شبیه سازی عددی اثرات سرعت و هندسه ورودی بر هیدرودینامیک جریان آشفته گاز-جامد در یک رآکتور بستر سیالي

مرتضی رحمانپور*
استادیار، دانشکده مکانیک، دانشگاه شهید مدنی آذربایجان، تبریز، ایران
ac.rahmanpour@azaruniv.ac.ir

سینا شناور
دانشجوی کارشناسی ارشد، دانشکده مکانیک، دانشگاه شهید مدنی آذربایجان ، تبریز، ایران

امیر سرورالدین آبادی
استادیار، دانشکده مکانیک، دانشگاه شهید مدنی آذربایجان، تبریز، ایران

چکیده

در این مقاله جریان دوفازی آشفته جامد-گاز در یک بستر سیالی بررسی و حل عددی شده است. به‌منظور مطالعه اثر فوق یک رآکتور با شکل و هندسه‌های مختلف در نظر گرفته شده و اثر پارامترهای شکل رآکتور بر میزان انبساط حجمی بستر جامد بررسی شده است. راکتور بستر سیال یکی از انواع راکتور است که می‌تواند برای انجام واکنش‌های شیمیایی چند فازی همچنین در زمینه تولید بنزین و دیگر سوخت‌ها، بسیاری از پلیمرها مانند لاستیک، کلرید وینیل، پلی‌اتیلن و استایرن، واحدهای انرژی هسته‌ای، سوزاندن زغال سنگ، واحد تصفیه آب، فرآیند کراکینگ کاتالیستی و همچنین بعنوان خشک کن به کار رود. در بستر سیال شیب‌دار، سرعت سیال افزایش می‌یابد که باعث افزایش بازیابی محصول و حذف محصول خشک شده از بستر می‌شود. سرعت فازها و ذرات درون بستر نیز افزایش می‌یابد و تغییرات در پروفیل سرعت جامد را نشان می‌دهد. افزایش قطر ستون، سرعت جامد محوری را کاهش می‌دهد و اندازه ذرات کوچکتر دارای تخلیه بیشتری است. افزایش ارتفاع بستر، فشار استاتیک را کاهش، فشار اصطکاکی را افزایش می‌دهد. برای این منظور دینامیک سیالات محاسباتی به‌عنوان ابزاری مفید و محتمل ترین روش برای پیش‌بینی صحیح و بهینه‌سازی قرار می‌گیرد. در تحقیق حاضر نیز به دلیل هزینه‌بر بودن روش تجربی و کمبود تجهیزات به حل عددی اکتفا شده است.

واژه‌های کلیدی: جریان های چند فازی، گاز- جامد، راکتور بستر سیالی، جریان آشفته، خشک کن های گازی

Numerical simulation of inlet velocity and geometry effects of on the hydrodynamics of gas-solid turbulent flow in a fluidized bed reactor

Morteza Rahmanpour — Assistant Professor, Mechanical Engineering Department, Azarbaijan Shahid Madani University, Tabriz, Iran
ac.rahmanpour@**azaruniv**.ac.ir

Sina Shenavar — MSc. Student, Mechanical Engineering Department, Azarbaijan Shahid Madani University, Tabriz, Iran

Amir Sorouradin Abadi — Assistant Professor, Mechanical Engineering Department, Azarbaijan Shahid Madani University, Tabriz, Iran

Abstract

In this article, turbulent-gas two-phase in a fluidized bed is investigated and solved. In order to study the above effect, a reactor with different shapes and geometries has been considered and the effect of reactor shapes on the expansion volume of the solid bed has been investigated. The fluidized bed reactor is a type of reactors that can be used to perform multiphase chemical reactions, as well as in the field of producing gasoline and other fuels, many polymers such as rubber, vinyl chloride, polyethylene and styrene, nuclear energy units, burning coal, water purification units, The catalytic cracking process is also used as a dryer. In the inclined fluidized bed, the fluid velocity increases, which increases the product recovery and removes the dried product from the bed. The velocity of phases and particles inside the bed also increases and shows changes in the velocity profile of the solid. Increasing the column diameter decreases the axial solids velocity and smaller particle sizes have more discharge. Increasing the height of the bed reduces the static pressure and increases the frictional pressure. For this purpose, computational fluid dynamics is considered as a useful tool and the most likely method for correct prediction and optimization. In the present research, due to the expensiveness of the experimental method and the lack of equipment, numerical solutions were used.

Keyword: Multiphase flows, gas-solid, fluidized bed reactor, turbulent flow, gas dryers

۱- مقدمه

راکتورهای بسترسیال شده با گاز-جامد به دلیل مزیت‌های آن‌ها در تماس مطلوب گاز جامد، ضریب انتقال حرارت بالا و مشخصات دمای یکنواخت، به‌طور گسترده‌ای در فرآیندهای تبدیل حرارتی شیمیایی زیست توده مانند تجزیه در اثر حرارت، گاز دهی، احتراق و مایع سازی مستقیم استفاده شده است [۲-۱]. به‌طورکلی، یک محیط بی‌اثر یا کاتالیزور به‌عنوان روان کننده برای تسهیل سیال شدن ذرات زیست توده و تشدید انتقال فرآیند معرفی می‌شود [۴-۳]. با این حال، زمانی که محیط بی‌اثر یا کاتالیزور اضافه می‌شود، پدیده اختلاط/جداسازی مخلوط باینری منجر به پویایی مایع پیچیده در بسترسیال می شود. در نیم قرن گذشته، اختلاط و تفکیک به‌عنوان دو مکانیزم رقیب برای دست‌کاری توزیع ذرات و الگوی جریان در نظر گرفته شده است [۵]. راکتورهای بستر سیال در گردش به طور گسترده برای چانه زنی با پاسخ های گاز- جامد در صنعت انرژی مورد استفاده قرار می گیرند. آنها را می توان به دو دسته با توجه به ترکیبی از تجویزهای سیال سازی طبقه بندی کرد. بستر سیال در گردش معمولی جایی برای بستر متراکم رقیق دارد. دو چگالی نشان می دهد که ذرات به طور ضخیم در بستر بالارونده (رایزر) و در حالت سیال شدن ضخیم یا بستر متحرک در بستر لغزش (پایین) سیال می شوند. با این حال، سرعت گاز در بستر صعود قابل توجه تر از سرعت گاز در

بستر افت است. در مقایسه با بستر رقیق-چگال، بستر سیال گردشی گاز-جامد با دو چگالی ساختار بسیار فشرده‌تر و توسعه کمتری دارد. در هر صورت، مفهوم سیال شدن دو چگالی گاز-جامد در گردش به خوبی توسط محققان این روزها درک نشده است، و به شدت از کاربرد تجاری آن جلوگیری می کند. برای تعمیق/گسترش درک مردم، یک بررسی نقطه به نقطه در چارچوب سیال شدن دوگانه گاز-جامد در گردش انجام شد [۶]. اختلاط مواد جامد به شدت به حرکت حباب در بسترهای سیال بستگی دارد [۷]. حباب‌هایی که در بالای توزیع کننده شکل گرفته‌اند، ذرات را به بالای تخت حمل می‌کنند. با رسیدن به سطح، حباب فوران می‌کند و ذرات را توزیع می‌کند. از نظر تعادل جرم، ذرات مناطق دیگر بستر به سمت پایین حرکت می‌کنند تا جریان ذرات به سمت بالا و رانش حباب‌های در حال افزایش را جبران کنند. مکانیسم حمل و نقل ذرات و حباب و مکانیسم انتشار ذرات دو نوع اصلی از مدل‌ها برای تعیین کمی مخلوط مواد جامد در بسترسیال هستند [۸].

