

مطالعه تجربی و عددی غبارگیر با کانالهای مارپیچی در جداسازی پودر سیاه خطوط انتقال گاز

فرزانه اسعدی¹، مرتضی عیوضی²، منصور شیروانی^{3*}، سید حسن هاشم آبادی⁴

1- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران

2- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران

3- دانشیار، مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران

4- استاد، مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران

* صندوق پستی 16846-13114، shirvani.m@iust.ac.ir

اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل
دریافت: 02 بهمن 1396
پذیرش: 25 فروردین 1397
ارائه در سایت: 21 اردیبهشت 1397

کلید واژگان:

پودر سیاه
جداساز کانالهای مارپیچی
راندمان جداسازی
افت فشار

چکیده

در این مقاله جداسازی ذرات پودر سیاه از جریان هوا با استفاده از یک جداساز چندکاناله مارپیچی به صورت آزمایشگاهی مطالعه شده است و با استفاده از شبیه‌سازی دینامیک سیالات محاسباتی، راندمان و افت فشار دستگاه در شرایط عملیاتی مختلف مورد بررسی قرار گرفته است. ذرات پودر سیاه از نمونه پودرهای ایستگاه تقویت فشار سازه تهیه شده است که میانگین اندازه ذرات آن پس از انجام آزمون DLS و پردازش تصاویر SEM، $0.327 \mu\text{m}$ مشخص گردید. شبیه‌سازی CFD جداساز چندکاناله مارپیچی برای جریان هوا-پودر سیاه با نرم‌افزار فلوئنت انجام شده است. برای شبیه‌سازی اغتشاشات، از مدل اغتشاشی $k-\epsilon$ که هم از لحاظ دقت و هم از لحاظ سرعت مناسب است، استفاده شده است. اختلاف بین نتایج آزمایشگاهی و شبیه‌سازی برای بازده و پارامتر افت فشار به ترتیب 16 درصد و 7.15 درصد مشخص گردید. برای بررسی تأثیر شرایط عملیاتی، سیستم در دبی‌های حجمی ورودی و کسرهای جرمی جامد ورودی مختلف مورد مطالعه قرار گرفت و نتایج نشان داد که این سیستم برای جداسازی ذرات پودر سیاه مذکور، راندمانی بالای 80 درصد دارد و با افزایش دبی حجمی ورودی به میزان 40 درصد راندمان جداسازی دستگاه به میزان 10 درصد افزایش می‌یابد. در صورتی که با افزایش 5 برابری کسر جرمی مواد جامد راندمان تنها 3 درصد افزایش دارد. همچنین، با افزایش دبی حجمی هوای ورودی از 80 به 140 متر مکعب بر ساعت، افت فشار جداساز حدود 50 درصد افزایش داشته است.

Experimental and numerical study of spiral-channels dust separator for separation of black powder of gas pipeline

Farzaneh Asaadi, Morteza Eyvazi, Mansour Shirvani*, Seyed Hassan Hashemabadi¹

Department of Chemical Engineering, Iran University of Science and Technology, Tehran, Iran

* P.O.B. 16846-13114, Tehran, Iran, shirvani.m@iust.ac.ir

ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper
Received 22 January 2018
Accepted 14 April 2018
Available Online 11 May 2018

Keywords:

Black powder
Multi-channel spiral separator
Separation efficiency
Pressure drop

ABSTRACT

In this paper, the separation black powder from air flow experimentally have been studied by spiral-channels dust separator and the efficiency and pressure drop of spiral-channels dust separator has been investigated by CFD simulations in different operating conditions. Powder particles have been tested from a sample of powders of Saveh Strengthening Station, whose average particle size has been determined by DLS and SEM images processing, 0.327 micrometers. CFD simulation of spiral-channels dust separator has been done with FLUENT software. The RNG k-ε turbulent model as an optimal turbulence model has been used. The difference between the experimental and the simulation results was revealed around 16% and 7.15% for efficiency and pressure drop parameters respectively. To illustrating the effect of operating condition, the various flow rate and solids mass fraction were investigated and results showed that maximum efficiency is the highest input volumetric flow rate. Also, the results showed that this system has the efficiency of more than 80% for separating Black Powder particles and with increasing 40% of the volumetric flow rate, the separation efficiency increased up to 10%. If, by increasing the mass fraction of solids by 5 times, the efficiency increased only by 3%. The pressure drop of the separator increased up to about 50% with increasing the volumetric flow rate from 80 to 140 m³/hr.

طبیعی همواره در اثر فعل و انفعالات شیمیایی و فیزیکی از جمله انجام واکنش‌های خوردگی، سایش مسیر، کندانس شدن هیدروکربن‌های سنگین و غیره، پودری سیاه رنگ شامل ذرات سولفید آهن و اکسید آهن ایجاد می‌شود

1- مقدمه
گاز طبیعی به عنوان یکی از منابع اصلی انرژی و همچنین به عنوان ماده خام اولیه در بسیاری از صنایع، حائز اهمیت می‌باشد. در خطوط انتقال گاز

که عدم حذف آن از جریان گاز طبیعی مشکلات متعددی را موجب می‌شود. این ذرات در جریان گاز می‌تواند موجب آسیب شدید به کمپرسورها و کاهش بازده آنها و همچنین گرفتگی ابزارها و شیرها در ایستگاه‌های تقویت فشار در خطوط انتقال گاز شود. جداسازی این ذرات عملاً با استفاده از فیلترهای مخصوصی که در مسیر انتقال قرار داده می‌شود انجام می‌گیرد.

