



ارزیابی عملکرد یک رآکتور بستر سیال با بررسی هیدرودینامیک و خصوصیات گرمایی ذرات جامد مختلف

سوده طرفه، رامین کوهی کمالی*

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت، ایران.

تاریخچه داوری:

دریافت: ۱۳۹۸/۰۵/۰۸
بازنگری: ۱۳۹۸/۰۸/۲۰
پذیرش: ۱۳۹۸/۰۹/۱۸
ارائه آنلاین: ۱۳۹۸/۱۰/۰۳

کلمات کلیدی:

بستر سیال گاز-جامد
مدل دو سیالی
رفتار هیدرودینامیکی
ضریب پخش گرمایی
توزیع دما

خلاصه: نرخ انتقال حرارت بالا به عنوان یکی از مزایای مهم رآکتورهای بستر سیال به فرآیندهای هیدرودینامیکی بستر وابسته است. در این تحقیق پارامترهای مهم هیدرودینامیکی از جمله حداقل سرعت شناوری، افت فشار، ارتفاع بستر و وضعیت بستر از نظر تشکیل حباب و رژیم جریان به صورت آزمایشگاهی و عددی بررسی گردید. مدل اوپلری دو سیالی به همراه تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای و دو مدل درگ مختلف گیداسپا و سایملال-اوبراین در شبیه‌سازی عددی حاضر به کار گرفته شد. نتایج نشان داد که با استفاده از مدل درگ گیداسپا در حل عددی، حداقل سرعت شناوری با خطای تقریبی ۱۳/۸ درصد و ارتفاع بستر با متوسط خطای ۹ درصد نسبت به کار آزمایشگاهی قابل پیش‌بینی است. به منظور بررسی تأثیر خصوصیات ذرات بر توزیع دمای بستر سیال‌های حبابی، ذرات جامد مختلف با چگالی و ضرایب پخشندگی گرمایی متفاوت مورد بررسی قرار گرفتند. در نهایت برای اثبات مزیت استفاده از رآکتورهای بستر سیال برای دریافت هوای گرم مورد نیاز در واحدهای صنعتی، توزیع دما و ارتفاع یک رآکتور بستر سیال حبابی و کانال ساده دما ثابت در شرایط یکسان مقایسه گردید. نتایج نشان داد که دمای هوای خروجی از یک رآکتور بستر سیال حبابی تقریباً ۲۸ درجه سلسیوس بیشتر از کانال ساده‌ی مشابه است.

۱- مقدمه

بستر سیال‌ها تأثیرگذارند. یکی از مهمترین پارامترها در تعیین خصوصیات هیدرودینامیکی بستر سیال‌ها، کمترین سرعت مورد نیاز برای شناوری است. طبق تعریف، حداقل سرعت شناوری^۱ کمترین سرعت ظاهری گاز است که منجر به تعادل نیروی درگ^۲ با وزن ذرات جامد می‌شود. بنابراین این سرعت نقطه انتقال بستر از حالت ثابت به حالت سیال‌گونه است [۳]. هنگامی که سرعت گاز از حداقل سرعت شناوری بیشتر شود، حباب‌های گازی در بستر شکل می‌گیرد که به تدریج به سمت بالای جریان پیش می‌روند. به این رژیم جریان که به دلیل فعالیت‌های حبابی و اختلاط مناسب فازها از پرکاربردترین رژیم‌های جریان گاز-جامد در فرآیندهای صنعتی است، رژیم حبابی گویند [۴]. با توجه به اهمیت تعیین حداقل سرعت شناوری به عنوان یک پارامتر هیدرودینامیکی مهم، برخی محققان با انجام آزمایش‌های مختلف روابطی تجربی برای محاسبه‌ی حداقل سرعت شناوری به‌صورت تابعی از عدد ارشمیدس ارائه دادند [۵ و ۶].

سیستم‌هایی نظیر رآکتورها، انواع مبدل‌های حرارتی و سایر سیستم‌های ذخیره‌ی انرژی گرمایی بستر سیالی به دلیل خصوصیات همچون توزیع دمای یکنواخت، اختلاط مناسب فاز جامد و گازی، نرخ انتقال حرارت و جرم بالاتر و سطح انتقال حرارت مورد نیاز کوچک‌تر در سال‌های اخیر بسیار مورد توجه قرار گرفته‌اند [۱ و ۲]. به همین دلیل بررسی دقیق سیستم‌های بستر سیالی ذکر شده، به منظور انتخاب پارامترهای عملکردی مناسب و بهینه از اهمیت به‌سزایی برخوردار است. از آنجایی که نرخ انتقال حرارت در بستر سیال‌ها شدیداً به فرآیندهای هیدرودینامیکی که در بستر اتفاق می‌افتد وابسته است، آشنایی با رفتار هیدرودینامیکی بستر سیال‌ها به‌منظور بررسی مکانیزم انتقال حرارت ضروری است.

پارامترهایی چون شرایط عملکردی، سرعت گاز، کسر حجمی فاز جامد، ارتفاع بستر و خصوصیات ذرات جامد بر رفتار هیدرودینامیکی

1 Minimum fluidization velocity
2 Drag

*نویسنده عهده‌دار مکاتبات: kouhikamali@guilan.ac.ir



روابط تجربی دقیق و سازگار با هر شرایط عملکردی خاص و یا آزمایش‌های گران‌قیمت در شرایط واقعی است که در بسیاری موارد غیرممکن است، به همین دلیل مدل‌سازی رفتار هیدرودینامیکی و مکانیزم انتقال حرارت در بستر سیال‌های گاز-جامد با انتخاب روش عددی مناسب از میان روش‌های اویلری-اویلری و لاگرانژی موجود، در سال‌های اخیر مورد توجه قرار گرفته است [۷ و ۸].

واچم^۱ و همکاران [۹] نوسانات فشار و ارتفاع بستر، تغییرات کسر حجمی و چگالی طیفی توان^۲ را در یک بستر سیال کوچک با ذرات درشت، با کدنویسی معادلات با دیدگاه اویلری-لاگرانژی به صورت عددی بررسی کردند و نتایج را با آزمایشات انجام شده در یک دستگاه آزمایشگاهی مقایسه کردند. آن‌ها همخوانی قابل قبولی در تمامی موارد به‌جز بررسی پدیده‌ی خوشه‌ای شدن ذرات^۳، میان نتایج عددی و تجربی خود مشاهده کردند. تقی‌پور و همکاران [۱۰] هیدرودینامیک یک رآکتور بستر سیال را به صورت تجربی و عددی مورد مطالعه قرار دادند. آن‌ها مدل اویلری دو سیالی^۴ را با به‌کارگیری تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای^۵ برای مدل‌سازی جریان گاز-جامد به کار بردند و افت فشار، کسر حجمی فاز جامد و ارتفاع بستر را در سرعت‌های مختلف گاز به کمک مدل‌های درگ مختلف بررسی کردند. نتایج عددی به‌دست آمده تطابق قابل قبولی با داده‌های تجربی نشان داد. پس از آن‌ها، اجای و کارنیک^۶ [۱۱] با دیدگاه اویلری-اویلری و مدل چند سیالی^۷ و با به‌کارگیری تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای در تعیین نیروهای ویسکوز، تنش و فشار ذرات، به مطالعه‌ی عددی خصوصیات هیدرودینامیکی یک بستر سیال استوانه‌ای پرداختند. آن‌ها حداقل سرعت شناوری، افت فشار، ارتفاع و کسر حجمی بستر را با شبیه‌سازی عددی دوبعدی از بستر مورد بررسی قرار دادند.

مصطفی‌زاده و همکاران [۱۲] به بررسی هیدرودینامیکی یک رایزر^۸ استوانه‌ای بستر سیال با دیدگاه اویلری-اویلری پرداختند و اثرات ضریب بازگردانی^۹ و زاویه شیب رایزر را بر جدایش و کسر

مهدی‌زاد و کوهی‌کمالی [۱۹] یک مدل عددی جدید برای

- 10 Bakshi
- 11 Gidaspow
- 12 Syamlal and O'Brien
- 13 Specularity
- 14 Permatasari
- 15 Chen
- 16 Discrete Element Method (DEM)
- 17 Ostermeier

- 1 Wachem
- 2 Power spectral density
- 3 Clustering
- 4 Two-Fluid-Model (TFM)
- 5 Kinetic Theory of Granular Flow (KTGF)
- 6 Ajay and Karnik
- 7 Multi-Fluid-Model (MFM)
- 8 Riser
- 9 Restitution coefficient

اندازه ذرات و سرعت گاز را بر انتقال حرارت بین فازی گاز-ذره و ذره-ذره با دیدگاه اویلری-اویلری و مدل چند سیالی شبیه‌سازی کردند و نتیجه گرفتند که انتقال حرارت بین فازهای گاز و جامد ترم غالب است. عبدالمطلب^۷ و همکاران [۲۶] انتقال حرارت از دیواره به بستر و همچنین خصوصیات هیدرودینامیکی را در یک رآکتور بستر سیال مخروطی به روش عددی دو سیالی بررسی کردند و نتیجه گرفتند که ضریب انتقال حرارت و افت فشار با افزایش سرعت گاز افزایش می‌یابد. آن‌ها همچنین نتایج عددی بدست آمده از جمله افت فشار، میزان انبساط بستر و ضریب انتقال حرارت را با داده‌های آزمایشگاهی خود مقایسه کردند. هو^۸ و همکاران [۲۷] اثرات سایز و خصوصیات ذرات جامد و همچنین نحوه‌ی قرارگیری یک دسته لوله در بستر را بر توزیع دما، جریان گاز-جامد و مکانیزم انتقال حرارت با روش عددی المان گسسته و دیدگاه اویلری-لاگرانژی بررسی کردند. نتایج آن‌ها نشان داد که برای ذرات بسیار ریز و چسبنده انتقال حرارت هدایت بین بستر و لوله‌ها و برای ذرات بزرگتر انتقال حرارت جابجایی مکانیزم غالب است و سرعت گاز و خواص فیزیکی و شیمیایی ذرات در قطر ثابت بر یکنواختی سرعت ذرات و دما تأثیرگذار است. اوسترمیر و همکاران [۲۸] انتقال حرارت بین یک لوله افقی و بستر حبابی را به دو روش عددی و تجربی مورد مطالعه قرار دادند. در این تحقیق اثرات متقابل فازها، الگوی جریان پیرامون لوله‌ی غوطه‌ور در بستر و ضریب انتقال حرارت بین مواد جامد و سطوح در حل عددی بررسی و با نتایج تجربی مقایسه شد.