مستوفی و چایوکی الگوهای کلی و محلی را برای توصیف مواد جامد مخلوط در سیال پیشنهاد داده‌اند [۹]، با این حال، کار محدودی بر تأثیر حرکت حباب در اختلاط مواد جامد در سیستم ذرات باینری متمرکز شده است. بسته به نوع رآکتورسیال و نیز خواص سیالات، می‌توان انواع مختلفی را تحت اثر شرایط مختلف داشت. تعداد زیادی از جریان‌های فرایندی، مخلوطی از فازها هستند. فازهای فیزیکی مواد شامل گاز، مایع و جامد است. اما مفهوم فاز در سیستم جریان چند فازی به معنی گسترده‌تری به کار برده می‌شود. در جریان چند فازی یک فاز قسمتی از جریان است که قابلیت تفکیک آن وجود دارد و نسبت به میدان پتانسیلی که در آن قرار می‌گیرد پاسخ داده و با سایر فازها برهمکنش دارد. مثلا ذرات جامد با اندازه‌های مختلف از همان ماده را می‌توان به‌عنوان فازهای متفاوت در نظر گرفت چون هر مجموعه ذرات با اندازه یکسان دارای عکس‌العمل دینامیکی مشابه به میدان جریان خواهند بود [۷].

۲- مبانی و روش‌ها

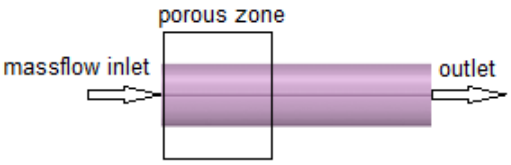
۲-۱- دینامیک سیالات محاسباتی(CFD)

دینامیک سیالاتی محاسباتی دانش پیش بینی جریان سیال، انتقال گرما، انتقال جرم، واکنش‌های شیمیایی و پدیده‌های مربوطه با حل معادلات ریاضی حاکم بر این فرایندها با استفاده از یک فرآیند عددی است. یکی از شاخه‌های مکانیک سیالات ا ست که از روش‌های عددی و الگوریتم ها برای حل و تجز یه‌وتحلیل مسائل مربوط به جریان سیال استفاده می‌کند [۱۰]. دینامیک سیالات محاسباتی از روش های عددی برای حل این معادلات دیفرانسیل غیرخطی برای هندسه ها و شرایط مرزی از پیش تعریف شده به شکل خطی استفاده می‌کند. نتیجه برای هر منطقه ای است که جریان رخ می‌دهد و انبوهی از پیش بینی‌ها برای سرعت جریان، دما و نگه داشتن فاز، ف شار و غیره ا ست. نتیجه تجزیه‌وتحلیل دینامیک سیالات محا سباتی داده‌های مهند سی مرتبط ا ست که در مطالعات مفهومی طرحهای جدید، تو سعه دقیق مح صول، عیب یابی و طراحی ا ستفاده می شود [۱۱]. مدل اولری پیچیده ترین مدل چند فازی در فلوئنت است. مجموعه‌ای از معادلات مومنتوم و پیوستگی را برای هر فاز حل می‌کند. جفت شدن از طریق ضرایب فشار و تبادل بین فاز حاصل می‌شود. نحوه کار با این مدل به نوع فازها مربوط بستگی دارد. جریان های دانه ای (سیال- جامد) متفاوت از جریان های غیر دانه ای (سیال-سیال) اداره می‌شوند. برای جریان‌های دانه ای، مشخصات از تئوری جنبشی بدست می‌آیند. تبادل مومنتوم بین فازها نیز به نوع مخلوط مدل شده بستگی دارد. توابع تعریف شده توسط فلوئنت امکان شخصی سازی محاسبه تبادل مومنتوم را فراهم می‌کند. در کار حاضر از مدل اولری جریان دانه‌ای برای مدلسازی رآکتور بستر سیال ا ستفاده شده ا ست. این مدل پدیده‌های سیال سازی در بستر سیال را بهتر از سایر مدلهای موجود توصیف می‌کند. راکتورهای بستر سیال در گردش به طور گسترده برای چانه زنی با پاسخ های گاز- جامد در صنعت انرژی مورد استفاده قرار می گیرند. آنها را می توان به دو دسته با توجه به ترکیبی از تجویزهای سیال سازی طبقه بندی کرد. بستر سیال در گردش معمولی جایی برای بستر متراکم رقیق دارد. دو چگالی ن شان می دهد که ذرات به طور ضخیم در بستر بالارونده (رایزر) و در حالت سیال شدن ضخیم یا ب ستر متحرک در ب ستر لغزش (پایین) سیال می شوند. با

این حال، سرعت گاز در بستر صعود قابل توجه تر از سرعت گاز در بستر افت است. در مقایسه با بستر رقیق-چگال، بستر سیال گرد شی گاز-جامد با دو چگالی ساختار بسیار فشرده‌تر و توسعه کمتری دارد. در هر صورت، مفهوم سیال شدن دو چگالی گاز-جامد در گردش به خوبی توسط محققان این روزها درک نشده است، و به شدت از کاربرد تجاری آن جلوگیری می کند. برای تعمیق/گسترش درک مردم، یک برر سی نقطه به نقطه در چارچوب سیال شدن دوگانه گاز-جامد در گردش انجام شد.

