

آب شیرین کن و نیروگاه

متمرکزکننده خورشیدی

بررسی فنی - اقتصادی اتصال آب شیرین کن با تقطیر چنداثره به نیروگاه خورشیدی

Concentrating Solar Power and Desalination Plants

Engineering and economics of coupling Multi-Effect Distillation
and solar plants

Patricia Palenzuela

Diego-Cesar Alarcon-Padilla

Guillermo Zaragoza

مترجمین:

محسن کاظمی

علیرضا الداغی

مقدمه مترجمین

با رشد جمعیت کره زمین، فراهم کردن نیازهای اولیه جوامع به چالشی جدی برای تمدن بشری بدل گشته است و محدودیت منابع موجود، زنگ‌های خطر را برای تمام ملت‌ها به صدا درآورده است.

نبرد بر سر منابع آب و انرژی سال‌هاست که بر روابط بین الملل سایه افکنده است. با ادامه شرایط موجود پیش‌بینی اندیشمندان حاکی از آن است که در آینده‌ای نه چندان دور این نیازها حتی چهره جنگ‌ها را نیز تغییر می‌دهد.

تأمین پایدار آب آشامیدنی و انرژی به سرمایه‌گذاری و تجربه‌های جدید نیازمند است. ایده نیروگاه‌های خورشیدی تولید همزمان که آب شیرین و برق را به طور ایمن و پایدار تولید می‌کنند، پاسخی در خور توجه به این نیاز است.

با نگاهی به موقعیت ژئوپلیتیک و اقلیمی کشور ما و دسترسی مناسب به نور خورشید و آب‌های آزاد، این ایده توانایی گره‌گشایی از این معضله‌ها چه در سطح منطقه و چه در سطح ملی را داراست.

کمبود منابع معتبر فارسی در این زمینه خاص، مترجمین را بر آن داشت تا گامی هرچند کوچک برای آگاهی بخشی در این حوزه بردارند و کتاب حاضر را از انتشارات شناخته شده اشپرینگر برای این منظور انتخاب کردند. نظرات سایر صاحب نظران و اساتید در این ورطه برای اصلاح این ترجمه راهگشا خواهد بود.

محسن کاظمی

علیرضا الداغی

صفحه	فهرست مطالب
1	فصل اول: جدیدترین فرآیندهای نمک زدایی.....
2	1-1 مقدمه.....
3	1-2 فناوری های موجود برای فرآیندهای شیرین سازی آب دریا در مقیاس بزرگ.....
8	1-2-1 تبخیرناگهانی چندمرحله ای.....
10	1-2-2 تقطیر چنداثره.....
22	1-2-3 اسمز معکوس.....
29	1-2-4 مقایسه فناوری های نمک زدایی.....
34	مراجع.....
39	فصل دوم: تولید همزمان برق و آب شیرین: فناوری نوین.....
40	1-2 مقدمه.....
40	2-2 تولید همزمان آب شیرین و توان از نیروگاه های متداول.....
41	2-2-1 سیکل های توان.....
47	2-2-2 تولید همزمان توان و آب شیرین.....
49	2-3 نیروگاه های متمرکزکننده خورشیدی.....
51	2-3-1 کلکتورهای سهموی.....
55	2-3-2 فرزنل خطی.....
59	2-3-3 سیستم های گیرنده مرکزی (برج خورشیدی).....
59	2-3-4 بشقاب های سهموی.....
59	2-3-5 انتخاب نیروگاه متمرکزکننده خورشیدی.....
62	2-3-6 نیروگاه های تجاری متمرکزکننده خورشیدی به همراه فناوری کلکتور سهموی.....
78	2-5 سیستم های سرمایه‌ی نیروگاه های CSP.....
82	مراجع.....

91.....	فصل سوم: مدل سازی پایا تقطیر چنداثره دما پایین.....
93.....	3-1 مقدمه.....
93.....	3-2 آب شیرین کن MED: فناوری نوین.....
96.....	3-3 توصیف نیروگاه.....
100.....	1-3-3 بستر آزمایشگاهی.....
103.....	3-4 مدل ریاضی.....
104.....	3-4-1 پیش گرمکن.....
105.....	3-4-2 اثرها (مراحل).....
117.....	3-5 تست و اعتبار سنجی مدل.....
120.....	3-6 بحث و نتیجه گیری.....
123.....	مراجع.....
127.....	فصل چهارم: مدل سازی پایا نیروگاه متمرکزکننده خورشیدی کلکتور سهموی.....
132.....	4-1 مقدمه.....
133.....	4-2 مدل سازی میدان خورشیدی PT.....
133.....	4-2-1 کلکتورهای سهموی.....
138.....	4-2-2 اندازه سیستم PTC.....
158.....	4-3 مدل سازی سیکل توان.....
158.....	4-3-1 سیکل توان.....
161.....	4-3-2 تحلیل ترمودینامیکی اجزای سیکل.....
176.....	مراجع.....
177.....	فصل پنجم: ترکیب آب شیرین کن با نیروگاه متمرکزکننده خورشیدی.....
179.....	5-1 مقدمه.....
180.....	5-2 شرح سیستم.....
181.....	5-2-1 پیکربندی.....
182.....	5-2-2 پیکربندی.....

182.....	5-2-3 پیکربندی.....
183.....	5-2-4 پیکربندی.....
189.....	5-3 تحلیل ترکیب آب شیرین کن با سیکل توان.....
189.....	5-3-1 محاسبه تولید آب شیرین و مقدار GOR.....
193.....	5-3-2 ارزیابی توان و بازده سیستم ترکیبی نیروگاه CSP و آب شیرین کن.....
195.....	فصل ششم: تحلیل فنی - اقتصادی.....
197.....	6-1 مقدمه.....
198.....	6-2 تحلیل حساسیت.....
198.....	6-2-1 مدل‌سازی و شبیه‌سازی.....
209.....	6-2-2 ارزیابی بازده حرارتی کل.....
210.....	6-2-2 نتایج و جمع بندی.....
213.....	6-3 مطالعه موردی.....
218.....	6-3-1 تحلیل فنی-اقتصادی.....
219.....	6-3-2 نتایج و جمع بندی.....
223.....	ضمیمه.....
238.....	مراجع.....

فصل اول:

جدیدترین فرآیندهای نمک زدایی

فهرست علائم

به ترتیب حروف الفبا

قطر خارجی	DE
پمپ حرارتی جذبی دواثره	DEAHP
قطر داخلی	DI
الکترو دیالیز	ED
تبخیر کننده لوله افقی	HTE
انجمن بین المللی نمک زدایی	IDA
تقطیر چنداثره دما پایین	LT-MED
تقطیر چنداثره	MED
تقطیر چنداثره با تغذیه رو به عقب	BF-MED
تقطیر چنداثره با تغذیه رو به جلو	FF-MED
تقطیر چنداثره با تراکم مکانیکی بخار	MVC-MED
تقطیر چنداثره با تغذیه موازی	PF-MED

تقطیر چنداثره با تغذیه موازی / متقاطع	P/C-MED
تقطیر چنداثره با تراکم حرارتی بخار	MED-TVC
دودکش چنداثره	MES
تبخیر ناگهانی چند مرحله‌ای	MSF
تراکم مکانیکی بخار	MVC
سازمان همکاری اقتصادی و توسعه	OECD
اسمز معکوس	RO
تراکم حرارتی بخار	TVC
تبخیرکننده لوله عمودی	VTE
	متغیرها
نسبت خروجی حاصل	GOR
نسبت کارایی	PR
کل جامد محلول (mg/L)	TDS
بالاترین دمای پساب (°C)	TBT

1-1 مقدمه

امروزه ترکیب فرآیندهای نمک زدایی آب با نیروگاه‌های متمرکزکننده خورشیدی (CSP+D) بهترین راه حل برای حل همزمان مشکلات کمبود آب و اتمام سوخت‌های فسیلی است. بیشتر مناطقی که با کمبود آب آشامیدنی مواجه هستند در مجاورت دریا قرار دارند، بیش از 70% جمعیت جهان در فاصله کمتر از 70 کیلومتری از دریاها زندگی می‌کنند. شاید استفاده از انرژی خورشیدی برای تولید همزمان آب آشامیدنی و برق راه حلی پایدار باشد. در سیستم‌های تولید همزمان می‌توان از برق نیروگاه‌های متمرکزکننده خورشیدی برای فرآیند مکانیکی بهره گرفت و یا با استفاده از

انرژی حرارتی این نیروگاه‌ها، فرآیند نمک‌زدایی را به جریان انداخت. این فصل به توضیح فرآیندهای نمک‌زدایی مناسب برای تولید همزمان برق و آب آشامیدنی به وسیله نیروگاه‌های متمرکزکننده خورشیدی و آب شیرین کن می‌پردازد.

2-1 فناوری های موجود برای فرآیندهای شیرین سازی آب دریا در مقیاس بزرگ

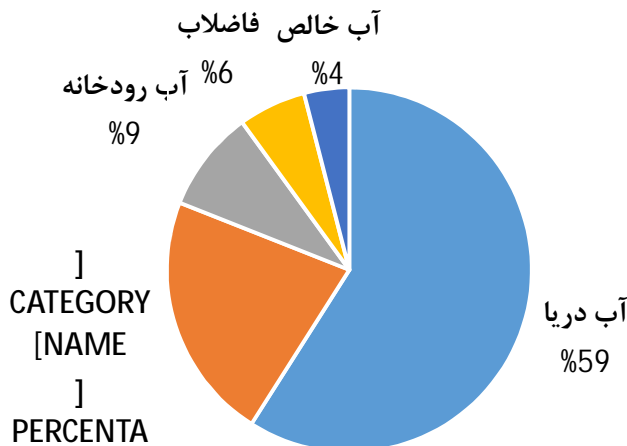
در حال حاضر بیشتر مناطق جهان از کمبود آب رنج می‌برند و پیش‌بینی‌ها حاکی از آن است که این کمبود به دلیل عوامل مختلفی مانند: افزایش جمعیت زمین، استانداردهای زندگی و آلودگی منابع آب تا نیمه اول این قرن به بحران تبدیل خواهد شد. امروزه نزدیک به 25% جمعیت زمین به آب آشامیدنی دسترسی ندارند و بیش از 80 کشور با کمبود آب روبرو هستند که این مشکلات به اندازه کافی خطرناک هستند که توسعه اقتصادی این کشورها را به خطر بیندازد. علاوه بر این تغییرات اقلیم و آب و هوا می‌تواند تأثیر چشم‌گیری بر منابع آب داشته باشد، ملموس‌ترین آن خشکسالی است (US DoE ۲۰۰۶)؛ که ممکن است کشورهایی را تحت تأثیر قرار دهد که در حال حاضر این مشکل را تجربه نمی‌کنند. پیش‌بینی‌ها حاکی از آن است که تا سال 2030، 47% جمعیت جهان در مناطقی با تنش آبی بالا زندگی خواهند کرد و بیش از 5 میلیارد نفر (67% جمعیت) به بهداشت مناسب دسترسی نخواهند داشت (OECD ۲۰۰۸).

نمک‌زدایی از آب یکی از بهترین روش‌ها برای مقابله با مشکلات کمبود آب محسوب می‌شود. از $1/4 \times 10^{12} \text{ m}^3$ منابع آب کره زمین، 97/6% آن آب شور است، 2/4% باقیمانده آب شیرین است که تنها 1% به صورت مایع در سطح زمین وجود دارد، بنابراین تنها 0/024% منابع آب زمین برای مصرف انسان‌ها در دسترس است (Manahan ۱۹۹۷). شیرین‌سازی آب دریا برای کشورهای خاورمیانه از قبیل عربستان سعودی، امارات متحده عربی و کویت از اهمیت زیادی برخوردار است (Alawadhi ۲۰۰۲). براساس گزارش جامعه بین‌المللی نمک‌زدایی، ظرفیت کل آب شیرین‌کن‌های احداث شده در دوره گذشته از $1 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{day}$ به $90/1 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{day}$ رسیده است که ظرفیت تأسیسات نمک‌زدایی $80/47 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{day}$ افزایش یافته است (Pankratz 2014). شکل 1-1 کل ظرفیت جهانی آب موجود برای نمک‌زدایی بر اساس منابع را نشان می‌دهد.

