

بررسی تاثیر گرانروی بر عملکرد جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی

محسن آقایی^۱، رضا دهقان*^۲، علی اکبر دهقان^۳، حجت نادری^۴

۱- دانشجوی دکتری، دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد

۲- دانشیار، دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد

۳- استاد، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه یزد

۴- استادیار، دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد

(دریافت: خرداد ۱۳۹۸، پذیرش: آبان ۱۳۹۸)

چکیده

جداکننده‌های دو مرحله‌ای گریز از مرکز، جدیدترین نسل جداکننده‌های ثقلی مورد استفاده در پرعیارسازی و جدایش مواد معدنی هستند. رفتار و الگوی جریان در این جداکننده‌ها بسیار پیچیده است. یکی از پارامترهای کلیدی موثر بر عملکرد و کارایی جداکننده‌های دو مرحله‌ای گریز از مرکز، گرانروی سیال ورودی به جداکننده است. در این مطالعه، به منظور بررسی اثر گرانروی و چگالی سیال بر عملکرد و میدان جریان داخل یک جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، از رویکرد دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) و مدل فاز مجزا (DPM) استفاده شد. به همین منظور، مدل‌های حجم سیال و تنش رینولدز به ترتیب برای شناسایی سطح اشتراک بین هسته هوا و سیال ورودی و آشفتگی مورد استفاده قرار گرفت. با افزایش گرانروی و چگالی سیال، سرعت مماسی داخل جداکننده و حجم هسته هوا کاهش می‌یابد که منجر به کاهش کارایی جدایش می‌شود. همچنین به دلیل افزایش مقاومت سیال، بازبایی واسطه در جریان شناور افزایش می‌یابد. با افزایش گرانروی سیال از 1×10^{-2} به $3/09 \times 10^{-2}$ پاسکال ثانیه، مقدار بازبایی واسطه در مراحل اول و دوم جداکننده به ترتیب ۵۶ و ۲۴ درصد افزایش می‌یابد، حجم هسته هوا به ترتیب ۳۹ و ۳۰ درصد کاهش می‌یابد و خطای احتمال (Ep) نیز به ترتیب ۹۸ و ۱۳۱ درصد افزایش می‌یابد. افزایش سهم ذرات راه یافته به محصول میانی و نیز کاهش دقت جدایش در اثر افزایش گرانروی سیال از نتایج برجسته تحقیق حاضر بود که با استفاده از ردبایی ذرات فاز گسسته مشاهده شد.

کلمات کلیدی

جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، مدل تنش رینولدز، هسته هوا، دینامیک سیالات محاسباتی، مدل فاز مجزا

* مسئول مکاتبات: rdehghans@yazd.ac.ir

۱- مقدمه

مرکز ته‌نشین می‌شوند و از طریق دهانه مماسی بالایی جداکننده (جریان غوطه‌ور) خارج می‌شوند [۱-۳].

در داخل جداکننده‌های ثقلی گریز از مرکز، جریان چندفازی (هوا، آب و ذرات جامد) وجود دارد. بنابراین، مدلسازی کارآمد این نوع جداکننده‌ها مستلزم استفاده از مدل چندفازی است. در دینامیک سیالات محاسباتی، تعدادی مدل چندفازی برای شبیه‌سازی چنین سیستم پیچیده آشفته وجود دارد. رویکرد چندفازی اوپلری کامل، رویکردهای اوپلری ساده‌شده مانند حجم سیال (VOF) و مدل اختلاط لغزش جبری (ASM) از این مدل‌ها به شمار می‌روند. در رویکردهای اوپلری ساده‌شده برای مدلسازی جریان ذره از رویکرد لاگرانژی استفاده می‌شود. رویکرد جریان چندفازی اوپلری کامل، که در آن مجموعه‌ای از معادلات پیوستگی، مومنتوم و آشفستگی برای هر فاز حل می‌شود، در مورد سیستم‌هایی که فاز گسسته از کسر حجمی زیادی برخوردار است، استفاده می‌شود که در این موارد اثر متقابل ذره-ذره مقدار قابل توجهی از تنش را انتقال می‌دهد. ناکارآمدی و عیب رویکرد مدلسازی چندفازی اوپلری کامل، هزینه بالای محاسباتی آن است. علاوه بر این، اجرای این رویکرد در کدهای CFD تجاری تا همین اواخر محدود به مدل‌های آشفستگی $k-\epsilon$ و مدل تنش رینولدز (RSM) بوده است. مدل‌های چندفازی ساده شده از لحاظ عدم قطعیت در روابط و زمان‌بندی محاسبات بهتر از مدل‌های چندفازی کامل هستند [۴]. بر اساس تحقیقات قبلی، VOF به همراه مدل آشفستگی RSM، پیش‌بینی دقیقی از میدان جریان و هسته هوا در سیکلون‌های واسطه سنگین را ارائه می‌دهند [۵]. همچنین در تحقیقات متعددی جریان ذرات جامد با روش مدلسازی فاز مجزا (DPM) مدل شده است [۶-۸]. با وجود اینکه DPM می‌تواند انواع رفتارهای ذرات با اندازه و چگالی‌های مختلف را نشان دهد، اما برای پالپ‌های غلیظ مناسب نیست و حرکت ذرات در پالپ‌های رقیق را ردیابی می‌کند و این مدل اثر متقابل ذره-ذره را در نظر نمی‌گیرد. با استفاده از رویکردهای اوپلری ساده‌شده می‌توان اثرات پارامترهای عملیاتی، محیطی و هندسی بر طراحی و کنترل جداکننده‌های سیکلونی و همچنین ساختار جریان‌های داخلی و نیروها در داخل این نوع جداکننده‌ها را بررسی کرد. یکی از پارامترهای موثر بر عملکرد جداکننده‌های سیکلونی، گرانشی سیال است که گرانشی به صورت

جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز در سال ۱۹۸۲ توسط رووف توسعه داده شد [۱]. این جداکننده از دو محفظه استوانه‌ای در قالب یک دستگاه عملیاتی تشکیل شده است. جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز مانند سیکلون‌های واسطه سنگین برای جدایش ماده با ارزش از ناخالصی‌های همراه آن، از نیروی گریز از مرکز استفاده می‌کند. از تفاوت‌های بارز جداکننده دو مرحله‌ای نسبت به سیکلون واسطه سنگین، می‌توان به عدم نیاز به پمپ برای ورود ماده معدنی به محفظه جدایش و نیز قابلیت تولید همزمان سه محصول در یک دستگاه جداکننده اشاره کرد. جداکننده در هر مرحله دارای دو دهانه مماسی ورودی و خروجی در انتهای پایینی و بالایی است. وقتی سیال واسطه از طریق دهانه مماسی پایینی جداکننده تحت فشار ثابت به بخش حلزونی شکل وارد شود، در طول مسیر یک جریان چرخشی که به سمت بالا حرکت می‌کند، ایجاد می‌نماید. سیال با حرکتی چرخشی به سمت بالا حرکت می‌کند تا به دیواره انتهای بالایی جداکننده برخورد کند که در این حالت بخشی از آن از طریق دهانه غوطه‌ور تخلیه می‌شود و مازاد آن نیز در خلاف جهت چرخش اولیه و در داخل جریان اولی به سمت پایین حرکت می‌کند و از طریق دهانه شناور خارج می‌شود. بنابراین جریان سیال در داخل جداکننده، از دو مارپیچ تشکیل شده است که بر خلاف جهت یکدیگر حرکت می‌کنند. مارپیچ داخلی به لایه باریکی از هوا که از سمت دریاچه خوراک به سمت دریاچه شناور جریان دارد، محدود می‌شود. مارپیچ بیرونی از کناره‌های ظرف به سمت خروجی غوطه‌ور حرکت می‌کند. وقتی ذرات ماده معدنی در فشار اتمسفر به محفظه اول جداکننده خوراک‌دهی می‌شود، گرداب اولیه تشکیل شده و حرکت چرخشی سیال، ذرات ورودی را به سرعت، بر مبنای اختلاف چگالی تقسیم می‌کند. ذراتی که چگالی کمتری نسبت به واسطه چرخنده دارند نمی‌توانند به داخل سیال نفوذ کنند و از طریق دهانه مرکزی پایینی جداکننده (جریان شناور) تخلیه می‌شوند. جریان خارج شده از این دهانه چگالی پایین‌تری نسبت به واسطه ورودی دارد. ذرات با چگالی بالاتر نسبت به واسطه چرخنده به داخل واسطه نفوذ کرده و به سمت دیواره جداکننده دو مرحله‌ای گریز از

و این رفتار به کاهش سرعت مماسی نسبت داده شده است [۲۰، ۲۱]. گرانروی سیال پارامتر مهمی است که بر روی کارایی جدایش و افت فشار تاثیر دارد. با افزایش گرانروی مقدار قرارگیری اشتباه ذرات افزایش می‌یابد. زیرا با افزایش گرانروی، حرکت چرخشی سیال کم می‌شود که به نوبه خود منجر به قرارگیری اشتباه ذرات درشت در جریان سرریز خواهد شد و بنابراین حد جدایش افزایش می‌یابد [۲۲]. کاواترا و همکاران مشاهده کردند که حد جدایش و بازیابی ذرات به تهریز در هیدروسیکلون متناسب با گرانروی پالپ بود [۲۳]. واترز نیز نشان داد که افزایش گرانروی پالپ باعث افزایش حد جدایش، افزایش بازیابی ذرات به تهریز و کاهش تیزی جدایش می‌شود [۲۴]. نیروهای درگ بر روی ذرات در جهت شعاعی با افزایش گرانروی سیال افزایش می‌یابند و باعث کاهش کارایی جدایش می‌شوند [۲۵].

