

Effect of Turbulence Models on Numerical Simulation of a Two-Stage Centrifugal Separator

ARTICLE INFO

Article Type

Original Research

Authors

Aghaei M.¹ MSc,

Dehghan R.*¹ PhD

How to cite this article

Aghaei M, Dehghan R. Effect of Turbulence Models on Numerical Simulation of a Two-Stage Centrifugal Separator. Modares Mechanical Engineering. 2020;20(5):1309-1320.

ABSTRACT

Two-stage centrifugal separators are the last generation of gravity separators for the separation and upgrading of minerals. Gravity upgrading techniques are methods by which a mixture of particles with different dimensions, shapes, and masses can be separated by gravity, centrifugal force, and other forces by the flow of fluid, especially water (or air). The fluid flow inside such separators is always turbulent. The selection of a suitable turbulence model is an important stage for the prediction of the fluid flow pattern in numerical simulation. The purpose of this research was to find the suitable turbulence model for the prediction of hydrodynamic parameters in a two-stage centrifugal separator using computational fluid dynamics (CFD) modeling. For this purpose, multiphase simulation of the separator has been performed using five turbulence model including k- ϵ , renormalization group (RNG k- ϵ) and Reynolds stress model (RSM). Air core pattern, velocity distribution and partition curve of discrete phase were used for evaluation of the effect of turbulence model on the flow field. The results of the CFD simulation were validated using experimental data. The difference between the results of RSM simulation with the experimental results for fluid recovery, air-core size in the first and second stage of separator were 4.73%, 4.3% and 5.2%, respectively. The results of turbulence models of k- ϵ and RNG k- ϵ were not in accordance with the experimental results.

Keywords Two-Stage Centrifugal Separator; Turbulence Model; Air Core; Computational Fluid Dynamics (CFD)

CITATION LINKS

[1] Two-phase flow field in a cylindrical hydrocyclone with tangential ... [2] Sensitivity of DynaWhirlpool hydrocyclone operation to applied ... [3] Performance of conical and cylindrical separatory vessels in dynamic dense-medium ... [4] Tri-Flo: A multistage high-sharpness DMS process with new ... [5] Operating experience with the Tri-Flo dense medium ... [6] Numerical study of gas-cyclone airflow: an investigation of turbulence ... [7] Dense medium cyclone performance enhancement via computational modelling of the ... [8] Modelling turbulent flow within a small-diameter ... [9] A comparative study of three turbulence-closure models for the hydrocyclone ... [10] CFD simulations of hydrocyclones with an air core: Comparison between large ... [11] Advances in cyclone modelling using unstructured ... [12] Large eddy simulation of hydrocyclone-prediction of air-core diameter and ... [13] A comprehensive CFD model of dense medium cyclone ... [14] Modeling the gas and particle flow inside cyclone ... [15] On predicting particle-laden turbulent ... [16] Optimization of the cyclone separator geometry for minimum pressure drop ... [17] The effect of cyclone vortex finder dimensions on the flow pattern and ... [18] Numerical study of gas-solid flow in a cyclone ... [19] Large Eddy Simulation of the gas-particle flow in cyclone ... [20] Separation performance predictions of a Stairmand high-efficiency ... [21] Two-way coupled large-eddy simulations of the gas-solid flow in cyclone ... [22] On the simulation of hydrocyclones using ... [23] Numerical simulations of gas-liquid-solid flows in a ... [24] Computational Fluid Dynamic study on the effect of near gravity material ... [25] Analysis and optimization of cyclone separators with eccentric vortex finders using ... [26] Numerical Investigation of the Performance of a Vorsyl Separator ... [27] Cyclone separator for gas-liquid mixture with high flux ... [28] Experimental and Numerical Investigations of a Dual-Stage Cyclone ... [29] CFD modeling and multi-objective optimization of cyclone geometry ... [30] Optimization of the cyclone separator geometry for minimum pressure ... [31] Numerical modeling of the flow field and performance in cyclones of ... [32] Design of a novel gas cyclone vortex finder using the adjoint ... [33] Design and simulation of high pressure cyclones for a gas city gate station ... [34] Quantification of numerical uncertainty in computational fluid dynamics modelling of ...

¹Mining & Metallurgical Engineering Department, Yazd University, Yazd, Iran

*Correspondence

Address: Mining & Metallurgical Engineering Department, Yazd University, Yazd, Iran. Postal Code: 8915818411
Phone: +98 (35) 31232596
Fax: +98 (35) 38210995
rdeghans@yazd.ac.ir

Article History

Received: April 24, 2019

Accepted: October 14, 2019

ePublished: May 09, 2020

اثر مدل‌های آشفته‌گی در شبیه‌سازی عددی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز

محسن آقایی MSc

دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد، یزد، ایران

رضا دهقان PhD

دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد، یزد، ایران

چکیده

جداکننده‌های دو مرحله‌ای گریز از مرکز، جدیدترین نسل جداکننده‌های ثقلی مورد استفاده در پریعارسازی و جدایش مواد معدنی هستند. روش‌های پریعارسازی ثقلی روش‌هایی هستند که به وسیله آنها می‌توان مخلوطی از ذرات با ابعاد، شکل و جرم مخصوص مختلف را به کمک نیروی ثقل، نیروی گریز از مرکز و دیگر نیروها به کمک جریان سیال به خصوص آب (یا هوا) از یکدیگر جدا ساخت. جریان داخل این جداکننده‌ها همواره آشفته است. در شبیه‌سازی‌های عددی، انتخاب مدل آشفته‌گی مناسب از جنبه‌های مهم و کلیدی برای پیش‌بینی دقیق الگوی جریان سیال است. هدف از این مقاله یافتن مدل آشفته‌گی مناسب برای پیش‌بینی‌های هیدرودینامیکی در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز به روش دینامیک سیالات محاسباتی است. بدین منظور شبیه‌سازی سه فازی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز با استفاده از مدل‌های $k-\epsilon$ ، $k-\omega$ و RSM انجام شده است. ارزیابی اثر مدل آشفته‌گی بر میدان جریان با توجه به الگوی هسته هوا، توزیع سرعت و توزیع ذرات جامد بین جریان‌های مختلف جداکننده انجام شده است. در پایان نتایج حاصل از شبیه‌سازی CFD دستگاه با قطر ۷۰ میلی‌متر با داده‌های آزمایشگاهی و تجربی اعتبارسنجی شد. درصد اختلاف نتایج شبیه‌سازی با استفاده از مدل آشفته‌گی RSM با نتایج تجربی در مورد بازیابی حجمی سیال و قطر هسته هوا در مراحل اول و دوم به ترتیب ۴۷/۳٪، ۴/۳٪ و ۵/۲٪ بود. نتایج حاصل از شبیه‌سازی با مدل‌های آشفته‌گی $k-\epsilon$ ، $k-\omega$ و RSM انطباق خوبی با نتایج تجربی نداشت.

کلیدواژه‌ها: جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، مدل آشفته‌گی، هسته هوا، دینامیک سیالات محاسباتی

تاریخ دریافت: ۱۳۹۸/۰۴/۰۲

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۸/۰۷/۲۲

نویسنده مسئول: rdehghans@yazd.ac.ir

۱- مقدمه

جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز در سال ۱۹۸۲ توسط روف توسعه داده شد. این جداکننده از دو مرحله جدایش استوانه‌ای در یک دستگاه عملیاتی تشکیل شده است. جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز مانند سیکلون واسطه سنگین برای جدایش ماده با ارزش از ناخالصی‌های همراه آن از نیروی گریز از مرکز استفاده می‌کند. بدنه استوانه‌ای جداکننده از دو محفظه استوانه‌ای متوالی با یک محور طولی تشکیل شده است. وقتی سیال از طریق دهانه مماسی پایینی جداکننده تحت فشار ثابت به بخش حلزونی‌شکل وارد شود، در طول ظرف یک جریان چرخشی که به سمت بالا حرکت می‌کند، تشکیل می‌دهد. سیال، با حرکتی چرخشی به سمت بالا حرکت می‌کند تا به 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 واسطه در داخل جداکننده، از دو مارپیچ تشکیل شده است که برخلاف 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 کناره‌های ظرف را با جریانی که از ورودی واسطه به سمت خروجی غوطه‌ور حرکت می‌کند، پر می‌نماید. شماتیکی از این الگوی جریان در شکل ۱ نشان داده شده است. در این شکل، رنگ قهوه‌ای مارپیچ بیرونی رو به بالا را نشان می‌دهد و رنگ سبز نشان دهنده مارپیچ داخلی رو به پایین است. 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 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 (دهانه 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 مرکز تهنشین می‌شوند و از طریق دهانه مماسی بالایی جداکننده (دهانه غوطه‌ور) خارج می‌شوند. در استوانه مرحله اول (FSC)، واسطه از طریق دریاچه ورودی واسطه ۱ (MI1) تحت فشار وارد جداکننده می‌شود. ذرات جامد از طریق لوله خوراک (FeT) به جداکننده خوراک‌دهی می‌شود. ذرات سبک (FSC) را از طریق لوله شناور مرکزی (FICT) ترک می‌کنند و از طریق لوله خوراک مرکزی (FeCT) وارد استوانه مرحله دوم (SSC) می‌شوند. ذرات سنگین‌تر به سمت دیواره جداکننده انتقال می‌یابند و از خروجی غوطه‌ور ۱ (S1) خارج می‌شوند. همین فرآیند در (SSC) تکرار می‌شود و در نهایت، محصولات سبک و میانی به ترتیب از خروجی‌های شناور (F1T) و خروجی غوطه‌ور ۲ یا میانی (S2) به بیرون از جداکننده هدایت می‌شوند [1-5].

