

بررسی تجربی و شبیه‌سازی عددی یک جریان سه‌فازی بستر سیال به کمک ردیابی تصویری ذرات

علی‌اکبر جمالی^۱ و شاهرخ شاه‌حسینی^۲

پژوهشکده مهندسی توسعه فرایندهای
شیمیایی پژوهشگاه صنعت نفت

دانشکده مهندسی شیمی
دانشگاه علم و صنعت ایران

(تاریخ دریافت: ۹۳/۱/۲۰؛ تاریخ پذیرش: ۹۳/۶/۱۵)

چکیده

به لحاظ اهمیت اثرات پاشش فاز مایع در راکتورهای بالارونده شکست کاتالیستی سیال (FCC)، بررسی تجربی و شبیه‌سازی مشخصه‌های هیدرودینامیکی یک بستر سیال سه‌فازی مورد توجه قرار گرفته است. بر اساس یک مدل سه‌بعدی گذار، یک شبیه‌سازی سرد با رویکرد اولیری مشابه شرایط واقعی جریان انجام گرفت. در کار حاضر، معادلات حاکم، شامل پیوستگی، ممتموم و انتقال حرارت برای فازها، یک معادله دمای دانه‌ای برای تعیین برهم‌کنش ذرات جامد مطابق تئوری سینتیک جریان دانه‌ای و یک مدل اغتشاش پراکنده، برای توصیف اثرات آشفستگی جریان چندفازی به‌کار برده شدند. حل معادلات به کمک روش حجم محدود صورت گرفت. علاوه بر توزیع کسر حجمی فازها، برای تعیین سرعت ذرات جامد به شیوه ردیابی تصویری ذرات (PIV)، از یک سامانه تصویربرداری دیجیتال برداشت سریع استفاده شد. با اعمال الگوریتم همبستگی متقابل، مقادیر و نیز توزیع سرعت محوری و شعاعی ذرات در ارتفاعات مختلف رایزر به‌دست آمدند. نتایج شبیه‌سازی دوفازی نشان می‌دهد که در اکثر مقاطع یک توزیع سهموی از سرعت ذرات وجود دارد، به‌گونه‌ای که سرعت در نزدیکی دیواره بستر مقادیر کمتری نسبت به نواحی میانی دارد. متقابلاً، نتایج سه‌فازی آشکار می‌کند که فاز سوم تزریق شده تغییرات عمده‌ای را در الگوی جریان ایجاد کرده است. نتایج شبیه‌سازی بر پایه CFD مطابقت خوبی با داده‌های تجربی نشان می‌دهد.

واژه‌های کلیدی: بستر سیال، شبیه‌سازی هیدرودینامیکی، ردیابی ذرات، پاشش، میدان سرعت، کسر حجمی

Experimental and Numerical Investigation of a Three-phase Fluidized Bed, Using Particle Image Velocimetry

A.A. Jamali and S. Shahhosseini

School of Chemical Engineering
Iran Univ. of Science and Technology

Y. Behjat

Petroleum Industry Research Center

(Received: 9 April, 2014; Accepted: 6 September, 2014)

ABSTRACT

Due to the importance of the impacts of spraying a liquid into FCC riser reactors, the hydrodynamic characteristics of risers have been numerically and experimentally investigated. Based on a 3D transient model with Eulerian approach, a cold simulation was carried out in conditions similar to flow in a FCC riser reactor. The governing equations for the phases and an equation based on the kinetic theory of granular flow (KTGF), as well as the dispersed turbulence model were applied. The governing equations were numerically solved by FVM for all of phases. Besides volume fraction distribution of the phases, solid particle velocity was determined by utilizing a fast digital image capturing system and particle image velocimetry (PIV) technique. In addition, the particle velocity profile in each height of the riser was obtained via image processing and the cross-correlation algorithm. The results of two-phase simulations show that in most axial levels of the riser, there is a parabola-shaped velocity profile so that the particle velocity near the bed walls is lower than that in the central regions. The results of three-phase simulations revealed that the injection of the third phase into the bed leads to phenomenal changes of the flow pattern. Our results based on CFD are in relatively good agreements with the experimental data.

Keywords: Fluidized Bed, Hydrodynamic Simulation, Particle Tracking, Spray, Velocity Domain, Volume Fraction

۱- دانشجوی دکتری: jamalis5@iust.ac.ir

۲- دانشیار (نویسنده پاسخگو): shahrokh@iust.ac.ir

۳- استادیار: ybehjat@iust.ac.ir

۱- مقدمه

پیش‌بینی عملکرد فرایند شکست کاتالیستی^۱ در راکتورهای بالارونده بستر سیال، مستلزم شناخت هیدرودینامیک پیچیده بستر سیال سه‌فازی است. علی‌رغم کاربردهای گسترده بسترهای سیال، درک پدیده‌های هیدرودینامیکی وابسته به زمان به‌ویژه در جریان‌های چندفازی محدود است. این پدیده‌ها شامل تنوع رژیم جریان، رفتار فاز، تفکیک و پیوستن اجزاء و ساختارهای گردابه‌ای حاکم بر میدان جریان در بستر سیال سه‌فازی است. بررسی CFD و شبیه‌سازی سه‌بعدی هیدرودینامیک بستر سیال، لایه‌های پنهان جریان چندفازی شامل رفتار ناشی از فیزیک متفاوت و تغییر در شرایط عملیاتی بستر را روشن می‌سازد. این گوناگونی رفتاری تحت عنوان رژیم سیال‌سازی قابل مطالعه است. بسیاری از محققان چارچوب اولیه را برای فاز پراکنده به عنوان محیط پیوسته با قابلیت نفوذ در نظر گرفته‌اند. گرچه برخی مدل‌های محاسباتی قادر به پیش‌بینی سرعت و قطر خوشه‌ها در بستر سیال هستند؛ لیکن به فراخور اختلاف در بارگذاری ذرات و نوسان در شار جرمی جامد، مدل‌ها بعضاً شرایط متفاوتی دارند. بررسی مشخصه‌های هیدرودینامیکی میدان‌های جریان بیش از دو فاز کانون توجه بسیاری از محققان است. تاکنون در این زمینه فعالیت‌های گوناگونی صورت گرفته است. در یک مطالعه، مدل‌های تک‌فازی و دو‌فازی برای راکتورهای بستر سیال توسط مستوفی و همکارانش ارزیابی شده است [۱]. کویی و همکاران با ذکر فرضیاتی برای تخمین پارامترهای هیدرودینامیکی بستر سیال به ارزیابی توصیف مشخصه‌های دینامیکی توزیع گاز - جامد پرداخته‌اند [۲]. بی و همکارانش به معرفی انواع مدل‌های رایج در بررسی هیدرودینامیک بسترهای سیال پرداخته است [۳]. تسائو و گیداسپاو با طرح یک مدل دوبعدی ضمن ملاحظه خوشه ذرات و جریان هسته - حلقه در شبیه‌سازی CFD به پیش‌بینی رفتار ساختارهای پدید آمده پرداختند [۴]. انتظار در پیش‌بینی مدل‌های دو بعدی جریان منجر شد تا ارسطوپور و همکارانش نیز گامی در توسعه مدل‌ها و تحلیل دقیق هیدرودینامیک جریان رقیق دو‌فازی گاز - جامد بردارند [۵]. با تمرکز بر نظریه سینتیک جریان دانه‌ای، هوپلین و گیداسپاو به اندازه‌گیری دمای دانه‌ای و فشار فاز جامد پرداختند و با ملاحظه اثر لزجت‌های اصطکاکی و سینتیکی عملکرد ذرات جامد در رایزر بستر سیال گردشی^۲ را مورد توجه قرار دادند [۶ و ۷]. همزمان با گسترش زمینه‌های کار عددی در بستر سیال، یک شبیه‌سازی جریان گاز - جامد با نگاه اولیه آمد به‌طوری که فعالیت محاسباتی و تجربی تقی‌پور و همکارانش، اقدام مفیدی در بررسی رفتار جریان در راکتور بستر سیال گاز - جامد بود. آنان با تکیه بر برهم‌کنش ذرات، کمیته را به عنوان ضریب ارتجاعی^۳ ذره - ذره قائل شدند [۸]. به موجب ارائه یک

مدل و شبیه‌سازی هیدرودینامیکی جریان دو فازی، نتایج تجربی لی‌و [۹]، توسط تقی‌پور و المطهر به کار گرفته شد و نتایج عددی و تجربی مورد مقایسه قرار گرفت [۱۰]. تسائو و گیداسپاو تشکیل خوشه ذرات^۴ و پیش‌بینی جریان هسته حلقوی را با استفاده از مدل دو بعدی شبیه‌سازی کردند [۱۱]. از آنجا که مدل‌های جریان دانه‌ای^۵ مبنای پیوسته^۶ دارند و اغلب برای شبیه‌سازی راکتورهای بستر سیال در مقیاس بزرگ مملو از ذره مناسب می‌باشند؛ اهمیت این تئوری منجر شد تا نری [۱۲] نیز به مطالعه هیدرودینامیک جریان دو‌فازی گاز - جامد بپردازد. بن-یحیی و همکارانش با ارائه مدلی، رفتار جریان گاز - جامد را شبیه‌سازی کردند و برای فازها توزیع سرعت، کسر حجمی، فشار و پارامترهای آشفستگی را به دست آوردند [۱۳]. به دلیل وجود ابهامات قابل تأمل در زمینه توصیف دینامیک و درک اثر متقابل اجزاء، آشفستگی جریان و پیچیدگی‌های قابل تفسیر جریان‌های بیش از دو فاز، در مطالعه جامع دلنویج [۱۴]، یک مدل سه بعدی معرفی شد.

با افزایش کسر حجمی ذرات و برهم کنش ذرات، داشتن معیاری برای بیان غلظت فاز جامد ضروری است. بر خلاف جریان‌های رقیق، متناسب با افزایش کسر حجمی (بالتر از ۰/۱)، جریان در زمره جریان‌هایی محسوب می‌شود به نحوی که اهمیت برخورد متقابل بین ذرات، تحلیل‌های بین دو فاز را در دسته کوپل چهار - راهه^۷ قرار می‌گیرد [۱۵]. تسوجی و موریکاوا با اندازه‌گیری‌های یک جریان دو‌فازی جامد - گاز (هوا) به کمک LDV نشان دادند که ذرات جامد با قطرهای کمتر از ۲۰۰ میکرون شدت اغتشاش و سرعت فاز سیال را افزایش نمی‌دهند و قطرهای بزرگ‌تر شرایط متفاوتی را رقم می‌زنند [۱۵]. گر و کراو در تحلیل نوسانات آشفستگی ناشی از وجود فاز پراکنده به نتیجه مشابهی که ذرات کوچک تمایل به کم کردن اغتشاش از خود بروز می‌دهند، رسیدند [۱۶]. انباشتگی فاز جامد به عنوان یک‌فاز پخش شده در فاز حامل از مهم‌ترین عوامل بررسی بسترها به‌شمار آمده و مشابه شرایطی که ماندگی گاز در افزایش مقیاس برج‌های حبایی مؤثر است [۱۷]، بر کارایی بستر تأثیر دارد.

استفاده از دوربین‌های دیجیتالی برداشت سریع در بسترهای سیال برای اندازه‌گیری سرعت و توزیع اندازه اجزاء سابقه محدودی دربردارد. بووا و راناد، متعاقب طراحی یک توزیع‌کننده به‌عنوان ابزار برای هدایت فازها در تحلیل نظری و تجربی یک برج حبایی مستطیلی، داده‌های توزیع اندازه حباب را با ردیابی توسط یک دستگاه پر سرعت^۸ ثبت کردند [۱۸]. برای نمایش برهم‌کنش گاز - جامد در مقادیر بالای سرعت گاز و فلاکس جرمی جامد، یک فعالیت آزمایشگاهی نیز توسط میکائیل و همپل ضمن تحلیل دیجیتالی تصاویر صورت گرفت [۱۹].

