



## شبیه‌سازی استفاده از مواد جاذب مختلف برای کاهش غلظت گازی دی‌اکسید گوگرد از دودکش بویلرهای صنعتی

ایمان بهرآبادی جوین<sup>1</sup>، صادق صدیقی<sup>2\*</sup>، جواد باشتنی<sup>1</sup>

1- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی خواجه‌نصیرالدین طوسی تهران

2- استادیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی خواجه‌نصیرالدین طوسی تهران

\* تهران، صندوق پستی 19395-1999 seddighi@kntu.ac.ir

### اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل

دریافت: 07 دی 1395

پذیرش: 07 اسفند 1395

ارائه در سایت: 14 فروردین 1396

کلید واژگان:

احتراق

آلاینده SO<sub>2</sub>

گوگرد زدایی از جریان گاز خروجی

جاذب بر پایه سدیم

جاذب بر پایه کلسیم

### چکیده

پژوهش حاضر راه‌های کاهش آلاینده‌های گوگرددار ناشی از احتراق سوخت مازوت حاوی گوگرد را به صورت عددی بررسی می‌کند. راه حل‌های مختلفی برای کاهش این آلاینده تاکنون ارائه شده است که یکی از کاربردی‌ترین و اصلی‌ترین آن‌ها جداسازی دی‌اکسید گوگرد از گازهای خروجی پس از احتراق است. در این پژوهش فرآیند کاهش آلاینده سولفور موجود در دود خروجی محفظه‌های احتراق به کمک جاذب‌های مختلف شبیه‌سازی شده است. پژوهش حاضر سه نوع مختلف جاذب برای کاهش غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد را مورد مقایسه قرار داده است. نتایج حاکی از آن است که مواد جاذب با پایه سدیم می‌تواند راندمان بالاتر و بیشتری نسبت به مواد جاذب با پایه کلسیم داشته باشد. همچنین در این شبیه‌سازی نشان داده شده است که راندمان مربوط به جاذب سدیم بی‌کربنات در حدود 96٪، به عنوان بیشترین بازده و راندمان مربوط به کلسیم اکسید با 74٪ به‌عنوان کمترین بازده معرفی شده است. بالاتر بودن راندمان جاذب‌های سدیم در مقایسه با کلسیم به دلیل تفاوت چگالی آن در مقایسه با مواد جاذب کلسیم‌دار و سرعت در انجام واکنش به دلیل انرژی فعال‌سازی کمتر برای مواد جاذب بر پایه سدیم نسبت به جاذب با پایه کلسیم است، که باعث ایجاد پراکندگی بیشتر و واکنش بهتر با گاز دی‌اکسید گوگرد می‌شود.

## Simulating the effects of different absorbers for reducing SO<sub>2</sub> from flue gases in industrial boilers

Iman Bahrabadi Jovein, Saddegh Seddighi\*, Javad Bashtani

Department of Mechanical Engineering, K. N. Toosi University of Technology, Tehran, Iran

\* P.O.B. 19395-1999, Tehran, Iran, seddighi@kntu.ac.ir

### ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper  
Received 27 December 2016  
Accepted 25 February 2017  
Available Online 03 April 2017

**Keywords:**  
Combustion  
sulfur emission  
Na-based absorber  
Ca-based absorber  
Flue gas desulfurization

### ABSTRACT

This work presents the numerical results on reduction of sulfur emission from combustion of heavy oil in a combustion chamber. One of the most practical methods for sulfur emission reduction is flue gas desulfurization (FGD). In this study various FGD absorbers have been studied by means of numerical simulations. The flow is assumed turbulent two-phase flow, while gas is continuous, and droplets form the dispersed phase. Heavy oil with considerable sulfur contents has been used as the fuel. The results show that the Na-based absorbers are more efficient than the calcium-based absorbers. In addition, it is found that the efficiency of Sodium bicarbonate ( $NaHCO_3$ ) is about 96% while the efficiency of calcium oxide ( $CaO$ ) is about 74%. The efficiency of the Na-based absorbers is higher than the Ca-based absorbers due to the low density of Na-based absorbers. The low density of Na-based absorbers leads to a better dispersion of the absorber particles. The second reason for higher efficiency Na-based absorber is lower activation energy compared with Ca-based absorber. In addition, the mixing of Na-based absorbers dominates the mixing of the Ca-based absorbers. Thus, the reaction efficiency and kinetics of Na-based absorbers dominate the Ca-based absorbers.

و از ت گردد [1].

### 1- مقدمه

نیاز روز افزون جهان و به خصوص کشورهای در حال توسعه به انرژی برق سبب توسعه روز افزون نیروگاه‌ها گردیده است. با افزایش تعداد نیروگاه‌ها که بخش عمده آن نیروگاه‌های حرارتی بوده، سوخت‌های فسیلی به خصوص نفت کوره، که جزء سوخت‌های سنگین می‌باشند، در نیروگاه‌ها بسیار مورد استفاده قرار می‌گیرند. وجود درصد بالای گوگرد و ازت در سوخت مازوت (غلظت گوگرد حدود 2.5 تا 3.5 درصد و غلظت ازت حدود 0.2 تا 0.3 درصد) برحسب شرایط احتراق می‌تواند سبب تشکیل و انتشار مقادیر زیاد اکسیدهای گوگرد

اکسیدهای گوگرد شامل دو جز اساسی، مستقل و جدا از هم SO<sub>2</sub> یا دی‌اکسید گوگرد و SO<sub>3</sub> یا تری‌اکسید گوگرد می‌شوند. در حدود 70 درصد از توزیع کل دی‌اکسید گوگرد منتشر شده، از احتراق سوخت‌ها تولید می‌شوند [2]. در طی احتراق مقدار قابل توجهی از گوگرد موجود در سوخت به دی‌اکسید گوگرد تبدیل می‌شود. مقدار دی‌اکسید گوگرد منتشر شده را می‌توان به سادگی از سوخت مصرفی برآورد کرد، به سادگی با ضرب کردن سوخت مصرفی با دو برابر گوگرد (S) موجود در آن (در واحد جرم) این مقدار

Please cite this article using:

1. Bahrabadi Jovein, S. Seddighi, J. Bashtani, Simulating the effects of different absorbers for reducing SO<sub>2</sub> from flue gases in industrial boilers, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 17, No. 3, pp. 425-436, 2017 (in Persian)

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید:

همان‌طور که در جدول 1 اشاره شد، سوخت نفت کوره یا مازوت در میان سوخت‌های مایع بیشترین میزان تولید دی‌اکسید گوگرد را دارا است. البته ناگفته نماند که در کشورهایی نظیر انگلیس، ژاپن، آمریکا و سایر کشورهای اروپایی بیشترین استفاده از تأسیسات گوگرد زدایی از جریان گاز خروجی، مربوط به نیروگاه‌هایی با سوخت زغال سنگ است.

تاکنون پژوهش‌های متعددی در مورد فرآیندهای کاهش اکسیدهای گوگرد از گازهای منتشر شده از بویلر نیروگاه‌ها انجام شده است. به‌عنوان مثال خیاخون و همکاران [8] تأثیر عوامل مختلف همچون دما و غلظت جاذب را بر روی میزان جداسازی اکسیدهای گوگرد در یک مدل آزمایشگاهی فرآیند نیمه خشک بررسی کردند. در این آزمایش نشان داده شد که افزایش میزان جاذب به گاز خروجی و کاهش قطر ذرات جاذب میزان جداسازی دی‌اکسید گوگرد را افزایش می‌دهد. در پژوهشی دیگر جیانگ ژائو و همکاران [9] در مدلی تأثیر PH جاذب و میزان کاهش غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد را توسط آزمایش و همچنین با استفاده از نرم‌افزارهای دینامیک سیالاتی محاسباتی بررسی کرد. در پژوهشی دیگر نیلگون [10] به توضیح و بررسی جاذب‌های مختلف استفاده شده در فرآیند کاهش اکسیدهای گوگرد از گازهای خروجی از دودکش پرداخت. در این پژوهش جاذب‌های بر پایه کلسیم و سدیم مورد بررسی قرار گرفته و براساس اقتصادی بودن را طبقه‌بندی شده‌اند. این پژوهش صرفاً جهت بیان اطلاعاتی از فرآیندهای جداسازی آلاینده از جریان گاز خروجی و تأثیر پارامترهای مختلف در این فرآیندها است؛ و تأثیر نوع سوخت، ظرفیت نیروگاه، در دسترس بودن جاذب‌های مختلف و هزینه‌های آن‌ها را در انتخاب نوع جاذب و فرآیند بررسی کرده است. همچنین در سال 2013 برون و همکاران [11] با استفاده از ابزار آزمایشگاهی و عددی به بهینه‌سازی استفاده از فرآیند مرطوب کاهش دی‌اکسید گوگرد از جریان گاز پرداختند و برای این منظور از تعداد نازل‌های مختلف استفاده کردند. نتایج آن‌ها حاکی از آن است که با افزایش تعداد نازل‌ها در فرآیند، میزان جداسازی دی‌اکسید گوگرد افزایش می‌یابد. در پژوهشی دیگر ویایز و همکاران [12] از مایعات یونی به‌عنوان جاذب در فرآیند گوگردزدایی از جریان گاز خروجی استفاده کردند. در این پژوهش در فشار و دمای پایین واکنش مایع یونی با گاز دی‌اکسید گوگرد مورد بررسی قرار گرفت که بیش از 90 درصد جداسازی اکسید گوگرد صورت گرفت. در مطالعه‌ی دیگر کی‌ژانگ و کتینگ‌جیو [13] جداسازی و کاهش غلظت دی‌اکسید گوگرد را در اسکرابر مغناطیسی با استفاده از ذرات مغناطیسی آزمایش کردند و نتیجه‌گیری کردند که با افزایش شدت مغناطیسی ذرات میزان راندمان جداسازی افزایش می‌یابد. در مطالعه‌ی آن‌ها که توسط گومز و همکاران [14] صورت گرفت در چهار نمونه مختلف میزان جداسازی گاز دی‌اکسید گوگرد شبیه‌سازی شد که در این 4 حالت تمامی جاذب‌ها کلسیم کربنات بودند و هدف از این پژوهش علاوه بر کاهش غلظت آلاینده نحوه‌ی استفاده از محصولات خروجی و تبدیل آن به گچ قابل استفاده بود. در این پژوهش پارامترهای متغیر در 4 نمونه عبارتند از: دبی جرمی جاذب بازیافت شده، میزان جاذب استفاده شده و میزان محصولات خروجی. در پژوهشی دیگر اولاسون و همکاران [15] برای جاذب بر پایه کلسیم تأثیر قطر ذرات، غلظت سولفیت و غلظت اسید چرب در جاذب را میزان جداسازی آلاینده گوگرد دی‌اکسید مورد بررسی قرار دادند. نتایج نشان می‌دهد که افزایش اسید چرب موجود در جاذب باعث افزایش راندمان و افزایش قطر ذرات و غلظت سولفیت باعث کاهش راندمان می‌شود.

