

# شبیه‌سازی پیرولیز پلیمرها در راکتور بستر سیال جامد-گاز با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی

سبحان دثغه جعفری

گروه مهندسی شیمی، واحد اهر، دانشگاه آزاد اسلامی، اهر، ایران

هادی سلطانی\*<sup>+</sup>

گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی مهندسی، دانشگاه مراغه، مراغه، ایران

مرتضی قلی زاده

گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، دانشگاه تبریز، تبریز، ایران

**چکیده:** گسترش روزافزون محصولات پلیمری، نگرانی‌های زیست محیطی جدی را به دلیل تولید پسماندهای آن در سطح جهانی به دنبال داشته است. یکی از روش‌های مدیریت ضایعات پلیمری، استفاده از فرآیند پیرولیز است که از نظر اقتصادی مقرون به صرفه بوده و می‌تواند بخشی از نیاز سوخت صنایع را تأمین کند. در این راستا شبیه‌سازی این فرآیند به منظور بهینه نمودن بازدهی محصولات تولیدی از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است ولی به واسطه پیچیدگی آن، شبیه‌سازی عددی بسترهای مخروطی شکل توسط جریان چند فاز گاز-جامد، کم‌تر مورد توجه بوده است. بنابراین در این مقاله، فرآیند پیرولیز ضایعات پلیمری در یک راکتور بستر سیال جامد-گاز مخروطی با روش دینامیک سیالات محاسباتی شبیه‌سازی شد. از رویکرد اویلری همراه با نظریه‌ی جنبشی جریان‌های دانه‌ای برای شبیه‌سازی این سیستم چند فاز و تعاملات بین فازها استفاده شد. تأثیر عوامل مختلف از جمله دما، سرعت گاز و اندازه ذرات مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که دما مهم‌ترین عامل در فرآیند پیرولیز می‌باشد به طوری که با افزایش دما و در ۹۲۳ کلوین، بیشترین میزان جریان گازی و کم‌ترین میزان قطران تولید می‌گردد که صرفه اقتصادی مطلوبی دارد. از طرفی سرعت جریان ورودی به دلیل تأثیرگذاری در پارامتر دما، تأثیر مهمی بر فرآیند تولید محصولات مطلوب دارد. به طوری که در سرعت پایین، ذرات به واسطه تماس زیاد با دیواره گرمای بیشتری جذب می‌کنند و دمای بستر زودتر افزایش می‌یابد. در مقابل با افزایش سرعت گاز ورودی، اختلاط بیشتر و حجم بیشتری از گاز بین ذرات جامد قرار می‌گیرد که به واسطه کاهش تماس ذرات و ضریب هدایت گرمایی، افت انتقال حرارت صورت می‌گیرد. بنابراین سرعت ورودی به بستر باید در کم‌ترین مقدار بهینه تنظیم گردد. همچنین نتایج نشان داد افزایش اندازه قطر ذرات از ۱ تا ۳ میلی‌متر، دما با شیب بیشتری افزایش و بستر سریع‌تر گرم می‌شود.

**واژه‌های کلیدی:** پیرولیز، راکتور بستر سیال، شبیه‌سازی CFD، هیدرودینامیک، انتقال حرارت، پلیمر.

**KEYWORDS:** Pyrolysis, Fluid bed reactor, CFD simulation, Hydrodynamics, Heat transfer, Polymer.

## مقدمه

مواد پلیمری در زندگی روزانه دارای اهمیت زیادی بوده و تأثیر بسزایی در پیشرفت و بهبود کیفیت جنبه‌های مختلف صنایع گوناگون دارد. از طرف دیگر، مصرف مواد پلیمری در سراسر جهان به‌طور چشمگیری در حال افزایش بوده و ضایعات پلیمری به‌دلیل زیست‌تخریب‌ناپذیری این مواد و بسیاری از خطرات زیست‌محیطی به یک موضوع مهم تبدیل شده است [۱]. از این رو، انباشت زباله‌های پلاستیکی به‌عنوان یک مشکل زیست‌محیطی، نگرانی‌های جهانی و نیاز به استراتژی‌های مدیریتی مناسب را افزایش داده است [۲]. روش‌های بازیابی و فرآیندهای مختلف و سازگار با محیط زیست زیادی در حال توسعه هستند، که پیرولیز حرارتی و کاتالیستی از عملی‌ترین روش‌ها برای تحقق این فرآیند در مقیاس بزرگ می‌باشند [۳ و ۴]. در این روش، تجزیه کاتالیستی (پیرولیز) به‌منظور تبدیل انواع ضایعات پلیمری از جمله پلی‌اتیلن‌ها، پلی‌پروپیلن‌ها به سوخت‌های گازی و مایع، صورت می‌گیرد. این فرآیند با تجزیه مواد در حرارت بالا صورت می‌گیرد که در نهایت سوخت‌های جدید و دارای کیفیت مطلوب از آن تولید می‌گردد. در واقع طی یک فرآیند پیرولیز متعارف برای مواد آلی، محصولات پیرولیز متعارف، چار (Char) و مواد جامد غنی از کربن یا قطران (Tar) تولید می‌گردد. وجود کاتالیست در این روش می‌تواند منجر به حداقل رساندن دمای راکتور به‌منظور پیشرفت فرآیند تجزیه مولکول‌های پلیمری شود [۶]. تنوع و کیفیت محصولات پیرولیز کاتالیزوری در اثر حرارت و در حضور کاتالیزور، بسته به نوع خوراک و راکتور و شرایط عملیاتی بسیار متنوع بوده و به‌واسطه ترکیب مواد اولیه متفاوت است [۷]. به‌همین منظور، راکتورهای مختلفی در مقیاس آزمایشگاهی/پایلوت مورد آزمایش قرار گرفته‌اند که می‌توان به بستری سیال ثابت (FBRs) و مخروطی (CSBRs) [۸ و ۹] اشاره کرد. در این میان، بستر سیال و بستر مخروطی به‌دلیل ویژگی‌های تماسی گاز و جامد در تجزیه حرارتی ضایعات مواد پلیمری بیشتر مورد توجه قرار گرفته‌اند [۱۰ و ۱۱]. با توجه به فرآیند پیچیده و سریع پیرولیز مواد، شبیه‌سازی عددی بستری‌های فواره‌دار، به‌ویژه بستری‌های فواره‌دار مخروطی شکل توسط جریان چند فاز گاز-جامد، نسبت به سایر سیستم‌ها در گذشته کم‌تر مورد توجه قرار گرفته‌اند. با این حال، مدل دو سیال (TFM) یکی از روش‌هایی است که تحت چارچوب اویلر-اویلر قرار می‌گیرد که در آن هر دو فاز سیال و جامد به‌صورت پیوسته در نظر گرفته می‌شوند [۱۲]. مطالعات و تحقیقات متعددی در خصوص شبیه‌سازی و مدل‌سازی فرآیندهای پیرولیز صورت گرفته است. برای نمونه،

پیرولیز حرارتی ضایعات پلاستیکی در یک راکتور بستر مخروطی شکل توسط اوزکو و همکاران [۱۳] مورد مطالعه قرار گرفت. آن‌ها تأثیر متغیرهای مختلف از جمله نوع پلاستیک، نرخ خوراک، جرم مواد بی‌اثر در بستر و سرعت فوران بر روی دما را در یک شرایط نرمال عملیاتی مورد بررسی قرار دادند [۱۳]. نتایج نشان داد که پلیمرهایی که زنجیره‌های آن‌ها در دماهای پائین تجزیه می‌شوند و یا درجات انشعاب بالایی دارند به دمای عملیاتی پائینی نیاز دارند. فرناندز و همکاران [۲] نیز نقش دما را در پیرولیز زیست توده در یک راکتور بستر مخروطی شکل، مورد مطالعه قرار دادند [۱۴]. تأثیر دما بر بازده محصول در محدوده ۷۰۰-۱۰۰۰ درجه کلوین مورد توجه بود و نتایج نشان داد که بیشترین بازده روغن توده زیستی، در دمای ۷۰۰ درجه کلوین (۷۵/۴ درصد وزنی) قابل دستیابی بوده که گواهِ ویژگی‌های مناسب راکتور بستر فواره‌دار مخروطی برای این فرآیند است. آن‌ها مطالعات عددی بر روی پیرولیز حرارتی زیست توده را به روش اویلر-اویلر انجام دادند و بازده محصول تجزیه حرارتی را تحت پارامترهای هندسی پیش‌بینی کردند. بررسی آن‌ها نشان داد که در عملیات واقعی، پیرولیز زیست توده بسیار سریع بوده و طراحی بهینه به عملکرد فاز جامد بستگی دارد [۱۴]. جلالی‌فر و همکاران [۱۵] مدل‌سازی فرآیند سریع پیرولیز را در یک راکتور بستر سیال حباب‌دار بر اساس رویکرد اویلرین-گرانولار بررسی کردند. بررسی‌ها نشان داد که در غیاب اکسیژن، تجزیه سریع گاز می‌تواند زیست توده را طی یک فرآیند ترموشیمیایی به محصولات زیستی تبدیل کند. نتایج شبیه‌سازی شده، تطابق قابل قبولی با داده‌های تجربی منتشر شده را نشان می‌داد [۱۵]. در یک مطالعه دیگر، پیرولیز حرارتی پلی‌اتیلن با چگالی بالا برای تولید بنزین در یک راکتور ناپیوسته توسط سالم و همکاران [۱۶] انجام شد. درصد بالایی از قطران، از جمله روغن پیرولیز و سایر ترکیبات در شرایط دمایی مختلف، با تجزیه پلی‌اتیلن‌های سنگین در راکتور ناپیوسته به‌دست آمد [۱۶]. با وجود آنکه شبیه‌سازی عددی بستری‌های مخروطی شکل توسط جریان چند فاز گاز-جامد، کم‌تر مورد توجه بوده است ولی در این مقاله جریان دوفازی که شامل ذرات جامد ضایعات پلیمری و گاز شامل گاز بی‌اثر و گازهای تولیدی از فرآیند پیرولیز می‌باشند، در یک راکتور بستر سیال مخروطی با تمرکز بر پارامترهای هیدرواستاتیک، انتقال حرارت و سایر عوامل تأثیرگذار مورد مطالعه قرار گرفته است تا بخش مهمی از فقدان اطلاعات کافی در زمینه راکتورهای مخروطی مشخص گردد.

(۱) Orozco et al.

(۳) Jalalifar et al.

(۲) Fernandez et al.

## بخش تجربی

### شبیه‌سازی و معادلات حاکم

در این مقاله دیدگاه اویلری-اویلری علی‌رغم محدودیت‌های همچون عدم توانایی ردگیری یک ذره‌ی خاص و تعاملات ذره-ذره، به‌علت هزینه محاسباتی کم‌تر نسبت به رویکرد لاگرانژی، مورد استفاده قرار گرفته است. نکات مهم در استفاده از رویکرد اویلری-اویلری در شبیه‌سازی CFD جریان‌های چند فازیه‌ی دانه‌ای به‌صورت زیر می‌باشد:

- از یک فشار در همه‌ی فازها استفاده می‌شود.  
- معادلات مومنتوم و پیوستگی برای هر فاز حل می‌شود.  
- دمای دانه‌ای (انرژی نوسانات ذرات جامد) می‌تواند برای هر فاز جامد محاسبه شود.