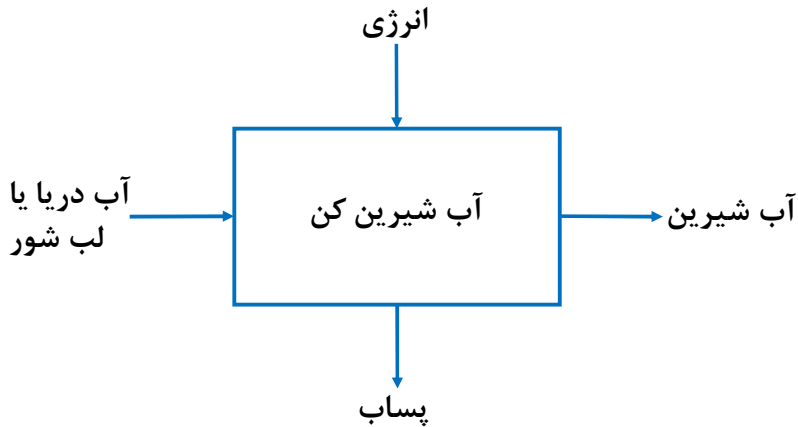
فرآیند نمک‌زدایی آب شامل جداسازی جریان آب نمک (آب دریا یا آب لب‌شور) به دو جریان خروجی: 1) آب شیرین (بدون املاح نمکی) یا آب کم نمک (حاوی کمی نمک های غیرقابل حل) و 2) پساب که محلولی نمکی غلیظ است. این فرآیند جداسازی، فرآیندی گرماگیر است پس به مقدار قابل توجهی انرژی نیاز دارد (به شکل 1-2 بنگرید).

فرآیندهای نمک‌زدایی آب می‌توانند به دو دسته اصلی تقسیم شوند: 1) فرآیندهای حرارتی شامل تبخیرناگهانی چندمرحله‌ای (MSF)، تقطیر چنداثره (MED) و تراکم مکانیکی بخار (MVC)؛ 2) فرآیندهای غشایی شامل اسمز معکوس (RO) و الکترودیالیز که محدود به آب لب‌شور است.

فرآیندهای نمک‌زدایی آب به دو دسته دیگر نیز می‌توانند تقسیم بندی شوند: دسته اول، نوع انرژی استفاده شده در این فرآیندها، دسته دوم، نوع فرآیند فیزیکی آن (جدول 1-1). فرآیند نمک‌زدایی آب چه به صورت حرارتی چه به صورت الکتریکی و یا هر دو با توجه به منبع انرژی موردنیاز، با مصرف ویژه انرژی آن مشخص می‌شود.



شکل 1-1 نمودار توزیع ظرفیت منابع آب غیرآشامیدنی موجود در جهان جهت استفاده در آب شیرین کن‌ها (Pankratz 2014)

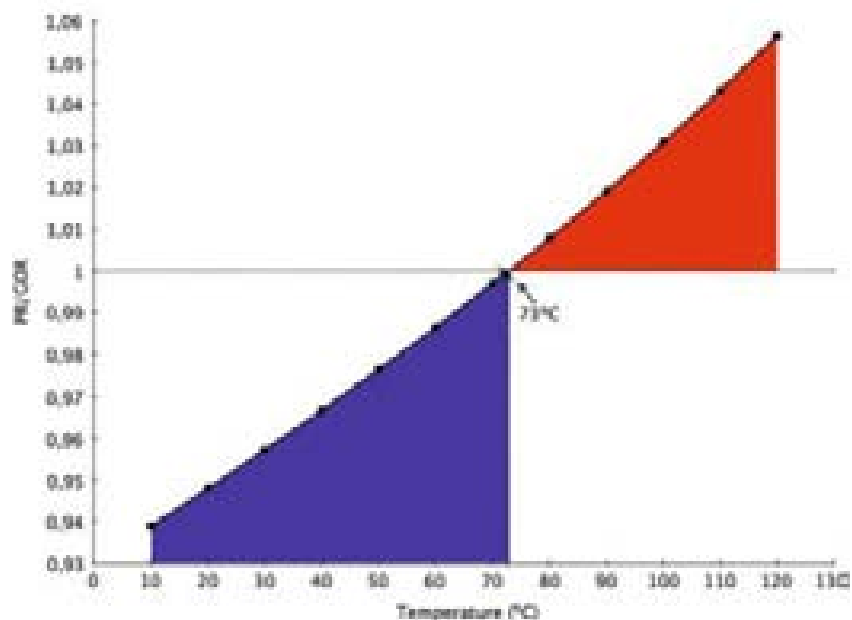


شکل 1-2 فرآیند شیرین سازی آب

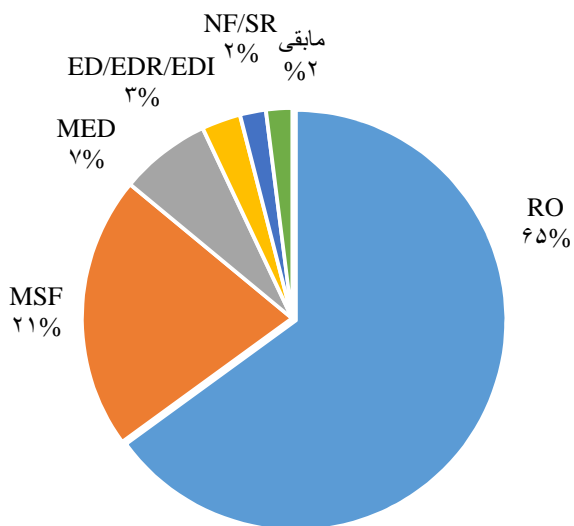
علاوه بر این در فرآیندهای نمک زدایی حرارتی، بازده به وسیله دو پارامتر، نسبت کارایی (PR) و نسبت خروجی حاصل (GOR) تعیین می‌شود. GOR پارامتری بدون بعد است که به صورت نسبت آب تقطیرشده (میعانات) به بخار ورودی به سیستم تعریف می‌شود. PR به صورت نسبت بین جرم آب تقطیرشده (kg) و انرژی حرارتی عرضه شده به فرآیند در $2326 \text{ kJ (1000 Btu)}$ تعریف شده است که این مقدار گرمای نهان تبخیر آب در 73°C است. GOR پارامتر عمومی تری است، زیرا نه تنها امکان توصیف فرآیندهای با محوریت بخار را دارد بلکه فرآیندهایی که از گرمای محسوس سیال حرارتی استفاده می‌کنند را نیز توصیف می‌کند. این دو پارامتر یکسان نیستند اما اختلاف بین PR و GOR بسیار اندک است. شکل 1-3 نشان می‌دهد هر دو پارامتر در دمای 73°C برهم منطبق شده‌اند.

جدول 1-1 طبقه بندی فرآیندهای نمکزدایی (Valero et al. 2001)

روش	فرآیند	انرژی
تبخیرناگهانی چندمرحله ای (MSF)	تبخیر	حرارتی
تقطیر چنداثره (MED)		
تراکم حرارتی بخار (TVC)		
آب شیرین کن خورشیدی		
انجمادی	تبلور	مکانیکی
تشکیل هیدرات		
آب شیرین کن غشایی	تبخیر و تصفیه	
تراکم مکانیکی بخار (MVC)	تبخیر	
اسمز معکوس (RO)	تصفیه	الکتریکی
الکترودیالیز (ED)	تصفیه انتخابی	
تبادل یونی (IE)	تبادل	شیمیایی



شکل 3-1 مقایسه پارامترهای نسبت خروجی حاصل (GOR) و نسبت کارایی (PR) به عنوان تابعی از دما



شکل 4-1 ظرفیت فناوری‌های احداث شده در جهان (Pankratz 2014)

یکی دیگر از پارامترهای رایجی که فرآیندهای نمکزدایی را توصیف می‌کند، ضریب تبدیل است که به صورت نسبت حجم میعانات به حجم آب تغذیه ورودی به آب شیرین-کن تعریف می‌شود. بنابراین هرچه ضریب تبدیل کمتر باشد مصرف برق (به عبارتی نیاز به پمپاژ بیشتر می‌شود) و مصرف مواد شیمیایی نیز (پیش تصفیه) افزایش می‌یابد.

MED ، MSF و RO مهم‌ترین فرآیندهای صنعتی نمکزدایی از آب هستند. در این میان RO بیشترین ظرفیت نصب شده را به خود اختصاص داده و بعد از آن MSF قرار دارد. شکل 1-4 بر اساس کتاب سال انجمن بین المللی نمک زدایی 2014-2015 (Pankratz ۲۰۱۴) کل ظرفیت احداث شده در جهان برحسب فناوری نمکزدایی آب را نشان می‌دهد. اگرچه استفاده از فرآیند MED قبل از MSF آغاز شده است و از دیدگاه ترمودینامیکی نیز کارآمدتر است اما به دلیل دماهای کاری بالا و مواد استفاده شده (برای افزایش ظرفیت) که موجب تشکیل رسوب در مبدل‌های حرارتی می‌شود و کاهش راندمان سیستم را به همراه دارد، به حاشیه رانده شده است. این مشکلات به همراه خوردگی منجر به کنار گذاشته شدن MED به عنوان یک فرآیند نمکزدایی حرارتی شد. با این وجود در چند دهه گذشته توسعه فناوری فرآیندهای MED در دمای پایین امکان رقابت با MSF را فراهم کرد.

آب شیرین کن نصب شده در Marafiq عربستان سعودی با ظرفیت تولید m^3/day 800.000 (27 واحد $30.000 m^3/day$) یکی از نمونه های MED با مقیاس بزرگ است (Pankratz ۲۰۰۹a).

قسمت‌های بعدی کتاب شرح مختصری از مهم‌ترین فرآیندهای نمکزدایی را ارائه می‌دهند.

1-2-1 تبخیر ناگهانی چند مرحله ای

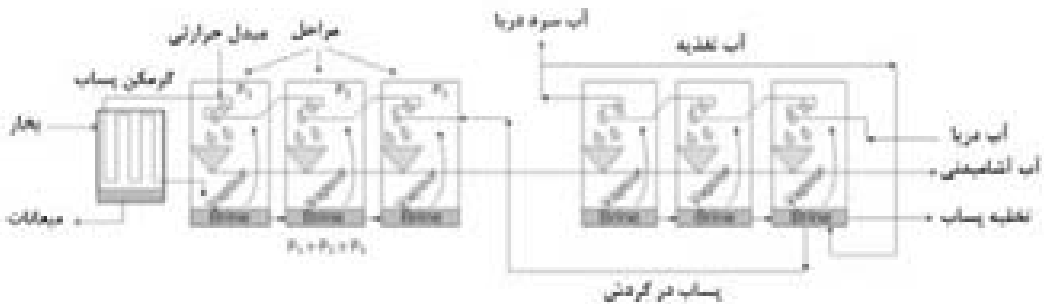
فرآیند MSF مبتنی بر تولید بخار آب از آب دریا یا پسابی است که وارد محفظه‌ای به نام مرحله (stage) می‌شود که فشار آن از فشار اشباع کمتر است. در اینجا تبخیر به صورت لحظه‌ای و با شدت زیاد رخ می‌دهد. این تبخیر تا به تعادل رسیدن دمای آب شور با فشار مرحله ادامه می‌یابد. قسمتی از آب وارد شده به این مرحله به بخار تبدیل می‌شود و

مابقی آن به آب شور با غلظت بیشتر تبدیل می‌شود. این روند تا کاهش فشارها در بقیه مراحل تکرار می‌شود.

