

## شبیه‌سازی جذب سطحی دی‌اکسیدکربن در یک راکتور بستر سیال

احد قائمی<sup>1\*</sup>، نفیسه اسماعیل‌زاده<sup>2</sup>، شاهرخ شاه‌حسینی<sup>3</sup>، یعقوب بهجت<sup>4</sup>

<sup>1</sup> استادیار، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

<sup>2</sup> دانشجوی کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

<sup>3</sup> استاد، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

<sup>4</sup> استادیار، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

دریافت: 93/8/16 پذیرش: 95/7/7

### چکیده

در این تحقیق شبیه‌سازی هیدرودینامیک و انتقال جرم یک راکتور بستر سیال جذب واکنشی دی‌اکسیدکربن با استفاده از جاذب اکسیدکلسیم انجام گرفته است. در شبیه‌سازی هیدرودینامیک بسترسیال از ضریب تبادل بین فازی گیداسپا استفاده شده است. برای بررسی انتقال جرم به همراه واکنش شیمیایی از معادله‌ی ابانادز و همکارانش برای واکنش بین اکسیدکلسیم و دی‌اکسیدکربن استفاده گردید. برای ارزیابی نتایج هیدرودینامیک از داده‌های سرعت محوری و کسر حجمی فاز جامد درون یک بستر سیال استفاده شده است. میزان خطای مربوط به کسر جرمی دی‌اکسیدکربن در خروجی برابر با 10 درصد و بازده جذب برابر با 65 درصد به دست آمد. با بررسی اثر سرعت گاز ورودی و دمای گاز ورودی بر مقدار جذب دی‌اکسیدکربن، مشاهده گردید که با افزایش سرعت گاز ورودی میزان جذب کاهش می‌یابد. هم‌چنین افزایش دمای گاز ورودی بستر تأثیر منفی روی جذب دی‌اکسیدکربن دارد.

**کلمات کلیدی:** جذب سطحی، دی‌اکسیدکربن، اکسید کلسیم، شبیه‌سازی CFD، راکتور بستر سیال

### مقدمه

گاز دی‌اکسیدکربن یکی از مهم‌ترین گازهای گل‌خانه‌ای بوده که اثرات نامطلوبی بر کره‌ی زمین و محیط‌زیست دارد. بنابراین باید تولید دی‌اکسیدکربن کاهش یافته و یا از ورود آن به محیط‌زیست جلوگیری کرد. فناوری‌های مختلفی برای جداسازی دی‌اکسیدکربن مورد استفاده قرار گرفته است که شامل جداسازی پس از احتراق، پیش از احتراق و استفاده از هوای اضافی در احتراق می‌باشند. روش‌های جداسازی این گاز شامل جذب با آمین، جذب سطحی، جداسازی غشایی و تقطیر در دمای پایین می‌باشد. نظر به این‌که

\*aghaemi@iust.ac.ir

راندمان انتقال جرم به علت وجود سطح تماس زیاد، مقاومت کم در مقابل نفوذ و اختلاط محوری قابل توجه بین فازهای در حال تماس در فرایند جذب سطحی قابل توجه است و نیز جاذب‌های مورد استفاده در این روش مشکلات خوردگی، سمی بودن و تعویض جاذب‌های مایع را ندارند، لذا استفاده از این روش برای جداسازی دی‌اکسیدکربن مناسب به نظر می‌رسد [1].

بستر سیال تنها یکی از انواع گسترده‌ی راکتورهای مورد استفاده در صنعت جهت انجام واکنش‌های گاز-جامد می‌باشد. ولی به دلیل داشتن چند مزیت عمده، این تکنیک در راکتورها جهت انجام واکنش‌های گاز-جامد بیش‌تر مورد استفاده قرار گرفته است. مهم‌ترین مزیت این تکنیک حرکت پیوسته‌ی ذرات جامد بوده و یک حالت کاملاً مخلوط‌شده در این بسترها وجود دارد. در نتیجه امکان ایجاد جوش‌های حرارتی<sup>1</sup> بر روی ذرات جامد به حداقل رسیده و بستر در یک وضعیت هم‌دما کار می‌کند. به علاوه به خاطر انتقال حرارت خیلی بالای بستر به سطح که در نتیجه‌ی حرکت ذرات می‌باشد، کنترل دما در بسترها به ندرت با مشکل مواجه می‌شود.

با در نظر گرفتن مزایای استفاده از بستر سیال در استفاده از جاذب‌های جامد در جذب دی‌اکسیدکربن، در این تحقیق جذب سطحی واکنش دار دی‌اکسیدکربن در یک بستر سیال مورد مطالعه قرار گرفته و شبیه‌سازی شده است. با توجه به پارامترهای مهم فرآیند، تاثیر هر یک از پارامترها بر جذب دی‌اکسیدکربن ارائه شده است.

## تئوری

### جذب دی‌اکسیدکربن در بستر سیال

استفاده از کلسیم به عنوان جاذب دی‌اکسیدکربن برای اولین بار در سال 1933 انجام شد و در دهه‌های اخیر توسط محققان زیادی به منظور افزایش تولید هیدروژن مورد بررسی قرار گرفت. کاربرد این جاذب در یک فرایند پس از احتراق، اولین بار توسط شیمیزو<sup>2</sup> و همکاران (1999) استفاده‌گردید. در این فرآیند، دی‌اکسیدکربن در گاز دودکش یک نیروگاه با سوخت زغال سنگ، از طریق واکنش آن با اکسیدکلسیم در یک کربوناتور<sup>3</sup> جذب شده و کربنات کلسیم تولید گردید. گاز دودکش عاری از کربن پس از بازیابی حرارتی به اتمسفر آزاد شده و سنگ آهک در داخل کلسینر<sup>4</sup> تجزیه و به اکسیدکلسیم و دی‌اکسیدکربن تبدیل می‌شود؛ جایی که توان حرارتی برای واکنش برگشت گرماگیر از طریق احتراق زغال با استفاده از اکسیژن فراهم می‌شود. جاذب احیاء شده‌ی خروجی از کلسینر برای طی یک چرخه‌ی جدید به کربوناتور وارد می‌شود؛ درحالی‌که گاز غنی از دی‌اکسیدکربن، خنک و متراکم شده و پس از خالص‌سازی نهایی جهت ذخیره‌سازی آماده می‌شود. برتری اصلی استفاده از این جاذب نسبت به آمین، بالا بودن دمای جذب و دفع (600-700 درجه سانتیگراد برای واکنش کربوناتور و 900-1000 درجه سانتیگراد برای واکنش کلسیناسیون) می‌-

<sup>1</sup>Hot Spots

<sup>2</sup>Shimizu

<sup>3</sup>Carbonator

<sup>4</sup>Calciner

باشد. بنابراین گرمای واکنش کربوناسیون را می‌توان در دماهای بالا توسط بخار ذخیره کرد. هم‌چنین نزدیک بودن دمای جذب به دمای گاز دودکش سبب سهولت جذب و کاهش مصرف انرژی خواهد شد. ارزان بودن و در دسترس بودن جاذب اکسید کلسیم از دیگر مزایای آن به شمار می‌رود [2].

ابانادز<sup>1</sup> و همکاران (2004) در یک راکتور بستر سیال با مقیاس آزمایشگاهی، واکنش کربوناسیون اکسید کلسیم را به عنوان روشی برای جذب دی‌اکسید کربن از گازهای احتراق در دماهای بالا بررسی کردند. نتایج نشان داد که بازده جذب دی‌اکسید کربن بسیار بالاست. ظرفیت جذب کلی این جاذب با افزایش سیکل‌های جذب و دفع کاهش می‌یابد. پروفایل غلظت تجربی دی‌اکسید کربن که درون بستر در طول دوره‌ی واکنش سریع اندازه‌گیری شده مطابق با مدل بستر سیال کونی و لوین اشپیل<sup>2</sup> می‌باشد. دمای کربوناسیون بین 650-850 درجه سانتیگراد و دمای کلسیناسیون بالاتر از 900 درجه سانتیگراد قرار داده شد. گاز خوراک شامل هوا و 12-15% دی‌اکسید کربن بوده و بازده جذب بیش از 90% به دست آمد [3]. رومانو<sup>3</sup> (2009) جریان گاز دودکش غنی از دی‌اکسید کربن را در معرض اکسید کلسیم در یک راکتور بستر سیال (کربوناتور) در دمای 650 درجه سانتیگراد قرار داد تا بیش از 90% دی‌اکسید کربن جذب شده و کربنات کلسیم تولید شود. جاذب در یک راکتور بستر سیال دیگر (کلسینور) در دمای 950 درجه سانتیگراد از طریق احتراق زغال با اکسیژن، جریان غنی از دی‌اکسید کربن تولید می‌کند. بازده نهایی جذب برابر با 37/4% پیش‌بینی شده است (97% جذب دی‌اکسید کربن) و در مقایسه با جاذب‌های آمین (36/3%) دارای ظرفیت جذب بیش‌تری می‌باشد [4]. دینو همکاران<sup>4</sup> (2011) با دمای کربوناتور برابر با 650-760 و دمای کلسینور برابر با 760-850 به میزان جذب 95% رسیدند [5]. هاوتورن و همکاران<sup>5</sup> (2011) از چرخه‌ی کلسیم با استفاده از جاذب اکسید کلسیم برای جذب دی‌اکسید کربن از گاز دودکش استفاده کردند. این فرآیند در یک بستر سیال دوتائیکه شامل یک بستر سیال چرخشی به عنوان کربوناتور در دمای 600-700 درجه سانتیگراد و یک بستر سیال چرخشیبه عنوان احیاکننده در دمای 850-950 درجه سانتیگراد بوده انجام گرفت. طی این فرآیند جذب 90% دی‌اکسید کربن حاصل گردید [6]. وانگ و همکاران<sup>6</sup> (2013) از یک جاذب نانو کربنات کلسیم استفاده کردند و با پوشش دادن این جاذب توسط  $TiO_2$  توانستند از کاهش ظرفیت جذب این جاذب در طی سیکل‌های جذب و دفع، به مقدار قابل توجهی جلوگیری کنند [7]. لی و همکاران<sup>7</sup> (2014) از سنگ آهک برای جذب دی‌اکسید کربن استفاده کردند و با احیای آن از طریق بخار آب و آب مایع ظرفیت جذب را افزایش دادند. آن‌ها مشاهده کردند که با ترکیب آب و بخار برای احیای جاذب در هر سیکل جذب و دفع، می‌توان ظرفیت جذب را پس از 20 سیکل به اندازه‌ی 80 تا 90 درصد اولیه حفظ کرد [8].