همانطور که اشاره گردید، توزیع دمای یکنواخت و نرخ انتقال حرارت بالا به عنوان مزایای اساسی رآکتورهای بستر سیال شدیداً به فرآیندهای هیدرودینامیکی که در بستر اتفاق می‌افتد وابسته است. از این رو، در تحقیق حاضر حداقل سرعت شناوری، افت فشار و ارتفاع بستر به عنوان سه پارامتر مهم که مستقیماً در طراحی بهینه‌ی بستر سیال‌ها مؤثرند به صورت آزمایشگاهی، تجربی و عددی بررسی می‌شود. به این منظور، روش اویلری دو سیالی به همراه تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای و دو مدل درگ مختلف گیداسپا و سایملال-اوبراین برای مدل‌سازی رآکتور بستر سیال گاز-جامد استوانه‌ای به کار گرفته می‌شود. با توجه به کاربرد فراوان بستر سیال‌ها در فرآیندهای شامل انتقال حرارت، افزایش نرخ انتقال حرارت در بستر از چالش‌های

بررسی حداقل سرعت شناوری در یک بستر سیال استوانه‌ای ارائه دادند. آن‌ها اثرات قطر، چگالی و ضریب شکل ذرات جامد بر حداقل سرعت شناوری را به روش آزمایشگاهی و عددی بررسی کردند. در این تحقیق روش فاز گسسته^۱ با دیدگاه اویلری-لاگرانژی برای شبیه‌سازی عددی بستر سیال و تعیین نیروهای درگ به کار برده شد. همانطور که اشاره گردید بسیاری از کاربردهای بستر سیال شامل انتقال حرارت است. بنابراین اندازه‌گیری و بررسی مکانیزم انتقال حرارت و توزیع دما در بستر دارای اهمیت است. به این منظور برخی از مدل‌های تجربی و شبه‌تجربی مانند مدل فیلم، تئوری بسته امولسیون، مدل تک ذره‌ای و مدل جابجایی گاز که عموماً بر مکانیزم جابجایی گاز و ذرات جامد متمرکزند برای تخمین ضریب انتقال حرارت بین بستر و سطوح پیشنهاد گردید [۴ و ۲۰]. همچنین برخی مدل‌های تجربی برای تعیین ضریب انتقال حرارت بین فازی توسط برخی محققان از جمله گلپرین و اینستین^۲ [۲۱]، کانی و لونسپیل^۳ [۳] و گان^۴ [۲۲] ارائه گردید. با توجه به محدودیت‌های روش‌های تجربی و آزمایشگاهی فوق، محققان در سال‌های اخیر برای بررسی فرآیند انتقال حرارت و توزیع دما در بستر روش‌های دینامیک سیالات محاسباتی را در پژوهش‌های خود به کار بردند.

گومز^۵ و همکاران [۲۳] با انجام مدل‌سازی دو و سه بعدی از یک بستر سیال در محفظه‌ی مکعب مستطیلی، با روش دمای دانه‌ای دو سیالی، گرمای انتقال یافته بین دیواره‌ی گرم شده و ذرات جامد و همچنین انتقال حرارت بین فازی گاز-ذرات را مورد مطالعه قرار دادند. آن‌ها نشان دادند که دنباله‌ی حباب‌های ایجاد شده در بستر، نقش به‌سزایی در اختلاط و پخش گرمایی و در نتیجه نرخ انتقال حرارت ایفا می‌کند. حمزه‌ای و رحیم‌زاده [۲۴]، اثر دما و سرعت هوای ورودی و اندازه ذرات را بر افت فشار و کسر حجمی حباب‌های بستر به صورت تجربی و عددی با مدل چند سیالی در یک رآکتور بدون واکنش مطالعه کردند. نتایج نشان داد که برای ذرات کوچک‌تر ارتفاع بستر افزایش می‌یابد و به دلیل افزایش سطح انتقال حرارت، دمای ذرات جامد بیشتر افزایش می‌یابد. چانگ^۶ و همکاران [۲۵] تأثیر

- 1 Discrete Phase Method (DPM)
- 2 Gelperin and Einstein
- 3 Kunii and Levenspiel
- 4 Gunn
- 5 Gomes
- 6 Chang

7 Abdelmotalib

8 Hou

جریان ورودی، محفظه‌ی توزیع کننده‌ی هوا و مانومتر جهت تعیین فشار در هر ارتفاع دلخواه از بستر تجهیزات مورد نیاز در بررسی هیدرودینامیکی هستند که بر روی یک قاب مستحکم از جنس فولاد ضد زنگ مطابق شکل جانمایی شده‌اند.

۲-۲- مشخصات ذرات بستر

در این آزمایش ۱/۳ کیلوگرم از ذرات آلومینا با قطر تقریبی ۱۷۷ میکرومتر و ارتفاع اولیه ۷۰ میلی‌متر برای بستر ثابت به عنوان ذرات بستر در نظر گرفته شده است. از آنجایی که اندازه و شکل ذرات نقش مهمی در تعیین خصوصیات شناوری ذرات جامد دارند، معمولاً ذرات بستر در صنعت بر اساس اندازه و چگالی مطابق گروه‌بندی گلدارت^۲ [۲۹] طبقه‌بندی می‌شوند. بر این اساس پودر آلومینا با چگالی حدود ۳۷۷۰ کیلوگرم بر مترمکعب و قطر لحاظ شده در گروه B گلدارت قرار می‌گیرد. ذرات این گروه به سبب قابلیت شناوری آسان و تشکیل سریع حباب‌های گازی از پرکاربردترین پودرها در کاربردهای صنعتی بستر سیال می‌باشند.

۲-۳- روش انجام آزمایش

در این آزمایش هوا با دبی حجمی ۱/۲ لیتر بر ثانیه و دمای ۲۰ درجه سلسیوس به بستر تزریق می‌شود. پس از گذشت زمان کافی برای اختلاط مناسب فازها افت فشار در بستر (اختلاف فشار بین پایین‌ترین و بالاترین نقطه‌ی محفظه) و همچنین ارتفاع بستر پس از انبساط یادداشت می‌گردد. سپس جریان هوای ورودی به کمک دبی سنج و شیر کنترل مرحله به مرحله کاهش داده می‌شود و در هر مرحله پارامترهای مورد بررسی به دقت گزارش می‌شوند. با ترسیم نمودار افت فشار (Δp) بر حسب سرعت هوای ورودی به کمک داده‌های آزمایشگاهی مشخص است که از نقطه‌ای به بعد با افزایش سرعت گاز افت فشار در بستر تغییر نمی‌یابد و نیروی درگ و نیروهای گرانش و شناوری مطابق رابطه (۱) به تعادل می‌رسند [۳]. در این وضعیت سرعت ظاهری گاز بیانگر حداقل سرعت مورد نیاز برای شناوری است.

$$\Delta P = (\rho_s - \rho_g)g(1 - \varepsilon_{mf})h_{mf} \quad (1)$$



Fig. 1. Fluidized bed unit (H692) available in the laboratory of the University of Guilan

شکل ۱: دستگاه بستر سیال H692 در آزمایشگاه دانشگاه گیلان

پیش رو در صنعت است. به همین دلیل در این تحقیق پس از مدل‌سازی و بررسی هیدرودینامیکی پارامترهای مهم، اثر خصوصیات ذرات جامد از جمله چگالی و ضریب پخشندگی گرمایی بر نرخ انتقال حرارت جابجایی ذرات و انتقال حرارت هدایت ذره-ذره در یک بستر سیال حبابی مورد بررسی قرار می‌گیرد. پس از آن، به منظور بررسی مزیت کاربرد رآکتورهای بستر سیال در صنایع، ارتفاع مورد نیاز برای رسیدن به دمای مطلوب و توزیع دما در یک رآکتور بستر سیال گاز-جامد حبابی و یک کانال ساده‌ی دما ثابت در شرایط یکسان و تنها با حذف ذرات جامد از محفظه مقایسه می‌گردد.

۲- تجهیزات و روش آزمایشگاهی در بررسی

هیدرودینامیکی

۲-۱- دستگاه آزمایش

شکل ۱ دستگاه بستر سیال H692 تولید شرکت هیلتون^۱ موجود در آزمایشگاه انتقال حرارت دانشگاه گیلان را نشان می‌دهد. این دستگاه از یک محفظه‌ی استوانه‌ای شفاف از جنس شیشه مستحکم به قطر داخلی ۱۰۵ میلی‌متر ساخته شده است. در ورودی بستر محفظه‌ی توزیع کننده‌ی هوا به منظور قرارگیری ذرات بستر، بهبود کیفیت شناوری، توزیع یکنواخت جریان گاز و کاهش افت فشار در بستر قرار گرفته است. بخش انتهایی محفظه توسط یک صفحه‌ی متخلخل به عنوان فیلتر برای جلوگیری از خروج ذرات پوشانده شده است. محفظه‌ی استوانه‌ای، تنظیم کننده و فیلتر هوای ورودی، دبی سنج، شیر کنترل و اوریفیس برای اندازه‌گیری و کنترل دبی

1 P.A.HILTON LTD, H692

جدول ۱. برخی روابط موجود برای محاسبه‌ی حداقل سرعت شناوری (U_{mf})

Table 1. Some of the existing correlations to calculate the minimum fluidization velocity (U_{mf})

رابطه‌ی تجربی	نام محقق
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} (\sqrt{1135.7 + 0.0408 Ar} - 33.7)$	ون و بوو ^۱ [۳۰]
$U_{mf} = \frac{7.169 \times 10^{-4} d_p^{1.82} (\rho_s - \rho_g)^{0.94} g}{\rho_g^{0.006} \mu_g^{0.88}}$	لوا ^۲ [۳۱]
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \left(\frac{1.38 \times 10^{-3} Ar}{(Ar + 19)^{0.11}} \right)$	بنا ^۳ [۶]
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} (\sqrt{25.28^2 + 0.0571 Ar} - 25.28)$	ساکسنا و وگل ^۴ [۳۲]
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \left(\frac{Ar}{1400 + 5.2 \sqrt{Ar}} \right)$	تودس ^۵ و همکاران [۳۳]
$U_{mf} = \frac{7.8 \times 10^{-4} d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g}$	دیویس و ریچاردسون ^۶ [۳۴]

ذرات به صورت تابعی از دمای دانه‌ای که با میانگین مربع حرکات تصادفی ذرات متناسب است؛ محاسبه می‌شوند. در واقع در این روش نیروی درگ و اصطکاک و برخورد ذرات به صورت ترم‌های اثر متقابل بین فازی به معادلات حاکم کوپل می‌شوند [۲ و ۳۵].

