



بررسی اثر سولفور

# سولفور زدایی کاخسب رجبی نیر و گاهها

ایوب ترکیان\*

چکیده مقاله

مروری بر فرآیند

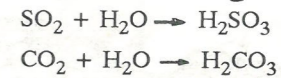
در فرایندهای سولفورزدایی گازهای خروجی (۱) خشک، ماده جاذب (۲) در شکل پودر یا دوغاب به داخل مسیر جریان گاز خروجی تزریق می شود. در فرم پودری، ماده جاذب قبل از دستگاه فیلتر پارچه ای به داخل جریان گاز خروجی ریخته می شود. در نوع دوغابی، که از این پس از آن به FGD خشک نامبرده خواهد شد، دوغاب حاوی ماده واکنشگر با استفاده از دیسک دوار یا افشانک (۳) اتمیزه کننده به ذراتی با قطر ۷۰ تا ۲۰۰ میکرومتر تبدیل شده و به داخل گاز خروجی حاوی SO<sub>2</sub> افشانه می شود. گاز خروجی به طور آدیاباتیکی مرطوب شده و دوغاب تبخیر می شود که در نتیجه فرآورده ای ظاهراً خشک حاصل می شود. برای کاربردهای FGD ماده جاذب غالباً دوغاب حاوی کلسیم یا محلول سدیم می باشد که با گاز خروجی حاوی SO<sub>2</sub> در حین و بعد از خشک شدن تماس داده می شود (Dullien, 1989 ; EPA, 1985; Keliy, 1980). واکنشهای شیمیایی این فرایند مشابه واکنشهای دستگاه شوینده (۴) تر می باشد. در عین حال وجود دی اکسید کربن در گاز خروجی و زدایش آب موجود در فرآورده ها به طور همزمان در داخل دستگاه فرآیند خشک را پیچیده تر می کند. بر طبق گفته گتler (1979, Getler), واکنشهای خشک کن افشانه ای در چندین مرحله انجام می گیرد که می توان آنها را به

یکی از آلاینده های موجود در گاز حاصل از سوخت فسیلی نیر و گاهها دی اکسید سولفور می باشد. به منظور مقابله با اثرات سوء انتشار این گاز روشهای گوناگونی مورد بررسی قرار گرفته اند که از مهمترین آنها سولفورزدایی با استفاده از تزریق هیدروکسید کلسیم در خشک کن افشانه ای می باشد. در این مطالعه تحقیقی آزمایشگاهی در مقیاس لابراتوری بر روی فرآورده های کلسیم دار تولید شده در دستگاه پیلوت سولفور زدایی متشکل از مجموعه خشک کن افشانه ای و فیلترهای پارچه ای و با ظرفیت اسمی ۱۰۰۰ فوت مکعب در دقیقه برای مطالعه خاصیت جذب سطحی آنها انجام شد. فرآورده های مورد آزمایش در اثر واکنش دی اکسید سولفور موجود در گاز حاصل از احتراق تولید شده بودند. در اثر آنالیزهای آزمایشگاهی و بررسی داده های دستگاه پیلوت، نتیجه گیری شد که افزایش بازدهی حذف دی اکسید سولفور ناشی از واگردانی فرآورده ها می تواند در اثر جذب سطحی هیدروکسید کلسیم بر سطح فرآورده های واکنش کرده باشد. فرضیه دیگر عنوان شده این بود که کربنات کلسیم حاصل از واکنش هیدروکسید کلسیم با دی اکسید کربن در گاز خروجی می تواند اثر سوئی بر اثرات بالقوه مفید واگردانی فرآورده ها داشته باشد.

\*عضو هیئت علمی دانشگاه علوم پزشکی اصفهان - دانشکده بهداشت

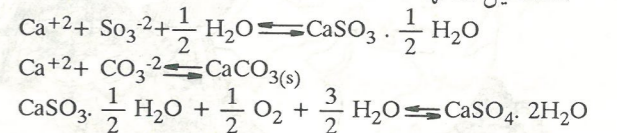
صورت زیر توصیف کرد:

- ۱- نفوذ دی اکسید سولفور و دی اکسید کربن از گاز به قطره اتمیزه شده حاوی هیدروکسید کلسیم
- ۲- انحلال (۵) SO<sub>2</sub> و CO<sub>2</sub> در فاز مایع



۳- تجزیه در محیط قلیایی و انحلال جامدات

۴- تشکیل نمکها



نظر به این که واکنشهای فوق به محیطی آبدار نیاز دارند مقدار آب موجود در دوغاب و جامدات خشک شده در خشک کن افشانه‌ای عامل مهمی می‌باشد. با توجه به واکنشهای فوق می‌توان مشاهده کرد که هر دوی SO<sub>2</sub> و CO<sub>2</sub> با آهک موجود ترکیب می‌شوند. فشار جزئی CO<sub>2</sub> در گاز خروجی حداقل ۱۰۰ برابر فشار جزئی SO<sub>2</sub> می‌باشد ولی بخاطر هیدراسیون (۶) و اکسیداسیون SO<sub>2</sub> در محلول، سرعت انتقال جرم SO<sub>2</sub> از CO<sub>2</sub> بیشتر می‌باشد. ضرایب انتقال جرم فرآیند خشک افشانه‌ای شناخته شده نیست ولی ضرایب انتقال جرم فاز مایع (سطح مشترک هوا-آب) برای SO<sub>2</sub> و CO<sub>2</sub>، به ترتیب ۳۴۴۲۰ سانتی متر در ساعت و ۲۰ سانتی متر در ساعت می‌باشد (Thibodeaux, 1979).