<sup>1</sup>Abanades et al.

<sup>2</sup>Kunii and Levenspiel

<sup>3</sup>Romano

<sup>4</sup>Dean et al.

<sup>5</sup>Hawthorne et al.

<sup>6</sup>Wang et al.

<sup>7</sup>Li et al.

### سینتیک واکنش

در بستر سیال فاز گاز شامل دی‌اکسیدکربن با ذرات بستر که در حال سیالیت بوده در تماس قرار می‌گیرد. در حین سیالیت بستر واکنش بین دی‌اکسیدکربن و فاز جامد به صورت زیر انجام می‌گیرد:



ابانادر و همکاران (2004) سینتیک این واکنش را در یک ستون بستر حبابی شامل ذرات دارای قطر 1000 میکرون در دمای 650 کلوین به صورت معادله‌ی 2 به‌دست آوردند:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{k_s S_0}{(1 - \varepsilon_0)} X_{b,N} (1 - X)^{2/3} (C_{CO_2} - C_{CO_2,eq}) \quad (2)$$

که در آن  $X$  برابر با میزان تبدیل اکسیدکلسیم و  $X_{b,N}$  حداکثر میزان تبدیل است. کاهش فعالیت جاذب طی یک چرخه در ترم حداکثر میزان تبدیل در نظر گرفته می‌شود. در چرخه‌ی اول این مقدار برابر با یک بوده و معادله‌ی 2 را در چرخه‌ی اول می‌توان مطابق رابطه‌ی 3 نوشت:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{k_s S_0}{(1 - \varepsilon_0)} \times \left( \frac{C_{CaO}}{C_{CaO,in}} \right)^{2/3} (C_{CO_2} - C_{CO_2,eq}) \quad (3)$$

$C_{CO_2,eq}$  برابر با غلظت تعادلی دی‌اکسیدکربن است و از طریق رابطه‌ی 4 قابل محاسبه است.

$$C_{CO_2,eq} = \frac{1.462 \times 10^{11}}{T} \exp(-19130/T) \quad (4)$$

هم‌چنین  $k_s = 5.95 \times 10^{-10} \text{ m}^4/\text{smol}$ ،  $S_0 = 40 \text{ m}^2/\text{m}^3$  و  $\varepsilon_0 = 0.5$  می‌باشد.  $\varepsilon_0$  تخلخل ذره و  $S_0$  سطح ویژه‌ی ذره است [3].

### تاریخچه مطالعات هیدرودینامیک بستر سیال

بررسی هیدرودینامیک سیال اهمیت زیادی در تحلیل و شناخت رفتار آن دارد. در این قسمت مدل‌های مورد استفاده در هیدرودینامیک بستر سیال ارائه شده است. ویت و همکارانش<sup>1</sup> (1998) از مدل اولرین-اولرین برای پیش‌بینی جریان هم‌دما در یک بستر سیال حبابی سه بعدی استفاده کردند. آن‌ها قطر ذرات را یکسان در نظر گرفتند. ضریب انتقال مومنوم بین فازی در نواحی با کسر حجمی گاز کم‌تر از 0/8، از رابطه‌ی ارگان برای افت فشار در بستر سیال به‌دست آمد. در قسمت‌هایی که غلظت ذره کم‌تر است، ضریب انتقال مومنوم بین فازی از فرم اصلاح‌شده‌ی روابط درگ برای ذرات منفرد که ریچاردسون<sup>2</sup> و زاکی<sup>3</sup> ارائه کرده‌اند، به‌دست آمد [10]. ماتیسن و همکارانش<sup>4</sup> (2000) از مدل چند سیاله‌ی اولرین برای شبیه‌سازی بستر سیال استفاده کردند. این مدل براساس توصیف اولرین فازها با در نظر گرفتن تئوری سینتیک برای جریان دانه‌ای، می‌باشد. هر فاز جامد با استفاده از یک قطر، ضریب شکل، دانسیته و ضریب ارتجاع مشخص شد. آن‌ها یک

<sup>1</sup>Witt

<sup>2</sup>Richardson

<sup>3</sup>Zaki

<sup>4</sup>Mathiesen

فاز گاز و دو فاز جامد یکسان در نظر گرفتند و معادلات پیوستگی، موازنه‌ی مومنتوم و ترم‌های آن‌ها و نیز معادله‌ی انرژی جنبشی را ارائه کردند. هم‌چنین یک معادله‌ی انرژی جنبشی اغتشاش یا دمای دانه‌ای برای هر فاز جامد به منظور پیش‌بینی نوسانات تصادفی برای هر فاز جامد به‌دست آوردند. آن‌ها برای مدل کردن سطوح متخلخل، مقدار تخلخل در معادلات حاکم بر مسئله را در نظر گرفتند. معادلات مربوط به فاز جامد براساس مدل پیشنهادی توسط گیداسپاقرار داده شد و تابع توزیع شعاعی براساس مدل بگنالد<sup>1</sup> (1954) به‌دست آمد. ضریب تبادل گاز- جامد، در نواحی با کسر حجمی فاز گاز کم‌تر از 0/8 یا برابر با آن با استفاده از معادله‌ی ارگان و در نواحی با کسر حجمی بیش از این مقدار با استفاده از معادله‌ی ون و یو (1966) و راو<sup>2</sup> (1961) به‌دست آمد [11]. زیمرمن و تقی‌پور<sup>3</sup> (2005) از یک مدل چندفازی دانه‌ای برای شبیه‌سازی راکتور بستر سیال FCC<sup>4</sup> استفاده کردند و انتقال جرم بین فازها را در نظر نگرفتند. فشار جامد از طریق مدل لان محاسبه گردید. آن‌ها برای محاسبه‌ی ترم سینتیکی ویسکوزیته‌ی برشی جامدات از مدل سیاملال استفاده کردند. زیمرمن و تقی‌پور هم‌چنین تنش اصطکاکی را در نظر گرفتند و ویسکوزیته‌ی توده‌ی جامد را با کمک مدل لان به‌دست آوردند. آن‌ها دریافته‌اند که با اصلاح معادله‌ی ضریب درگ سیاملال براساس شرایط حداقل سیالیت، می‌توان به نتایج مطلوب‌تری رسید [12]. پاپادیکیس و همکاران<sup>5</sup> (2008) از مدل اولرین با استفاده از تئوری سینتیکی برای جریان‌های دانه‌ای به منظور شبیه‌سازی بستر سیال حبابی پیرولیز بیومس استفاده کردند. آن‌ها ضریب تبادل بین فازی را از طریق مدل گیداسپا به‌دست آوردند. هم‌چنین ویسکوزیته-ی برشی جامد را حاصل جمع سه ترم ویسکوزیته‌ی جنبشی، برخورد و اصطکاکی در نظر گرفتند و از معادله‌ی گیداسپا برای محاسبه‌ی ویسکوزیته‌ی سینتیکی و برخورد و نیز ضریب نفوذ دمای دانه‌ای استفاده کردند. آن‌ها برای محاسبه‌ی فشار فاز جامد و اتلاف انرژی برخورد، مدل لان را به‌کار بردند [13]. المپهر و تقی‌پور (2008) بخش جریان رو به بالا در یک بستر سیال چرخشی را با استفاده از مدل اولرین- اولرین شبیه‌سازی کردند. آن‌ها ویسکوزیته‌ی سینتیکی و برخورد و نیز ضریب نفوذ دمای دانه‌ای را از مدل گیداسپا و فشار فاز جامد، اتلاف انرژی برخورد و تابع توزیع شعاعی را از معادله‌ی لان به‌دست آوردند. هم‌چنین از مدل سیاملال برای ضریب درگ با اصلاح شرایط حداقل سیالیت ذرات توسط زیمرمن و تقی‌پور (2005)، استفاده کردند [14]. کونگپرام و همکارانش<sup>6</sup> (2012) از مدل دوسیالی اولرین- اولرین برای پیش‌بینی رفتار بستر سیال با جریان رو به پایین استفاده کردند. آن‌ها به دلیل غلظت کم فاز جامد در بستر مورد نظر، از مدل ون و یو (1966) برای محاسبه‌ی ضریب تبادل مومنتوم بین فاز گاز و جامد استفاده کردند. برای محاسبه‌ی ضریب تبادل بین ذرات دو فاز جامد از معادله‌ی سیاملال استفاده شد. آن‌ها دمای دانه‌ای ذرات جامد را از طریق رابطه‌ی گیداسپا محاسبه کردند. هم‌چنین برای محاسبه‌ی ویسکوزیته‌ی برشی، فشار فاز

