نشریه علمی-تخصصی تبدیل انرژی (JEED)
دوره ۹، شماره ۳، پاییز ۱۴۰۱، ص: ۴۹- ۶۲

J. Energy Conversion
Volume: 9, Issue: 3, 2022: 49-62

DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0

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

یوسف شمسایی[۱]، مجید عمیدپور*[۲]، حسنعلی ازگلی[۳]، سیدعلیرضا سیدحاجی میرزاحسینی[۱]، امیرفرهنگ ستوده[۴]

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 شده‌است. افزایش میزان دی اکسید کربن ورودی به اتمسفر و تشدید پدیده گلخانه‌ای از مهمترین مشکلات ایجاد نیروگاههای جدید می‌باشد. در این بین، جداسازی کربن با حذف و ذخیره‌سازی 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 عملا کاهش بسیار قابل توجه ضریب بازگشت سرمایه، ایجاد آن را غیر اقتصادی می‌کند. با تعیین شرایط بهینه فرایندی و کاهش اتلاف اگزرژی می‌توان 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 اگزرژی مورد تحلیل و بررسی قرار گرفت تا در نهایت با تعیین شرایط بهینه عملیاتی، یوتیلتی 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 اگزرژی 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 اگزرژی تا حدود ۱۵ درصد و مصرف یوتیلیتی تا ۳ درصد کاهش پیدا می کند.

* **عهده‌دار مکاتبات:** amidpour@kntu.ac.ir

کلمات کلیدی: ارزیابی عملکرد، اگزرژی، 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 اگزرژی و مصرف یوتیلیتی. مهندسی مکانیک تبدیل انرژی. ۱۴۰۱; ۹ (۳) : ۴۹-۶۲ **DOR:** 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]
[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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

قانون اول ترمودینامیک انواع محتلف 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 اگزرژی را ارایه می کند. تحلیل اگزرژی ابزاری بسیار قدرتمند در ارزیابی کمی و کیفی انرژی مصرفی یک فرایند می باشد. با استفاده از اگزرژی 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. اگزرژی 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 اگزرژی، آنالیز سیستم های حرارتی با استفاده از موازنه اگزرژی است (۱). محاسبات اتلاف اگزرژی 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 فرآیند منجر شود، کمک قابل توجهی نماید. اگزرژی 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 می‌دهد (۲).

چالش اصلی کاربرد فناوری، ادغام فرآیندها برای کاهش نیاز به انرژی است. روش‌های جدید صرفه‌جویی در انرژی منجر به توسعه تکنیک‌هایی بر اساس قانون دوم ترمودینامیک و به‌ویژه مفهوم اگزرژی شده است (۳). اقدامات برای افزایش راندمان ترمودینامیکی نیروگاه‌های دارای جذب کربن می‌تواند قابلیت اقتصادی آنها را بهبود بخشد و همچنین اثرات زیست‌محیطی چنین کاربردهایی را کاهش دهد (۱). تحلیل‌های مبتنی بر اگزرژی ابزارهایی هستند که به ارزیابی سیستم‌های تبدیل انرژی کمک می‌کنند و مسیرهایی را برای بهبود آنها نشان می‌دهند (۲).

