

بررسی فرآیند تقطیر غشایی جهت تصفیه تکمیلی پساب پالایشگاه نفت بندرعباس به منظور استفاده مجدد در صنعت

مهدی جلابر^۱، محمد کریمی^{۲*}، سیدمهدی برقی^۳ و امیرحسام حسنی^۱

۱- دانشکده منابع طبیعی و محیط زیست، واحد علوم و تحقیقات، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران

۲- دانشکده مهندسی نساجی، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، تهران، ایران

۳- دانشکده مهندسی شیمی و نفت، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ایران

تاریخ پذیرش: ۹۷/۶/۱۹

تاریخ دریافت: ۹۶/۹/۲۱

چکیده

در این تحقیق از سامانه تقطیر غشایی به‌روش شکاف هوا، AGMD، برای تصفیه تکمیلی پساب خروجی از تصفیه‌خانه پالایشگاه نفت بندرعباس استفاده گردید. غشاهای به‌کار رفته در این سامانه از نوع تجاری، با دو اندازه حفرات مختلف ۰/۲۲ و ۰/۴۵ μm و از جنس PTFE با نگهدارنده PP بود. جریان سرد در دمای 20°C ثابت نگه‌داشته شد و تاثیر برخی عوامل فرآیندی بر مقدار شار آب، شامل دمای خوراک (جریان g)، شکاف هوایی، غلظت پساب و اندازه حفرات غشا مورد مطالعه قرار گرفت؛ دمای خوراک ۴۰، ۵۰، ۶۰، ۷۰ و 80°C ، شکاف هوایی ۶ و ۱۲ mm، غلظت خوراک ۷۸۰، ۲۱۰۰، ۳۲۵۰ $\mu\text{s/cm}$ و ۴۴۰۰ در نظر گرفته شد. همچنین کاهش مقدار شار به‌دلیل گرفتگی احتمالی غشا مورد بررسی قرار گرفت. حداکثر شار تولیدی در این سامانه با استفاده از غشای $0/45 \mu\text{m}$ ، در حالت شکاف هوایی ۶ mm و در دمای خوراک 80°C ، مقدار $16/44 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ آمد. با افزایش شکاف هوایی از ۶ به ۱۲ mm، شار آب ۳۴٪ کاهش نشان داد در حالی که با کاهش هدایت الکتریکی محلول از ۴۴۰۰ به $780 \mu\text{s/cm}$ ، مقدار شار تنها ۲۸٪ رشد را نشان داد. همچنین پس از حدود ۳۰ hr استفاده از غشا بدون هیچ‌گونه سیستم تمیزکاری، کاهش شار به میزان حدود ۱۲٪ مشاهده گردید. با توجه به آنالیز آب تصفیه شده نهایی با روش تقطیر غشایی، مقدار TDS حداکثر $7/8 \text{ mg}/\text{L}$ ، COD حدود $4 \text{ mg}/\text{L}$ و کلراید کمتر از $8 \text{ mg}/\text{L}$ به‌دست آمد که به‌خوبی نشان می‌دهد پساب خروجی تصفیه‌خانه پالایشگاه بندرعباس با استفاده از تصفیه تکمیلی به‌روش تقطیر غشایی، قابلیت استفاده در تمامی بخش‌های مختلف صنعت را دارد.

کلمات کلیدی: تقطیر غشایی، استفاده مجدد، پساب پالایشگاهی، تصفیه تکمیلی، پالایشگاه نفت

مقدمه

آب‌های سطحی، رودها و دریاها و یا دفع در زمین، به دلیل وجود مشکلاتی نظیر شوری، املاح زیاد و COD نامطلوب، جهت مصارف صنعتی نظیر استفاده در بویلرها و سیستم‌های آب‌خنک‌کننده ماشین‌آلات کاربرد چندانی ندارند. با توجه به کمبود بارش، افزایش تقاضای روزافزون مصرف آب و کاهش سطح منابع تامین آب شرب و صنعتی، مشکلات تامین آب مطلوب صنایع دوچندان شده است لذا پرداختن به روش‌های نوین تصفیه غشایی جهت بازیافت کامل و استفاده مجدد از پساب تصفیه‌شده کاملاً توجیه‌پذیر می‌نماید.

تقطیر غشایی^۵ که به اختصار MD گفته می‌شود، امروزه به‌عنوان یک فرآیند نوین جداسازی غشایی در جهان تحت‌بررسی قرار دارد. این فرآیند غشایی جدید دارای کاربردهایی چون تصفیه پساب، نمک‌زدایی، آب برای مصارف آشامیدنی و صنعتی، حذف املاح، تغلیظ و ... بوده و توجه روزافزونی را به خود جلب نموده است [۱]. بهبود فرآیند تقطیر غشایی در دنیا به‌عنوان جایگزینی برای فرآیندهای جداسازی معمول مثل تقطیر و اسمز معکوس تحت بررسی محققان قرار دارد [۲]. این روش یکی از اندک روش‌های غشایی است که بر مبنای فرآیند گرمایی استوار شده است. بنابراین مصرف انرژی آن اصولاً مشابه فرآیند تبخیر معمولی است هرچند دمای عملیاتی مورد نیاز بسیار کمتر از ستون تقطیر سنتی است زیرا لازم نیست که مایع فرآیندی تا دمای جوش آن گرم شود. در حقیقت فرآیند می‌تواند در دماهای حدودی کمتر از ۸۰ °C و با اختلاف دمای اندک محلول‌های گرم و سرد (حدود ۲۰ °C) انجام شود. کارکرد فرآیند در دمای پایین حدود ۴۰ تا ۸۰ °C بیانگر نیاز به منبع انرژی پایین و داشتن صرفه اقتصادی بالای این روش است [۳]. در این فرآیند از یک غشای آب‌گریز در تماس

با توجه به کیفیت نامطلوب اغلب آب‌های تصفیه‌شده خروجی تصفیه‌خانه‌های پالایشگاهی جهت استفاده مجدد در بخش صنعت، نیاز به انجام مراحل تصفیه تکمیلی گریزناپذیر است. به‌طور کلی در صنایع نفت از قبیل پالایشگاه‌ها، صنایع پتروشیمی، کارخانجات مواد شیمیایی و بسیاری از صنایع وابسته معمولاً پساب‌هایی تولید می‌گردد که با روش‌های معمول به‌راحتی قابل تصفیه نیستند و یا هزینه تصفیه سرسام‌آوری دارند. با توجه به سخت‌گیرانه‌تر شدن استانداردهای زیست‌محیطی از یک‌سو و لزوم استفاده مجدد از پساب‌های تصفیه‌شده در صنعت از سوی دیگر، لزوم امکان‌سنجی، بررسی و پژوهش در حوزه تکنولوژی‌های نوین غشایی بیش از پیش مشهود می‌گردد. پساب‌های صنعت پالایش نفت، معمولاً شامل آب آلوده خروجی از نمک زداها، آب ترش تولید شده در فرآیندها، تخلیه تانک‌ها و ظروف، پساب آزمایشگاهی، تخلیه زیرآب^۱ بویلرها، پساب تصفیه کاستیک مستعمل و آب‌های گوگردار است. تصفیه‌خانه پساب پالایشگاهی به‌طور معمول شامل این مراحل است:

- ۱- آشغال‌گیری، حذف جامدات و ته‌نشینی اولیه
- ۲- مرحله روغن و چربی‌گیری توسط جداسازهای API یا CPI^۲
- ۳- مرحله همسان‌سازی معمولاً از طریق هوادهی جهت اختلاط پساب‌ها و زدودن مواد آلی فرار نظیر VOCs^۳
- ۴- مرحله انعقاد و لخته‌سازی
- ۵- تصفیه بیولوژیکی جهت حذف COD^۴
- ۶- ته‌نشینی ثانویه
- ۷- فیلتراسیون و ضدعفونی کردن.

تجارب نشان می‌دهد که آب تصفیه‌شده خروجی از این مراحل، علی‌رغم داشتن استانداردهای لازم جهت تخلیه مستقیم در محیط نظیر هدایت به

1. Blow Down
2. Corrugated Plate Interceptor
3. Volatile Organic Carbons
4. Chemical Oxygen Demand
5. Membrane Distillation

اسمز معکوس و هیبرید روش‌هایی غشایی پرداخته است [۷]. استفاده از فرآیند تقطیر غشایی برای تصفیه پساب نفتی توسط مسدنیو و همکارانش گزارش گردیده است. در ابتدای این تحقیق جهت حذف مواد نفتی، جامدات معلق و H_2S از پساب مذکور، پیش تصفیه با استفاده از میکروفیلتراسیون و کربن فعال انجام شده و سپس پساب خروجی از مرحله پیش تصفیه با استفاده از چهار نوع غشای مختلف PVDF و PP در یک سامانه MD تصفیه تکمیلی شده است. براساس نتایج اعلامی مقدار شار تولیدی در این سامانه، $4-9 L/m^2.h$ در دمای خوراک $50^\circ C$ و دمای جریان سرد $25^\circ C$ گزارش گردیده است. همچنین پس از بهینه‌سازی شرایط عملیاتی، حذف TDS به میزان بیش از 99.5% و حذف کربن کل به میزان بیش از 90% به‌دست آمده است [۸].

