

Amirkabir Journal of Mechanical Engineering

Amirkabir J. Mech. Eng., 53(3) (2021) 375-378 DOI: 10.22060/mej.2019.16845.6455

Performance Evaluation of a Fluidized Bed Reactor by Studying the Hydrodynamics and Thermal Properties of Different Solid Particles

S. Torfeh, R. Kouhikamali*

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

ABSTRACT: High heat transfer rate as one of the important advantages of fluidized bed reactors is attributed to hydrodynamic mechanisms. In this research the important hydrodynamic parameters such as minimum fluidization velocity, pressure drop, bed height, bubble formation and flow regime were investigated experimentally and numerically. The two-fluid model coupled with the kinetic theory of granular flow and two different drag models of Gidaspow and Syamlal-O'Brien were applied in the present simulation. The results showed that by using the Gidaspow drag model in numerical solution, the minimum fluidization velocity with an approximate error of 13.8% and the bed height with an average error of 9% are predictable in comparison with the experiments. In order to investigate the effects of particles properties on temperature distribution of a bubbling fluidized bed, several solid particles with different densities and thermal diffusivities were investigated. Finally, to demonstrate the advantages of fluidized beds to receive the required hot air in industrial units, temperature distribution and required height of a bubbling fluidized bed reactor were compared with a similar constant surface temperature simple channel. The results showed that the outlet air temperature of a bubbling fluidized bed is about 28 degrees Celsius higher than a similar simple channel.

Review History:

Received: Jul. 30, 2019 Revised: Nov. 11, 2019 Accepted: Dec. 09, 2019 Available Online: Dec. 24, 2019

Keywords:

Gas-solid fluidized bed Two-fluid model Hydrodynamic behavior Thermal diffusivity coefficient Temperature distribution

1. Introduction

Fluidized bed reactors are widely used in many chemical and power industries, because of the proper mixing of phases, high heat transfer rate and uniform temperature distribution [1]. High heat transfer rate in fluidized beds is attributed to complex hydrodynamic and heat transfer mechanisms. Therefore, parameters related to these mechanisms should be studied.

Hamzehei and Rahimzadeh [2] studied the particle size effect on heat transfer and hydrodynamics of a gas-solid bubbling fluidized bed experimentally and computationally. Abdelmotalib et al. [3] studied wall-to-bed heat transfer and hydrodynamic characteristics of a conical fluidized bed reactor by applying two-fluid model and Kinetic Theory of Granular Flow (KTGF). Ostermeier et al. [4] studied the heat transfer coefficient around the horizontal tubes immersed in a bubbling fluidized bed experimentally and numerically.

In this research, minimum fluidization velocity, pressure drop, and bed height as three important parameters that directly influence the optimal design and performance of fluidized beds are investigated experimentally and numerically. The two-fluid model and two different drag models of Gidaspow [5] and Syamlal and O'Brien [6] are applied in the present simulation. Increasing the heat transfer rate is one of the challenges facing the industry. Therefore, the effect of solid particles properties such as density and thermal diffusivity on heat transfer rate is also investigated. Subsequently, to evaluate the advantages of fluidized bed

reactors, temperature distribution and required height of a bubbling fluidized bed are compared with a similar constant surface temperature simple channel.

2. Experimental Procedure

In this experiment, the air was injected into the bed at a volumetric flow rate of 1.2 liters per second. After sufficient time for the proper mixing of phases, the pressure drop and the bed height after expansion were reported. Afterward, the inlet air flow was reduced step-by-step. By drawing the pressure drop diagram in terms of the inlet air velocity, it was shown that the pressure drop in the bed does not change when the weight of the whole particles begins to be thoroughly supported by the air. The certain inlet gas velocity which the drag and buoyancy forces balance the gravitational force is called the minimum fluidization velocity. All steps were repeated with the incremental trend for volumetric flow rate. In addition, for more accurate investigations, the minimum fluidization velocity results were validated by some of the existing empirical correlations.

3. Numerical Method

In the two-fluid model, gas and solid phases are described as interpenetrating continua. The mass, momentum and energy conservation equations are solved for each phase separately with interaction terms representing the coupling between the phases. By using the KTGF, the solid particles properties are

*Corresponding author's email: kouhikamali@guilan.ac.ir



described as a function of the granular temperature [7] .The gas and solid phase conservation equations are described as following [8,9]:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_g \rho_g \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{u_g} \right) = 0 \tag{1}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_s \rho_s \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_s \rho_s \overrightarrow{u_s} \right) = 0 \tag{2}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{u_g} \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{u_g} \overrightarrow{u_g} \right) = -\varepsilon_g \nabla P + \\
\nabla \cdot \left(\overline{\overline{\tau}}_g - \varepsilon_g \rho_g \overline{\overrightarrow{u'_g} u'_g} \right) + \varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{g} + \beta \left(\overrightarrow{u_s} - \overrightarrow{u_g} \right)$$
(3)

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_{s} \rho_{s} \overrightarrow{u_{s}} \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_{s} \rho_{s} \overrightarrow{u_{s}} \overrightarrow{u_{s}} \right) = -\varepsilon_{s} \nabla P - \nabla P_{s} + \nabla \cdot \left(\overline{\overline{\tau}_{s}} - \varepsilon_{s} \rho_{s} \overrightarrow{\overline{u_{s}'}} \right) + \varepsilon_{s} \rho_{s} \overrightarrow{g} + \beta \left(\overrightarrow{u_{g}} - \overrightarrow{u_{s}} \right)$$

$$\tag{4}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_g \rho_g H_g \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{u_g} H_g \right) = \varepsilon_g \left(\frac{\partial P}{\partial t} + \overrightarrow{u_g} \cdot \nabla P \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_g k_g \nabla T_g - \varepsilon_g \rho_g c_{p,g} \overrightarrow{\overline{u'_g} T'_g} \right) + \alpha (T_s - T_g) + \overline{\overline{\tau}}_g \cdot \nabla \cdot \overrightarrow{u_g}$$
(5)

