

امکان سنجی استحصال آب از دود بویلر نیروگاه سیکل ترکیبی

چکیده: امروزه به دلیل کمبود منابع آب بازیافت و استحصال آب مورد توجه بیشتر قرار گرفته است. از جمله منابع آب، بخار آب موجود در محصولات احتراق است. در این پژوهش به طور نمونه میزان بخار آب موجود در دود خروجی واحد نیروگاه سیکل ترکیبی کاشان در فصول و شرایط مختلف پیش بینی شد که میزان قابل توجه ۲۲/۶ لیتر بر ثانیه در فصل زمستان است. سپس سیستم های مرسوم جداسازی جریان های گازی، جذب سطحی جامدی و مایعی، خنک کنندگی چگالشی، جداسازی برودتی و فرآیند غشایی جهت امکان سنجی استحصال آب از دود مورد بررسی قرار گرفت و مورد ارزیابی فنی و اقتصادی قرار گرفتند. در این حالت پارامترهای کیفیت آب، صرفه جویی مصرف انرژی، هزینه سرمایه گذاری، هزینه بهره برداری و تکامل تکنولوژی به عنوان پارامترهای ارزیابی در نظر گرفته شدند. نتیجه مقایسه نشان دهنده برتری سیستم غشایی از نوع سرامیکی نانو فیلتر متخلخل بود. با فرض میزان ۴۰٪ استحصال آب موجود در جریان دود سیستم غشایی دارای هزینه سرمایه گذاری بسیار پایین تری نسبت به سیستم های دیگر است و بر اساس داده های نیروگاه کاشان استحصال آب ۹/۳۲ لیتر آب بر ثانیه قابل انتظار است.

واژه های راهنما: سیکل ترکیبی، استحصال آب، توربین گاز، دود خروجی نیروگاه، سیستم غشایی

علی اکبر
قبادی فومشی
دانشجوی دکتری

حمیدرضا طباطبایی*
استادیار

یاسر ملایی برزی
استادیار،
گروه مهندسی مکانیک،
واحد کاشان، دانشگاه آزاد اسلامی،
کاشان، ایران

مقاله علمی پژوهشی
دریافت: ۱۴۰۳/۰۲/۲۵
بازنگری: ۱۴۰۳/۰۴/۲۴
پذیرش: ۱۴۰۳/۰۵/۱۶

**Ali Akbar
Ghobadi**
PhD Student

**Hamidreza
Tabatabaei***
Assistant Professor

**Yaser
Mollaei Barzi**
Assistant professor,
Department of
Mechanical
Engineering, Kashan
Branch, Islamic Azad
University, Kashan,
Iran

Feasibility of extracting water from boiler smoke of combined cycle power plant

Abstract: Nowadays, due to scarcity of water resources, water recycling and extraction have been given more attention. Among sources of water is water vapor in combustion products. In this research, as an example, amount of water vapor in exhaust smoke of Kashan combined cycle power plant unit was predicted in different seasons and conditions, which is a significant amount of 22.6 liters per second in winter season. Then, conventional systems of separation of gas streams, solid and liquid surface absorption, condensation cooling, cryogenic separation and membrane process were investigated for feasibility of extracting water from smoke and were evaluated technically and economically. In this case, water quality parameters, energy saving, investment cost, operation cost and technology evolution were considered as evaluation parameters. Result of comparison showed superiority of ceramic membrane system of porous nano filter. Assuming 40% extraction of water in smoke flow, membrane system has a much lower investment cost than other systems and based on data of Kashan power plant, extraction of 9.32 liters of water per second can be expected.

Keywords: Combined cycle, Water extraction, Gas turbine, Power plant exhaust smoke, Membrane system

۱- مقدمه

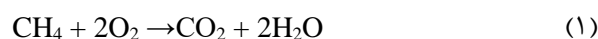
در سال‌های اخیر تحقیقات زیادی در این زمینه‌ها برای جریان‌های گازی مختلف برای روش‌های جداسازی متفاوت انجام شده است، که از جمله آنها می‌توان به موارد زیر اشاره کرد: بلوک و همکاران در سال ۲۰۱۸ از فرآیند جذب سطحی با کربن فعال برای بازیابی بخار بنزین استفاده کردند. بازدهی فرآیند آنها حدود ۹۹٪ گزارش شد، اما به دلیل محدودیت ظرفیت جذب جاذب، فرآیند نیاز به بازیابی پیوسته جاذب پس از تکمیل ظرفیت جذب آن داشت. طی ۳ هفته کاری، میزان ۴۷۰۰۰ لیتر بنزین از ۵۵۰۰۰ لیتر بنزین تبخیری بازیابی گردید (بازدهی حدود ۸۵٪) [۴]. در سال ۲۰۲۰ در کار تانگ و همکاران از TiO₂ و RGO به عنوان اصلاح کننده فوتوکاتالیست‌های MOF شامل ZIF-8، Uio-66 و Cu-BTC استفاده شد و ظرفیت جذب ترکیب‌های نرمال هگزان، متان، پروپان و متانول بر روی آنها بررسی شد [۵]. در سال ۲۰۱۹ در کار پتروسوا و همکاران از غشای کامپوزیتی پلی آمید بر روی پایه Toray TM710D برای جداسازی بخار نرمال هگزان از نیتروژن با فرآیند اسمز معکوس استفاده شد [۶].

در سال ۲۰۱۸ نیز درستی و همکاران اثر افزودن چارچوب-های آلی فلزی به غشای پباکس مورد آزمایش قرار دادند. آنها غشاهای شبکه آمیخته پباکس/پرکن‌های آهن-بنزن تری کربوکسیلات Fe-BTC را ساخته و آزمایش تراوش پذیری گازهای متان و دی اکسید کربن را بر روی غشاها در فشار ۳bar و دمای ۲۵ درجه سلسیوس انجام دادند [۷]. همچنین فراشی و همکاران غشاهای پلیمری نانوکامپوزیتی را در سال ۲۰۱۹ برای جداسازی گازی ساختند که در آن، درصدهای مختلفی از اکسید آلومینیوم را به پباکس افزوده و تراوش پذیری غشاها را در دمای ۲۵°C و فشارهای مختلف برای گازهای CO₂ و CH₄ اندازه گیری کردند. نتایج به دست آمده عملکرد جداسازی بهتری (تراوش پذیری CO₂ و گزینش گری CO₂/CH₄ را نشان دادند [۸]. در تحقیقی دیگر برناردو و همکاران در سال ۲۰۲۰ غشای کامپوزیتی پباکس/پلی سوربات تهیه کرده و آن را مورد مطالعه و بررسی قرار دادند. آنها توانستند با بارگذاری ۵۰٪ وزنی از پرکن در غشای پلیمری، میزان تراوش پذیری دی اکسید کربن را برای غشای خالص از ۶۶/۵barrer به ۱۴۴barrer برسانند [۹]. دالن و دانگ در سال ۲۰۱۹ آب‌زدایی از گاز با فرآیندهای غشایی (شبه‌سازی و بهینه‌سازی فرآیند) را به بررسی پرداختند. با معرفی دو واحد ترموپراسیون به صورت سری، در مقایسه با یک طرح با یک واحد ترموپراسیون سرعت جریان TEG ۵۵٪، حجم غشاء ۱۴/۶٪ و تقاضای انرژی ۳۷/۸٪ کاهش یافت. با این

با افزایش سریع جمعیت و صنعتی شدن جوامع بشری، کمبود آب شیرین به یک چالش جهانی تبدیل شده است [۱]. عوامل دیگر از جمله توسعه صنعتی، کشاورزی و اقتصادی و تغییرات سریع آب و هوای جهان نقش مهمی در تشدید چالش کمبود آب در سراسر جهان بازی می‌کنند. لازم به ذکر است که حدود ۹۷ درصد از سطح زمین توسط آب شور به شکل اقیانوس‌ها و دریاها پوشیده شده است [۲]. در آینده نزدیک، حدود ۲-۷ میلیارد نفر در سراسر جهان با چالش کمبود آب شیرین روبرو خواهند شد [۳].

در فرآیندهای صنعتی ضرورت بازیافت و استفاده مجدد از آب به منظور به حداقل رساندن نیاز به آب شیرین بیش از پیش احساس می‌شود. مسائل و مشکلات ناشی از تأمین آب برای کارخانجات صنعتی جدید و فعلی حائز اهمیت هستند، زیرا منابع آب شیرین محدود می‌باشد و طبق آنچه گفته شد با پیش‌بینی بحران کم‌آبی و بیان این موضوع که درصد قابل توجهی از جمعیت جهان در مناطق کم‌آب یا بدون آب زندگی خواهد کرد، قطعاً یکی از چالش‌های بزرگ پیش رو، تهیه آب برای جمعیت رو به رشد و صنعت است [۱]. فعالیت‌های زیادی برای کشف و دستیابی به منابع جدید آب به غیر از موارد موجود در دست انجام است که از جمله می‌توان به فرآیند تولید و آزادسازی بخار آب در محصولات احتراق یک سوخت فسیلی به عنوان قسمتی از بزرگترین منبع آب یعنی بخار آب موجود در اتمسفر اشاره کرد.

با در نظر گرفتن معادله واکنش احتراق یک سوخت فسیلی (برای مثال متان) در یک احتراق ایده ال داریم:



به ازای سوختن یک مول متان دو مول آب تولید می‌گردد و به صورت بخار در اتمسفر رها می‌شود. اگر میزان محصولات احتراق زیاد باشد مانند بویلرهای نیروگاهی یا توربین‌های گازی نیروگاهی میزان آب تولید شده قابل توجه خواهد بود. حال اگر بتوانیم به روشی این آب را از محصولات احتراق استحصال نماییم، منبع آب قابل توجهی جهت مصرف نیروگاه ایجاد خواهد شد. آب استحصال شده می‌تواند جهت مصرف صنعتی و یا با خالص سازی آماده مصرف آشامیدنی گردد. با توجه به تحقیقات گذشته مهمترین روش‌های جداسازی از جریان‌های گازی شامل موارد جداسازی توسط مایعات جاذب، جداسازی با استفاده از جامدات جاذب، استفاده از میعان و سرد کردن گاز، استفاده از غشاها می‌باشد.

استفاده از اتصال دهنده عرضی به منظور جداسازی گاز دی اکسیدکربن و گازهای سبک بررسی کردند. انتخاب پذیری دی اکسیدکربن/متان و دی اکسیدکربن/نیتروژن بعد از اضافه شدن HFBAA بعنوان اتصال دهنده عرضی به شبکه پلیمر پلی متیل پنتین (PMP) افزایش یافت ولی انتخاب پذیری دی اکسیدکربن/هیدروژن کاهش پیدا کرد [۱۶].

در سال ۲۰۱۸ عیسی نژاد و همکارانش تهیه غشاهای شبکه آمیخته مبتنی بر پلی اتر بلاک آمید (Pebax) و اثرات بارگذاری پرکن سیلیکا بر روی تراوایی و انتخاب پذیری دی اکسیدکربن/متان را بررسی نمودند. آنها مشاهده کردند که در ۱۵ درصد وزنی پرکن اصلاح شده با آمین تراوایی دی اکسید کربن در غشا با پرکن سیلیکا و همچنین انتخاب پذیری ایده آل به ترتیب ۱۰ و ۱۴ درصد افزایش یافت [۱۷]. هوانگ و همکاران در سال ۲۰۱۸ میلادی غشاهای بسیار آبریز پایدار برای جذب طولانی مدت CO₂ در تماس دهنده‌های غشایی ساختند. برای ساخت غشاهای نانو ذرات اکسید روی بر سطح خارج الیاف شیشه-ای نشانده شدند. پوشش غشای تولید شده سپس با FAS17 اصلاح شده و سپس پلیمر PVDF-HFP بر روی غشاء پوشش داده شد [۱۸]. پنگ و همکاران در سال ۲۰۱۸ اثر غیر حلال‌های مختلف بر ساختار غشاهای PVDF برای جذب CO₂ در تماس دهنده‌های غشایی را بررسی کردند. غیر حلال‌های لیتیوم کلراید و فسفریک اسید و مخلوط آنها با نسبت ۰-۸٪ در محلول پلیمری و اثر آنها بر ساختار غشاها بررسی گردید. با افزایش غلظت غیر حلال در محلول پلیمری ساختاری اسفنجی شکل بدست آمده و غشاهای اندازه حفرات کوچکتری نشان دادند. با افزودن ۸٪ فسفریک اسید به محلول پلیمری بیشترین شار جذب برای غشاهای الیاف توخالی PVDF بدست آمد [۱۹].

رن و همکاران در یک بررسی به تحقیقات تکمیل شده و در حال انجام در مورد جداسازی غشایی آب در گاز دودکش پرداخته‌اند و مزایا و چالش‌های فناوری‌های مبتنی بر غشاء فعلی در بازیابی منابع آب را خلاصه کرده‌اند [۲۰].