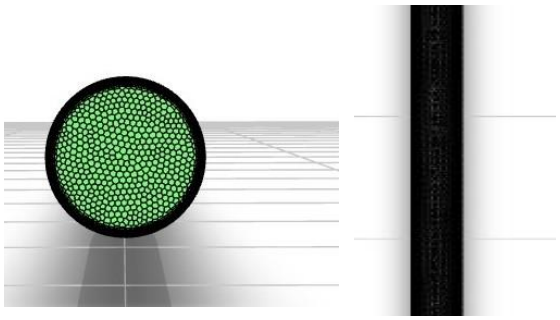
۲-۲- تعریف مسئله، شرایط و روش‌های حل

هدف از مطالعه حاضر بررسی و حل عددی جریان دو فاز آشفته جامد-گاز در یک بستر سیالی می‌باشد. برای این منظور یک راکتور با شکل‌های متفاوت مدل خواهند شد و اثر پارامترهای مختلف از جمله اندازه ذرات، شکل راکتور، سرعت ورودی و تخلخل اولیه بر میزان انبساط حجمی بستر جامد بررسی خواهد گردید. در انجام این مدل‌سازی هر دو سیال جامد و هوا تراکم ناپذیر فرض شده‌اند. شکل اولیه ذرات کروی و یکنواخت و در لحظه اول در حالت سکون قرار دارد و یک ارتفاع مطلوب را در بستر تشکیل می‌دهد. کانال عمودی و استوانه‌ای شکل در نظر گرفته شده است. فاز هوا از پایین ستون وارد می‌شود تا سیال شدن شروع شود.



شکل ۱- هندسه شماتیک مسئله

هندسه سه بعدی ایجاد شده و به منظور ایجاد شبکه محاسباتی، سلول بندی شده است. در هندسه سه بعدی از شبکه بندی شش ضلعی با نوع عنصر hex / wedge استفاده و تعداد ۸۸۰ هزار سلول محاسباتی تولید شده است. البته لازم به ذکر است که استقلال حل عددی از تعداد و ابعاد سلول ها در پژوهش انجام و این شبکه بندی کفایت مطلوب ر دارا بوده است.



ب) الف)

شکل ۲- الف) مش ستون استوانه‌ای نمای جانبی (ب) بزرگ‌نمایی نمای مشبک مقطع

به منظور دستیابی به یک سیستم معادلات مناسب، شرایط مرزی منطقی برای دامنه محاسباتی باید اجرا شود. شرایط مرز ورودی سرعت یکنواخت گاز در شرایط مرز ورودی و خروجی شرایط مرزی فشار است که به صورت $۱/۰۱۳\times۱۰^{۵}$ پاسکال تنظیم شده است. شرایط مرز دیواری، شرایط مرزی بدون لغزش برای فاز جامد و لغزش آزاد برای جامد است. ضریب جریان جامد-جامد مقدار پیش فرض ۰/۹ گرفته شده است. برای داشتن حجمی از حجم جامد، از ماده جامد موجود در بخشی از ستون که در ابتدا دانه‌های شیشه به آن تغذیه می‌شود استفاده شده است. در شرایط اولیه از کسر حجم جامد۰/۵۹ از ارتفاع بستر ساکن ستون استفاده شده است و کسر حجمی گاز در ورودی بر اساس موجودی موجود است. تجزیه‌وتحلیل تمرکز اصلی بر اساس ستون استوانه‌ای به ارتفاع ۱/۸۸ متر است و پارامترهایی که در بستر سیال برای شبیه‌سازی و مطالعه هیدرودینامیکی موجود هستند در جدول ۱ ارائه شده است. معادلات دیفرانسیلی انتقالی حاکم قبل از اینکه حل شوند به معادلات جبری تبدیل می شوند. روش حجم محدود که شامل انتگرال‌گیری معادلات حاکم در مورد هر حجم کنترل است، بر معادلات گسسته شده (که بقای هر کمیت در حجم کنترل را تضمین میکنند) اعمال می‌شوند. معادلات حاکم توسط روش upwind گسسته میشوند. برای معادلات مومنتوم و از دقت مرتبه دوم و برای معادله کسر حجمی از دقت مرتبه اول استفاده شده است. محاسبات مربوط به مدل اولرین چندفازی توسط روش Phase Coupled SIMPLE انجام شده است. این روش همان الگوریتم SIMPLE است که برای جریان‌های چندفازی توسعه داده شده است. حل معادلات با استفاده از حل‌کنندهٔ Pressure Based و به صورت گذرا با گام زمانی ۰,۰۰۱ ثانیه انجام شده است.

۳- معادلات حاکم

۳-۱- معادله پیوستگی:

$$\frac{\partial(\varepsilon_k\rho_k)}{\partial t} + \nabla(\rho_k\varepsilon_k\vec{u}_k) = O \quad (۱)$$

که ρ_k چگالی، ε_k کسر حجمی فاز و k نمایان‌گر نوع فاز است.

کسر حجمی از دو فاز بایستی شرایط روبه‌رو را برآورده کند:

$$\varepsilon_g + \varepsilon_s = 1 \quad (۲)$$

۳-۲- معادله مومنتوم برای هرفاز:

$$\frac{\partial(\varepsilon_k\rho_k u_k)}{dt} + \nabla\cdot(\varepsilon_k\rho_k u_k u_k) = -\varepsilon_k\nabla P + \nabla.\left(\varepsilon_k\mu_{eff,k}(\nabla\vec{u}_k + (\nabla\vec{u}_k)^T)\right) + \rho_k\varepsilon_k g + M_{si,k} \quad (۳)$$

P فشار و $\mu_{eff,k}$ ویسکوزیته موثر و عبارت $M_{si,k}$ درمعادله فوق، نشان دهنده‌ی نیروی بین فاز برای هرفاز است.

۳-۳- نیروی کشش بین فاز:

ضریب تبادل بین فازی بین فازهای سیال و جامد با استفاده از مدل درگ گیداسپو بدست می‌آید. این ترکیبی از مدل Wen و Yu و معادله Ergun است. مدل درگ بین فاز جامد – گاز با استفاده از مدل گیداسپو انجام شده است، که به شکل زیر بیان شده است:

$$k_{sl} = 150\frac{\alpha_s(1-\alpha_l)\mu_l}{\alpha_l d_s^2} + 1.75\frac{\rho_l\alpha_s|\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{d_s^2} \quad (۴)$$
$$\alpha_l \le 0.8$$

۳-۴- مدل سازی آشفتگی:

انتخاب مدل آشفتگی به ملاحظات فیزیکی شامل جریان، عمل ایجاد شده برای مسئله، سطح دقت مورد نیاز، منابع محاسباتی موجود و مدت زمان موجود برای شبیه‌سازی بستگی دارد. در شبیه‌سازی حاضر مدل استاندارد κ-ε برای مدل سازی آشفتگی استفاده شده است. مدل استاندارد-κ εیک مدل نیمه تجربی است که بر اساس مدل معادلات انتقال برای انرژی جنبشی تلاطم (κ) و میزان اتلاف آن (ε) ساخته شده است.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k v_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(\mu + \frac{\mu}{\sigma_k}\right)\frac{\partial k}{\partial x_i}\right] + G_k + G_b - \rho\varepsilon - Y_M + S_k \quad (۵)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho\varepsilon v_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}\left[\left(u + \frac{u_t}{\sigma_\varepsilon}\right)\frac{\partial\varepsilon}{\partial xj}\right] + C_{1\varepsilon}\frac{\varepsilon}{k}\left(G_k + C_{3_\varepsilon}G_b\right) - C_{2\varepsilon}\rho\frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (۶)$$