برآورد می‌شود. فرمول شیمیایی تبدیل گوگرد موجود در سوخت به دی‌اکسید گوگرد در رابطه (1) بیان شده است.



در حال حاضر در سرتاسر جهان فناوری‌های مختلفی برای جلوگیری و کنترل اکسیدهای گوگرد در صنعت، به ویژه صنعت نیروگاهی مورد استفاده قرار می‌گیرد. رویکردها و روش‌های مختلفی برای کاهش انتشار اکسیدهای گوگرد وجود دارد، که شامل استفاده از سوخت‌های پاک، از بین بردن و کاهش سولفور موجود در سوخت و روش‌های جلوگیری از نشر اکسیدهای انتشار یافته از گازهای خروجی دودکش است [3].

راهکارهای کنترل دی‌اکسید گوگرد هم بر پایه‌ی پیشگیری آلودگی دی‌اکسید گوگرد (سوخت پاک) و همچنین رفتار و بررسی گازهای خروجی در پایان مسیر است. پیشگیری از تولید آلاینده‌ی  $SO_2$  شامل تغییر سوخت به سوخت با گوگرد کم و یا کاهش گوگرد سوخت قبل از سوختن آن است [4]. از آن‌جا که انتشار دی‌اکسید گوگرد به‌طور مستقیم با گوگرد موجود در سوخت مرتبط است، کاهش در انتشار آن می‌تواند توسط تغییر سوخت به سوخت کم گوگرد و باکیفیت بالاتر به دست آید. اما سوخت با گوگرد کم، همیشه در دسترس نیست، ذخایر سوخت با گوگرد کم در حال کاهش هستند و در بسیاری از مناطق غیرقابل دسترس می‌باشند. به همین دلایل از روش‌های مختلف توسعه یافته برای کاهش گوگرد یا از بین بردن آن در سوخت، قبل از سوختن بهره می‌گیریم. این موارد برای گاز طبیعی و سبک نسبتاً آسان است، اما برای نفت سنگین یا سوخت‌های جامد کمتر عملی می‌شود [5].

اما برای گازهای خروجی از دودکش روش‌ها و فرآیندهای متعددی (گوگرد زدایی از جریان گاز خروجی) وجود دارند، و برای منابع بزرگ مثل نیروگاه‌های حرارتی، پالایشگاه‌های نفتی و کارخانه‌های ذوب مورد استفاده قرار می‌گیرند. روش دیگر کنترل آلاینده دی‌اکسید گوگرد، کنترل آن در محل، توسط مایع‌سازی بستر احتراق در حضور سنگ آهک یا دولومیت است [5].

جدول 1 میزان انتشار گازهای آلاینده را برحسب نوع سوخت طبق اطلاعات سال 1391 در ایران نشان می‌دهد.

از جدول 1 مشاهده می‌شود که بخش عمده اکسیدهای گوگرد مربوط به سوخت مازوت یا همان نفت کوره است.

فرآیندهای کاهش اکسیدهای گوگرد از جریان گاز خروجی پس از احتراق اولین بار در کشور انگلیس در سال‌های 1920 و 1930 با راندمان بالایی به کار گرفته شدند. پس از آن در سال‌های 1960 در ژاپن و اروپا این تجهیزات ساخته شدند و سپس براساس قانون هوای پاک آمریکا در سال‌های 1970 برای نیروگاه‌های جدید این تجهیزات نصب و استفاده شدند [7].

جدول 1 مقدار انتشار گازهای آلاینده و گلخانه‌ای از نیروگاه‌های حرارتی کشور در سال 1391 به تفکیک نوع سوخت مصرفی، برحسب تن [6]

**Table 1** Amount of emission of various pollutants from thermal power plants at 1391- By the type of fuel-in ton [6]

سوخت / گاز	NO <sub>x</sub>	SO <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	SO <sub>3</sub>
نفت کوره	141750	75334	56801185	3454
نفت گاز	114572	50115	17822385	1446
گاز طبیعی	291213	ناچیز	69524686	-

<sup>1</sup> Flue Gas Desulfurization

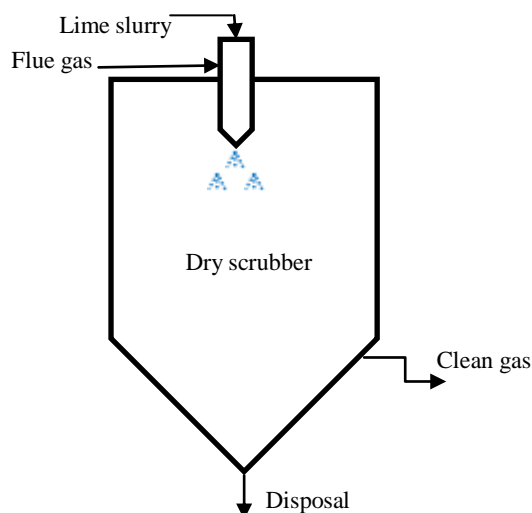


Fig. 1 Schematic model of wet scrubber

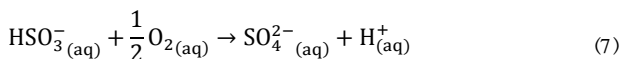
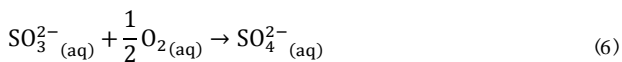
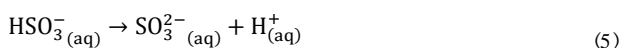
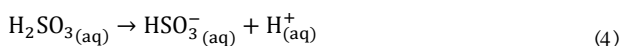
شکل 1 مدل شمتاتیک اسکرابر مرطوب

جاذب‌های مختلف و با استفاده از نرم‌افزار دینامیک سیالات محاسباتی (انسیس فلونت آ) است. نوآوری مربوط به این پژوهش بررسی انواع جاذب‌ها و مقایسه میزان راندمان هریک از آن‌هاست.

## 2- معادلات حاکم و مدل‌سازی روش عددی

### 1-1- معادلات حاکم

مدل‌سازی فرآیند گوگرد زدایی از جریان گاز خروجی مرطوب، خشک و نیمه خشک به خاطر تفاوت در واکنش‌های شیمیایی باهم تفاوت دارند. همچنین در فرآیندهای گوگردزدایی از جریان گاز خروجی مواد جاذب مختلفی همچون آهک و سنگ آهک و واکنش دهنده‌های بر پایه سدیم مورد استفاده قرار می‌گیرند و هر یک واکنش‌های مربوط به خود را دارند. واکنش‌های اصلی در فرآیندهای گوگردزدایی از جریان گاز خروجی در معادلات (2 تا 7) بیان شده است [21].



در معادلات (2) تا (7)،  $g$  نشانگر فاز گازی است و  $aq$  نشانگر فاز آبی یا محلول در آب است.

واکنش شیمیایی آهک<sup>6</sup> در فرآیند گوگرد زدایی از جریان گاز خروجی در معادلات (9) تا (15) به صورت کامل ذکر گردیده است.

در مقاله حاضر، برای شبیه‌سازی فرآیند کاهش غلظت دی‌اکسید گوگرد از شیوه‌ی مرطوب و نیمه خشک استفاده شده است. در این نوع فرآیندها مواد جاذب بر پایه سدیم و کلسیم هستند. پارامترهای مختلفی در این فرآیندها می‌توانند تأثیرگذار باشند، از جمله مهم‌ترین آن‌ها می‌توان به نوع جاذب، دمای گاز ورودی، نسبت جاذب موردنظر به گاز و اندازه ذرات اشاره کرد. همان‌طور که در بررسی ادبیات پیشین موضوع موردنظر مشاهده شد، در اکثر پژوهش‌ها تأثیر قطر ذرات بررسی شده چرا که افزایش قطر ذره باعث می‌شود که واکنش به آرامی به مرکز ذره برسد و میزان کاهش راندمان را در پی خواهد داشت [8]. همچنین تأثیر دمای داخل اسکرابر بر میزان راندمان جداسازی به دو علت معطوف می‌شود؛ از جهتی به دلیل گرماگیر بودن واکنش‌ها و سینتیک واکنش، افزایش دما میزان جذب را کاهش می‌دهد و از طرفی با افزایش دما، ضریب نفوذ و انتقال جرم ذرات افزایش می‌یابد و در هنگام شبیه‌سازی برآیند این دو تأثیر قابل ملاحظه هستند، همچنین افزایش دما باعث افزایش آنتروپی می‌شود و سرعت واکنش را افزایش می‌دهد [16].

برای اسکرابر معمولاً دمای گاز ورودی در محدوده 150 تا 370 درجه سانتی‌گراد (300 تا 700 درجه فارنهایت) است. که این دما با توجه به نوع فرآیند و دمای مناسب جهت انجام واکنش انتخاب می‌شود.

نسبت حجم واکنشگر (جاذب) به گاز پسماند، نسبت مایع به گاز (L/G) معرفی می‌شود. این نسبت مقدار جاذب در دسترس برای واکنش با گاز دی‌اکسید گوگرد را محاسبه می‌کند نسبت (L/G) معمولاً برای اسکرابر مورد استفاده در این پروژه در حدود 15:1 در نظر گرفته شده است [17].

نکته مهم این است که در فرآیند خشک و نیمه خشک باید دما به نحوی تنظیم شود که پسماند ناشی از واکنش به صورت خشک محفظه را ترک نماید [18].