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_s \rho_s H_s \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_s \rho_s \overrightarrow{u_s} H_s \right) = \varepsilon_s \left(\frac{\partial P}{\partial t} + \overrightarrow{u_s} \cdot \nabla P \right) + \\ \nabla \cdot \left(\varepsilon_s k_s \nabla T_s - \varepsilon_s \rho_s c_{p,s} \overrightarrow{\overline{u_s'}} T_s' \right) + \alpha (T_g - T_s) + \overline{\overline{\tau}}_s \cdot \nabla \cdot \overrightarrow{u_s}$$
(6)

4. Results and Discussion

4.1 Minimum fluidization velocity and bed height

The minimum fluidization velocity was studied numerically and experimentally. Table 1 shows the results of U_{mf} for alumina particles.

^{"9} Since the maximum bed height determines the height of the reactor and the need for cyclone separator installation, this parameter was also studied experimentally and numerically. Table 2 summarizes these results.

Table	1. N	linimum	fluidizat	ion vel	ocity

Calculation approach	U_{mf} (m/s)
Experiment	0.058
Numerical result (Gidaspow [5])	0.05
Numerical result (Syamlal and O'Brien [6])	0.069
Wen and Yu correlation [10]	0.045
Davies and Richardson correlation [11]	0.05

Table 2. The bed height investigation

Velocity (m/s)	Experimental bed height (cm)	Numerical bed height (cm)
0.04	8.4	8.2
0.052	8.5	8.4
0.084	8.7	10
0.139	9.8	11

4.2 The influence of solid particles properties

In order to investigate the effects of particles properties on temperature distribution of a bubbling fluidized bed, first solid particles with the same density and different thermal diffusivities, and then particles with equal thermal diffusivity and different densities were investigated as shown in Fig. 1. Based on Fig. 1, Particles with different densities and almost identical thermal diffusivity represent the same temperature distribution in the bubbling flow regime.

4.3 Comparison of the height and temperature distribution of a fluidized bed and a simple channel

To demonstrate the advantages of fluidized beds, the temperature distribution in a bubbling fluidized bed was compared with a similar simple channel. The results showed that the outlet air temperature of a bubbling fluidized bed is about 28 degrees Celsius higher than the air temperature in a similar simple channel. It also provides higher temperatures over a shorter height of the reactor.

5. Conclusions

The minimum fluidization velocity with an approximate error of 13.8% and the bed height with an average error of 9% are predictable in comparison with the experiment. The beds with alumina and aluminum alloys particles increase the air temperature more than the bed particles with the same density and lower thermal diffusivity coefficient. The outlet air temperature of a bubbling fluidized bed is about 28 degrees Celsius higher than the air temperature in a similar simple channel.



Fig. 1. Effects of solid particles properties on temperature distribution of a bubbling fluidized bed

References

- H. Kruggel-Emden, K. Vollmari, Flow-regime transitions in fluidized beds of non-spherical particles, Particuology, 29 (2016) 1-15.
- [2] 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.
- [3] H.M. Abdelmotalib, D.G. Ko, T.T. Im, A study on wallto-bed heat transfer in a conical fluidized bed combustor, Applied Thermal Engineering, 25 (2016) 928-937.
- [4] 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.
- [5] D. Gidaspow, Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions, Academic Press, Boston, USA, 1994.
- [6] 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.

- [7] 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.
- [8] 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.
- [9] 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.
- [10] C.Y. Wen, Y.H. Yu, A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity, AIChE Journal, 12(3) (1966) 610-612.
- [11] 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.

HOW TO CITE THIS ARTICLE

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) 375-378.



DOI: 10.22060/mej.2019.16845.6455

This page intentionally left blank

نشريه مهندسي مكانيك اميركبير



نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر، دوره ۵۳، شماره ۳، سال ۱۴۰۰، صفحات ۱۵۷۳ تا ۱۵۹۰ DOI: 10.22060/mej.2019.16845.6455

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

سوده طرفه، رامين كوهي كمالي*

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت، ایران.

خلاصه: نرخ انتقال حرارت بالا به عنوان یکی از مزایای مهم رآکتورهای بستر سیال به فرآیندهای هیدرودینامیکی بستر و 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 اویلری دو سیالی به همراه تئوری انرژی جنبشی جریان دانهای و دو مدل درگ مختلف گیداسپا و سایملال اوبراین در شبیه سازی عددی حاضر به کار گرفته شد. نتایج نشان داد که با استفاده از مدل درگ مختلف گیداسپا و سایملال اوبراین در شبیه سازی عددی حاضر ۱۳/۸ درصد و ارتفاع بستر با متوسط خطای ۹ درصد نسبت به کار آزمایشگاهی قابل پیش بینی است. به منظور بررسی تأثیر خصوصیات ذرات بر توزیع دمای بستر سیال های 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 دمای هوای یک رآکتور بستر سیال حبابی و کانال سادهی دما ثابت در شرایط یکسان مقایسه در واحدهای صنعتی، نوزیع دمای هوای خروجی از یک رآکتور بستر سیال بای در با مرایع در شایط یکسان مقایسه گردید. نتایج نشان داد که دمای هوای خروجی از یک رآکتور بستر سیال حبابی تقریباً ۲۸ درجه سلسیوس بیشتر از کانال در واحدهای صنعتی، نوزیع دمای هوای خروجی از یک رآکتور بستر سیال حبابی تقریباً ۲۸ درجه سلسیوس بیشتر از کانال