این فیلترها، علاوه بر وارد آوردن افت فشار در خط انتقال گاز، باید بطور متناوب تعویض و سرویس گردند و لذا پیدا کردن و ابداع دستگاهی که قادر باشد بطور مداوم بدون نیاز به توقف جریان گاز در خط انتقال غبارزدایی نماید، حائز اهمیت ویژه‌ای است. عملاً احتیاج به روش‌هایی برای بازدارندگی و رفع گرفتگی لوله، ناشی از ایجاد این ناخالصی‌ها در جریان انتقال گاز می‌باشد. اما مواد بازدارنده خوردگی سطح لوله‌ها و پیگرانی¹ در خطوط انتقال گاز، تنها مقدار پودر سیاه را کاهش می‌دهند و نیاز به جداسازی و پاکسازی خط انتقال گاز از پودر باقیمانده وجود دارد. زدایش پودر سیاه از شبکه‌های انتقال و توزیع گاز اغلب به ترکیبی از روش‌ها نیاز دارد. پس از روش‌های زدایش و جلوگیری از تشکیل پودر سیاه که شامل روش‌های شیمیایی و مکانیکی می‌باشند، استفاده از فیلترها و جداسازهای سیکلونی که می‌توانند به صورت مجزا یا ترکیبی طراحی شده باشند کاملاً مورد نیاز است. به طور معمول برای جداسازی ذرات جامد از جریان گاز، فیلتراسیون آنها در ورودی تجهیزات فرآیندی صورت می‌گیرد، اما چون ذرات پودر سیاه به تدریج در طول خط تشکیل می‌گردند و عموماً دارای دانه‌بندی بسیار ریزی می‌باشند، فیلترهای ایفای در به دام انداختن آنها دچار مشکل می‌شوند و تنها ذرات بزرگتر در فیلترها جمع‌آوری شده و ذرات ریزتر از فیلتر عبور می‌کنند. این ذرات به علت خاصیت مغناطیسی تمایل به مجتمع شدن دارند و در نتیجه در تجهیزات فرآیندی (خصوصاً کمپرسورها) ایجاد مشکل می‌کنند. گذشته از این فیلترهای ایفای مشکلات مربوط به تعویض و تعمیرات را هم به همراه دارند، که انجام آن زمان و هزینه‌هایی دربردارد. آزادی و همکارانش [1] در بررسی انجام شده در شبکه انتقال و توزیع شهر کرمان غلظت نسبتاً بالایی از پودر سیاه مشاهده کرده‌اند و سیستم فیلتراسیون موجود توانایی جداسازی ذرات جامد را به درستی ندارد. معمولاً به کمک یک جداساز سیکلونی قبل از فرآیند فیلتراسیون ایفای بازده جداسازی افزایش داده می‌شود. جداسازهای سیکلونی بیش از 100 سال است که در صنعت مورد استفاده قرار می‌گیرند و در حال حاضر یکی از پر کاربردترین تجهیزات برای زدایش ذرات جامد از جریان‌های غبارآلود می‌باشند. طراحی ساده، هزینه‌های کم ساخت و نگهداری آسان، فقدان قسمت متحرک و مقاومت بالا در شرایط سخت عملیاتی از دلایل اصلی استفاده از سیکلون‌ها است. اما عملاً علیرغم سادگی طراحی سیکلون‌ها، الگوی جریان داخلی و ویژگی‌های جمع‌آوری آنها پیچیده است و با هر تغییری در ابعاد هندسی و پارامترهای عملیاتی (شامل: سرعت ورود گاز، دانسیته و ویسکوزیته گاز، دانه بندی ذرات و غلظت آنها در جریان گاز) می‌توان انتظار تغییراتی در راندمان جداسازی دستگاه را داشت. در همین راستا، با وجود میدان جریان پیچیده در سیکلون‌ها برای مرتبط کردن و بررسی تأثیر پارامترهای عملیاتی و اصلاحات هندسی، تلاش‌های زیادی توسط محققان انجام شده است. اما در بیشتر موارد تنها یک یا دو متغیر در نظر گرفته شده است. در مورد اصلاحات هندسی می‌توان به اصلاح دهانه کانال ورودی [2]، کانال خروجی جریان حامل ذرات و تغییر قطر دهانه خروجی مخروط [3]، تغییر در قطر و طول گردابه‌یاب²، که امتداد لوله

خروجی به داخل سیکلون می‌باشد [4] اشاره نمود. هم‌چنین، صدیقی و همکاران [5] با مطالعه اثر جریان برگشتی بر عملکرد سیکلون نشان دادند که با افزایش نسبت برگشتی بازده جداسازی افزایش می‌یابد. جیباو و همکاران [6] با افزودن پره‌ای چرخان به داخل یک سیکلون دینامیکی به بررسی نحوه افزایش عملکرد دستگاه پرداخته و نشان دادند که با افزایش سرعت چرخش پره‌ها، بازده افزایش می‌یابد. در مجموع، سیکلون‌ها برای جداسازی ذرات بزرگتر از 5 میکرومتر به کار برده می‌شوند و راندمان جداسازی آنها برای ذرات کوچکتر از این مقدار بسیار پایین بوده و عملاً از لحاظ کاربردی غیرقابل قبول می‌باشند. در زمینه شبیه‌سازی جریان‌های داخل دستگاه نیز تحقیقات زیادی جهت بهبود عملکرد سیکلون‌ها صورت گرفته است. روش‌های CFD³ با توضیح دقیق رفتار آشفته جریان، مدل‌سازی جریان در سیکلون‌ها را امکان‌پذیر ساخته‌اند. در جهت بهبود پیش‌بینی میدان سرعت و فشار با بهینه‌سازی این مدل‌ها، تحقیقات زیادی انجام شده است و در همه این مطالعات فرض این است که فاز جامد تأثیر قابل توجهی بر روی فاز پیوسته ندارد. قاسمی و همکاران [7] تأثیر تغییر پارامترهای هندسی ورودی سیکلون را با روش دینامیک سیالات محاسباتی بررسی کردند و به بهینه‌سازی آن پرداختند. بررسی‌ها نشان داده است که در میان مدل‌های اغتشاش به کار رفته جهت شبیه‌سازی CFD برای جریان‌های آشفته در سیکلون‌ها و لوله‌های ماریپیجی، که در آنها جریان چرخشی شدید است، تنها نتایج شبیه‌سازی با مدل RSM⁴ مطابقت خوبی با نتایج آزمایشگاهی دارد. اما مدل Standard k-ε برای شبیه‌سازی جریان‌های شدیداً چرخشی دارای محدودیت می‌باشد و منجر به توزیع سرعت‌های مماسی غیرواقعی می‌گردد. هم‌چنین، مدل RNG k-ε برای شبیه‌سازی لوله‌های ماریپیجی از دقت قابل قبولی برخوردار است [8]. در مجموع می‌توان دریافت که مدل RSM برای شبیه‌سازی جریان‌های شدیداً چرخشی در سیکلون‌ها نسبت به سایر مدل‌ها مناسبتر است، اما زمان محاسباتی بالاتری نیاز دارد. وو و همکارانش [9] از مدل RSM برای شبیه‌سازی یک سیکلون جت شعاعی استفاده کردند و شاهد سازگاری مناسب داده‌های افت فشار حاصل از شبیه‌سازی با داده‌های تجربی بودند. هم‌چنین هواکسترا و همکارانش [10] به بررسی عملکرد سه مدل اغتشاشی RSM، RNG k-ε و Standard k-ε در پیش‌بینی سرعت مماسی در یک سیکلون با مقایسه با نتایج تجربی پرداختند. دو مدل RNG k-ε و Standard k-ε توزیع غیر واقعی از سرعت مماسی را پیش‌بینی نمودند، اما نتایج بدست آمده با استفاده از مدل RSM تطابق منطقی با داده‌های آزمایشگاهی داشتند.

جداکننده‌های کانال ماریپیجی که مورد نظر در این مقاله می‌باشند، جداسازهایی با راندمان بالا برای جدا کردن ذرات جامد با اندازه‌های میکرونی و زیرمیکرونی از جریان گاز می‌باشند [11]. این جداکننده‌ها معمولاً در فرآیندهای پیوسته که باید ذرات با راندمان بالا از گاز جدا شود و احتیاج به حداقل زمان توقف در عملیات برای تعمیر و نگهداری می‌باشد، مورد استفاده قرار می‌گیرند. هم‌چنین برای جداسازی ذرات جامد، روغنی و هیدروکربنی از گاز طبیعی هنگام استخراج بسیار کاربرد دارند.