۳-۱- معادلات حاکم

معادلات پیوستگی گاز و فاز جامد در این روش به ترتیب مطابق

رابطه‌های (۲) و (۳) نوشته می‌شوند.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g) = 0 \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \vec{u}_s) = 0 \quad (3)$$

ε_g و ε_s به ترتیب کسر حجمی گاز و فاز جامد است که در

رابطه (۴) صدق می‌کنند [۳۶].

به منظور بررسی صحت نتایج آزمایش، کلیه‌ی مراحل مجدداً با در نظر گرفتن روند افزایشی برای جریان حجمی هوا تکرار و نتایج با مرحله‌ی قبل مقایسه می‌شود. در نهایت نتایج مورد نظر پس از تکرار چند باره‌ی هر آزمایش و در نظر گرفتن مقادیر متوسط به عنوان نتایج آزمایش گزارش می‌شوند. علاوه بر این، با مقایسه‌ی نتایج آزمایشگاهی با روابط تجربی موجود برای تعیین حداقل سرعت شناوری مطابق جدول ۱، نتایج به دست آمده اعتبارسنجی می‌شود. در این روابط d_p نشانگر قطر ذره و Ar عدد ارشمیدس است.

۳- روش عددی اتخاذ شده

در تحقیق حاضر مدل دو سیالی با دیدگاه اویلری-اویلری برای شبیه‌سازی عددی بستر سیال با مشخصات ذکر شده در بخش قبل به کار رفته است. در این روش گاز به عنوان فاز اول و ذرات به عنوان فاز دوم به صورت فازهای پیوسته در نظر گرفته می‌شوند و معادلات بقای جرم، مومنتوم و انرژی برای هر فاز به صورت جداگانه حل می‌شود. در این روش از تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای برای فاز جامد بهره گرفته می‌شود. با استفاده از تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای، نیروهای ویسکوز، تنش و فشار ذرات و فرکانس برخورد بین

- 1 Wen and Yu
- 2 Leva
- 3 Bena
- 4 Saxena and Vogel
- 5 Todes
- 6 Davies and Richardson

$$\varepsilon_s + \varepsilon_g = 1 \quad (۴)$$

معادلات بقای مومنتوم گاز و فاز جامد مطابق رابطه‌های (۵) و (۶) نوشته می‌شود [۳۶].

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g \bar{u}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \bar{u}_g \bar{u}_g) = -\varepsilon_g \nabla P + \nabla \cdot (\bar{\tau}_g - \varepsilon_g \rho_g \overline{u'_g u'_g}) + \varepsilon_g \rho_g \bar{g} + \beta (\bar{u}_s - \bar{u}_g) \quad (۵)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \bar{u}_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \bar{u}_s \bar{u}_s) = -\varepsilon_s \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot (\bar{\tau}_s - \varepsilon_s \rho_s \overline{u'_s u'_s}) + \varepsilon_s \rho_s \bar{g} + \beta (\bar{u}_g - \bar{u}_s) \quad (۶)$$

نیروی گرانش و درگ از مهم‌ترین ترم‌های موجود در معادله‌ی مومنتوم است. کاربرد مدل‌های درگ مختلف شدیداً بر میزان انبساط بستر و غلظت ذرات در فاز چگال از بستر و در نتیجه بر رفتار جریان فاز دانه‌ای تأثیرگذار می‌باشد. در معادلات بقای مومنتوم، ترم β

ضریب تبادل مومنتوم بین فازی است. مدل‌های مختلف ضریب تبادل مومنتوم گاز-جامد به صورت تابعی از ضریب درگ (C_D) و عدد

رینولدز نسبی توسط محققان مختلف ارائه شده است که هر یک در شرایط خاصی نتایج بهتری به دست می‌دهند. در این مقاله دو مدل مختلف گیداسپا [۱۴] مطابق رابطه‌های (۷) تا (۹) و سایملال و اوبراین [۱۵] مطابق رابطه‌های (۱۰) و (۱۱) برای محاسبات مربوط به ضریب درگ و تبادل مومنتوم گاز-جامد در بررسی هیدرودینامیکی جریان گاز-جامد به کار می‌رود. پس از مقایسه‌ی نتایج عددی حداقل سرعت شناوری با نتایج تجربی و آزمایشگاهی، مدل درگ با خطای کم‌تر در سایر مراحل شبیه‌سازی به کار می‌رود.

$$\beta = \begin{cases} \frac{3}{4} C_D \left(\frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |\bar{u}_s - \bar{u}_g|}{d_p} \right) \varepsilon_g^{-2.65} \rightarrow \varepsilon_g > 0.8 \\ 150 \left(\frac{\varepsilon_s (1 - \varepsilon_g) \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} \right) + 1.75 \left(\frac{\rho_g \varepsilon_s |\bar{u}_s - \bar{u}_g|}{d_p} \right) \rightarrow \varepsilon_g \leq 0.8 \end{cases} \quad (۷)$$

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{\varepsilon_g Re_s} \left[1 + 0.15 (\varepsilon_g Re_s)^{0.687} \right] \rightarrow Re_s \leq 1000 \\ 0.44 \rightarrow Re_s > 1000 \end{cases} \quad (۸)$$

$$Re_s = \frac{\rho_g d_p |\bar{u}_s - \bar{u}_g|}{\mu_g} \quad (۹)$$

$$\beta = \frac{3 \varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g}{4 v_{r,s}^2 d_p} C_D \left(\frac{Re_s}{v_{r,s}} \right) |\bar{u}_s - \bar{u}_g| v_{r,s} = 0.5 \left(\frac{\varepsilon_g^{4.14} - 0.06 Re_s + \sqrt{(0.06 Re_s)^2 + 0.12 Re_s (2A - \varepsilon_g^{4.14}) + (\varepsilon_g^{4.14})^2}}{\varepsilon_g^{4.14}} \right) \quad (۱۰)$$

$$\varepsilon_g \leq 0.85 \rightarrow A = 0.8 \varepsilon_g^{1.28}$$

$$\varepsilon_g > 0.85 \rightarrow A = 0.8 \varepsilon_g^{2.65}$$

$$C_D = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\frac{Re_s}{v_{r,s}}}} \right)^2 \quad (۱۱)$$

همچنین در معادلات بقای مومنتوم، پارامتر $\bar{\tau}$ تانسور تنش-

کرش است و به صورت رابطه‌های (۱۲) و (۱۳) تعریف می‌گردد [۳۶].

$$\bar{\tau}_g = \varepsilon_g \mu_g \left[\nabla \bar{u}_g + (\nabla \bar{u}_g)^T \right] \quad (۱۲)$$

$$- \frac{2}{3} \varepsilon_g \mu_g \nabla \cdot \bar{u}_g \bar{I}$$

$$\bar{\tau}_s = \varepsilon_s \mu_s \left[\nabla \bar{u}_s + (\nabla \bar{u}_s)^T \right] \quad (۱۳)$$

$$+ \varepsilon_s \left(\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot \bar{u}_s \bar{I}$$

در تانسور تنش فاز جامد، λ_s ویسکوزیته‌ی بالک و μ_s

ویسکوزیته‌ی برشی ذرات جامد است که با تبادل مومنتوم ذرات در حین برخورد و حرکت انتقالی تولید می‌گردد.

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \psi}{\sqrt{I_{2D}}} \quad (19)$$

در این تحقیق زاویه اصطکاک داخلی ψ به مقدار ۳۰ درجه

تنظیم شده است و I_{2D} دومین ثابت تنسور تنش انحراف‌دهنده است.

دمای دانه‌های ذرات جامد (Θ_s) با انرژی جنبشی نوسانی ذرات

متناسب است و معادله‌ی بقای انرژی نوسانی فاز جامد به صورت رابطه (۲۰) تعریف می‌گردد [۳۹].

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \bar{u}_s \Theta_s) \right] = (-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \bar{u}_s + \nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma_{\Theta_s} + \phi_{ps} \quad (20)$$

در این رابطه ترم $(-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \bar{u}_s$ تولید انرژی توسط

تنسور تنش فاز جامد، ترم $k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s$ انتشار انرژی، ترم γ_{Θ_s} اتلافات

برخورد انرژی و ترم ϕ_{ps} تبادل انرژی با فاز جامد را نشان می‌دهند.

همچنین در رابطه‌ی بقای مومنتوم و دمای دانه‌ای، P_s فشار فاز

جامد است که از یک ترم جنبشی و ترم مربوط به برخورد ذرات تشکیل شده است و مطابق رابطه (۲۱) نوشته می‌شود [۴۰].

$$P_s = \varepsilon_s \rho_s \Theta_s + 2\rho_s (1 + e_{ss}) \varepsilon_s^2 g_o \Theta_s \quad (21)$$

معادلات بقای انرژی فاز گاز و فاز جامد به ترتیب مطابق رابطه‌های (۲۲) و (۲۳) تعریف می‌شود [۴۱].