در دهه گذشته، بیشتر محققان ترجیح دادند برای مدل‌سازی و پیش‌بینی عملکرد جداکننده‌ها از روش‌های محاسباتی و عددی استفاده نمایند. مدل‌سازی آشفته‌گی در جداکننده‌های دو مرحله‌ای گریز از مرکز به دلیل ناهمسانگردی و فشار ناشی از چرخش قوی و جریان معکوس پیچیده است.

افراد زیادی در زمینه مدل‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی (Computational Fluid Dynamics; CFD) جداکننده‌های سیکلون مطالعه و تحقیق کرده‌اند و در بیشتر این تحقیقات از نتایج آزمایش‌های هسیه که به روش سرعت‌سنج لیزری داپلر (Laser Doppler Velocimetry; LDV) به دست آمده بود، برای اعتبارسنجی استفاده شده است. اکثر بررسی‌های اخیر نشان دادند که آشفته‌گی در سیکلون‌ها خیلی ناهمگن است و تحت مدل $k-\epsilon$ و مدل دیفرانسیلی تنش رینولدز رفتار می‌کند [6]. سواسنابار به

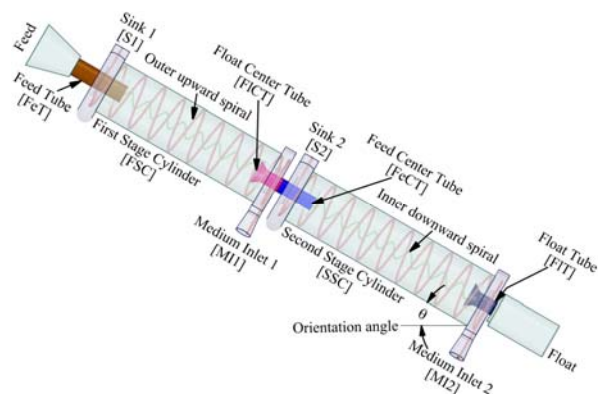
LES دقیق‌تر است و توزیع چگالی تطابق خوبی با داده‌های تجربی حاصل از توموگرافی اشعه گاما دارد [13]. حضور ذرات با ابعاد و چگالی‌های مختلف باعث می‌شود که مدل‌سازی جریان چند فازي جداکننده‌های گریز از مرکز چالش برانگیز باشد. رویکرد جریان چند فازي اویلری- اویلری (Eulerian-Eulerian) برای سیستم‌های با غلظت بسیار بالای فاز ذرات استفاده شده است که در آن اثر متقابل ذره- ذره مقدار قابل توجهی از تنش را انتقال می‌دهند. استفاده از رویکرد مدل‌سازی چند فازي اویلری- اویلری در جداکننده‌های گریز از مرکز به دلیل هزینه‌های محاسباتی بالا محدود است. علاوه بر این، تا همین اواخر اجرا در کدهای تجاری CFD به استفاده از مدل‌های RSM و $k-\epsilon$ برای آشفتگی محدود شده است. رویکرد اویلری- لاگرانژی (Eulerian-Lagrangian) برای سادگی و دقت آن در جریان دو فازي با ذرات پراکنده رقیق شده استفاده شده است. لازم به ذکر است که در شرایط بارگذاری معمولی یک سیکلون، از کوپلینگ دو طرفه برای محاسبه اثر متقابل جریان- ذره استفاده می‌شود [14-18]. در حالی که برخی از مطالعات LES با توجه به هزینه محاسبات بیش از حد، از کوپلینگ یک طرفه استفاده شده است [17-19]. کارایی جمع‌آوری بهتر توسط کوپلینگ دو طرفه با مدل LES توسط درکسن و همکاران به دست آمد [20, 21]. جریان ذرات جامد توسط مدل فاز مجزا (Discrete Phase Model; DPM) مدل می‌شود [22, 23]. اگرچه DPM می‌تواند رفتار متنوعی از ذرات با ابعاد و چگالی‌های مختلف را نشان دهد، اما نمی‌توان برای پالپ‌های غلیظ استفاده کرد، زیرا تنها می‌تواند حرکت یک ذره را ردیابی کند. مدل DPM، اثر متقابل ذره- ذره، اثر کسر حجمی ذره بر روی سیال واسطه را در نظر نمی‌گیرد، اما این اثر متقابل‌ها در پالپ‌های غلظت بالا مهم است. با استفاده از مدل CFD مبتنی بر DPM، عمدتاً می‌توان عملکرد جداکننده‌های سیکلونی عملیاتی در بارگیری ذرات جامد رقیق (کمتر از ۱۰٪ وزنی) شبیه‌سازی و پیش‌بینی کرد.

اعتقاد بر این است که انتخاب مدل مناسب آشفتگی یکی از پارامترهای کلیدی برای ساخت مدل دقیق CFD برای جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز است. با اینکه هندسه جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز نسبت به جداکننده‌های سیکلونی رایج تفاوت چشمگیری دارد اما بررسی اثر مدل‌های آشفتگی در این نوع جداکننده صورت نگرفته است. همچنین تاکنون اثر فاز جامد و رفتار ذرات جامد در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز شبیه‌سازی نشده است. بنابراین هدف تحقیق حاضر تعیین اثر مدل آشفتگی بر پیش‌بینی میدان جریان و کارایی این نوع جداکننده در حالت سه فازي است.

۲- مدل‌سازی ریاضی

در این مطالعه، معادله‌های انتقال برای بقای جرم و مومنتوم در سیستم کارترین سه بعدی حل شده‌اند. فرض بر این است که رفتار جریان سیال در یک جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز آشفته،

کالیبراسیون مدل $k-\epsilon$ برای دستیابی به سرعت پیش‌بینی شده در شبیه‌سازی سیکلون هسیه پرداخت [7]. دیکووسکی و ویلیامز مدل $k-\epsilon$ را با معادله‌ای برای تنش رینولدز که شامل خصوصیت ناهمسانگردی آشفتگی موجود در جریان هیدروسیکلون بود، ترکیب کردند. بسیاری از مطالعات نشان دادند که مدل $k-\epsilon$ اصلاح شده می‌تواند پیش‌بینی بسیار خوبی برای پروفیل سرعت سیکلون بدهد. با این حال، به‌طور کلی این مدل برای پیش‌بینی جدایش ذرات اعمال نمی‌شود [8]. مطالعه اخیر CFD توسط دلگادیلو و راجامانی، برای سیکلون با قطر ۷۵ میلی‌متر هسیه نشان داد که وقتی از مدل حجم سیال (Volume of Fluid; VOF) برای تعیین قطر هسته هوا استفاده شود، مدل دیفرانسیلی تنش رینولدز می‌تواند سرعت مماسی را پیش‌بینی کند [9]. همچنین بران نشان داد که وقتی که از مدل حجم سیال همراه با مدل اختلاط (Mixture Model) برای تعیین قطر هسته هوا استفاده شود، مدل تنش رینولدز (Reynolds Stress Model; RSM) می‌تواند سرعت مماسی را در سیکلون هسیه پیش‌بینی کند [10].