آلابید و دینکا جنبه‌های فنی و هزینه‌ای بکارگیری غشاهای پلیمری دو مرحله‌ای در یک نیروگاه زغال سنگ با ظرفیت ۳۳۰ مگاوات را مورد بررسی قرار دادند. در مطالعه آنها فرآیند جذب غشایی CO₂ پس از احتراق را با استفاده از نرم‌افزار CHEMCAD با چندین پارامتر و با یک انبساط دهنده برای کاهش هزینه کل مورد تحقیق قرار گرفت. شبیه‌سازی نتایج امیدوارکننده‌ای را در مورد کاهش مصرف انرژی و هزینه پس از استفاده از یک انبساط دهنده برای نرخ جذب بالا (بیش از ۹۰٪) و غلظت CO₂ بیش از ۹۵٪ نشان داد [۲۱].

حال، افزایش تعداد مراحل احیاء، پیچیدگی را با معرفی هیترهای اضافی افزایش داد [۱۰].

کانگ و همکاران در سال ۲۰۱۸ اصلاح فن آوری‌های موجود گلیکول در آب‌زدایی از گاز برای بهبود خواص و راندمان جذب به بررسی پرداختند. این بررسی به طور خلاصه فرآیندهای مختلف را ارائه کرده و در مورد مکانیسم‌های آنها، نمودار جریان فرآیند، مزایا، اشکال و وضعیت فعلی توضیح داد. آثار مرتبط از سال ۱۹۹۱ تا ۲۰۱۷ گردآوری شده و شکاف‌های موجود به عنوان توصیه برای کارهای آینده برجسته گردید [۱۱]. شین و همکاران طی پژوهشی یک سری غشاهای زمینه مرکب شامل Pebax-1657 به عنوان زمینه پلیمری، مشتقات پلی اتیلن گلیکول (PEG) با وزن مولکولی پایین به عنوان افزودنی و گرافن اکساید (GO) با درصد‌های مختلف به عنوان نانو پرکننده، برای جداسازی گازهای CO₂/N₂ تهیه کردند. آمیزه پلی (اتیلن گلیکول)-متیل اتیل آکریلات (MEA-PEG) با زمینه Pebax به طور قابل توجهی تراوایی CO₂ را بدون کاهش گزینش پذیری CO₂/N₂ بهبود بخشید. نتایج نشان داد که غشاء آلیاژی Pebax/PEG-MEA شامل ۵۰٪ وزنی PEG-MEA، به دلیل افزایش حجم آزاد افزایش چشمگیری در تراوایی CO₂ از ۸۰ بارر به ۵۷۲ بارر در مقایسه با غشای خالص نشان داد [۱۲].

طی تحقیقی که در سال ۲۰۲۱ توسط کجاباد و همکاران به منظور جداسازی دی اکسیدکربن از نیتروژن با استفاده از غشاهای انتقال تصحیح یافته برای بهبود عملکرد غشاء صورت گرفت؛ به این نتیجه رسیدند که استفاده از آنیلین با نسبت وزنی ۵۰٪ به منظور عامل انتقال دهنده، نفوذپذیری و انتخابگری را به صورت همزمان افزایش داد [۱۳]. در سال ۲۰۱۹، بورخارد و همکارانش که بر روی جداسازی گازهای حاصل از تخمیر کار می‌کردند، فرآیند هیبریدی را مطرح کردند. هدف آنها بررسی اقتصادی و عملکرد واحد بود. در مقایسه، واحد جذب سطحی با تناوب فشار، خلوص بسیار بالایی حاصل کرد در حالی که بازیابی پایینی داشت. فرآیند غشایی هزینه نسبتاً پایین و نیاز به خلوص بالایی داشت (خلوص بسیار بالا را نمی‌تواند تأمین کند) [۱۴].

در سال ۲۰۱۸ مظفری و همکارانش غشاهای دولایه با تراوایی بالای دی اکسیدکربن شامل یک لایه پلی اتر بلاک آمید (Pebax) پوشش داده شده به عنوان یک لایه دوست که با ذرات MOF پر شده‌اند، روی غشای پایه متخلخل از جنس پلی متیل پنتین (PMP)، برای دستیابی به جداسازی موثر دی اکسیدکربن/متان را ساختند [۱۵]. در سال ۲۰۱۸ عابدینی و همکارانش غشاهای شبکه آمیخته را با پلیمر پلی متیل پنتین (PMP)، با افزودن ذرات MOF، CuBTC به شبکه پلیمر با

۲- محاسبه میزان بخار آب دود خروجی دودکش

در این قسمت پارامترهای دود خروجی دودکش نیروگاه با توجه به آنالیز سوخت گاز طبیعی که در این نیروگاه به عنوان سوخت اصلی مورد استفاده قرار می‌گیرد محاسبه شده است. در ادامه میزان بخار آب موجود در دودکش این نیروگاه گازی با سوخت گاز طبیعی مشخص می‌گردد.

با وجود مزایای فراوانی که توربین‌های گازی دارند، تغییرات شرایط محیطی از جمله دما، فشار و رطوبت بر عملکرد آنها تأثیر فراوانی دارند. از آنجایی که آنها ماشین‌های مکنده‌ی هوا هستند کارایی آنها با هر عاملی که روی چگالی هوا یا جریان جرمی آن در ورودی کمپرسور اثر گذار باشد، تغییر می‌کند. پس دبی جرمی هوا با تغییر شرایط محیطی تغییر می‌کند، بنابراین میزان دبی دود تولید شده نیز متغیر خواهد بود.

رطوبت دود از سه منبع می‌آید: رطوبت سوخت، بخار آب حاصل از اکسید شدن هیدروژن سوخت و بخار آب حمل شده به محفظه احتراق از طریق هوای احتراق و هوای اضافی، پس مقدار بخار آب موجود در دود متغیر است.

طبق آنالیز سوخت ارائه شده از طرف آزمایشگاه سوخت، رطوبت موجود در سوخت اعلام نشده است و دلیل آن جزئی بودن مقدار آن است. بر همین اساس رطوبت سوخت در محاسبه میزان بخار آب موجود در دود نقشی ندارد.

بخار آب حاصل از دو منبع دیگر، بستگی به میزان سوخت و هوای مصرفی جهت واکنش احتراق و هوای خنک کاری دارد. لذا با توجه به تغییرات و شرایط آب و هوایی محیطی نسبت به حالت مرجع، دبی کمپرسور و به همان نسبت سوخت مورد نیاز با توجه به نسبت سوخت به هوا تغییر می‌کند که این تغییرات اثر خود را در معادله واکنش شیمیایی حاکم بر فرآیند احتراق سوخت نشان می‌دهد.

در این پروژه شرایط آب و هوایی را به صورت میانگین دماها در هر ماه و میانگین رطوبت نسبی هر ماه برای بازه ۱۰ سال مشخص کرده‌ایم، که این اطلاعات در جدول (۱) و همچنین شکل (۱) آورده شده‌اند.

با توجه به نمودار ارائه شده اختلاف دما در طول یک سال برای ماه‌های مختلف زیاد می‌باشد که جهت نشان دادن تأثیر دما بر میزان بخار آب در دود تولیدی یک توربین گازی دو دمای میانگین فصل سرد و گرم انتخاب شده و بر اساس این اطلاعات و نسبت به شرایط حالت مرجع مقایسه‌ای انجام خواهد شد.

سینق و همکاران بررسی جامعی از پیشرفت و چالش‌های مرتبط با جداسازی غشایی برای جداسازی گاز را انجام دادند. این بررسی به طور دقیق تأثیر پارامترهای جداسازی، از جمله ترکیب خوراک، سرعت جریان، دما و فشار را بر راندمان جداسازی تشریح کرد. این مقاله همچنین به پیشرفت‌ها و پیشرفت‌های اخیر در عملکرد جداسازی O_2 و N_2 مبتنی بر غشاء اشاره دارد و پیشرفت‌ها در این زمینه را نشان داد [۲۲].

کامیو و همکاران پیشرفت‌های اخیر در مواد آلی و معدنی برای غشاهای جداسازی CO_2 با کارایی بالا را از دیدگاه طراحی مولکولی تا دیدگاه مهندسی بررسی کردند. مکانیسم‌های جداسازی CO_2 و اثرات خواص مواد غشایی بر روی نفوذپذیری CO_2 نسبت به سایر گازهای سبک مورد بحث قرار دادند و پیشرفت‌های اخیر در مورد غشاهای پلیمری معدنی و شیشه‌ای با ساختارهای ریز متخلخل ذاتی، غشاهای پلیمری لاستیکی و غشاهای ژلی مبتنی بر مایع یونی را بررسی کردند. در نهایت، چالش‌ها و دیدگاه‌های تحقیقاتی آینده برای تجاری‌سازی فرآیند جذب و جداسازی CO_2 با استفاده از مواد با کارایی بالا را پیشنهاد دادند [۲۳].

کونسیسانو و همکاران بررسی جامعی از مدل‌سازی ماژول‌های جداسازی گاز غشایی و شبیه‌سازهای فرآیند جداسازی گاز غشایی را بررسی کردند. آنها لیستی از مدل‌سازی غشاء-ماژول برای مدل‌سازی و توسعه غشاهای جدید جداسازی گاز پیشنهاد دادند [۲۴].

با توجه به مقالات اگر چه تأکید زیادی بر حذف یا کاهش انتشار CO_2 از کارخانجاتی که سوخت فسیلی مصرف می‌نمایند، صورت گرفته اما توجه کمی به گرفتن بخارات آب در طول احتراق شده است.

هدف اصلی در این مقاله استحصال آب از دود خروجی دودکش نیروگاه کاشان با در نظر گرفتن موقعیت جغرافیایی کویری منطقه می‌باشد. در این مطالعه تکنولوژی‌های جداسازی گاز که جهت بازیافت آب مناسب هستند، با توجه به مطالعات و بررسی‌ها شناسایی می‌شوند. سپس روش‌های مناسب جهت بازیافت آب از لحاظ فنی و اقتصادی مورد مطالعه قرار می‌گیرند و با توجه به معیارهای فنی و اقتصادی بهترین روش انتخاب می‌گردد.

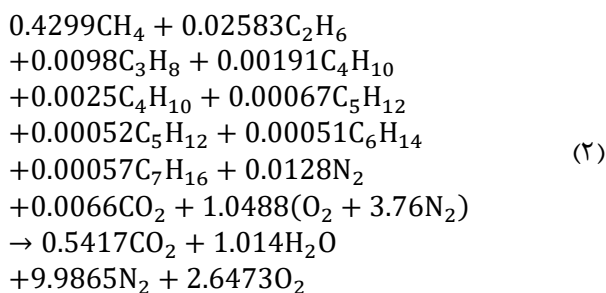
در این مقاله پارامترهای کیفیت آب، صرفه جویی مصرف انرژی، هزینه سرمایه‌گذاری، هزینه بهره‌برداری و تکامل تکنولوژی به عنوان شاخص‌های تصمیم‌گیری برای اولویت بندی روش جداسازی بخار آب بکار گرفته شده است.

شرایط محیطی برای این حالت از حالت ایزو در جدول (۲) تعریف می‌گردد. بر اساس مدارک موجود اطلاعات فنی واحد در جدول (۳) آورده شده است [۲۵].

جدول ۳ اطلاعات فنی در شرایط محیطی مختلف

شرایط محیطی	ایزو	تابستان	زمستان
دبی هوای کمپرسور (kg/s)	۵۱۰	۳۷۱/۸۰	۴۱۹/۴۵
دبی سوخت (kg/s)	۹/۲	۷/۱۸	۸/۶۲
دبی هوای نظری (kg/s)	۱۴۴/۶۸	۱۱۲/۹۹	۱۳۵/۶۰
درصد هوای اضافی (%)	۲۵۲/۴۲	۲۲۸/۹۷	۲۰۹/۴۰

حال اگر معادله واکنش شیمیایی حاکم بر فرآیند را با مدنظر قرار دادن سوخت مورد نیاز (شرایط ایزو و در بار بیس) و با فرض عدم تجزیه N₂ بنویسیم نتیجه به صورت جدول (۴) خواهد شد.



