

## امکان سنجی بازیافت CO<sub>2</sub> از طریق Post Combustion در صنعت سیمان آبیگ به منظور کاهش گازهای گلخانه ای

فریده عتابی<sup>\*۱</sup>

[Far-atabi@jamejam.net](mailto:Far-atabi@jamejam.net)

آبتین عطایی<sup>۱</sup>

احمد خوشگرد<sup>۲</sup>

فرزانه کیانی<sup>۳</sup>

### چکیده

گرم شدن کره زمین در نتیجه افزایش انتشار گازهای گلخانه ای از جمله CO<sub>2</sub> است که پیامد آن تغییرات شدید آب و هوایی در کره زمین می باشد. از آن جایی که میزان خالص تولید گاز CO<sub>2</sub> در صنعتی سیمان به دلیل مصرف سوخت های فسیلی و نیز فرایندهای شیمیایی تولید سیمان در مرحله حرارت دیدن مواد اولیه در حدود ۱۵ الی ۲۵٪ می باشد، این صنعت در میان صنایع و همچنین پس از نیروگاه ها و پالایشگاه ها بیشترین و بزرگ ترین تولید کننده گاز CO<sub>2</sub> در جهان می باشد. در این تحقیق، بررسی زمینه امکان سنجی فنی بازیافت CO<sub>2</sub> در مجتمع سیمان آبیگ با ظرفیت تولید سیمان در حدود ۱۲۵۰۰ تن در روز در دو خط تولید، به عنوان یکی از صنایع بزرگ سیمان کشور انجام گردید. مازوت به عنوان سوخت اصلی کوره ها در این صنعت مورد استفاده قرار می گیرد. در اثر احتراق، گازهای خروجی از پیش گرمکن ۵ مرحله ای شامل ۲۴/۵٪ حجمی گاز CO<sub>2</sub>، ۷/۶٪ H<sub>2</sub>O، ۴/۸٪ حجمی O<sub>2</sub> و ۶۳/۱٪ گاز N<sub>2</sub> می باشد. با توجه به آنالیز گازهای خروجی از دودکش سیمان آبیگ و با توجه به امکانات موجود کارخانه، جذب CO<sub>2</sub> با فرایند پس احتراق به روش جذب شیمیایی با حلال مونواتانول آمین (MEA) توسط نرم افزار HYSYS طراحی و تجهیزات مورد نیاز سیستم فرآیند، شبیه سازی و بهینه گردید و ابعاد کلیه اجزای سیستم نیز تعیین شد. نتایج این تحقیق نشان می دهد که در این صنعت امکان جذب حدود ۱۱۷ تن در ساعت گاز CO<sub>2</sub> با راندمان ۹۷٪ و دمای ۵۳ درجه سانتی گراد به همراه مقداری رطوبت، اکسیژن، نیتروژن که به ترتیب حدود ۱۱۷۹ kg/h، ۲/۵ kg/h، ۱۲/۵ kg/h می باشد، وجود دارد که می توان آن را پس از فشرده سازی به مایع تبدیل کرده و جهت انتقال به مراکز مصرف آماده نمود.

**کلمات کلیدی:** احیاء بیولوژیکی، کربن مستعمل دانه ای، غلظت میکروبی (MLSS)، راندمان احیاء.

۱- استادیار دانشکده محیط زیست و انرژی، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد علوم و تحقیقات تهران\* (مسئول مکاتبات)

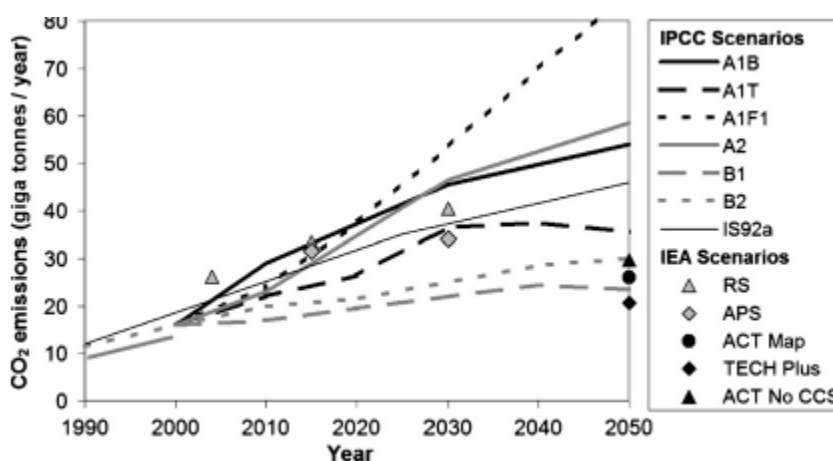
۲- استادیار دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد تهران جنوب.

۳- کارشناس ارشد مهندسی محیط زیست، دانشکده محیط زیست و انرژی، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد علوم و تحقیقات تهران

## مقدمه

میزان تقاضای انرژی کل جهان ۲ برابر خواهد شد. انتظار می رود که بخش اعظم این درخواست انرژی توسط سوخت های فسیلی تامین می شود. این افزایش مصرف سوخت های فسیلی سبب افزایش انتشار  $CO_2$  در جو زمین می شود. بر اساس شکل ۱ میزان انتشار  $CO_2$  در جهان تا سال ۲۰۵۰ بیشتر از مقدار فعلی آن خواهد شد. حتی خوشبینانه ترین پیش بینی ها نشان می دهند که میزان انتشار  $CO_2$  در جهان در سال ۲۰۵۰ بیشتر از هدف IPCC که مقدار آن ۸۰-۵۰ درصد است، خواهد بود (۲).

غلظت گازهای گلخانه ای مانند  $CO_2$  در جو زمین از اوایل صنعتی شدن تا کنون از ۲۰ ppm به ۵۰ ppm افزایش یافته و در سال ۲۰۰۱ به بیشترین حد غلظت خود طی ۴۲۰،۰۰۰ سال اخیر رسید (۱). انتشار جهانی  $CO_2$  از سال ۲۰۰۰ با نرخ رشد ۳٪ همراه بوده است. چنانچه روند رشد کنونی ادامه یابد، در سال ۲۰۱۰ انتشار جهانی از مقدار آن در سال ۲۰۰۰ به اندازه ۳۳٪ بیشتر شد. این امر در حالی است که بر اساس گزارش آژانس بین المللی انرژی (IEA)، حدود ۸۱٪ تقاضای انرژی کل جهان برای زغال سنگ، نفت و گاز طبیعی است. همچنین IEA پیش بینی کرده است که تا سال ۲۰۴۰



شکل ۱- روند انتشار  $CO_2$  در جهان طی سال های ۱۹۹۰ الی ۲۰۵۰ (۲)

پیش بینی شده است که طی سال های ۱۹۹۰ الی ۲۰۳۰ سهم انتشار  $CO_2$  در کارخانجات سیمان در جهان از ۱/۱۰٪ به ۴/۰۳٪ افزایش خواهد یافت (۵). میزان تولید جهانی سیمان از ۵۹۴ میلیون تن در سال ۱۹۷۰ به ۲۲۸۴ میلیون تن در سال ۲۰۰۵ رشد صعودی داشته است، که بخش اعظم این رشد در کشورهای در حال توسعه رخ داده است. از مهم ترین این کشورها، چین می باشد که ۴۷٪ تولید جهانی سیمان را به خود اختصاص داده است. در حالی که کشورهای هند، تایلند، برزیل، ترکیه، اندونزی، ایران، مصر و ویتنام و عربستان سعودی در سال ۲۰۰۵ حدود ۱۷/۲٪ تولید سیمان در جهان را به خود اختصاص داده اند (۶).

تقریباً یک سوم  $CO_2$  منتشر شده، نتیجه و محصول اشتعال سوخت های فسیلی است که در حال حاضر مهم ترین منابع انرژی در کره زمین محسوب می شوند. بنابراین مهم ترین منابع انتشار  $CO_2$  در جهان نیروگاه ها و بعد از آن صنایع، از جمله صنایع سیمان، آهن، فولاد، پالایشگاه نفت و بخش حمل و نقل می باشد (۳ و ۲). در میان صنایع، صنعت سیمان مهم ترین و بزرگ ترین منبع انتشار  $CO_2$  در جهان است (۴). حدود ۵٪  $CO_2$  منتشر شده در جهان مربوط به صنعت سیمان می باشد، که از آن مقدار نیمی مربوط به فرآیند تولید سیمان (تبدیل سنگ آهک به آهک تصفیه شده) و نیمی دیگر مربوط به فرآیند احتراق می باشد (۴). جدول ۱، درصد حجمی  $CO_2$  در گازهای خروجی از دودکش این منابع را نشان می دهد.

میزان ۲۳٪ تا سال ۲۰۵۰ در مقایسه با میزان غلظت CO<sub>2</sub> موجود در جو در سال ۲۰۰۱ کاهش دهد (۲).

با استفاده از تکنولوژی CCS، دی اکسیدکربن حاصل از احتراق سوخت های فسیلی منابع مختلف جمع آوری و متراکم شده، سپس به مایع تبدیل و منتقل می شود و در نهایت به روش ایمن در اعماق زمین در ساختار زمین شناسی مناسب ذخیره سازی می گردد. تکنولوژی های متفاوتی از CCS در نیروگاه ها و صنایع مختلف وجود دارد که در همه آنها حجم قابل توجهی از CO<sub>2</sub> جذب گردیده و جهت مصارف صنایع گوناگون همچون صنایع شیمیایی، جوشکاری و ریخته گری، صنایع غذایی مانند نوشابه های گاز دار و کنسرو سازی، کشتارگاه ها و همچنین صنایع نفت و گاز و پتروشیمی جهت تزریق به چاه های نفت با هدف افزایش برداشت نفت استفاده می گردد (۳ و ۲). انواع تکنولوژی های بازیافت CO<sub>2</sub> به صورت شماتیک در شکل ۲ نشان داده شده است.