تاریخچه داوری: دریافت: ۱۳۹۸/۰۵/۰۸ بازنگری: ۱۳۹۸/۰۸/۲۰ پذیرش: ۱۳۹۸/۰۹/۱۸ ارائه آنلاین: ۱۳۹۸/۱۰/۳۲

> کلمات کلیدی: بستر سیال گاز-جامد مدل دو سیالی رفتار هیدرودینامیکی ضریب پخش گرمایی توزیع دما

بستر سیالها تأثیر گذارند. یکی از مهمترین پارامترها در تعیین

خصوصیات هیدرودینامیکی بستر سیالها، کمترین سرعت مورد نیاز

برای شناوری است. طبق تعریف، حداقل سرعت شناوری کمترین

سرعت ظاهری گاز است که منجر به تعادل نیروی درگ^۲ با وزن ذرات

جامد می شود. بنابراین این سرعت نقطه انتقال بستر از حالت ثابت به

حالت سیال گونه است [۳]. هنگامی که سرعت گاز از حداقل سرعت

شناوری بیشتر شود، حبابهای گازی در بستر شکل می گیرد 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 روابطى تجربى براى محاسبهى حداقل سرعت شناورى

از آنجایی که طراحی درست سیستمهای بستر سیالی نیازمند

به صورت تابعی از عدد ارشمیدس ارائه دادند [۵ و ۶].

۱– مقدمه

سیستمهایی نظیر رآکتورها، انواع مبدلهای حرارتی و سایر سیستمهای ذخیره انرژی گرمایی بستر سیالی به دلیل خصوصیاتی همچون توزیع دمای یکنواخت، اختلاط مناسب فاز جامد و گازی، نرخ انتقال حرارت و جرم بالاتر و سطح انتقال حرارت مورد نیاز کوچک تر 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

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

(Creative Commons License) حقوق مؤلفین به نویسندگان و حقوق ناشر به انتشارات دانشگاه امیرکبیر داده شده است. این مقاله تحت لیسانس آفرینندگی مردمی (Creative Commons License) (Creative Commons License) در نفرهایید. هر مرد سرس شما قرار گرفته است. برای جزئیات این لیسانس، از آدرس https://www.creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/legalcode دیدن فرمایید.

¹ Minimum fluidization velocity

² Drag

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 اویلری–لاگرانژی موجود، در سالهای اخیر مورد توجه قرار گرفته است [۷ و ۸].

واچم 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 یدیدهی خوشهای شدن ذرات"، میان نتایج عددی و تجربی خود مشاهده کردند. تقی پور و همکاران [۱۰] هیدرودینامیک یک رآکتور بستر سیال را به صورت تجربی و عددی مورد مطالعه قرار دادند. آنها مدل اویلری دو سیالی[†] 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 مدل های درگ مختلف بررسی کردند. نتایج عددی بهدست آمده تطابق قابل قبولی با دادههای تجربی نشان داد. یس از آنها، اجای و کارنیک [۱۱] با دیدگاه اویلری اویلری و مدل چند سیالی^۷ و با به کارگیری 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^۴ و زاویه شیب رایزر را بر جدایش و کسر

مهدیزاد و کوهیکمالی [۱۹] یک مدل عددی جدید برای

حجمی ذرات بستر مورد بررسی قرار دادند و نتایج عددی خود را با

نتایج تجربی موجود مقایسه کردند. بکشی^{۱۰} و همکاران [۱۳] ضمن

بررسی دو مدل درگ مختلف گیداسپا'' [۱۴] و سایملال و اوبراین''

[۱۵] در مدل عددی دو سیالی، تأثیرات شروط مرزی و بخصوص

ضریب انعکاس" را که انتقال مومنتوم مماسی از ذرات به دیواره را

نشان میدهد، بر هیدرودینامیک یک بستر سیال استوانهای به صورت

سهبعدی مطالعه کردند. آنها نتایج عددی را با نتایج آزمایشهای

خود اعتبارسنجی کردند. پرماتاساری^{۱۴} و همکاران [۱۶]، نخست رفتار

شناوری جریان گاز-جامد غیر واکنش پذیر را در یک محفظه ی احتراق

بستر سیالی حبابی با روش سرعتسنجی تصویر ذره مورد آزمایش

قرار دادند. پس از آن، نتایج آزمایشهای خود را با استفاده از مدل

محاسباتی اویلری-اویلری و تئوری انرژی جنبشی جریان دانهای برای

محاسبهی تنش ذرات جامد، مجددا مورد بررسی قرار دادند. آنها

رابطهی ضریب درگ را با در نظر گرفتن پدیدهی خوشهای شدن ذرات

در مدل محاسباتی خود اصلاح کردند. چن^{۱۵} و همکاران [۱۷] با توجه

به اهمیت تشکیل و حرکت حبابهای گاز در طراحی بستر سیالهای

حبابی، دینامیک و سایز حبابهای تشکیل شده در یک بستر سیال حبابی را به روش عددی المان گسسته^{۱۶} و دیدگاه اویلری-لاگرانژی

بررسی کردند. آنها نشان دادند که حبابهای کوچک در پایین بستر

و حبابهای بزرگ در بالای بستر وجود دارند و سایز حبابها در هر

ارتفاع تابع عدد رینولدز و نسبت ارتفاع بدون بعد است. اوسترمیر^{۱۷} و همکاران [۱۸] در بررسی هیدرودینامیکی یک بستر سیال گاز-جامد

چگال، سایز و ضریب شکل ذرات جامد، شرط مرزی ضریب انعکاس

ذرات در دیواره و قطر نازل هوای ورودی را با مدل عددی چند سیالی

به صورت سه بعدی بررسی کردند. نتایج نشان داد که پارامترهای

فوق خصوصا در بستر سیالهای حاوی ذرات غیر کروی و هندسههای

ورودی پیچیده تأثیر گذارند و انتخاب پارامترهای درست حائز اهمیت

- 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
- 1072

است.

