مجموعه مقالات هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران ۲۵ و ۲۴ بهمن ۱۳۹۶، ایران، تهران، دانشگاه صنعتی شریف FCCI-۲۰۱۸-۱۰۱۲

مطالعه جذب بعد ازاحتراق كربندىاكسيد از نيروگاه سيكل تركيبي گاز طبيعي

سیامک حسین پور دانشیار- دانشگاه صنعتی سهند hossainpour@sut.ac.ir **حسین فرجالهی** دانشجو دکتری- دانشگاه صنعتی سهند H_farajollahi@sut.ac.ir

چکیدہ

در این مطالعه یک نیروگاه ۱۰۰۰ مگاواتی سیکل ترکیبی گاز طبیعی برای کاهش اثرات زیست محیطی آن با سیستمهای جذب شیمیایی و تراکم کربن دیاکسید تجمیع شده است تا تأثیر به کارگیری آنها بر روی عملکرد نیرو گاه مورد بررسی قرارگیرد. برای این منظور با استفاده از نرمافزار جذب و تراکم متناسب برای جذب ٪۹۰ کربن دیاکسید از گاز دودکش طراحی و شبیه سازی شدند. در اثر تجمیع این سیستمها با نیروگاه بازده آن از ٪۶۲/۵۰ به ٪۶۲/۴۲ کاهش می یابد. این کاهش نا شی از استخراج بخار برای تامین گرمای ریبویلر و کار مصرفی در سیستمهای جذب و تراکم است. نیروگاه بکار گرفته شد. در این حالت با نسروگاه بازده آن نیروگاه بکار گرفته شد. در این حالت بازده نیروگاه برای بهبود بازده نیروگاه بکار گرفته شد. در این حالت بازده نیروگاه برابر با ٪۶۴/۹ می شود این در این حالت بازده نیروگاه برابر با ٪۶۴/۹ می شود ایند. در این حالت بازده نیروگاه برابر با ٪۶۴/۹ می شیود بازده نیروگاه بار ترفته شد. در این حالت بازده نیروگاه برابر با ٪۶۴/۹

کل هات کلیدی: نیروگاه-جـذب بعـد از احتراق-تجمیع حرارتی-بـازیـابی حرارتهای اتلافی-گردش مجدد گاز دودکش-چرخه رانکین ارگانیک

مقدمه

افزایش انتشار گازهای گلخانهای ناشی از فعالیت های انسانی منجر به تغییرات گستردهای در سیستم آب و هوایی شده است که پدیده گرم شدن جهانی نتیجه واضح آن است. بهطوری که دوره زمانی از سال ۱۹۸۳ تا ۲۰۱۲ میلادی بهعنوان گرمترین دوره سی ساله در ۸۰۰ سال گذشته در نیمکره شرحمالی کره زمین بوده است. در میان گازهای گلخانهای غلظت گاز تربندی اکسید در جو با ر شد چشمگیری از مقدار ^۱ محل وران قبل صنعتی به ۳۹۷ و مر سال ۲۰۱۴ ر سیده است [۱]. این افزایش حرارت، حملونقل، فرآیندهای صنعتی و خانگی بوده است که بخش تولید الکتری سیته و حرارت با ۴۲٪ بی شترین سهم را دارد [۲]. بر ۱ ساس گزارش آژانس بین المللی انرژی ۲۰٪ از الکتریسیته دنیا در سال ۲۰۱۳ توسط نیروگاههای فسیلی تأمین شده است که باعث شده این نیروگاه ها به عنوان

با توجه به اینکه هنوز عمده انرژی جهان از طریق سوخت های فسیلی تامین می شود لزوم توسعه پایدار ایجاب می کند تا با بکارگیری روش های موثر از اثرات زیست محیطی استفاده از سوخت های فسیلی کاسته شود. فناوری جذب و ذخیره سازی کربن دی اکسید از واحدهای بزرگ انتشار کننده آن در حال حا ضر در د سترس ترین روش برای کاهش م ستقیم انت شار گاز کربن دی اکسید به اتمسفر است [۴].

سیستمهای جذب کربن دی کسید بر اساس فرآیند احتراق به طور کلی به سـه دسـته جذب قبل از احتراق، جذب بعد از احتراق و احتراق اكسـيژنى تقسیم بندی می شوند [۵]. از میان این ها، جذب شیمیایی کربن دی اکسید بعد از احتراق فناوری است که تقریبا به حد بلوغ خود رسیده است و می تواند با نیروگاههای موجود تجمیع شـود. حلال مونو اتانول آمین^۲ متداول ترین جاذب ممكن است كه داراى نرخ واكنش سريع با كربن دى اكسيد، هزينه کم و مناسب برای جذب کربن دی اکسید با فشار جزئی کم از گاز دودکش است [۶-۷]. مشکل اصلی در بکارگیری این فناوری انرژی گرمایی زیاد مورد نیاز برای احیا حلال است که باید به و سیله ا ستخراج بخار از نیروگاه تامین شـود که منجر به کاهش بازده انرژی نیروگاه میشـود. این افت بازده انرژی برای نیروگاههای با سوخت زغال سنگ در حدود ۱۰٪ است [۸]. بیشتر مطالعات ارائه شده در ادبیات فن شامل مدل سازی سیستمهای جذب کربن دی اکسید بوده است. مطالعات قبل با شبیه سازی و بهینه سازی پارامترهای موثر سیستم، بر روی بهبود عملکرد فنی و اقتصادی چرخه جذب شیمیایی تمرکز کردهاند [۹–۱۰]. همچنین پیکربندی های مختلف چر خه جذب شیمیایی با هدف کاهش انرژی مصرفی چرخه جذب متداول و کاهش هزینه ها مورد مطالعه قرار گرفته است [۱۱-۱۳]. غلظت کربندی اکسید در گاز دودکش نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی (٪۴ مولی) کمتر از نیروگاه زغال سنگ (۱۴٪ مولی) است در نتیجه در تجمیع با سیستم جذب شیمیایی به دلیل انرژی بالاتر مورد نیاز برای احیا حلال باعث افت بازده بیشتری می شود [۱۴]. یک روش موثر برای افزایش غلظت کربن دی کا سید در گاز خروجی از نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی، جایگزینی بخشی از هوای لازم برای احتراق با گاز خروجی است که با عنوان گردش مجدد گاز خروجی^۳ شناخته می شود که باعث کاهش دبی گاز خروجی از نیروگاه شده و انرژی مصرفی در چر خه جذب را کاهش می دهد [۱۵]. بیلیوک و یونگ [۱۶] به ارزیابی تجميع نيروگاه ۴۴۰ مگاواتی سيکل ترکيبی گاز طبيعی با سيستم جذب و تراکم کربن دی کسید پرداختند که سیستم گردش مجدد گاز خروجی با نسبت ۴۰٪ موجب بازیابی ۱۰ مگاوات از توان اتلاف شده نیروگاه شدهاست.

