

ارزیابی روش عددی اویلری دو سیالی برای شبیه‌سازی انتقال حرارت در بستر سیال‌ها

سوده طرفه^۱ و رامین کوهی کمالی^{۲*}

۱. دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت

۲. دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی اصفهان، اصفهان

(دریافت مقاله: ۱۴۰۰/۱/۱ - دریافت نسخه نهایی: ۱۴۰۰/۸/۱۰)

چکیده - مدل‌سازی درست پدیده شناوری و انتقال حرارت در بستر سیال‌های گاز-جامد، صرفاً به نوع مدل عددی انتخابی و الگوریتم‌های درگیر وابسته نیست. در واقع انتخاب مدل مناسب برای هر شرایط عملکردی خاص، اجرای صحیح هر مدل، انتخاب درست پارامترها و شروط مرزی مناسب عوامل تعیین‌کننده صحت نتایج حاصل در بررسی عملکرد بستر سیال‌ها است. در تحقیق حاضر، به منظور شبیه‌سازی دقیق فرآیند انتقال حرارت در بستر سیال‌ها، پارامترهای مهم و تأثیرگذار بر روند حل عددی به روش اویلری دو سیالی با به‌کارگیری تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای بررسی شد. به این منظور، اثرات ضریب بازگردانی ذره-ذره و ذره-دیواره، ضریب انعکاس و شیوه تعیین دمای دانه‌ای و ضریب هدایت گرمایی مؤثر بر روند حل عددی ارزیابی شد. این بررسی‌ها نخست در فرآیند گرم کردن ذرات با هوای داغ ورودی در یک بستر سیال آدیاباتیک و سپس در بستر سیالی با دیواره‌های دما ثابت و برای دو رژیم جریان پرکاربرد حبابی و آشفته انجام گرفت. نتایج نشان داد که ضریب انعکاس و هدایت گرمایی مؤثر پارامترهایی تأثیرگذار در فرآیند انتقال حرارت از دیواره به بستر هستند. به گونه‌ای که در این شرایط مقدار صفر ضریب انعکاس سبب می‌شود که دمای هوا در رژیم حبابی حدود ۷ درجه و در رژیم آشفته حدود ۵ درجه بالاتر رود و مقدار واحد آن نتایج یکسانی با شرط عدم لغزش به دست می‌دهد. علاوه بر این در نظر گرفتن ضرایب هدایت گرمایی ماده جامد و گاز سبب می‌شود که دمای هوای خروجی حدود ۲۶ درجه بیشتر از دمای به دست آمده با در نظر گرفتن ضرایب هدایت گرمایی مؤثر با رویکرد استاندارد باشد. فرم مشتق جزئی و جبری معادله بقای انرژی نوسانی فاز جامد در بستر سیال‌های متراکم جواب‌های یکسان به دست می‌دهند، هرچند در نظر گرفتن یک دمای دانه‌ای ثابت می‌تواند سبب بروز خطاهای محاسباتی شود.

واژه‌های کلیدی: روش اویلری، مدل دو سیالی، تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای، بستر سیال گاز-جامد، انتقال حرارت.

Evaluation of Eulerian Two-Fluid Numerical Method for the Simulation of Heat Transfer in Fluidized Beds

S. Torfeh¹ and R. Kouhikamali^{2*}

1. Department of Mechanical Engineering, University of Guilan, Rasht, Iran.

2. Department of Mechanical Engineering, Isfahan University of Technology, Isfahan, Iran.

Abstract: Accurate modeling of fluidization and heat transfer phenomena in gas-solid fluidized beds is not solely dependent

*: مسئول مکاتبات، پست الکترونیکی: r.kouhikamali@iut.ac.ir

on the particular selected numerical model and involved algorithms. In fact, choosing the right model for each specific operating condition, the correct implementation of each model, and the right choice of parameters and boundary conditions, determine the accuracy of the results in the evaluation of the performance of fluidized beds. In this research, in order to accurately simulate heat transfer in fluidized beds, important and effective parameters on two-fluid Eulerian model that incorporate the kinetic theory of granular flow were investigated. For this purpose, effects of particle-particle and particle-wall restitution coefficient, specularity coefficient, granular temperature and effective thermal conductivity coefficients determination methods on the numerical solution were evaluated. These investigations were first carried out on heat transfer from hot air to solid particles in an adiabatic fluidized bed, and then on a fluidized bed with constant temperature walls for bubbling and turbulent regimes. Results showed that specularity coefficient and effective thermal conductivity are important parameters in heat transfer process from wall to bed. In this case, the zero value of the specularity coefficient causes the air temperature to increase by about 7 degrees in the bubbling regime and about 5 degrees in the turbulent regime, and its unit value gives the same results with the no-slip condition. In addition, considering the solid and gas material thermal conductivities causes the outlet air temperature to be about 26 degrees higher than the temperature that is obtained by considering the effective thermal conductivity coefficients with standard approach. The partial differential and algebraic form of the conservation equation for the particles kinetic energy show identical results in dense fluidized beds, although considering a constant granular temperature can cause computational errors.

Keywords: Eulerian Method, Two-Fluid Model, Kinetic Theory of Granular Flow, Gas-Solid Fluidized Bed, Heat Transfer.

فهرست علائم

Θ_s	دمای دانه‌ای، m^2/s^2	d_p	قطر ذره، m
λ_s	ویسکوزیته بالک جامد، $kg/(ms)$	e	ضریب بازگردانی
$\gamma \Theta_s$	اتلافات برخورد انرژی، $W/(m^3K)$	g	شتاب گرانش، m/s^2
μ	ویسکوزیته دینامیکی، $kg/(ms)$	g_0	تابع توزیع شعاعی
ρ	چگالی، kg/m^3	GT	دمای دانه‌ای در شکل‌ها، m^2/s^2
τ	تنسور تنش، Pa	h	ضریب انتقال حرارت W/m^2K
φ	ضریب انعکاس	H	آنتالپی، kJ/kg
Φ_{ps}	تبادل انرژی جنبشی به دلیل نوسانات ذرات، $kg/(ms^3)$	I_{2D}	تنسور تنش انحرافی
ψ	زاویه اصطکاک، °	k	ضریب هدایت گرمایی، $W/(mK)$
col	برخورد	Nu	عدد نوسلت
fr	اصطکاک	P	فشار، Pa
g	فاز گاز	PDE	معادله مشتق جزئی
gas	ماده گازی	Pr	عدد پرانتل
inst	لحظه‌ای	Re	عدد رینولدز
kin	جنبشی	Specularity	ضریب انعکاس
m	مخلوط	t	زمان، s
p	ذره	T	دما، °C
pm	ماده جامد	u	سرعت گاز، m/s
s	فاز جامد	α	ضریب تبادل گرمایی بین فازی، $W/(m^3K)$
w	دیواره	β	ضریب تبادل مومتموم بین فازی
		ε	کسر حجمی

۱- مقدمه

در سال‌های اخیر، بستر سیال‌ها به دلیل خصوصیات مناسبی همچون توزیع دمای یکنواخت، اختلاط مناسب فازها و نرخ انتقال حرارت بالا در فرآیندهای مختلف از جمله حرارت دادن، خشک کردن و فرآیندهای شیمیایی مورد توجه قرار گرفته‌اند. انتقال حرارت در بستر سیال‌ها پیچیده و شامل مکانیزم‌های مختلفی مانند انتقال حرارت بین بستر و دیواره یا سطوح غوطه‌ور در بستر، انتقال حرارت هدایت بین ذرات و انتقال حرارت بین فازهای جامد و گاز است [۱ و ۲]. هر یک از این مکانیزم‌ها و نرخ انتقال حرارت در بستر سیال تابع فاکتورهای گوناگونی از جمله نوع رژیم جریان گاز-جامد است. از مهم‌ترین پارامترها در تعیین خصوصیات هیدرودینامیکی و نوع رژیم جریان در بستر سیال‌ها، کم‌ترین سرعت مورد نیاز برای شناوری است. هنگامی که نیروی اصطکاکی بین ذرات و گاز با نیروی شناوری و وزن ذرات در تعادل قرار گیرند، همه ذرات توسط جریان رو به بالای گاز معلق می‌شوند و شناوری آغاز می‌شود. در این حالت سرعت ظاهری گاز برابر با حداقل سرعت لازم برای شناوری است [۳]. هنگامی که سرعت گاز از حداقل سرعت شناوری بیشتر شود، به تدریج با ایجاد فعالیت‌های حبابی و اختلاط فازها رژیم‌های مختلف جریان در بستر شکل می‌گیرند. بر اساس مطالعات انجام شده رژیم‌های حداقل سرعت شناوری، همگن، حبابی، آشفته و پنوماتیک از جمله رژیم‌های جریان ایجاد شده در بستر سیال‌های گاز-جامد است که بر اساس سرعت گاز ورودی، اندازه و نوع ذرات و خصوصیات ترموفیزیکی گاز و جامد، از طریق الگوی جریان ارائه شده توسط کانی و لونسپیل [۳] قابل تشخیص و شکل‌گیری هستند [۴].

شرایط عملکردی پیچیده، بررسی فرآیندهای صنعتی در سیستم‌های بستر سیالی را مشکل ساخته است. از طرفی طراحی درست این سیستم‌ها به روابط تجربی دقیق و سازگار با هر شرایط عملکردی خاص و یا آزمایش‌های گران‌قیمت در شرایط واقعی نیاز دارد که در بسیاری موارد ممکن نیست. به همین

دلیل، به‌کارگیری روش‌های دینامیک سیالات محاسباتی برای بررسی دقیق انتقال حرارت و هیدرودینامیک در بستر سیال‌ها در سال‌های اخیر مورد توجه قرار گرفته است. به این منظور دو دیدگاه اویلری-اویلری و اویلری-لاگرانژی برای مدل‌سازی عددی بستر سیال‌ها پیشنهاد شد [۵].

در روش‌های اویلری-لاگرانژی فاز اول به صورت پیوسته در نظر گرفته می‌شود و برای آن، معادلات ناویر-استوکس متوسط‌گیری شده زمانی حل می‌شود، درحالی‌که فاز دوم گسسته و به شکل لاگرانژی شبیه‌سازی می‌شود. در این مدل مسیرهای فاز گسسته با در نظر گرفتن انتقال گرما، مومنتوم و یا جرم ذرات محاسبه می‌شوند [۴]. دو روش فاز گسسته^۱ و المان گسسته^۲ برای شبیه‌سازی عددی بستر سیال‌ها بر پایه دیدگاه اویلری-لاگرانژی پیشنهاد شده‌اند [۶ و ۷]. مدل فاز گسسته شامل این فرض است که فاز دوم کاملاً رقیق بوده و اثر متقابل ذره-ذره و تأثیر کسر حجمی ذرات روی فاز گازی نادیده گرفته می‌شود. این روش برای مدل‌سازی بستر سیال‌های متراکم مناسب نبوده و تنها در صورت غیر متراکم بودن فاز جامد در بخش‌هایی مانند بالای محفظه و یا برای تخمین حداقل سرعت شناوری می‌تواند به‌کار رود. در روش المان گسسته محدودیت‌های روش فاز گسسته رفع شده و اثرات متقابل ذرات و انتقال حرارت بین ذرات جامد لحاظ می‌شود. اما از محدودیت‌های این روش حجم محاسباتی بسیار بالای آن است [۷]. در روش اویلری-اویلری همه فازها به صورت سیال پیوسته مدل می‌شوند. از آنجایی که حجم اشغال شده توسط هر فاز نمی‌تواند توسط فاز دیگر اشغال شود، مفهوم کسر حجمی معرفی می‌شود. تعداد معادلات بقا برای هر فاز و نحوه محاسبه خصوصیات جریان، این روش را به چند مدل مختلف تقسیم‌بندی می‌کند. در سال‌های اخیر، مدل اویلری دو سیالی^۳ که در آن معادلات بقا برای تک فازها به صورت جداگانه حل می‌شود و از تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای^۴ برای محاسبات مربوط به فاز جامد بهره می‌برد، برای شبیه‌سازی رژیم‌های مختلف جریان در بستر سیال‌ها به‌کار رفته است [۸].