در این پژوهش، بازده و افت فشار یک جداساز از نوع کانال‌های ماریپیجی برای جداسازی ذرات میکرونی پودر سیاه به صورت آزمایشگاهی و شبیه‌سازی مورد بررسی قرار گرفته است و اثر دبی حجمی هوای ورودی و کسر جرمی پودر سیاه بر بازده و افت فشار جداساز به صورت تجربی و شبیه‌سازی بررسی

شود. این ذرات در جریان گاز می‌تواند موجب آسیب شدید به کمپرسورها و کاهش بازده آنها و همچنین گرفتگی ابزارها و شیرها در ایستگاه‌های تقویت فشار در خطوط انتقال گاز شود. جداسازی این ذرات عملاً با استفاده از فیلترهای مخصوصی که در مسیر انتقال قرار داده می‌شود انجام می‌گیرد.

این فیلترها، علاوه بر وارد آوردن افت فشار در خط انتقال گاز، باید بطور متناوب تعویض و سرویس گردند و لذا پیدا کردن و ابداع دستگاهی که قادر باشد بطور مداوم بدون نیاز به توقف جریان گاز در خط انتقال غبارزدایی نماید، حائز اهمیت ویژه‌ای است. عملاً احتیاج به روش‌هایی برای بازدارندگی و رفع گرفتگی لوله، ناشی از ایجاد این ناخالصی‌ها در جریان انتقال گاز می‌باشد. اما مواد بازدارنده خوردگی سطح لوله‌ها و پیگرانی¹ در خطوط انتقال گاز، تنها مقدار پودر سیاه را کاهش می‌دهند و نیاز به جداسازی و پاکسازی خط انتقال گاز از پودر باقیمانده وجود دارد. زدایش پودر سیاه از شبکه‌های انتقال و توزیع گاز اغلب به ترکیبی از روش‌ها نیاز دارد. پس از روش‌های زدایش و جلوگیری از تشکیل پودر سیاه که شامل روش‌های شیمیایی و مکانیکی می‌باشند، استفاده از فیلترها و جداسازهای سیکلونی که می‌توانند به صورت مجزا یا ترکیبی طراحی شده باشند کاملاً مورد نیاز است. به طور معمول برای جداسازی ذرات جامد از جریان گاز، فیلتراسیون آنها در ورودی تجهیزات فرآیندی صورت می‌گیرد، اما چون ذرات پودر سیاه به تدریج در طول خط تشکیل می‌گردند و عموماً دارای دانه‌بندی بسیار ریزی می‌باشند، فیلترهای ایفای در به دام انداختن آنها دچار مشکل می‌شوند و تنها ذرات بزرگتر در فیلترها جمع‌آوری شده و ذرات ریزتر از فیلتر عبور می‌کنند. این ذرات به علت خاصیت مغناطیسی تمایل به مجتمع شدن دارند و در نتیجه در تجهیزات فرآیندی (خصوصاً کمپرسورها) ایجاد مشکل می‌کنند. گذشته از این فیلترهای ایفای مشکلات مربوط به تعویض و تعمیرات را هم به همراه دارند، که انجام آن زمان و هزینه‌هایی دربردارد. آزادی و همکارانش [1] در بررسی انجام شده در شبکه انتقال و توزیع شهر کرمان غلظت نسبتاً بالایی از پودر سیاه مشاهده کرده‌اند و سیستم فیلتراسیون موجود توانایی جداسازی ذرات جامد را به درستی ندارد. معمولاً به کمک یک جداساز سیکلونی قبل از فرآیند فیلتراسیون ایفای بازده جداسازی افزایش داده می‌شود. جداسازهای سیکلونی بیش از 100 سال است که در صنعت مورد استفاده قرار می‌گیرند و در حال حاضر یکی از پر کاربردترین تجهیزات برای زدایش ذرات جامد از جریان‌های غبارآلود می‌باشند. طراحی ساده، هزینه‌های کم ساخت و نگهداری آسان، فقدان قسمت متحرک و مقاومت بالا در شرایط سخت عملیاتی از دلایل اصلی استفاده از سیکلون‌ها است. اما عملاً علیرغم سادگی طراحی سیکلون‌ها، الگوی جریان داخلی و ویژگی‌های جمع‌آوری آنها پیچیده است و با هر تغییری در ابعاد هندسی و پارامترهای عملیاتی (شامل: سرعت ورود گاز، دانسیته و ویسکوزیته گاز، دانه بندی ذرات و غلظت آنها در جریان گاز) می‌توان انتظار تغییراتی در راندمان جداسازی دستگاه را داشت. در همین راستا، با وجود میدان جریان پیچیده در سیکلون‌ها برای مرتبط کردن و بررسی تأثیر پارامترهای عملیاتی و اصلاحات هندسی، تلاش‌های زیادی توسط محققان انجام شده است. اما در بیشتر موارد تنها یک یا دو متغیر در نظر گرفته شده است. در مورد اصلاحات هندسی می‌توان به اصلاح دهانه کانال ورودی [2]، کانال خروجی جریان حامل ذرات و تغییر قطر دهانه خروجی مخروط [3]، تغییر در قطر و طول گردابه‌یاب²، که امتداد لوله

³ Computational fluid Dynamic (دینامیک سیالات محاسباتی)

⁴ Reynolds Stress Model

¹ pigging

² vortex finder

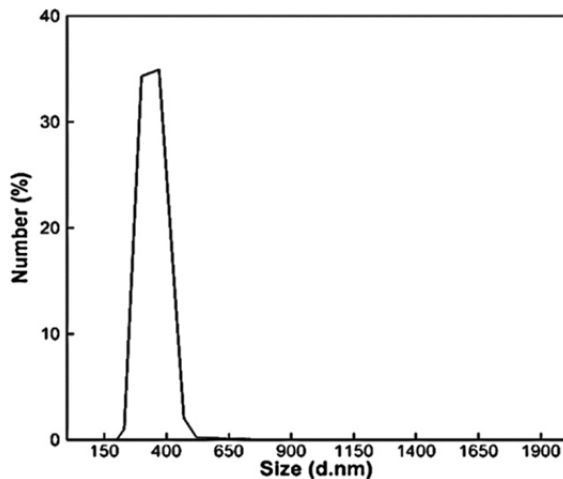


Fig. 2 Particle size Distribution resulting from DLS test

شکل 2 نمودار توزیع فراوانی حاصل از تست DLS

خارج و به طرف لوله خروجی گاز که در وسط و پایین تر از کانالهای ماریپیجی قرار دارد، هدایت می‌شود. این لوله به فاصله مشخصی از مقطع خروجی کانالها در داخل استوانه لوله‌ای بصورت هم محور با استوانه تعبیه شده است تا هوای تمیز از آن مکش شود. مکش جریان نیز توسط یک فن مکنده هوا که به خروجی لوله گاز تمیز مرتبط است، صورت می‌پذیرد. قبل از این مکنده نیز یک فیلتر کیسه‌ای قرار دارد تا ذرات فرار کرده از دستگاه را جمع‌آوری نماید. ذرات جدا شده بواسطه نیروی گریز از مرکز، از ناحیه بین استوانه و لوله داخلی عبور می‌نمایند و در یک مخزن در انتهای استوانه خارجی جمع‌آوری می‌شوند.