سرعت اتلاف رطوبت فرآورده‌های واکنش بوسیله دمای نزدیک به اشباع موجود در نقطه خروجی خشک کن افشانه‌ای کنترل می‌شود. هر چه دمای عملکرد به دمای اشباع آدیاباتیکی (۷) نزدیکتر باشد مدت تبخیر آب فرآورده طولانی تر بوده و بازدهی حذف SO<sub>2</sub> بالاتری نتیجه می‌شود. گزارش شده است که ۶ درجه کاهش در دمای نقطه خروجی خشک کن افشانه‌ای (۱۷) درجه سانتیگراد فوق دمای اشباع به ۱۱°C فوق دمای اشباع) می‌تواند بازدهی حذف SO<sub>2</sub> را ده درصد افزایش دهد (Hurst, 1981).

در عین حال عملکرد در فوق دمای اشباع کمتر از ۱۱°C بخاطر افزایش رطوبت باقی مانده در فرآورده‌های واکنش، باعث ایجاد مشکلات بهره‌برداری و نگهداری در خشک کن افشانه‌ای و دستگاه فیلتر پارچه‌ای می‌شود. پارامتر دیگری که در عملکرد مؤثر است زمان ماند است در عمل به علت زمان ماند کوتاه قطره دوغاب و فرآورده خشک شده در خشک کن افشانه‌ای، بهره‌دهی آهک موجود کمتر از ۱۰۰ درصد می‌باشد.

واگردانی فرآورده‌های فرایند FGD برای افزایش بازدهی حذف SO<sub>2</sub> مفید شناخته شده است. بر طبق گفته گود (Gude, 1979) چندین ویژگی فرآورده‌ها در افزایش راندمان سولفورزایی سهیم می‌باشند: مواد واگردانی شده حاوی مقداری

آهک واکنش نکرده می‌باشد، خاکستر پران (۸) دارای خاصیت قلیایی بوده، و فرآورده سطحی فراهم می‌کند که بر روی آن ذرات آهک می‌توانند تجمع پیدا کنند.

کنترل وجود کلسیم واکنش نکرده در مغز ذرات فرآورده واکنش دی اکسید سولفور با هیدروکسید کلسیم را نشان داده است. نتایج وی پیشنهاد می‌کند که آسیاب کردن گلوله‌ای (۹) جامدات باعث در معرض قرار گرفتن آهک واکنش نکرده می‌شود ولی آزمایشهای محدود انجام شده بوسیله استرن (Stern, 1978) اثر ناچیزی در استفاده از این پیشنهاد را نشان داده‌اند. بررسیهای مشابه انجام شده در دستگاه پیلوت FGD دانشگاه تنسی منفعت آسیاب کردن گلوله‌ای را تأیید می‌کند ولی ظاهر شدن آهک واکنش نکرده را علت آن نمی‌داند زیرا سنجش‌های انجام شده نشان داده که مقادیر ناچیزی از هیدروکسید کلسیم واکنش نکرده در فرآورده‌ها موجود می‌باشد. عاملی که در این عدم سازگاری ظاهری بین اطلاعات ارائه شده وجود دارد اندازه ذرات می‌باشد. ذرات بزرگتر ممکن است مقداری هیدروکسید کلسیم در مغز خود داشته باشند که به علت نفوذ محدود SO<sub>2</sub> واکنش نکرده باقی می‌ماند.

هدف از این مطالعه بررسی پتانسیل تجمع هیدروکسید کلسیم بر فرآورده‌های واگردانی شده در موقع به هم زدن و قبل از اتمیزه شدن بود. در آزمایشهای انجام شده شرایط قسمت دوغاب سازی ثابت نگاه داشته شد و شرایط متفاوت در قسمت خشک کن افشانه‌ای و مقدار دوغاب تزریقی فراهم آورده شد. فرضیه این بود که فرآورده‌های اضافه شده به محلول آهک تازه این امکان را بوجود می‌آورد که در اثر جذب سطحی در معرض واکنش قرار گیرد و در نتیجه نیاز نفوذ کامل SO<sub>2</sub> به داخل قطره هیدروکسید کلسیم برای بهره‌دهی کامل آهک مرتفع گردد.