شدن آن، با بررسی نوسانات فشار، بردارهای سرعت و الگوی جریان ذرات جامد و گاز مورد مطالعه قرار دادند [۱۶].

جهت بررسی مکانیزم انتقال حرارت در بستر سیال‌ها نیز هو و همکاران تأثیر خصوصیات ذرات جامد و چیدمان لوله‌ها را بر نرخ انتقال حرارت یک بستر سیال حبایی دارای دسته‌لوله غوطه‌ور در بستر، با روش المان گسسته بررسی کردند [۱۷]. آنها نشان دادند که این مدل برای در نظر گرفتن انواع مکانیزم‌های مختلف انتقال حرارت و اثرات متقابل ذرات و حباب‌ها بر یکدیگر کارآمد است. انگو و لیم نیز شناسایی و انتقال حرارت از هوای داغ به ذرات جامد را در یک بستر سیال حبایی و با روش دو سیالی بررسی کردند [۱۸]. آنها اثرات سرعت هوای داغ ورودی و قطر ذرات بستر را بر کسر حجمی و دمای ذرات جامد و هوا بررسی کردند. نتایج ایشان نشان داد که با کاهش قطر ذره سطح انتقال حرارت و در نتیجه نرخ انتقال حرارت افزایش می‌یابد. اوسترمیر و همکاران [۱۹] انتقال حرارت بین یک لوله‌ی افقی و بستر حبایی را به روش عددی اوپلری و روش تجربی مورد مطالعه قرار دادند. در این تحقیق اثرات متقابل فازها، الگوی جریان پیرامون لوله غوطه‌ور در بستر و ضریب انتقال حرارت بین مواد جامد و سطوح، به صورت عددی بررسی و با نتایج تجربی مقایسه شد. لی و همکاران خصوصیات انتقال حرارتی یک بستر سیال گاز-جامد فواره‌ای با جتی از گاز داغ ورودی را با روش المان گسسته بررسی کردند [۲۰]. آنها نشان دادند که با افزایش سرعت گاز ورودی، دمای متوسط ذرات و ضریب انتقال حرارت جابجایی افزایش می‌یابد. در حالی که انتقال حرارت هدایت و یکنواختی دمای ذرات، بیشتر تحت تأثیر هدایت گرمایی ذرات جامد است. ونگ و همکاران انتقال حرارت جابجایی میان یک هیتر عمودی و بستر را در یک بستر سیال گردش‌دارای بافل به روش اوپلری- اوپلری بررسی کردند [۲۱]. نتایج عددی ایشان نشان داد که جابجایی ذره ترم غالب انتقال حرارت در این بستر است. پاترو و همکاران جریان گاز-ذره را در یک لوله افقی با روش دو سیالی مورد بررسی قرار دادند و عدد نوسلت بین فازی را در

واچم و همکاران نوسانات فشار و ارتفاع بستر و تغییرات کسر حجمی را در یک بستر سیال با ذرات درشت، با کدنویسی معادلات با دیدگاه اوپلری-لاگرانژی بررسی و نتایج را با آزمایشات خود مقایسه کردند [۹]. آنها هم‌خوانی قابل قبولی در تمامی موارد (به جز خوشه‌ای شدن ذرات که تأثیر نامطلوبی در فرآیند اختلاط دارد)، میان نتایج عددی و تجربی خود مشاهده کردند. تقی‌پور و همکاران هیدرودینامیک یک بستر سیال را به صورت تجربی و عددی بررسی کردند [۱۰]. آنها مدل اوپلری دو سیالی را با به‌کارگیری تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای برای مدل‌سازی جریان گاز-جامد به‌کار بردند و افت فشار، کسر حجمی جامد و ارتفاع بستر را در سرعت‌های مختلف گاز به کمک مدل‌های درگ مختلف بررسی کردند. مصطفی‌زاده و همکاران به بررسی هیدرودینامیکی یک بستر سیال استوانه‌ای حبایی با دیدگاه اوپلری-اوپلری چند سیالی پرداختند [۱۱]. آنها اثرات ضریب بازگردانی ذره-ذره و زاویه شیب محفظه را بر جدایش و کسر حجمی ذرات و ارتفاع بستر مورد بررسی قرار دادند. مهدی‌زاد و کوهی‌کمالی یک مدل عددی جدید برای بررسی حداقل سرعت شناوری در یک بستر سیال ارائه دادند [۱۲]. در این تحقیق روش فاز گسسته با دیدگاه اوپلری-لاگرانژی برای شبیه‌سازی شناوری در بستر سیال و تعیین نیروهای درگ به‌کار برده شد. با توجه به اهمیت مدل درگ انتخابی در تعیین ضریب تبادل مومنتوم بین فازی و در نتیجه هیدرودینامیک بستر سیال‌ها، بکشی و همکاران [۱۳] به روش دو سیالی و آگراوال و همکاران [۱۴] به روش المان گسسته تأثیر مدل‌های درگ مختلف را در بستر سیال‌های حبایی بررسی کردند. در همین راستا، بیان و همکاران نیز هیدرودینامیک یک بستر سیال را با روش‌های دو سیالی و فاز گسسته با در نظر گرفتن چهارده مدل درگ مختلف بررسی کرده و نتایج را با یکدیگر مقایسه کردند [۱۵]. مصطفایی و همکاران نیز با ترکیب روش دینامیک سیالات محاسباتی و روش المان گسسته از دیدگاه اوپلری-لاگرانژی، دینامیک یک تک حباب موجود در بستر سیال را در مراحل مختلف تشکیل، بالا رفتن و متلاشی

پارامترهای مختلف در این روش برای دو رژیم جریان پرکاربرد حبابی و آشفته بررسی می‌شود. به این منظور، دو حالت عملکردی مختلف شامل گرم کردن ذرات با هوای داغ ورودی در محفظه‌ای با دیواره‌های آدیاباتیک و بستر سیالی با دیواره‌های دما ثابت با توجه به کاربردهای بستر سیال در صنایع مختلف از جمله فرآیندهای خشک کردن ذرات جامد، پیش گرم کردن گاز در بازیاب نیروگاه‌های گازی و یا افزایش دمای گاز در مبدل‌ها برای بررسی مکانیزم‌های مختلف انتقال حرارت در این تحقیق در نظر گرفته شده است. نتیجه این بررسی‌ها می‌تواند باعث رفع ابهامات موجود در به‌کارگیری روش عددی دو سیالی، کاهش هزینه‌های محاسباتی و افزایش دقت حل برای کاربران این روش عددی شود.

۲- روش عددی اویلری دو سیالی با استفاده از تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای

در این روش گاز به‌عنوان فاز اول و ذرات به‌عنوان فاز دوم و به‌صورت پیوسته در نظر گرفته می‌شوند. در جریان‌های گاز-ذره تنش هم به‌واسطه تنش برشی در سیال انتقال می‌یابد و هم نتیجه انتقال مومنتوم در اثر برهم کنش ذره-ذره و ذره-دیواره است. در جریان‌هایی مانند مسئله حاضر که نرخ برش بالا بوده و تغییر شکل‌ها و اتلافات انرژی در اثر برخورد ذرات اهمیت دارد و زمان برخورد ذرات کوتاه است، سرعت ذرات به‌صورت مجموع یک بخش متوسط زمانی و جزء سرعت نوسانی تعریف می‌شود. انرژی مربوط به جزء سرعت‌های نوسانی در حرکات تصادفی با پارامتری به‌نام دمای دانه‌ای و به‌صورت متوسط مربع جزء سرعت‌های نوسانی در نظر گرفته می‌شود و در تحلیل این گونه جریان‌ها از تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای مشابه نظریه جنبشی مولکولی گازها استفاده می‌شود [۲۴]. در واقع ذرات دانه‌ای همانند مولکول‌های گاز در نظر گرفته می‌شوند و همه خصوصیات فیزیکی مانند ویسکوزیته برشی و توده‌ای، فشار ترمودینامیکی، متوسط فاصله آزاد بین مولکولی و غیره برای فاز جامد قابل تعریف است. البته به‌علت وجود تفاوت‌های مشخص

سرعت‌های مختلف گاز و قطرهای متفاوت ذره بررسی کردند [۲۲]. شوی و همکاران نیز با کوپل روش دینامیک سیالات محاسباتی برای فاز پیوسته و روش المان گسسته برای فاز دانه‌ای، تأثیر خواص ذرات جامد از جمله چگالی، ظرفیت گرمایی و قطر ذرات را در دو حالت هوادهی مختلف (یعنی در سرعت ظاهری یکسان و یا در عدد سیالیت یکسان) بر هیدرودینامیک و توزیع دمای بستر بررسی کردند [۲۳].

با توجه به مروری بر پیشینه تحقیق مشخص است که گستردگی پارامترهای دخیل در ارزیابی هم‌زمان رفتار هیدرودینامیکی و انتقال حرارت در جریان‌های گاز-ذره سبب شده است که اکثر محققان با در نظر گرفتن یک رژیم جریان و مکانیزم انتقال حرارت مشخص و خاص، به بررسی انتقال حرارت در بستر سیال‌ها بپردازند و با انجام مطالعات پارامتری، اثرات پارامترهای مشخصی همچون سرعت و دمای عامل سیالیت و یا خصوصیات و قطر ذرات جامد را بر سایر متغیرهای حل به روش‌های عددی بررسی کنند. حال آنکه توجه به این نکته ضروری است که مدل‌سازی درست پدیده شناوری و انتقال حرارت در رژیم‌های مختلف جریان در بستر سیال‌ها، صرفاً به نوع مدل انتخابی و الگوریتم‌های درگیر وابسته نیست و هر یک از روش‌های موجود خود با در نظر گرفتن محدودیت‌های ذکر شده و در شرایط عملکردی مناسب قابل به‌کارگیری‌اند. در واقع نحوه اجرای هر مدل، انتخاب درست پارامترها و شروط مرزی و اولیه مناسب نیز تعیین‌کننده صحت نتایج حاصل در بررسی‌های عددی عملکرد بهینه بستر سیال‌ها است. عدم وجود اطلاعات کافی از تأثیر هر یک از این پارامترها در روش عددی انتخابی، منجر به سردرگمی کاربران در انتخاب مدل مناسب و گاهی انجام سعی و خطا در تعیین این پارامترها می‌شود که افزایش هزینه‌های محاسباتی و کاهش دقت حل را به‌همراه خواهند داشت. به این ترتیب با در نظر گرفتن این محدودیت‌ها در مطالعات پیشین، در تحقیق حاضر جهت انجام شبیه‌سازی دقیق فرآیندهای مختلف در بستر سیال‌ها و معرفی پارامترهای مهم و تأثیرگذار بر روند حل عددی به روش اویلری دو سیالی، کلیه‌ی شروط مرزی و

$$\varepsilon_s (\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s) \nabla \cdot \vec{u}_s \vec{I} \quad (7)$$

در این رابطه \vec{I} تانسور واحد و λ_s ویسکوزیته بالک جامد است که مقاومت ذرات در برابر انبساط و انقباض را لحاظ می‌کند [۱۸]:

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_p g_0 (1 + e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (8)$$

μ_s نمایانگر ویسکوزیته برشی ذرات جامد است که با تبادل مومنتوم ذرات در حین برخورد و حرکت انتقالی و به‌واسطه اصطکاک به‌وجود می‌آید [۱۸]:

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_p (1 + e_{ss}) g_0 \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (9)$$

$$\mu_{s,kin} = \frac{10 \sqrt{\pi} \rho_s d_p \Theta_s^{1/2}}{96 \varepsilon_s (1 + e_{ss}) g_0} \left[1 + \frac{4}{5} (1 + e_{ss}) g_0 \varepsilon_s \right] \quad (10)$$

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \psi}{2 \sqrt{I_{VD}}} \quad (11)$$

ψ زاویه اصطکاک داخلی است. با توجه به آنکه رژیم‌های مورد بررسی در مقاله حاضر رژیم حبابی و آشفته است، نرخ برش در جریان نسبتاً بالا بوده و زمان برخورد ذرات کوتاه است. بنابراین در رابطه ویسکوزیته برشی، ترم اصطکاکی اهمیت کمتری داشته و بر این مبنای مقدار زاویه اصطکاک داخلی در این رابطه 30° درجه تنظیم شده است [۸ و ۲۶]. ضریب بازگردانی ذرات است که تأثیر تلفات انرژی در اثر برخورد ذرات با یکدیگر را در نظر گرفتن نسبت سرعت بازگشت به‌سرعت برخورد لحاظ می‌کند. g_0 تابع توزیع شعاعی است که گذار از حالتی که کسر حجمی ذرات کمتر از ماکزیمم حالت مجاز خود باشد را با شرط $\varepsilon_s < \varepsilon_{s,max}$ نشان می‌دهد [۱۸]. فشار فاز جامد است که از ترم‌های جنبشی و برخورد ذرات تشکیل شده و مطابق معادله (۱۲) محاسبه می‌شود [۱۸]:

$$P_s = \varepsilon_s \rho_s \Theta_s + 2 \rho_s (1 + e_{ss}) \varepsilon_s^2 g_0 \Theta_s \quad (12)$$

Θ_s دمای دانه‌ای ذرات جامد است که با انرژی جنبشی نوسانی ذرات متناسب است. معادله بقای انرژی نوسانی فاز جامد

بین مولکول‌های گاز و ذرات جامد، برای تبدیل فرمول‌های مربوط به نظریه جنبشی گازها به فرمول‌های مدل دو سیالی با تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای، تغییراتی با وارد کردن پارامتر دمای دانه‌ای و انجام آزمایش‌های مختلف ایجاد شده است. معادلات بقای جرم فاز جامد و گاز در این روش به‌ترتیب مطابق معادلات (۱) و (۲) نوشته می‌شود:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \vec{u}_s) = 0 \quad (1)$$

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

ε_g و ε_s به‌ترتیب کسر حجمی فاز جامد و گاز است که در رابطه (۳) صدق می‌کنند [۲۴]:

$$\varepsilon_s + \varepsilon_g = 1 \quad (3)$$

معادلات بقای مومنتوم فاز جامد و گاز با صرف نظر کردن از نیروهای شناوری، لیفت و جرم مجازی، طبق روابط (۴) و (۵) نوشته می‌شوند [۲۴]:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \vec{u}_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \vec{u}_s \vec{u}_s) = -\varepsilon_s \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot \vec{\tau}_s + \varepsilon_s \rho_s \vec{g} + \beta (\vec{u}_g - \vec{u}_s) \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g \vec{u}_g) = -\varepsilon_g \nabla P + \nabla \cdot \vec{\tau}_g + \varepsilon_g \rho_g \vec{g} + \beta (\vec{u}_s - \vec{u}_g) \quad (5)$$

مدل‌های درگ مختلف بر میزان انبساط بستر و کسر حجمی ذرات در فاز متراکم تأثیرگذارند. به‌همین دلیل مقالات متعددی به بررسی مدل‌های مختلف درگ پرداخته‌اند [۱۵]. در معادلات بقای مومنتوم، β ضریب تبادل مومنتوم بین فازی است. در تحقیق حاضر مدل درگ گیداسپا [۲۵] با توجه به نتایج مقالات موجود، در روند شبیه‌سازی عددی به‌کار می‌رود. در معادلات بقای مومنتوم، پارامترهای $\vec{\tau}_s$ و $\vec{\tau}_g$ تانسور تنش-کرنش فاز گازی و جامد هستند:

$$\vec{\tau}_g = \varepsilon_g \mu_g \left[\nabla \vec{u}_g + (\nabla \vec{u}_g)^T \right] - \frac{2}{3} \varepsilon_g \mu_g \nabla \cdot \vec{u}_g \vec{I} \quad (6)$$

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

$$K_f = \frac{12(1 - e_{ss}^2) \rho_s g_{o,ss}}{d_p \sqrt{\pi}} \quad (20)$$

گاهی برای بسترهای متراکم استفاده از یک دمای دانه‌ای ثابت جواب‌های مناسبی را با هزینه‌های محاسباتی کمتر به دست می‌دهد. اگرچه نحوه انتخاب این مقدار ثابت با توجه به تأثیر شرایط مختلف بر آن حائز اهمیت است. در تحقیق حاضر تأثیر در نظر گرفتن معادله بقای انرژی نوسانی جامد به صورت مشتق جزئی و یا جبری و همچنین اثرات در نظر گرفتن دمای دانه‌ای ثابت در حل عددی بررسی می‌شود.

معادلات بقای انرژی فاز جامد و گازی به ترتیب مطابق معادلات (۲۱) و (۲۲) تعریف می‌شود [۲۴]:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s H_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \bar{u}_s H_s) = \nabla \cdot (\varepsilon_s k_s \nabla T_s) + \alpha (T_g - T_s) + \bar{\tau}_s \cdot \nabla \cdot \bar{u}_s + \varepsilon_s \left(\frac{\partial P}{\partial t} + \bar{u}_s \cdot \nabla P \right) \quad (21)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \bar{u}_g H_g) = \nabla \cdot (\varepsilon_g k_g \nabla T_g) + \alpha (T_s - T_g) + \bar{\tau}_g \cdot \nabla \cdot \bar{u}_g + \varepsilon_g \left(\frac{\partial P}{\partial t} + \bar{u}_g \cdot \nabla P \right) \quad (22)$$

در این روابط H_s و H_g به ترتیب آنتالپی جامد و گاز، و k_s و k_g ضرایب هدایت گرمایی و ترم α ضریب تبادل گرمای بین فازی است که مطابق رابطه (۲۳) تعریف می‌شود [۲۸ و ۲۹]:

$$\alpha = \frac{6 k_g \varepsilon_s Nu_s}{d_p} \quad (23)$$

در این رابطه عدد نوسلت، با استفاده از رابطه پیشنهادی گان محاسبه می‌شود [۲۹ و ۳۰].

$$Nu_s = \left(\nu - 10 \varepsilon_g + 5 \varepsilon_g^2 \right) \left(1 + 0.7 Re_s^{1/4} Pr^{1/3} \right) + \left(1/33 - 2/4 \varepsilon_g + 1/2 \varepsilon_g^2 \right) Re_s^{1/2} Pr^{1/3} \quad (24)$$

در واقع ضریب هدایت گرمایی ذرات دانه‌ای با توجه به برخورد و نحوه آرایش آنها در بستر، با خاصیت هدایت گرمایی ماده جامد متفاوت است. به همین دلیل در این تحقیق، ضرایب هدایت گرمایی توده‌ای و مؤثر فاز گازی و جامد به دو

به صورت رابطه (۱۳) تعریف می‌شود [۲۴]:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \bar{u}_s \Theta_s) \right] = (-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \bar{u}_s + \nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma_{\Theta_s} + \phi_{ps} \quad (13)$$

در این رابطه ترم $(-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \bar{u}_s$ تولید انرژی توسط تنسور تنش فاز جامد، ترم $\nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s)$ انتشار انرژی، ترم γ_{Θ_s} اتلافات انرژی در اثر برخورد و ترم ϕ_{ps} تبادل انرژی با فاز جامد را نشان می‌دهند. k_{Θ_s} ضریب انتشار انرژی دانه‌ای است و در صورت به کارگیری مدل درگ گیداسپا و همکاران مطابق رابطه (۱۴) تعریف می‌شود [۲۷]:

$$k_{\Theta_s} = \frac{\nu \left(\frac{\sqrt{5} \sqrt{\pi}}{384} \rho_s d_p \Theta_s^{1/2} \right)}{(1 + e_{ss}) g_o} \left[1 + \frac{6}{5} (1 + e_{ss}) g_o \varepsilon_s \right]^2 + \nu \varepsilon_s^2 \rho_s d_p (1 + e_{ss}) g_o \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (14)$$

معادله بقای انرژی نوسانی جامد به صورت معادله مشتق جزئی (۱۳)، زمان همگرایی و هزینه محاسباتی بالایی دارد. در بستر سیال‌های متراکم با صرف نظر از ترم جابجایی و دیفیوژن در این رابطه، معادله‌ای به فرم جبری حاصل می‌شود که مطابق معادلات (۱۵-۲۰) بیان می‌شود [۲۸]:

$$\Theta_s = \left(\frac{-K_1 \varepsilon_s \overline{\overline{D_s}} + \nu \varepsilon_s K_f}{\sqrt{K_1 \overline{\overline{D_s}} \varepsilon_s^2 + \nu K_f \varepsilon_s [K_2 \overline{\overline{D_s}} + \nu K_3 \overline{\overline{D_s}}]}} \right)^2 \quad (15)$$

$$\overline{\overline{D_s}} = \frac{1}{2} \left(\nabla \bar{u}_s + (\nabla \bar{u}_s)^T \right) \quad (16)$$

$$K_1 = \nu (1 + e_{ss}) \rho_s g_o \quad (17)$$

$$K_2 = \frac{4}{3 \sqrt{\pi}} d_p \rho_s (1 + e_{ss}) \varepsilon_s g_o - \frac{\nu}{3} K_3 \quad (18)$$

$$K_3 = \frac{d_p \rho_s}{2} \left\{ \frac{\sqrt{\pi}}{3(3 - e_{ss})} [1 + 0.4(1 + e_{ss})(3e_{ss} - 1)\varepsilon_s g_o] + \frac{18 \varepsilon_s g_o (1 + e_{ss})}{5 \sqrt{\pi}} \right\} \quad (19)$$

آمده با تئوری بسته تجدیدپذیر (تئوری نفوذ^۲) مطابق رابطه (۳۱) مقایسه کرد.

$$h = \left| \frac{\varepsilon_g k_g \frac{\partial T_g}{\partial x} \Big|_{\text{wall}}}{T_{\text{wall}} - T_{\text{bulk}}} \right| + \left| \frac{\varepsilon_s k_s \frac{\partial T_s}{\partial x} \Big|_{\text{wall}}}{T_{\text{wall}} - T_{\text{bulk}}} \right| \quad (30)$$

$$h_{\text{inst}} = \sqrt{\frac{k_m (\rho c_p)_m}{\pi t}} \quad (31)$$

۳- هندسه حاکم بر مسئله، شروط مرزی و پارامترهای مهم در روش عددی دو سیالی

در این تحقیق به منظور تحلیل پارامترهای عددی مؤثر در مدل‌سازی بستر سیال‌های حبابی و آشفته به روش اولری دو سیالی، یک بستر سیال مکعب مستطیلی به عرض ۹۰ میلی‌متر، ارتفاع ۵۰۰ میلی‌متر و عمق ۲۴ میلی‌متر مطابق هندسه‌ی مورد بررسی ژو و همکاران [۳۴] در نظر گرفته شد. شکل (۱) بستر سیال مورد بررسی در این پژوهش را نشان می‌دهد.