- تنش فاز جامد و ویسکوزیته‌های توده با به‌کارگیری تئوری سینتیک فاز دانه‌ای به‌دست می‌آیند و ویسکوزیته‌ی اصطکاکی برای مدل‌سازی جریان دانه‌ای نیز در دسترس است.  
- چندین تابع ضریب دراگ می‌توان استفاده کرد که هر کدام برای یک رژیم چند فازیه‌ی خاص مناسب است.  
- تمامی مدل‌های اغتشاش  $k-\epsilon$  در دسترس هستند و می‌تواند برای تمامی فازها و یا مخلوط به‌کار گرفته شوند.

### معادله‌ی پیوستگی

کسر حجمی هر فاز از معادله‌ی پیوستگی محاسبه می‌شود:

$$\frac{1}{\rho_{rq}} \left( \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) \right) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) \quad (1)$$

$$\sum_q \alpha_q = 1 \quad (2)$$

که  $\rho_{rq}$  دانسیته مرجع فاز، یا دانسیته‌ی متوسط حجمی فاز  $q$ ام دامنه حل است،  $\dot{m}_{pq}$  بیان انتقال جرم ناشی از واکنش از فاز  $p$  به فاز  $q$ ،  $\vec{v}_q$  سرعت فاز  $q$  و  $\alpha_q$  جزء حجمی فاز  $q$  در بستر می‌باشند. توجه شود که حل این معادله برای هر یک از فازهای ثانویه با این شرط که مجموع کسرهای حجمی باید برابر با یک باشد، امکان محاسبه کسر حجمی فاز اولیه را فراهم خواهد کرد.

### معادلات مومنتوم

به‌دنبال کارهای تحقیقاتی انجام‌شده [۱۷-۲۰]، نرم‌افزار فلوئنت از یک مدل دانه‌ای چندگانه برای تشریح رفتار جریان مخلوط گاز-جامد استفاده می‌کند. تنش‌های فاز جامد با ایجاد تشابه میان حرکت تصادفی ذرات ناشی از برخوردهای ذره-ذره و حرکت حرارتی مولکول‌ها در یک گاز و در نظر گرفتن برخوردهای غیر الاستیک فاز دانه‌ای به‌دست می‌آیند. همانند یک گاز، شدت نوسانات سرعت ذره‌ی تعیین‌کننده تنش، ویسکوزیته و فشار فاز جامد است. انرژی جنبشی

همراه با نوسانات سرعت ذره با یک ترم شبه‌حرارتی یا دمای دانه‌ای، نشان داده می‌شود که متناسب با مربع متوسط حرکت تصادفی ذرات است. در این راستا بقای مومنتوم فازهای گاز  $g$  و جامد  $s$  از معادلات ۳ و ۴ قابل محاسبه خواهد بود:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) \\ = -\alpha_g \nabla P + \nabla \cdot \vec{\tau}_g + \alpha_g \rho_g \vec{g} \\ + \sum_{s=1}^n (K_{sg} (\vec{v}_s - \vec{v}_g) + \dot{m}_{sg} \vec{v}_{sg}) \\ - \dot{m}_{gs} \vec{v}_{gs}) + (\vec{F}_g + \vec{F}_{lift,g} + \vec{F}_{vm,g}) \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) \\ = -\alpha_s \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot \vec{\tau}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} \\ + \sum_{g=1}^n (K_{gs} (\vec{v}_g - \vec{v}_s) + \dot{m}_{gs} \vec{v}_{gs}) \\ - \dot{m}_{sg} \vec{v}_{sg}) + (\vec{F}_s + \vec{F}_{lift,s} + \vec{F}_{vm,s}) \end{aligned} \quad (4)$$

که در آن  $P_q$  فشار فاز  $q$ ام،  $K_{sg} = K_{gs}$  ضریب تبادل مومنتوم بین فازیه‌ی،  $n$  تعداد کل فازها و  $\vec{F}_q$ ،  $\vec{F}_{lift,q}$ ،  $\vec{F}_{vm,q}$  به‌ترتیب بیانگر نیروی حجمی خارجی، نیروی برآیند و نیروی جرم مجازی می‌باشند.  $\vec{\tau}_q$  نیز تانسور تنش-کرنش فاز  $q$  که به‌صورت معادله ۵ تعریف می‌گردد.

$$\vec{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) + \alpha_s \left( \lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \cdot \vec{v}_q \vec{I} \quad (5)$$

که در آن  $\mu_q$  و  $\lambda_q$  ویسکوزیته‌ی برشی و ویسکوزیته‌ی توده‌ی فاز  $q$  می‌باشد. برای فاز گاز  $q=g$  و برای فاز جامد  $q=s$  می‌باشد.

### معادله‌ی بقای انرژی

جهت تشریح بقای انرژی در کاربردهای چند فازیه‌ی اویلری-اویلری، یک معادله‌ی آنتالپی جداگانه برای هر فاز نوشته می‌شود:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q h_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{u}_q h_q) \\ = -\alpha_q \frac{\partial p_q}{\partial t} + \vec{\tau}_q : \nabla \vec{u}_q - \nabla \cdot \vec{q}_q + S_q \\ + \sum_{p=1}^n (Q_{pq} + \dot{m}_{pq} h_{pq} - \dot{m}_{qp} h_{qp}) \end{aligned} \quad (6)$$

که  $h_q$  آنتالپی ویژه‌ی فاز  $q$ ام،  $\vec{q}_q$  فلاکس حرارتی،  $S_q$  ترم چشمه شامل چشمه‌های آنتالپی (مثلاً از واکنش شیمیایی یا تشعشعی)،  $Q_{pq}$  شدت تبادل حرارت میان فازهای  $p$ ام و  $q$ ام و  $h_{pq}$  آنتالپی بین فازیه‌ی (مثلاً بخار در دمای قطرات در حالت تبخیر) است. تبادل حرارت

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho^q \alpha^q Y_i^q) + \nabla \cdot (\rho^q \alpha^q \vec{v}^q Y_i^q) \\ = -\nabla \cdot \alpha^q \vec{J}_i^q + \alpha^q R_i^q + \\ \alpha^q S_i^q + \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{p^i q^j} - \dot{m}_{q^j p^i}) + R \end{aligned} \quad (12)$$

که در آن  $R_i^q$  نرخ خالص تولید جزء هموژن  $i$  در اثر واکنش شیمیایی برای فاز  $q$ ،  $\dot{m}_{q^j p^i}$  چشمه‌ی انتقال جرم میان اجزای  $i$  و  $j$  از فاز  $q$  به  $p$  و  $R$  نرخ واکنش ناهمگن است. فاز  $q$  و  $S_i^q$  نرخ تولید جزء  $i$  از فاز پراکنده است.

### الگوریتم محاسبات و پارامترهای کنترلی

معادلات فاز پیوسته با استفاده از روش حجم محدود گسسته‌سازی شده و برای ارتباط بین معادلات پیوستگی و مومنتوم، از الگوریتم SIMPLE ارائه شده توسط پاتانکار<sup>۲</sup> [۲۳] استفاده شد. برای حل معادلات نفوذی از روش اختلاف مرکزی استفاده گردید. حل معادلات حالت گذرا نیز به روش ضمنی کامل انجام شد. معادلات حاکم بر فاز سیال به صورت عددی با استفاده از نرم‌افزار تجاری انسیس فلونت<sup>۳</sup> حل شدند.

الگوریتم استفاده شده به طور مختصر در زیر توضیح داده شده است:

- معادلات فاز پیوسته با استفاده از مقادیر دلخواه برای مؤلفه‌های مماسی، محوری و شعاعی سرعت حل می‌شوند. کمیت‌هایی مانند جزء حجمی فازها و تعاملات بین آن‌ها و غیره محاسبه می‌شوند.
- معادلات مومنتوم  $u$  و  $v$  و  $w$  با استفاده از مقادیر خنثی برای مؤلفه‌های سرعت و فشار مستقل حل می‌شوند.
- از آن‌جا که مقادیر سرعت در مرحله ۱ ممکن است که معادله پیوستگی را پوشش ندهد، با استفاده از معادله تصحیح فشار که از معادله پیوستگی به دست می‌آید، میدان‌های سرعت و فشار تصحیح می‌شوند (الگوریتم SIMPLE).
- در صورت آشفتگی جریان، معادلات آشفتگی با استفاده از مقادیر مؤلفه‌های سرعت که در مرحله ۳ به دست آمده‌اند، حل می‌شوند.
- برای انجام تکرار بعدی به مرحله ۲ رفته و معادلات مومنتوم مجدداً حل می‌شوند.

- در پایان تعداد مشخصی از تکرارها (مثلاً ۱۰۰) به مرحله ۱ رفته و معادلات فاز پراکنده با استفاده از میدان جریان سیال در دسترس، محاسبه می‌شوند. مقادیر جدید برای کمیت‌های  $\alpha_k$ ،  $F_i$  به دست می‌آیند.
- مراحل بالا تا رسیدن به همگرایی موردنظر برای مقادیر فازهای پیوسته و پراکنده تکرار می‌شوند.

میان فازها می‌باید مطابق با شرایط موازنه‌ی موضعی باشد  $Q_{pq} = -Q_{qp}$  و  $Q_{qq} = 0$ . موازنه‌ی انرژی داخلی فاز  $q$  برحسب ترم‌های آنتالپی فاز، که به صورت معادله  $\gamma$  تعریف می‌گردد:

$$h_s = \int c_{pq} dT_q \quad (7)$$

که در آن  $C_{pq}$  گرمای ویژه در فشار ثابت برای فاز  $q$  است. شرط‌های مرزی حرارتی مورد استفاده در جریان‌های چند فازی همانند جریان‌های تک فازی است. نرخ انتقال انرژی میان فازها به صورت تابعی از اختلاف دما فرض می‌شود:

$$Q_{pq} = h_{pq}(T_p - T_q) \quad (8)$$

که در آن  $h_{pq}(= h_{qp})$  ضریب انتقال حرارت میان فاز  $p$  و  $q$  است. ضریب انتقال حرارت وابسته به عدد ناسلت فاز  $p$  است که با  $Nu_p$  بیان می‌شود:

$$h_{pq} = \frac{6k_q \alpha_p \alpha_q Nu_p}{d_p^2} \quad (9)$$

$$Nu_s = (7 - 10\alpha_f + 5\alpha_f^2)(1 + 0.7Re_p^{0.2}pr^{1/3}) + (1.3 - 2.4\alpha_f)Re_p^{0.7}pr^{1/3} \quad (10)$$

در معادله ۹،  $k_q$  هدایت حرارتی فاز  $q$  است. عدد ناسلت معمولاً از روابط زیادی که در منابع علمی گزارش شده، تعیین می‌گردد. در حالت جریان‌های دانه‌ای (وقتی  $p=s$ )، روابط ارائه شده توسط چی و همکاران<sup>۱</sup> [۲۱] قابل استفاده برای محدوده تداخل  $1-0.35$  و عدد رینولدز تا  $10^5$  می‌باشند:

$\alpha_f$  ضریب نفوذ حرارتی بوده و عدد پراتل به صورت معادله ۱۱ تعریف می‌شود.

$$Pr = \frac{C_{pq}\mu_q}{k_q} \quad (11)$$

برای تمامی موقعیت‌ها، وقتی یکی از فازها در دامنه محاسباتی نباشد،  $h_{pq}$  به سمت صفر میل می‌کند.