جدول ۱- درصد حجمی CO<sub>2</sub> در گاز خروجی از دودکش صنایع و نیروگاه های مختلف (۳)

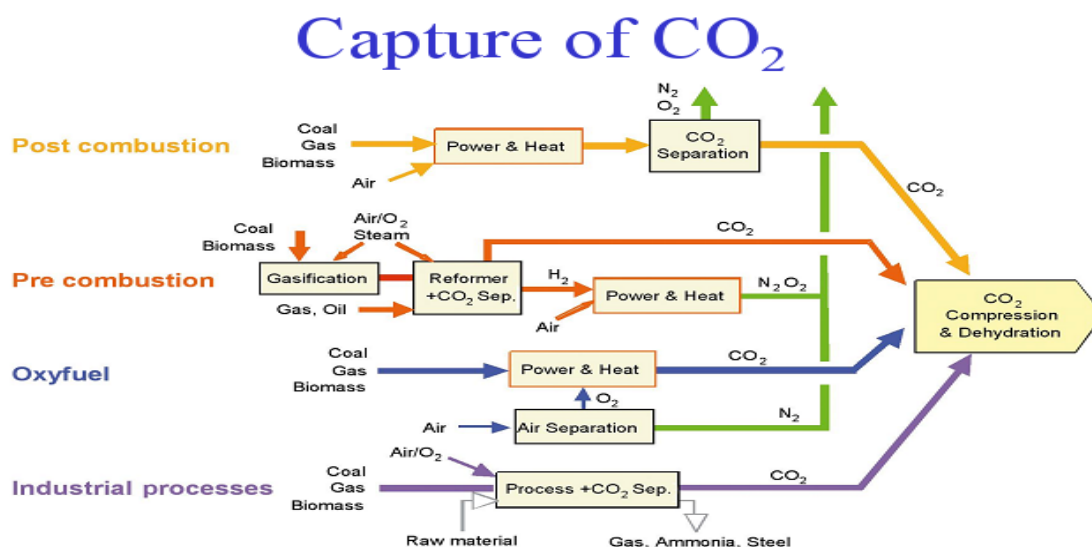
نوع کارخانه یا نیروگاه	درصد CO <sub>2</sub> در گاز دودکش
سیمان	۱۵ - ۲۵
آهن و فولاد	۱۵ - ۲۰
آمونیاک (گاز دودکش)	۸
آمونیاک (CO <sub>2</sub> خالص)	جریان خالص
پالایشگاه ها	۳ - ۱۸
مجتمع پتروشیمی	۸ - ۱۳
نیروگاه NGCC <sup>۱</sup>	۳
نیروگاه IGCC <sup>۲</sup>	۶
نیروگاه با بویلر و سوخت گاز طبیعی	۸
نیروگاه با بویلر و سوخت زغال سنگ	۱۵

در آخرین کنفرانس کیوتو، بسیاری از کشورها موافقت خود را جهت کاهش میزان انتشار گازهای گلخانه ای اعلام کردند.

یکی از چالش ها و اقدامات جدی طی سال های اخیر، تلاش در جهت کاهش انتشار CO<sub>2</sub> است. همچنین بنا بر تاکید آژانس بین المللی انرژی تا سال ۲۰۵۰ بایستی سالانه تا ۷/۵ میلیارد تن از CO<sub>2</sub> از جو زمین جمع آوری و ذخیره سازی شود (۷ و ۲).

روش جذب و ذخیره سازی دی اکسیدکربن (CCS)<sup>۳</sup> می تواند روش مناسبی برای کاهش میزان انتشار CO<sub>2</sub> در مقیاس زمانی کوتاهی باشد. این تکنولوژی پتانسیل قابل توجهی برای کاهش انتشار CO<sub>2</sub> طی ۱۰ الی ۲۰ سال آینده دارد. همچنین در صورتیکه CCS تا سال ۲۰۲۰ کاربردی شود، موجب کاهش چشم گیر غلظت CO<sub>2</sub> شده و راه را برای رسیدن به استفاده از سوخت های فسیلی در نیروگاه ها و صنایع هموار می سازد (۸). محاسبات نشان می دهد که بهره گیری و اجرای CCS در مقیاس وسیع می تواند میزان انتشار گاز CO<sub>2</sub> را در اروپا به میزان ۵۴٪ در کل جهان به

1- Integrated Coal – Fired Combined Cycle  
2- Natural Gases – Fired Combined Cycle  
3- CO<sub>2</sub> Capture & Storage



شکل ۲- انواع تکنولوژی های بازیافت CO<sub>2</sub> (۹)

سال ۲۰۰۸ در مورد هر یک از تکنولوژی های پیشرفته بازیافت CO<sub>2</sub> مطالعه ای انجام دادند (۱۴). همچنین در مورد انواع حلال های جذب شیمیایی دی اکسید کربن مطالعات و تحقیقات بسیاری شده که از جمله آنها می توان به مطالعات آرونو<sup>۶</sup> و همکارانش در نروژ در سال ۲۰۰۹ در مورد انتخاب حلال مناسب جهت بازیافت دی اکسید کربن (۱۵) و تحقیقات انجام شده توسط آن چین یه<sup>۷</sup> در تایوان در سال ۱۹۹۹ در رابطه با مقایسه حلال های آمین و مونواتانول آمین جهت کاهش CO<sub>2</sub> (۱۶) و همچنین تحقیق لین و شیو<sup>۸</sup> در تایوان در سال ۱۹۹۹ در رابطه با مدل سازی بازیافت CO<sub>2</sub> به وسیله دو نوع حلال مونواتانول آمین و مونو دی اتانول آمین در ستون جذب اشاره نمود (۱۷).

اما در داخل کشور در این زمینه تاکنون پروژه ای عملی انجام نشده است، تنها پروژه مطالعاتی در زمینه بازیافت و ذخیره CO<sub>2</sub> در نیروگاه ها توسط پژوهشگاه نیرو انجام شده است که از آن جمله می توان به پروژه ای که در سال ۱۳۸۵ در نیروگاه شهید رجایی (۱۸) و پروژه دیگری که در رابطه با

تاکنون روش های گوناگونی در ارتباط با جذب شیمیایی CO<sub>2</sub> توسط حلال های متفاوت از دودکش نیروگاه ها و صنایع ارایه گردیده است: آنا کوری<sup>۱</sup> و همکارانش در لندن در سال ۲۰۱۰ تکنولوژی پس احتراق را جهت جذب دی اکسید کربن در نیروگاه برق با سوخت فسیلی شبیه سازی کردند و نتایج نشان داد که حدود ۸۰٪ انتشارات گاز CO<sub>2</sub> کاهش یافت (۱۰). مرکل<sup>۲</sup> و همکارانش در ایالات متحده در سال ۲۰۰۹ جذب CO<sub>2</sub> به وسیله تکنولوژی پس احتراق در نیروگاه توسط ممبران را ارایه کردند (۱۱). اریک فاور<sup>۳</sup> در فرانسه در سال ۲۰۰۷ روش بازیافت CO<sub>2</sub> از فرایند پس احتراق (۱۲) و دی. جی. بارکر<sup>۴</sup> و همکارانش روش های بازیافت CO<sub>2</sub> اعم از پس احتراق و احتراق با اکسیژن خالص را در صنایع سیمان بررسی نمودند (۴). ابوزهرا و همکارانش روش های جذب CO<sub>2</sub> در نیروگاه و مطالعات اقتصادی در مورد حلال مونواتانول آمین در روش جذب شیمیایی را در سال ۲۰۰۷ در هلند انجام دادند (۱۳). فیگوروا<sup>۵</sup> در ایالت متحده در

- 1- Anna Koree
- 2- Tim C. Merkel
- 3- Eric Favre
- 4- D.J. Barker
- 5- Jose D. Figueroa

6- Ugochukwu E. Aronu

7- An Chin Yeh

8- Shenglin & Ching T. Shyu

مناسبی انجام داده و مقدار انرژی کمتری نیز مصرف نماید. از میان حلال های مورد استفاده ، آلكالوآمین ها بیشترین کاربرد را دارند و در میان آن ها مونواتانول آمین به علت بازده بالا و تولید فراوان آن در داخل کشور به عنوان حلال مورد استفاده در فرایند جذب CO<sub>2</sub> در این تحقیق انتخاب گردید. سپس فرایند بازیافت CO<sub>2</sub> به وسیله نرم افزار HYSYS (version6) شبیه سازی شد و آنالیز دودکش کارخانه سیمان آبیگ به عنوان اطلاعات ورودی به نرم افزار داده شد و تجهیزات مورد استفاده در فرایند بازیافت انتخاب گردید. سپس سیستم طراحی شده از نظر میزان مصرف مواد و انرژی بهینه (Optimize) گردید و ابعاد مناسب برای کلیه تجهیزات فرایند نیز محاسبه شد.