شکل ۱) شماتیکی از جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز

اخیراً، ثابت شده است که شبیه‌سازی گردابه بزرگ (Large Eddy Simulation; LES) را می‌توان برای حل ساختارهای آشفتگی بزرگ در مدل‌سازی آشفتگی در سیکلون‌ها اعمال کرد. اسلک و همکاران، یک ارزیابی از مدل‌های RSM و LES برای یک سیکلون گازی با قطر ۲۰۵ میلی‌متر انجام دادند [11]. این مطالعه نشان داد که با استفاده از یک شبکه نسبتاً درشت، RSM یک تطابق خوبی بین اندازه‌گیری‌های پیش‌بینی شده و تجربی دارد. آنها همچنین اشاره کردند که نتایج LES دارای هزینه بیشتری هستند اما کیفیت نتایج می‌تواند به عملکرد بهتری در پیش‌بینی کارایی جدایش منجر شود. دلگادیلو و راجامانی و ناراسیما سیکلون ۷۵ میلی‌متری هسیه را با استفاده از LES همراه با مدل VOF برای پیش‌بینی هسته هوا مدل‌سازی کردند و نشان دادند که VOF/LES سرعت را به خوبی پیش‌بینی می‌کند [9, 12]. اخیراً، ناراسیما و همکاران، با موفقیت مدل LES را برای شبیه‌سازی جریان پالپ در سیکلون واسطه سنگین مورد استفاده قرار دادند و نتایج نشان داد که شعاع هسته هوا پیش‌بینی شده توسط مدل

تراکم ناپذیر است. معادلات نویر استوکس میانگین گیری شده رینولدز (Reynolds-averaged Navier-Stokes Equations; RANS) در معادلات ۱ و ۲ ارایه می شوند.

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

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

که در آنها ρ , μ و p به ترتیب سرعت، فشار، چگالی و گرانیوی سیال هستند. i و j به ترتیب نشان دهنده جهت های x و y هستند و R_{ij} به صورت معادله ۳ تعریف می شود.

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

که $\overline{u_i}$ سرعت متوسط و u_i' نوسان سرعت است که $u_i' = u_i - \overline{u_i}$ و $\overline{u_i}$ سرعت لحظه ای است. در معادله ۲، ترم R_{ij} تانسور تنش رینولدز نامیده می شود که اثر نوسان های آشفتگی و سرعت بر روی جریان سیال را نشان می دهد. تانسور تنش رینولدز با استفاده از مدل آشفتگی تعیین می شود.

۱-۲-۲ مدل سازی آشفتگی

جزییات مدل های آشفتگی $k-\epsilon$ و $k-\epsilon$ RNG را می توان در منابع علمی یافت. در ادامه توضیح مختصری در مورد مدل آشفتگی RSM ارایه شده است.

۱-۲-۲-۱ مدل RSM

مدل های RSM در مقایسه با مدل های صفر، یک و دو معادله ای به فیزیک آشفتگی بسیار نزدیک تر است ولی از لحاظ محاسباتی بسیار پرهزینه هستند. معادله RSM را می توان به صورت زیر نوشت:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \overline{u_i' u_j'}) + \frac{\partial}{\partial x_k}(\rho u_k \overline{u_i' u_j'}) = D_{Tij} + P_{ij} + \Phi_{ij} + \epsilon_{ij} \quad (4)$$

$$D_{Tij}(\text{Turbulent Diffusion}) = -\frac{\partial}{\partial x_k}(\rho \overline{u_i' u_j' u_k'} + \overline{p(\delta_{kj} u_i' + \delta_{ik} u_j')}) \quad (5)$$

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

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

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

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.

۲-۲-۲ مدل VOF

برای تعیین سطح اشتراک هسته هوا و واسطه در یک جداکننده دو مرحله ای گریز از مرکز از مدل VOF استفاده شد. ردیابی سطح اشتراک هوا و مایع در جداکننده دو مرحله ای گریز از مرکز با حل معادله ۹ به دست می آید:

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

که α_p کسر حجمی فاز p است که بین ۰ تا ۱ متغیر است و u_i مولفه سرعت در جهت i است. یک معادله مومنتوم در سرتاسر دامنه حل می شود و میدان سرعت حاصل شده بین دو فاز به اشتراک گذاشته می شود. این معادله مومنتوم وابسته به کسر حجمی فاز سیال است و به صورت معادله ۱۰ نشان داده می شود.

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

که ρ چگالی میانگین است.

۳-۲-۲ مدل DPM

حرکت ذرات ردیاب با استفاده از مدل جریان چند فازی لاگرانژی تعریف شده است. نیروهای فشار و مقاومت سیال (درگ) وارد بر ذرات در یک چارچوب لاگرانژی محاسبه می شود. توزیع سرعت ذرات را می توان با موازنه نیروهای وارد بر ذره برآورد کرد. معادله حاکم به شرح زیر است:

$$m_p \frac{d\overline{u_p}}{dt} = m_p \frac{(\overline{u} - \overline{u_p})}{\tau_r} + m_p \frac{g(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + \vec{F} \quad (11)$$

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

$$\tau_r = \frac{d_p^2 \rho_p}{18\mu C_D Re_p} \quad (12)$$

$$Re_p = \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu} \quad (13)$$

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

۳- روش تحقیق

۳-۱-۲ دستگاه مورد استفاده در بررسی های تجربی و آزمایشگاهی

برای اعتبارسنجی نتایج شبیه سازی الگوی جریان در جداکننده دو مرحله ای گریز از مرکز، یک واحد آزمایشگاهی از این جداکننده ساخته شد که این واحد شامل جداکننده دو مرحله ای گریز از مرکز، دو مخزن پلی اتیلن، سه وان پلی اتیلن و دو پمپ است. هر یک از پمپ ها، همراه با یک کنترل کننده دبی، واسطه را از مخزن ذخیره و از طریق ورودی های حلزونی شکل وارد جداکننده می کنند. دو دبی سنج و دو فشارسنج در ورودی جداکننده برای نشان دادن سرعت جریان و فشار سیستم نصب شده اند. شکل ۲ نمای کلی و شماتیکی از واحد آزمایشگاهی و تجهیزات جانبی آن را نشان می دهد.

شایان ذکر است که سیستم آزمایشگاهی نمونه اولیه کوچکی از دو مرحله ای گریز از مرکز صنعتی با قطر ۷۰۰ میلی متر بود که معمولاً در کارخانه زغال شویی مورد استفاده قرار می گیرد. ابعاد هندسه صنعتی با ضریب ۱/۸ کوچک مقیاس شد.

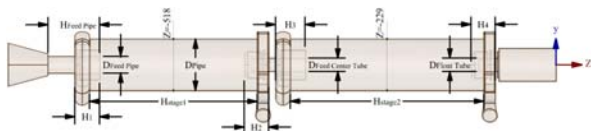
در شکل ۳ نمایی از جداکننده شفاف آزمایشگاهی به همراه ورودی ها و خروجی های جریان نشان داده شده است. جداکننده در این سیستم از پلکسی گلاس شفاف ساخته شده است تا پدیده میدان جریان داخل جداکننده مشاهده شود. یک دوربین (مقدار فریم ریت آن ۱۵fps، سرعت شاتر ۱/۲۰۰۰s و کیفیت ویدئو ۷۲۰p)

۲-۳- شبیه‌سازی CFD

در این مطالعه، شبیه‌سازی عمدتاً بر تفاوت بین میدان‌های جریان در داخل جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز متمرکز شده است. در این رابطه، معادلات RANS در نرم‌افزار انسیس-فلوئنت (ANSYS-Fluent) برای مطالعه تخمین قطر هسته هوا در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز حل شده است. نتایج مدل با مقایسه نتایج به‌دست‌آمده از داده‌های آزمایشگاهی اعتبارسنجی شده است.

۳-۳- هندسه و شرایط مرزی

هندسه جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز در نرم‌افزار سالیدورکس (Solidworks) طراحی شد و شماتیکی از هندسه در شکل ۴ نشان داده شده است. جزییات ابعاد هندسی در جدول ۱ آورده شده است. شیب قرارگیری دستگاه نسبت به افق ۳۰ درجه است. همچنین شیب لوله‌های خروجی (غوطه‌ور و میانی) و لوله‌های ورودی واسطه به‌ترتیب نسبت به افق دارای زاویه ۴۵ و ۳۰ درجه است.