سیستم‌های تزریق جاذب خشک، ماده جاذب پودر شده را مستقیماً به‌طور پنوماتیکی (با هوای فشرده) به درون کوره، مجرای پایین دست جریان یا گرم‌کن مقدماتی<sup>1</sup> تزریق می‌کند. این فرآیند به‌عنوان یک تکنولوژی نسبتاً نوظهور برای کنترل  $\text{SO}_2$  برای کاربردهای صنعتی کوچک و متوسط پیش-بینی شده است [19].

در این مقاله واکنشگرهای مختلف بر پایه سدیم و کلسیم به‌عنوان جاذب استفاده می‌شوند. جاذب توسط اتمایزهای چرخان<sup>2</sup> یا دو نازل سیال پخش می‌شود این امر باعث ایجاد قطرات اسپری ظریف‌تر و ریزتر می‌شود.

دلیل این که دو سیستم مرطوب و نیمه خشک در این مقاله مورد بررسی قرار گرفته است به دلیل تفاوت در بازدهی و هزینه‌های عملیاتی و سرمایه‌گذاری است که در مورد فرآیند مرطوب هزینه‌ها به مراتب بیشتر از سایر فرآیندها هستند [20].

مدل شمتاتیک سیستم‌های گوگرد زدایی از جریان گاز خروجی در شکل 1 نشان داده شده است. همان‌طور که در "شکل 1" مشاهده می‌شود در تمامی سیستم‌های اسکرابر جریان گاز از یک جهت وارد محفظه مورد نظر می‌شود و در داخل محفظه پاشش جاذب صورت می‌گیرد و سپس از سمت دیگر جریان گازی خارج می‌شود و پسماندها نیز تخلیه می‌شوند. در پژوهش حاضر دو نازل و یک ورودی و یک خروجی گاز طراحی شده است. ناگفته نماند هندسه مربوط به انجام این پژوهش می‌تواند شکل‌های مختلفی داشته باشد.

هدف این مقاله بررسی میزان جداسازی اکسیدهای گوگرد با به‌کارگیری

<sup>3</sup> Ansys Fluent

<sup>4</sup> Gas

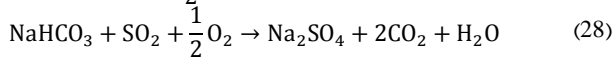
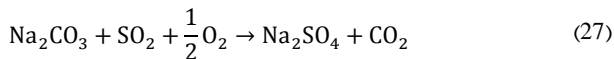
<sup>5</sup> aqueous

<sup>6</sup> lime

<sup>1</sup> Economizer

<sup>2</sup> Rotary atomizers

واکنش‌های مربوط به سدیم کربنات و سدیم بی‌کربنات به ترتیب در معادلات (27 و 28) آورده شده است.



در این پژوهش یکی از مواد جاذب مورد استفاده در سیستم‌های گوگردزدایی از جریان گاز خروجی که بر پایه سدیم است، به نام سدیم بی‌کربنات را مورد بررسی قرار می‌دهیم.

در این مقاله برای مدل‌سازی سیستم‌های کاهش اکسیدهای گوگرد از جریان گازهای خروجی از نیروگاه‌ها و سایر صنایع از روش عددی با استفاده از نرم‌افزار انسیس فلونت استفاده شده است. با استفاده از معادله انتقال گونه‌ها که در معادله (29) ذکر گردیده است داریم:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho v Y_i) = -\nabla \cdot J_i + R_i + S_i \quad (29)$$

در معادله (29)،  $i$  نوع گونه موردنظر را نشان می‌دهد و جمله  $R_i$  جمله چشمه است و نرخ کلی گونه  $i$  در محصولات را نشان می‌دهد. همچنین  $S_i$  نرخ ایجاد پراکندگی گونه را نشان می‌دهد. در معادله (29)،  $J_i$  شار نفوذ گونه  $i$  را بیان می‌کند که در معادله (30) بیان شده است:

$$J_i = -\rho D_{i,m} \nabla Y_i \quad (30)$$

در معادله (30)،  $D_{i,m}$  ضریب نفوذ گونه  $i$  در مخلوط سیال را نشان می‌دهد. معادله (30)، شار نفوذ در جریان لامینار را نشان می‌دهد در حالی که در جریان آشفته و مغشوش این ترم مقداری متفاوت است و به‌صورت معادله (31) بیان می‌شود:

$$J_i = -\left(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{S_{c_i}}\right) \nabla Y_i \quad (31)$$

در معادله (31)، ترم  $S_{c_i}$  نشانگر عدد بی‌بعد اشمیت است که بیانگر نسبت نفوذ مومنتوم به نفوذ جرمی است و ترم  $\mu_t$  نشانگر ویسکوزیته آشفته است. جمله  $R_i$  در معادله (29) برای جریان آرام و آشفته متفاوت است. در مورد جریان آشفته به‌صورت معادله (32) و (33) تعریف می‌شود:

$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A \rho \frac{\epsilon}{K} \min\left(\frac{Y_R}{v'_{i,r} M_{w,r}}\right) \quad (32)$$

$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A B \rho \frac{\epsilon}{K} \left(\frac{\sum_P Y_P}{\sum_j v'_{j,r} M_{w,j}}\right) \quad (33)$$

در معادلات (32) و (33)  $Y_P$  درصد جرمی گونه‌های محصولات و  $Y_R$  درصد جرمی گونه‌های واکنش‌دهنده‌ها است.  $A$  ثابت تجربی است که برابر با 4 است و  $B$  نیز ثابت تجربی است که برابر با مقدار 0.5 است. همچنین  $M_{w,i}$  وزن مولکولی گونه  $i$  است و  $v'_{i,r}$ ،  $v'_{j,r}$  به ترتیب ضرایب استوکیومتری مربوط به محصولات و واکنش‌دهنده‌ها هستند.

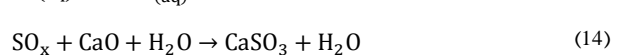
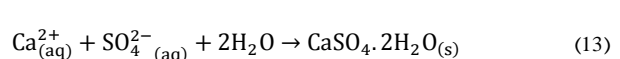
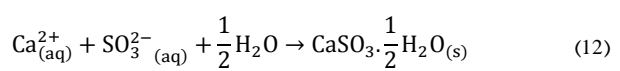
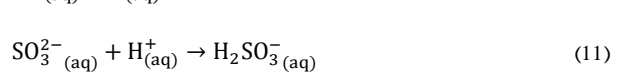
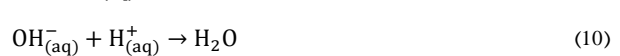
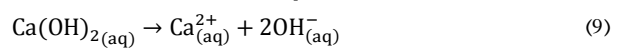
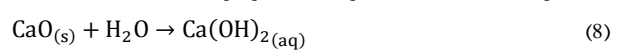
در این پژوهش تمرکز بر تشکیل و کاهش گونه گاز دی‌اکسیدگوگرد است.

## 2-2- روش عددی و مدل‌سازی

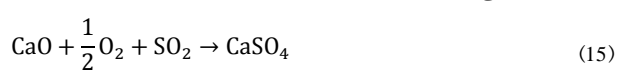
فرضیات در نظر گرفته شده [9]:

- جریان گاز خروجی سیال نیوتونی غیرقابل تراکم در نظر گرفته شده است.
- از ذرات جامد موجود در جریان گاز خروجی صرف‌نظر شده است چرا که قابل صرف‌نظر هستند به‌دلیل تعداد کم.
- اندازه قطرات خوراک یا جاذب یکنواخت در نظر گرفته شده است.
- دیواره‌های هندسه موردنظر آدیاباتیکی فرض شده است.
- در این مدل گاز به‌صورت فاز پیوسته در نظر گرفته می‌شود، در حالی که ماده

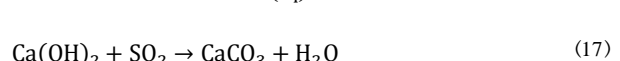
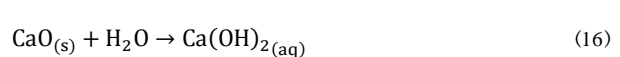
معادله (14) معادله کلی واکنش اکسیدهای گوگرد با آهک در فرآیند مرطوب است. در معادلات (8) تا (14) حرف 's' نشانگر فاز جامد است.



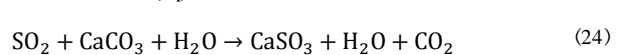
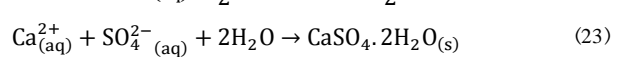
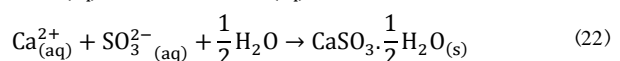
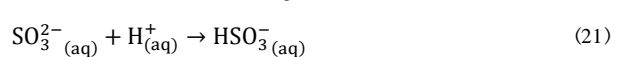
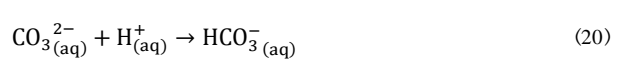
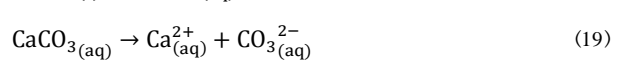
واکنش شیمیایی فرآیند خشک به شکل معادله (15) است [22].



واکنش مربوط به فرآیند نیمه خشک نیز در معادله (16) و (17) ذکر شده است:

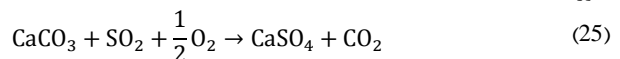


واکنش‌های مربوط به فرآیند سنگ آهک<sup>۲</sup> در معادلات (18 تا 24) آمده است.



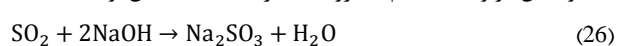
واکنش (24)، واکنش کلی میان گاز دی‌اکسیدگوگرد و کلسیم کربنات یا همان سنگ آهک را در فرآیند مرطوب نشان می‌دهد.

