



## بهینه سازی فرایندی واحد CCS با هدف کاهش اتلاف انرژی و مصرف یوتیلیتی

یوسف شمسایی<sup>۱</sup>، مجید عمیدپور<sup>۲\*</sup>، حسنعلی ازگلی<sup>۳</sup>، سیدعلیرضا سیدحاجی میرزاحسینی<sup>۱</sup>، امیرفرهنگ ستوده<sup>۴</sup>

۱- گروه مهندسی سیستمهای انرژی، واحد علوم و تحقیقات، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران

۲- گروه مهندسی سیستم های انرژی، دانشگاه خواجه نصیر طوسی، تهران، ایران، amidpour@kntu.ac.ir

۳- گروه بهره وری و تبدیل انرژی، پژوهشکده مکانیک، سازمان پژوهش های علمی و صنعتی ایران، تهران، ایران

۴- پژوهشکده انرژی و محیطزیست، پژوهشگاه نیرو، تهران، ایران

دریافت: ۱۴۰۱/۰۲/۲۲، بازنگری: ۱۴۰۱/۰۳/۳۱، پذیرش: ۱۴۰۱/۰۵/۲۳

### چکیده

نیاز روز افزون به نیروی برق سبب احداث نیروگاههای حرارتی بی شماری در سراسر دنیا شده است. افزایش میزان دی اکسید کربن ورودی به اتمسفر و تشدید پدیده گلخانه‌ای از مهمترین مشکلات ایجاد نیروگاههای جدید می باشد. در این بین، جداسازی کربن با حذف و ذخیره سازی دی اکسید کربن خروجی نیروگاهها نقش بسیار مهمی در کاهش پدیده گلخانه‌ای برعهده دارد. مشکل مهم و اساسی واحدهای جذب کربن عدم تولید محصول با ارزش اقتصادی بالا بوده و عملاً کاهش بسیار قابل توجه ضریب بازگشت سرمایه، ایجاد آن را غیر اقتصادی می کند. با تعیین شرایط بهینه فرایندی و کاهش اتلاف انرژی می توان تاسیس این واحدها را تا حد قابل قبولی توجیه پذیر نمود. در این مقاله ابتدا واحد جذب کربن یکی از نیروگاههای کشور که توسط نویسنده شبیه سازی شده است، بررسی گردیده و سپس از دید اتلاف انرژی مورد تحلیل و بررسی قرار گرفت تا در نهایت با تعیین شرایط بهینه عملیاتی، یوتیلیتی مصرفی واحد بدون تغییر در مقدار دی اکسید کربن جذب شده تا حد ممکن کاهش یابد. بر اساس مطالعات انجام شده مصرف یوتیلیتی و اتلاف انرژی واحد با دمای سیال ورودی به برج احیاء آمین رابطه مستقیم دارند. پس از انجام محاسبات و تعیین شرایط بهینه به نسبت حالت مرجع مشخص شد در محدوده متوسط بازیابی کربن، اتلاف انرژی تا حدود ۱۵ درصد و مصرف یوتیلیتی تا ۳ درصد کاهش پیدا می کند.

\*عهده دار مکاتبات: amidpour@kntu.ac.ir

کلمات کلیدی: ارزیابی عملکرد، انرژی، کاهش یوتیلیتی، جذب کربن، نیروگاه گازی.

### ۱- مقدمه

با گذشت زمان و رشد سریع تکنولوژی تامین نیروی برق مورد نیاز به عنوان یک موضوع بسیار اساسی مورد توجه قرار گرفته است. تلاش می شود تامین برق مورد نیاز از منابع تجدیدپذیر صورت پذیرد، اما همچنان سوخت فسیلی به عنوان منبع اصلی در نیروگاه های حرارتی مورد استفاده قرار می گیرد. مشکل مهم، تولید حجم بسیار قابل توجه دی اکسید کربن در فرایند تولید برق می باشد. با تزریق دی اکسید کربن به اتمسفر، دمای متوسط جهانی افزایش یافته و در نهایت موجب فجایع زیست محیطی می شود (۱). امروزه واحدهای جذب و ذخیره سازی دی اکسید کربن نقش بسیار مهمی در کاهش انتشار این گاز گلخانه ای بر

نحوه استناد به این مقاله: یوسف شمسایی، مجید عمیدپور، حسنعلی ازگلی، سیدعلیرضا سیدحاجی میرزاحسینی، امیرفرهنگ ستوده. بهینه سازی فرایندی واحد CCS با هدف کاهش اتلاف انرژی و مصرف یوتیلیتی. مهندسی مکانیک

DOR: [20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0](https://doi.org/10.20089813.1401.9.3.5.0)

تبدیل انرژی. ۱۴۰۱؛ ۹ (۳): ۴۹-۶۲

عاهده دارند. مشکل دیگر که اساس کار این واحدها نیز می باشد، عدم تولید محصول با ارزش اقتصادی بالا بوده و عملاً سبب عدم توجیه اقتصادی ساخت آن می شود (۲).

قانون اول ترمودینامیک انواع مختلف انرژی را تنها از دید کمی تحلیل و مورد ارزیابی قرار می دهد اما قانون دوم ترمودینامیک مسیر پیش روی فرایندها، واکنشها و از همه مهمتر اتلاف در فرایند را پیش بینی و در نهایت تحلیل انرژی را ارائه می کند. تحلیل انرژی ابزاری بسیار قدرتمند در ارزیابی کمی و کیفی انرژی مصرفی یک فرایند می باشد. با استفاده از انرژی می توان اتلاف انرژی در فرایند را محاسبه، نسبت به رفع آن اقدام و در نهایت با افزایش بازده، راندمان اقتصادی فرایند را به نحو قابل توجهی افزایش داد. انرژی به عنوان معیاری از کیفیت انرژی و میزان از بین رفتن آن توسط برگشت ناپذیری ها در یک سیستم حرارتی شناخته می شود. یکی از کاربردهای اصلی مفهوم انرژی، آنالیز سیستم های حرارتی با استفاده از موازنه انرژی است (۱). محاسبات اتلاف انرژی یک فرایند بیانگر میزان بازگشت ناپذیری است. تحلیل پارامترهای تأثیرگذار می تواند در شناخت نقش عامل های مختلف و تبیین چگونگی تغییر در فرایند به گونه ای که به کاهش میزان غیربازگشتی، افزایش کارایی و در نهایت بهینه سازی فرایند منجر شود، کمک قابل توجهی نماید. انرژی در واقع بیشترین کار تئوری مفید قابل دست یابی است، زمانی که سامانه به سوی تعادل با محیط حرکت کرده و تنها با محیط تبادل گرما انجام می دهد (۲).

چالش اصلی کاربرد فناوری، ادغام فرایندها برای کاهش نیاز به انرژی است. روش های جدید صرفه جویی در انرژی منجر به توسعه تکنیک هایی بر اساس قانون دوم ترمودینامیک و به ویژه مفهوم انرژی شده است (۳). اقدامات برای افزایش راندمان ترمودینامیکی نیروگاه های دارای جذب کربن می تواند قابلیت اقتصادی آنها را بهبود بخشد و همچنین اثرات زیست محیطی چنین کاربردهایی را کاهش دهد (۱). تحلیل های مبتنی بر انرژی ابزاری هستند که به ارزیابی سیستم های تبدیل انرژی کمک می کنند و مسیری را برای بهبود آنها نشان می دهند (۲).