تحلیل اگزرژی به عنوان ابزاری برای ادغام سیستم های انرژی بسیار پیچیده استفاده شده است (۴). کاهش جریمه های انرژی مرتبط با فرآیند جذب کربن و ادغام فرآیندها در سیستم های پیچیده جدید قبلاً با استفاده از قانون دوم ترمودینامیکی انجام شده است (۵). تجزیه و تحلیل اگزرژی برای تشخیص تلفات و نحوه تأثیر آن بر عملکرد سه فن آوری مختلف جذب (پسااحتراق، پیش از احتراق و سوخت اکسیژن) برای نیروگاه های سوخت فسیلی گزارش شده است (۶). روش تحلیل پینچ برای مقایسه سرمایش و گرمایش کاربردی پیکربندی‌های جذب کربن استفاده شده است (۷). تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی و یکپارچه سازی انرژی نیز برای طرح های جایگزین فرآیند حذف گاز اسیدی مبتنی بر جذب متانول به کار گرفته شده است، همچنین تجزیه و تحلیل انرژی و اگزرژی برای جذب کربن با فرآیند آمونیاک توسعه یافته است. هدف این فناوری کاهش مصرف انرژی و حل مسائل خوردگی و تخریب است (۸). تجزیه و تحلیل اگزرژی همچنین برای فرآیند 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 اگزرژی و اقتصادی، هزینه‌ها را به تمام جریان‌های انرژی و همچنین تخریب اگزرژی ایجاد شده در هر یک از تجهیزات یک سیستم بسط می‌دهد (۹). اطلاعات مهم در مورد مبادله بین تخریب اگزرژی 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 فرآیند تعریف شد، بهینه سازی برخی از متغیرهای داخلی می تواند ضروری باشد. بهینه‌سازی محاسباتی قبلاً برای تعیین همزمان طراحی و مشخصات عملیاتی برنامه‌ریزی‌شده یک نیروگاه گاز طبیعی انعطاف‌پذیر 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 پسااحتراق 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

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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

۲-سیستم

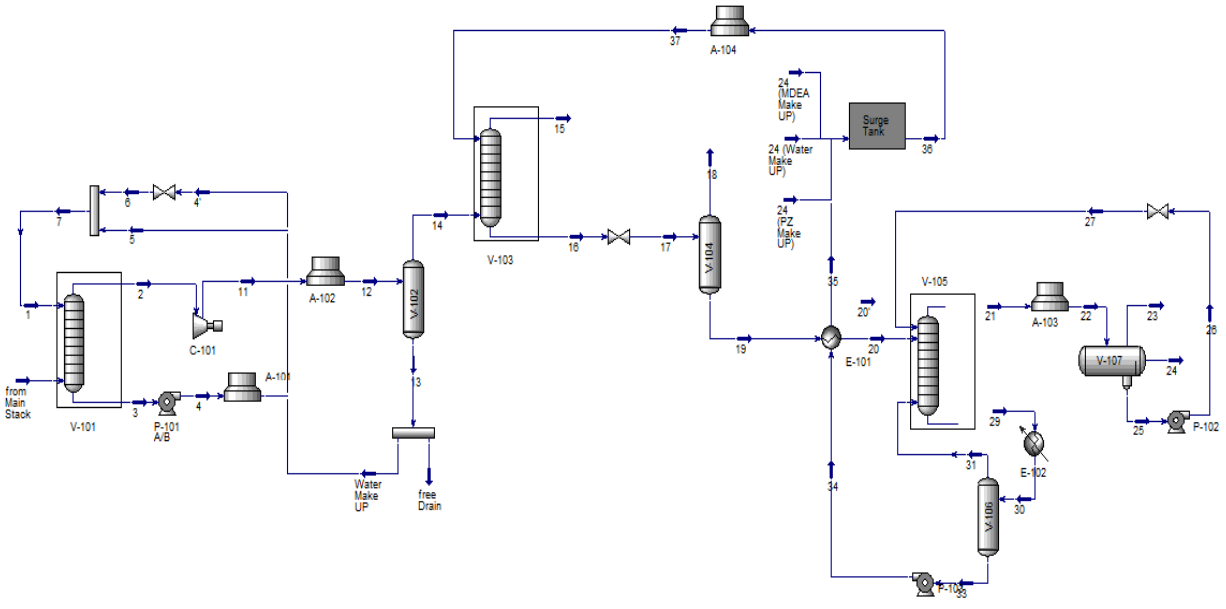
سیستم مورد مطالعه نیروگاهی است که یکی از منابع تامین برق یک پالایشگاه نفتی است. این نیروگاه از نوع گازی با ظرفیت تولید ۲۱۰ مگاوات است که شامل ۷ توربین گازی با ظرفیت ۳۰ مگاوات و ۵ سیستم بازیابی حرارت هر کدام به ظرفیت ۵۰ تن در ساعت می باشد. این نیروگاه با هدف تولید برق مطمئن و جایگزینی ژنراتورهای قدیمی 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 (^oC)	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
آلایندگی (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

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]
[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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 مخشصات گاز و جریان کرین دی اکسید را نشان می دهند.