سینگ و سیرکاراز تقطیر غشایی برای تصفیه پساب شبیه‌سازی شده نفتی استفاده کردند. در این مطالعه برای اولین بار دمای سیال خوراک گرم تا $130^\circ C$ افزوده شده و کارایی غشای تجاری PTFE ساخت کمپانی W. L. Gore در حضور $45 ppm$ فنول، $45 ppm$ کرسول، $10 ppm$ نفتنیک اسید و $3000 ppm$ نمک سدیم کلراید مورد بررسی قرار گرفت. براساس اظهارات نویسندگان، حتی در دماهای بالاتر از $130^\circ C$ نیز هیچ‌گونه نشستی از غشا اتفاق نیفتاده و حداکثر مقدار شار به‌دست آمده در این دما تا $195 kg/m^2.h$ مشاهده گردیده است اما حدود $5 ppm$ فنول و کرسول و حدود $2 ppm$ نفتنیک اسید از غشای PTFE عبور کرده که با توجه به نقطه جوش این مواد که در محدوده $165-212^\circ C$ قرار دارد، قابل توجیه است [۹].

الخضیری و همکارانش با استفاده از سه نوع غشای تجاری، از فرآیند تقطیر غشایی AGMD^۲ برای تصفیه پساب نفتی شرکت آرامکو استفاده کردند. براساس گزارش آنها، با افزایش اندازه حفرات غشا، میزان شار نیز افزوده

با محلول خوراک ورودی استفاده می‌شود. اساس کار بر تعادل گاز-مایع استوار است و ابتدا مایع در یک طرف غشاء تبخیر شده و بخارات با عبور از غشاء در طرف دیگر چگالیده می‌شود [۲ و ۳].

با توجه به ویژگی‌های منحصر به فرد فرآیند تقطیر غشایی، پژوهش‌های فراوانی در سالیان اخیر توسط محققان مختلف در حوزه‌های گوناگون به ثبت رسیده است. دریولی و همکاران در مقاله‌ای به مرور آخرین تحقیقات انجام شده در حوزه MD پرداخته‌اند. در این پژوهش ضمن توجه به دورنمای جدید فعالیت‌های تحقیقاتی در زمینه تقطیر غشایی، به کاربردها و ساختارهای جدید غشاهای MD، ساخت ماژول و کنترل گرفتگی غیرمعمول غشای MD و پدیده‌های انتقال جرم و حرارت پرداخته شده است [۲].

قطی‌شات و بنات به بررسی شیرین‌سازی آب به‌روش MD با استفاده از انرژی خورشیدی پرداخته‌اند. طبق اظهار نظر نویسندگان، از این روش میتوان برای تامین آب مورد نیاز مناطق با جمعیت اندک نظیر مناطق روستایی استفاده نمود [۴]. ونگ و چونگ کاربرد روش تقطیر غشایی جهت شیرین‌سازی آب دریا و آبهای لب‌شور را مورد بررسی قرار دادند [۳].

خیط نیز در مقاله خود به بررسی مصرف انرژی و قیمت تولید آب به‌روش تقطیر غشایی پرداخته است [۵]. در مقاله تیجینگ و همکاران که ارائه گردیده است به کنترل گرفتگی غشاهای مورد مصرف در تقطیر غشایی پرداخته شده است. در این مقاله برای بهبود شرایط عملیاتی کار با غشای مورد استفاده و جلوگیری از گرفتگی آن، عوامل موثر بر ایجاد پدیده گرفتگی^۱، مکانیسم ایجاد و روش‌های کنترل و استراتژی‌های بهبود وضعیت بررسی شده‌اند [۶].

در مقاله احمدون و همکارانش مروری بر تکنولوژی‌های موجود جهت تصفیه آب‌های تولیدی صنایع نفت و گاز صورت پذیرفته است. این مقاله علاوه بر بررسی روش‌های سنتی تصفیه پساب‌های نفت و گاز به موضوع برخی روش‌های تصفیه غشایی نظیر میکروفیلتراسیون، الترافیلتراسیون، نانوفیلتراسیون،

1. Fouling

2. Air Gap Membrane Distillation

مقادیر پارامترهای خروجی مهم مشخص گردید. پس از ساخت ماژول تقطیر غشایی به روش AGMD و پایلوت آزمایشگاهی مورد نیاز، پساب آنالیز شده پالایشگاهی وارد سامانه مذکور گردیده و تاثیر عوامل فرآیندی نظیر تغییر در دمای جریان گرم خوراک، تغییر فاصله هوایی ماژول، غلظت‌های مختلف خوراک و اثر اندازه حفرات غشا بر مقدار شار تولیدی برای دو نوع غشای تجاری، مورد مطالعه قرار گرفت. همچنین کاهش مقدار شار به دلیل گرفتگی احتمالی غشا، با استفاده از غشای $0.45 \mu\text{m}$ چند بار استفاده شده در مقایسه با غشای نو بررسی گردید. در انتها، آنالیز کیفیت نهایی محصول به دست آمده از سامانه تقطیر غشایی انجام گردیده و مقایسه نتایج با مقادیر مندرج در استانداردها جهت مصرف در بخش صنعت مورد بحث و بررسی قرار گرفت.

روش کار

مواد

در آزمایشات تقطیر غشایی از دو نوع غشای ساخته شده توسط شرکت آمریکایی Membrane Solutions^۴ با کدهای تجاری MSPTFE022B و MSPTFE045B با اندازه حفرات $0.45 \mu\text{m}$ و $0.22 \mu\text{m}$ با مشخصات مندرج در جدول ۱ استفاده شد. خوراک پساب مورد مطالعه در این پژوهش، آب خروجی از مرحله نهایی تصفیه‌خانه پالایشگاه نفت بندرعباس است. این پساب مراحل تصفیه فیزیکی و شیمیایی شامل ته‌نشینی، روغن‌گیری، هوادهی، انعقاد و لخته‌سازی و تصفیه بیولوژیکی لجن فعال را طی نموده و در انتها از مرحله فیلتراسیون شنی نیز عبور نموده است.

طراحی و ساخت ماژول

ماژول غشایی ساخته شده از نوع AGMD، از جنس پلکسی گلاس و دارای دو محفظه جریان گرم و سرد در طرفین و یک فاصله هوایی قابل تغییر در بخش میانی است.

شد. همچنین همسو با سایر مطالعات فرآیند MD، مقدار شار آب مقطر به دست آمده، متناسب با افزایش دمای خوراک و نیز به نسبت کاهش دمای سیال خنک‌کننده، افزایش یافته است [۱۰]. یکی از فواید اصلی فرآیند تقطیر غشایی، توان‌مندی این فرآیند جهت تصفیه پساب‌های شور یا تغلیظ‌شده است. با کمک این ویژگی MD، دونگ و همکارانش با استفاده از یک پایلوت AGMD به تصفیه آب فوق شور فرآیند RO^۱ که در یکی از مراحل تصفیه پساب گاز همراه در استخراج زغال سنگ (CSG)^۲ ایجاد می‌شود، پرداختند. در مرحله نخست با استفاده از غشاهای UF^۳ و RO حدود ۷۵٪ از آب موجود در این پساب بازیابی شده و سپس پساب فوق شور باقی‌مانده وارد فرآیند تقطیر غشایی می‌شود. با افزودن ماده رسوب‌زدا، بازیابی پایدار ۸۰٪ توسط این پایلوت گزارش شده است [۱۱]. در بین محققان ایرانی نیز، شیرازی و کارگری در مقاله‌ای به اصول کلی حاکم بر تکنولوژی تقطیر غشایی و مرور مطالعات اخیر در حوزه کاربرد MD در تصفیه پساب پرداخته‌اند [۱۲]. همچنین در مقاله زراسوند اسدی و همکاران پایلوت فرآیند تقطیر غشایی برای شیرین‌سازی پساب پالایشگاه گاز با استفاده از انرژی خورشیدی مورد استفاده قرار گرفته است. در این کار تحقیقاتی که براساس تکنولوژی شیرین‌سازی آب به روش ایجاد نقطه شبنم و با استفاده از انرژی خورشیدی انجام می‌شود، مقدار TDS پساب از ۱۹۹۱ به ۹۱ mg/L و هدایت الکتریکی از ۳۳۴۲ به ۱۵۰ $\mu\text{S/cm}$ کاهش یافته است [۱۳]. هم‌زمان با رشد سریع تکنولوژی غشایی MD در جهان، در سالیان اخیر دانشجویان و محققان جوان ایرانی نیز در قالب پایان‌نامه و مقالات متعدد به مطالعه تئوری فرآیند، مدل‌سازی، ساخت غشا و برخی فعالیت‌های آزمایشگاهی با استفاده از نمونه‌های سنتزی نگاه ویژه‌ای معطوف داشته‌اند [۲۰-۱۴]. در روند تحقیق حاضر، به منظور امکان‌سنجی استفاده از پساب پالایشگاهی به‌عنوان خوراک ورودی به فرآیند تقطیر غشایی، ابتدا آب خروجی تصفیه‌خانه پالایشگاه نفت بندرعباس در طول مدت چهار ماه آنالیز شده و

