

* شبیه سازی ناپایای بستر شارانیده شده حبابی حاوی ذرات نوع B با استفاده از CFD

سید حسین حسینی^(۱) رهبر رحیمی^(۲) مرتضی زیودار^(۳) عبدالرضا صمیمی^(۴)

چکیده بسترهای شارانیده شده گاز-جامد، در صنعت بسیار مورد توجه می‌باشند. هیدرودینامیک این سیستم‌ها به دلیل پیچیدگی بالای آن‌ها نیاز به تحقیقات گسترده‌ای دارد. در مطالعه حاضر، هیدرودینامیک بستر شارانیده شده گاز-جامد حاوی ذرات کروی با قطر میانگین $275 \mu\text{m}$ با استفاده از CFD به صورت دو بعدی آن هم در حالت ناپایا مورد بررسی قرار گرفته است. مدل دو سیالی با استفاده از نظریه جنبشی جریان دانه‌ای برای بیان بهتر رئولوژی فاز جامد در دامنه سرعت ظاهری 0.1 m/s تا 0.46 m/s در گاز مورد استفاده قرار گرفته است. با ساده‌سازی معادله انتقال دمای دانه‌ای به صورت یک معادله جبری، حجم محاسبات به میزان چشم‌گیری کاهش یافته است. نتایج حاصل از شبیه‌سازی به کمک نرم افزار شبیه‌ساز CFD، بصورت کیفی و کمی با نتایج تجربی مقایسه گردیده و هم‌خوانی خوبی یافت شده است. پروفیل‌های پیش‌بینی شده سرعت و جزء حجمی ذرات درون بستر در درک بهتر پدیده‌های انتقال و برخی پدیده‌های فیزیکی هم‌چون سایش ذرات در این سیستم‌ها کمک می‌کنند.

واژه‌های کلیدی هیدرودینامیک، بستر شارانیده شده حبابی، CFD، مدل دو سیالی.

Unsteady State Simulation of Bubbling Fluidized Bed by CFD

S, H. Hosseini R. Rahimi M. Zivdar A. Samimi

Abstract Gas-solid fluidized bed reactors have many industrial applications. Hydrodynamics of these systems requires more investigation due to their complexity of behaviors. In this study, the 2D hydrodynamics of fluidized bed containing $275 \mu\text{m}$ spherical glass beads was investigated by using CFD analysis. The simulation of fluidized bed, carried out using the two-fluid model combined with kinetic theory of granular flow for description of rheology of solid phase as a pseudo fluid. Whilst the superficial gas velocity were set on the range of $0.1-0.46 \text{ m/s}$. For the system of dense gas-solid fluidized bed, an algebraic granular energy-balance equation is proposed for determining the granular temperature instead of solving the full granular energy balance equation. This simplification does not lead to different results, but significantly reduces the computational effort of the simulation. The CFD simulation results were qualitatively and quantitatively compared with the literature. These comparisons show the good agreement between them. Particles velocity and volume fraction profiles predicted by CFD code were studied to increase insight of the transport phenomena and some physical phenomena such as particles erosion in these systems.

Key Words Hydrodynamics, Bubbling Fluidized Bed, CFD, TFM.

* نسخه‌ی اول مقاله در تاریخ ۸۷/۴/۲۳ و نسخه‌ی نهایی آن در تاریخ ۸۸/۱۱/۱۲ به دفتر نشریه رسیده است.

(۱) نویسنده‌ی مسئول، استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی مهندسی، دانشگاه ایلام

(۲) دانشیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی مهندسی، دانشگاه سیستان و بلوچستان

(۳) دانشیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی مهندسی، دانشگاه سیستان و بلوچستان

(۴) استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی مهندسی، دانشگاه سیستان و بلوچستان

مقدمه

سخت‌افزارهایی با قدرت پردازش و حافظه زیاد استفاده شود. جهت شرح جریان گاز- جامد تخمین پیوسته اولرین بدلیل زمان محاسباتی مناسب (کمتر) و قابل استفاده بودن در مقیاس‌های صنعتی یا نیمه صنعتی، بطور گسترده‌ای از سوی محققین در شبیه سازی بسترهای شارنیده شده بکار برده می‌شود. بنابراین در این تحقیق نیز از تخمین اولرین-اولرین استفاده شده است. این تخمین، رفتار فازهای جامد و سیال را نفوذپذیر و پیوسته در نظر می‌گیرد. با هدف حصول به نتایج واقع بینانه‌تر، از معادلات ترکیبی نیز برای شرح رئولوژی فاز جامد استفاده می‌شود. در توصیف تنش و فشارهای فاز جامد در قالب مدل اولرین-اولرین عموماً برای جریان‌های گاز-جامد چگال، مفهوم تئوری سیستیکی برای سیستم‌های حاوی مواد دانه‌ای روش مطلوبی است [2].

شناخت نیروهای حاکم بر بستر شارنیده شده نیز از نقش کلیدی در موفقیت شبیه‌سازی هیدرودینامیک این بستر برخوردار می‌باشد. جاذبه و دراگ نیروهای عمده حاکم بر جریان می‌باشند، این درحالی است که برای جریانهای بسیار چگال علاوه بر نیروهای مذکور، تنش‌های اصطکاکی نیز اهمیت پیدا می‌کنند [3].

از نیروی دراگ برای بیان اثرات متقابل بین ذرات جامد و گاز استفاده می‌شود. روابط تایید شده برای محاسبه ضریب تبادل ممتوم سیستم‌های گاز-جامد که از سوی محققین پیشنهاد شده‌اند، در نرم افزارهای تجاری موجود می‌باشند [4]. در این تحقیق یک بستر شارنیده شده حبایی حاوی ذرات از نوع Geldart B، به صورت دو بعدی و در حالت ناپایا شبیه سازی شده‌است. همچنین با معرفی معادله ساده شده جبری جهت محاسبه دمای دانه‌ای، که باعث صرفه جویی بیشتر در زمان محاسباتی می‌شود، الگوی جریان این سیستم خاص بررسی شده‌است. همچنین روند منطقی تغییرات برخی از پارامترهای هیدرودینامیکی نیز مورد مطالعه قرار گرفته‌است.

شارنیده سازی (Fluidization) روشی موثر برای مخلوط کردن ذرات جامد در فاز گاز یا مایع می‌باشد و در فرآیندهای همراه با واکنش شیمیایی مثل تولید پلی اتیلن خطی، خشک کردن و سرد کردن به کار می‌رود. امروزه فرآیند شارنیده کردن گاز-جامد در بسیاری از عملیات شیمیایی، نفتی، دارویی، کشاورزی، بیوشیمی، الکترونیک و صنایع تولید نیرو به کار می‌رود. از جدیدترین فن‌آوری‌های تولید پلی اتیلن، راکتور بستر شارنیده شده می‌باشد که بعلاوه داشتن مزایای فراوان و متعدد نسبت به فرآیندهای دیگر، بطور گسترده‌ای برای تولید این محصول شیمیایی استفاده می‌شود. این راکتور هم اکنون در بسیاری از مجتمع‌های پتروشیمی کشور مانند پتروشیمی اراک و تبریز به کار می‌رود. علت گستردگی کاربرد بسترهای شارنیده شده گاز-جامد، مشخصه‌های اختلاط خوب و ازدیاد سطح تماس میان فازهای مختلف و در نتیجه انتقال جرم و حرارت بالای آنها می‌باشد.

پیچیدگی‌های معادلات غیرخطی ریاضی و تعیین نفوذپذیری و حرکت مرزی فازها، ضرورت استفاده از مدل‌سازی هیدرودینامیک جهت بستر شارنیده شده را آشکار می‌نماید. دینامیک سیالات محاسباتی علاوه بر صرفه جویی در هزینه و زمان ساخت، در بهینه سازی طراحی و افزایش مقیاس سیستم نیز مورد استفاده قرار می‌گیرد. برخی از مشکلات و چالش‌ها در ارتباط با اعتبار مدل‌های CFD بستر شارنیده شده سیستم گاز-جامد توسط محققین مورد بررسی قرار گرفته‌است [1].

دو روش متفاوت محاسباتی می‌توانند برای شرح رفتار پیچیده جریان گاز-جامد در بسترهای شارنیده شده مورد استفاده قرار گیرند، یکی تخمین لاگرانژی یا خط‌مسیری (Trajectory) و دیگری تخمین اولری یا پیوسته (Continuum). روش المان مجزا (DEM) یکی از متداول‌ترین روش‌های خط‌مسیری است. در این روش با افزایش تعداد ذرات، محاسبات سنگین و هزینه‌بر می‌گردند در این حالت ضروری است که از

افزار شبیه ساز CFD انجام شده است که شامل معادلات پیوستگی و اندازه حرکت برای هر فاز می باشد. این معادلات با استفاده از فشار و ضرایب تبادل بین فازی به هم مربوط می شوند. خواص فاز جامد با بکار بردن نظریه جنبشی دانه ای ارائه شده است. معادلات حاکم بر سیستم شامل معادلات بقاء جرم، اندازه حرکت و انرژی دانه ای می باشند.

