination*, vol. 365, pp. 365–380.
- [47] Kotb H., Amer E., Ibrahim K., (2016), "On the optimization of RO (reverse osmosis) system arrangements and their operating conditions", *Energy*, vol. 103, pp. 127–150.
- [48] Altaee A., (2012), "Computational model for estimating reverse osmosis system design and performance: part-one binary feed solution", *Desalination*, vol. 291, pp. 101–105.
- [49] Saavedra E.R., Gotor A.G., Báez S.O.P., Martín A.R., Ruiz-García A., (2013), "A design method of the RO system in reverse osmosis brackish water desalination plants (procedure)", *Desalin. Water Treat.*, vol. 51 (25-27), pp. 4790–4799.
- [50] Ruiz-Saavedra E., Ruiz-García A., Ramos-Martín A., (2015), "A design method of the RO system in reverse osmosis brackish water desalination plants (calculations and simulations)", *Desalin. Water Treat.*, vol. 55 (9), pp. 2562–2572.
- [51] Choi J.-S., Kim J.-T., (2015), "Modeling of full-scale reverse osmosis desalination system: influence of operational parameters", *J. Ind. Eng. Chem.*, vol. 21, pp. 261–268.
- [52] Ruiz-García A., Ruiz-Saavedra E., (2015), "80,000 h operational experience and performance analysis of a brackish water reverse osmosis desalination plant. Assessment of membrane replacement cost", *Desalination*, vol. 375, pp. 81–88.
- [53] Ruiz-García A., Nuez I., (2016), "Long-term performance decline in a brackish water reverse osmosis desalination plant. Predictive model for the water permeability coefficient", *Desalination*, vol. 397, pp. 101–107.

- [54] Wijmans J., Baker R., (1995), "The solution-diffusion model: a review", *J. Membr. Sci.*, vol.107 (1), pp. 1–21.
- [55] Irvine E., Welch D., Smith A., et al., (2001), "Nanofiltration for colour removal- 8 years' operational experience in Scotland", *Water Supply*, vol. 1, pp. 55–63.
- [56] Hassan A.M., Al-Sofi M.A., Al-Amoudi A., et al., (1997), "A Nanofiltration (NF) Membrane Pretreatment of SWRO Feed and MSF Make-up", IDA World Congress, Madrid.
- [57] Hilal N., Al-Zoubi H., Mohammad A.W., (2005), "Nanofiltration of highly concentrated salt solutions up to seawater salinity", *Desalination*, vol. 184, pp. 315–326.
- [58] Bader M.S.H., Jennings P.A., (1992), "Concentration polarization phenomena in turbulent flow: review and modification", *J. Environ. Sci. Health*, vol. 27, pp. 463–483.
- [59] Al-Amoudi A.S., Farooque A.M., (2005), "Performance restoration and autopsy of NF membranes used in seawater pretreatment", *Desalination*, vol. 178, pp. 261–271.
- [60] Vuong D.X., (2006), "Two stage nanofiltration seawater desalination system,U.S. Patent:"7,144,511".
- [61] Adham S., Cheng R.C., Vuong D.X., et al., (2003), "Long beach's dual-stage NF beats single stage SWRO", *Int. Desalin. Water Reuse Q*, vol. 13, pp. 18–21.
- [62] Long Beachwater department, (2006), Long Beach desalination technology receives patent protection, *Membr. Technol.* 11.
- [63] Harrison C.J., Gouellec Y.A., Cheng R.C., (2007), "Bench-scale testing of nanofiltration for seawater desalination", *J. Environ. Eng.*, vol. 133, pp. 1004–1014.
- [64] Altaee A., Sharif A.O., (2011), "Alternative design to dual stage NF seawater desalination using high rejection brackish water membranes", *Desalination*, vol. 273, pp. 391–397.
- [65] Liu J., Xie L.X., Wang Z., et al., (2014), "Dual-stage nanofiltration seawater desalination: water quality, scaling and energy consumption", *Desalin. Water Treat*, vol. 52, pp. 134–144.
- [66] Hassan A.M., et al., (1998), "A new approach to membrane and thermal seawater desalination processes using nanofiltration membranes (Part 1)", *Desalination*, vol. 118, pp. 35-51.
- [67] Zhu, A., Christofides, P.D., and Cohen, Y., (2009), "Minimization of Energy Consumption for a Two-Pass Membrane Desalination: Effect of Energy Recovery, Membrane Rejection and Retentate Recycling", *Journal of Membrane Science*.
- [68] Fritzmann C., Löwenberg J., Wintgens T., et al., (2007), "State-of-the-art of reverse osmosis desalination", *Desalination*, vol. 216, pp. 1–76.
- [69] Khawaji A.D., Kutubkhanah I.K., Wie J.M., et al., (2008), "Advances in seawater desalination technologies", *Desalination*, vol. 221, pp. 47–69.
- [70] Uhlinger R.A., (2001), Desalination method and apparatus utilizing nanofiltration and reverse osmosis membranes: US 6,190,556 B1.
- [71] Abdullatef A.E., Farooque M., Al-Otaibi G., et al., (2011), "Optimum nanofiltration membrane arrangements in seawater pretreatment: part-I", *Desalin. Water Treat*, vol.28,pp.270-286.