<sup>1</sup>Bagnold<sup>2</sup>Rowe<sup>3</sup>Zimmermann<sup>4</sup>Fluid CatalyticCracking<sup>5</sup>Papadikis<sup>6</sup>Khongprom

جامد و هدایت انرژی نوسانی از مدل گیداسپا استفاده شد [15]. وانگ<sup>1</sup> و همکارانش (2013) از مدل دو سیالی اولرین با فرض تئوری سینتیکی جریان دانه‌ای استفاده کردند. آن‌ها برای به‌دست آوردن ضریب تبادل مومنتوم بین فازی از معادله‌ی بیتسترا<sup>2</sup> (2007) استفاده کردند. فشار فاز جامد، ویسکوزیته‌ی برشی و ویسکوزیته‌ی توده، ضریب نفوذ دمای دانه‌ای و اتلاف انرژی برخورد از طریق معادله‌ی گیداسپا محاسبه شد [16].

### مدل‌سازی بستر سیال

جریان‌های چندفازی گاز- جامد را می‌توان با استفاده از مدل‌های اولرین- اولرین و اولرین- لاگرانژیین مدل- سازی کرد. پر کاربردترین روش اولرین- لاگرانژیین روش ردیابی ذره‌بوده‌که در آن مسیر ذره‌ی منفرد با حل معادلات حرکت نیوتن و نیروی درگ از طریق الگوی جریان گاز به‌دست می‌آید. اغلب کوپلینگ‌های بین جامد و گاز از نوع یک‌راهه بوده و معمولاً از برهم‌کنش بین ذرات و حجم اشغال شده توسط فاز جامد صرف نظر می‌شود. برای بسترهای سیالی که در آن‌ها دبی جامد ورودی زیاد است و نمی‌توان از برهم‌کنش بین ذرات و نیز ذرات با فاز گاز صرف نظر کرد، روش ردیابی ذره نامناسب خواهد بود. یک جایگزین برای روش اولرین- لاگرانژیین، استفاده از مدل 3DEM برای فاز جامد است که با مدل اولرین برای فاز گاز کوپل می‌شود. DEM می‌تواند برهم‌کنش‌های بین ذرات را در نظر بگیرد و برای مسائل دو بعدی بستر سیال در مقیاس کوچک استفاده شود. حل تعداد محدودی از مسائل سه بعدی نیز با این روش انجام شده است. روش DEM به دلیل داشتن هزینه‌ی محاسبات بالا برای مسائل با اندازه‌ی متوسط و بزرگ نامناسب است. روش اولرین- اولرین از متوسط‌گیری مکانی و زمانی متغیرهای مربوط به ذره و سیال به همراه اصول انتقال جرم، مومنتوم و انرژی برای به‌دست آوردن معادلات پیوسته برای هر فاز استفاده می‌کند. مقیاس‌های زمانی و مکانی که متغیرها در آن‌ها متوسط‌گیری می‌شوند متناظر با گام زمانی و اندازه‌ی سلول محاسباتی هستند و باید به اندازه‌ی کافی کوچک باشند که تغییرات اندکی در متغیرها در آن‌ها ایجاد شود. معادلات به‌دست آمده در این مدل، مشابه معادلات ناویر- استوکس برای یک فاز هستند [9]. کسر حجمی هر فاز از طریق یک معادله‌ی پیوستگی محاسبه می‌شود. معادله‌ی کسر حجمی فاز  $q$  را می‌توان به فرم کلی معادله‌ی 5 نوشت. این معادله برای هر دو فاز گاز و جامد معتبر می‌باشد:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{u}_q) = 0 \quad (5)$$

معادله‌ی مومنتوم فاز گاز:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{u}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g \vec{u}_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_g + \alpha_g \rho_g \vec{g} + K_{pg}(\vec{u}_p - \vec{u}_g) \quad (6)$$

مقدار تنسور تنش فاز گاز:

<sup>1</sup>Wang

<sup>2</sup>Beetstra

<sup>3</sup>Discrete element method



$$\bar{\tau}_g = \alpha_g \rho_g (\nabla \bar{u}_g + \nabla \bar{u}_q^T) + \alpha_g \left( \lambda_q + \frac{2}{3} \mu_g \right) \nabla \cdot \bar{u}_g \bar{I} \quad (7)$$

معادله‌ی مومنتوم فاز دانه‌ای:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \bar{u}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \bar{u}_s \bar{u}_s) = -\alpha_s \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_s + \nabla P_s + \alpha_s \rho_s \bar{g} + K_{gs} (\bar{u}_g - \bar{u}_s) \quad (8)$$

تنسور تنش فاز جامد:

$$\bar{\tau}_s = \alpha_s \rho_s (\nabla \bar{u}_s + \nabla \bar{u}_s^T) + \alpha_s \left( \lambda_s + \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot \bar{u}_s \bar{I} \quad (9)$$

برای توصیف رفتار ماده‌ی جامد در یک بستر سیال بایستی یک سری خواص تعریف شوند. فاز جامد از طریق مدل‌های موجود برای برهم‌کنش با دیگر ذرات و فاز سیال تعریف می‌شود. ضریب تبادل مومنتوم بین فازی کمیته‌ی است که درگ یا مقاومت ذره‌ی جامد در فاز گاز و مانند آن را ارائه می‌کند و معمولاً با اندازه-گیری افت فشار درون ستون بستر ثابت، بستر ته‌نشینی و بستر سیال محاسبه می‌شود. مدل گیداسپا (1994) برای جریان‌های گاز-جامد مترکم مورد استفاده قرار می‌گیرد و شامل دو مدل ارگان برای کسر حجمی گاز کم‌تر یا مساوی با 0/8 و ون و یو برای کسر حجمی بیش از 0/8 می‌باشد. در این تحقیق از مدل گیداسپا استفاده شده‌که به صورت زیر می‌باشد.

$$K_{gs} = \frac{3}{4} \cdot C_D \frac{\alpha_s \cdot \rho_g \cdot |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_s} \cdot \alpha_g^{-2.65} \alpha_g > 0.8 \quad (10)$$

$$K_{gs} = 150 \cdot \frac{\alpha_s^2 \cdot \mu_g}{\alpha_g \cdot d_s^2} + 1.75 \cdot \frac{\alpha_s \cdot \rho_g \cdot |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_s} \alpha_g \leq 0.8 \quad (11)$$

$$C_D = \frac{24}{\alpha_g \cdot Re_s} \cdot \left[ 1 + 0.15 \cdot (\alpha_g \cdot Re_s)^{0.687} \right] Re_s \leq 1000 \quad (12)$$

$$C_D = 0.44 \quad Re_s > 1000$$

$$Re_s = \frac{\rho_g \cdot d_s \cdot |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{\mu_g} \quad (13)$$

تئوری سینتیکی جریان دانه‌ای تعمیم تئوری سینتیکی گازها (کپمن<sup>1</sup> و کاولینگ<sup>2</sup> (1970)) برای سیستم‌های چندفازی گاز-جامد می‌باشد. به علاوه، مفهوم ضریب ارتجاعی به منظور توصیف برخوردهای غیر الاستیک ذرات جامد در این تئوری به کار می‌رود. دمای دانه‌ای معیاری از حرکت تصادفی ذرات می‌باشد و متناسب با مربع متوسط حرکت تصادفی ذرات است. تولید دمای دانه‌ای به علت تنش‌های فاز جامد می‌باشد. معادله‌ی انتقال برای دمای دانه‌ای را می‌توان به صورت زیر بیان کرد.