در هر مرحله مبدل حرارتی وجود دارد که در آن بخار آب تولید شده توسط تبخیرناگهانی، چگالیده می‌شود و انرژی خود یا به عبارتی انتالپی تغییر فاز خود را به آب دریا یا پساب منتقل می‌کند که در واقع از آب ورودی در مرحله اول گرم‌تر است. آب دریای پیش‌گرم شده از مرحله اول خارج می‌شود و در یک مبدل حرارتی موسوم به گرمکن پساب، دمای پساب را به حداکثر (دمای بالای پساب، TBT) مقدار $90-110^{\circ}\text{C}$ افزایش می‌دهد (Buros ۲۰۰۰)؛ این تنها عنصر فرآیند نمک‌زدایی با منبع انرژی خارجی است. مبدل حرارتی از این مدل می‌تواند از بخار آب اشباع دیگ بخار یا نیروگاه (از طریق توربین بخار) در فشار $1/0-7/7\text{ bar}$ استفاده کند (Baig et al. ۲۰۱۱). بخار چگالیده شده در قسمت خارجی پیش‌گرمکن‌ها در هر مرحله آب شیرین تولید می‌کند. شکل 1-5 طرحی از فرآیند تبخیر MSF با چرخش پساب را نشان می‌دهد.

برای رسیدن دمای بخار تولید شده به فشار اشباع آن در هر مرحله از سیستم خلأ برای خارج کردن هوا استفاده شده است. این کار می‌تواند به وسیله اجکتورهای بخار، هیدرواجکتور و یا پمپ خلأ انجام شود. چنین سیستمی برای از بین بردن گازهای غیرقابل چگالش تولید شده در طی فرآیند تبخیر درون آب شیرین‌کن استفاده می‌شود. اگر این گازها خارج نشوند، وجود یک لایه گازی در سطح مشترک موجب کاهش فشار جزئی بخار می‌شود و با دشوار کردن انتقال حرارت، دمای چگالش بخار را کاهش می‌دهد. فرآیند MSF برای نمک‌زدایی آب بی کیفیت (شوری بالا، دما و آلودگی زیاد) مناسب‌تر است، زیرا این سیستم برای کار در شرایط نامطلوب طراحی شده است. بنابراین بیشتر در مناطقی مانند خلیج فارس به ویژه کشورهایی مانند عربستان سعودی، امارت متحده عربی و کویت مورد استفاده قرار می‌گیرد.

آب شیرین‌کن‌های MSF از سال 1950 (Buros ۱۹۸۰) مورد استفاده قرار گرفته اند و آب شیرین‌کن ۳ IWPP Shoaiba در حال حاضر بیشترین ظرفیت را دارد. این آب شیرین‌کن در عربستان سعودی قرار دارد و $880.000\text{ m}^3/\text{day}$ آب آشامیدنی تولید می‌کند (Pankratz ۲۰۰۹b).



شکل 1-5 فرآیند تبخیرناگهانی چند مرحله‌ای

2-2-1 تقطیر چنداثره

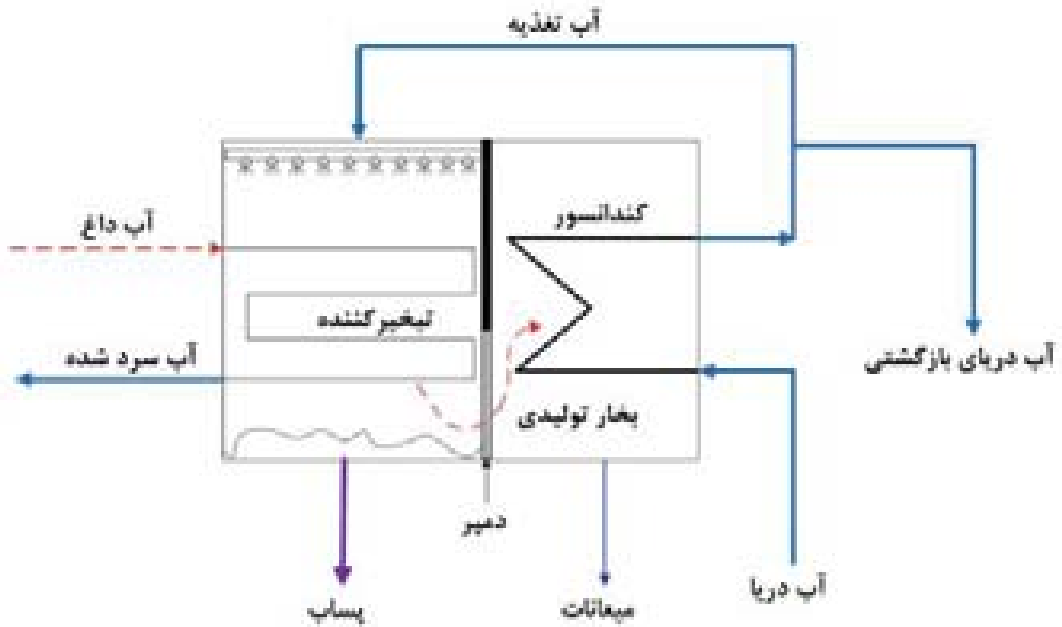
برای درک بهتر فرآیندهای MED ابتدا عملکرد آب شیرین کن با یک اثر (مرحله) نشان داده شده است. (به شکل 1-6 بنگرید). اجزای اصلی این نوع آب شیرین کن، تبخیرکننده، کندانسور یا پیش گرمکن است.

تبخیرکننده وسیله‌ای است که انرژی را از منبع حرارتی خارجی، به فرآیند منتقل می‌کند. منبع گرما می‌تواند مایع یا بخار باشد که از نیروگاه یا دیگ بخار می‌آید. سیال گرم (مایع یا بخار) انرژی خود را به آب دریایی منتقل می‌کند که بر اولین ردیف دسته لوله‌ها (آب ورودی) پاشیده می‌شود و لایه نازک از آب را تشکیل می‌دهد. آب دریا تا نقطه جوش خود گرم می‌شود و بخشی از آن را تبخیر می‌شود. بخار آب تولید شده از طریق دمپر به کندانسور جهت چگالش جریان می‌یابد و گرمای نهان خود را به آب دریایی که درون دسته لوله‌های کندانسور در گردش است منتقل می‌کند. دمپر از ترکیب قطرات پساب با بخار تولید شده یا محصول نهایی جلوگیری می‌کند. همچنین مانع تماس مستقیم دسته لوله های کندانسور با پساب می‌شود، بنابراین از بروز مشکلاتی مانند رسوب گذاری، خوردگی و در نتیجه از کاهش انتقال حرارت جلوگیری می‌کند. در نهایت میعانات (بخار آب چگالیده شده) و پساب باقیمانده (پساب تبخیر نشده و غلیظتر از آب ورودی) به عنوان محصولات نهایی به دست می‌آیند. کاربرد آب خنک کننده در کندانسور حذف حرارت اضافی است که در تبخیرکننده توسط گرمایش بخار آب به سیستم اضافه می‌شود. این بدان معنی است که تبخیرکننده تمام گرمای تولیدی را

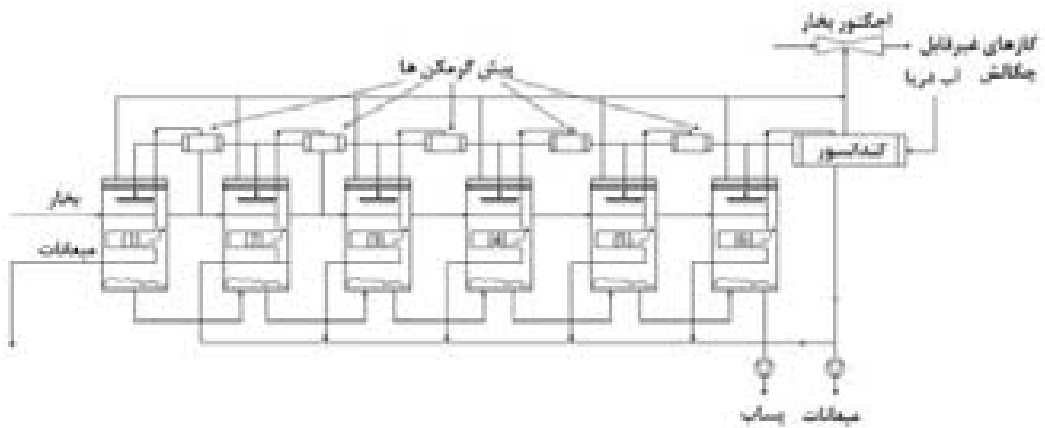
مصرف نمی‌کند، اما کیفیت آن را کم می‌کند. در شکل 1-6 نشان داده شد که آب دریای باقیمانده به عنوان آب ورودی مورد استفاده قرار نمی‌گیرد و به دریا تخلیه می‌شود. آب شیرین کن نشان داده شده در شکل 1-6 کارایی بسیار پایینی دارد، بنابراین برای ارتقای آن چندین اثر یا مرحله به صورت سری به یکدیگر متصل می‌شوند تا جای خود را به یک آب شیرین کن MED دهند. در فرآیندهای MED (شکل 1-7) بخار آب بدست آمده در هر مرحله با دما و فشار کمتر از مرحله قبل به عنوان منبع حرارت در مرحله بعد مورد استفاده قرار می‌گیرد. بنابراین، فرآیندهای تبخیر و چگالش همزمان در هر مرحله یا اثر در کاهش دما (فشارهای مربوط به اشباع) تأثیر می‌گذارند. تنها یک منبع حرارت خارجی برای فرآیند MED مورد نیاز است، که در بالاترین دما وارد اولین دسته لوله می‌شود. بخار چگالیده شده در داخل هر یک از دسته لوله‌ها از اثر دوم تا آخرین اثر، آب آشامیدنی آب شیرین کن‌های MED را تشکیل می‌دهد.

در نهایت فرآیند بخار در آخرین مرحله در یک دسته لوله‌ای که به آن کندانسور پایانی می‌گویند، چگالیده می‌شود. این کار توسط آب دریا انجام می‌شود، بنابراین قبل از شروع فرآیند نمک‌زدایی، آب ورودی کمی گرم می‌شود. به عنوان یک فرآیند بهینه سازی انرژی، با پیشروی میعانات و پساب از یک مرحله به مرحله‌ای دیگر، بخشی از آن‌ها تبخیر می‌شود، زیرا دمای پساب و میعانات مرحله قبل بالاتر از دمای اشباع مرحله بعدی است (Soteris ۱۹۹۷). در پایان پساب تولیدی در آخرین مرحله به دریا تخلیه می‌شود.

پارامتر TBT در آب شیرین کن‌های MED برای جلوگیری از مشکلات رسوب و کاهش خوردگی در دمای 70°C تنظیم می‌شود (Khawaji et al ۲۰۰۸). این دما همچنین نیاز به پیش تصفیه‌های شیمیایی پیچیده (مانند مورد MSF) را از بین می‌برد و فقط به میزان کمی ماده ضد رسوب نیاز است. رسوب، جمع شدن نمک‌های معدنی مانند: کلسیم کربنات، سولفات کلسیم و هیدروکسید منیزیم در سطح خارجی دسته لوله‌ها است. با افزایش دما حلالیت این نمک‌ها در آب کاهش می‌یابد، بنابراین در دمای‌های پایین مشکل رسوب گذاری کاهش می‌یابد. آب شیرین کن دما پایین (LT-MED) از این مدل می‌باشد.



شکل 1-6 آب شیرین کن تک اثره



شکل 1-7 فرآیند تقطیر چنداثره

فرآیندهای MED مانند فرآیندهای MSF به سیستم‌های خلأ نیاز دارند. اجکتور بخار، هیدرواجکتور یا پمپ خلأ می‌توانند این نیاز را تأمین کنند. فرآیند MED براساس نحوه

پیکربندی لوله‌ها در دسته لوله‌ها، جهت جریان آب دریا و چیدمان مراحل تنظیم می‌شود.