### کارخانه سیمان آبیگ

مجتمع صنعتی سیمان آبیگ قزوین با دوخط تولید و با ظرفیت اسمی ۱۲۵۰۰ ton/day تن در روز یکی از کارخانجات بزرگ سیمان کشور محسوب می شود.

در مجتمع صنعتی سیمان آبیگ بطور عمده سه نوع منبع انرژی شامل مازوت، گاز طبیعی و برق مصرف می گردد. مازوت به عنوان سوخت اصلی کوره ها مورد استفاده قرار می گیرد. مقدار مصرف گاز در حد پایینی قرار دارد و مقداری از آن همراه با مازوت در کوره ها به مصرف می رسد و مقداری نیز به مصارف آسیاب ها و سنگ شکن ها می رسد. تامین روشنائی، گرمایش و سرمایش نیز از جمله مصارف برق می باشد. مصرف سوخت مازوت دی اکسید کربن تولیدی بیشتری را به همراه داشته و این امر به دلیل ویژگی این سوخت به عنوان سوخت هایی با کربن بالا می باشد. مطابق با تحقیقات انجام شده در یک واحد تولید سیمان کشور جهت مقایسه مصرف مازوت و گاز طبیعی در سیستم پخت، مشخص گردید که حجم گازهای خروجی از پیشگرمکن برای تولید یک کیلو گرم کلینکر در صورت استفاده از سوخت مازوت و گاز طبیعی، به ترتیب برابر با حدود ۱/۲۶۲۲ و حدود ۱/۲۹۹۹ Nm<sup>3</sup> می باشد. بنابراین حجم گازهای خروجی از دودکش در صورت استفاده از سوخت گازی افزایش می یابد، اما با توجه به آنالیز گاز خروجی

طراحی سیستم بازیافت دی اکسید کربن از توربین گاز پالایشگاه سرخان واقع در بندر عباس در سال ۱۳۸۵ انجام شد، اشاره نمود(۷). از سال ۱۹۵۰ الی ۲۰۰۲ سهم تولید سیمان در ایران از کل سیمان تولیدی در دنیا از ۰/۰۴٪ به حدود ۱/۶۱٪ روند صعودی داشته که این مطلب بیانگر میزان افزایش انتشار CO<sub>2</sub> در ایران نیز می باشد. کشور ایران از نظر تولید سیمان در دنیا در بین ۲۰ کشور اول و در آسیا جزء ۸ کشور اول می باشد. مصرف سرانه سیمان در ایران از حدود ۵۰ کیلوگرم در سال ۱۳۴۸ به ۴۶۵ کیلوگرم در سال ۱۳۸۲ رسیده و برنامه تولید در سال ۱۳۸۳، ۳۲ میلیون تن سیمان بوده است(۱۹).

در این تحقیق امکان سنجی استفاده از روش پس احتراق به وسیله جذب شیمیایی توسط جاذب مونواتانول آمین (MEA) در سیمان آبیگ قزوین مورد بررسی قرار گرفته و شبیه سازی سیستم بازیافت CO<sub>2</sub> با استفاده از نرم افزار HYSYS صورت گرفت. با تهیه کلیه اطلاعات ورودی مورد نیاز و انجام محاسبات ترمودینامیکی گازهای حاصل از احتراق و آنالیز دود خروجی از کارخانه سیمان، فرآیند مذکور شبیه سازی و از نظر مصرف مواد و انرژی بهینه گردید و سپس ابعاد بهینه کلیه اجزای سیستم نیز تعیین شد.

### مواد و روش ها

در این تحقیق به منظور بررسی امکان سنجی برای اجرای فرایند شبیه سازی بازیافت CO<sub>2</sub>، در صنعت سیمان آبیگ، آنالیز دود خروجی از دودکش این صنعت انجام شد. از میان کلیه روش ها، تنها روشی که انجام آن در صنعت سیمان امکان پذیر است، روش پس احتراق به وسیله جذب شیمیایی و فرایند غشاء و روش خالص سازی توسط اکسیژن می باشد. و از بین این دو روش، تکنولوژی پس احتراق به وسیله جذب شیمیایی روشی است که با امکانات موجود مجتمع صنعتی سیمان آبیگ سازگار است، زیرا یک تکنولوژی انتهایی است که می تواند بر پروسه احتراق تا تولید CO<sub>2</sub> منطبق گردد، و بر روی گازهای خروجی حاصل از هر نوع سوختی به کار می رود.

به منظور انجام فرایند بازیافت CO<sub>2</sub> لازم است حلال مناسبی انتخاب گردد، تا بتواند با گاز CO<sub>2</sub> واکنش

مشخص گردید، که در حالت استفاده از مازوت ۲۴/۵٪ از گاز خروجی را گاز CO<sub>2</sub> تشکیل می دهد، در حالی که در صورت استفاده از گاز طبیعی این مورد تنها ۹/۱۹٪ است. بنابراین برای تولید هر کیلوگرم از کلینکر به هنگام استفاده از مازوت

۱/۶۵۳ Nm<sup>3</sup> و در صورت استفاده از گاز طبیعی ۱/۲۹۸ Nm<sup>3</sup> دی اکسید کربن حاصل می شود. میزان و درصد گازهای مختلف در ترکیب گازهای خروجی از پیشگرمکن با توجه به منابع تولید آن به شرح ذیل قابل محاسبه می باشد:

از کلسیناسیون مواد خام + از احتراق سوخت CO<sub>2</sub> =

$$CO_2 = (40/32 \times 10^3) + (163587 \times 0/1255) = 60850 \text{ (Nm}^3/\text{h)}$$

از رطوبت مواد خام + از احتراق سوخت H<sub>2</sub>O =

$$H_2O = (1/49 \times 10^3) + (163587 \times 0/1062) = 18863 \text{ (Nm}^3/\text{h)}$$

از ایرلیفت مواد خام و مجموع هوای نفوذی + از احتراق سوخت O<sub>2</sub> =

$$O_2 = (0/21 \times 10^3) + (19/47 + 6/49 + 16/56) = 11890 \text{ (Nm}^3/\text{h)}$$

از ایرلیفت مواد خام و مجموع هوای نفوذی + از احتراق سوخت N<sub>2</sub> =

$$N_2 = (0/79 \times 10^3) + (19/47 + 6/49 + 16/56) = 156314 \text{ (Nm}^3/\text{h)}$$

در جدول ۲ نتایج حاصل از آنالیز گاز خروجی از پیشگرمکن ۵ مرحله ای در کارخانه سیمان آبیگ نشان داده شده است.

جدول ۲- نتایج حاصل از آنالیز گاز خروجی از پیشگرمکن ۵ مرحله ای در کارخانه سیمان آبیگ (۱۹)

ترکیبات گاز خروجی از پیشگرمکن	درصد حجمی	حجم (Nm <sup>3</sup> /h)
CO <sub>2</sub>	۲۴/۵	۶۰۸۵۰
H <sub>2</sub> O	۷/۶	۱۸۸۶۳
O <sub>2</sub>	۴/۸	۱۱۸۹۰
N <sub>2</sub>	۶۳/۱	۱۵۶۳۱۴
جمع	۱۰۰	۲۴۷/۹۱۷ × ۱۰ <sup>۳</sup>

#### واحدهای مستقر در شهرک صنعتی سمنان

از مجموع ۷۷۴ واحد مستقر در شهرک، تعداد ۳۰۰ واحد فعال و در حال بهره برداری و ۴۷۴ واحد غیر فعال (زمین، در حال ساخت، راکد و ...) می باشند. در جدول ۳ به تعداد واحدهای فعال در هر رسته که آن ها را می توان به ۹ رسته

مختلف شامل صنایع غذایی، شیمیایی، فلزی، سلولزی، برق و الکترونیک، نساجی، خدماتی، کانی غیر فلزی و سایر صنایع تقسیم کرد، اشاره شده است.

جدول ۳- طبقه بندی واحدهای فعال مستقر در شهرک صنعتی سمنان (۱۹)

نوع فعالیت و رسته صنعتی	تعداد واحد فعال	جمعیت فعلی
غذایی	۲۱	۴۹۳
شیمیایی	۸۲	۱۹۷۳
فلزی	۹۶	۲۴۵۰
سلولزی	۱۳	۷۰۷
برق و الکترونیک	۱۶	۳۴۸
نساجی	۲۳	۱۲۷۵
خدماتی	۲۵	۱۲۷
کانی غیر فلزی	۱۶	۱۷۷
سایر	۸	۴۶۴
مجموع	۳۰۰	۸۰۱۴

### شبیه سازی فرآیند بازیافت CO<sub>2</sub>

برای انجام بازیافت CO<sub>2</sub>، حلال مناسبی جهت انجام واکنش با گاز CO<sub>2</sub>، با مصرف انرژی کم و قیمت مناسب انتخاب گردید. از میان حلال های مورد استفاده، آلکالوآمین ها بیشترین کاربرد را دارند و در میان آن ها مونواتانول آمین به علت بازده بالا و تولید فراوان آن به ویژه در صنایع پتروشیمی داخل کشور (مانند پتروشیمی اراک) به عنوان حلال مورد استفاده در فرایند بازیافت CO<sub>2</sub> انتخاب گردید. آنالیز دودکش کارخانه سیمان آبیگ به عنوان اطلاعات ورودی مطابق با جدول ۴ و ۵ به نرم افزار Hysys (version 6) داده شد.