واکنش کلی سنگ آهک و گاز دی‌اکسیدگوگرد در فرآیند خشک به صورت معادله (25) است:



علاوه بر واکنش‌دهنده‌ها بر پایه کلسیم واکنش‌دهنده‌ها بر پایه سدیم نیز انواع مختلفی دارند که مهم‌ترین آن‌ها سدیم هیدروکسید<sup>۳</sup> یا سود سوزآور، سدیم بی‌کربنات<sup>۴</sup> و سدیم کربنات<sup>۵</sup> است. واکنش‌های کلی آن‌ها در معادلات (26) تا (28) آورده شده است.

واکنش مربوط به سدیم هیدروکسید در معادله (26) این‌گونه است:



<sup>1</sup> Solid

<sup>2</sup> Limestone

<sup>3</sup> Sodium hydroxide

<sup>4</sup> Sodium bicarbonate

<sup>5</sup> Sodium carbonate

شیمیایی در نزدیکی نازل‌های جاذب نسبت به دیگر نواحی اسکرابر بالاتر است. خروجی نازل‌ها از نوع جت‌های گرد<sup>9</sup> هستند. جیانگ ژائو و همکاران [9] در بررسی مدل‌های آشفته‌گی برای شبیه‌سازی این نوع جریان نشان دادند که مدل  $k - \epsilon$  realizable از نوع جت‌های گرد را نسبت به دیگر مدل‌ها با دقت بهتری مدل می‌کند [9].

### 3- استقلال از شبکه

در روش‌های حل عددی بررسی استقلال از شبکه و تأثیر شبکه بر روی نتایج از اهمیت زیادی برخوردار است. تعداد سلول‌های موجود در شبکه تأثیر قابل ملاحظه‌ای بر زمان حل مسئله دارند و بر نتایج مسئله نیز تأثیرگذار است. هرچه تعداد شبکه‌ها و سلول‌های موجود در هندسه افزایش پیدا می‌کند زمان حل نیز بیشتر می‌شود و در ازای آن میزان دقت در جواب‌ها و نتایج افزایش می‌یابد. با توجه به این نکات سعی بر آن است که با بهینه کردن میزان تعداد مش موردنظر و کاهش درصد خطای پاسخ‌های گرفته شده، در کمترین زمان ممکن بهترین پاسخ‌ها را دریافت کنیم.

اثر تعداد المان‌های شبکه محاسباتی بر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در نمودار "شکل 3" آورده شده است. تمامی شرایط حل در تمامی هندسه‌ها یکسان در نظر گرفته شده است و تنها تعداد و اندازه المان‌های مش زده شده تغییر کرده است. مشاهده می‌شود که تعداد المان‌ها از 322306 (اندازه 0.001m) تا 2561870 (اندازه 0.00011m) تغییر کرده است و درصد اختلاف برای اغلب مش‌ها ناچیز است (کمتر از 1 درصد)، و این اختلاف اندک حاکی از آن است که می‌توان تعداد مش بهینه را 634281 (اندازه 0.00053m) در نظر گرفت و آن را به‌عنوان شبکه نهایی انتخاب کرد و براساس آن به انجام سایر محاسبات پرداخت. جدول 2 اندازه و تعداد شبکه‌های مختلف را بیان می‌کند.

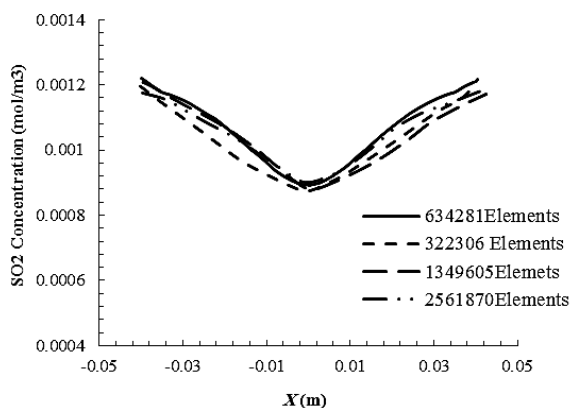


Fig. 3 The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.225m at different number of Cells

شکل 3 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.225m در تعداد مش مختلف

جدول 2 تعداد و اندازه شبکه هندسه مورد نظر

Table 2 number and size of grid geometry

تعداد مش	اندازه یا سایز شبکه در بخش اصلی هندسه (m)
322306	0.0010
634281	0.00053
1349605	0.00022
2561870	0.00011

<sup>9</sup> round jet

جاذب موردنظر به‌صورت قطرات مجزا با تعداد زیاد فرض می‌شوند و از مدل فاز مجزا<sup>1</sup> در برنامه انسیس فلونت استفاده می‌شود. همچنین مدل واکنشی موردنظر، از نوع واکنش‌های حجمی<sup>2</sup> در نظر گرفته شده است که واکنش‌ها به‌صورت تعادلی لحظه‌ای<sup>3</sup>، با نرخ محدود<sup>4</sup> در نظر گرفته شده‌اند.

در مقاله پیش رو هندسه مورد نظر با استفاده از نرم‌افزار گمبیت<sup>5</sup> مدل شده و مش زده شده است. مدل موردنظر که در "شکل 2" نشان داده شده است، دارای یک ورودی از پایین است که این ورودی مربوط به ورودی جریان گاز است. در بالای هندسه نیز خروجی قرار گرفته است. دو نازل نیز جهت پاشش خوراک و جاذب در میانه هندسه قرار گرفته است. هندسه به‌صورت سه بعدی در نرم‌افزار گمبیت رسم شده است و ابعاد آن به این ترتیب است که قطر مخزن برابر با 0.08 متر است و ارتفاع کلی آن برابر با 1 متر است. قطر ورودی گاز به داخل اسکرابر برابر با 0.05 است. طول هندسه در راستای محور Z است. و ورودی و خروجی جریان در راستای محور X رسم شده است. همچنین قطر خروجی برابر با 0.05 متر است.

در این مطالعه همچنین مقدار راندمان جداسازی گاز دی‌اکسید گوگرد به صورت رابطه (34) بیان می‌شود:

$$\eta_r = \left( \frac{C_{in} - C_{out}}{C_{in}} \right) \times 100\% \quad (34)$$

در معادله (34)،  $C_{out}$ ،  $C_{in}$  به ترتیب غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ورودی و خروجی را نشان می‌دهند و همچنین  $\eta_r$  راندمان جداسازی گاز دی‌اکسید گوگرد را بیان می‌کند.

### 2-3- شرایط مرزی

شرایط مرزی مسئله و پارامترهای در نظر گرفته شده برای حل مسئله از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. ابتدا برای ایجاد شرایط مشابه شبکه‌ای که اعتبارسنجی با آن صورت گرفته است شرایط مرزی آن را مشابه مقاله جیانگ ژائو و همکاران [9] قرار دادیم. ورودی مربوط به جریان گاز را از جنس سرعت ورودی<sup>6</sup> و خروجی جریان را از جنس خروجی<sup>7</sup> قرار داده‌ایم. و شرط مرزی ورودی خوراک جریان را از جنس سرعت ورودی و انتهای نازل از نوع جت<sup>8</sup> در نظر گرفته شده است. مدل اغتشاشی جریان از نوع مدل دو معادله‌ای  $k - \epsilon$  در فاز پیوسته در نظر گرفته شده است نرخ واکنش‌های

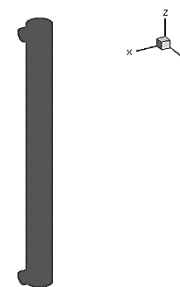
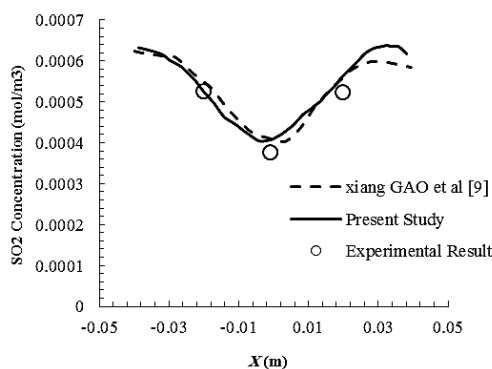


Fig. 2 Considered geometry of model for simulation- height 1m, diameter of Scrubber 0.08m and diameter of inlet and outlet 0.05m

شکل 2 مدل هندسه مورد نظر برای شبیه‌سازی - ارتفاع 1 متر، قطر برج 0.08 متر و قطر ورودی و خروجی گاز 0.05 متر

<sup>1</sup> discrete phase model  
<sup>2</sup> Volumetric Reactions  
<sup>3</sup> instantaneous equilibrium  
<sup>4</sup> finite rate  
<sup>5</sup> Gambit  
<sup>6</sup> Velocity inlet  
<sup>7</sup> Out flow  
<sup>8</sup> Wall-jet



**Fig. 5** The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.225m, in comparison with Xiang GAO et al [9] and experimental result- Low concentration in inlet

شکل 5 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.225m در مقایسه با مقاله جیانگ ژائو و همکاران [9] و نتایج تجربی - غلظت پایین آلاینده در ورودی

جدول 5 مشخصات مواد به کار گرفته شده در شبیه‌سازی

**Table 5** Properties of materials that have used in simulation

پارامتر	مقدار
چگالی گاز ورودی ( $\text{kg/m}^3$ )	1.34
چگالی ماده جاذب ( $\text{kg/m}^3$ ) (Slurry $\text{CaCO}_3$ )	1200
سرعت جاذب در نازل ( $\text{m/s}$ )	5.73
سرعت جریان گاز ( $\text{m/s}$ )	3
غلظت $\text{SO}_2$ در ورودی ( $\text{mol/m}^3$ )	0.0015
قطر نازل (m)	0.003
مقدار (L/G)	15

### 5- نتایج مدل‌سازی

در این مقاله نتایج مدل‌سازی فرآیند کاهش غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد از گاز خروجی بویلرهای صنعتی آورده شده است. نتایج برای دو نوع جاذب ذکر گردیده است. جاذب اول جاذب برمبنای کلسیم است و جاذب دوم جاذب برمبنای سدیم است. جاذب استفاده شده در مدل جیانگ ژائو [9] که برای اعتبارسنجی مدل به کار رفته است جاذب بر پایه کلسیم ( $\text{CaCO}_3$  slurry) است. در ادامه این مقاله دو نوع جاذب دیگر که اولین آن برمبنای کلسیم است با نام کلسیم اکسید با فرمول شیمیایی (CaO) و جاذب دوم که برمبنای سدیم است با نام سدیم بی‌کربنات با فرمول شیمیایی ( $\text{NaHCO}_3$ ) مورد بررسی قرار گرفته است.