¹ Parts per million

² Monoethanolamine(MEA)

³ Exhaust gas recirculation(EGR)

لیو و همکاران [۱۷] از طریق شبیه سازی، اثر تجمیع سیستم جذب و تراکم کربن دیاکسید را بر روی نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی مورد بررسی قرار دادند که با بکارگیری سیستم گردش مجدد گاز خروجی با نسبت ۳۸٪، استفاده از کمپر سورهای مافوق صوت موج ضربهای و بازیابی حرارتهای اتلافی از خنککنهای میانی کمپرسورها افت بازده ناشی از تجمیع سیستمها ٪۱/۳۱ کاهش یافت.

در طی فرآیند تجمیع منابع حرارتی متعددی اتلاف میشوند. یستاد و همکارن [۱۸] با بکارگیری چر خه دما پایین رانکین کربندیاکسید به بازیابی حرارتهای اتلافی از سیستم تجمیع شده نیروگاه سیکل ترکیبی با فرآیندهای جذب و تراکم پرداختند که با عث افزایش ۲٪ بازده گر مایی سیستم شده است. هیو و همکاران [۱۹] با ارزیابی فنی و اقتصادی یک نیروگاه سیکل ترکیبی تجمیع شده با سیستم های جذب و تراکم نشان دادند که با بازیابی حرارت های اتلافی در یک سیستم جدید هزینه سرمایه گذاری ٪۴/۶۶ افزایش می یابد ولی هزینه الکتریسیته و کربن دی اکسید جدا شده به ترتیب ٪۶۶/۸ و ٪۲۷/۴۶ کاهش می یابد. فرجالهی و حسین پور دی اکسید و با اعمال چرخه رانکین ار گانیک برای بازیابی منابع حرارتی دی اکسید و با اعمال چرخه رانکین ار گانیک برای بازیابی منابع حرارتی اتلافی افت بازده نیروگاه را از ٪۹/۲۹ کاهش می داند.

در مطالعه حاضر بر ۱ ساس آنچه که در [۲۰] انجام شده ۱ ست یک نیروگاه ۱۰۰۰ مگاواتی سیکل ترکیبی گاز طبیعی با سیستم جذب شیمیایی و تراکم کربن دی اکسید تجمیع شده است. هریک از سیستم ها با جزئیات کامل در نرم افزار Aspen HYSYS v9 شبیه سازی شده اند تا با ارزیابی دقیق عملکرد، اقدامات لازم برای کاهش افت بازده نیروگاه که در اثر فرآیند تجمیع ایجاد شده صورت بگیرد. سیستم گردش مجدد گاز دودکش و استفاده از چرخه رانکین ارگانیک برای بازیابی حرارت اتلافی از خنک کن بخار و خنک کن های میانی واحد تراکم کربن دی اکسید به عنوان دو راهکار موثر جهت کاهش افت بازده نیروگاه مورد بررسی قرار گرفته اند.

۲-مدلسازی سیستم

۲-۱-نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی

یک نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی با توان اسمی ۱۰۰۰ مگاوات برای تجميع با سيستمهاى جذب و تراكم كربن دى كسيد انتخاب شده است [٢١]. این نیروگاه شامل دو واحد توربین گاز از نوع پیشرفته 'J-frame با دمای ورودی C°۱۶۲۰ و نسبت فشار ۲۳ است. گاز با دمای C°۶۳۶ از توربین گاز خارج می شود و وارد بازیاب حرارتی مولد بخار^۲ با سطح فشار سه گانه می شود تا بخار لازم برای تولید توان در چرخه رانکین پایین دست را ایجاد کند. در شکل ۱ طرح کلی از چرخه نیروگاه نشان داده شده است. شبیه سازی چرخه نیروگاه برای تعیین مشخصات گاز دودکش، میزان توان تولیدی و بررسی اثر تجمیع سیستم های جذب و تراکم بر روی عملکرد آن با استفاده از نرمافزار صورت می گیرد. معادله حالت پنگ-روبینسون^۳ به عنوان مدل ترمودینامیکی حاکم بر چرخه گاز و احتراق انتخاب شده است. برای شبیهسازی محفظه احتراق از تجهیز گیبس راکتور[†] استفاده شده است. این راکتور بدون نیاز به مشخص کردن استوکیومتری واکنش و بر اساس به حداقل رساندن انرژی آزاد گیبس در حالت تعادلی ترکیب و شرایط گاز حاصل از احتراق را مشخص میکند. مدل ترمودینامیکی بخار ان.بی.اس^۵ برای شبیهسازی چرخه بخار استفاده شده است. هریک از توربینها، پمپها و کمپرسورها براساس مشخصات خود مدل شدهاند. برای شبیه سازی بازیاب حرارتی مولد بخار مجموعهای از شانزده مبدل حرارتی بکار گرفته شدهاست. بازده ژنراتور و بازده مکانیکی محور توربینها برابر ٪۹۸ فرض شدهاست. مشخصات کاری نیروگاه در جدول ۱ ارائه شدهاست.



شکل۱-چرخه نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی

¹ Enhanced MHI J Turbine

- ² HRSG
- ³ Peng-Robinson
- ⁴ Gibbs Reactor
- ⁵ NBS Steam

هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف

FCCI-T+1A-1+1T

کاری نیروگاہ	جدول ۱ -مشخصات
--------------	----------------

مقدار	پارامتر
۱۵	دمای هوای ورودی (°C)
299/ Y	دبی ورودی کمپرسور هوا (kg/s)
٨٨	بازده آدیاباتیک کمپرسور هوا (٪)
۲ • ۴/۴	دمای سوخت ورودی به محفظه احتراق (°C)
۲۸/۳۷	فشار سوخت ورودی به محفظه احتراق (bar)
18/8	دبی سوخت ورودی به هر محفظه احتراق (kg/s)
	ترکیب سوخت (mol.%)
۰/۹۳۱	Methane(CH ₄)
•/•٣٢	Ethane(C ₂ H ₆)
•/••¥	Propane(C ₃ H ₈)
•/••\$	n-Butane(C ₄ H ₁₀)
•/• 1	Carbon dioxide(CO ₂)
•/•18	Nitrogen(N ₂)
4711	ارزش حرارتی پایین سوخت (kJ/kg)
۹ • /۲	بازده آدياباتيک توربين HP (٪)
۹٣/٩۵	بازده آدیاباتیک توربین IP (٪)
۹۵/۶	بازده آدياباتيک توربين LP (./)
۵۹۳/۳ °Cو۱۶۶/۵ Bar	شرايط بخار ورودي توربين HP
۲۴/۸۲ Bar و۵۹۲/۹ °C	شرایط بخار ورودی توربین IP
۲۹۷/۴ °Cو۳/۲۸۳ Bar	شرایط بخار ورودی توربین LP

_____ ۲-۲-سیستم جذب شیمیایی کربن دیاکسید

۲-۲-۱-توصيف فرآيند

در شکل ۲ یک چرخه جذب متداول کربن دیاکسید با حلال مونواتانول آمین نشان داده شدها ست. برای انجام موثرتر فرآیند جذب باید پیش عملیاتی بر روی گاز دودکش صورت بگیرد. ابتدا با سردسازی دمای گاز به دمای مناسب برای فرآیند جذب رسانده می شود. سپس آب موجود در جریان گاز که از تغییر فاز بخار در طی فرآیند سرد سازی نا شی شده از جریان گاز جدا می شود.