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t} (\rho_s \alpha_s \theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s \bar{u}_s \theta_s) \right] = \bar{\tau}_s : \nabla \bar{u}_s - \nabla \cdot q_s - \gamma_{\theta_s} - 3K_{sg} \theta_s \quad (14)$$

<sup>1</sup>Chapman

<sup>2</sup>Cowling

ترم  $\nabla \cdot q_s$  بیانگر شار نفوذ نوسانی یا انرژی دانه‌ای است.  $q_s$  به صورت معادله‌ی 15 محاسبه می‌شود. ضریب هدایت دانه‌ای دمای دانه‌ای نام دارد.

$$q_s = k_{\theta_s} \nabla \theta_s \quad (15)$$

$\nabla \theta_s$  برابر با اتلاف دمای دانه‌ای است. به علت برخورد بین ذرات در فاز جامد، انرژی در ذرات تلف می‌شود. یک معادله‌ی جبری برای محاسبه‌ی اتلاف انرژی برخورد توسط لان و همکارانش (1984) به‌دست آمده است:

$$\gamma_{\theta_s} = \frac{12(1 - e_{ss}^2)g_{0,ss}}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s \alpha_s^2 \sqrt{\theta_s^3} \quad (16)$$

ویسکوزیته‌ی دانه‌ای برابر با مجموع سه ویسکوزیته‌ی برخوردی، سینتیکی و اصطکاکی مطابق زیر می‌باشد:

$$\mu_s = \mu_{s, coll} + \mu_{s, kin} + \mu_{s, fr} \quad (17)$$

ویسکوزیته‌ی برخوردی سیاملال<sup>1</sup> (1989):

$$\mu_{s, coll} = \frac{8}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_{0s} \eta \left( \frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (18)$$

معادله‌ی سیاملال برای محاسبه‌ی ویسکوزیته‌ی سینتیکی بر اساس تئوری سینتیکی اصلاح‌شده‌ی لان برای ذرات کرووی صیقلی و غیر الاستیک مطابق رابطه‌ی 19 است.

$$\mu_{s, kin} = \frac{\alpha_s d_s \rho_s \sqrt{\theta_s \pi}}{6(3 - e_{ss})} \left[ 1 + \frac{2}{5} (1 + e_{ss})(3e_{ss} - 1) \alpha_s g_{0,ss} \right] \quad (19)$$

ویسکوزیته‌ی توده‌ی دانه‌ای نشان‌دهنده‌ی مقاومت ذرات جامد در برابر انبساط و تراکم می‌باشد. این مدل از طریق تئوری سینتیکی جریان دانه‌ای لان توسط گیداسپا (1994) به‌دست آمده است.

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s d_s \rho_s (1 + e_{ss}) \sqrt{\frac{\theta_s}{\pi}} \quad (20)$$

ضریب تصحیحی که احتمال برخورد بین ذرات جامد وقتی که کسر حجمی جامد در نواحی متراکم قرار دارد را اصلاح می‌کند می‌توان به صورت رابطه‌ی 21 بیان کرد. مقدار  $\alpha_{s, max}$  برابر با 0/63 فرض می‌شود.

$$g_0 = \left[ 1 - \left( \frac{\alpha_s}{\alpha_{s, max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (21)$$

در جایی که کسر حجمی فاز جامد کم‌تر از مقدار حداکثر باشد، فشار جامد به صورت مستقل محاسبه شده و برای به‌دست آوردن ترم گرادیان فشار مورد استفاده قرار می‌گیرد.

$$p_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2\rho_s (1 + e_{ss}) \alpha_s^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (22)$$

هدایت دانه‌ای توصیف‌کننده‌ی شار نفوذ انرژی دانه‌ای یا دمای دانه‌ای است. مدل پیش‌فرض در فلوئنت مدل سیاملال بوده که بر طبق تئوری سینتیکی جریان دانه‌ای لان و همکارانش می‌باشد. این مدل اصلاح هدایت

<sup>1</sup>Syamlal



دانه‌ای برای ذرات کاملاً الاستیک بوده و برخوردهای غیر الاستیک بین ذرات را زمانی که ضریب ارتجاع کم-تر از یک است ( $e_{ss} < 1$ ) در نظر می‌گیرد. این مدل به شکل معادله‌ی زیر بیان می‌شود:

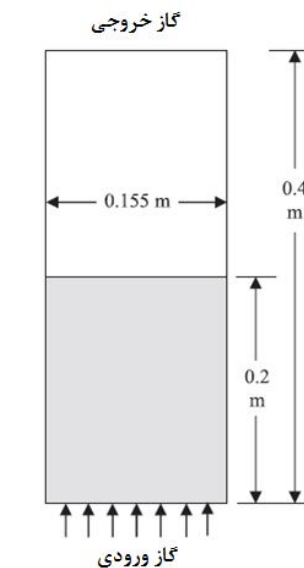
$$k_{\theta s} = \frac{15 \cdot d_s \cdot \rho_s \cdot \alpha_s \cdot \sqrt{\theta_s \cdot \pi}}{4 \cdot (41 - 33 \cdot \eta)} \left[ 1 + \frac{12}{5} \cdot \eta^2 \cdot (4 \cdot \eta - 3) \cdot \alpha_s \cdot g_{0,ss} + \frac{16}{15 \cdot \pi} (41 - 33 \cdot \eta) \cdot \eta \cdot \alpha_s \cdot g_{0,ss} \right] \quad (23)$$

$$\eta = \frac{1}{2} \cdot (1 + e_{ss}) \quad (24)$$

## شرح انجام کار

### هندسه بستر سیال

در تحقیق حاضر بستر سیال مورد مطالعه دارای قطر 0/155 متر و ارتفاع 0/4 متر و ذرات جامد سیال دارای اندازه‌ی 530 میکرون و دانسیته‌ی 2500 کیلوگرم بر متر مکعب می‌باشد. این بستر تا ارتفاع اولیه‌ی 0/2 متر از جاذب پر شده است. هوا به عنوان گاز سیال‌کننده با سرعت یکنواخت 0/58 متر بر ثانیه از پایین بستر وارد می‌شود. مقدار ضریب بازتاب  $\phi=0/6$  فرض شده و در خروجی راکتور شرط مرزی فشار اتمسفر در نظر گرفته شده است. مقدار ضریب ارتجاع<sup>1</sup> برابر با 0/99 قرار داده شده است. شماتیکی از بستر سیال شبیه‌سازی شده در شکل 1 آمده است.



شکل 1. شماتیک بستر سیال

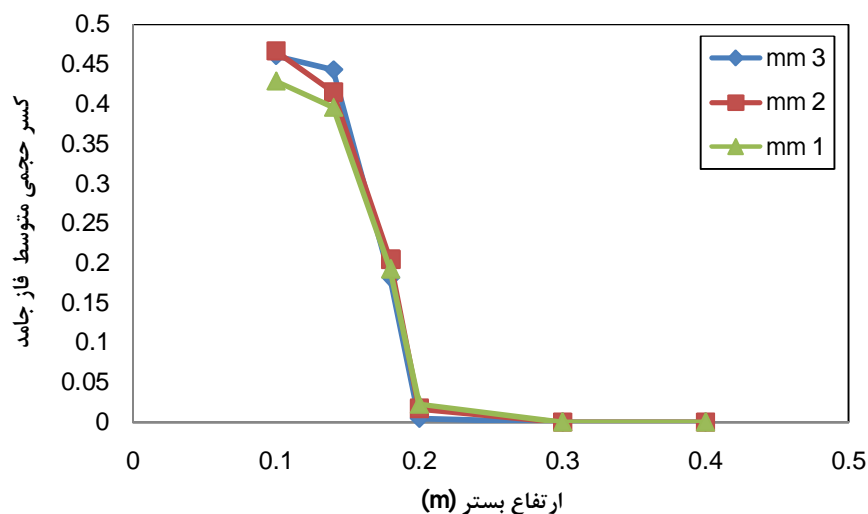
<sup>1</sup>Restitution Coefficient

## روش حل معادلات

در حل معادلات بقا از روش فشار مینا استفاده گردید. در این روش، توزیع فشار با حل یک معادله‌ی اصلاح شده‌ی فشار که از ادغام معادلات بقای جرم و مومنتوم به دست آمده، محاسبه می‌شود. برای حل معادلات از الگوریتم PC-SIMPLE<sup>1</sup> که تعمیم یافته‌ی الگوریتم SIMPLE برای جریان چند فازی بوده جهت کوپل فشار و سرعت استفاده گردید. شرایط ناپایا بوده و از روش ضمنی مرتبه دوم<sup>2</sup> برای محاسبات آن استفاده شده است. هم‌چنین برای انفصال ترم‌های جابجایی از الگوریتم QUICK استفاده شده است. شبیه‌سازی‌ها برای 20 ثانیه برای متوسط‌گیری بین زمان 5 و 20 ثانیه انجام شده است. گام زمانی برابر با 0/0002 و معیار همگرایی برای حداکثر باقیمانده بین دو تکرار برابر با 0/0001 تعیین گردید. از مقایسه‌ی مقدار سرعت محوری و کسر حجمی جامد در بستر برای بررسی هیدرودینامیک استفاده گردید [17].

## بحث و نتایج شبیه‌سازی

برای شبیه‌سازی CFD، انتخاب مش مناسب که نتایج شبیه‌سازی وابسته به نوع و تعداد مش نباشد ضروری است. برای استقلال نتایج شبیه‌سازی از مش بندی هندسه مسئله، شبیه‌سازی در مش بندی مختلف انجام گرفت تا مش بندی بهینه انتخاب گردد. برای بررسی هیدرودینامیک بستر سیال، دو پارامتر سرعت و کسر حجمی فازها مورد بررسی قرار گرفت. با انتخاب سه فاصله<sup>3</sup> برابر با 0/003، 0/002 و 0/001 (در هر دو جهت محوری و شعاعی) و حل هیدرودینامیک بستر با استفاده از این سه شبکه، مقادیر کسر حجمی متوسط‌گیری شده‌ی زمانی و مکانی در ارتفاع‌های مختلف از بستر برای این سه شبکه مقایسه گردید.