### انتقال اجزاء در جریان‌های چند فازی

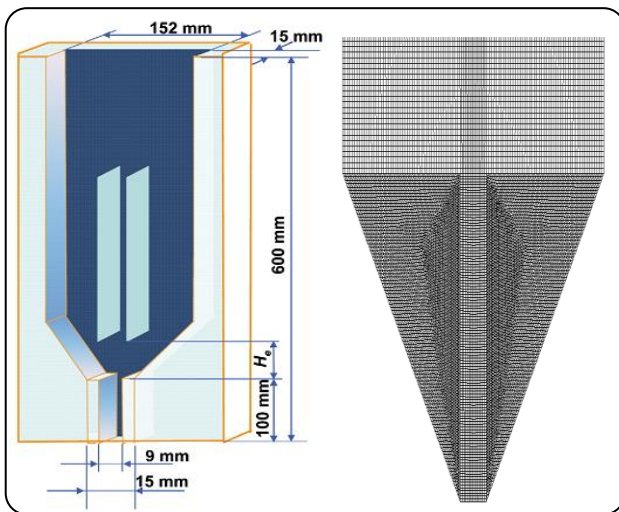
از حل معادلات بقاء برای اجزای شیمیایی در جریان‌های چند فازی برای هر فاز  $q$ ، کسر جرمی موضعی برای جزء  $Y_i^q$  با حل معادله‌ی جابه‌جایی - نفوذ برای جزء  $\lambda_m$  برآورد می‌شود. معادله بقای اجزاء شیمیایی برای جریان‌های چند فازی به صورت معادله ۱۲ بیان می‌گردد:

(۱) Qi et al.  
(۳) Ansys Fluent

(۲) Patankar

جدول ۱- ابعاد بستر، ویژگی‌های ذرات جامد در بستر و شرایط شبیه‌سازی

پارامتر	توضیحات	مقدار
سرعت عملیاتی گاز		۱۶/۸ متر بر ثانیه
$\rho_f$ دانسیته گاز	هوا	$1/22 \text{ kg.m}^{-3}$
$\mu_f$ ویسکوزیته گاز	هوا	$0/0000178 \text{ kg.m}^{-1}.s^{-1}$
$\rho_s$ دانسیته ذره		$2380 \text{ kg.m}^{-3}$
قطر ذره ds	توزیع نامتقارن	۲ میلیمتر
$\alpha_{s,max}$ ظرفیت		۰/۶ عدد ثابت
$\mu_s$ ویسکوزیته ذره		[۲۵] گرم بر سانتی متر.ثانیه
$\lambda_s$ ویسکوزیته توده		[۲۰] گرم بر سانتی متر.ثانیه
$\gamma$ زاویه انجیل		$60^\circ$
Dc قطر بخش بالایی	عدد ثابت	۱۵۲ میلی متر
ارتفاع بستر	عدد ثابت	۶۰۰ میلی متر
D0 قطر ورودی گاز	عدد ثابت	۹ میلی متر
ارتفاع استاتیک بستر	عدد ثابت	۱۰۰ میلی متر
حل‌کننده	دو بعدی، دقت مضاعف، ناپایدار، مرتبه اول ضمنی	
مدل ماتی فاز	مدل اوپلری دوفازی	
مدل ویسکوز	مدل E-k استاندارد	
اثر متقابل فازی	۰/۹ : ضریب اتلاف [۲۵] ضریب تغییر گاز-جامد	
بازه زمانی	مقدار ثابت ۰/۰۰۱ ثانیه	
معیار همگرایی	۰/۰۰۱ پیش فرض در فلونت	



شکل ۱- هندسه و شبکه‌بندی بستر شبیه‌سازی شده (H ارتفاع بخش مخروطی بستر)

تجربی حاصل از پژوهش در این مراجع برای هیدرودینامیک بستر فواره‌ای با هندسه مشابه در این مقاله، جهت تأیید پیش‌بینی‌ها و صحت شبیه‌سازی به کار گرفته شد. توزیع سرعت ذرات با استفاده از سرعت سنجی تصویری ذرات (PIV) در بستر فواره‌ای با صفحه‌ی میانی

در این تحقیق، معیار همگرایی بر این مبنا بود که برای فاز پیوسته اختلاف مؤلفه‌ها نسبت به تکرار قبلی ۰/۰۰۱ باشد. معیار همگرایی برای جزء حجمی فاز پراکنده نیز  $10^{-5}$  در نظر گرفته شد.

## نتیجه‌ها و بحث

### شبیه‌سازی بستر

در این مقاله مدل اوپلری دو سیالی با نگاه به نظریه جنبشی جریان دانه‌ای، جهت شبیه‌سازی بستر استفاده شده است. برای شبیه‌سازی هیدرودینامیک فرآیند مورد مطالعه، فرضیات زیر در نظر گرفته شده است:

- شرایط هم‌دما و خواص فیزیکی ثابت باشد.
- ذرات کروی شکل و با اندازه یکنواخت باشند.
- چسبندگی و خرد شدن ذرات وجود نداشته باشد.
- همچنین برای در نظر گرفتن انتقال حرارت در بستر سیال جامد - گاز علاوه بر فرضیات فوق، موارد ذیل نیز مدنظر قرار گرفته شد.
- شرط مرزی دیواره دمای ثابت
- نیتروژن به عنوان فاز گاز در بستر

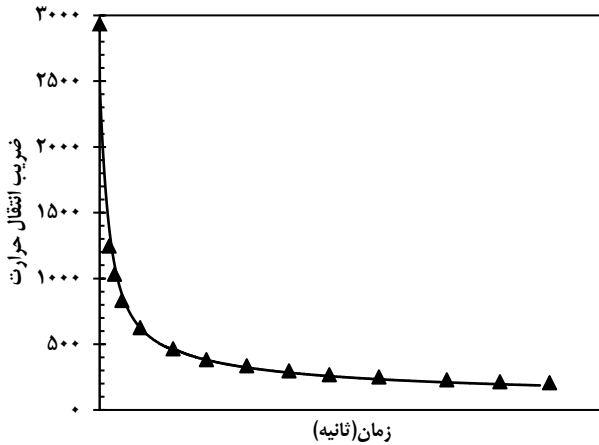
برای شبیه‌سازی این سیستم معادلات حاکم شامل معادلات پیوستگی، معادلات بقای مومنتوم برای فازهای جامد و گاز همراه با معادلات مربوط به نظریه‌ی جنبشی جریان‌های دانه‌ای بعلاوه‌ی معادله‌ی بقای انرژی بر اساس منابع موجود [۲۰-۲۴] برای ضریب هدایت مؤثر بستر با رویکرد حجم محدود و با استفاده از الگوریتم SIMPLE توسط بسته‌ی نرم‌افزاری و تجاری انسیس فلونت ۱۴ حل شده‌اند. ابعاد بستر، ویژگی‌های ذرات جامد در بستر و شرایط شبیه‌سازی در جدول ۱ ذکر شده است. باید توجه داشت فقط پارامترهای اصلی ورودی به نرم‌افزار در جدول ۱ آمده است و برای بررسی تأثیر یک پارامتر مقادیر آن متغیر و بقیه ثابت و برابر با مقادیر جدول ۱ قرار داده می‌شوند. هندسه مورد نظر به صورت دوعبده‌ی با شبکه‌های ساختار یافته توسط نرم‌افزار گمیت ۲،۴ شبکه‌بندی گردید. هندسه‌ی مورد نظر و شبکه‌بندی آن برای شبیه‌سازی هیدرودینامیک بستر سیال جامد - گاز در شکل ۱ نشان داده شده است. فواصل زمانی ( $\Delta t$ ) در این بخش بر اساس عدد کورانت<sup>۲</sup> محاسبه شده و برای هر دو بخش هیدرودینامیک و انتقال حرارت ۰/۰۰۱ قرار داده شد. این مقدار به گونه‌ای است که تحلیل‌های مربوط به هیدرودینامیک و انتقال حرارت دچار مشکل نشود.

### اعتبارسنجی و بررسی استقلال جواب از شبکه‌بندی

در این شبیه‌سازی، ساختار هندسی، ابعاد بستر، گاز ورودی، مواد بستر و شرایط عملیاتی به گونه‌ای انتخاب گردید که با شرایط آزمایشگاهی مورد استفاده در کار مراجع [۲۶ - ۲۷] یکسان باشد. همچنین نتایج

(۱) GAMBIT

(۲) Courant Number



نمودار ۳- نتایج مقایسه‌ی بین شبیه‌سازی حاضر با پژوهش لوکاس و همکاران [۲۸] و هوسانا و همکاران [۲۹] برای ضریب انتقال حرارت روی دیواره (خط ممتد کار حاضر و نقاط مثلثی تجربی)

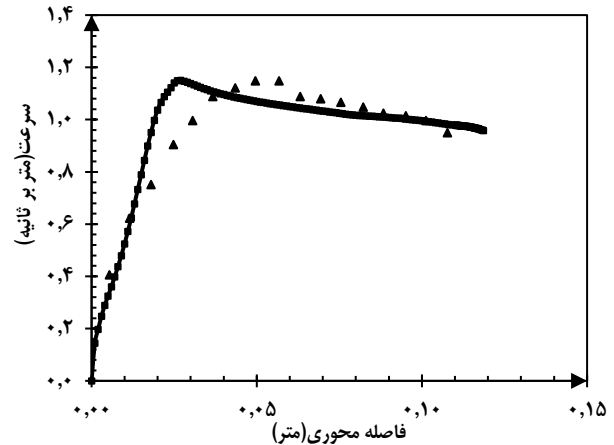
جزئیات آن در پژوهش لوکاس و همکاران [۲۸] و هوسانا و همکاران [۲۹] آمده است، استفاده شده است. نتایج مقایسه‌ی ضریب انتقال حرارت روی دیواره راکتور حاصل از شبیه‌سازی (CFD) و پژوهش مراجع [۲۸-۲۹] در نمودار ۳ آمده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود نتایج شبیه‌سازی تناسب خوبی با نتایج تجربی دارد. بر این اساس صحت مدل حاضر مربوط به انتقال حرارت در سیستم‌های بستر سیال جامد-گاز مورد تایید قرار می‌گیرد.

