

## مطالعه جذب بعد از احتراق کربن دی اکسید از نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی

حسین فرج الهی<sup>۱</sup> و سیامک حسین پور<sup>۲\*</sup>

۱- دانشجو دکتری، مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی سهند، تبریز، h\_farajollahi@sut.ac.ir

۲- دانشیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی سهند، تبریز، hossainpour@sut.ac.ir

\* نویسنده مخاطب

(تاریخ دریافت: ۹۷/۰۸/۰۲، دریافت آخرین اصلاحات: ۹۷/۰۸/۱۰، پذیرش: ۹۷/۱۱/۰۸)

**چکیده:** در این مطالعه یک نیروگاه ۱۰۰۰ مگاواتی سیکل ترکیبی گاز طبیعی برای کاهش اثرات زیست محیطی آن با سیستم‌های جذب شیمیایی و تراکم کربن دی اکسید تجمیع شده است تا تأثیر به کارگیری این سیستم‌ها بر روی عملکرد نیروگاه مورد بررسی قرار گیرد. برای این منظور با استفاده از نرم افزار Aspen HYSYS v9 ابتدا نیروگاه مذکور مدل سازی شد و سپس سیستم جذب و تراکم متناسب برای جذب ۹۰٪ کربن دی اکسید از گاز دودکش طراحی و شبیه سازی شدند. در اثر تجمیع این سیستم‌ها با نیروگاه بازده آن از ۶۲/۵٪ به ۵۳/۴٪ کاهش می یابد. این کاهش ناشی از استخراج بخار برای تامین گرمای ریبویلر و کار مصرفی در سیستم‌های جذب و تراکم است. سیستم گردش مجدد گاز دودکش با نسبت ۳۵٪ و بازیابی حرارت‌های اتلافی به وسیله چرخه رانکین ارگانیک به عنوان دو راهکار برای بهبود بازده نیروگاه به کار گرفته شد. در این حالت بازده نیروگاه برابر با ۵۴/۹۶٪ می شود که ۱/۵۶٪ نسبت به حالت تجمیع اولیه افزایش یافته است. در اثر تجمیع نیروگاه با سیستم جذب و تراکم در حالت نهایی میزان انتشار کربن دی اکسید از ۳۲۴/۷۱ g/kWh به ۳۶/۷۱ g/kWh کاهش یافته است.

**کلیدواژگان:** نیروگاه سیکل ترکیبی، جذب بعد از احتراق، تجمیع حرارتی، گردش مجدد گاز دودکش، چرخه رانکین ارگانیک

### مقدمه

افزایش انتشار گازهای گلخانه‌ای ناشی از فعالیت‌های انسانی منجر به تغییرات گسترده‌ای در سیستم آب و هوایی شده است که پدیده گرم شدن جهانی نتیجه واضح آن است، به طوری که دوره زمانی از سال ۱۹۸۳ تا ۲۰۱۲ میلادی به عنوان گرم‌ترین دوره سی ساله در ۸۰۰ سال گذشته در نیمکره شمالی کره زمین بوده است. در میان گازهای گلخانه‌ای غلظت گاز کربن دی اکسید در جو با رشد چشمگیری از مقدار ۲۸۰ ppm<sup>۱</sup> در دوران قبل صنعتی به ۳۹۷ ppm در سال ۲۰۱۴ رسیده است [۱]. این افزایش ناشی از احتراق سوخت‌های فسیلی در بخش‌های تولید الکتریسیته و حرارت، حمل و نقل، فرایندهای صنعتی و خانگی بوده است که بخش تولید الکتریسیته و حرارت با ۴۲٪ بیشترین سهم را دارد [۲].

بر اساس گزارش آژانس بین المللی انرژی ۷۰٪ از الکتریسیته دنیا در سال ۲۰۱۳ توسط نیروگاه‌های فسیلی تأمین شده است که باعث شده این نیروگاه‌ها به عنوان یکی از بزرگ‌ترین منابع منتشرکننده کربن دی اکسید شناخته شوند [۳]. با توجه به اینکه هنوز عمده انرژی جهان از طریق سوخت‌های فسیلی تأمین می شود، لزوم توسعه پایدار ایجاد می کند تا با به کارگیری روش‌های موثر از اثرات زیست محیطی استفاده از سوخت‌های فسیلی کاسته شود. فناوری جذب و ذخیره سازی کربن دی اکسید از واحدهای بزرگ انتشارکننده آن در حال حاضر در دسترس ترین روش برای کاهش مستقیم انتشار گاز کربن دی اکسید به

1. Parts per million

اتمسفر است [۴]. سیستم‌های جذب کربن دی‌اکسید براساس فرایند احتراق به‌طور کلی به سه دسته جذب قبل از احتراق، جذب بعد از احتراق و احتراق اکسیژنی تقسیم بندی می‌شوند [۵]. از میان این‌ها، جذب شیمیایی کربن دی‌اکسید بعد از احتراق فناوری‌ای است که تقریباً به حد بلوغ خود رسیده است و می‌تواند با نیروگاه‌های موجود جمع شود. حلال مونو اتانول آمین<sup>۱</sup> متداول‌ترین جاذب ممکن است که دارای نرخ واکنش سریع با کربن دی‌اکسید، هزینه کم و مناسب برای جذب کربن دی‌اکسید با فشار جزئی کم در گاز دودکش است [۷،۶]. مشکل اصلی در به‌کارگیری این فناوری انرژی گرمایی زیاد مورد نیاز برای احیای حلال است که باید به‌وسیله استخراج بخار از نیروگاه تامین شود که منجر به کاهش بازده انرژی نیروگاه می‌شود. این افت بازده انرژی برای نیروگاه‌های با سوخت زغال سنگ در حدود ۱۰٪ است [۸]. بیشتر مطالعات ارائه‌شده در ادبیات فن شامل مدل‌سازی سیستم‌های جذب کربن دی‌اکسید بوده است. مطالعات قبل، با شبیه‌سازی و بهینه‌سازی پارامترهای موثر سیستم، بر روی بهبود عملکرد فنی و اقتصادی چرخه جذب شیمیایی تمرکز کرده‌اند [۹، ۱۰]. همچنین، پیکربندی‌های مختلف چرخه جذب شیمیایی با هدف کاهش انرژی مصرفی چرخه جذب متداول و کاهش هزینه‌ها مورد مطالعه قرار گرفته است [۱۱-۱۳]. غلظت کربن‌دی‌اکسید 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 احیای حلال، باعث افت بازده بیشتری می‌شود [۱۴].

یک روش موثر برای افزایش غلظت کربن‌دی‌اکسید 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<sup>۲</sup> شناخته می‌شود، که باعث کاهش دبی گاز خروجی از نیروگاه شده و انرژی مصرفی در چرخه جذب را کاهش می‌دهد [۱۵]. بیلیوک و یونگ [۱۶] به ارزیابی تجمیع نیروگاه ۴۴۰ مگاواتی سیکل ترکیبی گاز طبیعی با سیستم جذب و تراکم کربن دی‌اکسید پرداختند که سیستم گردش مجدد گاز خروجی با نسبت ۴۰٪ موجب بازیابی ۱۰ مگاوات از توان اتلافی نیروگاه شده است. لیو و همکاران [۱۷]، از طریق شبیه‌سازی، اثر تجمیع سیستم جذب و تراکم کربن دی‌اکسید را بر روی نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی مورد بررسی قرار دادند. آن‌ها با به‌کارگیری سیستم گردش مجدد گاز خروجی با نسبت ۳۸٪، استفاده از کمپرسورهای مافوق صوت موج ضربه‌ای و بازیابی حرارت‌های اتلافی از خنک‌کن‌های میانی کمپرسورها افت بازده ناشی از تجمیع سیستم‌ها را به ۱/۳۱٪ کاهش دادند.

در طی فرایند تجمیع، منابع حرارتی متعددی اتلاف می‌شوند. یستاد و همکاران [۱۸] با به‌کارگیری چرخه دم‌پایین رانکین کربن‌دی‌اکسید به بازیابی حرارت‌های اتلافی از سیستم تجمیع‌شده نیروگاه سیکل ترکیبی با فرایندهای جذب و تراکم پرداختند که باعث افزایش ۲٪ بازده گرمایی سیستم شده است. هیو و همکاران [۱۹] با ارزیابی فنی و اقتصادی یک نیروگاه سیکل ترکیبی تجمیع‌شده با سیستم‌های جذب و تراکم نشان دادند که با بازیابی حرارت‌های اتلافی در یک سیستم جدید هزینه سرمایه‌گذاری ۴/۶۶٪ افزایش می‌یابد، ولی هزینه الکتریسیته و کربن دی‌اکسید جدا شده به ترتیب ۸/۶۶٪ و ۲۷/۴۶٪ کاهش می‌یابد. فرج‌الهی و حسین پور [۲۰]، با تجمیع یک نیروگاه حرارتی با سیستم‌های جذب و تراکم کربن دی‌اکسید و با اعمال چرخه رانکین ارگانیک برای بازیابی منابع حرارتی اتلافی، افت بازده نیروگاه را از ۹/۲۹٪ به ۵/۱٪ کاهش دادند.