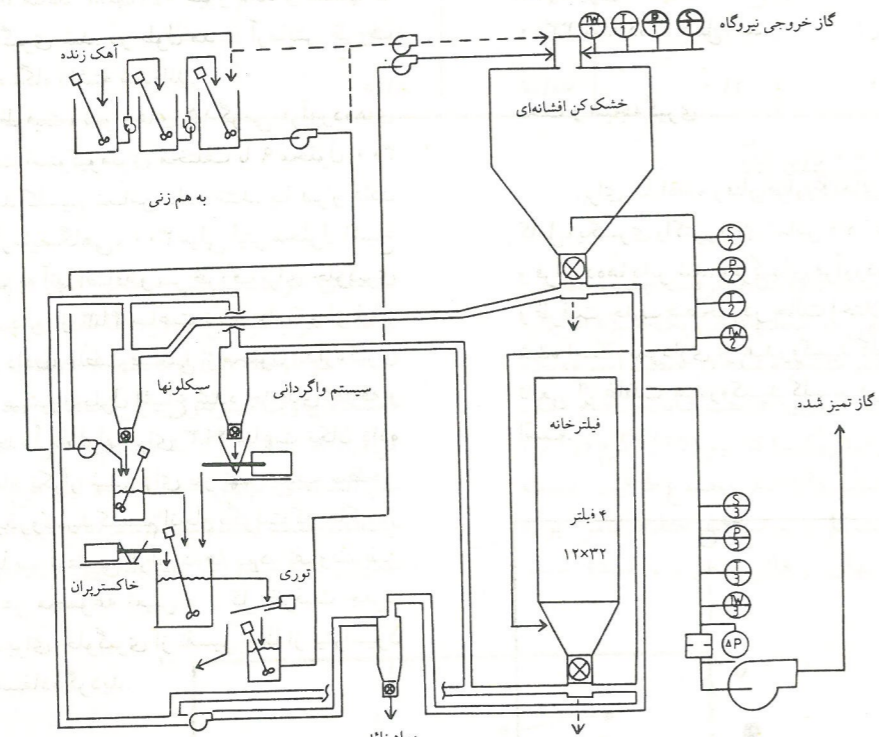
جداسازی اجزاء گازی یا مایع از جریان گاز خروجی در اثر جذب سطحی معلول نیروهای الکتریکی، جذب واندرالس (۱۰)، واکنش شیمیایی، و یا تراکم می‌باشد (Levenspiel, 1967). برای نوع اول، وجود محیط باردار بر سطح ماده جاذب، ماده جذب شونده را به طرف خود می‌کشد. در جذب فیزیکی، نیروهای بین ملکولی مسبب متمرکز کردن یک ماده بر سطح ماده دیگری می‌باشد. در جذب شیمیایی بین ملکولهای جاذب و جذب شونده واکنش شیمیایی انجام می‌شود و سرعت آن با ازدیاد دما افزایش پیدا می‌کند در عمل مجموعه‌ای از این نیروها حاکم بوده و جذب سطحی مشاهده شده معلول برآیند آنها می‌باشد (Weber, 1972).

#### مواد و روشها

##### دستگاه پیلوت

دستگاه سولفورزایی دانشگاه تنسی، با ظرفیت اسمی ۱۰۰۰ فوت مکعب واقعی در دقیقه (ACFM) و مجموعه سیستم حذف SO<sub>2</sub> مجهز به خشک کن افشانه‌ای و فیلتر پارچه‌ای می‌باشد. در این سیستم دوغاب حاوی هیدروکسید کلسیم در خشک کن

افشانه‌ای با قطر ۷ فوت و مجهز به اتمیزه کننده دیسکی دوار قادر به گردش با سرعت ۱۱۰۰۰ تا ۱۹۰۰۰ دور در دقیقه اتمیزه می‌شود (به شکل ۱ رجوع شود). گاز خروجی از یکی از سه دیگ بخار بوسیله پنکه مکنده واقع در پایاب دستگاه پیلوت گرفته می‌شود. غلظت SO<sub>2</sub> در سراب خشک کن افشانه‌ای بوسیله تزریق SO<sub>2</sub> گازی از سیلندرهای SO<sub>2</sub> مایع کنترل می‌شود. کنترل دمای سراب خشک کن افشانه‌ای بوسیله دریچه هوا انجام می‌شود.



شکل ۱- نمای مجموعه خشک کن افشانه‌ای / فیلتر پارچه‌ای

گاز خروجی گرفته شده از دیگ بخار به صورت دایره‌های هم مرکز در اطراف اتمیزه کننده به خشک کن افشانه‌ای وارد می‌شود. مجموعه‌ای از پره در اطراف اتمیزه کننده به گاز خروجی حرکتی زاویه‌ای به طرف پائین می‌دهد. این عمل شرایط بهینه‌ای برای بهم خوردن، واکنش و خشک شدن دوغاب Ca(OH)<sub>2</sub> با گاز خروجی ایجاد می‌کند. گاز خروجی حاوی فرآورده‌های زائد سپس به مخزن انبار فیلتر خانه وارد می‌شود. فرآورده زائد و خاکستر پران در پائین خشک کن افشانه‌ای و بر فیلتر پارچه‌ای جمع می‌شدند. برای برداشت جامدات شیر چرخشی (۱۱) تعبیه شده در قسمت تحتانی قیفی شکل (۱۲) خشک کن افشانه‌ای و فیلتر خانه استفاده می‌شد.