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 (۳] و گان[†] [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

گومز⁴ 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 رحیم_ازاده [۲۴]، اثر دما و سرعت هوای ورودی و اندازه ذرات را بر افت فشار و کسر حجمی حبابهای بستر 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. چانگ³ و همکاران [۲۵] تأثیر

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 نتيجه گرفتند که انتقال حرارت بين فازهاى 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 ضريب انتقال حرارت و افت فشار با افزايش سرعت گاز افزايش مىيابد. 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^ و همکاران [۲۷] اثرات سایز و خصوصیات ذرات جامد و همچنین نحوهی قرار گیری 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 تأثیر گذار 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 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

¹ Discrete Phase Method (DPM)

² Gelperin and Einstein

³ Kunii and Levenspiel

⁴ Gunn

⁵ Gomes

⁶ Chang

⁷ Abdelmotalib

⁸ Hou



Fig. 1. Fluidized bed unit (H692) available in the laboratory of the University of Guilan شکل ۱: دستگاه بستر سیال H۶۹۲ 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 می گیرد. 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 می گردد.

۲– تجهیزات و روش آزمایشگاهی در بررسی هیدرودینامیکی

۲-۱- دستگاه آزمایش

شکل ۱ دستگاه بستر سیال H۶۹۲ تولید شرکت هیلتون ٔ 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 اندازه گیری و کنترل دبی

1 P.A.HILTON LTD, H692

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 ترار می گیرد. 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 پایین رین و بالاترین نقطهی محفظه) و همچنین ارتفاع بستر پس از انبساط یادداشت می گردد. 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 قرانش و شناوری مطابق رابطه (۱) به تعادل میرسند [۳]. در این وضعیت سرعت ظاهری گاز بیانگر حداقل سرعت مورد نیاز برای

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

² Geldart

رابطهي تجربي	نام محقق
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} (\sqrt{1135.7 + 0.0408 Ar} - 33.7)$	ون و يوو' [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]
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \left(\frac{1.38 \times 10^{-3} Ar}{(Ar+19)^{0.11}} \right)$	بنا۲ [۶]
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} (\sqrt{25.28^2 + 0.0571Ar} - 25.28)$	ساکسنا و وگل ^۶ [۳۲]
$U_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g d_p} \left(\frac{Ar}{1400 + 5.2\sqrt{Ar}}\right)$	تودس ⁶ 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]

جدول ۱. برخی روابط موجود برای محاسبهی حداقل سرعت شناوری (^U mf)	
Fable 1. Some of the existing correlations to calculate the minimum fluidization velocity $(\mathrm{U}_{\mathrm{mf}})$	

ذرات به صورت تابعی از دمای دانهای که با میانگین مربع حرکات تصادفی ذرات متناسب است؛ محاسبه می شوند. درواقع در این روش نیروی درگ و اصطکاکی و برخورد ذرات به صورت ترمهای اثر متقابل بین فازی به معادلات حاکم کوپل می شوند [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. $\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_{g} \rho_{g} \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_{g} \rho_{g} \overrightarrow{u_{g}} \right) = 0$ (۲)

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_s \rho_s \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_s \rho_s \overrightarrow{u_s} \right) = 0 \tag{(7)}$$

و
$$\mathcal{E}_s$$
 و نور به ترتیب کسر حجمی گاز و فاز جامد است که در \mathcal{E}_s

رابطه (۴) صدق می کنند [۳۶].

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

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 بهدست آمده اعتبارسنجی میشود. در این روابط نشانگر قطر ذره و Ar عدد ارشمیدس است.

۳- روش عددی اتخاذ شده

در تحقیق حاضر مدل دو سیالی با دیدگاه اویلری-اویلری برای شبیه سازی 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 می شوند و معادلات بقای جرم، مومنتوم و انرژی برای هر فاز به صورت جداگانه حل می شود. در این روش از تئوری انرژی جنبشی جریان دانه ای برای فاز جامد بهره گرفته می شود. با استفاده از تئوری انرژی جنبشی جریان دانه ای، نیروهای ویسکوز، تنش و فشار ذرات و فرکانس برخورد بین

¹ Wen and Yu

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

$$Re_{s} = \frac{\rho_{g}d_{p}\left|\overline{u_{s}} - \overline{u_{g}}\right|}{\mu_{g}} \tag{9}$$

$$\beta = \frac{3\varepsilon_{s}\varepsilon_{g}\rho_{g}}{4v_{r,s}^{2}d_{p}}C_{D}\left(\frac{Re_{s}}{v_{r,s}}\right)\left|\vec{u}_{s} - \vec{u}_{g}\right|v_{r,s} = 0.5$$

$$\begin{pmatrix}\varepsilon_{g}^{4.14} - 0.06\,Re_{s} + \\\sqrt{\left(0.06\,Re_{s}\right)^{2} + 0.12\,Re_{s}\left(2A - \varepsilon_{g}^{4.14}\right) + \left(\varepsilon_{g}^{4.14}\right)^{2}}\end{pmatrix}$$