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \bar{u}_g H_g) = \nabla \cdot (\varepsilon_g k_g \nabla T_g - \varepsilon_g \rho_g c_{p,g} \bar{u}_g' T_g') + \alpha(T_s - T_g) + \bar{\tau}_g \cdot \nabla \cdot \bar{u}_g + \varepsilon_g \left(\frac{\partial P}{\partial t} + \bar{u}_g \cdot \nabla P \right) \quad (22)$$

ویسکوزیته‌ی بالک جامد، مقاومت ذرات دانه‌ای در برابر انبساط و انقباض را لحاظ می‌کند و مطابق رابطه‌ی (۱۴) محاسبه می‌شود [۳۷].

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_p g_o (1 + e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (14)$$

در این رابطه e_{ss} ضریب بازگردانی برخورد ذرات و $g_{o,ss}$ تابع

توزیع شعاعی می‌باشد که گذار از حالت تراکم‌پذیر (حالتی که کسر حجمی ذرات جامد کمتر از حالت ماکزیمم مجاز خود می‌باشد و فاصله‌ی بین ذرات جامد می‌تواند کاهش یابد) با شرط $\varepsilon_s < \varepsilon_{s,max}$

، به شرایط تراکم ناپذیر ($\varepsilon_s = \varepsilon_{s,max}$) را نشان می‌دهد و مطابق

رابطه (۱۵) محاسبه می‌شود [۳۷].

$$g_o = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (15)$$

ویسکوزیته‌ی برشی ذرات جامد (μ_s)، شامل سه بخش وابسته به

برخورد، انرژی جنبشی و اصطکاک می‌باشد.

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr} \quad (16)$$

ترم‌های مختلف ویسکوزیته برشی مطابق روابط (۱۷) تا (۱۹) محاسبه می‌شود [۳۸].

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_p (1 + e_{ss}) g_o \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (17)$$

$$\mu_{s,kin} = \frac{10\sqrt{\pi}}{96} \frac{\rho_s d_p \Theta_s^{1/2}}{(1 + e_{ss}) g_o} \left[1 + \frac{4}{5} (1 + e_{ss}) g_o \varepsilon_s \right]^2 \quad (18)$$

$$k_{cyl} = \frac{2k_{gas}}{1-B\frac{k_{gas}}{k_{pm}}} \left[\frac{(1-\frac{k_{gas}}{k_{pm}})B}{(1-\frac{k_{gas}}{k_{pm}})B^2} \ln \frac{k_{pm}}{Bk_{gas}} - \frac{B+1}{2} - \frac{B-1}{1-B\frac{k_{gas}}{k_{pm}}} \right] \quad (28)$$

$$, \quad B = 1.25 \left(\frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} \right)^{10/9}$$

در این روابط k_{gas} ضریب هدایت گرمایی ماده‌ی گازی، k_{pm}

ضریب هدایت گرمایی ماده‌ی جامد و k_{cyl} ضریب گرمایی مؤثر یک

سیلندر که شامل یک ذره و گاز باشد را نشان می‌دهند.

۲-۳- هندسه‌ی حاکم بر مسئله و شرایط مرزی آن

در این تحقیق یک رآکتور بستر سیال استوانه‌ای با قطر داخلی ۱۰۵ میلی‌متر و ارتفاع ۲۲۰ میلی‌متر مطابق دستگاه آزمایشگاهی شکل ۱ شبیه‌سازی شده است. در این رآکتور ذرات بستر در بخش پایینی محفظه توسط هوای ورودی شناور می‌شوند. خواص فیزیکی هوا و ذرات جامد به کار رفته در روند حل عددی، مطابق جدول ۲ در نظر گرفته شده است.

شرط مرزی ورودی هوا سرعت ثابت در نظر گرفته شده در حالی که هیچ ذره‌ی جامدی از ورودی تزریق نمی‌گردد. در خروجی رآکتور شرط مرزی فشار خروجی ثابت اعمال شده است. در بررسی فرآیند انتقال حرارت در بستر شرط مرزی دیواره‌ی دما ثابت در ۱۰۰ درجه‌ی سلسیوس لحاظ شده است. برای جریان گاز در تماس با دیواره شرط عدم لغزش در نظر گرفته شده است در حالی که ذرات جامد می‌توانند بر روی سطوح دیواره بلغزند. ضریب انعکاس و بازگردانی ذره-دیواره مطابق شرط مرزی پیشنهادی جانسون و جکسون^۲ [۴۵] برای رژیم حبابی مورد بررسی در این مقاله به ترتیب ۰/۴ و ۰/۹۷ در نظر گرفته شده است. مدل آشفتگی بستر سیال در جریان آشفته با توجه به مدل پیشنهادی مقالات موجود در مراجع [۲۷ و ۴۶-۴۷] کی-پسیلون استاندارد^۳ برگزیده شده است. به منظور مدل‌سازی جریان آشفته در کانال ساده، مدل‌های توربولانسی مختلف از جمله مدل کی-پسیلون

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s H_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \bar{u}_s H_s) = \nabla \cdot (\varepsilon_s k_s \nabla T_s - \varepsilon_s \rho_s c_{p,s} \overline{u'_s T'_s}) + \alpha (T_g - T_s) + \bar{\bar{c}}_s \cdot \nabla \cdot \bar{u}_s + \varepsilon_s \left(\frac{\partial P}{\partial t} + \bar{u}_s \cdot \nabla P \right) \quad (23)$$

در این رابطه به ترتیب H_g و H_s آنتالپی گاز و جامد ($H_i = \int_{T_{ref}}^T c_{p,i} dT_i$)

و α ضریب تبادل گرمایی بین فازی را نشان می‌دهند.

ضریب تبادل گرمایی بین فاز گازی و فاز جامد (α) مطابق رابطه

$$(24) \quad \text{تعریف می‌شود [۲۴ و ۲۶].}$$

$$\alpha = \frac{6k_g \varepsilon_s Nu_s}{d_p^2} \quad (24)$$

در این رابطه عدد نوسلت برای جریان گاز-جامد، با استفاده از رابطه‌ی (۲۵) تعریف می‌شود [۴۲].

$$Nu_s = (7 - 10\varepsilon_g + 5\varepsilon_g^2) \left(1 + 0.7 Re_s^{0.2} Pr_s^{\frac{1}{3}} \right) + (1.33 - 2.4\varepsilon_g + 1.2\varepsilon_g^2) Re_s^{0.7} Pr_s^{\frac{1}{3}} \quad (25)$$

در این روش ضریب هدایت گرمایی ذرات دانه‌ای با توجه به برخورد و نحوه‌ی آرایش آن‌ها در بستر سیال‌ها با خاصیت هدایت گرمایی ماده جامد متفاوت است. به همین دلیل ضرایب هدایت گرمایی توده‌ای فاز گازی و جامد به صورت تابعی از کسر حجمی و خواص گرمایی گاز و ماده جامد مطابق روابط ارائه شده توسط گیداسپا و سایمالل [۴۳] و کوپپرز^۱ و همکاران [۴۴] به معادلات حاکم بر مسئله کوپل می‌شوند.

$$\varepsilon_g k_g = (1 - \sqrt{1 - \varepsilon_g}) k_{gas} \quad (26)$$

$$\varepsilon_s k_s = \sqrt{1 - \varepsilon_g} [\omega k_{pm} + (1 - \omega) k_{cyl}], \quad \omega = 7.26 \times 10^{-3} \quad (27)$$

جدول ۲: خواص فیزیکی و گرمایی گاز و ذرات جامد

Table 2. Physical and thermal properties of gas and solid particles

ماده	چگالی (kg/m^3)	ظرفیت گرمایی ویژه (J/kg.K)	ضریب هدایت گرمایی (W/m.K)	ضریب پخشندگی گرمایی (m^2/s) $\times 10^6$
هوا	۱/۲۲۵	۱۰۰۶/۸۶	۰/۰۲۵۷	۲۰/۸
سرامیک	۳۷۷۰	۷۵۰	۳/۵	۱/۲۴
آلومینا	۳۷۷۰	۸۹۰	۲۴	۷/۳
سنگ مرمر	۲۷۰۰	۸۷۰	۳/۱	۱/۳
آلیاژ آلومینیوم	۲۷۰۰	۹۰۰	۱۳۰	۵۳/۵

۳-۳- روند حل عددی و شبکه‌ی محاسباتی

شبیه‌سازی عددی در این تحقیق به کمک نرم‌افزار انسیس فلوئنت^۸ و مدل دوسیالی همراه با تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای به صورت گذرا و با در نظر گرفتن گام زمانی ۰/۰۰۰۲ ثانیه و معیار همگرایی ۱۰^{-۳} انجام شده است. در حل عددی از شبکه‌ی محاسباتی با تعداد ۱۸۰۰۰ سلول برای نیمی از محفظه با توجه به تقارن محوری استفاده شده است. به منظور اثبات استقلال از شبکه‌ی محاسباتی در این پژوهش چندین شبکه‌ی مختلف امتحان گردید که مشخصات تعدادی از آن‌ها در جدول ۴ به اختصار ارائه شده است. برای هر یک از این شبکه‌ها، مسئله‌ی مورد نظر با فرض دیواره‌ی عایق، دمای ۲۰ درجه‌ی سلسیوس برای هوا و ذرات آلومینا با قطر ۱۷۷ میکرومتر به کمک مدل درگ گیداسپا حل شد و نتایج حداقل سرعت شناوری با یکدیگر مقایسه گردید. با توجه به نتایج گزارش شده در جدول ۴، اختلاف مقادیر گزارش شده برای شبکه‌های سوم و چهارم ناچیز است. از این رو شبکه‌ی سوم با تعداد ۱۸۰۰۰ سلول برای کاهش هزینه‌های محاسباتی در سایر مراحل مدل‌سازی مورد استفاده قرار گرفت.