تهیه دوغاب هیدروکسید کلسیم بوسیله آب دیده کردن آهک زنده (۱۳) با نسبت جرمی ۳/۵:۱ آب به آهک که پس از آن برای غلظت مورد نظر رقیق می‌شد انجام می‌گرفت. برای اندازه‌گیری قلیائیت هیدروکسیدی موجود از تیتراسیون با اسید کلریدریک با نرمالته ۳ استفاده می‌شد و بدینوسیله غلظت آهک تعیین می‌شد.

برای انجام آزمایشهای واگردانی جرم از پیش تعیین شده‌ای از آهک به دوغاب به طریقی که نسبت جرمی ۴:۱ فرآورده به آهک (بر حسب اکسید کلسیم) تولید شود، اضافه می‌شد. مدت به هم زدن قبل از تزریق به اتمیزه کننده بیشتر از ۳۰ دقیقه بود. غلظتهای SO<sub>2</sub> در ورودی و خروجی خشک کن افشانه‌ای (به نقطه‌های S<sub>1</sub> و S<sub>2</sub> در شکل ۱ رجوع شود) بوسیله آنالیزر NO/SO<sub>2</sub> آنالیزر مدل Lear Siegler SM800 اندازه‌گیری شد. پارامترهای یک آزمایش

نمونه به قرار زیر بود:

- ۱- دامنه دمای ورودی (۱۴۹±۵°C)
- ۲- غلظت SO<sub>2</sub> ورودی (۱۲۰۰-۱۰۰۰ جزء در میلیون، ppm)
- ۳- دبی حجمی گاز خروجی (۱۰۰۰ فوت مکعب واقعی در دقیقه، ACFM).
- ۴- دمای تهیه دوغاب آهک (۹۳-۹۹°C)
- ۵- غلظت نهایی دوغاب رقیق شده (گالن آب / lb Cao ۰/۳-۰/۸)
- ۶- دمای خروجی خشک کن افشانه‌ای (۱۰°C بالای دمای اشباع)
- ۷- سرعت دیسک اتمیزه کننده (۱۷۰۰۰ دور در دقیقه) معادل میانگین قطر قطره ۷۵-۸۵ میکرومتر در شرایط آزمایش.

#### واکنش اختلاط کامل

در آزمایشهای انجام شده در آزمایشگاه، محلول اشباع شده عاری از ذرات هیدروکسید کلسیم با نمونه‌های فرآورده‌های

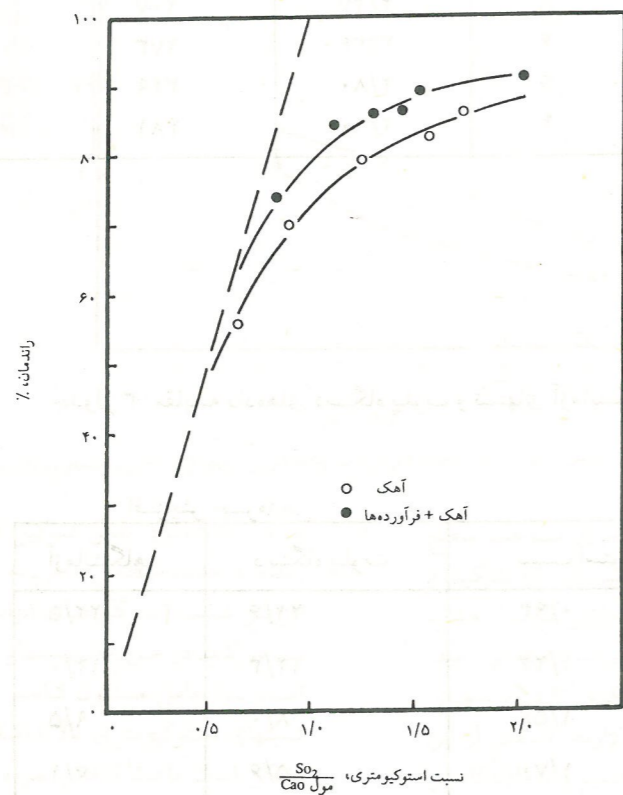
جدول ۱: ویژگیهای فرآورده‌های خشک کن افشانه‌ای مورد استفاده در آزمایشها

شماره فرآورده	نسبت استوکیومتری*	راندمان خشک‌کن افشانه‌ای %	مساحت سطح m <sup>2</sup> /g	محتوای CaCO <sub>3</sub> %	رطوبت %	گنجایش جذب سطحی mgCa(OH) <sub>2</sub> /g فرآورده
۲۸	۰/۹۳	۶۹/۰	۱۵/۶۱	۲۰/۶	۴	۲۲/۵
۱۸	۱/۲۲	۷۹/۳	۲۱/۳۹	۳۶/۰	۹	۱۴/۰
۳	۱/۵۶	۸۲/۱	۲۰/۹۵	۲۲/۱	۵	۹/۵
۵	۱/۷۰	۸۵/۸	۱۱/۸۷	۶۰/۲	۲	۷/۱