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

$$\varepsilon_{g} > 0.85 \rightarrow A = 0.8\varepsilon_{g}^{2.65}$$
(1.1)

$$C_D = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\frac{Re_s}{v_{r,s}}}}\right)^2 \tag{11}$$

همچنین در معادلات بقای مومنتوم، پارامتر
$$\overline{\overline{ au}}$$
 تنسور تنش-

کرنش است و به صورت رابطه های (۱۲) و (۱۳) تعریف می گردد [۳۶]

$$\overline{\overline{\tau}}_{g} = \varepsilon_{g} \mu_{g} \left[\nabla \overrightarrow{u_{g}} + \left(\nabla \overrightarrow{u_{g}} \right)^{T} \right]$$

$$-\frac{2}{3} \varepsilon_{g} \mu_{g} \nabla \cdot \overrightarrow{u_{g}} \overline{\overline{I}}$$
(17)

$$\overline{\overline{\tau}}_{s} = \varepsilon_{s} \mu_{s} \left[\nabla \overrightarrow{u_{s}} + \left(\nabla \overrightarrow{u_{s}} \right)^{T} \right] \\ + \varepsilon_{s} \left(\lambda_{s} - \frac{2}{3} \mu_{s} \right) \nabla \cdot \overrightarrow{u_{s}} \overline{I}$$
(17)

$$\mu_s$$
 و تنسور تنش فاز جامد، λ_s ویسکوزیتهی بالک و μ_s و و عسکوزیتهی بالک و و ویسکوزیتهی برشی ذرات جامد است که با تبادل مومنتوم ذرات در حین برخورد و حرکت انتقالی تولید می گردد.

$$\mathcal{E}_s + \mathcal{E}_g = 1 \tag{(f)}$$

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

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{u_g} \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{u_g} \overrightarrow{u_g} \right) = -\varepsilon_g \nabla P + \nabla \cdot \left(\overline{\overline{\tau}}_g - \varepsilon_g \rho_g \overline{\overrightarrow{u_g} u_g} \right) + \varepsilon_g \rho_g \overrightarrow{g} + \beta \left(\overrightarrow{u_s} - \overrightarrow{u_g} \right)$$
(Δ)

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_s \rho_s \overrightarrow{u_s} \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_s \rho_s \overrightarrow{u_s} \overrightarrow{u_s} \right) = -\varepsilon_s \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot \left(\overline{\overline{\tau}}_s - \varepsilon_s \rho_s \overrightarrow{\overline{u_s'}} \right) + \varepsilon_s \rho_s \overrightarrow{g} + \beta \left(\overrightarrow{u_g} - \overrightarrow{u_s} \right)$$
(8)

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 eta فاز دانهای تأثیرگذار میباشد. در معادلات بقای مومنتوم، ترم eta

ضریب تبادل مومنتوم بین فازی است. مدل های 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 بهدست 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.

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

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

در این تحقیق زاویه اصطکاک داخلی ψ به مقدار ۳۰ درجه

تنظیم شده است و $I_{\scriptscriptstyle 2D}$ دومین ثابت تنسور تنش انحراف
دهنده

است.
$$ext{constants}$$
 است. دمای دانهای ذرات جامد ($arTheta_s$) با انرژی جنبشی نوسانی ذرات

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

در این رابطه ترم
$$\overline{\overline{v}} = \overline{\overline{t}} + \overline{\overline{\tau}}_s$$
 تولید انرژی توسط $(-P_s\overline{\overline{I}} + \overline{\overline{\tau}}_s)$: $\nabla \overline{u}_s$ تنسور تنش فاز جامد، ترم $\gamma_{\Theta_s} \nabla \Theta_s$ 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

$$P_{s} = \varepsilon_{s} \rho_{s} \Theta_{s} + 2\rho_{s} (1 + e_{ss}) \varepsilon_{s}^{2} g_{0} \Theta_{s}$$

$$(\Upsilon 1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_{g} \rho_{g} H_{g} \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_{g} \rho_{g} \overrightarrow{u_{g}} H_{g} \right) = \nabla \cdot \left(\varepsilon_{g} k_{g} \nabla T_{g} - \varepsilon_{g} \rho_{g} c_{p,g} \overrightarrow{u_{g}'} T_{g'}' \right)$$

$$+ \alpha (T_{s} - T_{g}) + \overline{\overline{\tau}}_{g} \cdot \nabla \cdot \overrightarrow{u_{g}} + \varepsilon_{g} \left(\frac{\partial P}{\partial t} + \overrightarrow{u_{g}} \cdot \nabla P \right)$$
(171)

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

$$\lambda_{s} = \frac{4}{3} \varepsilon_{s} \rho_{s} d_{p} g_{o} \left(1 + e_{ss} \right) \left(\frac{\Theta_{s}}{\pi} \right)^{1/2} \tag{14}$$

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

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

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

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,\text{max}}}\right)^{\left(\frac{1}{3}\right)}\right]^{-1} \tag{10}$$