با افزایش فشار تو سط دمنده گاز از انتها وارد ستون جذب می شود. گاز در ستون جذب به سمت بالا حرکت می کند و بر روی سطح پر کنها بهصورت نا هم سو با حلال برخورد کرده و کربن دی اک سید موجود در جریان گاز جذب حلال شده و باعث تشکیل محلول غلیظ می شود. جریان گازی که کربن دی اکسید آن جذب شده از بالای ستون جذب خارج شده و وارد قسمت جلوگیری شود. حلال غلیظ خروجی از انتهای ستون جذب به سمت ستون جلوگیری شود. حلال غلیظ خروجی از انتهای ستون جذب به سمت ستون بالایی وارد ستون جداسازی می شود. در آنجا در طی یک فرآیند گرماگیر گاز کربن دی اکسید از محلول جدا شده و حلال احیا می شود. بعد از چگالش بخارآب موجود در جریان گاز در چگالنده جریان گاز شامل کربن دی اکسید با خلوص بالا از سیستم خارج می شود. حلال رقیق دما بالا از انتهای ستون خارج شده و بعد از عبور از مبدل حرارتی با اضاف کردن آب و حلال برای خرای تلفات و ثابت نگهداشت غلظت حلال وارد ستون جذب می شود تا

۲-۲-۲-شبیه سازی فرآیند

هدف از شبیه سازی چرخه جذب شیمیایی به دست آوردن یک پیشبینی صحیح از مقدار واقعی انرژی مصرفی این چرخه در حالت موردنیاز است. چرخه جذب مجموعهای از تجهیزات مختلف را شامل میشود که برای شبیه سازی هریک باید پارامترهای عملکردی آن به طور صحیح تعیین شده و از مدلی مناسب برای آن استفاده شود.

مدل ترمودینامیکی Acid Gas در نرمافزار برای شبیه سازی سیستم جذب مورداستفاده قرار گرفته است. این مدل ترمودینامیکی از مدل بر پایه نرخ برای شبیه سازی فرآیند جذب و دفع کربن دی اکسید استفاده می کند و از معادله حالت پنگ-روبینسون برای تعیین خواص فاز بخار و مدل ضرایب اکتیویته 'ENRTL برای به دست آوردن خواص ترمودینامیکی الکترولیتها استفاده می کند. این مدل ترمودینامیکی شامل پارامترهای لازم برای مدل ENRTL و سایر خواص انتقالی برای محلولهای آمینی است [۲۲- ۲۳]. واکنش های تعادلی (۱) تا (۵) حلالیت شیمیایی برای این واکنشها از MEA را توصیف می کنند و ثابت تعادل شیمیایی برای این واکنشها از تغییر انرژی آزاد گیبس در حالت مرجع محاسبه می شود [۲۴].



¹ electrolyte non-random two-liquid

هفتمين كنفرانس سوخت و احتراق ايران، ٢۴و ٢۵ بهمن ماه ١٣٩۶

تهران، دانشگاه صنعتی شریف

$2H_20 \leftrightarrow H_30^+ + 0H^-$	(1)
$2H_2O + CO_2 \leftrightarrow HCO_3^- + H_3O^+$	(7)
$\mathrm{HCO}_{3}^{-} + \mathrm{H}_{2}\mathrm{O} \leftrightarrow \mathrm{CO}_{3}^{2-} + \mathrm{H}_{3}\mathrm{O}^{+}$	(٣)
$\text{MEAH}^+ + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{MEA} + \text{H}_3\text{O}^+$	(۴)
$H_2O + MEACOO^- \leftrightarrow MEA + HCO_3^-$	(۵)
کاربامات ^۱ و بی کربنات ^۲ بهصورت سینتیکی محدود است بنابراین	تشــکيل
ی رفت و برگشت برای آنها بهصورت زیر خواهد بود و نرخ واکنش	واكنشها
واکنشها با استفاده از عبارت قانون توانی محاسبه میشود.	برای این
$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	(۶)
$\text{HCO}_3^- \rightarrow \text{CO}_2 + \text{OH}^-$	(Y)
$MEA + CO_2 + H_2O \rightarrow MEACOO^- + H_3O^+$	(٨)
$MEACOO^- + H_3O^+ \rightarrow MEA + CO_2 + H_2O$	(٩)

واکنشهای تعادلی ((۱)، (۳) و (۴)) و واکنشهای سنتیکی ((۶) تا (۹)) برای مدلسازی واکنش جذب و دفع کربن دی اکسید در ستونهای جذب و دفع مورداستفاده قرار می گیرند. نرخ واکنش برای واکنش (۹) در ستونهای جذب و دفع متفاوت است [۲۵].

برای کاهش انرژی ریبویلر انتخاب پارامترهای منا سب طراحی برای چرخه و ستونهای جذب و جداسازی ضروری است. شبیه سازی با هدف بازده جذب ۹۰٪ و با استفاده از حلال ۲۰۰٪ وزنی مونواتانول آمین و کمترین دبی حلال ممکن انجام می گیرد. بازده جذب برابر نسبت دبی جرمی کربن دی اکسید جدا شده به دبی جرمی کربن دی اکسید موجود در جریان گاز دودکش است. تعیین ابعاد ستونها با توجه به بازده جذب مطلوب و کمترین قطر لازم برای اجتناب از پدیده طغیان در ستونها صورت می گیرد. به دلیل بازده بالای انتقال جرم برای ستون جذب پرکن منظم و برای ستون جداسازی نوع نامنظم به کار برده می شود. پارامترهای کلی طراحی چرخه جذب شیمیایی در جدول ۲ ارائه شده است.

	جدول۲- پارامترهای کلی طراحی چرخه جذب شیمیایی
مقدار	پارامتر
Λ/Δ	۔ اختلاف دمای نزدیکی در مبدل حرارتی جریان غلیظ−رقیق (℃)
۰/۴	افت فشار برای جریانهای رقیق و غلیظ در مبدل حرارتی (bar)
۷۵	بازده آدياباتيک پمپ ها (٪)
٩٠	بازده آدیاباتیک دمنده (٪)
17.	دمای ریبویلر (^{C°})

۲-۳-سیستم تراکم کربندیاکسید

کربن دی اکسید جذب شده باید به مکان های مناسب ذخیره سازی انتقال یابد که انتقال به وسیله خطوط لوله به عنوان قابل قبول ترین گزینه مطرح است. برای بهینه کردن نسبت جرم به حجم، کربن دی اکسید در فازهای مایع یا فوق بحرانی انتقال می یابد که برای انتقال به وسیله خطوط لوله حالت فوق بحرانی مناسب تر است. برای اطمینان از جریان تک فاز پایدار در طول لوله محدوده دما ۲۰۴۵–۱۳ و فشار ۱۵۰که ۱۵۰–۸۵ می تواند مناسب باشد [۵]. استفاده از فر آیند تراکم تک مرحله ای به دلیل محدودیت های ساختاری امکان پذی نیست در نتیجه فر آیند فشرده سازی کربن دی اکسید بر اساس زنجیره ای از کمپر سورها با خنک کن میانی، سرد سازی فوق بحرانی و پمپاژ در نظر گرفته شده است.