\*نسبت استوکیومتری = مول Ca تزریق شده / مول SO<sub>2</sub> ورودی

داده‌های ظرفیت جذب سطحی فوق با افزایش راندمان حذف SO<sub>2</sub> در اثر واگردانی فرآورده‌ها مقایسه شد. در مرحله اول آزمایشها از دوغاب هیدروکسید کلسیم در دستگاه پیلوت سولفورزدایی استفاده شد. در آزمایشهای بعدی فرآورده‌ها با هیدروکسید کلسیم مخلوط شده و به داخل خشک کن افشانه‌ای تزریق شد تا سهم این نوع واگردانی در افزایش راندمان حذف SO<sub>2</sub> تعیین گردد. نتایج این آزمایشات که در شکل ۳ نمایش داده شده است، رابطه بین بازدهیهای حذف دی‌اکسید

همانطور که در شکل نشان داده شده ظرفیت جذب سطحی فرآورده‌ها به طرز قابل توجهی در غلظتهای نزدیک اشباع افزایش پیدا می‌کند. بر اساس این رفتار مشاهده شده در غلظت اشباع، یک سری آزمایش برای مشابه سازی غلظت ثابت انجام شد. محلولهای اشباع شده‌ای از هیدروکسید کلسیم (۱/۶۵ گرم در لیتر) به طور مکرر با فرآورده‌ها تماس داده شد. مجموع ظرفیت بدست آمده بدین طریق بنام "ظرفیت کل برای شرایط اختلاط کامل" بوده و در شکل ۲ بوسیله علامتهای توخالی نشان داده شده است.

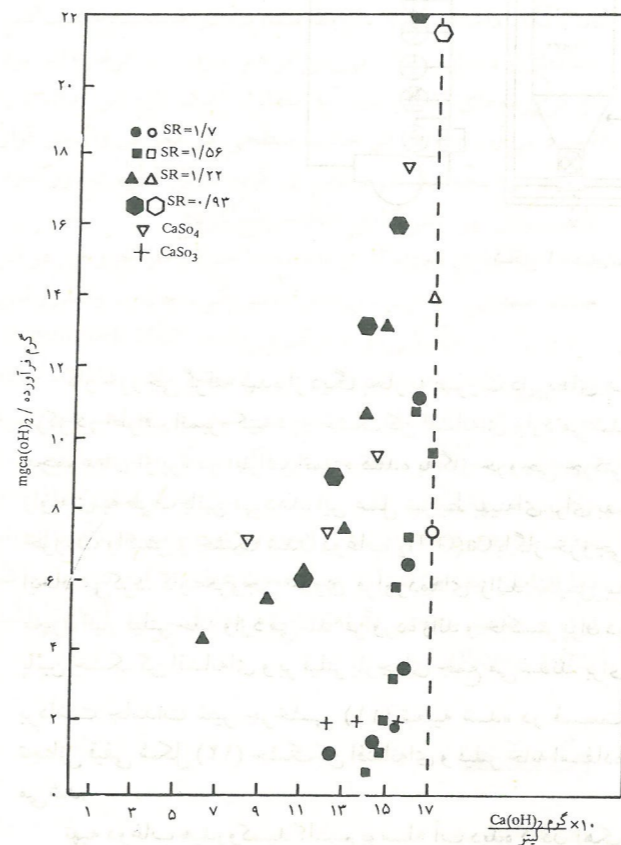


شکل ۳: داده‌های دستگاه پیلوت که افزایش راندمان ناشی از واگردانی فرآورده‌ها را نشان می‌دهد.

غلظت هیدروکسید باریم آنالیز شد. تفاوت بین محتوای کربنات اولیه و نهایی مقدار کربنات موجود در فرآورده‌ها را نشان می‌داد. برای هر نمونه دو آنالیز انجام شد و میانگین نتایج گزارش شد. اندازه‌گیریهای دیگری نیز بر روی فرآورده‌های خشک کن افشانه‌ای انجام شد که شامل محتوای رطوبت و مساحت سطح می‌شد. محتوای رطوبت با اندازه‌گیری تفاوت بین وزن فرآورده قبل و بعد از خشک کردن در دمای ۱۰۳°C تعیین گردید. برای اندازه‌گیری مساحت سطح از دستگاه سطح سنج میکرومتریک ۳۳۰۰ استفاده به عمل آمد.

#### بحث و نتیجه‌گیری

برای مشاهده رفتار فرآورده‌های FGD در شرایط اختلاط کامل، یکسری راکتور برای تماس دادن محلول هیدروکسید کلسیم و فرآورده‌ها دایر شد. ویژگیهای فرآورده‌های خشک کن افشانه‌ای و ظرفیت جذب سطحی در حالت اختلاط کامل در جدول ۱ آورده شده است. نموداری از هیدروکسید کلسیم جذب شده به عنوان تابعی از غلظت هیدروکسید کلسیم در شکل ۲ نشان داده شده است.



شکل ۲: منحنی‌های همگرایی فرآورده‌های خشک کن افشانه‌ای و ظرفیت کل جذب سطحی از ستون جذب و راکتورهای اختلاط کامل

خشک کن افشانه‌ای تولید شده در نسبت استوکیومتری مختلف تماس داده شد تا بتوان منحنی‌های همگرایی (۱۴) جذب سطحی هیدروکسید کلسیم بر سطح فرآورده‌های واکنش کرده را به دست آورد. برای ایجاد حالت اختلاط کامل، محلولها در ظروف سر بسته‌ای قرار داده شد و به مدت دو ساعت با سرعت ۲۵۰-۲۰۰ دور در دقیقه تکان داده شد. مدت زمان مذکور با روش آزمایش و خطا برای رسیدن به حالت تعادل (۱۵) کافی شناخته شد. کفاب سپس از فیلتر غشایی با منافذ ۰/۴۵μm عبور داده و غلظتها به طریق تیتراسیون اندازه‌گیری شد. در طول مدت آزمایش ظروف حاوی محلولها سر بسته نگاه داشته شده‌اند.