#### توزیع ذرات در بستر

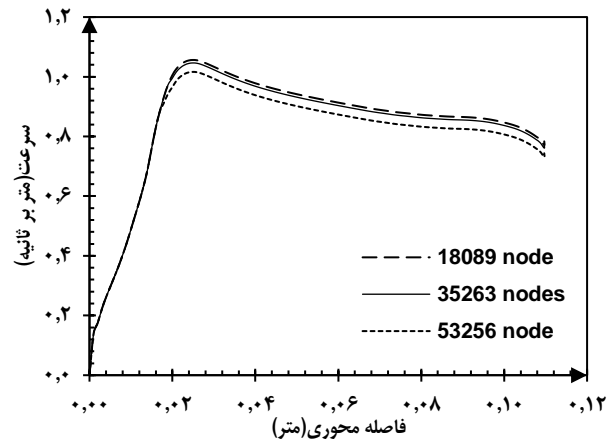
شکل ۲، توزیع ذرات جامد را با زمان و در مقطع عرضی از بستر نشان می‌دهد. همان‌طور که مشاهده می‌شود با گذشت زمان، به‌علت ورود جریان گاز با سرعت بالا از پائین و همچنین وارد شدن ذرات جامد به مسیر حرکت این جریان، بستر از حالت اولیه (ذرات در حالت سکون و در نیمه‌ی پائینی بستر قرار دارند) به حالت فواره‌ای تغییر حالت می‌دهد و در نهایت به حالت پایا می‌رسند که این حالت در زمان ۵ ثانیه قابل مشاهده است.

برای روشن‌تر شدن موضوع، الگوی جریان و مسیر حرکت ذرات مورد توجه قرار گرفته است.

در شکل ۳ بردارهای سرعت در ناحیه‌ی پایین بستر نشان داده شده است که می‌توان چند ناحیه متمایز را در بسترهای فواره‌ای مشاهده کرد. ناحیه اول در محدوده لوله یا صفحات میانی در بستر قرار دارد. در این ناحیه جریان گاز و ذرات با سرعت به سمت بالا حرکت می‌کنند. علت حرکت ذرات در این ناحیه، نیروی درگ وارده بر ذرات جامد که ناشی از سرعت گاز ورودی است، می‌باشد. همچنین در این ناحیه درصد حجمی ذرات جامد نسبت به دیگر نقاط کمتر می‌باشد. ناحیه بعد، بالای صفحات میانی است (فواره)

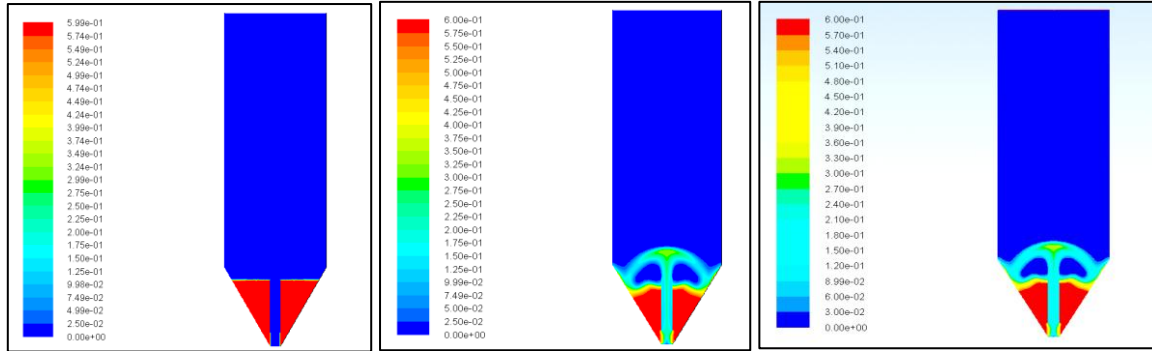


نمودار ۱- نتایج حاصل از شبیه‌سازی (نقاط پراکنده)- پژوهش آزمایشگاهی [۲۶ و ۲۷] (نقاط ممتد)

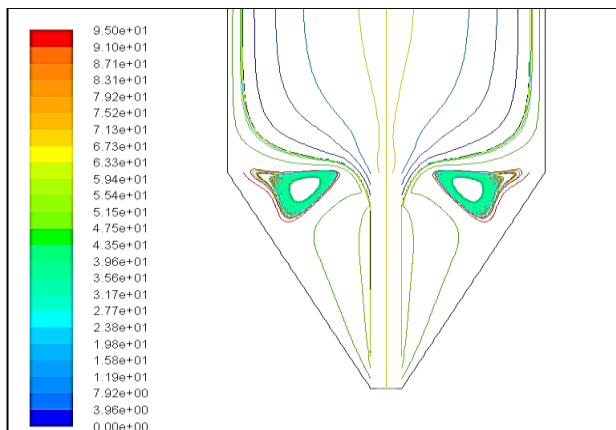


نمودار ۲- نتایج حاصل از شبیه‌سازی و استقلال از شبکه‌بندی برای توزیع سرعت در راستای محور

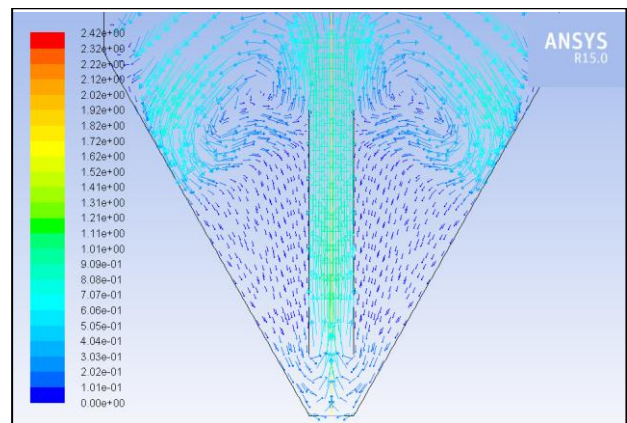
اندازه‌گیری شد. در نمودار ۱ نتایج حاصل از شبیه‌سازی و پژوهش [۲۶-۲۷] برای پروفایل سرعت عمودی ذرات در جهت محور نشان داده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود نتایج شبیه‌سازی قرابت بالایی با نتایج آزمایشگاهی دارد و نشان می‌دهد که نتایج به‌دست آمده از شبیه‌سازی مورد اعتماد و بر این اساس صحت شبیه‌سازی بخش هیدرودینامیک، تایید می‌گردد. همچنین شبیه‌سازی حاضر با تعداد گره‌های ۱۸۰۸۹، ۳۵۲۶۳ و ۵۳۲۵۶ در حوزه‌ی محاسباتی صورت گرفت. با توجه به نمودار ۲ نتایج شبیه‌سازی با استفاده از هر سه شبکه‌بندی تقریباً یکسان بود. به‌یمن دیگر می‌توان نتیجه گرفت که نتایج مستقل از شبکه‌بندی هستند و با تغییرات آن، تغییری نمی‌کنند. لذا شبکه‌ی با تعداد گره ۱۸۰۸۹ به‌عنوان شبکه‌بندی اصلی در تحلیل‌های CFD مورد استفاده قرار گرفت. در مبحث انتقال حرارت نیز برای بررسی دقت و صحت مدل و نتایج به‌دست آمده از آن، یک راکتور بستر سیال جامد - گاز با ابعاد مشخص که



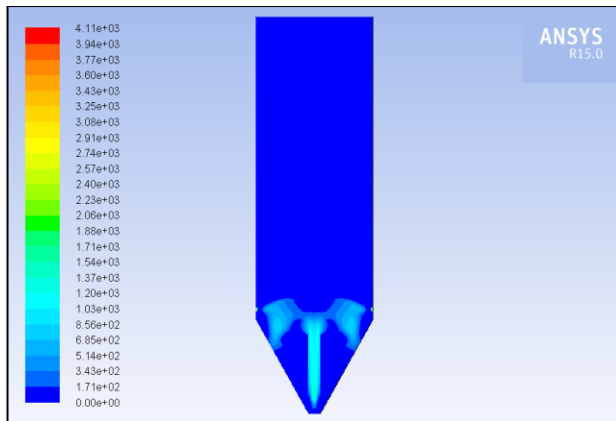
شکل ۲ - توزیع ذرات جامد در زمان‌های (از چپ به ترتیب) ۰، ۳ و ۵ ثانیه و در مقطع عرضی بستر



شکل ۴ - مسیر حرکت ذرات جامد در بستر و گردابه‌های ایجاد شده



شکل ۳ - الگوی جریان و بردارهای سرعت ذرات در بستر



شکل ۵ - توزیع فشار دینامیکی ذرات جامد در بستر

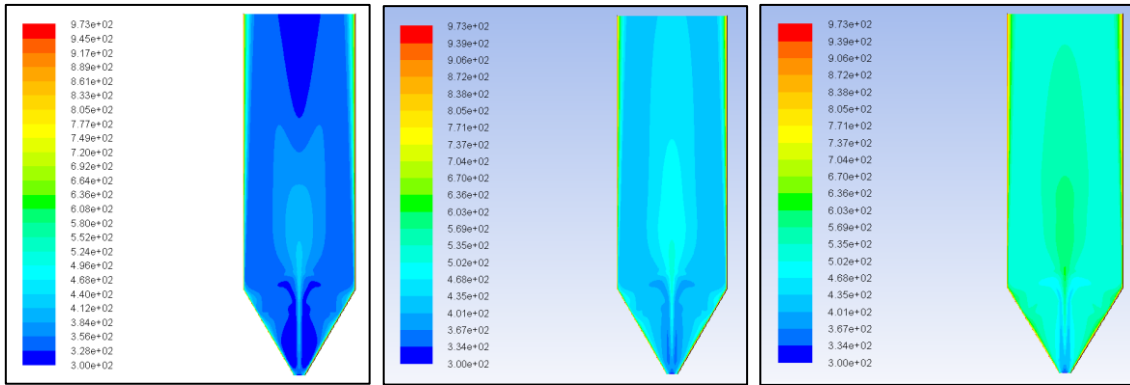
#### توزیع فشار دینامیکی ذرات

شکل ۵ کانتور فشار دینامیکی ذرات جامد را در راکتور نشان می‌دهد. مطابق این شکل فشار دینامیکی در نقطه‌ی بالای بستر و مابین صفحات میانی بیشینه مقدار را داراست. فشار دینامیکی بیانگر میزان انرژی جنبشی در واحد حجم یا به زبان ساده‌تر نیروی وارده بر اجسام ناشی از حرکت سیال می‌باشد. بر این اساس انتظار می‌رود که در روی بستر و مابین صفحات میانی که سرعت سیال بیشینه است

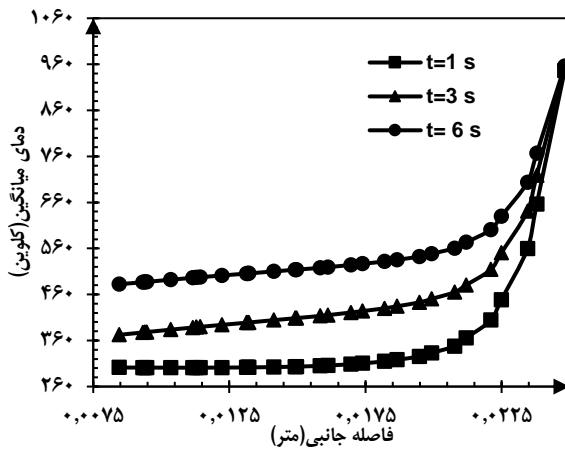
که در این بخش در بالاترین نقطه، درصد حجمی ذرات افزایش و سرعت آن‌ها کاهش می‌یابد و برای برخی ذرات در یک لحظه به صفر می‌رسد. در نهایت به‌علت نیروی وزن به سمت طرفین رفته و رو به پایین حرکت می‌کنند [۳۰].