جدول ۴ ترکیبات دود خروجی در شرایط ایزو

درصد مولی	درصد جرمی	کیلوگرم	کیلومول	جزء
۳/۸۲	۵/۸۶	۲۳/۸۳	۰/۵۴۲	CO ₂
۷/۱۵	۴/۴۹	۱۸/۲۵	۱/۰۱۴	H ₂ O
۷۰/۳۳	۶۸/۸۰	۲۷۹/۶۲	۹/۹۸۷	N ₂
۱۸/۶۶	۲۰/۸۴	۸۴/۷۱	۲/۶۴۷	O ₂

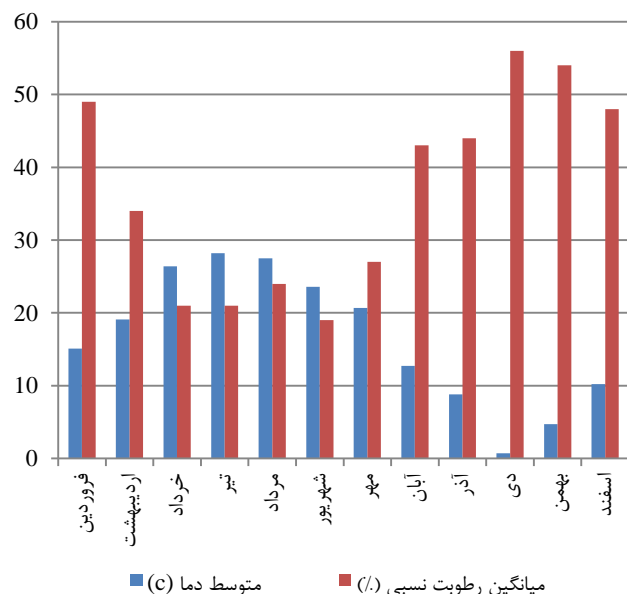
۲-۲- شرایط محیطی فصل تابستان

شرایط محیطی برای این حالت از حالت تابستان در جدول (۲) تعریف می‌گردد. بر اساس تست‌های عملکردی انجام شده اطلاعات و داده‌های عملکردی برای شرایط محیطی در جدول (۳) آورده شده است.

حال اگر معادله واکنش شیمیایی حاکم بر فرآیند را با مدنظر قرار دادن سوخت مورد نیاز (شرایط محیطی تابستان و در بار بیس) و با فرض عدم تجزیه N₂ بنویسیم نتیجه به صورت جدول (۵) خواهد شد.

جدول ۱ شرایط آب و هوایی کاشان

ماه	میانگین دما (°C)	میانگین رطوبت نسبی (%)
فروردین	۱۵/۱	۴۹
اردیبهشت	۱۹/۱	۳۴
خرداد	۲۶/۴	۲۱
تیر	۲۸/۲	۲۱
مرداد	۲۷/۵	۲۴
شهریور	۲۳/۶	۱۹
مهر	۲۰/۷	۲۷
آبان	۱۲/۷	۴۳
آذر	۸/۸	۴۴
دی	۰/۷	۵۶
بهمن	۴/۷	۵۴
اسفند	۱۰/۲	۴۸



شکل ۱ میانگین دما و رطوبت نسبی ماه‌های مختلف سال در شهر کاشان

جدول ۲ شرایط محیطی مختلف

شرایط محیطی	دما (°C)	فشار (mbar)	رطوبت نسبی (%)
ایزو	۱۵	۱۰۱۳/۲۵	۶۰
تابستان	۳۲/۵	۸۲۲/۸۵	۶/۲۶
زمستان	۷/۹۸	۸۲۹/۱۴	۳۳/۱

۱-۲- شرایط ایزو

جدول ۷ درصد وزنی بخار آب در شرایط انتخابی مختلف

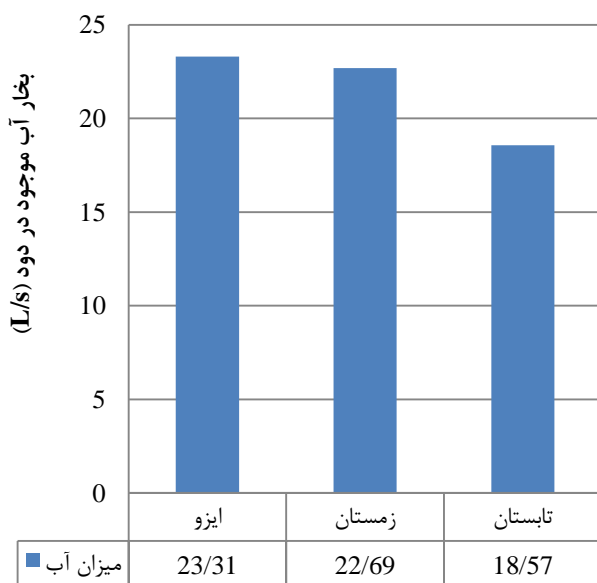
شرایط انتخابی	درصد وزنی
ایزو	۴/۴۹
محیطی تابستان	۴/۹
محیطی زمستان	۵/۳

مقدار دبی دود خروجی از دودکش برابر با مجموع دبی هوای ورودی کمپرسور و دبی سوخت تعریف می‌گردد. با استفاده از درصدهای وزنی جداول فوق و همچنین محاسبه دبی جرمی دود خروجی توربین از رابطه بالا میزان بخار آب موجود در دود در هر یک از سه موقعیت شرایط ایزو، تابستان و زمستان مطابق جدول زیر بدست می‌آید.

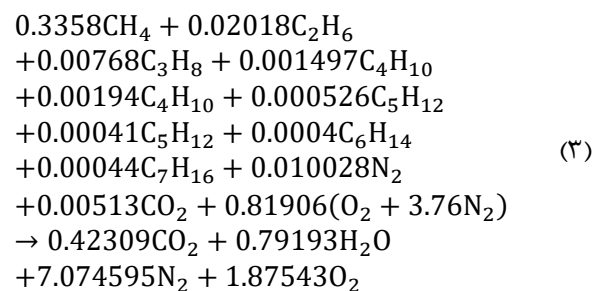
جدول ۸ میزان بخار آب موجود در دود

شرایط محیطی	دبی جرمی اگزاست توربین (kg/s)	میزان بخار آب (kg/s)
شرایط ایزو	۵۱۹/۲	۲۳/۳۱
شرایط محیطی تابستان	۳۷۸/۹۸	۱۸/۵۷
شرایط محیطی زمستان	۴۲۸/۰۷	۲۲/۶۹

با استفاده از اطلاعات ارائه شده در جدول فوق نمودار میزان بخار آب موجود در دود مطابق شکل (۲) می‌باشد.



شکل ۲ میزان بخار آب موجود در دود



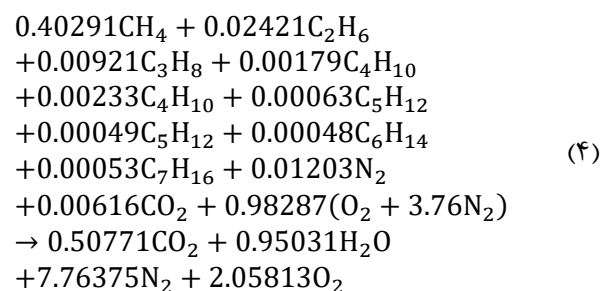
جدول ۵ ترکیبات دود خروجی در شرایط محیطی تابستان

درصد مولی	درصد جرمی	کیلوگرم	کیلومول	جزء
۴/۱۶	۶/۴	۱۸/۶۲	۰/۴۲	CO ₂
۷/۷۹	۴/۹	۱۴/۲۶	۰/۷۹	H ₂ O
۶۹/۶	۶۸/۱	۱۹۸/۰۹	۷/۰۸	N ₂
۱۸/۴۵	۲۰/۶	۶۰/۰۱	۱/۸۸	O ₂

۳-۲- شرایط محیطی فصل زمستان

شرایط محیطی برای این حالت از حالت زمستان در جدول (۲) تعریف می‌گردد. براساس تست‌های عملکردی انجام شده اطلاعات و داده‌های عملکردی برای شرایط محیطی در جدول (۳) آورده شده است.

حال اگر معادله واکنش شیمیایی حاکم بر فرآیند را با مد نظر قرار دادن سوخت مورد نیاز (شرایط محیطی زمستان و در بار بیس) و با فرض عدم تجزیه N₂ بنویسیم نتیجه به صورت جدول (۶) خواهد شد.



جدول ۶ ترکیبات دود خروجی در شرایط محیطی زمستان

درصد مولی	درصد جرمی	کیلوگرم	کیلومول	جزء
۴/۵	۶/۹۲	۲۲/۳۴	۰/۵۰۸	CO ₂
۸/۴۲	۵/۳	۱۷/۱۱	۰/۹۵	H ₂ O
۶۸/۸۳	۶۷/۳۷	۲۱۷/۳۶	۷/۷۶۴	N ₂
۱۸/۲۴	۲۰/۴۱	۶۵/۸۶	۲/۰۵۸	O ₂

موجود در نیروگاه را نیز تأمین نمود که قطعاً در صورت افزایش درصد میزان استحصال نیاز به مصرف آب از سایر منابع به صفر خواهد رسید.

۳- تکنولوژی‌های استحصال آب از دوده

روش‌های مختلفی جهت استحصال آب از گازها معرفی و مورد تحقیق قرار گرفته است که بسته به نوع آنها به چهار دسته اصلی زیر تقسیم بندی می‌شوند:

- ۱- جذب سطحی جامدی و مایعی
- ۲- خنک‌کنندگی چگالشی
- ۳- جداسازی پرودتی
- ۴- فرآیند غشایی

مقایسه تکنولوژی‌های مورد بحث در جدول (۹) داده شده است و نشان دهنده کاربرد احتمالی، احتمال بکارگیری در مقیاس بزرگ، خلوص آب، ایمنی و خطرات زیست محیطی و نتیجه‌گیری نیاز به مطالعات بیشتر می‌باشد. با استفاده از اطلاعات جدول مذکور سه روش جذب سطحی مایعی، خنک‌سازی چگالشی و تکنولوژی غشایی (نوع جداسازی گازی و تراوش تبخیری) در بررسی و مقایسه اولیه مناسب تشخیص داده می‌شوند و به عنوان روش‌های استحصال آب از دود معرفی و در بخش‌های بعدی مورد تحقیق و بررسی بیشتر قرار خواهند گرفت.

۴- تحلیل فنی تکنولوژی‌های استحصال آب از دود

با توجه به اطلاعات جدول (۹) بخش قبل سه تکنولوژی جذب مایع سطحی، خنک‌سازی چگالشی و تکنولوژی غشایی به منظور حذف آب از دود نیروگاه مورد بررسی بیشتر قرار خواهند گرفت. در این مرحله سعی می‌شود موارد مهم و اساسی که در امکان‌سنجی نقش دارند مورد بررسی قرار گیرند، در نتیجه به منظور بررسی و مقایسه فنی بین تکنولوژی‌های بازیافت آب بایستی مراحل زیر را طی کرد:

- رشد و تکامل تکنولوژی
- کارایی و بازده
- موارد مربوط به بهره‌برداری و مسائل ایمنی و زیست‌محیطی
- محاسبه میزان انرژی مصرفی هر یک از سیستم‌های استحصال آب از دود
- موارد متفرقه
- با توجه به اثر شرایط محلی (شرایط آب و هوایی مرطوب یا خشک) تنها رتبه بندی کیفی مطابق جدول (۱۰) می‌تواند انجام شود.

جدول ۹ مقایسه اولیه تکنولوژی‌های مطرح شده جهت بازیافت آب از دود یک نیروگاه سوخت فسیلی

تکنولوژی غشایی	چگالشی	خنک‌سازی	جداسازی پرودتی	جذب سطحی جامد	جذب سطحی مایع
بله	بله	بله	نه	نه	بله
معلوم نیست	مناسب جهت آب جبرانی برج خنک‌کن نه برای تغذیه آب	معلوم نیست	مناسب جهت تغذیه آب بویلر	مناسب جهت تغذیه آب بویلر	خلوص آب
بله	نه	بله	احتمالاً نه، نیاز به بررسی بیشتر	احتمالاً نه، نیاز به بررسی بیشتر	ایمنی و دارا بودن جنبه‌های زیست محیطی
بله	بله	بله	نه	نه	مطالعه بیشتر

بر اساس اطلاعات جدول (۸) و همچنین شکل (۲) در بدترین حالت دمایی نیروگاه کاشان میزان بخار آب موجود در دود یک واحد گازی نیروگاه کاشان حدود $18/5 \text{ L/s}$ است و در مجموع ۲ واحد گازی 37 L/s می‌شود که براساس میزان تقریبی 3 L/s روزانه آب مصرفی واحدهای نیروگاه و با در نظر گرفتن 1 L/s جهت تعمیرات و شارژ مجدد سیستم‌ها انتظار می‌رود با تکنولوژی مذکور و استحصال میزان ۲۰ درصد از این بخارات علاوه بر تأمین آب مصرفی مورد نیاز واحدهای صنعتی نیروگاه، بتوان قسمتی از آب مورد نیاز بخش‌های عمومی و فضای سبز

جدول ۱۰ معیارهای کیفیتی استحصال آب از دود

غشایی	خنک‌کنندگی چگالش	مایع آب‌زدا
۱	۳	۲
۲	۱	۳
۳	۲	۱

است. این تکنولوژی با کمترین درجه رشد در نظر گرفته می‌شود. باید برنامه‌ریزی کاملی در آینده‌ای نزدیک صورت پذیرد.