جدول ۲: مشخصات گاز خروجی توربین مورد بررسی

مشخصات گاز	میزان
کربن دی اکسید (٪ مولی)	۳,۳۶۲
اکسیژن (٪ مولی)	۹۱۵۵۱
نیتروژن (٪ مولی)	۱۳,۴
آب (٪ مولی)	۱۳۳,۵
دما (^oC)	196.6
فشار (bar)	1.013
جریان جرمی (t/h)	335.6

جدول ۳: مصارف آب، انرژی و آمین

مشخصات گاز	میزان
آب make up (m^3/t_{CO2})	0.99
انرژی (MJ/t_{CO2})	4547
آمین make up (kg/t_{CO2})	335.6

جدول ۴: مشخصات گاز احیا شده

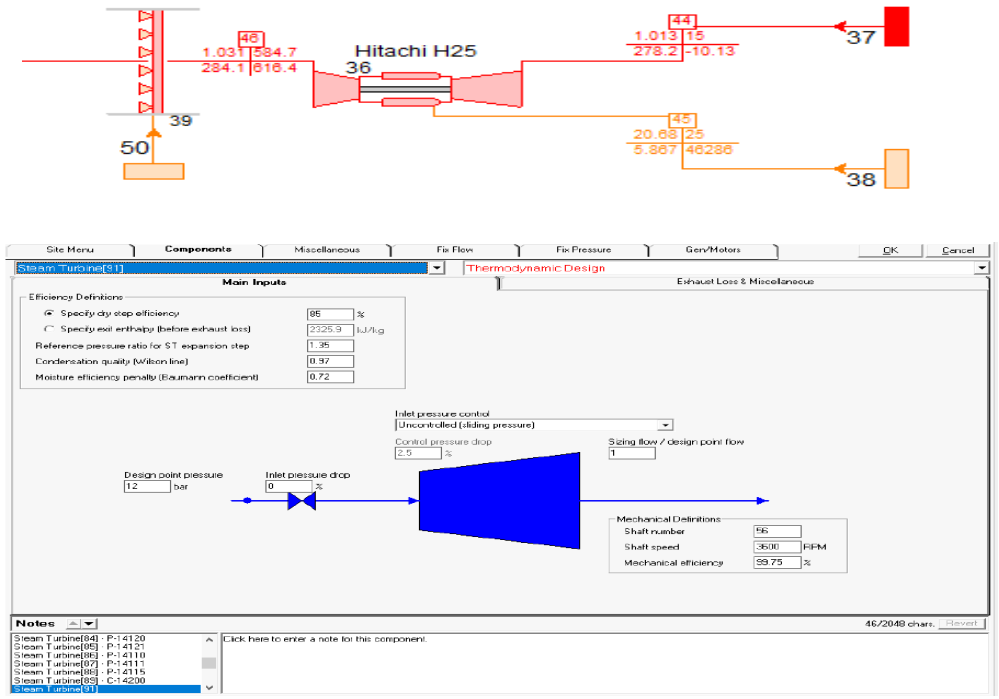
جریان کرین دی اکسید Kg/h	جریان گاز Kg/h
17428.79	**335600**

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 تجهیزات 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 اگزرژی، تصمیم گرفته شد از نرم افزار ثانویه ای نیز استفاده شود. با توجه به پایگاه قوی داده ها در بخش توربین گاز و پشتیبانی

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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 عملا 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

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]
[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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 اگزرژی 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 اگزرژی در برج احیاء آمین می باشد (۲۵). بر اساس تحقیق، مطالعه و محاسبات انجام شده (۲۶)، اتلاف اگزرژی 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 اگزرژی 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 اگزرژی به علت انتقال جرم

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

(۱)

$$EL_{DC} = RT_o \{Ln (\prod_{i=1}^{n} \frac{Xi_D^{niD} \times Xi_B^{niB}}{Xi_F^{niF}})\}$$