واکنش‌های هریک از مواد جاذب در بخش معادلات حاکم (1-2) آورده شده است. در این جا تأثیر مواد جاذب مختلف در استفاده از اسکرابرها به‌منظور کاهش غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد مورد بررسی قرار گرفته است.

#### 5-1- نتایج برای جاذب کلسیم اکسید (CaO)

شرایط مسئله برای این جاذب در جدول 6 بیان شده است. اکنون برای این حالت نمودار کاهش غلظت گاز  $\text{SO}_2$  در ارتفاع‌های مختلف رسم شده است. "شکل‌های 6 تا 9" نشان‌دهنده تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع‌های مختلف است. چهار ارتفاع در نظر گرفته شده برای رسم نمودارها عبارتند از:  $Z=0.825$ ,  $Z=0.625$ ,  $Z=0.425$ ,  $Z=0.225\text{m}$  همان‌طور که در "شکل‌های 6 تا 9" مشاهده می‌شود، غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع‌های مختلف در راستای محور X یعنی محوری که ورودی جریان و خروجی آن نیز در همان جهت هستند، نشان داده شده است. در مورد جاذب

هم‌چنین بیشینه خطا مربوط به شبکه با کمترین تعداد مش، یعنی 322306 است که خطای آن در پایین‌ترین ناحیه نمودار 1.2 درصد و در بیشترین نقطه در حدود 3 درصد است. جدول 3 میزان بیشینه خطا را در هر مورد بیان می‌کند.

### 4- صحت‌سنجی

به‌منظور حصول اطمینان از درستی نتایج به‌دست آمده از حل عددی، بایستی روش حل عددی به‌کار رفته اعتبارسنجی شود. اعتبارسنجی مدل به‌کار گرفته شده در این پژوهش با مدل تجربی - عددی انجام شده توسط جیانگ ژائو و همکاران [9] صورت گرفته است و مشخصات هندسه در نظر گرفته شده در "شکل 2" در جدول 4 ذکر گردیده است.

می‌توان مقایسه نتایج حاصل از صحت‌سنجی را در نمودار "شکل 4 و 5" در دو غلظت متفاوت از آلاینده مشاهده کرد. همان‌طور که در "شکل‌های 4 و 5" مشاهده می‌شود روند کاهش غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در دو نمودار و نتایج تجربی اختلاف اندکی با یکدیگر دارند (کمتر از 3 درصد). اعتبارسنجی و مقایسه با مدل آزمایشگاهی و تجربی - عددی مقاله نام برده [9] انجام گرفته است. مشخصات مربوط به جاذب و گاز دی‌اکسید گوگرد به‌کار گرفته شده برای بررسی اعتبار سنجی مدل، در جدول 5 نمایش داده شده است.

جدول 3 بیشینه‌ی خطای ناشی از مش‌بندی‌های مختلف

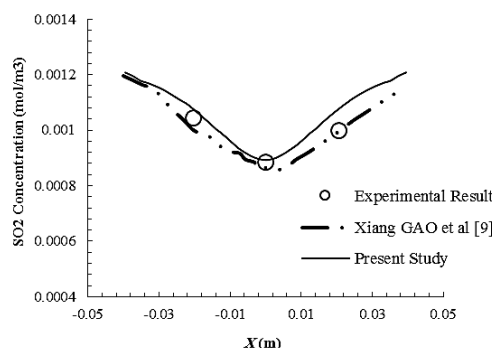
**Table 3** The maximum error due to different mesh generator

تعداد و سایز مش (m)	خطا (%)
322306 (0.001m)	3
634281 (0.00053m)	1.1
1349605 (0.00022m)	2.8
2561870 (0.00011m)	1

جدول 4 مشخصات هندسه به کار رفته در شبیه‌سازی

**Table 4** Properties of geometry that have used in simulation

پارامتر	اندازه (m)
ارتفاع برج	1
قطر برج	0.08
قطر ورودی و خروجی	0.05
فاصله نازل اول از خروجی	0.325
فاصله نازل دوم از خروجی	0.725



**Fig. 4** The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.225m, in comparison with Xiang GAO et al [9] and experimental result- High concentration in inlet

شکل 4 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.225m در مقایسه با مقاله جیانگ ژائو و همکاران [9] و نتایج تجربی - غلظت بالای آلاینده در ورودی

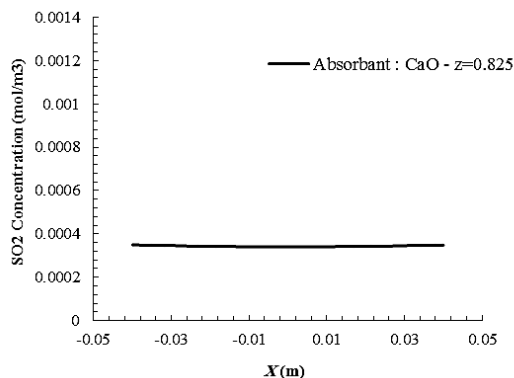


Fig. 9 The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.825m – for CaO

شکل 9 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.825m برای جاذب CaO

CaCO<sub>3</sub> راندمان نزدیک به حدود 90 درصد به دست آمده است [9] در حالی که برای این جاذب حداکثر راندمان در حدود 75 درصد به دست آمده است که به مراتب کمتر از جاذب نوع اول است. همان‌طور که از نمودارها برمی‌آید به ترتیب هرچه به بالای اسکرابر نزدیک می‌شویم غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد بیشتر کاهش می‌یابد و این امر به دلیل وجود نازل‌ها در دو ارتفاع مختلف، منطقی و علمی به نظر می‌آید. در ادامه کانتورها مربوط به این جاذب را در سطوح مختلف نشان می‌دهیم. "شکل‌های 10 تا 13" نحوه تغییرات غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد را نشان می‌دهند.

همان‌طور که مشاهده می‌شود به دلیل این که نازل‌های پاشش جاذب در مرکز هندسه قرار دارند در محور تمامی کانتورها غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در آن‌ها کمتر از سایر مناطق است و به دلیل پاشش جریان، گاز به صورت اسپیرال و چرخشی به سمت خروجی اسکرابر حرکت می‌کند.

## 5-2- نتایج برای جاذب سدیم بی‌کربنات (NaHCO<sub>3</sub>)

در مورد جاذب بر پایه سدیم خواص به‌طور قابل توجهی با دو نوع جاذب قبل تغییر کرده که در جدول 7 مشخصات مربوط به این مدل ارائه شده است. "شکل‌های 14 تا 21" نشان‌دهنده تغییرات غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در مورد جاذب بر پایه سدیم NaHCO<sub>3</sub> که به ترتیب از ارتفاع پایین اسکرابر به سمت بالا رسم شده است.

برای مقایسه بهتر بین نتایج، همان‌طور که ملاحظه می‌شود تمامی نمودارها در ارتفاع‌های معین در داخل اسکرابر رسم شده‌اند، تا به راحتی بتوان آن‌ها را

با یکدیگر مقایسه کرد. چهار ارتفاع در نظر گرفته شده برای رسم نمودارها عبارت‌اند از: Z=0.825, Z=0.625, Z=0.425, Z=0.225m

جدول 7 مشخصات مربوط به شبیه‌سازی با استفاده از جاذب NaHCO<sub>3</sub>

Table 7 Relevant Properties of simulation with NaHCO<sub>3</sub> absorber

مقدار	پارامتر
1.34	چگالی گاز ورودی (kg/m <sup>3</sup> )
1100	چگالی ماده جاذب (NaHCO <sub>3</sub> ) (kg/m <sup>3</sup> )
5.73	سرعت جاذب در نازل (m/s)
3	سرعت جریان گاز (m/s)
0.0015	غلظت SO <sub>2</sub> در ورودی (mol/m <sup>3</sup> )
0.003	قطر نازل (m)
15	مقدار (L/G)

جدول 6 مشخصات مواد به کار رفته و شرایط شبیه‌سازی جاذب CaO

Table 6 Properties of materials and condition that have used in simulation for CaO absorber.

مقدار	پارامتر
1.34	چگالی گاز ورودی (kg/m <sup>3</sup> )
3320	چگالی ماده جاذب (CaO) (kg/m <sup>3</sup> )
5.73	سرعت جاذب در نازل (m/s)
3	سرعت جریان گاز (m/s)
0.0015	غلظت SO <sub>2</sub> در ورودی (mol/m <sup>3</sup> )
0.003	قطر نازل (m)
15	مقدار (L/G)