تحلیل انرژی به عنوان ابزاری برای ادغام سیستم های انرژی بسیار پیچیده استفاده شده است (۴). کاهش جریمه های انرژی مرتبط با فرایند جذب کربن و ادغام فرایندها در سیستم های پیچیده جدید قبلاً با استفاده از قانون دوم ترمودینامیکی انجام شده است (۵). تجزیه و تحلیل انرژی برای تشخیص تلفات و نحوه تأثیر آن بر عملکرد سه فن آوری مختلف جذب (پساحتراق، پیش از احتراق و سوخت اکسیژن) برای نیروگاه های سوخت فسیلی گزارش شده است (۶). روش تحلیل پینچ برای مقایسه سرمایه و گرمایش کاربردی پیکربندی های جذب کربن استفاده شده است (۷). تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی و یکپارچه سازی انرژی نیز برای طرح های جایگزین فرایند حذف گاز اسیدی مبتنی بر جذب متانول به کار گرفته شده است، همچنین تجزیه و تحلیل انرژی و انرژی برای جذب کربن با فرایند آمونیاک توسعه یافته است. هدف این فناوری کاهش مصرف انرژی و حل مسائل خوردگی و تخریب است (۸). تجزیه و تحلیل انرژی همچنین برای فرایند جذب کربن با سوخت گاز بر اساس فناوری جذب با MEA انجام شده است که در آن برای گنجاندن متغیرهای اقتصادی جهت کاهش هزینه، تجزیه و تحلیل انرژی و اقتصادی، هزینه ها را به تمام جریان های انرژی و همچنین تخریب انرژی ایجاد شده در هر یک از تجهیزات یک سیستم بسط می دهد (۹). اطلاعات مهم در مورد مبادله بین تخریب انرژی و هزینه سرمایه گذاری تجهیزات می تواند برای بهبود طراحی استفاده شود (۱۰). یک ارزیابی فنی-اقتصادی برای یک نیروگاه توربین گازی سیکل ترکیبی و یک واحد جذب انجام و با استفاده از نرم افزار Aspen Plus شبیه سازی شده است (۱۱).

تجزیه و تحلیل برای کاهش جریمه انرژی ناشی از جذب کربن انجام شده است. نتایج نشان داد که پارامترهای مهم تولید برق، اندکی بازده را افزایش می دهند (۱۲). با این وجود، هنگامی که فرایند تعریف شد، بهینه سازی برخی از متغیرهای داخلی می تواند ضروری باشد. بهینه سازی محاسباتی قبلاً برای تعیین همزمان طراحی و مشخصات عملیاتی برنامه ریزی شده یک نیروگاه گاز طبیعی انعطاف پذیر با جذب کربن، تحت استاندارد عملکرد انتشار استفاده شده است (۱۳). دو معادله غیرخطی صریح، یکی برای اهداف فنی و دیگری برای اهداف اقتصادی عملیات بهینه جذب کربن پساحتراق مبتنی بر حلال استفاده شده است (۱۴). مدل کنترل محیطی یکپارچه برای محاسبه عملکرد، انتشار و هزینه نیروگاه های سوخت فسیلی استفاده شده است. همچنین

امکان مقایسه فنی-اقتصادی گزینه های مختلف وجود دارد. مدل های عملکرد و هزینه یک سیستم جذب مبتنی بر MDEA برای کاربردهای گاز پسااحتراق توسعه یافته اند (۱۵).

## ۲-سیستم

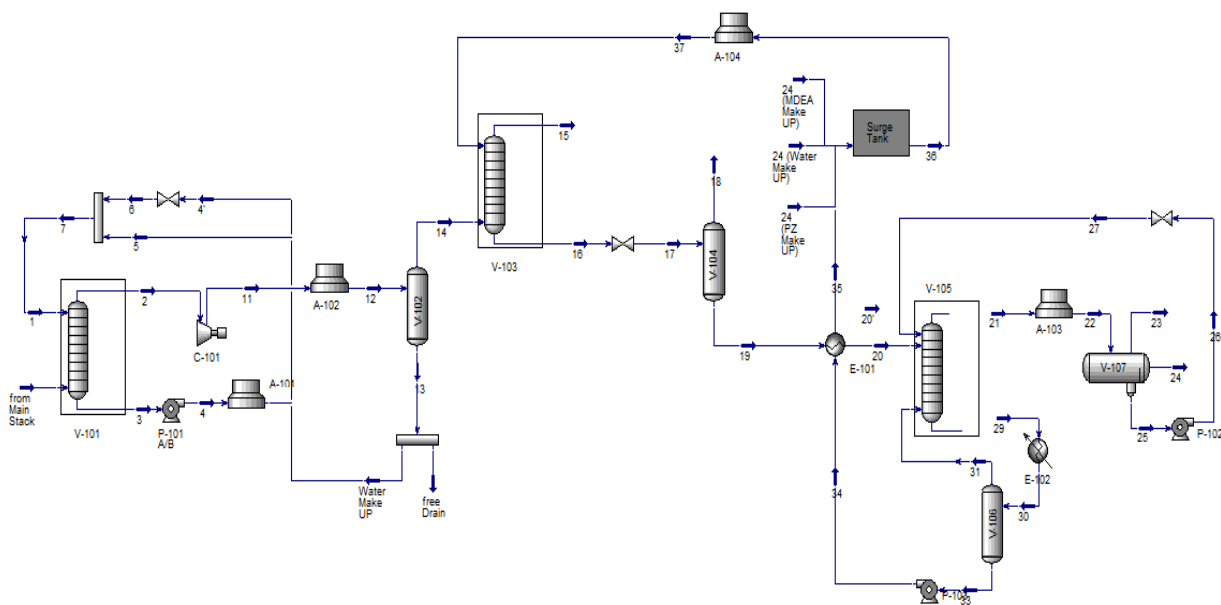
سیستم مورد مطالعه نیروگاهی است که یکی از منابع تامین برق یک پالایشگاه نفتی است. این نیروگاه از نوع گازی با ظرفیت تولید ۲۱۰ مگاوات است که شامل ۷ توربین گازی با ظرفیت ۳۰ مگاوات و ۵ سیستم بازیابی حرارت هر کدام به ظرفیت ۵۰ تن در ساعت می باشد. این نیروگاه با هدف تولید برق مطمئن و جایگزینی ژنراتورهای قدیمی و فرسوده این پالایشگاه و پایداری تولید فرآورده های نفتی و تامین برق مصرفی احداث شده است.