ويسكوزيتهى برشى ذرات جامد (
$$\mu_s$$
)، شامل سه بخش وابسته به

$$\mu_{s} = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr} \tag{19}$$

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

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

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

$$k_{cyl} = \frac{2k_{gas}}{1 - B\frac{k_{gas}}{k_{pm}}} [\frac{(1 - \frac{k_{gas}}{k_{pm}})B}{(1 - \frac{k_{gas}}{k_{pm}}B)^2} \ln \frac{k_{pm}}{Bk_{gas}} - \frac{B + 1}{2} - \frac{B - 1}{1 - B\frac{k_{gas}}{k_{pm}}}]$$
(YA)
, $B = 1.25(\frac{1 - \varepsilon_g}{\varepsilon_g})^{10/9}$

$$k_{_{pm}}$$
 ،در این روابط $k_{_{gas}}$ ضریب هدایت گرمایی ماده یگازی

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

۳–۳– 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 ذره ی جامدی از ورودی تزریق نمی گردد. در خروجی رآ کتور شرط مرزی فشار خروجی ثابت اعمال شده است. در بررسی فرآیند انتقال حرارت در بستر شرط مرزی دیواره ی دما ثابت در ۱۰۰ درجه ی سلسیوس لحاظ شده است. برای جریان گاز در تماس با دیواره شرط عدم لغزش در نظر گرفته شده است در حالی که ذرات جامد می توانند بر روی سطوح دیوار بلغزند. ضریب انعکاس و بازگردانی ذره – دیواره مطابق شرط مرزی پیشنهادی جانسون و جکسون^۲ [۴۵] برای رژیم شده است. مدل آشفتگی بستر سیال در جریان آشفته با توجه به مدل پیشنهادی مقالات موجود در مراجع [۲۷ و ۲۷– در نظر گرفته استاندارد^۳ برگزیده شده است. به منظور مدل سازی جریان آشفته در کانال ساده، مدل های توربولانسی مختلف از جمله مدل کی – اپسیلون

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\varepsilon_{s} \rho_{s} H_{s} \right) + \nabla \cdot \left(\varepsilon_{s} \rho_{s} \overrightarrow{u_{s}} H_{s} \right) = \nabla \cdot \left(\varepsilon_{s} k_{s} \nabla T_{s} - \varepsilon_{s} \rho_{s} c_{\rho,s} \overrightarrow{u_{s}' T_{s}'} \right) + \alpha (\Upsilon \Upsilon)$$

$$\alpha (T_{g} - T_{s}) + \overline{\overline{\tau}}_{s} \cdot \nabla \cdot \overrightarrow{u_{s}} + \varepsilon_{s} (\frac{\partial P}{\partial t} + \overrightarrow{u_{s}} \cdot \nabla P)$$

$$(\Upsilon \Upsilon)$$

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

) و
$$lpha$$
 ضریب تبادل گرمای بین فازی را نشان میدهند.

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

(۲۴) تعریف می شود [۲۴ و ۲۶].

$$\alpha = \frac{6k_g \varepsilon_s N u_s}{d_p^2} \tag{(14)}$$

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

$$Nu_{s} = \left(7 - 10\varepsilon_{g} + 5\varepsilon_{g}^{2}\right) \left(1 + 0.7 Re_{s}^{0.2} Pr^{\frac{1}{3}}\right) + \left(1.33 - 2.4\varepsilon_{g} + 1.2\varepsilon_{g}^{2}\right) Re_{s}^{0.7} Pr^{\frac{1}{3}}$$
(7 Δ)

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 سایملال [۴۳] و کویپرز و همکاران [۴۴] به معادلات حاکم بر مسئله کوپل می شوند.

$$\varepsilon_g k_g = (1 - \sqrt{1 - \varepsilon_g}) k_{gas} \tag{(YF)}$$

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

¹ Kuipers

² Johnson and Jackson

³ k-ε standard

Table 2. Physical and thermal properties of gas and solid particles					
ضریب پخشندگی گرمایی	ضریب هدایت گرمایی	ظرفیت گرمایی ویژه	چگالی	مادہ	
$(m^2/s) \times 1.5$	(W/m.K)	(J/kg.K)	(kg/m^3)		
۲۰/۸	•/•YQY	۱ <i>۰۰۶</i> /۸۶	۱/۲۲۵	هوا	
1/14	٣/۵	۷۵۰	۳۷۷۰	سرامیک	
٧/٢	74	٨٩٠	۳۷۷۰	آلومينا	
١/٣	٣/١	λγ.	۲۷۰۰	سنگ مرمر	
۵۳/۵	13.	٩٠٠	۲۷۰۰	آلياژ آلومينيوم	

جدول ۲: خواص فیزیکی و گرمایی گاز و ذرات جامد Table 2 Physical and thermal properties of gas and solid partic

آر-ان-جی^۱، استاندارد، تحقق پذیر^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-اپسیلون استاندارد) در مقایسه با روش تئوری بهدست میدهند. از این رو روش کی-امگا انتقال تنش برشی/رینولدز پایین به عنوان مدل آشفتگی در کانال ساده بر گزیده شد. جدول ۳ شروط مرزی و اولیهی حاکم بر مسئله را به صورت خلاصه نشان میدهد.

جدول ۳: پارامترهای مهم، شروط مرزی و اولیهی مسئله Table 3. Important parameters, boundary and initial conditions

مقدار	پارامتر
۲۰ °C	دمای اولیهی ذرات و هوا (T)
··· °C	دمای دیواره (T_W)
•/٩	ضریب بازگردانی ذره-ذره (e _{ss})
٠/٩٧	ضریب بازگردانی ذره-دیواره (e _{sw})
• / ۴	($arphi$) ضريب انعكاس (
•/&V	کسر حجمی اولیهی فاز جامد (\mathcal{E}_s)
• /84	حداکثر کسر حجمی جامد ($\mathcal{E}_{s,\max}$)
۷۰ mm	ار تفاع اولیه بستر ثابت (h _{mf})
۵/۹۸ ٪.	شدت آشفتگی ^۶
۷/۳۵ mm	مقیاس طولی اغتشاش ^۷