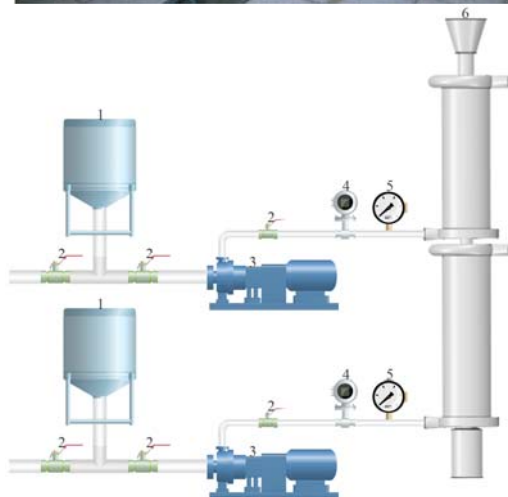
شکل ۴) شماتیکی از هندسه جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز

جدول ۱) جزییات هندسه جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز (ابعاد برحسب میلی‌متر)

پارامتر	مقدار
H _{Feed Pipe}	۷۰
D _{Feed Pipe}	۲۳
H _{Stage1}	۲۲۷/۴
H _{Stage2}	۲۶۲/۴
D _{Feed Center Tube}	۱۸
D _{Float Tube}	۱۸
D _{Pipe}	۷۰
H ₁	۳۳/۵
H ₂	۳۳/۲
H ₃	۴۰
H ₄	۳۲/۸

آب از طریق ورودی مرحله اول و ورودی دوم با سرعت میانگین ۱/۸۶ متر بر ثانیه (برای دستیابی به دبی ۲/۱ m³/h) وارد جداکننده می‌شود. عدد رینولدز براساس قطر هیدرولیک دهانه ورودی برابر با ۴/۲×۱۰^۳ و براساس قطر بدنه دستگاه برابر با ۱/۵×۱۰^۳ است. جداکننده از طریق دهانه‌های ورودی بار اولیه و خروجی شناور به اتمسفر ارتباط دارد، در حالی که در دهانه‌های خروجی غوطه‌ور و میانی فشار معینی اعمال می‌شود. بدین ترتیب شرایط مرزی برای حل مساله به‌صورت زیر تعریف شدند: برای ورودی‌های مرحله اول و دوم، سرعت ورودی و قطر هیدرولیک ۲۰ میلی‌متر

نیز برای ضبط فرآیند و تغییرات جزیی هسته هوا استفاده شد.



شکل ۲) شماتیکی از واحد آزمایشگاهی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز: ۱- مخزن قیفی پلی‌اتیلن، ۲- شیرهای کنترلی، ۳- پمپ گریز از مرکز، ۴- دبی‌سنج، ۵- فشارسنج، ۶- جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز



شکل ۳) نمای کلی از جداکننده شفاف آزمایشگاهی مورد استفاده

با استفاده از شیرهای کنترلی دبی ورودی به جداکننده بر روی ۳۵ لیتر بر دقیقه (۱/۸۶ متر بر ثانیه) تنظیم شد. پس از تنظیم دبی ورودی، وان‌های غوطه‌ور، میانی و شناور برای جمع‌آوری سیال خروجی از جداکننده در مکان خود قرار داده شدند. پس از عکس‌برداری و فیلم‌برداری از جریان، مدت زمان آزمایش و مقدار حجم ورودی به جداکننده از روی دبی‌سنج‌های ورودی یادداشت شد و سپس حجم سیال هر یک از وان‌ها اندازه‌گیری شد. فرآیند اندازه‌گیری قطر هسته هوا برای سه مرتبه تکرار شد که مقدار انحراف معیار آن برابر با ۰/۰۸٪ بود.

در DPM، ذرات با قطر ۳/۱ میلی‌متر و با توزیع چگالی ۹۰، ۹۱۰، ۹۲۰، ۹۳۰، ۹۴۰، ۹۵۰، ۹۶۰، ۹۷۰، ۹۸۰، ۹۹۰، ۱۰۰۰ و ۱۱۰۰ گرم بر سانتی‌متر مکعب استفاده شد. ۲۰۰۰ ذره ردیاب در هر یک از چگالی‌های فوق به‌عنوان فاز مجزا تزریق شد و درصد جامد ناحیه جدایش تقریباً ۷/۵٪ است. بعد از جمع‌آوری داده‌های تعداد ذرات ردیاب ورودی به هر یک از جریان‌های شناور، غوطه‌ور و میانی، عدد توزیع و شاخص‌های ارزیابی عملکرد محاسبه شدند.

۴-۳- تولید مش

در این مطالعه دامنه محاسباتی به شبکه‌های هگزاهدرال تقسیم شد. به‌دلیل ماهیت غیرمحوری ورودی و خروجی‌های حلزونی‌شکل جداکننده‌های استوانه‌ای سه محصولی، نمی‌توان آن را به‌صورت دو بعدی مدل‌سازی کرد. مدل محاسباتی حاضر براساس هندسه سه بعدی است. سه شبکه درشت، متوسط و ریز به‌ترتیب با تعداد سلول ۴۶۸۶۲۷، ۷۳۸۸۴۵ و ۱۲۵۸۲۵۳ با کمک بسته نرم‌افزاری نیومکا/اتومش (Numeca/AutoMesh) برای آزمایش استقلال از شبکه استفاده شد (جدول ۳).

شماتیکی از مش تولیدی شده در شکل ۵ نشان داده شده است و شبیه‌سازی‌ها با استفاده از Ansys Fluent 19.1 بر روی یک ماشین مجازی دارای دو پردازشگر به مشخصات Intel(R) Xeon(R) CPU E5-2630 v3 @ 2.40GHz انجام شد. عدد اولیر، Eu، به‌عنوان تابع هدف برای مطالعه حساسیت مش انتخاب شد [25, 29, 30]. Eu به شرح زیر تعریف شده است:

$$Eu = \frac{\Delta P}{\frac{1}{2} \rho_w v_{in}^2} \quad (10)$$

که ρ_w چگالی آب، ΔP اختلاف فشار استاتیکی بین ورودی و خروجی جداکننده و v_{in} سرعت ورودی است.

۵-۳- چیدمان محاسباتی

انتخاب روش‌های گسسته‌سازی تاثیر زیادی بر نتایج شبیه‌سازی دارد و حل‌کننده فلوئنت روش‌های مختلفی برای کوپلینگ سرعت-فشار، مومنتوم فشار، انرژی جنبشی، نرخ اتلاف انرژی جنبشی می‌دهد. تنظیمات عددی استفاده شده برای شبیه‌سازی‌ها در جدول ۴ آمده است.

به‌عنوان شرایط مرزی استفاده شد. برای ورودی بار اولیه و خروجی شناور، فشار خروجی با فشار استاتیک صفر پاسکال و قطر هیدرولیک به‌ترتیب ۵۸/۶۴ میلی‌متر و ۴۴/۶ میلی‌متر استفاده شد. برای هر دو مرز خروجی غوطه‌ور و میانی شرط مرزی شامل فشار معکوس خروجی و قطر هیدرولیک ۲۰ میلی‌متر انتخاب شد. شدت آشفتگی برای تمام مرزها ۵٪ انتخاب شد و در نهایت شرط مرزی عدم لغزش برای دیواره جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز انتخاب شد. ویژگی‌های دو فاز سیال انتخاب شده در مدل VOF در جدول ۲ ذکر شده است.

جدول ۲) چگالی و گرانیوی فازهای سیال مورد استفاده در شبیه‌سازی

فاز	چگالی (kgm^{-3})	گرانروی (Pas)
هوا	۱/۲۲۵	$1/8 \times 10^{-4}$
آب	۹۹۸/۲	$1/0 \times 10^{-3}$

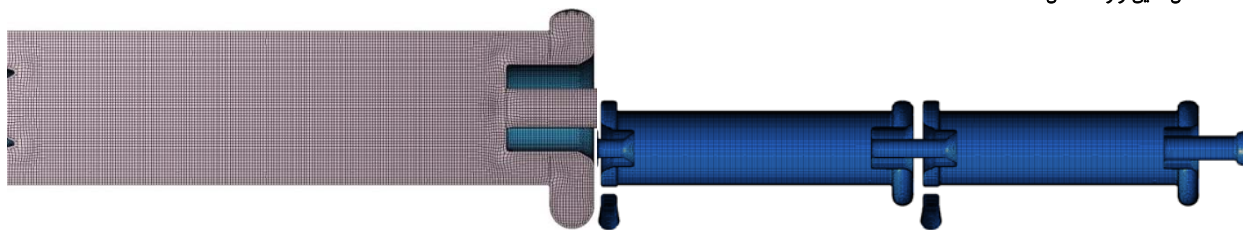
کارایی جداکننده دو مرحله ای گریز از مرکز توسط مدل DPM تخمین زده می‌شود، یعنی ذرات با چگالی‌های مختلف به جداکننده از طریق ورودی خوراک، وارد جداکننده می‌شود. شرط مرزی فاز مجزای escape برای جریان خروجی شناور و برای هر دو مرز خروجی غوطه‌ور و میانی انتخاب شد. شرط مرزی escape، ذرات را به عنوان "escaped" گزارش می‌کند. برای دیواره از شرط مرزی reflect استفاده شد. معادله کارایی جمع‌آوری دو مرحله‌ای گریز از مرکز، η ، به‌صورت زیر تعریف می‌شود:

$$\eta = \frac{\text{تعداد ذرات جمع‌آوری شده در شناور}}{\text{تعداد ذرات تزریق شده در ورودی بار اولیه}} \quad (14)$$