مزیت سرد سازی گاز کربن دی اکسید متراکم شده در حالت فوق بحرانی به زیربحرانی این است که به انرژی و هزینه کمتری نیاز دارد. در حالت فوق بحرانی می توان از آب در دمای محیط به عنوان خنک کن استفاده کرد ولی در حالت زیربحرانی سیستمهای تبرید موردنیاز خواهند بود [۲۶]. در این فرآیند (شکل ۳) کربن دی اکسید به و سیله شش مرحله کمپر سور از فشار خروجی چرخه جذب تا فشار فوق بحرانی متراکم شده و در بین هر مرحله سرد می شود. آب چگالیده شده موجود در جریان گاز قبل از ورود به هر مرحله کمپرسور به وسیله جداکننده از آن جدا می شود. گاز متراکم شده خروجی از آخرین مرحله کمپر سور در اثر سرد سازی به فاز مایع تبدیل شده و سپس تا فشار موردنظر پمپ می شود. پارامترهای طراحی در جدول ۳ ارائه شده اند.



شکل۳-سیستم تراکم کربن دی اکسید

جدول۳-پارامترهای طراحی سیستم تراکم کربندیاکسید

مقدار	پارامتر
Peng-Robinson	Property package
١/٨	فشار ورودی (bar)
۱۵۰	فشار خروجی (bar)
٢	نسبت تراکم کمپرسور در هر مرحله
٢	افت فشار در خنک کن ها (٪)
٨۵	بازده آدیاباتیک کمپرسورها (٪)
۷۵	بازده آدیاباتیک پمپ (٪)

۳-تجمیع نیروگاه با سیستم های جذب و تراکم

سییستمهای جذب و تراکم کربن دی اکسید برای عملکرد خود نیاز به انرژیهای حرارتی و الکتریکی دارند که باید توسط نیروگاه تأمین شود. در طی فرآیند تجمیع منابع انرژی متعددی اتلاف می شوند که با بکارگیری روش های مناسب می توان افت بازده انرژی در نیروگاه که ناشی از تجمیع سیستم ها است را به حداقل رساند. در بحث تجمیع مهمترین مسئله تأمین انرژی حرارتی موردنیاز ریبویلر است که از طریق استخراج بخار از چرخه سیستم جذب شیمیایی پیشنهاد می شود. بالاترین دمای بخار استخراج شد میستم جذب شیمیایی پیشنهاد می شود. بالاترین دمای بخار استخراج شده که برای احیا حلال در ریبویلر است تفاده می شود نباید از میانگین دمایی محدوده ذکر شده خیلی بالاتر باشد زیرا باعث تشدید اتلاف حلال و خوردگی می شود [۲۷]. استخراج بخار از چرخه نیروگاه باعث کاهش دبی بخار ورودی

¹ Carbamate: MEACOO

² Bicarbonate: HCO₃-

FCCI-T-1A-1-17

نیاز در ریبویلر دما و فشار کمتری در مقایسه با بخار موجود در چرخه دارد که تأمین آن نیز باعث اتلاف بیشتر انرژی میشود. ازاینرو نقطه مناسب برای استخراج بخار باید به گونه ای انتخاب شود که اتلاف کمتری ایجاد کند. استخراج از توربین فشار پایین و لوله بین توربینهای فشار متوسط و پایین بهعنوان دو گزینه برای این کار مطرح ا ست. ا ستخراج بخار از توربین ف شار پایین به دلیل اختلاف فشار کمتر آن با ریبویلر باعث اتلاف انرژی کمتری خواهد شد اما این امر به دلیل محدودیتهای ساختاری امکان پذیر نیست [۲۸]. عملى ترين مكان براى استخراج بخار، بين توربين هاى فشار متوسط و پایین است زیرا در این مکان استخراج بخار از لوله متصل کننده سیلندرهای فشار متوسط و ضعيف توربين صورت مى گيرد. استخراج بخاز از اين قسمت باعث کاهش نرخ جریان بخار ورودی به توربین فشار پایین و ایجاد افت فشار در جریان بخار می شود. با کاهش فشار در خروجی توربین فشار متوسط بار مکانیکی وارد بر پرهها بهخصوص در مراحل آخر توربین افزایش مییابد که ممکن است باعث خرابی پرهها شود. استفاده از یک شیر خفانشی در لوله بین توربینهای فشار متوسط و ضعیف میتواند به عملکرد پایدار توربین فشار پایین و محافظت از پرههای توربین فشار متوسط کمک کند [۲۹]. فشار بخار استخراجشده برای تأمین حرارت ریبویلر را می توان با استفاده از شير خفانشي به حد مطلوب كاهش داد ولى اين كار باعث اتلاف انرژى زیادی می شود. استفاده از یک توربین بخار کمکی به جای شیر خفانشی برای کاهش فشار بخار و تولید توان اضافی میتواند یکراه مؤثر در جهت کاهش تلفات انرژی باشـد [۳۰]. جریان بخار ورودی به ریبویلر باید دارای دمای مشخصی باشد که برای فراهم کردن آن از یک خنککن برای کاهش دما استفاده می شود. در طی فرآیند انتقال حرارت در ریبویلر جریان بخار ورودی چگالیده شـده و در فاز مایع از آن خارج میشـود که به چگالنده نیروگاه بر گردانده می شود.

حداکثر دمای ریبویلر برابر C^o ۱۲۰ است که با فرض C^o بهعنوان اختلاف د مای نزد یک شـدن برای ان جام انت قال حرارت، د مای بخار استخراجشده در ورودی ریبویلر برابر C^o ۱۳۰ و در فشـار اشـباع bar /۱۷ تعیین میشـود. برای تجمیع نیروگاه با سـیسـتم های جذب و تراکم کربن دیاکسید به طورکلی سه حالت مورد بررسی قرار می گیرند که عبارتند از: ۱ - حالت اول: تجمیع سیستمها به صورت پایهای ۲- حالت دوم: بررسی اثر سیستم گردش مجدد گاز دودکش ۳- حالت سوم: بازیابی منابع حرارتی اتلافی از سیستم تجمیع شده در هریک از حالتها بخار از لوله مت صلکننده توربین های ف شار متو سط و

ضعیف در شرایط bar ۳۷/۳ و C° ۲۹۷/۴ استخراج می شود. به دلیل اختلاف فشار بین جریان بخار استخراج شده و شرایط مورد نیاز از یک توربین کمکی جهت انبساط بخار استفاده می شود.