جدول ۱: مشخصات آلاینده های نیروگاه

شماره دودکش	۱	۲	۳	۴	۵
دما ( $^{\circ}C$ )	۱۷۳،۱	۱۷۳،۱	۱۷۳،۱	۳۱۹،۷	۳۱۹،۷
دبی ( $M^3/h$ )	۲۲۳۸۳۷	۲۲۳۸۳۷	۲۲۳۸۳۷	۹۱۵۵۱	۹۱۵۵۱
غلظت (%)	۵،۳	۵،۳	۵،۳	۱۳،۴	۱۳،۴
آلاینده گی ( $Mt/y$ )	۱۳۴،۲	۱۳۴،۲	۱۳۴،۲	۱۳۳،۵	۱۳۳،۵

در این سیستم ابتدا حلال مناسب (Alpha-MDEA) انتخاب شده و سپس در برج جذب با گاز حاوی دی اکسید کربن تماس پیدا می کند. همانگونه که پیش تر بیان شد مهمترین پارامترهای افزایش کارایی و اثربخشی جذب دی اکسید کربن، دما و فشار هستند.

برج جذب با فشار بالا طراحی شده تا در بالاترین بهره وری عملیاتی قرار گیرد. حلال خروجی برج برای تصفیه به قسمت بازسازی فرستاده شده و برای استفاده مجدد به برج جذب ارسال می شود. برج جذب از نظر عملیاتی نیازی به کندانسور و بویلر ندارد اما برج احیا دارای کندانسور و بویلر می باشد. بنابراین ایجاد یک واحد جذب ذاتاً تأثیر نامطلوبی بر عملکرد نیروگاه دارد (۱۵). این مقاله بر دستیابی به کاهش مصرف برق برج و کاهش فشار برج احیا متمرکز شده است.



شکل ۱: واحد جذب کربن شبیه سازی شده

فرایند جذب کربن از دو بخش مختلف جذب فرایندی با فشار بالا و دمایی پایین و بخش احیاء حلال آمین با فشار پایین و دمایی بالا تشکیل شده است (۱۶). بر اساس اطلاعات صنعتی (۱۷) دمای جریان گاز خروجی از دودکش بسیار بالاتر از حداقل دمای مجاز گاز ورودی و فشار آن کمتر از حداقل فشار مجاز گاز ورودی به برج جذب می باشد. برای رفع این مشکل از یک برج خنک کننده جهت کاهش دما استفاده می شود. در این قسمت جریان گاز خروجی از پایین به برج تزریق شده تا دمای آن در اثر تماس با آب تزریقی از بالای برج کاهش یابد. جریان هوای خروجی از برج خنک کننده وارد یک کمپرسور شده تا فشار آن افزایش و دمای آن با استفاده از یک کولر هوایی کاهش یابد.

شرایط عملیاتی برج جذب به گونه ای تنظیم شده تا حداکثر دی اکسید کربن توسط حلال آمین جذب و از فرایند جدا شود. حلال آمین دارای ارزش اقتصادی بالایی بوده و احیاء آن جهت استفاده مجدد و کاهش هزینه های عملیاتی ضروری می باشد (۱۸). جهت کاهش مصرف انرژی کندانسور و جوش آور برج احیاء، جریان آمین خروجی برج جذب ابتدا از یک شیر کاهنده فشار عبور کرده تا با کاهش فشار جریان، بخش قابل توجهی از دی اکسید کربن محلول توسط جداکننده دو فازی جدا و از فرایند حذف شود. دمای جریان ورودی به برج احیاء با استفاده از یک مبدل حرارتی افزایش یافته و سپس به برج ارسال می شود تا دی اکسید کربن باقیمانده جدا و آمین احیاء شده به بخش تنظیم غلظت آمین ارسال شود. دمای جریان خروجی از این بخش با عبور از کولر هوایی تنظیم و به عنوان حلال به برج جذب ارسال می شود. در جدول (۲) مشخصات گاز خروجی توربین HRSG (هیتاچی) مشاهده می شود. جداول بعدی نیز مصارف آب، انرژی و آمین مورد نیاز و همچنین مشخصات گاز و جریان کربن دی اکسید را نشان می دهند.

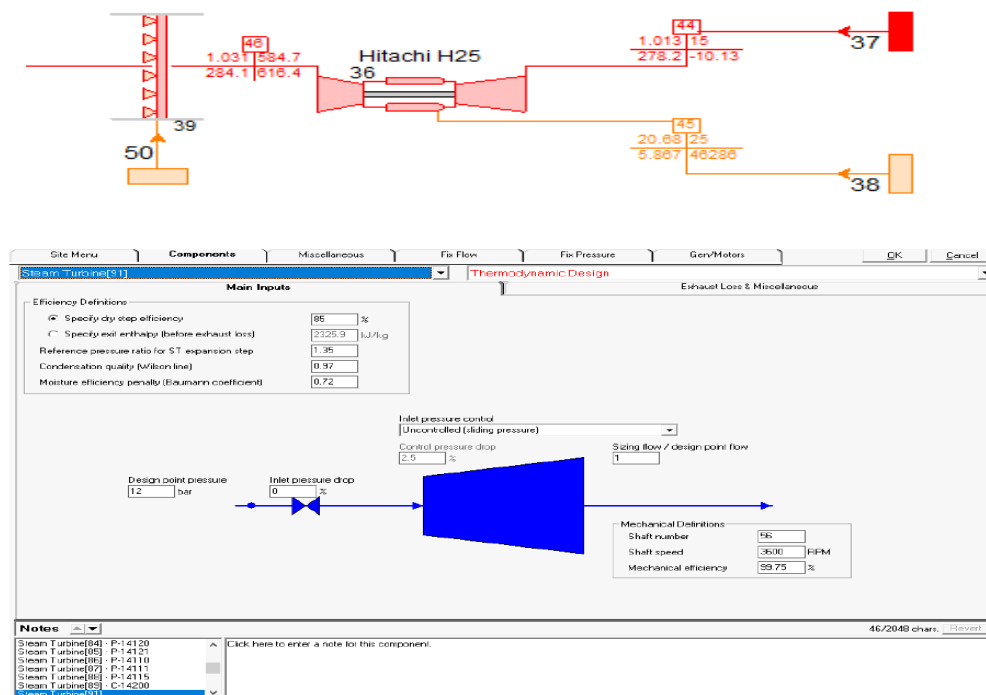
جدول ۳: مصارف آب، انرژی و آمین		جدول ۲: مشخصات گاز خروجی توربین مورد بررسی	
مشخصات گاز	میزان	مشخصات گاز	میزان
آب (m <sup>3</sup> /tCO <sub>2</sub> ) make up	0.99	کربن دی اکسید (% مولی)	۳,۳۶۲
انرژی (MJ/tCO <sub>2</sub> )	4547	اکسیژن (% مولی)	۹۱۵۵۱
آمین (kg/tCO <sub>2</sub> ) make up	335.6	نیتروژن (% مولی)	۱۳,۴
		آب (% مولی)	۱۳۳,۵
		دما (°C)	196.6
		فشار (bar)	1.013
		جریان جرمی (t/h)	335.6