برای ردیابی حرکت ذرات، قانون درگ غیرکروی (Non-Spherical Drag Law)، نیروی لیفت صافمن (Saffman's Lift Force) و نیروی گردادیان فشار انتخاب شده است. حداکثر تعداد گام 1×10^1 و معادله حرکت ذرات از طرح دوزنقه‌ای مورد استفاده قرار گرفت. برای مدل‌سازی پخش آشفته ذرات از مدل گام تصادفی مجزا (Discrete Random Walk; DRW) استفاده شده است [24-28]. با توجه به اینکه واسطه مورد استفاده آب در نظر گرفته شده است،

جدول ۳) مشخصات و کیفیت شبکه‌های استفاده شده برای مطالعه استقلال از شبکه

تعداد سلول	خصوصیت مش	درشت	متوسط	ریز
۴۶۸۶۲۷	حداقل	۷۳۸۸۴۵	۱۲۵۸۲۵۳	
۱/۲۹۷۷	متوسط	۱/۴۵۸۴	۱/۲۲۱۲	
۳/۶۹۱۲	حداکثر	۳/۲۶۶۶	۲/۷۷۲۴	
۱/۲۵۵	متوسط	۱/۱۲۲۶	۱/۹۷۷۳	
۱/۵۸۰۷	حداکثر	۱/۶۰۸۶	۱/۶۰۴۲	
۴/۲۵۲	حداکثر	۴/۶۲۴۶	۴/۶۰۰۲	
۴/۸۴۹۹	حداکثر	۴/۵۸۳۹	۴/۵۷۳۵	
۴/۱۰۴۰	حداکثر	۳/۸۵۳۶	۵/۲۷۸۹	
۱/۹۱۵۱	حداکثر	۲/۲۵۳۳	۲/۲۳۷۰	



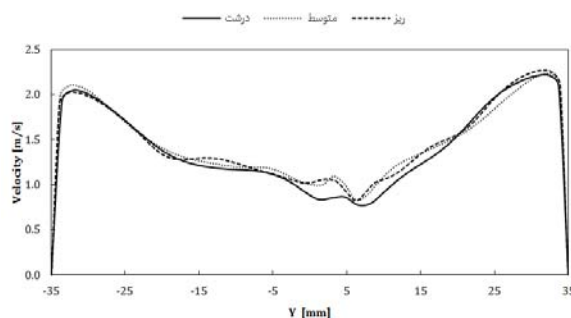
شکل ۵) نمایی شماتیک از مش استفاده شده در شبیه‌سازی

جدول ۴) تنظیمات حل استفاده شده برای مدل‌های آشفتگی مختلف

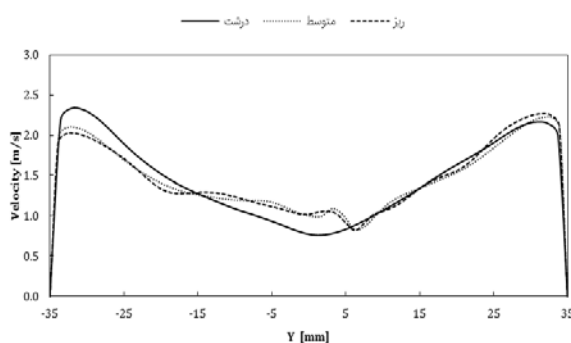
مدل آشفتگی	گسسته‌سازی فشار	فرمول‌بندی گذرا	کوپلینگ سرعت-فشار	گسسته‌سازی مومنتوم	انرژی جنبشی آشفتگی	نرخ اتلاف آشفتگی	تنش رینولدز
k-ε RNG k-ε RSM	پرستو (PRESTO)	مرتبۀ اول ضمنی (NITA)	گام جزئی	مرتبۀ دوم بالادست	مرتبۀ دوم بالادست	مرتبۀ دوم بالادست	----- ----- مرتبۀ دوم بالادست

جدول ۵) جزئیات مطالعه استقلال از شبکه برای جداکننده گریز از مرکز واسطه سنگین

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



نمودار ۱) بررسی پروفیل سرعت در مقطع z=-229 برای تاثیر تعداد مش



نمودار ۲) بررسی پروفیل سرعت در مقطع z=-518 برای تاثیر تعداد مش

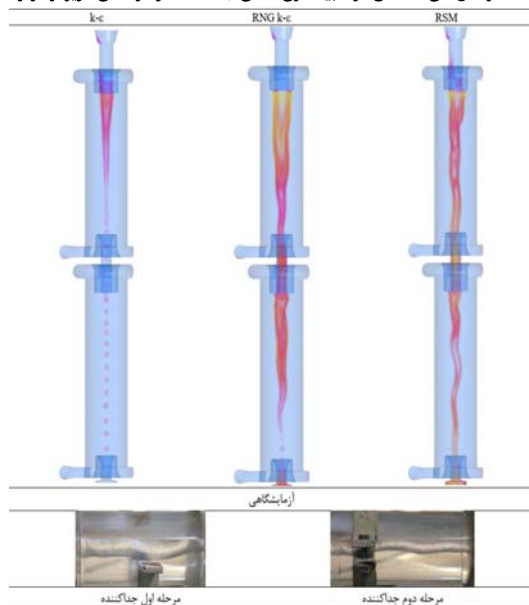
در مورد همه مدل‌های آشفتگی از طرح PRESTO برای درون‌یابی فشار استفاده شد که این طرح برای جریان‌های گردابی دارای گردایان فشار شدید مناسب است. با توجه به معیارهای همگرایی، باید دو جنبه را در نظر گرفت. نخست، باقی‌مانده حل برای تمام معادلات 10^{-3} باشد. دوم، بعضی از مقادیر نماینده از قبیل سرعت و فشار باید کنترل شوند تا زمانی که ثابت شوند. گام زمانی شبیه‌سازی به گونه‌ای تعریف شده است که بر طبق شرط پایداری کورانت-فریدریش-لووی (Courant-Friedrichs-Lewy; Courant number; C) کمتر از ۱ باشد. مقدار گام زمانی برای تمام شبیه‌سازی‌ها $10^{-4} \times 1/3$ انتخاب شد.

۴- نتایج

۴-۱- استقلال از شبکه

در اولین مرحله از هر شبیه‌سازی، بررسی تعداد شبکه دامنه حل و نمایش عدم وابستگی نتایج به این شبکه است. به همین منظور، سه شبیه‌سازی دو فازی با تعداد سلول‌های محاسباتی مختلف با استفاده از مدل RSM برای ایجاد یک میدان سرعت و فشار انجام شد. در جدول ۵ تغییرات عدد اویلر و قطر ستون هوا را با استفاده از سه شبکه آورده شده است. درصد اختلاف به‌دست‌آمده از شبکه‌های شبیه‌سازی شده نشان می‌دهد که نتایج CFD با استفاده از شبکه متوسط با تعداد ۷۳۸۸۴۵ سلول، نتایج مستقل از شبکه هستند. همچنین نمودارهای ۱ و ۲ پروفیل‌های سرعت برای سه شبکه به‌ترتیب در مقطع z=-518 و z=-229 که به‌ترتیب در مراحل دوم و اول جداکننده قرار دارند، نمایش داده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود اختلاف بین شبکه متوسط و ریز ناچیز است.

در این مطالعه، همچنین از روش شاخص همگرایی شبکه برای مطالعه استقلال از شبکه استفاده شده است [31-34, 17]. مقدار برون‌یابی شده متغیر عدد اویلر تنها کمی کمتر از حل با شبکه ریز است. بنابراین، با تغییر شبکه از حالت درشت به ریز، نتیجه همگرا شده است. نمودار ۳ مقایسه نتایج عدد اویلر را نمایش می‌دهد.