برای تعیین کل ظرفیت، نمونه‌های ۱۵ گرمی فرآورده‌های تولید شده در پنج نسبت استوکیومتری مختلف با ۹ محلول ۳۰۰ میلی لیتری هیدروکسید کلسیم تماس داده شد. با قرار دادن فرآورده‌ها در ظروف آزمایشگاهی، ۳۰۰ میلی لیتر محلول اشباع شده هیدروکسید کلسیم به آنها اضافه و سر ظروف برای جلوگیری از ورود هوا بسته شد. پس از ۴ تا ۳ ساعت تکان دادن و از فیلتر غشایی ۰/۴۵μm عبور دادن، غلظت قسمتی از محلول اندازه‌گیری و بقیه دور ریخته شد. سپس محلول اشباع شده جدیدی اضافه و سر ظروف بسته و مجدداً محلولها برای ۴ تا ۳ ساعت تکان داده شدند. این مراحل ۹ بار تکرار شد. برای بار نهم جذب سطحی قابل اندازه‌گیری از هیدروکسید کلسیم انجام نگرفت که حاکی از زوال کامل ظرفیت جذب سطحی فرآورده‌ها بود. تفاوت بین غلظت اولیه و نهایی هر مجموعه تعیین و کل ظرفیت جذب سطحی به دست آمد. برای جلوگیری از تفسیر خطا از تیتراسیون دو نقطه پایانی (۱۶) استفاده گردید.

#### اندازه‌گیری کربنات

فرآورده‌های خشک کن افشانه‌ای تولید شده در نسبتهای استوکیومتری مختلف برای تعیین محتوای کربنات کلسیم نیز آنالیز شد. در این آنالیز سیستم مدار بسته‌ای که متشکل از ظرف واکنش، ظرف جذب، ظروف محبوس کننده، و یک پمپ بود استفاده به عمل آمد. وزن معلومی (۰/۳۰/۱۵ گرم) از فرآورده‌ها در آغاز با ۳ میلی لیتر پروکسید تیروژن ۳ درصد برای اکسایش سولفیدهای موجود به سولفات تماس داده شد. نمونه اکسیده شده سپس به داخل ظرف واکنش ولرم حاوی اسید سولفوریک با نرمالیه ۶ ریخته شد. برای جلوگیری از خروج دی‌اکسید کربن تولید شده سر ظرف به سرعت بسته شد. دی‌اکسید کربن تولید شده سپس از داخل میرد (۱۷) به ظرف محبوس کننده هدایت شده و پس از عبور از نفوذ دهنده هوا (۱۸) به ظرف جذب حاوی حجم معینی از محلول اکسید باریم با نرمالیه ۰/۱۵-۰/۱ فرستاده شد تا مقداری از آن با اکسید باریم واکنش کند. قسمت واکنش نکرده به داخل سیستم دوباره گردش داده شد تا زمان کافی برای واکنش همه

دی‌اکسید کربن با هیدروکسید باریم فراهم آید. ظرف جذب سپس از سیستم جدا شد و محلول آن به صورت تیتراسیون برای تعیین

سولفور در خشک کن افشانه‌ای و نسبت استوکیومتری برای آهک و افزایش راندمان ناشی از واگردانی فرآورده در نسبت جرمی ۴:۱ فرآورده به آهک را نشان می‌دهد. سهم واگردانی فرآورده از شکل ۳ با محاسبه تفاوت بازدهی بین منحنی آهک تنها و منحنی آهک و فرآورده به دست آمد. این افزایش راندمان حذف به افزایش بهره‌دهی ربط داده شد. برای شرح این روش مورد SR ۱/۷ را در نظر بگیرید که افزایش بازدهی ۳/۸ درصد را نشان می‌دهد. این اثر معلول اضافه کردن ۳۸۱ گرم فرآورده به ۹۵/۲ گرم CaO می‌باشد. ۳/۸ درصد افزایش بازدهی متناظر به SR ۰/۰۳۸ یا ۲/۱ گرم CaO می‌باشد. بدین طریق افزایش بهره‌دهی اکسید کلسیم برای هر گرم فرآورده  $10 \times 5/6$  یا ۵/۶ mg می‌شود. این داده‌ها همراه با اطلاعات دیگر فرآورده‌ها در جدول ۲ ارائه شده است.