جدول ۴: مشخصات گاز احیا شده

جریان گاز Kg/h	جریان کربن دی اکسید Kg/h
335600	17428.79

به طور خاص بحث این مقاله بررسی تاثیر واحد جذب کربن طراحی شده بر یک نیروگاه واقعی است. بدین منظور نیروگاه نیز شبیه سازی شد تا شرایط عملیاتی آن بیشتر قابل درک باشد. نرم افزار Aspen Utility به عنوان یکی از نرم افزارهای قدرتمند برای شبیه سازی و تحلیل رفتار نیروگاه ها گزینه مناسبی برای این منظور می باشد (۱۹). با استفاده از این نرم افزار، کاربر قادر به ایجاد یک مدل محاسباتی گسترده برای مطالعه و تحلیل رفتار فرآیند است. استفاده از این نرم افزار مستلزم داشتن نقشه فرآیند نیروگاه، جداول تراز جرم و انرژی و اطلاعات فرآیند جریان های ورودی و خروجی هر تجهیزاتی می باشد (۲۰) نبود اطلاعات مدل توربین گاز در پایگاه این نرم افزار (۲۱) و با توجه به محدودیت های محاسباتی و اطلاعات مورد نیاز برای محاسبات انرژی، تصمیم گرفته شد از نرم افزار ثانویه ای نیز استفاده شود. با توجه به پایگاه قوی داده ها در بخش توربین گاز و پشتیبانی

اکثر سازندگان حرفه ای تجهیزات در دنیا تصمیم گرفته شد تا از نرم افزار Thermoflow در شبیه سازی نیروگاه کمک گرفته شود.



شکل ۲: شبیه سازی توربین

### ۳- روش طراحی

با تعیین چیدمان تجهیزات فرآیند مورد نیاز و انجام محاسبات مربوطه و رفع خطاهای احتمالی، مدل محاسباتی بخش جذب کربن نیروگاه ساخته شد. با تعریف سناریوهای مختلف فرآیند، پارامترهای مؤثر بر عملکرد جذب مورد بررسی قرار گرفته تا در نهایت بهترین شرایط عملیاتی از نظر فرآیندی و اقتصادی تعیین می شود. افزایش فشار برج جذب، جذب دی اکسید کربن را به شدت افزایش می دهد (۲۲). بنابراین، از منظر فرآیند، انتخاب بالاترین فشار ممکن عملاً بهینه ترین حالت است. اما از نظر اقتصادی، انتخاب بالاترین فشار ممکن در واقع منجر به افزایش قابل توجه کار مورد نیاز کمپرسور می شود که باعث افزایش قابل توجه مصرف برق و در نهایت ایجاد بار قابل توجهی بر روی نیروگاه خواهد شد.

به طور کلی فرآیند آمین را می توان به دو بخش اصلی تقسیم کرد. همانگونه که بیان شد، بخش جذب ذاتاً فرآیندی با فشار بالا اما با دمای پایین و بخش احیای آمین ذاتاً فرآیندی با فشار پایین و دمای بالا می باشد. بر اساس اطلاعات دریافتی از پالایشگاه، دمای خروجی گاز خروجی از بیشتر از حداقل دمای مجاز گاز ورودی و فشار آن کمتر از حداقل فشار مجاز گاز ورودی به برج جذب است. برای حل این مشکل از برج خنک کننده (V-101) در شکل (۱) برای کاهش دما در طراحی استفاده شد. در این قسمت گاز خروجی از پایین به برج تزریق می شود تا در اثر تماس با آب تزریق شده از بالای برج، دمای آن کاهش یابد. لازم به ذکر است که دمای جریان گاز خروجی به شدت به دمای آب تزریق شده به برج بستگی دارد (۲۳). برای این منظور از کولر هوایی (A-101) برای کاهش دمای آب در گردش استفاده شد تا دمای گاز خروجی از این قسمت همیشه در دمای ثابت نگه داشته شود. لازم به ذکر است که برای تثبیت جریان آب در گردش از جریان آب جبرانی استفاده می شود (۲۴). تا این لحظه دمای جزئی گاز خروجی از پشته تا حد امکان کاهش یافته است (به دلیل دمای آب ورودی و محدودیت های فرآیند کولر هوایی)، اما فشار آن بسیار کمتر از حد کارکرد برج است. برای حل این مشکل، جریان هوا از برج خنک کننده وارد یک کمپرسور گریز از مرکز (C-101) می شود تا فشار آن را افزایش دهد. با افزایش فشار، دمای جریان هوا نیز افزایش می یابد. برای رفع این مشکل دمای

هوای خروجی از کمپرسور توسط کولر هوایی (A-102) کاهش می یابد و پس از حذف آب موجود (V-102)، جریان گاز به برج جذب تزریق می شود.

در این قسمت جریان گاز خروجی کولر هوایی از پایین به برج جذب (V-103) تزریق می شود تا ترکیب کربن آن با تماس با حلال آمین جدا شود. با هدف کاهش بار حرارتی کندانسور و کاهش هزینه عملیاتی جریان آمین غنی شده، خروجی برج جذب آمین (V-103) ابتدا از یک شیر کاهنده فشار (FV-1001) عبور می کند، تا با کاهش فشار حجم قابل توجهی از دی اکسید کربن، محلول توسط جداکننده دو فازی (V-104) از فرآیند خارج شود.

با استفاده از مبدل حرارتی (E-101)، ابتدا دمای آمین ارسال شده از برج جذب افزایش یافته و سپس به برج احیا (V-105) ارسال می شود. در این برج دی اکسید کربن باقیمانده جدا شده و جریان آمین احیا شده با عبور از مبدل حرارتی و انتقال حرارت با خوراک ورودی به برج، به تنظیم کننده غلظت آمین فرستاده می شود.

یک پمپ (P-103) برای غلبه بر افت فشار تجهیزات فرآیند استفاده شد. دمای خروجی قسمت Surge Tank با عبور از کولر هوایی تنظیم شده و در ابتدای فرآیند به عنوان حلال به برج جذب دی اکسید کربن ارسال می شود.

#### ۴- تحلیل انرژی برج احیاء آمین

واحد جذب دی اکسید کربن از سه بخش Absorption, Cooling Tower و Amine Regeneration تشکیل شده است. هر بخش دارای مجموعه‌ای از پمپ، کمپرسور، کولر هوایی و مبدل حرارتی بوده و با مطالعات انجام شده، مشخص شد که بیشترین اتلاف انرژی در برج احیاء آمین می باشد (۲۵). بر اساس تحقیق، مطالعه و محاسبات انجام شده (۲۶)، اتلاف انرژی برجهای تقطیر را می توان در چهار بخش بررسی کرد. برج احیاء آمین هم از نوع برج تقطیر بوده و از این مطالعات (۲۶) جهت محاسبه و تحلیل اتلاف انرژی برج احیاء آمین استفاده شده است.

دمای خوراک ۱۰۲ درجه سانتیگراد و دما در بالای برج به ۱۰۲٫۰۵ درجه می رسد. همچنین دمای پایین در حدود ۱۰۷ درجه سانتیگراد می باشد.

#### ۴-۱ اتلاف انرژی به علت انتقال جرم

اتلاف انرژی انتقال جرم به علت تغییر غلظت ترکیبات موجود در جریان ورودی به برج و محصولات خروجی از برج ایجاد می شود. اتلاف انرژی ناشی از انتقال جرم را می توان از رابطه زیر محاسبه نمود. داده های لازم از جدول ۵ قابل استخراج می باشد.