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

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 ۲۰۰۲ ثانیه و معیار همگرایی ^{۲-}۱۰ 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 این پژوهش چندین شبکهی مختلف امتحان گردید که مشخصات این پروهش چندین شبکهی مختلف امتحان گردید که مشخصات در جای از این شبکهها، مسئلهی مورد نظر با فرض دیوارهی عایق، دمای ۲۰ درجهی سلسیوس برای هوا و ذرات آلومینا با قطر ۱۷۷ میکرومتر به درجهی سلسیوس برای هوا و ذرات آلومینا با قطر ۱۷۷ میکرومتر به از این شبکهها، مسئلهی مورد نظر با فرض دیواره می علیق، دمای ۶۰ ایکندیگر 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

۴- نتایج و بحث

۴–۱-بررسی هیدرودینامیک یک ر آکتور 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

8 ANSYS Fluent 16.0

جدول ۴: بررسی استقلال از شبکه در حل عددی Table 4. Grid independence study in numerical simula-

tion				
حداقل سرعت شناوری (m/s)	تعداد صفحات	تعداد سلول		
۰/۰۵۹	۲۰۲۵۰	1 • • • •		
• / • ۵۳	272.6	14		
•/•۵	8886	۱۸۰۰۰		
•/• ۴٩	44400	77		

هیدرودینامیکی به منظور دستیابی به طراحی و عملکرد بهینهی 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 بخش۳-۲، افت فشار متناظر با هر سرعت ورودی اندازه گیری و یادداشت گردید. علاوه بر این، مسئله به صورت عددی و با مدل عددی بحث شده شبیه سازی گردید. شکل ۲ نتایج آزمایش های 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 می افتد که رفتار افت فشار در بستر تغییر کرده و تقریباً ثابت می شود. در واقع از این نقطه به بعد افت فشار همانند فشار استاتیکی مایعات تابعی از ارتفاع بستر می شود. 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 بهدست 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 یاسکال معادل ۱۵۰ میلیمتر آب ثابت می شود که نتایج حل عددی نیز با این مقدار مطابقت دارد. تفاوت میان نتایج آزمایش و حل تئوری و عددی به دلیل خطاهای وسایل اندازه گیری و همچنین چسبیدن بخشی از ذرات بستر به دیواره یا محفظهی توزیع کننده است که از وزن ذرات بستر می کاهد. 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

جدول ۵: تخمین حداقل سرعت شناوری به روشهای آزمایشگاهی، عددی و روابط تجربی

Table 5. Estimation of the minimum fluidization velocityby experimental and numerical methods and empiricalcorrelations

حداقل سرعت شناوری (m/s)	روش
•/• ۵A	آزمایش
• / • Δ	حل عددی مدل درگ گیداسپا [۱۴]
• /• ۶۹	حل عددی مدل درگ سایملال-اوبراین [۱۵]
٠/•۴۵	رابطه ون و يوو [۳۰]
•/• 47	رابطه بنا [۶]
• / • Y 1	رابطه ساکسنا و وگل [۳۲]
•/• 47	رابطه تودس و همکاران [۳۳]
•/• ۵	رابطه دیویس و ریچاردسون [۳۴]

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.

۴-۱-۲-بررسی ارتفاع بستر

برای ذرات گروه \mathbf{B} گلدارت، رژیم حبابی بلافاصله بعد از حداقل شناوری رخ می دهد. با شروع این رژیم حبابهایی از پایین بستر تشکیل شده و ارتفاع بستر افزایش مییابد. این حبابها به تدریج به یکدیگر می پیوندند و با شکل گیری حبابهای بزر گتر با رسیدن به بخش بالایی بستر متلاشی می شوند. تخمین ارتفاع بستر پس از شکل گیری رژیم حبابی در بستر سیالهای صنعتی دارای اهمیت است. در رآکتورهای بستر سیالی با پذیرفتن هزینههای مربوط به افزایش ارتفاع محفظه یرآکتور و یا نصب جداکننده ی سیکلونی از خروج ذرات جامد به بیرون محفظه جلوگیری می شود. از این رو،

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.

۴-۲-بررسی انتقال حرارت در یک ر آکتور 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 خشک کنهای 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 به کارگیری این گونه رآکتورها محسوب می شود. به طور معمول در خشک کن های 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 می شود که بدون انتقال جرم بر نرخ انتقال حرارت و اختلاط فازها می افزایند [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 می گیرند. 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 می شود. 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

وضعيت تشكيل حباب		ماکزیمم ارتفاع بستر (cm)		سرعت گاز
مدلسازى	آزمايش	مدلسازى	آزمایش	(m / s)
بدون تشكيل حباب	بدون تشكيل حباب	٨/٢	٨/۴	۰/۰۴
حرکات آرام حباب از پایین بستر	بدون تشكيل حباب	٨/۴	Λ/Δ	•/• ۵۲
حرکات آرام حباب از پایین بستر	حرکات آرام حباب از پایین بستر	۹/۸	Λ/Δ	•/•۶٩
رژیم حبابی	حرکات آرام حباب از پایین بستر	۱.	A/Y	۰/۰۸۴
رژیم حبابی	رژیم حبابی	11	٩/٨	٠/١٣٩

1 Inert particles

این بخش می تواند در انتخاب نوع ذرات جامد برای طراحی بهینه و افزایش کارآیی مبدل های 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 ۲۳/۰ متر بر ثانیه که بالاتر از حداقل سرعت شناوری تمام ذرات است؛ با مدل عددی دو سیالی شبیهسازی گردید. جامد آلومینا و سرامیک با چگالی حدوداً ۲۷۷۰ 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 میدهد.