1. Reverse Osmosis

2. Coal Seam Gas(CSG)

3. Ultrafiltration

4. www.membrane-solutions.com

جدول ۱ مشخصات غشاهای مورد استفاده در آزمایشات

پارامتر	واحد	اندازه حفرات μm ۰/۴۵	اندازه حفرات μm ۰/۲۲
جنس غشا	-	PTFE	PTFE
لایه نگهدارنده غشا	-	PP	PP
خیس شونده‌گی	-	آبگریز	آبگریز
ضخامت	μm	۱۷۰-۲۴۰	۱۷۰-۲۴۰
نقطه حباب	Psi	۱۴/۵۰-۱۵/۹۵	۲۱/۷۵-۲۳/۲
نرخ جریان	ml/min/cm ² @ 10 Psi	۳۵-۴۰	۱۹-۲۲
تخلخل	%	۷۵-۸۵	۷۵-۸۵
هدایت حرارتی	W/m.K	۰/۲۵-۰/۷۵	۰/۲۵-۰/۷۵
دمای پایداری حرارتی	°C	۱۲۶	۱۲۶

ویرایش بیست و سوم [۲۱] انجام پذیرفت. در این تحقیق، نمونه‌های پساب تصفیه‌شده پالایشگاهی از خروجی مرحله نهایی فیلترهای شنی به‌روش ASTM 887 گرفته شده و به‌عنوان خوراک فرآیند تقطیر غشایی به آزمایشگاه منتقل گردیده و در سامانه تقطیر غشایی ساخته شده مورد استفاده قرار گرفت. پس از انجام آزمایشات تقطیر غشایی بر روی پساب، مجدداً تمامی شاخص‌های کیفی قبلی اندازه‌گیری شده و اثربخشی فرآیند مورد بررسی قرار گرفته است.

معرفی سامانه تقطیر غشایی و روش آزمون

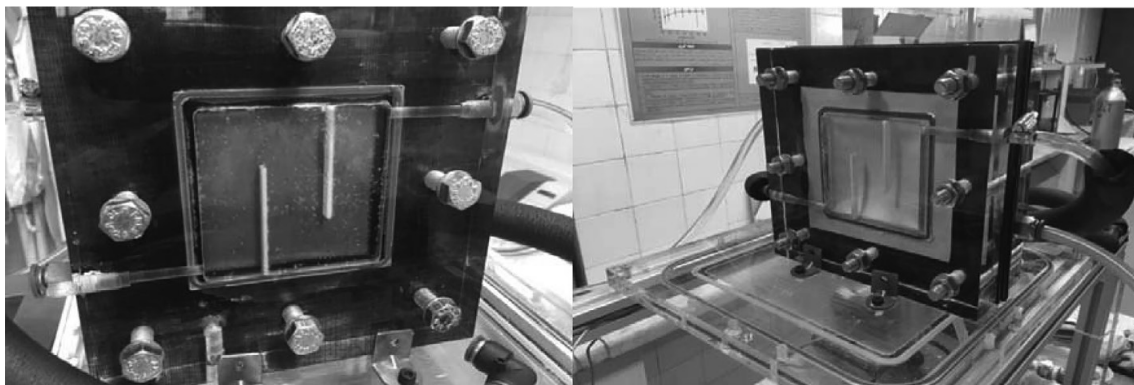
شکل ۲، نمایی کلی از سامانه آزمایشگاهی طراحی شده را نشان می‌دهد. در این سامانه از گرم‌کن آزمایشگاهی با نشان تجاری HAAKE N3 و چیلر با برند Julabo VC هر دو با قابلیت تنظیم دمایی با دقت 0.1°C و دارای سیستم چرخش داخلی سیال، استفاده گردیده است. در آزمایشات انجام شده، آب خروجی تصفیه شده نهایی از تصفیه‌خانه پالایشگاه بندرعباس به‌عنوان خوراک مورد بررسی پس از اختلاط کامل در داخل تانک خوراک ریخته شده و توسط جریان غیر مستقیم آب مقطر با درجه حرارت تنظیمی به‌وسیله گرم‌کن، گرم شده و توسط پمپ خوراک وارد محفظه جریان گرم ماژول می‌گردد

جهت اختلاط بیشتر سیال و پرهیز از ایجاد جریان آرام در محفظه‌های عبور سیال‌های گرم و سرد و جهت ایجاد جریان ماریچی، در هر محفظه از دو تیغه پلاستیکی عمود بر مسیر جریان استفاده گردیده است. در این ماژول از یک ورق مسی نازک به ضخامت 0.2 mm به‌عنوان کندانسور و صفحه خنک‌کننده استفاده گردیده و تمامی لوله‌های ارتباطی جهت کمینه‌سازی اتلاف حرارت، عایق کاری شده است. سیال گرم مورد استفاده در ماژول، خوراک پساب بوده و سیال محفظه سرد، آب مقطر است. شکل ۱ نمای طرفین سرد و گرم ماژول طراحی شده را نشان می‌دهد.

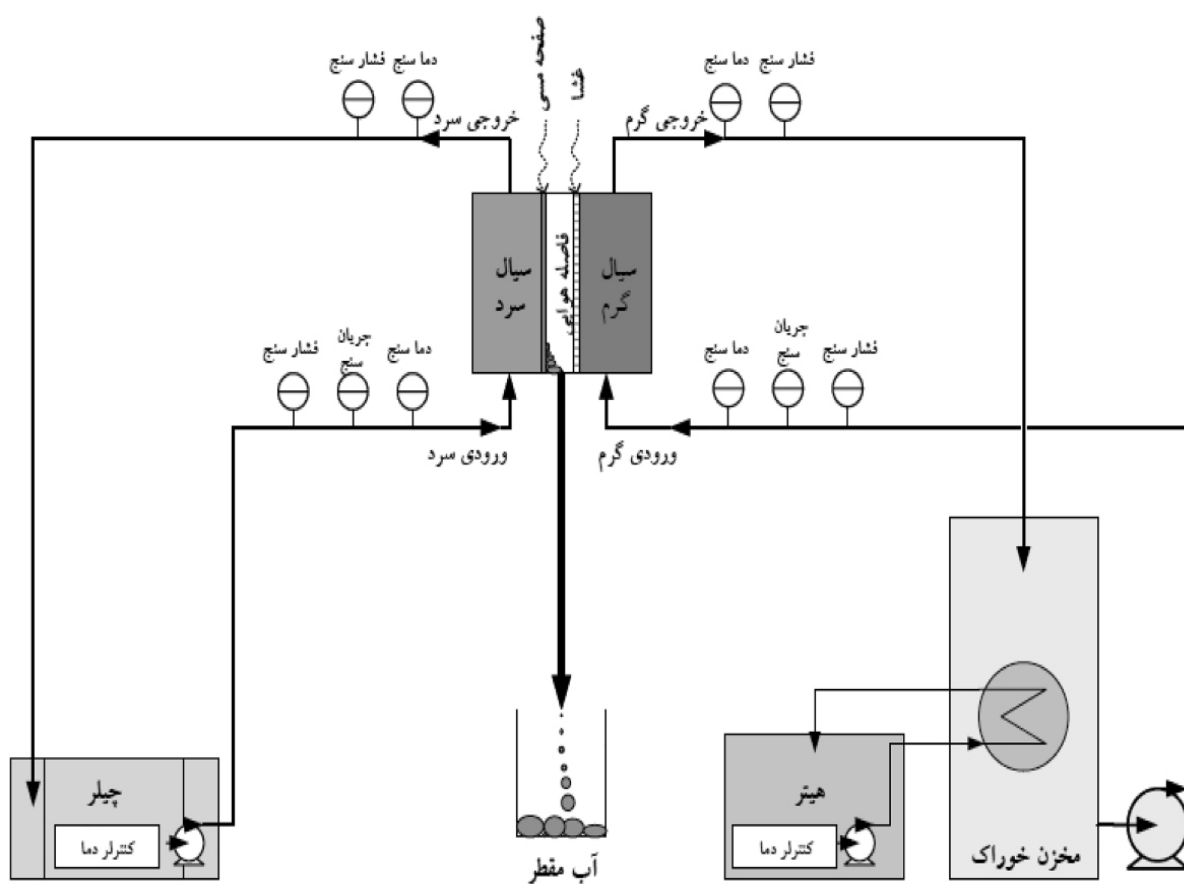
آماده‌سازی خوراک فرآیند تقطیر غشایی

در ابتدای تحقیق، آب خروجی تصفیه‌خانه پساب صنعتی شرکت پالایش نفت بندرعباس طی چهار ماه در بازه زمانی بهمن ۹۵ لغایت خرداد ۹۶ مورد پایش و آنالیز قرار گرفت. در این مرحله، مشخصات پارامترهای کیفی پساب پیش از به‌کارگیری فرآیند تقطیر غشایی، مورد مطالعه قرار گرفته و مقادیر شاخص‌های بار آلی (COD)، pH، قلیائیت، سختی، میزان مواد محلول و نامحلول، کلراید، آهن، منگنز، سولفات و ... به‌صورت میانگین و مقدار حداکثری در طول دوره تحقیق مشخص گردید. آزمون‌ها به‌روش‌های استاندارد برای آزمایشات آب و فاضلاب^۱

1. Standards Method for the Examination of Water and Wastewater



شکل ۱ نمایشی از ماژول ساخته شده



شکل ۲ شماتیکی از سامانه مورد استفاده در آزمایشات

آب مقطر تولیدی به‌عنوان معیار پایش صحت عملکرد غشا، از هدایت سنج پرتابل مدل Hand Held 8306 استفاده گردیده است. به منظور سنجش تغییرات مقدار شار آب مقطر تولیدی بر اثر تغییر در فاصله میان غشا و صفحه مسی کندانسور (Air Gap)، خوراک در دماهای مختلف ۴۰، ۵۰، ۶۰، ۷۰ و ۸۰ °C وارد ماژول گردیده و مقدار شار در دو حالت فاصله هوایی ممکن در ماژول، ۶ و ۱۲ mm، محاسبه گردیده است. نتایج تکرار هر تست در سه نوبت برای هر دما و هر فاصله هوایی با استفاده از غشای ۰/۴۵ μm ثبت گردیده است. جهت بررسی تاثیر اندازه حفرات غشا بر مقدار شار، از دو غشای با اندازه حفرات ۰/۲۲ و ۰/۴۵ μm با مشخصات مندرج در جدول ۱ استفاده گردیده است. در هر دو حالت از فاصله هوایی ۱۲ mm استفاده شده تا مقادیر شار به‌دست آمده در دماهای مختلف از ۴۰ تا ۸۰ °C با یکدیگر قابل مقایسه باشد.