- [72] Erikssona P., Kyburzb M., Pergande W., (2005), "NF membrane characteristics and evaluation for sea water processing applications", *Desalination*, vol. 184, pp. 281–294.
- [73] Hassan A.M., Farooque A.M., Jamaluddin A.M.T., et al., (2002), "Conversion and operation of the commercial UmmLujj SWRO plant from a single SWRO desalination process to the new dual NF.SWRO desalination process", Paper presented at IDA Conference.
- [74] Chen Y.T., Chen B., (2004), "Feed optimization of multi effect stack desalination system", *Technol. Water Treat*, vol. 30, pp. 196–198.
- [75] Chen Y.T., Zhang H.Z., Zhou N.M., (2005), "Seawater desalination with high recovery rate by integrated membrane desalination process", *Technol. Water Treat*, vol. 31, pp. 38–42.
- [76] Chen Y.T., Chen L., (2004), "A cost study of the seawater desalination by reverse osmosis–nanofiltration process", *Technol. Water Treat*, vol. 30, pp. 251–254.
- [77] Younos T., Tulou K.E., (2005), "Energy needs. Consumption and sources", *J. Contemp. Water Res. Educ*, vol. 132, pp. 27–38.
- [78] Hamed O.A., (2005), "Overview of hybrid desalination systems—current status and future prospects", *Desalination*, vol. 186, pp. 207–214.
- [79] Hamed O.A., Shail K.A., Mardouf K.B., et al., (2005), "Nanofiltration (NF) Membrane Pretreatment of SWRO Feed & MSF Make up", *Technical Report of SWCC*.
- [80] Turek M., Chorążewska M., (2009), "Nanofiltration process for seawater desalination–salt production integrated system", *Desalin. Water Treat*, vol. 7, pp. 178–181.
- [81] Ameri M., Jorjani M., (2016), "Performance assessment and multi-objective optimization of an integrated organic Rankine cycle and multi-effect desalination system", *Desalination*. vol. 392, pp. 34–45.
- [82] Mokhtari H., Sepahvand M., fasihfar A., (2016), "Thermoeconomic and exergy analysis in using hybrid systems (GT + MED + RO) for desalination of brackish water in Persian Gulf", *Desalination*, vol. 399, pp. 1–15.
- [83] Hosseini S.R., Amidpour M., Shakib S.E., (2012), "Cost optimization of a combined power and water desalination plant with exergetic, environment and reliability consideration", *Desalination*. vol. 285, pp. 123–130.
- [84] Chacartegui R., Sánchez D., Di Gregorio N., Jiménez-Espadafor F.J., et.al., (2009), "Feasibility analysis of a MED desalination plant in a combined cycle based cogeneration facility", *Appl. Therm. Eng*, vol. 29, pp. 412–417.
- [85] Rensonnet T., Uche J., Serra L., (2007), "Simulation and thermoeconomic analysis of different configurations of gas turbine (GT)-based dual-purpose power and desalination plants (DPPDP) and hybrid plants (HP)", *Energy*, vol. 32, pp. 1012–1023.
- [86] Abbas A., Al-Bastaki N.M., (2005), "Modeling of an RO water desalination unit using neural networks", *Chem. Eng. J.*, vol. 114, pp. 139–143.
- [87] Al-Bastaki N.M., Abbas A., (2000), "Predicting the performance of RO membranes", *Desalination*, vol. 132, pp. 181–187.
- [88] Al-Bastaki N.M., Abbas A., (1999), "Modeling an industrial reverse osmosis unit", *Desalination*, vol. 126, pp. 33–39.