4- Cluster

5- (GFM) Granular Flow Model

6- Continuum

7- Four-Way Coupling

1- FCC (Fluid Catalytic Cracking)

2- CFB (Circulating Fluidized Bed)

3- Restitution Coefficient

مکرر انواع جت، در صدد بررسی چگونگی انتشار جریان پیچیده جت و اثرات عملکرد آنها به کمک اشعه ایکس و سامانه تصویربرداری دیجیتال بر آمدند [۳۱]. نتایج کار آنها نشان داد که زاویه بازشدگی جت گاز-مایع در مقایسه با جت گاز به طور قابل ملاحظه‌ای کاهش می‌یابد. آنگر و همکارانش با استفاده از مدل سازی CFD و به کارگیری تکنیک ردیابی ذرات به شیوه تصویربرداری^۱ جریان در محیطی با دو جت مختلف را مدل سازی کردند. آنها نتیجه گرفتند در صورتی که هندسه سیستم نامتقارن باشد، رشد مطلوب تری در اختلاط پدید می‌آید [۳۲].

کار حاضر نیز با استفاده از محاسبات CFD، به تفسیر الگوی جریان درون رایزر با حضور فاز سوم پرداخته و تفاوت‌های ناشی از حضور و یا عدم دخالت مایع پاشش شده در بستر سیال را روشن می‌سازد. شرایط جریان در بخش‌های مختلف رایزر نظیر مرکز، دیواره‌ها و محفظه آزمون شرح داده می‌شود. با مدلسازی سه بعدی میدان جریان، معادلات حاکم به منظور بررسی رفتار بستر و اثرات تقابلی سه فاز در یک راکتور بالارونده به بلندی ۱۳/۲ سانتی متر اقامه و حل شده است. مدلسازی هیدرودینامیکی انتشار فاز مایع در ارزیابی الگوی جریان منجر به اخذ نتایج شبیه سازی شده است. با ارائه توزیع سرعت و انباشتگی فازها، برخی نتایج حاصل از شبیه سازی هیدرودینامیکی مشخصه‌های بستر سیال توصیف می‌شود. نتایج شبیه سازی با کمک داده‌های تجربی حاصل از به کارگیری PIV اعتبارسنجی می‌شود. پیش بینی نتایج شبیه سازی منطبق با داده‌های تجربی موافقت خوبی را به همراه دارد.

۲- سامانه آزمایشگاهی

بررسی هیدرودینامیک بستر سیال و الگوی جریان چندفازی مستلزم مطالعه تجربی مشخصه‌های جریان، انباشتگی و توزیع میدان سرعت ناشی از حضور فاز پراکنده با جریان متقاطع (پراکنش فاز مایع) در حالت ناپایا، سه بعدی و آشفته است. سامانه تجربی بستر سیال سه فاز شامل ابزار و تجهیزات مندرج در جدول ۱ در قالب طرحواره شکل ۱، معرفی شده است.

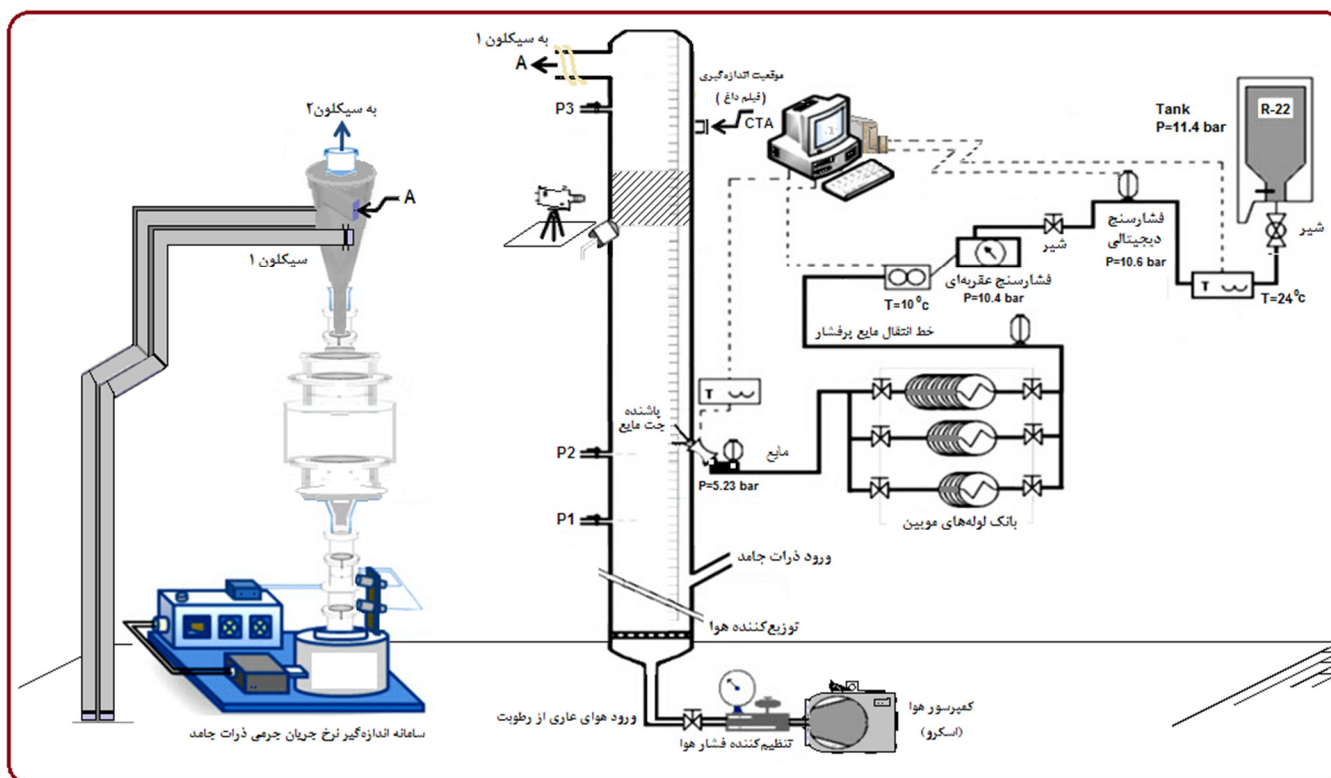
چگونگی تبخیر قطره مستلزم بررسی تاریخچه تغییرات قطر قطرات تبخیرشونده نسبت به زمان است. در یک کار تحقیقی به کمک برداشت سریع تصویر از قطرات ۱۲۶۰ میکرونی کروسن مایع توسط دوربین سرعت بالا، زمان عمر قطره ارزیابی شد [۲۰]. براساس مطالعات قاسم، ضمن تفکیک دو ناحیه برای تبخیر نتیجه گرفته شد که در مرحله اولیه تمامی گرمای منتقل شده به قطره صرف افزایش دما و انبساط آن می‌گردد. سپس با تبخیر از سطح خارجی قطره و فراگیری بخار در اطراف آن فرایند تبادل گرما مختل شده و نرخ افزایش دمای قطره کاهش می‌یابد. در این وضعیت، قطره صرفاً با دریافت سهم معینی از انرژی معادل با گرمای نهان تبخیر، در دمای جوش به تعادل می‌رسد. پس از این، رژیم دوم تبخیر با روندی خطی و دائم ادامه یافته تا سرانجام قطره به طور کامل بخار می‌شود. طول نفوذ اسپری شدیداً به نرخ تبخیر قطرات مایع وابسته است.

علی‌رغم وجود مدل‌های عددی متعدد مستندات اندکی در توصیف اثرات پراکنش فاز مایع تبخیر شونده در دست است. به منظور پیش بینی عملکرد واحدهای FCC، شبیه سازی‌های گوناگونی برای جریان سه فاز در منابع گزارش شده است. به طور جداگانه گائو و همکاران [۲۱] و نیز گوپتا و راثو [۲۲ و ۲۳]، برای پیش بینی عملکرد راکتور بالارونده FCC با مشاهده اثرات پاشش، یک مدل سه فاز را توسعه دادند. نایاک و همکاران، در مسیر درک اثر پارامترهای عملیاتی راکتور، هیدرودینامیک و برهم کنش‌های اجزاء جریان‌های چندفازی به طور همزمان ترابرد جرمی، انتقال حرارت، تبخیر قطرات و واکنش‌های شکست کاتالیستی را در یک بالارونده مطالعه کرده و اتفاقات درون آن را با رویکرد اولی-لاگرانژی شبیه سازی کردند [۲۴].

اسکوبی، با تزریق خوراک مایع توسط دو نازل در یک بالارونده به بلندی ۰/۴۵ متر به اندازه گیری پارامترهای هیدرودینامیکی جریان پرداخت. وی عملکردهای متفاوتی را با توجه به شار جرمی جامد، سرعت ذرات و کسر حجمی مایع گزارش کرد [۲۵]. زو و همکارانش [۲۶] با پاشش نیتروژن مایع به جریان رقیق گاز-جامد، تأثیرات فاز جامد را روی ساختار میکروسکوپی جت مایع تبخیری مطالعه کردند. بررسی عمق نفوذ جت نشان داد طول تبخیر با افزایش غلظت مواد جامد داغ کاهش قابل توجهی داشته است [۲۷]. شبیه سازی جت‌های تبخیری مربوط به جریان‌های گاز - جامد متقاطع و همسو انجام شد تا اینکه زو و همکاران در دو کار مستقل دیگر مدلی جامع برای مطالعه ویژگی‌های اختلاط یک جت مایع در حال تبخیر در جریان‌های سوسپانسیون گاز-جامد را توسعه دادند [۲۸ و ۲۹]. فن و همکاران، ویژگی‌های عمده جت‌های مایع تبخیرشونده در سیستم‌های سه فاز برای هر دو شرایط فاز جامد رقیق و چگال را مورد مطالعه قرار دادند [۳۰]. با پیشرفت فناوری و توسعه ابزارهای دیجیتال و پردازش تصویر در دو دهه اخیر پژوهشگران عرصه دینامیک سیال شیوه‌های مناسبی را برای توسعه تحقیقات خود یافتند. آریپادی و همکارانش با تزریق‌های

جدول (۱): معرفی راکتور بالارونده و سایر تجهیزات.

۱- مخزن تحت فشار فریون مایع	۲- فشارسنج دیجیتال
۳- فشارسنج عقربه‌ای	۴- فلومتر توربینی و پروانه‌دار (جریان‌سنج مایع)
۵- ترموکوپل (ها)	۶- انبساط دهنده نوری ^۱
۷- دسته لوله‌های موئین	۸- رایانه و نرم‌افزار جمع‌آوری و تحلیل داده
۹- شیر (ها) و اتصالات	۱۰- جریان‌سنج دما ثابت CTA و کاوشگر فیلم داغ HF
۱۱- لیزر با طول موج ۵۳۲ نانومتر	۱۲- میدل آنالوگ به دیجیتال (A/D) و ثبت‌کننده اطلاعات
۱۳- دوربین پر سرعت با وضوح بالا	۱۴- کمپرسور هوا به همراه سامانه اندازه‌گیر سرعت و جریان هوا
۱۵- همگام‌گر ^۲	۱۶- نازل افشان مایع مجهز به جریان‌سنج و سامانه کنترل دبی حجمی مایع
۱۷- چاپر واسنج	۱۸- رایزر بستر سیال پیرکس- کوارتز، مجهز به سامانه اندازه‌گیر دبی جرمی ذرات جامد به همراه سیکلون‌ها



شکل (۱): شماتیک سامانه تجربی بستر سیال به همراه نمایش مجاری و تجهیزات الحاقی شامل کمپرسور، مجرای ورود هوا، توزیع‌کننده، ابزار تزریق فاز مایع، سیکلون و سامانه اندازه‌گیر دبی ذرات جامد.

سامانه اخذ داده متصل می شود. مبدل A/D دارای رزولوشن ۱۶ بیتی می باشد که در محدوده ۱۰- تا ۱۰ ولت کار می کند. با اخذ داده ها، محاسبات براساس برنامه نگارش شده در محیط labVIEW® انجام می گیرد.

با تنظیم شرایط آزمایش، تصویربرداری از ذرات جامد درخشش یافته ناشی از تابش پرتوی لیزر سبز رنگ با طول موج ۵۳۲ نانومتر امکان پذیر می شود. یک دوربین پر سرعت (BASLER مدل A504kc) با وضوح بالا به عنوان ثبت کننده پیوسته فریم های تصویری با امکان اخذ تصاویر (حداکثر نرخ برداشت ۱۵/۷۰۰ fps) و یک برنامه تدوین یافته پردازش تصویر، مشاهدات جریان را به داده های قابل تحلیل PIV مرتبط می سازند.