با توجه به‌وجود مواد آلی و معدنی مختلف در آب خروجی تصفیه‌خانه، جهت سنجش احتمال گرفتگی و کاهش شار تولیدی، آزمونی ترتیب داده شد که در آن ابتدا از یک غشای ۰/۴۵ mm در دماهای مختلف ۴۰ تا ۸۰ °C استفاده گردیده و نتایج شار مشخص شد. در مرحله بعد، آزمون قبلی با غشایی که حدود ۳۰ hr در آزمایشات مختلف مورد استفاده قرار گرفته بود بدون هیچگونه شستشوی غشا، تکرار گردید. در هر دو حالت فاصله هوایی ۱۲ mm مورد آزمون قرار گرفته است. با توجه به تغییرات شرایط پالایشگاه و به تبع آن ورودی پساب به تصفیه‌خانه، امکان بروز تغییرات در مقدار غلظت آب تصفیه شده خروجی نیز وجود دارد. جهت سنجش میزان تاثیرپذیری مقدار شار تولیدی از غلظت خوراک، پساب‌های مختلف رقیق‌تر از خوراک اصلی (هدایت الکتریکی خوراک: ۴۴۰۰ μs/cm) با هدایت الکتریکی ۷۸۰، ۲۱۰۰ و ۳۲۵۰ μs/cm با افزودن آب مقطر به خوراک ورودی تهیه شد.

نشان‌گرهای فشار، جریان و دما در ورودی و خروجی این بخش تعبیه گردیده است. جریان برگشتی از محفظه گرم ماژول به داخل تانک خوراک بازگردانده می‌شود. در بخش جریان سرد گردشی، از آب مقطر به‌عنوان سیال خنک‌کننده استفاده شد. دمای جریان خنک‌کاری توسط چیلر تنظیم گردیده و توسط پمپ گردشی داخلی چیلر، وارد محفظه سیال سرد ماژول می‌شود. در ورودی و خروجی جریان گردشی سرد نیز تجهیزات نشان‌دهنده فشار، شدت جریان و دما در نظر گرفته شده است. به منظور انطباق شرایط فرآیندی آزمایشات با نیازها و امکانات مجموعه صنعتی و نیز جهت صرفه‌جویی در مصرف انرژی، دمای جریان آب گردشی سرد با متوسط دمای محیطی منطبق و در تمامی آزمون‌ها، ۲۰ °C و ثابت در نظر گرفته شده است. همچنین جهت سهولت مقایسه شرایط و پرهیز از تعدد آزمایشات، شدت جریان سیال گرم بر روی ۲ L/min در تمامی آزمون‌ها ثابت لحاظ شده است.

خوراک، توسط گرم‌کن به دمای مورد انتظار هر آزمایش رسیده و وارد بخش گرم ماژول می‌گردد. بخارات سیال گرم از غشا عبور کرده و پس از طی عرض فاصله هوایی، بر روی ورق مسی که در پشت آن سیال سردکننده جریان دارد، چگالیده می‌شود. جریان آب مقطر تولیدی از مسیر خروجی ساخته شده در بخش تحتانی فاصله هوایی به‌صورت ثقلی خارج شده و در ظرف جمع‌آوری آب مقطر توزین می‌گردد. ترازوی مورد استفاده جهت اندازه‌گیری نرخ تولید آب مقطر، با مارک AND EK 6100i ساخت ژاپن و با دقت ۰/۱ g است. خروجی این ترازو توسط نرم افزار مرتبط قابلیت ثبت در بازه‌های زمانی ۱ s در رایانه را دارا است. جهت محاسبه شار برحسب کیلوگرم به ازای هر مترمربع سطح غشا در ساعت، با داشتن مساحت غشای مورد استفاده در ماژول و نیز ثبت مقدار آب مقطر تولیدی برحسب کیلوگرم توسط ترازو در بازه زمانی ثابت اقدام می‌گردد. در آزمایشات مختلف، جهت کنترل هدایت الکتریکی

افزایش یافته است.

۳- در دمای 80°C متوسط شار در حالت استفاده از غشای $0.45 \mu\text{m}$ ، $12/29 \text{ kg}/(\text{m}^2.\text{h r})$ در بوده که این میزان برای غشای 0.22 mm به $11/10$ کاهش می‌یابد (حدود ۱۱٪ کاهش).

محاسبات کارایی در روش غشایی معمولاً براساس سنجش میزان شار صورت می‌گیرد. شار گرمی (N) با واحد $\text{kg}/(\text{m}^2.\text{h r})$ بیانگر مقدار آبی (m) است که در واحد سطح غشا (A) و زمان (t) جمع‌آوری می‌گردد:

$$N = \frac{m}{A.t} \quad (1)$$

انتقال مولکول‌های بخار از طریق ساختار غشای متخلخل توسط اختلاف فشار بخار دو طرف غشا انجام می‌گیرد. براساس اطلاعات ارائه شده در مراجع مختلف، شار گرمی به‌طور مستقیم به اختلاف فشار بخار سطحی آب بر روی غشا (Δp_i) و ثابت انتقال جرم (C) بستگی دارد [۵-۲].

$$N = C \Delta p_i \quad (2)$$

ساده‌سازی معادلات ثابت انتقال جرم، وابستگی کلی انتقال جرم به خواص غشا را نشان می‌دهد:

$$C \sim \frac{\varepsilon r^\alpha}{\tau \delta} \quad (3)$$

با مقدار α برابر ۰ و ۱ یا ۲ برای نفوذ مولکولی، نفوذ ناسن^۱ و جریان ویسکوز، به ترتیب، ε تخلخل غشا، τ پیچ و خم غشا، δ ضخامت غشا و r شعاع متوسط حفرات است [۱۹ و ۲۲].

همچنین با توجه به این نکته که به‌علت گرمایش خوراک اصلی در پایلوت طراحی شده و پس از خروج آب مقطر از خوراک، پس از چند ساعت، غلظت املاح در خوراک افزایش می‌یابد لذا تست دیگر به این روش بر روی نمونه با هدایت الکتریکی بالاتر از خوراک اولیه در حدود $5200 \mu\text{s}/\text{cm}$ مورد آزمون قرار گرفت. پس از گزینش شرایط بهینه فرآیندی، کیفیت آب مقطر خروجی از دستگاه در حالت‌های مختلف از طریق اندازه‌گیری فاکتورهای موثر بر کیفیت آب مدنظر صنعت مورد سنجش قرار گرفته و در نهایت امکان‌سنجی کاربرد روش غشایی جهت نیل به اهداف مورد نظر طرح مورد بحث قرار گرفت.

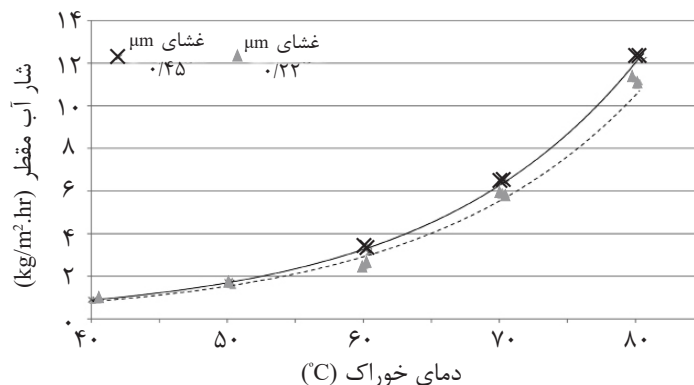
نتایج و بحث

تاثیر اندازه حفرات غشا بر مقدار شار آب تولیدی

در شکل ۳ مقادیر شار آب تولیدی سامانه، در دماهای مختلف از 40°C تا 80°C برای دو غشای مختلف 0.22 و 0.45 mm نشان داده شده است. جهت حصول اطمینان، هر آزمایش در دماهای مختلف، سه مرتبه تکرار شده است. با توجه به نمودارهای شکل ۳ نتایج زیر به‌دست می‌آید:

۱- مقدار شار آب مقطر تولیدی با افزایش اندازه حفرات غشا، افزایش یافته است.