آب‌زدایی از دود از طریق گازشویی با محلول نمک آبدار غلیظ با فعالیت پایین آب (مانند LiBr، LiCl، LiNO₃، CaCl₂) یا گلیکول (مانند DEG، MEG، TEG) در نیروگاه‌هایی در مقیاس آزمایشی تست و مورد آزمایش قرار گرفته است اما به لحاظ تجاری استفاده نمی‌شود. از این تکنولوژی در مقیاس وسیع برای آب‌گیری از هوا (سیستم‌های تهویه هوا) و بهینه‌سازی گاز طبیعی استفاده می‌شود. از مضرات سیستم‌های مبتنی بر گلیکول می‌توان به اتلافات جوی توسط دود اشاره کرد در حالی که سیستم‌های مبتنی بر محلول نمک به شدت خورنده و فرسایشی هستند. مزیت آنها تولید آب نسبتاً خالص است اما تقاضای انرژی برای مراحل پیش گرم‌کننده و خنک‌کننده بالا است.

خنک‌سازی دود زیر نقطه شبنم آب در تکنولوژی مبدل چگالشی و با هدف بازیافت آب از لحاظ تجاری عملی نیست. همه اقدامات انجام شده در این زمینه بر افزایش بازدهی و کارایی نیروگاه متمرکز هستند. نقطه ضعف عمده و اصلی این تکنولوژی چگالش اسیدها (اسید سولفوریک، اسید نیتریک، اسید هیدروکلریک، اسید هیدروفلوریک) موجود در دود است. از این رو، لازم است مبدل‌های حرارتی مورد استفاده عایق کاری شوند و یا کاملاً از پلاستیک (مانند G-FLON فلوروپلاستیک) و یا از آلیاژهای مقاوم به خوردگی مثل تیتانیوم تولید شده باشند، البته ساخت آنها گران است. آبی که تولید می‌شود آلوده خواهد شد و به تصفیه بیشتری نیاز دارد.

۵- تحلیل اقتصادی و برآورد هزینه تکنولوژی‌های استحصال آب از دود

یکی از روش‌های متداول تحلیل اقتصادی و مقایسه پروژه‌های سرمایه‌گذاری، محاسبه معادل ارزش کنونی هر پروژه است که در مطالعه حاضر با استفاده از این روش تحلیل اقتصادی انجام خواهد شد.

هزینه‌های اولیه به صورت سالیانه:

برای به دست آوردن هزینه‌هایی که هر چند مدت یکبار پرداخت می‌شود، با ارزش فعلی پول از رابطه زیر استفاده می‌شود [۲۶]:

$$C_{\text{acap}} = C_{\text{cap}} \cdot \text{CRF}(i, R_{\text{proj}}) \quad (5)$$

در رابطه بالا C_{acap} ، C_{cap} و R_{proj} به ترتیب برابر با هزینه اولیه سالیانه، هزینه‌های اولیه و تعداد سال‌های عمر سیستم هستند.

کیفیت آب: تصور شده است که در تکنولوژی فرآیند غشایی کیفیت آب به دست آمده در حد قابل قبول و برابر با کیفیت آب تغذیه بویلر و بدون نیاز به تصفیه بیشتر باشد. کیفیت آب یک مایع آب‌زدا همچنین می‌تواند یک کیفیت بسیار خوبی باشد، بستگی به عملکرد قطره‌گیر در ستون جدا کننده دارد.

آب حاصل از روش خنک‌سازی چگالشی دود خصوصاً احتراق زغال سنگ با اسیدهایی از قبیل HCl - HNO₃ - HF - H₂SO₄ آلوده خواهد شد (وابسته به نوع کاربرد آب استحصالی از این روش، تصفیه بیشتر ضروری خواهد بود).

مصرف انرژی: هدف اصلی از فرآیند خنک‌سازی چگالشی بازیافت انرژی از دود است. بسته به نوع و طرح مبدل‌های حرارتی و ویژگی‌های نیروگاه، بازده الکتریکی خالص می‌تواند به میزان ۰/۴ تا ۱/۸ درصد نقطه‌ای با توجه به میزان گزارش شده در بیشینه بهبود یابد. در صورتی که تکنولوژی مایع جذب کننده نیازمند انرژی ورودی است. عمده انرژی مورد نیاز برای فرآیندهای مایع آب‌زدا گرمای ورودی مورد نیاز گرم کن‌ها برای جدا کردن مایع غنی شده است. برای این هدف بایستی از بخار توربین استفاده شود، لذا بخار از توربین بیرون کشیده می‌شود. در مورد تکنولوژی غشایی ورودی عمده انرژی، برق مورد نیاز پمپ‌های خلأ است. بسته به نوع و طرح مبدل حرارتی و خصوصیات نیروگاه بازده الکتریکی خالص می‌تواند به میزان ۰/۱ تا ۱/۱ درصد نقطه‌ای کاهش یابد.

رشد و تکامل تکنولوژی: تکنولوژی مایع آب‌زدا (اسکرابرها) تکنولوژی پیشرفته‌ای است و در تصفیه دود برای گوگردزدایی (جذب دی اکسید گوگرد در یک سیستم تعلیق، آهک یا سنگ آهک) در مقیاس بزرگ استفاده شده است. جذب بخار آب از جریان دود به هر حال یک کاربرد جدید اما امکان پذیر است، هرچند مشکلات نه چندان بزرگی انتظار می‌رود. انتخاب مواد ساخت و ساز برای جلوگیری از مشکلات خوردگی نیاز به توجه ویژه دارد. تکنولوژی غشایی برای بازیافت آب از احتراق زغال سنگ و یا دود مصنوعی و فقط در مقیاس کوچک آزمایش شده

$$S = C_{rep} \cdot \frac{R_{rem}}{R_{comp}} \quad (11)$$

که در آن R_{rem} برابر با باقیمانده عمر هر کدام از قطعات سیستم در پایان عمر سیستم می باشد که از رابطه (۴۰) محاسبه می شود:

$$R_{rem} = R_{comp} - (R_{proj} - R_{rep}) \quad (12)$$

$SFF(i, N)$ در رابطه (۸) فاکتور استهلاکی است که مقدار ارزش آینده هر کدام از قطعات سیستم را با توجه به نرخ بهره (i) در مدت N دوره به پرداخت های مساوی توزیع می کند و با استفاده از رابطه زیر محاسبه می شود.

$$SFF(i, N) = \frac{i}{(1+i)^N - 1} \quad (13)$$

C_{rep} , $SFF(i, R_{comp})$ در رابطه (۸) ارزش آینده هزینه تعویض هر کدام از قطعات سیستم را با توجه به نرخ بهره (i) در مدت زمان عمر هر کدام از آنها (R_{comp}) به پرداخت مساوی توزیع می کند. همچنین $S.SFF(i, R_{proj})$ نیز ارزش آینده بازیافتی (S) هر قطعه از سیستم را با توجه به نرخ بهره (i) در مدت زمان سیستم (R_{proj}) به پرداخت های مساوی توزیع می کند.

هزینه های بهره برداری و نگهداری:

این هزینه ها برابر با هزینه های تعمیر و نگهداری قطعات سیستم می باشند. به عنوان مثال شامل هزینه های تعمیرات، مواد مصرفی، سوخت، برق مصرفی، هزینه های دستمزد و اپراتوری و ... به صورت سالانه هستند.

پس از بدست آوردن هزینه های مذکور، دو پارامتر نهایی روش تحلیل اقتصادی به شرح زیر می باشند:

کل ارزش فعلی خالص دلار:

برای بدست آوردن کل ارزش فعلی خالص یک سیستم در مدت زمان طول عمر آن ابتدا باید مجموع کل هزینه های سالیانه قطعات سیستم را از رابطه زیر محاسبه کنیم:

$$TAC = TAICC + TARC + TO\&M \quad (14)$$

که در آن TAC , $TAICC$, $TARC$ و $TO\&M$ به ترتیب برابر با مجموع کل هزینه های سالیانه، مجموع کل هزینه های اولیه به صورت سالیانه، مجموع کل هزینه های تعویض سالیانه و مجموع کل هزینه های تعمیرات و نگهداری مربوط به قطعات سیستم در طول یک سال می باشند. پس از بدست آوردن مجموع کل هزینه های سالیانه می توان کل ارزش فعلی خالص سیستم مورد نظر را با استفاده از رابطه (۱۵) محاسبه کرد:

i : نرخ بهره واقعی است که از رابطه زیر بدست می آید.

$$i = \frac{f_f - i'}{f_f + 1} \quad (6)$$

i' و f_f به ترتیب برابر با نرخ بهره اسمی و نرخ تورم هستند. CRF فاکتور بازگشت سرمایه است و به صورت زیر محاسبه می شود.

$$CRF(i, R_{proj}) = \frac{i(1+i)^{R_{proj}}}{(1+i)^{R_{proj}} - 1} \quad (7)$$

در رابطه بالا R_{proj} تعداد سال های عمر سیستم می باشد.

هزینه های تعویض به صورت سالیانه:

هزینه های تعویض سالیانه برابر با هزینه های تعویض هر کدام از قطعات سیستم در طول مدت عمر سیستم، منهای ارزش هر کدام از آنها در پایان عمر آنها است. با استفاده از رابطه زیر می توان هزینه های تعویض سالیانه هر کدام از قطعات سیستم را بدست آورد.

$$C_{arep} = C_{rep} \cdot f_{rep} \cdot SFF(i, R_{comp}) - S.SFF(i, R_{proj}) \quad (8)$$

در رابطه فوق C_{arep} , C_{rep} , R_{proj} و R_{comp} به ترتیب برابر با هزینه های تعویض سالیانه، هزینه های تعویض، تعداد سال های عمر یک سیستم و تعداد سال های عمر هر کدام از قطعات مورد نظر هستند.

از آنجا که امکان دارد تعداد سال های عمر یک سیستم با تعداد سال های عمر هر کدام از قطعات سیستم متفاوت باشد، از ضریب f_{rep} به عنوان نسبت ضریب بازگشت سرمایه در طول عمر سیستم به ضریب بازگشت سرمایه در دوره هزینه های تعویض هر کدام از قطعات سیستم در کل مدت زمان عمر سیستم استفاده می شود و از رابطه زیر بدست می آید:

$$f_{rep} = \begin{cases} \frac{CRF(i, R_{proj})}{CRF(i, R_{rep})} & \text{if } R_{rep} > 0 \\ 0 & \text{if } R_{rep} = 0 \end{cases} \quad (9)$$

در رابطه بالا R_{rep} برابر با دوره هزینه های تعویض می باشد که از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$R_{rep} = R_{comp} \text{INT} \left(\frac{R_{proj}}{R_{comp}} \right) \quad (10)$$

S در رابطه (۳۶) برابر است با ارزش بازیافتی هر قطعه از سیستم در پایان عمر آن که با استفاده از رابطه زیر محاسبه می شود:

با مراجعه به آمار بانک مرکزی ایران مقدار دو آیتیم f_f و i به شرح زیر می‌باشد:

$$\begin{aligned} f_f &= 31\% \\ i' &= 24\% \end{aligned} \quad (18)$$

با استفاده از معادلات (۶) و (۷) به ترتیب داریم:

$$i = \frac{(31\% - 24\%)}{(31\% + 1)} = 0.0534 = 5.34\% \quad (19)$$

$$\begin{aligned} CRF(5.34\%, 20) &= \\ \frac{5.34\%(1 + 5.34\%)^{20}}{(1 + 5.34\%)^{20} - 1} &= 0.08257 \end{aligned} \quad (20)$$

هزینه اولیه سالیانه طبق رابطه (۵) به شرح زیر است:

$$\begin{aligned} C_{acap} &= 16600000 \times 0.08257 \\ &= 1370662 \text{ \$/ year} \end{aligned} \quad (21)$$

با الگو گرفتن از هزینه تعمیرات و نگهداری واحدهای نیروگاه سیکل ترکیبی کاشان هزینه سالیانه تعمیرات و نگهداری سیستم مذکور را ۴٪ هزینه سرمایه‌گذاری اولیه سیستم فرض می‌کنیم. لذا با پیش فرض مذکور این هزینه محاسبه می‌گردد.

$$\begin{aligned} C_{O\&M} &= 16600000\$ \times 4\% \\ &= 664000\$/\text{year} \end{aligned} \quad (22)$$

هزینه برق مصرفی سیستم مذکور معادل ۷۰۱ کیلو وات می‌باشد. بنابراین هزینه برق مصرفی سالیانه به شرح زیر است:

$$\begin{aligned} C_{ellec} &= 701\text{kW} \times 24 \times 365 \times \frac{0.01\$}{\text{kWh}} \\ &= 61407.6\$/\text{year} \end{aligned} \quad (23)$$

با مراجعه به گزارش فوکداهل میزان مصرف خشک‌کن $13/6\text{kg/h}$ ذکر شده است، لذا با در نظر گرفتن مقدار هدر رفت خشک‌کن در طول چرخه احیاء، تعمیرات و همچنین پایان عمر، میزان شارژ 30kg خشک‌کن بصورت سالیانه در نظر گرفته می‌شود:

$$\begin{aligned} \frac{100\text{gr}}{30\text{kg}} \frac{10.31\$}{X} &\Rightarrow \\ X = C_{mat} &= 3093 \frac{\$}{\text{year}} \end{aligned} \quad (24)$$

حال مجموع کل هزینه‌های سالیانه با بکار بردن معادله (۱۴) به شرح زیر است:

$$\begin{aligned} TAC &= 1370662 + 664000 + 61407.6 \\ &+ 3093 = 2099162.6\$/\text{year} \end{aligned} \quad (25)$$

$$C_{NPC} = \frac{TAC}{CRF(i, R_{proj})} \quad (15)$$

که فاکتور $CRF(i, R_{proj})$ همانطور که در قبلاً بیان شد فاکتور بازگشت سرمایه است و در اینجا برای بدست آوردن ارزش فعلی استفاده شده است.