در این معادلات، G_K تولید انرژی جنبشی تلاطم را به دلیل اختلاف‌های میانگین سرعت نشان می دهد، G_b تولید انرژی جنبشی تلاطم به دلیل نیروی شناوری است، Y_Mنشان دهنده میزان انبساط نوسان در تلاطم قابل تراکم نسبت به نرخ اتلاف کلی است، $C_{1\varepsilon}$ ، $C_{2\varepsilon}$و $C_{3\varepsilon}$ ثابت هستند. σ_κ و σ_ε به ترتیب اعداد آشفته پرانتل برای انرژی جنبشی تلاطم و نرخ اتلاف هستند. S_κ و S_ε اصطلاحات منبع تعریف شده توسط کاربر هستند.

همچنین گرانروی آشفته، μt با ترکیب κ و ε به شرح زیر محاسبه می‌شود:

$$\mu_{t=}\rho C_\mu\frac{k^2}{\varepsilon} \quad (۷)$$

که C_μ یک ضریب ثابت است.

جدول ۱- پارامترهای فیزیکی و فرایند در ستون برای شبیه‌سازی

ارتفاع (m)	قطر (m)	چگالی جامد (kg/m3)	میانگین اندازه ذرات (mm)	ارتفاع اولیه بستر (m)	سرعت هوای ورودی (m/s)
۱,۸۸	۰,۱	۲۴۷۰	۲,۱۸	۰,۲۱۳	۰,۰۲۵۴۸

۵-۳- روش عددی و تنظیم پارامترهای محاسباتی

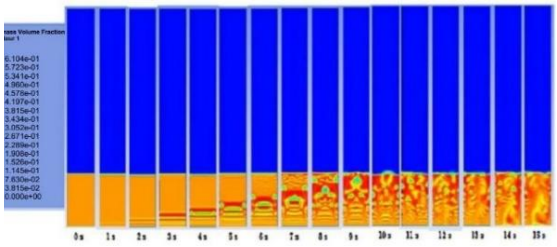
معادلات دیفرانسیلی انتقالی حاکم قبل از این‌که حل شوند به معادلات جبری تبدیل می‌شوند. روش حجم محدود که شامل انتگرال‌گیری معادلات حاکم در مورد هر حجم کنترل است، بر معادلات گسسته شده (که بقای هر کمیت در حجم کنترل را تضمین می‌کنند) اعمال می‌شوند. معادلات حاکم توسط روش upwind گسسته می‌شوند. برای معادلات مومنتوم و $k-\varepsilon$ از دقت مرتبه دوم و برای معادله کسر حجمی از دقت مرتبه اول استفاده شده است [۱]. محاسبات مربوط به مدل اولرین چندفازی توسط روش Phase Coupled SIMPLE انجام شده است. این روش همان الگوریتم SIMPLE است که برای جریان‌های چندفازی توسعه داده شده است. حل معادلات با استفاده از حل‌کنندهٔ Pressure Based و به صورت گذرا با گام زمانی ۰,۰۰۱ ثانیه انجام شده است.

۴- نتایج

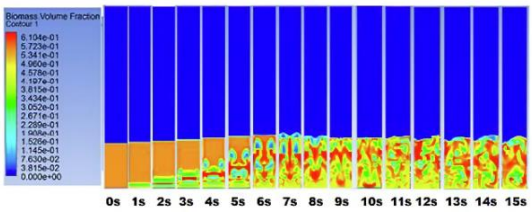
۴-۱- بررسی اثرات سرعت ورودی مختلف

ابتدا برای اعتبارسنجی نتایج و همچنین استقلال حل مسئله از تعداد شبکه و مقدار گام زمانی، موردی را که مرجع [۱۲] بررسی و نتایج خود را برای آن حالت به دست آورده است، در مطالعه حاضر نیز حل می‌شود. لازم به ذکر است که در مرجع [۱۲] و [۱] از هندسه دو بعدی استفاده شده است، درحالی‌که کار حاضر از هندسه سه بعدی در شرایط مختلف ورودی و خروجی بررسی شده است. شبیه‌سازی هیدرودینامیکی بستر سیال گاز جامد در دامنه سرعت مختلف گاز ورودی ۰/۵۵ -۰/۰۵ متر بر ثانیه برای درک حالت شبه پایدار در مرجع [۱۲] و [۱] انجام شده است. مدل چند فازی اولری برای مدل‌سازی بسترسیال مشخص انتخاب شد، موفقیت رویکرد اویلری- اولری به توصیف مناسب مانند تعامل بین فاز گاز-جامد ، برخورد و تعامل اصطکاکی بین ذرات و ذرات و دیواره بستگی دارد. در حوزه محاسبات، گاز به‌عنوان یک فاز پیوسته و جامد به‌عنوان یک فاز پراکنده در داخل ستون برای نفوذ و تعامل با یکدیگر در نظر گرفته شده‌اند. ابتدا هیچ جریانی در بستر مشاهده نمی‌شود، درحالی‌که بستر سیال شده شبیه‌سازی می‌شود، مشخصات بستر با گذشت زمان تغییر می‌کند. اما بعد از مدتی تغییر قابل توجهی در مشخصات مشاهده نمی‌شود و این نشان می‌دهد که بستر سیال شده به حالت نیمه پایدار رسیده است و تمام اطلاعات را برای نتیجه‌گیری از این امر به ارمغان می‌آورد. شبیه‌سازی‌ها تا زمانی که سیستم به حالت شبه ثابت برسد انجام شده است، یعنی متغیرهای جریان متوسط از نظر زمانی مستقل هستند. شبیه‌سازی بستر سیال شده با گاز جامد غیر واکنشی، حالت ناپایدار، بدون نیروی بالا برنده و بدون انتقال جرم بین فازها است و همچنین فشار و چگالی هر یک از فازها ثابت در نظر گرفته شده است. سرعت گاز ورودی یکنواخت با جهت محوری در پایین بستر سیال در نظر گرفته شده است. فشار در نظر گرفته شده برای ورودی گاز تراکم ناپذیر ناچیز است، یعنی افت فشار نسبتا کم و در خروجی فقط افت فشار بدون لغزش مشخص شده است. مدل نیروی درگ سیاملال و اوبرین برای به دست آوردن کانتور کسر حجمی در سرعت‌های مختلف استفاده شده است. تغییر سرعت ورودی گاز در دامنه‌های مختلف در شبیه‌سازی برای درک پدیده‌های سیال شدن و حداقل سرعت سیال سازی برای داده‌های آزمایشگاهی استفاده می‌شود. شکل ۳ تا ۵ مطالعه شبیه‌سازی در سرعت‌های مختلف ورودی نشان داده شده است، با توجه به شکل‌ها مشاهده می‌شود که از تطابق خوبی برخوردار هستند. مطالعات شبیه‌سازی کانتور کسر حجمی زیست توده در ۰/۰۵ متر بر ثانیه برای بستر سیال در زمان های مختلف نشان داد که انبساط ارتفاع بستر با گذشت زمان تقریبا ثابت است و حباب‌های کوچکی تشکیل می‌شوند. همچنین مشاهده شده است که سطح در حال نوسان است و این پدیده به دلیل سرعت ورودی کم در بستر رخ می‌دهد. در تمامی موارد تغییرات سرعت تخلخل ثابت و برابر ۰,۵۹ به صورت Packed Bed لحاظ شده است همچنین اندازه ذرات ثابت و برابر ۲۱۸۰ میکرومتر می باشد. عدد رینولدز جریان ورودی برای سرعت‌های مختلف گاز طبق رابطه ۸ بین ۳۳۸-۳۷۲۰ می باشد:

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho V D}{\mu} \qquad (۸)$$



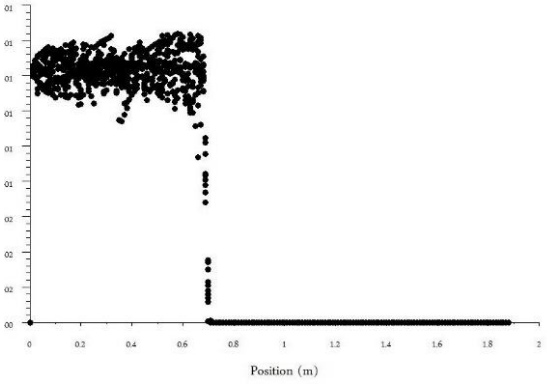
شکل ۳- کسر حجمی زیست توده سرعت ۰/۰۵ متر بر ثانیه تا ۱۵ ثانیه



شکل ۴- کسر حجمی زیست توده سرعت ۰/۱ متر بر ثانیه ۱۵ ثانیه

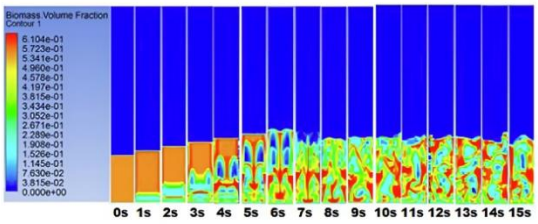
شکل ۴ نشان داد که کانتور کسر حجمی توده بستر سیال شبیه‌سازی شده با سرعت ورودی ۰/۱۰ متر بر ثانیه که در آن ذرات زیست توده در حال نوسان هستند و به سمت بالای بستر حرکت می‌کنند، در ابتدا همراه با سرعت افزایش می‌یابد، پس از افزایش در ارتفاع بستر، سقوط می‌کند و ساکن می‌شود. افت فشار و انبساط بستر از نمودارهای کانتور و جریان سریع حبابی سیال شدن که در این سرعت رخ داد، قابل درک بود و همچنین مشاهده شد که بخش‌های زیادی از زیست توده در نزدیکی منطقه دیواره با سرعت ۰/۱۰ متر بر ثانیه حلقه حلزون هستند. سرعت ورودی پایین، یک رفتارآرام زیست توده را پیش‌بینی می‌کند.

ارتفاع نهایی بستر تودهٔ ذرات جامد را می‌توان با استفاده از ابزار XY Plot تعیین کرد. برای این منظور نمودار تغییرات کسر حجمی ذرات جامد در طول ستون بستر سیالی (محور Y) در شکل (۵) رسم شده است. با توجه به شکل می‌توان مشاهده نمود که در ارتفاع حدودا ۰,۷ متری یک کاهش بسیار شدید در مقدار کسر حجمی رخ می‌دهد. مکان وقوع این پرش بیانگر ارتفاع انبساط یافتهٔ نهایی بستر دانه‌های شیشه است. با استفاده از این نمودار می‌توان حداکثر ارتفاع پخش شدگی فاز جامد را تعیین و در ارتفاع کلی ستون را در طراحی رآکتور لحاظ نمود.



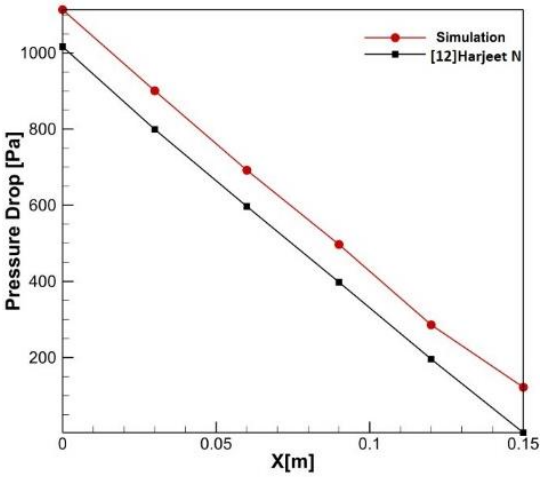
شکل ۵- توزیع کسر حجمی ذرات جامد در طول ستون بستر سیالی

شکل ۶ مطالعه شبیه‌سازی مدل دو فازی بستر جامد-گاز در سرعت گاز ورودی ۰/۲ متر بر ثانیه ۰/۵۵ متر بر ثانیه را نشان می‌دهد، می‌توان مشاهده کرد که سرعت گاز ورودی تأثیر بسیار زیادی در پدیده های سیال سازی دارد افت فشار، نسبت انبساط بستر و تشکیل حباب‌ها ارتباط مستقیمی با سرعت ورودی دارند. تمام مطالعات موردی نشان داد ارتفاع بستر با افزایش سرعت افزایش و با کاهش سرعت ارتفاع بستر کاهش می‌یابد. در سرعت بالاتر زیست توده داخل بستر به سمت بالای بستر حرکت می‌کند و سیال شدن آشفته رخ می‌دهد.