۲-۱- ردیابی ذرات به شیوه تصویربرداری

انعکاس بسیار خوب و درخشندگی حاصل دریافت نور توسط ذرات جامد میکرونی آلومینا (کاتالیست متداول در صنعت FCC) امکان ردیابی ذرات را به شیوه تصویربرداری به کمک یک روش اندازه گیری اپتیکی پیشرفته (تکنیک PIV، حاصل دستاوردهای تحقیقی مطالعه حاضر) محقق می کند. بر اساس دانش فنی کسب شده، مقدار جابه جایی ذرات جامد در سیال و میدان سرعت لحظه ای اجزاء در حال حرکت واضح می شود. در بهره گیری مؤثر از این فناوری اغلب از دوربین با تراشه نیمه هادی اکسید فلزی تکمیلی CMOS و یا نوعی دوربین های حالت جامد مجهز به CCD، دارای سلول های حساس به نور که متناسب با شدت پرتو دریافتی، ولتاژهای مختلفی را تولید می کنند؛ استفاده می شود. در این روش در بازه های زمانی مورد نظر، تصاویر متوالی از ذرات جامد درخشش یافته ناشی از تابش پرتو لیزری ساطع شده از منبع لیزر دیودی حالت جامد دریافت می شوند. با الهام از فیزیک نور و لیزر، استفاده از برخی ابزارهای اپتیکی، عدسی ها و انبساط دهنده نور تعبیه شده روی میز اپتیکی یک صفحه نوری^۱ برای درخشندگی سازی پهنه وسیعی از ذرات جامد جاری در بستر ایجاد می شود. پلان تصویربرداری از محفظه آزمون، از یک سو، متناسب با سایز ذرات جامد و سرعت ظاهری گاز و از سوی دیگر هماهنگ با معیار تفکیک پذیری و وضوح گرافیکی دوربین قابل تنظیم است. بر اساس طرح آزمایش نرخ واقعی فریم های تصویری معادل ۱۰/۰۰۰ فریم در ثانیه در نظر گرفته شد. با پردازش روی تصاویر اخذ شده برخی مشخصه های جریان شامل جابه جایی، کسر حجمی و مؤلفه های سرعت ذرات جامد به دست آمدند. عمل پردازش تصویر با نگارش برنامه GUI، موسوم به PIVtool پیاده سازی شده در محیط نرم افزار متلب انجام شد. در روند مقابله تطبیقی تصاویر، مشخصه های ذرات جامد در نتیجه تعقیب پنجره های بازرسی مطابق روش همبستگی متقابل به دست آمدند.

یک سامانه بستر سیال آزمایشگاهی برای انجام مجموعه ای از آزمایشات سرد مشابه رفتار واقعی یک بالارونده عمودی واحد شکست کاتالیستی سیال، مطابق شکل یک طراحی، ساخته و نصب گردید. ارتفاع بستر سیال ۱۱۳/۲ و قطر بالارونده ۷/۶ سانتی متر می باشد. در سامانه تجربی مایع تبخیرشونده (فریون مایع) مورد نیاز برای پاشش، توسط یک مخزن فشار بالا در حدود فشار ۱۱/۵ بار تغذیه می شود. خوراک مایع از طریق مجرای مایع و عبور از هر دو فشارسنج کالیبره شده و جریان سنج توربینی جریان می یابد.

در این مسیر بانک لوله های موین (انبساط دهنده جریان) در خط انتقال فریون صرفاً به عنوان ابزاری برای تأمین افت فشار مایع مجهز به شیرهای مربوطه در نظر گرفته شده است. از این طریق متناسب با فشار مورد درخواست در بالارونده، امکان تنظیم فشار مایع در سر نازل پاشنده مایع میسر شده و فریون مورد نیاز به رایزر تحویل می شود. سه نوع ترموکوپل از نوع K عرضه شده توسط گروه ابزارآلات Fluke®، مناسب برای اندازه گیری درجه حرارت به همراه یک شماره انداز دیجیتال دما KI&BNT® استفاده شده است. برای ارزیابی و ثبت فشار جریان مایع از یک فشارسنج دیجیتال P&M® و یک فشارسنج عقربه ای (PAKKENS®) برای رؤیت سریع فشار خط انتقال استفاده شد. جت مایع توسط یک پاشنده پلین جت، با قطر نازل ۰/۹ میلی متر، مطابق با طرح آزمایش، با سرعت (وابسته به فشار کل خروجی از نازل) و زاویه مورد نظر تنظیم شده و به داخل رایزر تزریق می شود. فشار اولیه و دمای تزریق فریون مایع به ترتیب در محدوده ۴/۶ تا ۹ بار در پایین تر از دمای محیط قابل تنظیم است. هوا در دمای اتاق، به عنوان فاز پیوسته با ورود از مجرای پایین بستر و گذشتن از یک توزیع کننده، بستر را تغذیه می کند. یک کمپرسور با مخزن ذخیره ۱۰۰۰ لیتر هوای مورد نیاز را تأمین می کند. روند جمع آوری داده های فشاری برای جریان هوای ورودی با عبور هوا از یک سامانه مجهز به لوله های پیتو- استاتیک و یک مبدل DAQ با فرکانس داده برداری ۱۰ kHz برای هر کانال صورت می گیرد. دبی و سرعت فاز گاز در کسرهای زمانی (یک ده هزارم ثانیه) در طول آزمایش محاسبه و ثبت می شود.

ذرات جامد ورودی (آلومینای تک سایز ۹۵ میکرون) به طور مناسبی به کمک توزیع کننده هوا با هوا مخلوط شده و در مسیر جریان یکنواخت تر قرار می گیرند. با اعمال این شرایط هر دو فاز در داخل رایزر یکنواخت و بدون وقفه ادامه مسیر داده و با سمت گیری به سوی هر دو سیکلون پر ظرفیت و پر بازده بستر را ترک می کنند. کلیه مجاری تأمین کننده سه فاز، به یک سامانه ثبت داده ۱۶ کاناله از شرکت Advantech®، سری USB_4716 با توان داده برداری ۲۰۰ kHz تجهیز شده است. با فعال کردن ۶ کانال از آن، هر سه دستگاه شامل سنسورهای فشار (برای تعیین دبی جرمی و سرعت فاز گاز)، حسگرهای خازنی (برای سنجش وزن و حجم ذرات جامد) و پالس متر خروجی جریان متصل به فلومتر توربینی پروانه دار (ابزار تشخیص دبی حجمی مایع) به

در اینجا با اختصاص زیروند i برای فازها، نمادهای ρ_i, v_i, ϕ به ترتیب نمایانگر کسر حجمی، دانسیته، سرعت فاز و ضریب درگ بین فازی می‌باشند. ششمین عبارت سمت راست رابطه، تبادل مومنتوم ناشی جرم منتقله حاصل از تبخیر را نشان می‌دهد. معادله اندازه حرکت برای هر دو فاز جامد s و مایع l ، مطابق زیر بیان می‌شوند:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s u_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s u_s u_s) =$$

$$\alpha_s \rho_s g - \alpha_s \nabla P + \nabla \alpha_s \tau_s + \phi_{gs} (u_g - u_s) - \phi_{sl} (u_s - u_l), \quad (5)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_l \rho_l u_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l u_l u_l) =$$

$$\alpha_l \rho_l g - \alpha_l \nabla P + \nabla \alpha_l \tau_l - \phi_{sl} (u_s - u_l) - \phi_{lg} (u_l - u_g) - \Gamma_{gl} u_l. \quad (6)$$

نیروی درگ بین فازی جامد و مایع به کمک مدل درگ گیداسپاو به دست می‌آید. برای برهم‌کنش گاز-مایع از مدل درگ شیلر و نیومن استفاده می‌شود. اغلب با استفاده از داده‌های تجربی، ضریب تبادل مومنتوم بین فازی سیال و جامد تعیین می‌شود.

۳-۲-۱- تئوری جنبشی جریان دانه‌ای

گرادین فشار فاز جامد از تنش‌های نرمال در نتیجه برهم‌کنش ذره-ذره مطابق تئوری جنبشی جریان دانه‌ای^۱ حاصل می‌شود. گرچه در بسترهای سیال، تانسور تنش فاز جامد حاصل از تئوری نقش محدودی را ایفا می‌کند، لیکن در مقایسه با نیروهای درگ و جاذبه کمیت قابل توجهی هستند. به واسطه برهم‌کنش بین ذرات در جریان دانه‌ای، با به‌کارگیری یک رابطه برای تنش فاز جامد معادله مومنتوم کامل می‌شود. مطابق نظریه جنبشی گازها، نتیجه تأثیر برهم‌کنش‌های ناشی از حرکت ذرات با الهام از تنش‌های مؤثر به لحاظ جریان ذره (سهم سینتیک) و تصادم رویارو (سهم برخورد) برجسته می‌شود. در اینجا مشابه با ترمودینامیک و جایگاه دمای گاز، دمای دانه‌ای به‌عنوان معیاری از انرژی نوسانات سرعت ذرات مطابق عبارت $\Theta = \frac{1}{3} \langle v^2 \rangle$ برای فاز جامد معرفی می‌شود.

دمای دانه‌ای فاز جامد متناسب با انرژی جنبشی ناشی از حرکت تصادفی ذرات جامد بیان می‌شود. از آنجا که تنش فاز جامد به بزرگی نوسانات سرعت ذره وابسته است، با ملاحظه نوسانات سرعت ذره، همراهی موازنه انرژی دانه‌ای $(\frac{3}{2} \Theta)$ به‌عنوان یک معادله انتقال برای تکمیل توازن مومنتوم در فاز جامد ضروری است. مطابق شرح زیر رابطه انتقال دمای دانه‌ای حاصل تئوری سینتیک ارائه می‌شود:

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

$$(-p_s \overline{\overline{I}} + \overline{\overline{\tau}}_s) : \nabla u_s - \nabla \cdot (k \Theta_s \nabla \Theta_s) - \gamma \Theta_s - \phi_{gs}. \quad (7)$$

مجموعه عبارات سمت راست معادله، به‌ترتیب شامل نرخ تولید انرژی برشی ناشی از تانسور تنش جامد، انتقال نفوذ انرژی (بیانگر فلاکس نفوذ

۳- معادلات حاکم و مدل‌سازی جریان چندفازی

به موجب اصول بقاء، معادلات دیفرانسیل حاکم بر دامنه حل شامل معادلات پیوستگی، مومنتوم و انرژی اقامه می‌شوند. با حاکم بودن اصول بقاء، فرض بر آن است که معادلات ناویراستوکس به‌عنوان کامل‌ترین روابط حاکم بر جریان سیال در حالت سه‌بعدی موجود باشند. با تکیه بر دیدگاه اوپلری، مدل هیدرودینامیکی بسترسیال سه‌فازی در جریان مغشوش ناپایا و تراکم‌ناپذیر، زمینه‌ساز ارزیابی تأثیر تزریق جت مایع روی مشخصه‌های جریان و عملکرد بالارونده خواهد بود. در این مدل با فرض پیوسته بودن فازها، معادلات بقاء برای هر سه‌فاز نوشته شده است. به لحاظ برهم‌کنش ذرات خواص فاز جامد با حل معادله دمای دانه‌ای (یک سوم میانگین مجذور سرعت نوسانی ذرات) مطابق تئوری سینتیکی جریان دانه‌ای به دست می‌آید. با ملاحظه نیروی درگ در معادله مومنتوم و وجود عبارات جرمی و حرارتی به ترتیب در معادلات پیوستگی و انتقال حرارت ارتباط میان فازها واضح می‌گردد. جزئیات مدل محاسباتی میدان جریان با ملاحظه برهم‌کنش‌های فازی ارائه می‌شود.