در مطالعه حاضر، براساس آنچه که در مرجع [۲۰] انجام شده است، یک نیروگاه ۱۰۰۰ مگاواتی سیکل ترکیبی گاز طبیعی با سیستم جذب شیمیایی و تراکم کربن دی‌اکسید تجمیع شده است. هر یک از سیستم‌ها با جزئیات کامل در نرم‌افزار Aspen HYSYS v9 شبیه‌سازی شده‌اند تا با ارزیابی دقیق عملکرد، اقدامات لازم برای کاهش افت بازده نیروگاه، که در اثر فرایند تجمیع ایجاد شده، صورت بگیرد. سیستم گردش مجدد گاز دودکش و استفاده از چرخه رانکین ارگانیک برای بازیابی

1. Mono Ethanol Amine (MEA)  
2. Exhaust gas recirculation (EGR)

حرارت اتلافی از خنک‌کن بخار و خنک‌کن‌های میانی واحد تراکم کربن دی‌اکسید به‌عنوان دو راهکار موثر برای کاهش افت بازده نیروگاه مورد بررسی قرار گرفته‌اند.

## مدل‌سازی سیستم

### نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی

یک نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی با توان اسمی ۱۰۰۰ مگاوات برای تجمیع با سیستم‌های جذب و تراکم کربن دی‌اکسید انتخاب شده است [۲۱]. این نیروگاه شامل دو واحد توربین گاز از نوع پیشرفته J-frame<sup>۱</sup> با دمای ورودی ۱۶۲۰°C و نسبت فشار ۲۳ است. گاز با دمای ۶۳۶°C از توربین گاز خارج می‌شود و وارد بازیاب حرارتی مولد بخار<sup>۲</sup> با سطح فشار سه‌گانه می‌شود تا بخار لازم برای تولید توان در چرخه رانکین پایین‌دست را ایجاد کند. در شکل ۱، طرح کلی از چرخه نیروگاه نشان داده شده است.

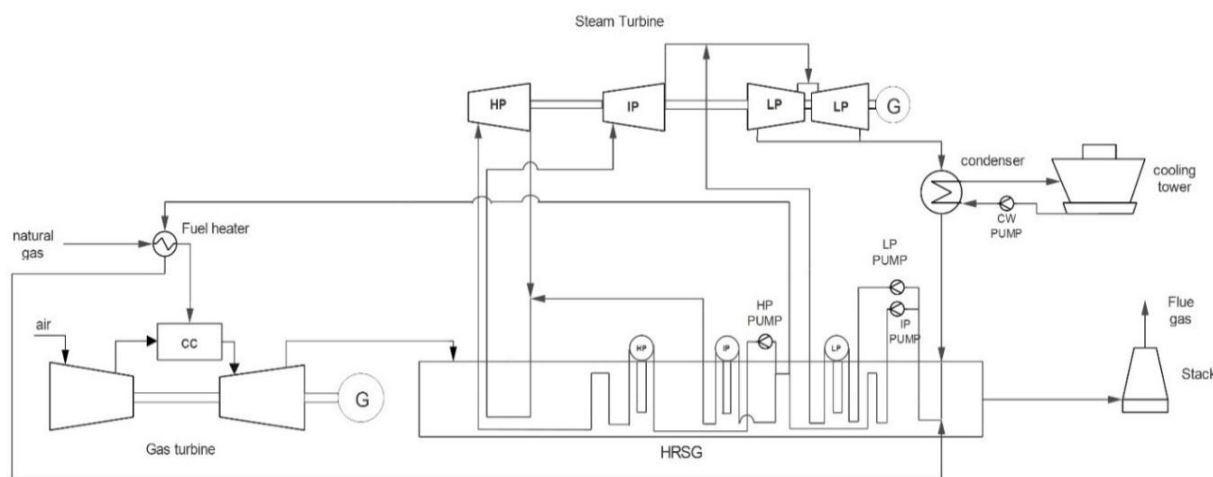


Figure 1- Schematic of the NGCC

شکل ۱- طرح نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی

شبیه‌سازی چرخه نیروگاه برای تعیین مشخصات گاز دودکش، میزان توان تولیدی و بررسی اثر تجمیع سیستم‌های جذب و تراکم بر روی عملکرد آن با استفاده از نرم‌افزار صورت می‌گیرد. معادله حالت پنگ-روبینسون<sup>۳</sup> به‌عنوان مدل ترمودینامیکی حاکم بر چرخه گاز و احتراق انتخاب شده است. برای شبیه‌سازی محفظه احتراق از تجهیز گیبس راکتور<sup>۴</sup> استفاده شده است. این راکتور، بدون نیاز به مشخص کردن استوکیومتری واکنش و براساس به‌حداقل‌رساندن انرژی آزاد گیبس در حالت تعادلی، ترکیب و شرایط گاز حاصل از احتراق را مشخص می‌کند. مدل ترمودینامیکی بخار NBS<sup>۵</sup> برای شبیه‌سازی چرخه بخار استفاده شده است. هریک از توربین‌ها، پمپ‌ها و کمپرسورها براساس مشخصات خود مدل شده‌اند. برای شبیه‌سازی بازیاب حرارتی مولد بخار مجموعه‌ای از شانزده مبدل حرارتی به‌کار گرفته شده است. بازده ژنراتور و بازده مکانیکی محور توربین‌ها برابر ۹۸٪ فرض شده است. مشخصات کاری نیروگاه در جدول ۱ ارائه شده است.

1. Enhanced MHI J Turbine
2. HRSG
3. Peng-Robinson
4. Gibbs Reactor
5. NBS Steam

جدول ۱- شرایط کاری نیروگاه

Table 1- operation condition of the power plant

Parameter	Value
Inlet air temperature (°C)	25
Inlet air flow rate (kg/s)	599.2
Air compressor adiabatic efficiency (%)	88
Fuel inlet temperature to the combustion chamber (°C)	204.4
Fuel inlet pressure to the combustion chamber (bar)	28.37
Fuel flow rate for each combustion chamber (kg/s)	16.6
Fuel composition (mol. %)	
Methane (CH <sub>4</sub> )	93.1
Ethane (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	3.2
Propane (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0.7
n-Butane (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0.4
Carbon dioxide (CO <sub>2</sub> )	1
Nitrogen (N <sub>2</sub> )	1.6
Fuel lower heating value (kJ/kg)	47210
HP turbine adiabatic efficiency (%)	90.2
IP turbine adiabatic efficiency (%)	93.95
LP turbine adiabatic efficiency (%)	95.6
HP turbine inlet condition	593.3°C, 166.5 bar
IP turbine inlet condition	592.9°C, 24.82 bar
LP turbine inlet condition	297.4°C, 3.283 bar

## سیستم جذب شیمیایی کربن دی اکسید

### توصیف فرایند

در شکل ۲، یک چرخه جذب متداول کربن دی اکسید با حلال مونو اتانول آمین نشان داده شده است. برای انجام موثرتر فرایند جذب باید پیش عملیاتی بر روی گاز دودکش صورت بگیرد.