۴- نتایج و بحث

۴-۱- بررسی هیدرودینامیک یک رآکتور بستر سیال گاز-جامد

رآکتورهای بستر سیال به دلیل مزایایی همچون توزیع دمای یکنواخت، نرخ انتقال حرارت و اختلاط مناسب فازها که وابسته به هیدرودینامیک پیچیده‌ی جریان است؛ در فرآیندهای شامل انتقال حرارت بسیار کاربرد دارند. در نتیجه، مطالعه‌ی پارامترهای

آر-ان-جی^۱، استاندارد، تحقق‌پذیر^۲، مدل اسپالارت-آلماراس^۳ و همچنین مدل اغتشاشی کی-امگا انتقال تنش برشی^۴ ساده و اصلاح شده‌ی رینولدز پایین^۵ بررسی گردید. با توجه به آنکه عدد رینولدز در این مقاله اندکی بالاتر از رینولدز بحرانی است، روش‌های رینولدز پایین مانند اسپالارت-آلماراس و کی-امگا انتقال تنش برشی/رینولدز پایین جواب‌های بهتری نسبت به روش‌های رینولدز بالا (همچون کی-اِپسیلون استاندارد) در مقایسه با روش تئوری به دست می‌دهند. از این رو روش کی-امگا انتقال تنش برشی/رینولدز پایین به عنوان مدل آشفتگی در کانال ساده برگزیده شد. جدول ۳ شروط مرزی و اولیه‌ی حاکم بر مسئله را به صورت خلاصه نشان می‌دهد.^{۶۷}

جدول ۳: پارامترهای مهم، شروط مرزی و اولیه‌ی مسئله

Table 3. Important parameters, boundary and initial conditions

پارامتر	مقدار
دمای اولیه‌ی ذرات و هوا (T)	۲۰ °C
دمای دیواره (T_W)	۱۰۰ °C
ضریب بازگردانی ذره-ذره (e_{ss})	۰/۹
ضریب بازگردانی ذره-دیواره (e_{sw})	۰/۹۷
ضریب انعکاس (φ)	۰/۴
کسر حجمی اولیه‌ی فاز جامد (ε_s)	۰/۵۷
حداکثر کسر حجمی جامد ($\varepsilon_{s,max}$)	۰/۶۳
ارتفاع اولیه بستر ثابت (h_{mf})	۷۰ mm
شدت آشفتگی ^۶	۵/۹۸ %
مقیاس طولی اغتشاش ^۷	۷/۳۵ mm

- 1 ReNormalization Group (RNG)
- 2 Realizable
- 3 Spalart-Allmaras
- 4 Shear Stress Transport k- ω (SST)
- 5 k- ω (SST), Low-Reynolds Corrections
- 6 Turbulent Intensity
- 7 Length Scale

جدول ۴: بررسی استقلال از شبکه در حل عددی

Table 4. Grid independence study in numerical simulation

تعداد سلول	تعداد صفحات	حداقل سرعت شناوری (m/s)
۱۰۰۰۰	۲۰۲۵۰	۰/۰۵۹
۱۴۰۰۰	۲۸۳۰۶	۰/۰۵۳
۱۸۰۰۰	۳۶۳۶۰	۰/۰۵
۲۲۰۰۰	۴۴۴۵۵	۰/۰۴۹

هیدرودینامیکی به منظور دستیابی به طراحی و عملکرد بهینه این رآکتورها ضروری است. از این رو، تعیین حداقل سرعت شناوری به منظور تشخیص مرز سیالیت بستر و بررسی سایر رژیم‌های جریان گاز-جامد و همچنین تخمین ارتفاع بستر به منظور طراحی درست بستر سیال و جلوگیری از متحمل شدن هزینه‌های اضافی وابسته به افزایش ارتفاع محفظه‌ی رآکتور و یا نصب جداکننده‌ی سیکلونی در انتهای رآکتور ضروری است.

۴-۱-۱- بررسی حداقل سرعت شناوری

پس از انجام آزمایش به روش ذکر شده در بخش ۳-۲، افت فشار متناظر با هر سرعت ورودی اندازه‌گیری و یادداشت گردید. علاوه بر این، مسئله به صورت عددی و با مدل عددی بحث شده شبیه‌سازی گردید. شکل ۲ نتایج آزمایش‌های انجام شده، تعادل نیرویی و نتایج عددی به دست آمده با دو مدل درگ مختلف گیداسپا و سایملال-

اوبراین را برای ذرات آلومینا با قطر ۱۷۷ میکرومتر و جرم تقریبی ۱/۳ کیلوگرم به صورت نمودار افت فشار بر حسب سرعت گاز ورودی نشان می‌دهد.

با توجه به تعریف، حداقل سرعت شناوری در محلی اتفاق می‌افتد که رفتار افت فشار در بستر تغییر کرده و تقریباً ثابت می‌شود. در واقع از این نقطه به بعد افت فشار همانند فشار استاتیکی مایعات تابعی از ارتفاع بستر می‌شود. در سرعت‌های بالاتر از حداقل شناوری با توجه به تشکیل رژیم حبابی و حرکت حباب‌ها به سمت بالا و ترکیدن حباب‌ها در انتهای بستر، ارتفاع بستر دچار نوساناتی شده و در نتیجه افت فشار نیز نوساناتی را نشان می‌دهد. مقادیر گزارش شده در این محدوده از نمودار، متوسط افت فشار به دست آمده در حل عددی و روش آزمایشگاهی است. با توجه به رابطه (۱) و وزن ذرات بستر، افت فشار در شروع شناوری و رژیم حبابی بستر در مقدار تقریبی ۱۴۷۲ پاسکال معادل ۱۵۰ میلی‌متر آب ثابت می‌شود که نتایج حل عددی نیز با این مقدار مطابقت دارد. تفاوت میان نتایج آزمایش و حل تئوری و عددی به دلیل خطاهای وسایل اندازه‌گیری و همچنین چسبیدن بخشی از ذرات بستر به دیواره یا محفظه‌ی توزیع کننده است که از وزن ذرات بستر می‌کاهد. جدول ۵ نتایج حداقل سرعت شناوری به دست آمده با آزمایش، حل عددی و همچنین برخی از روابط تجربی

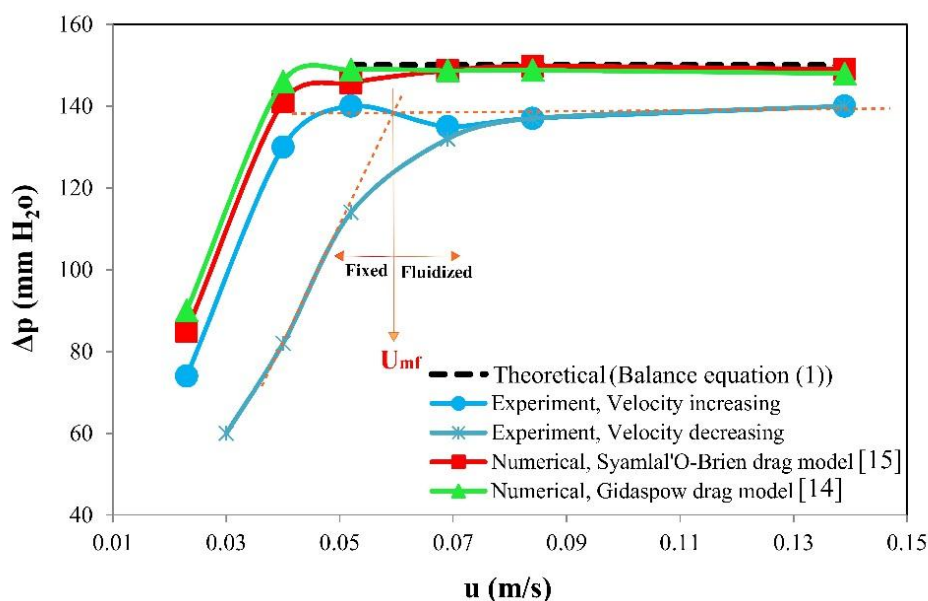


Fig. 2. Estimation of the minimum fluidization velocity by plotting the pressure drop versus inlet gas velocity

شکل ۲: تخمین حداقل سرعت شناوری با رسم نمودار افت فشار بر حسب سرعت گاز ورودی

تخمین حداکثر ارتفاع بستر به منظور طراحی بهینه‌ی این رآکتورها ضروری است. جدول ۶ نتایج ارتفاع بستر و وضعیت بستر از نظر تشکیل حباب را به کمک حل عددی با مدل درگ گیداسپا [۱۴] و روش آزمایشگاهی نشان می‌دهد.

۲-۴- بررسی انتقال حرارت در یک رآکتور بستر سیال گاز-جامد

یکی از کاربردهای مهم رآکتورهای بستر سیال، استفاده از این تکنولوژی در فرآیند خشک کردن ذرات جامد است. استفاده از هوای گرم خروجی از یک رآکتور بستر سیال به عنوان عامل خشک کردن و یا کاربرد مستقیم خشک‌کن‌های بستر سیالی از جمله کارکردهای این تکنولوژی است که در هر دو مورد دستیابی به توزیع دمای یکنواخت و نرخ انتقال حرارت بالاتر از اهداف به‌کارگیری این‌گونه رآکتورها محسوب می‌شود. به طور معمول در خشک‌کن‌های بستر سیال علاوه بر ذرات جامد مرطوب، برای افزایش نرخ انتقال حرارت ذرات جامد بی اثری^۱ همچون ذرات فلزی، شن، شیشه، آلومینا و غیره به محفظه‌ی رآکتور افزوده می‌شود که بدون انتقال جرم بر نرخ انتقال حرارت و اختلاط فازها می‌افزایند [۴۸]. به همین دلیل در این تحقیق اثرات چگالی و ضریب پخشندگی گرمایی ذرات جامد بر توزیع دما و دمای هوای خروجی یک رآکتور بستر سیال حبابی به عنوان مهمترین خروجی‌های این واحدهای صنعتی مورد بررسی قرار می‌گیرند. در نهایت برای اثبات مزیت استفاده از رآکتورهای بستر سیال برای دریافت هوای گرم مورد نیاز در سایر فرآیندها و صنایع و همچنین تأکید بر توزیع دمای یکنواخت در بستر سیال‌ها، نتایج به‌دست آمده با یک کانال ساده‌ی دما ثابت در شرایط یکسان مقایسه می‌شود. نتایج