۳-۱- بقاء جرم

معادلات بقاء در جریان‌های چند فازی، با ملاحظه کسر حجمی فازها تعدیل می‌شوند. در دیدگاه اولری، چون حجم یک فاز معین توسط سایر فاز اشغال نمی‌شود، با ورود مفهوم کسر حجمی، ماندگی به‌صورت توابعی پیوسته از فضا و مکان (با مجموع برابر یک در کل میدان جریان) تعریف می‌شود. با این شرط، معادله پیوستگی برای فازهای گاز، جامد و مایع به‌ترتیب به شرح زیر بیان می‌شود:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g u_g) = \Gamma_{gl}, \quad \Gamma = \sum_{p=1}^N M_{gp}, \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s u_s) = 0, \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}((1 - \alpha_g - \alpha_s) \rho_l) + \nabla \cdot ((1 - \alpha_g - \alpha_s) \rho_l u_l) = \Gamma_{lg}. \quad (3)$$

شرح دقیق جریان چند فازی مستلزم ملاحظه سهم حضور هر فاز و کسرهای حجمی α_i می‌باشد. Γ ، ترم مرجع جرمی در واحد حجم در اثر انتقال جرم ناشی از فرایند تبخیر از فاز مایع (فریون تبخیرشونده) به مخلوط گازی می‌باشد. به‌دلیل شرایط ترمودینامیکی فاز پیوسته، امکان انتقال جرم از گاز به مایع وجود ندارد، فلذا کمیت این ترم معادل صفر است.

۳-۲- معادلات مومنتوم

پایستگی اندازه حرکت برای فاز گاز به‌صورت زیر بیان می‌شود:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g u_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g u_g u_g) =$$

$$\alpha_g \rho_g g - \alpha_g \nabla P + \nabla \alpha_g \tau_g - \phi_{gs} (u_g - u_s) - \phi_{gl} (u_s - u_l) + \Gamma_{gl} u_l. \quad (4)$$

۳-۵- توربولانسی جریان چندفازی

اغتاش مهم ترین مشخصه جریان های گاز- جامد خصوصاً در شار جرمی ذرات و رینولدزهای بالا می باشد. مدلسازی فرایند اغتشاش چندفازی به دلیل تعدد عبارات در معادلات، بسیار پیچیده است. مدل توربولانسی $k-\varepsilon$ برای تمامی فازها قابل دسترس می باشد. زمانی که غلظت فاز ذره رقیق باشد، مدل اغتشاش پراکنده در جریان های چند فازیه پیشنهاد خوبی است. به طور ذاتی فیزیک حاکم در حرکت نوسانی ذرات جامد توسط اغتشاش فاز اولیه تحت تأثیر قرار می گیرد. از این رو معادلات نوسانی فاز پراکنده بر حسب پارامترهای متوسط فاز اولیه و زمان آسایش ذره و برهمکنش ذره- گردابه ارائه می شود. مشخصه های اغتشاش مطابق مدل $k-\varepsilon$ اصلاح شده قابل محاسبه است. بر خلاف جریان تک فازیه، ترم هایی که در معادلات مومنتوم جریان های چندفازی لحاظ می شوند، شامل تعداد بیشتری است. رعایت این موضوع، مدلسازی جریان توربولانس جریان های چندفازی را تا حدودی پیچیده تر می کند. برای تعدیل این شرایط انتخاب مناسب ترین مدل اغتشاش ضروری است. برای حالتی که غلظت فاز دوم در جریان های چند فازیه کم باشد؛ پیشنهاد استفاده از مدل توربولانسی پراکنده گزینه اصلح است. در این شرایط، حرکت تصادفی فاز دوم تحت تأثیر توربولانسی فاز اول است. مادام که فاز اصلی، پیوسته تلقی گردد و فاز دوم با رقت پایین در آن پراکنده باشد؛ مقادیر نوسانات سرعت دومین فاز به صورت ترم- هایی تأثیرپذیر از فاز اصلی لحاظ می گردد. متناسب با فرض های مزبور، تولید انرژی جنبشی، K و نرخ اتلاف آن ε ، به صورت معادلات آشفته گی به تفکیک زیر نوشته می شوند:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g k_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g v_g k_g) = \nabla \cdot \left(\alpha_g \frac{\mu_{t,g}}{\sigma_k} \nabla k_g \right) + \alpha_g G_{kg} - \alpha_g \rho_g \varepsilon_g + \alpha_g \rho_g \Pi_{kg}, \quad (13)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \varepsilon_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g v_g \varepsilon_g) = \nabla \cdot \left(\alpha_g \frac{\mu_{t,g}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon_g \right) + \alpha_g \frac{\varepsilon_g}{k_g} (C_{1\varepsilon} G_{kg} - C_{2\varepsilon} \rho_g \varepsilon_g) + \alpha_g \rho_g \Pi_{\varepsilon g}. \quad (14)$$

عبارت تولید انرژی جنبشی ناشی از اغتشاش، G_{kg} معادل $\frac{1}{2} \mu_{t,g} [\nabla \bar{v}_g + (\nabla \bar{v}_g)^T]^2$ و تأثیر فاز پراکنده بر فاز گاز توسط عبارات با نشانه Π ، حاصل از تأثیر لحظه ای فاز پیوسته معرفی می شود. عبارت Π_{kg} در رابطه (۱۴)، معادل $1.2(\varepsilon_g/k_g)$ برابر $\Pi_{\varepsilon g}$ است. به استثنای موارد یاد شده، سایر عبارات در مدل سازی آشفتگی جریان های چندفازی، مشابه با ترم های معمول در مدل $k-\varepsilon$ استاندارد برای جریان تک فاز می باشد. معادلات انتقال مزبور دارای ثوابتی می باشد که به کمک آزمایشات تجربی جایگزین می شود.

معادله انتقال انرژی دانه ای برای ذرات کاتالیست، توصیف کننده سرعت نوسانی ذرات بر اساس مدل جریان دانه ای است. از آنجا که برهم کنش فازها شامل جامد- جامد، سیال- جامد به لحاظ فشار و تانسور

انرژی دانه ای، نرخ تلفات به موجب برخوردهای غیرالاستیک و اصطکاک در سیال و همچنین انرژی مبادله شده میان سیال و فاز جامد است. در اینجا τ_s ، تانسور تنش فاز جامد و I تانسور تنش منحرف شونده ناشی از یک بی قاعدگی پدیده محور به واسطه فشار فاز جامد است که وجود تنش های اصطکاکی ذرات، کمیتی را به مقدار پیش بینی شده مطابق تئوری اضافه می کند. نرخ تلفات γ_s ناشی از برخورد (در بردارنده میزان اضمحلال انرژی در داخل فاز جامد)، با معادله Lun که با هر سه پارامتر ضریب ارتجاعی ذره - ذره e_{ss} ، دمای دانه ای Θ_s و تابع توزیع شعاعی $g_{0,ss}$ ارتباط مستقیم دارد، محاسبه می شود. تابع توزیع شعاعی پارامتر مهمی برای توصیف فشار جامد حاصل از تئوری سینتیک دانه ای است. با افزایش کسر حجمی ذرات جامد تا سر حد پرشوندگی در بستر، معیار تابع توزیع شعاعی به سمت بینهایت متمایل می شود به گونه ای که انرژی تلف شده برخورد یا میزان اتلاف انرژی در داخل فاز جامد به حد ماکزیمم خود می رسد. برای توصیف تبادل مومنتوم بین فازیه در شبیه سازی بسترهای سیال، ضریب نفوذ انرژی دانه ای نیز از اهمیت ویژه برخوردار است که به دلیل انتخاب مدل درگ گیداسپاو از رابطه زیر استفاده می شود [۳۸]:

$$k_{\Theta_s} = \frac{15 d_s \alpha_s \rho_s \sqrt{\pi \Theta_s}}{4 \Omega} [1 + \alpha_s g_{0,ss} \eta (\frac{12}{5} \eta (4\eta - 3) + \frac{16}{15\pi} \Omega)] \quad (15)$$

$$\Omega = 41 - 33\eta, \quad \eta = 0.5(1 + e_{ss}).$$

۳-۳- معادلات انتقال حرارت

بقای انرژی داخلی فاز گاز بر حسب دمای فاز به صورت زیر نوشته می شود:

$$\alpha_g \rho_g C_p g \left(\frac{\partial}{\partial t} T_g + u_g \cdot \nabla T_g \right) = -\nabla \cdot q_g - H_{gs} - H_{gl} + \Gamma_{gl} C_p T_g. \quad (9)$$

به دلیل تأثیر جت مایع (فاز پراکنده) بر فاز گاز، آخرین عبارت معادله در بردارنده ترم چشمه می باشد که بیانگر سهم انرژی منتقله است. به گونه ای که انرژی مورد نیاز برای تبخیر قطرات خوراک به عنوان ترم مصرف در معادله کلی انرژی فاز گاز ظاهر می شود. معادلات بقای انرژی برای سایر فازها نیز به صورت زیر می باشد:

$$\alpha_s \rho_s C_p s \left(\frac{\partial}{\partial t} T_s + u_s \cdot \nabla T_s \right) = -\nabla \cdot q_s + H_{gs} - H_{sl}, \quad (10)$$

$$\alpha_l \rho_l C_p l \left(\frac{\partial}{\partial t} T_l + u_l \cdot \nabla T_l \right) = -\nabla \cdot q_l - H_{lg} - H_{ls} + \Gamma_{lg} C_p T_l. \quad (11)$$

۳-۴- معادله بقای جزء

به علت تبخیر فاز مایع، میان جت مایع و مخلوط گازی (هوا و فاز تبخیر شده) ترابرد جرم یک سویه وجود دارد. بنابراین با لحاظ سرعت واکنش R_i برابر صفر، معادله بقای جزء صرفاً برای انتقال جزء مایع به فاز گاز در حالت کلی با رابطه زیر بیان می شود:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho Y_i u_i) = -\nabla J_i + R_i. \quad (12)$$

پدیده‌های متنوع فیزیکی در بستر سیال شامل رفتار هر فاز و انتقال جرم بین فاز به کارگیری مدل‌های هیدرودینامیکی مناسب ضروری است. در این تحقیق بر مبنای نظریه چند فاز در بستر سیال چرخشی از یک مدل CFD در چارچوب دیدگاه اوپلری برای شبیه‌سازی هیدرودینامیک بستر به همراه یک مدل مناسب آشفته‌گی استفاده شده است. در ابتدا کمیت ذرات جامد در ورود، سرعت فازها و مقادیر اولیه متغیرها برای دامنه محاسباتی مزبور تعیین می‌شوند. متناظر با سرعت واقعی، بنا به تعریف، یک سرعت ظاهری سیال (در غیاب اجزاء دیگر) برای فاز گاز در نظر گرفته می‌شود [۳۹]. برای تعیین سرعت ظاهری گاز در بستر، ذرات جامد ابتدا بدون سرعت فرض می‌شود. در روند تعیین دمای دانه‌ای با حل تنها یک معادله جبری، نیاز به شرط مرزی دیگری در معادله انرژی دانه‌ای نیست. شرط مرزی فشار ثابت برای خروج محتویات از بستر در نظر گرفته می‌شود. قطع نظر از فرض ناچیز انگاشتن سرعت مماسی سیال، سرعت نرمال ذرات ریز جامد در حاشیه دیواره‌های بستر فاقد مقدار بوده و شرط عدم لغزش مفروض است؛ در اینجا شرط مرزی پیشنهاد شده زیر [۳۷ و ۱۴ و ۱۴]، برای محاسبه سرعت مماسی ذرات جامد در دیواره به صورت زیر به کار گرفته شده است:

$$v_{t,w} = -3.47 \left(\frac{\mu_s \alpha_{s,\max}}{\pi \rho_s \alpha_s g_o \Theta^{0.5}} \right) \frac{\partial v_{s,w}}{\partial n}. \quad (15)$$

تنش فاز جامد در جریان‌های چندفازی از اهمیت خاصی برخوردار است. مدل‌ها نیازمند اطلاعاتی در رابطه با رئولوژی فاز جامد و قوانین برهمکنش ذره-ذره هستند. بنا به رویکرد اوپلری، با فرض اینکه فازهای مختلف به صورت پیوسته با قابلیت نفوذ متقابل تعریف شوند؛ در روند توسعه مدل، مجموعه روابط خلاصه شده در جدول ۲، تکمیل‌کننده معادلات حاکم می‌باشند.

تابع توزیع شعاعی یک ضریب تصحیح بی‌بعد است و زمانی که ترکیب فاز جامد از حالت رقیق فاصله می‌گیرد؛ احتمال برخوردهای بین دانه‌ها اصلاح می‌شود. در اینجا d_s قطر متوسط ذرات، I تانسور واحد، I_{2D} ثابت دوم تانسور تنش منحرف‌شونده، D نرخ تانسور کرنش، $\bar{U}$ سرعت لغزش ذره، موازی با دیوار است. همچنین ϕ ، ضریب انعکاسی در محاسبه نیروی برش در دیواره، ρ_p ویسکوزیته توده فاز جامد، e_{ss} ضریب ارتجاعی برخورد ذرات و v_{rs} سرعت حدی فاز جامد می‌باشد.