۲- در هر دو نوع غشای تحت آزمون، با افزایش دمای خوراک، مقدار شار آب مقطر تولیدی نیز



شکل ۳ تاثیر اندازه حفرات غشا بر شار در دماهای مختلف

مبنای اندازه حفرات و مسیر آزاد متوسط، λ ، توسط روکو-ماله‌رب^۲ با رابطه زیر شرح داده شده است [۲۳]:

$$\lambda = \frac{3.2\mu}{P\sqrt{[RT / (2\pi MG_c)]}} \quad (5)$$

که در این رابطه، μ ویسکوزیته دینامیکی با واحد $(N\cdot s/m^2)$ ، T دما برحسب کلین (K)، P فشار برحسب Pa، M وزن مولی با واحد $kg/mole$ ، G_c یک ثابت قراردادی و R مساوی است با:

$$G_c = 980 \text{ g mass-cm (g force-s)}^{-2}$$

$$R = 84780 \text{ g-force-cm (kg mol)}^{-1}$$

طبق رابطه ۵، افزایش دما موجب کاهش مسیر آزاد متوسط طی شده توسط مولکول‌ها (λ) می‌گردد که این امر خود موجب افزایش شار خواهد شد. افزایش مقدار شار با افزایش دما و افزایش اندازه حفرات، در بسیاری از مطالعات قبلی مورد تاکید قرار گرفته است که با نتایج به‌دست آمده در این تحقیق نیز همسواست [۱۷-۲۰]. با توجه به افزایش شار در غشای $0.45 \mu m$ نسبت به غشای $0.22 \mu m$ ، جهت بررسی تاثیر سایر عوامل فرآیندی بر میزان شار در آزمایشات بعدی فقط از غشای $0.45 \mu m$ استفاده گردیده است.

بررسی تاثیر فاصله هوایی بر مقدار شار

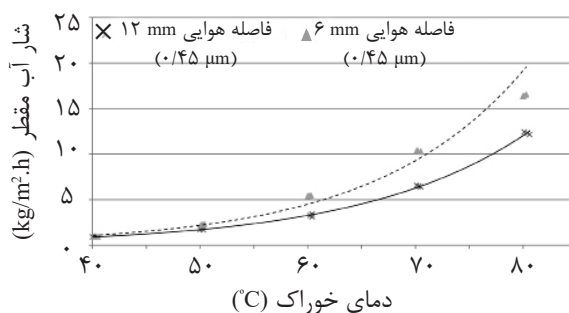
نتایج تکرار آزمون‌ها در سه نوبت برای هر دما و هر فاصله هوایی با استفاده از غشای $0.45 \mu m$ در شکل ۴ آمده است.

طبق رابطه ۳، ثابت انتقال جرم با اندازه حفرات غشا رابطه مستقیم دارد یعنی با افزایش شعاع متوسط حفرات غشا، مقدار شار تولیدی افزایش خواهد یافت از سوی دیگر با افزایش دمای خوراک، مقدار اختلاف فشار بخار سطحی آب بر روی غشا (Δp_i) در رابطه ۲ بالا رفته و در نهایت موجب افزایش مقدار شار (N) می‌گردد.

همچنین در برخی از منابع، مکانیسم انتقال جرم توسط عدد نادسن دلخواه (Kn) به‌صورت نسبت طول مسیر آزاد میانگینی که یک مولکول طی می‌کند (λ) و قطر حفرات (d) اظهار می‌شود:

$$Kn = \lambda / d \quad (4)$$

مقدار عدد نادسن $Kn > 1$ نشان می‌دهد که مولکول‌ها با دیواره حفرات برخورد کرده و نفوذ نادسن اتفاق می‌افتد. برای $Kn < 0.01$ مولکول‌ها مولکول-مولکول است که اساساً زمانی اتفاق می‌افتد که هوا در حفرات وجود دارد و لذا نفوذ مولکولی مکانیسم غالب است. برای تقطیر غشایی تحت خلاء (VMD)، هوا از حفرات حذف شده و یک اختلاف فشار هیدروستاتیک تامین می‌گردد. در این حالت، به‌جای نفوذ مولکولی، جریان ویسکوز اتفاق می‌افتد. برای $0.01 < Kn < 1$ هیچ‌کدام از مکانیسم‌ها غالب نبوده و ناحیه بینابینی نفوذ مولکولی-نادسن یا ناحیه انتقالی نادسن-ویسکوز فرض می‌شود [۲۲]. نفوذ از درون یک فضای متخلخل نظیر غشا را می‌توان در دو کلاس اصلی طبقه‌بندی نمود که بر



شکل ۴ تاثیر فاصله هوایی بر شار در دماهای مختلف

محلول‌های با هدایت الکتریکی متفاوت نشان می‌دهد. در کلیه تست‌ها از غشای $0.45 \mu\text{m}$ با فاصله هوایی 12 mm استفاده شده و هر آزمون در تمامی دماها، سه مرتبه تکرار گردیده است.

با توجه به نمودارهای شکل ۵، کاهش غلظت، موجب افزایش مقدار شار در تمامی نمونه‌های خوراک و در هر دمایی گردیده است. در این آزمایشات مشخص گردید که با افزایش هدایت الکتریکی محلول خوراک از 4400 به $5200 \mu\text{S/cm}$ (۱۸٪ افزایش)، مقدار شار در دمای 80°C از $12/29 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ به $11/25 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ کاسته شده که نشان از کاهش حدود ۹٪ در میزان شار است. همچنین در صورت کاهش هدایت الکتریکی محلول از 4400 به $780 \mu\text{S/cm}$ (۴۶٪ کاهش) مقدار شار از $12/29 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ به $15/74 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ افزایش یافته که تنها ۲۸٪ رشد را نشان می‌دهد. یعنی می‌توان این‌گونه نتیجه‌گیری نمود که افزایش غلظت هرچند موجب کاهش شار جزئی گردیده است اما این مقدار تغییر در شار به نسبت تغییر در غلظت مقدار قابل ملاحظه‌ای نیست. یا به عبارتی دیگر در مقایسه با سایر عوامل فرآیندی نظیر دما، تاثیر غلظت بر شار تولیدی قابل چشم‌پوشی است. نتایج به‌دست آمده در این بخش با نتایج تحقیقات مشابه هم‌خوانی دارد [۲، ۱۷-۱۵، ۲۰].

با توجه به نمودارهای شکل مذکور، نتایج زیر قابل استنتاج است

۱- در هر دو حالت فاصله هوایی 6 و 12 mm ، با افزایش دمای خوراک مقدار شار آب مقطر تولیدی نیز افزایش یافته است.

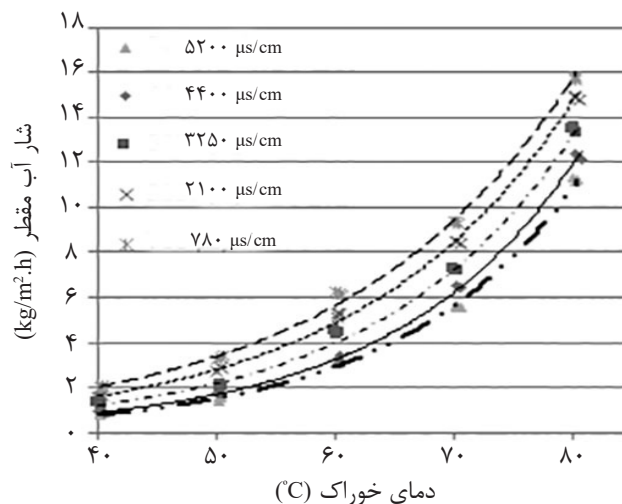
۲- با کاهش فاصله هوایی از 12 mm به 6 mm ، مقدار شار افزایشی بوده است.

۳- در دمای 80°C متوسط شار در حالت فاصله هوایی 6 mm ، $16/44 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ بوده که این میزان برای فاصله هوایی 12 mm به $12/29 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ کاهش می‌یابد. (حدود ۳۴٪ کاهش)

براساس اطلاعات به‌دست آمده از تحقیقات مشابه، افزایش فاصله هوایی در روش AGMD، یکی از عوامل موثر بر کاهش مقدار شار است [۳-۲ و ۱۶]. علت این امر افزوده شدن مقاومت هوای موجود در شکاف هوایی (Air Gap) است که مانعی بر سر راه مولکول‌های بخار عبور کرده از غشا ایجاد نموده که در حال طی مسیر به سمت صفحه کندانسور هستند لذا با توجه به تحلیل‌های مطرح شده و نتایج آزمایشات تجربی شکل ۴، می‌توان نتیجه گرفت که میزان شار با عرض فاصله هوایی نسبت عکس دارد.