۶- بررسی اقتصادی تحقیق حاضر

در این قسمت به تحلیل اقتصادی و مقایسه بین سیستم‌های استحصال می‌پردازیم. ابتدا نیاز به محاسبه درآمدها و هزینه‌های اعمال شده، پس از نصب سیستم است. از این رو در ادامه به محاسبه این درآمدها و هزینه‌ها با توجه به قیمت‌های آب، برق و گاز می‌پردازیم:

بهای برق به ازای هر کیلو وات ساعت $0/01$ دلار در نظر گرفته می‌شود [۳۷]. بهای هر متر مکعب آب تصفیه شده $1/31$ دلار می‌باشد [۲۷]. قیمت 100 گرم کلرید کلسیم $10/31$ دلار منظور شده است [۳۸]. بهای گاز به ازای هر متر مکعب $0/015$ دلار در نظر گرفته شده است [۳۹].

۶-۱- ارزیابی اقتصادی خشک‌کن

هزینه‌های سرمایه‌گذاری: توسط فول کداهل و همکاران در سال 2006 میلادی هزینه اجرا مقدار 5800000 دلار برآورد شده است [۲۸]. جهت به‌روز رسانی نرخ مذکور به سال جاری با استفاده از اطلاعات نرخ بهره و تورم کشور آمریکا [۴۰] و [۴۱] و معادله ارائه شده نتیجه به شرح زیر می‌باشد:

$$F = \frac{(E \times (1 + i)^n)}{(1 + f_f)^n} \quad (16)$$

که در آن F ، E ، i ، f_f و n به ترتیب برابر با ارزش جاری پول، ارزش قبلی پول، نرخ بهره، نرخ تورم و تعداد سال مورد محاسبه می‌باشند.

میانگین: $i = 6\%$

میانگین: $f_f = 2\%$

تعداد سال (از 2007 تا 2024): $n = 18$

$$\begin{aligned} F &= \frac{5800000 \times (1 + 6\%)^{18}}{(1 + 2\%)^8} \\ &= 16555167 \approx 16600000\$ \end{aligned} \quad (17)$$

پس مقدار هزینه اولیه 16600000 دلار در نظر گرفته می‌شود.

پس کل ارزش خالص بر طبق معادله (۱۵) بدست می آید:

$$C_{NPC} = \frac{2099162.6}{0.08257} = 25422824.3\$ \quad (26)$$

۲-۶- ارزیابی اقتصادی مبدل چگالشی

تنها سابقه یافت شده مربوط به یک مبدل حرارتی فلوروپلاستیک ۳۰ مگاواتی جایگزین پیش گرم کن هوای بخار می باشد. هزینه این پروژه برابر با ۴۷۰۰۰۰۰ یورو (در سال ۲۰۰۴) می باشد [۲۹]. جهت به روز رسانی هزینه مذکور به سال جاری مانند قبل باید عمل نمود.

$$i = 5.6\% \quad (27)$$

$$f_f = 2.16\% \quad (28)$$

$$n = 20 \quad (29)$$

$$F = \frac{4700000 * (1 + 5.6\%)^{20}}{(1 + 2.16\%)^{20}} = 9115000€ \quad (30)$$

هزینه اصلاح شده به صورت مشابه در خصوص یورو و براساس سطح قیمت سال ۲۰۲۴ باید به ۹۱۱۵۰۰۰ یورو تبدیل شود. به هر حال این پروژه خاص است و ابعاد کار مربوط به یک طرح ۳۰ مگاواتی می باشد. در نتیجه جهت تبدیل و هم خوان نمودن آن با پروژه مذکور به صورت برآوردی هزینه مذکور را ۲/۵ برابر می نمایم و سپس مقدار نهایی را به عنوان هزینه اولیه محاسبات در نظر می گیریم. با نرخ تبدیل یورو به دلار داریم:

$$C_{cap} = 9115000 \times 2.5 \times 1.218 = 27755175 \cong 28000000\$ \quad (31)$$

هزینه اولیه سالیانه طبق رابطه (۵) به شرح زیر است:

$$C_{acap} = 28000000 \times 0.08257 = 2311960\$/year \quad (32)$$

هزینه سالیانه تعمیرات و نگهداری با مراجعه به سابقه انجام شده [۲۹]، ۳٪ هزینه سرمایه گذاری اولیه فرض می گردد:

$$C_{O\&M} = 28000000\$ \times 3\% = 840000\$/year \quad (33)$$

هزینه های انرژی: انرژی مصرف نمی شود.

هزینه مواد کمکی: هزینه سالیانه مواد کمکی همان هزینه تصفیه آب استحصال شده از مبدل چگالشی با توجه به گزارش لوی می باشد [۳۰]. بنابراین هزینه تصفیه و تولید آب خیلی خالص (دمین) به وسیله اسمز معکوس (RO) و یا تکنولوژی تبادل یونی (IX) با تخمین هزینه تولید هر مترمکعب حدود ۲/۴ دلار و گزارش لوی که بازده استحصال آب ۷۰ درصد بیان شده است حاصل می شود. حال چنانچه جهت مقایسه قیمت همان میزان پیش فرض ۴۰٪ استحصال آب موجود در جریان دود را اعمال نماییم، طبق اطلاعات بدست آمده در حالت قبل میزان سالیانه آب تولید شده ۱۸۹۲۱۶ مترمکعب در سال می باشد، بنابراین هزینه به شرح زیر محاسبه می گردد:

$$C_{mat} = 189216 \times \frac{2.4\$}{m^3} = 454118.4\$/year \quad (34)$$

حال مجموع کل هزینه های سالیانه با بکار بردن معادله (۱۴) به شرح زیر می باشد:

$$TAC = 2311960 + 840000 + 454118.4 = 3606078.4\$/year \quad (35)$$

به این ترتیب کل ارزش فعلی خالص سیستم مورد نظر از رابطه (۱۵) بدست می آید.

$$C_{NPC} = \frac{3606078.4}{0.08257} = 43672985.3\$ \quad (36)$$

۳-۶- ارزیابی اقتصادی تکنولوژی غشایی

طول عمر سیستم ۲۰ سال است ولی طول عمر ماژول غشایی ۷ سال در نظر گرفته می شود. طول عمر ماژول غشایی بین ۵ تا ۱۰ سال منطقی است [۳۱]. با توجه به اینکه قیمت ماژول غشایی بر واحد متر مربع مساحت سطح غشاء است، ابتدا باید مساحت سطح پروژه مورد نظر محاسبه گردد. با توجه به ابعاد داکت دود یعنی فضای انتهای HRSG (فاصله ما بین CPH و دودکش بخار) مساحت سطح مقطع دود $106m^2$ بدست می آید. با توجه به اطلاعات فنی ماژول و با استناد به [۳۲] قیمت هر ماژول غشایی $230\$/m^2$ مربوط به سال ۲۰۱۳ و همچنین قیمت ماژول ها در یک سیستم غشایی تقریباً ۳۲ درصد قیمت کل سیستم می باشد، پس قیمت ماژول های پروژه مذکور و همچنین سیستم غشایی با در نظر گرفتن هزینه نصب تخمین زده می شود. در نتیجه هزینه اولیه سیستم مذکور به شرح زیر می باشد:

$$317187.5\$ \quad (37)$$

$$CRF(5.34,21) = \frac{5.34\%(1 + 5.34\%)^{21}}{(1 + 5.34\%)^{21} - 1} \quad (50)$$

$$= 0.08035$$

$$f_{rep} = \frac{0.08257}{0.08035} = 1.0276 \quad (51)$$

$$C_{arep} = 230000 \times 1.0276 \times 0.12 - 197142.86 \times 0.02917 \quad (52)$$

$$= 22611.1\$/\text{year}$$

حال مجموع کل هزینه‌های سالیانه با بکار بردن معادله (۱۴) به شرح زیر است:

$$TAC = 37472.7 + 13251.6 + 1752 + 22611.1 = 75087.4\$ \quad (53)$$

پس کل ارزش خالص بر طبق معادله (۴۳) بدست می‌آید:

$$C_{NPC} = \frac{75087.4\$}{0.08257} = 909378.7\$ \quad (54)$$

در گزارش فولکداهل استحصال آب بین ۲۲ تا ۶۲ درصد اشاره شده، در گزارش لوی استحصال آب تا ۷۰ درصد اشاره شده و در گزارش وانگ استحصال آب بین ۴۰ تا ۵۵ درصد اشاره شده حال با پیش فرض میزان ۴۰٪ استحصال آب موجود در جریان دود، نتیجه تحلیل اقتصادی مطابق جدول (۱۱) می‌باشد.

جدول ۱۱ مقایسه مالی بین تکنولوژی‌های استحصال آب

روش‌های استحصال آب	کل ارزش فعلی خالص (دلار)
خشک‌کن	۲۵۴۲۲۸۲۴/۳
مبدل چگالشی	۴۳۶۷۲۹۸۵/۳
تکنولوژی غشایی	۹۰۹۳۷۸/۷

در زمان استفاده از روش‌های مختلف، ارزش فعلی گزینه‌هایی که دارای طول عمر مساوی هستند، اگر همه گزینه‌ها دارای ظرفیت مشابه و خدمات یکسان باشند، بطوری که درآمد سالانه آنها یکسان باشند در آن صورت گزینه‌ای که کمترین ارزش فعلی هزینه را داشته باشد باید انتخاب شود. در محاسبات و تحلیل اقتصادی فاکتور افت در خروجی توربین گاز که باعث افت راندمان واحد گازی و کاهش توان تولیدی واحد می‌گردد، به دلیل داشتن شرایط نسبتاً مساوی بین هر سه گزینه محاسبه نشده است. زیرا در خصوص دو سیستم مبدل چگالشی و غشایی این افت تقریباً یکسان ولی در مورد سیستم خشک‌کن افت ایجاد شده در خروجی توربین گاز با نصب نازل‌های پاشش و به دلیل وجود تماس مستقیم با محلول جاذب کمتر خواهد بود. از سوی

جهت به‌روز رسانی هزینه مذکور به سال جاری مانند قبل باید عمل نمود.

$$i = 5.6\% \quad (38)$$

$$f_f = 2.16\% \quad (39)$$

$$n = 10 \quad (40)$$

$$F = \frac{317187.5 * (1 + 5.6\%)^{10}}{(1 + 2.16\%)^{10}} \quad (41)$$

$$= 441719.3\$$$

هزینه اولیه سالیانه طبق رابطه (۵) به شرح زیر است:

$$C_{acap} = 441719.3 \times 0.08257 \quad (42)$$

$$= 37472.7\$/\text{year}$$

هزینه سالیانه تعمیرات و نگهداری با پیش فرض ۳٪ هزینه سرمایه گذاری اولیه:

$$441719.3\$ \times 3\% = 13251.6\$/\text{year} \quad (43)$$

هزینه برق مصرفی سیستم مذکور فقط در حد نیاز به یک پمپ کوچک جهت گردش آب در غشاها می‌باشد. از آنجایی که خلاء مورد نیاز بسیار جزئی ذکر شده است و دبی عبوری نیز کم می‌باشد، پس جهت نیاز مطرح شده از یک الکتروپمپ ۲۰ کیلووات استفاده شود. بنابراین هزینه برق مصرفی سالیانه سیستم مذکور به شرح زیر است:

$$20\text{kW} \times 24 \times 365 \times 0.01\$/\text{kWh} \quad (44)$$

$$= 1752\$/\text{year}$$

هزینه‌های تعویض به صورت سالیانه جهت مازول غشایی با برآورد عمر ۷ سال:

$$SFF(5.34\%, 7) = \frac{5.34\%}{(1 + 5.34\%)^7 - 1} \quad (45)$$

$$= 0.12$$

$$SFF(5.34, 20) = \frac{5.34\%}{(1 + 5.34\%)^{20} - 1} \quad (46)$$

$$= 0.02917$$

$$R_{rep} = 7 \times INT\left(\frac{20}{7}\right) = 21 \quad (47)$$

$$R_{rem} = 7 - (21 - 20) = 6 \quad (48)$$

$$S = 230000 \times \frac{6}{7} = 197142.86 \quad (49)$$

مطابق اطلاعات ارائه شده در جدول (۱۲) با نگاه اولیه برتری سیستم غشاء سرامیکی متخلخل نانو نسبت به دو سیستم دیگر کاملاً مشخص است. هر چند که با مطالعه جزئیات ارائه شده در بخش‌های قبل وجود این اختلاف و فاصله میان آنها بیشتر مشخص می‌گردد. بنابراین این سیستم انتخاب می‌گردد.