۳-۶- شبیه‌سازی و شرایط مرزی

قطع نظر از ملاحظه بر همکنش بین فازها، معادلات بقایی و معادلات مناسب انتقال برای یکایک فازها با تکیه بر عبارات تکمیلی نوشته می‌شوند. در مطالعه CFD هیدرودینامیک جریان هوا-ذره در حضور فاز مایع، علاوه بر معادلات بقایی، مدل جریان دانه‌ای به دلیل رعایت نوسانات سرعت ذرات در نظر گرفته شده است. به سبب وجود

جدول (۲): نمایش روابط کمکی برای تکمیل معادلات حاکم در تشریح خصوصیات هیدرودینامیکی بستر سیال.

مدل / پارامتر	رابطه	
درگ (سیاملال-اوبرین)	$\phi_{gs} = \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g}{u_{r,s}^2 d_s} \left(\frac{\text{Re}}{u_{r,s}} \right) u_g - u_s ,$ $C_d = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\text{Re} u_{r,s}}} \right)^2$ $u_{r,s} = 0.5 \left(A - 0.06 \text{Re} + \sqrt{(0.06 \text{Re})^2 + 0.12 \text{Re} (2B - A) + A^2} \right),$ $A = \alpha_g^{4.14} \quad B = 0.8 \alpha_g^{1.28} \quad \text{for } \alpha_g \leq 0.85,$ $A = \alpha_g^{4.14} \quad B = \alpha_g^{2.65} \quad \text{for } \alpha_g \geq 0.85.$	(۱۵)
درگ (شیلر و نیومن)	$\phi_{gl} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_l \alpha_g \rho_g \mu_q \text{Re}}{d_l^2},$ $C_D = \begin{cases} 24(1+0.15 \text{Re}^{0.68})/\text{Re} & \text{Re} \leq 1000, \\ 0.44 & \text{Re} \geq 1000. \end{cases}$	(۱۶)
انتقال حرارت بین فاز	$H_{ij} = -h_{ij} (T_j - T_i), \quad h_{ij} = \frac{6k_i \alpha_j \alpha_i Nu_i}{d_i^2}.$	(۱۷)
	Ranz and Marshall $Nu_i = 2 + 0.6 \text{Re}_i^{1/2} \text{Pr}_i^{1/3}.$	(۱۸)
	Gunn $Nu_s = (7 - 10\alpha_g + 5\alpha_g^2) \left(1 + 0.7 \text{Re}_s^{0.2} \text{Pr}_s^{1/3} \right) + (1.33 - 2.4\alpha_g + 102\alpha_g^2) \text{Re}_s^{0.7} \text{Pr}_s^{1/3}.$	(۱۹)
نیروی برشی در دیواره	$\bar{\tau}_{s,w} = -\frac{\pi}{6} \sqrt{3\phi} \frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\max}} \rho_s g_o \sqrt{\Theta_s} \bar{U}_{s,w}.$	(۲۰)
انتقال انرژی سینتیکی	$\phi_{gs} = -3K_{gs} \Theta_s.$	(۲۱)
تلفات انرژی برخوردی	$\gamma_{\Theta_s} = 3(1 - e^{-2}) \alpha_s^2 g_{0,ss} \rho_s \Theta_s d_s \left[\frac{4}{d_s} \left(\sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}} \right) - \nabla u_s \right].$	(۲۲)

فشار جامد	$p_s = \alpha_s \rho_s \Theta_s + 2(1+e_{ss})\alpha_s^2 g_0 \rho_s \Theta_s$	(۲۳)
تابع توزیع شعاعی	$g_{0,ss} = \left[1 - \left(\alpha_s / \alpha_{s,max} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1}$	(۲۴)
تانسور تنش فاز جامد	$\tau_{s,i,j} = \mu_s \left(\frac{\partial u_{s,j}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{s,i}}{\partial x_j} \right) + \left(\zeta_s - \frac{2}{3} \mu_p \right) \frac{\partial u_{s,k}}{\partial x_k} \delta_{i,j} - p_s \delta_{i,j}$	(۲۵)
ویسکوزیته برشی ذرات	$\mu_s = 0.8 \alpha_s \rho_s d_s (1+e_{ss}) g_{0,ss} \left(\Theta_s / \pi \right)^{0.5} + \frac{d_s \rho_s \alpha_s \sqrt{\Theta_s \pi}}{6(3-e_{ss})} [1 + 0.4(1+e_{ss})(3e_{ss}-1) \alpha_s g_{0,ss}] + \frac{p_s \sin \phi}{I_{2D}^{0.5}}$	(۲۶)
تنش فاز گاز	$\tau_{g,i,j} = \mu_g \left(\frac{\partial u_{g,j}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{g,i}}{\partial x_j} \right)$	(۲۷)

۳-۷- الگوریتم حل

در شبیه سازی جریان چند فاز سیال الگوریتم سیمپل برای تصحیح میدان فشار به کار گرفته شده است. مش بندی و گسسته سازی به گونه ای است که در آن مؤلفه های سرعت در وجوه حجم کنترل و کمیت های اسکالر در سلول ها تعریف می شوند. در این روش، فشار به صورت ضمنی در معادلات قرار داشته و گسسته سازی زمان به صورت مرتبه اول می باشد. ترم های نفوذ به صورت اختلافات مرکزی و عبارات جابه جایی در معادلات به صورت صریح و با طرح بالادست مرتبه اول جایگزین می شوند. روش حجم محدود برای گسسته سازی معادلات

جدول (۳): پارامترهای شبیه سازی هیدرودینامیک بستر سیال.

ویژگی	مقدار	ویژگی	مقدار
دانسیته ذرات جامد	۱۷۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب	دبی مایع تبخیرشونده	۸ گرم بر ثانیه
فشار تخلیه مایع (فشار نازل)	۵۲۳ کیلو پاسکال	زاویه پاشش جت مایع	۴۵ درجه
دانسیته فاز گاز	۱/۵۵۰ کیلوگرم بر متر مکعب	دبی ذرات جامد	۸۰۰ گرم بر ثانیه
قطر متوسط ذرات	۹۵ میکرون	دبی هوا در مقطع ابتدایی رایزر	۵۶ گرم بر ثانیه
ضریب ارتجاعی ذرات	۰/۹	فشار هوا قبل از توزیع کننده	۱/۳ بار

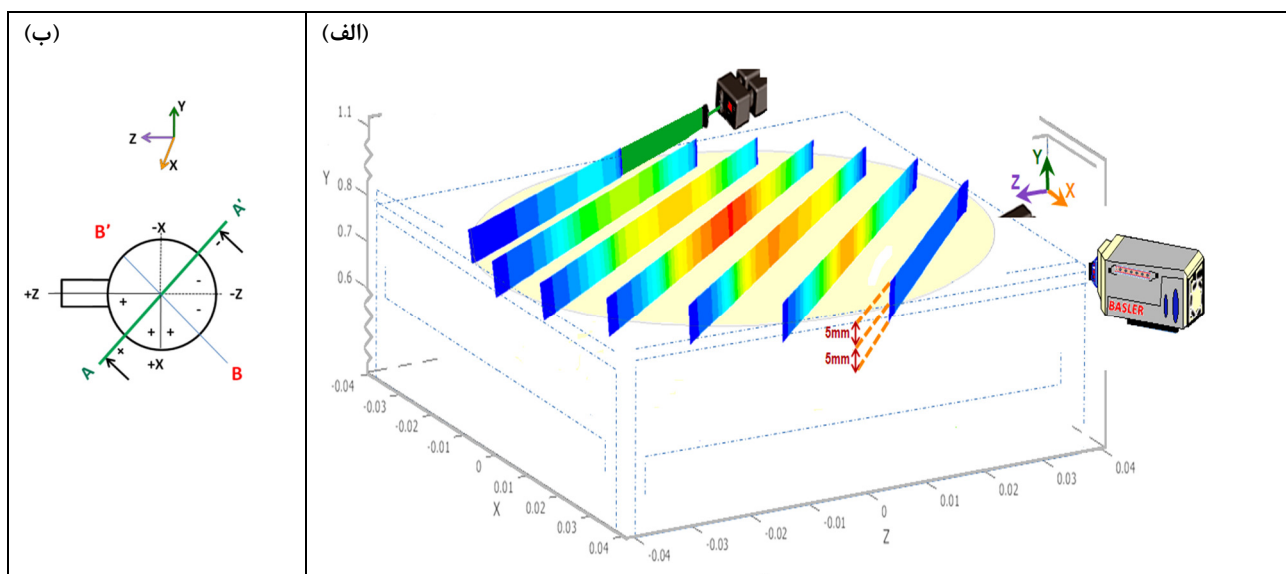
پر انرژی با مشخصه های زمانی پایین و در مقیاس های طولی کم و همچنین تلفیق ۱۹ معادله برای فازها و رسیدن به همگرایی، از همان ابتدای شبیه سازی گام های زمانی با مرتبه بزرگی فوق العاده کوچک ($1e^{-6}$) انتخاب شده است.

۴- نتایج حل عددی

در راستای بررسی تأثیر پاشش فریون و تبخیر آن بر میدان جریان دوفازی گاز-جامد در بستر سیال، داده های عددی استخراج شده است. تحت شرایط ورودی یکسان، قطع نظر از وجود فازهای گاز و جامد در دو شرایط متفاوت اعم از پاشش و بدون دخالت فاز مایع، الگوی جریان مطالعه و تحلیل شده است. در توصیف رفتار فاز مایع، سرعت، ماندگی فاز مایع و سهم جرم مایع منتقل شده به فاز گاز مهم است. به موجب ضرورت همگرایی در محاسبات، نتایج شبیه سازی پس از

مومنوم و پیوستگی استفاده شده است. در اینجا یک تصحیح فشار برای ارضاء معادله پیوستگی و مومنوم به آن دلیل که تابع میدان فشار می باشند، صورت می گیرد [۳۳] با استفاده از میدان فشار به دست آمده ناشی از حدس اولیه، معادلات مومنوم حل می شوند. ضرورت مطالعه هیدرودینامیک رایزر FCC منجر شد تا در این تحقیق یک شبیه سازی سرد بر پایه CFD صورت پذیرد. پارامترهای استفاده شده در شبیه سازی رایزر مطابق جدول ۳ ارائه شده است. به دلیل نوسانات سرعت ذره و وجود گردابه های

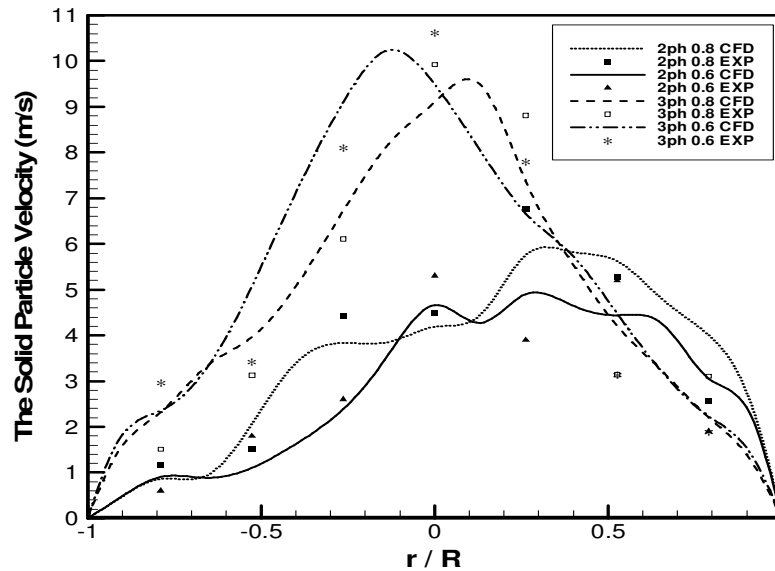
گذشت ۳۳ ثانیه برای تجزیه و تحلیل ارائه شدند. برای سنجش اعتبار داده های عددی و کسب اطمینان از صحت نتایج مدل، آزمایشات متعددی روی اجزاء بستر سیال چرخشی صورت گرفت و سرعت ذرات جامد در دو ارتفاع بستر (مرجع بررسی) در هر دو حالت دوفازی و سه فاز سیال به دست آمدند. روند اخذ داده های تجربی مطابق عمل دریافت کننده پرسرعت تصویری، سامان دهی و هدایت پرتوهای لیزری صورت می گیرد. شکل ۲، نمای شماتیک جانمایی صفحات نوری (حاصل باریکه نور ساطع شده از منبع لیزری) در هفت زمان مختلف اجرای آزمایش، به همراه نمایش موقعیت دوربین در یک مقطع عرضی نمونه را نشان می دهد. در این شماتیک، کانترهای سرعت ذرات جامد ارائه شده، جنبه نمادین داشته و صرفاً برای تقریب ذهن به منظور چیرمان و نحوه ایجاد صفحات نوری بمنظور درخشان سازی ذرات ارائه شده است.