دسته لوله‌ها می‌توانند در تبخیرکننده‌های لوله عمودی فیلم صعودی (VTE)، (VTE) فیلم ریزان، تبخیرکننده لوله افقی فیلم صعودی (HTE)، (HTE) فیلم صعودی یا مبدل‌های حرارتی صفحه‌ای غوطه‌ور شوند. در تبخیرکننده‌های لوله غوطه‌ور، بخار آب وارد لوله‌هایی می‌شود که توسط آب دریا احاطه شده است. اولین آب شیرین‌کن‌های تجاری MED از این تبخیرکننده‌ها با دو یا سه مرحله استفاده می‌کردند. انتقال حرارت پایین و تشکیل رسوب زیاد از مشکلات تبخیرکننده‌های لوله غوطه‌ور بود. با حفظ یک فیلم مایع نازک بر روی سطح تبادل حرارتی مانند VTE و HTE، این مشکلات نیز بر طرف شد. در سیستم‌های VTE، پساب درون لوله‌ها تبخیر می‌شود و بخار آب روی لوله‌ها چگالیده می‌شود. نوع دیگری از مبدل حرارتی بر اساس صفحات تیتانیوم ساخته شد که توسط شرکت Alfa Laval Water Technologies کشور دانمارک به این صنعت معرفی شد (Legorreta et al. ۱۹۹۹). مبدل‌ها شامل تعدادی صفحه تیتانیومی موج‌دار می‌باشند که مخصوص نمک‌زدایی ساخته شده است. تمامی این صفحات مشابه هستند؛ با این حال، دو مدل تنظیم و اشرف که یکی برای صفحات تشکیل دهنده کانال‌های تبخیرکننده و دیگری برای صفحات تشکیل دهنده کانال‌های کندانسور وجود دارد. جریان متقاطع بین بخار آب و پساب با عبور از کانال‌های متناوب، موجب افزایش ضریب انتقال حرارت می‌شود.

بیشتر آب شیرین‌کن‌های MED از نوع HTE با فیلم ریزان هستند (El-Nashar ۲۰۰۰). فیلم ریزان با پاشش پساب از طریق نازل شکل می‌گیرد. فرآیندهای تبخیر و چگالش در هر دو سمت لوله صورت می‌پذیرد، به ویژه در لوله‌های موج‌دار که ضرایب انتقال حرارت بالایی دارند. از آنجا که بخار آب از یک سمت وارد لوله می‌شود و به صورت چگالیده از سمت دیگر خارج می‌شود، ساختار HTE باعث می‌شود که گازهای غیر قابل چگالش در خارج از منطقه تبادل حرارت جاری شوند. بعلاوه، این ویژگی موجب پایداری شرایط عملیاتی می‌شود و زمان مورد نیاز برای تشکیل رسوب را نیز کاهش می‌دهد (Nafey et al ۲۰۰۶).

آب شیرین کن‌های MED را می‌توان بر حسب جهت جریان آب دریا به سه گروه تقسیم کرد: آب شیرین کن‌های با تغذیه روبه جلو (FF)، آب شیرین کن‌های با تغذیه رو به عقب (BF)، آب شیرین کن‌های با جریان آب موازی (PF). همچنین امکان ترکیب دو مدل مثل آب شیرین کن‌های با جریان آب موازی / متقاطع نیز وجود دارد.

در آب شیرین کن‌های FF-MED، هر دو جریان آب تغذیه و بخار آب در یک جهت قرار دارند. آب ورودی به اولین اثر (که بالاترین دما را دارد) می‌رود و سپس به نوبت از همه اثرها می‌گذرد تا به آخرین اثر برسد، سپس وارد کندانسور پایانی می‌شود. در آب شیرین کن‌های BF-MED، جریان آب تغذیه و بخار آب در جهت مخالف هم حرکت می‌کنند. آب تغذیه از کندانسور پایانی به آخرین اثر (که کمترین دما را دارد) جریان می‌یابد و سپس تا رسیدن به اثر اول از هر اثر عبور می‌کند. مشکلی این مدل آن است که بیشترین غلظت پساب در اثر اول که بالاترین دما را دارد رخ می‌دهد، بنابراین خطر تشکیل رسوب افزایش می‌یابد. نقطه ضعف دیگر این مدل، پمپاژ آب دریا از یک اثر به اثر دیگر با فشار بیشتر است که موجب افزایش هزینه‌های عملیاتی و نگهداری سیستم می‌شود، همچنین احتمال نشت هوا از اتصالات پمپ در این مدل افزایش می‌یابد (Breidenback et al. ۱۹۹۷). مزیت این مدل آن است که به پیش‌گرمکن‌ها نیازی ندارد بنابراین هزینه سرمایه گذاری پایین‌تر از سایر مدل‌ها است. در آب شیرین کن‌های PF-MED، آب تغذیه که از کندانسور پایانی خارج می‌شود به صورت یکنواخت در هر مرحله توزیع و تقسیم می‌شوند. مهم‌ترین مزیت این مدل سادگی و تشکیل رسوب کمتر در مقایسه با پیکربندی‌های FF-MED و BF-MED است.

بیشتر آب شیرین کن‌های تجاری MED به دلیل پساب با کمترین غلظت در بالاترین دما (در اثر اول) و پساب با بیشترین غلظت در کمترین دما (در آخرین اثر)، به صورت تغذیه رو به جلو قرار می‌گیرند. این کار احتمال تشکیل رسوب را از بین می‌برد. (Morin ۱۹۹۳). نافی و همکاران (Nafey et al. ۲۰۰۶) تحلیل حرارتی-اقتصادی را با مقایسه سیستم‌های FF-MED و P/C-MED انجام دادند و دریافتند نسبت کارایی برای FF 42% بیشتر از P/C است. از طرف دیگر، نشان داده شد که بازده انرژی در پیکربندی FF-MED 17% بیشتر از مدل P/C است. در نتیجه، هزینه آب برای FF-MED 40% کمتر از پیکربندی P/C-MED با همان تعداد اثر است. به منظور بهبود

عملکرد FF-MED ، می‌توان از پیش گرمکن‌های آب دریا استفاده کرد. آن‌ها بخشی از بخار آب تولید شده در هر اثر را مصرف می‌کنند تا آب تغذیه در دمای مناسبی به اثر اول برسد.

با توجه به ترتیب اثرها، آب شیرین‌کن‌های MED می‌توانند افقی یا عمودی باشند (دودکش چنداثره MES). آب شیرین‌کن‌های MED با ظرفیت بالا به دلیل دوام و عملکرد و نگهداری ساده‌ی آن‌ها عموماً افقی هستند. آب شیرین‌کن‌های MED عموماً ظرفیت کمتری دارند. این مدل می‌تواند یک چیدمان بسته ساده باشد، که در آن تبخیرکننده‌ها به صورت تکی در بالای یکدیگر قرار دارند یا به صورت بسته دوتایی هستند که در آن اثرها در دو گروه قرار می‌گیرند؛ به عنوان مثال اثرهای 1 ، 3 ، 5 و غیره در یک گروه روی یکدیگر قرار می‌گیرند، درحالی که اثرهای 2 ، 4 ، 6 و غیره در گروه دیگر و به موازات گروه اول روی یکدیگر قرار می‌گیرند. تفاوت اصلی بین آرایش افقی و عمودی آن است که در حالت دوم، پساب تحت اثر گرانش از اثرها در دمای بالاتر به سمت پایین و بدون پمپاژ اضافی بین اثرها، جریان می‌یابد. مورسی و همکاران (Morsy et al. ۱۹۹۴) آب شیرین‌کن MED افقی و عمودی را با یکدیگر مقایسه کردند و دریافتند که سطح انتقال حرارت در مدل افقی تقریباً دو برابر عمودی است. سرمایه‌گذاری و هزینه نگهداری آب شیرین‌کن‌های MES نسبت به سایر طرح‌ها پایین‌تر است زیرا برای تغذیه فرآیند فقط به یک پمپ نیاز است. سطح اشغال کم، ضریب انتقال حرارت بالا، ثبات و دوام زیاد در بهره‌برداری، بخشی از خصوصیات مهم آب شیرین‌کن‌های MES است (Morsy et al. ۱۹۹۴). به طور کلی راندمان حرارتی فرآیند و هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری مستقیماً با تعداد مراحل آب شیرین‌کن MED ارتباط دارد؛ هرچه تعداد مراحل بیشتر باشد، مصرف انرژی کمتر است اما هزینه‌های سرمایه‌گذاری افزایش می‌یابد.

نمونه‌ای از آب شیرین‌کن عمودی MED در PSA اجرا شده است. پایلوت بر اساس انرژی خورشیدی در سال 1988 در چارچوب پروژه STD (آب شیرین‌کن خورشیدی ، 1991-1994) طراحی و ساخته شده است، هدف از این پروژه اثبات امکان فنی ترکیب انرژی حرارتی خورشید در فرآیندهای نمک‌زدایی بود. این آب شیرین‌کن از نوع FF-MED با 14 مرحله است. اولین اثر مهم با بخار اشباع کم فشار (70 °C و 0/31 bar)

خروجی از میدان خورشیدی سهموی کار می‌کرد (Gregorzewski et al. ۱۹۹۱). آب شیرین کن LT-MED موجود دارای نسبت کارایی بین 9/4 و 10/4 بود (Zarza ۱۹۹۴). در سال 2005، این آب شیرین کن با مدلی به‌روزتر جایگزین شد که مدل جدید با آب داغ به عنوان سیال انتقال حرارت نیز کار می‌کرد (Alarcon-Padilla et al. ۲۰۰۷). گرمای مورد نیاز سلول اول توسط یک میدان خورشیدی متشکل از کلکتورهای سهموی ثابت (CPC) و سیستم ذخیره سازی متشکل از دو مخزن با ظرفیت 24 m^3 و یا از پمپ حرارتی جذبی دو اثره (LiBr-H₂O؛ DEAPH به عنوان سیال جاذب) تأمین می‌شود که توسط شرکت Entropie در سال 2005 در چارچوب پروژه AQUASOL تولید شده است. ارزیابی آب شیرین کن MED که از آب داغ به عنوان منبع انرژی حرارتی استفاده می‌کند نشان می‌دهد که مقدار PR آب شیرین کن بین 10/5 - 11 است، همچنین مقدار TBT آن بین 64-67 °C است. این شرایط برای دسته لوله‌های اولین اثر بهینه‌ترین بود (Blanco et al ۲۰۱۱). شکل 1-8 اجزای سیستم AQUASOL را در PSA نشان می‌دهد.

اولین سرمایه‌گذاری تجاری آب شیرین کن‌های MED در کشور کویت بود، این آب شیرین کن دارای سه اثر بود و تبخیر کننده‌ها از نوع لوله غوطه‌ور بودند. با این حال، این آب شیرین کن مشکل تشکیل رسوب شدیدی داشت. این آب شیرین کن در سال 1950 ساخته شده بود (Darwish et al ۲۰۰۶).