جهت توزیع یکنواخت ذرات پودر ورودی یک محفظه چند سوراخه چرخان در بالای کانالها قرار داده شده است، ذرات پودر سیاه از طرفین وارد این محفظه می‌شوند و این محفظه نیز با چرخش خود ذرات را به طور یکنواخت در ورودی کانالها توزیع می‌کند. همچنین برای اینکه دبی جرمی یکنواختی نیز برای ورود پودر به این محفظه را داشته باشیم، از یک مخزن ذخیره بدنه لرزان (مرتعش شده با یک موتور غیر بالانس) که دارای یک شکاف باریک برای خروج پودر می‌باشد استفاده شده است.

ساختار هندسی کانالهای ماریپیجی مورد مطالعه در "شکل 4" آمده است. در این سیستم وجود قسمت ماریپیج عمودی که شامل پرده‌های چندگانه و مجاور هم می‌باشد، جریان چرخشی بسیار شدیدی به وجود می‌آورد که به جداسازی ذرات از جریان گاز منجر می‌گردد. بدین معنی که به علت نیروی گریز از مرکز اعمال شده بر ذرات، جریانهای غلیظی از ذرات در کنار دیواره لوله حاوی کانالها برقرار می‌گردد که ریزش ذرات به مخزن جمع‌آوری را در بر خواهد داشت. جریان رقیقی از ذره نیز در حوالی مرکزی این لوله برقرار می‌گردد که ناشی از مولفه شعاعی جریان سیال به سمت لوله مرکزی برای جریان یافتن گاز تمیز می‌باشد. این مولفه رادیال جریان مرکزی باعث فرار ذرات می‌شود. لذا، محصول فرار کرده شامل ذرات ریزتر هستند و محصول جدا شده حاوی ذرات درشت تر. بهرنگ و همکاران [13] در مطالعه خود از نوع اولیه جداساز ماریپیج استفاده کرده‌اند که در آن دیواره‌های مقطع کانالهای ماریپیج را به صورت سطوح صاف در نظر گرفته بودند. سطح مقطع کانالها در مقطع خروجی در طراحی آنها بصورت مسطح بوده است. در حالیکه در طراحی این مقاله سطح مقطع خروجی بصورت مخروطی (به حالت فرورفتگی به داخل) طراحی شده است تا باعث افزایش مقطع استوانه‌ای شکل

شده است.

2- مطالعه تجربی

1-2- مشخصات پودر سیاه

پودر سیاه، معمولاً به صورت ترکیب مولکولی آهن و سولفور به عنوان عناصر اصلی تشکیل دهنده آن در لوله‌های گاز وجود دارد. اصلی‌ترین سازنده پودرهای سیاه مگنتیت (اکسید آهن) است که در اثر واکنش بین آهن بدنه لوله و آب به وجود می‌آید. در واقع می‌توان اذعان نمود که تقریباً 80 درصد وزنی پودرهای سیاه، محصولات حاصل از خوردگی به همراه مواد معدنی موجود در شن و ماسه است که به دلایل مختلفی می‌تواند در خط وجود داشته باشد [12]. ذرات پودر سیاه استفاده شده در این پژوهش، از خط لوله چهارم سراسری انتقال گاز و ایستگاه تقویت فشار ساوه با دانسیته 1986 kg/m³ تهیه شده و در آزمایش‌های جداساز ماریپیجی چندکاناله مورد استفاده قرار گرفته است. تعیین توزیع اندازه ذرات پودر سیاه با توجه به کوچک بودن ابعاد آن به آسانی قابل انجام نمی‌باشد. لذا در این تحقیق، نمونه‌های پودر سیاه با استفاده از تکنیک آلتراسونیک برای توده‌زدایی در محلول آبی پراکنده شده است و سپس از نمونه خشک شده تصویر SEM¹ تهیه شده و پردازش تصویر بر روی آن صورت گرفته است. از آنجا که تصاویر SEM کلوخگی درصد بالایی از ذرات را نشان داده است، جهت اطمینان بیشتر از تست DLS² نیز استفاده شده است.

در تست DLS برای تعیین دانه بندی ذرات محلول آبی ذرات آماده شده و پس از قرار دادن در حمام آلتراسونیک، بلافاصله در دستگاه قرار داده می‌شود. در "شکل 1" تصویر SEM ذرات پودر سیاه و در "شکل 2" نمودار توزیع فراوانی ذرات حاصل از تست DLS نشان داده شده است. با استفاده از پردازش تصاویر SEM و همچنین روش DLS، مقدار میانگین قطر ذرات پودر سیاه استفاده شده در این تحقیق 0.327 میکرومتر تعیین گردیده است (مطابق با محور افقی شکل 2).

2-2- طراحی و ساخت سامانه آزمایشگاهی

سامانه آزمایشگاهی که برای جداسازی ذرات پودر سیاه استفاده شده است، مطابق "شکل 3" می‌باشد. این جداکننده از یک پوسته استوانه‌ای به صورت عمودی تشکیل شده است که درون آن هشت کانال ماریپیج که به صورت موازی با هم کار می‌کنند، طراحی شده است. ذرات جامد به همراه گاز از این کانالهای ماریپیج موازی عبور می‌کند و بر اثر نیروی گریز از مرکز ذرات جامد در کنار دیواره تجمع یافته و جدا می‌شوند. گاز تمیز از هرکدام از کانالها

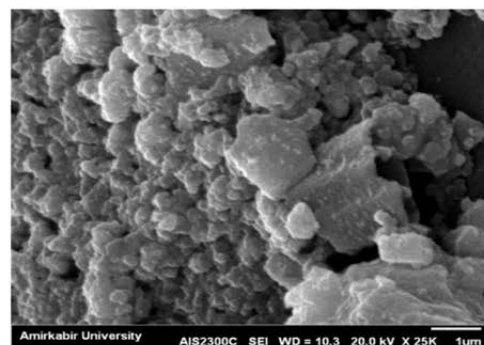


Fig. 1 The SEM image of black powder particles

شکل 1 تصویر SEM از ذرات پودر سیاه

¹ Scanning Electron Microscope

² Dynamic Light Scattering

$$F_D = \frac{1}{2} C_D \rho_f A_p |U_p - U_f|^2 \quad (2)$$

$$F_G = (\rho_p - \rho_f) g V_p \quad (3)$$

و C_D ، ρ_f ، A_p و $|U_p - U_f|$ بترتیب ضریب درگ، دانسیته سیال، مساحت m_p و r_p بترتیب جرم ذره، شعاع چرخش ذره و سرعت زاویه‌ای ذره