برای بررسی دقیق و جامع اثرات پارامترها و شروط مرزی مختلف بر مدل‌سازی هیدرودینامیک و انتقال حرارت رژیم‌های حبابی و آشفته، شرایط عملکردی متفاوتی برای فرآیند انتقال حرارت در بستر سیال در نظر گرفته شد. این شرایط با توجه به کاربردهای بستر سیال در صنایع مختلف از جمله فرآیندهای خشک کردن ذرات جامد، پیش‌گرم کردن گاز در بازیاب نیروگاه‌های گازی و یا افزایش دمای گاز در مبدل‌ها در نظر گرفته شده است. در تمامی مراحل مدل‌سازی شرط مرزی ورودی هوا سرعت ثابت در نظر گرفته شده در حالی که هیچ ذره‌ی جامدی از ورودی تزریق نمی‌شود. در خروجی نیز شرط مرزی فشار خروجی ثابت اعمال شده است. با توجه به الگوی جریان ارائه شده توسط کانی و لونسپیل، برای ایجاد رژیم‌های حبابی و آشفته، به ترتیب قطر ذرات جامد ۱ و ۳ میلی‌متر و سرعت هوای ورودی ۰/۶ و ۱/۲ متر بر ثانیه در نظر گرفته شد [۳]. برای جریان گاز در تماس با دیواره شرط عدم لغزش

روش استاندارد [۲۹ و ۳۱ و ۳۲] و سینتیک^۵ [۳۳] تعیین و با نوشتن تابع تعریف شده توسط کاربر به معادلات حاکم کوپل می‌شود. در روش استاندارد ضرایب هدایت گرمایی توده‌ای و مؤثر فازها به صورت تابعی از کسر حجمی، ضرایب هدایت گرمایی ماده گازی (k_{gas}) و جامد (k_{pm}) و هندسه ذره مطابق روابط (۲۷-۲۵) به معادلات حاکم کوپل می‌شوند [۲۹ و ۳۱ و ۳۲].

$$\varepsilon_g k_g = (1 - \sqrt{1 - \varepsilon_g}) k_{\text{gas}} \quad (25)$$

$$\varepsilon_s k_s = \sqrt{1 - \varepsilon_g} [\omega k_{\text{pm}} + (1 - \omega) k_{\text{cyl}}], \quad (26)$$

$$\omega = \nu / 26 \times 10^{-3}$$

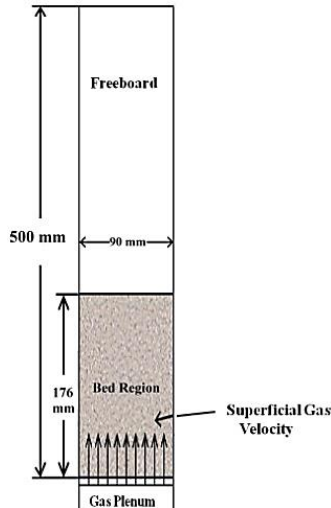
$$k_{\text{cyl}} = \frac{2k_{\text{gas}}}{1 - B} \left[\frac{(1 - \frac{k_{\text{gas}}}{k_{\text{pm}}})B}{k_{\text{pm}}} \ln \frac{k_{\text{pm}}}{Bk_{\text{gas}}} - \frac{B+1}{2} - \frac{B-1}{1 - B \frac{k_{\text{gas}}}{k_{\text{pm}}}} \right], \quad B = 1/25 \left(\frac{1 - \varepsilon_g}{\varepsilon_g} \right)^{10/9} \quad (27)$$

در روش سینتیک با استفاده از نظریه جنبشی مولکولی گازها، هدایت گرمایی مؤثر فازها بر حسب دمای دانه‌ای و به صورت تابعی از انرژی جنبشی نوسانات تصادفی ذرات معرفی می‌شود. در این روش با صرف نظر از اثرات متقابل ناشی از برخورد ذرات، برای ضریب هدایت گرمایی مؤثر فاز جامد و تابع توزیع شعاعی روابط (۲۸) و (۲۹) ارائه شد [۳۳]:

$$\varepsilon_s k_s = \varepsilon_s \rho_s c_{p,s} d_p \pi^{\frac{2}{3}} \frac{\sqrt{\Theta_s}}{32g_0} \quad (28)$$

$$g_0 = \frac{16 - 7\varepsilon_s}{16(1 - \varepsilon_s)^2} \quad (29)$$

برای تعیین ضریب انتقال حرارت دیواره-بستر، کوپرز و همکاران [۲۹] عنوان کردند که برای حالت شروع شناوری، که زمان اقامت ذرات بر دیواره طولانی و هدایت گرمایی ترم غالب است، می‌توان از ترم‌های جابجایی و کار در معادله انرژی صرف نظر کرد و در حالت تعادل فازها، با نوشتن تک معادله انرژی، ضریب انتقال حرارت را با حل عددی مطابق رابطه (۳۰) محاسبه و با ضریب انتقال حرارت محلی لحظه‌ای به دست



شکل ۱- طرح نمادین بستر سیال مورد بررسی

مدل پیشنهادی مقالات موجود [۷ و ۱۷] کی-اِپسیلون استاندارد برگزیده شد. خواص فیزیکی و گرمایی هوا و ذرات جامد و پارامترهای مهم به کار رفته در روند حل عددی، مطابق جدول (۱) در نظر گرفته شده است.

۴- روند حل عددی و شبکه محاسباتی

شبیه‌سازی عددی دو بعدی در این تحقیق، به کمک نرم‌افزار انسیس فلونت^۶ بر اساس روش حجم محدود و با مدل دو سیالی همراه با تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای به صورت گذرا، با گام زمانی ۰/۰۰۱ ثانیه و معیار همگرایی ۱۰^{-۴} انجام شده است. معادلات توسط حل‌کننده مبتنی بر فشار حل شده‌اند. حل هم‌زمان معادلات سرعت و فشار با استفاده از روش سیمپل^۸ و گسسته‌سازی معادلات با استفاده از روش بالادست جریان مرتبه‌ی دوم^۹ انجام گرفته است. ضرایب زیرتخفیف^{۱۰} در حل معادلات، به ترتیب برای معادله فشار برابر با ۰/۳، معادله مومنتوم و دمای دانه‌ای برابر با ۰/۵، متغیرهای آشفستگی برابر با ۰/۸، کسر حجمی ۰/۲ و انرژی برابر با ۱ در نظر گرفته شده‌اند. به‌منظور اثبات استقلال از شبکه‌ی محاسباتی در این پژوهش، شبکه‌های مختلفی امتحان شد که مشخصات تعدادی از آنها در جدول (۲) ارائه شده است. با توجه به این جدول، با افزایش تعداد سلول‌های محاسباتی از ۸۰۰۰ به ۱۶۲۰۰ سلول، دمای

لحاظ شده، در حالی که ذرات جامد مطابق شرط مرزی پیشنهادی جانسون و جکسون با شرط لغزش جزئی می‌توانند روی سطوح دیوار بلغزند [۳۵]. در این شرط مرزی، انتقال مومنتوم مماسی در اثر برخورد ذرات با دیواره توسط ضریب انعکاس (φ) مشخص می‌شود. برای لغزش آزادانه ذرات روی دیوار مقدار ضریب انعکاس صفر و برای برخوردهای کاملاً پخش‌کننده مشابه شرط عدم لغزش، این ضریب برابر یک در نظر گرفته می‌شود. ضریب بازگردانی ذره-دیواره (e_{sw}) از دیگر شروط مرزی جریان دانه‌ای است که اتلاف انرژی جنبشی ذرات در اثر برخورد با دیواره را مشخص می‌کند. تنش برشی در دیواره برای فاز دانه‌ای مطابق رابطه (۳۲) و شرط مرزی دمای دانه‌ای در دیواره برای معادله بقای انرژی نوسانی جامد، به فرم کلی رابطه (۳۳) نوشته می‌شود.

$$\tau_w = -\frac{\pi}{6} \sqrt{3} \Theta_s \varphi \rho_s g_s \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}} \bar{u}_{slip} \quad (32)$$

$$q_w = \frac{\pi}{6} \sqrt{3} \Theta_s \varphi \rho_s g_s \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}} \bar{u}_{slip} \cdot \bar{u}_{slip} - \frac{\pi \sqrt{3}}{4} \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,max}} (1 - e_{sw}^2) \rho_s g_s \Theta_s^{\frac{3}{2}} \quad (33)$$

در صورت انتخاب فرم جبری معادله و یا در نظر گرفتن یک دمای دانه‌ای ثابت، ترم دوم معادله فوق حذف می‌شود [۳۵]. مدل آشفستگی برای بستر سیال در جریان آشفته با توجه به

جدول ۱- پارامترهای مهم، خواص فیزیکی و گرمایی گاز و ذرات جامد

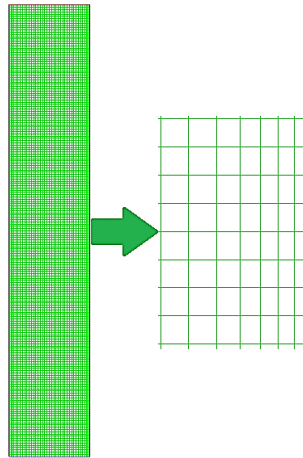
مقدار	خواص
۱/۲۲۵	چگالی هوا (kg/m^3)
۱۰۰۶/۴۳	ظرفیت گرمایی ویژه هوا (J/kg.K)
۰/۰۲۴۲	ضریب هدایت گرمایی هوا (W/m.K)
۴۲۰	چگالی ماده‌ی جامد (چوب) (kg/m^3)
۸۰۰	ظرفیت گرمایی ویژه ماده جامد (چوب) (J/kg.K)
۰/۸۴	ضریب هدایت گرمایی ماده جامد (چوب) (W/m.K)
۳۷۷۰	چگالی ماده جامد (آلومینا) (kg/m^3)
۸۹۰	ظرفیت گرمایی ویژه ماده جامد (آلومینا) (J/kg.K)
۲۴	ضریب هدایت گرمایی ماده جامد (آلومینا) (W/m.K)
۲۵	دمای اولیه ذرات و هوا ($^{\circ}\text{C}$)
۱۰۰	دمای هوای ورودی برای بستر سیال با دیواره‌ی آدیاباتیک ($^{\circ}\text{C}$)
۲۵	دمای هوای ورودی برای بستر سیال با دیواره‌های دما ثابت ($^{\circ}\text{C}$)
۱۰۰	دمای دیواره (حالت دوم) ($^{\circ}\text{C}$)
۰/۶	سرعت هوای ورودی در رژیم گاز-جامد حبابی (m/s)
۱/۲	سرعت هوای ورودی در رژیم گاز-جامد آشفته (m/s)
۱	قطر ذرات جامد در رژیم گاز-جامد حبابی (mm)
۳	قطر ذرات جامد در رژیم گاز-جامد آشفته (mm)
۰/۶	کسر حجمی اولیه فاز جامد (ε_s)
۰/۶۳	حداکثر کسر حجمی فاز جامد ($\varepsilon_{s,\text{max}}$)
۵/۸	شدت آشفتنگی در رژیم آشفته (%)

جدول ۲- بررسی استقلال از شبکه محاسباتی

شبکه	تعداد سلول	تعداد صفحات	دمای بستر ($^{\circ}\text{C}$)
۱	۲۵×۱۶۰	۸۱۸۵	۹۷/۹۱
۲	۳۰×۱۸۰	۱۱۰۱۰	۹۷/۳۲
۳	۴۰×۲۰۰	۱۶۲۴۰	۹۷/۲۸
۴	۵۴×۳۰۰	۳۲۷۵۴	۹۷/۲۶

مستطیلی شماره ۳ با تعداد ۸۰۰۰ سلول مطابق شکل (۲)، برای کاهش هزینه‌های محاسباتی در سایر مراحل مدل‌سازی مورد استفاده قرار گرفت.

ذرات جامد در فرآیند گرم کردن با هوای ۱۰۰ درجه سلسیوس و با در نظر گرفتن سرعت هوای ورودی ۱/۲ متر بر ثانیه تغییرات محسوسی نداشته است. از این رو شبکه سازمان یافته



شکل ۲- نمایی از شبکه محاسباتی تولید شده

رژیم‌های حبابی و آشفته انجام می‌گیرد.