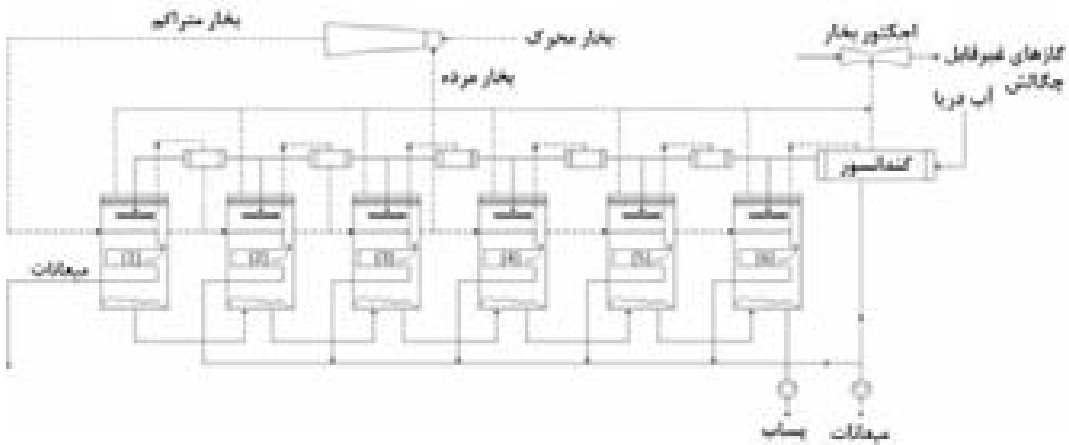
اولین آب شیرین کن MSF در دهه 1960 نصب شد و به دلیل فرآیند ساده‌تر برای از بین بردن رسوبات نمک نسبت به آب شیرین کن‌های MED استفاده از آن رایج‌تر شد. در حال حاضر سلطه فرآیند MSF در صنعت نمک‌زدایی حرارتی آب دریا ادامه دارد. با این حال در سال‌های اخیر، فرآیند MED دچار تغییر و تحول چشم‌گیری شد و محققان پیش‌بینی می‌کنند که در آینده نزدیک بر بازار نمک‌زدایی حرارتی مسلط خواهد شد (Torzewski and Muller ۲۰۰۹). راندمان فرآیند MED به دو روش قابل بهبود است. روش اول استفاده از بخار آب متراکم شده است که به موجب آن بخشی از بخار آب تشکیل شده در فرآیند MED از آب شیرین کن استخراج می‌شود و مجدد متراکم می‌شود، سپس دوباره وارد اولین اثر می‌شود. این تراکم بخار می‌تواند به صورت حرارتی (TVC) و یا مکانیکی (MVC) باشد. روش دوم افزایش خروجی آب شیرین کن MED با

متصل کردن آن به پمپ حرارتی جذبی است. در آب شیرین کن های صنعتی MED ، فرآیندی که معمولاً بیشترین استفاده را برای افزایش راندمان انرژی دارد، MED با تراکم حرارتی بخار (MED-TVC) است که از اجکتور بخار استفاده می کند. (به شکل 1-9- بنگرید). در این پیکربندی، کمپرسور در نقش اجکتور بخار است (که به آن ترمو کمپرسور گفته می شود)، که از یک سو با بخار دارای فشار متوسط (3-20 bar) تغذیه می شود، که به آن بخار محرک گفته می شود (از نیروگاه یا دیگ بخار سرچشمه می گیرد) و از طرف دیگر بخار کم فشار معروف به بخار مرده (کشیده شده) که از یکی از اثرهای آب شیرین کن MED برداشت می شود. بنابراین فشار آن به مرحله ای که از آن برداشت می شود بستگی دارد. این مخلوط به داخل اجکتور بخار وارد می شود و با ایجاد بخاری (به نام بخار متراکم شده) که فشار آن بین فشار بخار محرک و مرده است، وارد اولین اثر MED می شود. جریان نسبی بخار محرک و بخار مرده به مقدار فشار مربوطه و طراحی همگرا یا واگرای نازل های اجکتور بستگی دارد.

به کارگیری اجکتور بخار در آب شیرین کن MED موجب کاهش تعداد اثرهای لازم در مقایسه با آب شیرین کن LT-MED (در بازه مشابه) می شود، زیرا فرآیند آن از نظر ترمودینامیکی بازده بیشتری دارد. این بدان معنی است که برای تولید مقدار آب شیرین یکسان انرژی حرارتی مورد نیاز فرآیند (به شکل بخار محرک) به میزان قابل توجهی کمتر است. برای تعداد اثرهای یکسان ، GOR سیستم های MED متصل به اجکتور بخار را می توان حدود 20% افزایش داد (Morin ۱۹۹۳)، که موجب افزایش مقدار GOR تا 16 می شود (Amer ۲۰۰۹). با توجه به مصرف ویژه برق، این مقدار در MED-TVC نسبت به LT-MED کمتر است، زیرا هنگام زیرکش بخار برای تراکم مجدد، مقدار آب دریایی که باید از طریق کندانسور پایانی آب شیرین کن پمپ شود، کمتر است. میزان مصرف ویژه برق رایج در این آب شیرین کن بین $1/5$ تا $5/2$ kWh/m^۳ تخمین زده شده است (Trieb ۲۰۰۷). دو آب شیرین کن تجاری MED-TVC (با دو اثر در هر واحد) در سال 1973 در جزیره Das (امارات متحده عربی) با ظرفیت 125 m^۳/day افتتاح شد (Amer ۲۰۰۹). این آب شیرین کن در مرافیق (عربستان سعودی) واقع شده است و از مدل MED-TVC است و دارای ظرفیت 800.000 m^۳/day (27 واحد 30.000m^۳/day) است (Pankratz ۲۰۰۹a).



شکل 1-8 آب شیرین کن MED، سیستم ذخیره سازی و کلکتورهای خورشیدی سهموی در پلتفرم خورشیدی آلمریا (Plataforma Solar de Almería) PSA



شکل 1-9 فرآیند تقطیر چنداثره به همراه تراکم حرارتی بخار

PSA سیستم‌های ترموکمپرسور MED به همراه اجکتور بخار را مورد تحقیق و توسعه قرار داده است. برای این منظور، در فاز اول پروژه STD، اتصال ترموکمپرسورها با آب شیرین کن MED مورد آزمایش قرار گرفت. برای منبع انرژی حرارتی، از بخار پرفشار (16-26 bar) استفاده شده است که این بخار از نیروگاه کوچک متصل به میدان کلکتورهای خورشیدی سهموی تأمین شده است. قسمتی از این بخار به سمت دو اجکتور با اتصال سری هدایت می‌شود، جایی که بخار محرک با بخار خروجی از واحد 14 آب شیرین کن MED مخلوط شده است. ارزیابی این سیستم‌ها افزایش نسبت کارایی (PR) این مدل نسبت به مدل بدون ترموکمپرسور را نشان می‌دهد، مقدار نسبت کارایی (PR) آن بین 12 تا 14 بدست آمد. (Zarza ۱۹۹۴).

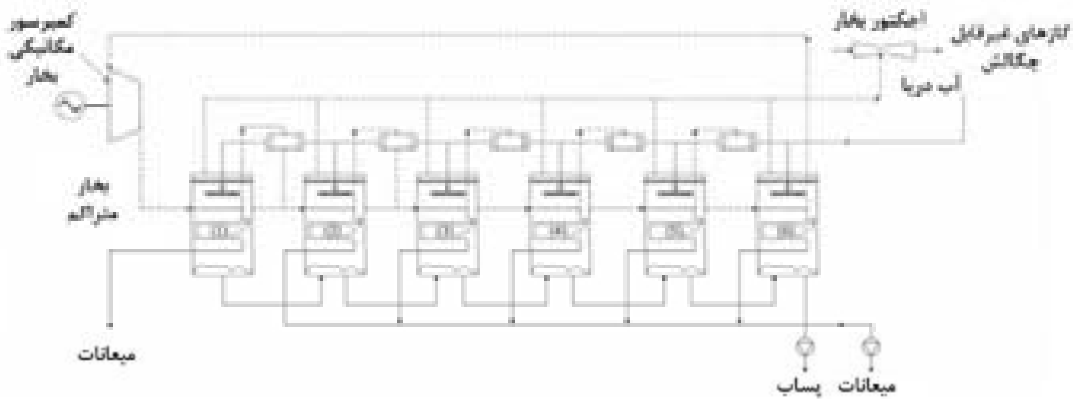
اجکتور بخار مشابه پمپ حرارتی است، اگرچه که با توجه به ماهیت فیزیکی فرآیند، پمپ حرارتی بسیار ناکارآمد است. برای افزایش مقدار نسبت کارایی (PR) پمپ‌های حرارتی با بازده بیشتر را می‌توان به سیستم‌های MED متصل کرد. در فاز دوم پروژه STD، پمپ حرارتی جذبی دواثره (DEAHP) به همراه LiBr-H₂O به آب شیرین کن MED متصل شد تا هزینه ویژه آب میعانات سیستم را کاهش دهد. پمپ حرارتی قادر به تأمین 200 kW انرژی حرارتی آب شیرین کن MED در دمای 65 °C بود. فرآیند نمک زدایی 90 kW از این 200 kW انرژی را استفاده کرده است، در حالی که باقیمانده انرژی (110kW) توسط تبخیرکننده پمپ حرارتی در دمای 35 °C احیا شده و مجدد به دمای

عملیاتی آن که 65°C می‌باشد، پمپ می‌شود. بدین منظور، پمپ به 90 kW انرژی حرارتی در دمای 180°C (10 بار مطلق) نیاز دارد. در نتیجه مصرف انرژی کل سیستم از 200 kW به 90 kW کاهش یافت (Zarza ۱۹۹۴). این کاهش 65% در مصرف انرژی حرارتی موجب افزایش نسبت کارایی (PR) تا مقدار 20 شد (Zarza ۱۹۹۴). اخیراً در پروژه AQUASOL نمونه اولیه جدیدی از DEAHF ساخته شده است (به شکل 1-10 بنگرید). این نمونه برای تأمین آب داغ اولین مرحله آب شیرین کن MED طراحی شده است که نسبت به پمپ قبلی متفاوت است. این نمونه تلاشی برای حل مشکلات پروژه STD بود که هنگام استخراج حرارت از پمپ آب شیرین کن MED که با بخار اشباع کار می‌کرد، رخ داده است. ارزیابی های میدانی این نوع اتصال، پیشرفت این فناوری را نشان داد، درحالیکه نسبت کارایی (PR) سیستم به عدد 21 رسید (Alarcon-Padilla et al ۲۰۰۷, ۲۰۰۸, ۲۰۱۰; Alarcon-Padilla and Garcia-Rodriguez ۲۰۰۷).

تبخیرکننده‌های آب شیرین کن MED می‌توانند با فرآیند MVC ترکیب شوند (MED-MVC). در این پیکربندی، بخار استخراج شده از آب شیرین کن MED در کمپرسور مکانیکی بخار متراکم می‌شود، سپس در اولین اثر به عنوان منبع حرارت مورد استفاده قرار می‌گیرد. فرآیند تراکم بخار، فشار بخار را افزایش می‌دهد، بنابراین دمای اشباع آن از دمای بخار آب ایجاد شده در اثر اول بیشتر است (حدود 5°C). در این اثر وجود اختلاف دما برای انتقال حرارت ضروری است (به شکل 1-11 بنگرید). مزیت اصلی سیستم MED-MVC این است که برای تراکم بخار مستقیماً به بخار آب احتیاجی ندارد و از انرژی مکانیکی استفاده می‌کند. محدودیت اصلی این سیستم توانایی پایین کمپرسورها برای تأمین بخار مورد نیاز آب شیرین کن‌های MED است، زیرا ابعاد کمپرسورها با توجه به دبی بخار وارده، محدود است. عیب دیگر این سیستم‌ها مصرف بالای برق آن‌هاست، مقدار برق مصرفی آن‌ها بین 8 kWh/m^3 تا 15 است (Sidem Entropie ۲۰۰۸).



شکل 1-10 پمپ حرارتی جذبی دو اثره واقع در پلنفرم خورشیدی آلمریا



شکل 1-11 فرآیند تقطیر چنداثره با تراکم مکانیکی بخار

در سال 2000، واحدهای MED-MVC با 6 اثر با ظرفیت حداکثر $5000 \text{ m}^3/\text{day}$ توسعه یافتند (Wangnick ۲۰۰۰). با استفاده از کمپرسور چند مرحله‌ای می توان

ظرفیت این مدل آب شیرین کن را افزایش داد و به ظرفیت حداکثر $10.000\text{m}^3/\text{day}$ رساند (Ophir and Gendel ۲۰۰۰).

راه حل دیگر برای افزایش بازده آب شیرین کن های MED، ترکیب آن ها با سایر فرآیندهای نمک زدایی است که "سیستم های نمک زدایی ترکیبی" نامیده می شوند. نافی و همکران (Nafey et al. ۲۰۰۶) سیستم ترکیبی MED / MSF را تعریف کردند، که در آن هر ماژول از یک تبخیر کننده ناگهانی (MSF) و یک تبخیرکننده معمولی (MED) تشکیل شده است که به وسیله آن آب دریا را به جوش می آورند. تحلیل حرارتی آن نشان داد که با افزایش تعداد ماژول ها هزینه عملیاتی کاهش می یابد. با این حال با افزایش ماژول ها، هزینه سرمایه گذاری نیز افزایش یافته است. مقایسه بین آب شیرین کن MSF با 20 مرحله و آب شیرین کن FF-MED با 10 اثر و یک سیستم ترکیبی MED-MSF با 10 ماژول نشان داد که هزینه تقطیر آب سیستم ترکیبی 31% کمتر از سیستم MSF و 9% کمتر از سیستم FF-MED است.