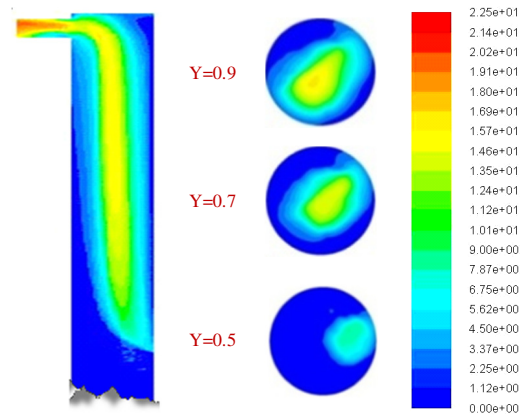
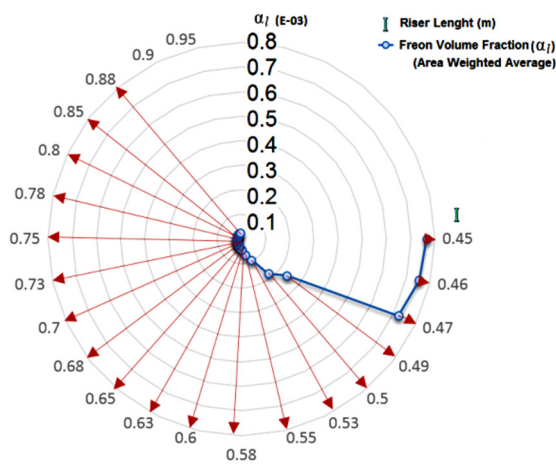
شکل (۲): (الف) نمایش شماتیک صفحات نوری تولید شده در زمان‌های مختلف و جانمایی دریافت‌کننده فریم‌های تصویری از حرکت ذرات جامد در مقطع عرضی ۰/۸ متر (ارتفاع مرجع در محفظه آزمون). (ب) نما از بالای بستر به همراه مجرای خروجی.

خطاهای آزمایش، خطای نسبتاً کم میان پیش‌بینی‌های مدل و نتایج تجربی، دلیلی جز انتخاب مناسب مدل‌ها به‌ویژه مدل اغتشاش پراکنده، پارامترهای مناسب به‌کار رفته و روابط مکملی که منجر به پیش‌بینی مطلوب و قابل اعتماد مشخصه‌های هیدرودینامیکی جریان‌شده، ندارد. برای بیان رفتار فاز مایع تبخیر شونده در بستر سیال کانتورهای شعاعی و محوری سرعت فاز مایع تبخیرشونده به‌ترتیب در مقاطع نشان داده شده مطابق شکل ۴ رسم شده است. در مقطع ۰/۵ m به علت تأثیر موقعیت ورودی حرکت فریون، تمرکز حجم پاشش در کناره‌های دیواره صورت می‌گیرد. با افزایش ارتفاع و در سطح مقطع ۰/۷ m مشاهده می‌شود که برهمکنش بین فاز گاز بالارونده و فریون مایع باعث شده است تا حرکت فاز مایع متمایل به مرکز بستر که حداکثر سرعت در آن وجود دارد، انجام شود. علاوه بر این در حین نفوذ در مناطق بالاتر به‌دلیل انجام فرایند تبخیر فریون، از حجم مایع کاسته می‌شود و این باعث می‌شود سرعت نفوذ فاز مایع به‌دلیل درگ کمتر افزایش یابد. مشابه توزیع سرعت فاز گاز مطابق کانتورهای سرعت، حداکثر سرعت فاز مایع در مرکز بستر پدید می‌آید و با سمت‌گیری به سوی دیواره‌ها از میزان سرعت آن کاسته می‌شود. تأثیرات مرز خروجی در مقطع ۰/۹ m باعث شده است که حرکت فریون از مرکز بستر به سمت دیواره قسمت خروجی متمایل شود و متعاقباً در ناحیه مقابل مرز خروجی، میزان سرعت به‌شدت کاهش داشته است.

مطابق شبیه‌سازی CFD، در شکل ۳، توزیع شعاعی متوسط‌گیری شده زمانی مربوط به سرعت محوری ذرات کاتالیست در دو ارتفاع مختلف از بالارونده شامل ۰/۶ و ۰/۸ متر (ارتفاعات مرجع) با نتایج تجربی تحت شرایط عملیاتی یکسان مقایسه شده است. برای هر دو جریان دوفازی و سه‌فازی، الگوی جریان برای ذرات جامد پارابولیک می‌باشد و بیشینه سرعت ذرات متعلق به نواحی مرکزی بالارونده است. روند سرعت مزبور برای ذرات جامد با افزایش شعاع، به‌سمت دیواره‌ها کاهش می‌یابد. در مورد جریان دوفازی، قرارگیری موقعیت خروجی رایزر در قسمت شعاع‌های مثبت (جانب راست نمودار)، الگوی جریان ذرات جامد، به نحوی هدایت می‌شود که نواحی پر سرعت ذرات جامد در شعاع‌های مثبت قرار می‌گیرند. ذرات در ناحیه مقابل مجرای خروجی (شعاع‌های منفی) با حرکت کندتری ادامه مسیر می‌دهند. با افزایش ارتفاع، اثرات خروجی بستر بر میدان جریان عمیق‌تر شده و این کاهش سرعت در شعاع‌های منفی افزایش می‌یابد. متقابلاً؛ در تحلیل جریان سه‌فازی به علت نصب انژکتور و استقرار موقعیت پاشش در سمت راست بستر، مطابق شکل ۲-ب، پیرو افزایش مومنتوم ذرات جامد به واسطه تبخیر فاز مایع در منطقه پاشش، توزیع یکنواختی از سرعت ذرات در تمامی بستر سیال ایجاد می‌شود. نتایج بر گرفته از شبیه‌سازی CFD، حاکی از همخوانی خوب داده‌های اندازه‌گیری شده با میانگین خطای ۹ درصد نسبت به نتایج شبیه‌سازی است. قطع نظر از



شکل (۳): توزیع سرعت لحظه‌ای فاز جامد در دو ارتفاع مختلف از رایزر مطابق داده‌های تجربی و شبیه‌سازی.



شکل (۴): کانتورهای سرعت فاز فریون در مقاطع مختلف محوری و شعاعی.

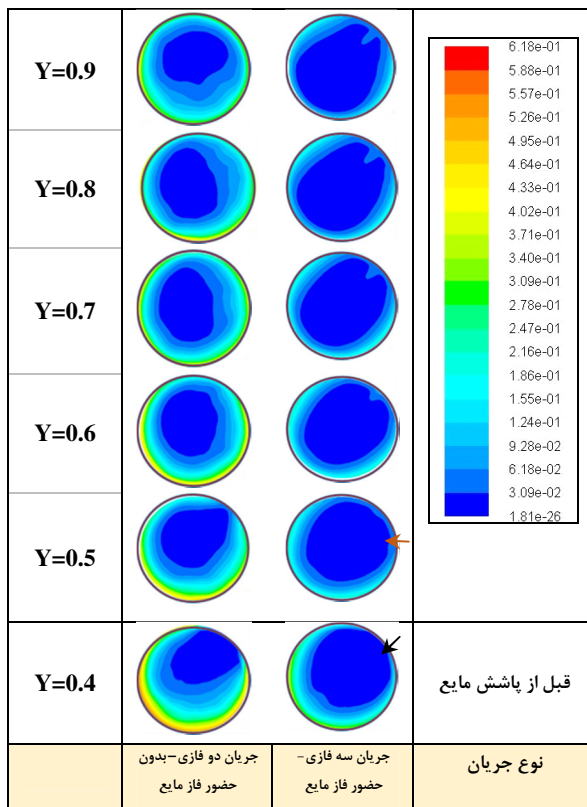
شکل (۵): کسر حجمی متوسط‌گیری شده برای فریون مایع در مقاطع مختلف بر حسب ارتفاع رایزر.

پس از پاشش مایع از نازل انژکتور، ناشی از فرایند اتمایزیشن در ابتدای فرایند تبخیر مایع به لحاظ بالا بودن حجم مایع تبخیرشونده، شدت انتقال جرم (از فاز مایع به فاز گاز) بالا می‌باشد. با گذشت زمان و سیر حرکت رو به بالای مایع در بستر به دلیل کاهش فشار، میزان جرم مایع انتقال‌یافته به فاز گاز به مرور روند کاهشی می‌یابد. مطابق نمودار شکل ۵، افت شدید تبادل جرم ناشی از تبخیر فاز مایع تا فاصله نفوذ نوک جت^۱ ملاحظه می‌شود. در ادامه به علت کاهش سریع کسر حجمی مایع سایر تغییرات نیز کاهش می‌یابد. جریان متقاطع اثر بسیار مهمی بر رفتار دینامیکی حرکت توده دو فازی در شرایط معین بستر دارد؛

در شکل ۵، کسر حجمی متوسط‌گیری شده زمانی و شعاعی فریون مایع بر حسب ارتفاع بستر رسم شده است. در نقطه ۰/۴۷ متر که نقطه ورود فاز مایع می‌باشد، فریون مایع حداکثر کسر حجمی را داراست. بعد از نقطه پاشش و افزایش ارتفاع، فاز سوم در شرایط تبخیر قرار می‌گیرد و به علت انتقال جرم از فاز مایع به مخلوط گازی به مرور میزان کسر حجمی فریون مایع کاهش می‌یابد.

1- STP (Spray Tip Penetration)

اجزا به بستر به کمک علامت در شکل ۷ نشان داده شده است. رسم کانتورهای کسر حجمی در شکل نشان می‌دهد که ذرات جامد الگوی جریانی متفاوتی در پایین و بالای رایزر و همچنین در قسمت ورود مایع دارند. ذرات جامد به دلیل سرعت پایین فاز گاز در نواحی نزدیک دیواره، تمایل به تجمع و حرکت در ناحیه جداره بستر را دارند. برهمکنش بین فاز گاز بالا رونده و جریان جامدی که با زاویه ۴۵ درجه نسبت به سطح افق به داخل بستر سرازیر می‌شود، منجر به حرکت ذرات به سمت دیواره روبروی موقعیت ورود شده و تجمع ذرات جامد در این ناحیه جدی‌تر می‌شود. مع الوصف، انباشتگی در نواحی نزدیک دیواره و بالای ناحیه ورود جامد کسر حجمی ذرات کاتالیست پایین می‌باشد. با افزایش ارتفاع به علت اختلاط مناسب‌تر ذرات جامد و فاز گاز، توزیع نسبتاً یکنواختی از آنها به وجود می‌آید و با حرکت هرچه بیشتر به بالا، جریان هسته-حلقه شکل می‌گیرد. نتیجه عمل در جریان هسته-حلقه، مشاهده شکلی طوقه مانند با اشغال ناحیه‌ای مملو از ذره (با بالاترین کسر حجمی فاز جامد) است که بین دو دایره هم مرکز واقع شده است.



شکل (۷): الگوهای جریان و نمایش عرضی توزیع کسر حجمی ذرات جامد در مقاطع مختلف محوری بستر (نتایج شبیه‌سازی).