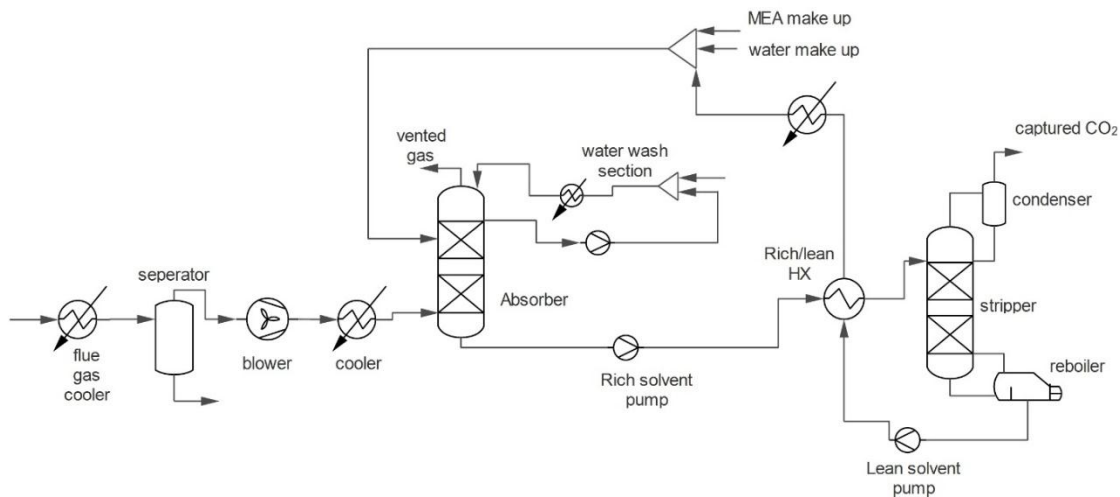


Figure 2- CO<sub>2</sub> chemical absorption cycle

شکل ۲- چرخه جذب شیمیایی کربن دی اکسید

ابتدا، با سردسازی، دمای گاز به دمای مناسب برای فرایند جذب رسانده می شود. سپس، آب موجود در جریان گاز، که از تغییر فاز بخار در طی فرایند سردسازی ناشی شده، از جریان گاز جدا می شود. با افزایش فشار توسط دمنده، گاز از انتها وارد ستون جذب می شود. گاز در ستون جذب به سمت بالا حرکت می کند و بر روی سطح پرکن ها به صورت ناهمسو با حلال برخورد

کرده و کربن دی اکسید 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 شست و شو می شود تا با شست و شو به وسیله آب از نفوذ حلال به جو جلوگیری شود. حلال غلیظ خروجی از انتهای ستون جذب به سمت ستون جداسازی پمپ شده و با عبور از مبدل حرارتی و افزایش دما از قسمت بالایی وارد ستون جداسازی می شود. در آنجا، در طی یک فرایند گرماگیر، گاز کربن دی اکسید از محلول جدا شده و حلال احیا می شود. بعد از چگالش بخار آب موجود در جریان گاز در چگالنده، جریان گاز شامل کربن دی اکسید با خلوص بالا از سیستم خارج می شود. حلال رقیق دمابالا از انتهای ستون خارج شده و بعد از عبور از مبدل حرارتی، با اضافه کردن آب و حلال برای جبران تلفات و ثابت نگه داشتن غلظت حلال، وارد ستون جذب می شود تا چرخه ادامه یابد.

### شبیه سازی فرایند

هدف از شبیه سازی چرخه جذب شیمیایی به دست آوردن یک پیش بینی صحیح از مقدار واقعی انرژی مصرفی این چرخه در حالت مورد نیاز است. چرخه جذب مجموعه ای از تجهیزات مختلف را شامل می شود که برای شبیه سازی هر یک باید پارامترهای عملکردی آن به طور صحیح تعیین شده و از مدلی مناسب برای آن استفاده شود.

مدل ترمودینامیکی Acid Gas در نرم افزار برای شبیه سازی سیستم جذب مورد استفاده قرار گرفته است. این مدل ترمودینامیکی از مدل برپایه نرخ برای شبیه سازی فرایند 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<sup>1</sup> برای به دست آوردن خواص ترمودینامیکی الکترولیت ها استفاده می کند. این مدل ترمودینامیکی شامل پارامترهای لازم برای مدل eNRTL و سایر خواص انتقالی برای محلول های آمینی است [۲۲، ۲۳]. واکنش های تعادلی (۱) تا (۵) حلالیت شیمیایی CO<sub>2</sub> در محلول آبی MEA را توصیف می کنند و ثابت تعادل شیمیایی برای این واکنش ها از تغییر انرژی آزاد گیبس در حالت مرجع محاسبه می شود [۲۴].



تشکیل کاربامات<sup>۲</sup> و بی کربنات<sup>۳</sup> به صورت سینتیکی محدود است. بنابراین، واکنش های رفت و برگشت برای آن ها به صورت زیر خواهد بود و نرخ واکنش برای این واکنش ها با استفاده از عبارت قانون توانی محاسبه می شود.



واکنش های تعادلی (۱)، (۳) و (۴) و واکنش های سنتیکی (۶) تا (۹) برای مدل سازی واکنش جذب و دفع کربن دی اکسید در ستون های جذب و دفع مورد استفاده قرار می گیرند. نرخ واکنش برای واکنش (۹) در ستون های جذب و دفع متفاوت است [۲۵].

1. Electrolyte non-random two-liquid  
2. Carbamate: MEACOO-  
3. Bicarbonate: HCO<sub>3</sub>-

برای کاهش انرژی ریویولر انتخاب پارامترهای مناسب طراحی برای چرخه و ستون‌های جذب و جداسازی ضروری است. شبیه‌سازی با هدف بازده جذب ۹۰٪ و با استفاده از حلال ۳۰٪ وزنی مونواتانول آمین و کمترین دبی حلال ممکن انجام می‌شود. 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 می‌گیرد. به دلیل بازده بالای انتقال جرم، برای ستون جذب، پرکن منظم و برای ستون جداسازی، نوع نامنظم به کار برده می‌شود. پارامترهای کلی طراحی چرخه جذب شیمیایی در جدول ۲ ارائه شده است.

جدول ۲- پارامترهای کلی طراحی چرخه جذب

Table 2- overall design parameters for absorption cycle

Parameter	Value
Rich/lean heat exchanger minimum approach temperature (°C)	8.5
Pressure drop in rich/lean heat exchanger (bar)	0.4
Pumps adiabatic efficiency (%)	75
Blower adiabatic efficiency (%)	90
Reboiler temperature (°C)	120

### سیستم تراکم کربن دی اکسید

کربن دی اکسید جذب شده باید به مکان‌های مناسب ذخیره‌سازی انتقال یابد که انتقال به وسیله خطوط لوله، به عنوان قابل قبول‌ترین گزینه، مطرح است. برای بهینه‌کردن نسبت جرم به حجم، کربن دی اکسید در فازهای مایع یا فوق بحرانی انتقال می‌یابد که برای انتقال به وسیله خطوط لوله حالت فوق بحرانی مناسب‌تر است. برای اطمینان از جریان تک‌فاز پایدار در طول لوله، محدوده دما ۱۳ تا ۴۴°C و فشار ۸۵ تا ۱۵۰ bar می‌تواند مناسب باشد [۵]. استفاده از فرایند تراکم تک‌مرحله‌ای، به دلیل محدودیت‌های ساختاری، امکان‌پذیر نیست. در نتیجه، فرایند فشرده‌سازی کربن دی اکسید براساس زنجیره‌ای از کمپرسورها با خنک‌کن میانی، سردسازی فوق بحرانی و پمپاژ در نظر گرفته شده است. مزیت سردسازی گاز کربن دی اکسید متراکم شده در حالت فوق بحرانی به زیر بحرانی این است که به انرژی و هزینه کمتری نیاز دارد. در حالت فوق بحرانی می‌توان از آب در دمای محیط به عنوان خنک‌کن استفاده کرد، ولی در حالت زیر بحرانی سیستم‌های تبرید مورد نیاز خواهند بود [۲۶]. در این فرایند (شکل ۳) کربن دی اکسید به وسیله شش مرحله کمپرسور از فشار خروجی چرخه جذب تا فشار فوق بحرانی متراکم شده و در بین هر مرحله سرد می‌شود. آب چگالیده شده موجود در جریان گاز قبل از ورود به هر مرحله کمپرسور به وسیله جداکننده از آن جدا می‌شود. گاز متراکم شده خروجی از آخرین مرحله کمپرسور در اثر سردسازی به فاز مایع تبدیل شده و سپس تا فشار مورد نظر پمپ می‌شود. پارامترهای طراحی در جدول ۳ ارائه شده‌اند.