معادله بقاء جرم برای هر فاز q (جامد و گاز) چنین بیان می گردد:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0, \quad \sum \alpha_q = 1 \quad (2)$$

که در آن ρ_q و \vec{v}_q بترتیب دانسیته و سرعت فاز q می باشند.

معادله بقاء اندازه حرکت برای فاز گاز چنین می باشد:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) \\ = -\alpha_g \nabla P + \Delta \cdot \tau_g + \alpha_g \rho_g g - K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \end{aligned} \quad (3)$$

معادله بقاء اندازه حرکت برای فاز جامد عبارت است از:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) \\ = -\alpha_s \nabla P - \nabla P_s + \Delta \cdot \tau_s + \alpha_s \rho_s g + K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \end{aligned} \quad (4)$$

که در آن $\alpha_s = 1 - \alpha_g$ می باشد. از آنجایی که تنش و فشار فاز جامد به مقدار نوسانات سرعت ذره وابسته می باشند، لازم است که به منظور تکمیل معادله پیوستگی و موازنه اندازه حرکت در هر دو فاز یک موازنه دانه ای انرژی جهت نوسانات مذکور انجام شود. بنابراین بقاء انرژی جنبشی ذرات بر طبق دمای دانه ای Θ_s که بر گرفته از نظریه جنبشی گازهای چگال می باشد، عبارت است از:

نظری

الف- نظریه جنبشی. نظریه جنبشی برای مواد دانه ای (Granular) توسط برخی از محققین ارائه شده است [5,6]. این نظریه، طبیعت برخوردهای غیر الاستیکی ذره-ذره را براساس تشابه با نظریه جنبشی گازها شرح می دهد. کاربرد نظریه جنبشی در مدل حرکتی مجموعه ذرات چگال تقریباً کشسان، بر اساس قیاس سینتیکی گازهای چگال می باشد. در این نظریه یک دمای دانه ای (Granular temperature) Θ (رابطه (۱)) بمنظور نمایش انرژی جنبشی ناشی از نوسانات سرعت ذرات، معرفی می شود که وجود آن برای فرمولاسیون سرعت، ویسکوزیته و فشار ذرات جامد ضروری می باشد.

$$\Theta = \frac{1}{3} \langle v_s'^2 \rangle \quad (1)$$

با استفاده از این نظریه یک مدل جدید ارائه شده است که در آن از خواص ذرات جامد، از جمله ویسکوزیته و فشار آنها، برای بررسی هیدرودینامیک جریان دو فازی گاز-جامد به صورت جت هوا و توزیع یکنواخت گاز درون بستر حبابی استفاده شده است [7]. همچنین نظریه جنبشی جریان دانه ای (Kinetic Theory of Granular Flow) برای ذرات ریز و نسبتاً چسبنده مانند Geldart A, C به منظور شرح تشکیل ذرات گروهی (cluster) و یا تجمع آنها مورد تصحیح قرار گرفته است [8]. بسیاری از محققین در شبیه سازی بسترهای شارانیده شده معمولی از نظریه جنبشی جریان دانه ای استفاده نموده اند [9-13]. همچنین برخی از محققین از نظریه جنبشی جریان دانه ای برای شبیه سازی بسترهای فواره ای همراه با لوله داخلی نامتخلخل (یعنی بستر شارانیده شده حاوی یک جت مرکزی گاز و بستر شارانیده شده حاوی یک لوله شکاف دار داخلی) استفاده نموده اند [14-16].

ب- روابط حاکم بر سیستم. شبیه سازی بستر شارانیده شده با استفاده از تخمین اولرین-اولرین به کمک نرم

O'Brien که در دامنه وسیعی از شرایط بستر شارانیده شده قابل استفاده می باشد، به کار رفته است [4]. این مدل دراگ به صورت زیر بیان می گردد:

$$K_{gs} = \frac{3}{4} \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g}{v_{r,s}^2 d_s} C_D \left(\frac{Re_s}{v_{r,s}} \right) |\bar{v}_s - \bar{v}_g| \quad (7)$$

ضریب دراگ C_D نیز چنین بیان می گردد:

$$C_D = \left(0.6 + \frac{4.8}{\sqrt{Re_s / v_{r,s}}} \right)^2 \quad (8)$$

در رابطه فوق $v_{r,s}$ سرعت حد می باشد که بیان ریاضی آن به صورت زیر می باشد:

$$v_{r,s} = 0.5 \left[A - 0.06 Re_s + \sqrt{(0.06 Re_s)^2 + 0.12 Re_s (2B - A) + A^2} \right] \quad (9)$$

در این رابطه:

$$A = \alpha_g^{4.14}, B = C1 \alpha_g^{1.28} \text{ for } \alpha_g \leq 0.85$$

$$A = \alpha_g^{4.14}, B = C1 \alpha_g^{C2} \text{ for } \alpha_g > 0.85 \quad (10)$$

مقادیر $C1$ و $C2$ را می توان برای هم خوانی بیشتر با حداقل شارانیده شدن ذرات به روشی که در زیر ارائه شده است، به دست آورده و از آن ها در تعیین ضریب دراگ جدید (اصلاح شده) استفاده نمود. این مقادیر بطور پیش فرض به ترتیب $0/8$ و $2/65$ می باشند.

اساس تصحیح ضریب دراگ Syamlal-O'Brien بر مبنای حداقل شرایط شارانیده شدن ذرات می باشد، این درحالی است که به طور معمول صرفاً اطلاعات تجربی لازم برای شارانیده شدن ذرات خاص، در دسترس می باشد. پارامتر $C1$ به حداقل سرعت شارانیده شدن در رابطه جزء حجمی گاز- سرعت و عدد رینولدز حدی، Re_t ، (رابطه (۱۲)) مربوط می شود. به صورت سعی و خطا مقادیر مختلفی را برای این پارامتر در نظر می گیریم تا در عبارت زیر صدق کند:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s v_s \Theta_s) \right]$$

$$= (-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \bar{v}_s + \nabla \cdot (k_{0s} \nabla \Theta_s) - \gamma_s + \phi_{gs} \quad (5)$$

ج- شرح روابط. روابط ساختار یافته مناسب برای

تعیین فشار و ویسکوزیته جامد و نیز ضریب دراگ، در روابط اندازه حرکت بسیار مهم می باشند. در تخمین دوسیالی، استفاده از نظریه جنبشی دمای دانه ای به عنوان روشی مناسب در توسعه روابط سازنده فشار و ویسکوزیته فاز جامد از سوی بسیاری از محققین مورد استفاده قرار گرفته است. در معادله (۵)، جمله اول سمت راست ایجاد انرژی نوسانی ناشی از تنش در فاز جامد، جمله دوم نفوذ نوسانی انرژی (k_{0s}) ضریب نفوذ، γ_s انرژی پراکندگی ناشی از برخورد غیر الاستیکی ذرات و همچنین ϕ_{gs} پراکندگی یا ایجاد انرژی دانه ای بخاطر نیروهای نوسانی وارد شده توسط گاز از بین ذرات با سرعت های نوسانی می باشد. برای حل معادله فوق بعضی از محققین با صرف نظر از جملات مربوط به نفوذ و جابه جایی در معادله (۵) و نیز فرض این که انرژی دانه ای در حالت پایدار قرار داشته و به طور محلی پراکنده می گردد، معادله ساده ای به صورت زیر ارائه کردند:

$$0 = (-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \bar{v}_s - \gamma_s \quad (6)$$

معادله فوق به صورت جبری قابل حل بوده و با استفاده از آن، دمای دانه ای محاسبه می گردد. این ساده سازی زمانی قابل قبول است که جزء حجمی جامدات نزدیک به محدود پر شدن بوده و همچنین سرعت فاز جامد نسبتاً کم باشد. با استفاده از این معادله جبری، حجم محاسبات به شدت کاهش پیدا می کند. در این کار به دلیل شرایط گفته شده در فوق از معادله جبری (۶) به جای حل معادله انتقال (۵) استفاده شده است.