۵- نتایج و بحث

بستر سیال‌ها در فرآیندهای شامل انتقال حرارت کاربرد بسیار دارند. رژیم حبابی در بستر سیال‌های گاز-جامد با اندازه متوسط ذرات و رژیم آشفته در بستر سیال‌های شامل ذرات درشت، از پرکاربردترین رژیم‌ها در فرآیندهای مختلف سیستم‌های بستر سیالی گزارش شده‌اند. بررسی کسر حجمی جامد و تخمین ارتفاع بستر پس از شناوری از مهم‌ترین پارامترهای هیدرودینامیکی است که تعیین‌کننده هزینه‌های مربوط به افزایش ارتفاع محفظه بستر سیال و یا ضرورت نصب جداکننده سیکلونی برای جلوگیری از خروج ذرات از انتهای محفظه می‌باشند. در فرآیندهایی نظیر خشک کردن که انتقال حرارت بین فازی غالب است و دیواره‌ها عایق در نظر گرفته می‌شود، افزایش دمای ذرات مهم‌ترین پارامتر مورد بررسی است و در بستر سیال‌های با دیواره‌های گرم شده، نرخ انتقال حرارت از دیواره به هوا حائز اهمیت است.

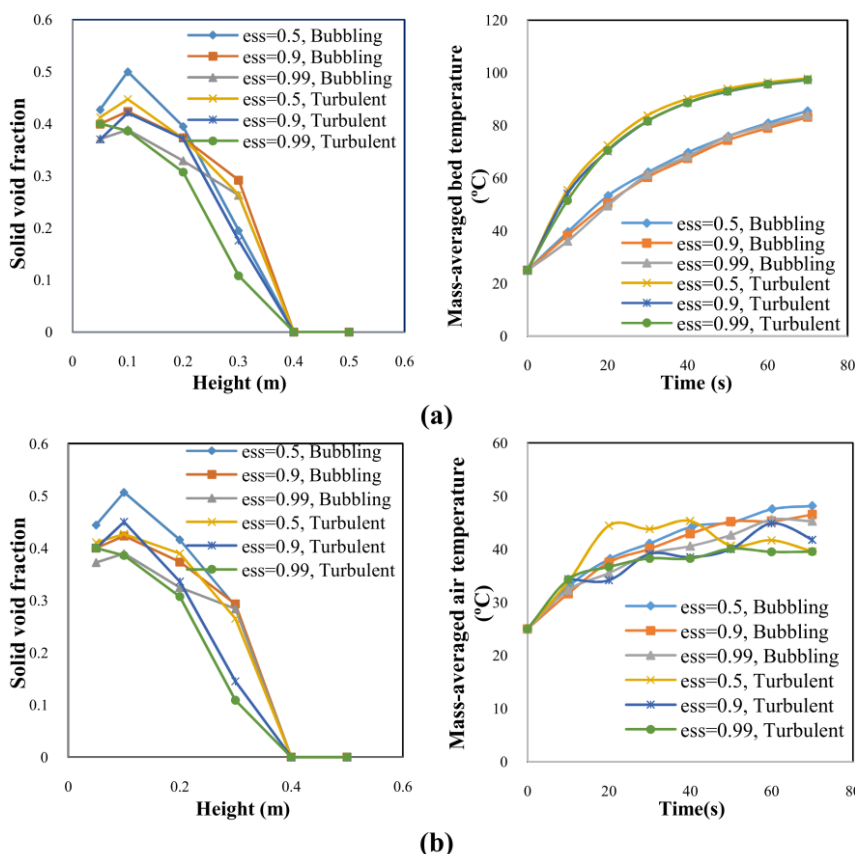
در این تحقیق به منظور بررسی دقیق روش اویلری دو سیالی و معرفی پارامترهای مهم و تأثیرگذار بر آن، اثرات پارامترها و شروط مرزی مختلف بر کسر حجمی جامد، ارتفاع بستر و دمای متوسط ذرات و هوا بررسی می‌شود. این بررسی‌ها در دو حالت مختلف شامل گرم کردن ذرات با هوای داغ ورودی و 100°C در بستر سیالی با دیواره‌های آدیاباتیک (حالت اول) و بستر سیال با دیواره‌های دما ثابت 100°C (حالت دوم) در

۵-۱- بررسی تأثیر ضریب بازگردانی ذره-ذره (e_{ss})

شکل (۳) تأثیر ضریب بازگردانی ذره-ذره (e_{ss}) و اتلافات ناشی از برخورد ذرات را بر ارتفاع بستر، کسر حجمی جامد و توزیع دما در دو حالت انتقال حرارت بین فازی در بستر سیال با دیواره‌ی آدیاباتیک و انتقال حرارت از دیواره دما ثابت به هوا، در رژیم‌های حبابی و آشفته نشان می‌دهد. با توجه به این شکل، ضریب بازگردانی ذره-ذره تأثیر چشمگیری بر بیشینه ارتفاع بستر نشان نمی‌دهد (شروع ناحیه‌ای با کسر حجمی صفر از فاز جامد، نمایانگر ماکزیمم ارتفاع بستر است). هرچند در نظر گرفتن ضریب بازگردانی ذره-ذره کوچکتر، سبب می‌شود که در اوایل بستر سیال‌های حبابی ذرات بیشتری با کسر حجمی بالاتر حضور داشته باشند که نتیجه پراکندگی کمتر فاز جامد است. این روند برای بستر آشفته تا انتهای بستر برقرار است. همچنین تغییرات ضرایب بازگردانی در محدوده (۱-۰/۵) در هر دو حالت مورد بررسی (خصوصاً حالت اول که انتقال حرارت بین فازی ترم غالب است)، تأثیر چندانی بر توزیع دما نشان نمی‌دهد.

۵-۲- بررسی تأثیر ضریب بازگردانی ذره-دیواره (e_{sw})

با در نظر گرفتن معادله بقای انرژی نوسانی فاز جامد به فرم کلی و مشتق جزئی آن مطابق رابطه (۱۳)، ضریب بازگردانی



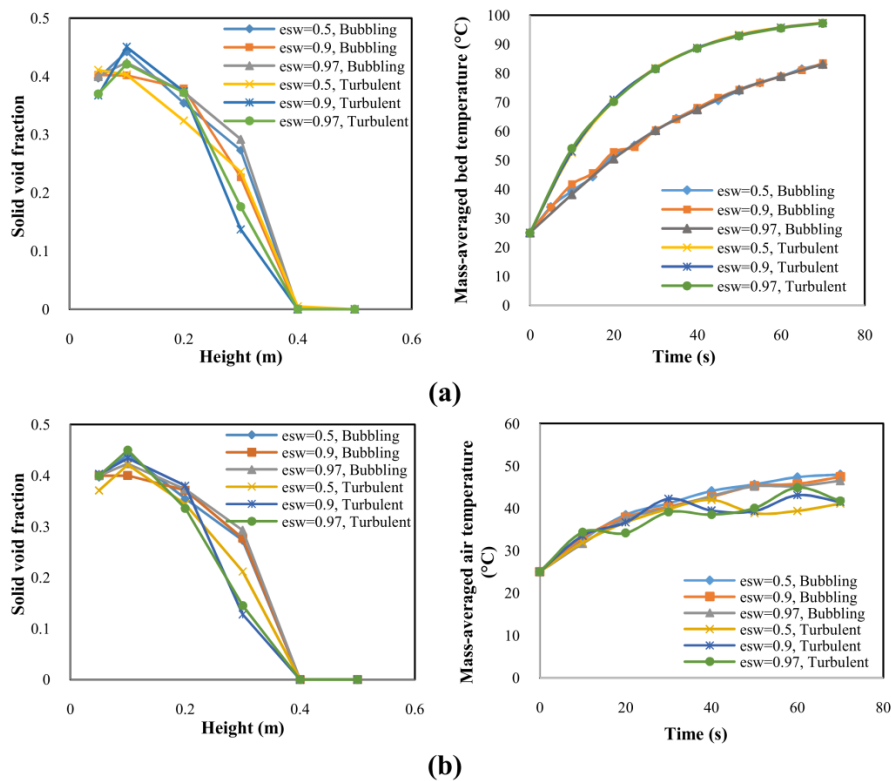
شکل ۳- بررسی تأثیر ضریب بازگردانی ذره-ذره (e_{ss}) بر کسر حجمی فاز جامد و توزیع دما در رژیم‌های حبابی و آشفته ($\phi = 0/4, e_{sw} = 0/97$)، (a) گرم کردن ذرات با هوای داغ ورودی (حالت اول) و (b) انتقال حرارت از دیواره دما ثابت به جریان هوا (حالت دوم)

است که ضریب بازگردانی ذره-دیواره نیز تأثیرات محسوسی بر پیشینه ارتفاع بستر و افزایش دمای ذرات جامد و جریان هوا در رژیم‌های مورد بحث نشان نمی‌دهد.

۳-۵- بررسی تأثیر ضریب انعکاس (ϕ)

همانطور که ذکر شد، ضریب انعکاس شرط برشی را در معادله مومنتوم جریان دانه‌ای لحاظ می‌کند. با توجه به نتایج ارائه شده در شکل (۵) مشخص است که مقدار واحد ضریب انعکاس ($\phi = 1$) و شرط عدم لغزش نتایج نسبتاً مشابهی به دست می‌دهند. در واقع این ضریب، انتقال مومنتوم مماسی در اثر برخورد ذرات با دیواره را لحاظ می‌کند و در فرآیند گرم

ذره-دیواره (e_{sw}) که تلفات انرژی جنبشی ذرات در برخورد به دیواره را تعریف می‌کند در شروط مرزی دانه‌ای مطابق معادله (۳۳) ظاهر می‌شود. شکل (۴) تأثیر ضریب بازگردانی ذره-دیواره را بر ارتفاع بستر، کسر حجمی جامد و توزیع دما در دو حالت مورد بررسی و رژیم‌های مختلف نشان می‌دهد. با توجه به این شکل و با بررسی کسر حجمی فاز جامد مشاهده می‌شود که با در نظر گرفتن مقادیر کوچکتر برای ضریب بازگردانی ذره-دیواره، کسر حجمی فاز جامد در اوایل بستر آشفته کمتر و در ارتفاع‌های بالاتر از محفظه بستر سیال مقادیر بیشتری را نسبت به حالتی که ضریب بازگردانی نزدیک به یک در نظر گرفته شود، نشان می‌دهد. همچنین همانند بخش قبل مشخص