مقایسه بین داده‌های آزمایشهای جذب سطحی آزمایشگاهی و بازگردش دهی فرآورده در دستگاه پیلوت، که در جدول ۳ آورده شده است، حاکی از این است که جذب سطحی می‌تواند سبب افزایش بازدهی حذف SO<sub>2</sub> ناشی از بازگردش دهی فرآورده باشد. ظرفیتهای جذب سطحی مقیاس آزمایشگاهی به طور کلی بالاتر از ارقام افزایش موجودیت اکسید کلسیم در دستگاه نمونه، تا حد ۲۱ درصد می‌باشند. این تفاوت ۲۱ درصد متناظر به فقط ۱ درصد بازدهی می‌شود. با در نظر گرفتن پراکندگی داده‌ها در هر دو منحنی واگردانی فرآورده و آهک تنها در شکل ۳، یک درصد خطا در بازدهیها قابل اغماض می‌باشد. گنجایشهای جذب سطحی فرآورده‌های واگردانی شده مورد مطالعه در آزمایشهای لابراتواری و دستگاه پیلوت، همانطور که در

شکل ۴ نشان داده شده است، با افزایش نسبت استوکیومتری میل به کاهش نشان می‌داد. توضیح احتمالی این تقلیل ظرفیت در هر گرم فرآورده افزایش محتوای کربنات کلسیم فرآورده‌ها در نسبتهای استوکیومتری بالاتر می‌باشد. آزمایشهایی بر روی کربنات کلسیم و سولفات کلسیم آبدار موجود در بازار برای بررسی صحت این فرضیه انجام شد. در مورد کربنات کلسیم، گنجایش جذب سطحی به مقدار قابل توجهی پائین‌تر از فرآورده‌های بازگردش داده بود (به شکل ۲ رجوع شود). در عین حال، مساحت سطح کربنات کلسیم خالص، در مقایسه با ۱۵-۲۰ m<sup>2</sup>/g برای فرآورده‌ها، فقط ۱ m<sup>2</sup>/g بود. این امر ممکن است به مقدار قابل توجهی در کاهش دادن ظرفیت جذب سطحی سهم بوده باشد. آزمایشهای انجام شده بر سولفات کلسیم آبدار نشان داد که ظرفیت جذب سطحی مشابه فرآورده‌های بازگردش داده شده با

در صورت عدم وجود زمان ماند کافی در خشک کن افشانه‌ای، صرف نظر از مقدار آهک تزریق شده، افزایش بیشتر از حد خاصی در بازدهی حذف دی‌اکسید سولفور مشاهده نمی‌شود. همانطور که در جدول ۳ نشان داده شد، با افزایش نسبت استوکیومتری، تفاوت بین گنجایش جذب سطحی دستگاه پیلوت و داده‌های آزمایشگاهی ازدیاد پیدا می‌کند. در صورت وجود اتصال هیدرولیکی این مشاهده را می‌توان انتظار داشت زیرا اثر این پارامتر در نسبتهای استوکیومتری بالاتر بیشتر و بیشتر جلوه خواهد کرد.

#### نتیجه‌گیری

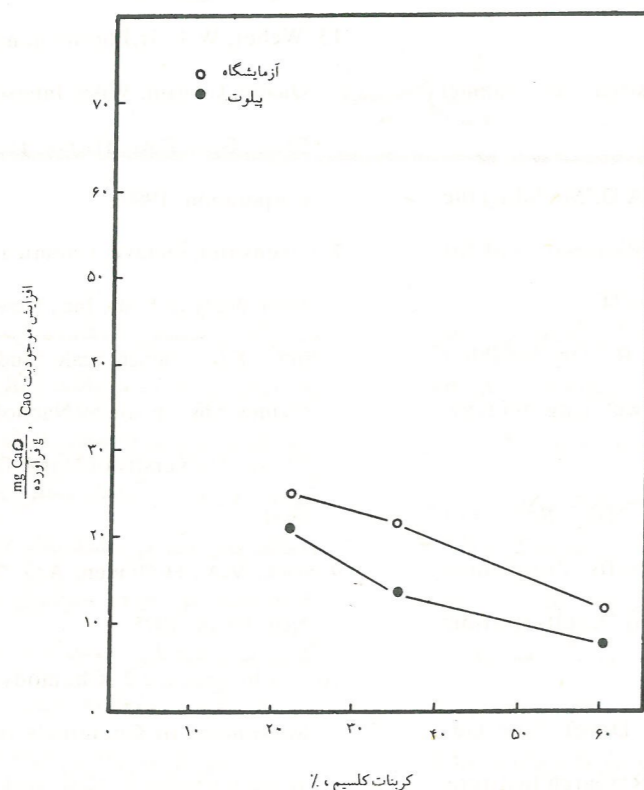
نتایج مطالعه حاضر، این فرضیه را تأیید می‌کند که ظرفیت جذب سطحی فرآورده‌های خشک کن افشانه‌ای می‌تواند، در موقعی که فرآورده بازگردش داده شود، مسبب افزایش راندمان

جدول ۲: محاسبه بهبود واکنش SO<sub>2</sub> ناشی از واگردانی فرآورده خشک کن افشانه‌ای

ارقام متناظر				
افزایش بهره‌دهی mgCaO/دهه	فرآورده اضافه‌شده (g)	بهره‌دهی CaO (g)	افزایش راندمان %	نسبت استوکیومتری
۲۱/۶	۲۰۷	۴/۴۷	۸	۰/۹۳
۱۲/۳	۲۷۳	۳/۳۶	۶	۱/۲۲
۸/۰	۳۴۹	۲/۸۰	۵	۱/۵۶
۵/۶	۳۸۱	۲/۱۰	۴	۱/۷۰