در مطالعه حاضر از مدل دراگ Syamlal-

۳- انرژی پراکنده بر خوردی

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

۴- انتقال انرژی سینتیکی

$$\phi_{gs} = -3K_{gs} \Theta_s \quad (17)$$

فشار ذرات جامد

$$p_s = \alpha_s \rho_s \Theta_s + 2\rho_s (1+e_{ss}) \alpha_s^2 g_{0,ss} \Theta_s \quad (18)$$

۵- ویسکوزیته برشی جامد

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr} \quad (19)$$

۶- ویسکوزیته بر خوردی جامد

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1+e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi}\right)^{\frac{1}{2}} \quad (20)$$

۷- ویسکوزیته اصطکاکی جامد: در جریان های چگال با تنش پایین، جایی که درصد حجمی جزء جامد نزدیک محدوده پر شدن باشد، ایجاد تنش اساساً به خاطر اصطکاک بین ذرات است:

$$\mu_{s,fr} = \frac{p_s \sin \varphi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (21)$$

۸- ویسکوزیته سینتیکی

$$\mu_{s,kin} = \frac{\alpha_s d_s \rho_s \sqrt{\Theta_s} \pi}{6(3-e_{ss})} \left[1 + \frac{2}{5} (1+e_{ss})(3e_{ss}-1) \alpha_s g_{0,ss} \right] \quad (22)$$

۹- ویسکوزیته توده جامد: نقش مقاومت فاز جامد در برابر فشردگی یا انبساط بستر را ایفا می کند [4]:

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1+e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi}\right)^2 \quad (23)$$

$$\left\{ U_{mf}^{experiment} - Re_t \cdot \frac{\alpha_g \mu_g}{d_s \rho_g} \right\} = 0 \quad (11)$$

به طوری که:

$$Re_t = v_{r,s} Re_{ts}$$

$$v_{r,s} = \frac{A + 0.06B Re_{ts}}{1 + 0.06 Re_{ts}}$$

$$Re_{ts} = \left(\frac{\sqrt{23.04 + 2.52 \sqrt{\frac{4Ar}{3}} - 4.8}}{1.26} \right)^2$$

$$Ar = \frac{(\rho_s - \rho_g) d_s^3 \rho_g g}{\mu_g} \quad (12)$$

پس از محاسبه C1 به صورت سعی و خطا، پارامتر C2 نیز به صورت زیر محاسبه می گردد:

$$C2 = 1.28 + \frac{\log(C1)}{\log(0.85)} \quad (13)$$

در مورد استفاده از مدل های مختلف دراگ در بستر حبایی شارانیده شده گاز- جامد، برخی از محققین نشان داده اند که ضرایب دراگ مختلف از جمله ضریب دراگ Wen-Yu, Gidaspow برای این بسترها بصورت کیفی قابل قبول هستند [18,19]. در معادلات ترکیبی که برای کامل کردن مدل با استفاده از تئوری سینتیکی دانه ای استفاده شده اند، شامل موارد زیر می باشند:

۱- تنسور فشار فاز جامد

$$\bar{\tau}_s = \alpha_s \mu_s (\nabla \bar{v}_s + \nabla \bar{v}_s^T) + \alpha_s (\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s) \nabla \cdot \bar{v}_s \bar{I} \quad (14)$$

۲- تابع توزیع شعاعی این تابع: احتمال برخورد ذرات را در حین چگال شدن فاز دانه ای نشان می دهد.

$$g_{0,ss} = \left(1 - \frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{-2.5 \alpha_{max}} \quad (15)$$

فشار به کار برده می شود، استفاده گردیده است.

ب- شرایط مرزی و اولیه. شرط اولیه تمام سرعت‌های درون بستر (بستر در حالت سکون و ایستایی، قبل از شارانیده شدن) برابر صفر و دمای دانه‌ای برابر با $0/0001 \frac{m^2}{s^2}$ در نظر گرفته شده است. همچنین قسمت بالایی بستر با هوا پر شده و دیواره‌های داخلی بستر به صورت سرعت غیر لغزشی برای هر دو فاز در نظر گرفته شده است. شرط مرزی Dirichlet در ورودی بستر به کار برده شده است. در خروجی بستر نیز شرط مرزی به صورت Outflow در نظر گرفته شده است که از نوع Neumann می‌باشد. در این شرط مرزی، گرادیان تمامی کمیت‌های جریان، به جز فشار در خروجی از سیستم برابر با صفر می‌باشد.

شبیه سازی

شبیه‌سازی‌های موجود در این مطالعه با استفاده از مدل ناپایا اولرین- اولرین و به کمک نرم افزار شبیه ساز CFD انجام گردیده است. سرعت‌های مختلف ظاهری گاز یعنی $0/46 \text{ m/s}$ ، $0/38$ ، $0/1$ برای بررسی موارد گوناگون، استفاده شده‌اند.

کانتورهای جزء حجمی گاز، بردارهای سرعت جزء حجمی ذرات جامد، جزء حجمی گاز در سرعت $0/1 \text{ m/s}$ ، جزء حجمی گاز در سرعت های $0/46 \text{ m/s}$ و $0/38 \text{ m/s}$ ، متوسط زمانی سرعت ذرات جامد و متوسط زمانی جزء حجمی ذرات جامد به ترتیب در اشکال (۳)، (۴)، (۶)، (۷)، (۱۱- الف) و (۱۱- ب) ارائه شده‌اند. نسبت انبساط بستر، متوسط زمانی جزء حجمی محلی گاز در ارتفاع $0/2 \text{ m}$ از کف بستر، متوسط زمانی جزء حجمی محلی گاز در سرعت‌های مختلف در همان ارتفاع، متوسط زمانی محلی ذرات جامد در ارتفاع $0/2 \text{ m}$ از کف بستر در سرعت‌های مختلف و نیز افت فشار بستر در سرعت های مختلف به ترتیب در اشکال

در معادلات فوق مقدار عددی ضریب ارتجاع برابر $0/9$ در نظر گرفته شده است که توسط بسیاری از محققین مورد تأیید می‌باشد [3,18,20]. تأثیر ضریب ارتجاع بر انبساط بسترهای شارانیده شده حبایی گاز- جامد نیز از سوی محققین مورد بررسی قرار گرفته است [18,19].

مدل CFD

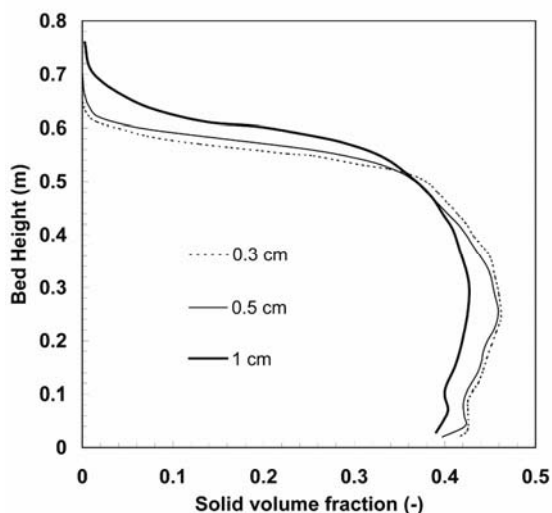
الف- هندسه و شرایط عملیاتی بستر. برای تأیید مدل از داده‌های تجربی گزارش شده در مرجع [18] استفاده شده است. بستر شارانیده شده دارای ارتفاع، عرض و ضخامتی به ترتیب معادل $0/28$ ، $0/25 \text{ m}$ و $0/2$ می‌باشد. توزیع کننده گاز صفحه‌ای است که در آن، مساحت سوراخ‌های ورودی گاز به سطح مقطع بستر معادل $1/2$ می‌باشد.

ارتفاع اولیه جامد موجود در بستر $0/4 \text{ m}$ متر و جزء حجمی آن در این ارتفاع، برابر $0/6$ می‌باشد. قطر ذرات جامد که از نوع Geldart B هستند، بطور متوسط برابر با $275 \mu\text{m}$ و دانسیته آنها نیز 2500 kg/m^3 می‌باشد. دانسیته و محدوده سرعت گاز ورودی به بستر به ترتیب $1/225 \text{ kg/m}^3$ و $0/1-0/46 \text{ m/s}$ بوده است. معادلات حاکم بر سیستم با استفاده از روش حجم محدود حل شده‌اند. بستر شبیه‌سازی شده بصورت دو بعدی با 11200 سل چهار گوشه قائم الزاویه ساختار یافته به منظور گسسته سازی معادلات بقاء، ایجاد شده است. با شرایط مذکور نتایج خروجی از نرم افزار شبیه ساز CFD مستقل از اندازه مش می‌باشد. به دلیل ناپایدار بودن سیستم، گام زمانی s $0/0005$ با تعداد تکراری برابر با 40 در نظر گرفته شده است، که این مقادیر برای رسیدن به حل همگرا با کمترین زمان محاسباتی مناسب می‌باشند. الگوریتم-PC SIMPLE که توسعه یافته الگوریتم SIMPLE است، و در جریان‌های چند فازی برای جفت کردن سرعت-

(۵)، (۸)، (۹)، (۱۰) و (۱۲) ارائه شده‌اند.

بسیار بالاتر است و بنابراین روش حل معادله جبری دمای دانه‌ای مورد استفاده قرار گرفته است.

شکل (۳)، کانتور جزء حجمی گاز حاصل از نتایج شبیه سازی CFD را نشان می‌دهد، در آغاز شارائیده شدن، بستر منبسط گشته و سپس در یک حالت پایدار فروکش می‌کند. رشد و خرد شدن حباب‌ها درون بستر، باعث می‌شود که سطح ذرات جامد در آن به شکل نوسانی بالا و پایین رفته و هیچ گاه به طور کامل ثابت نگردد. همچنین پدیده مربوط به رشد و ترکیدن حباب‌ها درون بستر منجر به مخلوط شدن مناسب ذرات جامد با گاز ورودی می‌شود که در آن ذرات، مسیرهای نامشخصی را طی کنند. این موضوع به خوبی توسط بردارهای سرعت جزء حجمی ذرات جامد در شکل (۴) نشان داده شده است. هنگامی که حباب‌ها از سطح بستر خارج می‌شوند ذرات جامد از سطح فوقانی حباب‌ها به درون بستر لغزیده و در نتیجه، جریان برگشتی ذرات، ایجاد می‌گردد.