بنابراین حجم کل گازهای خروجی از پیشگرمکن با توجه به جدول ۲ برابر با  $10^2 \times 247/917 \text{ Nm}^3/\text{h}$  می باشد. این گاز با دمای در حدود ۳۰۰ درجه سانتی گراد با سرعت  $21/04 \text{ m/s}$  و دبی حجمی  $647,348 \text{ m}^3/\text{h}$  از پیشگرمکن خارج شده و وارد جو زمین می گردد. با توجه به غلظت CO<sub>2</sub> در گازهای خروجی از دودکش کارخانه سیمان آبیگ در حدود  $24/5\%$  که نیمی از آن مربوط به فرآیند احتراق و نیمی دیگر مربوط به فرآیند کلسیناسیون مواد خام می باشد، بازیافت و ذخیره CO<sub>2</sub> از اهمیت ویژه ای برخوردار است. در این تحقیق از میزان غلظت گازهای SO<sub>x</sub> و NO<sub>x</sub> به علت پایین بودن غلظت آن ها در گازهای خروجی و نیز از ذرات گرد و غبار به دلیل حذف آن ها توسط الکترو فیلترهایی که بعد از دودکش قرار دارند، چشم پوشی شده است (۱۹).

جدول ۴- مشخصات جریان دود ورودی به سیستم فرآیند بازیافت CO<sub>2</sub>

Stream Name	Overall	Vapor Phase
Vapor /Phase Fraction	۱/۰۰	۱/۰۰
Temperature (C)	۳۰۰	۳۰۰
Pressure (kpa)	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳
Molar Flow (kgmole/h)	$1/107 \times 10^4$	$1/107 \times 10^4$
Mass Flow (kg/h)	$3/471 \times 10^5$	$3/471 \times 10^5$
Molar Enthalpy(kcal/kgmole)	$-2/526 \times 10^4$	$-2/526 \times 10^4$
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-۸۰۵/۵	-۸۰۵/۵
Heat Flow (kJ/h)	$-2/796 \times 10^8$	$-2/796 \times 10^8$

جدول ۵- ترکیبات جریان دود ورودی به سیستم فرآیند بازیافت CO<sub>2</sub>

Composition	Molar Flow (kgmole/h)		Mole Fraction		Mass Flow(kg/h)	
	Overall	Vapor	Overall	Vapor	Overall	Vapor
CO <sub>2</sub>	۲۵۳۰/۸۵۰۰	۲۵۳۰/۸۵۰۰	۰/۲۴۵۰	۰/۲۴۵۰	۱۱۱۳۸۱/۹۵۱۲	۱۱۱۳۸۱/۹۵۱۲
H <sub>2</sub> O	۷۸۵/۰۸۰۰	۷۸۵/۰۸۰۰	۰/۰۷۵۶۰	۰/۰۷۵۶۰	۱۴۱۴۳/۲۹۵۱	۱۴۱۴۳/۲۹۵۱
O <sub>2</sub>	۴۹۵/۸۴۰۰	۴۹۵/۸۴۰۰	۰/۰۴۸۰	۰/۰۴۸۰	۱۵۸۶۶/۸۸۰۰	۱۵۸۶۶/۸۸۰۰
N <sub>2</sub>	۶۵۱۸/۲۳۰۰	۶۵۱۸/۲۳۰۰	۰/۶۳۱۰	۰/۶۳۱۰	۱۸۲۵۹۵/۱۸۰۲	۱۸۲۵۹۵/۱۸۰۲
MEAmin	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
Total	۱۰۳۳۰/۰۰۰۰	۱۰۳۳۰/۰۰۰۰	۱/۰۰	۱/۰۰	۳۲۳۹۸۷/۳۰۶۵	۳۲۳۹۸۷/۳۰۶۵

یابد. بیشتر حلال های مورد استفاده در این روش

حلال های غیر آلی می باشند.

طراحی سیستم شبیه سازی شده به گونه ای است که

گاز خروجی از پیشگرمکن پس از عبور از الکتروفیلتر های

موجود در کارخانه سیمان آبیگ و گرفتن ذرات گرد و غبار

مطابق با شکل ۴، وارد سیستم جذب شده، اما قبل از آن لازم

است تا بازیافت حرارت انجام گردد، بنابراین برای جریان گازی

خروجی از دودکش که به عنوان خوراک وارد خط جذب CO<sub>2</sub>

می گردد و دارای دمایی در حدود ۳۰۰ درجه سانتی گراد و

فشاری برابر با ۱۰۱ kpa می باشد، لازم است برای انجام مناسب

فرایند جذب، دمای گاز ورودی به برج جذب نیز کاهش یابد.

در این مرحله گاز وارد سیستم بازیافت حرارت<sup>۱</sup> (E-109) شده

و دمای آن از ۳۰۰ درجه سانتی گراد به ۲۹۰ درجه سانتی گراد

کاهش می یابد. مطابق با شکل ۴ جریان خروجی از دودکش

بعد از عبور از مبدل حرارتی (E-109) وارد هدایت کننده

بخار (MIX-101) شده و در آن جا بخار کم فشار، توسط

یک منبسط کننده (K-100) مایع می گردد. سپس جهت

تنظیم دما وارد (E-100) شده و دمای جریان از ۷۵ درجه

سانتی گراد به ۵۹ درجه سانتی گراد کاهش می یابد. بعد از

تنظیم دما، جریان وارد یک پمپ (p-100) شده و بعد از آن

جریان وارد یک جدا کننده (TEE-100) می گردد و جریان

به دو قسمت تقسیم می شود (جریان ۷) و هر جریان بعد از

کاهش دما و تنظیم فشار آن مجدداً به مسیر خود باز می گردد.

جریان (۷) مجدداً به HRSG (E-109) بر می گردد.

در ادامه با توجه با اطلاعات ورودی به نرم افزار

Hysys (version6)، کلیه تجهیزات مورد نیاز جهت

شبیه سازی فرآیند بازیافت مطابق با تحقیقات انجام شده

شبیه سازی گردید.

#### نتایج و بحث

با وارد کردن کلیه اطلاعات آنالیز در رابطه با

دودکش کارخانه سیمان آبیگ در نرم افزار، شبیه سازی فرآیند

بازیافت CO<sub>2</sub> انجام گردید. در این شبیه سازی هدف، بازیافت

گاز دی اکسید کربن با راندمان حدود ۹۹٪ از جریان گازهای

خروجی حاصل از احتراق کارخانه سیمان آبیگ در نظر گرفته

شده است. به صورت خلاصه مراحل جداسازی گاز CO<sub>2</sub> به

شرح زیر می باشد:

۱. حلال در یک ستون جذب با گاز طبیعی یا جریان

گاز حاوی CO<sub>2</sub> تماس پیدا می کند.

۲. حلال با بخارات اسیدی CO<sub>2</sub> واکنش داده و جذب

آن می شود. گاز خالص شده از ستون خارج

می شود.

۳. حلال پر از CO<sub>2</sub> در ستون جدا کننده که در آن

فشار کاهش و درجه حرارت افزایش می یابد،

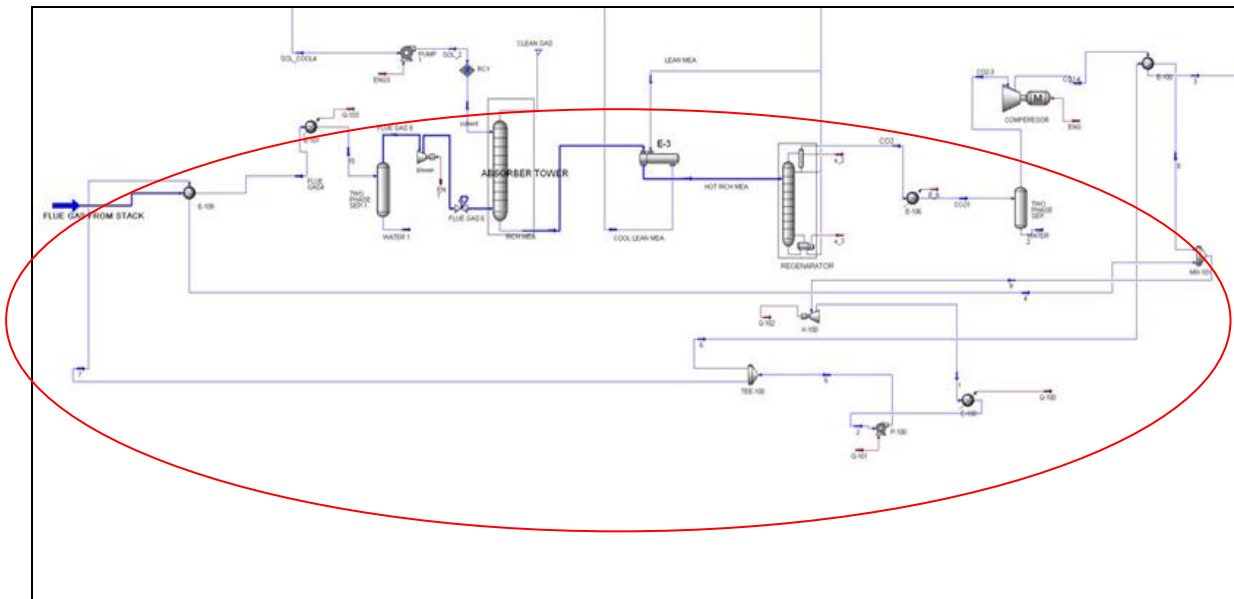
بازیافت شده و دی اکسید کربن از حلال آزاد

می گردد.