جدول۵ : غلظت اجزای مورد نیاز جهت محاسبه اتلاف اگزرژی 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

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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

۴-۲ اتلاف اگزرژی در کندانسور برج

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

$$EL_{Condenser} = Q_C \left(1 - \frac{T_o}{T_D}\right) \quad (۲)$$

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 اگزرژی در جوش‌آور برج

اتلاف اگزرژی جوش‌آور به علت انتقال حرارت سیال خروجی از بالای پایین برج با بخار فشار پایین عبوری از مبدل حرارتی بوده و می‌توان آن را از رابطه زیر محاسبه نمود.

$$EL_{Reboiler} = Q_R \left(1 - \frac{T_o}{T_B}\right) \quad (۳)$$

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 اگزرژی به علت انتقال حرارت

اتلاف اگزرژی 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 اگزرژی انتقال حرارت از رابطه زیر محاسبه می‌شود.

$$EL_{DT} = DH_{F-B} \left(1 - \frac{T_o}{T'_{F,B}}\right) + DH_{F-D} \left(1 - \frac{T_o}{T'_{F,D}}\right) \quad (۴)$$

$$T' = \frac{T - T_{feed}}{Ln\left(\frac{T}{T_{feed}}\right)} \quad (۵)$$

لازم به یادآوریست اتلاف اگزرژی برج تقطیر از جمع چهار اتلاف اگزرژی انتقال جرم، کندانسور، جوش‌آور و انتقال حرارت محاسبه می شود.

$$Exergy\ Loss = EL_{DC} + EL_{Condenser} + EL_{Reboiler} + E_{LDT} \quad (۶)$$

بر اساس مطالعات انجام‌شده تغییر در شرایط عملیاتی برج جذب بر غلظت دی اکسید کربن ورودی به برج احیاء اثر مستقیم داشته و منطقا باعث تغییر روند اتلاف اگزرژی آن خواهد شد. به طور مشابه دمای جریان خوراک ورودی به برج احیاء نیز بر غلظت دی اکسید کربن دفع‌شده اثر مستقیم داشته و در نهایت منجر به تغییر در اتلاف اگزرژی خواهد شد.

۵-نتایج

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

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

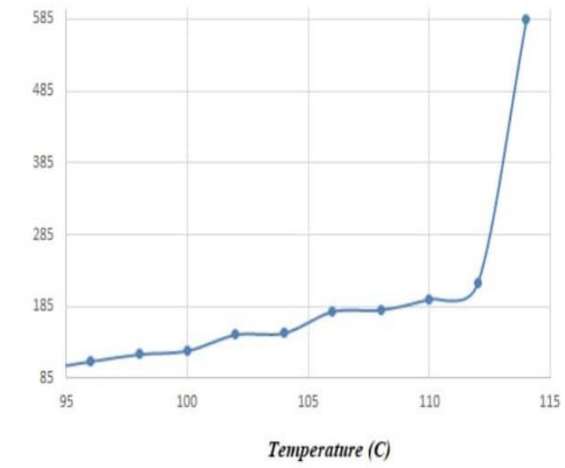
[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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