ناحیه بعدی، محدوده بین صفحات میانی و دیواره بستر است که در این ناحیه به‌علت تجمع زیاد ذرات و نیروی وزن، ذرات با سرعت کم رو به پائین حرکت می‌کنند. ویژگی‌های این ناحیه، حرکت کند ذرات، حرکت روبه پائین و درصد حجمی بالای ذرات است. همچنین در این ناحیه به‌علت حرکت گردشی ذرات جامد، گردابه‌هایی ایجاد می‌شود که شماتیک و موقعیت مکانی آن در شکل ۴ که بیانگر مسیر حرکت ذرات در پائین بستر هست، قابل مشاهده می‌باشد.

ناحیه بعدی در محدوده بین صفحات میانی دیواره شیب‌دار و ورودی بستر می‌باشد. در این ناحیه نیز ذرات به‌علت نیروی وزن به سمت پائین حرکت می‌کنند؛ البته به‌علت وجود دیواره شیب‌دار ذرات به سمت ورودی و جریان گاز هدایت می‌شوند و در نهایت وارد جریان گاز و صفحات میانی می‌شوند [۳۰]. مراحل ذکر شده تا پایان کار به‌صورت متوالی انجام و تکرار می‌شود و باعث ایجاد اختلاط متناسب در این نوع بسترها می‌شود.



شکل ۶ - توزیع دمای داخل راکتور در زمان های ۱، ۳، ۱۰ ثانیه (از چپ)



نمودار ۴ - توزیع دمای میانگین بستر را در جهت جانبی و در ناحیه بین دیواره بستر و صفحات میانی

### تأثیر سرعت گاز ورودی

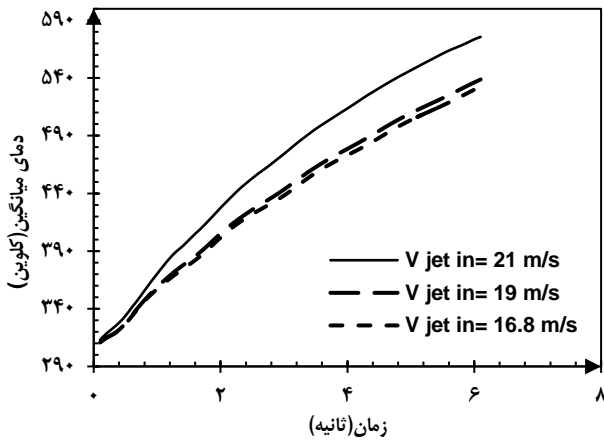
همان طور که قبلاً اشاره شد، ابعاد سیستم ورودی به نرم افزار بر اساس پژوهش‌های انجام شده که در جدول ۱ آمده است، انتخاب شده است و برای بررسی تأثیر یک پارامتر، مقادیر آن پارامتر به صورت متغیر و بقیه ثابت و برابر با مقادیر جدول ۱ قرار گرفته است. خواص ترموفیزیکی به نحوی انتخاب شده‌اند که هم اکثر فرآیندها که بستر فواره‌ای در آن‌ها کاربرد دارد (از پیرولیز گرفته تا فرآیندهای هسته‌ای) را شامل بشود و هم اینکه تغییرات در سرعت و دمای میانگین به خوبی مشاهده گردند. با این توضیحات، در بررسی تأثیر سرعت گاز ورودی، مشخص گردید که در سرعت‌های بالاتر به دلیل افزایش نیروی دراگ وارده به ذرات جامد که حاصل از حرکت گاز ورودی به بستر است، ذرات تا ارتفاع بیشتری بالا می‌روند و یا به زبانی دیگر ارتفاع فواره در بستر افزایش می‌یابد. در شکل ۷ توزیع ذرات جامد در بستر مورد نظر با سرعت‌های مختلف جریان گاز ورودی، قابل مشاهده است. به طور کلی دو عامل و نیروی مهم، در بسترهای

مقدار فشار نیز بایستی بیشینه باشد. باید توجه داشت از آنجایی که فشار دینامیکی باعث ایجاد تنش موضعی و کلی در بدنه‌ی راکتور می‌گردد، بررسی و در نظر گرفتن تأثیر فشار دینامیکی مخصوصاً در سرعت‌های بالای چرخش یا وجود مواد با چگالی و جرم زیاد در راکتور، برای طراحی راکتور و ملاحظات ایمنی آن ضروری به نظر می‌رسد.

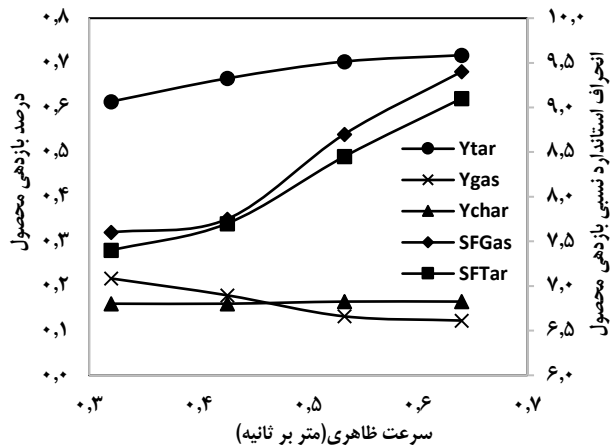
### تغییرات دمایی در طی فرآیند

شکل ۶، توزیع دمای بستر را با تغییرات زمانی نشان می‌دهد. در این شکل افزایش دمای بستر در طول زمان فرآیند به وضوح دیده می‌شود. چون گرما از سطح دیواره وارد بستر می‌شود پس انتظار می‌رود که ذرات چسبیده به دیوار ابتدا شروع به گرم شدن کرده و به آرامی به سمت نواحی داخلی در بستر نفوذ کنند. این پدیده در شکل ۶ مشاهده می‌شود. علت این پدیده گردش و اختلاط ذرات در بستر است، به گونه‌ای که ذرات چسبیده به دیواره گرم شده و به علت چرخش ذرات در بستر، جابجایی و حمل آن‌ها توسط گاز به بالای بستر رسیده و دوباره به پایین بستر می‌لغزند. بر این اساس تمامی نقاط بستر و ذرات در آن، انرژی گرمایی وارده به دیواره و دیگر ذرات جامد که با آن‌ها طی این حرکت در تماس هستند، را جذب کرده و در نهایت دمای بستر افزایش می‌یابد.

نمودار ۴ توزیع دمای میانگین بستر را در جهت جانبی و در یک ارتفاع خاص از بستر و در ناحیه بین دیواره بستر و صفحات میانی در زمان‌های مختلف نشان می‌دهد. همان طور که از شکل پیداست در لحظات ابتدایی دما در نزدیک دیوار بسیار بالاست و در فاصله نزدیک به دیواره با شیب تندی افت می‌کند و به دمای اولیه بستر که ۳۰۰K است می‌رسد. با افزایش زمان، شیب نمودار دما کندتر شده و رفته رفته دما در کل نقاط افزایش می‌یابد. اگر زمان تماس کافی وجود داشته باشد توزیع دما به یک حالت یکنواخت میل خواهد کرد تا نهایتاً دمای کل بستر ثابت و برابر با دمای دیواره شود.



نمودار ۵ - تغییرات دمای میانگین بستر با زمان در سرعت‌های مختلف گاز ورودی

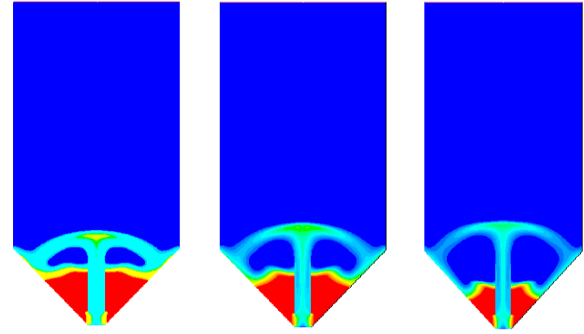


نمودار ۶ - تغییرات میزان بازدهی محصولات و انحراف استاندارد نسبی میزان بازدهی محصولات بر حسب سرعت ورودی به بستر در فرآیند پیرولیز

با توجه به کاهش تماس ذرات و ضریب هدایت گرمایی پایین گاز میانی، باعث افت انتقال حرارت در بستر شده و نهایتاً دمای بستر با شیب کم‌تری رشد می‌کند. همچنین با توجه به نمودار ۵ به نظر می‌رسد عامل اختلاط از دو عامل دیگر، اهمیت و تأثیر بیشتری بر انتقال حرارت در بستر داشته باشد که بر این اساس در سرعت‌های بالا، دمای بستر سریع‌تر افزایش می‌یابد.

نمودار ۶ تغییرات میزان بازدهی محصولات و انحراف استاندارد نسبی میزان بازدهی محصولات بر حسب سرعت ورودی به بستر را نشان می‌دهد.

در نمودار ۶ مشاهده می‌گردد که در داخل راکتور با افزایش سرعت ورودی جریان، میزان تولید قطران، افزایشی، جریان گازی کاهشی و محصول چار به صورت ثابت می‌باشد. در حالت دوم همان‌طور که مشاهده می‌شود میزان انحراف استاندارد نسبی با افزایش سرعت ورودی به داخل بستر افزایش می‌یابد که این میزان انحراف

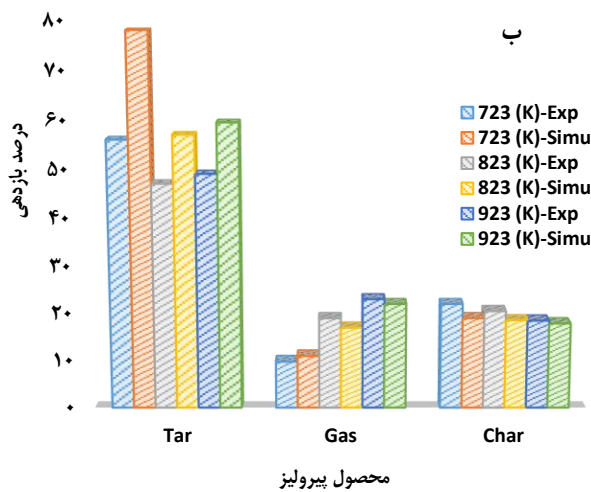
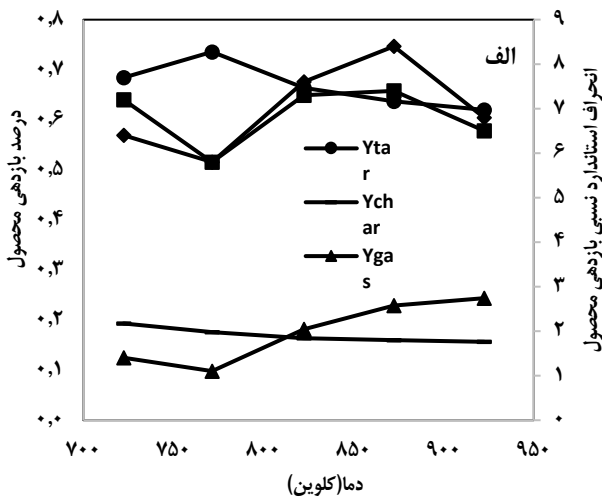