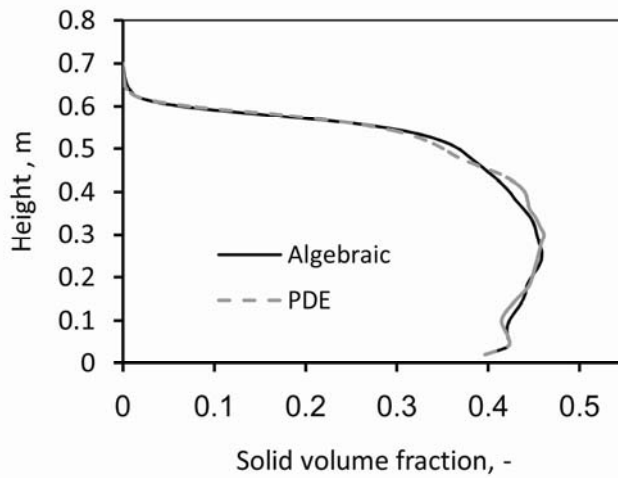
شکل ۱ بررسی استقلال مش با استفاده از معادله جبری دمای دانه‌ای

بحث

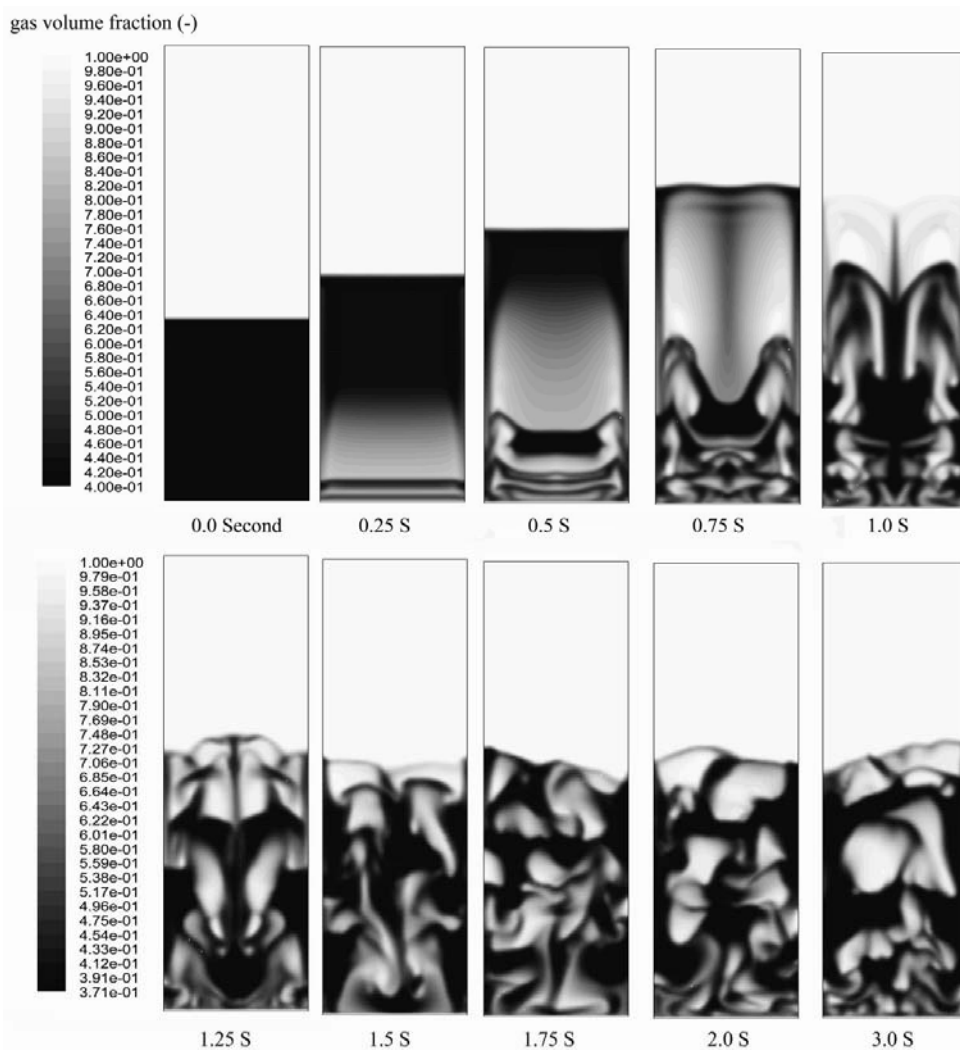
در بررسی تأثیر اندازه مش بر دقت نتایج عددی (تعیین استقلال مش)، مش با اندازه‌های ۱ cm، ۰/۵ و ۰/۳ به کار برده شده است. برای این منظور، توزیع متوسط غلظت ذرات جامد در طول بستر در زمان ۵ ثانیه (که ذرات رفتاری شبه- پایدار از خود نشان می‌دهند) تا ۲۵ ثانیه از شبیه‌سازی متوسط‌گیری می‌گردد. همان‌طور که در شکل (۱) دیده می‌شود توزیع غلظت ذرات جامد در طول بستر زمانی که از مش ۰/۵ cm استفاده شده است در مقایسه با استفاده از ذرات با اندازه ریزتر (۰/۳ cm) تفاوت چندانی ندارد و لذا با اطمینان از نتایج خروجی نرم‌افزار تجاری و با هدف صرفه‌جویی در زمان محاسبات، اندازه مش ۰/۵ cm به عنوان مش استقلال یافته در شبیه‌سازی‌های مراحل بعدی مورد استفاده قرار می‌گیرد.

به منظور مقیاسه تأثیر حل معادله انتقال دمای دانه‌ای و معادله جبری دمای دانه‌ای بر نتایج شبیه سازی، متوسط زمانی جزء حجمی ذرات جامد در طول بستر برای زمان واقعی ۲۰ ثانیه از شبیه سازی انتخاب شده است. همان‌طور که در شکل (۲) دیده می‌شود اختلاف بین این دو روش بسیار کم و نامحسوس است و این نشان می‌دهد که روش جبری از لحاظ کمی برای سیستم‌های گاز- جامد چگال قابل قبول می‌باشد. از طرفی با استفاده از روش جبری همگرا شدن حل معادلات بسیار راحت‌تر و با گام زمانی بهینه ۰/۰۰۰۵ صورت می‌گیرد. این درحالی است که با استفاده از روش حل کامل، گام زمانی ۰/۰۰۰۱ برای رسیدن به حل همگرا مورد نظر می‌باشد. اضافه بر کم کردن گام زمانی که خود باعث افزایش زمان اجراء برنامه می‌شود، حجم محاسبات روش حل معادله انتقال دمای دانه‌ای

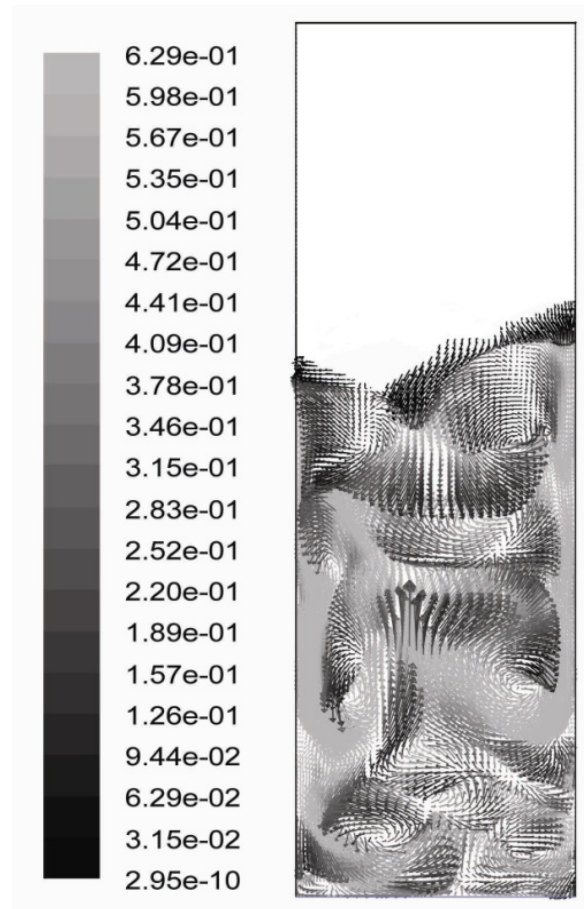
شبیه سازی ناپایای بستر شارنیده شده حبابی ...