(۱)

$$EL_{DC} = RT_o \left\{ \ln \left( \prod_{i=1}^n \frac{X_i^{niD} \times X_i^{niB}}{X_i^{niF}} \right) \right\}$$

جدول ۵: غلظت اجزای مورد نیاز جهت محاسبه اتلاف انرژی انتقال جرم

اجزا	F (Feed Column)	D (TOP Column)	B (Bottom Column)
کربن دی اکسید	0.0005287058	0.0053424316	0.0004589637
نیتروژن	0.0000026535	0.0001494812	0.0000000000
آب	0.8891680917	0.9944112773	0.8872732760
اکسیژن	0.0000013075	0.0000736544	0.0000000000
آرگون	0.0000000993	0.0000055944	0.0000000000
دی اکسید گوگرد	0.0000009516	0.0000174118	0.0000007019
Alpha-MDEA	0.1019065776	0.0000000007	0.1037256488
Piperazine	0.0083916130	0.0000001486	0.0085414096

اطلاعات جدول فوق از داده های طراحی به دست آمده است.

#### ۴-۲ اتلاف انرژی در کندانسور برج

اتلاف انرژی کندانسور به علت انتقال حرارت سیال خروجی از بالای برج با جریان هوای عبوری از فن کولر هوایی بوده و می توان آن را از رابطه زیر محاسبه نمود.

$$EL_{Condenser} = Q_C \left( 1 - \frac{T_o}{T_D} \right) \quad (2)$$

دما در بالای برج، همانطور که بیان شد در حدود ۱۰۲،۰۵ درجه سانتیگراد می باشد. همچنین اطلاعات مربوط به توان حرارتی کندانسور در جدول ۷ قابل مشاهده است.

#### ۴-۳ اتلاف انرژی در جوش آور برج

اتلاف انرژی جوش آور به علت انتقال حرارت سیال خروجی از بالای پایین برج با بخار فشار پایین عبوری از مبدل حرارتی بوده و می توان آن را از رابطه زیر محاسبه نمود.

$$EL_{Reboiler} = Q_R \left( 1 - \frac{T_o}{T_B} \right) \quad (3)$$

دما در پایین برج، در حدود ۱۰۷ درجه سانتیگراد می باشد. همچنین اطلاعات مربوط به توان حرارتی جوش آور در جدول ۷ قابل مشاهده است.

#### ۴-۴ اتلاف انرژی به علت انتقال حرارت

اتلاف انرژی انتقال حرارت به علت تغییر دبی فاز بخار و مایع در سینی های برج ایجاد شده و میزان آن به شدت تابع ضرایب انتقال حرارت سیال وابسته است. اتلاف انرژی انتقال حرارت از رابطه زیر محاسبه می شود.

$$EL_{DT} = DH_{F-B} \left( 1 - \frac{T_o}{T'_{F,B}} \right) + DH_{F-D} \left( 1 - \frac{T_o}{T'_{F,D}} \right) \quad (4)$$

$$T' = \frac{T - T_{feed}}{\ln \left( \frac{T}{T_{feed}} \right)} \quad (5)$$

لازم به یادآور است اتلاف انرژی برج تقطیر از جمع چهار اتلاف انرژی انتقال جرم، کندانسور، جوش آور و انتقال حرارت محاسبه می شود.

$$Exergy Loss = EL_{DC} + EL_{Condenser} + EL_{Reboiler} + EL_{DT} \quad (6)$$

بر اساس مطالعات انجام شده تغییر در شرایط عملیاتی برج جذب بر غلظت دی اکسید کربن ورودی به برج احیاء اثر مستقیم داشته و منطقی باعث تغییر روند اتلاف انرژی آن خواهد شد. به طور مشابه دمای جریان خوراک ورودی به برج احیاء نیز بر غلظت دی اکسید کربن دفع شده اثر مستقیم داشته و در نهایت منجر به تغییر در اتلاف انرژی خواهد شد.

#### ۵-نتایج

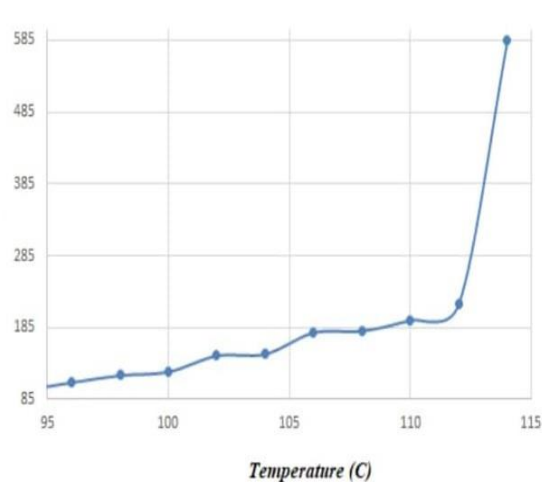
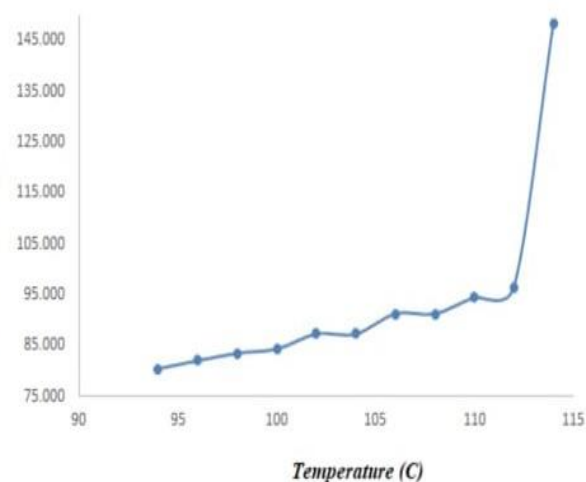
روند تغییر اتلاف انرژی جوش آور برج به ازاء تغییر دما و غلظت دی اکسید کربن به صورت زیر می باشد (جدول ۶). همچنین در ادامه روند تغییرات یوتیلیتی مصرفی با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین قابل مشاهده می باشد.

جدول ۶: روند تغییرات اتلاف انرژی با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین

T (°C)	EL <sub>Dc</sub> (GJ / h)	EL <sub>Condenser</sub> (GJ / h)	EL <sub>Reboiler</sub> (GJ / h)	EL <sub>DT</sub> (GJ / h)	EL <sub>Total</sub> (GJ / h)
94	18.85	1.12	16.88	61.02	97.87
96	18.98	2.73	16.83	70.30	108.84
98	19.06	4.21	16.76	78.68	118.71
100	19.07	5.05	16.74	82.86	123.72
102	19.17	8.05	16.64	102.25	146.11
104	19.20	8.14	16.53	104.64	148.51
106	19.26	12.17	16.47	130.25	178.15
108	19.28	12.27	16.37	132.68	180.6
110	19.31	15.42	16.31	144.57	195.61
112	19.35	17.52	16.29	165.33	218.49
114	19.78	70.09	14.48	479.52	583.87

همانطور که مشاهده می شود با افزایش دما اتلاف انرژی کل افزایش می یابد. اطلاعات جدول ۷ بر اساس پاسخ به دست آمده از تغییرات سیستم مشاهده و ثبت شده است. بر اساس مطالعات انجام شده تغییر در شرایط عملیاتی برج جذب بر غلظت دی اکسید کربن ورودی به برج احیاء اثر مستقیم داشته و منطقی باعث تغییر روند اتلاف انرژی آن خواهد شد. به طور مشابه دمای جریان خوراک ورودی به برج احیاء نیز بر غلظت دی اکسید کربن دفع شده اثر مستقیم داشته و در نهایت منجر به تغییر در اتلاف انرژی خواهد شد.