شکل ۷ - توزیع ذرات جامد در بستر مورد نظر با سرعت‌های مختلف جریان گاز ورودی (از چپ: ۱۶/۸، ۱۹ و ۲۱ متر بر ثانیه)

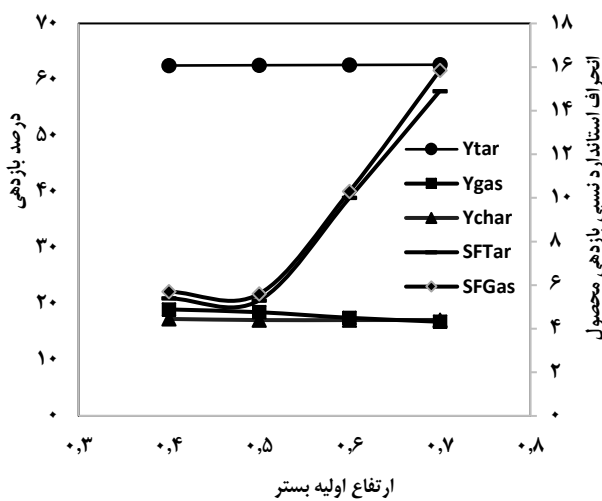
سیال جامد گاز، بیشترین تأثیر را بر حرکت و سرعت ذرات در بستر دارند. یکی نیروی دراگ ناشی از حرکت گاز که به ذرات جامد وارد می‌شود و دیگری نیروی وزن ذرات می‌باشد که تأثیر زیادی در تولید محصولات داخل راکتور دارند.

در ناحیه بین صفحات میانی جهت اعمال این نیروها خلاف یکدیگر است؛ بدین گونه که نیروی درگ در جهت رو به بالا و نیروی وزن، رو به پایین اعمال می‌شود. این مسئله باعث می‌شود که در این ناحیه ذرات رو به بالا حرکت کنند تا زمانی که سرعت به حدی برسد که نیروی وزن ذرات بر نیروی درگ غلبه کند. بر این اساس سرعت در یک ناحیه صفر می‌شود که آن ناحیه، نقطه بالای بستر است. در دیگر نواحی، به علت نیروی وزن، ذرات بالاتر رو به پایین حرکت می‌کنند تا به ورودی بستر برسند و دوباره در ناحیه‌ی بین صفحات میانی رو به بالا بروند. با بررسی‌های صورت گرفته مشخص گردید که سرعت ذرات در سرعت‌های بالاتر گاز ورودی بستر، بیشترین مقادیر را دارد. بر این اساس در سرعت‌های بالای گاز ورودی، اختلاط در بستر نیز بیشتر است که این مسئله در پدیده‌های انتقال جرم و حرارت بسیار حائز اهمیت می‌باشد.

نمودار ۵، تغییرات دمای میانگین بستر با زمان در سرعت‌های مختلف گاز ورودی را نشان می‌دهد. با توجه به این نمودار، با افزایش سرعت گاز ورودی، دما با شیب بیشتری افزایش می‌یابد و به عبارتی دیگر بستر سریع‌تر گرم می‌شود. علت این پدیده این است که در سرعت‌های بالاتر، همان‌طور که قبلاً ذکر شد، اختلاط بهتری در بستر صورت می‌پذیرد، لذا انتظار می‌رود دمای بستر سریع‌تر افزایش یابد. البته باید به این نکته توجه داشت که گرما از دیواره به بستر منتقل می‌شود فلذا ذرات هرچه بیشتر با دیواره در تماس باشند گرمای بیشتری جذب می‌کنند و نهایتاً دمای بستر زودتر افزایش می‌یابد. این شرایط زمانی اتفاق می‌افتد که سرعت گاز ورودی کم‌تر باشد. از طرفی با افزایش سرعت گاز ورودی، بستر منبسط می‌شود؛ یعنی درصد حجمی بیشتری از گاز بین ذرات جامد قرار می‌گیرد که این خود



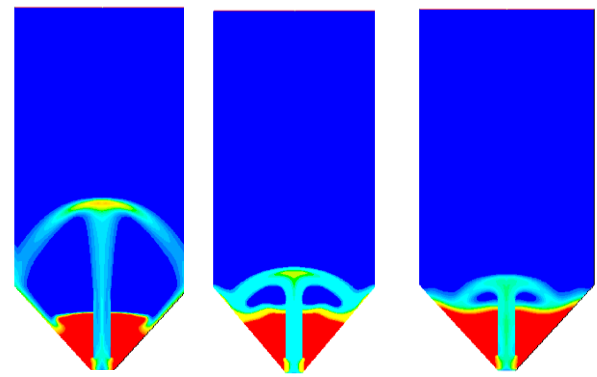
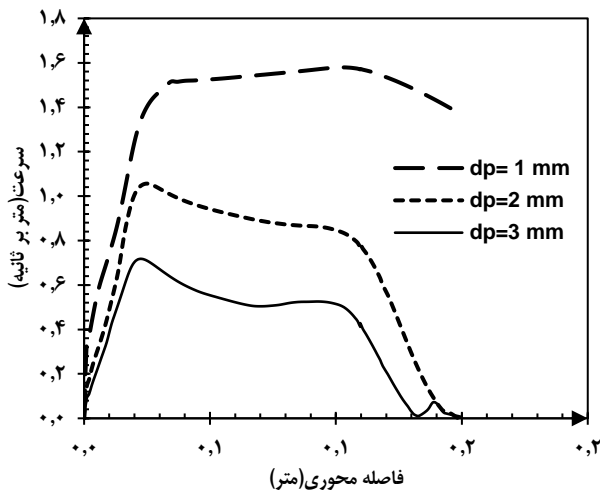
نمودار ۷- الف: تغییرات میزان بازدهی محصولات و انحراف استاندارد نسبی میزان بازدهی محصولات در داخل راکتور برحسب دمای میانگین بستر و ب: مقایسه میزان محصولات تولیدی فرآیند پیرولیز در دماهای مختلف



نمودار ۸- تغییرات میزان محصولات تولیدی بر حسب طول راکتور

در سرعت ورودی ۰/۶ به بیشترین میزان خود برای قطران و جریان گازی، به ترتیب ۹/۱ و ۹/۴ می‌رسد. از نظر بازدهی محصول با توجه به این که میزان جریان گازی کاهش و همچنین میزان قطران تولیدی افزایش می‌یابد این میزان تولید از محصولات مطلوب نبوده و باید به گونه‌ای اصلاح گردد تا میزان جریان گازی افزایش و قطران تولیدی به حداقل مقدار ممکن برسد. با بررسی نتایج به دست آمده این موضوع استنباط می‌گردد که سرعت ورودی به بستر باید در کمترین مقدار بهینه ممکن تنظیم گردد. نمودار ۷-الف تغییرات میزان بازدهی محصولات و انحراف استاندارد نسبی میزان بازدهی محصولات در داخل راکتور بر حسب دمای میانگین بستر را نشان می‌دهد. با توجه به این که گرما از دیواره به بستر منتقل می‌شود؛ بنابراین ذرات هرچه بیشتر با دیواره در تماس باشند، گرمای بیشتری جذب می‌کنند و نهایتاً دمای بستر زودتر افزایش می‌یابد. این در حالی است که با افزایش دمای بستر، میزان قطران تولیدی ۱۰ درصد کاهش، میزان جریان گازی ۱۰ درصد افزایش و میزان چار تولیدی ۴ درصد کاهش می‌یابد. از طرفی دیگر نمودارهای انحراف استاندارد نسبی برحسب دما حاکی از آن است که افزایش دما از ۷۳۰ کلوین تا ۹۵۰ کلوین با نوسان انحراف استاندارد نسبی نسبتاً کمتری همراه است؛ به طوری که در دما ۷۳۰ کلوین برای قطران ۷/۲ درصد و برای جریان گازی ۶/۴ درصد و در دمای ۹۵۰ کلوین برای قطران ۶/۵ و برای جریان گازی ۶/۸ درصد می‌باشد. نمودار ۷-ب نمودار مقایسه‌ای میزان محصولات تولیدی فرآیند پیرولیز در دماهای متفاوت و در دو حالت تجربی و مدل‌سازی را نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشاهده می‌گردد با افزایش دما، میزان جریان قطران تولیدی کاهش، میزان جریان گازی افزایش و در نهایت میزان چار تولیدی به صورت خطی تغییر می‌کند. به طوری که در دمای ۷۲۳ کلوین بیشترین میزان قطران و در دمای ۹۲۳ کلوین کمترین مقدار قطران تولید می‌شود. از طرفی در دمای ۷۲۳ کلوین کمترین مقدار جریان گازی و در ۹۲۳ کلوین بیشترین مقدار جریان گازی تولید می‌گردد. با بررسی نتایج به دست آمده بدین صورت استنباط می‌گردد که افزایش دما باعث افزایش میزان جریان گازی تولیدی شده که از نظر تولید صرفه اقتصادی مطلوبی دارد.

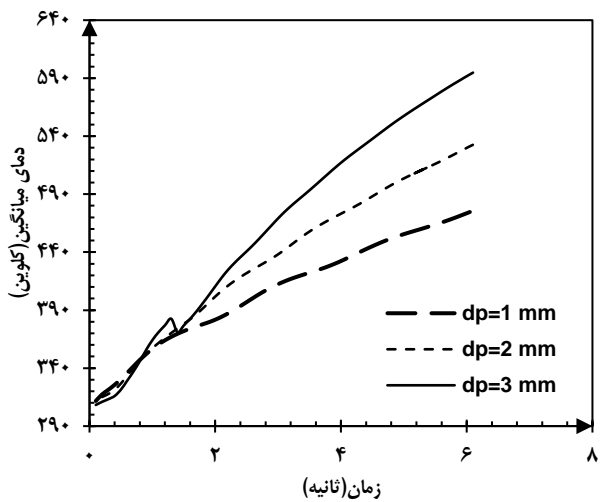
نمودار ۸ تغییرات میزان بازدهی محصولات و انحراف استاندارد نسبی میزان بازدهی محصولات بر حسب طول راکتور، میزان بازدهی به طور تقریبی ثابت می‌ماند و تغییری در میزان تولید محصولات نخواهد داشت. این بدان معنی است که میزان تولید محصولات تولیدی مستقل از طول راکتور بوده و افزایش طول راکتور تاثیری در میزان بازدهی محصولات نخواهد داشت.