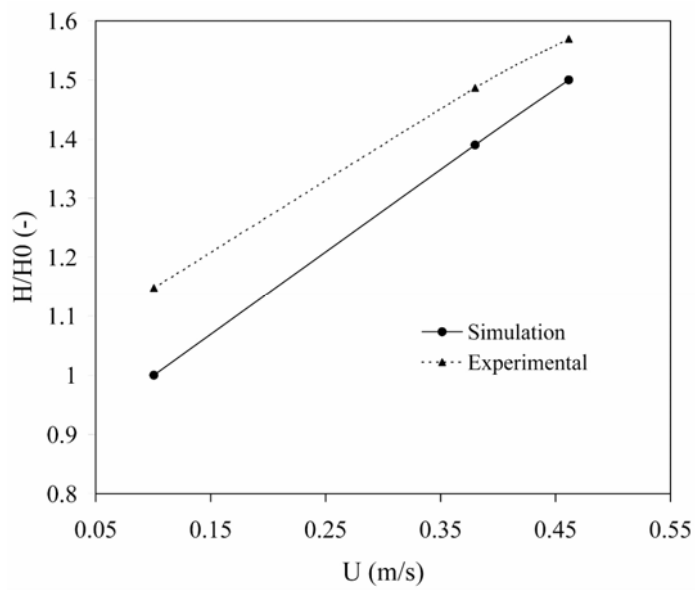
شکل ۲ مقایسه اثر دمای دانه‌ای محاسبه شده به روش‌های حل معادله جبری و حل معادله انتقال دمای دانه‌ای بر روی جزء حجمی ذرات جامد پیش‌گویی شده در طول بستر



شکل ۳ کانتور جزء حجمی گاز درون بستر در زمان‌های مختلف در سرعت 0.38 m/s گاز ورودی



شکل ۴ بردارهای سرعت جزء حجمی ذرات جامد درون بستر



شکل ۵ انبساط بستر با افزایش سرعت گاز ورودی نسبت به حالت اولیه سیستم

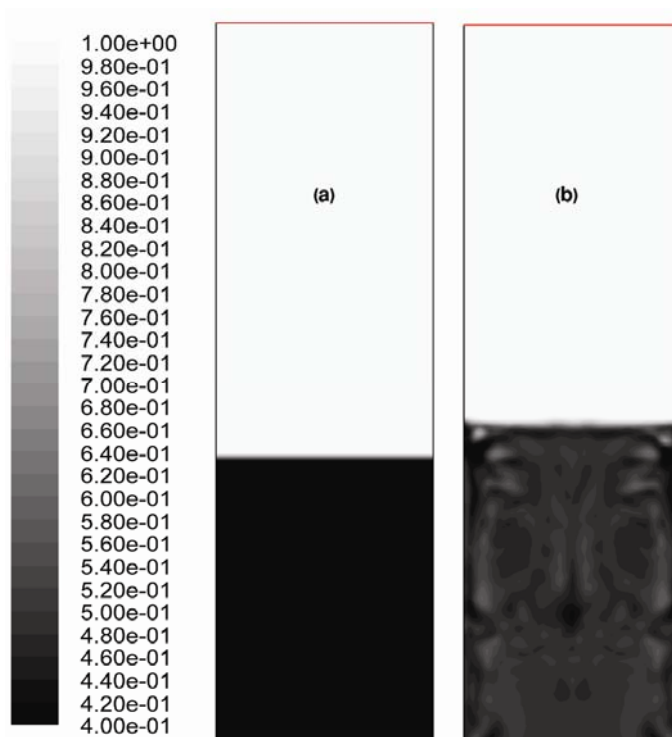
شبیه سازی ناپایای بستر شارنیده شده حبابی ...

افزایش سرعت ظاهری گاز ورودی، افزایش نسبت انبساط بستر هم در نتایج تجربی و هم در شبیه سازی CFD به وضوح دیده می شود که دلیل این امر را می توان در درشت شدن حباب ها جستجو نمود. همچنین در شکل (۵) دیده می شود که نتایج حاصل از شبیه سازی در سرعت 0.1 m/s ، بستر را بدون انبساط پیش گویی می کند که این موضوع بدون تردید به انتخاب مقادیر ثابت برای ضریب دراگ باز می گردد که فرض اولیه مدل می باشد (معادلات (۷) تا (۱۰)).

شکل (۵) انبساط ذرات درون بستر با افزایش سرعت ظاهری گاز را نشان می دهد. در این مطالعه به منظور از بین بردن اثرات اولیه انبساط بستر در نتایج خروجی از نرم افزار CFD، متوسط زمانی انبساط بستر بر اساس پایداری شرایط بعد از گذشت ۵ ثانیه از شبیه سازی، به دست آمده است. از شکل (۵) و جدول (۱) که خطای محاسباتی را نشان می دهد، می توان دریافت که نتایج حاصل از شبیه سازی از تطابق خوبی با نتایج تجربی برخوردار می باشد. همان طور که دیده می شود با

جدول ۱ خطای گزارش شده در شبیه سازی

سرعت ظاهری گاز U_g	0.1 m/s	0.38 m/s	0.46 m/s
خطای انبساط بستر	۱۲/۸ %	۶/۴ %	۴/۳ %
خطای جزء حجمی محلی گاز	-	۱۴ %	-



شکل ۶ جزء حجمی گاز درون بستر در سرعت 0.1 m/s با استفاده از (a) ضرایب پیش فرض مدل دراگ Syamlal-O'Brien، (b) ضرایب

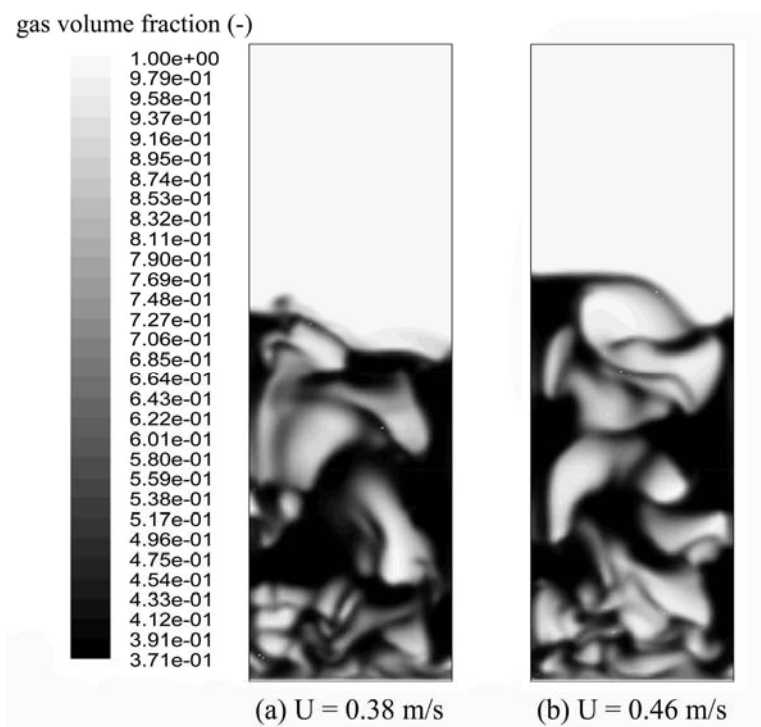
اصلاح شده مدل دراگ Syamlal-O'Brien

به دست آمده‌اند. با استفاده از این تصحیح که به صورت کد برای نرم افزار CFD تعریف شده است، نسبت انبساط بستر به $1/125$ افزایش پیدا کرده است که خطای آن کم‌تر از 2% می‌باشد. انبساط بستر در سرعت ظاهری گاز 0.1 m/s از گاز در شکل (۶) نشان داده شده است.

آزمایشات تجربی، حباب‌های کوچک نزدیک کف مخزن را نشان می‌دهند و زمانی که حباب‌ها بالا رفته و به یکدیگر می‌پیوندند، حباب‌های درشت‌تری را می‌دهند. این گونه رفتار در بسترهای حبابی گاز-جامد توسط بسیاری از محققین به صورت تجربی تایید شده است [3]، این موضوع به خوبی در نتایج شبیه سازی شکل‌های (۳) و (۷) دیده می‌شود. رشد حباب‌ها به خاطر اثرات دیواره و اثرات متقابل آن‌ها بر یکدیگر می‌باشد. شکل (۷) که بعد از 25 ثانیه از شبیه‌سازی به دست آمده است نشان می‌دهد که با افزایش سرعت ورودی گاز، انبساط بستر افزایش می‌یابد.