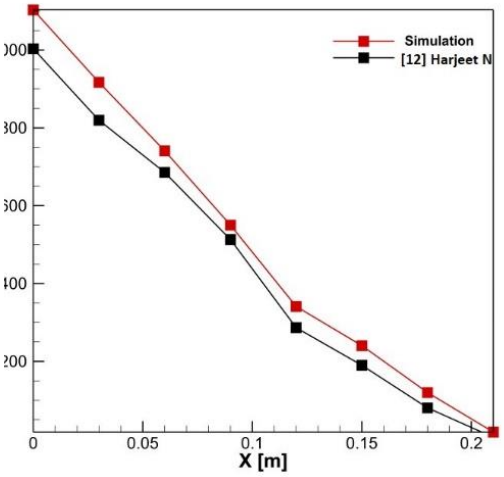


شکل ۶- کسر حجمی زیست توده سرعت ۰/۲ متر بر ثانیه برای ۰ ثانیه تا ۱۵ ثانیه

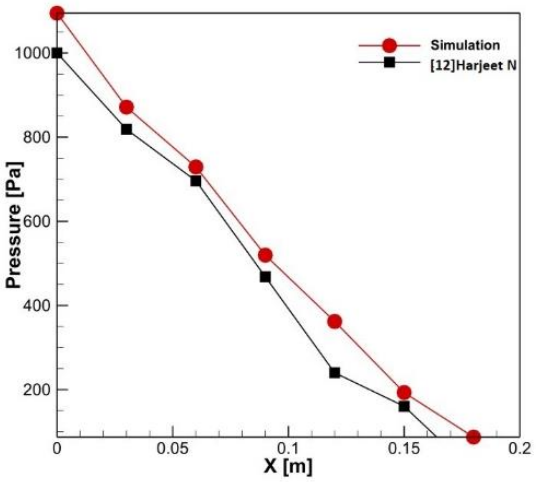
سرعت بالای ۰/۵۵ متر بر ثانیه ممکن است منجر به فرسایش بستر شود. افت فشار در پایین بستر بیشتر است در ارتفاع ستون هم‌زمان با کاهش چگالی بستر در طول ستون کاهش می‌یابد. سرعت ۰/۱۹- ۰/۱۵ متر بر ثانیه می‌تواند به‌عنوان حداقل شرایط سیال سازی پیش‌بینی شود درحالی‌که انبساط بستر بسیار کمتر است و وزن ظاهری ذرات توسط نیروی کششی که توسط هوای ورودی بر روی آن‌ها وارد می‌شود متعادل می‌شوند. تشکیل حباب‌های کوچک نیز مشاهده می‌شود. بنابراین شرایط ایده آل برای عملکرد بستر سیال بین ۰/۱۹ تا ۰/۵۵ متر بر ثانیه است. نتایج محاسباتی با نتایج تجربی و شبیه‌سازی شده در نمودارهای ۷ تا ۱۰ نشان داده شده است که مطابق داده‌های محاسباتی رفتار می‌کند.



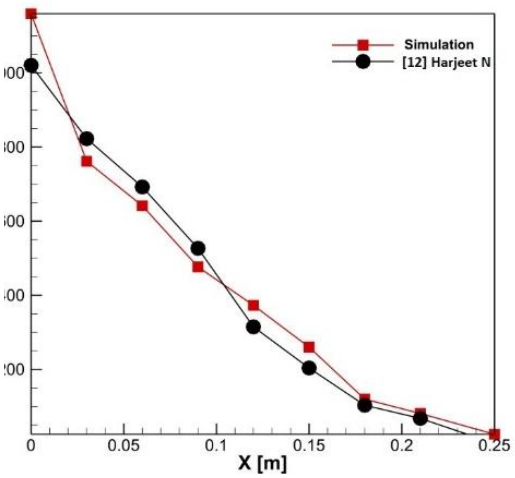
شکل ۷- مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۰۵ متر بر ثانیه [۱۲]



شکل ۹- مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۱۵ متر بر ثانیه [۱۲]



شکل ۸- مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۱ متر بر ثانیه [۱۲]



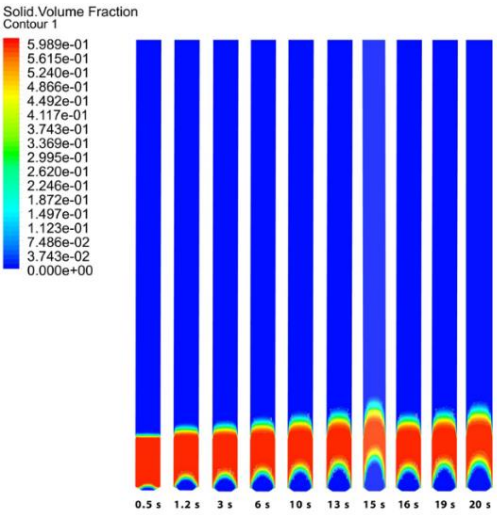
شکل ۱۰- مقایسه افت فشار بستر با ارتفاع ستون بستر سیال برای سرعت هوای ورودی ۰/۲ متر بر ثانیه [۱۲]

همانطور که در شکل‌های ۷ تا ۱۰ نیز مشخص است افزایش سرعت ورود سیال به سبب پراکندگی بیشتر بستر سیالی و به تبع آن افزایش میزان تخلخل موجب کاهش فشار خواهد شد. همچنین با افزایش سرعت ورودی شیب افت فشار افزایشی یافته است که البته به این شیب نوبه‌ی خود در بستر دوفازی که حضور ذرات جامد بیشتر است محسوس‌تر به چشم می‌خورد. لذا در طراحی چنین رآکتورهایی، یکی از عواملی که بایستی در نظر گرفته شود بررسی اثرات سرعت ورودی و پخش یکنواخت آن در پایین بستر است.

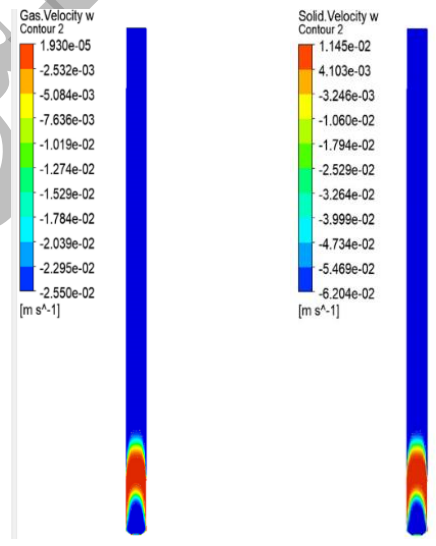
۲-۴- بررسی اثرات هندسه رآکتور

حال مسئله از جنبه هندسی مورد بررسی قرار خواهد گرفت. در طراحی راکتور سیال سازی باید متغیرهایی مثل هندسه راکتور و سرعت جریان گاز در نظر گرفته شود . هندسه راکتور برای حفظ سرعت تماس ذرات و گازها در هنگام سیال سازی مهم است. به همین ترتیب، نرخ جریان گاز سیال سازی الگوی سیالاتی را که تشکیل می‌شود تعیین می‌کند.