شکل ۸ - نحوه توزیع ذرات جامد با اندازه‌های متفاوت (از چپ به راست: ۱، ۲ و ۳ میلی‌متر)

نمودار ۹ - مؤلفه‌ی عمودی سرعت ذرات در ناحیه بین صفحات میانی و در راستای محوری در اندازه‌های مختلف از ذرات

از طرفی دیگر نمودار انحراف استاندارد نسبی میزان بازدهی محصولات حاکی از آن است که با افزایش طول راکتور میزان انحراف استاندارد نسبی برای قطران و جریان گازی به شدت افزایش می‌یابد؛ به طوری که مقدار انحراف استاندارد نسبی برای قطران و جریان گازی در طول ۰/۴ متر به ترتیب ۵/۷ و ۵/۳ درصد و در طول ۰/۷ متر به ترتیب ۱۵/۸۵ و ۱۴/۹ درصد محاسبه گردیده است.



### تأثیر اندازه ذرات جامد

در شکل ۸، نحوه توزیع ذرات جامد با قطرهای متفاوت در بستر مورد نظر قابل مشاهده است. در مورد تأثیر اندازه ذرات جامد، بررسی‌ها نشان داد که در سایزهای کوچک به دلیل کاهش نیروی وزن، ذرات تا ارتفاع بیشتری بالا می‌روند و ارتفاع فواره بیشتر می‌شود. البته باید توجه داشت که با افزایش اندازه‌ی ذرات، نیروی دراگ نیز افزایش می‌یابد؛ لذا انتظار می‌رود ذرات تا ارتفاع بالاتری صعود کنند. اما این افزایش به قدری نیست که بر افزایش نیروی وزن غلبه کند؛ لذا ذرات با اندازه‌ی بزرگ ارتفاع فواره‌ی کم‌تری خواهند داشت [۳۱].

نمودار ۱۰ - تغییرات زمانی دمای میانگین بستر با تغییرات در اندازه‌ی ذرات جامد در بستر

نمودار ۹، نشان‌دهنده مؤلفه عمودی سرعت ذرات در ناحیه بین صفحات میانی و در راستای محوری در اندازه‌های مختلف از ذرات می‌باشد. با توجه به این نمودار مشاهده می‌شود که سرعت ذرات در بستر حاوی ذرات کوچک‌تر در ناحیه مابین صفحات میانی بیشتر است و اختلاط بهتری صورت می‌گیرد. علت این مسئله همان‌طور که اشاره شد این است که با کاهش اندازه‌ی ذرات، نیروی وزن ذرات نیز کاهش می‌یابد و در یک سرعت گاز ورودی ثابت نیروی درگ سرعت بیشتری به ذرات می‌دهد.

این در صورتی است که با افزایش اندازه ذرات، سرعت و به تبع آن اختلاط در بستر کاهش می‌یابد؛ لذا انتظار می‌رود که انتقال حرارت نیز ضعیف‌تر گردد. این مسئله نشان می‌دهد که علاوه بر اختلاط بستر، اندازه ذرات نیز تأثیر بسزایی در انتقال حرارت در این نوع بسترها دارند [۳۲]. به گونه‌ای که در این مورد عامل اندازه ذرات، بر عامل اختلاط در بستر غلبه کرده است؛ بنابراین با افزایش اندازه ذرات، دما با شیب بیشتری افزایش می‌یابد؛ به عبارتی دیگر بستر سریع‌تر گرم می‌شود.

نمودار ۱۰ تغییرات زمان با دمای میانگین بستر و اندازه ذرات جامد را نشان می‌دهد. با توجه به این نمودار، با افزایش اندازه ذرات، دما با شیب بیشتری افزایش می‌یابد؛ به عبارتی دیگر بستر سریع‌تر گرم می‌شود.

### تأثیر ظرفیت خواص گرمایی ذرات جامد

یکی دیگر از عوامل مهم در انتقال حرارت در بسترهای جامد گاز، خواص گرمایی مواد داخل بستر می‌باشد. به طور کلی انتقال حرارت

### نتیجه گیری

در این مقاله، فرآیند پیرولیز پلیمرها در یک راکتور بسترسیال (جامد - گاز) به کمک CFD و با استفاده از روش اویلری - اویلری (الگوریتم SIMPLE) مورد بررسی قرار گرفت. برای شبیه سازی هیدرودینامیک بستر جامد، کار سایر پژوهشگران، مبنای محاسبات و تحلیل ها قرار گرفت. پارامترهای تأثیر سرعت ورودی گاز، اندازه ذرات جامد، ظرفیت خواص گرمایی ذرات جامد، تأثیر سرعت گاز ورودی و دمای بستر بر تولید محصولات و در نهایت تأثیر طول بستر بر بازدهی محصولات مورد بررسی قرار گرفتند. بر این اساس و با توجه به نمودارهای خروجی نرم افزار، نتایج زیر حاصل گردید:

- با گذشت زمان، به علت ورود جریان گاز با سرعت بالا از پائین و همچنین وارد شدن ذرات جامد به مسیر حرکت این جریان، بستر از حالت اولیه (ذرات در حالت سکون و در نیمه ی پائینی بستر قرار دارند) به حالت فواره ای تغییر حالت می دهد و در نهایت به حالت پایا می رسند که این حالت در زمان ۵ ثانیه قابل مشاهده است.

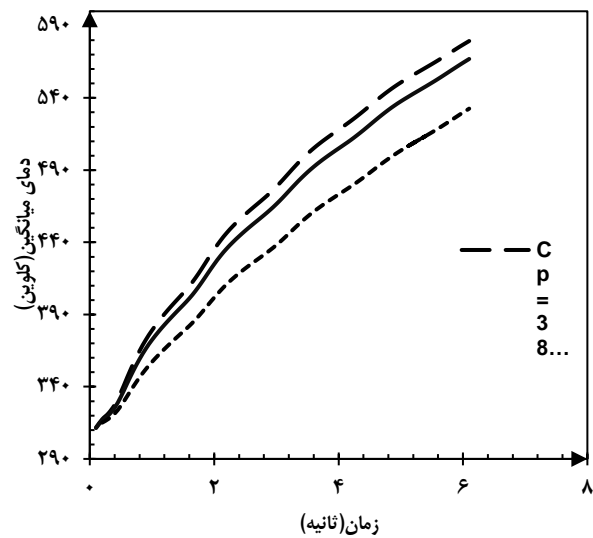
- در لحظات ابتدایی، دما در نزدیک دیواره راکتور بسیار بالاست و با فاصله گرفتن از دیواره، دما کم تر بوده و نزدیک به دمای اولیه بستر، حدود  $300K$  است. با افزایش زمان، رفته رفته دما در کل نقاط افزایش می یابد و اگر زمان تماس کافی وجود داشته باشد، توزیع دما به یک حالت یکنواخت میل کرده و نهایتاً دمای کل بستر ثابت و برابر با دمای دیواره خواهد شد.

- در سرعت های بالاتر، به دلیل افزایش نیروی دراگ وارده به ذرات جامد که حاصل حرکت گاز ورودی به بستر است، ذرات تا ارتفاع بیش تری بالا می روند و یا به بیانی دیگر ارتفاع فواره در بستر افزایش می یابد.

- سرعت ذرات در ناحیه ورودی بستر ناچیز است و در راستای محوری افزایش پیدا می کند و در یک نقطه که ورودی صفحات میانی است به بیشینه مقدار خود می رسد. اما بعد از آن کاهش می یابد تا در یک نقطه در بالای بستر به صفر برسد.

- با افزایش سرعت جریان ورودی به بستر میزان تولید قطران افزایش، جریان گازی کاهش و چار تولیدی ثابت می ماند. با توجه به این که هدف، افزایش جریان گازی تولیدی می باشد، لذا افزایش سرعت جریان گاز ورودی به بستر از لحاظ توجیه اقتصادی و تولید به صرفه نبوده و باید سرعت جریان گاز ورودی به بستر در کمینه ترین حالت ممکن وارد بستر گردد.

- در فرآیند پیرولیز، با افزایش دمای بستر، میزان قطران تولیدی کاهش و تولید جریان گازی افزایش می یابد. بنابراین می توان نتیجه



نمودار ۱۱ - تأثیر ظرفیت گرمایی ذرات جامد در بستر بر افزایش دمای بستر

در بسترهای دانه ای به چند صورت انجام می پذیرد.

- ۱ - هدایت درون ذرات جامد، ۲ - هدایت تماسی بین ذرات جامد، ۳ - هدایت گرمایی در گاز میانی، ۴ - انتقال حرارت جابجایی گاز میانی، ۵ - تشعشع بین سطوح ذرات.

میانداد و همکاران<sup>(۱)</sup> [۳۳] ثابت کردند که برای مواقعی که ضریب هدایتی فاز گاز در بستر بسیار کوچک باشد و نسبت ضرایب جامد به گاز بزرگ باشد، مکانیسم غالب در انتقال حرارت در بستر موارد ۱ و ۲ هستند و تا حدی مورد سوم. در حالت حدی این اتفاق زمانی رخ می دهد که مابین ذرات جامد در بستر محیط خلاء باشد که ضریب هدایتی آن صفر است. در این مقاله این نسبت تقریباً بالاست، پس می توان نتیجه گرفت انتقال حرارت ناشی از همرفتی سیال میانی یا همان فاز گاز تأثیر خیلی کمتری نسبت به موارد ۱ و ۲ دارد. بر این اساس فقط تأثیر خواص گرمایی ذرات جامد مورد بررسی قرار گرفته شده است.

در نمودار ۱۱ تأثیر ظرفیت گرمایی ذرات جامد در بستر بر افزایش دمای بستر قابل مشاهده می باشد. طبق تعریف ظرفیت گرمایی ویژه برای جامدات، برای ذرات با ظرفیت گرمایی بالاتر، انرژی بیشتری لازم است که به واحد جرم آن ذره داده شود تا دمای آن، یک درجه افزایش یابد. بر همین اساس چون در شبیه سازی حاضر دمای دیوار ثابت و برابر با ۹۹۸ کلون قرار داده شد؛ انتظار می رود که دمای ذرات با ظرفیت گرمایی پائین با سرعت بالاتری افزایش یابد که این مسئله در نمودار ۱۱ به وضوح پیداست.

(۱) Miandad R. et al.

**فهرست نمادها:**

$Char$	ماده جامد باقیمانده بعد از خروج گاز سبک در فرآیند پیرولیز
$Tar$	ماده کربنی حاصل از مرحله اول احتراق در فرآیند پیرولیز (قطران)
$d_s$	قطر ذره جامد
$g$	شتاب گرانشی
$g_{0,ss}$	تابع توزیع جانبی
$K_{fs} \& K_{sf}$	ضریب تغییرات مومنتوم بین دو فاز سیال و جامد
$k_{\theta S}$	ضریب نفوذ
$P$	فشار استاتیکی هر دو فاز
$P_s$	ترم منبع فشار فاز جامد
$S_s$	ترم منبع فاز جامد
$\vec{v}_q$	سرعت فاز q
$\alpha_q$	درصد حجمی فاز q
$\theta_{SS}$	ضریب اتلاف
$\theta_s$	دمای دانهای
$\nabla \theta_s$	اتلاف انرژی ناشی از برخورد
$\lambda_q$	ویسکوزیته حجمی فاز q
$\mu_q$	ویسکوزیته تنشی فاز q
$\mu_{s,kin}$	ویسکوزیته سینتیکی
$\rho_q$	دانسیته فاز q
$\bar{t}$	تنسور کنش-تنش فاز

گرفت که افزایش دمای بستر با لحاظ کردن مقدار بهینه آن در راستای مصرف انرژی، از نظر تولید مطلوب می‌باشد.