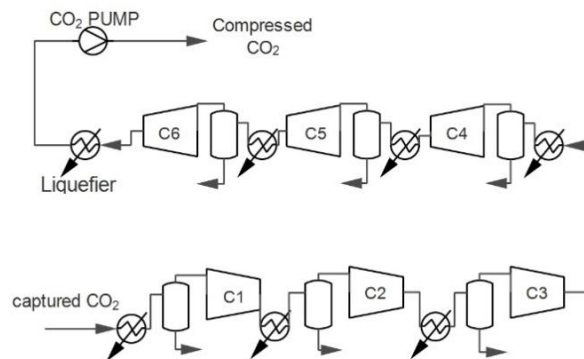


Figure 3- CO<sub>2</sub> compression process

شکل ۳- فرایند تراکم کربن دی اکسید

جدول ۳- پارامترهای طراحی فرایند تراکم کربن دی اکسید

Table 3- design parameters for CO<sub>2</sub> compression process

Parameter	Value
Property package	Peng-Robinson
Inlet pressure (bar)	1.8
Outlet pressure (bar)	150
Compressor pressure ratio per stage	2
Pressure drop in intercoolers (%)	2
Compressors adiabatic efficiency (%)	85
Pump adiabatic efficiency (%)	75

### تجمیع نیروگاه با سیستم جذب و تراکم

سیستم‌های جذب و تراکم کربن دی‌اکسید برای عملکرد خود نیاز به انرژی‌های حرارتی و الکتریکی دارند که باید توسط نیروگاه تأمین شود. در طی فرایند تجمیع، منابع انرژی متعددی اتلاف می‌شوند که با به‌کارگیری روش‌های مناسب می‌توان افت بازده انرژی در نیروگاه، که ناشی از تجمیع سیستم‌هاست، را به حداقل رساند. در بحث تجمیع، مهم‌ترین مسئله تأمین انرژی حرارتی موردنیاز ریپویلر است که از طریق استخراج بخار از چرخه نیروگاه تأمین می‌شود. محدوده دمایی ۱۴۰-۱۰۰ °C برای احیای حلال در سیستم جذب شیمیایی پیشنهاد می‌شود. بالاترین دمای بخار استخراج‌شده که برای احیای حلال در ریپویلر استفاده می‌شود نباید از میانگین دمایی محدوده ذکرشده خیلی بالاتر باشد، زیرا باعث تشدید اتلاف حلال و خوردگی می‌شود [۲۷]. استخراج بخار از چرخه نیروگاه باعث کاهش دبی بخار ورودی توربین شده و منجر به افت توان نیروگاه می‌شود و از طرف دیگر بخار مورد نیاز در ریپویلر دما و فشار کمتری در مقایسه با بخار موجود در چرخه دارد که تأمین آن نیز باعث اتلاف بیشتر انرژی می‌شود. از این رو، نقطه مناسب برای استخراج بخار باید به گونه‌ای انتخاب شود که اتلاف کمتری ایجاد کند. استخراج از توربین فشارپایین و لوله بین توربین‌های فشارمتوسط و پایین به‌عنوان دو گزینه برای این کار مطرح است. استخراج بخار از توربین فشارپایین، به دلیل اختلاف فشار کمتر آن با ریپویلر، باعث اتلاف انرژی کمتری خواهد شد. اما، این امر، به دلیل محدودیت‌های ساختاری، امکان‌پذیر نیست [۲۸]. عملی‌ترین مکان برای استخراج بخار، بین توربین‌های فشار متوسط و پایین است، زیرا در این مکان استخراج بخار از لوله متصل‌کننده سیلندرهای فشارمتوسط و ضعیف توربین صورت می‌گیرد. استخراج بخار از این قسمت باعث کاهش نرخ جریان بخار ورودی به توربین فشارپایین و ایجاد افت فشار در جریان بخار می‌شود. با کاهش فشار در خروجی توربین فشارمتوسط بار مکانیکی وارد بر پره‌ها، به‌خصوص در مراحل آخر توربین، افزایش می‌یابد که ممکن است باعث خرابی پره‌ها شود. استفاده از یک شیر خفانسی<sup>۱</sup> در لوله بین توربین‌های فشارمتوسط و ضعیف می‌تواند به عملکرد پایدار توربین فشارپایین و محافظت از پره‌های توربین فشارمتوسط کمک کند [۲۹]. فشار بخار استخراج‌شده برای تأمین حرارت ریپویلر را می‌توان با استفاده از شیر خفانسی به حد مطلوب کاهش داد، ولی این کار باعث اتلاف انرژی زیادی می‌شود. استفاده از یک توربین بخار کمکی به‌جای شیر خفانسی برای کاهش فشار بخار و تولید توان اضافی می‌تواند یک راه مؤثر برای کاهش تلفات انرژی باشد [۳۰]. جریان بخار ورودی به ریپویلر باید دارای دمای مشخصی باشد که برای فراهم‌کردن آن از یک خنک‌کن برای کاهش دما استفاده می‌شود. در طی فرایند انتقال حرارت در ریپویلر جریان بخار ورودی چگالیده شده و در فاز مایع از آن خارج می‌شود که به چگالنده نیروگاه برگردانده می‌شود.

حداکثر دمای ریپویلر برابر ۱۲۰ °C است که با فرض ۱۰ °C به‌عنوان اختلاف دمای نزدیک‌شدن برای انجام انتقال حرارت، دمای بخار استخراج‌شده در ورودی ریپویلر برابر ۱۳۰ °C و در فشار اشباع ۲/۷ bar تعیین می‌شود. برای تجمیع نیروگاه با سیستم‌های جذب و تراکم کربن دی‌اکسید به‌طور کلی سه حالت مورد بررسی قرار می‌گیرد که عبارت‌انداز:

- حالت اول: تجمیع سیستم‌ها به‌صورت پایه‌ای

1. Throttling valve

- حالت دوم: بررسی اثر سیستم گردش مجدد گاز دودکش
  - حالت سوم: بازیابی منابع حرارتی اتلافی از سیستم جمع‌شده
- در هر یک از حالت‌ها بخار از لوله متصل‌کننده توربین‌های فشارمتوسط و ضعیف در شرایط  $3/283 \text{ bar}$  و  $297/4 \text{ }^\circ\text{C}$  استخراج می‌شود. به دلیل اختلاف فشار بین جریان بخار استخراج‌شده و بخار مورد نیاز در ریپولر از یک توربین کمکی برای انبساط بخار استفاده می‌شود.

## بازیابی حرارت‌های اتلافی

در طی فرایند جمع، منابع حرارتی مختلفی ایجاد می‌شوند که اکثراً دمایی پایین بوده و اتلاف می‌شوند. بازیابی این منابع حرارتی و تبدیل آن‌ها به انرژی قابل‌استفاده می‌تواند نقش مؤثری در کاهش تلفات و افزایش بازده سیستم داشته باشد. چرخه‌های ترمودینامیکی مختلفی مانند چرخه رانکین ارگانیک<sup>۱</sup>، چرخه کالینا<sup>۲</sup>، چرخه گوسوامی<sup>۳</sup> و غیره برای تبدیل منابع حرارتی دمایی پایین به الکتریسیته توسعه یافته‌اند که در این میان چرخه رانکین ارگانیک، به دلیل ساختار ساده‌تر، قابلیت اطمینان بالاتر و تعمیر و نگهداری آسان‌تر، بسیار مورد توجه واقع شده است [۳۱]. این چرخه ساختار یکسانی با چرخه رانکین بخار دارد. ولی، سیال کاری آن مواد ارگانیک مانند هیدروکربن‌ها و یا مبردها با دمای جوش پایین هستند که توانایی استفاده از منابع حرارتی دمایی پایین مانند حرارت اتلافی از فرایندهای صنعتی را دارد. انتخاب سیال کاری به دلیل تأثیر آن بر بازده سیستم، اندازه تجهیزات، پایداری سیستم، مسائل ایمنی و زیست‌محیطی مهم‌ترین بخش در به‌کارگیری چرخه رانکین ارگانیک است. سیال‌های کاری براساس 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 تقسیم‌بندی می‌شوند. سیال‌های آیزنتروپیک و خشک بعد از انبساط در توربین همچنان در فاز بخار قرار دارند که خطر خرابی پره‌های توربین به وسیله قطرات مایع وجود ندارد و این سیالات می‌توانند گزینه مناسب‌تری برای استفاده در چرخه رانکین ارگانیک باشند [۳۲]. در یک چرخه رانکین ارگانیک بیشترین توان خالص خروجی زمانی تولید خواهد شد که دمای بحرانی سیال کاری به دمای منبع حرارتی نزدیک باشد [۳۳]. در این مطالعه، فرضیات زیر برای به‌کارگیری چرخه رانکین ارگانیک در نظر گرفته شده‌اند:

- چرخه مورد استفاده چرخه رانکین ارگانیک دارای بازیاب است.
- چرخه در شرایط زیر بحرانی کار می‌کند.
- سیال‌های کاری از نوع آیزنتروپیک و یا خشک انتخاب می‌شوند.
- نقطه جوش نرمال سیال‌های کاری حداقل باید  $30^\circ\text{C}$  باشد، زیرا دمای آب خنک‌کننده چگالنده برابر  $25^\circ\text{C}$  است.