۴-بازیابی حرارتهای اتلافی

در طی فرآیند تجمیع منابع حرارتی مختلفی ایجاد می شوند که اکثراً دما پایین بوده و اتلاف می شوند. بازیابی این منابع حرارتی و تبدیل آن ها به انرژی قابل استفاده می تواند نقش مؤثری در کاهش تلفات و افزایش بازده سیستم داشته باشد. چرخه های ترمودینامیکی مختلفی مانند چرخه رانکین

ارگانیک'، چرخه کالینا'، چرخه گوسوامی و ... برای تبدیل منابع حرارتی دما پایین به الکتریسیته توسعه یافتهاند که در این میان چرخه رانکین ارگانیک به دلیل ساختار سادهتر، قابلیت اطمینان بالاتر و تعمیر و نگهداری آسان تر بسیار مورد توجه واقع شده است [۳۱]. این چرخه ساختار یکسانی با چر خه رانکین بخار دارد ولی سیال کاری آن مواد ار گانیک مانند هیدروکربنها و یا مبرد ها با دمای جوش پایین ه ستند که توانایی ا ستفاده از منابع حرارتی دما پایین مانند حرارت اتلافی از فرآیندهای صنعتی را دارد. انتخاب سیال کاری به دلیل تأثیر آن بر بازده سیستم، اندازه تجهیزات، پایداری سیسیتم، مسائل ایمنی و زیسیتمحیطی مهم ترین بخش در به کار گیری چرخه رانکین ار گانیک می باشد. سیال های کاری بر اساس شیب منحنی بخار اشباع در نمودار T-S به سه دسته سیالهای تر با شیب منفی، سیالهای آیزنتروپیک با شیب تقریباً بینهایت و سیالهای خشک با شیب مثبت تقسیم بندی می شوند. سیال های آیزنتروپیک و خشک بعد از انبساط در توربین همچنان در فاز بخار قرار دارند که خطر خرابی پرههای توربین بهوسيله قطرات مايع وجود ندارد و اين سيالات مي توانند گزينه مناسب ترى برای ا ستفاده در چرخه رانکین ارگانیک با شند [۳۲]. در یک چرخه رانکین ارگانیک بیشــترین توان خالص خروجی زمانی تولید خواهد شــد که دمای بحرانی سیال کاری به دمای منبع حرارتی نزدیک باشد [۳۳]. در این مطالعه فرضیات زیر برای بکارگیری چرخه رانکین ارگانیک در نظر گرفته شده اند: ۱- چرخه مورد استفاده چرخه رانکین ارگانیک دارای بازیاب است. ۲- چرخه در شرایط زیربحرانی کار میکند. ۳- سیال های کاری از نوع آیزنتروپیک و یا خشک انتخاب می شوند. د انقطه جوش نرمال سیال های کاری حداقل باید $^{\circ}C$ ۳۰ باشد زیرا دمای +

آبخنک کننده چگالنده برابر ۲۵[°]C است.

۵–نتایج شبیهسازی

۵–۱–حالت اول

برای تجمیع سیستم جذب شیمیایی کربن دی اکسید با نیروگاه ابتدا باید عملکرد نیروگاه بررسی شود که نتایج حاصل از شبیه سازی نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی مورد مطالعه در جدول ۴ گزارش شده است. براساس نتایج شبیه سازی در نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی ۹۸۰/۲ MWe توان خالص تولید می شود که بازده گرمایی آن برابر ٪۶۲/۵ و میزان انتشار کربن دیاکسید از آن برابر ۷۶۳۹ tonnes/day است. با توجه به حجم بالای گاز دودکش و غلظت پایین کربن دی اکسید در آن و به منظور نیل به بازده جذب مطلوب سیستم جذب شبیه سازی شده شامل سه عدد ستون جذب به همراه قسمت شستوشو و یک عدد ستون جداسازی است. ارتفاع هریک از ســتون های جذب و ســتون جداسـازی به ترتیب برابر m ۱۹/۵۱ و ۱۳/۴۱ است. دبی حلال برابر ۱۶۵۰ kg/s تعیین می شود و میزان گرمای ریبویلر برابر با ۳۱۹/۲ MW_t بدست می آید که برحسب جرم کربن دی اکسید جدا شده برابر ۴/۰۱ MJ/kgCO₂ است. در میان پارامترهای معرف عملکرد چرخه جذب شیمیایی، مقدار گرمای ریبویلر برحسب جرم کربن دیاکسید جدا شده به عنوان مهمترین معیار در ارزیابی میزان انرژی مصرفی چرخه جذب شناخته می شود که البته مقدار آن به عوامل متعددی ازجمله

¹ Organic Rankine cycle (ORC)

² Kalina cycle

³ Goswami cycle

جدول۴-عملکرد نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی

مقدار	مقدار	پارامتر
در [۲۱]	شبيه	
	سازى	
۶ ٩٨/٨	۶۸۷/۸۴	توان تولیدی واحدهای توربین گازی (MW _e)
314/0	514/VX	توان تولیدی توربین بخار (MW _e)
۶/۷	۶/۱۷۵	توان مصرفی پمپهای چرخه بخار (MW _e)
24/8	18/5	توان مصرفی سایر تجهیزات کمکی (MWe)
٩٨١/٩٧	۹.۸۰/۲	توان خالص تولیدی نیروگاه (MW _e)
87/8	۶۲/۵	بازده خالص الکتریکی نیروگاه براساس LHV (٪)
1731/22	1888	دبی گاز دودکش (kg/s)
		ترکیب گاز دودکش (mol.%)
۰/ ۲۳ ۸۶	۰/۷۳۸۶	N_2
۰/۱۰۸۳	۰/۱۰۸۴	O2
•/•4619	•/• 491	CO_2
۰/۰۹۸۰۱	٠/• ٩٨	H ₂ O
·/·· \ \ \ Y	٠/٠٠٨٩	Ar

بازده جذب، ساختار ستونهای جذب و دفع، اختلاف دمای نزدیک شدن در مبدل حرارتی و فشار کاری سیستم بستگی دارد. عملکرد کلی چرخه جذب و مقایسه آن با سایر مراجع در جدول ۵ ارائه شده است. جریان کربن دیاکسید با خلوص ٪۹۶ مولی و با فشار bar /۱۸ از کندانسور ستون جدا سازی خارج شده و وارد سیستم تراکم می شود. در طی فرآیند تراکم مجموعا ۲۴/۷۲ MW_e توان مصرف می شود و جریان با فشار ۱۵۰ به صورت مایع و با خلوص ٪۹۸/۵۵ مولی خارج می شود.