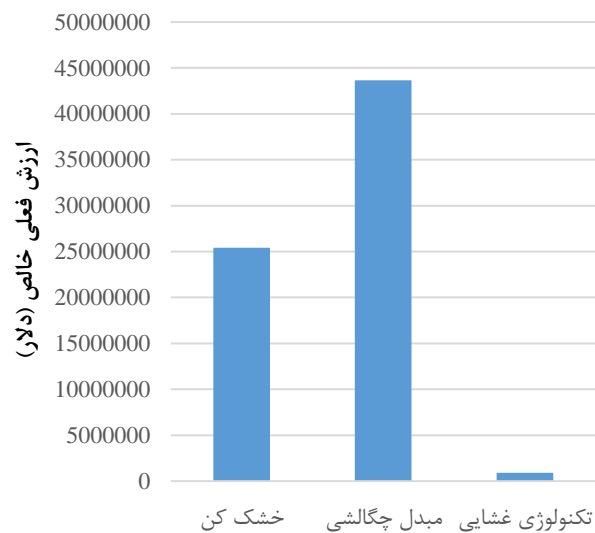
۷-۱- طرح غشاء سرامیکی متخلخل نانو و نحوه پیاده‌سازی آن در سیستم

با توجه به وجود ۷ تا ۸ درصد حجمی بخار آب در جریان دود یک نیروگاه سیکل ترکیبی گاز سوز و از طرف دیگر محدودیت ایجاد افت فشار در خروجی یک توربین گاز، می‌بایست با انتخاب غشا مناسب نسبت به استحصال درصد قابل قبول آب اقدام نمود. به دلیل قرارگیری این نوع غشاء به صورت مستقیم در مسیر جریان دود، محدودیت در ماده غشاء، پیکربندی ماژول و همچنین عملکرد غشاء وجود دارد. در نتیجه داشتن ثبات شیمیایی، حرارتی و مخصوصاً پایداری مکانیکی ضروری می‌باشد. از طرف دیگر چون سیستم غشایی به صورت مستقیم در جریان دود قرار می‌گیرد، نیازمند این است که سیستم غشایی یک سیستم با افت فشار اندک تعریف شود تا به روند انتقال جریان دود در داخل دودکش خللی وارد نشود. همچنین کمترین افت فشار را در خروجی توربین گاز ایجاد نماید.

جهت تحقق اهداف فوق می‌بایست غشاهای سرامیکی متخلخل نانو به فرم مدول درآمده و در داخل یک رک طراحی شده به همین منظور قرار داده شوند. محل نصب این رک در انتهای بویلر و در فضای خالی حدود سه متری بین CPH و دودکش توربین بخار در نظر گرفته شده است. مدول‌های مورد نظر TMCها می‌باشند که می‌توانند جریان‌های حرارتی اتلافی رطوبت و همراه با آن حرارت محسوس و مقدار زیادی از حرارت نهان حاصل از فرایند احتراق گاز طبیعی را بازیافت نمایند که بر همین اساس پایه گذاری شده‌اند (شکل (۴)) [۳۳].

یک مدول TMC از چند صد تا لوله‌های نازک غشای سرامیکی متخلخل نانو ساخته شده است. فاصله بین لوله‌ها اجازه می‌دهد تا دود از میان آنها با یک افت فشار مطلوب جریان یابد. لذا تعداد لوله‌های بکار رفته در یک ماژول از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. آب تغذیه سرد از میان این لوله‌های نازک جریان می‌یابد و جریان دود مملو از رطوبت به صورت عرضی در سر تا سر لوله وجود دارد (شکل (۵)). حرارت اتلافی و آب خالص در جریان آب سرد بازیافت شده‌اند، در حالی که ترکیبات دیگر گازی موجود در جریان دود آگزوز از عبور از میان غشاء باز داشته شده‌اند.

دیگر به دلیل بازیافت حرارت انجام شده در طول پروسه استحصال آب به روش چگالشی و غشایی TMC راندمان بویلر در حدود ۵ تا ۷ درصد بالا می‌رود و این افزایش راندمان باعث بالا رفتن توان تولیدی سیکل می‌گردد. لذا در این مورد شرایط هر سه گزینه ثابت فرض شده است. براساس اطلاعات جدول (۱۱) نمودار مقایسه مالی بین روش‌های استحصال آب مطابق شکل (۳) می‌باشد. پس چنانچه مشخص است در تحقیق حاضر تکنولوژی غشایی با اختلاف بسیار زیاد نسبت به بقیه روش‌ها انتخاب می‌گردد.



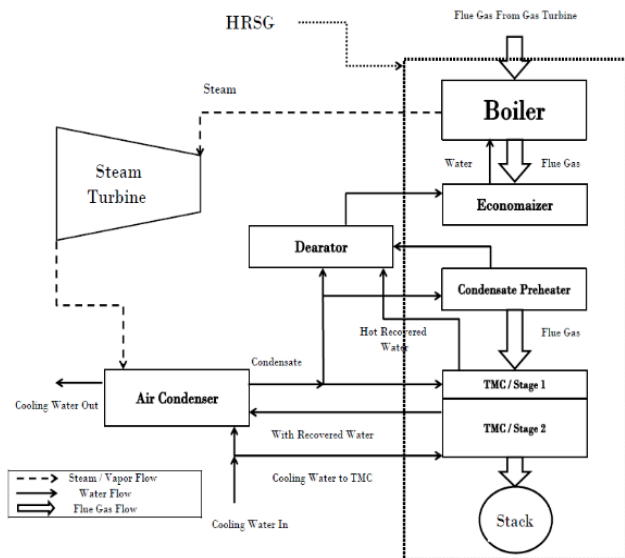
شکل ۳ مقایسه مالی بین روش‌های استحصال آب

۷- اثر استفاده از تکنولوژی انتخاب شده بر روی توربین گاز و بویلر بازباب

با انجام تحلیل اقتصادی بین تکنولوژی‌های مرسوم استحصال آب نتیجه کلی در جدول (۱۲) ارائه شده است.

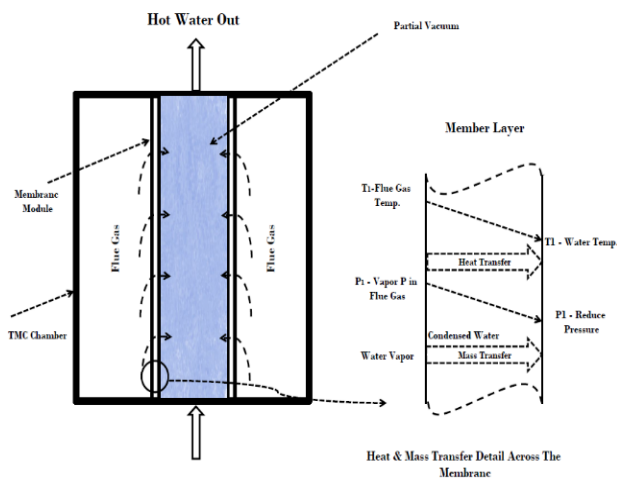
جدول ۱۲ مقایسه فنی اقتصادی بین تکنولوژی‌ها

غشای نانو نوع متخلخل آب‌دوست	خنک‌کنندگی چگالشی	مابع آب‌زدا	۱	۲	۳
کیفیت آب	۳	۲	۱		
صرفه‌جویی مصرف انرژی	۱	۳	۲	۱	
هزینه سرمایه‌گذاری	۳	۲	۱		
هزینه بهره‌برداری	۱	۲	۱		
تکامل تکنولوژی	۲	۱	۳		



شکل ۶ بازیافت آب و حرارت از دود خروجی نیروگاه با استفاده از TMC دو مرحله‌ای

شماتیکی از مکانیزم تکنولوژی TMC در شکل (۷) آورده شده است.

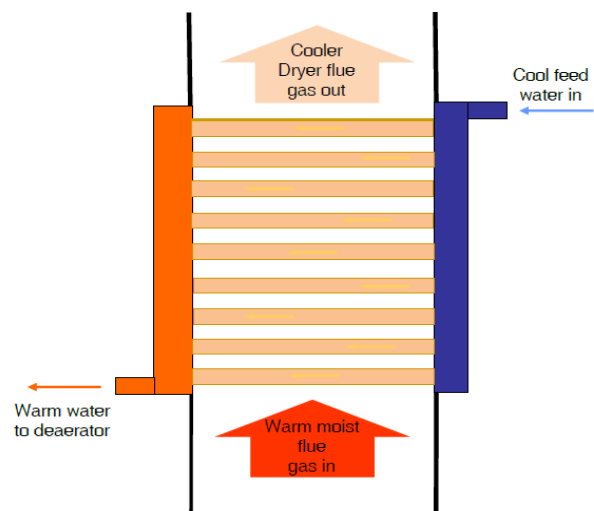


شکل ۷ شماتیکی از مکانیزم کار TMC

انتخاب پیکربندی ماژول و همچنین ترتیب ماژول‌ها بایستی بر ملاحظات اقتصادی و با پارامترهای مهندسی صحیح که برای رسیدن به آن بکار گرفته شده، ارائه شوند که شامل: ایجاد بیشترین ارتباط بین دود و غشاء، امکان استحصال ماکزیمم آب از دود، سهولت تمیز کردن، سهولت تعمیر و نگهداری، سهولت عمل، فشرده‌گی سیستم، مقیاس و امکان جایگزینی می‌باشد. برای بدست آوردن هندسه ماژول، ابعاد لوله‌ها (سطح مقطع و طول) و همچنین تعداد آنها فاکتورهای مورد نظر: افت فشار، میزان استحصال آب، نقطه شبنم، فضای در دسترس و سایز جریان می‌باشد که براساس آنها می‌توان نوع ماژول درخواستی را سفارش داد.

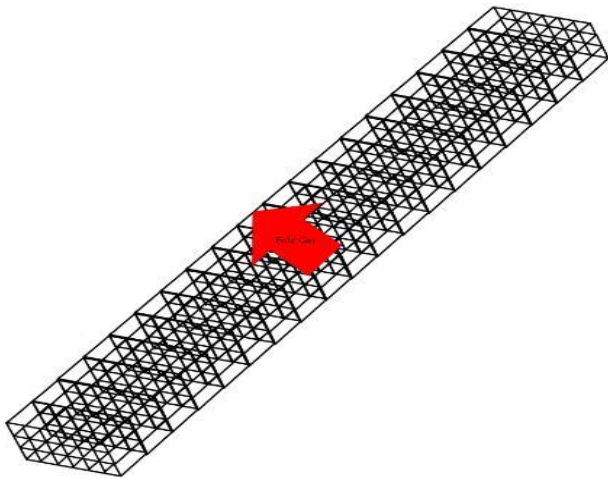


شکل ۴ ماژول TMC از جنس گارولیت [۳۴]



شکل ۵ طراحی ماژول TMC با جریان آب در داخل لوله [۴۲]

سیستم TMC برای یک نیروگاه در دو مرحله طراحی شده است. لذا با الگو گرفتن از [۳۳] شماتیک طرح و نمودار کلی ادغام دستگاه باز یافت آب TMC در دیگ بخار نیروگاه سیکل ترکیبی و چرخه توربین بخار مطابق شکل (۶) ارائه شده است. دو جریان آب موجود در سیستم، یکی میعانات بخار توربین و دیگری آب خنک‌کاری کندانسور می‌تواند مورد استفاده قرار گیرد. علاوه بر پایین بودن دمای آب خنک‌کننده وجود یک نیروی محرکه برای جریان آب در TMC اهمیت دارد. بر همین اساس آب ورودی مرحله اول TMC از طریق بخارات چگالش شده از سمت کندانسور می‌باشد و آب خروجی همراه با بخار آب باز یافتی و گرمای نهان حاصل از آن برای استفاده به عنوان آب جیرانی دیگ بخار به سمت دی اریتور خواهد رفت. آب ورودی به مرحله دوم TMC قسمتی از جریان آب خنک کننده کندانسور خواهد بود. آب خروجی از این مرحله هم همراه با آب باز یافتی و اضافه شده از جریان دود به جریان آب خنک کننده می‌پیوندد.