## نتایج شبیه‌سازی

### حالت اول

برای جمع سیستم جذب شیمیایی کربن دی‌اکسید با نیروگاه، ابتدا، باید عملکرد نیروگاه بررسی شود که نتایج حاصل از شبیه‌سازی نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی مورد مطالعه در جدول ۴ گزارش شده است. براساس نتایج شبیه‌سازی در نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی  $980/2 \text{ MW}_e$  توان خالص تولید می‌شود که بازده گرمایی آن برابر  $62/5\%$  و میزان انتشار کربن دی‌اکسید از آن برابر  $7639 \text{ tonnes/day}$  است.

1. Organic Rankine cycle (ORC)  
2. Kalina cycle  
3. Goswami cycle



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 شبیه‌سازی شده شامل سه عدد ستون جذب به همراه قسمت شست‌وشو و یک عدد ستون جداسازی است. ارتفاع هر یک از ستون‌های جذب و ستون جداسازی به ترتیب برابر ۱۹/۵۱ m و ۱۳/۴۱ m است. دبی حلال برابر ۱۶۵۰ kg/s تعیین می‌شود و میزان گرمای ریویولر برابر با ۳۱۹/۲ MW<sub>t</sub> به دست می‌آید که برحسب جرم کربن دی اکسید جدا شده برابر ۴/۰۱ MJ/kgCO<sub>2</sub> است. در میان پارامترهای معرف عملکرد چرخه جذب شیمیایی، مقدار گرمای ریویولر برحسب جرم کربن دی‌اکسید جدا شده به‌عنوان مهم‌ترین معیار در ارزیابی میزان انرژی مصرفی چرخه جذب شناخته می‌شود که البته مقدار آن به عوامل متعددی از جمله بازده جذب، ساختار ستون‌های جذب و دفع، اختلاف دمای نزدیک‌شدن 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 فشار ۱/۸ bar از کندانسور ستون جداسازی خارج شده و وارد سیستم تراکم می‌شود. در طی فرایند تراکم، مجموعاً ۲۴/۷۲ MW<sub>e</sub> توان مصرف می‌شود و جریان با فشار ۱۵۰ bar به صورت مایع و با خلوص ۹۸/۵۵٪ مولی خارج می‌شود.

جدول ۴- عملکرد کلی نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی

Table 4- Overall performance of the NGCC power plant

Parameter	Simulation value	Value in reference [21]
Gas turbines power output (MW <sub>e</sub> )	687.84	689.83
Steam turbine power output (MW <sub>e</sub> )	314.78	314.52
Auxiliary power consumption (MW <sub>e</sub> )	22.42	22.38
Net power output (MW <sub>e</sub> )	980.2	981.97
Net thermal efficiency (%LHV)	62.5	62.6
Flue gas flow rate (kg/s)	1232	1231.55
Flue gas composition (mol. %)		
N <sub>2</sub>	73.86	73.86
O <sub>2</sub>	10.84	10.83
CO <sub>2</sub>	4.62	4.619
H <sub>2</sub> O	9.8	9.801
Ar	0.89	0.887

جدول ۵- پارامترها و نتایج شبیه‌سازی چرخه جذب در حالت اول تجمیع

Table 5- parameters and simulation results of the absorption cycle for the first integration case

Parameter	Simulation value		Value in reference [12]	Value in reference [34]
	Rate-based	Non-equilibrium stage	Rate-based	Rate-based
Simulation method				
Flue gas flow rate (kg/s)	1232	650.9		725
Flue gas CO <sub>2</sub> content (mol. %)	4.62	3.8		4.04
CO <sub>2</sub> capture efficiency (%)	90	90		90
Absorber pressure (bar)	1.15	1.1		1.2
Stripper pressure (bar)	2	1.9		-
Pressure drop in absorber (mbar)	50	50		-
Pressure drop in stripper (mbar)	50	50		-
Absorber packing type	FLEXIPAC 2.5Y	-		Mellapak 250Y
Stripper packing type	IMTP 38	-		Mellapak 250Y
Rich solvent loading (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	0.4738	0.47		-
Lean solvent loading (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)	0.2508	0.22		0.20
R/L heat exchanger minimum Approach temperature (°C)	8.5	8.5		10
Power consumption (MJ/kg CO <sub>2</sub> )	0.21	0.15		-
Reboiler duty (MJ/kg CO <sub>2</sub> )	4.01	3.74		3.96

حالت اول تجمیع سیستم‌های جذب و تراکم با نیروگاه در شکل ۴ نشان داده شده است. همان‌طور که قبلاً اشاره شده است، بخار برای انجام فرایند انتقال حرارت در شرایط ۱۳۰°C و ۲/۷ bar وارد ریویولر شده و به صورت مایع در دمای ۱۲۵°C و فشار ۲/۵۶۵ bar از آن خارج می‌شود. برای تامین گرمای ریویولر مقدار بخاری که باید از نیروگاه استخراج شود برابر با ۱۴۵/۴ kg/s محاسبه می‌شود. این بخار از لوله متصل‌کننده توربین‌های فشارمتوسط و ضعیف در شرایط ۳/۲۸۳ bar و

۲۹۷/۴ °C استخراج می‌شود و با عبور از توربین بخار کمکی تا فشار ۲/۷۵۵ bar منبسط می‌شود. در طی فرایند انبساط در توربین کمکی ۵/۸۷۴ MW توان اضافی تولید می‌شود. جریان بخار خروجی از توربین کمکی بعد از طی فرایند کاهش دما در شرایط مطلوب وارد ریپولر می‌شود. 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 می‌شود. میزان توان تولیدی در توربین فشار پایین نسبت به حالت بدون تجمیع ۷۹/۸٪ کاهش می‌یابد و توان تولیدی کل توربین بخار برابر با ۲۰۷/۷۱ MW می‌شود. در اثر تجمیع با سیستم‌های جذب و تراکم، توان خالص تولیدی نیروگاه برابر با ۸۳۷/۶ MW و بازده خالص گرمایی آن ۵۳/۴٪ می‌شود. در طی فرایند تجمیع، در حالت اول ۹/۱٪ افت در بازده نیروگاه ایجاد می‌شود.

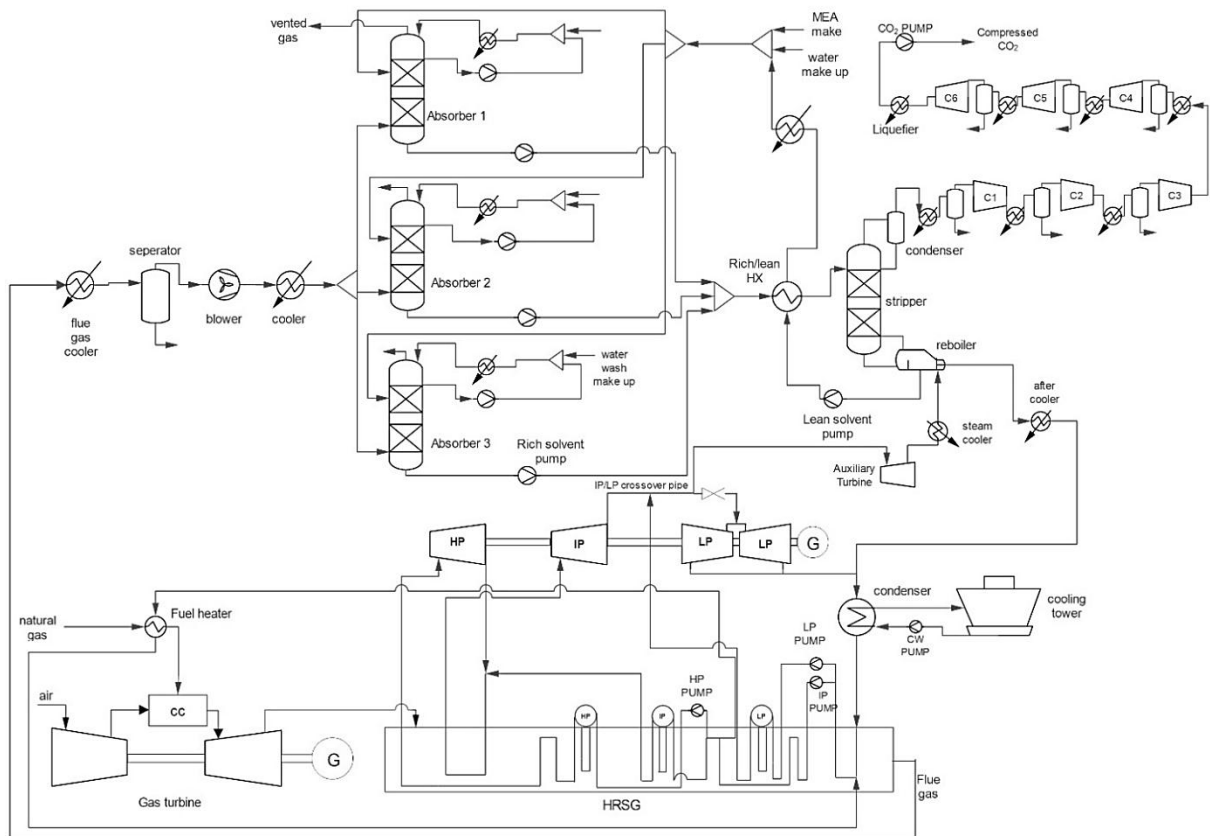


Figure 4- NGCC power plant integrated with post-combustion CO<sub>2</sub> capture and compression system (case 1)