جریان ذره برای جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز حیاتی و ضروری است زیرا از طریق آن کارایی عملیات تعیین می‌شود. نتیجه ایده‌آل آن است که تمام ذرات سبک به خروجی شناور و تمام ذرات سنگین به خروجی غوطه‌ور بروند. با این حال، در عمل، جدایش همیشه ایده‌آل نیست، زیرا ذرات سبک و سنگین به علت تقابل ذره-ذره، بی‌ثباتی سیستم و عوامل دیگر به اشتباه به ترتیب در جریان رو به بالا و جریان رو به پایین قرار می‌گیرند. در نتیجه، عملکرد یک جداکننده واسطه سنگین با پارامترهای مختلفی مانند منحنی توزیع، چگالی جدایش (ρ_{50})، اختلاف بین ρ_{50} و چگالی واسطه ورودی به جداکننده (انحراف) و خطای احتمال یا احتمال اکارت (Ep) ارزیابی می‌شود. منحنی توزیع به طور تجربی توصیفی از فرآیند جدایش را در یک سیستم معین با توجه به ویژگی‌های خاص خوراک، مانند ابعاد ذرات ارائه می‌دهد [۲۶]. منحنی توزیع سهم هر ذره با چگالی معین را در ورودی به جریان کنسانتره یا باطله نشان می‌دهد. ρ_{50} به صورت چگالی ذراتی تعریف می‌شود که احتمال قرارگیری آن ذره در جریان کنسانتره و یا باطله یکسان باشد. $Ep = (\rho_{75} - \rho_{25}) / 2$ که ρ_{75} و ρ_{25} به ترتیب چگالی‌هایی هستند که ۷۵ و ۲۵ درصد از ذرات خوراک به جریان شناور می‌روند. در این تحقیق، جریان ذرات با استفاده از این پارامترها بررسی خواهد شد [۲۷].

بلاردی و همکاران، به طور خلاصه الگوی جریان داخل جداکننده تری‌فلو با قطر ۱۰۰ میلی‌متر را نشان دادند. در

مقاومت در برابر جریان قابل تفسیر است [۹]. تجربه عملی نشان داده است که اگر تفاوت چگالی خوراک و سرریز سیکلون واسطه سنگین کمتر از ۳ درصد باشد (این واسطه بیش از حد ویسکوز است) و اگر این تفاوت بیش از ۱۲ درصد باشد (واسطه خیلی ناپایدار است) و کارایی جدایش را به شدت تحت تاثیر قرار می‌دهد [۱۰، ۱۱]. یکی از عوامل مهم که باید برای تعیین اثر گرانروی مورد توجه قرار گیرد، نرخ برش داخل سیکلون‌ها است. حرکت لایه‌های متحدالمرکز سیال با افزایش سرعت مماسی و کاهش شعاع، باعث نیروهای شدید برشی در داخل این جداکننده‌ها می‌شود [۱۲]. سرعت آب در هیدروسیکلون در گرانروی‌های بالاتر به دلیل افزایش مقاومت ویسکوز کاهش می‌یابد و بنابراین افزایش گرانروی، مقدار آب ورودی به تهریز هیدروسیکلون را افزایش می‌دهد [۱۳].

در تحقیقات بررسی تاثیر گرانروی بر عملکرد هیدروسیکلون‌ها، شای و همکاران [۱۴] و پوسا و لیما [۱۵] نیز نشان دادند که با افزایش گرانروی، مقدار حد جدایش (d_{50}) و بازیابی آب به تهریز افزایش می‌یابد. در تحقیقات دیگری بر روی هیدروسیکلون‌ها، کاهش قطر هسته هوا با افزایش گرانروی گزارش شده است [۱۶، ۱۷]. تشکیل هسته هوا در هیدروسیکلون به دلیل وجود ناحیه کم فشار است که اجازه می‌دهد هوا به داخل سیکلون وارد شود و با افزایش گرانروی گستره این ناحیه کاهش می‌یابد [۱۸]. در هیدروسیکلون‌ها، گرانروی مایع تاثیر زیادی نیز بر توزیع فشار استاتیک دارد. افزایش گرانروی، مقادیر سرعت مماسی را کاهش می‌دهد که می‌تواند به دلیل اثر گرانروی سیال بر روی برش بین لایه‌ها باشد. به طور مشابه، با توجه به نیروهای اصطکاکی کمتر بین لایه‌ها در گرانروی پایین، در این حالت مقادیر سرعت مماسی بالاتر است. مقادیر بالای سرعت مماسی در گرانروی پایین، موجب افزایش نیروهای گریز از مرکز بر ذرات می‌شود که منجر به حرکت ذرات به سمت دیواره‌های سیکلون می‌شود و ابعاد ذرات ورودی به سرریز کاهش می‌یابد که به نوبه خود باعث کاهش حد جدایش سیکلون می‌شود [۱۹]. حد جدایش با توان دوم گرانروی افزایش می‌یابد. با این حال، گرانروی مایع ممکن است الگوی جریان داخل سیکلون را تحت تاثیر قرار دهد. بر اساس نتایج تحقیقاتی در سال‌های ۲۰۱۴ و ۲۰۱۵ نیز کاهش کارایی هیدروسیکلون و افزایش حد جدایش آن در اثر افزایش گرانروی پالپ گزارش شده است

$$-\frac{\partial}{\partial x_k} \left(\overline{\rho u_i u_j u_k} + \overline{p(\delta_{kj} u_i + \delta_{ik} u_j)} \right) \\ P_{ij}(\text{Stress Production}) = -\rho \left(\overline{u_i u_k} \frac{\partial u_j}{\partial x_k} + \overline{u_j u_k} \frac{\partial u_i}{\partial x_k} \right) \quad (6)$$

$$\Phi_{ij}(\text{Pressure Strain}) = p \left(\frac{\partial \overline{u_i}}{\partial x_j} + \frac{\partial \overline{u_j}}{\partial x_i} \right) \quad (7)$$

$$\varepsilon_{ij}(\text{dissipation}) = -2\mu \frac{\partial \overline{u_i}}{\partial x_k} \frac{\partial \overline{u_j}}{\partial x_k} \quad (8)$$

که D_{Tij} , P_{ij} , Φ_{ij} و ε_{ij} به ترتیب انتقال R_{ij} توسط نفوذ، نرخ تولید R_{ij} ، انتقال R_{ij} به واسطه اثرات متقابل فشار- کرنش آشفتگی و نرخ استهلاک R_{ij} هستند.

۲-۲- مدل چندفازی

برای تعیین سطح اشتراک هسته هوا و واسطه در جداکننده از مدل VOF استفاده شد. VOF دو یا چند سیال مخلوط نشدنی را شبیه‌سازی می‌کند که در آن موقعیت سطح اشتراک بین سیال‌ها مورد توجه است. ردیابی سطح اشتراک هوا و مایع در جداکننده مورد بررسی با حل رابطه (۹) به دست می‌آید:

$$\frac{\partial \alpha_p}{\partial t} + u_i \frac{\partial \alpha_p}{\partial x_i} = 0 \quad (9)$$

که α_p کسر حجمی فاز p است که بین صفر تا یک متغیر است و u_i مولفه سرعت در جهت i است. یک معادله مومنتوم در سرتاسر دامنه حل می‌شود و میدان سرعت حاصل شده بین دو فاز به اشتراک گذاشته می‌شود. این معادله مومنتوم وابسته به کسر حجمی فاز سیال است و به صورت رابطه (۱۰) نشان داده می‌شود.

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right) + \rho g_i \quad (10)$$

که ρ چگالی میانگین است و با استفاده از رابطه (۱۱) تعیین می‌شود.

$$\rho = \sum \alpha_p \rho_p \quad (11)$$

۲-۳- مدل فاز مجزا

ردیابی حرکت ذرات با استفاده از مدل جریان چندفازی لاگرانژی تعریف شده است. نیروهای فشار و مقاومت سیال (درگ) وارد بر ذرات در یک چارچوب لاگرانژی محاسبه می‌شود. توزیع سرعت ذرات را می‌توان با موازنه نیروهای وارد بر ذره برآورد کرد. معادله حاکم به شرح رابطه‌های (۱۲) تا (۱۴) است:

$$m_p \frac{d\overline{u_p}}{dt} = m_p \frac{(\overline{u} - \overline{u_p})}{\tau_r} + m_p \frac{\overline{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + \overline{F} \quad (12)$$

که $m_p \frac{(\overline{u} - \overline{u_p})}{\tau_r}$ نیروی درگ وارد بر ذره است.

عین حال تحقیق مذکور صرفاً دو فازی (بدون منظور کردن ذرات جامد و با استفاده از سیال آب) بوده و هیچ گونه داده‌های آزمایشگاهی یا تجربی در آن تحقیق ارائه نشده است [۲۸]. علی‌رغم مطالعات متعدد مورد اشاره در مورد مدلسازی تاثیر گرانی بر سیکلون‌های طبقه‌بندی و نیز تحقیقات محدود در مورد سیکلون‌های واسطه سنگین با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی، اما تاکنون تاثیر گرانی سیال بر الگوی جریان در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز به صورت سه فازی به روش CFD شبیه‌سازی نشده است. در میان پارامترهای اثرگذار بر الگوی جریان و عملکرد جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، در این تحقیق تاثیر عامل گرانی سیال بر عملکرد هیدرودینامیکی این جداکننده مورد توجه قرار گرفت.