اثر غلظت خوراک بر مقدار شار

شکل ۵ تاثیرپذیری شار تولیدی از غلظت را در



شکل ۵ تاثیر هدایت الکتریکی بر شار در دماهای مختلف

مطالعه اثر گرفتگی غشا بر مقدار شار

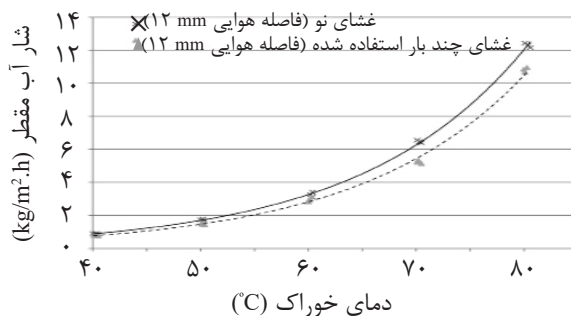
گرفتگی و رسوب‌گذاری یکی از مسائل مهم در کاربرد غشاهای متخلخل است. شکل ۶ اثر گرفتگی غشا بر مقدار شار در حالت غشای نو و چند بار استفاده شده را نشان می‌دهد. با توجه به نتایج به‌دست آمده از آزمون فوق، حداکثر شار تولیدی در دمای 80°C برای غشای نو، $12/29\text{ kg/m}^2\cdot\text{hr}$ و برای غشای مستعمل در شرایط مشابه، $10/82$ بوده است که بیانگر حدود 12% کاهش است.

خوش‌بختانه در کاربردهای تماس مایع-گاز، به دلیل عبور بخارات در فاز گازی از درون حفره‌ها، غشاهای مورد استفاده در این فرآیندها کمتر به گرفتگی حساسند. گرچه در کاربردهای صنعتی، جریان‌های گاز و مایع با محتویات ذرات معلق زیاد می‌توانند باعث گرفتگی^۱ به علت قطر کم حفرات توخالی گردند. در این موارد پیش‌صاف‌کردن^۲ ضروری است [۲۴]. از آنجا که در فرآیند تقطیر غشایی نیازی به فشار هیدرولیکی نیست، MD تمایل کمتری به گرفتگی داشته و در مطالعه مشابهی برای تصفیه پساب روغنی با استفاده از غشای پلاسمای ارتقایافته PVDF، عملکرد پایدار MD طی بیش از ۲۴ hr گزارش شده است [۲۵]. همچنین در سیستم تجاری Memsys®، هیدرودینامیک و pH محلول به‌عنوان پارامترهای مهم موثر بر رفتار گرفتگی برای جداسازی آب-روغن مورد ارزیابی

قرار گرفته است [۲۶]. نتایج گرفتگی غشا در این تحقیق با نتیجه سایر سیستم‌های مشابه همخوانی دارد [۶ و ۱۸]. کاهش 12% در شار با توجه به این که هیچ‌گونه مکانیزم شستشوی غشا در خلال تست‌ها در نظر گرفته نشده، این امیدواری را ایجاد می‌کند که مشکلات گرفتگی غشا با سیستم‌های شستشوی معکوس ساده قابل حل خواهد بود. البته جهت حصول اطمینان از میزان گرفتگی غشا در بلندمدت، آزمون‌های مربوطه باید در پایلوت مقیاس صنعتی یا نیمه صنعتی مورد آزمون و مطالعه بیشتر قرار گیرد.

ارزیابی کیفی آب تولیدی از سامانه

با توجه به نتایج مندرج در بخش قبلی، می‌توان این‌گونه نتیجه گرفت که با استفاده از سیستم تقطیر غشایی با فاصله هوایی، امکان تصفیه بیشتر پساب خروجی از تصفیه خانه پالایشگاه نفت بندرعباس وجود دارد اما کیفیت آب خروجی از این سیستم جدید و نیازمندی‌های کیفی آب مطلوب صنعتی نیز باید در نظر گرفته شود. براساس راهنمای طبقه‌بندی کیفیت آب خام، پساب‌ها و آب‌های برگشتی برای مصارف صنعتی و تفریحی معاونت برنامه‌ریزی و نظارت راهبردی رییس‌جمهور [۲۷]، در بخش ۲-۲، آب‌های صنعتی به چهارگروه زیر تقسیم شده است:



شکل ۶ تاثیر گرفتگی غشا بر شار در دماهای مختلف

به گروه‌های دیگر دارد. آب مصرفی در این گروه معمولاً بدون تصفیه و یا با حداقل تصفیه مورد استفاده قرار می‌گیرد.

شاخص‌های تعیین شده برای این چهار گروه از آب‌های صنعتی با نتایج آب مقطر تولیدی به‌روشنی تقطیر غشایی و نیز نتایج پایش چهار ماهه خوراک ورودی (خروجی تصفیه خانه پالایشگاه) در جدول ۲ مقایسه شده است. با مقایسه کیفیت آب مقطر خروجی از سیستم تقطیر غشایی (MD) مورد استفاده در این تحقیق با محدوده مطلوب آب‌های صنعتی، به وضوح کیفیت مطلوب این آب در بالاترین سطح مورد نیاز صنعت مشهود است. لذا استفاده مجدد آب خروجی از سیستم MD، در انواع بویلرهای فشار بالا، متوسط و پایین، سیستم‌های آب خنک کننده چرخشی بسته و باز، آب‌های مورد نیاز صنایع حساس داروسازی، استفاده در فرآیند تولید قطعات الکترونیکی، صنایع غذایی، شیمیایی و ... و به‌طور کلی در کلیه گزینه‌های مورد نیاز صنعتی ممکن است.

۱- گروه اول (گروه بسیار حساس): گروه اول آب‌های صنعتی شامل فرآیندهایی در صنعت است که آب مصرفی آنها دارای حساسیت بسیار بالایی بوده و تمامی و یا بیشتر اجزای آنها دارای این حساسیت است. برای تامین آب این گروه صنعتی باید از روش‌های پیشرفته تصفیه و غالباً ترکیب چند روش استفاده کرد.

۲- گروه دوم (گروه حساس): گروه دوم آب‌های صنعتی شامل فرآیندهایی می‌شود که دارای حساسیت بالایی هستند، ولی این حساسیت شامل تمامی اجزا نیست و نسبت به گروه اول از حساسیت کمتری برخوردارند. برای تامین آب این گروه نیز باید از روش‌های پیشرفته تصفیه استفاده کرد.

۳- گروه سوم (گروه نسبتاً حساس): گروه سوم آب‌های صنعتی دارای حساسیتی تقریباً مشابه با آب آشامیدنی می‌باشد. برای رسیدن به کیفیت مطلوب این گروه می‌توان از روش‌های معمول تصفیه استفاده کرد.

۴- گروه چهارم (گروه با کم‌ترین حساسیت): گروه چهارم آب‌های صنعتی کم‌ترین حساسیت را نسبت

جدول ۲ محدوده مطلوب شاخص گروه‌های مختلف آب‌های صنعتی در مقایسه با نتایج خوراک و آب مقطر تولیدی MD

شاخص	خوراک اولیه پالایشگاهی (میانگین ۴ ماهه) (mg/L)	نتایج آب مقطر تولیدی سامانه MD (mg/L)	محدوده مطلوب گروه اول (mg/L)	محدوده مطلوب گروه دوم (mg/L)	محدوده مطلوب گروه سوم (mg/L)	محدوده مطلوب گروه چهارم (mg/L)
آهن	۰/۲	۰	۰-۰/۰۵	۰-۰/۱	۰-۰/۳	۰-۱
منگنز	۰/۳۸	۰	۰-۰/۰۱	۰-۰/۰۵	۰-۰/۳	۰-۱
pH	۷/۸	۶/۵-۷/۵	۷-۹	۶-۱۰	۵-۱۰	۵-۱۰
COD	۱۰۶	۰-۴	۰-۵	۰-۱۰	۰-۲۰	۰-۷۵
سختی	۳۲۰	۰	۰-۱	۰-۱۰۰	۰-۲۵۰	۰-۵۰۰
قلیابیت	۳۸۵	۰-۲	۰-۵۰	۰-۷۵	۰-۱۵۰	۰-۵۰۰
سولفات	۲۶۱	۰	۰-۲۰	۰-۱۰۰	۰-۲۵۰	۰-۵۰۰
سیلیکا	۹/۳	۰/۰۰۸-۰/۰۶	۰-۵	۰-۱۰	۰-۲۰	۰-۵۰
مواد معلق	۱۲	۰	۰-۱	۰-۵	۰-۱۰	۰-۱۰۰
TDS	۲۵۶۴	۱-۷/۸	۰-۵۰	۰-۱۰۰	۰-۵۰۰	۰-۱۰۰۰
کلراید	۹۳۰	<۸	۰-۲۰	۰-۱۰۰	۰-۲۰۰	۰-۵۰۰

نتیجه گیری

در این تحقیق به منظور بررسی امکان استفاده از فرآیند تقطیر غشایی به عنوان تصفیه تکمیلی پساب پالایشگاه نفت بندرعباس جهت استفاده مجدد در بخش‌های مختلف صنعت، از سامانه تقطیر غشایی به روش شکاف هوا، AGMD، استفاده گردید. در این سامانه از دو نوع غشای تجاری با اندازه حفرات مختلف و از جنس PTFE استفاده گردیده و تاثیر برخی عوامل فرآیندی بر مقدار شار آب تولیدی، شامل دمای خوراک، شکاف هوایی، غلظت پساب و اندازه حفرات غشا مورد مطالعه قرار گرفت.