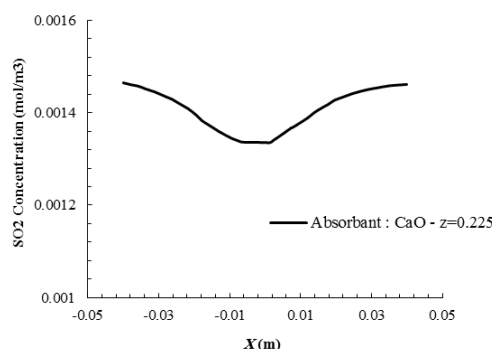


Fig. 6 The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.225m – for CaO

شکل 6 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.225m برای CaO

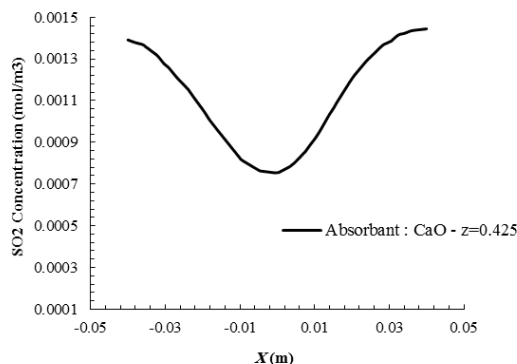


Fig. 7 The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.425m – for CaO

شکل 7 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.425m برای جاذب CaO

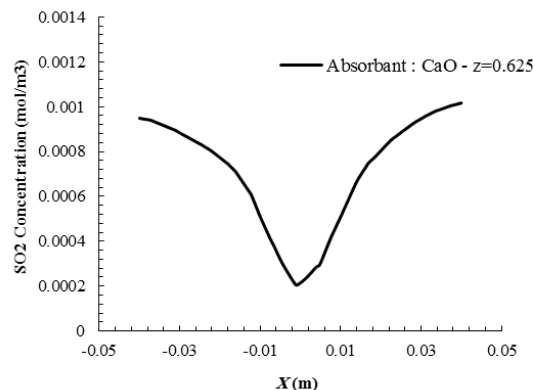


Fig. 8 The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.625m – for CaO

شکل 8 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.625m برای جاذب CaO

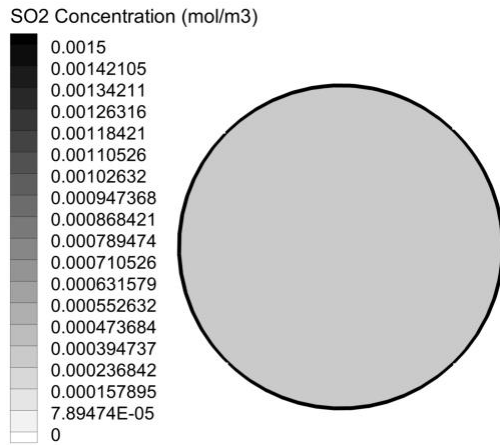


Fig. 13 The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.825m – for CaO

شکل 13 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.825m برای جاذب CaO

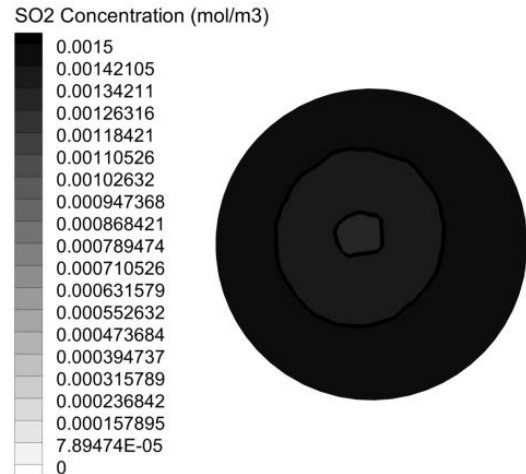


Fig. 10 The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.225m – for CaO

شکل 10 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.225m برای جاذب CaO

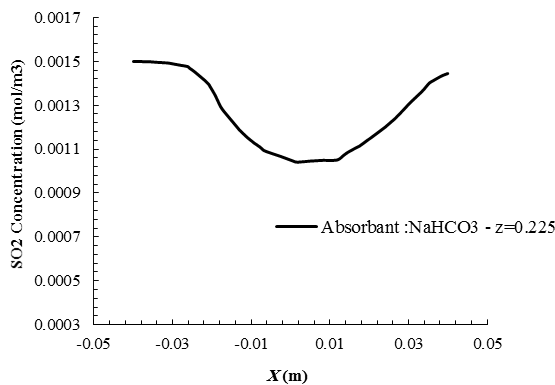


Fig. 14 The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.225m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 14 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.225m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>

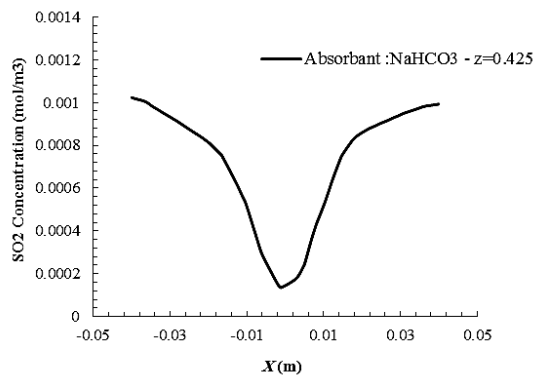


Fig. 15 The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.425m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 15 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.425m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>

همان‌طور که در نمودارها و کانتورهای مربوط به جذب دی‌اکسید گوگرد توسط جاذب سدیم بی‌کربنات مشاهده می‌شود، غلظت آلاینده هرچه به خروجی اسکرابر نزدیک‌تر می‌شویم، بیشتر کاهش می‌یابد. به طوری که پس از گذر از نازل دوم و در نزدیکی خروجی جریان غلظت آلاینده دی‌اکسید گوگرد

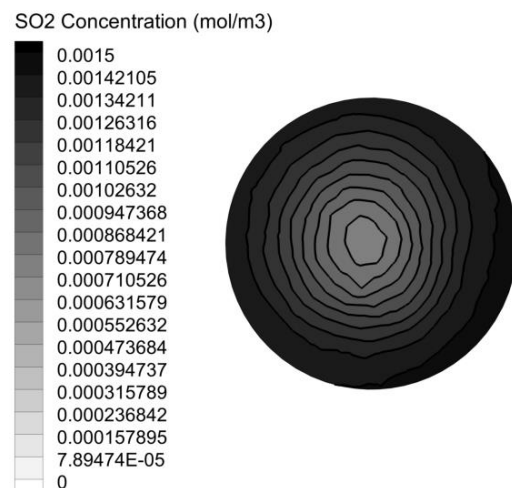


Fig. 11 The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.425m – for CaO

شکل 11 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.425m برای جاذب CaO

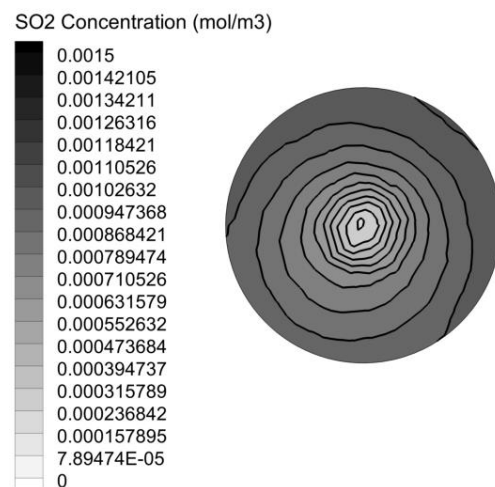
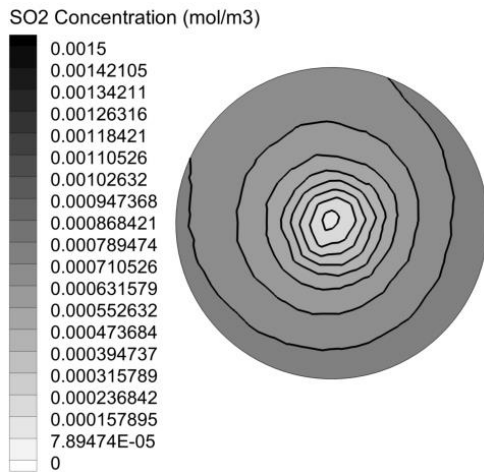


Fig. 12 The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.625m – for CaO

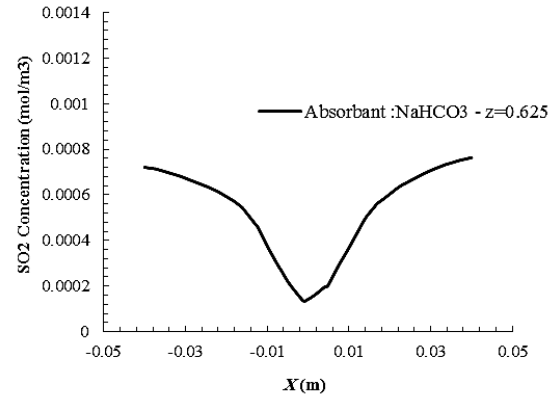
شکل 12 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.625m برای جاذب CaO





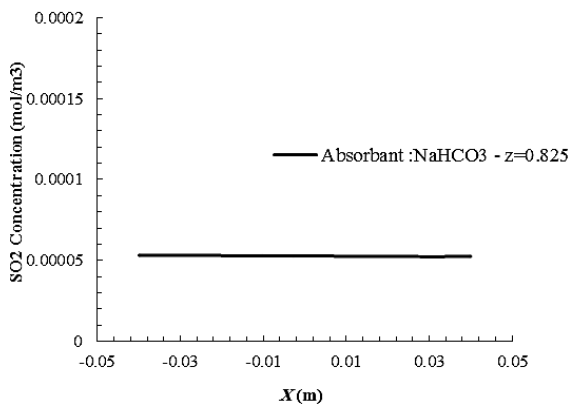
**Fig. 20** The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.625m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 20 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.625m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>



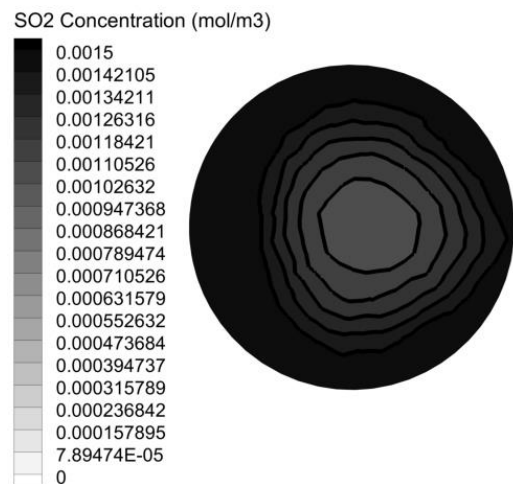
**Fig. 16** The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.625m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 16 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.625m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>



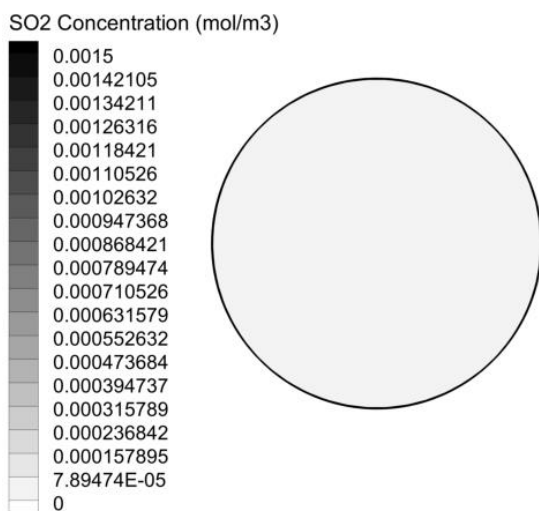
**Fig. 17** The concentration of sulfur dioxide gas in height 0.825m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 17 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع 0.825m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>