شکل ۷) مقایسه الگوی هسته هوای آزمایشگاهی با هسته هوای پیش‌بینی شده توسط هر یک از مدل‌های آشفتگی

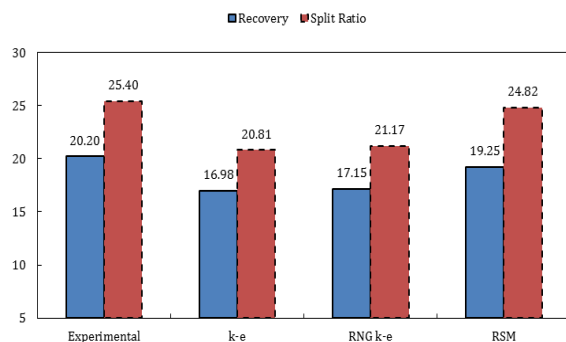
۴-۴- اثر مدل‌های آشفتگی بر بازیابی حجمی سیال

یکی دیگر از پارامترهای بررسی برای مقایسه مدل‌های مختلف آشفتگی، بازیابی حجمی سیال به هر یک از خروجی‌های جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز است. بازیابی حجمی را می‌توان به صورت زیر تعریف کرد.

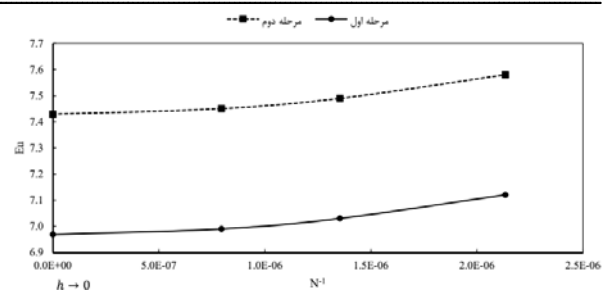
$$R = \frac{F_u}{F_i} \times 100\% = \left(1 - \frac{F_o}{F_i}\right) \times 100\% \quad (16)$$

که R بازیابی حجمی، F_u ، F_i و F_o به ترتیب دبی خوراک، ته‌ریز و سرریز برحسب m^3/h است.

اثر انواع مدل‌های آشفتگی بر بازیابی و جدایش آب به جریان شناور در نمودار ۴ نشان داده شده است. همچنین درصد اختلاف هر یک از مدل‌ها از مقادیر واقعی در جدول ۶ آورده شده است. از تجزیه و تحلیل داده‌های شبیه‌سازی مشاهده شد که مقادیر پیش‌بینی شده توسط مدل RSM بهترین تطابق با نتایج آزمایشگاهی دارد. با توجه به جدول ۶ به وضوح دیده می‌شود که مدل‌های k-ε و مدل RNGk-ε دارای بیشترین خطا در پیش‌بینی بازیابی حجمی هستند.



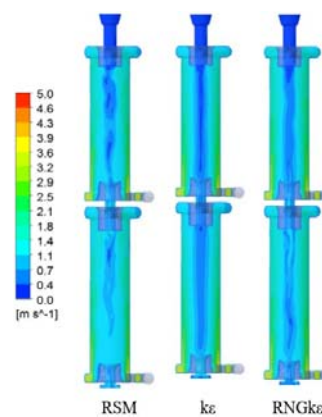
نمودار ۴) مقادیر بازیابی و نسبت جدایش آزمایشگاهی و شبیه‌سازی شده توسط مدل‌های مختلف



نمودار ۳) مقایسه نتایج Eu در شبیه‌سازی‌های استقلال از شبکه

۲-۴- اثر مدل‌های آشفتگی بر توزیع سرعت

شکل ۶ پیش‌بینی کانتورهای سرعت حاصل از سه مدل آشفتگی در شبیه‌سازی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز را نشان می‌دهد. به دلیل وجود جریان چرخشی داخل جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز، جریان داخل جداکننده نامتقارن است. مدل‌های k-ε و RNG k-ε جریان یکنواختی پیش‌بینی کرده‌اند، در صورتی که مدل RSM جریان غیریکنواخت را به وضوح در داخل جداکننده نمایش می‌دهند.



شکل ۶) کانتورهای سرعت میانگین در مدل‌های آشفتگی مختلف

۳-۴- اثر مدل‌های آشفتگی بر الگوی هسته هوا

بررسی پروفیل هسته هوا روش دیگری برای ارزیابی دقت شبیه‌سازی با مدل‌های آشفتگی مختلف است. شکل ۷، مقایسه پروفیل‌های هسته هوا در جداکننده آزمایشگاهی با نتایج شبیه‌سازی CFD حاصل از مدل‌های مختلف آشفتگی را نشان می‌دهد. همان طور که در شکل مذکور دیده می‌شود، در شبیه‌سازی با مدل آشفتگی k-ε هسته هوا تشکیل نشده است و به عبارت دیگر نتایج حاصل از این مدل به دور از واقعیت است. مدل RNGk-ε هسته هوا را پیش‌بینی می‌کند اما در انتهای مرحله دوم هسته هوا ناپیوسته است و با داده‌های آزمایشگاهی مطابقت چندانی ندارد. در مدل آشفتگی RSM هسته هوا به طور کامل تشکیل شده است و تطابق بیشتری با الگوی آزمایشگاهی دارد. انحراف قطر هسته هوای شبیه‌سازی توسط مدل RSM از آزمایشگاهی در مرحله اول و مرحله دوم به ترتیب برابر با ۴/۳ و ۵/۲٪ بود.

جدول ۶ درصد اختلاف مقادیر شبیه‌سازی شده توسط مدل‌های مختلف با مقادیر آزمایشگاهی

پارامتر	k-ε	RNG k-ε	RSM
بازیابی	-۱۵/۹۴	-۱۵/۰۹	-۴/۷۳
نسبت جدایش	-۱۸/۰۵	-۱۶/۶۰	-۲/۲۶

۵-۴ اثر مدل‌های آشفتگی بر جریان فاز جامد

برای نشان‌دادن اهمیت انتخاب نوع مدل آشفتگی بر جریان چند فاز، شبیه‌سازی با چیدمان مدل‌های VOF-DPM انجام شده است. عملکرد وسایل ثقلی با استفاده از منحنی توزیع بررسی شد. منحنی توزیع به‌صورت رسم نمودار چگالی نسبی میانگین در برابر ضریب توزیع (درصد هر کسری از چگالی نسبی ورودی به شناور) ساخته می‌شود. از منحنی توزیع رایج‌ترین پارامترهای کارایی را می‌توان تخمین زد. این پارامترها شامل: حد جدایش (p_{50}) و خطای احتمال اکارت (EPM) است. خطای احتمال اکارت به‌صورت زیر تعریف می‌شود:

$$EPM = \frac{RD_{75} - RD_{25}}{2} \quad (17)$$

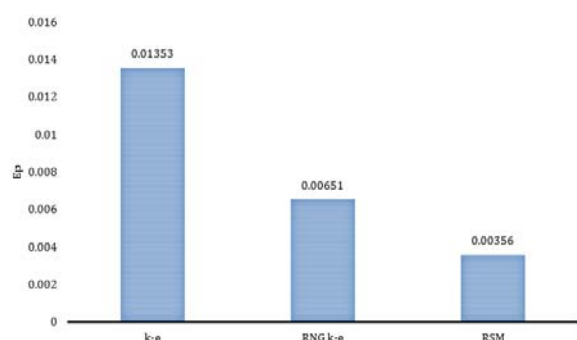
که RD_{75} چگالی نسبی مربوط به عدد توزیع ۷۵ و RD_{25} چگالی نسبی مربوط به عدد توزیع ۲۵ است. یک فرآیند کارآمدتر، مقدار خطای احتمال کمتری خواهد داشت.

برای درک بهتر تفاوت مدل‌های آشفتگی در پیش‌بینی جریان سه فاز، مقدار خطای احتمال و چگالی حد جدایش جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز توسط هر یک از مدل‌های آشفتگی به‌ترتیب در شکل‌های ۵ و ۶ نشان داده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، نتایج در دو مدل آشفتگی k-ε و RNG k-ε به‌طور قابل توجهی متفاوت از مدل RSM است. بنابراین دو مدل آشفتگی k-ε و RNG k-ε قادر به پیش‌بینی رفتار ذرات نیستند.