شکل ۹ طراحی و چیدمان ماژول‌های TMC در داکت نیروگاه سیکل ترکیبی کاشان

۷-۲- محاسبه میزان آب قابل استحصال از سیستم ماژول غشایی

تشکیل قطره و چگالش بخار آب در بیرون لوله‌های غشایی سیستم استحصال آب باعث افت راندمان و کارایی سیستم می‌گردد. لذا لازم است پیدایش و عدم پیدایش آن با شرایط طرح مورد بررسی قرار گیرد. با استفاده از اطلاعات سازنده توربین گاز در شرایط ایزو:

$$\begin{aligned} P_{4,C} &= 1.0475 \text{ bar} \\ \Delta P_{B,S} &= 26.1 \text{ mbar} \quad (55) \\ P_{P,1} &= (P_{4,C} - \Delta P_{B,S}) \end{aligned}$$

$P_{4,C}$ ، $\Delta P_{B,S}$ ، $P_{P,1}$ به ترتیب فشار خروجی توربین در سیکل ترکیبی، افت فشار HRSG بعد از CPH و قبل از اگزوز بخار و فشار ورودی محصولات احتراق به سیستم استحصال آب می‌باشند.

$$P_{P,1} = 1.0475 - 0.0261 = 1.0214 \text{ bar} \quad (56)$$

با توجه به افت ۴/۴ میلی باری سیستم استحصال آب، $P_{P,2}$ فشار محصولات احتراق بعد از سیستم استحصال به شرح زیر بدست می‌آید:

$$\begin{aligned} P_{P,2} &= 1.0214 - 0.0044 \\ &= 1.017 \text{ bar} = 101.7 \text{ kPa} \quad (57) \end{aligned}$$

به ازای سوختن هر کیلو مول از سوخت، مطابق ترکیبات دود در شرایط ایزو، ۲۸/۸۵ کیلو مول محصولات احتراق تشکیل می‌گردد.

با توجه به ابعاد داکت یعنی فضای مابین CPH و دودکش با عمق ۳/۲ متر در جهت دود با بررسی و امکان سنجی انجام شده این مکان جهت نصب سیستم مناسب تشخیص داده شده است. پس با استفاده از اطلاعات ماژول غشایی چیدمان غشاها انجام و نسبت به محاسبه میزان افت و تأثیر آن بروی توربین گاز اقدام خواهد شد. نمونه ماژول و ساختار آن مطابق شکل (۸) می‌باشد.



شکل ۸ نمونه ماژول TMC بلند طراحی و ساخته شده جهت کاربرد در بویلرهای نیروگاهی [۳۳]

بر اساس ماژول انتخابی استراکچر و چیدمان پیشنهادی مطابق شکل (۹) می‌باشد.

چنانچه بیان شد جهت استحصال آب و حرارت از جریان دود یک نیروگاه حرارتی دو مرحله TMC در نظر گرفته شده است. مرحله اول می‌تواند ماکزیمم گرما و فقط به اندازه آب جبرانی برای بویلر را بازیافت کند، ولی مرحله دوم می‌تواند ماکزیمم میزان آب را بازیافت کند. بر همین اساس در شماتیک ارائه شده در شکل فوق بر اساس طرح پایلوت از سه ردیف غشاء پشت سر هم در طرح استراکچر پیشنهادی استفاده شده است.

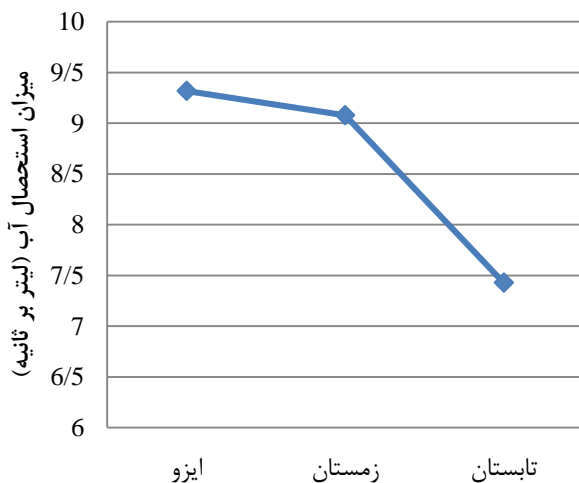
با این توضیح که دود عبوری از مرحله اول که دمای آن افت کرده و میزان رطوبت آن نیز کاهش یافته وارد مرحله دوم می‌شود و تا زمانی که رطوبت نسبی در جریان دود زیاد باشد، مرحله دوم برای بازیافت قسمت زیادی از آب موفق خواهد بود. پس مرحله اول و دوم نسبت به یکدیگر عکس العمل مخالف دارند؛ یعنی هرچه دمای خنک‌کن مرحله اول کمتر شود، میزان انتقال آب در مرحله دوم کمتر و در مرحله اول بیشتر می‌شود. در خصوص دبی نیز همین طور است. در کل عملکرد سیستم TMC با کاهش دمای میانگین ورودی و افزایش دبی بهبود می‌یابد.

۴۰ تا ۵۵ درصد ذکر شده است. با توجه به استفاده از همان غشاء در پروژه مذکور ولی در ابعاد متفاوت، می‌توان انتظار داشت که راندمان استحصال در همان شرایط باقی بماند. توجه به این نکته ضروریست که در طرح پایلوت انجام شده اختلاف بین دمای دود و آب خنک‌کن ورودی بسیار کمتر از شرایط مشابه، بر اساس داده‌های نیروگاه می‌باشد. با استفاده از اطلاعات جدول (۸) و با در نظر گرفتن حداقل راندمان، میزان آب قابل استحصال به شرح جدول زیر می‌باشد.

جدول ۱۳ میزان آب قابل استحصال از دود با شرایط سیستم پیشنهادی

نوع شرایط	میزان بخار آب (kg/s)	آب باز یافتی (kg/s)
شرایط ایزو	۲۳/۳۱	۹/۳۲
شرایط محیطی تابستان	۱۸/۵۷	۷/۴۳
شرایط محیطی زمستان	۲۲/۶۹	۹/۰۸

با استفاده از اطلاعات بدست آمده در جدول فوق که مربوط به یک واحد نیروگاه می‌باشد نمودار مربوط به میزان آب قابل استحصال در شرایط مختلف ذکر شده مطابق شکل (۹) می‌باشد.



شکل ۹ میزان بخار آب قابل استحصال از جریان دود

از آنجایی که طراحی صحیح TMC در میزان انتقال آب تأثیر دارد، از اطلاعات اشاره شده در مقاله آقای وانگ مینی بر انجام طرح پایلوت در نیروگاه زغال سوز ۵۵۰ مگاواتی، طی جستجویی که انجام گردید، مشخص شد که علاوه بر انجام طرح پایلوت با انشعابی از دود خروجی نیروگاه مذکور، طراحی ماژول غشایی با توجه به مشخصات آن نیروگاه در مقیاس اندازه‌های داکت دود و

به واسطه ۲/۰۶ کیلو مول H_2O دمای نقطه شبنم محصولات احتراق در فشار $P_{P,1}$ بالاتر از ۱۰۶/۴ درجه سلسیوس است. حال چنانچه از سیستم استحصال آب با افت ۴/۴ میلی بار استفاده نماییم، لازم است میزان مجاز حداقلی کاهش دمای دود در فشار کاهش یافته بدست آید. با استفاده از معادله زیر این حداکثر دمای دود به صورت زیر محاسبه می‌گردد [۳۵].

$$\frac{N_v}{N_{prod.}} = \frac{P_v}{P_{prod.}} = \frac{P_v}{P_{P,2}} \quad (58)$$

اگر N_w کیلو مول از H_2O مایع شود، پس $N_w - 2/06$ کیلو مول از بخار آب در محصولات احتراق باقی خواهد ماند. تعداد مول محصولات احتراق در فاز گاز نیز به میزان $28/85 - N_w$ کاهش خواهد یافت. با در نظر گرفتن قانون گاز ایده‌آل جهت گازهای احتراق در حالت مذکور، آنگاه N_w به شرح زیر بدست می‌آید.

$$\frac{(2.06 - N_w)}{(28.85 - N_w)} = \frac{(12.349kPa)}{(101.7kPa)} \quad (59)$$

$$P_v \times N_w - N_w = 28.85 \times P_v - 209 \quad (60)$$

پس از حل حداکثر فشار بخار اشباع حدود ۷/۵ کیلو پاسکال جهت عدم تشکیل قطره به دلیل چگالش می‌باشد که دمای متناظر آن ۴۰/۲۹ درجه سلسیوس است. حال چنانچه دما به زیر دمای مذکور بیاید، یعنی به زیر نقطه شبنم آمده است، پس مخلوط اشباع می‌باشد. به همین دلیل نیز فشار جزئی بخار همان فشار اشباع در دمای مخلوط است.

آب ورودی مجاز که باعث تشکیل قطره و چگالش بخار آب در سیستم استحصال نشود، باید بالاتر از دمای بدست آمده باشد. با توجه به دمای ۴۵ درجه سلسیوس آب ورودی به سیستم استحصال آب که مربوط به آب کندانس خروجی کندانسور می‌باشد، در نتیجه با محاسبات انجام شده تشکیل قطره به دلیل چگالش در سیستم اتفاق نمی‌افتد. با توجه به دمای آب ورودی و با تأمین فلوی مورد نیاز آب خنک‌کن می‌توان کاهش دمای محصولات احتراق را به میزان ۵۰ درجه سلسیوس انتظار داشت که در خصوص نقطه شبنم محصولات نیز مشکلی ایجاد نمی‌شود و به اندازه کافی فاصله دمایی وجود دارد. ذکر این نکته ضروری است که دمای خروجی دودکش ۴۰ تا ۵۵ درجه سلسیوس اقتصادی می‌باشد [۳۶].

در طرح پایلوت با درصد جرمی بخار آب ۱۰/۹٪ دود، با انجام تست‌های میدانی در مجموع دو مرحله TMC راندمان انتقال آب

سیستم جهت استحصال آب از دود سیستم غشایی نانو نوع متخلخل آب دوست شناخته شد. با مقایسه نتیجه تحلیل اقتصادی هزینه فعلی تکنولوژی‌های خشک‌کن، مبدل چگالش و تکنولوژی غشایی به ترتیب برابر با $۲۵۴۲۲۸۲۴/۳$ ، $۴۳۴۷۲۹۸۵/۳$ و $۹۰۹۳۷۸/۷$ دلار می‌باشد و هزینه تکنولوژی غشایی پایین‌ترین مقدار می‌باشد.

با امکان‌سنجی انجام شده به لحاظ فنی امکان استفاده از سیستم غشایی معرفی شده وجود دارد و با توجه به حداقل راندمان ۴۰ درصدی، میزان استحصال آب در بدترین شرایط دمایی در کاشان میزان $۷/۴۳$ لیتر آب بر ثانیه می‌باشد که در مجموع ۲ واحد گازی جوابگوی مصرف نیروگاه می‌باشد.

سایر داده برداری‌ها انجام شده است. مازول‌های مورد استفاده به لحاظ ابعاد (طول: ۱۲۰ سانتیمتر، عرض: ۶۲ سانتیمتر و پهنا: ۴۵ سانتیمتر) بسیار بزرگتر از مازول طرح پایلوت می‌باشد و این افزایش سایز علاوه بر کاهش میزان اتصالات استراکچر و نگهدارنده‌ها، باعث کاهش افت فشار نیز به دلیل کم شدن قاب و فریم دور غشاء خواهد شد که با توجه به ابعاد و سطح مقطع واقعی بسیار تأثیرگذار خواهد بود. افت مازول‌های فوق الذکر زیر یک اینچ ستون آب و افزایش دمای آب بعد از عبور از TMC، ۲۰ تا ۵۰ درجه سلسیوس اعلام شده است که بستگی به میزان دبی و دمای آب ورودی دارد و نشان دهنده اجرایی بودن طرح مذکور است.