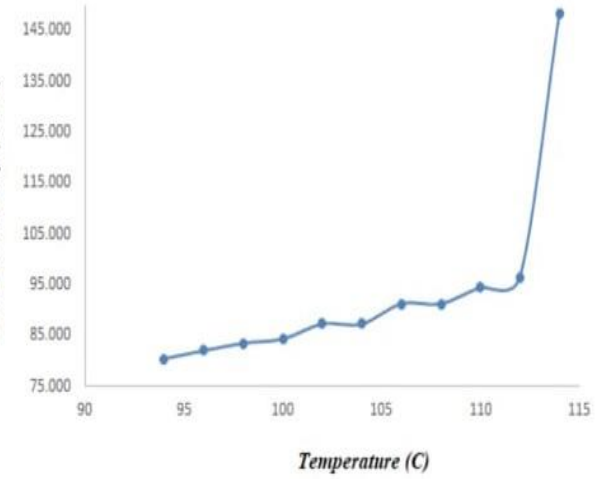
T (ºC)	EL_{DC} (GJ / h)	$EL_{Condenser}$ (GJ / h)	$EL_{Reboiler}$ (GJ / h)	E_{LDT} (GJ / h)	EL_{Total} (GJ / h)
94	18.85	1.12	16.88	61.02	**97.87**
96	18.98	2.73	16.83	70.30	**108.84**
98	19.06	4.21	16.76	78.68	**118.71**
100	19.07	5.05	16.74	82.86	**123.72**
102	19.17	8.05	16.64	102.25	**146.11**
104	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 اگزرژی کل افزایش می یابد. اطلاعات جدول ۷ بر اساس پاسخ به دست امده 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 منطقا باعث تغییر روند اتلاف اگزرژی 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 اگزرژی 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 ۳ : روند تغییرات اتلاف اگزرژی با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین



شکل ۴ : روند تغییرات یوتیلیتی مصرفی 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 (oC)	*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*

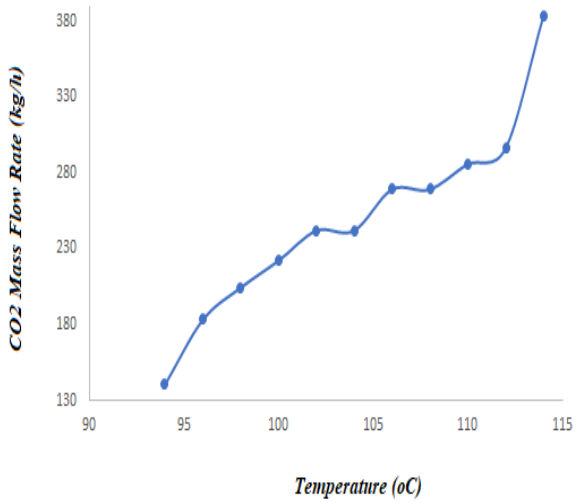
[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

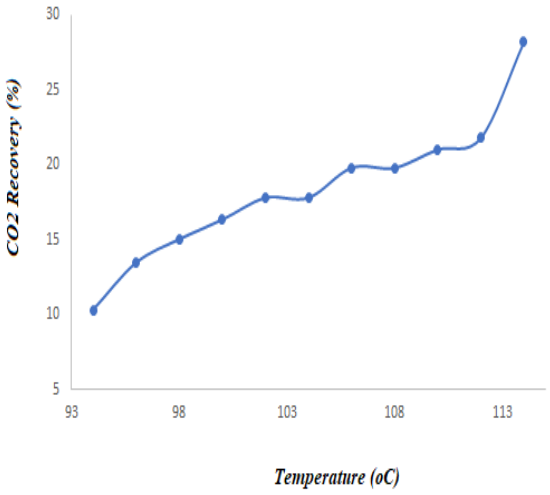
98	*4.841*	*78.617*	*83.459*
100	*5.807*	*78.483*	*84.290*
102	*9.253*	*78.002*	*87.256*
104	*9.253*	*78.002*	*87.256*
106	*13.998*	*77.237*	*91.235*
108	*13.998*	*77.237*	*91.235*
110	*17.719*	*76.723*	*94.443*
112	*20.153*	*76.332*	*96.485*
114	*80.646*	*67.639*	*148.285*

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

Feed Temperature (°C)	*CO_2 Mass Flow Rate (kg / h)*	*CO_2 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**