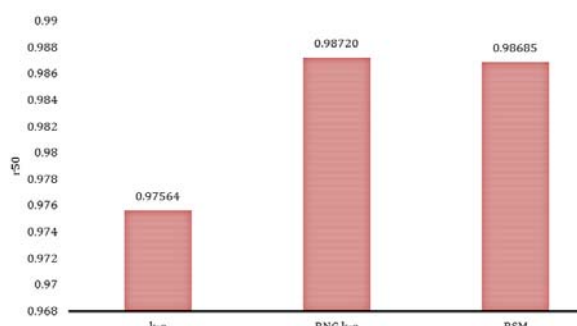
۶-۴ توزیع فشار و سرعت و الگوی جریان در شبیه‌سازی با مدل RSM

با توجه به اهمیت و تاثیر هسته هوا بر عملکرد جداکننده و نیز قابلیت پیش‌بینی دقیق‌تر پروفیل هسته هوا و قطر آن در شبیه‌سازی با استفاده از مدل آشفتگی RSM و ناچیزبودن انحراف نتایج شبیه‌سازی با این مدل نسبت به نتایج آزمایشگاهی، انتخاب مدل مذکور مورد توجه قرار گرفت. همان‌طور که در شکل ۸ دیده می‌شود، توزیع فشار استاتیکی در امتداد شعاع با افزایش شعاع افزایش می‌یابد. در نزدیک محور مرکزی، فشار دارای کمترین مقدار است. یک ناحیه خلا در نزدیکی مرکز در امتداد محور جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز وجود دارد. پروفیل‌های سرعت مماسی نشان می‌دهند که حداکثر سرعت در بخش‌های ورودی واسطه مرحله اول و ورودی واسطه مرحله دوم رخ داده است. از یک سو سرعت مماسی با افزایش شعاع افزایش می‌یابد و از سوی دیگر در طول محور جداکننده کاهش می‌یابد. در مورد جداکننده‌های دو مرحله‌ای گریز از مرکز، فشار و سرعت به شدت مرتبط هستند. هنگامی که جریان سیال از ورودی حلزونی شکل وارد جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز می‌شود، سیال شروع به شتاب می‌کند و

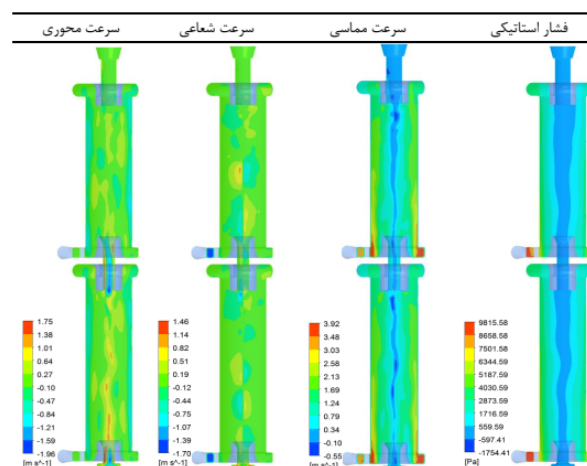
سپس سرعت سیال در طول دیوار استوانه کاهش می‌یابد. در کانتور سرعت شعاعی، محدوده‌های سرعت شعاعی مثبت و منفی در امتداد محور هندسی جداکننده وجود دارد. به‌علت توزیع سرعت شعاعی، یک جریان دو قطبی ایجاد می‌شود. مشاهده جریان دو قطبی در جداکننده، تصویری واضح از گرداب مارپیچی موجود در میدان جریان را نشان می‌دهد. دو جریان داخل جداکننده واسطه سنگین دو مرحله‌ای گریز از مرکز وجود دارد، یکی جریان رو به بالا و دیگری جریان رو به پایین. این دو جریان در پروفیل سرعت محوری نشان داده شده است. جریان رو به بالا در ناحیه بیرونی و جریان رو به پایین در ناحیه داخلی قرار دارد.



نمودار ۵) مقایسه خطای احتمال پیش‌بینی شده توسط هر یک از مدل‌های آشفتگی در جداکننده گریز از مرکز واسطه سنگین



نمودار ۶) مقایسه حد جدایش پیش‌بینی شده توسط هر یک از مدل‌های آشفتگی در جداکننده گریز از مرکز واسطه سنگین



شکل ۸) پروفیل مولفه‌های سرعت و فشار با استفاده از مدل آشفتگی RSM

مدل‌های آشفتگی بر نتایج شبیه‌سازی بررسی شده و با داده‌های آزمایشگاهی اعتبارسنجی شده است. براساس نتایج حاصل شبیه‌سازی عددی، شناخت خوبی از الگوی جریان در داخل جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز به‌دست آمد. نتایج مهم تحقیق در قالب موارد زیر قابل اشاره است:

۱- پارامتر عدد اویلر، شاخص همگرایی شبکه و سرعت میانگین برای بررسی آزمایش استقلال از شبکه استفاده شد و شبکه با ابعاد متوسط و دارای ۷۳۸۸۴۵ سلول برای بررسی اثر مدل‌های آشفتگی انتخاب شد.

۲- مدل‌های آشفتگی $k-\epsilon$ و $RNG\ k-\epsilon$ قادر به پیش‌بینی الگو و قطر هسته هوا در جداکننده نیستند.

۳- پیش‌بینی جریان ذرات توسط مدل‌های $k-\epsilon$ و $RNG\ k-\epsilon$ اختلاف زیادی با نتایج تجربی و آزمایشگاهی داشت اما نتایج پیش‌بینی شده با استفاده از مدل آشفتگی RSM دارای انطباق بیشتری با نتایج واقعی هستند.

۴- نتایج شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی با استفاده از مدل RSM انطباق خوبی با نتایج و داده‌های تجربی حاصل از جداکننده استوانه‌ای شفاف آزمایشگاهی داشت. نتایج شبیه‌سازی با استفاده از این مدل آشفتگی در مورد بازیابی حجمی سیال و قطر هسته هوا در مراحل اول و دوم به‌ترتیب ۴/۷۳، ۴/۳ و ۵/۲٪ با نتایج تجربی اختلاف داشت. با توجه به نتایج شبیه‌سازی دو فازی و سه فازی با استفاده از مدل آشفتگی RSM ، این مدل برای شبیه‌سازی‌های بعدی انتخاب شد و لذا نتایج حاصل از مدل مذکور را می‌توان جهت طراحی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز تحت شرایط عملیاتی متنوع مورد استفاده قرار داد.

تشکر و قدردانی: نویسندگان بر خود لازم می‌دانند از دانشگاه یزد که امکان انجام این پژوهش را فراهم نموده است، تشکر و قدردانی نمایند.

تأییدیه اخلاقی: این مقاله تاکنون در نشریه دیگری (به طور کامل یا بخشی از آن) به چاپ نرسیده است. ضمناً محتویات علمی و ادبی مقاله منتج از فعالیت علمی خود نویسندگان بوده و صحت و اعتبار نتایج و متن مقاله برعهده نویسندگان مقاله است.

تعارض منافع: نویسندگان اعلام می‌کنند که این اثر، هیچ گونه تعارض منافعی با اشخاص و سازمان‌های دیگر ندارد.

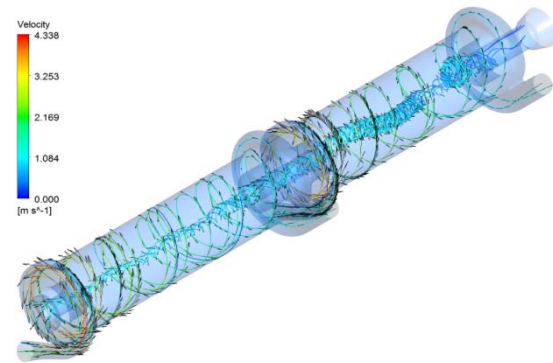
سهم نویسندگان: محسن آقایی (نویسنده اول)، نگارنده مقدمه/پژوهشگر اصلی/تحلیلگر آماری/نگارنده بحث (۵۰٪)؛ رضا دهقان (نویسنده دوم)، روش‌شناس/پژوهشگر کمکی/تحلیلگر آماری/نگارنده بحث (۵۰٪).

منابع مالی: این تحقیق با حمایت دانشگاه یزد انجام شده است.

منابع

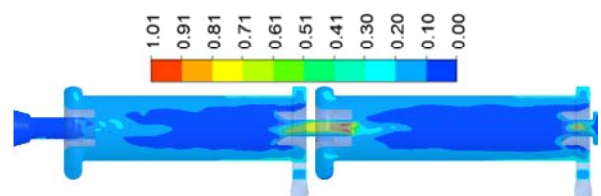
- 1- Piller M, Mencinger J, Schena G, Belardi G. Two-phase flow field in a cylindrical hydrocyclone with tangential discharge. International Journal of Fluid Mechanics Research. 2017;44(1):41-64.
- 2- Piller M, Schena G, Belardi G. Sensitivity of DynaWhirlpool hydrocyclone operation to applied back-pressure. International Journal of Mineral Processing. 2016;154:81-93.