۴. حلال خنک شده، و به ستون جذب بازگردانده

می شود تا فرایند به صورت یک حلقه بسته ادامه





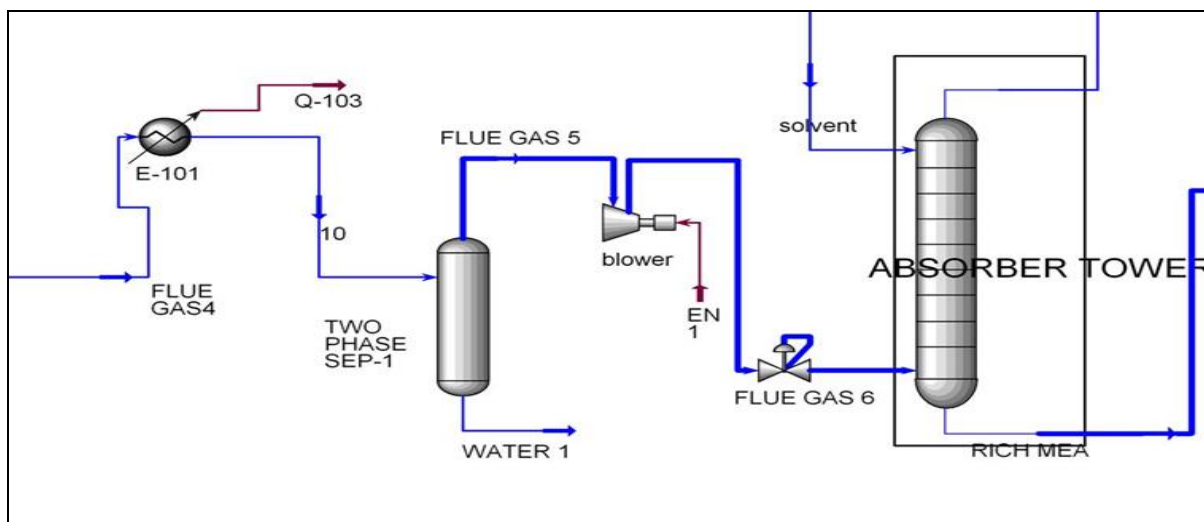
شکل ۴- سیکل بازیابی حرارت از گرمای جریان گاز خروجی از دودکش در فرآیند شبیه سازی بازیافت CO<sub>2</sub> با استفاده از نرم افزار HYSYS

یک دمنده گردد تا دمای آن از ۳۹ درجه به ۴۴ درجه سانتی گراد و فشار آن از ۱ bar به ۱/۶ bar افزایش یابد. در ورودی برج جذب یک شیر کنترل جریان وجود دارد تا ورود جریان را به برج جذب کنترل نماید.

سپس جریان گاز حاوی CO<sub>2</sub> (Flue Gas 6) از پایین وارد برج جذب شده و حلال MEA با نام جریان (حلال) در تماس با این جریان گازی قرار گرفته و در آن جا عمل جذب CO<sub>2</sub> صورت می گیرد. بدین ترتیب جریان گازی مورد نظر مقدار زیادی از CO<sub>2</sub> خود را از دست داده و تحت عنوان Clean Gas وارد جو می گردد.

مطابق شکل ۵ دمای خروجی از HRSG (E-109) در حدود ۷۵ درجه سانتی گراد می باشد. جریان گاز خروجی از HRGS (E-109) به نام جریان Flue Gas 4 پس از عبور از کولر (E-101) و کاهش دمای آن از حدود ۷۵ درجه سانتی گراد به حدود ۳۹ درجه سانتی گراد، جهت جذب رطوبت موجود در گاز ورودی به فرآیند شبیه سازی وارد یک وسیله جدا کننده فاز مایع و گاز (Two phase sep-1) می گردد تا فاز آب و گاز از یکدیگر جدا شده و آب اضافی از سیستم خارج گردد، زیرا آب اضافی مانع جذب گاز CO<sub>2</sub> گردیده و با گاز CO<sub>2</sub> ترکیب شده باعث بروز خوردگی در برج جذب می گردد.

مطابق شکل ۵ آب اضافی با نام جریان Water 1 با دمای ۳۹ درجه سانتی گراد و فشار ۱۰۱ kpa با راندمان ۹۹٪ از سیستم جذب CO<sub>2</sub> خارج می گردد و فاز گازی با نام جریان Flue Gas 5 از جدا کننده خارج می گردد. برای این که دما و فشار آن برای ورود به برج جذب تنظیم گردد، لازم است وارد



شکل ۵- فرآیند جدا سازی آب اضافی از فاز گازی در فرآیند شبیه سازی جذب  $\text{CO}_2$

می گردد، میزان  $\text{CO}_2$  جذب شده در حلال در حدود ۹۹/۱۹۶۰٪، حدود ۹۹/۵۳۷۰٪ آب، حدود ۰/۰۱۴۷٪ اکسیژن، حدود ۰/۰۰۸۴٪ گاز نیتروژن و حدود ۹۹/۹۸۹۳٪ مونواتانول آمین وجود دارد. این مقادیر نشان دهنده میزان ترکیبات جذب شده در گاز ورودی به برج جذب است. این نتایج نشان می دهد که مقداری MEA همراه گازهای خروجی از برج جذب به صورت بخار وارد جو می گردد، که می توان آن را جزو تلفات حلال در نظر گرفت. مشخصات جریان گاز پاک در جدول ۷ ارائه شده است.

در محصولات بازیافت شده مطابق با جدول ۶ میزان  $\text{CO}_2$  گاز ۰/۸۰۴۰٪، حدود ۰/۴۶۳۰٪  $\text{H}_2\text{O}$ ، حدود ۹۹/۹۸۵۳٪ گاز  $\text{O}_2$ ، حدود ۹۹/۹۹۱۶٪ گاز  $\text{N}_2$  و حدود ۰/۰۱۰۷٪ MEA از برج جذب بازیافت شده است و باقی مانده آن ها به صورت گاز پاک به جو زمین باز می گردد، که حاوی ۰/۰۰۲۸٪ گاز  $\text{CO}_2$ ، حدود ۰/۰۳۳۴٪ آب، حدود ۰/۰۰۶۸۱٪ اکسیژن، حدود ۰/۸۹۵۶٪ گاز  $\text{N}_2$  و حدود ۰/۰۰۰۱٪ حلال MEA می باشد. این گاز مطابق با جدول (۷) با دمای ۶۱۷ درجه سانتی گراد و فشار ۲۰۲/۶ kpa وارد جو می گردد. همچنین در جریان حلال غنی از  $\text{CO}_2$  که از برج جذب خارج

جدول ۶- مقادیر بازیافت شده گاز  $\text{CO}_2$  ( بر حسب درصد)

از برج جذب در فرآیند شبیه سازی جذب  $\text{CO}_2$

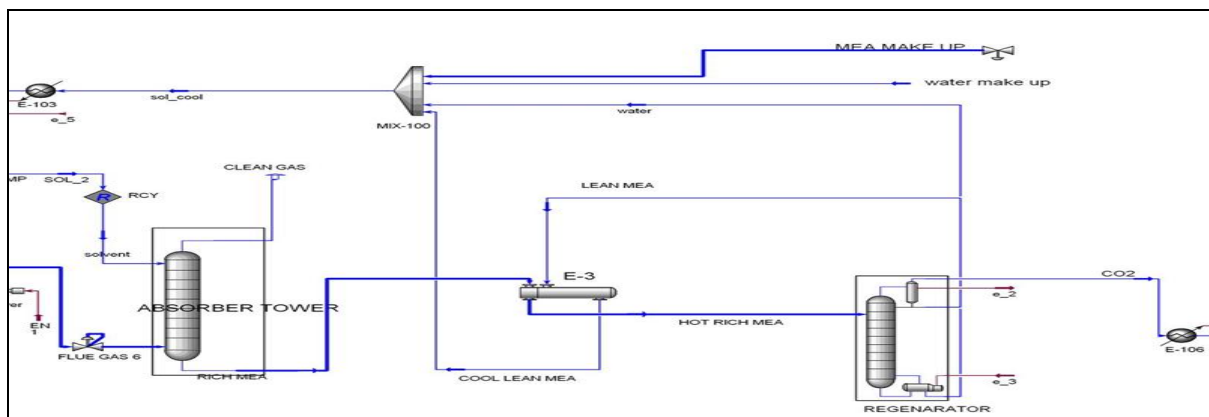
Composition	Clean Gas	Rich Solvent
Flow Rate (kg/h)	$7/797614 \times 10^3$	$6/503685 \times 10^3$
$\text{CO}_2$ (%)	۰/۸۰۴۰	۹۹/۱۹۶۰
$\text{H}_2\text{O}$ (%)	۰/۴۶۳۰	۹۹/۵۳۷۰
$\text{O}_2$ (%)	۹۹/۹۸۵۳	۰/۰۱۴۷
$\text{N}_2$ (%)	۹۹/۹۹۱۶	۰/۰۰۸۴
MEA min (%)	۰/۰۱۰۷	۹۹/۹۸۹۳