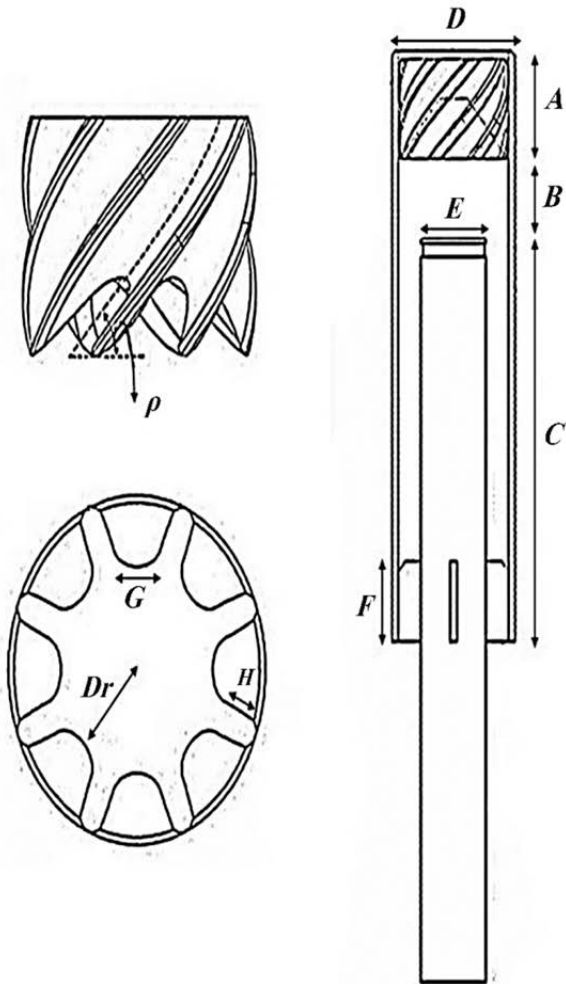


Fig.4 The geometric structure of spiral channel separator
شکل 4 ساختار هندسی جداساز چندکاناله مارپیچ

جدول 1 ابعاد و اندازه‌های هندسی جداساز چندکاناله مارپیچ

Table 1 Dimensions and geometric sizes of spiral channel separator

اندازه (اینچ)	توضیح	نماد
5	ارتفاع کانال‌های مارپیچ	A
2.5	فاصله میان خروجی کانال‌ها و ورودی سیلندر خروجی گاز تمیز	B
17.25	ارتفاع محل قرارگیری پره‌ها	C
4	قطر سیلندر بیرونی	D
2	قطر سیلندر خروجی گاز تمیز	E
2	طول پره‌ها	F
0.38	عرض مقطع کانال مارپیچ	G
0.5625	طول دیواره مورب کانال مارپیچ	H
1.28	فاصله سطح مقطع کانال‌ها از مرکز	Dr
41°	زاویه پیش‌کش کانال‌ها نسبت به خط عمود	ρ

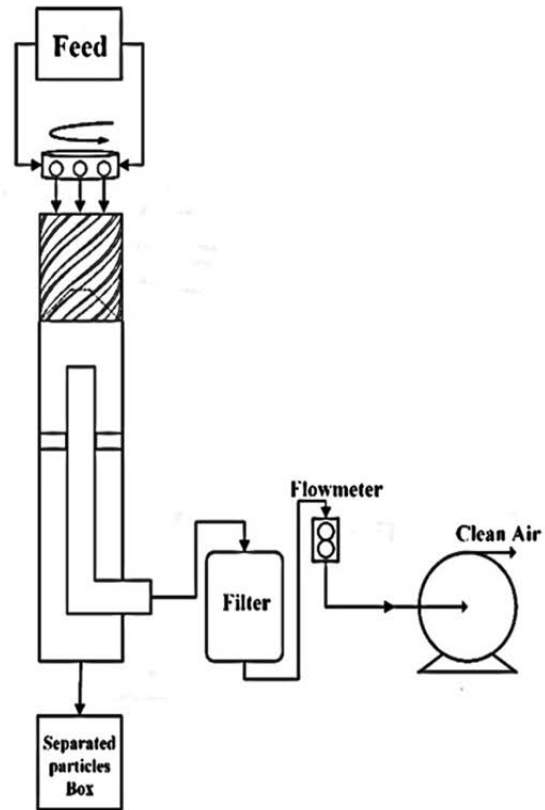


Fig. 3 Schematic of the experimental equipment
شکل 3 شماتیک از سامانه آزمایشگاهی

عبور جریان به سمت داخل در جهت مولفه شعاعی برای ورود به لوله داخلی گردد. اینکار باعث کاهش مولفه سرعت شعاعی گاز به سمت داخل و همچنین کاهش نیروی رانشی وارد شده به ذرات از طریق این مولفه شعاعی میگردد که موثر در کاهش میزان فرار ذرات می‌باشد. در "شکل 4" سطح مقطع کانالها در حالت برش خورده عمود بر محور عمودی کانالها با حرف G نشان داده شده است. استفاده از مقطع منحنی وار بجای دیواره های صاف به منظور جلوگیری از ایجاد گردابه‌های ناخواسته بوده است. زاویه پیش کانال‌ها از ابتدای ورود تا خروج برابر 180 درجه و زاویه گام بین آن‌ها نسبت به افق 41 درجه می‌باشد، در حالیکه زاویه محور کانال‌ها نسبت به افق در کار بهرنگ [13] کمتر بوده است. ابعاد و اندازه‌های هندسی جداساز مارپیچ چندکاناله مورد مطالعه مطابق "شکل 4" در جدول 1 آورده شده است. مشخصات تجهیزات مورد استفاده در سامانه آزمایشگاهی، در جداول 2 و 3 بیان شده است. همچنین در "شکل 5" جداساز مارپیچی چندکاناله ساخته شده در آزمایشگاه، طبق ابعاد و اندازه‌های موجود در جدول 1 نشان داده شده است.