در شکل ۹ ردیابی دو الگوی جریان مارپیچی غالب در جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز مشاهده می‌شود که یکی جریان مارپیج خارجی است که جهت جریان رو به بالا و در قسمت بیرونی استوانه قرار دارد و دیگر جریان مارپیج داخلی است که جهت رو به پایین و در مرکز استوانه قرار دارد.



شکل ۹) دو مارپیج موجود داخل جداکننده گریز از مرکز واسطه سنگین

شدت آشفتگی به‌صورت نسبت جذر میانگین مربع (RMS) نوسانات سرعت به سرعت متوسط جریان سیال تعریف می‌شود. این پارامتر از اهمیت زیادی برخوردار است و به‌طور مستقیم بر کارایی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز تاثیر می‌گذارد. شکل ۱۰ نمودار کانتوری شدت آشفتگی را نشان می‌دهد که بیشترین شدت آشفتگی در خروجی‌ها است و کمترین شدت آشفتگی در محور مرکزی استوانه است و همچنین شدت آشفتگی در مرحله دوم کمتر از مرحله اول است. این یافته از اهمیت بسیار بالایی برخوردار است، زیرا مرحله دوم جداکننده در کارخانه‌های زغال‌شویی نقش پاک‌کنندگی دارد و آشفتگی کمتر در این مرحله، کیفیت زغال‌سنگ تمیز را بهبود می‌بخشد. همچنین میزان بالای شدت آشفتگی باعث قرارگیری اشتباه ذرات می‌شود و در نتیجه عملکرد جداکننده را کاهش می‌دهد.



شکل ۱۰) کانتور شدت آشفتگی

۶- نتیجه‌گیری

در این تحقیق یک مدل سه فازی دینامیک سیالات محاسباتی از جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز برای مطالعه اثر مدل‌های آشفتگی بر میدان جریان موجود در جداکننده تهیه شد. همچنین اعتبار نتایج شبیه‌سازی از طریق مقایسه با نتایج تجربی و آزمایشگاهی تأیید شد. تحقیق حاضر نخستین بررسی شبیه‌سازی سه فازی جداکننده دو مرحله‌ای گریز از مرکز است که در آن تاثیر

- 20- Derksen JJ. Separation performance predictions of a Stairmand high-efficiency cyclone. *AIChE Journal*. 2003;49(6):1359-1371.
- 21- Derksen JJ, van den Akker HEA, Sundaresan S. Two-way coupled large-eddy simulations of the gas-solid flow in cyclone separators. *AIChE Journal*. 2008;54(4):872-885.
- 22- Ghadirian M, Hayes RE, Mmbaga J, Afacan A, Xu Z. On the simulation of hydrocyclones using CFD. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. 2013;91(5):950-958.
- 23- Mousavian SM, Najafi AF. Numerical simulations of gas-liquid-solid flows in a hydrocyclone separator. *Archive of Applied Mechanics*. 2009;79(5):395-409.
- 24- Aketi VAK, Vakamalla TR, Narasimha M, Sreedhar GE, Shivakumar R, RajanKumar A. Computational Fluid Dynamic study on the effect of near gravity material on dense medium cyclone treating coal using Discrete Phase Model and Algebraic Slip mixture multiphase model. *The Journal of Computational Multiphase Flows*. 2016;9(2):58-70.
- 25- Brar LS, Elsayed K. Analysis and optimization of cyclone separators with eccentric vortex finders using large eddy simulation and artificial neural network. *Separation and Purification Technology*. 2018;207:269-283.
- 26- Li G, Hall P, Miles N, Wu T, Dong J. Numerical Investigation of the Performance of a Vorsyl Separator Using a Euler-Lagrange Approach. *International Journal of Mechanical and Mechatronics Engineering*. 2016;10(9):1643-1650.
- 27- Mikheev N, Saushin I, Paereliy A, Kratirov D, Levin K. Cyclone separator for gas-liquid mixture with high flux density. *Powder Technology*. 2018;339:326-333.
- 28- Zhang T, Guo K, Liu C, Li Y, Tao M, Shen C. Experimental and Numerical Investigations of a Dual-Stage Cyclone Separator. *Chemical Engineering & Technology*. 2018;41(3):606-617.
- 29- Elsayed K, Lacor C. CFD modeling and multi-objective optimization of cyclone geometry using desirability function, artificial neural networks and genetic algorithms. *Applied Mathematical Modelling*. 2013;37(8):5680-5704.
- 30- Elsayed K. Optimization of the cyclone separator geometry for minimum pressure drop using Co-Kriging. *Powder Technology*. 2015;269:409-424.
- 31- Elsayed K, Lacor C. Numerical modeling of the flow field and performance in cyclones of different cone-tip diameters. *Computers & Fluids*. 2011;51(1):48-59.
- 32- Elsayed K. Design of a novel gas cyclone vortex finder using the adjoint method. *Separation and Purification Technology*. 2015;142:274-286.
- 33- Fathizadeh N, Mohebbi A, Soltaninejad S, Iranmanesh M. Design and simulation of high pressure cyclones for a gas city gate station using semi-empirical models, genetic algorithm and computational fluid dynamics. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*. 2015;26:313-329.
- 34- Karimi M, Akdogan G, Dellimore KH, Bradshaw SM. Quantification of numerical uncertainty in computational fluid dynamics modelling of hydrocyclones. *Computers & Chemical Engineering*. 2012;43:45-54.
- 3- Ferrara G, Bozzato P, Chinè B. Performance of conical and cylindrical separatory vessels in dynamic dense-medium separation processes. *Mining, Metallurgy & Exploration*. 1999;16(2):8-15.
- 4- Ferrara G, Machiavelli G, Bevilacqua P, Meloy TP. Tri-Flo: A multistage high- sharpness DMS process with new applications. *Mining, Metallurgy & Exploration*. 1994;11(2):63-73.
- 5- Ruff HJ. Operating experience with the Tri-Flo dense medium separator. *Trans Inst Min Metall Sect C*. 1986;95:225-228.
- 6- Dhakal TP, Walters DK, Strasser W. Numerical study of gas-cyclone airflow: an investigation of turbulence modelling approaches. *International Journal of Computational Fluid Dynamics*. 2014;28(1-2):1-15.
- 7- Suasnabar DJ. Dense medium cyclone performance enhancement via computational modelling of the physical processes [Dissertaion]. Sydney, Australia: The University of New South Wales; 2000.
- 8- Dyakowski T, Williams RA. Modelling turbulent flow within a small-diameter hydrocyclone. *Chemical Engineering Science*. 1993;48(6):1143-1152.
- 9- Delgadillo JA, Rajamani RK. A comparative study of three turbulence-closure models for the hydrocyclone problem. *International Journal of Mineral Processing*. 2005;77(4):217-230.
- 10- Brennan M. CFD simulations of hydrocyclones with an air core: Comparison between large eddy simulations and a second moment closure. *Chemical Engineering Research and Design*. 2006;84(6):495-505.
- 11- Slack MD, Prasad RO, Bakker A, Boysan F. Advances in cyclone modelling using unstructured grids. *Chemical Engineering Research and Design*. 2000;78(8):1098-1104.
- 12- Narasimha M, Brennan M, Holtham PN. Large eddy simulation of hydrocyclone-prediction of air-core diameter and shape. *International Journal of Mineral Processing*. 2006;80(1):1-14.
- 13- Narasimha M, Brennan MS, Holtham PN, Napier-Munn TJ. A comprehensive CFD model of dense medium cyclone performance. *Minerals Engineering*. 2007;20(4):414-426.
- 14- Cortés C, Gil A. Modeling the gas and particle flow inside cyclone separators. *Progress in Energy and Combustion Science*. 2007;33(5):409-452.
- 15- Elghobashi S. On predicting particle-laden turbulent flows. *Applied Scientific Research*. 1994;52(4):309-329.
- 16- Elsayed K, Lacor C. Optimization of the cyclone separator geometry for minimum pressure drop using mathematical models and CFD simulations. *Chemical Engineering Science*. 2010;65(22):6048-6058.
- 17- Elsayed K, Lacor C. The effect of cyclone vortex finder dimensions on the flow pattern and performance using LES. *Computers & Fluids*. 2013;71:224-239.
- 18- Wang B, Xu DL, Chu KW, Yu AB. Numerical study of gas-solid flow in a cyclone separator. *Applied Mathematical Modelling*. 2006;30(11):1326-1342.
- 19- de Souza FJ, de Vasconcelos Salvo R, de Moro Martins DA. Large Eddy Simulation of the gas-particle flow in cyclone separators. *Separation and Purification Technology*. 2012;94:61-70.