شکل ۴- نیروگاه سیکل ترکیبی گاز طبیعی تجمیع شده با سیستم‌های جذب و تراکم کربن دی اکسید بعد از احتراق (حالت اول)

## 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 دودکش بر روی عملکرد سیستم تجمیع شده مورد بررسی قرار می‌گیرد که در شکل ۵ نشان داده شده است. در این حالت بخشی از گاز خروجی از بازیاب حرارتی مبدل بخار خنک می‌شود و بعد از جداسازی آب با هوای تازه ترکیب شده و وارد کمپرسور هوا می‌شود. بیشترین مقدار گردش مجدد گاز توسط پدیده‌های احتراقی مانند پایداری شعله محدود می‌شود. به همین منظور، باید غلظت اکسیژن موجود در هوای احتراق حداقل در حدود ۱۶ تا ۱۸٪ باشد [۳۵]. در شکل ۶، نمودار میزان تغییرات غلظت اکسیژن موجود در هوای ورودی به محفظه احتراق برحسب نسبت گردش مجدد گاز دودکش ارائه شده است. با در نظر گرفتن محدودیت حداقل اکسیژن مورد نیاز برای فرایند احتراق نسبت گردش مجدد گاز دودکش برابر ۳۵٪ تعیین

می‌شود. در اثر به‌کارگیری این سیستم، دبی گاز دودکش به  $800/5 \text{ kg/s}$  کاهش یافته و غلظت کربن دی اکسید در آن به  $7/12\%$  مولی می‌رسد که به‌تبع آن سیستم جذب نیز دچار تغییر می‌شود. با فرض ثابت ماندن پارامترهای طراحی ستون‌ها، تعداد ستون‌های جذب به دو عدد و دبی حلال به  $1310 \text{ kg/s}$  کاهش می‌یابد. در اثر این تغییرات گرمای ریبویلر برابر با  $307/2 \text{ MW}_t$  به‌دست می‌آید که معادل با  $3/87 \text{ MJ/kgCO}_2$  است که نسبت به حالت اول  $0/14 \text{ MJ/kgCO}_2$  کاهش یافته است. با کاهش گرمای ریبویلر دبی جرمی بخار مورد نیاز برابر  $139/9 \text{ kg/s}$  خواهد بود و بخار با فشار  $0/96 \text{ bar}$  وارد توربین فشارپایین می‌شود. کل توان تولیدی توربین بخار برابر با  $211/06 \text{ MW}_e$  می‌شود. توان خالص تولیدی نیروگاه برابر  $846/1 \text{ MW}_e$  و بازده گرمایی آن  $53/98\%$  به‌دست می‌آید که  $0/58\%$  نسبت به حالت اول افزایش یافته است.

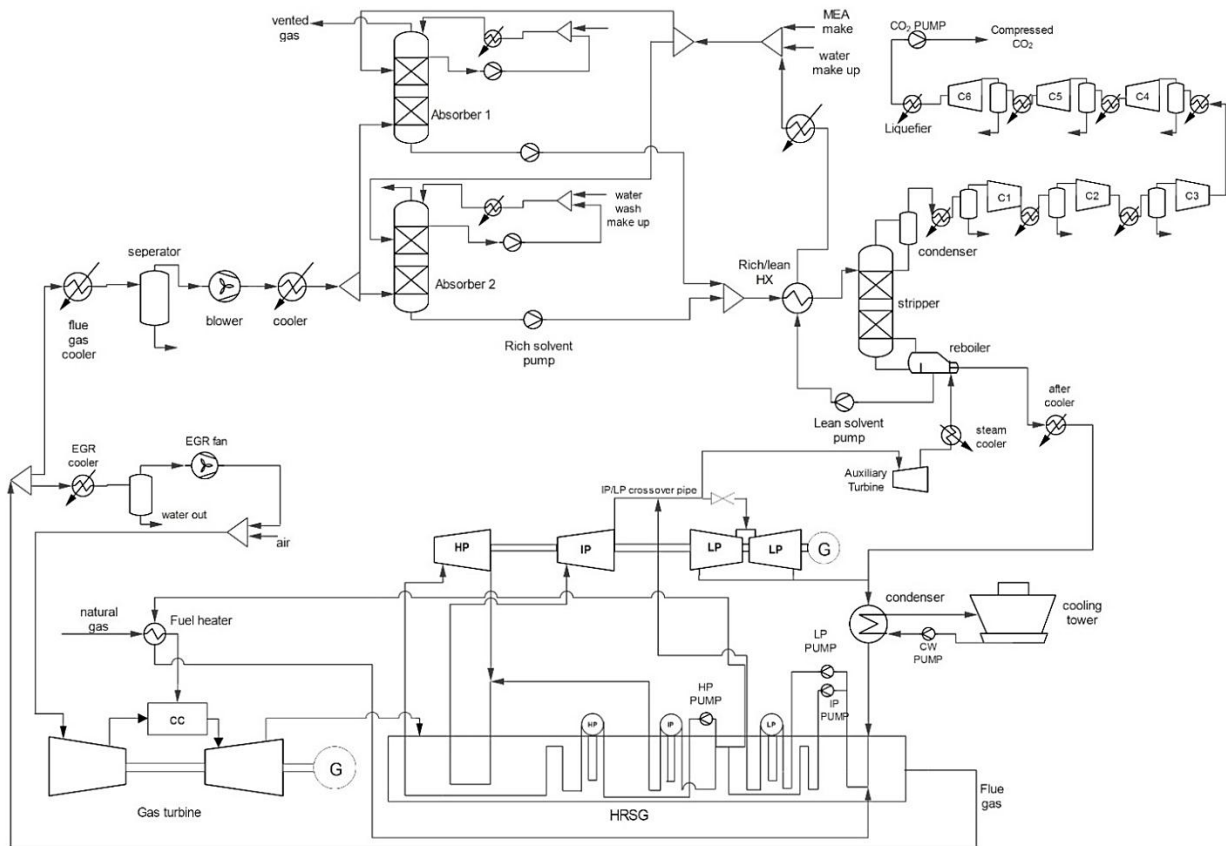


Figure 5- The integrated system accompanied by EGR (case 2)

شکل ۵- سیستم تجمیع شده به‌همراه گردش مجدد گاز دودکش (حالت دوم)

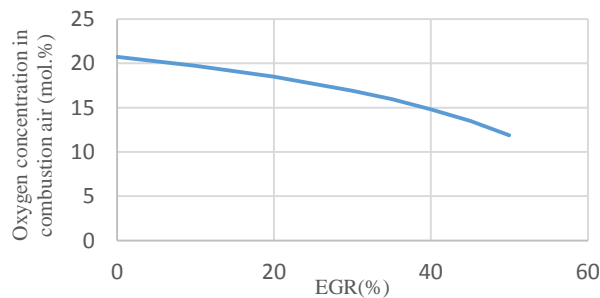


Figure 6- Effect of EGR on the concentration of oxygen in combustion air

شکل ۶- تاثیر گردش مجدد گاز دودکش بر غلظت اکسیژن هوای احتراق

## حالت سوم

در سیستم تجمیع شده در حالت دوم منابع حرارتی مختلفی وجود دارد که غالباً دمایی پایین بوده و اتلاف می‌شوند. در این سیستم دو منبع حرارتی که قابلیت بازیابی به وسیله چرخه رانکین ارگانیک را دارند عبارت‌اند از:

(۱) خنک‌کن جریان بخار قبل از ورود به ریپویلر

(۲) خنک‌کن‌های میانی سیستم تراکم کربن دی‌اکسید

جریان بخار خروجی از توربین کمکی با دمای  $276/8^{\circ}\text{C}$  وارد خنک‌کن بخار شده و با دمای  $130^{\circ}\text{C}$  از آن خارج می‌شود که در طی آن  $42/25$  MW انرژی گرمایی آزاد می‌شود. از این انرژی می‌توان در اواپراتور چرخه رانکین ارگانیک برای تولید جریان گاز استفاده کرد (شکل ۷). در طی فرایند تراکم کربن دی‌اکسید از هفت مرحله خنک‌کن در دمای مشخص برای سردسازی استفاده از این منابع حرارتی طراحی شده است که در آن آب به‌عنوان سیال میانی برای انتقال حرارت از پنج خنک‌کن آخر فرایند تراکم به اواپراتور چرخه رانکین ارگانیک استفاده می‌شود.