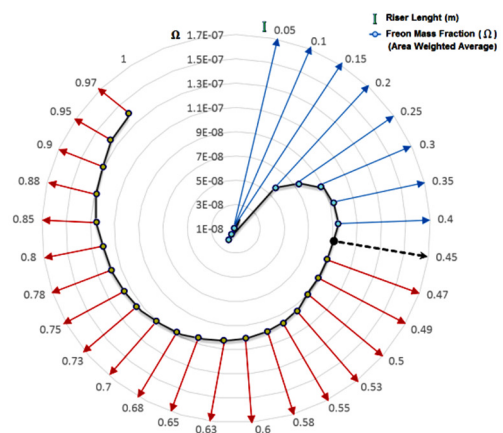
این ترکیب و گسترش ذرات جامد مطابق شکل ۷، در شرح جریان دوفازی (بدون حضور فاز مایع) به خوبی دیده می‌شود. مقایسه شبیه-

به‌طوری که شرایط تحمیل شده ناشی از اعمال و انتشار فاز مایع با جریان قوی، جدایش قابل توجهی بین فازهای پراکنده و فاز پیوسته ایجاد می‌کند. از طرف دیگر عملکرد رایزر وابستگی شدیدی به توزیع قطر قطرات و فرایند گرم شدن قطرات ناشی از توانایی دریافت سریع گرما از ذرات جامد با درجه حرارت بالاتر دارد. پس از رسیدن سطح قطره به نقطه جوش و تبادل حرارت بین فازها، قطره‌های کمتر برای قطرات، محتمل‌تر و نرخ تبخیر روند کاهنده‌ای دارد. در این وضعیت، تداوم عمق نفوذ جت^۱ و خط سیر قطرات مایع محدود شده و عملاً پارسل‌ها طول محدودی از رایزر را طی می‌کنند.

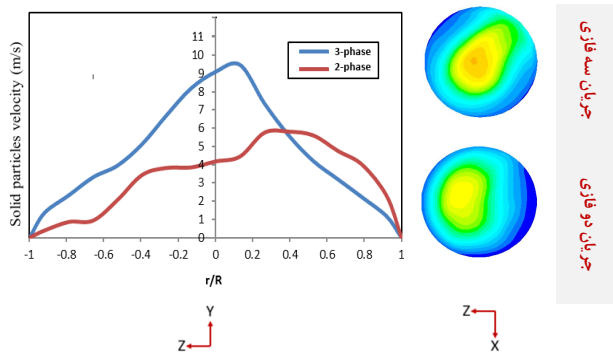
نتایج متوسط‌گیری شده شعاعی کسر جرمی فریون در مقاطع مختلف بالا رونده در شکل ۶ نتایج با ارزشی را ارائه می‌کند. شدت نفوذ فاز مایع تبخیر شونده و جریان برگشتی و حرکت متمایل به پایین ذرات در حاشیه دیواره بستر باعث شده است تا در نواحی قبل از پاشش، ماندگی فریون گازی ولو به مقدار ناچیزی (در محدوده 10^{-7}) وجود داشته باشد. این نتیجه بهترین شرایط را برای نمایش یک واقعیت که حرکت رو به عقب ذرات جامد در حاشیه دیواره بستر سیال به دلیل سرعت پایین آن است؛ فراهم می‌کند. همان طور که انتظار می‌رود بعد از نقطه پاشش، با افزایش ارتفاع، سهم فریون مایع تبخیر شده و انتقال به فاز گاز افزایش می‌یابد.

تدارک توزیع مناسب ذرات در مقاطع بستر به دلیل فراهم شدن تماس یکنواخت بین فازها و در نتیجه افزایش انتقال جرم بیشتر از اهمیت بالایی برخوردار است. بنابراین در این قسمت برای بررسی تأثیر مایع ورودی بر نحوه توزیع فاز جامد و همچنین شناسایی رفتار ذرات، کانتورهای کسر حجمی فاز جامد در مقاطع عرضی و در هر دو حالت دوفازی و سه‌فازی ارائه شده است.

ذرات جامد و خوراک مایع به ترتیب در ارتفاع‌های ۰/۳۵ و ۰/۴۵ متر به بستر وارد و تزریق می‌شوند. جهت و موقعیت ورود



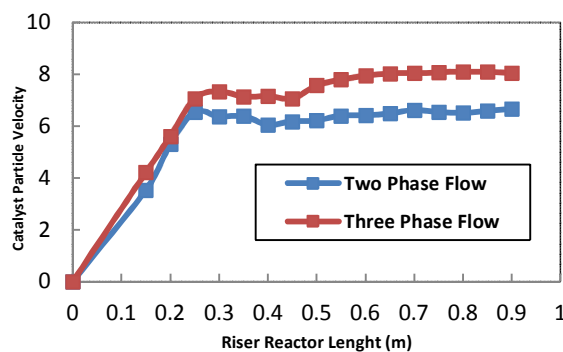
شکل (۶): کسر جرمی متوسط‌گیری شده فریون گازی در مقاطع مختلف محوری.



شکل (۸): توزیع عرضی و کانتور سرعت ذرات جامد در ارتفاع مرجع ۰/۸ متر به تفکیک هر دو جریان دوفازی و سه فاز.

از جانب راست بستر، باعث ایجاد پروفایل یکنواختی از سرعت ذرات جامد در مقاطع عرضی در پایین دست جریان می شود.

شکل ۹، شامل توزیع سرعت ذرات جامد در هر دو جریان دوفازی و سه فاز می باشد که اثر تبخیر مایع را روی سرعت ذرات نشان می دهد. پروفایل سرعت ذرات توصیف می کند که در نواحی پایینی بستر به دلیل عدم پراکندگی کامل ذرات جامد و ناچیز بودن زمان اختلاط و زمان آسایش، سرعت ذرات بسیار پایین است و تا ارتفاع ۰/۴۵ متر که ناحیه ورود خوراک مایع می باشد، سرعت افزایش می یابد. با افزایش بیشتر ارتفاع از ناحیه ورود ذرات جامد، سرعت مقداری کاهش می یابد و در ادامه روند تقریباً ثابتی را در پیش می گیرد. در محل ورود فاز جامد، ذرات جامد در مرکز بستر جایی که سرعت فاز گاز حداکثر است، قرار



شکل (۹): نمایش مقادیر میانگین گیری شده زمانی سرعت ذرات جامد، در هر دو حالت به تناسب ارتفاع بالارونده.

می گیرند. بنابراین به دلیل تبادل مومنتوم فاز گاز از همان ابتدا سرعت بیشتری را به خود اختصاص می دهد. رفته رفته در ارتفاع های بالاتر با شکل گیری جریان هسته حلقه، ذرات در کنار دیواره ها تجمع پیدا می کنند و میانگین سرعت آن ها تقریباً به مقدار ثابتی می رسد. در مورد جریان سه فاز، تا محل تزریق مایع به بستر روند مزبور ادامه دارد.

سازی دوفازی و سه فاز نشان می دهد که الگوی جریان ذرات جامد قبل و بعد از پاشش و همچنین نسبت به حالت دوفازی متفاوت است. ورود مایع منبسط شونده ناشی از تبخیر اسپری در موقعیت پاشش مایع باعث می شود از تراکم ذرات در آن قسمت کاسته شود. چنین روندی تا بخش های فوقانی بالارونده مشاهده می شود. علاوه بر تبخیر قطرات و در هم شکستن پارسل ها در میدان جریان و ورود فاز تبخیر شده به محیط گازی، مومنتوم ذرات افزایش یافته و انباشتگی فاز جامد کاهش می یابد. اثر پارامترهای فیزیکی مربوط به فاز مایع ناشی از چرخش ذرات مورد مطالعه قرار گرفته است. نتایج شبیه سازی نشان می دهند که با ورود مایع تبخیر شونده در نیمه بالایی بستر یک ناحیه حیرانی توأم با ورتکس ایجاد می شود که با تداوم انتشار جریان فاز مایع و تأثیرگذاری فاز سوم، چرخش در میدان جریان و گردابه های ایجاد شده به قسمت پایینی بستر نیز توسعه می یابد.

مدل محاسباتی با به کارگیری تئوری سینتیک جریان دانه ای قادر به پیش بینی تشکیل خوشه ها در بستر سیال گاز- جامد می باشد. مقایسه تطبیقی اشکال، به ویژه در جریان دوفازی نشان می دهد؛ توزیع کسر حجمی ذرات جامد در نزدیکی دیواره های بستر بیشتر بوده و مرکز راکتور شاهد غلظت های بسیار پایین ذرات است. تفکیک بستر سیال متشکل از دو ناحیه شامل سوسپانسیون گاز- جامد با حرکت سریع محوری به بالا و فاز غلیظ، ابتدائاً در پایین بستر و نهایتاً با ساختاری متفاوت و متشکل از خوشه ذرات در نزدیکی دیواره با حرکت آهسته تر و متمایل به پایین واضح می شود. بازشناسی این پدیده ها اشاره به وضعیت هایی است که تاکنون توسط برخی محققان نیز بارها توصیف شده است [۳۴-۳۵].

علیرغم شرایط در میانه بستر، برای ذرات جامد متمرکز شده در نزدیکی دیواره به ویژه با عدم حضور فاز سوم، سرعت های بسیار پایین برای ذرات جامد مشاهده می شود. تبخیر سریع اسپری مایع در جریان گاز- جامد اثر چشمگیری روی میدان جریان مخلوط گاز جامد خصوصاً در ناحیه تبخیر مایع دارد. برای بیان تأثیر پاشش فاز مایع و تبخیر آن بر الگوی حرکت ذرات، نتایج تجربی سرعت ذرات در حالت دوفازی و سه فاز به همراه کانتورهای سرعت در ارتفاع مرجع ۰/۸ متر مطابق شکل ۸ ترسیم شده است. تبادل مومنتوم ناشی از تبخیر فریون تزریق شده به داخل بستر و جریان گاز- جامد بالارونده باعث می شود؛ مقادیر سرعت صعود ذرات جامد افزایش داشته باشد. همچنین علاوه بر نتایج تجربی، داده های شبیه سازی نیز نشان می دهند، میزان حداکثر سرعت صعود ذرات جامد متعلق به جریان سه فاز به مراتب بیشتر از جریان دوفازی است. این موضوع دقیقاً بیان کننده تأثیر تبخیر حجم مایع تزریق شده به بستر است. علاوه بر این، در حالت دوفازی، سیر خروج اجزاء از موقعیت خروجی بستر، الگوی حرکتی ذرات را تحت تأثیر قرار داده و باعث هدایت حرکت عمده ذرات در نیمه چپ بستر (شعاع های مثبت) می شود. اما در حالت سه فاز، پاشش جت تبخیر شونده فریون

فراینده داشته باشد و بدین طریق بازده واکنش‌های کاتالیستی سیال از قبل بهبود شرایط هیدرودینامیکی بستر ارتقاء یابد.

بر اساس هر دو نتایج تجربی و شبیه‌سازی و نمودارهای موجود، میزان سرعت‌های حداکثری صعود ذرات جامد متعلق به جریان سه‌فازی بوده و به مراتب از شرایط جریان دوفازی بیشتر می‌باشد. نتیجه به‌دست‌آمده، نشان‌دهنده تأثیر فرایند تبخیر حجم مشخصی از مایع و انتقال جرم از فاز پراکنده به فاز پیوسته گازی است. بدیهی است به کمک تعدد پاشنده‌ها و اعمال شرایط چندپاشندگی اثر مزبور مضاعف شده و راندمان‌های مطلوبی رقم می‌خورد.

توزیع کسر حجمی و پروفایل سرعت‌های محوری و شعاعی فازها در مقاطع مختلفی از رایزر ارائه شده است. نتایج حاصل از شبیه‌سازی حاکی از آن است که توزیع کسر حجمی در سطح مقطع رایزر یکنواخت نیست و نحوه توزیع ذرات جامد در سطح مقطع به چگونگی ورود مایع تبخیرشونده و زاویه پاشش وابسته است. مقایسه داده‌های آزمایشگاهی با نتایج به‌دست آمده مدل مطابقت خوبی را نشان می‌دهد. تطابق و همخوانی مطلوب داده‌ها، حاصل انتخاب مدل مناسب آشفتگی برای جریان چندفازی، ملاحظه نوسانات سرعت ذرات جامد با به‌کارگیری تئوری سینتیک جریان دانه‌ای در کار مدلسازی و همچنین به‌کارگیری شیوه ردیابی یکپارچه ذرات جامد بدون هرگونه تراحم در جریان به کمک تکنیک PIV در کار آزمایشگاهی است.