شکل 2. کسر حجمی جامد در طول بستر در سه شبکه بندی 0/001، 0/002 و 0/003

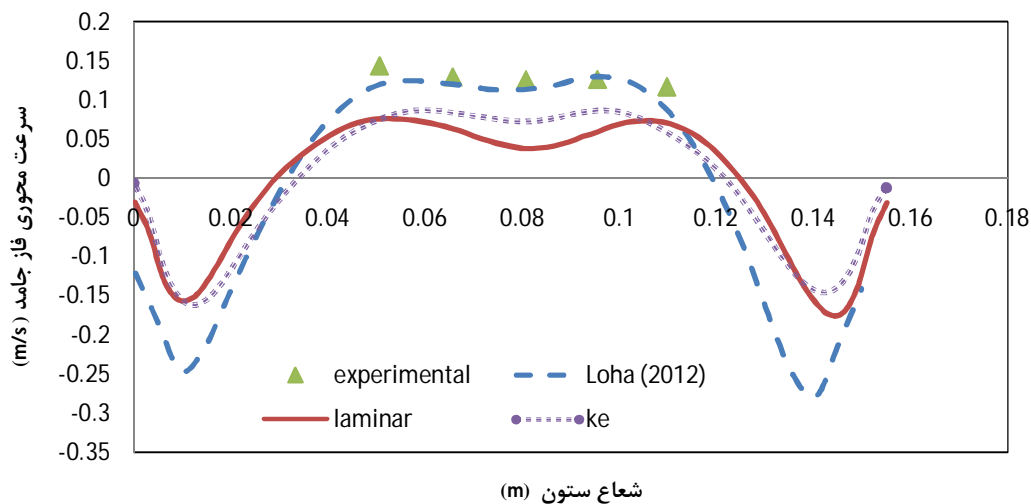
<sup>1</sup>Phase Coupled SIMPLE

<sup>2</sup>Second Order Implicit

<sup>3</sup>Interval Size

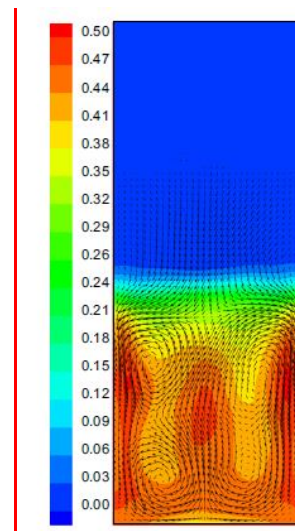
کسر حجمی جامد در طول بستر برای سه شبکه‌بندی ذکر شده در شکل 2 نشان داده شده است. مطابق شکل 2، مقادیر کسر حجمی جامد در هر ارتفاع از ستون، در سه مش اندازه‌گیری شده تقریباً برابر هستند و اختلاف ناچیزی دارند. بنابراین جهت کاهش زمان و هزینه‌ی محاسبات، از مش 0/003 در شبیه‌سازی استفاده گردید.

انتخاب مدل ضریب درگ جهت بیان تبادل بین فازها در پیش‌بینی مقدار سرعت و کسر حجمی آن‌ها تأثیر زیادی دارد و بایستی مدل مناسب انتخاب شود. اغلب مدل‌های گیداسپا و سیاملال برای شبیه‌سازی بستر سیال مورد استفاده قرار گرفته‌اند. در این تحقیق با استفاده از مدل گیداسپا بهترین تطابق با داده‌های تجربی حاصل گردید. شبیه‌سازی در شرایط آرام و مغشوش انجام شده و مقدار سرعت محوری و کسر حجمی جامد در بستر در شکل 3 ارائه شده است. در شرایط جریان مغشوش از مدل اغتشاش RNGk-e استفاده شده است. در شکل 3 مقایسه‌ی سرعت محوری جامد متوسط‌گیری شده بین زمان 5 و 20 ثانیه در ارتفاع 0/14 متر از بستر سیال انجام شده است.

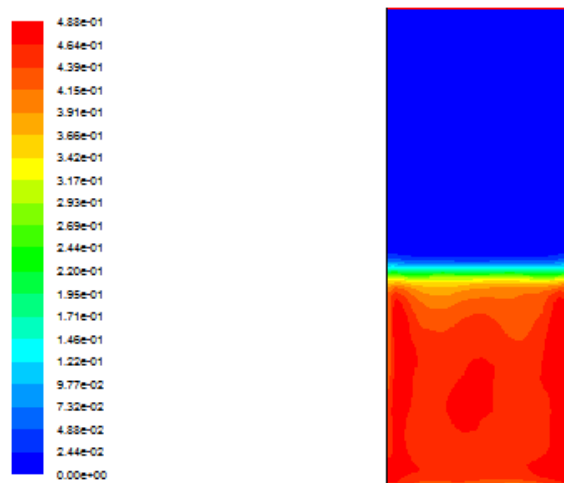


شکل 3. مقایسه‌ی سرعت محوری جامد در  $y=0/14$  متر

نتایج در شکل 3 نشان می‌دهد که انحراف کمی بین مقدار سرعت فاز جامد در ارتفاع 0/14 متر از بستر با مقادیر به‌دست آمده توسط لوها (با استفاده از مدل ضریب درگ گیداسپا) وجود دارد. همچنین نتایج نشان می‌دهد که فرض جریان آرام با جریان اغتشاش اختلاف چندانی با هم ندارند. در شکل 4 و 5 کانتورهای کسر حجمی جامد برای بستر سیال ارائه شده است. این کانتورها برای کسر حجمی فاز جامد متوسط‌گیری شده بین زمان 5 و 20 ثانیه به‌دست آمده است. شکل 4 از مرجع 17 استفاده شده است و در مقایسه با نتایج شبیه‌سازی این تحقیق در شکل 5 نشان می‌دهد که هیدرودینامیک سیال به خوبی با نتایج مرجع 17 مطابقت دارد. لذا با هیدرودینامیک به‌دست آمده می‌توان شبیه‌سازی انتقال جرم دی‌اکسیدکربن را انجام داد.



شکل 4. کانتور کسر حجمی فاز جامد

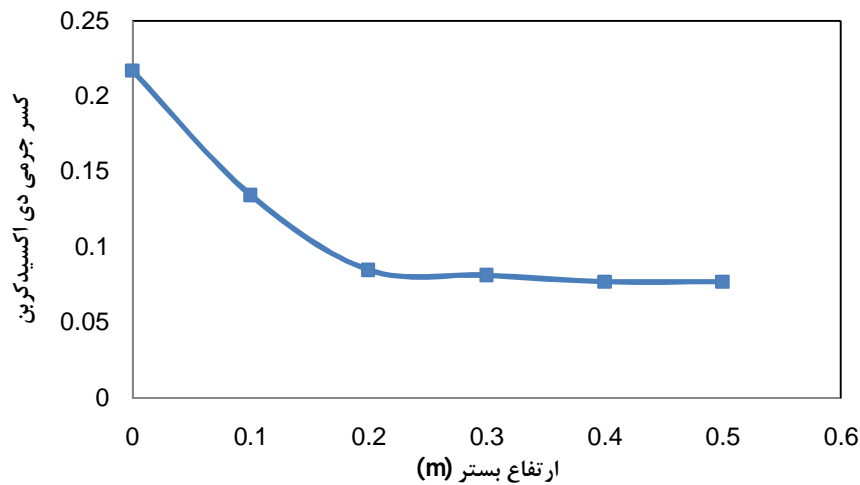


شکل 5. کانتور کسر حجمی فاز جامد (شبیه‌سازی)

برای بررسی انتقال جرم درون بستر سیال جذب دی‌اکسیدکربن، تا ارتفاع 0/2 متر از بستر، اکسید کلسیم ( با قطر متوسط یک میلی‌متر و کسر حجمی 0/4) استفاده گردید. سپس مخلوط گازی شامل دی‌اکسیدکربن (15 درصد حجمی) و هوا با سرعت 1 متر بر ثانیه و دمای 923 کلوین وارد گردید. در اثر واکنش بین اکسید کلسیم جامد و گاز دی‌اکسیدکربن، کربنات کلسیم جامد بر روی سطح اکسید کلسیم تولید می‌شود. به منظور لحاظ کردن واکنش، سینتیک واکنش به صورت یک کد UDF<sup>1</sup> به عنوان واکنش ناهمگن به نرم افزار فلونت اضافه گردید. نتایج پس از گذشت 1/5 ثانیه از اجرای برنامه با گام زمانی 0/0001 حاصل گردید. کسر جرمی دی‌اکسیدکربن متوسط شعاعی در طول بستر در سرعت ورودی 1 متر بر ثانیه و دمای 923