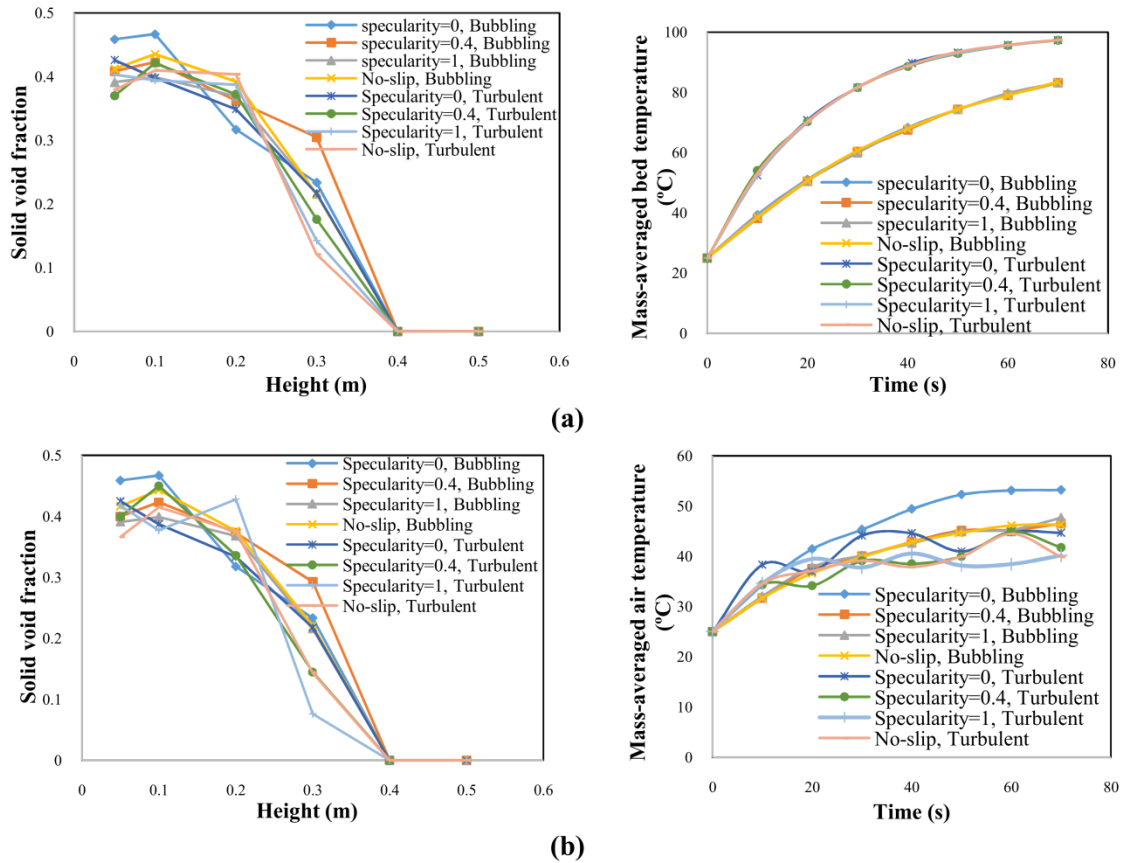
شکل ۴- بررسی تأثیر ضریب بازگردانی ذره-دیواره (e_{sw}) بر کسر حجمی فاز جامد و توزیع دما در رژیم‌های حبابی و آشفته ($\phi = 0/4, e_{ss} = 0/9$)، (a) گرم کردن ذرات با هوای داغ ورودی (حالت اول)، (b) انتقال حرارت از دیواره دما ثابت به جریان هوا (حالت دوم)

بخش نتایج حاصل از به‌کارگیری معادله بقای انرژی نوسانی جامد به فرم کلی مشتق جزئی با فرم ساده شده جبری آن و در نهایت با نتایج مربوط به مقادیر ثابت برای دمای دانه‌ای مقایسه می‌شود. مشخص است که فرم مشتق جزئی یا جبری معادله بقای انرژی نوسانی فاز جامد در بستر سیال‌های مورد بررسی با توجه به متراکم بودن فاز امولسیون^{۱۱}، نتایج تقریباً مشابهی به دست می‌دهند. بنابراین به‌کارگیری روش جبری با کاهش هزینه‌های محاسباتی در بستر سیال‌های متراکم منطقی به نظر می‌رسد. در صورتی که به‌کارگیری یک دمای دانه‌ای ثابت، اگرچه با کاهش یک معادله انتقال به فرم مشتق جزئی سبب افزایش سرعت حل می‌شود، اما انتخاب اشتباه این عدد سبب بروز خطاهای محاسباتی و جواب‌های نادرست در تحلیل‌های هیدرودینامیکی و انتقال حرارتی می‌شود.

کردن ذرات جامد با هوای داغ، بر توزیع دمای بستر در هر دو رژیم بی‌تأثیر بوده است. در حالی که مقدار صفر آن که لغزش آزادانه ذرات روی دیواره را مدل می‌کند، سبب می‌شود که دمای هوا در انتقال حرارت از دیواره به بستر در رژیم حبابی حدود ۷ درجه و در رژیم آشفته حدود ۵ درجه بالاتر از مقدار واقعی آن به دست آید. بنابراین می‌توان نتیجه گرفت که محدوده واقعی آن با در نظر گرفتن لغزش جزئی برای بستر سیال‌های مورد بررسی مناسب بوده و مقادیر کمتر آن برای مدل‌سازی بستر سیال‌های گردشی و پنوماتیک پیشنهاد می‌شود.

۴-۵- بررسی روش‌های مختلف در تعیین دمای دانه‌ای

شکل (۶) نتایج حاصل از به‌کارگیری روش‌های مختلف تعیین دمای دانه‌ای (Θ_s) در حل عددی را نشان می‌دهد. در این



شکل ۵- بررسی تأثیر ضریب انعکاس (ϕ) بر کسر حجمی فاز جامد و توزیع دما در رژیم‌های

حبابی و آشفته ($e_{sw} = 0.97, e_{ss} = 0.9$). (a) گرم کردن ذرات جامد با هوای داغ ورودی (حالت اول)، (b) انتقال حرارت

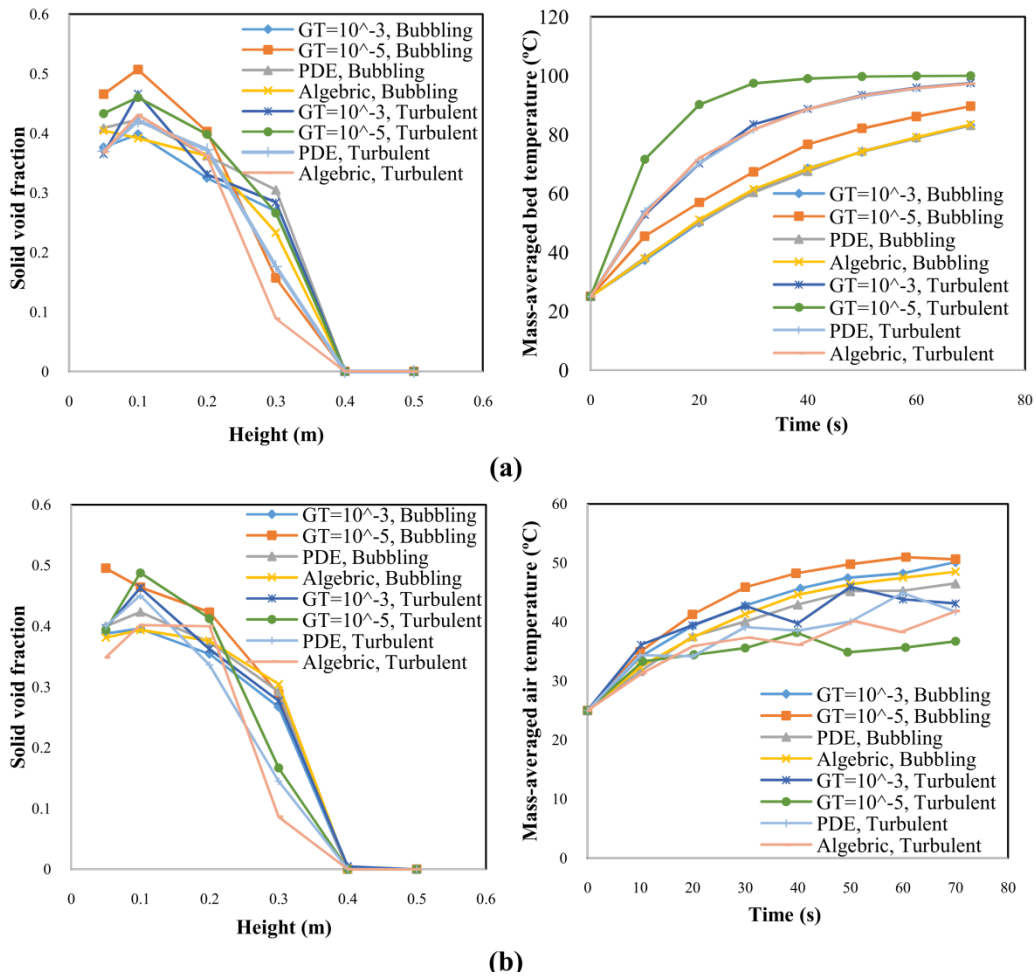
از دیواره دما ثابت به جریان هوا (حالت دوم)

حاصل از معادله بقای انرژی نوسانی جامد به فرم دقیق آن، به‌طور میانگین حدود ۵ درجه اختلاف دما دارد.

۵-۵- اصلاح ضریب هدایت گرمایی فازها با دو رویکرد متفاوت استاندارد و تئوری جنبشی

در این پژوهش، برای بررسی تأثیر ضریب هدایت گرمایی مؤثر در نرخ انتقال حرارت جریان‌های گاز-جامد، روابط مربوط به آن با دو رویکرد متفاوت استاندارد و تئوری جنبشی مطابق معادلات (۲۹-۲۵) به روش حل عددی افزوده شد. با توجه به نتایج ارائه شده در بخش‌های قبل معادله بقای انرژی نوسانی به فرم جبری و با در نظر گرفتن مقادیر 0.9 برای ضریب

در این بخش انتخاب عدد ثابت 10^{-3} برای دمای دانه‌ای، جواب‌های نزدیک‌تری را به نتایج به‌دست آمده با معادله به فرم مشتق جزئی نشان می‌دهد. در صورتی که در نظر گرفتن مقدار ثابت 10^{-5} برای دمای دانه‌ای، جواب‌هایی غیر حقیقی در هر دو حالت مورد بررسی ارائه داده است. به گونه‌ای که در انتقال حرارت بین فازی، در نظر گرفتن دمای دانه‌ای 10^{-5} نسبت به فرم کلی مشتق جزئی معادله بقای انرژی نوسانی جامد، در رژیم حبابی حدود ۶ درجه و در رژیم آشفته حدود ۴ درجه افزایش دمای بیشتری را برای بستر ایجاد کرده است. در انتقال حرارت دیواره-بستر، مشخص است که نتایج به‌دست آمده برای دمای هوا با در نظر گرفتن دمای دانه‌ای ثابت 10^{-5} در مقایسه با نتایج

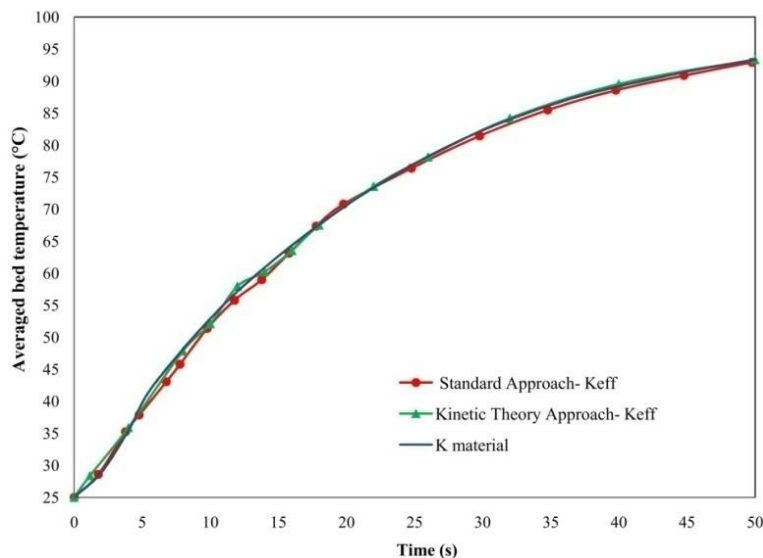


شکل ۶- بررسی روش تعیین دمای دانه‌ای (Θ_s) ($e_{sw} = 0/47$, $e_{ss} = 0/9$, $\varphi = 0/4$)، (a) گرم کردن ذرات جامد با هوای داغ ورودی (حالت اول)، (b) انتقال حرارت از دیواره دما ثابت به جریان هوا (حالت دوم)

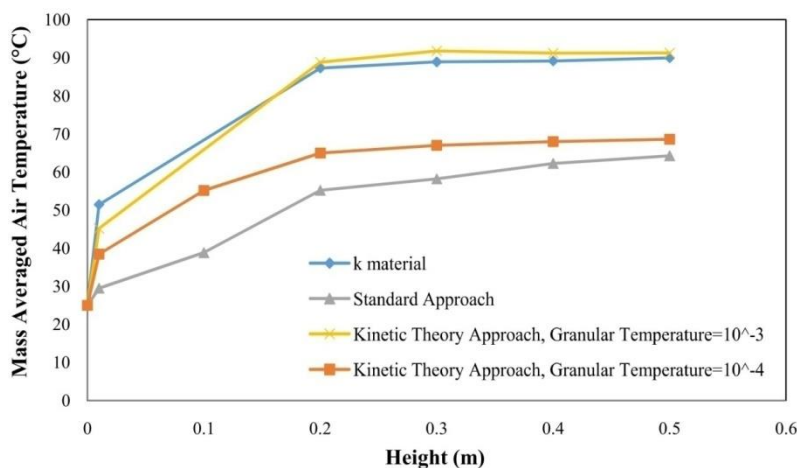
اهمیت بالایی برخوردار نیست، نتایج هر دو رویکرد یکسان بوده و با نتایج در نظر گرفتن ضرایب هدایت گرمایی مواد بدون لحاظ کردن اثرات کسر حجمی و تابع توزیع شعاعی در معادلات تفاوت چندانی ندارد.