جدول ۷- مشخصات جریان CLEAN GAS خروجی از برج جذب

Stream Name	Overall	Vapor Phase
Vapor /Phase Fraction	۱/۰۰	۱/۰۰
Temperature (C)	۶۱۷	۶۱۷
Pressure (kpa)	۲۰۲/۶	۲۰۲/۶
Molar Flow (kgmole/h)	۷۷۹۸	۷۷۹۸
Mass Flow (kg/h)	$۲/۱۸۳ \times ۱۰^۵$	$۲/۱۸۳ \times ۱۰^۵$
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	۲۱۸۸	۲۱۸۸
Mass Enthalpy (kcal/kg)	۷۸/۱۵	۷۸/۱۵
Heat Flow (kcal/h)	$۱/۷۰۶ \times ۱۰^۷$	$۱/۷۰۶ \times ۱۰^۷$

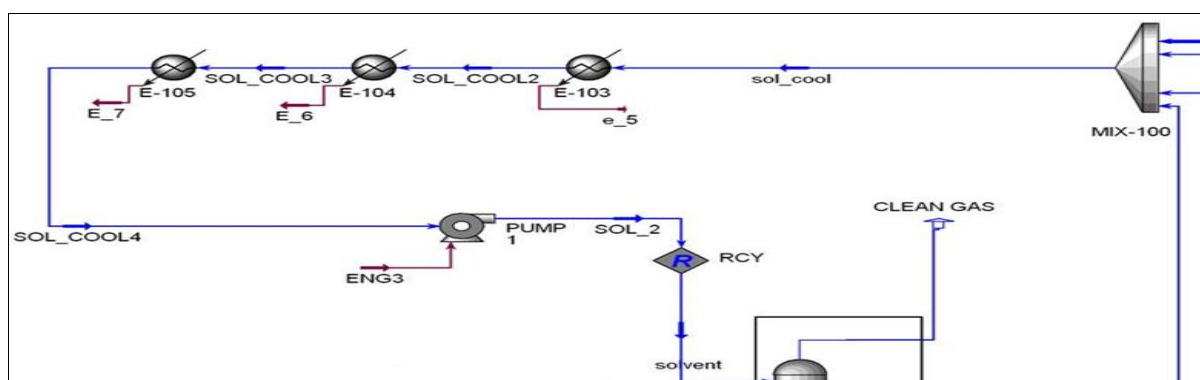
دی اکسید کربن با دمایی در حدود ۱۱۹/۷ درجه سانتی گراد و فشار ۱/۲۱۶ bar از برج احیاء خارج می شود و به منظور تنظیم دما جهت استفاده مجدد و به عنوان جریان Lean MEA وارد مبدل حرارتی شده و دمای آن به ۹۲ درجه سانتی گراد می رسد. مقداری حلال MEA احیاء با حلال ورودی (MEA make up)، مقداری آب (Water make up) و مقدار آبی که از برج احیاء خارج می گردد، توسط یک میکسر مخلوط شده و با نام جریان Sol-Cool جهت تنظیم دما برای ورود به برج جذب از میکسر خارج می گردد.

مطابق شکل ۶ گاز CO<sub>2</sub> جدا شده، در حلال MEA جذب شده است و حلال غنی از CO<sub>2</sub> از برج جذب با دمای حدود ۸۲ درجه سانتی گراد و فشار ۲/۰۲۶ bar خارج شده و پس از انتقال حرارت توسط یک مبدل حرارتی و رساندن دمای آن حدود ۹۱ درجه سانتی گراد وارد برج احیاء حلال MEA می گردد. افزایش دمای جریان گاز خروجی از برج جدا کننده از ۸۲ درجه به ۹۱ درجه سانتی گراد به منظور افزایش راندمان احیاء حلال و جدا کردن گاز دی اکسید کربن می باشد. پس از ورود جریان Hot Rich MEA به برج احیاء، حلال MEA از گاز CO<sub>2</sub> جدا شده و جریان حلال عاری از

شکل ۶- ورود حلال غنی از CO<sub>2</sub> به مبدل حرارتی و برج احیاء در فرآیند شبیه سازی بازیافت CO<sub>2</sub>

جریانی که از برج احیاء خارج می گردد، برای ورود به مخزن ذخیره بایستی دما و فشارش تنظیم گردد، ولی قبل از آن جریان خارج شده از برج احیاء دارای مقداری آب و رطوبت می باشد، لذا مقداری از آن تحت عنوان water وارد میکسر شده و با جریان Water make up مخلوط می گردد. جریانی که از برج احیاء خارج می شود با نام جریان CO<sub>2</sub> جهت کاهش دما وارد یک کولر می گردد و دمای آن از ۱۱۹ درجه سانتی گراد به ۹۸ درجه سانتی گراد کاهش می یابد.

مطابق شکل ۷ جریان Sol-Cool جهت تنظیم دما وارد کولر (E-103) گردیده و دمای آن از ۸۹ درجه سانتی گراد به ۷۲ درجه سانتی گراد کاهش می یابد، سپس مجدداً برای کاهش دما وارد کولرهای (E-104, E-105) گردیده و دمای آن در نهایت به ۳۹ درجه سانتی گراد کاهش می یابد. برای افزایش فشار حلال ورودی به برج جذب از یک پمپ استفاده گردیده و فشار آن در حدود یک بار افزایش می یابد و در نهایت حلال با فشار ۲/۰۲۶ bar و دمای ۴۰ درجه سانتی گراد وارد برج جذب می گردد.



شکل ۷- تنظیم دمای جریان خروجی از میکسر جهت ورود به برج در جذب فرآیند شبیه سازی بازیافت CO<sub>2</sub>

در ادامه مقادیر ترکیبات هر یک از جریان های شبیه سازی شده توسط نرم افزار HYSYS در جدول ۸ و ۹ ارایه شده است.

جدول ۸- فهرست ترکیبات جریان ها در فرآیند شبیه سازی بازیافت CO<sub>2</sub>

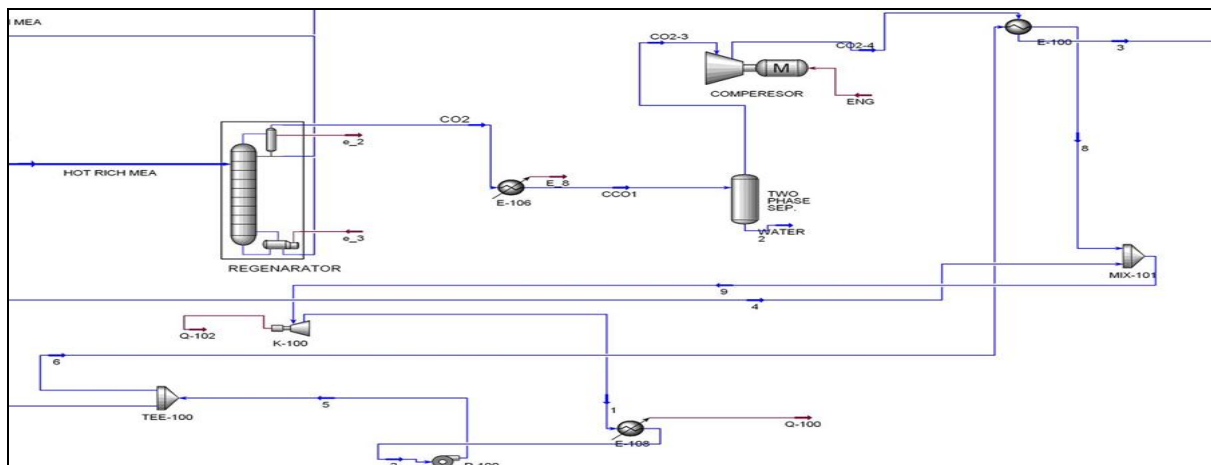
Compositions					
Name	Flue Gas . From sTake	Flue gas 4	Flue gas 5	Flue gas 6	Rich MEA
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۲۴۵۰	۰/۲۴۵۰	۰/۲۴۶۸	۰/۲۴۶۸	۰/۰۴۱۴
H <sub>2</sub> O (%)	۰/۰۷۶۰	۰/۰۷۶۰	۰/۰۶۹۰	۰/۰۶۹۰	۰/۸۶۱۵
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۴۸۰	۰/۰۴۸۰	۰/۰۴۸۴	۰/۰۴۸۴	۰/۰۰۰۰
N <sub>2</sub> (%)	۰/۶۳۱۰	۰/۶۳۱۰	۰/۰۶۳۵۸	۰/۰۶۳۵۸	۰/۰۰۰۰
MEAmin (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۹۷۱
Temperature ©	۳۰۰	۷۵/۰۰	۳۹	۴۴/۳۳	۸۲/۱۸
Pressure (kpa)	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳	۱۰۶/۴	۲۰۲/۶
Name	Hot Rich MEA	Cool Lean MEA	Lean MEA	Clean Gas	CO <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۰۴۱۴	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۲۸	۰/۱۴۸۵
H <sub>2</sub> O (%)	۰/۸۶۱۵	۰/۵۳۵۶	۰/۵۳۵۶	۰/۰۳۳۴	۰/۸۵۱۸
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۶۸۱	۰/۰۰۰۰
N <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۸۹۵۶	۰/۰۰۰۰
MEAmin (%)	۰/۰۹۷۱	۰/۴۶۳۵	۰/۴۶۳۵	۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۰۰
Temperature ©	۹۱/۰۰	۹۲/۷۴	۱۱۸/۶	۶۱۷/۳	۱۱۹/۸
Pressure (kpa)	۲۰۲/۶	۲۰۲/۶	۲۰۲/۶	۲۰۲/۶	۱۲۱/۶
Name	CCO1	CO <sub>2</sub> -3	CO <sub>2</sub> -4	CO <sub>2</sub> -7	CO <sub>2</sub> -8
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۱۴۸۲	۰/۲۲۱۴	۰/۲۲۱۴	۰/۹۷۵۷	۰/۹۷۵۷
H <sub>2</sub> O (%)	۰/۸۵۱۷	۰/۷۷۸۵	۰/۷۷۸۵	۰/۲۰۴۰	۰/۲۰۴۰
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
N <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۲	۰/۰۰۰۲
MEAmin (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
Temperature ©	۹۸/۰۰	۹۸/۰۰	۴۶۸/۰	۷۰/۰	۳۳۸
Pressure (kpa)	۱۲۱/۶	۱۲۱/۶	۱۵۲۰	۱۵۲۰	۱/۵۲۰ × ۴۱۰