حالت اول تجميع سيستم هاي جذب و تراكم با نيروگاه در شكل ۴ نشان داده شده است. همانطور که قبلا اشاره شده است بخار برای انجام فرآیند انتقال حرارت در شرایط $^{\circ}C$ و ۱۳۰ $^{\circ}$ وارد ریبویلر شده و به صورت مایع در دمای ۲۵°C و فشار ۲/۵۶۵ bar از آن خارج می شود. برای تامین گرمای ریبویلر مقدار بخاری که باید از نیروگاه استخراج شود برابر با kg/s ۱۴۵/۴ محاسبه می شود. این بخار از لوله متصل کننده توربین های فشار متوسط و ضعیف در شرایط ۳/۲۸۳ bar و ۲۹۷/۴ °C استخراج می شود و با عبور از توربین بخار کمکی تا فشار ۲/۷۵۵ bar منبسط می شود. در طی فرآیند انبساط در توربین کمکی ۵/۸۷۴ MWe توان اضافی تولید می شود. جریان بخار خروجی از توربین کمکی بعد از طی فرآیند کاهش دما در شرایط مطلوب وارد ریبویلر می شود. دبی بخار استخراج شده شامل ٪۷۳ از کل دبی ورودی به توربین فشار پایین است و با توجه به مرجع [۲۹] فشار در ورودی توربین فشار پایین برابر با ۰/۸۹ bar تعیین می شود. میزان توان تولیدی در توربین فشار پایین نسبت به حالت بدون تجمیع ٪۸/۸ کاهش می یابد و توان تولیدی کل توربین بخار برابر با ۲۰۷/۷۱ MWe می شود. در اتر تجمیع با سیستمهای جذب و تراکم توان خالص تولیدی نیروگاه برابر با می شبود. در طی فرآیند (۲/۴ می می می می فرآیند ۸۳۷/۶ MW $_{
m e}$ تجميع در حالت اول ٪۹/۱ افت در بازده نيروگاه ايجاد می شود. ۵-۲-حالت دوم

فشار جزئی کربن دی اکسید در گاز دودکش تاثیر بسزایی بر روی عملکرد چرخه جذب دارد. در این حالت اثر سیستم گردش مجدد گاز دودش بر روی عملکرد سیستم تجمیع شده مورد بررسی قرار می گیرد که در شکل ۵ نشان داده شده است. در این حالت بخشی از گاز خروجی از بازیاب حرارتی مبدل بخار خنک می شود و بعد از جداسازی آب با هوای تازه ترکیب شده و

جدول۵-عملکرد چرخه جذب شیمیایی در حالت اول تجمیع

مقدار	مقدار	مقدار در	پارامتر
در	در	این مطالعه	
[٣۴]	[17]		
Rate- based	Non- equilibriu m stage	Rate-based	روش شبيەسازى
۷۲۵	۶۵۰/۹	١٢٣٢	دبی گاز دودکش (kg/s)
41.4	٣/٨	4/87	۔ غلظت CO ₂ در گاز (٪مولی)
٩٠	٩٠	٩٠	بازده جذب (٪)
١/٢	1/1	1/10	فشار ستون جذب (Bar)
-	۱/۹	٢	فشار ستون جداساز (Bar)
-	۵۰	۵۰	افت فشــار در ســتون جذب
			(mBar)
-	۵۰	۵۰	افــت فشــــار در ســـــتون
			جداساز(mBar)
۱۸/۲۶	-	14	قطر ستون جذب (m)
٧/٧۴	-))	قطر ستون جداساز (m)
Mella pak 250Y	-	FLEXIPAC 2.5Y	نوع پرکن ستون جذب
Mella pak 250Y	-	IMTP 38 mm	نوع پرکن ستون جداساز
-	٠/۴٧	•/۴٧٣٨	بارگیری حلال غلیظ
			(mol CO ₂ /mol MEA)
• /٢	•/٢٢	۰/۲۵۰۸	بارگیری حلال رقیق (mol CO ₂ /mol MEA)
١.	Λ/Δ	Λ/Δ	کمترین اختلاف دمای
			نزدیکی در مبـدل حرارتی
			جريان غليظ-رقيق (C°)
-	۰/۱۵	۰ /۲ ۱	کار مصرفی (MJ/kg CO2)
٣/٩۶	٣/٧۴	۴/۰۱	گرمای ریبویلر
			(MJ/kgCO ₂)

وارد کمپر سور هوا می شود. بیشترین مقدار گردش مجدد گاز توسط پدیده های احتراقی مانند پایداری شیعله محدود می شود. به همین منظور باید غلظت اکسیژن موجود در هوای احتراق حداقل در حدود ٪۱۸–۱۶ باشد [۳۵]. در نمودار ۱ میزان تغییرات غلظت اکسیژن موجود در هوای ورودی به محفظه احتراق بر حسب نسبت گردش مجدد گاز دودکش ارائه شده است. با در نظر گرفتن محدودیت حداقل اکسیژن مورد نیاز برای فرآیند احتراق نسبت گردش مجدد گاز دودکش برابر ٪۳۵٪ تعیین می شود. در اثر بکارگیری این سـیسـتم دبی گاز دودکش به ۸۰۰/۵ kg/s کاهش یافته و غلظت کربن دی اکسید در آن به ٪۷/۱۲ مولی می رسد که به تبع آن سیستم جذب نیز دچار تغییر می شود. با فرض ثابت ماندن پارامترهای طراحی ستون ها تعداد ستون های جذب به دو عدد و دبی حلال به ۱۳۱۰ kg/s کاهش می یابد. در اثر این تغییرات گرمای ریبویلر برابر با ۳۰۷/۲ MWt بدست می آید که معادل با MJ/kgCO₂ است که نسبت به حالت اول ۳/۸۷ MJ/kgCO ۰/۱۴ کاهش یافته است. با کاهش گرمای ریبویلر دبی جرمی بخار مورد نیاز برابر ۱۳۹/۹ kg/s خواهد بود و بخار با فشار ۰/۹۶ bar وارد توربین فشار پایین می شـود. کل توان تولیدی توربین بخار برابر با ۲۱۱/۰۶ MW_e می شود. توان خالص تولیدی نیروگاه برابر ۸۴۶/۱ MWe و بازده گرمایی آن ./۵۳/۹۸ بدست می آید که ./۵۸٪ نسبت به حالت اول افزایش یافته است.

هفتمين كنفرانس سوخت و احتراق ايران، ٢۴ و ٢۵ بهمن ماه ١٣٩۶

تهران، دانشگاه صنعتی شریف



شکل۴-حالت اول تجمیع نیروگاه با سیستم های جذب و تراکم کربن دی اکسید



شکل۵- تجمیع نیروگاه با سیستم های جذب و تراکم کربن دی اکسید در حالت دوم (دارای EGR)

هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف

FCCI-T-1A-1-17



نمودار ۱-تغییرات غلظت اکسیژن در محفظه احتراق بر حسب درصد EGR

۵-۳-حالت سوم

در سیستم تجمیع شده در حالت دوم منابع حرارتی مختلفی وجود دارد که غالبا دما پایین بوده و اتلاف می شوند. در این سیستم دو منبع حرارتی که قابلیت بازیابی به وسله چرخه رانکین ارگانیک را دارند عبارتند از: ۱- خنک کن جریان بخار قبل از ورود به ریبویلر ۲- خنک کنهای میانی سیستم تراکم کربن دی اکسید جریان بخار خروجی از توربین کمکی با دمای ۲۰۶/۸۶ وارد خنک کن بخار شده و با دمای ۲۵۰۲ از آن خارج می شود که در طی آن MW

بعار سعیان و با دیای عصر ۱۳۰۰ را ای عرب می سود که در طی آن ۱۳۲۲ ۴۲/۲۵ انرژی گرمایی آزاد می شعود. از این انرژی می توان در اواپراتور چرخه رانکین ارگانیک برای تولید توان استفاده کرد (شکل ۶).