جدول ۶: بررسی عددی و آزمایشگاهی ارتفاع بستر و وضعیت بستر از نظر تشکیل حباب

Table 6. Numerical and experimental investigation of the bed height and bubble formation in the bed

وضعیت تشکیل حباب		ماکزیمم ارتفاع بستر (cm)		سرعت گاز
مدل‌سازی	آزمایش	مدل‌سازی	آزمایش	(m/s)
بدون تشکیل حباب	بدون تشکیل حباب	۸/۲	۸/۴	۰/۰۴
حرکات آرام حباب از پایین بستر	بدون تشکیل حباب	۸/۴	۸/۵	۰/۰۵۲
حرکات آرام حباب از پایین بستر	حرکات آرام حباب از پایین بستر	۹/۸	۸/۵	۰/۰۶۹
رژیم حبابی	حرکات آرام حباب از پایین بستر	۱۰	۸/۷	۰/۰۸۴
رژیم حبابی	رژیم حبابی	۱۱	۹/۸	۰/۱۳۹

جدول ۵: تخمین حداقل سرعت شناوری به روش‌های آزمایشگاهی، عددی و روابط تجربی
Table 5. Estimation of the minimum fluidization velocity by experimental and numerical methods and empirical correlations

روش	حداقل سرعت شناوری (m/s)
آزمایش	۰/۰۵۸
حل عددی مدل درگ گیداسپا [۱۴]	۰/۰۵
حل عددی مدل درگ سایملال-اوبراین [۱۵]	۰/۰۶۹
رابطه ون و یوو [۳۰]	۰/۰۴۵
رابطه بنا [۶]	۰/۰۴۲
رابطه ساکسنا و وگل [۳۲]	۰/۰۷۱
رابطه تودس و همکاران [۳۳]	۰/۰۴۲
رابطه دیویس و ریچاردسون [۳۴]	۰/۰۵

موجود در جدول ۱ را نشان می‌دهد. با توجه به نتایج ارائه شده در این جدول، حل عددی با مدل درگ گیداسپا [۱۴] از دقت مناسب‌تری برخوردار است.

۲-۱-۴- بررسی ارتفاع بستر

برای ذرات گروه B گلداتر، رژیم حبابی بلافاصله بعد از حداقل شناوری رخ می‌دهد. با شروع این رژیم حباب‌هایی از پایین بستر تشکیل شده و ارتفاع بستر افزایش می‌یابد. این حباب‌ها به تدریج به یکدیگر می‌پیوندند و با شکل‌گیری حباب‌های بزرگ‌تر با رسیدن به بخش بالایی بستر متلاشی می‌شوند. تخمین ارتفاع بستر پس از شکل‌گیری رژیم حبابی در بستر سیال‌های صنعتی دارای اهمیت است. در رآکتورهای بستر سیالی با پذیرفتن هزینه‌های مربوط به افزایش ارتفاع محفظه‌ی رآکتور و یا نصب جداکننده‌ی سیکلونی از خروج ذرات جامد به بیرون محفظه جلوگیری می‌شود. از این رو،

در یک بستر سیال حبابی به دلیل اختلاط مناسب جامد و گاز و فعالیت‌های حبابی نرخ انتقال گرمای جابجایی بسیار افزایش می‌یابد و همچنین برخورد ذرات با دیواره و گرم شدن آن‌ها به طریق هدایت و سپس انتقال گرمای ذره-ذره و انتقال گرمای بین فازی ذره-گاز منجر به افزایش نرخ انتقال حرارت خصوصاً در بخش اولیه رآکتور که کسر حجمی ذرات جامد بسیار بالا است شده و دمای هوا پس از ورود به محفظه سریعاً افزایش می‌یابد. توزیع دمای یکنواخت ذکر شده به عنوان مزیت مهم بستر سیال‌ها در شکل ۳ به وضوح مشخص است. با توجه به این شکل می‌توان نتیجه گرفت که با افزایش ضریب پخشندگی گرمایی موادی با چگالی یکسان، دمای هوا افزایش می‌یابد. به طوری که بستر با ذرات آلومینا حدود ۱۴ درجه سلسیوس و بستر با ذرات آلیاژ آلومینیوم حدود ۳۶ درجه سلسیوس نسبت به ذرات هم چگالی خود افزایش دمای بیشتری ایجاد می‌کنند. با مقایسه دمای هوا در بستری شامل پودر سنگ مرمر و سرامیک، می‌توان نتیجه گرفت که ذرات با چگالی و وزن بستر متفاوت و ضریب پخش گرمایی تقریباً یکسان توزیع دمای یکسانی در محدوده‌ی رژیم جریان حبابی مورد بررسی ایجاد می‌کنند.

این بخش می‌تواند در انتخاب نوع ذرات جامد برای طراحی بهینه و افزایش کارایی مبدل‌های حرارتی بستر سیال بسیار مفید واقع گردد.

۴-۲-۱- بررسی اثر خصوصیات ذرات جامد بر توزیع دما

در یک بستر سیال حبابی

به این منظور چهار نوع ذره‌ی جامد مختلف با مشخصات ذکر شده در جدول ۲ و قطر ۱۷۷ میکرومتر به عنوان ذرات بستر در بستر سیال حبابی با ابعاد ذکر شده، به طور جداگانه بررسی شدند. این بستر سیال‌ها با در نظر گرفتن دمای اولیه‌ی ۲۰ درجه‌ی سلسیوس برای هوا و هر بسته از ذرات جامد، دمای دیواره ۱۰۰ درجه‌ی سلسیوس و سرعت هوای ورودی ۰/۳۷ متر بر ثانیه که بالاتر از حداقل سرعت شناوری تمام ذرات است؛ با مدل عددی دو سیالی شبیه‌سازی گردید. برای بررسی اثر پخشندگی گرمایی ذرات بر افزایش دمای هوا، ذرات جامد آلومینا و سرامیک با چگالی حدوداً ۳۷۷۰ کیلوگرم بر مترمکعب و سپس پودر سنگ مرمر و ذرات آلومینیوم با چگالی یکسان ۲۷۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب و ضرایب پخشندگی گرمایی متفاوت هر یک به صورت مجزا مورد مطالعه قرار گرفتند. شکل ۳ نتایج توزیع دمای بستر را با در نظر گرفتن هر یک از ذرات جامد مورد بحث نشان می‌دهد.

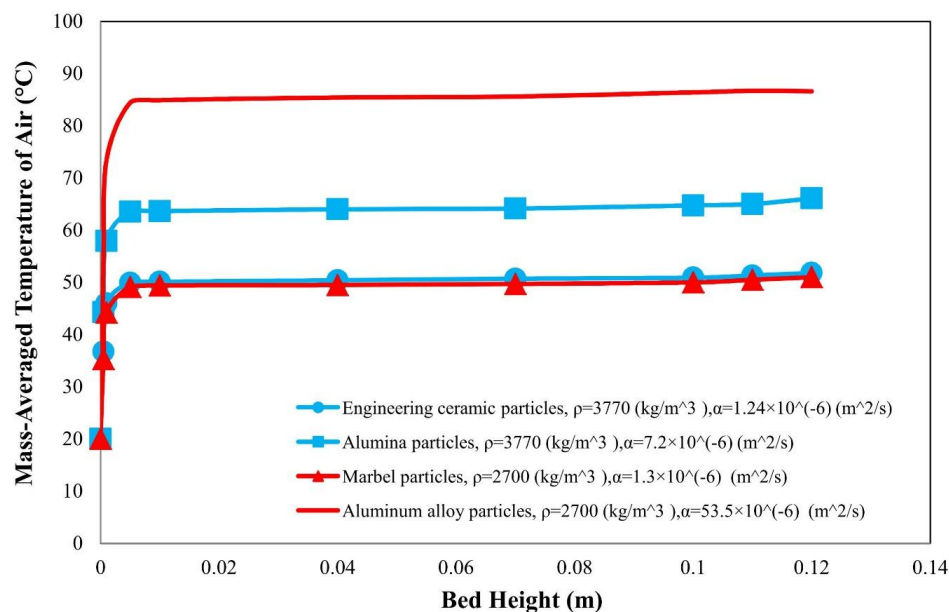


Fig. 3. Effects of solid particles thermal diffusivity and density on temperature distribution of a bubbling fluidized bed

شکل ۳. بررسی اثر ضریب پخشندگی گرمایی و چگالی ذرات جامد بر توزیع دمای بستر حبابی

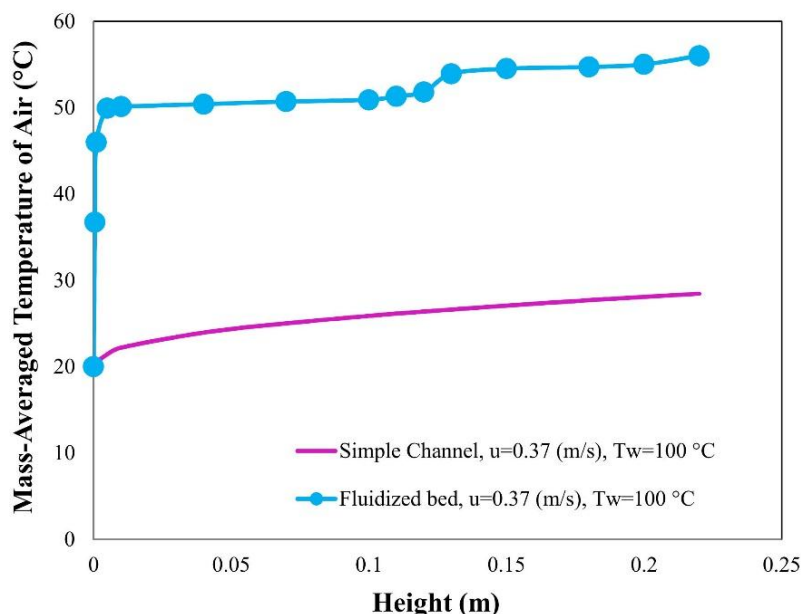


Fig. 4. Comparison of the temperature distribution in a fluidized bed reactor and a constant surface temperature simple channel

شکل ۴: مقایسه توزیع دما در رآکتور بستر سیال و کانال ساده‌ی دما ثابت

۴-۲-۲- مقایسه‌ی ارتفاع و توزیع دما در یک بستر سیال

گاز- جامد حبایی و یک کانال ساده

به منظور اثبات مزیت کاربرد رآکتورهای بستر سیال در صنایع، توزیع دما در یک رآکتور بستر سیال گاز-جامد حبایی شامل ذرات جامد سرامیک با توزیع دما در یک کانال ساده‌ی دما ثابت در شرایط یکسان و تنها با حذف ذرات جامد از محفظه مقایسه گردید. شکل ۴ دمای هوا را در طول رآکتور بستر سیال و کانال ساده نشان می‌دهد. مشخص است که دمای هوای خروجی از یک رآکتور بستر سیال حبایی حدوداً ۲۸ درجه سلسیوس بیشتر از دمای هوای خروجی از کانال ساده با ارتفاع و سایر شرایط مشابه است؛ که این امر گواهی بر نرخ انتقال حرارت بالا در این‌گونه رآکتورها است.