جدول ۹- فهرست ترکیبات جریان ها در فرآیند شبیه سازی بازیافت CO2

Compositions					
Name	FCO <sub>2</sub>	DARIN	Water	Water1	Water2
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۰۲۶۰	۰/۹۷۵۷	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۰۰
H <sub>2</sub> O(%)	۰/۹۷۴۰	۰/۰۲۴۰	۱/۰۰۰۰	۰/۹۹۹۹	۱/۰۰۰۰
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
N <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۲	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
MEAmin(%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
Temperature ©	۵۳/۰۰	۵۳/۰۰	۱۰۵/۱	۳۹/۰۰	۹۸/۰۰
Pressure (kpa)	۱/۵۲۰× <sup>۲</sup> ۱۰	۱/۵۲۰× <sup>۲</sup> ۱۰	۱۲۱/۶	۱۰۱/۳	۱۲۱/۶
Name	Water2	MEA Make up	Water Make up	Sol-Cool	Sol-Cool2
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۲۵	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
H <sub>2</sub> O(%)	۰/۹۹۷۵	۰/۰۰۰۰	۱/۰۰۰۰	۰/۸۹۷۹	۰/۸۹۷۹
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
N <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
MEAmin(%)	۰/۰۰۰۰	۱/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۱/۱۰۲۱	۱/۱۰۲۱
Temperature ©	۹۴/۰۰	۲۵/۰۰	۲۵/۰۰	۸۹/۱۹	۷۲/۰۰
Pressure (kpa)	۱۵۲۰	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳
Name	Sol-Cool3	Sol-Cool4	Sol-2	Solvent	1
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
H <sub>2</sub> O(%)	۰/۸۹۷۹	۰/۸۹۷۹	۰/۸۹۷۹	۰/۸۹۷۹	۱/۰۰۰۰
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
N <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
MEAmin(%)	۰/۱۰۲۱	۰/۱۰۲۱	۰/۱۰۲۱	۰/۱۰۲۱	۰/۰۰۰۰
Temperature ©	۵۷/۰۰	۳۹/۹۹	۴۰/۰۰	۴۰/۰۰	۷۵
Pressure (kpa)	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳	۲۰۲/۶	۲۰۲/۶	۴۰/۰
Name	2	3	4	5	6
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۲۲۱۴	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
H <sub>2</sub> O(%)	۱/۰۰۰۰	۰/۷۷۸۵	۱/۰۰۰۰	۱/۰۰۰۰	۱/۰۰۰۰
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
N <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
MEAmin(%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
Temperature ©	۵۹/۵۳	۷۰/۰۰	۲۹/۰۰	۴۵۰۰	۶۰/۰۰
Pressure (kpa)	۴۰/۰۰	۱۵۲۰	۴۵۰۰	۴۵۰۰	۴۵۰۰
Name	7	8	9	10	
CO <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۲۴۵۰	
H <sub>2</sub> O(%)	۱/۰۰۰۰	۱/۰۰۰۰	۱/۰۰۰۰	۰/۷۰۶۰	
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۴۸۰	
N <sub>2</sub> (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۶۳۱۰	
MEAmin(%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	
Temperature ©	۶۰/۰۰	۴۵۰/۰	۴۲۷/۰	۳۹/۰۰	
Pressure (kpa)	۴۵۰۰	۴۵۰۰	۴۵۰۰	۱۰۱/۳	

از آن جایی که این مقدار گاز CO<sub>2</sub> هنوز به درجه خلوص ۱۰۰٪ نرسیده است و حاوی مقداری رطوبت می باشد، بایستی خالص سازی آن صورت گیرد، زیرا اگر گاز حاوی رطوبت یا آب باشد، در مخزن ذخیره با CO<sub>2</sub> واکنش داده و به H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> یا اسید کربنیک تبدیل می گردد و باعث ایجاد خوردگی در مخزن ذخیره و لوله های انتقال می گیرد. بنابراین از وسل جداکننده به منظور رطوبت گیری استفاده شده است. مطابق شکل ۸ جریان CCO1 وارد وسایل جدا کننده فاز گاز و مایع (Two Phase Separator) می گردد در نتیجه مقدار آب جدا شده از وسل خارج می گردد و CO<sub>2</sub> خارج شده نیز تحت عنوان CO<sub>2</sub>-3 با فشاری در حدود ۱ بار از آن خارج می گردد. برای این که CO<sub>2</sub> در مخزن ذخیره به فشار و دمای استاندارد جهت ذخیره سازی برسد از کمپرسور کولر و استفاده گردیده است. در نتیجه فشار آن ۱۵ bar افزایش می یابد، در اثر افزایش فشار دمای جریان نیز به ۴۶۸ درجه سانتی گراد می رسد. به همین منظور

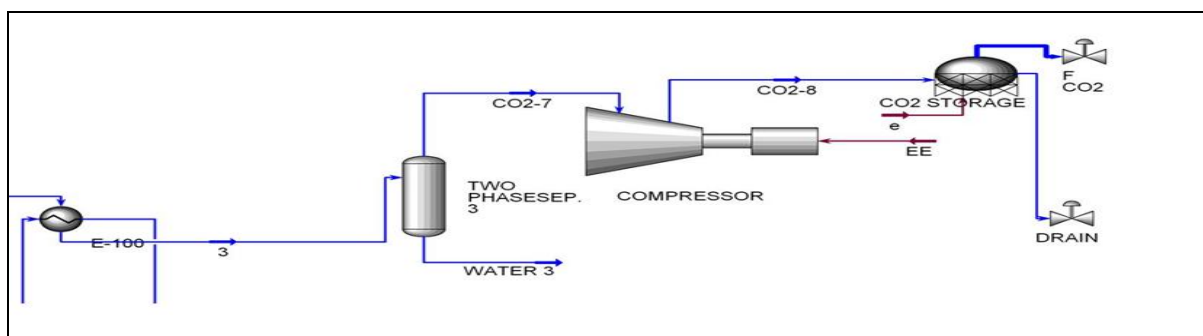
HRGS (E-107) استفاده می گردد و دما کاهش یافته و به ۷۰ درجه سانتی گراد می رسد. و دمای آن مانند جریان دود خروجی از دودکش (Flue Gas From Stack) بهینه گردد. بنابراین جریان خروجی از (E-107) با عنوان جریان (۸) به همراه جریان (۴) خروجی از (E-109) با عنوان جریان (۹) وارد یک جمع کننده بخار شده و پس کندانس شدن توسط منبسط کننده (K-100) و تنظیم دما توسط کولر (E-100) وارد پمپ (P-101) سپس وارد یک جدا کننده (TEE-100) می گردد. جریان خروجی از جدا کننده مجدداً وارد HRGS (E-107) شده، و با دمای بهینه در حدود ۷۰ درجه سانتی گراد خارج می گردد. جریان خروجی از کولر (E- HRGS (E-107) هنوز حاوی مقداری ناخالصی و رطوبت می باشد، در نتیجه به منظور افزایش درجه خلوص CO<sub>2</sub> در حدود ۱۰۰٪، مجدداً از یک وسل جدا کننده فاز مایع و گاز استفاده می شود. آب جدا شده از گاز CO<sub>2</sub> از سومین وسل جدا کننده خارج می گردد.



شکل ۸- مراحل خالص سازی CO<sub>2</sub> و جداسازی رطوبت

سانتی گراد برسد. CO<sub>2</sub> مایع شده تحت عنوان CO<sub>2</sub>-8 وارد مخزن ذخیره CO<sub>2</sub> گردیده و در آنجا فشرده می شود. مابقی گاز دی اکسید کربن مایع شده که در حدود ۹۷٪ جذب شده به همراه مقدار ناچیزی رطوبت و حدود ۰/۰۰۰۲ درصد گاز N<sub>2</sub> وارد خط لوله انتقال می گردد.

مطابق با شکل ۹ جریان CO<sub>2</sub> خالص شده به نام CO<sub>2</sub>-7 با ۹۷٪ درجه خلوص CO<sub>2</sub> و فشاری در حدود ۸ bar و دمای ۷۰ درجه سانتی گراد از وسل جدا کننده خارج می گردد و سپس وارد یک کمپرسور می گردد تا به فشار استاندارد جهت ذخیره یعنی فشار ۱۵۲ bar و دمای ۵۳ درجه



شکل ۹- تنظیم دما و فشار جهت ذخیره سازی در مخزن CO<sub>2</sub>

آب و نیتروژن به ترتیب ۰/۰۶۰۹ و ۰/۰۰۰۲ درصد می باشد. در نهایت، میزان ۱۱۷۰۴۰ کیلوگرم در ساعت معادل ۱۱۷/۰۴۰ تن در ساعت گاز CO<sub>2</sub> جذب گردیده و سپس به مایع تبدیل می شود.