3-2- مدلسازی جریان در سامانه آزمایشگاهی

در داخل غبارگیر مارپیچ، ذرات در هر نقطه در معرض نیروهای شتاب ناشی از جاذبه، نیروهای گریز از مرکز ناشی از انحنای مارپیچ (F_C) و نیروی درگ روی ذرات (F_D) که به وسیله جریان سیال بر ذرات اعمال می‌شود، قرار می‌گیرند و از تأثیر سایر نیروها صرف‌نظر می‌گردد، البته نیروی جاذبه، اثر بسیار کمتری در مقایسه با بقیه دارد. نیروهای سانتریفیوژ، درگ و جاذبه بترتیب از روابط (1) تا (3) حاصل می‌شوند:

$$F_C = m_p r_p \omega_p^2 = m_p \frac{U_p^2}{r_p} \quad (1)$$

سطح برخورد ذره با گاز و اختلاف سرعت گاز و ذره هستند. همچنین، حجم کل ذره می‌باشند. نیروهای گریز از مرکز و مؤلفه شعاعی نیروی درگ در خلاف جهت یکدیگر می‌باشند. نیروی گریز از مرکز با جرم ذره و نیروی درگ با سطح برخورد ذره و گاز رابطه مستقیم دارند. در نتیجه هر قدر قطر ذرات ریزتر باشد باعث کاهش بیشتر نیروی گریز از مرکز نسبت به نیروی درگ می‌شود که همین عامل باعث می‌شود ذرات ریزتر تحت نیروی درگ بیشتر به سمت شعاع کمتر حرکت نمایند و با جریان گاز خارج شونده از دستگاه همراه شوند.

با حرکت مخلوط دوفازی جریان هوا و ذرات پودر در کانالهای مارپیچی، جریان به دو جریان رقیق از ذره و جریان غنی از ذره تبدیل می‌گردد. جریان غنی از ذره به سمت دیواره بیرونی و جریان سبک‌تر در کنار دیواره داخلی می‌رود، در نهایت هر دو از کانالهای مارپیچی خارج می‌شوند و وارد فضای مخروطی شکل انتهای کانالها می‌شوند. جریان گاز پس از خروج از کانالها تمایل دارد تا خود را به لوله داخلی برساند، در واقع باعث ایجاد تغییر جهت شدید در جریان می‌شود. در حالی که ذرات به علت اینرسی بیشتر و دانسیته بیشتر (دانسیته بیش از هزار برابر نسبت به گاز) در برابر تغییرات سرعت و جهت جریان مقاومت نشان داده و کمتر با جریان گاز همراه می‌گردند و لذا بیشتر بسمت مخزن جمع آوری ذرات حرکت میکنند.

ذرات بسیار ریز همراه جریان هوا، در سرعت بالا و در شرایط تغییر زاویه شدید در انتهای کانالهای مارپیچی، تحت تأثیر نیروی درگ زیادی قرار می‌گیرند و امکان فرار ذرات همراه با جریان هوا فراهم می‌گردد. وجود یک ناحیه مخروطی در انتهای کانالها موجب می‌شود که ذرات تحت نیروی درگ کمتری در جهت شعاعی بسمت لوله مرکزی سوق داده شوند. عملاً، هم بصورت محاسبات شبیه سازی و هم از طریق آزمایشگاهی اثرات مثبت وجود فضای خالی مخروطی در انتهای کانالهای مارپیچی در بالا رفتن راندمان جداسازی دستگاه مورد تایید قرار گرفته است.

4-2- راندمان و افت فشار دستگاه

راندمان و افت فشار، مهمترین موارد در طراحی جداسازها می‌باشند، بدین صورت که سیستم جداساز بایستی بهترین راندمان و کمترین افت فشار را دارا باشد. در این سیستم نیز برای بررسی راندمان و افت فشار جداساز مارپیچی چندکاناله، بعد از هر آزمایش راندمان جداساز با استفاده از توزن ذرات خوراک وارد شده به مخزن لرزشی، m_{feed} و مقادیر ذرات جمع شده در مخزن جمع آوری انتهایی، m_{exit} به صورت رابطه (4) محاسبه می‌گردد و افت فشار جداساز بین ورودی و خروجی گاز تمیز اندازه‌گیری شده است.

$$\eta = \frac{m_{exit}}{m_{feed}} \quad (4)$$

ذرات پودر سیاه خاصیت چسبندگی و کلوخه شدن دارند و تشکیل ذرات بزرگتری را می‌دهند. همچنین با چسبیدن به دیواره‌های جداساز، باعث گرفتگی و انسداد آن می‌شوند که برای جلوگیری از این امر در پایان هر آزمون، ضرباتی به دیواره جداساز وارد می‌شود تا از میزان این انسداد کاسته شود.

5-2- تحلیل نتایج آزمایشگاهی

راندمان و افت فشار جداساز در دبی‌های مختلف حجمی هوای ورودی و کسر جرمی‌های مختلف پودر سیاه بررسی شده است. برای بدست آوردن داده‌های

جدول 2 دستگاه‌های مورد استفاده در بخش آزمایشات تجربی

نام دستگاه	توضیحات
دستگاه مکنده	پمپ هوای HG-400SB
مانومتر آبی	جهت اندازه گیری افت فشار بر حسب میلی‌متر آب
روتامتر	حداکثر قابلیت اندازه‌گیری دبی جریان هوا تا $160 \text{ m}^3/\text{hr}$
مخزن لرزشی	استفاده به عنوان مخزن خوراک ورودی
ترازو	با دقت 0.01 گرم
فیلتر کیسه‌ای	جهت به دام انداختن غبارهای باقی‌مانده در جریان رقیق گاز

جدول 3 مشخصات دستگاه مکنده استفاده شده

Table 3 Blower specifications	
پمپ هوای HG-400SB	
توان	4 kW
جریان	8.17 A
فشار مکش	-28 kPa
فرکانس	50 Hz
ولتاژ	380 V
فشار دمش	38 kPa
سرعت	2800 r/min
حداکثر دبی	$250 \text{ m}^3/\text{hr}$



Fig.5 Multichannel helical Separator Made In Lab

شکل 5 جداساز مارپیچ چندکاناله ساخته شده در آزمایشگاه

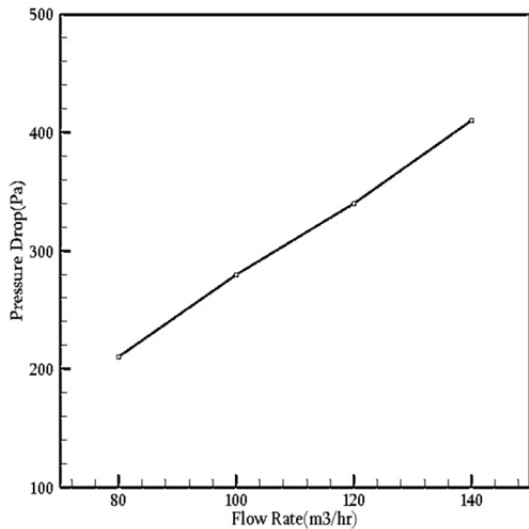


Fig. 7 Effect of volumetric flow rate on pressure drop for solid mass fraction of 0.004

شکل 7 تغییرات افت فشار نسبت به دبی حجمی ورودی در کسر جرمی پودر سیاه 0.004

با افزایش کسر جرمی ورودی، افت فشار نیز به دلیل افزایش انرژی مورد نیاز ذرات برای ترک خمها و جریان یافتن در مسیر مستقیم افزایش می‌یابد. از آنجایی که کسر جرمی‌های مورد بررسی بسیار جزئی می‌باشند، تغییرات افت فشار چندان مشهود نبود.