به منظور انجام مقایسه‌ای دقیق و با در نظر گرفتن پارامترهای مهم در طراحی اقتصادی، علاوه بر مقایسه‌ی دمای هوای خروجی، ارتفاع مورد نیاز در یک رآکتور بستر سیال و کانال ساده با یکدیگر مقایسه گردید. در جدول ۷ نتایج حاصل از بررسی ارتفاع مورد نیاز برای یک کانال ساده و یک رآکتور بستر سیال به منظور رسیدن به دمای مشخص مورد نظر ارائه شده است. همانطور که مشخص است برای رسیدن به دمای ۵۶ درجه سلسیوس در خروجی یک کانال ساده‌ی دما ثابت با در نظر گرفتن دمای دیواره ۱۰۰ درجه‌ی سلسیوس و سرعت هوای ورودی ۰/۳۷ متر بر ثانیه، به کانالی با

جدول ۷: بررسی ارتفاع مورد نیاز برای رسیدن به دمای ۵۶ درجه سلسیوس در خروجی رآکتور

Table 7. Investigation of the required height to reach to the temperature of 56 °C at the reactor outlet

ارتفاع مورد نیاز	واحد مورد بررسی
۱/۹ m	کانال ساده (روش تئوری)
۲/۱ m	کانال ساده (مدل‌سازی عددی)
۰/۲۲ m	بستر سیال حبایی (مدل‌سازی عددی)

ارتفاع تقریبی ۲ متر نیاز است. در حالی که به کمک یک رآکتور بستر سیال حبایی با کاهش ۸۹ درصدی ارتفاع نسبت به کانال ساده در سرعت و سایر شرایط یکسان، می‌توان به دمای خروجی مشابه با کانال ساده دست یافت که این امر از نظر اقتصادی مقرون به صرفه بوده و محدودیت‌های احتمالی فضای در دسترس را نیز مرتفع می‌سازد.

۵- نتیجه‌گیری

با توجه به آن که نرخ انتقال حرارت در رآکتورهای بستر سیال شدیداً به فرآیندهای هیدرودینامیکی که در بستر اتفاق می‌افتد وابسته است؛ در این تحقیق پارامترهای مهم هیدرودینامیکی از جمله حداقل سرعت شناوری، افت فشار و ارتفاع بستر به دو روش آزمایشگاهی و مدل‌سازی عددی با روش اویلری دو سیالی و تئوری انرژی جنبشی

داد که با ۵/۸ برابر شدن ضریب پخش گرمایی در چگالی یکسان ذرات آلومینا و سرامیک، دمای متوسط هوا حدوداً ۱۴ درجه سلسیوس افزایش یافت. دمای هوا در رآکتور بستر سیال شامل ذرات آلومینیوم با بالاترین پخش گرمایی حدود ۶۸ درجه سلسیوس افزایش یافت که حاکی از تأثیر زیاد این پارامتر بر نرخ انتقال گرما است. همچنین نتایج نشان داد که ذرات با ضریب پخش گرمایی یکسان و چگالی‌های متفاوت توزیع دمای تقریباً یکسانی در بستر ایجاد می‌کنند.

• به منظور اثبات مزیت کاربرد بستر سیال در فرآیندهای شامل انتقال حرارت، دمای هوا در طول یک رآکتور بستر سیال حبایی با دمای هوا در یک کانال ساده دما ثابت در شرایط یکسان مقایسه گردید. نتایج نشان داد که دمای هوای خروجی از یک رآکتور بستر سیال حبایی حدوداً ۲۸ درجه سلسیوس بیشتر از دمای هوای خروجی از یک کانال ساده با ارتفاع و سایر شرایط مشابه است. همچنین نتایج نشان داد که با به‌کارگیری یک رآکتور بستر سیال حبایی با کاهش تقریبی ۸۹ درصدی ارتفاع نسبت به کانال ساده در سرعت و سایر شرایط یکسان، می‌توان به دمای خروجی مشابه با کانال ساده دست یافت که این امر از نظر اقتصادی مقرون به صرفه بوده و محدودیت‌های احتمالی فضای در دسترس را نیز مرتفع می‌سازد.

جریان دانه‌ای در یک بستر سیال گاز-جامد استوانه‌ای مورد مطالعه قرار گرفت. سپس با توجه به کاربرد فراوان رآکتورهای بستر سیالی در فرآیندهای شامل انتقال حرارت، اثر خصوصیات ذرات جامد از جمله چگالی و ضریب پخشندگی گرمایی به عنوان پارامترهای تأثیرگذار بر جریان و نرخ انتقال حرارت در یک بستر سیال حبایی بررسی شد که جمع‌بندی نهایی به شرح زیر است:

- حداقل سرعت شناوری به عنوان مرز سیالیت بستر که با ثابت شدن افت فشار در بستر مشخص می‌گردد، به کمک آزمایش، روابط تجربی موجود و حل عددی با دو مدل درگ مختلف گیداسپا و سایملال-اوبراین مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که حل عددی با مدل گیداسپا تطابق قابل قبول‌تری با نتایج آزمایشگاهی و روابط تجربی نسبت به مدل درگ سایملال-اوبراین ارائه می‌دهد. به‌گونه‌ای که به کمک این مدل حداقل سرعت شناوری با میانگین خطای حدوداً ۱۵ درصد نسبت به کار آزمایشگاهی و روابط تجربی موجود قابل پیش‌بینی است.
- افت فشار در بستر با شروع سیالیت بستر و شکل‌گیری رژیم حبایی با تعادل نیروی درگ، شناوری و گرانش با توجه به وزن بستر مورد بررسی، در مقدار تقریبی ۱۵۰ میلی‌متر آب ثابت می‌شود که نتایج حل عددی و بالانس نیرویی در این مورد در تطابق‌اند.
- ارتفاع بستر به عنوان پارامتری مهم در طراحی و عملکرد بهینه‌ی رآکتورهای بستر سیال و تعیین‌کننده‌ی هزینه‌های مربوط به افزایش ارتفاع محفظه‌ی رآکتور و یا نصب جداکننده‌ی سیکلونی به دو روش آزمایشگاهی و عددی بررسی گردید. نتایج عددی نشان داد که ارتفاع بستر با متوسط خطای ۹ درصد نسبت به کار آزمایشگاهی قابل پیش‌بینی است.
- به منظور بررسی اثر خصوصیات ذرات جامد بر توزیع دما در یک بستر سیال حبایی، ذرات جامد آلومینا و سرامیک با چگالی حدوداً ۳۷۷۰ کیلوگرم بر مترمکعب و پودر سنگ مرمر و ذرات آلومینیوم با چگالی یکسان ۲۷۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب و ضرایب پخشندگی گرمایی متفاوت هر یک به صورت مجزا مورد مطالعه قرار گرفتند. نتایج عددی نشان

۶- منابع

- [1] H. Kruggel-Emden, K. Vollmari, Flow-regime transitions in fluidized beds of non-spherical particles, *Particuology*, 29 (2016) 1-15.
- [2] Y. Behjat, S. Shahhosseini, H. Hashemabadi, CFD modeling of hydrodynamic and heat transfer in fluidized bed reactors, *International Communication in Heat and Mass Transfer*, 35 (2008) 357-368.
- [3] D. Kunii, O. Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Second edition ed., Butterworth-Heinemann, Boston, 1991.
- [4] R. Yusuf, M.C. Melaaen, V. Mathiesen, Convective heat and mass transfer modeling in gas-fluidized beds, *Chemical Engineering & Technology*, 28(1) (2005) 13-24.
- [5] S. Karimipour, T. Pugsley, A critical evaluation of literature correlations for predicting bubble size and velocity in gas-solid fluidized beds, *Powder Technology*, 205 (2011) 1-14.
- [6] K. Suksankraisorn, S. Patumsawad, B. Fungtmman, Prediction of minimum fluidization velocity from correlations: An observation, *Asian Journal on Energy and Environment*, 2(2) (2001) 145-154.
- [7] H.M. Abdelmotalib, M.A.M. Youssef, A.A. Hassan, S.B. Youn, I.T. Im, Heat transfer process in gas-solid fluidized bed combustors: a review, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 89 (2015) 567-575.
- [8] Y. Wang, Z. Zou, H. Li, Q. Zhu, A new drag model for TFM simulation of gas-solid bubbling fluidized beds with Geldart-B particles, *Particuology*, 15 (2014) 151-159.
- [9] B.G.M.V. Wachem, J.V.d. Schaaf, J.C. Schouten, R. Krishna, C.M.v.d. Bleek, Experimental validation of Lagrangian-Eulerian simulations of fluidized beds, *Powder Technology*, 116 (2001) 155-165.
- [10] F. Taghipour, N. Ellis, C. Wong, Experimental