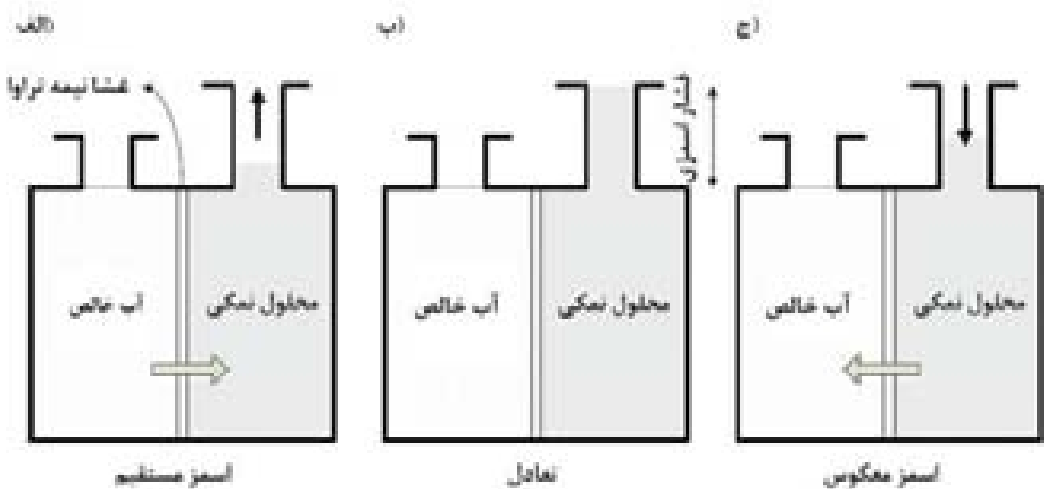
3-2-1 اسمز معکوس

اسمز یکی از شکل های خاص دیفیوژن است و زمانی رخ می دهد که دو محلول با غلظت های متفاوت به وسیله یک غشای نیمه نفوذ پذیر (نیمه تراوا) از هم جدا شوند. سیستم موجب عبور قسمتی از حلال در طول غشا، از محلول با غلظت کمتر به سمت محلول غلیظ تر می شود و تا زمانی ادامه پیدا می کند که سیستم به اصطلاح به تعادل اسمزی برسد. این فرآیند را می توان با در نظر گرفتن دو محفظه حاوی آب خالص در یک سمت و محلول آب و نمک در سمت دیگر که به وسیله یک غشای نیمه نفوذ پذیر (تراوا) از یکدیگر جدا شده اند به بهترین شکل نشان داد (شکل 1-12 الف). به دلیل خاصیت اسمزی، آب خالص به درون غشاء نفوذ می کند اما املاح نمی توانند از آن عبور کنند (شکل 1-12 ب). سطح مایع موجود در محفظه با محلول نمکی به دلیل جریان آب خالص به سمت محلول نمکی افزایش می یابد و باعث کاهش غلظت املاح آن می شود. پس از به تعادل رسیدن سیستم، مشاهده می شود که اختلاف سطح آب بین دو محفظه به مقدار فشار اسمزی محلول نمکی وابسته است.

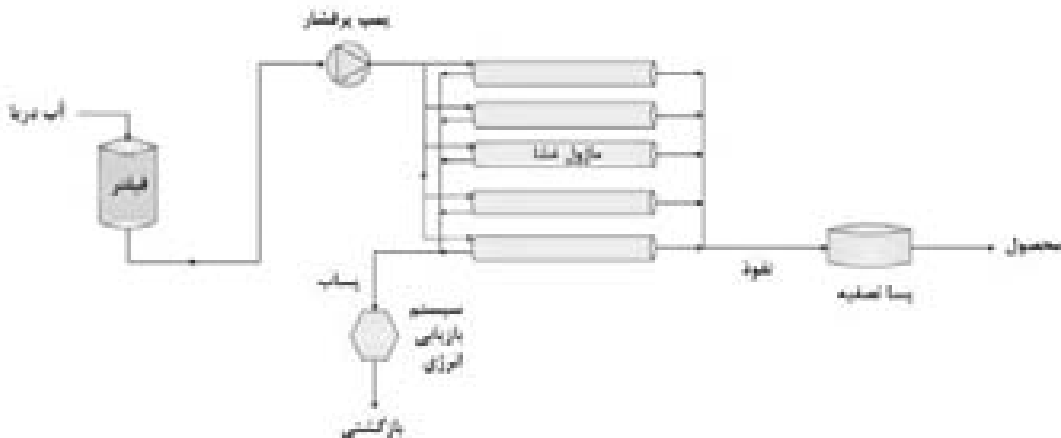
اگر به محلول نمکی فشار خارجی بیشتر از فشار اسمزی اعمال شود، پدیده‌ای فیزیکی به نام اسمز معکوس (RO) رخ می‌دهد که به موجب آن، آب در جهت مخالف با روند طبیعی جریان می‌یابد و باعث افزایش غلظت محلول نمکی می‌شود (به شکل 1-12 ج بنگرید).

در فرآیند صنعتی RO، از پمپ فشار قوی برای مقابله با فشار اسمزی استفاده می‌شود (به شکل 1-13 بنگرید). به این ترتیب بخشی از آب از غشا عبور (نفوذ) می‌کند و بیشتر یون‌های نمکی را از بین می‌برد. باقیمانده آب به همراه یون‌های نمکی باقیمانده، با فشار بالا برگشت داده می‌شوند و پساب را تشکیل می‌دهند. هرچه میزان نمک موجود در آب تغذیه بیشتر باشد، فشار موردنیاز در پمپ فشار قوی بیشتر می‌شود و ضریب تبدیل آن کاهش می‌یابد.

طول عمر غشاها عموماً 3 تا 5 سال است. غشاها به طور کلی به PH، اکسیداسیون، اکثر ترکیبات آلی، جلبک‌ها، باکتری‌ها، ذرات رسوبی حساس هستند. بنابراین قبل از فرآیند جداسازی و شیرین‌سازی به منظور طولانی‌تر شدن عمر غشاها و جلوگیری از تشکیل رسوب، آب تغذیه پیش‌تصفیه می‌شود، زیرا این عوامل موجب کاهش عملکرد فرآیند اسمزی می‌شوند.



شکل 1-12 توضیح فرآیند اسمز معکوس



شکل 1-13 آب شیرین کن اسمز معکوس

رسوب گذاری فرآیندی است که به دلیل وجود مواد و آلاینده‌های ریز در مایعات به دلیل تغییر فیزیکی یا شیمیایی مواد موجب بروز مشکلاتی در غشا می‌شود (Noble and Stern ۲۰۰۳). رسوب غشاء به دلایل مختلفی رخ می‌دهد. دلیل اول چسبیدن ذرات کلوئیدی به سطح غشا است. تشکیل رسوب عموماً به دلیل اشباع شدن محلول از املاحی مانند کربنات کلسیم (CaCO_3)، سولفات کلسیم (CaSO_4)، هیدروکسید آهن (Fe(OH)_3) و دی اکسید سیلیکون (SiO_2) رخ می‌دهد (Haug and Ma ۲۰۱۲). علاوه بر این، عوامل بیولوژیکی می‌توانند توسط غشاها جذب شوند (Noble and Stern ۲۰۰۳).

قبل از عبور آب از غشاها دو نوع پیش تصفیه آب دریا وجود دارد. پیش تصفیه کلاسیک شامل تمیز کردن ساده مکانیکی به وسیله فیلتر، فیلترهای ماسه‌ای و کارتریج‌های فیلتر برای از بین بردن کلوئیدها، مواد جامد معلق، ناخالصی‌ها، ذرات و غیره است. در این روش پاک سازی، تصفیه‌های شیمیایی جامع که از کلر به منظور کاهش رسوب استفاده می‌کنند با عوامل بیولوژیکی و ضد عفونی کننده‌ها برای از بین بردن رسوبات نمکی ترکیب می‌شوند. هر دو روش به زمان نسبتاً زیادی نیاز دارند، مصرف مواد شیمیایی موجب کاهش کیفیت غشاها می‌شود و می‌تواند موجب خوردگی سیستم شود (Madaeni and Samieirad ۲۰۱۰). برای کاهش این مشکلات، روش‌های دیگری مانند استفاده از اولترا

فیلتراسیون یا میکروفیلتراسیون وجود دارد که هر دو روش منجر به خروجی بیشتری می‌شوند (Nrehant et al. ۲۰۰۲; Bonnelye et al. ۲۰۰۸). تفاوت اصلی این دو روش اندازه منافذ غشایی آن‌ها است که این مقدار تعیین کننده میزان نابودی مواد جامد محلول، کدورت و میکروارگانیزم‌ها از آب است. غشاهای مورد استفاده در میکروفیلتراسیون دارای منافذ $1-10 \mu\text{m}$ هستند که برای حذف ماسه، رس و جلبک‌ها و باکتری‌ها استفاده می‌شوند. غشای مورد استفاده در اولترافیلتراسیون دارای منافذی به اندازه $0/001 - 0/1 \mu\text{m}$ است که اغلب برای حذف ماسه، رس، جلبک، باکتری و ویروس‌ها استفاده می‌شود. کاهش مصرف مواد شیمیایی (اثرات زیست محیطی حداقلی) و از بین بردن بیشتر باکتری‌ها مزیت اصلی روش‌های اولترافیلتراسیون و میکروفیلتراسیون به شمار می‌رود (Ebrahim et al. ۲۰۰۱; Chua et al. ۲۰۰۳). علاوه بر این، اخیراً از غشاهای نانوفیلتری در پیش‌تصفیه آب دریا استفاده شده است (Soteris ۲۰۰۵). اندازه منافذ نانوفیلترها نسبت به فیلترهای قبلی کوچکتر است و حدود یک نانومتر می‌باشد، عموماً از نانوفیلترها برای از بین بردن سختی آب، مواد آلی و باکتری‌ها استفاده می‌شود و با کاهش مواد جامد محلول در آب تغذیه، فشار عملیاتی فرآیند RO نیز کاهش می‌یابد.

با توجه به اینکه هزینه اصلی انرژی به تأمین فشار محلول نمکی مربوط می‌شود، فرآیند پیش‌تصفیه در مصرف انرژی و هزینه‌های فرآیند RO تأثیر زیادی دارد. از آنجا که فشار اسمزی با غلظت نمک ارتباط مستقیمی دارد، انرژی مصرفی RO برای آب‌های لب شور کمتر است، در نتیجه فرآیندهای غشایی مزایای بیشتری نسبت به فرآیندهای نمک-زدایی حرارتی (مصرف انرژی به غلظت نمک موجود در آب تغذیه بی ارتباط است) دارند. فشار عملیاتی برای آب‌های لب شور حدود $15-20 \text{ bar}$ و برای آب دریا $50-80 \text{ bar}$ می‌باشد (khawaji et al. ۲۰۰۸). به عنوان مثال، فشارهای عملیاتی مورد استفاده برای محلول نمکی اقیانوس اطلس $60-70 \text{ bar}$ است.