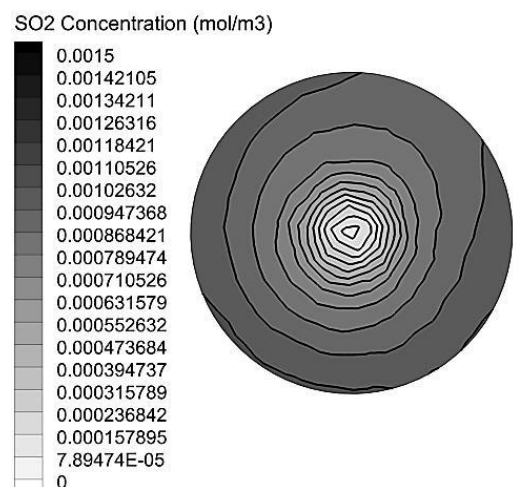
**Fig. 18** The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.225m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 18 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.225m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>



**Fig. 21** The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.825m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 21 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.825m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>



**Fig. 19** The SO<sub>2</sub> concentration profile (contour) in height 0.425m – for NaHCO<sub>3</sub>

شکل 19 پروفایل غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد (کانتور) در ارتفاع 0.425m برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>

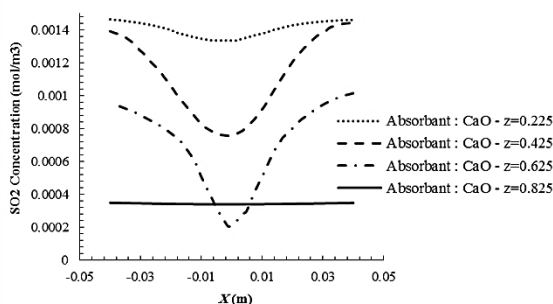


Fig. 23 The concentration of sulfur dioxide gas in different heights – for CaO absorber

شکل 23 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع‌های مختلف برای جاذب CaO

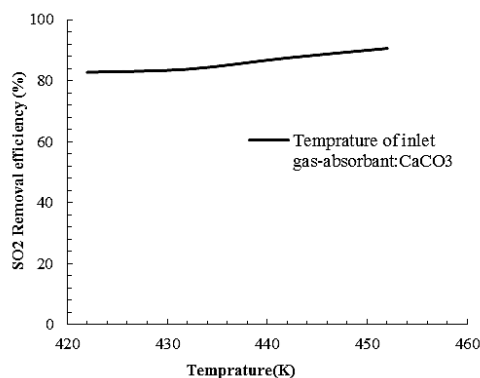


Fig. 24 The effect of temperature of inlet gas on efficiency of absorption– for CaCO<sub>3</sub> absorber

شکل 24 تاثیر دمای جریان گاز ورودی بر راندمان جداسازی برای جاذب کلسیم کربنات

هم‌چنین در بخش مقدمه بیان شد تاثیر دما بر راندمان جداسازی به دو صورت کلی است. نخست تاثیر سینتیک واکنش که افزایش دما باعث کاهش جذب می‌شود و سپس تاثیر ضریب نفوذ و انتقال جرم که افزایش دما باعث افزایش جذب در این حالت می‌شود. در نمودار "شکل 24" دمای جریان گاز در بازه‌ی 422 تا 452 کلوین تغییر کرده است.

همان‌طور که از نتایج بر می‌آید، به‌دلیل انرژی فعال‌سازی<sup>1</sup> متفاوت در واکنش‌های مختلف که نتیجه آن تغییر ثابت واکنش و سرعت انجام واکنش است، ملاحظه می‌شود که میزان غلظت آلاینده در خروجی اسکرابر با جاذب سدیم بی‌کربنات کمتر از جاذب‌های بر پایه کلسیم است. با توجه به مراجع مختلف تفاوت انرژی فعال‌سازی جاذب سدیم بی‌کربنات در واکنش با گاز دی‌اکسیدگوگرد حدود 2.8 برابر کمتر از جاذب کلسیم کربنات است [25,24] و همین امر باعث افزایش سرعت واکنش جاذب برپایه سدیم نسبت به جاذب بر پایه کلسیم است، چرا که با کاهش انرژی فعال‌سازی میزان ثابت واکنش افزایش می‌یابد و باعث می‌شود واکنش با سرعت بیشتری رو به جلو پیشروی کند. هم‌چنین تاثیر دما بر راندمان در "شکل 24" نشان داده شده است و مشاهده می‌شود که افزایش دما به میزان کمی باعث افزایش راندمان جداسازی می‌شود و این امر نشان می‌دهد که در این نمونه تاثیر افزایش آنتروپی و انتقال جرم بیشتر از سینتیک واکنش بوده است.

## 6- نتیجه‌گیری

در این پژوهش به شبیه‌سازی جریان گاز آلاینده دی‌اکسید گوگرد در داخل

به صورت یکنواخت در سطح مقطع برج توزیع می‌شود و به مقدار کمی می‌رسد. همان‌طور که مشاهده می‌شود در ارتفاع‌های پایین‌تر کمترین غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در مرکز سطح مقطع دیده می‌شود به این دلیل که در آنجا تراکم تلاطم بالاترین سطح خود را دارد. همچنین غلظت ماده جاذب در مرکز به دلیل وجود نازل‌ها در مرکز هندسه بیشتر از سایر نقاط است.

همان‌طور که از "شکل‌های 14-17" برمی‌آید تغییرات غلظت آلاینده در مورد جاذب بر پایه سدیم، سدیم بی‌کربنات، شدیدتر از جاذب‌های بر پایه کلسیم هستند. اگر بخواهیم تغییرات غلظت در جاذب سدیم بی‌کربنات و همچنین کلسیم اکسید را به‌طور مقایسه‌ای در یک نمودار مشاهده کنیم، نمودار "شکل 22 و 23" این امکان را فراهم می‌کند.

همان‌طور که ذکر گردید به‌دلیل واکنش‌پذیری بیشتر مواد جاذب بر پایه سدیم نسبت به مواد جاذب بر پایه کلسیم، تغییرات در نمودار "شکل 22" بیشتر از تغییرات ایجاد شده در نمودار "شکل 23" است. اما اصلی‌ترین دلیل که شرکت‌های بزرگ و صنعتی از جاذب‌های بر پایه کلسیم نظیر کلسیم اکسید، کلسیم کربنات یا کلسیم هیدروکسید برای کاهش غلظت آلاینده‌ی دی‌اکسید گوگرد استفاده می‌کنند، بحث هزینه‌ها و صرفه اقتصادی این فرآیند است که در مورد مواد با جاذب بر پایه کلسیم بسیار کم هزینه‌تر است [23]. بحث دوم در مورد در دسترس بودن مواد کلسیم دارد است چرا که مواد جاذب کلسیم‌دار به مقدار بیشتری در دسترس هستند.

با توجه به نمودار "شکل 22 و 23" مشاهده می‌شود که در ارتفاع‌های Z=0.625 و Z=0.425 که نزدیک‌ترین نقاط به نازل‌ها هستند بیشترین تغییرات غلظت در آن‌جا حاصل می‌شود. هم‌چنین نمودار "شکل 24" تاثیر دمای جریان گاز بر راندمان جداسازی گاز دی‌اکسید گوگرد برای جاذب کلسیم کربنات را نشان می‌دهد.

نمودار دو "شکل 22 و 23" نشان می‌دهد که تغییرات در هر مقطع از اسکرابر در مورد جاذب سدیم بی‌کربنات در مقایسه با جاذب کلسیم اکسید شدیدتر است. به‌عبارت دیگر با مشاهده "شکل 23" تغییرات ملایم را شاهد هستیم در حالی که به‌دلیل واکنش‌پذیری بیشتر جاذب سدیم بی‌کربنات و چگالی کمتر آن نسبت به جاذب‌های دیگر در "شکل 22" تغییرات غلظت در بعضی مقاطع مانند ارتفاع 0.225 متری از یکنواختی و تقارن خارج شده است. در مقاطع بالایی نمودار نیز همان‌طور که از مقایسه دو "شکل 22 و 23" برمی‌آید میزان غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در جاذب سدیم بی‌کربنات کمتر از جاذب کلسیم اکسید است.

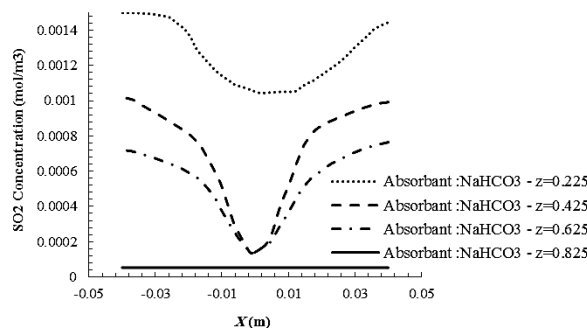


Fig. 22 The concentration of sulfur dioxide gas in different heights – for NaHCO<sub>3</sub> absorber

شکل 22 تغییر غلظت گاز دی‌اکسید گوگرد در ارتفاع‌های مختلف برای جاذب NaHCO<sub>3</sub>

<sup>1</sup> Activation energy

جدول 8 راندمان جداسازی گاز دی‌اکسید گوگرد برای جاذب‌های مختلف

Table 8 Efficiency of SO <sub>2</sub> removal for different absorbers	
میزان راندمان	جاذب موردنظر
90%	کلسیم کربنات (CaCO <sub>3</sub> )
74%	کلسیم اکسید (CaO)
96%	سدیم بی‌کربنات (NaHCO <sub>3</sub> )