در یک بستر سیال حبابی به دلیل اختلاط مناسب جامد و گاز و فعالیتهای حبابی نرخ انتقال گرمای جابجایی بسیار افزایش می یابد و همچنین برخورد ذرات با دیواره و گرم شدن آنها به طریق هدایت و سیس انتقال گرمای ذره-ذره و انتقال گرمای بین فازی ذره-گاز منجر به افزایش نرخ انتقال حرارت خصوصاً در بخش اولیهی رآکتور که کسر حجمی ذرات جامد بسیار بالا است شده و دمای هوا پس از ورود به محفظه سریعاً افزایش می یابد. توزیع دمای یکنواخت ذکر شده به عنوان مزیت مهم بستر سیالها در شکل ۳ به وضوح مشخص است. با توجه به این شکل می توان نتیجه گرفت که با افزایش ضریب یخشندگی گرمایی مواد با چگالی یکسان، دمای هوا افزایش می یابد. بهطوری 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 می کنند. با مقایسه ی دمای هوا در بستری شامل پودر سنگ مرمر و سرامیک، میتوان نتیجه گرفت که ذرات با چگالی و وزن بستر متفاوت و ضریب یخش گرمایی تقریباً یکسان توزیع دمای یکسانی در محدودهی رژیم جریان حبابی مورد بررسی ایجاد می کنند.



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 حبابی و یک کانال ساده

به منظور اثبات مزیت کاربرد رآکتورهای بستر سیال در صنایع، توزیع دما در یک رآکتور بستر سیال گاز-جامد حبابی 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 حبابی 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

ار تفاع مورد نیاز	واحد مورد بررسی
۱/۹ m	کانال سادہ (روش تئوری)
۲/۱ m	کانال سادہ (مدلسازی عددی)
•/٣٣ m	بستر سیال حبابی (مدلسازی عددی)

ارتفاع تقریبی ۲ متر نیاز است. در حالی که به کمک یک رآکتور بستر سیال حبابی 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 می سازد.

۵- نتیجهگیری

با توجه به آن که نرخ انتقال حرارت در رآ کتورهای 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

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 حبابی 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 می گردد، به کمک آزمایش، روابط تجربی موجود و حل عددی با دو مدل در گ مختلف گیداسپا و سایملال –اوبراین مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که حل عددی با مدل گیداسپا تطابق قابل قبول تری با نتایج آزمایشگاهی و روابط تجربی نسبت به مدل درگ سایملال –اوبراین ارائه میدهد. به گونهای که به مدل درگ سایملال –اوبراین ارائه میدهد. به گونهای که به حدوداً ۱۵درصد نسبت به کار آزمایشگاهی و روابط تجربی موجود قابل پیشبینی است.
- افت فشار در بستر با شروع سیالیت بستر و شکل گیری رژیم حبابی با تعادل نیروی درگ، شناوری و گرانش با توجه به وزن بستر مورد بررسی، در مقدار تقریبی ۱۵۰میلیمتر 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 تعیین کنندهی 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 حبابی، 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

داد که با ۸/۸ 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 حبابی 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 حبابی 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 حبابی 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. 8- منابع

- 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. Fungtmmasan, 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 در گ
                                   C_D
ظرفیت گرمایی ویژه، (kJ/(kg.K
                                   \mathcal{C}_{p}
                    قطر ذره، m
                                   dn
                 ضریب باز گردانی
                                    е
            شتاب گرانش، m/s<sup>2</sup>
                                    g
               تابع توزيع شعاعي
                                   g_0
                 آنتالپی، kJ/kg
                                   Η
                      ارتفاع، m
                                    h
             تنسور تنش انحرافي
                                   I_{2D}
ضریب هدایت گرمایی، W/(m.K)
                                    k
                    عدد نوسلت
                                   Nu
                      فشار، Pa
                                    P
                     عدد يرانتل
                                   Pr
                    عدد رينولدز
                                   Re
                        زمان، s
                                    t
                        دما، C°
                                    Т
                سرعت گاز، m/s
                                    и
```

m/s حداقل سرعت شناوری، Umf

علائم يونانى

- W/(m³.K) ضریب تبادل گرمای بین فازی، α
 - ضريب تبادل مومنتوم بين فازى eta
 - *چ* کسر حجمی *E*
 - ${
 m m}^2/{
 m s}^2$ دمای دانهای، ${\cal O}_{
 m s}$
 - m kg/(m.s) ويسكوزيته بالک جامد، λ_s
 - $\mathrm{W}/(\mathrm{m}^3.\mathrm{K})$ اتلافات برخورد انرژی، Θ γ_{s}
 - - $\mathrm{kg/m^3}$ چگالی، ho
 - Pa تنسور تنش، au
 - ضريب انعكاس ϕ
- $m kg/(m.s^3)$ تبادل انرژی جنبشی به دلیل نوسانات ذرات، Φ_{ps}
 - $^\circ$ زاویه اصطکاک، ψ

زيرنويس

برحورد	col
اصطکاک	fr
فاز گاز	g
مادەى گازى	gas
جنبشى	kin
حداقل شناورې	mf
ذره	р
مادەى جامد	рт
فاز جامد	S

ديواره

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 gassolid 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 gassolid 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 (216) 265-271.
- [17] L. Chen, X. Yang, G. Li, J. Yang, C. Wen, X. Li, C. Snape, Dynamic modelling of fluidisation in gassolid 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. Swaaij, 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 course 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 specularity 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