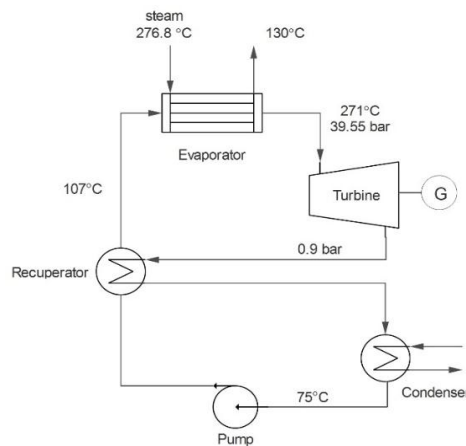


Figure 7- waste heat recovery from steam cooler by ORC (ORC 1)

شکل ۷- چرخه رانکین ارگانیک برای بازیابی حرارت از خنک‌کن بخار (ORC 1)

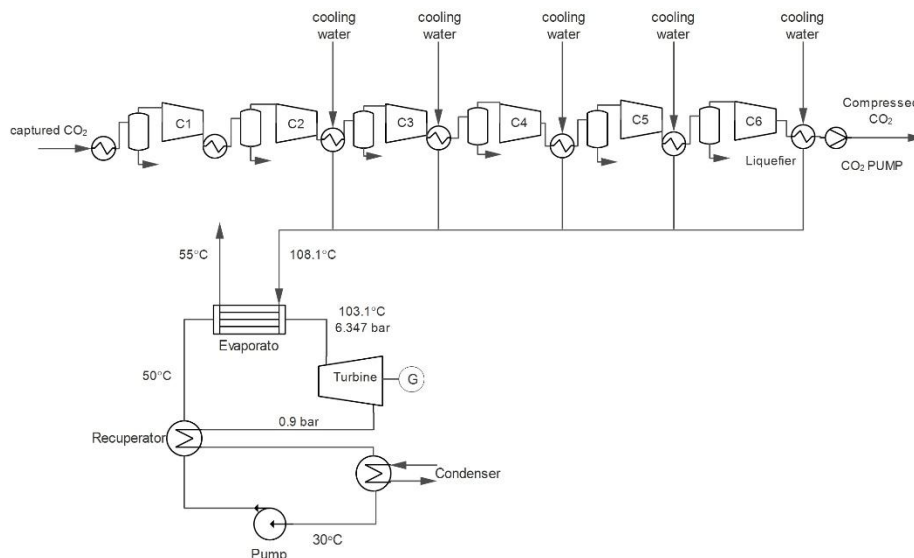


Figure 8- waste heat recovery from CO<sub>2</sub> compression process by ORC (ORC 2)

شکل ۸- چرخه رانکین ارگانیک برای بازیابی حرارت از فرایند تراکم کربن دی‌اکسید (ORC 2)

در این سیستم جریان آب در دمای °C ۲۵ وارد خنک‌کن‌ها شده و بعد از افزایش دما از آن خارج می‌شود و سپس مجموع این جریان‌ها به‌عنوان منبع حرارتی وارد اواپراتور می‌شود تا دمای سیال کاری افزایش یابد. عملکرد چرخه‌های رانکین ارگانیک در جدول ۶ ارائه شده است.

جدول ۶- عملکرد کلی چرخه‌های رانکین ارگانیک طراحی شده

Table 6- overall performance of the designed ORCs

Parameter	ORC 1	ORC 2
Working fluid	Benzene	n-Pentane
Critical temperature of the Working fluid (°C)	288.9	196.5
Critical pressure of the Working fluid (bar)	49.24	33.75
Normal boiling point of working fluid (°C)	80.09	36.06
Turbine adiabatic efficiency (%)	85	85
Pump adiabatic efficiency (%)	75	75
Net power output (MW)	5.52	9.73

با توجه به نتایج شبیه‌سازی در هریک از چرخه‌های رانکین ارگانیک اول و دوم به‌ترتیب MW ۹/۷۳ و MW ۵/۵۲ توان تولید می‌شود که با اضافه‌کردن این چرخه‌ها به حالت دوم تجمیع، بازده نیروگاه به ۵۴/۹۶٪ می‌رسد. افت بازده نیروگاه در این حالت ۷/۵۴٪ است که نسبت به حالت اول تجمیع ۱/۵۶٪ بهبود یافته است. خلاصه نتایج حاصل از شبیه‌سازی برای سه حالت مختلف تجمیع در جدول ۷ گزارش شده است.

جدول ۷- خلاصه نتایج شبیه‌سازی

Table 7- summary of the simulation results

Parameter	Power plant	Case 1	Case 2	Case 3
Gas turbine power output (MW <sub>e</sub> )	687.84	687.84	687.65	687.65
Steam turbine power output (MW <sub>e</sub> )	314.78	207.71	211.06	211.06
Auxiliary power consumption (MW <sub>e</sub> )	22.42	22.42	23	23
Power consumption in CO <sub>2</sub> capture cycle (MW <sub>e</sub> )	-	16.77	10.62	10.62
CO <sub>2</sub> compression power consumption (MW <sub>e</sub> )	-	24.72	24.65	24.65
ORCs net power output (MW <sub>e</sub> )	-	-	-	15.25
Auxiliary steam turbine power output (MW <sub>e</sub> )	-	5.87	5.65	5.65
Net power output (MW <sub>e</sub> )	980.2	837.6	846.1	861.35
Net thermal efficiency (%)	62.5	53.4	53.98	54.96
CO <sub>2</sub> emission (g/kWh)	324.71	38.4	37.37	36.71

## نتیجه گیری

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 ۶۲/۵٪ به ۵۳/۴٪ می‌رسد. به‌منظور کاهش افت بازده نیروگاه، سیستم گردش مجدد گاز دودکش با نسبت ۳۵٪ به‌کار گرفته می‌شود که در اثر آن دبی گاز دودکش خروجی نیروگاه کاهش یافته و غلظت کربن دی‌اکسید در آن تقریباً ۱/۵ برابر می‌شود. در این حالت، به‌دلیل کاهش استخراج بخار از نیروگاه به‌دلیل کاهش گرمای ریویولر و کاهش کار مصرفی در چرخه جذب، بازده نیروگاه به ۵۳/۹۸٪ افزایش می‌یابد. به‌منظور افزایش مجدد بازده نیروگاه از چرخه رانکین ارگانیک، برای بازیابی حرارت‌های اتلافی از خنک‌کن بخار و خنک‌کن‌های میانی سیستم تراکم استفاده می‌شود. به‌موجب این کار، ۱۵/۲۵ مگاوات توان اضافی تولید می‌شود که باعث می‌شود بازده نیروگاه به ۵۴/۹۶٪ برسد که ۱/۵۶٪ نسبت به حالت تجمیع اولیه بهبود نشان می‌دهد. با در نظر گرفتن بهترین حالت تجمیع از انتشار ۶۸۷۰ تن کربن‌دی‌اکسید در روز به جو جلوگیری می‌شود، ولی بازده نیروگاه ۷/۵۴٪ افت می‌کند.