اطلاعات جدول ۸ بر اساس داده های اطلاعات فرآیندی، مدل محاسباتی و نسب کربن دی اکسید بالای برج به کل کربن دی اکسید ورودی ثبت شده است.



شکل ۴: روند تغییرات یوتیلیتی مصرفی با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین

شکل ۳: روند تغییرات اتلاف انرژی با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین

جدول ۷: روند تغییرات یوتیلیتی مصرفی با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین

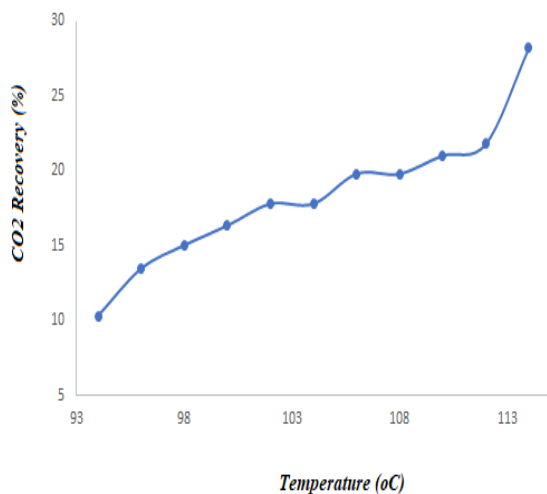
Feed Temperature (°C)	Condenser Duty (GJ / h)	Reboiler Duty (GJ / h)	Total Duty (GJ / h)
94	1.285	79.107	80.393
96	3.137	78.854	81.991



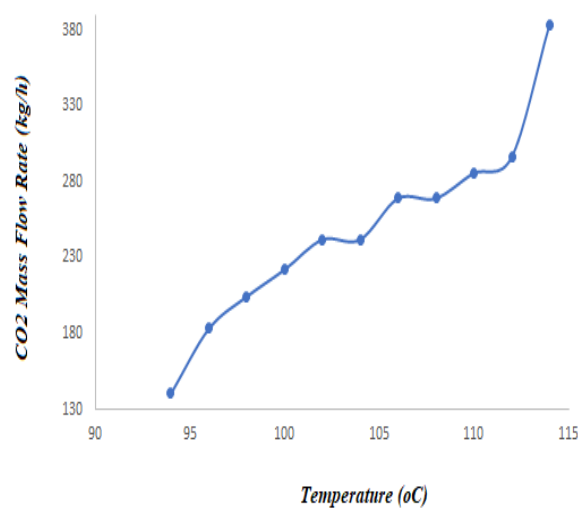
98	4.841	78.617	83.459
100	5.807	78.483	84.290
102	9.253	78.002	87.256
104	9.253	78.002	87.256
106	13.998	77.237	91.235
108	13.998	77.237	91.235
110	17.719	76.723	94.443
112	20.153	76.332	96.485
114	80.646	67.639	148.285

جدول ۸: روند تغییرات بازده دی اکسید کربن دفع شده با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین

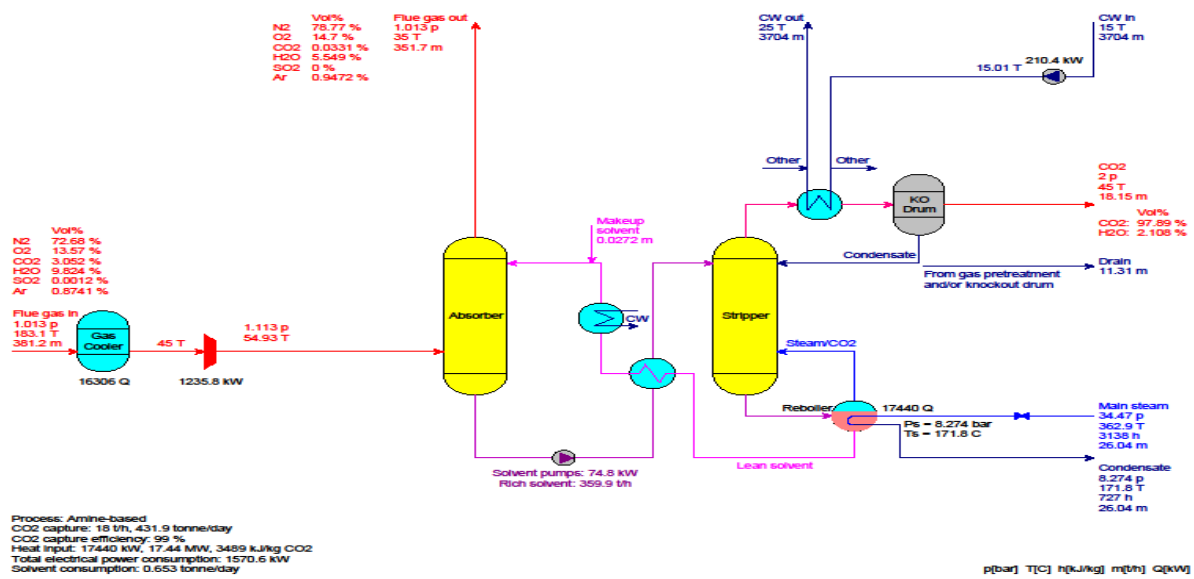
Feed Temperature (°C)	CO <sub>2</sub> Mass Flow Rate (kg / h)	CO <sub>2</sub> Mass Recovery (%)
94	140.321	10.317
96	183.186	13.469
98	204.404	15.029
100	222.210	16.338
102	242.063	17.798
104	242.075	17.799
106	269.251	19.797
108	269.270	19.798
110	285.806	21.014
112	296.247	21.782
114	383.169	28.173



شکل ۶: روند تغییرات کربن جذب شده با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین



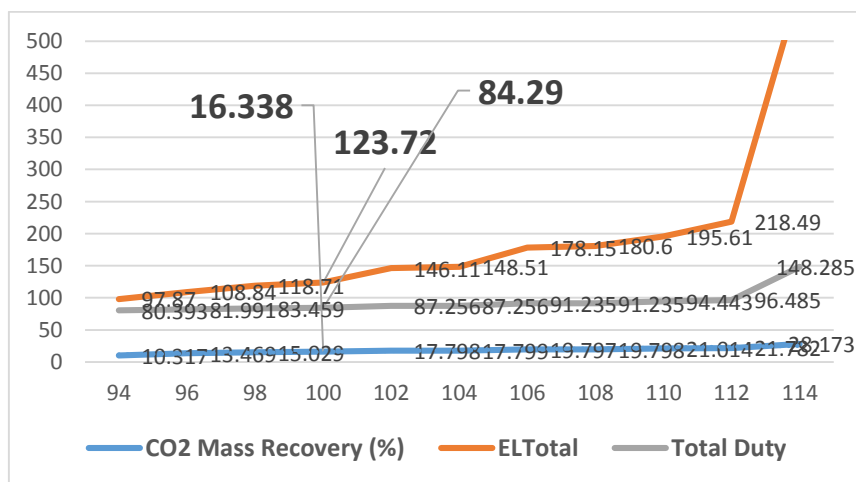
شکل ۵: روند تغییرات دبی جرمی دی اکسید کربن دفع شده با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین



شکل ۷: جزئیات نهایی واحد جذب کربن شبیه سازی شده

جدول ۹: مقایسه درصد بازیابی با اتلاف انرژی و مصرف یوتیلیتی کل

Feed Temperature (°C)	CO <sub>2</sub> Mass Recovery (%)	EL <sub>Total</sub> (GJ / h)	Total Duty
94	10.317	97.87	80.393
96	13.469	108.84	81.991
98	15.029	118.71	83.459
100	16.338	123.72	84.29
102	17.798	146.11	87.256
104	17.799	148.51	87.256
106	19.797	178.15	91.235
108	19.798	180.6	91.235
110	21.014	195.61	94.443
112	21.782	218.49	96.485
114	28.173	583.87	148.285



شکل ۸: مقایسه درصد بازیابی با اتلاف انرژی و مصرف یوتیلیتی کل

## ۶- نتیجه گیری

با افزایش دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین اتلاف انرژی و یوتیلیتی مصرفی برج به طور مستقیم افزایش می‌یابد. بنابراین از دیدگاه انرژی پایین ترین دمای ورودی به برج بهینه ترین حالت ممکنه می‌باشد. اما با افزایش دمای خوراک ورودی عملکرد برج افزایش یافته و جذب کربن به نحو قابل توجهی افزایش می‌یابد. بر این اساس بالاترین جذب کربن در پایین ترین اتلاف انرژی و مصرف یوتیلیتی، نقطه بهینه فرایندی برج احیاء آمین می‌باشد. افزایش غلظت Piperazine در نهایت منجر به افزایش بار حرارتی حلال می‌شود، اما با توجه به استفاده از بخار ورودی به اتمسفر به عنوان منبع گرمایی مورد نیاز برای بویلر برج کاهنده، عملاً محدودیتی در طراحی وجود ندارد. همانگونه که بیان شد تغییر در شرایط عملیاتی برج جذب بر غلظت دی اکسید کربن ورودی به برج احیاء اثر مستقیم داشته و منطقی باعث تغییر روند اتلاف انرژی آن خواهد شد. به طور مشابه دمای جریان خوراک ورودی به برج احیاء نیز بر غلظت دی اکسید کربن دفع شده اثر مستقیم داشته و در نهایت منجر به تغییر در اتلاف انرژی خواهد شد.

با تعریف سناریوهای مختلف فرآیند، بررسی و تجزیه و تحلیل تأثیر هر یک از پارامترهای عملیاتی بر بازده بخش جذب، میزان شرایط عملیاتی بهینه تعیین شد. شرایط عملیاتی بهینه در بخش‌های مربوطه فرآیند به عنوان ورودی معادله وارد شده و مدل محاسباتی برای ایجاد بهینه‌ترین حالت ممکن مجدداً پیاده‌سازی گردید. لازم به ذکر است که فشار واحد تغییر کرده و با حذف یک پمپ، سرمایه گذاری اولیه و در نهایت هزینه بهره برداری واحد کاهش یافت. بر اساس مطالعات انجام شده، مصرف یوتیلیتی و اتلاف انرژی واحد با دمای سیال ورودی به برج احیاء آمین رابطه مستقیم دارند. پس از انجام محاسبات و تعیین شرایط بهینه (دمای ۱۰۰ درجه سانتیگراد) به نسبت حالت مرجع (دمای ۱۰۲ درجه سانتیگراد) مشخص شد در محدوده متوسط بازیابی کربن (۱۶,۳۳ درصد)، اتلاف انرژی تا حدود ۱۵ درصد و مصرف یوتیلیتی تا ۳ درصد کاهش پیدا می‌کند.

## فهرست علائم :

Duty	توان	MEA	مونو اتانول آمین
$Q_c$	توان حرارتی کندانسور	MDEA	متیل دی اتانول آمین
Temperature	دما	$^{\circ}C$	درجه سانتیگراد
DH	اختلاف آنتالپی	$M^3$	متر مکعب
T	دمای متوسط	h	ساعت
Reboiler	جوش آور	Mt	میلیون تن
$Q_R$	توان حرارتی جوش آور	y	سال
Exergy loss	اتلاف انرژی	Alpha	آلفا
GJ	گیگاژول	HRSG	مولد بخار با بازیابی گرما
Total	جمعا	bar	بار
Mass	جرمی	Makeup	جبرانی
Flow	جریان	CO <sub>2</sub>	کربن دی اکسید
Rate	نرخ	MJ	مگاژول
Recovery	بازیابی	kg	کیلوگرم
Feed	خوراک	Surge Tank	مخزن آب
Top	بالا	Cooling Tower	برج خنک کننده
Bottom	پایین	Absorption	جذب
Column	ستون	Amine Regeneration	بازیابی آمین
Piperazine	پایپرازین	EL	تلفات انرژی
Condenser	کندانسور	DC	اختلاف غلظت
B	پایین برج	R	ثابت گازها