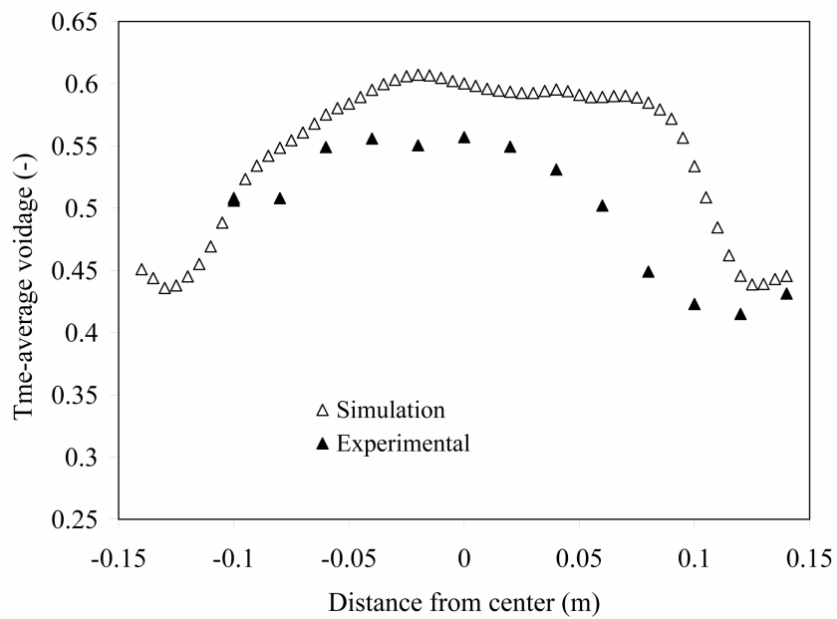
Syamlal و O'Brien یک مدل دراگ تصحیح شده که بر مبنای کم‌ترین مقدار سرعت شارانیده شدن بوده و به طور متداول بر اساس اطلاعات آزمایشگاهی موجود برای سیستم‌های شارانیده شده مختلف به دست آمده بود را پیشنهاد کردند [21]. Zimmermann و Taghipour (۲۰۰۵) با استفاده از پیش فرض‌های ضریب دراگ Syamlal-O'Brien موجود در نرم افزار و همچنین مدل دراگ Gidaspow، انبساط بستر شارانیده شده تا بیش از 100% و شرایط شارانیده شدن سریع برای ذرات از نوع Geldart A را گزارش کردند در حالی که نتایج تجربی انبساط بستر را 20% و رژیم جریان را حبابی نشان می‌داد [22]. آن‌ها با استفاده از مدل دراگ تصحیح یافته Syamlal-O'Brien توانستند این مشکل را بر طرف کنند.

در این تحقیق، برای رفع انبساط بستر در سرعت 0.1 m/s از روش تصحیح مدل دراگ Syamlal-O'Brien (معادلات (۱۱)، (۱۲) و (۱۳)) استفاده گردیده و ضرایب C1 و C2 به ترتیب برابر با 0.3765 و $7/29.06$

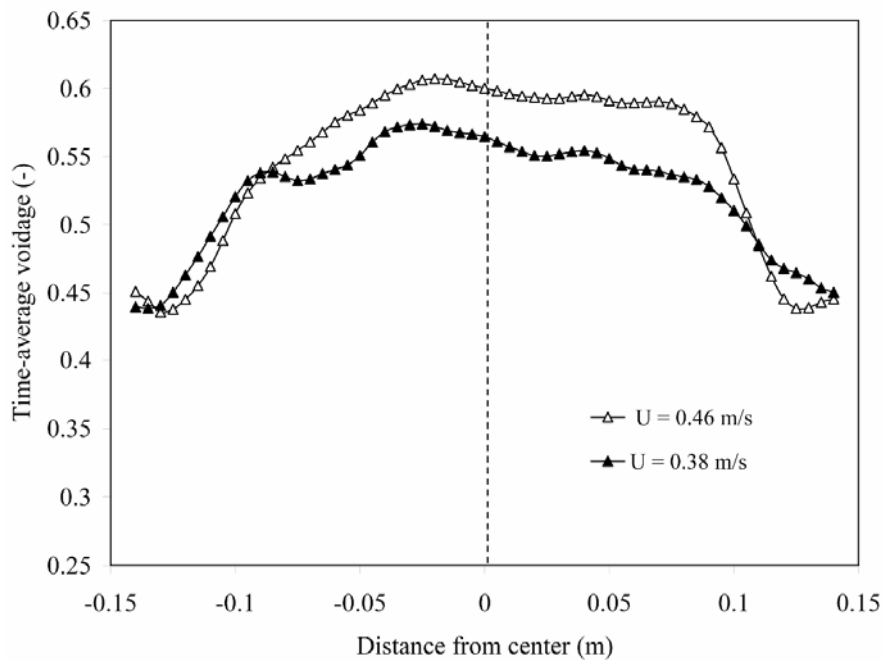


شکل ۷ توزیع حباب درون بستر در سرعت‌های مختلف بعد از 25 ثانیه

شبیه سازی ناپایایی بستر شارنیده شده حبابی ...



شکل ۸ توزیع شعاعی جزء حجمی گاز در ارتفاع ۰/۲ متر بالاتر از توزیع کننده و با سرعت ظاهری گاز ۰/۴۶ m



شکل ۹ توزیع شعاعی جزء حجمی گاز داده شده توسط CFD در ارتفاع ۰/۲ متر بالاتر از توزیع کننده، در سرعت های مختلف گاز

سرعت های 0.46 m/s و 0.38 m/s در ارتفاع 0.2 m بالاتر از توزیع کننده گاز که توسط CFD پیش‌گویی شده است، ارائه گردیده است. همان‌طور که دیده می‌شود در سرعت‌های بالاتر، جزء حجمی گاز تخت‌تر و همچنین از لحاظ مقدار بیشتر می‌باشد، چرا که با افزایش سرعت گاز ورودی، حباب‌ها درشت‌تر شده و جزء حجمی جامد در طول بستر کم‌تر می‌شود. همان‌طور که در این شکل دیده شده است در سرعت‌های بالاتر تقارن بیشتری برای جزء حجمی گاز ایجاد می‌گردد.

در شکل (۱۰) توزیع متوسط زمانی سرعت محوری به صورت شعاعی در ارتفاع 0.2 m از توزیع کننده گاز نشان داده شده است. همان‌طور که در شکل دیده می‌شود در مرکز بستر به دلیل وجود حباب‌های درشت‌تر (جزء حجمی گاز)، سرعت حمل و انتقال ذرات جامد به طرف بالا بیشتر می‌باشد و طبیعتاً هر چه سرعت ظاهری گاز ورودی افزایش یابد سرعت ذرات در مرکز نیز افزایش خواهد یافت. عکس این موضوع برای جریان برگشتی ذرات در نزدیکی دیواره صادق بوده و با افزایش سرعت گاز ورودی، سطح انبساط بستر و سرعت ذرات در مرکز آن بیشتر می‌شود. در نتیجه این امر، سرعت فرود و یا برگشت ذرات نیز افزایش می‌یابد. این پدیده توسط Pain و همکاران نیز تأیید شده است [12].

برای شناخت بیشتر الگوی حرکت ذرات درون بستر، سرعت متوسط ذرات جامد در سرتاسر بستر در شکل (۱۱-a) نشان داده شده است. همان‌طور که دیده می‌شود سرعت ذرات در نزدیکی کف بستر با رشد حباب‌ها به سمت بالا، افزایش می‌یابد و این افزایش تا ناحیه مرکزی بستر ادامه خواهد داشت. در این ناحیه همان‌گونه که در شکل هم دیده می‌شود سرعت متوسط ذرات به 0.535 m/s رسیده و یک ناحیه

در بررسی متوسط زمانی جزء حجمی گاز، زمان ۵ تا ۲۵ ثانیه از شبیه سازی در نظر گرفته شده است. نتایج تجربی و شبیه سازی در سرعت ظاهری 0.46 m/s از گاز در شکل (۸) نشان داده شده است. با توجه به این شکل هر دو منحنی نسبت به مرکز متقارن بوده و در نزدیکی مرکز بستر هموارتر می‌شوند. با توجه به جدول (۱)، خطای حاصل از CFD، 14% می‌باشد که برای سیستم پیچیده مورد مطالعه در این تحقیق قابل قبول است.

همچنین از شکل (۸) می‌توان فهمید نتایج تجربی و شبیه سازی جزء حجمی محلی گاز در ارتفاع 0.2 m از کف بستر، روند یکسانی را نشان می‌دهند. در مرکز به دلیل حرکت روبه بالای حباب‌ها و تراکم آن‌ها جزء حجمی گاز بیشترین مقدار را دارا می‌باشد. از طرف دیگر، جریان رو به پایین ذرات جامد در نزدیکی دیواره، باعث تراکم آنها در این ناحیه از بستر می‌شود.

دلیل نداشتن پستی و بلندی در نتایج تجربی موجود این است که نتایج بعد از 100 ثانیه از شروع شارائیده شدن به دست آمده‌اند. هر نوع ناهم‌خوانی با نتایج تجربی می‌تواند از در نظر نگرفتن توزیع کننده گاز در شبیه سازی ناشی شود. همچنین در صورتی که یک مدل دراگ بهینه برای این سیستم‌ها به دست آمده و ساده سازی‌های موجود در روش اولرین برای در نظر گرفتن فاز جامد به صورت شبه سیال، کاهش داده شود، انطباق با نتایج تجربی بهتر خواهد شد.