همچنین برای بررسی تأثیرات این پارامتر بر نتایج حاصل از مدل‌سازی فرآیند انتقال حرارت از دیواره به بستر، ذرات آلومینا با ضریب هدایت گرمایی 24 (W/m.K) به‌عنوان ذرات بستر در نظر گرفته شد. انتقال حرارت در بستر سیال با دمای دیواره 100°C ، دمای اولیه 25°C برای فازها و سرعت $2/5 \text{ (m/s)}$ برای هوای ورودی شبیه‌سازی شد. با توجه به شکل (۸)

بازگردانی ذره-ذره و $0/4$ برای ضریب انعکاس حل شد. به‌منظور بررسی اثرات ضریب هدایت گرمایی مؤثر در فرآیند انتقال حرارت از هوای داغ به ذرات جامد چوب، هوا با سرعت $1/2 \text{ (m/s)}$ و دمای 100°C به بستری از ذرات چوب 25°C با ضریب هدایت گرمایی $0/84 \text{ (W/m.K)}$ و قطر 3000 (\mu m) تزریق شد. شکل (۷) نتایج دمای متوسط ذرات بستر به روش دو سیالی و با در نظر گرفتن روش‌های مختلف برای تعیین ضریب هدایت گرمایی را نشان می‌دهد. با توجه به این شکل مشخص است که برای مواد با ضریب هدایت پایین در فرآیند انتقال حرارت از هوای داغ به ذرات جامد که ترم هدایت از



شکل ۷- بررسی تأثیر ضریب هدایت گرمایی مؤثر در نرخ انتقال حرارت در فرآیند گرم کردن ذرات با هوای داغ ورودی، با رویکردهای متفاوت استاندارد، تئوری جنبشی و در نظر گرفتن ضریب هدایت گرمایی ماده



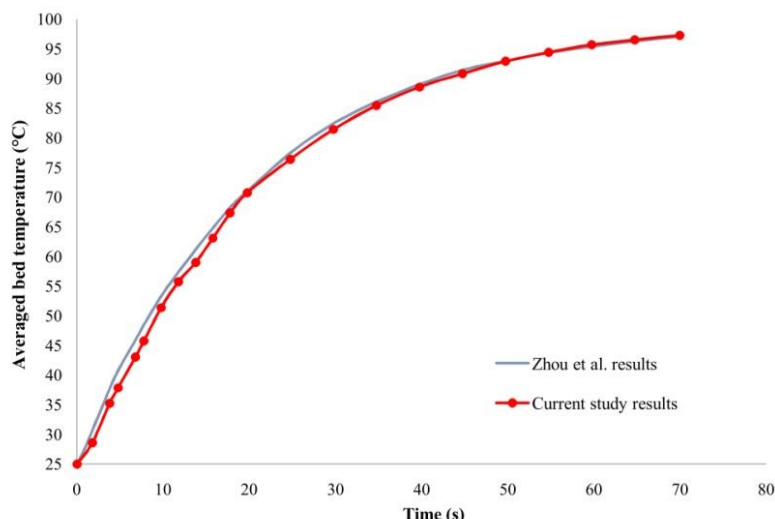
شکل ۸- بررسی تأثیر ضریب هدایت گرمایی مؤثر در فرآیند انتقال حرارت از دیواره به بستری از ذرات آلومینا با رویکردهای متفاوت استاندارد، تئوری جنبشی و در نظر گرفتن ضریب هدایت گرمایی ماده

مشخص است که روش سینتیک به دلیل وابستگی به مقدار دمای دانه‌ای ثابت، در صورت انتخاب صحیح این پارامتر نتایج نزدیک به روش استاندارد دارد و در غیر این صورت نتایج درستی به دست نمی‌دهد.

۵-۶- صحت‌سنجی نتایج

در انتها برای اثبات اعتبار نتایج عددی حاصل به روش اوپلری

مشخص است که برای ماده‌ای با ضریب هدایت گرمایی بالاتر مانند آلومینا و در فرآیند انتقال حرارت از دیواره به بستر که هدایت نقش به‌سزایی در نرخ انتقال حرارت ایفا می‌کند، با در نظر گرفتن ضرایب هدایت گرمایی ماده جامد و فاز گازی بدون در نظر گرفتن اثرات کسر حجمی، دمای هوای خروجی حدود ۲۶ درجه بیشتر از دمای به دست آمده با رویکرد استاندارد در تعیین ضرایب هدایت گرمایی مؤثر بوده است. همچنین



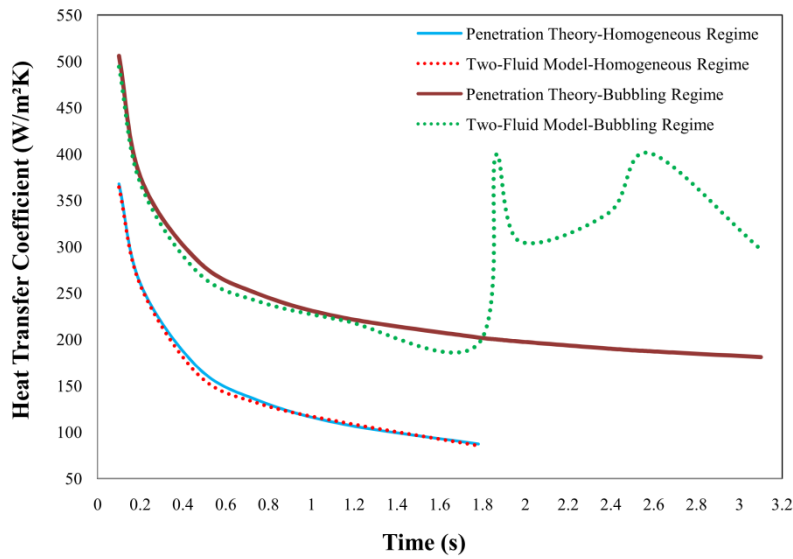
شکل ۹- مقایسه نتایج دمای متوسط ذرات بستر (به دست آمده با روش اویلری دو سیالی در تحقیق حاضر و نتایج ژو و همکاران [۳۴] به روش لاگرانژی المان گسسته)

سیالی انجام گرفت. مدل سازی با در نظر گرفتن معادله بقای انرژی نوسانی به فرم جبری، مقادیر $0/9$ برای ضریب بازگردانی ذره-ذره و $0/6$ برای ضریب انعکاس و همچنین با در نظر گرفتن ضرایب هدایت گرمایی مؤثر فازها با رویکرد استاندارد انجام گرفت.

ضریب انتقال حرارت دیواره-بستر در ارتفاع 12 سانتیمتری از ورودی محفظه بستر سیال در زمان های مختلف حل عددی و با استفاده از رابطه (۳۰) تعیین شد و سپس با ضریب انتقال حرارت به دست آمده با تئوری نفوذ مقایسه شد. شکل (۱۰) نتایج ضریب انتقال حرارت دیواره-بستر به دست آمده با این روش عددی و تئوری نفوذ را با یکدیگر مقایسه می کند. مشخص است پس از شروع شناوری و با انبساط بستر به صورت یکنواخت که زمان اقامت ذرات بر دیواره طولانی و هدایت گرمایی ترم غالب است، نتایج روش دو سیالی و تئوری نفوذ کاملاً همخوانی دارند. در صورت تشکیل رژیم حبابی و با حرکت ذرات و حباب ها، ضریب انتقال حرارت نسبت به شروع شناوری افزایش می یابد. در یک ارتفاع مشخص از ورودی بستر سیال هنگامی که حبابی به آن ناحیه نرسیده باشد، ضریب انتقال حرارت محلی به حالت تئوری نفوذ نزدیک است

دو سیالی در فرآیندهای شامل انتقال حرارت در این پژوهش، نخست نتایج حاصل در بخش انتقال حرارت بین فازی با نتایج عددی ژو و همکاران به روش اویلری-لاگرانژی المان گسسته در شرایط یکسان مقایسه شد [۳۴]. به این منظور در فرآیند انتقال حرارت از هوای داغ به ذرات جامد چوب، هوا با سرعت $1/2$ (m/s) و دمای 100°C به بستری از ذرات چوب 25°C با ضریب هدایت گرمایی $0/84$ (W/m.K) و قطر 3000 (μm) تزریق شد. با توجه به شکل (۹) مشخص که با انتخاب پارامترهای مناسب در این شرایط، از جمله معادله بقای انرژی نوسانی به فرم جبری، در نظر گرفتن مقادیر $0/9$ برای ضریب بازگردانی ذره-ذره و $0/4$ برای ضریب انعکاس و همچنین با در نظر گرفتن ضرایب هدایت گرمایی مؤثر با رویکرد استاندارد، نتایج روش عددی دو سیالی حاضر دارای تطابق بسیار خوبی با نتایج روش المان گسسته و در حجم محاسباتی کمتر است. علاوه بر این، برای صحت سنجی نتایج حاصل در بخش انتقال حرارت دیواره-بستر، شبیه سازی عددی با در نظر گرفتن دماهای اولیه 25°C برای ذرات چوب و جریان هوا و دمای دیواره 100°C در رژیم همگن پس از شروع شناوری و رژیم حبابی ذرات کوچکتر با قطر 100 (μm)، با روش دو

روش های عددی در مهندسی، سال ۴۱، شماره ۱، تابستان ۱۴۰۱



شکل ۱۰- مقایسه‌ی نتایج عددی و تحلیلی ضریب انتقال حرارت دیواره-بستر محلی بر حسب زمان در فاصله ۱۲ سانتی‌متری از ورودی بستر سیال

محاسباتی و مدل‌سازی صحیح این سیستم‌ها ضروری است. در این پژوهش، روش اوپلری دو سیالی با به‌کارگیری تئوری انرژی جنبشی جریان دانه‌ای جهت مدل‌سازی رفتار هیدرودینامیکی و انتقال حرارت در بستر سیال‌ها مورد ارزیابی قرار گرفته است. معرفی پارامترها و شروط مرزی تأثیرگذار بر روند حل عددی در این مدل، با هدف کاهش هزینه‌های محاسباتی و افزایش دقت حل برای تحقیقات آتی انجام گرفت. بررسی‌های انجام شده نشان داد که ضرایب بازگردانی بر نحوه پراکندگی و کسر حجمی ذرات و فاز حبابی تأثیرگذارند، هرچند تأثیر چندانی بر توزیع دما و بیشینه ارتفاع بستر سیال‌های حبابی و آشفته ندارند. در نظر گرفتن مقدار یک برای ضریب انعکاس و شرط عدم لغزش نتایج نسبتاً مشابهی به دست می‌دهند. این ضریب بر نرخ انتقال حرارت از دیواره به بستر بسیار تأثیرگذار است و مقدار صفر آن سبب می‌شود که دمای هوا در انتقال حرارت از دیواره به بستر در رژیم حبابی بالاتر از مقدار واقعی آن به دست آید، در حالی که بر توزیع دمای بستر در انتقال حرارت بین فازی هر دو رژیم مورد بررسی بی‌تأثیر بوده است. همچنین نتایج نشان داد که فرم مشتق جزئی یا

و با افزایش زمان روند کاهشی دارد. هنگامی که حباب به ارتفاع مدنظر برسد با جایگزینی هوا در سطح و به دلیل کاهش ضریب هدایت گرمایی مؤثر، ضریب انتقال حرارت دیواره-بستر ناگهان کاهش می‌یابد. پس از عبور حباب از ارتفاع مشخص و با رسیدن دنباله حباب به آن مکان خاص، به دلیل آشفته‌گی حبابی و جایگزینی ذرات جامد جدید ضریب انتقال حرارت ناگهان افزایش می‌یابد و سپس مجدداً این روند تکرار می‌شود. مشخص است که با تشکیل حباب و اهمیت ترم جابجایی گاز و آشفته‌گی حبابی، نتایج از تئوری نفوذ فاصله می‌گیرد.