عامل دیگری که تأثیر نامطلوبی بر غشاهای RO دارد، قطبش غلظتی است. قطبش غلظتی به گرادیان غلظت نمک در سمت پرفشار غشای RO مرتبط است، که با رقیق سازی غیر سریع نمک‌های باقیمانده از تصفیه آب در غشا ایجاد می‌شود. غلظت نمک در لایه مرزی غشا از غلظت توده آب فراتر می‌رود. این پدیده با افزایش فشار اسمزی در

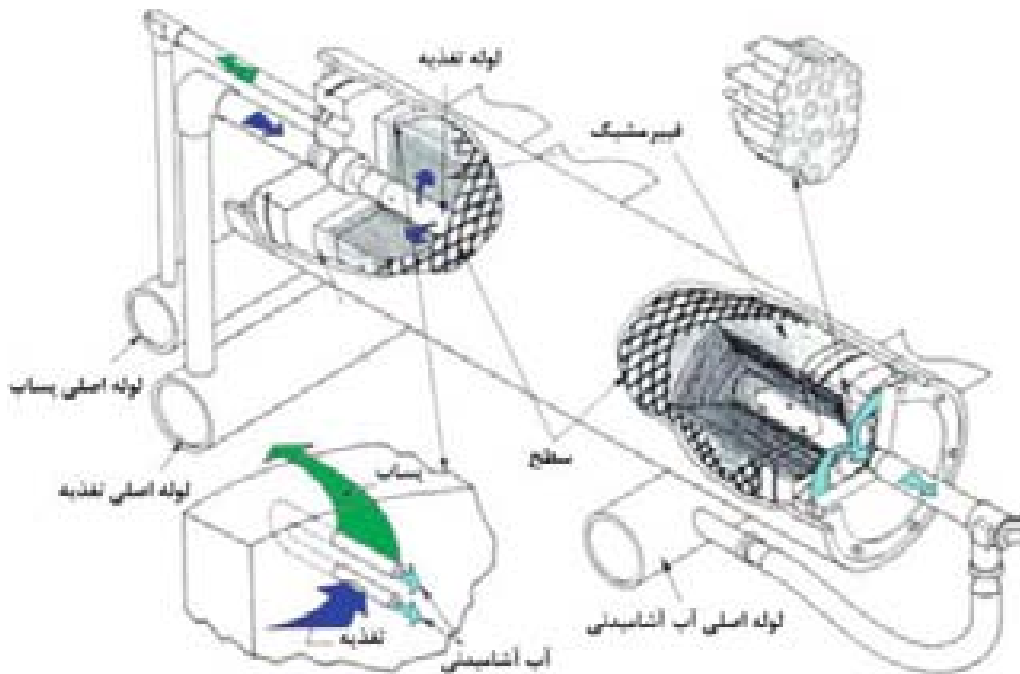
سطح غشایی بر عملکرد فرآیند RO تأثیر می‌گذارد. با توجه به اینکه عبور نمک با اختلاف غلظت در دو طرف غشاء متناسب است، نرخ انتقال آن افزایش می‌یابد. اگر غلظت نمک‌ها در لایه مرزی از نقطه اشباع فراتر روند موجب ریزش نمک‌های با محلولیت کم می‌شود، که امری نامطلوب است. افزایش دبی موجب متلاطم شدن آب تغذیه می‌شود که این امر از قطبش غلظتی جلوگیری می‌کند. غشای مارپیچ و غشای فیبری سوراخ‌دار (Malaeb and Ayoub ۲۰۱۱) دو نوع متداول از غشای RO هستند که به دلیل اقتصادی بودن به صورت تجاری مورد استفاده قرار می‌گیرند (Kumano et al ۲۰۰۸). هر دو به صورت فشرده تولید شده‌اند که موجب نفوذ بیشتر جریان می‌شوند. با این حال، این غشاها مستعد تشکیل رسوب هستند.

غشاهای الیاف توخالی RO از لوله‌های توخالی به ضخامت موی انسان ساخته می‌شوند (قطر داخلی $42 \mu\text{m}$ (DI)، قطر خارجی $85 \mu\text{m}$ (DE)). این غشاها در دسته‌ای U شکل به صورت یک دسته استوانه در اطراف یک لوله مرکزی قرار می‌گیرند که از طریق آن آب تغذیه توزیع می‌شود. انتهای الیاف درون رزین اپوکسی متصل به خروجی، قرار داده شده است. آب شور درون لوله توزیع و در خارج الیاف جریان دارد. آب خالص از بین غشاها عبور می‌کند و وارد هر یک از الیاف توخالی می‌شود. آب تصفیه شده نیز در انتها جمع آوری می‌شود (به شکل 1-14 بنگرید).

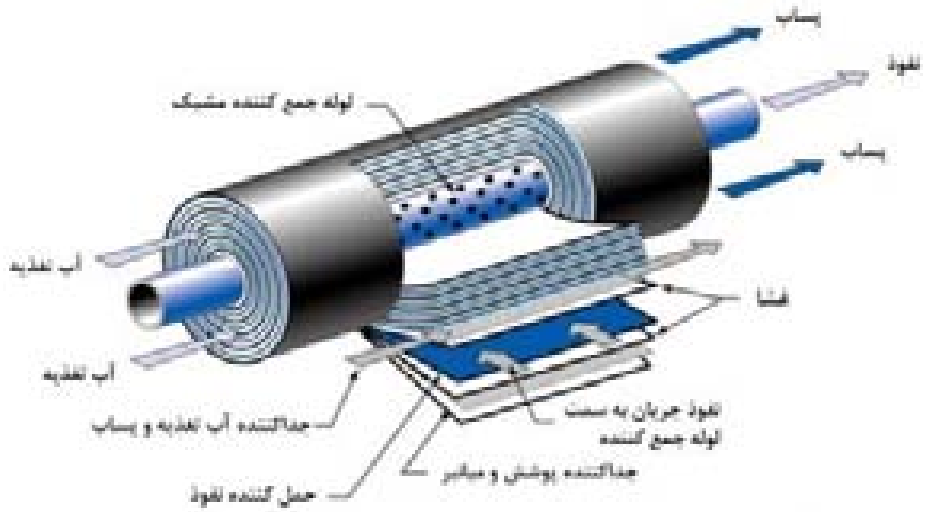
غشاهای مارپیچ از غشاهای مستطیلی نیمه تراوا تشکیل شده‌اند که در وسط آن لایه فعالی رو به بیرون قرار دارد که لایه متخلخل پشتیبان درون آن قرار گرفته است. برای تشکیل یک مجموعه انعطاف پذیر انتهای غشا از سه طرف بسته می‌شود. در بالای لایه فعال غشا، صفحه‌ای مشبک در کانال‌های قرار دارد تا محلول نمکی را به طور یکنواخت در کل سطح غشا پخش کند. مجموعه‌های چند لایه در اطراف یک لوله مرکزی پیچیده شده‌اند و یک ساختار مارپیچ را تشکیل می‌دهند. آب تغذیه از بافت متخلخل و غشا عبور می‌کند، سپس به لوله مرکزی مشبک که وظیفه جمع آوری و خروج آب شیرین تولید شده را دارد، وارد می‌شود (به شکل 1-15 بنگرید). تری استات سلولز و پلی آمید متداول‌ترین مواد در ساخت غشای RO هستند (Khawaji et al ۲۰۰۸).

فرآیند پساتصفیه RO عموماً شامل تنظیم PH، افزودن توده نمک های Ca و Na، دفع گازهای غیرمحلول مانند H_2S و CO_2 و ضد عفونی کردن است.

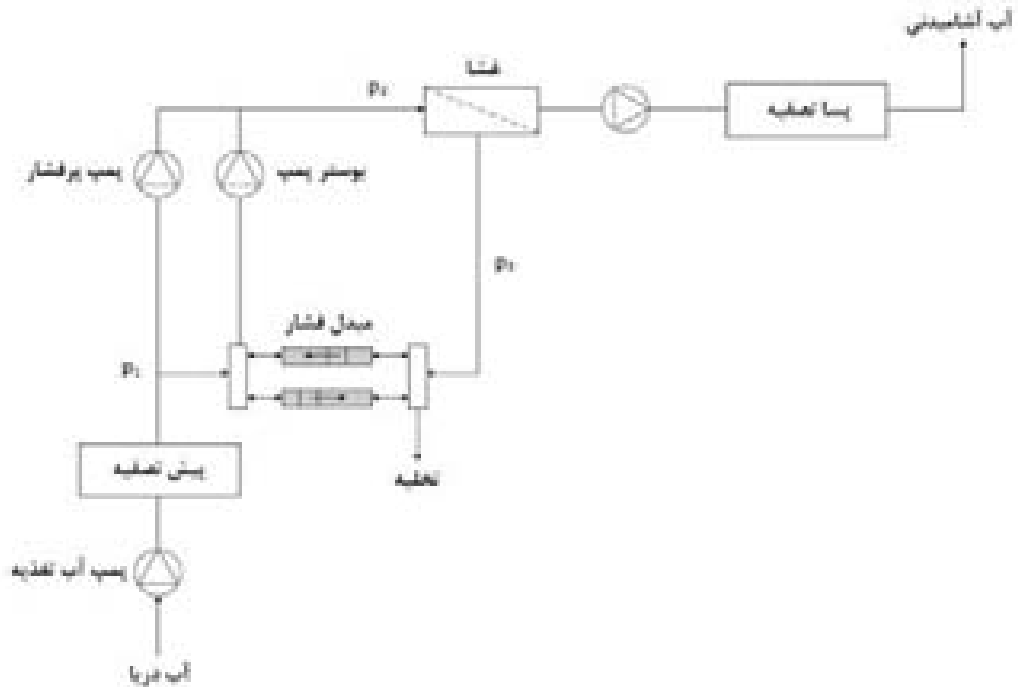
توسعه غشاها و استفاده از دستگاه های بازیابی انرژی (EDR) (Jeong et al. ۲۰۰۷;)
 ۱۹۹۹ (Kumar et al. ۲۰۰۷; Smuleac et al. ۲۰۰۴; Wienser and Chellam) دو
 عاملی هستند که به کاهش هزینه های بهره برداری آب شیرین کن های RO در یک دهه
 گذشته کمک شایانی کرده اند. (Childs and Dabiri ۱۹۹۹; Duranceau et al. ۱۹۹۹;
 ۱۹۹۹; Gruendisich ۱۹۹۹; Leidner et al. ۲۰۱۲; MacHarg ۲۰۰۱;
 ۱۹۹۹) Shunway. EDRها مصرف ویژه برق را کاهش می دهند که در نبود این
 سیستمها، مصرف برق آب شیرین کن های RO $4-6 \text{ kW}_e/\text{m}^3$ است (Semiati ۲۰۰۸).



شکل 1-14 ماژول بافت توخالی



شکل 1-15 ماژول مارپیچ اسمز معکوس



شکل 1-16 چیدمان آب شیرین کن اسمز معکوس همراه با مبدل فشار به عنوان سیستم بازیاب انرژی

سیستم‌های ERD ابزارهای مکانیکی هستند که از توربین یا پمپ تشکیل شده‌اند تا انرژی موجود در پساب غلیظ را بازیابی کنند، این پساب‌ها در غشایی با فشار 1 تا 4 bar که توسط پمپ فشار قوی تأمین می‌شود، قرار دارند (به شکل 1-13 بنگرید). اولین طراحی ERD به دهه 1980 باز می‌گردد که بر اساس پمپ‌های گریز از مرکز و توربین‌های هیدرولیکی فرانسیس یا پلتون طراحی شده بود (Woodcock and Morgan ۱۹۸۱). این سیستم‌ها دارای مصرف برق 5 kWh/m^3 بودند. امروزه، بهره‌گیری از سیستم‌هایی که در آن انرژی موجود در پساب مستقیماً به جریان تحت فشار آب تغذیه منتقل می‌شود برای بازیابی انرژی مبدل‌های فشار با محفظه ایزوباریک، هایپربریک و حتی هیدرودینامیکی منسوخ شده است (به شکل 1-16 بنگرید). همانطور که در شکل 1-16 نشان داده شد، پمپ پرفشار اصلی توسط پمپ تقویتی پشتیبانی می‌شود که می‌تواند بخشی از انرژی پساب تخلیه شده را مجدداً استفاده می‌کند. بازده کلی این سیستم‌ها حدود 94% است و مصرف ویژه برق سیستم‌های RO با این دستگاه‌ها می‌تواند به حداقل $2/5 \text{ kWh/m}^3$ برسد (penate and Garcia Rodriguez ۲۰۱۱a).