بعد از اطمینان از صحت مدل موجود با استفاده از نتایج کیفی و کمی تجربی که در بخش قبل ارائه شد، برخی از پارامترهای هیدرودینامیکی، از جمله پروفایل جزء حجمی گاز، سرعت محلی ذرات و اثرات سرعت ظاهری گاز ورودی بر افت فشار توسط نرم افزار شبیه ساز CFD پیش‌گویی شده است.

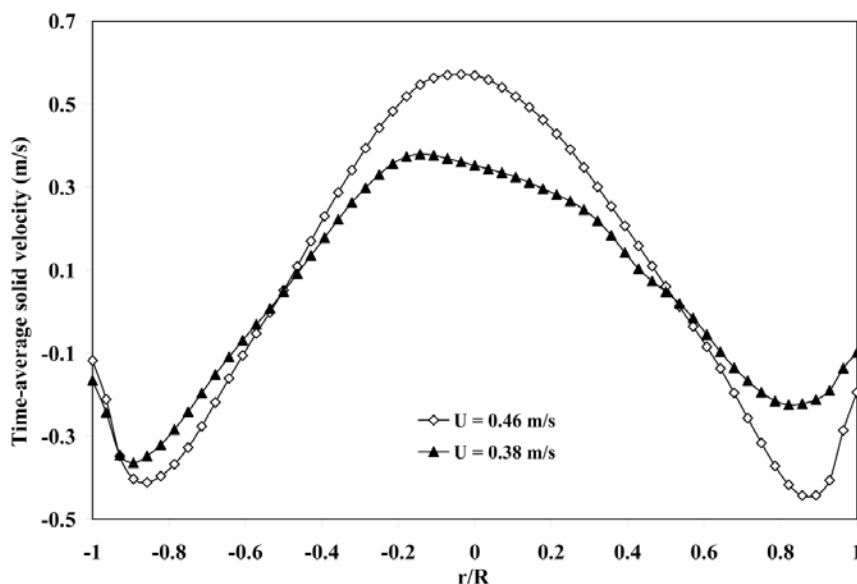
در شکل (۹) متوسط زمانی جزء حجمی گاز در

شکل (۱۲) تغییرات افت فشار حاصل از شبیه سازی CFD را به عنوان تابعی از زمان به ازای سرعت های مختلف نشان می دهد. همان طور که دیده می شود افت فشار کلی بستر مدام در حال نوسان بوده و هیچ گاه کاملاً ثابت نمی شود. نوسانات به دلیل تشکیل و شکستن حباب ها رخ می دهد و لذا افت فشار نیز همان گونه که انتظار می رود مقدار ثابتی نخواهد داشت، این موضوع در شکل (۱۲) تأیید گردیده است. در این شکل با افزایش سرعت گاز ورودی، حباب ها درشت تر شده و پیوستن و خرد شدن آن ها افزایش می یابد. در نتیجه، دامنه نوسانات افت فشار نیز با افزایش سرعت ظاهری گاز افزایش پیدا کرده است.

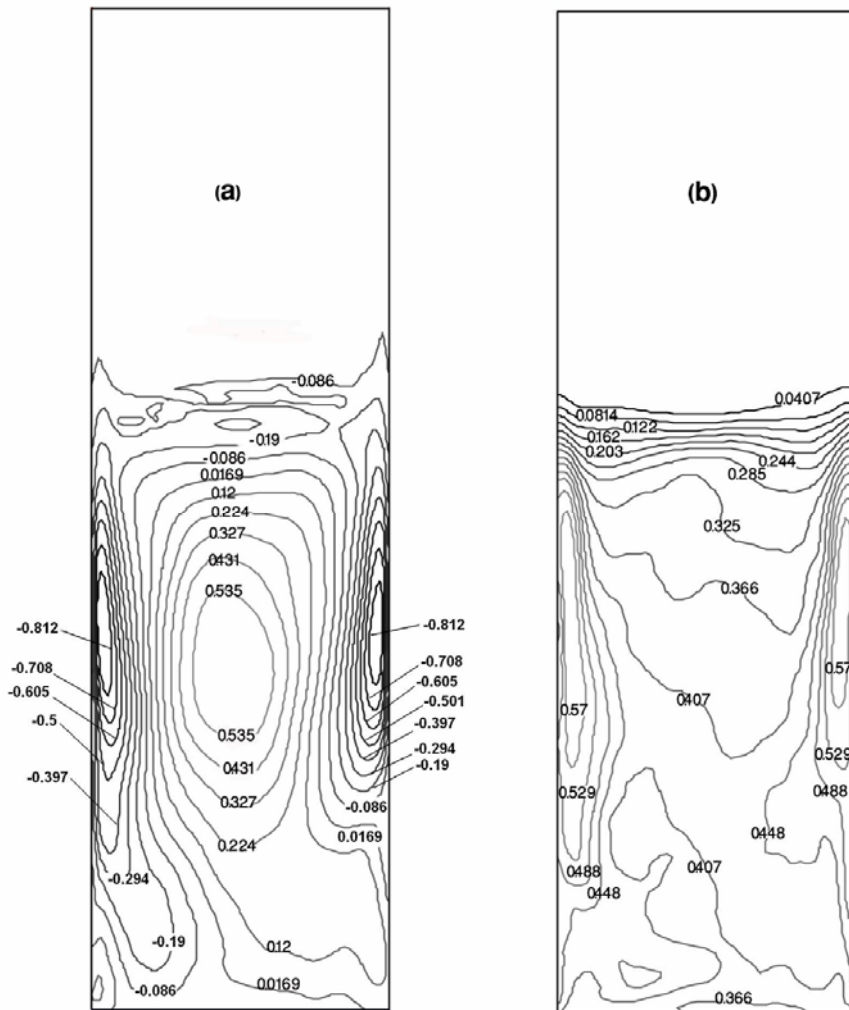
بیضوی را پوشش می دهند، از این ناحیه به بالا مجدداً سرعت ذرات جامد افت کرده و نهایتاً به مقدار منفی (برگشت ذرات به بستر) خواهد رسید.

همچنین شکل (۱۱-b) متوسط زمانی جزء حجمی ذرات جامد درون بستر را نشان می دهد. از این شکل می توان فهمید که دو ناحیه جهت توزیع غلظت ذرات جامد درون بستر وجود دارد که توسط Zhu و همکاران نیز به صورت تجربی به دست آمده است [23]، این دو ناحیه عبارتند از:

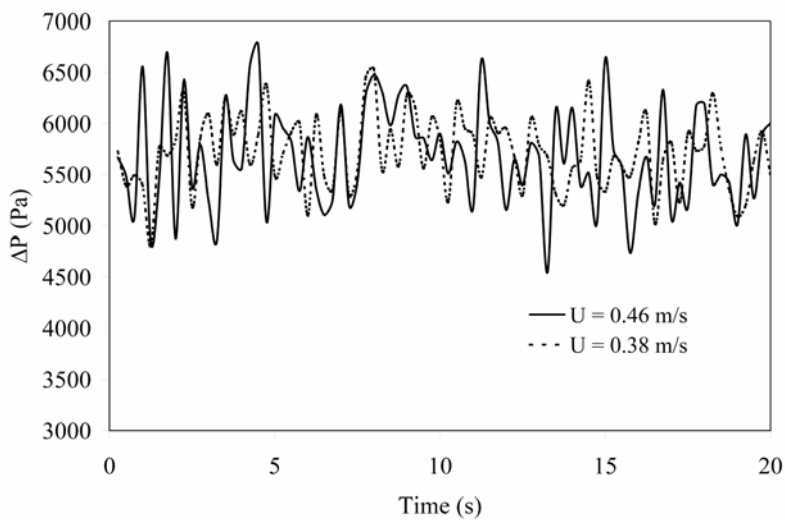
- ۱- مرکز بستر جایی که غلظت ذرات به دلیل عبور حباب های درشت تر، کم می باشد
- ۲- نزدیکی دیواره که به دلیل جریان برگشتی ذرات جامد، تراکم آن ها شدت بیشتری دارد.