جدول -عملكرد چرخههای راکلین از کالیک

چرخه دوم	چرخه اول	پارامتر
n-	Benzene	سیال کاری
Pentane		
۱۹۶/۵	۲۸۸/۹	دمای بحرانی سیال کاری ($^{ m o}{ m C}$)
۳۳/۷۵	49/24	فشار بحرانی سیال کاری (bar)
36/18	٨٠/٠٩	دمای جوش سیال کاری در شرایط نرمال ($^{ m o}{ m C}$)
٨۵	٨۵	بازده آدياباتيک توربين (٪)
۷۵	۷۵	بازده آدياباتيک پمپ (٪)
۵/۵۲	٩/٧٣	توان خالص تولیدی (MW)



شکل۶- چرخه رانکین ارگانیک برای بازیابی حرارت از خنک کن بخار

در طی فرآیند تراکم کربن دی اکسید از هفت مرحله خنک کن در دمای مشخص برای سرد سازی جریان گاز استفاده می شود که باعث دفع انرژی حرارتی به محیط می شود. چرخه رانکین نشلن داده شده در شکل ۷ برای استفاده از این منابع حرارتی طراحی شده است که در آن از آب بهعنوان سیال میانی برای انتقال حرارت از پنج خنک کن آخر فرآیند تراکم به اواپراتور چرخه استفاده می شود. در این سیستم جریان آب در دمای 2° ۲۵ وارد خنک کن ها شده و بعد از افزایش دما از آن خارج می شود و سپس سیال کاری افزایش یابد. عملکرد چرخه های رانکین ارگانیک در جدول ۶ ارائه شده است. با توجه به نتایج شبیه سازی در هریک از چرخه های رانکین ارگانیک اول و دوم به ترتیب MW ۳۸۷ و ۷/۵۳ توان تولید می شود که با اضافه کردن این چرخه ها به حالت دوم تجمیع، بازده نیروگاه به که با اضافه کردن این چرخه ها به حالت دوم تجمیع، بازده نیروگاه به که با اضافه کردن این چرخه ها به حالت دوم تجمیع، بازده نیروگاه به که با اضافه کردن این چرخه ها به حالت دوم تجمیع، بازده نیروگاه به کار اگانیک اول و تم بازده نیروگاه در این حالت ۱/۵۴ است که نسبت به حالت اول تجمیع ./۱۸۶۷ بهبود یافته است. خلاصه نتایج حاصل از شبیه سازی برای سه حالت مختلف تجمیع در جدول ۷ گزارش شده است.



هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف

جدول۲-خلاصه نتایج تجمیع نیروگاه با سیستمهای جذب و تراکم کربن دی اکسید

حالت	حالت	حالت	نيروگاه	پارامتر
سوم	دوم	اول		
۶۸۷/۶۵	۶۸۷/۶۵	۶۸۷/۸۴	۶۸Y/۸۴	توان تولیدی توربین گاز(MW _e)
511/08	211/08	۲•۷/۷۱	814/AY	توان تولیدی توربین بخار(MW _e)
۲۳	۲۳	22/28	22/28	توان مصرفی تجهیزات نیروگاه (MWe)
1 • /87	1./87	١۶/٧٧	-	توان مصرفی چرخه جذب (MWe)
24/80	24/80	26/12	-	توان مصرفی سیستم تراکم (MWe)
۱۵/۲۵	-	-	-	توان تولیدی ORCs (MW _e)
۵/۶۵	۵/۶۵	۵/۸۷	-	توان تولیدی توربین بخار کمکی(MWe)
881/30	848/1	۸۳۷/۶	۹۸۰/۲	توان خالص تولیدی (MW _e)
54/98	۵۳/۹۸	۵۳/۴	۶۲/۵	بازده خالص (٪)
366/11	34/44	۳۸/۴	874/VI	انتشار (g/kWh) CO) انتشار

۶-نتیجهگیری

نتایج حاصل از مدلسازی و تجمیع نیروگاه با سیستمهای جذب و تراکم نشان میدهند که در اثر تجمیع، بازده نیروگاه به شدت افت کرده و از مقدار /۸/۸/ به /۲۸/۴ میرسـد. به منظور کاهش افت بازده نیروگاه سیستم گردش مجدد گاز دودکش با نسبت /۳۵ بکار گرفته میشود که در اثر آن دبی گاز دودکش خروجی نیروگاه کاهش یافته و غلظت کربن دی اکسید در آن تقریبا ۱/۵ برابر میشود. در این حالت به دلیل کاهش استخراج بخار از بیروگاه به دلیل کاهش گرمای ریبویلر و کاهش کار مصرفی در چرخه جذب بازده نیروگاه به /۸/۹۸ افزایش می یابد. به منظور افزایش مجدد بازده نیروگاه از چرخه رانکین ارگانیک برای بازیابی حرارتهای اتلافی از خنک کن میار و خنک کنهای میانی سیستم تراکم استفاده می شود. به موجب این کار مارا ۲۵/۹۸ میو بازده نیروگاه به میانی سیستم تراکم استفاده می شود. بازده نیروگاه به مارا ۲۵/۹۸ برسد که /۱۵/۶ نسبت به حالت تجمیع اولیه بهبود نشان میدهد. با در نظر گرفتن بهترین حالت تجمیع از انتشار ۷/۱۸ تن کربندی اکسید در روز به جو جلوگیری می شود ولی بازده نیروگاه (افت می کند.

 [1] Core Writing Team, R.K. Pachauri and L.A. Meyer (eds.), "IPCC, 2014: Climate Change 2014: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change," IPCC, Geneva, Switzerland.
 [2] IEA, "CO2 emissions from fuel combustionhighlights," International Energy Agency, Paris, 2015 edition.

[3] International Energy Agency, "Key world energy statistics," IEA, Paris, 2015.

[4] "IEA. Technology roadmap: carbon capture and storage," IEA Publications, Paris (France), 2013.

[5] Dennis Y.C. Leung, Giorgio Caramanna, M. Mercedes Maroto-Valer, "An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, pp. 426-443, 2014.

[6] Xiaomei Wu, Yunsong Yu, Zhen Qin, Zaoxiao Zhang, "The Advances of Post-combustion CO2 Capture with Chemical Solvents: Review and Guidelines," *Energy Procedia*, vol. 63, pp. 1339 - 1346, 2014.

[7] M. Wang, A. Lawal, P. Stephenson, J. Sidders and C. Ramshaw, "Post-combustion CO2 capture with chemical absorption: A state-of-the-art review," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 89, no. 9, pp. 1609 - 1624, 2011.