F	خوراک	$T_0$	دمای مرجع
$n_i$	تعداد i	$x_i$	غلظت ماده i
		D	بالای برج

## مراجع

- [1] Dash, Sukanta Kumar et al. "Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture with Sulfolane Based Activated Alkanolamine Solvent." *Computer-aided chemical engineering* 37 (2015): 521-526.
- [2] Zahid, U., Lee, U., An, J., Lim, Y., & Han, C. (2014). Economic analysis for the transport and storage of captured carbon dioxide in South Korea, *Environmental Progress & Sustainable Energy*, 33, 978–992.
- [3] Soltanieh, M., Azar, K.M., & Saber, M. (2012). Development of a zero emission integrated system for coproduction of electricity and methanol through renewable hydrogen and CO<sub>2</sub> capture, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 7, 145–152.
- [4] Amrollahi, Z., Ertesvåg, I.S., & Bolland, O. (2011). Optimized process configurations of postcombustion CO<sub>2</sub> capture for natural-gas-fired power plant—Exergy analysis, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 5, 1393–1405.
- [5] Petrakopoulou, F., Tsatsaronis, G., & Morosuk, T. (2013). Evaluation of a power plant with chemical looping combustion using an advanced exergoeconomic analysis, *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 3, 9–16.
- [6] Romeo, L.M., Us on, S., Valero, A., & Escosa, J.M. (2010). Exergy analysis as a tool for the integration of very complex energy systems: The case of carbonation/calcination CO<sub>2</sub> systems in existing coal power plants, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4, 647–654.
- [7] Lara, Y., Martínez, A., Lisbona, P., Bolea, I., Gonzalez, A., & Romeo, L.M. (2011). Using the second law of thermodynamic to improve CO<sub>2</sub> capture systems, *Energy Procedia*, 4, 1043–1050.
- [8] Atsonios, K., Panopoulos, K., Grammelis, P., & Kakaras, E. (2016). Exergetic comparison of CO<sub>2</sub> capture techniques from solid fossil fuel power plants, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 45, 106-117.
- [9] Alabdulkarem, A., Hwang, Y., & Radermacher, R. (2012). Energy consumption reduction in CO<sub>2</sub> capturing and sequestration of an LNG plant through process integration and waste heat utilization, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 10, 215–228.
- [10] Ghanbarabadi, Hassan et al. "Simulation of CO<sub>2</sub> removal from ethane with Sulfinol-M+AMP solvent instead of DEA solvent in the South Pars phases 9 and 10 gas processing facility." *Petroleum* (2019).
- [11] Nejat, Tahereh et al. "Simulated exergy and energy performance comparison of physical–chemical and chemical solvents in a sour gas treatment plant." *Chemical Engineering Research & Design* 133 (2018):40:54.
- [12] Abd, Ammar Ali and Samah Zaki Naji. "Comparison study of activators performance for MDEA solution of acid gases capturing from natural gas: Simulation-based on a real plant." *Environmental Technology and Innovation* 17 (2020): 100562.
- [13] Bishnoi, Sanjay and Gary T. Rochelle. "Thermodynamics of Piperazine/Methyldiethanolamine/Water/Carbon Dioxide." *Industrial & Engineering Chemistry Research* 41 (2002): 604-612
- [14] Austgen, David M. et al. "Model of vapor-liquid equilibria for aqueous acid gas-alkanolamine systems using the electrolyte-NRTL equation." *Industrial & Engineering Chemistry Research* 28 (1989): 1060-1073.

- [15] Zhang, Ying and Chau- Chyun Chen. "Modeling CO<sub>2</sub> Absorption and Desorption by Aqueous Monoethanolamine Solution with Aspen Rate-based Model." *Energy Procedia* 37 (2013): 1585-1596.
- [16] Zhang, Ying et al. "Thermodynamic modeling for CO<sub>2</sub> absorption in aqueous MEA solution with electrolyte NRTL model." *Fluid Phase Equilibria* 311 (2011): 67-75.
- [17] Babarao, Ravichandar et al. "Storage and separation of CO<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub> in silicalite, C168 schwarzite, and IRMOF: a comparative study from Monte Carlo simulation." *Langmuir : the ACS journal of surfaces and colloids* 23 (2007): 659-66.
- [18] Crystallization in carbon dioxide loaded aqueous salt solutions of amino acids. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2003. 42(12):2832-2840.
- [19] Majchrowicz, M.E., Brillman, D.W.F., and Groeneveld, M.J., Precipitation regime for selected amino acid salts for CO<sub>2</sub> capture from flue gases. *Energy Procedia*, 2009. 1(1): p. 979-984.
- [20] Fernandez, E.S. and Goetheer, E.L.V. DECAB: Process development of a phase change absorption process. 2011. *Energy Procedia*. 4: p.868-875.
- [21] EEA, Air Pollution Impacts from Carbon Capture and Storage (CCS). 2011. European Environmental Agency. Available at: Sloss, L.L. and Smith, I.M., Trace elements emissions. 2000. Clean Coal Centre report number CCC/34, 2000 .
- [22] Kehlhofer, R., et al., Combined-Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants, 2009, Tulsa, Oklahoma, USA: Pennwell Corporation.
- [23] Kotowicz, J., Skorek-Osikowska, A., and Bartela, L., Economic and environmental evaluation of selected advanced power generation technologies. *Proc. Inst. Mech. Eng., Part A*, 2011. 225(3): p. 221-232.
- [24] Zhao, M., Minett, A.I., and Harris, A.T., A review of techno-economic models for the retrofitting of conventional pulverised-coal power plants for post-combustion capture (PCC) of CO<sub>2</sub>. *Energy Environ. Sci.*, 2013. 6(1): p. 25-40.
- [25] Samanta, A., et al., Post-combustion CO<sub>2</sub> capture using solid sorbents: A review. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 2012. 51(4): p. 1438-1436.
- [26] Ashrafizadeh, S., Amidpour, M. and Abolmashadi, M., Exergy Analysis of Distillation Column Using Concept of Driving Forces. *JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING OF JAPAN*, 46(7), pp.434-443.
- [27] BP Statistical Review of World Energy 2020, 69th ed. 2020.
- [28] Rheinhafen-Dampfkraftwerk Block 8 Achieved A 47.5% Net Thermal Efficiency to World-Class Level.
- [29] IEA World Energy Outlook 2020. 2020.

## Optimizing the CCS unit process towards reducing exergy loss and utility consumption

Yousef Shamsaei<sup>1</sup>, Majid Amidpour<sup>2\*</sup>, Hassan Ali Ozgoli<sup>3</sup>, Seyed Alireza Haji Mirza Hoseini<sup>1</sup>, Amir Farhang Setoodeh<sup>4</sup>

<sup>1</sup>Department of Energy Systems Engineering, Science and Research Branch, Islamic Azad University, Tehran, Iran

<sup>2</sup>Department of Energy Systems Engineering, Khajeh Nasir Toosi University, Tehran, Iran

<sup>3</sup>Department of Mechanical Engineering, Iranian Research Organization for Science and Technology, Tehran, Iran

<sup>4</sup>Niroo Research Institute (NRI), Tehran, Iran

Received: 2022.05.12

Accepted: 2022.08.14

### Abstract

The increasing need for electricity has led to the construction of countless thermal power plants around the world. Increasing the amount of carbon dioxide entering the atmosphere and intensifying the greenhouse phenomenon is one of the most important problems of creating new power plants. In the meantime, carbon capturing and storage which removes and stores carbon dioxide output from power plants plays a very important role in reducing the greenhouse effect. The main and fundamental problem of carbon absorption units is the lack of production of a product with high economic value, and practically, a very significant reduction in the return on investment ratio makes it uneconomical. By determining optimal process conditions and reducing exergy loss, the establishment of these units can be justified to an acceptable extent. In this article, the carbon capture unit of one of the country's power plants is simulated first and then analyzed from exergy loss point of view, and finally, by determining the optimal operating conditions, the unit's utility consumption reduced as much as possible. According to the conducted studies, the utility consumption and exergy loss of the unit are directly related to the temperature of the fluid entering the amine recovery tower. After performing the calculations and determining the optimal conditions compared to the reference state, it was found that in the medium range of carbon recovery, exergy loss is reduced to about 15% and utility consumption is reduced to 3%.

**Key words:** Performance Analysis, Exergy, utility reduction, carbon capture, gas-fired power plant.

\*corresponding author: amidpour@kntu.ac.ir

**Cite this article as:** Yousef Shamsaei, Majid Amidpour, Hassan Ali Ozgoli, Seyed Alireza Haji Mirza Hoseini, Amir Farhang Setoodeh, Optimizing the CCS unit process towards reducing exergy loss and utility consumption. Journal of Energy Conversion, 2022, 9(3), 49-62 **DOR:** [20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0](https://doi.org/10.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0)