۸- نتیجه‌گیری

۹- فهرست علائم و اختصارات

علائم انگلیسی

C	هزینه (\$/year)
CRF	فاکتور بازگشت سرمایه (-)
E	ارزش قبلی پول (\$)
f	نرخ تورم (-)
F	ارزش جاری پول (\$)
i	نرخ بهره واقعی (-)
i'	نرخ بهره اسمی (-)
n	تعداد سال (-)
N	تعداد مول (-)
P	فشار (bar)
ΔP	افت فشار (bar)
R	تعداد سال عمر (year)
S	ارزش بازیافتی (\$)
SFF	فاکتور وجوه استهلاکی (-)
TAC	کل هزینه‌های سالیانه (\$)
TAICC	هزینه‌های اولیه سالیانه (\$)
TARC	هزینه‌های تعویض سالیانه (\$)
TO&M	هزینه‌های تعمیرات و نگهداری سالیانه (\$)
زیر نویس‌ها	
4, C	خروجی توربین سیکل ترکیبی
acap	سرمایه‌گذاری اولیه سالیانه
arep	تعویض سالیانه
B, S	بعد از CPH و قبل از آگزوز بخار
cap	سرمایه‌گذاری
comp	قطعه
NPC	ارزش فعلی خالص
P, 1	ورودی محصولات احتراق به سیستم استحصال آب
prod	محصولات احتراق
proj	سیستم
rem	باقیمانده
rep	تعویض
v	بخار آب
w	H ₂ O مایع

هدف اصلی در این مقاله استحصال آب از دود خروجی دودکش نیروگاه کاشان با در نظر گرفتن موقعیت جغرافیایی کویری منطقه و کمبود آب در مناطق خشک می‌باشد. به عنوان اولین قدم برای امکان‌سنجی به بررسی میزان آب موجود در دود پرداخته شد که مشخص گردید میزان بخار آب موجود در جریان دود حتی در گرم‌ترین فصول سال به اندازه‌ای است که نیروگاه را از سایر منابع آبی موجود بی‌نیاز نماید. با توجه به شرایط جغرافیایی و فصول مختلف کاشان میزان آب موجود در دود خروجی نیروگاه کاشان برای شرایط ایزو، تابستان و زمستان به ترتیب برابر با $۲۳/۳۱$ ، $۱۸/۵۷$ و $۲۲/۶۹$ لیتر بر ثانیه بدست آمد. سپس روش‌های مختلفی جداسازی گازها معرفی و مورد تحقیق قرار گرفتند که از بین آنها سه تکنولوژی جذب سطحی مایعی، خنک‌سازی چگالشی و تکنولوژی غشایی جهت استحصال آب از دود کاربردی تشخیص داده شد. سپس این سه تکنولوژی از لحاظ کیفیت آب، صرفه جویی مصرف انرژی، هزینه سرمایه‌گذاری، هزینه بهره برداری و تکامل تکنولوژی مقایسه شدند. با بررسی سابقه تحقیقاتی و نتیجه‌های عملی ثبت شده و مقایسه فنی و اقتصادی آنها با یکدیگر توانایی آنها جهت استحصال آب از دود به ترتیب اولویت بصورت سیستم غشایی نانو نوع متخلخل آب دوست، سیستم مایع آب‌زدا و سیستم خنک‌کنندگی چگالشی حاصل گردید.

برای انتخاب بهترین سیستم استحصال آب علاوه بر قابلیت فنی آن، مقرون به صرفه بودن هم بسیار مهم است. از این رو در این پروژه علاوه بر مقایسه فنی سیستم‌های مذکور به مقایسه آنها با توجه به هزینه‌های اولیه، نصب، تعمیرات و نگهداری نیز پرداخته شد که با استفاده از نتایج تحلیل اقتصادی و فنی بهترین

- via Polysorbate Nonionic Surfactants Doping, Polymers," Vol. 12, No. 2, pp. 253, <https://doi.org/10.3390/polym12020253>.
- [10] K. Dalane, M. Hillestad, and L. Deng, "Subsea natural gas dehydration with membrane processes: Simulation and process optimization," *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 142, pp. 257-267, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.12.027>.
- [11] Z. Y. Kong, A. Mahmoud, S. Liu, and J. Sunarso, "Revamping existing glycol technologies in natural gas dehydration to improve the purity and absorption efficiency: Available methods and recent developments," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 56, pp. 486-503, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2018.06.008>.
- [12] J. E. Shin, S. K. Lee, Y. H. Cho, and H. B. Park, "Effect of PEG-MEA and graphene oxide additives on the performance of Pebax® 1657 mixed matrix membranes for CO₂ separation," *Journal of Membrane Science*, Vol. 572, pp. 300-308, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2018.11.025>.
- [13] M. E. Kojabad, A. Babaluo, and A. Tavakoli, "A novel semi-mobile carrier facilitated transport membrane containing aniline/poly (ether-block-amide) for CO₂/N₂ separation: Molecular simulation and experimental study," *Separation and Purification Technology*, Vol. 266, p. 118494, 2021, doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2021.118494>.
- [14] B. Ohs, M. Falkenberg, and M. Wessling, "Optimizing hybrid membrane-pressure swing adsorption processes for biogenic hydrogen recovery," *Chemical Engineering Journal*, Vol. 364, pp. 452-461, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.01.136>.
- [15] M. Mozafari, R. Abedini, and A. Rahimpour, "Zr-MOFs-incorporated thin film nanocomposite Pebax 1657 membranes dip-coated on polymethylpentene layer for efficient separation of CO₂/CH₄," *Journal of Materials Chemistry A*, Vol. 6, No. 26, pp. 12380-12392, 2018, doi: <https://doi.org/10.1039/C8TA04806A>.
- [16] R. Abedini, A. Mosayebi, and M. Mokhtari, "Improved CO₂ separation of azide cross-linked PMP mixed matrix membrane embedded by nano-CuBTC metal organic framework," *Process Safety and Environmental Protection*, Vol. 114, pp. 229-239, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.psep.2017.12.025>.
- [17] M. Isanejad and T. Mohammadi, "Effect of amine modification on morphology and performance of poly
- [1] M. S. Fahmey, A.-H. M. El-Aassar, M. M. Abo-Elfadel, A. S. Orabi, and R. Das, "Comparative performance evaluations of nanomaterials mixed polysulfone: A scale-up approach through vacuum enhanced direct contact membrane distillation for water desalination," *Desalination*, Vol. 451, pp. 111-116, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2017.08.020>.
- [2] Y. H. Teow and A. W. Mohammad, "New generation nanomaterials for water desalination: A review," *Desalination*, Vol. 451, pp. 2-17, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2017.11.041>.
- [3] P. S. Parsamehr, M. Zahed, M. A. Tofighy, T. Mohammadi, and M. Rezakazemi, "Preparation of novel cross-linked graphene oxide membrane for desalination applications using (EDC and NHS)-activated graphene oxide and PEI," *Desalination*, Vol. 468, p. 114079, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.114079>.
- [4] A. Beluco, E. J. Krummenauer, E. G. Rossini, and J. d. Souza, "Estimation of emissions of volatile organic vapors from parameters measured in a fuel loading terminal," *International Journal of Energy and Environment. Najaf*, Vol. 9, No. 2, p. 137-144, 2018, doi: <http://hdl.handle.net/10183/183245>.
- [5] B. Tang, Y. Dai, Y. Sun, H. Chen, and Z. Wang, "Graphene and MOFs co-modified composites for high adsorption capacity and photocatalytic performance to remove pollutant under both UV-and visible-light irradiation," *Journal of Solid State Chemistry*, Vol. 284, p. 121215, 2020, doi: <https://doi.org/10.1016/j.jssc.2020.121215>.
- [6] Z. Petrusová *et al.*, "Regeneration of thin-film composite membrane used for permeation of hexane vapors," *Separation and Purification Technology*, Vol. 224, pp. 62-69, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2019.04.087>.
- [7] F. Dorosti and A. Alizadehdakheel, "Fabrication and investigation of PEBAX/Fe-BTC, a high permeable and CO₂ selective mixed matrix membrane," *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 136, pp. 119-128, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.01.029>.
- [8] Z. Farashi, S. Azizi, M. R.-D. Arzhandi, Z. Noroozi, and N. Azizi, "Improving CO₂/CH₄ separation efficiency of Pebax-1657 membrane by adding Al₂O₃ nanoparticles in its matrix," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 72, p. 103019, 2019, doi: <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2019.103019>.
- [9] P. Bernardo and G. Clarizia, "Enhancing Gas Permeation Properties of Pebax® 1657 Membranes

- [26] V. A. Ani, "Strategies for modeling and simulation of alternative energy systems for powering health facilities using HOMER application," *Glob. J. Res. Eng. J. Gen. Eng.*, Vol. 21, pp. 61-83, 2021. [Online]. Available: <https://engineeringresearch.org/index.php/GJRE/article/view/2128>.
- [27] H. Cooley, R. Phurisamban, and P. Gleick, "The cost of alternative urban water supply and efficiency options in California," *Environmental Research Communications*, Vol. 1, No. 4, p. 042001, 2019, doi: <https://doi.org/10.1088/2515-7620/ab22ca>.
- [28] B. C. Folkedahl, G. Weber, and M. E. Collings, "Water Extraction from Coal-Fired Power Plant Flue Gas," 2006, doi: <http://dx.doi.org/10.2172/927112>.
- [29] L. Daal *et al.*, "Evaluation of different water vapor capture technologies and energy modeling results for membrane technology," *Icapwa, DNV-KEMA the Netherlands, Department PGR-PCW, PO Box*, Vol. 9035, p. 6800, 2012, doi: <https://blue-expert.com/wp-content/uploads/2020/11/Paper-Alternatives-and-energy-modelling-PowerGen-Europe-V1.0.pdf>.
- [30] E. K. Levy, H. Bilirgen, and K. Jeong, "Recovery of Water from Boiler Flue Gas-Final Technical Report," *Energy Research Center*, 2008, doi: <https://doi.org/10.2172/1084027>.
- [31] M. Cheryan, *Ultrafiltration and microfiltration handbook*. CRC press, 1998. <https://doi.org/10.1201/9781482278743>.
- [32] M. Cheryan, *Ultrafiltration and microfiltration handbook*. CRC press, 1998, [Book Code: 1111026709657](https://doi.org/10.1201/9781482278743).
- [33] D. Wang, A. Bao, W. Kunc, and W. Liss, "Coal power plant flue gas waste heat and water recovery," *Applied Energy*, Vol. 91, No. 1, pp. 341-348, 2012, doi: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.10.003>.
- [34] D. Wang, "Transport membrane condenser for water and energy recovery from power plant flue gas," Gas Technology Institute, Des Plaines, IL (United States), 2012. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.133573>.
- [35] Y. A. Cengel, "Thermodynamics: an engineering approach," ed: McGraw-Hill, 2011. [ISBN-13: 978-0073398174](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.133573).
- [36] K. Hwang, C. ho Song, K. Saito, and S. Kawai, "Experimental study on titanium heat exchanger used in a gas fired water heater for latent heat recovery," *Applied Thermal Engineering*, Vol. 30, No. 17-18, pp. 2730-2737, 2010, doi: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2010.07.027>.
- (ether-block-amide)/fumed silica nanocomposite membranes for CO₂/CH₄ separation," *Materials Chemistry and Physics*, Vol. 205, pp. 303-314, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.matchemphys.2017.11.018>.
- [18] A. Huang, L.-H. Chen, C.-H. Chen, H.-Y. Tsai, and K.-L. Tung, "Carbon dioxide capture using an omniphobic membrane for a gas-liquid contacting process," *Journal of membrane science*, Vol. 556, pp. 227-237, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2018.03.089>.
- [19] H. Pang, H. Gong, M. Du, Q. Shen, and Z. Chen, "Effect of non-solvent additive concentration on CO₂ absorption performance of polyvinylidene fluoride hollow fiber membrane contactor," *Separation and Purification Technology*, Vol. 191, pp. 38-47, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2017.09.012>.
- [20] D. Ren, Z. Li, and H. Ding, "Status and progress of membrane separation technology in water capture in flue gas," in *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 2021, Vol. 657, No. 1: IOP Publishing, p. 012112, doi: <https://doi.org/10.1088/1755-1315/657/1/012112>.
- [21] M. Alabid and C. Dinca, "Membrane CO₂ Separation System Improvement for Coal-Fired Power Plant Integration," *Energies*, Vol. 17, No. 2, p. 464, 2024, doi: <https://doi.org/10.3390/en17020464>.
- [22] R. Singh, B. Prasad, and Y.-H. Ahn, "Recent developments in gas separation membranes enhancing the performance of oxygen and nitrogen separation: A comprehensive review," *Gas Science and Engineering*, p. 205256, 2024, doi: <https://doi.org/10.1016/j.jgsce.2024.205256>.
- [23] E. Kamio, T. Yoshioka, and H. Matsuyama, "Recent advances in carbon dioxide separation membranes: A review," *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 56, No. 1, p. 2222000, 2023, doi: <https://doi.org/10.1080/00219592.2023.2222000>.
- [24] M. Da Conceicao, L. Nemetz, J. Rivero, K. Hornbostel, and G. Lipscomb, "Gas separation membrane module modeling: a comprehensive review," *Membranes*, Vol. 13, No. 7, p. 639, 2023, doi: <https://doi.org/10.1080/00219592.2023.2222000>.
- [25] V. Nabilah, R. S. Marpaung, and R. Nainggolan, "Analisis Pengaruh Pemeliharaan Komponenpltg terhadap Unjuk Kerja Turbin Gas PT PLN Updk belawan," *Prosiding Konferensi Nasional Social & Engineering Polmed (KONSEP)*, Vol. 3, No. 1, pp. 1047-1055, 2022, doi: <https://doi.org/10.51510/konsep.v3i1.852>.

- [40] www.tradingeconomics.com/united-states/interest-rate.
- [41] www.usinflationcalculator.com/inflation/historical-inflation-rates.
- [42] https://www1.eere.energy.gov/manufacturing/pdfs/w_ebcast_2008-1120_super_boiler.pdf.
- [37] <https://www.statista.com/statistics/263492/electricity-prices-in-selected-countries>.
- [38] <https://www.flinnsci.com/calcium-chloride-reagent-powder-100-g/c0196/>.
- [39] https://www.globalpetrolprices.com/Iran/natural_gas_prices/.