<sup>1</sup>User Defined Function

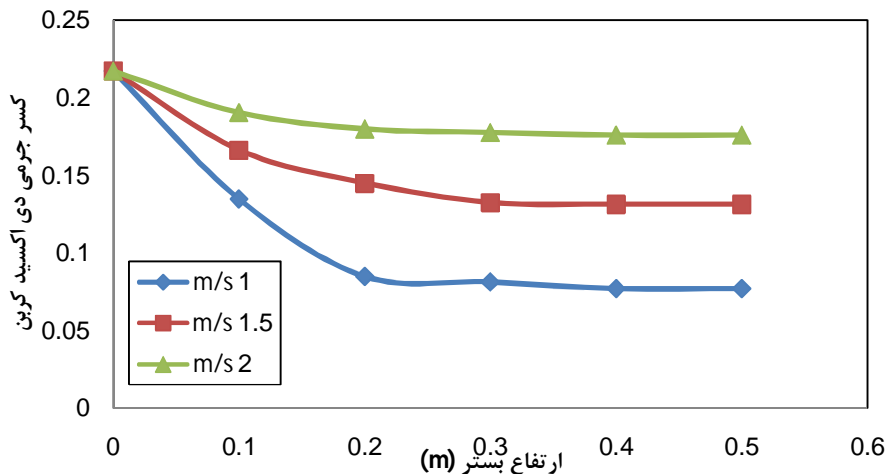
کلویندر شکل 6 آمده است.



شکل 6. کسر جرمی دی اکسیدکربن در ارتفاعهای مختلف از بستر

همان طور که مشاهده می شود غلظت دی اکسیدکربن در خروجی به مقدار متوسط 0/08 جرمی که برابر با 0/055 حجمی می باشد، رسیده است. این مقدار به صورت تجربی توسط ابانادز و همکارانش برابر با 0/02 حجمی به دست آمده است. بنابراین کسر حجمی دی اکسیدکربن جذب شده در دو مورد بیان شده به ترتیب برابر با 0/095 و 0/13 می باشد. خطای ایجاد شده ممکن است مربوط به شرایط عملیاتی و طول بستر در شبیه سازی می باشد.

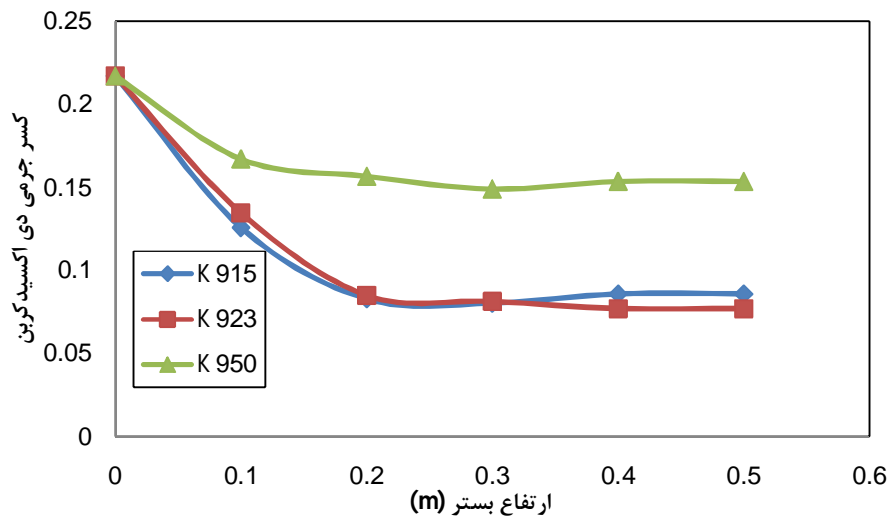
در بستر سیال، هرچه دبی جریان گاز ورودی بیش تر باشد، زمان تماس گاز و جامد و در نتیجه زمان واکنش کاهش یافته و باعث کاهش میزان جذب می شود. غلظت دی اکسیدکربن در سرعت های مختلف از گاز ورودی در ارتفاع های مختلف از بستر در شکل 7 نشان داده شده است.



شکل 7. تأثیر سرعت گاز ورودی بر غلظت دی اکسیدکربن در ارتفاع های مختلف از بستر

براساس نتایج نشان داده شده در نمودارهای شکل 8، کسر جرمی دی‌اکسیدکربن در طول ستون کاهش می‌یابد. زیرا با عبور گاز از طول بستر، مقدار دی‌اکسیدکربن موجود در آن در اثر واکنش به تدریج کاهش می‌یابد تا در خروجی به کم‌ترین مقدار خود برسد. همان‌طور که مشاهده می‌شود در سرعت‌های پایین‌تر مقدار جذب بیشتر است. زیرا هرچه گاز کندتر حرکت کند، زمان بیشتری طول می‌کشد تا بستر را طی کند. بنابراین زمان بیشتری برای تماس با فاز جامد و در نتیجه انجام واکنش وجود دارد.

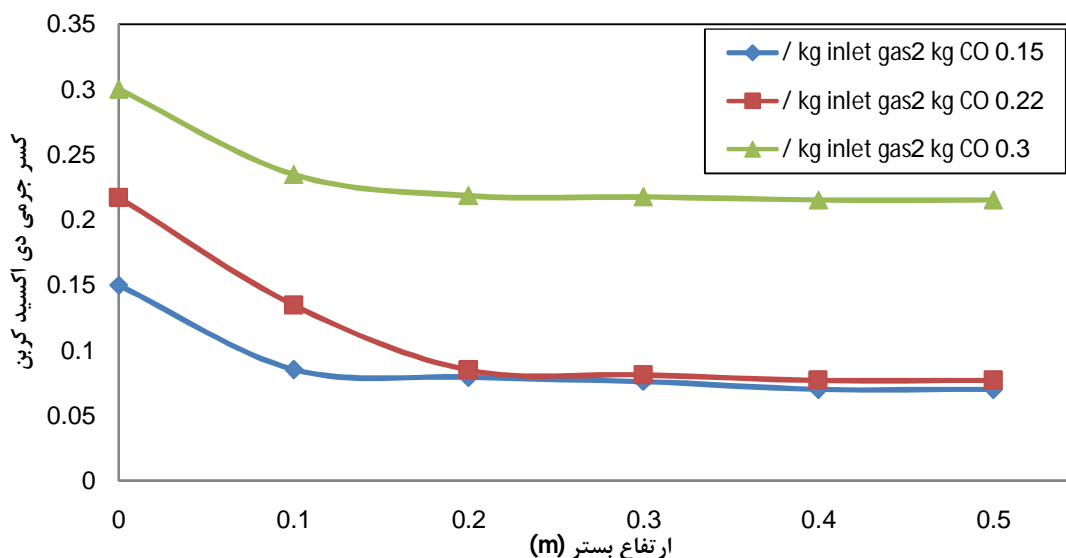
با توجه به اینکه انرژی فعال‌سازی واکنش بین اکسیدکلسیم و دی‌اکسیدکربن بالاست، این واکنش در دماهای بالا انجام می‌شود. تأثیر دما بر واکنش به مثبت یا منفی بودن آنتالپی واکنش بستگی دارد. چون واکنش مورد نظر گرمازا است، افزایش دما تأثیر منفی بر میزان انجام واکنش دارد و میزان جذب را کاهش می‌دهد. تأثیر دما بر غلظت دی‌اکسیدکربن در ارتفاع‌های مختلف از بستر در شکل 9 نمایش داده شده است.



شکل 8. تأثیر دما بر غلظت دی‌اکسیدکربن در ارتفاع‌های مختلف از بستر

در شکل 8 کسر جرمی دی‌اکسیدکربن به علت افزایش زمان تماس در طول بستر کاهش می‌یابد. هم‌چنین به با توجه به اینکه جذب گرمازا بوده، با افزایش دما از 923 به 950 کلوین مقدار جذب کاهش قابل توجهی یافته است. اختلاف بین دو دمای 915 و 923 کم بوده و مقدار دی‌اکسیدکربن جذب‌شده در این دو دما تفاوت چندانی نکرده است. هرچه مقدار دی‌اکسیدکربن ورودی بیشتر باشد به علت بالا بودن فشار جزئی آن، مقدار جذب نیز افزایش می‌یابد. مقدار خروجی در غلظت‌های بالاتر متناسب با ورودی بوده اما در غلظت‌های کم از دی‌اکسیدکربن این نسبت کم‌تر است و میزان جذب کم‌تر انجام شده است.

در شکل 9 تأثیر کسر جرمی دی‌اکسیدکربن بر میزان جذب دی‌اکسیدکربن در ارتفاع‌های مختلف از بستر ارائه شده است. مطابق شکل 9 اگر کسر جرمی دی‌اکسیدکربن در ورودی را تا 0/3 افزایش داده شود مقدار آن در خروجی به حدود 0/2 خواهد رسید. اما وقتی غلظت ورودی 0/15 بوده، مقدار آن در خروجی به 0/075 خواهد رسید. این مقدار نزدیک به همان مقداری بوده که با غلظت 0/22 به دست آمده است. بنابراین در غلظت‌های کم از دی‌اکسیدکربن، میزان جذب کم‌تر می‌شود.