۲- شبیه‌سازی ریاضی

۲-۱- مدل آشفتگی تنش رینولدز

در این مطالعه، معادله‌های انتقال برای بقای جرم و مومنتوم در سیستم کارتیزین سه بعدی حل شده‌اند. فرض بر این است که رفتار جریان سیال در جداکننده آشفته و تراکم‌ناپذیر است. معادلات نویر استوکس میانگین‌گیری شده رینولدز در رابطه (۱) و رابطه (۲) ارائه می‌شوند.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x_j} R_{ij} \quad (2)$$

که در آن‌ها ρ ، u ، p و μ به ترتیب سرعت، فشار، چگالی و گرانی سیال هستند. i و j به ترتیب نشان‌دهنده جهت‌های x و y هستند و R_{ij} به صورت رابطه (۳) تعریف می‌شود.

$$R_{ij} = -\overline{\rho u_i u_j} \quad (3)$$

که \overline{u} سرعت متوسط و $\overline{u_i}$ نوسان سرعت است که $\overline{u_i} = u_i - \overline{u_i}$ و u_i سرعت لحظه‌ای است. در رابطه (۳)، ترم R_{ij} تانسور تنش رینولدز نامیده می‌شود که اثر نوسان‌های آشفتگی و سرعت بر روی جریان سیال را نشان می‌دهد و توسط رابطه‌های (۴) تا (۸) مدل می‌شوند.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\overline{\rho u_i u_j}) + \frac{\partial}{\partial x_k} (\overline{\rho u_k u_i u_j}) = D_{Tij} + P_{ij} + \Phi_{ij} + \varepsilon_{ij} \quad (4)$$

$$D_{Tij}(\text{Turbulent Diffusion}) = \quad (5)$$

همچنین شیب لوله‌های خروجی (غوطه‌ور و میانی) و لوله‌های ورودی واسطه به ترتیب نسبت به افق دارای زاویه ۴۵ و ۳۰ درجه بود. جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز در این سیستم از پلکسی گلاس شفاف ساخته شده است تا پدیده میدان جریان داخل جداکننده مشاهده شود. یک دوربین نیز برای ضبط فرآیند و تغییرات جزئی هسته هوا استفاده شد.

۳-۲- شرایط مرزی

واسطه از طریق ورودی‌های واسطه هر مرحله با سرعت میانگین ۱/۸۶ m/s وارد جداکننده شد. عدد رینولدز براساس قطر هیدرولیک دهانه ورودی برابر با $4/2 \times 10^4$ و براساس قطر بدنه دستگاه برابر با $1/5 \times 10^5$ محاسبه شد. شرایط مرزی برای حل مسئله در جدول ۱ تعریف شدند. شدت آشفتگی برای تمام مرزها ۵ درصد و در نهایت شرط مرزی عدم لغزش برای دیواره جداکننده انتخاب شد. هوا در تمام شبیه‌سازی‌ها به عنوان فاز ثانویه انتخاب شد که چگالی و گرانی آن به ترتیب برابر با $1/225 \text{ kg/m}^3$ و $1/8 \times 10^{-5}$ پاسکال ثانیه قرار داده شد. ویژگی‌های سیال واسطه و فاز گسسته در DPM برای هر یک از شبیه‌سازی‌ها در جدول ۲ ذکر شده است.

$$\tau_r = \frac{d_p^2 \rho_p}{18\mu C_D Re_p} \quad (13)$$

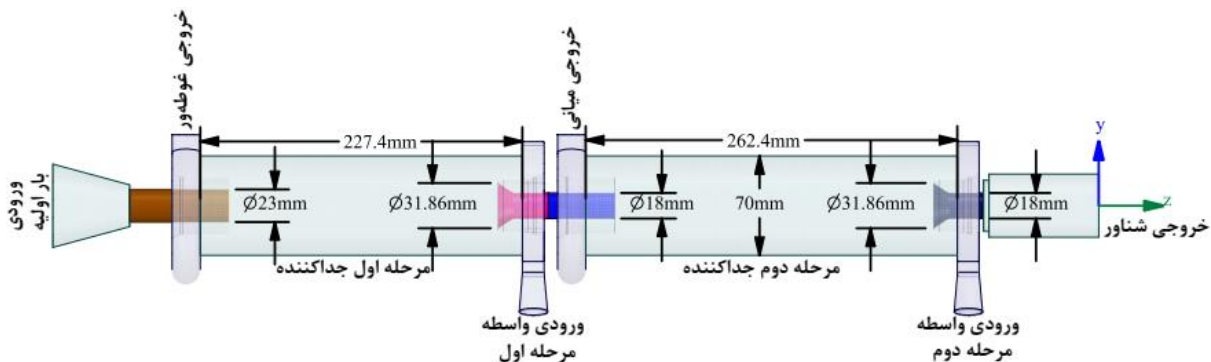
$$Re_p = \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu} \quad (14)$$

که \vec{u}_p سرعت ذره، \vec{u} سرعت سیال، ρ_p چگالی ذره، d_p قطر ذره، C_D ضریب درگ و Re_p عدد رینولدز ذره است.

۳- روش تحقیق

۳-۱- چیدمان آزمایشگاهی و هندسه جداکننده

به منظور اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی و ارزیابی عملکرد و الگوی جریان جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، یک واحد آزمایشگاهی از این جداکننده ساخته شد. این واحد شامل جداکننده با قطر ۷۰ میلی‌متر، دو مخزن پلی‌اتیلن، سه وان پلی‌اتیلن و دو پمپ آب است. هر یک از پمپ‌ها، همراه با یک کنترل کننده دبی، واسطه را از مخزن ذخیره و از طریق ورودی‌های حلزونی شکل به جداکننده ارسال می‌کنند. دو دبی‌سنج و دو فشارسنج در ورودی جداکننده برای نشان دادن سرعت جریان و فشار سیستم نصب شده بود. هندسه جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز در نرم‌افزار سالیدورکس طراحی شد و شماتیکی از هندسه و جزئیات ابعاد هندسی آن در شکل ۱ نشان داده شده است. شیب قرارگیری دستگاه نسبت به افق ۳۰ درجه و



شکل ۱: شماتیکی از هندسه جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز و جزئیات ابعاد هندسی

جدول ۱: تنظیمات شرایط مرزی مسئله

مرز	نوع شرط مرزی	مقدار	قطر هیدرولیک (mm)	کسر حجمی هوا
ورودی بار اولیه	فشار خروجی	صفر پاسکال	۵۸/۶۴	۱
خروجی شناور	فشار خروجی	صفر پاسکال	۴۴/۶	۱
ورودی واسطه مرحله اول	سرعت ورودی	۱/۸۶ متر بر ثانیه	۲۰	۰
ورودی واسطه مرحله دوم	سرعت ورودی	۱/۸۶ متر بر ثانیه	۲۰	۰
خروجی غوطه‌ور	فشار خروجی	۲۱۲۰ پاسکال	۲۰	۰
خروجی میانی	فشار خروجی	۲۳۶۴ پاسکال	۲۰	۰

جدول ۲: چگالی و گرانیوزی فازهای پیوسته و توزیع چگالی فاز گسسته مورد استفاده در شبیه‌سازی

ردیف	سیال	چگالی (kg/m ³)	گرانیوزی (Pa s)	توزیع چگالی فاز گسسته (kg/m ³)
۱	آب	۹۹۸/۲	۱/۰×۱۰ ^{-۳}	۹۹۰،۱۰۰۰،۱۱۰۰،۹۰۰،۹۱۰،۹۲۰،۹۳۰،۹۴۰،۹۵۰،۹۶۰،۹۷۰،۹۸۰
۲	کلرید روی	۱۴۳۲	۱/۷۲۵×۱۰ ^{-۳}	۱۳۸۰،۱۳۹۰،۱۴۰۰،۱۴۱۰،۱۴۱۵،۱۴۲۰،۱۴۲۵، ۱۴۳۰،۱۴۳۵،۱۴۴۰،۱۴۴۵،۱۴۵۰
۳	کلرید روی	۱۶۲۵	۳/۰۹۲×۱۰ ^{-۳}	۱۵۸۰،۱۵۹۰،۱۶۰۰،۱۶۱۰،۱۶۱۵،۱۶۲۰،۱۶۲۵، ۱۶۳۰،۱۶۳۵،۱۶۴۰،۱۶۴۵،۱۶۵۰

۴۶۸۶۲۷، ۷۳۸۸۴۵ و ۱۲۵۸۲۵۳ با استفاده از بسته نرم‌افزاری نیومکا/تومش تولید شد. عدد اویلر مورد استفاده قرار گرفت. مقدار عدد اویلر با استفاده از شبکه‌های درشت، متوسط و ریز در شبیه‌سازی در جدول ۳ ارائه شده است. با توجه به اختلاف کمتر از یک درصد بین شبکه متوسط و ریز، شبکه متوسط با تعداد ۷۳۸۸۴۵ سلول برای شبیه‌سازی CFD استفاده شد.

۳-۵- چیدمان محاسباتی

انتخاب روش‌های گسسته‌سازی تأثیر زیادی بر نتایج شبیه‌سازی دارد. برای فشار، درون‌یابی PRESTO اعمال شد. از طرح Second order Upwind برای مومنتوم، انرژی جنبشی آشفتگی، نرخ اتلاف آشفتگی و تنش‌های رینولدز مورد استفاده قرار گرفت. کوپلینگ سرعت و فشار با استفاده از الگوریتم NITA (Non-Iterative Time Advancement) با طرح fractional step انتخاب شد. با توجه به معیارهای همگرایی، باید دو جنبه را در نظر گرفت. اولاً، باقیمانده حل برای تمام معادلات 10^{-5} باشد (معیار همگرایی به طور پیش فرض برای همه معادلات پایین‌تر از 10^{-3} است). ثانیاً، بعضی از مقادیر نماینده از قبیل سرعت و فشار باید کنترل شوند تا زمانی که ثابت شوند. گام زمانی شبیه‌سازی به گونه‌ای تعریف شده است که بر طبق شرط پایداری کورانت-فریدریش-لوی، عدد کورانت کمتر از یک باشد. مقدار گام زمانی برای تمام شبیه‌سازی‌ها $1/3 \times 10^{-4}$ انتخاب شد. تمام شبیه‌سازی‌ها در یک ماشین مجازی با دو پردازنده CPU Intel Xeon E5-2630 v3 @ 2.40GHz با ۳۲ GB هسته و حافظه رم ۳۲ GB با استفاده از نرم‌افزار Ansys Fluent 18.0 انجام شد. مدت زمان هر یک از شبیه‌سازی‌ها تقریباً ۱۴۴ ساعت بود.