جدول ۳: مقایسه داده‌های دستگاه پیلوت و تستهای آزمایشگاهی جذب

افزایش بهره‌دهی		
آزمایشگاهی	دستگاه پیلوت	نسبت استوکیومتری
۲۲/۵	۲۱/۶	۰/۹۳
۱۴/۰	۱۲/۳	۱/۲۲
۹/۵	۸/۰	۱/۵۶
۷/۱	۵/۶	۱/۷۰



شکل ۴: افزایش موجودیت CaO به عنوان تابعی از درصد CaCO<sub>3</sub> بر این تستهای آزمایشگاهی و داده‌های دستگاه پیلوت

حذف SO<sub>2</sub> شود. نقش تشکیل کربنات کلسیم در فرآورده‌ها در رابطه با جذب سطحی منفی به نظر می‌رسد و بدین طریق با افزایش نسبت استوکیومتری اثرات مفید واگردانی فرآورده تقلیل پیدا می‌کند. در عین حال پیشنهاد می‌شود که کربنات کلسیم ممکن است تنها عامل مسئول کاهش اثرات واگردانی فرآورده در نسبتهای استوکیومتری بالا نباشد. پدیده اتصال هیدرولیکی نیز ممکن است باعث کاهش بهره‌دهی در نسبتهای استوکیومتری بالاتر باشد که افزایش ناچیزی در بازدهی در نسبتهای استوکیومتری بالا را نتیجه می‌دهد.

محتوای CaCO<sub>3</sub> پائین می‌باشد. در مورد آخری مساحت سطح فقط ۵ m<sup>2</sup>/g بود. مطالعات بیشتری برای تعیین این که تشکیل و وجود کربنات تا چه حدی در تقلیل دادن گنجایش ظرفیت جذب سطحی در نسبتهای استوکیومتری بالاتر سهم است لازم می‌باشد. منحنی‌های نشان داده شده در شکل ۳ در نسبتهای استوکیومتری بالاتر میل به همگرایی (۱۹) دارند. قسمتی از این می‌تواند ناشی از افزایش محتوای کربنات کلسیم و متعاقباً کاهش ظرفیت باشد ولی مقداری از آن نیز ممکن است در اثر وجود اتصال هیدرولیکی (۲۰) در خشک کن افشانه‌ای باشد. همچنین،

- (1) Flue Gas Desulfurization, FGD
- (2) Sorbent
- (3) Nozzle
- (4) Scrubber
- (5) Dissolution
- (6) Hydration
- (7) Adiabatic Saturation (Wet Bulb) Temperature
- (8) Fly Ash
- (9) Ball Milling
- (10) Van der Waals

- (11) Rotary Valve
- (12) Hopper
- (13) Slaking of Quick Lime
- (14) Isotherm
- (15) Equilibrium
- (16) Double End Point
- (17) Condensor
- (18) Air Diffuser
- (19) Convergence
- (20) Hydraulic Short-Circuiting

#### LIST OF REFERENCES

1. Dullien, F.A.L, Introduction to Industrial Gas Cleaning, Academic press, 1989, pp.222-234.
2. Getler, L.J., Shelton, L.J., Furlong, A.D. "Modeling the Spray Adsorption Process for  $SO_2$  Removal," J.of Air poli.Control Assoc;, 1979, pp.1270-1274.
3. Gude, K.E., Meyler, J.A., Davis, A.R. "Dry Scrubber Maintains High Efficiency," Power Engineering, October 1979, pp. 83-85.
4. Hurst, T.B. and Bielowski, "Dry Scrubber Demonstration Plant Operating Results," Proceedings of the Sixth Symposium on Flue Gas Desulfurization, Houston, TX, 1981.
5. Ireland, P.A. "Status of Spray Dryer Flue Gas Desulfurization," Electric Power Research Institute, 1982.
6. Kelly, M.E., Dickerman, J.C. "Current Status of Dry Units", Federal Register 45, February 1980, pp.8210-8213.
7. Levenspiel, Octave. Chemical Reaction Engineering, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1967.
8. Stern, F.R., "Bench Scale Study of Sulfur and Nitrogen Oxides Absorption by Nacholite and Trona," Master's Thesis, University of North Dakota, Grand Fork, ND, 1987.
9. Slack, V.A., Hollinden, A.G. "Noyes Data Corporation, New Jersey, 1975.
- 10- Thibodeaux, J.J. Chemodynamics, Environmental Movement of Chemicals in Air, Water, and Soil, Wiley-Interscience, New York, 1979.
11. USEPA, "Flue Gas Desulfurization Inspection and performance Evaluation", 1985.
12. USEPA. "Standards of Performance for the New Stationary Sources; Electric Utility Steam Generating
13. Weber, W.J., Jr. Physiochemical Processes for Water Quality Control, Wiley Interscience, New York, 1972. Flue Gas Desulfurization Systems," Radian Corporation, 1980.