بین سال‌های 2005 تا 2008، ظرفیت بهره برداری آب شیرین‌کن‌های RO از m^3/day $2/5 \times 10^6$ به $3/5 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{day}$ افزایش یافته است. بزرگترین آب شیرین‌کن RO در سلیبیا (کویت) قرارداد که ظرفیت آن به $375.000 \text{ m}^3/\text{day}$ می‌رسد (Pankratz ۲۰۱۰).

4-2-1 مقایسه فناوری‌های نمک زدایی

فناوری‌های نمک‌زدایی اشاره شده همگی تجاری هستند و می‌توان آن‌ها را برای تولید آب شیرین و برق به صورت همزمان ترکیب کرد. بنابراین پس از مقایسه ویژگی‌های فرآیندهای مختلف، بایستی مناسب‌ترین فرآیند نمک‌زدایی برای ترکیب با نیروگاه تولید برق انتخاب شود. بعد از انتخاب فرآیند مناسب، باید در مکان‌های مختلفی تحلیل‌های ترمودینامیکی و اقتصادی با جزئیات انجام شود و بهترین فناوری نمک‌زدایی برای ترکیب با نیروگاه متمرکزکننده خورشیدی انتخاب شود. جدول 1-2 مشخصات اصلی فرآیندهای نمک‌زدایی اشاره شده در متن را نشان می‌دهد.

با مقایسه فرآیندهای نمکزدایی که انرژی محرک آن‌ها مکانیکی است، مشاهده می‌شود که متوسط مصرف برق آب شیرین‌کن‌های MED-MVC تقریباً دو برابر آب شیرین‌کن‌های RO است و میزان سرمایه‌گذاری آن‌ها نیز بیشتر است. علاوه بر این، آب شیرین‌کن‌های MED-MVC دارای محدودیت تولید آب $3000 \text{ m}^3/\text{day}$ هستند که این محدودیت موجب پرهزینه‌تر شدن این سیستم‌ها می‌شود. بنابراین، گزینه ترکیب آب شیرین‌کن‌های MED-MVC با نیروگاه‌های متمرکزکننده خورشیدی کنارگذاشته شد. با این وجود که تا به امروز آب شیرین‌کن‌های RO دارای بیشترین ظرفیت نصب شده در دنیا هستند، نیاز به فرآیندهای پیش‌تصفیه پیشرفته برای افزایش عمر غشاها و جلوگیری از تشکیل رسوب، عامل محدودکننده آن در برخی مناطق جهان است، که از معایب سیستم‌های RO محسوب می‌شود. با این حال فرآیندهای نمکزدایی حرارتی به هیچگونه پیش‌تصفیه‌ای نیاز ندارند زیرا این فرآیندها بسیار سرسخت هستند و به مراتب به نگهداری کمتری نیاز دارند. علاوه بر این تولید آب شیرین خالص با مقدار کل جامد محلول (TDS) کمتر از 10 mg/L ، از مزایای آن به شمار می‌رود. در مقابل در فرآیندهای RO مقدار TDS آب بین 200 mg/L تا 500 است (Bruno et al. ۲۰۰۸). با این وجود فرآیندهای RO ضرایب تبدیل بالاتری نسبت به فرآیندهای نمکزدایی حرارتی دارند. در آب شیرین‌کن‌های RO که آب دریا را تصفیه می‌کنند (مقادیر TDS بالاتر از 25.000 mg/L)، با عبور آب دریا از اولین مرحله غشا، 50% ضرایب تبدیل حاصل می‌شود. با عبور آب دریا از ماژول‌های مختلفی که به صورت سری به یکدیگر متصل شده‌اند، ضرایب تبدیل تا 85% افزایش می‌یابند (Verdier ۲۰۱۱). هنگام استفاده از آب‌های لب‌شور (با مقادیر TDS بین 1000 mg/L تا 10.000)، ضرایب تبدیل بین 60-90% هستند. در صورتی که در فرآیندهای نمکزدایی حرارتی، ضرایب تبدیل معمولاً بین 10-33% هستند.

جدول 1-2 داده های فنی - اقتصادی فرآیند های رایج نمک زدایی (Trieb 2007)

حرارتی		مکانیکی		انرژی مورد استفاده
MED-TVC	MSF	RO	MED-MVC	فرآیند
تجاری	تجاری	تجاری	تجاری	وضعیت تکنولوژی
2	13	6	0/6	ظرفیت نصب شده جهانی (Mw ³ /day)
145-390	250-350	-	-	حرارت مصرفی (kJ/kg)
2/5 - 1/5	3-5	7 - 2/5	8-15	الکتریسیته مصرفی (kWh/m ³)
900-1700	1500-2000	900-1500	15000-2000	هزینه آب شیرین کن (\$/m ³ /day)
18-24	24	18	12	زمان راه اندازی (ماه)
<36.000	<76.000	<20.000	<3000	ظرفیت تولیدی هر واحد (m ³ /day)
% 23-33	% 10-25	% 20-50	% 23-41	ضریب تبدیل
55-70	90-120	45	70	بالاترین دمای پساب (°C)
بسیار زیاد	بسیار زیاد	متوسط	زیاد	قابلیت اطمینان
1-2	1 - 0/5	به ندرت	1-2	نگهداری (پاک سازی در سال)
ساده	ساده	دشوار	بسیار ساده	پیش تصفیه
ساده	ساده	دشوار	بسیار ساده	طرز کار سیستم
<10	<10	500-200	<10	کیفیت آب تولیدی (ppm)

به منظور انتخاب مناسب‌ترین فرآیند نمک‌زدایی، فرآیندهای نمک‌زدایی حرارتی MED و MSF در قسمت بعد مقایسه می‌شوند. هر دو سیستم، برای جلوگیری از تشکیل رسوب مقدار TBT توسط غلظت نمک محدود شده است. رسوبات نمکی عموماً کربنات کلسیم (در تبخیر کننده‌های فیلم ریزان)، هیدروکسید منیزیم و سولفات کلسیم هستند. تشکیل رسوب نمکی بر روی سطوح مبدل حرارتی سرعت انتقال حرارت را کاهش می‌دهد و منجر به کاهش بازده تبخیر می‌شود. رسوب موجب کاهش فشار در لوله‌های انتقال آب شور در گردش می‌گردد، و خاموشی دوره‌ای آب شیرین‌کن‌ها جهت رسوب‌زدایی را اجتناب ناپذیر می‌کند. علیرغم فعالیت در TBT های پایین، فرآیند پیش تصفیه قبل از ورود آب به آب شیرین کن الزامی است. در آب شیرین کن‌های MSF، پیش تصفیه شامل اسید زدایی، هوا زدایی و خنثی سازی است. با وجود پیش تصفیه، به علت تشکیل رسوب نمکی در سطوح تبخیر کننده، رسوب‌زدایی سالیانه آب شیرین کن‌ها الزامی است. رسوب‌زدایی به طور معمول با استفاده از اسید سولفامیک رقیق انجام می‌شود (Morin ۱۹۹۳). آب شیرین تولیدی از فرآیند MSF حاوی 2 تا 10 ppm جامد شده است (Khawaji et al. ۲۰۰۸) بنابراین برای مصرف آب آشامیدنی انسان‌ها انجام فرآیند پسا-تصفیه توصیه می‌شود.

در حال حاضر استفاده از محلولی بر پایه اسید پلی کربوکسیلیک رایج ترین محلول پیش تصفیه در آب شیرین‌کن‌های MED است (Belgard EV۲۰۵۰) که محصول تجاری مشهوریست (Patel and Finan ۱۹۹۹). استفاده از این محصول در جلوگیری از تشکیل رسوبات کربنات کلسیم مؤثر است و به خوبی مواد معلق موجود در پساب را پراکنده می‌کند. همانطور که در آب شیرین‌کن‌های MSF توضیح داده شد، آب شیرین‌کن‌های MED نیز به حداقل سالی یکبار شستشو نیاز دارند، معمولاً از اسید سولفامیک رقیق برای این کار استفاده می‌شود. در فرآیندهای MED، TDS آب تولیدی 2 تا 5 ppm است (Ophir and Lokiek ۲۰۰۵). بنابراین، مشابه آب شیرین‌کن‌های MSF، برای مصرف آب آشامیدنی به افزودن املاح معدنی نیاز است. GOR در آب شیرین‌کن‌های MSF ارتباط مستقیمی با اختلاف دمای TBT و کمترین دما در هنگام خروج آب از آب شیرین کن دارد. در فرآیند MED، به طور کلی GOR تحت تأثیر تعداد اثرهای آب شیرین کن است، پارامتری که مستقیماً با هزینه‌های سرمایه گذاری مرتبط است، زیرا

اثرهای بیشتر طبیعتاً به سرمایه‌گذاری بیشتری نیاز دارد. از طرف دیگر، تعداد اثرها توسط اختلاف دما بین بخار آب تولیدی در اثر اول و آب تغذیه و همچنین توسط حداقل اختلاف دما بین اثرها محدود شده است (Ophir and Lokiek ۲۰۰۵). به عبارتی هرچه اختلاف دمای بین اثرها کمتر باشد، تعداد اثرها بیشتر می‌شود، در نتیجه GOR افزایش می‌یابد. اختلاف دما رایج در آب شیرین‌کن‌های MSF °C 2 تا 5 است (Khawaji et al ۲۰۰۸) و مقادیر GOR که به دمای بخار آب تغذیه بستگی دارد بین 8-12 است (Semiat ۲۰۰۸)، این فرآیند به انرژی حرارتی و برق قابل توجهی برای تبخیر آب دریا و پمپاژ مقادیر زیادی از آب نیاز دارد (پمپ‌های آب تغذیه، پمپ‌های کمکی، پمپ‌های پساب و آب تقطیری، پمپ‌های گردش پساب و سایر پمپ‌های کمکی مورد نیاز پیش‌تصفیه). مقدار حرارت مصرفی رایج در آب شیرین‌کن‌های MSF 40 kWh/m^3 تا 120 است. برق مصرفی ویژه این آب شیرین‌کن‌ها نیز حدود 2 kWh/m^3 تا $5/5$ است (Semiat ۲۰۰۸). ضرایب تبدیل 10 تا 25 % هستند. در آب شیرین‌کن‌های MED، اختلاف دمای معمول بین اثرها حدود °C 1/5 تا 2/5 است (Ophir and Lokiek ۲۰۰۵). مقدار GOR برای آب شیرین‌کن‌های MED فعلی بین 10 تا 16 است (Semiat ۲۰۰۸)، که از مقدار GOR آب شیرین‌کن‌های MSF بیشتر است. در نتیجه آب شیرین‌کن‌های MED نسبت به MSF به سرمایه‌گذاری کمتری نیاز دارند زیرا MED ها برای دستیابی به همان مقدار GOR به سطح انتقال حرارت کمتری نیاز دارند. GOR به دست آمده در این نوع آب شیرین‌کن با مصرف حرارت 30 kWh/m^3 تا 120 آن مطابقت دارد (Semiat ۲۰۰۸). از این رو، فرآیند MED از دیدگاه ترمودینامیک و انتقال حرارت نسبت به فرآیند MSF کارآمدتر است. مصرف ویژه برق در آب شیرین‌کن‌های MED $2-5 \text{ kWh/m}^3$ است که صرف پمپاژ آب دریا می‌شود. این مقدار مصرف برق از دما، آلودگی و میزان شوری آب دریا مستقل است (Semiat ۲۰۰۸). ضرایب تبدیل برای این آب شیرین‌کن‌ها بین 23 تا 33 % متغیر است، اگرچه که افزایش این ضرایب تا 50 % امکان پذیر است (Shemer ۲۰۱۱). علاوه بر مزیت‌های ذکر شده فرآیند MED نسبت به MSF، مزیت مهم فرآیند MED دمای کاری پایین‌تر آن نسبت به MSF است، این مزیت موجب می‌شود فرآیند MED در هنگام اتصال به نیروگاه متمرکزکننده خورشیدی به بخار با فشار کمتری در خروجی توربین نیاز داشته