با توجه به نتایج به دست آمده از این تحقیق، هر دو نوع غشای به کار رفته در آزمون‌ها با اندازه حفرات $0/22$ و $0/45 \mu\text{m}$ ، کارایی لازم جهت تامین شار حداقلی را داشته‌اند اما حداکثر شار تولیدی با استفاده از غشای $0/45 \mu\text{m}$ ، در حالت شکاف هوایی 6 mm و در دمای خوراک 80°C ، مقدار $16/44 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{hr})$ ، مقدار غشای 4400 به $780 \mu\text{s}$ هدایت الکتریکی نمونه پساب از 4400 به $780 \mu\text{s}$ ، مقدار شار، رشد اندکی را نشان داده است لذا می‌توان امیدوار بود که تغییرات غلظتی، تاثیر چندانی بر مقدار شار نداشته باشد. همچنین با عنایت به کاهش اندک شار پس از حدود 30 h استفاده از غشا بدون هیچ‌گونه سیستم تمیزکاری، کارایی روش تقطیر غشایی برای نمونه‌های پساب مشابه در سایر صنایع نفتی امیدوارکننده است اما به دلیل ماهیت متغیر مواد شیمیایی موجود در پساب صنایع مختلف، تحقیقات مشابه بر روی نمونه‌های واقعی ضرورت دارد. براساس نتایج آنالیز آب تصفیه شده خروجی از سامانه تقطیر غشایی، مقدار بار آلی پساب اولیه به کمتر از 4 mg/L و فاکتورهای TDS و کلراید به کمتر از 8 mg/L کاهش یافته و سایر پارامترهای مهم نظیر مواد معلق،

سختی، قلیائیت، سولفات، آهن، منگنز و سیلیکا به کلی حذف گردیده است. همچنین pH آب تصفیه شده به روش تقطیر غشایی در محدوده $6/5 - 7/5$ قرار گرفته که نشان‌دهنده خنثی بودن تقریبی آب تولیدی است. مقادیر قابل قبول به دست آمده از آنالیز آب خروجی سامانه MD، به خوبی نشان می‌دهد که پساب خروجی تصفیه‌خانه پالایشگاه بندرعباس با استفاده از تصفیه تکمیلی انجام شده در این تحقیق، برای استفاده در تمامی نیازهای صنعتی از قبیل آب تغذیه بویلر، آب خنک‌کننده، آب فرآیندی و سایر مصارف عمده قابل استفاده مجدد خواهد بود.

در حال حاضر، مقدار $150 \text{ m}^3/\text{h}$ آب تصفیه شده خروجی از تصفیه‌خانه پساب صنعتی پالایشگاه بندرعباس مطابق استانداردهای زیست محیطی حداقلی به دریا ریخته شده و عملاً هدر می‌رود. با عنایت به طرح‌های افزایش ظرفیت و نیاز شدید پالایشگاه بندرعباس به آب‌های صنعتی جهت مصارف بویلرها، آب خنک‌کننده در هر دو سیستم گردشی بسته و باز، استفاده از روش تقطیر غشایی جهت تصفیه تکمیلی آب خروجی تصفیه‌خانه و استفاده مجدد می‌تواند بسیار مفید باشد. با توجه به توسعه فضای سبز مجموعه، مصارف آب باغبانی پالایشگاه مذکور در حال حاضر در حدود $50 \text{ m}^3/\text{h}$ است که تصفیه بخشی از آب خروجی تصفیه‌خانه به روش تقطیر غشایی و استفاده در بخش آبیاری فضای سبز به صورت مستقل و یا در ترکیب با بخش دیگری از آب خروجی تصفیه‌خانه گزینه مناسب دیگری جهت مدیریت منابع آب مجموعه است. همچنین با نگاهی به نیازهای آبی رو به رشد صنایع هم‌جوار پالایشگاه بندرعباس نظیر شرکت‌های فولاد، روی، آلومینیوم، پالایشگاه میعانات گازی ستاره خلیج فارس و ...، تصفیه تکمیلی آب خروجی تصفیه‌خانه پالایشگاه بندرعباس و فروش به این صنایع نیز گزینه اقتصادی پیش‌روی جهت آغاز سرمایه‌گذاری در این بخش خواهد بود.

مراجع

- [1]. Lawson K. W. and Lloyd D. R., "Membrane distillation," J. Mem. Sci., Vol. 124, pp. 1–25, 1997.
- [2]. Drioli E., Ali A. and Macedonio F., "Membrane distillation: Recent developments and perspectives," J. Desal., Vol. 356, pp. 56-84, 2015.
- [3]. Wang P. and Chung T., "Recent advances in membrane distillation processes: Membrane development, configuration design and application exploring," J. Mem. Sci., Vol. 474, pp. 39-56, 2015.
- [4]. Qtaishat M. R. and Banat F., "Desalination by solar powered membrane distillation systems," J. Desal., Vol. 308, pp. 186-197, 2013.
- [5]. Khayet M., "Solar desalination by membrane distillation: Dispersion in energy consumption analysis and water production costs (a review)," J. Desal., Vol. 308, pp 89-101, 2013.
- [6]. Tijng L., Woo Y.C., Choi J.S., Lee S., Kim S. H. and Shon H.K., "Fouling and its control in membrane distillation -A review," J. Memsci., Vol. 475, pp. 215-244, 2015.
- [7]. Ahmadun F., Pendashteh A., Abdullah L.C., Biak D. R. A., Madaeni S. S. and Zainal Abidin Z., "Review of technologies for oil and gas produced water treatment," J. of Hazardous Materials, Vol. 170, pp 530–551, 2009.
- [8]. Macedonio F., Ali A., Poerio T., El-Sayed E., Drioli E. and Abdel-Jawad M., "Direct contact membrane distillation for treatment of oilfield produced water," J. Seppur, Vol. 126, pp. 69–81, 2014.
- [9]. Singh D. and Sirkar K. K., "Desalination of brine and produced water by direct contact membrane distillation at high temperatures and pressures," J. Mem. Sci., Vol. 389, pp. 380–388, 2012.
- [10]. Alkhudhiri A., Darwish N. and Hilal N., "Produced water treatment: Application of Air Gap Membrane Distillation," J. Desal., Vol. 309, pp. 46–51, 2013.
- [11]. Duong H. C., Chivas A. R., Nelemans B., Duke M., Gray S., Cath T. Y. and Nghiem L. D. "Treatment of RO brine from CSG produced water by spiral-wound air gap membrane distillation — A pilot study," J. Desal., Vol. 366, pp. 121–129, 2015.
- [12]. Shirazi M. M. A. and Kargari A., "A review on application of membrane distillation (MD) process for wastewater treatment," Journal of Membrane Science and Research, open 2015.
- [13]. Zarasvand Asadi R., Suja F., Tarkian F., Mashhoon F., Rahimi S. and Atash Jameh A., "Solar desalination of Gas Refinery wastewater using membrane distillation process," J. Desal., Vol. 291, pp 56-64, 2012.
- [۱۴]. باتمانی م.، عبدالله‌خانی ن. و انوری‌پور ب.، "بررسی فرآیندهای تقطیر غشایی در تصفیه پساب‌های صنعتی،" دومین همایش ملی مدیریت پساب و پسماند در صنایع نفت و انرژی، هم‌اندیشان انرژی‌کیما، تهران، ایران، ۱۳۷۹.
- [۱۵]. اکبرآبادی م. و محمدی ت. "تصفیه پساب‌های نفتی به‌روش تقطیر غشایی،" کارشناسی ارشد، دانشگاه علم و صنعت ایران، ایران، ۱۳۸۳.
- [۱۶]. فالحی م. د. و مظفری ا.، "مدل‌سازی تقطیر غشایی با لایه هوا AGMD برای تولید آب شیرین از آب‌های شور،" همایش تخصصی نمک‌زدایی آب‌های شور، لب شور و تصفیه پساب، دانشگاه صنعت آب و برق، ایران، ۱۳۹۱.