شرط مرزی فاز مجزای escape برای جریان خروجی شناور و برای هر دو مرز خروجی غوطه‌ور و میانی انتخاب شد. شرط مرزی escape، ذرات را به عنوان "escaped" گزارش می‌کند. بدین معنی است که ذرات از سیستم خارج می‌شوند. برای دیواره از شرط مرزی reflect استفاده شد یعنی وقتی ذره به دیواره برخورد می‌کند، دوباره به سیستم برمی‌گردد. معادله کارآیی جمع‌آوری تری‌فلو، η ، به صورت رابطه (۱۵) تعریف و استفاده شد:

$$\eta = \frac{\text{تعداد ذرات جمع‌آوری شده در شناور}}{\text{تعداد ذرات تزریق شده در ورودی بار اولیه}} \quad (15)$$

برای ردیابی حرکت ذرات، قانون درگ غیرکروی، نیروی لیفت صافمن و نیروی گرادیان فشار انتخاب شده است. حداکثر تعداد گام 1×10^6 و معادله حرکت ذرات از طرح دوزنقه‌ای مورد استفاده قرار گرفت. برای مدل‌سازی پخش آشفته ذرات از مدل گام تصادفی مجزا استفاده شده است. در DPM، ذرات با قطر $3/1$ میلی‌متر استفاده شد. در هر یک از چگالی‌های مندرج در جدول ۲ تعداد ۳۷۰ ذره به عنوان فاز مجزا تزریق شد. بعد از جمع‌آوری داده‌های تعداد ذرات ورودی به هریک از جریان‌های شناور، غوطه‌ور و میانی، عدد توزیع و شاخص‌های ارزیابی عملکرد محاسبه شدند.

۳-۴- تولید مش

برای دستیابی به نتایج عددی معنی‌دار، کیفیت مش از اهمیت زیادی برخوردار است. در این مطالعه دامنه محاسباتی به شبکه‌های هگزاهدرال تقسیم شد. به دلیل ماهیت غیر محوری ورودی و خروجی‌های حلزونی شکل جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، نمی‌توان آن را به صورت دوبعدی مدل‌سازی کرد. مدل محاسباتی حاضر بر اساس هندسه سه‌بعدی است. سه شبکه با تعداد سلول

جدول ۳: نتایج مطالعه استقلال از شبکه برای جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز

قطر هسته هوا (mm)		عدد اویلر		خصوصیت شبکه
مرحله اول	مرحله دوم	مرحله اول	مرحله دوم	
۱۰/۹۳	۱۴/۷۳	۷/۵۸	۷/۱۲	درشت
۱۰/۷۷	۱۴/۴۹	۷/۴۹	۷/۰۳	متوسط
۱۰/۷۲	۱۴/۴۱	۷/۴۵	۶/۹۹	ریز
۱/۴۶	۱/۶۳	۱/۱۹	۱/۲۶	درصد اختلاف بین شبکه متوسط و درشت
۰/۴۶	۰/۵۵	۰/۵۳	۰/۵۷	درصد اختلاف بین شبکه ریز و متوسط

بررسی تغییرات هسته هوا گزارش شده است. در شکل ۲ مشاهده می‌شود که با افزایش چگالی و گرانروی واسطه از شبیه‌سازی با وزن مخصوص ۹۹۸/۲ تا وزن مخصوص ۱۶۲۵ کیلوگرم بر مترمکعب، افت فشار افزایش می‌یابد و همچنین افت فشار در مرحله دوم بیشتر از مرحله اول است. فنگ و همکاران نشان دادند که به طور کلی افت فشار با افزایش گرانروی افزایش می‌یابد [۲۹، ۳۰].

بازیابی واسطه مراحل اول و دوم جداکننده با افزایش گرانروی و چگالی سیال از شبیه‌سازی ۹۹۸/۲ تا ۱۶۲۵ کیلوگرم بر مترمکعب، افزایش می‌یابد (شکل ۳). محققین بسیاری نشان دادند که در سیکلون‌ها با افزایش گرانروی سیال، سرعت سیال کاهش می‌یابد و بنابراین بازیابی آب به جریان ته‌ریز افزایش یابد [۱۳، ۱۴]. این افزایش بازیابی واسطه به این دلیل است که نیرو گریز از مرکز که در تشکیل جریان رو به بالا سهم زیادی دارند، با افزایش گرانروی پالپ کاهش می‌یابد. بنابراین، بخشی از ذرات ورودی به جریان شناور صرف نظر از ابعاد و چگالی در این جریان جداکننده قرار گرفته‌اند. چنانچه در شکل ۴ مشاهده می‌شود، با افزایش گرانروی و چگالی سیال، حجم هسته هوا در هر یک از مراحل جداکننده کاهش می‌یابد. محققین بسیاری نشان دادند که افزایش گرانروی سیال منجر به کاهش سرعت مماسی و قطر هسته هوا می‌شود [۱۶-۱۸، ۲۲، ۳۱].

۴- نتایج و بحث

۴-۱- اعتبارسنجی مدل

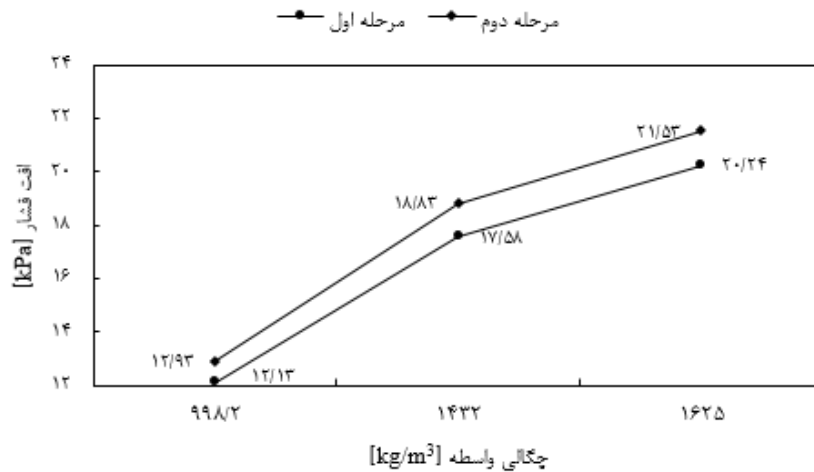
ضروری است که اعتبار دقت مدل‌های ریاضی و رویکرد حل مورد استفاده در این تحقیق در مقایسه با نتایج تجربی سنجیده شود. بدین منظور مقادیر بازیابی واسطه و قطر هسته هوا در هر یک از مراحل جداکننده در نتایج حاصل از شبیه‌سازی و نتایج حاصل از آزمایش (برای شبیه‌سازی ردیف ۱ جدول ۱) با یکدیگر مقایسه شد. برای اندازه‌گیری قطر هسته هوا در آزمایشگاه، توسط دوربین از هسته هوا تصویربرداری شد. سپس توسط برنامه آنالیز تصویر قطر میانگین هسته هوا اندازه‌گیری شد. در جدول ۴ نتایج بازیابی و قطر میانگین هسته هوا در هر یک از مراحل جداکننده مقایسه شده‌اند. چنانچه مشاهده می‌شود، نتایج شبیه‌سازی انطباق خوبی با نتایج آزمایشگاهی دارند.

۴-۲- هسته‌ها، افت فشار و بازیابی واسطه

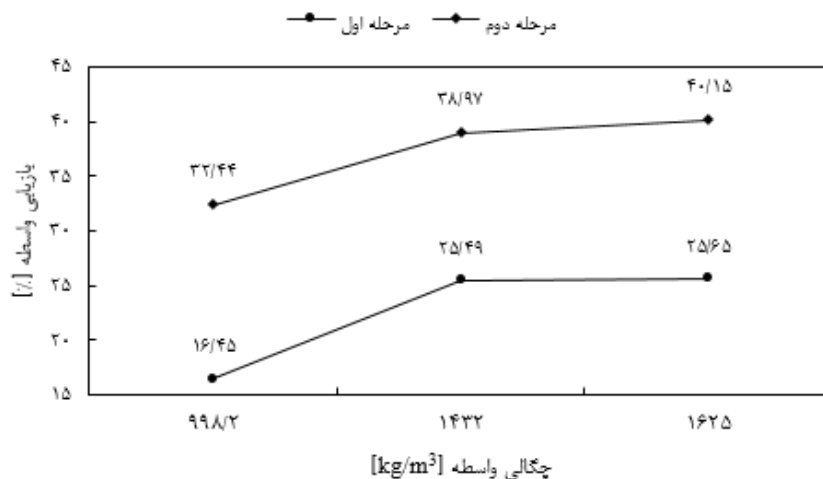
پارامترهای ماکروسکوپی که معمولاً برای توصیف جریان واسطه استفاده می‌شود عبارتند از افت فشار، بازیابی واسطه و هسته هوا. افت فشار به صورت اختلاف فشار بین ورودی و خروجی‌های هر مرحله جداکننده تعریف می‌شود. بازیابی واسطه، مقدار واسطه ورودی در محصول شناور نسبت به واسطه ورودی به جداکننده است. در ادامه این تحقیق، حجم فاز هوا در هر یک از مراحل جداکننده، برای

جدول ۴: مقایسه نتایج شبیه‌سازی و آزمایشگاهی بازیابی واسطه و قطر میانگین هسته هوا

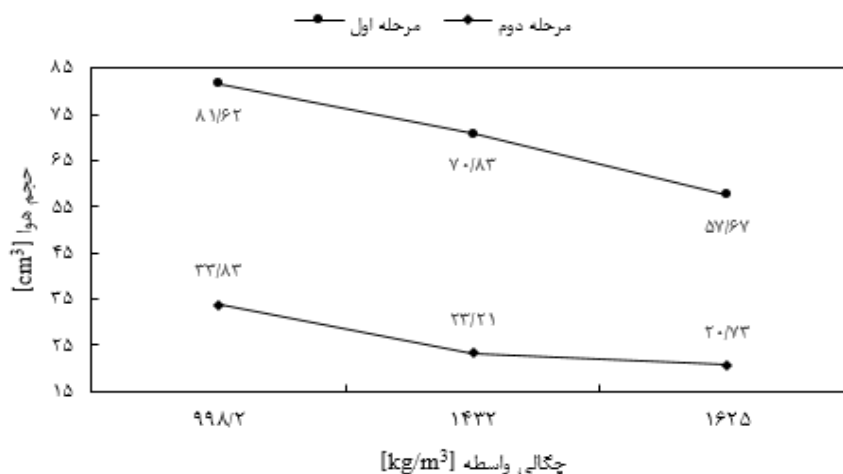
مرحله جداکننده	بازیابی واسطه (%)		قطر (mm)		انحراف (%)
	آزمایشگاهی	شبیه‌سازی	آزمایشگاهی	شبیه‌سازی	
اول	۱۸/۳۰	۱۶/۴۵	۱۳/۹۰	۱۴/۴۹	۴/۳
دوم	۳۴/۵	۳۲/۴۴	۱۰/۲۴	۱۰/۷۷	۵/۲
مجموع دو مرحله	۲۰/۲۰	۱۸/۸۸	---	---	---