[8] Kazuya Goto, Katsunori Yogo, Takayuki Higashii, "A review of efficiency penalty in a coal-fired power plant with post-combustion CO2 capture," *Applied Energy*, vol. 111, pp. 710 - 720, 2013.

[9] Mohammad R.M. Abu-Zahra, Léon H.J. Schneiders, John P.M. Niederer, Paul H.M. Feron, Geert F. Versteeg, "CO2 capture from power plants: Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine," International Journal of Greenhouse Gas Control, vol. 1, no. 1, pp. 37-46, 2007. [10] Mohammad R.M. Abu-Zahra, John P.M. Niederer, Paul H.M. Feron, Geert F. Versteeg, "CO2 capture from power plants: Part II. A parametric study of the economical performance based on mono-ethanolamine," International Journal of Greenhouse Gas Control, vol. 1, no. 2, pp. 135 - 142, 2007.

[11] Mehdi Karimi, Magne Hillestad, Hallvard F. Svendsen, "Capital costs and energy considerations of different alternative stripper configurations for post combustion CO2 capture," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 89, pp. 1229 - 1236, 2011.

[12] Zeinab Amrollahi, Paul Andreas Marchioro Ystad, Ivar S. Ertesvåg, Olav Bolland, "Optimized process configurations of post-combustion CO2 capture for natural-gas-fired power plant – Power plant efficiency analysis," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 8, pp. 1 - 11, 2012.

[13] Hyungwoong Ahn, Mauro Luberti, Zhengyi Liu, Stefano Brandani, "Process configuration studies of the amine capture process for coal-fired power plants," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 16, pp. 29 - 40, 2013.

هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف

مراجع

[14] J. Davison, "Performance and costs of power plants with capture and storage of CO2," *Energy*, vol. 32, pp. 1163-1176, 2007.

[15] Hailong Li, Geir Haugen, Mario Ditaranto, David Berstad, Kristin Jordal, "Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO2 capture technology," *Energy Procedia*, vol. 4, p. 1411–1418, 2011.

[16] Chechet Biliyok, Hoi Yeung, "Evaluation of natural gas combined cycle power plant for post-combustion CO2capture integration," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 19, p. 396–405, 2013.

[17] Xiaobo Luo, Meihong Wang, Jian Chen, "Heat integration of natural gas combined cycle power plant integrated with post-combustion CO2 capture and compression," *Fuel*, vol. 115, pp. 110 - 117, 2015.

[18] P.A. Marchioro Ystad, A.A. Lakew, O. Bolland, "Integration of low-temperature transcritical CO2 Rankine cycle in natural gas-fired combined cycle (NGCC) with post-combustion CO2 capture," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 12, pp. 213 - 219, 2013.

[19] Yue Hu, Gang Xu, Cheng Xu and Yongping Yang, "Thermodynamic analysis and techno-economic evaluation of an integrated natural gas combined cycle (NGCC) power plant withpost-combustion CO2 capture," *Applied Thermal Engineering*, vol. 111, p. 308– 316, 2017.

[20] Hossein Farajollahi, Siamak Hossainpour, "Application of organic Rankine cycle in integration of thermal power plant with post-combustion CO2 capture and compression," *Energy*, vol. 118, pp. 927-936, 2017.
[21] N. E. T. Laboratory, "Current and Future Technologies for Natural Gas Combined Cycle (NGCC) PowerPlants.DOE/NETL-341/061013," U.S.Department of Energy, Office of Fossil Energy, 2013.

[22] Ying Zhang, Hern Chen, Chau-Chyun Chen, Jorge M. Plaza, Ross Dugas, Gary T. Rochelle, "Rate-Based Process Modeling Study of CO2 Capture with Aqueous Monoethanolamine Solution," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 48, no. 20, pp. 9233-9246, 2009.

[23] Yuhua Song, Chau-Chyun Chen, "Symmetric Electrolyte Nonrandom Two-Liquid Activity Coefficient Model," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 48, no. 16, pp. 7788-7797, 2009.

[24] Ying Zhang, Huiling Que, Chau-Chyun Chen, "Thermodynamic modeling for CO2 absorption in aqueous MEA solution with electrolyte NRTL model," *Fluid Phase Equilibria*, vol. 311, pp. 67 - 75, 2011.

[25] Bao-Hong Li, Nan Zhang, Robin Smith, "Simulation and analysis of CO2 capture process with aqueous monoethanolamine solution," *Applied Energy*, vol. 161, pp. 707 - 717, 2016.

[26] Peng Pei, Kirtipal Barse, Andres J. Gil, Junior Nasah, "Waste heat recovery in CO2 compression," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 30, pp. 86 - 96, 2014. [27] Gang Xu, Ying Wu, Yongping Yang, Kai Zhang, Xiaona Song, "A novel integrated system with power generation, CO2 capture, and heat supply," *Applied Thermal Engineering*, vol. 61, no. 2, pp. 110 - 120, 2013. [28] Liqiang Duan, Mingde Zhao, Yongping Yang, "Integration and optimization study on the coal-fired power plant with CO2 capture using MEA," *Energy*, vol. 45, no. 1, pp. 107 - 116, 2012.

[29] Gang Xu, Yong-ping Yang, Jie Ding, Shoucheng Li, Wenyi Liu, Kai Zhang, "Analysis and optimization of CO2 capture in an existing coal-fired power plant in China," *Energy*, vol. 58, pp. 117-127, 2013.

[30] Xiaoyan Liu, Jian Chen, Xiaobo Luo, Meihong Wang, Hui Meng, "Study on heat integration of supercritical coal-fired power plant with post-combustion CO2 capture process through process simulation," *Fuel*, vol. 158, pp. 625 - 633, 2015.

[31] Huijuan Chen, D. Yogi Goswami, Elias K. Stefanakos, "A review of thermodynamic cycles and working fluids for the conversion of low-grade heat," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 14, no. 9, pp. 3059 - 3067, 2010.

[32] Junjiang Bao, Li Zhao, "A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 24, pp. 325 - 342, 2013.

[33] Chao He, Chao Liu, Hong Gao, Hui Xie, Yourong Li, Shuangying Wu, Jinliang Xu, "The optimal evaporation temperature and working fluids for subcritical organic Rankine cycle," *Energy*, vol. 38, no. 1, pp. 136 - 143, 2012.

[34] E. O. Agbonghae, K. J. Hughes, D. B. Ingham, L. Ma, M. Pourkashanian, "Optimal Process Design of Commercial-Scale Amine-Based CO2 Capture Plants," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 53, p. 14815–14829, 2014.

[35] Roberto Canepa, Meihong Wang, Chechet Biliyok and Antonio Satta, "Thermodynamic analysis of combined cycle gas turbine power plant with postcombustion CO2 capture and exhaust gas recirculation," *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part E: Journal of Process Mechanical Engineering,* vol. 227, no. 2, pp. 89-105, 2012.