فهرست علائم

عدد ارشمیدس	Ar
ضریب درگ	C_D
ظرفیت گرمایی ویژه، $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$	C_p
قطر ذره، m	d_p
ضریب بازگردانی	e
شتاب گرانش، m/s^2	g
تابع توزیع شعاعی	g_0
انتالپی، kJ/kg	H
ارتفاع، m	h
تنسور تنش انحرافی	I_{2D}
ضریب هدایت گرمایی، $\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$	k
عدد نوسلت	Nu
فشار، Pa	P
عدد پرانتل	Pr
عدد رینولدز	Re
زمان، s	t
دما، $^\circ\text{C}$	T
سرعت گاز، m/s	u
حداقل سرعت شناوری، m/s	U_{mf}
علائم یونانی	
ضریب تبادل گرمایی بین فازی، $\text{W}/(\text{m}^3\cdot\text{K})$	α
ضریب تبادل مومنوم بین فازی	β
کسر حجمی	ε
دمای دانه‌ای، m^2/s^2	Θ_s
ویسکوزیته بالک جامد، $\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$	λ_s
اتلافات برخورد انرژی، $\text{W}/(\text{m}^3\cdot\text{K})$	$\theta \gamma_s$
ویسکوزیته دینامیکی، $\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$	μ
چگالی، kg/m^3	ρ
تنسور تنش، Pa	τ
ضریب انعکاس	φ
تبادل انرژی جنبشی به دلیل نوسانات ذرات، $\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s}^3)$	Φ_{ps}
زاویه اصطکاک، $^\circ$	ψ
زیرنویس	
برخورد	col
اصطکاک	fr
فاز گاز	g
ماده‌ی گازی	gas
جنبشی	kin
حداقل شناوری	mf
ذره	p
ماده‌ی جامد	pm
فاز جامد	s
دیواره	w

- investigation of the minimum fluidization velocity in a gas–solid fluidized bed using discrete phase model, *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering*, 40 (2018) 272-288.
- [20] Y. Kurosaki, I. Satoh, T. Ishize, Mechanisms of heat transfer enhancement of gas-solid fluidized bed: Estimation of direct contact heat exchange from heat transfer surface to fluidized particles using an optical visualization technique, *Transactions ASME*, 117 (1995) 104-112.
- [21] N.I. Gelperin, V.G. Einstein, Heat transfer in fluidized beds, in *Fluidization*, Academic press, New York, 1971.
- [22] D.J. Gunn, Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidized beds, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 21 (1978) 467-476.
- [23] J.L.M.A. Gomes, C.C. Pain, C.R.E.d. Oliveira, A.J.H. Goddard, F.B.S. Oliveira, A numerical investigation of heat transfer mechanisms in gas-solid fluidized beds using the two-fluid granular temperature model, *Heat Transfer Engineering*, 28 (2007) 576-597.
- [24] M. Hamzehei, H. Rahimzadeh, Experimental and numerical study of hydrodynamics with heat transfer in a gas-solid fluidized-bed reactor at different particle sizes, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48 (2009) 3177-3186.
- [25] J. Chang, G. Wang, J. Gao, K. Zhang, H. Chen, Y. Yang, CFD modeling of particle-particle heat transfer in dense gas-solid fluidized beds of binary mixture, *Powder Technology*, 217 (2012) 50-60.
- [26] H.M. Abdelmotalib, D.G. Ko, T.T. Im, A study on wall-to-bed heat transfer in a conical fluidized bed combustor, *Applied Thermal Engineering*, 25 (2016) 928-937.
- [27] Q.F. Hou, Z.Y. Zhou, A.B. Yu, Gas-solid flow and heat transfer in fluidized beds with tubes: Effects of material properties and tube array settings, *Powder and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics*, *Chemical Engineering Science*, 60 (2005) 6857-6867.
- [11] M.R. Ajay, A. Karnik, Numerical investigation of the effect of bed height on minimum fluidization velocity of cylindrical fluidized bed, in: *International Congress on Computational Mechanics and Simulation*, 2012.
- [12] M. Mostafazadeh, H. Rahimzadeh, M. Hamzei, Numerical analysis of the mixing process in a gas-solid fluidized bed reactor, *Powder Technology*, 239 (2013) 422-433.
- [13] A. Bakshi, C. Altantzis, R.B. Bates, A.F. Ghoniem, Eulerian-Eulerian simulation of dense solid-gas cylindrical fluidized beds: Impact of wall boundary condition and drag model on fluidization, *Powder Technology*, 277 (2015) 47-62.
- [14] D. Gidaspow, *Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions*, Academic Press, Boston, USA, 1994.
- [15] M. Syamlal, T.J. O'Brien, *Computer Simulation of Bubbles in a Fluidized Bed*, American Institute of Chemical Engineers Symposium Series, 85 (1989) 22-31.
- [16] R. Permatasari, T.M. Lazim, T. Sukarnoto, Supriyadi, Fluidization of gas-solid in atmospheric bubbling fluidized bed combustor, *Applied Mechanics and Materials*, 819 (2016) 265-271.
- [17] L. Chen, X. Yang, G. Li, J. Yang, C. Wen, X. Li, C. Snape, Dynamic modelling of fluidisation in gas-solid bubbling fluidised beds, *Powder Technology*, 322 (2017) 461-470.
- [18] P. Ostermeier, A. Vandersickel, S. Gleis, H. Spliethoff, Three dimensional multi fluid modeling of Geldart B bubbling fluidized bed with complex inlet geometries, *Powder Technology*, 312 (2017) 89-102.
- [19] M. Mehdizad, R. Kouhikamali, Numerical

- [38] J. Ngoh, E.W.C. Lim, Effects of particle size and bubbling behavior on heat transfer in gas fluidized beds, *Applied Thermal Engineering*, 105 (2016) 225-242.
- [39] R. Yusuf, B. Halvorsen, M.C. Melaaen, An experimental and computational study of wall to bed heat transfer in a bubbling gas-solid fluidized bed, *International Journal of Multiphase Flow*, 42 (2012) 9-23.
- [40] D. Perrone, M. Amelio, A preliminary study of hydrodynamics and heat transfer in a bubbling fluidized bed containing sand particle using CFD, *Energy Procedia*, 81 (2015) 1041-1054.
- [41] A. Schmidt, U. Renz, Numerical prediction of heat transfer in fluidized beds by a kinetic theory of granular flows, *International Journal of Thermal Sciences*, 39 (2000) 871-885.
- [42] H.M. Abdelmotalib, M.A.M. Youssef, A.A. Hassan, S.B. Youn, I.T. Im, Numerical study on the wall to bed heat transfer in a conical fluidized bed combustor, *International Journal of Precision Engineering and Manufacturing*, 16(7) (2015) 1551-1559.
- [43] D. Gidaspow, M. Syamlal, Hydrodynamics of fluidization: Prediction of wall to bed heat transfer coefficients, *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 31(1) (1985) 127-135.
- [44] J.A.M. Kuipers, W. Prins, W.P.M.V. Swaij, Calculation of wall-to-bed heat-transfer coefficients in gas-fluidized beds, *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 38 (1992) 1079-1091.
- [45] P.C. Johnson, R. Jackson, Frictional-collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing, *Journal of Fluid Mechanics*, 176 (1987) 67-93.
- [46] M. Hamzehei, H. Rahimzadeh, G. Ahmadi, Study of Heat Transfer and Hydrodynamics in a Gas-Solid Fluidized Bed Reactor Experimentally and Numerically, *Applied Mechanics and Materials, Technology*, 296 (2016) 59-71.
- [28] P. Ostermeier, F. Dawo, A. Vandersickel, S. Gleis, H. Spliethoff, Numerical calculation of wall-to-bed heat transfer coefficients in Geldart B bubbling fluidized beds with immersed horizontal tubes, *Powder Technology*, 333 (2018) 193-208.
- [29] D. Geldart, Types of Gas Fluidization, *Powder Technology*, 7 (1973) 285-292.
- [30] C.Y. Wen, Y.H. Yu, A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity, *AIChE Journal*, 12(3) (1966) 610-612.
- [31] M. Leva, *Fluidization*, McGraw Hill, New York, 1959.
- [32] S.C. Saxena, G.J. Vogel, The measurement of incipient fluidization velocities in a bed of coarse dolomite at temperature and pressure, *Transaction of Institution of Chemical Engineers*, 55 (1977) 184-189.
- [33] O.M. Todes, R.B. Goroshkov, R.B. Rozenbaum, *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. , Neft Gaz*, 1 (1958).
- [34] L. Davies, J.F. Richardson, Gas interchange between bubbles and the continuous phase in a fluidized bed, *Transaction of Institution of Chemical Engineers*, 44 (1966) 293-305.
- [35] J.L. Lee, E.W.C. Lim, Comparisons of Eulerian-Eulerian and CFD-DEM simulations of mixing behaviors in bubbling fluidized beds, *Powder Technology*, 318 (2017) 193-205.
- [36] Y. He, S. Yan, T. Wang, B. Jiang, Y. Huang, Hydrodynamic characteristics of gas-irregular particle two-phase flow in a bubbling fluidized bed: An experimental and numerical study, *Powder Technology*, 287 (2016) 264-276.
- [37] C. Loha, H. Chattopadhyay, P.K. Chatterjee, Euler-Euler CFD modeling of fluidized bed: Influence of specular coefficient on hydrodynamic behavior, *Particuology*, 11 (2013) 673-680.

[48] H.W. Li, H. Guo, Analysis of drying characteristics in mixed pulsed rectangle fluidized beds, *Powder Technology*, 308 (2017) 451-460.

110-116 (2012) 4187-4197.

[47] R.I. Singh, A. Brink, M. Hupa, CFD modeling to study fluidized bed combustion and gasification, *Applied Thermal engineering*, 52 (2013) 585-614.

برای ارجاع به این مقاله از عبارت زیر استفاده کنید:

S. Torfeh, R. Kouhikamali, Performance Evaluation of a Fluidized Bed Reactor by Studying the Hydrodynamics and Thermal Properties of Different Solid Particles, Amirkabir J. Mech Eng., 53(3) (2021) 1573-1590.

DOI: [10.22060/mej.2019.16845.6455](https://doi.org/10.22060/mej.2019.16845.6455)