شکل ۲: افت فشار مرحله اول و دوم جداکننده با افزایش چگالی و گرانیوی سیال



شکل ۳: بازیابی واسطه مرحله اول و دوم جداکننده با افزایش چگالی و گرانیوی سیال



شکل ۴: حجم هسته هوا در مرحله اول و دوم جداکننده با افزایش چگالی و گرانیوی سیال

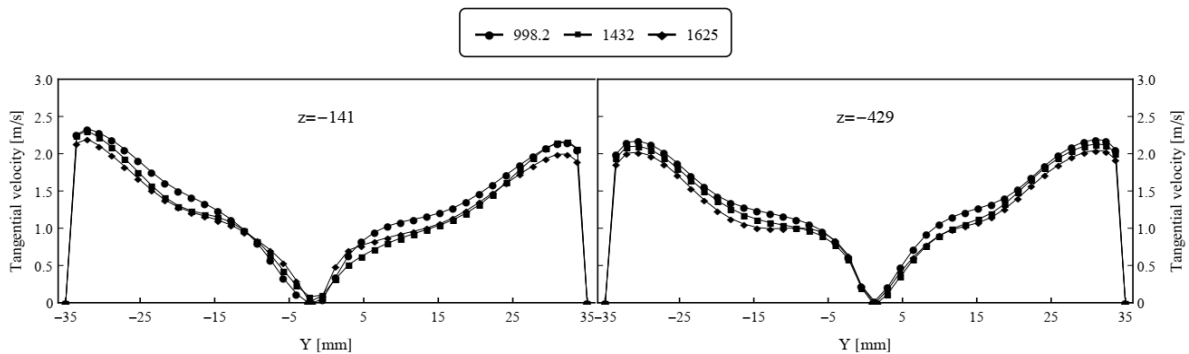
به سه مولفه تقسیم کرد. مولفه‌های سرعت محوری و مماسی نسبت به مولفه سرعت شعاعی مهم‌تر هستند. شکل ۵ پروفیل سرعت مماسی در دو مقطع عرضی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز را نشان می‌دهد. به طور کلی سرعت مماسی از دیواره به سمت مرکز جداکننده، کاهش می‌یابد.

۴-۳- میدان‌های جریان

الگوی جریان در یک جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز را می‌توان از توزیع میدان‌های فشار استاتیکی و سرعت در داخل آن، توصیف کرد. سرعت جریان را می‌توان

سرعت در امتداد جریان سیال کاهش می‌یابد. بنابراین سرعت مماسی به شدت کاهش می‌یابد. این بدان معنی است که نیروی مقاومت سیال (به سمت داخل) اعمالی بر روی ذرات بیشتر اعمال می‌شود، از طرف دیگر، نیروی گریز از مرکز (به سمت خارج) اعمالی بر روی ذرات بسیار کاهش می‌یابد. بنابراین افزایش گرانروی منجر به کاهش قابل توجه جدایش توسط جداکننده می‌شود.

گرانروی بر روی سرعت محوری تاثیر کمی داشته است و از این رو نمودارهای مربوط به سرعت محوری ارائه نشده است. یان و همکاران نیز نشان دادند که سرعت محوری با افزایش گرانروی مایع در جداکننده سیکلون به میزان ناچیزی تغییر می‌کند و اثر گرانروی واسطه بر سرعت محوری هنگامی که گرانروی واسطه پایین باشد، کمتر است [۳۳].



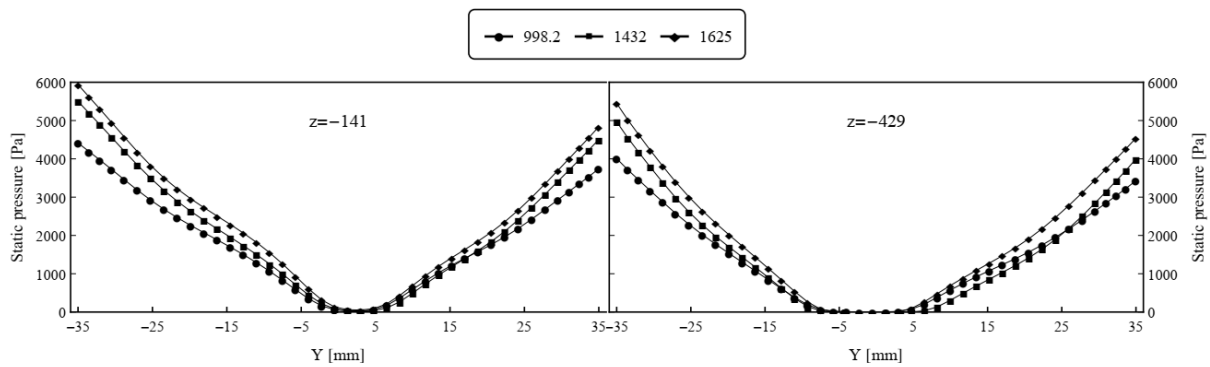
شکل ۵: بردارهای جریان بیانگر میزان سرعت مماسی در شرایط مختلف شبیه‌سازی

و چگالی سیال، فشار در امتداد دیوار سیکلون افزایش می‌یابد، همچنین با توجه به این که فشار در امتداد محور جداکننده تقریباً ثابت است، بنابراین با افزایش گرانروی، نیروی گرادیان فشار افزایش می‌یابد.

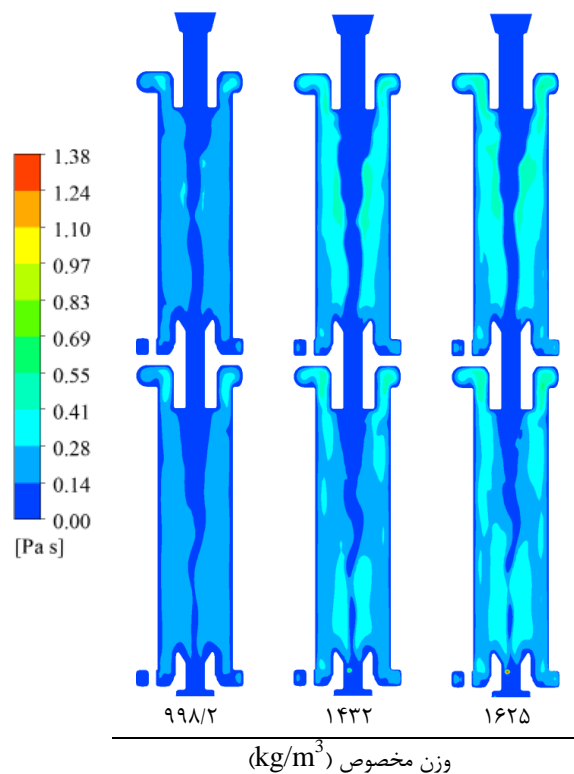
شکل ۷ کانتورهای گرانروی آشفتگی در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز را نشان می‌دهد. همان‌طور که مشاهده می‌شود با افزایش گرانروی و چگالی سیال، گرانروی آشفتگی افزایش می‌یابد. حداکثر مقدار گرانروی در مجاورت با هسته هوا قابل مشاهده است. همچنین با افزایش گرانروی، نیروی مقاومت سیال نیز افزایش می‌یابد و از سوی دیگر با توجه به این که سرعت مماسی و به تبع آن نیروی گریز از مرکز کاهش می‌یابد و بنابراین برآیند نیرو وارد بر یک ذره به سمت محور داخل جداکننده بیشتر می‌شود.

همان‌طور که از شکل ۵ مشاهده می‌شود، با افزایش گرانروی سیال (از وزن مخصوص ۹۹۸/۲ تا ۱۶۲۵ کیلوگرم بر مترمکعب) سرعت مماسی کاهش می‌یابد. در نتیجه با افزایش گرانروی نیروی گریز از مرکز در جداکننده کاهش می‌یابد. به طوری که با افزایش چگالی از ۹۹۸/۲ به ۱۶۲۵ کیلوگرم بر مترمکعب، حداکثر سرعت مماسی در $z=-141\text{ mm}$ و $z=-429\text{ mm}$ به ترتیب برابر با ۵/۸۸ و ۶/۶۱ درصد کاهش یافته است. میانگین سرعت مماسی در کل جداکننده در وزن مخصوص‌های سیال ۹۹۸/۲، ۱۴۳۲ و ۱۶۲۵ کیلوگرم بر مترمکعب به ترتیب برابر با ۱/۷۲۲، ۱/۶۳۴ و ۱/۵۷۷ متر بر ثانیه است. این یافته با نتایج محققین بسیاری که اثر گرانروی سیال بر سرعت مماسی در جداکننده‌های سیکلونی را بررسی کرده‌اند مطابقت دارد [۱۶-۲۱، ۳۱-۳۳]. مقاومت اصطکاک داخلی با افزایش گرانروی واسطه افزایش می‌یابد. در نتیجه انرژی جنبشی به