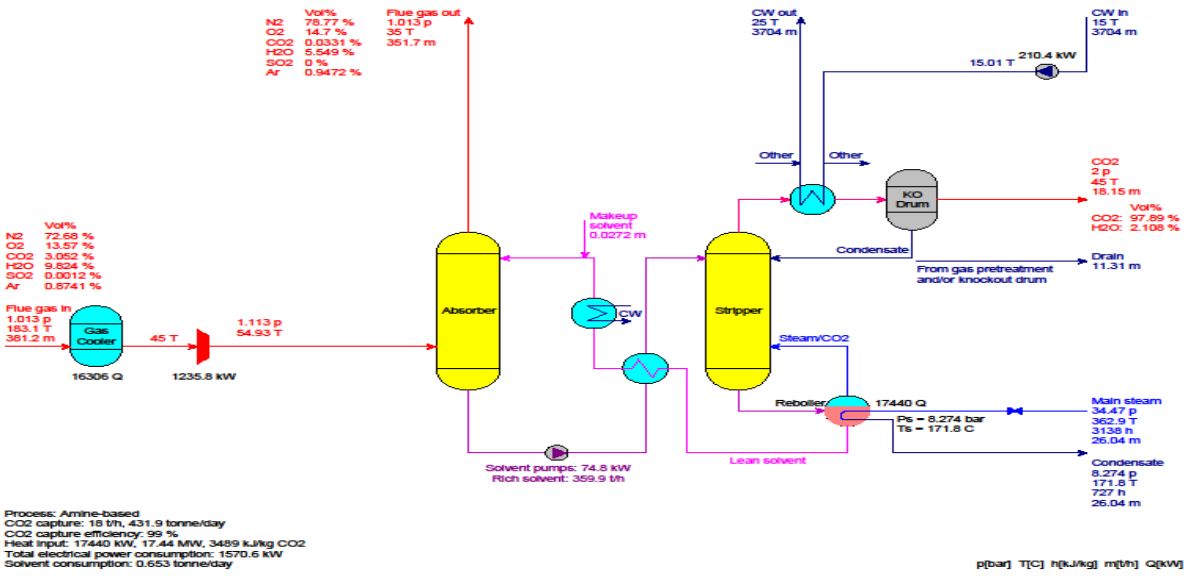


شکل ۵: روند تغییرات دبی جرمی دی اکسید کربن دفع شده با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین



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

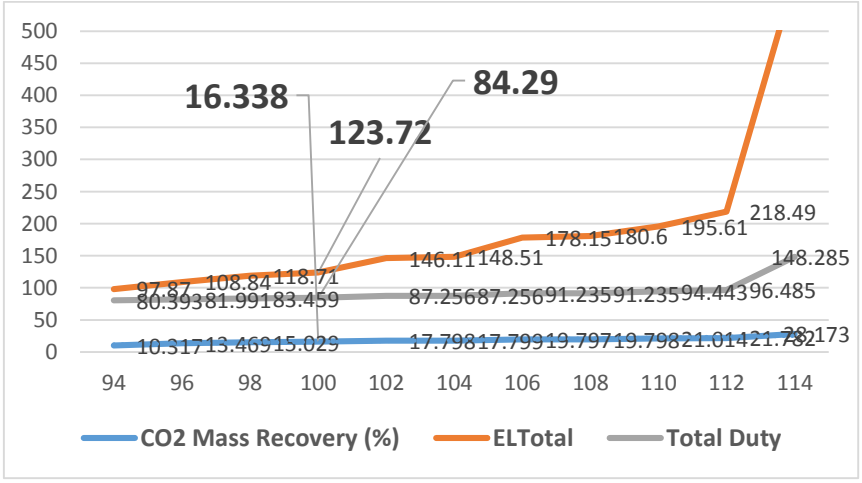
[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]
[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]



شکل ۷: جزئیات نهایی واحد جذب کربن شبیه سازی شده

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

Feed Temperature (°C)	*CO_2 Mass Recovery (%)*	*EL_{Tota}(GJ / h)l*	*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 اگزرژی و مصرف یوتیلیتی کل

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

۶-نتیجه گیری

با افزایش دمای خوراک ورودی به برج احیاء آمین اتلاف اگزرژی 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 می یابد. بر این اساس بالاترین جذب کربن در پایین ترین اتلاف اگزرژی و مصرف یوتیلیتی، نقطه بهینه فرایندی برج احیاء آمین می باشد. افزایش غلظت Piperazine در نهایت منجر به افزایش بار حرارتی حلال می شود، 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 منطقا باعث تغییر روند اتلاف اگزرژی آن خواهد شد. به طور مشابه دمای جریان خوراک ورودی به برج احیاء نیز بر غلظت دی اکسید کربن دفع‌شده اثر مستقیم داشته و در نهایت منجر به تغییر در اتلاف اگزرژی 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 اگزرژی 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 اگزرژی تا حدود ۱۵ درصد و مصرف یوتیلیتی تا ۳ درصد کاهش پیدا می کند.