- افزایش طول بستر تأثیری در میزان تولید محصولات نداشته و به‌عنوان پارامتر مستقل عمل می‌نماید؛ ولی سایر پارامترهای عملیاتی نظیر دما سرعت و غیره تأثیر مستقیم بر افزایش و یا کاهش میزان تولید محصولات خواهد داشت.

- با افزایش اندازه ذرات، دما با شیب بیشتری افزایش می‌یابد. به‌عبارتی دیگر بستر سریع‌تر گرم می‌شود. این در صورتی است که با افزایش اندازه ذرات، سرعت و به تبع آن اختلاط در بستر کاهش می‌یابد لذا انتظار می‌رود که انتقال حرارت نیز ضعیف‌تر گردد.

- با مقایسه نتایج مدل‌سازی با داده‌های تجربی می‌توان دریافت که دما مهم‌ترین پارامتر عملیاتی در فرآیند پیرولیز می‌باشد که نقش بسزایی در تولید محصولات اعم از کاهش یا افزایش آن‌ها دارد. با توجه به آنچه حاصل شد می‌توان نتیجه گرفت افزایش دما در فرآیند پیرولیز باعث افزایش گازی‌سازی محصولات خروجی از راکتور گردد که هم از نظر اقتصادی و هم از نظر تولید به‌صرفه می‌باشد.

تاریخ دریافت: ۱۴۰۳/۰۳/۲۵؛ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۳/۰۸/۰۷

**مراجع**

- [1] Budsareechai S., Hunt A.J., Ngernyen Y., [Catalytic Pyrolysis of Plastic Waste for the Production of Liquid Fuels for Engines](#). *RSC Advances*, *RSC Adv.*, **9(10)**: 5844-5857 (2019).
- [2] Miandad R., Barakat MA., Aburiazza AS., Rehan M., Nizami AS., [Catalytic Pyrolysis of Plastic Waste: A Review](#), *Process Saf. Environ. Prot.*, **102**: 822-838 (2016).
- [3] Barbarias I., Lopez G., Artetxe M., Arregi A., Bilbao J., Olazar M., [Valorisation of Different Waste Plastics by Pyrolysis and in-Line Catalytic Steam Reforming for Hydrogen Production](#). *Energy Convers. Manag.*, **156**: 575-584 (2018).
- [4] Al-asadi M., Miskolezi N., Eller Z., [Pyrolysis-Gasification of Wastes Plastics for Syngas Production Using Metal Modified Zeolite Catalysts Under Different Ratios of Nitrogen/ Oxygen](#). *J. Clean. Prod.*, **271(5)**: 122186 (2020).

[۶] هاشمی، سیدحسین، هاشمی، سیدعبدالرسول، دین محمد، محمود، نیکنام، عباس، [بهینه‌سازی دمای راکتور و وزن کاتالیست در فرآیند تبدیل ضایعات پلیمری به سوخت](#)، *مجله مهندسی مکانیک و ارتعاشات*، مقاله ۶ (۴): ۷ تا ۴۱ (۱۳۹۵).

- [7] Awasthi A.K., Shivashankar M., and Majumder S., [Plastic Solid Waste Utilization Technologies: A Review](#). *IOP Conf. Ser.: Mater. Sci. Eng.*, **263**: 022024 (2017).
- [8] Artetxe M., Lopez G., Amutio M., Elordi G., Olazar M, Bilbao J., [Operating Conditions for the Pyrolysis of Poly-\(Ethylene Terephthalate\) in a Conical Spouted-Bed Reactor](#). *Ind. Eng. Chem. Res.*, **49(5)**: 2064–2069 (2010).
- [9] Saad JM., Nahil MA., Williams PT., [Influence of Process Conditions on Syngas Production from the Thermal Processing of Waste High Density Polyethylene](#). *J. Anal. Appl. Pyrolysis.*, **113**: 35–40 (2015).
- [10] Lopez G., Artetxe M., Amutio M., Bilbao J., Olazar M., [Thermochemical Routes for the Valorization of Waste Polyolefinic Plastics to Produce Fuels and Chemicals. A Review](#). *Renew. Sustain. Energy Rev.*, **73**: 346–368 (2017).
- [11] Qureshi MS., Oasmaa A., Pihkola H., Deviatkin I., Tenhunen A., Mannila J., Minkkinen H., Pohjakallio M., Laine-Ylijoki J., [Pyrolysis of Plastic Waste: Opportunities and Challenges](#). *J. Anal. Appl. Pyrolysis.*, **152**: 104804 (2020).
- [12] Sun H., Bao G., Yang Sh., Hu J., Wang H., [Numerical Investigation of the Reactive Gas-Solid Characteristics in Biomass Fast Pyrolysis of Conical Spouted Reactor Equipped with Draft Tube](#). *AIChE J.* **69(11)**: e18200 (2023).
- [13] Orozco S., Alvarez J., Lopez G., Artetxe M., Bilbao J., Olazar M., [A Pyrolysis of Plastic Wastes in a Fountain Confined Conical Spouted Bed Reactor: Determination of Stable Operating Conditions](#), *Energy Convers. Manag.*, **229(2)**: 113768 (2021).
- [14] Fernandez E., Santamaria L., Amutio M., Artetxe M., Arregi A., Lopez G., Bilbao J., Olazar M., [Role of Temperature in the Biomass Steam Pyrolysis in a Conical Spouted Bed Reactor](#), *Energy J.*, **238(C)**: 122053 (2022).
- [15] Jalalifar S., Ghiji M., Abbassi R., Garaniya V., Hawboldt K., [Numerical Modelling of a Fast Pyrolysis Process in a Bubbling Fluidized Bed Reactor](#), *IOP Conf. Ser.: Earth Environ. Sci.*, **73**: 012032 (2017).
- [16] Al-Salem., S.M., [Thermal Pyrolysis of High Density Polyethylene \(HDPE\) in a Novel Fixed Bed Reactor System for the Production of High Value Gasoline Range Hydrocarbons \(HC\)](#), *Process Saf. Environ. Prot.*, **127**: 171-179 (2019).
- [17] Tu Q., Luo Z., Wang H., [MP-PIC Simulation of the Gas-Solid Full-Loop Flow Characteristics in a Dual Fluidized Bed and Validation with Experimental Data](#), *Chem. Eng. J.*, **421(1)**: 29835 (2021).
- [18] Yang S., Wang S., Wang H., [Particle-Scale Evaluation of the Pyrolysis Process of Biomass Material in a Reactive Gas-Solid Spouted Reactor](#), *Chem. Eng. J.*, **421**: 127787 (2021).
- [19] Park HC., Choi HS.c, [Fast Pyrolysis of Biomass in a Spouted Bed Reactor: Hydrodynamics, Heat Transfer and Chemical Reaction](#), *Renew. Energy.*, **143**: 1268-1284 (2019).

- [20] Lopez G., Alvarez J., Amutio M., Hooshdaran B., Cortazar M., Haghshenasfard M., Hosseini H.S., Olazar M., [Kinetic Modeling and Experimental Validation of Biomass Fast Pyrolysis in a Conical Spouted Bed Reactor](#), *Chem. Eng. J.*, **373**: 677-686 (2019).
- [21] Qi Z., Yu A.B., [A New Correlation for Heat Transfer in Particle-Fluid Beds](#), *Int. J. Heat Mass Transf.*, **181**: 121844 (2021).
- [22] Yang S., Wan Z., Wang S., Wang H., [Reactive MP-PIC Investigation of Heat and Mass Transfer Behaviors During the Biomass Pyrolysis in a Fluidized Bed Reactor](#), *J. Environ. Chem. Eng.*, **9(2)**: 10504 (2021).
- [23] Patankar S., ["Numerical Heat Transfer and Fluid Flow"](#) (eBook Published), Taylorfrancis, Boca Raton (2018).
- [24] Gidaspow D., Bacelos MS., [Kinetic Theory Based Multiphase flow with Experimental Verification](#), *Rev. Chem. Eng.*, **34(3)**: 299-318 (2018).
- [25] Park HC., Choi HS., [Fast Pyrolysis of Biomass in a Spouted Bed Reactor: Hydrodynamics, Heat Transfer and Chemical Reaction](#), *Renew. Energy.*, **143**: 1268-1284 (2019).
- [26] Liu H., Cattolica RJ., Seiser R., Liao C., [Three-Dimensional Full-Loop Simulation of a Dual Fluidized-Bed Biomass Gasifier](#), *Appl. Energy.*, **160**: 489-501 (2015).
- [27] Pallarès D., Johnsson F., [A Novel Technique for Particle Tracking in Cold 2-Dimensional Fluidized Beds—Simulating Fuel Dispersion](#), *Chem. Eng. Sci.*, **61(8)**: 2710-2720 (2006).
- [28] Berg L.v., Soria-Verdugo A., Hochenauer Ch., Scharler R., Anca-Couce A., [Evaluation of Heat Transfer Models at Various Fluidization Velocities for Biomass Pyrolysis Conducted in a Bubbling Fluidized Bed](#), *Int. J. Heat Mass Transf.*, **160**: 120175 (2020).
- [29] Uwitonze H., Kim A., Kim He., Brigljevic B., [CFD Simulation of Hydrodynamics and Heat Transfer Characteristics in Gas-Solid Circulating Fluidized bed Riser Under Fast Pyrolysis Flow Condition](#), *Appl. Therm. Eng.*, **212(30)**: 118555 (2022).
- [30] Zhou L., Ma H., Liu Z., Zhao Y., [Development and Verification of Coarsegrain CFD-DEM for Nonspherical Particles in a Gas-Solid Fluidized Bed](#), *AIChE J.*, **68(11)**: e17876 (2022).
- [31] Lu L., Gao X., Shahnam M., Rogers WA., [Bridging Particle and Reactor Scales in the Simulation of Biomass fast Pyrolysis by Coupling Particle Resolved Simulation and Coarse Grained CFD-DEM](#), *Chem. Eng. Sci.*, **216**: 115471 (2020).
- [32] Oyedeji O.A., Brennan Pecha M., Finney C.E.A., Peterson C.A., Smith R.G., Mills Z.G., Gao X., Shahnam M., Rogers W.A., Ciesielski P.N., Brown R.C., Parks II J.E., [CFD-DEM Modeling of Autothermal Pyrolysis of Corn Stover with a Coupled Particle and Reactor-Scale Framework](#), *Chem. Eng. J.*, **446**: 136920 (2022).
- [33] Miandad R., Barakat MA., Aburiazaiza AS., Rehan M., Nizami AS., [Catalytic Pyrolysis of Plastic Waste: A Review](#), *Process Saf. Environ. Prot.*, **102**: 822-838 (2016).