شکل ۶ پروفیل فشار استاتیکی در دو سطح مقطع $z=-141\text{ mm}$ (مرحله دوم جداکننده) و $z=-429\text{ mm}$ (مرحله اول جداکننده) در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز را نشان می‌دهد. بزرگ‌ترین گرادیان فشار در جهت شعاعی است. بنابراین نیروی گرادیان فشار بر یک ذره در جهت شعاعی قابل توجه است. تعادل بین نیروی گرادیان فشار و نیروی گریز از مرکز که مربوط به جریان چرخشی است، مقصد ذرات ماده معدنی را تعیین می‌کند. هنگامی که نیروی گرادیان فشار بر ذرات ماده معدنی بزرگ‌تر از نیروی گریز از مرکز باشد، ذرات به جریان رو به پایین انتقال می‌یابد و از طریق خروجی شناور از جداکننده خارج می‌شود؛ در غیر این صورت، از طریق خروجی غوطه‌ور یا خروجی میانی تخلیه می‌شود. بنابراین نیروی گرادیان فشار برای عملیات جداکننده بسیار مهم است. با افزایش گرانروی



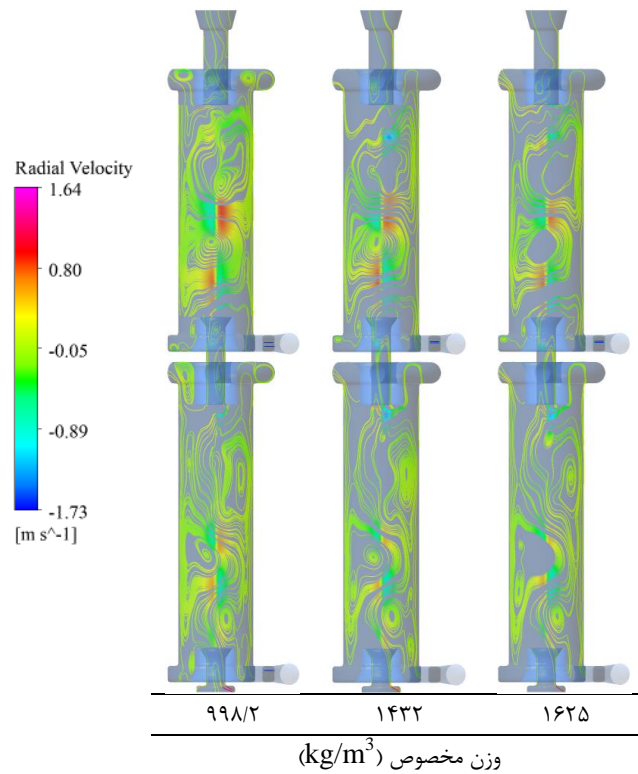
شکل ۶: پروفیل فشار استاتیک در شرایط مختلف شبیه‌سازی



شکل ۷: کانتورهای گرانی آشفته‌گی در شرایط مختلف شبیه‌سازی

بود [۳۲]. با توجه به معادله نیروی مقاومت سیال $F_D = 3\pi d v_r \mu$ که d قطر ذره و v_r سرعت شعاعی است) و از آن جایی که کاهش کم سرعت شعاعی در مقایسه با افزایش ۲۰۹ درصد گرانیوی سیال، ناچیز است، بنابراین با افزایش گرانیوی سیال، نیروی مقاومت سیال افزایش می‌یابد. همچنین با توجه به این که با افزایش گرانیوی سیال، نیروی گریز از مرکز نیز کاهش می‌یابد، بنابراین برآیند نیروی وارد بر ذره به سمت داخل جداکننده افزایش می‌یابد.

شکل ۸ خطوط جریان سرعت شعاعی سیال در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز را نشان می‌دهد. با افزایش گرانیوی، گردابه‌ها بزرگ‌تر می‌شود و بنابراین باعث کاهش کارایی جدایش می‌شود. همچنین گرانیوی تاثیر چندانی بر سرعت شعاعی ندارد. چنانچه در شکل مذکور مشاهده می‌شود، با افزایش گرانیوی سیال، مقدار سرعت شعاعی (شدت رنگ قرمز) به میزان کمی کاهش یافته است. رن و همکاران نیز نشان دادند که اثر گرانیوی پالپ در جداکننده سیکلون بر روی سرعت شعاعی کوچک

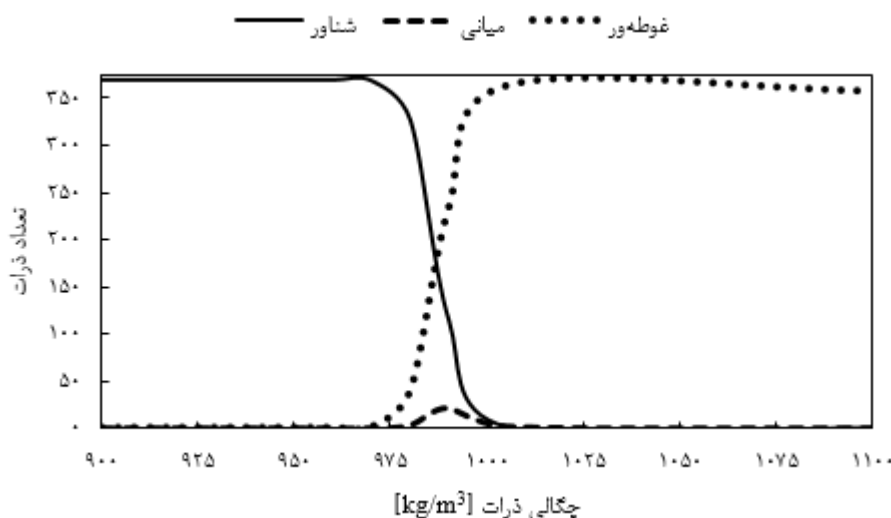


شکل ۸: خطوط جریان سرعت شعاعی سیال در شرایط مختلف شبیه‌سازی

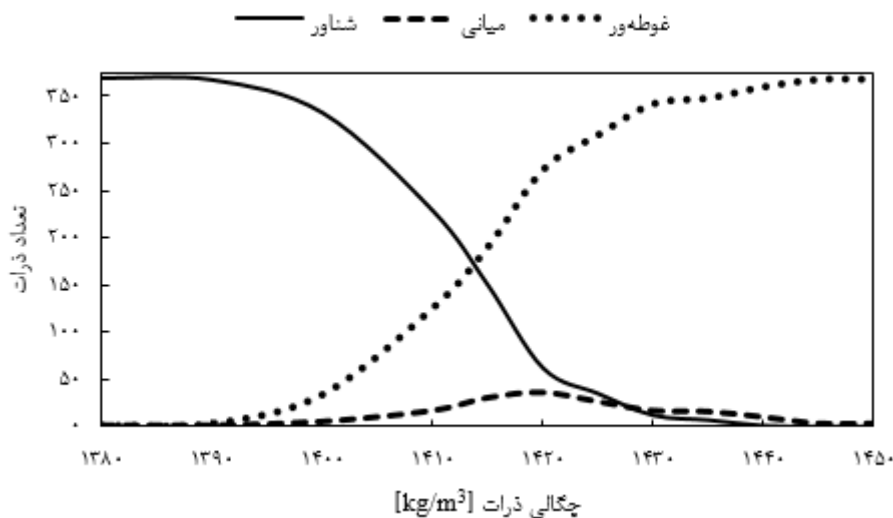
ورودی به جریان میانی افزایش می‌یابد. همچنین همزمان با افزایش وزن مخصوص واسطه، وسعت چگالی ذرات ورودی به جریان میانی نیز افزایش یافته است. تعداد ذرات ورودی به جریان میانی در وزن مخصوص ۹۹۸/۲، ۱۴۳۲ و ۱۶۲۵ کیلوگرم بر متر مکعب به ترتیب برابر با ۰/۵۹، ۳/۵۱ و ۴/۶۵ درصد از بار ورودی است. در نتیجه با افزایش گرانروی سیال کارایی جدایش کاهش می‌یابد.

۴-۴- توزیع جریان ذره

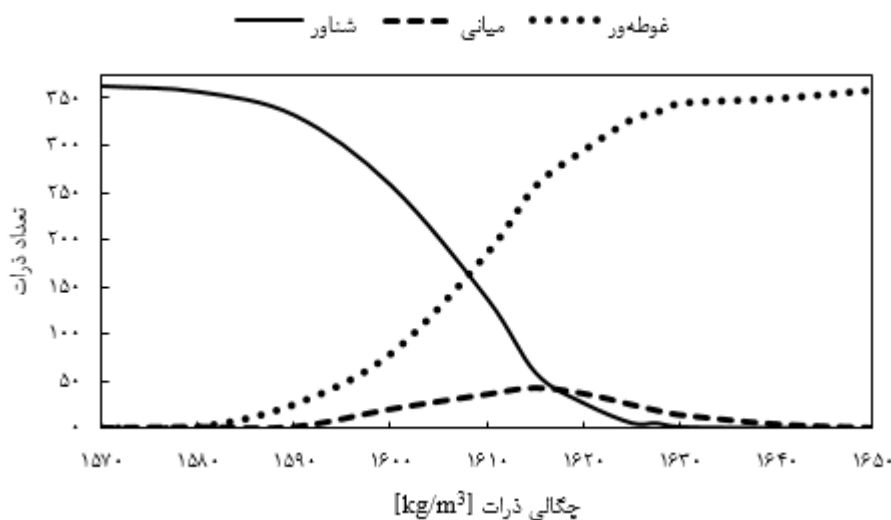
شکل‌های ۹، ۱۰ و ۱۱ تعداد ذرات راه یافته به هر یک از جریان‌های خروجی جداکننده به ترتیب در وزن مخصوص‌های ۹۹۸/۲، ۱۴۳۲ و ۱۶۲۵ کیلوگرم بر متر مکعب نشان می‌دهد. مقایسه سه شکل مذکور نشان می‌دهد که با افزایش گرانروی، شیب بخش میانی منحنی‌ها که بیانگر دقت جدایش است، کاهش یافته و مقدار ذرات



شکل ۹: تعداد ذرات راه یافته به هر یک از جریان‌های خروجی در شبیه سازی با واسطه دارای وزن مخصوص ۹۹۸/۲ kg/cm³



شکل ۱۰: تعداد ذرات راه یافته به هر یک از جریان‌های خروجی در شبیه‌سازی با واسطه دارای وزن مخصوص 1432 kg/cm^3