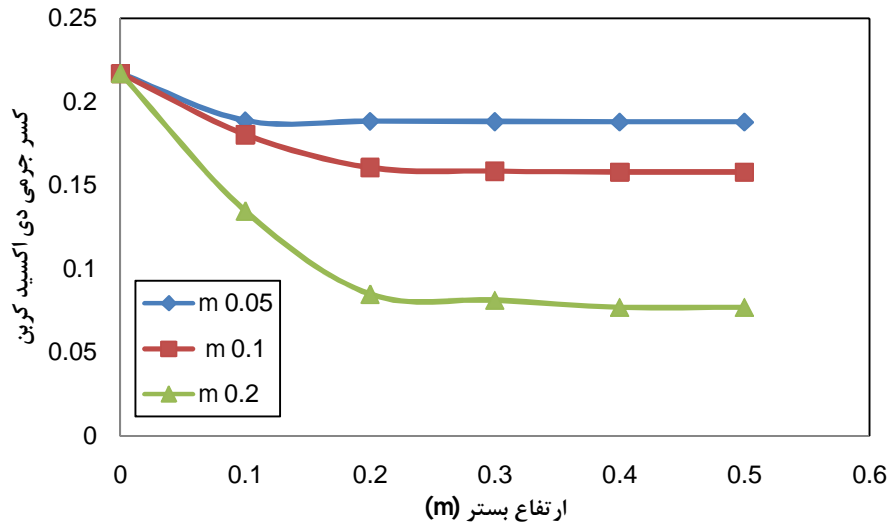


شکل 9. تأثیر غلظت دی اکسید کربن بر مقدار جذب آن در ارتفاع‌های مختلف از بستر

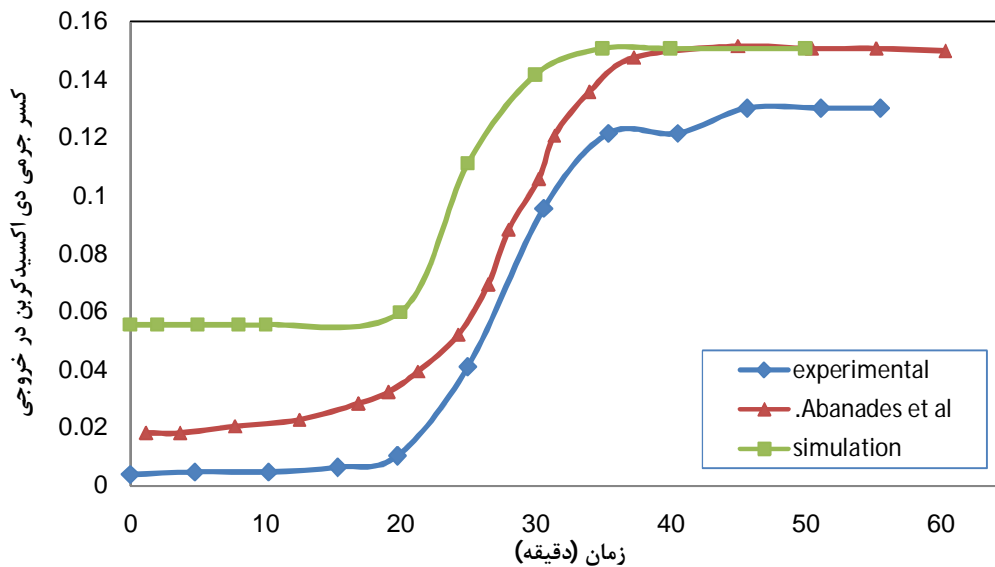
ارتفاع اولیه‌ی جاذب در بستر ارتباط مستقیم با میزان جذب دارد. هر چه مقدار جاذب بیش‌تری استفاده شود، کسر جرمی دی اکسید کربن در گاز خروجی کمتر خواهد بود. کسر جرمی دی اکسید کربن در طول بستر در شرایطی که ارتفاع اولیه‌ی جاذب برابر با 0/05، 0/1 و 0/2 متر است، در شکل 10 با یکدیگر مقایسه شده است.

شکل 10 نشان می‌دهد که با کاهش ارتفاع اولیه‌ی بستر از 0/2 به 0/1 و 0/05، کسر جرمی دی اکسید کربن در خروجی از 0/08 به ترتیب به 0/15 و 0/18 رسیده است. این روند کاهش جذب در طول بستر مشاهده می‌شود. هم‌چنین در ارتفاع‌های بالاتر از ستون، غلظت دی اکسید کربن کم‌تر است.

ظرفیت جذب جاذب اکسید کلسیم استفاده شده توسط ابانادز و همکارانش تا 20 دقیقه ثابت است و پس از آن کاهش پیدا می‌کند تا این‌که در زمان حدود 35 دقیقه تقریباً غیر فعال می‌شود. بنابراین از این زمان به بعد غلظت دی اکسید کربن در ورودی و خروجی برابر خواهد بود. برای در نظر گرفتن این کاهش، رابطه‌ی سرعت از زمان 20 تا 25 دقیقه در مقدار ثابت 0/5 و از 25 تا 35 دقیقه در مقدار 0/25 ضرب شد. غلظت خروجی در زمان 25 دقیقه به 0/16 و در 30 دقیقه به 0/2 رسید. مقایسه‌ی مقادیر شبیه‌سازی شده با مقادیر به‌دست آمده توسط ابانادز و همکارانش در شکل 11 آورده شده است.



شکل 10. تأثیر مقدار جاذب بر جذب دی اکسید کربن



شکل 11. تغییرات غلظت با زمان

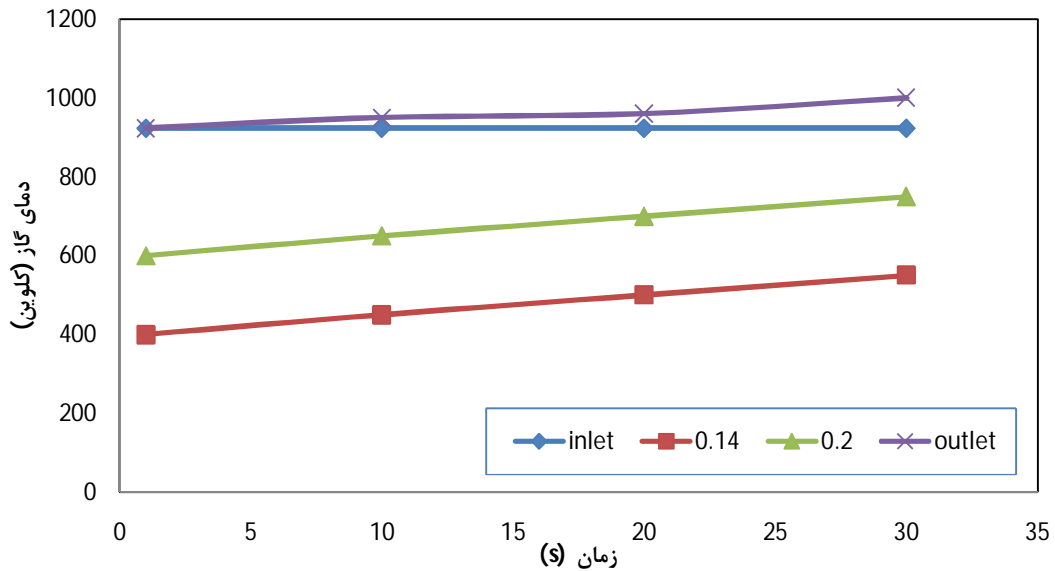
نتایج شکل 11 نشان می‌دهد که روند تغییرات غلظت دی اکسید کربن با زمان، مشابه با روندی است که ابانادز و همکارانش به دست آوردند. یعنی تا زمان مشخصی حدود 20 دقیقه مقدار جذب ثابت و پس از آن کاهش می‌یابد و این روند تا غیر فعال شدن جاذب ادامه می‌یابد. در این مرحله بایستی جاذب را احیا کرد و دوباره وارد ستون جذب نمود.