به این منظور در مطالعه حاضر، هندسه رآکتور به‌صورت استوانه سه بعدی است. شکل ۱۰ تا ۱۸ مطالعه شبیه‌سازی در هندسه‌های مختلف ورودی و خروجی نشان داده شده است.

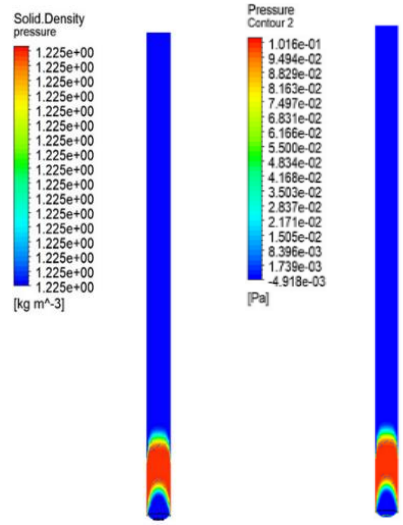


شکل ۱۱- توزیع کسر حجمی در ورودی مخروطی



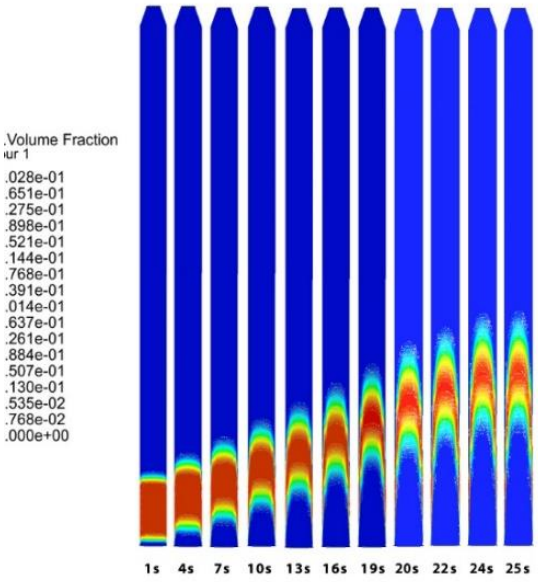
ب) الف)

شکل ۱۲- توزیع سرعت برای هر کدام از فازها در ورودی مخروطی الف) جامد ب) گاز

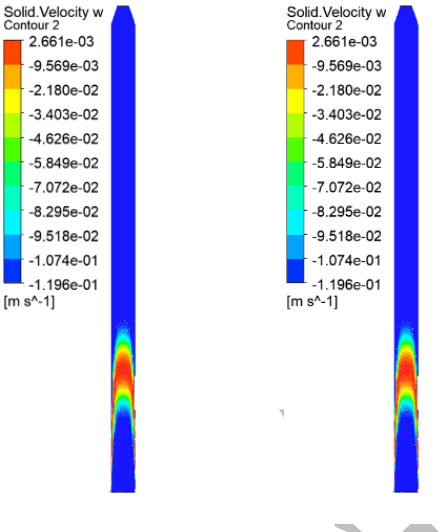


ب) الف)

شکل ۱۳- توزیع الف) فشار ب) چگالی در ورودی مخروطی

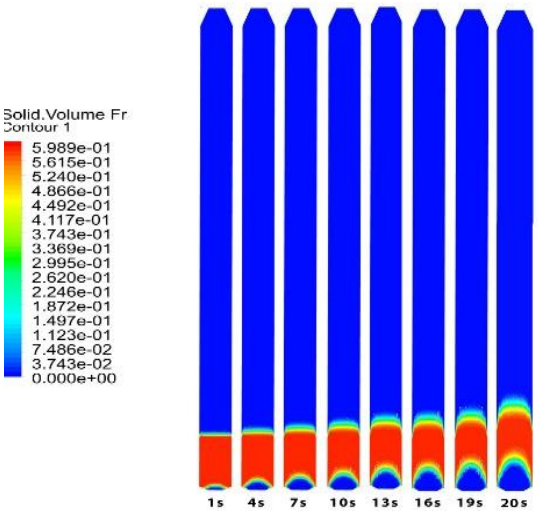


شکل ۱۴- توزیع کسر حجمی در خروجی مخروطی

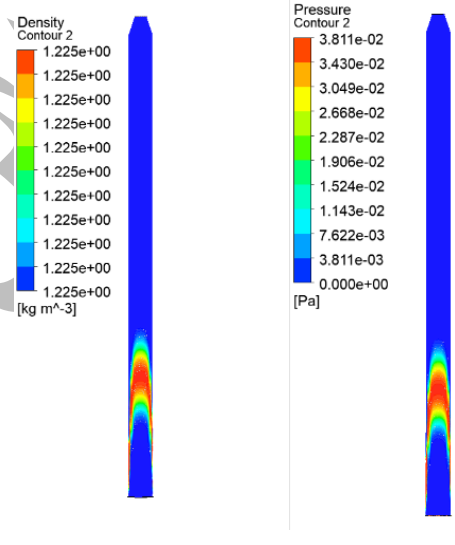


ب) الف)

شکل ۱۵- توزیع سرعت برای هر کدام از فازها در خروجی مخروطی الف) جامد ب) گاز

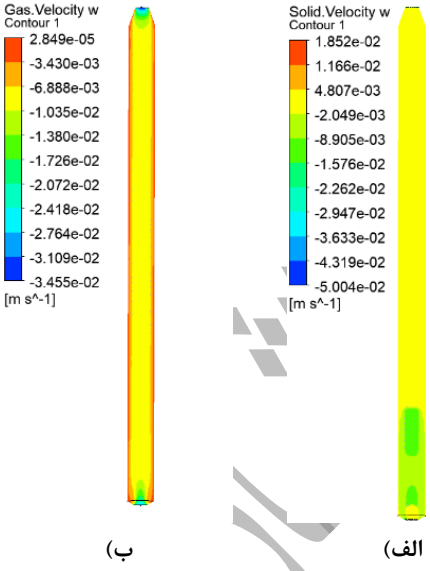


شکل ۱۷- توزیع کسر حجمی با ورودی و خروجی مخروطی



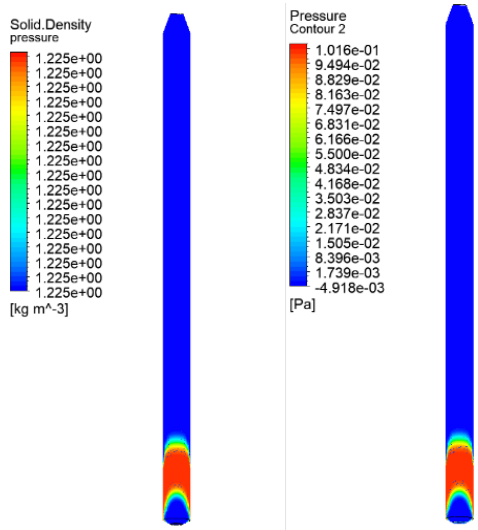
ب) الف)