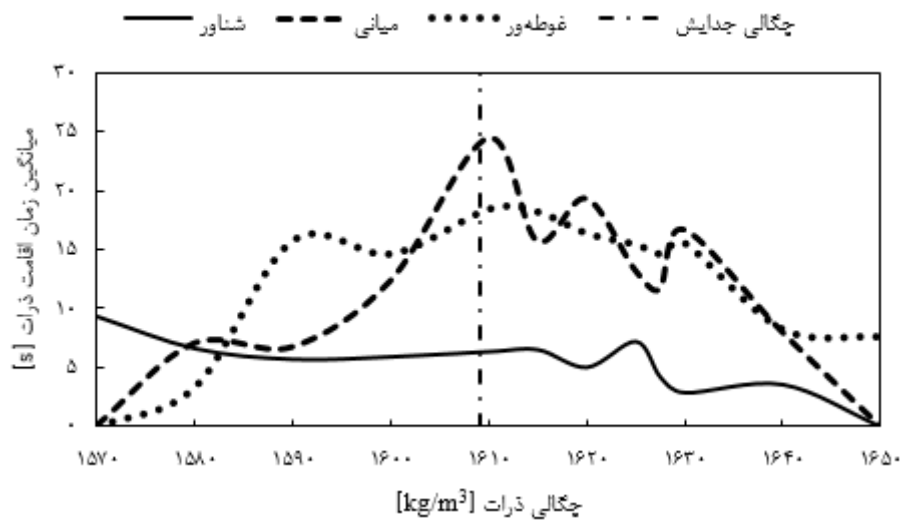


شکل ۱۱: تعداد ذرات راه یافته به هر یک از جریان‌های خروجی در شبیه‌سازی با واسطه دارای وزن مخصوص 1625 kg/cm^3

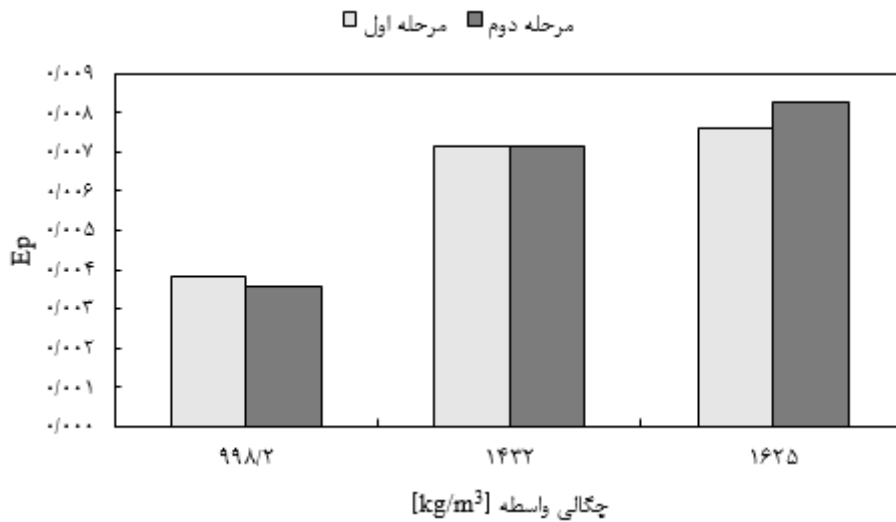
چگالی نزدیک به چگالی جدایش در ورودی جداکننده گریز از مرکز دو مرحله‌ای و زمانبر بودن جدایش آنها را نشان می‌دهد.

برای درک بهتر اثر گرانروی سیال بر عملکرد جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، مقدار خطای احتمال و چگالی جدایش جداکننده توسط هر یک از شبیه‌سازی‌ها به ترتیب در شکل‌های ۱۳ و ۱۴ نشان داده شده است. با توجه به شکل ۱۳ با افزایش گرانروی در هر دو مرحله جداکننده، خطای احتمال روند افزایشی دارد. به عبارت دیگر خطای جدایش افزایش می‌یابد.

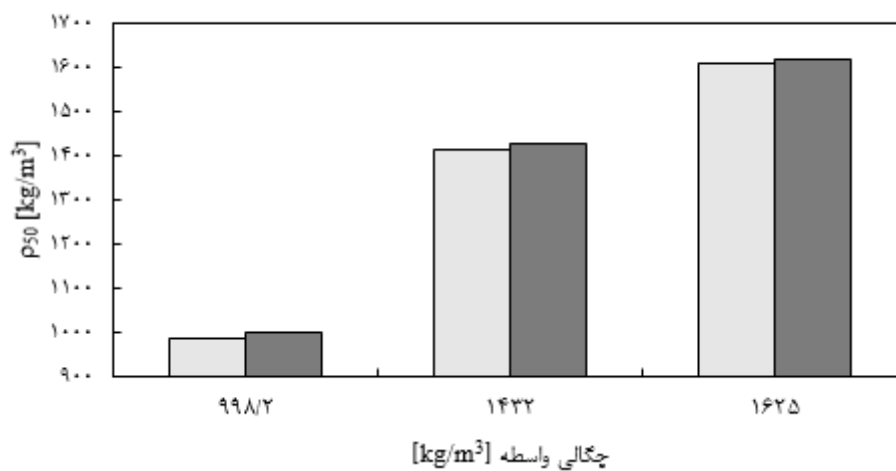
در شکل ۱۲ میانگین زمان اقامت ذرات راه یافته به هر یک از جریان‌های خروجی جداکننده بر اساس نتایج شبیه‌سازی با واسطه دارای چگالی 1625 kg/m^3 نشان داده شده است. چنانچه مشاهده می‌شود در مورد ذرات راه یافته به جریان شناور، روند نمودار نزولی است و در مورد ذرات راه یافته به دو جریان میانی و غوطه‌ور حداکثر زمان اقامت برای ذراتی است که دارای وزن مخصوص نزدیک به چگالی جدایش هستند. نقطه بیشینه منحنی‌های مربوط به میانگین زمان ماند مواد راه یافته به جریان‌های میانی و غوطه‌ور تقریباً منطبق بر چگالی جدایش هستند. این نتیجه به خوبی مشکلات ناشی از افزایش سهم مواد دارای



شکل ۱۲: میانگین زمان اقامت ذرات راه یافته به هر یک از جریان‌های خروجی جداکننده در شبیه‌سازی با واسطه دارای چگالی 1625 kg/m^3



شکل ۱۳: خطای احتمال پیش‌بینی شده در هر یک از شبیه‌سازی‌ها در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز



شکل ۱۴: چگالی جدایش پیش‌بینی شده در هر یک از شبیه‌سازی‌ها در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز

از شکل ۱۴ مشاهده می‌شود که با افزایش گرانروی می‌یابد. وانگ و همکاران نشان دادند که در جداکننده سیال ورودی به جداکننده، مقدار چگالی جدایش افزایش می‌یابد. وانگ و همکاران نشان دادند که در جداکننده سیکلون واسطه سنگین با افزایش چگالی واسطه منحنی

۵- نتیجه‌گیری

- در این تحقیق از رویکرد CFD-DPM برای مطالعه اثر گرانروی و چگالی سیال بر میدان جریان موجود در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز استفاده شد. بر اساس نتایج شبیه‌سازی عددی، شناخت خوبی از الگوی جریان در داخل جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز به دست آمد. نتایج مهم تحقیق حاضر در قالب موارد زیر قابل اشاره است:
- ۱- با افزایش گرانروی و چگالی سیال، افت فشار داخل جداکننده افزایش می‌یابد، در حالی که حجم هسته هوا در هر دو مرحله کاهش می‌یابد.
 - ۲- با افزایش گرانروی و چگالی سیال، سرعت مماسی سیال داخل جداکننده کاهش می‌یابد که در نتیجه منجر به افزایش بازیابی سیال به جریان شناور در هر دو مرحله جداکننده می‌شود.
 - ۳- با افزایش گرانروی و چگالی سیال، نیروی مقاومت سیال و نیروی گرادیان فشار افزایش می‌یابد و با توجه به کاهش سرعت مماسی، نیروی گریز از مرکز وارد بر ذره کاهش می‌یابد. در نتیجه برآیند نیروها به سمت مرکز بیشتر است که منجر به افزایش چگالی جدایش و کاهش کارآی جدایش می‌شود.
 - ۴- در تمام شرایط عملیاتی تحت مطالعه در تحقیق حاضر، چگالی جدایش در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز بر خلاف سیکلون‌های واسطه سنگین کمتر از چگالی سیال ورودی است.
 - ۵- با افزایش گرانروی سیال از 1×10^{-3} به $3/09 \times 10^{-3}$ پاسکال ثانیه، مقدار خطای احتمال (Ep) در مراحل اول و دوم جداکننده به ترتیب ۹۸ و ۱۳۱ درصد افزایش یافت. درصد ذرات بار ورودی راه یافته به محصول میانی در اثر افزایش گرانروی مذکور از ۰/۵۹ به ۴/۶۵ درصد افزایش یافت.
 - ۶- تاثیر منفی ذرات دارای چگالی نزدیک به چگالی جدایش بر عملکرد جداکننده از طریق مقایسه میانگین زمان ماند ذرات در جداکننده نشان داده شد.

مراجع

- [1] Adorjan.L.A, (1985). "Mineral Processing Innovations", Canadian Metallurgical Quarterly, 24(1): 15-25.

توزیع به سمت راست انتقال می‌یابد [۳۴]. نیپر- موون و وانگ و همکاران نشان دادند که با افزایش گرانروی، افست (اختلاف بین چگالی جدایش و چگالی سیال) افزایش می‌یابد [۳۵،۳۴]. افزایش گرانروی پالپ باعث کاهش ابعاد هسته هوا و افزایش بازیابی آب به تهریز می‌شود که در نتیجه حد جدایش درشت‌تر می‌شود [۳۱،۲۹،۲۷،۱۶،۱۵].