در "شکل 6" و "شکل 8" بازه عدم قطعیت داده‌ها برای هر یک از داده‌ها نشان داده شده است. همانطور که قبلاً اشاره شد، تعداد تکرار هر یک از داده‌ها چهار بار بوده است که میانگین آنها در نمودارهای فوق مورد استفاده قرار گرفته است. برای محاسبه عدم قطعیت هر یک از داده‌ها نیاز به داشتن مقادیر خطاهای اجزای فرایند، چه در مورد خطاهای دقتی و چه در مورد خطاهای انحرافی می‌باشد. با در نظر گرفتن جذر مجموع مربعات خطای انحرافی و خطای دقتی، عدم قطعیت محاسبه می‌گردد. همچنین هر یک از خطاهای انحرافی و دقتی به کمک جذر مجموع مربعات تک تک اجزاء خطایی مربوطه محاسبه می‌گردد. لذا، نیاز به تشخیص تک تک اجزاء خطایی

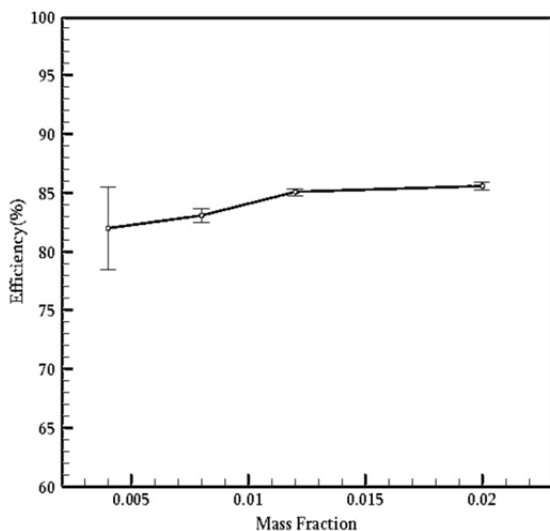


Fig. 8 Effect of solid mass fraction on efficiency for volumetric flow rate 120m³/hr

شکل 8 تغییرات راندمان با کسر جرمی پودر سیاه در دبی حجمی ورودی 120m³/hr

میانگین با خطاهای تکرارپذیری کمتر، همه آزمایش‌ها حداقل 4 بار تکرار شده‌اند و مقادیر متوسط، گزارش شده است. مشخصات عملیاتی جداساز مارپیچ چندکاناله در جدول 4 آورده شده است.

1-5-2- بررسی اثر دبی حجمی هوای ورودی

اثر دبی ورودی روی راندمان و افت فشار دستگاه به ترتیب در "شکل 6 و 7" در محدوده دبی ورودی 80 تا 140 مترمکعب در ساعت در مقدار کسر جرمی پودر سیاه ورودی برابر 0.004 نشان داده شده است.

همچنین در افت فشار لوله‌های مارپیچ فاکتور اصطکاک برای هوا و ذرات با سرعت ورودی رابطه‌ی مستقیم دارد، با افزایش سرعت ورودی افت اصطکاک افزایش یافته و این امر منجر به افزایش افت فشار می‌شود. در این دستگاه جداساز نیز با افزایش دبی حجمی ورودی از 80 تا 140 مترمکعب بر ساعت، افت فشار به میزان 48.78 درصد افزایش می‌یابد.

2-5-2- بررسی اثر کسر جرمی جامد ورودی

اثر کسر جرمی جامد ورودی روی راندمان دستگاه، در "شکل 8" نشان داده شده است. محدوده تغییرات کسر جرمی جامد ورودی در محدوده 0.004 تا 0.02 در دبی حجمی ورودی 120 مترمکعب بر ساعت می‌باشد. همان‌طور که از "شکل 8" مشخص است با افزایش سه برابری کسر جرمی تنها حدود 3 درصد افزایش راندمان مشاهده می‌شود.

جدول 4 مشخصات عملیاتی جداساز کانال مارپیچی

مقدار	واحد	پارامتر عملیاتی
101325	Pa	فشار عملیاتی
20-25	°C	دمای عملیاتی
$1.1 \times 10^{-4} - 5.7 \times 10^{-4}$	kg s^{-1}	محدوده دبی جرمی پودر سیاه ورودی
80-140	$\text{m}^3 \text{s}^{-1}$	محدوده دبی حجمی هوای ورودی
1.225	kg m^{-3}	دانسیته هوا
1.7894×10^{-5}	$\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$	ویسکوزیته هوا

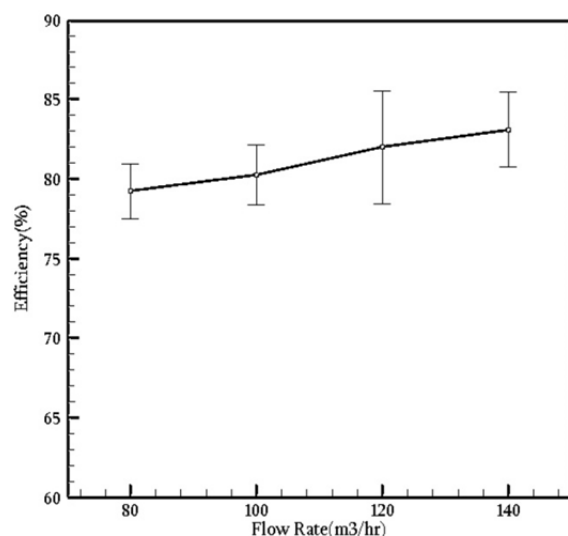


Fig. 6 Effect of volumetric flow rate on efficiency for solid mass fraction of 0.004

شکل 6 تغییرات راندمان نسبت به دبی حجمی ورودی در کسر جرمی پودر برابر 0.004

انجام شبیه‌سازی‌ها در این قسمت اطمینان حاصل کردن از استقلال نتایج از شبکه‌بندی، هم‌چنین اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی با استفاده از مقایسه آن‌ها با داده‌های آزمایشگاهی می‌باشد. جدول 5 به بررسی نتایج حاصل از شبیه‌سازی جداساز با 5 دانسیته مش مختلف و مقایسه آن‌ها با داده‌های آزمایشگاهی برای خوراک با دبی هوای ورودی $140 \text{ m}^3/\text{hr}$ و کسر جرمی پودر ورودی 0.004 می‌پردازد.

در ابتدا با افزایش مش، متوسط خطا کاهش می‌یابد اما در ادامه برخلاف تصورات اشتباه موجود که تعداد مش بالاتر کیفیت نتایج را بهبود می‌بخشد، برای این هندسه خاص همان‌طور که از جدول 5 مشخص است افزایش دانسیته مش نه تنها تغییر چندانی در نتایج ایجاد نمی‌کند، بلکه خطا نیز نسبت به مش کمتر افزایش می‌یابد، در نتیجه مش کمتر زمینه‌ساز کیفیت بالاتری از مش می‌باشد. در نتیجه برای هر هندسه مش بهینه‌ای وجود دارد که بیش از آن سبب افزایش خطا نسبت به داده‌های تجربی می‌شود. در نتیجه شبیه‌سازی با تعداد مش 127220 با زمان محاسباتی 28 ساعت انجام گرفت.