اسکرابر جهت کاهش غلظت این آلاینده با استفاده از جاذب‌های مختلف به کار برده شده در سراسر دنیا پرداخته شد. به این فرآیند، فرآیند گوگرد زدایی از جریان گاز خروجی گفته می‌شود که ممکن است در حالات مختلفی صورت گیرند. شبیه‌سازی موردنظر به‌طور کلی برای دو نوع جاذب بر پایه کلسیم و بر پایه سدیم انجام شد. در مورد جاذب بر پایه کلسیم دو نوع خاص از آن یعنی جاذب کلسیم کربنات و کلسیم اکسید بررسی شده است. استفاده از جاذب کلسیم کربنات در مقاله جیانگ ژائو و همکاران قبلاً مورد بررسی واقع شده است و از نتایج آن به‌منظور مقایسه استفاده شده است. همان‌طور که در پژوهش حاضر مشاهده می‌شود به‌دلیل قدرت واکنش‌پذیری بیشتر مواد جاذب بر پایه سدیم که در این پژوهش نیز این امر به کمک شبیه‌سازی به اثبات رسید، راندمان جداسازی ( $\eta$ ) جاذب‌های بر پایه‌ی سدیم بیشتر از مواد جاذب بر پایه کلسیم است. دلیل آن ماهیت این ماده و کم بودن چگالی آن در مقایسه با مواد جاذب کلسیم دار است، که این امر باعث ایجاد پراکندگی بیشتر و واکنش بهتر با گاز دی‌اکسید گوگرد می‌شود. علاوه بر چگالی کم برای جاذب بر پایه سدیم، تفاوت در ثابت‌های تعادل واکنش‌ها باعث افزایش شدت و سرعت واکنش‌های برپایه سدیم می‌شود. در نتیجه همان‌طور که مشاهده شد راندمان جاذب سدیم بی‌کربنات در کاهش غلظت آلاینده بیش از 96% است. همچنین با مقایسه واکنش‌پذیری جاذب کلسیم کربنات و کلسیم اکسید نشان داده شد که واکنش کلسیم کربنات به مراتب بیشتر از کلسیم اکسید است. در جدول 8 تفاوت میزان راندمان هریک از جاذب‌های مورد استفاده در این پژوهش با استفاده از معادله (34) نشان داده شده است. هم‌چنین تاثیر دمای جریان گاز بر راندمان جداسازی آلاینده دی‌اکسید گوگرد مورد بررسی قرار گرفت، که در این پژوهش نشان داده شد که افزایش دما به میزان کمی باعث افزایش راندمان جداسازی می‌شود.

همان‌طور که در جدول 8 مشاهده می‌شود میزان جداسازی و راندمان جداسازی سدیم کربنات بیشتر از سایر مواد جاذب است. همچنین تراکم توربولانسی (میزان شدت و چگالی جریان آشفته) در آن نیز بیشتر از سایر مواد جاذب دیده می‌شود. تراکم توربولانسی ناشی از سینتیک واکنش شیمیایی است که هر مقدار واکنش سریعتر باشد تراکم و چگالی آشفته‌گی نیز بیشتر است.

از آنجایی که پژوهش انجام شده، پژوهشی کاربردی است و تا به حال در برخی کشورها نظیر کشور خودمان ایران مورد استفاده قرار نگرفته است، مطالعه دقیق‌تر و گسترش بیشتر این پژوهش می‌تواند در آینده کمک شایانی به بحث آلودگی و نیروگاهی کشور عرضه کند.

#### 7- فهرست علائم

A, B ثابت تجربی

C غلظت (molm<sup>-3</sup>)

D<sub>i</sub> ضریب نفوذ گونه (m<sup>2</sup>s<sup>-1</sup>)

J شار نفوذ گونه (molm<sup>-2</sup>s<sup>-1</sup>)

$M_{w,i}$  وزن مولکولی گونه (g/mol)  
 Re عدد رینولدز  
 $R_i$  جمله چشمه  
 $S_{c_t}$  عدد اشمیت  
 $S_i$  نرخ پراکندگی گونه  
 T دما (K)  
 $u$  سرعت (ms<sup>-1</sup>)  
 $\nu$  ویسکوزیته سینماتیکی (m<sup>2</sup>s<sup>-1</sup>)  
 $\gamma$  کسر جرمی

#### علائم یونانی

$\mu_t$  لزجت دینامیکی آشفته‌گی (kgm<sup>-1</sup>s<sup>-1</sup>)  
 $\rho$  چگالی (kgm<sup>-3</sup>)  
 $\eta_r$  راندمان

#### زیر نویس‌ها

aq محلول در آب  
 g هوا  
 in ورودی  
 out خروجی  
 P واکنش دهنده‌های واکنش  
 R محصولات واکنش  
 s جامد

#### 8- مراجع

- [1] M. Hajjizadeh, Evaluation of environmental and health impacts arising from the use of oil in Shahid Rajaei power plants in Qazvin, *Environmental Health, safety and environmental sustainability*, Hamedan, Iran, June 11, 2015. (in Persian)
- [2] S. J. Smith, H. Pitcher, T. M. Wigley, Global and regional anthropogenic sulfur dioxide emissions, *Global and planetary change*, Vol. 29, No. 1, pp. 99-119, 2001.
- [3] J. P. Nehlsen, *Developing clean fuels: Novel techniques for desulfurization*. pp. 3-16, Princeton University Princeton, NJ, 2006.
- [4] R. Javadli, A. de Klerk, Desulfurization of heavy oil, *Applied Petrochemical Research*, Vol. 1, No. 1-4, pp. 3-19, 2012.
- [5] J. G. Speight, *The desulfurization of heavy oils and residua*: CRC Press, pp. 12-33, New York: Basel 1999.
- [6] M. Farmad, *Energy balance sheet of 1391*, U. o. E. a. Energy, ed., Ministry of Power, Tehran, pp.255-265, 2014. (in Persian)
- [7] L. K. Wang, C. Williford, W.-Y. Chen, Desulfurization and emissions control, in: *Advanced Air and Noise Pollution Control*, Eds, pp. 35-95: Springer, 2005.
- [8] X. Ma, T. Kaneko, T. Tashimo, T. Yoshida, K. Kato, Use of limestone for SO<sub>2</sub> removal from flue gas in the semidry FGD process with a powder-particle spouted bed, *Chemical Engineering Science*, Vol. 55, No. 20, pp. 4643-4652, 2000.
- [9] X. Gao, W. Huo, Z.-y. Luo, K.-f. Cen, CFD simulation with enhancement factor of sulfur dioxide absorption in the spray scrubber, *Journal of Zhejiang University SCIENCE A*, Vol. 9, No. 11, pp. 1601-1613, 2008.
- [10] N. Karatepe, A comparison of flue gas desulfurization processes, *Energy Sources*, Vol. 22, No. 3, pp. 197-206, 2000.
- [11] K. Brown, W. Kalata, R. Schick, Optimization of SO<sub>2</sub> Scrubber Using CFD Modeling, *Procedia Engineering*, Vol. 83, pp. 170-180, 2014.
- [12] W. Wu, B. Han, H. Gao, Z. Liu, T. Jiang, J. Huang, Desulfurization of flue gas: SO<sub>2</sub> absorption by an ionic liquid, *Angewandte Chemie International Edition*, Vol. 43, No. 18, pp. 2415-2417, 2004.
- [13] Q. Zhang, K. Gui, Effects of magnetic fields on the improving mass transfer in flue gas desulfurization with a fluidized bed, HEFAT, *8th International Conference on Heat Transfer, Fluid*

- of *Chemical Engineering & Process Technology*, Vol. 2015, No. 1, pp. 116-135, 2015.
- [20] A. Poullikkas, Review of Design, Operating, and financial considerations in flue gas desulfurization systems, *Energy Technology & Policy*, Vol. 2, No. 1, pp. 92-103, 2015.
- [21] F. Scala, M. D'Ascenzo, A. Lancia, Modeling flue gas desulfurization by spray-dry absorption, *Separation and Purification Technology*, Vol. 34, No. 1, pp. 143-153, 2004.
- [22] E. Krawczyk, M. Zajemska, T. Wyleciał, The chemical mechanism of SO<sub>x</sub> formation and elimination in coal combustion process, *CHEMIK nauka-technika-rynek*, Vol. 1, No. 67, pp. 856-862, 2013.
- [23] T. W. Devitt, L. V. Yerino, T. C. Ponder Jr, C. Chatlynne, Estimating costs of flue gas desulfurization systems for utility boilers, *Journal of the Air Pollution Control Association*, Vol. 26, No. 3, pp. 204-209, 1976.
- [24] T. C. Keener, S.-J. Khang, Kinetics Of The Sodium Bicarbonate—Sulfur Dioxide Reaction, *Chemical Engineering Science*, Vol. 48, No. 16, pp. 2859-2865, 1993.
- [25] S. U. KEENER, S. Khang, T. Keener, A calcination and sulfation reaction model for calcium carbonate with sulfur dioxide, *Advances in Environmental Research*, Vol. 2, No. 3, pp. 251-268, 1998.
- Mechanics and Thermodynamics, Mauritius, 11-13 July, pp.767-775, 2011.
- [14] A. Gómez, N. Fueyo, A. Tomás, Detailed modelling of a flue-gas desulfurisation plant, *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 31, No. 11, pp. 1419-1431, 2007.
- [15] S. Olausson, M. Wallin, I. Bjerle, A model for the absorption of sulphur dioxide into a limestone slurry, *The Chemical Engineering Journal*, Vol. 51, No. 2, pp. 99-108, 1993.
- [16] L. Koech, R. Everson, H. Neomagus, H. Rutto, Dissolution kinetics of sorbents and effect of additives in wet flue gas desulfurization, *Reviews in Chemical Engineering*, Vol. 30, No. 6, pp. 553-565, 2014.
- [17] F. Gutiérrez Ortiz, F. Vidal, P. Ollero, L. Salvador, V. Cortés, A. Gimenez, Pilot-plant technical assessment of wet flue gas desulfurization using limestone, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 45, No. 4, pp. 1466-1477, 2006.
- [18] T. L. Yelverton, D. G. Nash, J. E. Brown, C. F. Singer, J. V. Ryan, P. H. Kariher, Dry sorbent injection of trona to control acid gases from a pilot-scale coal-fired combustion facility, *AIMS Environmental Science*, Vol. 3, No. 1, pp. 45-57, 2016.
- [19] P. Roy, A. Sardar, SO<sub>2</sub> Emission Control and Finding a Way Out to Produce Sulphuric Acid from Industrial SO<sub>2</sub> Emission, *Journal*