۶- مراجع

- Mostoufi, N., Cui, H., and Chouki, J. "A Comparison of Two and Single-phase Model for Fluidized Bed Reactors", Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 40, p. 5526, 2002.
- Cui, H., Mostoufi, N., and Chouki, J. "Characterization of Dynamic Gas-Solid Distribution in a Fluidized Bed", Chemical Engineering Journal, Vol. 79, p. 132, 2002.
- Bi, H., Ellis, N., Abba, I.A. and Grace, J.R. "A State-of-the-Art Review of Gas-Solid Turbulent Fluidization", Chemical Engineering Science, Vol. 55, p. 4789, 2000.
- Tsuo, Y.P. and Gidaspow, D. "Computation of Flow Patterns in Circulating Fluidized Beds", AIChE Journal, Vol. 36, pp. 885-896, 1990.
- Arastoopour, H., Pakdel, P., and Adewumi, M. "Hydrodynamic Analysis of Dilute Gas-Solid Flow in a Vertical Pipe", Powder Technology, Vol. 62, 1990.
- Gidaspow, D. and Huilin, L. "Collisional Viscosity of FCC Particles in a CFB", AIChE Journal, Vol. 42, pp. 2503-2511, 1996.
- Gidaspow, D. and Huilin, L. "Equation of State and Radial Distribution Function of FCC Particles in a CFB", AIChE Journal, Vol. 44, pp. 279-287, 1998.
- Taghipour, F., Ellis, N. and Wong, C. "Experimental and Computational Study of Gas-Solid Fluidized Bed Hydrodynamics", Chem. Eng. Sci., Vol. 60, pp. 6857-6867, 2005.
- Liu, J. "Particle and Gas Dynamics of High Density Circulating Fluidized Beds", Ph.D. Thesis, The University of British Columbia, Vancouver, BC, 2001.

لیکن با اضافه شدن بسته‌های مایع تبخیرشونده به جریان مخلوط گاز-جامد و تبخیر شدید قطرات اتمایز شده، الگوی جریان تغییر می‌کند. مطابق نمایش پروفایل سرعت جریان سه‌فازی، عمل تبخیر جریان مایع بلافاصله از نقطه پاشش تا ارتفاع مشخصی (عمق نفوذ جت، JPD) صورت می‌گیرد. به علت تولید بخار زیاد ناشی از تبخیر قطرات مایع که با جریان گاز-جامد اطراف مخلوط می‌شود، انتقال مومنتوم معینی به ذرات جامد اعمال می‌شود که نتیجه آن شتاب مضاعف ذرات جامد است. براساس آنچه که گفته شد می‌توان با افزایش فلاکس جرمی فاز مایع و بهبود روند توزیع یکنواخت سیال، پراکندگی اصلاح شده‌تری برای ذرات جامد متراکم شده در حاشیه بستر را در جهت بهبود واکنش کاتالیستی تضمین کرد. با تکیه بر این تحلیل به نظر می‌رسد با تقویت شرایط پاشنده‌ها و فراهم کردن امکان چندپاشندگی در زوایای مختلف توسط اتمایزهای متعدد با اعمال آشفتگی بیشتر جریان، زمینه را برای مهیا کردن مناسب وقوع واکنش شکست کاتالیستی در فاز گازی را آماده کرد.

۵- نتیجه‌گیری

مطالعه آزمایشگاهی و مدلسازی اثر پاشش فاز پراکنده و ارزیابی الگوی جریان در راکتور بالارونده، ناشی از حضور و برهم کنش اجزاء در جریان چندفازی بستر سیال، منجر به اخذ نتایج تجربی و شبیه‌سازی شد. محاسبات و بررسی‌ها در کار حاضر نشان دادند که به کمک روش‌های مدلسازی CFD، اطلاعات مهمی در باره ساختار جریان و توزیع فاز پراکنده در بستر به‌دست می‌آید.

به‌منظور بررسی شرایط هیدرودینامیک پیچیده بستر سیال، تعداد قابل توجهی آزمایش انجام شد. در روند اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی، مقایسه‌ای از پیش‌بینی مدل و اندازه‌گیری‌های تجربی با شیوه ردیابی تصویری ذرات صورت گرفت و الگوی جریان گاز-جامد در شرایط حضور فاز سوم (تزریق مایع تبخیرشونده) و نیز بدون دخالت فاز پراکنده تحلیل شد. با امکان درخشان‌سازی ذرات جامد توسط پرتو لیزر و چیدمان بهینه ابزارهای اپتیکی، امکان ردیابی ذرات جامد متکی بر تکنیک PIV، میسر گردید. به‌گونه‌ای که با پردازش تصویر، نتایج حاصل از داده‌های ثبت شده در دوربین برداشت سریع، عملی شده و روند ثبت سرعت ذرات جامد در حوزه وسیعی از بستر سیال امکان‌پذیر شد. نتیجه این تلاش زمینه را برای پیش‌بینی مشخصه‌های جریان و خصوصیات هیدرودینامیکی بستر نظیر تعیین اثر پاشش فاز پراکنده بر الگوی جریان گاز-جامد فراهم آورد. نتایج شبیه‌سازی منطبق با تحلیل داده‌های تجربی حاصل از شیوه ردیابی تصویری ذرات نشان می‌دهد که تبخیر سریع اسپری مایع در جریان گاز-جامد، اثر چشمگیری را روی میدان جریان مخلوط گاز-جامد خصوصاً در ناحیه تبخیر مایع دارد. تبادل مومنتوم ناشی از تبخیر فریون تزریق شده به داخل بستر و جریان گاز-جامد در رایزر باعث می‌شود صعود ذرات جامد، سرعت

10. Almuttahir, A. and Taghipour, F. "Computational Fluid Dynamics of a Circulating Fluidized Bed under Various Fluidization Conditions", *Chemical Engineering Science*, Vol. 63, p. 1696, 2008.
11. Tsuo, Y.P. and Gidaspow, D. "Computation of Flow Patterns in Circulating Fluidized Beds", *AIChE Journal*, Vol. 36, 1990.
12. Neri, A. and Gidaspow D. "Riser Hydrodynamics: Simulation Using Kinetic Theory", *AIChE Journal*, Vol. 46, No. 1, p. 52, 2000.
13. Benyahia, S., Arastoopour, H., Knowlton, T.M. and Massah, H. "Simulation of Particles and Gas Flow Behavior in the Riser Section of a Circulating Fluidized Bed Using the Kinetic Theory Approach for the Particulate Phase", *Powder Technology*, Vol. 112, p. 24, 2000.
14. Delnoij, E., Kuipers, J.A.M., and Swaaij, V. "A Three-dimensional CFD Model for Gas-Liquid Bubble Columns", *Chemical Engineering Science*, Vol. 54, p. 2217, 1999.
15. Tsuji, Y. and Morikawa, Y. "LDV Measurements of an Air-Solid Two-phase Flow in a Horizontal Pipe", *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 120, p. 385, 1982.
16. Gore, R.A. and Crowe, C.T. "Modulation of Turbulence by a Dispersed Phase", *Trans. ASME. I: Journal of Fluid Eng.*, Vol. 113, p. 304, 1991.
17. Dhotre, M.T., Ekambara, K., and Joshi, J.B. "Simulation of Sparger Design and Height to Diameter Ratio Hold-up Profiles in Bubble Column Reactors", *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 28, p. 407, 2004.
18. Buwa, V.V. and Ranade, V.V. "Dynamics of Gas-Solid Flow in a Rectangular Bubble Column: Experiments and Single Multi-group CFD Simulations", *Chemical Engineering Science*, Vol. 57, p. 4715, 2002.
19. Michele, V. and Hempel, D.C. "Liquid Flow and Phase Holdup Measurement and CFD Modeling for Two and Three Phase Bubble Columns", *Chemical Engineering Science*, Vol. 57, p. 1899, 2002.
20. Qasim, S.K., Seung, W.B., and Seung, Y.L. "Effect of Droplet Initial Diameter on Droplet Vaporization Regimes for Kerosene Fuel Droplet", *The 45th AIAA Conference*, Reno, Nevada, 2007.
21. Gao, J.S., Xu, C.M., Lin, S.X., Yang, G.H., and Guo, Y.C. "Simulations of Gas-Liquid-Solid 3-phase Flow and Reaction in FCC Riser Reactors", *AIChE Journal*, Vol. 47, No. 3, p. 677, 2001.
22. Gupta, A. and Rao, D.S. "Model for the Performance of a Fluid Catalytic Cracking (FCC) Riser Reactor: Effect of Feed Atomization", *Chemical Engineering Science*, Vol. 56, No. 15, pp. 4489-4503, 2001.
23. Gupta, A. and Rao, D.S. "Effect of Feed Atomization on FCC Performance: Simulation of Entire Unit", *Chemical Engineering Science*, Vol. 58, No. 20, p. 4567, 2003.
24. Nayak, S.V., Joshi, S.L. and Ranade, V.V. "Modeling of Vaporization and Cracking of Liquid Oil Injected in a Gas-Solid Riser", *Chemical Engineering Science*, Vol. 60, No. 22, pp. 6049-6066, 2005.
25. Skouby, D.C. "Hydrodynamic Studies in a 0.45-m Riser with Liquid Feed Injection", *AIChE Symposium Series*, Vol. 321, p. 68, 1999.
26. Zhu, C., Liu, G.L., Wang, X., and Fan L.S. "A Parametric Model for Evaporating Liquid Jets in Dilute Gas-Solid Flows", *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 28, No. 9, p. 1479, 2002.
27. Zhu, C., Wang, X.H., and Fan, L.S. "Effect of Solids Concentration on Evaporative Liquid Jets in Gas-Solid Flows", *Powder Technology*, Vol. 111, No. 1-2, p. 80, 2000.
28. Wang, X.H., Zhu, C., and Ahluwalia, R. "Numerical Simulation of Evaporating Spray Jets in Concurrent Gas-Solids Pipe Flows", *Powder Technology*, Vol. 140, No. 1, p. 56, 2004.
29. Qureshi, M.M.R. and Zhu, C. "Cross-Flow Evaporating Sprays in Gas-Solid Flows: Effect of Aspect Ratio of Rectangular Nozzles", *Powder Technology*, Vol. 166, No. 2, p. 60, 2006.
30. Fan, L.S., Lau, R., Zhu, C., Vuong, K., and Warsito, W. "Evaporative Liquid Jets in Gas-Liquid-Solid Flow System", *Chemical Engineering Science*, Vol. 56, p. 5870, 2001.
31. Ariyapadi, S., Holdsworth, D.W., Norley, C.J.D., Berruti, F., and Briens, C. "Digital X-Ray Imaging Technique to Study the Horizontal Injection of Gas-Liquid Jets Into Fluidized Beds", *International Journal of Chemical Reaction Engineering*, Vol. 1, p. 56, 2003.
32. Unger, D.R., Muzzio, F.J., and Brodkey, R.S. "Experimental and Numerical Characterization of Viscous Flow and Mixing in an Impinging Jet Contactor", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 76, No. 3, pp. 546-555, 1998.
33. Patankar, S.V. "Numerical Heat Transfer and Fluid Flow", Hemisphere, Washington DC, 1980.
34. Parssinen, J.H. and Zhu, J.X. "Axial and Radial Solids Distribution in a Long and High-Flux CFB Riser", *AIChE Journal*, Vol. 47, p. 2197, 2001.
35. Wang, X., Jin, B., Zhong, W., and Xiao, R. "Modeling on the Hydrodynamics of a High-Flux Circulating Fluidized Bed with Geldart Group A Particles by Kinetic Theory of Granular Flow", *Energy & Fuels*, Vol. 24, p. 1242, 2010.
36. Lettieri, P., Cammarata, L., Micale, G.D.M., and Yates, J. "CFD Simulations of Gas Fluidized Beds. Using Alternative Eulerian-Eulerian Modeling Approaches", *International journal of chemical reactor engineering*, Vol. 1, 2003.
37. Benyahia, S., Syamlal, M., and O'Brien, T.J. "Evaluation of Boundary Conditions used to Model Dilute, Turbulent Gas Solids Flows in a Pipe", Vol. 156, No. 2-3, pp. 62-72, *Powder Technology*, p. 156, 2005.
38. Ding, J. and Gidaspow, D.A. "Bubbling Fluidization Model, Using Kinetic Theory of Granular Flow", *AIChE Journal*, Vol. 36, No. 4, pp. 523-535, 1990.
39. Kunii, D. and Levenspiel, O. "Fluidization Engineering", 2nd Ed., Butterworth Heinemann, E.U.A., 1991.