شکل ۱۰ توزیع شعاعی متوسط زمانی سرعت ذرات جامد در ارتفاع ۰/۲ متر از توزیع کننده برای سرعت های مختلف گاز



شکل ۱۱ متوسط زمانی دو پارامتر (a) سرعت محوری ذرات درون بستر و (b) جزء حجمی ذرات جامد درون بستر



شکل ۱۲ نتایج افت فشار حاصل از شبیه سازی در سرعت های مختلف گاز ورودی

علائم و نشانه		نتیجه گیری
Ar	عدد ارشمیدس	مطالعه حاضر نشان می دهد که معادلات ترکیبی ویسکوزیته و فشار جامدات در مدل های Syamlal-O'Brien و همکاران (Fluent (۲۰۰۲)) برای سیستم های حبایی نتایج مناسبی را حاصل می کنند.
C1	پیش فرض های مدل دراگ Syamlal-O'Brien، بی بعد	در این تحقیق نشان داده شد که برای کم تر کردن زمان مورد نیاز برای محاسبات می توان از ساده سازی معادله انتقال دمای دانه ای برای بستر شارانیده شده حبایی گاز- جامد چگال استفاده کرد که نتایج مشابه با حل کامل معادله انتقال دمای دانه ای را حاصل می کند.
C2	پیش فرض های مدل دراگ Syamlal-O'Brien، بی بعد	بنابراین برای بستر شارانیده شده حبایی چگال با ذرات از نوع Geldart B، به جای حل کامل معادله انتقال دمای دانه ای، می توان از معادله جبری دمای دانه ای استفاده نمود.
CD	ضریب دراگ، بی بعد	نتایج مدل با در نظر گرفتن چگونگی رشد و خرد شدن حبابها و توزیع اندازه آنها (نتایج کیفی) و همچنین نسبت انبساط بستر و متوسط زمانی جزء حجمی حباب به صورت محلی (نتایج کمی)، از تطابق خوبی با نتایج آزمایشگاهی برخوردار می باشد.
d_i	قطر ذرات، m	نتایج شبیه سازی نشان می دهد که با افزایش سرعت گاز ورودی، دامنه نوسانات افت فشار کل بستر افزایش می یابد.
e_{ss}	ضریب ارتجاع، بی بعد	روند سرعت ذرات جامد درون بستر به طور محلی و همچنین الگوی کلی سرعت ذرات درون بستر بررسی گردید. نتایج نشان می دهد که توزیع غلظت ذرات جامد در مرکز و نزدیکی دیواره به ترتیب کم تراکم و پر تراکم می باشد.
g	شتاب بخاطر نیروی جاذبه، m/s^2	از نتایج این تحقیق می توان در پدیده ساییدگی ذرات که از مسایل مهم بسترهای شارانیده شده گاز- جامد است، بهره گرفت. در صورت رهایی از محدودیت های سخت افزاری، می توان شبیه سازی سه بعدی این سیستم ها را با در نظر گرفتن توزیع کننده گاز مورد بررسی قرار داد، هر چند که اثرات توزیع کننده تحت بررسی می باشد.
$g_{0,ss}$	ضریب توزیع شعاعی، بی بعد	
H	ارتفاع انبساط یافته بستر، m	
H_0	ارتفاع اولیه بستر (حالت ایستایی بستر)، m	
\bar{I}	تانسور فشار، بی بعد	
I_{2D}	دومین ثابت انحرافی تانسور فشار، بی بعد	
$k_{\theta s}$	ضریب نفوذ انرژی دانه ای، $kg/(s.m)$	
Kgs	ضریب تبادل مومنتوم گاز/جامد، (kg/m^3s)	
P	فشار، Pa	
r	مختصات شعاعی، m	
Re	عدد رینولدز، بی بعد	
Re_t	عدد رینولدز حدی، بی بعد	
Re_{ts}	عدد رینولدز تحت شرایط حد ته نشینی برای یک ذره جامد، بی بعد	
t	زمان، s	
U	سرعت ظاهری گاز، m/s	
v_i	سرعت جزء i، m/s	
$v_{r,s}$	رابطه سرعت حد، m/s	
\bar{v}_s'	سرعت نوسانی ذرات، m/s	
$\langle \bar{v}_s' \rangle$	متوسط کلی سرعت نوسانی ذرات، m/s	
z	جهت ارتفاع اندازه گیری شده از توزیع کننده	

حروف یونانی

α_i	جزء حجمی
$\alpha_{s,max}$	محدوده پر شدن

fr	ترم مربوط به اصطکاک بین ذرات	γ_s	انرژی پراکندگی ناشی از برخورد
g	گاز	Θ_s	دمای دانه‌ای، m^2/s^2
i	اندیس عمومی	λ_i	ویسکوزیته توده ذرات جامد، $kg/(s \cdot m)$
kin	ترم مربوط به جنبش ذرات	ρ_i	دانسیتته، kg/m^3
mf	کمترین مقدار شارانیده شدن	τ_i	تنسور فشار، Pa
q	زیر نویس عمومی مربوط به فازها	ϕ	زاویه اصطکاک درونی، درجه
s	جامد	ϕ_{gs}	نرخ انتقال انرژی جنبشی، $kg/(s^3 \cdot m)$
T	تانسور فشار		
t	حد، مثال v_t یعنی سرعت حد		فهرست زیر نویس ها
		col	ترم مربوط به برخورد

مراجع

- Grace, J. R., and Taghipour, F., "Verification and validation of CFD models and dynamic similarity for fluidized beds", *Powder Technol.*, 139, pp. 99–110, (2004).
- Gidaspow, D., "Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions", Academic Press, San Diego, (1994).
- van Wachem, B. G. M., Schouten, J. C., Krishna, R., van den Bleek, C. M., and Sinclair, J. L., "Comparative analysis of CFD models of dense gas-solid systems", *AIChE J.*, 47, pp. 1035–1051, (2001).
- FLUENT Inc. FLUENT 6.0 User's Guide; FLUENT Inc, (2002).
- Jenkins, J. T., and Savage, S. B., "A theory for the rapid flow of identical, smooth, nearly elastic, spherical particles", *Fluid Mech. J.*, 30, pp. 187–202, (1983).
- Lun, C. K. K., Savage, S. B., Jeffrey, D. J., and Chepurniy, N., "Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flow field", *Fluid Mech. J.*, 140, pp. 223–256, (1984).
- Ding, J., and Gidaspow, D., "A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow", *AIChE J.*, 36, pp. 523–538, (1990).
- Kim, H. S., and Arastoopour, H., "Simulation of FCC particles flow behavior in a CFB using modified kinetic theory", *Can. J. Chem. Eng.*, 73, pp. 603–611, (1995).
- Ding, J. M., and Lyczkowski, R. W., "Three-dimensional kinetic-theory modeling of hydrodynamics and erosion in fluidized-beds", *Powder Technol.*, 73, pp. 127–138, (1992).

10. van Wachem, B. G. M., Schouten, J. C., Krishna, R., and van den Bleek, C. M., "Eulerian simulations of bubbling behavior in gas-solid fluidized beds", *Comput. Chem. Eng.*, 22, pp. 299–306, (1998).
11. Enwald, H., and Almstedt, A. E., "Fluid dynamics of a pressurized fluidized bed: comparison between numerical solutions from two-fluid models and experimental results", *Chem. Eng. Sci.*, 54, pp. 329–342, (1999).
12. Pain, C. C., Mansoorzadeh, S., and de Oliveira, C. R. E., "A study of bubbling and slugging fluidized beds using the two-fluid granular temperature model", *Int. J. Multiph. Flow*, 27, pp. 527–551, (2001).
13. Hosseini, S. H., Rahimi, R., Zivdar, M., and Samimi, A., "CFD simulation of gas-solid bubbling fluidized bed containing FCC particles", *Korean J. Chem. Eng.*, 26(5), pp. 1405–1413, (2009).
14. Hosseini, S. H., Zivdar, M., and Rahimi, R., "CFD simulation of gas–solid flow in a spouted bed with a non-porous draft tube", *Chem. Eng. Process.*, 48, pp. 1539–1548, (2009).
15. Utikar, R. P., and Ranade, V. V., "Single jet fluidized beds: Experiments and CFD simulations with glass and polypropylene particles", *Chem. Eng. Sci.*, 62, pp. 167–183, (2007).
16. Ahuja, G. N., and Patwardhan, A. W., "CFD and experimental studies of solids hold–up distribution and circulation patterns in gas–solid fluidized beds", *Chem. Eng. J.*, 143, pp. 147–160, (2008).
17. Syamlal, M., Rogers, W., and O'Brien, T. J., "MFIx Documentation: Theory Guide"; National Technical Information Service Springfield, VA, (1993)
18. Taghipour, F., Ellis, N., and Wong, C., "Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics", *Chem. Eng. Sci.*, 60, pp. 6857–6867, (2005).
۱۹. نصر اصفهانی؛ محسن، رحیمی؛ رهبر و حسینی؛ سید حسین، "بررسی هیدرودینامیک بستر سیال با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی CFD"، یازدهمین کنگره ملی ایران، دانشگاه تربیت مدرس، (۱۳۸۵).
20. Cammarata, L., Lettieri, P., Micale, G. D. M., and Colman, D., "2D and 3D CFD simulations of bubbling fluidized beds using Eulerian-Eulerian models", *Int. J. Chem. Reactor Eng.*, 1, Article A48, (2003).
21. Syamlal, M., and O'Brien, T. J., Office of fossil energy, national energy technology laboratory, Morgantown, WV, April, (1987).
22. Zimmermann, S., and Taghipour, F., "CFD modeling of the hydrodynamics and reaction kinetics of FCC fluidized-bed reactors", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 44, pp. 9818–9827, (2005).
23. Zhu, H., Zhu, J., Li, G., and Li, F., "Detailed measurements of flow structure inside a dense gas–solids fluidized bed", *Powder Technol.*, 180, pp. 339–349, (2008).