## منابع

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, www.ipcc.ch/report/ar5/syr/.
2. IEA, *CO<sub>2</sub> emissions from fuel combustion-highlights*, International Energy Agency, Paris, 2015 edition.
3. IEA, *Key world energy statistics*, International Energy Agency, Paris, 2015.
4. IEA, *Technology roadmap: carbon capture and storage*, IEA Publications, Paris (France), 2013.
5. D.Y.C. Leung, G. Caramanna and M. Mercedes Maroto-Valer, "An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39, pp. 426-443, 2014.
6. X. Wu, Y. Yu, Z. Qin and Z. Zhang, "The Advances of Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture with Chemical Solvents: Review and Guidelines," *Energy Procedia*, 63, pp. 1339-1346, 2014.
7. M. Wang, A. Lawal, P. Stephenson, J. Sidders and C. Ramshaw, "Post-combustion CO<sub>2</sub> capture with chemical absorption: A state-of-the-art review," *Chemical Engineering Research and Design*, 89, NO. 9, pp. 1609 - 1624, 2011.
8. K. Goto, K. Yogo and T. Higashii, "A review of efficiency penalty in a coal-fired power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture," *Applied Energy*, 111, pp. 710-720, 2013.
9. M. R. M. Abu-Zahra, L. H. J. Schneiders, J. P. M. Niederer, P. H. M. Feron and G.F. Versteeg "CO<sub>2</sub> capture from power plants: Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1, NO. 1, pp. 37-46, 2007.
10. M. R. M. Abu-Zahra, J. P. M. Niederer, P. H. M. Feron and G. F. Versteeg "CO<sub>2</sub> capture from power plants: Part II. A parametric study of the economical performance based on mono-ethanolamine," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1, NO. 2, pp. 135-142, 2007.
11. M. Karimi, M. Hillestad and H. F. Svendsen, "Capital costs and energy considerations of different alternative stripper configurations for post combustion CO<sub>2</sub> capture," *Chemical Engineering Research and Design*, 89, pp. 1229-1236, 2011.
12. Z. Amrollahi, P. A. M. Ystad, I. S. Ertesvåg and O. Bolland, "Optimized process configurations of post-combustion CO<sub>2</sub> capture for natural-gas-fired power plant-Power plant efficiency analysis," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 8, pp. 1-11, 2012.
13. H. Ahn, M. Luberti, Z. Liu and S. Brandani, "Process configuration studies of the amine capture process for coal-fired power plants," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 16, pp. 29-40, 2013.
14. J. Davison, "Performance and costs of power plants with capture and storage of CO<sub>2</sub>," *Energy*, 32, pp. 1163-1176, 2007.
15. H. Li, G. Haugen, M. Ditaranto, D. Berstad and K. Jordal, "Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO<sub>2</sub> capture technology," *Energy Procedia*, 4, pp. 1411-1418, 2011.
16. C. Biliyok and H. Yeung, "Evaluation of natural gas combined cycle power plant for post-combustion CO<sub>2</sub> capture integration," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 19, pp. 396-405, 2013.
17. X. Luo, M. Wang and J. Chen "Heat integration of natural gas combined cycle power plant integrated with post-combustion CO<sub>2</sub> capture and compression," *Fuel*, 115, pp. 110-117, 2015.
18. P. A. Marchioro Ystad, A. A. Lakew and O. Bolland, "Integration of low-temperature transcritical CO<sub>2</sub> Rankine cycle in natural gas-fired combined cycle (NGCC) with post-combustion CO<sub>2</sub> capture," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 12, pp. 213-219, 2013.
19. Y. Hu, G. Xu, C. Xu and Y. Yang, "Thermodynamic analysis and techno-economic evaluation of an integrated natural gas combined cycle (NGCC) power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture," *Applied Thermal Engineering*, 111, pp. 308-316, 2017.
20. H. Farajollahi and S. Hossainpour, "Application of organic Rankine cycle in integration of thermal power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture and compression," *Energy*, 118, pp. 927-936, 2017.
21. N. E. T. Laboratory, *Current and Future Technologies for Natural Gas Combined Cycle (NGCC) PowerPlant*, DOE/NETL-341/061013, U.S.Department of Energy, Office of Fossil Energy, 2013.
22. Y. Zhang, H. Chen, C. Chen, J. M. Plaza, R. Dugas and G. T. Rochelle, "Rate-Based Process Modeling Study of CO<sub>2</sub> Capture with Aqueous Monoethanolamine Solution," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48, NO. 20, pp. 9233-9246, 2009.
23. Y. Song and C. Chen, "Symmetric Electrolyte Nonrandom Two-Liquid Activity Coefficient Model," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48, NO. 16, pp. 7788-7797, 2009.
24. Y. Zhang, H. Que and C. Chen, "Thermodynamic modeling for CO<sub>2</sub> absorption in aqueous MEA solution with electrolyte NRTL model," *Fluid Phase Equilibria*, 311, pp. 67-75, 2011.
25. B. Li, N. Zhang and R. Smith, "Simulation and analysis of CO<sub>2</sub> capture process with aqueous monoethanolamine solution," *Applied Energy*, 161, pp. 707-717, 2016.
26. P. Pei, K. Barse, A.J. Gil and J. Nasah, "Waste heat recovery in CO<sub>2</sub> compression," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 30, pp. 86-96, 2014.
27. G. Xu, Y. Wu, Y. Yang, K. Zhang and X. Song, "A novel integrated system with power generation, CO<sub>2</sub> capture, and heat supply," *Applied Thermal Engineering*, 61, NO. 2, pp. 110-120, 2013.
28. L. Duan, M. Zhao and Y. Yang, "Integration and optimization study on the coal-fired power plant with CO<sub>2</sub> capture using MEA," *Energy*, 45, NO. 1, pp. 107-116, 2012.

29. G. Xu, Y. Yang, J. Ding, S. Li, W. Liu and K. Zhang, Analysis and optimization of CO<sub>2</sub> capture in an existing coal-fired power plant in China," *Energy*, 58, pp. 117-127, 2013.
30. X. Liu, J. Chen, X. Luo, M. Wang and H. Meng, "Study on heat integration of supercritical coal-fired power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture process through process simulation," *Fuel*, 158, pp. 625-633, 2015.
31. H. Chen, D.Y. Goswami and E.K. Stefanakos, "A review of thermodynamic cycles and working fluids for the conversion of low-grade heat," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14, NO. 9, pp. 3059-3067, 2010.
32. J. Bao and L. Zhao, "A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 24, pp. 325-342, 2013.
33. C. He, C. Liu, H. Gao, H. Xie, Y. Li, S. Wu and J. Xu, "The optimal evaporation temperature and working fluids for subcritical organic Rankine cycle," *Energy*, 38, NO. 1, pp. 136-143, 2012.
34. E. O. Agbonghae, K. J. Hughes, D. B. Ingham, L. Ma and M. Pourkashanian, "Optimal Process Design of Commercial-Scale Amine-Based CO<sub>2</sub> Capture Plants," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 53, pp. 14815-14829, 2014.
35. R. Canepa, M. Wang, C. Biliyok and A. Satta, "Thermodynamic analysis of combined cycle gas turbine power plant with postcombustion CO<sub>2</sub> capture and exhaust gas recirculation," *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part E: Journal of Process Mechanical Engineering*, 227, NO. 2, pp. 89-105, 2012.

## English Abstract

### Investigation on post-combustion CO<sub>2</sub> capture from NGCC power plant

Hossein Farajollahi<sup>1</sup> and Siamak hossainpour<sup>2\*</sup>

1- Department of Mechanical Engineering, Sahand University of Technology, Tabriz, Iran.

2- Department of Mechanical Engineering, Sahand University of Technology, Tabriz, Iran.

\*Corresponding author

(Received: 2018.10.24, Received in revised form: 2018.11. 01, Accepted: 2019.01.31)

In this study a 1000 MW NGCC power plant has been integrated with post-combustion CO<sub>2</sub> capture and compression process to mitigate its emission. The MEA-based CO<sub>2</sub> capture process was designed for 90% CO<sub>2</sub> separation. The detailed models of the power plant, CO<sub>2</sub> capture and compression process were developed in Aspen HYSYS v9 in order to analyse the performance of the integrated system. Three cases of integration have been investigated. In the first case, the power plant net thermal efficiency was decreased from 62.5% to 53.4%. This efficiency drop due to steam extraction from the power plant to provide reboiler duty and power consumption by capture and compression process. The effect of exhaust gas recirculation (EGR) on the plant performance was studied in the second case. EGR implementation and waste heat recovery by organic Rankine cycle in the third case led to an increase of 1.56% in the power plant efficiency in comparison with the first case. The CO<sub>2</sub> emission of the power plant was decreased from 324.71 g/kWh to 36.71g/kWh in the third case of integration.

**Keywords:** NGCC power plant, post-combustion CO<sub>2</sub> capture, heat integration, EGR, organic Rankine cycle