مطابق جدول ۱۰ و ۱۱ گاز CO<sub>2</sub> خالص شده وارد مخزن ذخیره شده و در آن جا به مایع تبدیل می شود. در این مرحله، درجه خلوص CO<sub>2</sub> در مخزن ذخیره حدود ۹۷٪ و دمای آن حدود ۵۳ درجه سانتی گراد، فشار ۱۵۲ بار و میزان

جدول ۱۰- مشخصات CO<sub>2</sub> خروجی از مخزن ذخیره جهت انتقال

Condition	Overall	Liquid Phase	Vapor Phase
Vapor /Phase Fraction	۰/۰۰۰۰	1.0000	۰/۰۰۰۰
Temperature (C)	۵۳/۰۰	۵۳/۰۰	۵۳/۰۰
Pressure (kpa)	$۱/۵۲۰ \times ۱۰^۴$	$۱/۵۲۰ \times ۱۰^۴$	$۱/۵۲۰ \times ۱۰^۴$
Molar Flow (kgmole/h)	۲۸۴۰	۲۷۴۷	۰/۰۰۰۰
Mass Flow (kg/h)	$۱/۲۰۵ \times ۱۰^۵$	$۱/۱۸۸ \times ۱۰^۵$	۰/۰۰۰۰
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	$-۳/۹۸۹ \times ۱۰^۵$	$-۳/۹۸۹ \times ۱۰^۵$	$-۳/۹۸۹ \times ۱۰^۵$
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-۹۲۹۹	-۹۲۱۰	-۹۱۹۰
Heat Flow (kJ/h)	$-۱/۱۲۰ \times ۱۰^۹$	$-۱/۰۹۴ \times ۱۰^۹$	۰/۰۰۰۰

جدول ۱۱- ترکیبات CO<sub>2</sub> مایع خروجی از مخزن ذخیره جهت انتقال

Composition	Molar Flow (kgmole/h)	Mole Fraction	Mass Flow (kg/h)
CO <sub>2</sub> (%)	۲۶۶۴/۷۰۸۲	۰/۹۷۰۰	۱۱۷۲۷۳/۰۱۰۰
H <sub>2</sub> O (%)	۸۱/۸۸۰۳	۰/۰۲۹۸	۱۴۷۵/۰۸۲۵
O <sub>2</sub> (%)	۰/۰۷۸۰	۰/۰۰۰۰	۲/۴۹۵۵
N <sub>2</sub> (%)	۰/۵۸۶۵	۰/۰۰۰۲	۱۶/۴۲۹۸
MEAmin (%)	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰
Total	۲۷۴۷/۲۵۳۰	۱/۰۰۰۰	۱۱۸۷۶۷/۰۱۷۸



## نتیجه گیری

نیروگاه ها و پالایشگاه های کشور، انجام پروژه های CCS در قالب استفاده از امکانات GEF<sup>۲</sup> قویاً توصیه می گردد.

## تشکر و قدردانی

این تحقیق با حمایت مالی شرکت بهینه سازی مصرف سوخت انجام شده است. بدین وسیله نویسندگان این مقاله مراتب قدردانی خود را از جناب آقای مهندس کاظمی مدیر عامل، جناب آقای مهندس شاکری رئیس پژوهش و توسعه و جناب آقای مهندس مرادی مشاور صنعت شرکت بهینه سازی مصرف سوخت ابراز می نمایند.

## منابع

1. Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), 2001, Climate Change 2001: "The Scientific Basis, Contribution C of Working Group I to the Third Assessment Report of the IPCC". Cambridge: Cambridge University Press.
2. Stangeland, Aage, 2007, "A Model for the CO<sub>2</sub> Capture Potential', ELSEVIER, Journal Greenhouse Gas Control, P418-429
۳. مرادیان، عدنان، ۱۳۸۶، "امکان سنجی به کارگیری سیستم بازیافت گاز دی اکسید کربن در نیروگاه شهید رجایی"، بیست و دومین کنفرانس بین المللی برق، تهران
4. Barker, D.J., 2009, "CO<sub>2</sub> Capture in the Cement Industry "Energy Procedia (87-94)
5. Muller, Nicolas & Harnisch, Jochen, 2006, "A Blueprint a Climate friendly Cement Industry", A report prepared for the WWF Lafarge conservation partnership

استفاده از تکنولوژی CCS و انتخاب روش بهینه بازیافت نه تنها موجب کاهش گازهای گلخانه ای و اثرات سوء ناشی از آن می گردد، بلکه می توان از CO<sub>2</sub> ذخیره شده، در بسیاری از صنایع از جمله صنایع غذایی و تولید نوشابه های گاز دار و از همه مهم تر در صنعت نفت و گاز جهت تزریق به چاه های نفت به منظور افزایش راندمان استخراج نفت (EOR)<sup>۱</sup> و ... استفاده نمود. در این تحقیق در کارخانه سیمان آبیگ امکانسنجی فنی استفاده از روش پس احتراق به وسیله جذب شیمیایی توسط حلال MEA به منظور بازیافت CO<sub>2</sub> توسط نرم افزار HYSYS شبیه سازی گردید. نتایج حاصل از شبیه سازی نشان می دهد که حدود ۱۱۷ تن دی اکسید کربن در ساعت از گازهای خروجی از دودکش کارخانه سیمان آبیگ قابل بازیافت است.

و چنانچه حدود ۱۱۷ تن در ساعت گاز CO<sub>2</sub> از گازهای حاصل از احتراق و فرآیند تولید سیمان جذب گردد، روزانه می توان حدود ۲۸۰۰ تن و سالانه در حدود ۱۰۲ تن بازیافت CO<sub>2</sub> انجام گیرد. در روش پس احتراق به منظور جذب بیشتر CO<sub>2</sub> لازم است تا فرایند احتراق به خوبی انجام شود، بنابراین بهینه سازی فرایند احتراق و توجه به آن از اهمیت ویژه ای برخوردار است.

انتقال و ذخیره سازی CO<sub>2</sub> به روش های گوناگون مانند ذخیره در اعماق اقیانوس ها، یا تزریق به چاه های نفت و ... خود بحثی جداگانه است که نیاز به مطالعات بسیاری در زمینه ساختار زمین شناسی مناسب دارد. در این میان هر چقدر میزان رطوبت در دی اکسید کربن کمتر باشد، تاثیر آن بر خوردگی قطعات و سیستم های فلزی و یخ زدگی لوله ها و مسیرهای حرکت گاز CO<sub>2</sub> کمتر خواهد بود. در مناطق جنوبی کشور ایران که نیروگاه ها در محدوده ذخایر زیرزمینی قرار دارند، اجرای پروژه بازیافت CO<sub>2</sub> می تواند در افزایش درآمد ملی از طریق ازدیاد برداشت، نقش بسزایی داشته باشد. با توجه به نتایج این تحقیق و حجم عظیم انتشارات CO<sub>2</sub> از صنایع و

13. Abu- Zahra, Mohammad R.M, 2007, "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, (135-142)
14. Figueroa, Jose D., 2008, "Advances in CO<sub>2</sub> Capture Technology – The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program", International Journal of Greenhouse Gas Control 2, (9-20)
15. Aronu, Ugochukwu E., 2009, "Solvent Selection for Carbon Dioxide Absorption", Energy Procedia 1, (1051-1057)
16. Yeh, An Chin, 1999, "Comparison of Ammonia And Mono Ethanolamine Solvent to Reduce CO<sub>2</sub> Greenhouse Gas Emissions", The Science of the Total Environment 228, (121-133)
17. Lin, Sheng H., Shyu, Ching T., 1999, "Performance Characteristic and Modeling of Carbon Dioxide Absorption by Amines in a Packed Column" , Waste Management 19, (225-262)
18. پژوهشگاه نیرو، مرداد ۱۳۸۵، "شناخت، طراحی سیستم و بررسی فنی – اقتصادی روش بازیافت گاز CO<sub>2</sub> از خروجی واحد های نیروگاهی"،
19. مرکز تحقیقات سیمان آبیک، "پروژه تزریق سوخت در پیشگرمکن خط یک"
6. Taylor, Michael, 2006, "Energy Efficiency and CO<sub>2</sub> Emission from the Global Cement Industry", IEA
7. Ofarahi, Masoud and et al., 2006, "Design of CO<sub>2</sub> Absorption Plant for Recovery of CO<sub>2</sub> from Flue Gases of Gas Turbine", Energy 33, p1311-1319
8. Viebahn, Peter, 2007, "Comparison of Carbon Capture and Storage with Renewable Energy Technologies Regarding Structural, Economic and Ecological Aspects in Germany", Journal of Greenhouse Gas Control, ELSEVIER
9. ETZ, Bert, 2005, "Carbon Dioxide Capture & Storage", Intergovernmental Panel on Climate Change, CAMBRIDGE UNIVERSITY PRESS
10. Korre, Anna, 2010, "Life Cycle Modeling of Fossil Fuel Power Generation With Post – Combustion CO<sub>2</sub> Capture", International Journal of Greenhouse Gas Control 4, (289-300)
11. Merkel, Tim C., 2009, "Power Plant Post – Combustion Carbon Dioxide Capture: An Opportunity for Membranes", Journal of Membrane Science
12. Favre, Eric, 2007, "Carbon Dioxide Recovery From Post – Combustion Process: Can Gas Permeation Membranes Compete With Absorption ?", Journal of Membrane Science 294, (50-59)