فهرست علائم :

مونو اتانول آمین	MEA	توان	Duty
متیل دی اتانول آمین	MDEA	توان حرارتی کندانسور	Q_c
درجه سانتیگراد	^oC	دما	Temperature
متر مکعب	M^3	اختلاف آنتالپی	DH
ساعت	h	دمای متوسط	T`
میلیون تن	Mt	جوش آور	Reboiler
سال	y	توان حرارتی جوش آور	Q_R
آلفا	Alpha	اتلاف اگزرژی	Exergy loss
مولد بخار با بازیابی گرما	HRSG	گیگاژول	GJ
بار	bar	جمعا	Total
جبرانی	Makeup	جرمی	Mass
کربن دی اکسید	CO_2	جریان	Flow
مگاژول	MJ	نرخ	Rate
کیلوگرم	kg	بازیابی	Recovery
مخزن آب	Surge Tank	خوراک	Feed
برج خنک کننده	Cooling Tower	بالا	Top
جذب	Absorption	پایین	Bottom
بازیابی آمین	Amine Regeneration	ستون	Column
تلفات اگزرژی	EL	پایپرازین	Piperazine
اختلاف غلظت	DC	کندانسور	Condenser
ثابت گازها	R	پایین برج	B

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

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

مراجع

[1] Dash, Sukanta Kumar et al. "Post-Combustion CO_2 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 CO2 capture, International Journal of Greenhouse Gas Control, 7, 145–152.

[4]Amrollahi, Z., Ertesva°g, I.S., & Bolland, O. (2011). Optimized process configurations of postcombustion CO2 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 CO2 systems in existing coal power plants, International Journal of Greenhouse Gas Control, 4, 647–654.

[7]Lara, Y., Mart ınez, A., Lisbona, P., Bolea, I., Gonzalez, A., & Romeo, L.M. (2011). Using the second law of thermodynamic to improve CO2 capture systems, Energy Procedia, 4, 1043–1050.

[8]Atsonios, K., Panopoulos, K., Grammelis, P., & Kakaras, E. (2016). Exergetic comparison of CO2 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 CO2 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 ٢removal 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.

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

[15] Zhang, Ying and Chau- Chyun Chen. "Modeling CO_2 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 ۲absorption 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_2 and CH_4 in silicalite, C168 schwarzite, and IRMOF: a comparative study from Monte Carlo simulation." Langmuir : the ACS journal of surfaces and colloids 223 (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., Brilman, D.W.F., and Groeneveld, M.J., Precipitation regime for selected amino acid salts for CO_2 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 Coorporation.

[23] Kotowicz, J., Skorek-Osikowska, A., and Bartela, Ł., 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 CO۲. Energy Environ. Sci., 2013. 6(1): p. 25-40.

[25] Samanta, A., et al., Post-combustion CO ۲capture 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.

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]

چکیده انگلیسی

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

Yousef Shamsaei[1], Majid Amidpour[2*], Hassan Ali Ozgoli[3], Seyed Alireza Haji Mirza Hoseini[1], Amir Farhang Setoodeh[4]

[1]Department of Energy Systems Engineering, Science and Research Branch, Islamic Azad University, Tehran, Iran
[*2]Department of Energy Systems Engineering, Khajeh Nasir Toosi University, Tehran, Iran
[3]Department of Mechanical Engineering, Iranian Research Organization for Science and Technology, Tehran, Iran
[4]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 captur 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

[Downloaded from jeed.dezful.iau.ir on 2026-11-08]

[DOR: 20.1001.1.20089813.1401.9.3.5.0]