۶- نتیجه‌گیری

بستر سیال‌ها به‌علت توانایی منحصر به فردشان در انتقال حرارت و ایجاد محیطی هم‌دما به صورت گسترده در فرآیندهای تبادل حرارت مورد استفاده قرار گرفته‌اند. بررسی هم‌زمان هیدرودینامیک و انتقال حرارت در بستر سیال‌ها به دلیل پیچیدگی و تأثیرپذیری از عوامل مختلف به سادگی امکان‌پذیر نیست. به همین دلیل به‌کارگیری روش‌های دینامیک سیالات

و انتقال حرارتی ممکن است. ضریب هدایت گرمایی مؤثر نیز در انتقال حرارت از دیواره به بستر پارامتر مهمی است که روابط مربوط به آن می‌بایست به معادلات حاکم بر این روش عددی کوپل شود.

جبری معادله بقای انرژی نوسانی جامد در بستر سیال‌های متراکم نتایج مشابهی به دست می‌دهد. در صورتی که با به کارگیری مقادیر ثابت برای دمای دانه‌ای، بروز خطاهای محاسباتی و جواب‌های نادرست در تحلیل‌های هیدرودینامیکی

واژه‌نامه

- | | | |
|---|--|-------------------------------|
| 1. discrete phase method (DPM) | 5. kinetic | 9. second order upwind method |
| 2. discrete element method (DEM) | 6. penetration theory | 10. under relaxation factors |
| 3. two-fluid-model (TFM) | 7. ANSYS Fluent 16.0 | 11. emulsion |
| 4. kinetic theory of granular flow (KTGF) | 8. semi-implicit method for pressure linked equations (SIMPLE) | |

مراجع

1. Yusuf, R., Melaaen, M. C., and Mathiesen, V., "Convective Heat and Mass Transfer Modeling in Gas-Fluidized Beds", *Chemical Engineering & Technology*, Vol. 28, No. 1, pp. 13-24, 2005.
2. Martin, H., "Heat Transfer Between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and Surfaces of Immersed Heat Exchanger Elements, Part I", *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 18, pp. 157-169, 1984.
3. Kunii, D., and Levenspiel, O., *Fluidization Engineering*, Second edition ed. Boston, Butterworth-Heinemann, 1991.
4. Ranade, V. V., "Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering", *Fluidized bed reactors, India: Industrial Flow Modeling Group Chemical Engineering Division National Chemical Laboratory Pune*, pp. 367-402, 2002.
5. Abdelmotalib, H. M., Youssef, M. A. M., Hassan, A. A., Youn, S. B., and Im, I. T., "Heat Transfer Process in Gas-Solid Fluidized Bed Combustors: a Review", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 89, pp. 567-575, 2015.
6. Ravelli, S., Perdichizzi, A., and Barigozzi, G., "Description, Applications and Numerical Modeling of Bubbling Fluidized Bed Combustion in Waste-to-Energy Plants", *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 34, pp. 224-253, 2008.
7. Singh, R. I., Brink, A., and Hupa, M., "CFD Modeling to Study Fluidized Bed Combustion and Gasification", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 52, pp. 585-614, 2013.
8. Torfeh, S., and Kouhikamali, R., "Numerical Study of Different Gas-Solid Flow Regimes Effects on Hydrodynamics and Heat Transfer Performance of a Fluidized Bed Reactor" *Heat Transfer-Asian Research*, Vol. 49, No. 1, pp. 213-235, 2020.
9. Wachem, B. G. M., Schaaf, J. V. d., Schouten, J. C., Krishna, R., and Bleek, C. M. V. d., "Experimental Validation of Lagrangian-Eulerian Simulations of Fluidized Beds", *Powder Technology*, Vol. 116, pp. 155-165, 2001.
10. Taghipour, F., Ellis, N., and Wong, C., "Experimental and Computational Study of Gas-Solid Fluidized Bed Hydrodynamics", *Chemical Engineering Science*, Vol. 60, pp. 6857-6867, 2005.
11. Mostafazadeh, M., Rahimzadeh, H., and Hamzei, M., "Numerical Analysis of the Mixing Process in a Gas-Solid Fluidized Bed Reactor", *Powder Technology*, Vol. 239, pp. 422-433, 2013.
12. Mehdizad, M., and Kouhikamali, R., "Numerical 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*, Vol. 40, pp. 272-288, 2018.
13. Bakshi, A., Altantzis, C., Bates, R. B., and Ghoniem, A. F., "Eulerian-Eulerian Simulation of Dense Solid-Gas Cylindrical Fluidized Beds: Impact of Wall Boundary Condition and Drag Model on Fluidization", *Powder Technology*, Vol. 277, pp. 47-62, 2015.
14. Agrawal, V., Shinde, Y., Shah, M. T., Utikar, R. P., and Pareek, V. K., "Effect of Drag Models on CFD-DEM Predictions of Bubbling fluidized Beds With Geldart D Particles", *Advanced Powder Technology*, Vol. 29, No. 11, pp. 2658-2669, 2018.
15. Bian, W., Chen, X., and Wang, J., "A Critical Comparison of Two-fluid Model, Discrete Particle Method and Direct Numerical Simulation for Modeling Dense Gas-Solid flow of Rough Spheres", *Chemical Engineering Science*, Vol. 210, 2019.
16. Mostafaei, F., Golshan, S., Zarghami, R., Gharebagh, R. S., and Mostoufi, N., "Investigating the Bubble Dynamics In Fluidized Bed by CFD-DEM", *Powder Technology*, Vol. 366, No. 15, pp. 938-948, 2020.

17. Hou, Q. F., Zhou, Z. Y., and Yu, A. B., "Gas-solid Flow and Heat Transfer in Fluidized Beds with Tubes: Effects of Material Properties and Tube Array Settings", *Powder Technology*, Vol. 296, pp. 59-71, 2016.
18. Ngoh, J., and Lim, E. W. C., "Effects of Particle Size and Bubbling Behavior on Heat Transfer in Gas fluidized Beds", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 105, pp. 225-242, 2016.
19. Ostermeier, P., Dawo, F., Vandersickel, A., Gleis, S., and Spliethoff, H., "Numerical Calculation of Wall-to-Bed Heat Transfer Coefficients in Geldart B Bubbling Fluidized Beds with Immersed Horizontal Tubes", *Powder Technology*, Vol. 333, pp. 193-208, 2018.
20. Li, B., Ma, M., Yu, Y., Chen, C., and Zhou, C., "Particle Scale Study on Heat Transfer of Gas-Solid Spout Fluidized Bed with Hot Gas Injection", *Particulate Science and Technology*, Vol. 36, pp. 1-10, 2018.
21. Wang, L., Yuan, W., Duan, S., Sun, J., and Xu, L., "Experimental and Numerical Investigation of Heat Transfer Characteristics in an Internally Circulating Fluidized Bed", *Heat and Mass Transfer*, Vol. 55, No. 4, pp. 1195-1205, 2019.
22. Patro, B., Kumar, K. K., and Krishna, D. J., "Prediction of Local Heat Transfer Characteristics of Dilute Gas-Solid Flows Through an Adiabatic, Horizontal Pipe", *Heat Transfer-Asian Research*, pp. 1-20, 2019.
23. Xue, J., Xie, L., Shao, Y., and Zhong, W., "CFD-DEM Study of the Effects of Solid Properties and Aeration Conditions on Heat Transfer in Fluidized Bed", *Advanced Powder Technology*, Vol. 31, No. 9, pp. 3974-3992, 2020.
24. Chang, J., Wang, G., Gao, J., Zhang, K., Chen, H., and Yang, Y., "CFD Modeling of Particle-Particle Heat Transfer in Dense Gas-Solid Fluidized Beds of Binary Mixture", *Powder Technology*, Vol. 217, pp. 50-60, 2012.
25. Gidaspow, D., "Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions", Boston, USA, Academic Press, 1994.
26. Hamzehei, M., and Rahimzadeh, H., "Experimental and Numerical Study of Hydrodynamics with Heat Transfer in a Gas-Solid Fluidized-Bed Reactor at Different Particle Sizes", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 48, pp. 3177-3186, 2009.
27. Gidaspow, D., Bezburuah, R., and Ding, J., "Hydrodynamics of Circulating Fluidized Beds, Kinetic Theory Approach, In Fluidization VII", *Proceedings of the 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization*, 1992.
28. Abdelmotalib, H. M., Ko, D. G., and Im, I. T., "A Study on Wall-to-Bed Heat Transfer in a Conical Fluidized Bed Combustor", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 25, pp. 928-937, 2016.
29. Kuipers, J. A. M., Prins, W., and Swaaij, W. P. M. V., "Numerical Calculation of Wall-to-Bed Heat-Transfer Coefficients in Gas-fluidized Beds", *American Institute of Chemical Engineers Journal*, Vol. 38, pp. 1079-1091, 1992.
30. Abdelmotalib, H. M., Youssef, M. A. M., Hassan, A. A., Youn, S. B., and Im, I. T., "Numerical Study on the Wall to Bed Heat Transfer in a Conical Fluidized Bed Combustor", *International Journal of Precision Engineering and Manufacturing*, Vol. 16, No. 7, pp. 1551-1559, 2015;
31. Zehner, P., Schlünder, E. U., "Wärmeleitfähigkeit Von Schüttungen Bei Mäßigen Temperaturen", *Chemie Ingenieur Technik*, Vol. 42, pp. 933-941, 1970.
32. Gidaspow, D., and Syamlal, M., "Hydrodynamics of fluidization: Prediction of Wall to Bed Heat Transfer Coefficients", *American Institute of Chemical Engineers Journal*, Vol. 31, No. 1, pp. 127-135, 1985.
33. Hunt, M. L., "Discrete Element Simulations for Granular Material flows: Effective Thermal Conductivity and Self Diffusivity", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 40, No. 13, pp. 3059-3068, 1997.
34. Zhou, Z. Y., Yu, A. B., and Zulli, P., "Particle Scale Study of Heat Transfer in Packed and Bubbling Fluidized Beds", *American Institute of Chemical Engineers Journal*, Vol. 55, No. 4, pp. 868-884, 2009.
35. Johnson, P. C., and Jackson, R., "Frictional-Collisional Constitutive Relations for Granular Materials, with Application to Plane Shearing", *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 176, pp. 67-93, 1987.