- [89] Zhu A., Christofides P.D., Cohen Y., (2009), "Effect of Thermodynamic Restriction on Energy Cost Optimization of RO Membrane Water Desalination", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 48(13), pp. 6010-6021.
- [90] Tlalaiepor M., Nouri J., et al., (2017), "An investigation of desalination by nanofiltration, reverse osmosis and integrated (hybrid NF/RO) membranes employed in brackish water treatment" *Journal of Environmental Health Science & Engineering*, 15:18.
- [91] Altaee A., (2012), "A Computational Model to Estimate the Performance of 8 inches RO Membranes in Pressure Vessel", *Journal of Membrane and Separation Technology*, vol. 1, pp.60-71.
- [92] Noronha M., Mavrov V., Chmiel H., (2002), "Efficient design and optimisation of two-stage NF processes by simplified process simulation", *Desalination*, vol. 145, pp. 207-215.
- [93] Kedem O., Spiegler K., (1966), "Thermodynamics of hyperfiltration (reverse osmosis): criteria for efficient membranes", *Desalination*, vol. 1, pp. 311–326.
- [94] Schitz P., Widmer F., (1992), "Characterisation of nanofiltration membranes for the separation of aqueous dye salt solutions", *Desalination*, vol. 89, pp. 89–107.
- [95] Mistry, K.H., Antar, M.A. and Lienhard, J.H., (2012), "An improved model for multiple effect distillation", *Desalination and water treatment*, vol. 51(4), pp.1–15.
- [96] Hoffmann J.E., Dall E.P., (2017), "Integrating desalination with concentrating solar thermal power: A Namibian case study", *Renewable Energy*, vol. 115, pp. 423-432.
- [97] Valero A., Lozano M.A., Serra L., Tsatsaronis G., et.al., (1994), "CGAM problem: Definition and conventional solution", *Energy*, vol. 19, pp. 279– 286.
- [98] Ahmadi P., Rosen M.A., Dincer I., (2011), "Greenhouse gas emission and exergo-environmental analyses of a trigeneration energy system", *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 5, pp.1540-1549.
- [99] Noronha M., Mavrov V., Chmiel H., (2002), "Simulation model for optimisation of two-stage membrane filtration plants—minimising the specific costs of power consumption", *Journal of Membrane Science*, vol. 202, pp. 217–232.
- [100] <https://www.getbluelab.com/Resource+Library/Conductivity.html>
- [101] Mohammadi A., Mehrpooya M., (2017), "Energy and exergy analyses of a combined desalination and CCHP system driven by geothermal energy", *Applied Thermal Engineering* vol.116, pp. 685–694.
- [102] Short W., Packey D.J. and Holt T., (1995), "A Manual for the Economic Evaluation of Energy Efficiency and Renewable Energy Technologies".
- [103] Camacho L.M., et al., (2013), "Advances in Membrane Distillation for Water Desalination and Purification Applications", *Water*, vol. 5, pp. 94-196.

Abstract:

A large part of earth is covered with water, but a large proportion of it is way too salty for any domestic or industrial use, leaving only 2.5% of it fresh water. Growing demand for fresh water alongside with depriving the natural water sources, is one of the most difficult problem that involves different parts of our world. Therefore, desalting the sea water or brackish water, is being used wildly in arid areas. Today, thermal and membrane technologies are the most common desalination processes. Desalination is considered as an expensive process and the costliest part of a desalination module is related to providing the necessary energy.

Furthermore, and in recent years, the global usage of energy is rapidly increasing, mostly because of the growing rate of population and emerging new powers. cogeneration means producing two or more products from the same primary energy source, which is more affordable.

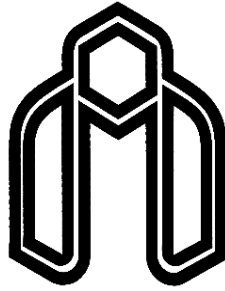
In this research, First, different type of desalination process, including reverse osmosis (RO), Nanofiltration (NF) and multi effect distillation (MED) are vividly modeled and governing equations are extracted. Then, with the use of softwares like Matlab and EES, the performances are modeled and the results are validated. For further validation (for membrane types) an analysis has been conducted via ROSA software.

At the end, a novel configuration of poly generation, including gas turbine, dual pressure HRSG for extracting the exhaust gas from gas turbine in low and high pressure to use in desalination units and refrigeration cycle, is presented, which have all the necessary outputs like cooling, heating, power and water for local use.

The results show that with 0.51 kg/s fuel and 20 cubic meter of sea water per hour as inputs, the presented model has the capacity to produce 49.62 kW of cooling capacity, 101.64 kW of heating load, 153.33 kW of net power and 5.8 cubic meter of fresh water per hour.

Finally, to consider the effects of design parameters on the outputs of the system, a parametric analysis was further conducted. Also, effect of salinity and flow rate of feed water on hybrid plant thermodynamics restrictions are studied.

Keywords: Poly-generation, Hybrid Desalination, CCHP, ROSA software



Shahrood University of Technology

Faculty of Mechanical and Mechatronics Engineering

M.Sc. Thesis in Energy Conversion Engineering

**Modeling and performance evaluation of
combined cooling, heating and power (CCHP)
system with hybrid desalination system**

By:

Seyed Omid Reza Haghi

Supervisor:

Dr. Mahmood Chahartaghi

Advisor:

Dr. Mohammad Zamen

July 2018