افزایش گرانروی پالپ، اثرات مختلفی بر روی جریان سیال می‌گذارد که برآیند این اثرها منجر به کاهش کارآیی جدایش می‌شود. ۱- باعث افزایش مقاومت ویسکوز و مقاومت اصطکاک داخلی می‌شود که منجر به کاهش انرژی جنبشی در امتداد جریان سیال می‌شود که بدین معنی است که نیروی ویسکوز بیشتری بر روی ذرات اعمال می‌شود. ۲- با توجه به کاهش سرعت مماسی، نیروی گریز از مرکز بر روی ذرات کاهش می‌یابد. ۳- دنباله روی ذرات افزایش می‌یابد. ۴- حرکت چرخشی سیال کم می‌شود که به نوبه خود منجر به قرارگیری اشتباه ذرات در جریان نادرست می‌شود [۳۳-۳۱،۲۲]. محققین زیادی نشان دادند که با افزایش گرانروی سیال، مقدار سرعت مماسی کاهش و به تبع آن باعث کاهش کارآیی جدایش می‌شود [۲۴،۲۱،۲۰،۲۵].

نیپر- موون نشان داد که چگالی جدایش در سیکلون‌های واسطه سنگین بیشتر از چگالی ورودی خواهد بود، روندی که تقریباً همیشه در عمل مشاهده می‌شود [۳۵]، اما در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز در هر دو مرحله جداکننده و در تمام شبیه‌سازی‌ها چگالی جدایش کمتر از چگالی سیال ورودی بود. بر اساس نتایج شبیه‌سازی، مقدار اختلاف بین چگالی جدایش با چگالی واسطه $(\rho_{50} - \rho_f)$ در مرحله اول جداکننده در حالت‌های استفاده از واسطه با وزن مخصوص ۹۹۸/۲، ۱۴۳۲ و ۱۶۲۵ کیلوگرم بر متر مکعب به ترتیب ۱۰/۷، ۱۷/۷ و ۱۵/۸- بوده است. مقادیر متناظر برای مرحله دوم جداکننده نیز به ترتیب ۱/۲۹، ۴/۸۷ و ۸/۶۵- به دست آمد. منفی بودن مقادیر اختلاف چگالی جدایش با چگالی واسطه، با نتایج حاصل از بررسی‌های انجام شده بر روی جداکننده سه محصوله صنعتی نیز مطابقت دارد [۳۷].

- [15] Possa.M.V, Lima.J.R.B, (2000). "The effect of viscosity on small-diameter hydrocyclones' performance in desliming process", in *Developments in Mineral Processing*, Massacci.P, Editor. Elsevier. p. C4-29-C4-35.
- [16] Delgadillo.J.A, Rajamani. R.K, (2009). "Computational fluid dynamics prediction of the air-core in hydrocyclones", *International Journal of Computational Fluid Dynamics*, 23(2):189-197.
- [17] Narasimha.M, Brennan.M, Holtham.P.N, (2006). "Large eddy simulation of hydrocyclone-prediction of air-core diameter and shape", *International Journal of Mineral Processing*, 80(1):1-14.
- [18] Doby.M.J, Nowakowski.A.F, Yiu.I, Dyakowski. T, (2008). "Understanding air core formation in hydrocyclones by studying pressure distribution as a function of viscosity", *International Journal of Mineral Processing*, 86(1):18-25.
- [19] Murthy.Y.R, Bhaskar.K.U, (2012). "Parametric CFD studies on hydrocyclone", *Powder Technology*, 230:36-47.
- [20] Yang.L, Tian.J.L, Yang.Z, Li.Y, Fu.C.H, Zhu.Y.H, Pang.X.L, (2015). "Numerical analysis of non-Newtonian rheology effect on hydrocyclone flow field", *Petroleum*, 1(1):68-74.
- [21] Marthinussen.S.A, Chang.Y.F, Balakin.B, Hoffmann.A.C, (2014). "Removal of particles from highly viscous liquids with hydrocyclones", *Chemical Engineering Science*, 108:169-175.
- [22] Muzanenhamo.P, (2014). "Assessing the effect of cone ratio, feed solids concentration and viscosity on hydrocyclone performance", in *Department of Chemical Engineering. MSc thesis, University of Cape Town.*
- [23] Kawatra.S.K, Bakshi.A.K, Rusesky.M.T, (1996). "Effect of viscosity on the cut (d50) size of hydrocyclone classifiers", *Minerals Engineering*, 9(8):881-891.
- [24] Waters.J, (2012). "The influence of slurry viscosity on hydrocyclone performance", in *Department of Chemical Engineering, MSc thesis, University of Cape Town.*
- [25] Xu.Y, Tang.B, Song.X, Sun.Z, Yu.J, (2018). "Simulation analysis on the separation characteristics and motion behavior of particles in a hydrocyclone", *Korean Journal of Chemical Engineering*, 35(12):2355-2364.
- [26] Flintoff.B, (2019). "Part 4: Classification and Washing", in *SME Mineral Processing & Extractive Metallurgy Handbook*, Dunne.R.C, Kawatra.S.K, Young.C.A, Editors. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration :Colorado. p. 639-654.
- [2] Ferrara.G, Machiavelli.G, Bevilacqua.P, Meloy.T.P, (1994). "Tri-Flo: A multistage high-sharpness DMS process with new applications", *Mining, Metallurgy & Exploration*, 11(2): 63-73.
- [3] Ruff.H.J, (1983). "New developments in dynamic DMS systems", *Mineral Engineering Society, N.W.Midlands Section. Mine and Quarry*: 24-28.
- [4] Vakamalla.T.R, Mangadoddy.N, (2015). "Rheology-based CFD modeling of magnetite medium segregation in a dense medium cyclone", *Powder Technology*, 277: 275-286.
- [5] Brennan.M.S, Holtham.P.N, Lyman.G.J, Rong.R.X, (2002). "Computational fluid dynamic simulation of dense medium cyclones", in *Ninth Australian Coal Preparation Conference, Yeppoon: Australian Coal Preparation Society.*
- [6] Chu.K.W, Wang.B, Yu.A.B, Vince. A, (2012). "Computational study of the multiphase flow in a dense medium cyclone: Effect of particle density", *Chemical Engineering Science*, 73:123-139.
- [7] Narasimha.M, Brennan.M.S, Holtham.P.N, Napier-Munn.T.J, (2007). "A comprehensive CFD model of dense medium cyclone performance", *Minerals Engineering*, 20(4):414-426.
- [8] Wang.B, Chu.K.W, Yu.A.B, Vince.A, Barnett.G.D, Barnett.P.J, (2011). "Computational study of the multiphase flow and performance of dense medium cyclones: Effect of body dimensions", *Minerals Engineering*, 24(1):19-34.
- [9] Tavares.L.M, Souza.L.L.G, Lima.J.R.B, Possa.M.V, (2002). "Modeling classification in small-diameter hydrocyclones under variable rheological conditions", *Minerals Engineering*, 15(8):613-622.
- [10] He.M, Wang.Y, Forssberg.E, (2006). "Parameter studies on the rheology of limestone slurries", *International Journal of Mineral Processing*, 78(2):63-77.
- [11] Bosman.J, (2014). "The art and science of dense medium selection", *Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy*, 114:529-536.
- [12] Kawatra.S.K, Bakshi.A.K, Rusesky.M.T, (1996). "The effect of slurry viscosity on hydrocyclone classification", *International Journal of Mineral Processing*, 48(1):39-50.
- [13] Bevilacqua.P, DeLorenzi.L, Ferrara.G, (2000). "Rheology of Low Density Suspensions in Dense Medium Separation of Post-consumer Plastics", *Coal Preparation*, 21(2):197-209.
- [14] Shi.F.N, Napier-Munn.T.J, Asomah.I.K, (2000). "Rheological Effects in Grinding and Classification", *Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review*, 20(1):123-131.

- [27] Wills.B.A, Finch.J.A, (2016). "Chapter 11 - Dense Medium Separation (DMS)", in Wills' Mineral Processing Technology (Eighth Edition), Butterworth-Heinemann: Boston. p. 245-264.
- [28] Belardi.G, Bozano.P, Mencinger.J, Piller.M, Schena.G, (2014). "Numerical simulation of water-air flow pattern in a Tri-Flo™ cylindrical separator", in Proceedings of the XXVII International Mineral Processing Congress. International Mineral Processing Congress: Santiago, Chile.
- [29] Feng.D, Huang.S, Luo.L, Ma.W.G, (2012). "CFD Analysis of Two-Phase Flow in a Solid-Liquid Hydrocyclone", Applied Mechanics and Materials, 130-134:3640-3643.
- [30] Feng.D, Huang.S, Luo.L, Ma.W.G, (2011). "Prediction of Liquid Viscosity Effect on Flow Field and Performance in a Solid-Liquid Hydrocyclone", Advanced Materials Research, 317-319:401-404.
- [31] Cai.P, Wang.B, (2013). "Numerical investigation on distribution characteristics of dense dispersed phase in hydrocyclones", AIP Conference Proceedings, 1547(1):410-418.
- [32] Ren.L.C, Meng.J, Lei.Z.Z, Wang.J.H, (2012). "Effect of Viscosity on the Separation Ability of a Hydrocyclone", Applied Mechanics and Materials, 233:7-10.
- [33] Yan.Y.J, Wang.Z.C, Shang.Y.X, Li.S, Xu.Y, (2014). "Effect of Produced Liquid Viscosity on Flow Characteristics and Separating Property of Downhole Hydrocyclone Desander", Advanced Materials Research, 933:250-254.
- [34] Wang.B, Chu.K.W, Yu.A.B, Vince.A, (2009). "Numerical studies of the effects of medium properties in dense medium cyclone operations", Minerals Engineering, 22(11):931-943.
- [35] Napier-Munn.T.J, (1990). "The Effect of Dense Medium Viscosity on Separation Efficiency", Coal Preparation, 8(3-4):145-165.
- [36] Salimi.A, (2015). "The effect of fluid viscosity and geometry on hydrocyclone performance", in Department of Physics and Technology. MSc thesis, University of Bergen.
- [37] Noori.M, Dehghan.R, (2019). "Use of density tracers in evaluating performance of Tri-Flo circuits Case study: Tabas (Iran) coal preparation plant", Journal of Mining and Environment, 10(2): 441-450.