### بررسی تغییرات دما در بستر سیال

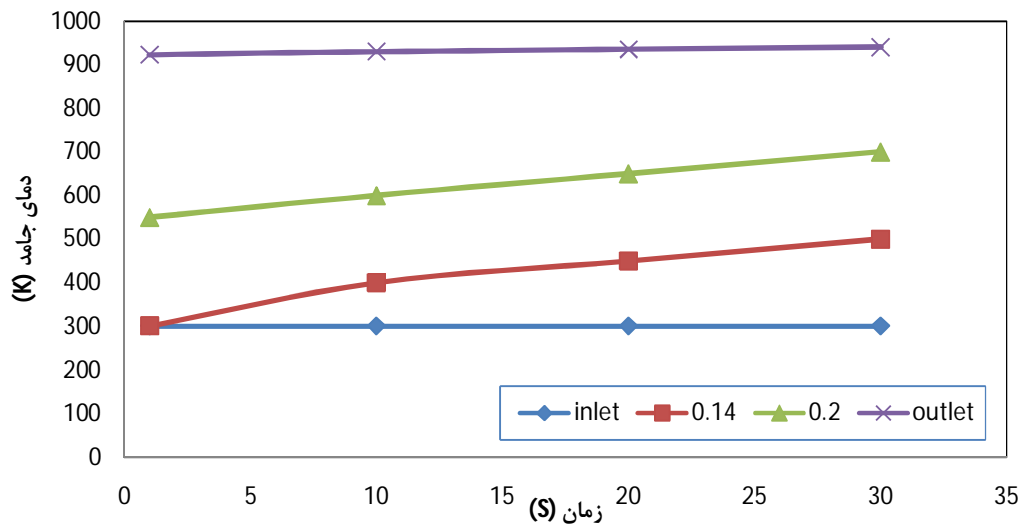
فرایند جذب دی اکسید کربن توسط اکسید کلسیم، گرمازا بوده و بنابراین در طی زمان دمای بستر افزایش



می‌یابد. هم‌چنین با توجه به گرمازا بودن واکنش، با افزایش دما سرعت واکنش کاهش می‌یابد و بنابراین میزان جذب دی‌اکسیدکربن نیز کاهش می‌یابد. شکل‌های 12 و 13 به ترتیب نشان‌دهنده تغییرات دمای گاز و جامد در طی زمان در ارتفاع‌های مختلف از بستر می‌باشند.



شکل 12. تغییرات دمای فاز گاز در طول بستر در طی زمان



شکل 13. تغییرات دمای فاز جامد در طول بستر در طی زمان

### نتیجه گیری

مزیت اصلی استفاده از جاذب اکسیدکلسیم نسبت به دیگر فرآیندها، بالا بودن دمای جذب و دفع (نزدیک بودن دمای جذب به دمای گاز دودکش)، ارزان و در دسترس بودن جاذب اکسید کلسیم می باشد. بررسی هیدرودینامیک بستر سیال بسیار پیچیده و نیازمند حل معادلات جرم، مومنتوم و انرژی برای هر فاز می باشد. معادلات فاز جامد متفاوت با فاز گاز بوده و در معادله‌ی مومنتوم فاز جامد ترم فشار جامد وجود دارد. بنابراین برای حل معادلات فاز جامد به یک سری روابط کمکی نیاز می باشد که با استفاده از تئوری سینتیکی جریان دانه‌ای و در نظر گرفتن معادله‌ی بقای دمای دانه‌ای که در اثر حرکت تصادفی ذرات جامد به وجود می آید، می توان مقدار فشار جامد را محاسبه کرد. هم چنین انتخاب مدل ضریب درگ از اهمیت به سزایی برخوردار است. رایج ترین مدل های مورد استفاده، گیداسپا و سیاملال هستند. در شرایط بررسی شده، مدل گیداسپا بهترین پیش بینی را داشت. برای بررسی انتقال جرم که در اثر واکنش بین دو فاز، از فاز گاز به جامد انجام می گیرد نیز کد مربوط به آن را نوشته و به نرم افزار اضافه گردید. پس از انجام این مراحل، کسر جرمی دی اکسید کربن در گاز خروجی و ورودی و نیز در ارتفاع های مختلف از بستر با استفاده از شبیه سازی به دست آمد و با نتایج تجربی مقایسه گردید. با بررسی اثر دمای گاز ورودی مشاهده گردید که به علت گرمازا بودن جذب هر چه دما افزایش یابد مقدار دی اکسید کربن کمتری جذب می شود. افزایش سرعت گاز نیز سبب کاهش میزان جذب می شود و این اتفاق به علت کاهش زمان تماس جاذب و گاز در سرعت های بالاست. هم چنین با گذشت زمان به علت کاهش سطح مؤثر جامد و پرشدن حفرات آن از محصول، از فعالیت جاذب کاسته می شود.

### علائم اختصاری

$C$ ( $\text{kg/m}^3$ )	غلظت
$g$ ( $\text{m/s}^2$ )	شتاب گرانش
$k$	ضریب نفوذ دمای دانه‌ای
$C$	ضریب درگ
$p$ (Pa)	فشار
$t$ (s)	زمان
$u$ ( $\text{m/s}$ )	سرعت
$e_s$	ضریب ارتجاعی
$g$	تابع توزیع شعاعی
$q$	شار انرژی نوسانی
$d$	قطر ذرات
$X$	میزان تبدیل CaO



## حروف یونانی

$\varepsilon$	کسر تخلخل
$\mu_s (kg/ms)$	ویسکوزیته‌ی دانه‌ای
$\rho (kg/m^3)$	دانسیته
$\Theta (m^2/s^2)$	دمای دانه‌ای
$\bar{r} (Pa)$	تنسور تنش
$\lambda_s (kg/ms)$	ویسکوزیته‌ی توده
$\phi$	انتقال انرژی جنبشی
$K (kg/ms^3)$	تبادل انرژی بین فازها
$a$	کسر حجمی
$a$	کسر حجمی جامد در حداکثر پرشوندگی
$\kappa$	هدایت انرژی دانه‌ای
$\gamma$	اتلاف انرژی برخورد

## منابع

1. پهلوان، ع. محمدی می‌آبادی، ع.، فرآیند جذب و ذخیره‌سازی کربن، دومین کنفرانس برنامه‌ریزی و مدیریت محیط‌زیست، تهران: دانشکده فنی و مهندسی دانشگاه تهران، 1384.
2. Romano M. C., Martínez I., Murillo R., Bjornar A., Blom R., Ozcan D. C., Ahn H., Brandani S., Guidelines for modeling and simulation of Ca-Looping processes, European energy research alliance, 2012.
3. Abanades J. C., Anthony E. J., Dennis Lu Y., Salvador C., Alvarez D., Capture of CO<sub>2</sub> from Combustion Gases in a Fluidized Bed of CaO, American Institute of Chemical Engineers, Vol. 50, 2004, pp 1614-1622.
4. Romano M, Coal-fired power plant with calcium oxide carbonation for post-combustion CO<sub>2</sub> capture, Energy Procedia, Vol. 1, 2009, pp 1099-1106.
5. Dean C.C., Blamey J., Florin N.H., Al-Jeboori M.J., Fennell P.S., The calcium looping cycle for CO<sub>2</sub> capture from power generation, cement manufacture and hydrogen production, Chemical Engineering Research and Design, Vol. 89, 2011, pp 836-855.
6. Hawthorne C., Diete H., Bidwe A., Schuster A., Scheffknecht G., Unterberger S., Käß M., CO<sub>2</sub> Capture with CaO in a 200 kW Dual Fluidized Bed Pilot Plant, Energy Procedia, Vol. 4, 2011, pp 441-448.
7. Wang Y., Zhu Y., Wu S., A new nanoCaO-based CO<sub>2</sub> adsorbent prepared using an adsorption phase technique, Chemical Engineering Journal, Vol. 218, 2013, pp 39-45.
8. Li Ch. Ch., Cheng J. Y., Liu W. H., Huang Ch. M., Hsu H. W., Lin H. P., Enhancement in cyclic stability of the CO<sub>2</sub> adsorption capacity of CaO-based sorbents by hydration for the calcium looping cycle, Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, Vol. 45, 2014, pp 227-232.
9. Ranade V. V., Computational flow modeling for chemical reactor engineering, Academic press, 2002.



10. Witt P.J., Perry J.H., Schwarz M.P., A numerical model for predicting bubble formation in a 3D fluidized bed, *Applied Mathematical Modeling*, Vol. 22, 1998, pp 1071-1080.
11. Mathiesen V., Solberg T., Hjertager B.H., An experimental and computational study of multiphase flow behavior in a circulating fluidized bed, *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 26, 2000, pp 387-419.
12. Zimmermann S., Taghipour F., CFD Modeling of the Hydrodynamics and Reaction Kinetics of FCC Fluidized-Bed Reactors, *Industrial Engineering Chemical Research*, Vol. 44, 2005, pp 9818-9827.
13. Papadakis K., Bridgwater A.V., Gu S., CFD modeling of the fast pyrolysis of biomass in fluidized bed reactors, Part A: Eulerian computation of momentum transport in bubbling fluidized beds, *Chemical Engineering Science*, Vol. 63, 2008, pp 4218-4227.
14. Almuttahir A., Taghipour F., Computational fluid dynamics of a circulating fluidized bed under various fluidization conditions, *Chemical Engineering Science*, Vol. 63, 2008, pp. 1696 – 1709.
15. Khongprom P., Archwit A., Limtrakul S., Vatanatham T., Ramachandran P. A., Axial gas and solids mixing in a down flow circulating fluidized bed reactor based on CFD simulation, *Chemical Engineering Science*, Vol. 73, 2012, pp 8–19.
16. Wang J., Van Der Hoef M. A., Kuipers J. A. M., Comparison of two-fluid and discrete particle modeling of dense gas-particle flows in gas-fluidized beds, *Chemie Ingenieur Technik*, Vol. 85, 2013, pp 290–298.
17. Loha C., Himadri C., Pradip K.C., Assessment of drag models in simulating bubbling fluidized bed hydrodynamics, *Chemical Engineering Science*, Vol. 75, 2012, pp 400–407.