- [۱۷]. صدیفیان غ. و صادقی م.، "مطالعه فرآیند انتقال جرم در تقطیر غشایی اسمز و بررسی تأثیر پارامترهای فرآیندی"، یازدهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران، دانشگاه تربیت مدرس، ایران، ۱۳۸۵.
- [۱۸]. رستگاری ا.، "بررسی فرآیندهای متداول تصفیه غشایی و معرفی راهکاری نوین جهت رفع محدودیتهای فرآیندهای متداول"، همایش تخصصی نمک زدایی آب‌های شور، لب شور و تصفیه پساب، دانشگاه صنعت آب و برق، ایران، ۱۳۹۱.
- [۱۹]. سیدی س. م.، حسینی م. و انوری پور ب.، "مطالعه مکانیزم روش نوین تقطیر غشایی در خلاء در تصفیه پساب صنعتی"، سومین همایش ملی مدیریت پساب و پسماند در صنایع نفت و انرژی، هم‌اندیشان انرژی، کیمیا، تهران، ایران، ۱۳۹۱.
- [۲۰]. کاظمی پ. و محمدی ت.، "تصفیه پساب‌های فنلی با استفاده از فرآیند تقطیر غشایی تحت خلاء"، چهاردهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران، دانشگاه صنعتی شریف، ایران، ۱۳۹۱.
- [21]. Rice E. W., Baird R. B. and Eaton A. D., "Standards method for the examination of water and wastewater," 23rd Edition, TechStreet, 2017.
- [22]. Eykens L., De Sitter K., Dotremont C., Pinoy L. and Van der Bruggen B., "How to optimize the membrane properties for membrane distillation: A review," Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 55, pp.9333-9343, 2016.
- [23]. Roque-Malherbe R. M. A., "Adsorption and diffusion in nanoporous materials," CRC Press, Taylor & Francis Group, Florida, 2007.
- [24]. Du H., Li J., Zhang J., Su G., Li X. and Zhao Y., "Separation of hydrogen and nitrogen gases with porous graphene membrane," J. Phys. Chem. C, Vol.115, pp. 23261- 23266, 2011.
- [25]. Drioli E., Ali A., Simone S., Macedonio F., AL-Jlil S.a., Al Shabonah F. S., Al-Romaih H. S., Al-Harbi O., Figoli A. and Criscuolo A., "Novel PVDF hollow fiber membranes for vacuum and direct contact membrane distillation applications," Sep. Purif. Technol., Vol. 115, pp. 27-38, 2013.
- [26]. Curcio E., Criscuoli A. and Drioli E., "Membrane crystallizers," Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 40, pp. 2679-2684, 2001.
- [۲۷]. دفتر نظام فنی اجرایی، دفتر مهندسی و معیارهای فنی آب و آبفا، "راهنمای طبقه‌بندی کیفیت آب خام، پساب‌ها و آب‌های برگشتی برای مصارف صنعتی و تفریحی"، نشریه شماره ۴۶۲، معاونت برنامه‌ریزی و نظارت راهبردی رییس جمهور، تهران، ایران، ۱۳۸۷.



Investigation of Membrane Distillation Process as a Tertiary Wastewater Treatment of Bandar Abbas Oil Refinery for Reuse in Industry

Mahdi Jalayer¹, Mohammad Karimi^{2*}, Seyed Mehdi Borghei³ and Amir Hessam Hassani¹

1. Natural Resources and Environment Department, Science and Research Branch, Islamic Azad University, Tehran, Iran

2. Textile Engineering Department, Amir Kabir University of Technology, Tehran, Iran

3. Chemical and Petroleum Engineering Department, Sharif University of Technology, Tehran, Iran

mkarimi@aut.ac.ir

DOI: 10.22078/pr.2018.3042.2410

Received: December/12/2017

Accepted: September/10/2018

INTRODUCTION

Regarding the poor quality of most treated wastewater of refineries for reuse in the industrial sector, the need for completeness treatment is unavoidable. According to the tightening of environmental standards on the one hand and the need for reuse of treated wastewater in the industry on the other hand, the need for feasibility study and research in the field of new membrane technologies is becoming increasingly evident. Membrane distillation (MD) is nowadays considered as a new membrane separation process in the world [1]. The improvement of the membrane distillation process in the world as a substitute for routine separation processes, such as distillation and reverse osmosis, is under investigation by researchers [2-6]. The use of a

membrane distillation process for oil refinery treatment was reported by Mecedonio and his colleagues in 2014 [7]. Moreover, membrane distillation was used by Singh and Sirkar to refine simulated oil wastewater [8]. In this research, in order to feasibility study of using refinery wastewater as feed for membrane distillation process, at first, the output water of the refinery of Bandar Abbas Oil Refinery was analyzed during four months, and the values of important output parameters were determined. After construction of the membrane distillation module and the AGMD laboratory scale pilot, the analyzed refinery wastewater fed to the system and the effect of process factors such as changes in the feed temperature, air gap distance, feed concentration and membrane pore size effects

on the amount of flux produced for two commercial membranes were studied. Also, the amount of flux reduction due to membrane fouling was studied using a 0.45 micron membrane which was used multiple times compared to the new membrane. Finally, the analysis of the quality of the product obtained from the membrane distillation system was carried out, and comparing the results with the standards values for use in the industrial sector was discussed.

EXPERIMENTAL PROCEDURE

MATERIALS

In experiments, two types of PTFE membranes made by Membrane Solutions Company with trade codes MSPTFE022B and MSPTFE045B with pore sizes of 0.45 and 0.22 μm were used.

MODULE AND LAB-SCALE PILOT DESIGN

The AGMD module is made of Plexiglas and has two hot and cold flow chambers on both sides and an interchangeable air gap. In this module, a thin copper sheet of 0.2 mm thickness was used as a condenser and cooling plate. Figure 1 shows an overview of the designed module and laboratory pilot.

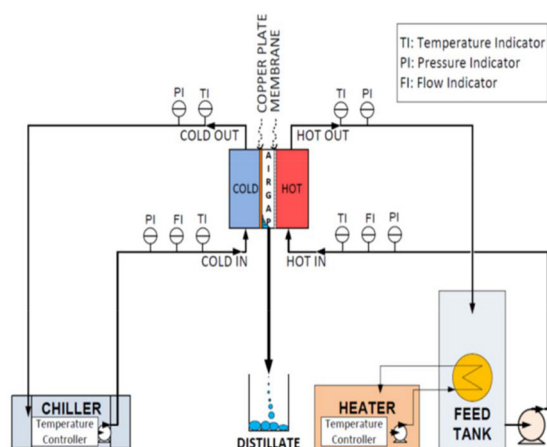


Figure 1: Module and Lab-Scale Pilot Schematic.

In order to measure changes in the amount of flux by the change in the distance between the membrane and the condenser copper plate (Air Gap), feed at various temperatures at 40, 50, 60, 70 and 80 $^{\circ}\text{C}$ entered the module, and the amount of flux in the two possible air gap modes (6 and 12 mm) was calculated. Two membranes with pore sizes of 0.22 and 0.445 μm were used to study the effect of membrane pore size on flux value.

In order to investigate the effect of feed concentration, different effluents with electrical conductivity of 4400, 780, 2100 and 3200 $\mu\text{S}/\text{cm}$ were compared to the feed water.

RESULTS AND DISCUSSION

EFFECT OF MEMBRANE PORE SIZE

The amount of flux has increased with increasing the size of membrane pores. At 80 $^{\circ}\text{C}$, the mean flux for membrane with 0.45 μm pore size was 12.29 $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ that decreased to 11.10 for 0.22 μm pore size.

EFFECT OF AIR GAP

In both cases, the air gap of 6 and 12 mm, with increasing feed temperature, also increased the flux. At 80 $^{\circ}\text{C}$, the mean flux for module with 6mm air gap was 16.44 $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ that decreased to 12.29 for 12 mm air gap case.

EFFECT OF FEED CONCENTRATION

Reducing the concentration increased the amount of flux in all feed samples at any temperature. By increasing the feed EC from 4400 to 5200 $\mu\text{S}/\text{cm}$, the amount of flux changed from 12.29 to 11.25 $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{h}$.

WATER QUALITY ASSESSMENT

By comparing the quality of distilled water produced from the membrane distillation module with the standard range of industrial water, clearly, the quality of this water is evident at the high

est level required by the industrial water standards.

CONCLUSIONS

According to the results of this study, both types of membranes used in tests with pore sizes of 0.22 and 0.45 microns have the required performance to provide minimum flux. However, the maximum flux produced by using a 0.45 μm membrane, with 6 mm air gap, and at 80 °C feed temperature, yielded 16.44 kg / m².h which can be acceptable. Increasing the air gap reduces the flux, which results are consistent with the results of other investigations. Also, with a reduction in the electrical conductivity (EC) of the wastewater from 4400 to 780 $\mu\text{S/cm}$, the flux value has shown a little growth; therefore, it would be hoped that the changes in concentration would not have much effect on the amount of flux.

REFERENCES

- [1]. Lawson K. W. and Lloyd D. R., "Membrane distillation," *j.mem.sci.*, Vol. 124, pp. 1–25, 1997.
- [2]. Drioli E., Ali A. and Macedonio F., "Membrane distillation: Recent developments and perspectives," *j.desal.*, Vol. 356, pp.56-84, 2015.
- [3]. Wang P. and Chung T., "Recent advances in membrane distillation processes: Membrane development, configuration design and application exploring," *j.mem.sci.*, Vol. 474, pp.39-56, 2015.
- [4]. Qtaishat M. R. and Banat F., "Desalination by solar powered membrane distillation systems," *j.desal.*, Vol. 308, pp.186-197, 2013.
- [5]. Khayet M., "Solar desalination by membrane distillation: Dispersion in energy consumption analysis and water production costs (a review)," *j.desal.*, Vol. 308, pp 89-101, 2013.
- [6]. Ahmadun F., Pendashteh A., Abdullah L.C., Biak D. R. A., Madaeni S. S. and Zainal Abidin Z., "Review of technologies for oil and gas produced water treatment," *J.of Hazardous Materials*, Vol. 170 , pp 530–551, 2009.
- [7]. Macedonio F., Ali A., Poerio T., El-Sayed E., Drioli E. and Abdel-Jawad M., "Direct contact membrane distillation for treatment of oilfield produced water," *j.seppur*, Vol. 126, pp. 69–81, 2014.
- [8]. Singh D. and Sirkar K. K., "Desalination of brine and produced water by direct contact membrane distillation at high temperatures and pressures," *j.mem.sci.*, Vol. 389, pp. 380–388, 2012.