شکل ۱۶- توزیع الف) فشار ب) چگالی در خروجی مخروطی



ب) الف)

شکل ۱۸- توزیع سرعت برای هر کدام از فازها با ورودی و خروجی مخروطی الف) جامد ب) گاز



الف) ب)

شکل ۱۹- توزیع الف) فشار ب) چگالی با ورودی و خروجی مخروطی

۵- نتیجه گیری

بدیهی است که در شرایط ورودی شیب‌دار حداقل سرعت سیال سازی افزایش یافته است. در رابطه با تأثیر هندسه، این نوع بستر سیال منجر به مقادیر بالاتر بازیابی محصول و مقادیر پایین‌تر جرم انباشته می‌شود زیرا سرعت خشک شدن بیشتر هوا باعث افزایش حرکت ذرات در داخل بستر می‌شود. افزایش اثر فرسایش منجر به حذف محصول خشک شده از بستر می‌شود. اندازه سرعت فازها در ناحیه مرکز نسبت به نزدیک دیوار بیشتر است. پروفیل سرعت جامد در بستر سیال با شروع به کار افزایش یافته و سپس با کاهش دامنه کاهش می‌یابد و رفتار نوسانی را نشان می‌دهد. این بدان معناست که برای یک حالت اولیه معین، سرعت فقط یک‌بار پس از شروع سیال شدن به حداکثر می‌رسد. در مقایسه با فازهای دیگر در ستون استوانه‌ای، سرعت فاز گاز حداکثر در ستون است. ذرات کوچک‌تر نسبت به ذرات بزرگ‌تر در شرایط یکسان در بستر سیال سرعت بیشتری می‌گیرند. سرعت جامد محوری در ستون با قطر کوچک بیشتر از ستون با قطر بزرگ است. اندازه ذرات کوچک نسبت به اندازه ذرات بزرگ‌تر دارای تخلیه بستر بیشتری است. فشار استاتیک با افزایش ارتفاع بستر کاهش می‌یابد. در افزایش ارتفاع بستر، افت فشار اصطکاکی در دیوار کاهش یافته است. افت فشار اصطکاکی، یک تابع قوی از سرعت مایع است، زیرا برای سرعت مایع زیاد، افت فشار بیشتر است. انرژی ورودی به سیستم با سرعت مایع بیشتر می‌شود و اختلاف انرژی خالص که باید انرژی اتلاف شده در سیستم را به همراه داشته باشد، هم با سرعت گاز و هم با سرعت مایع افزایش می‌یابد. سرعت محوری جامد در امتداد مختصات شعاعی برای ستون، با کار تجربی تأیید شده است. همچنین نسبت انبساط بستر و نگهداری مایع برای اندازه ذرات مختلف نیز با کارهای تجربی مطابقت دارد. باتوجه به شکل های ۳ تا ۵ می توان نتیجه گرفت با افزایش سرعت ورودی، پخش ذرات نیز افزایش می یابد و این امر موجب کاهش میزان تخلخل در ارتفاع پایین و همچنین اختلاط جریان و آشفتگی در فاز جامد می شود که به عنوان مثال در کاربرد خشک کن ها می تواند منجر به افزایش ضریب انتقال حرارت و بهبود عملکرد خشک کن ها شود. باتوجه به شکل های ۱۰ تا ۱۸ می توان نتیجه گرفت در صورتی که ناحیه ورودی بستر به صورت مخروطی باشد موجب گستردگی و توزیع یکنواخت سرعت و در نتیجه موجب اختلاط جامدات در ارتفاع کم می شود هر چند افزایش ارتفاع رآکتور یکی از راهکارهای افزایش اختلاط می باشد اما با افزایش ارتفاع رآکتور هزینه های ساخت سازه افزایش می یابد که این امر مطلوب نیست، در نتیجه هدف اختلاط بیشتر در ارتفاع کم می باشد و به همین منظور استفاده از نازل های مختلف اعم از پخشی و چرخشی توصیه می شود که موجب افزایش اختلاط می شوند.

۶- مراجع

[1] H. Cui, J Grace, “Fluidization of biomass particles a review of experimental multiphase flow aspects,” *Chem, Eng Sci*, 62:45-55, (2007).

[2] R.K. Mishra, K Mohanty, “Pyrolysis characteristics and kinetic parameters assessment of three waste biomass,” *J. Renewable Sustainable Energy*, 20, (2018).

[3] T. Rao, J. Bheemarasetti, “Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and sands,” *Proceedings of the ICE - Energy*, 26:633-644, (2001).

[4] F.J Arias, “Film boiling in presence of a magnetic field in liquid metals within framework of Taylor–Helmholtz instabilities in application to fusion reactor project,” *J. fusion energy*, 29(2):157-160, (2010).

[5] F.J. Arias, “Heat and mass transfer in transitional boiling on liquid metal in presence of magnetic field,” *J. Fusion Energy*, 29(3):244-250 (2010).

[6] G. Hengjun, Y. Peiyi, "Dual-dense gas-solid circulating fluidized bed reactor," *Fuel*, 337; 126872, (2023).

[7] A. FLUENT, *ANSYS FLUENT Theory Guide*, V14.5: Nov 15317, (2012).

[8] D. Kunii, O. Levenspiel, Fluidization Engineering 2nd ed. Butterworth-Heinemann: (1991).

[9] N. Mostoufi, J. Chaouki, "Local solid mixing in gas-solid fluidized beds," *Powder Technol*, 114:23-31, (2001).

[10] A. Bakker, *Fluent introductory notes. Fluent Inc*, Lebanon: (2002).

[11] J.D Anderson, "Computational fluid dynamics," *McGraw Hill*, (1995).

[12] D. Shubhankar, N. Harjeet, Ch. Vishal, "CFD modeling of a typical fluidized bed column," *In Materials Today*, India (2021).

واژه نامه:

راکتور	Reactor
فرآیند کراکینگ کاتالیستی	Catalytic Cracking Process
چند فازی	Multiphase
کلرید وینیل	Vinyl Chloride
پلی‌اتیلن	Polyethylene
استایرن	Styrene
دینامیک سیالات محاسباتی	Computational Fluid Dynamics (CFD)
جریان آشفته	Turbulent Flow
خشک کن های گازی	Gas Dryers
کاتالیزور	Catalyst
بالارونده (رایزر)	Riser
مدل اولری	Eulerian Model
معادلات مومنتوم و پیوستگی	Momentum and Continuity Equations
تخلخل	Porosity
فلوئنت	Fluent
پاسکال	Pascal
نیروی شناوری	Buoyancy Force
پرانتل	Prandtl Number
کانتور	Contour