3-1-2- تحلیل میدان سرعت

"شکل 9" کانتور سرعت در داخل یکی از کانال‌های ماریپیجی در ارتفاع‌های مختلف، در دبی حجمی هوای ورودی $120 \text{ m}^3/\text{hr}$ و کسر جرمی جامد 0.004 را نشان می‌دهد.

همان‌طور که در شکل مشخص است سرعت در دیواره‌ها صفر می‌باشد، ولی میدان سرعت جریان در داخل کانال‌ها به علت چرخش کانال‌ها دچار تغییرات است؛ اما به طور کل سرعت در نزدیکی دیواره بیرونی بیشتر از سرعت در کنار دیواره داخلی است که این ویژگی به جداسازی ذرات از جریان گاز کمک می‌کند. سرعت بیشتر، بیانگر نیروی گریز از مرکز بیشتر می‌باشد، در نتیجه بازه جداسازی، بیشتر خواهد شد.

3-1-3- تحلیل میدان سرعت مماسی

سرعت مماسی از مؤلفه‌های مهم نیروی گریز از مرکز به شمار می‌رود. در "شکل 10" پروفایل سرعت مماسی برای چند برش افقی در طول یکی از کانال‌های ماریپیجی و در طول خط تقارن هر مقطع برای دبی حجمی هوا برابر $120 \text{ m}^3/\text{hr}$ و کسر جرمی جامد 0.004 آورده شده است. در هر مقطع با افزایش شعاع، سرعت مماسی افزایش می‌یابد تا به یک مقدار بیشینه برسد و در دیواره بر اساس شرط عدم لغزش به مقدار صفر می‌رسد. با توجه به اینکه مرکز محور مختصات در انتهای کانال‌ها قرار دارد، نتایج نشان می‌دهد بیشترین مقدار سرعت مماسی در مقطع میانی کانال رخ می‌دهد، زیرا سرعت در جهت چرخش کانال افزایش می‌یابد و در مقطع میانی کانال بیشینه سرعت به محور تقارن می‌رسد.

در مقطع پایین‌تر کانال نیز به علت همان چرخش جریان، سرعت در

جدول 5 بررسی استقلال نتایج از شبکه

Table 5 Evaluation of Mesh independency

زمان انجام محاسبات (ساعت)	متوسط خطا (%)	راندمان آزمایشگاهی (%)	راندمان شبیه‌سازی (%)	دانسیته مش
12	19.36	83.21	67.1	85694
28	10.35	83.21	74.5954	127220
68	12.27	83.21	72.999	279736
100	12.23	83.21	73.029	355056
120	12.78	83.21	72.557	559057

انحرافی و دقتی برای محاسبه عدم قطعیت می‌باشد.

خطاهای انحرافی در محاسبه راندمان از روی آزمایشات انجام شده، عمدتاً می‌تواند ناشی از تغییراتی باشد که در میزان چسبیدن مواد به سطوح داخلی دستگاه و مسیرهای عبور گاز پیش می‌آید. این تغییرات در واقع تغییرات میزان تجمع مواد است که در نتایج محاسبات راندمان دستگاه تأثیرگذار خواهد بود. برای کاهش اثرات خطاهای انحرافی ناشی از این منبع خطایی، روشی که در محاسبه راندمان به کار برده شد، اینگونه بوده است که به جای استفاده از مقدار خوراک تزریق شده به دستگاه در مخرج کسر "رابطه 4"، از مجموع وزن محصولات ریز و درشت جمع آوری شده در مخزن انتهایی و فیلتر که در "شکل 3" نشان داده شده است، استفاده گردید. در نتیجه تغییرات میزان نگاهداشت مواد در دستگاه و مسیرهای عبور که می‌توانست باعث خطاهای انحرافی شدیدی در محاسبات راندمان گردد، به طور کلی رفع شده است. منابع خطایی انحرافی دیگری در انجام آزمایشات، تشخیص داده نشده است. هم‌چنین، منابع خطاهای دقتی می‌توانست ناشی از موارد زیر باشد:

تأثیر نوسانات ولتاژ برق و متعاقباً تأثیر آن بر روی دبی فن، خطاهای ناشی از توزین مواد، خطاهای ناشی از عملکرد آزمایشگر، خطاهای ناشی از تفکیک پذیری در قرائت اعداد، افت فشار ناشی از توزیع‌کننده پودر در ورودی، وجود برخی نشتی‌های اجتناب‌ناپذیر در سیستم و ...

کلیه مواد خطایی ذکر شده تحت عنوان خطاهای دقتی و هم‌چنین موارد ناشناخته دیگری که به صورت پراکنده داده‌ها بروز می‌نمایند، با تکرار آزمایشات (به تعداد چهار مرتبه) و به کار بردن دقت کافی در انجام آزمایشات به حداقل رسانده شده‌اند. نهایتاً، عدم دقت نتایج با استفاده از آمار داده‌ها به صورتی که در "شکل 6" و "شکل 8" مشخص گردیده است، منعکس شده است.

3- شبیه‌سازی

جهت انجام شبیه‌سازی جداساز ماریپیجی چندکاناله، هندسه آن در نرم‌افزار Gambit 2.4.6 تولید و عمدتاً با مش ساختاریافته Hex/Wedge cooper شبکه‌بندی شد. سپس هندسه جهت حل میدان جریان وارد نرم‌افزار Ansys Fluent 16.1 شد. محاسبات در سه بعد و به صورت ناپایا و بر پایه فشار حل شد. برای شبیه‌سازی جریان دوفازی از مدل اولرین-اولرین استفاده شده است. هم‌چنین مدل اغتشاشی RNG k-ε به علت سرعت بالا و دقت مناسب به کار گرفته شده است. ضریب درگ از رابطه شیلر-نیومن محاسبه شده است. شرط مرزی سرعت ورودی برای مرز ورودی و شرط مرزی فشار خروجی برای مرز خروجی در نرم‌افزار تعریف شده‌اند. هم‌چنین الگوریتم سیمپل¹ برای حل هم‌زمان معادلات فشار و سرعت به کار گرفته شده است. حل معادلات در شبیه‌سازی به صورت پردازش موازی و بر روی یک سیستم پردازش 8 هسته‌ای CPU @ 4.00 GHz i7-4790K با 16 GB RAM بر روی سیستم عامل Windows 7 Ultimate انجام شده است.

3-1- نتایج شبیه‌سازی

3-1-1- بررسی استقلال نتایج از شبکه

برای اینکه خطاهای حاصل از شبیه‌سازی کاهش پیدا کند، بایستی ابتدا شبکه مناسبی را برای حل معادلات حاکم بر مسئله انتخاب کنیم. هدف از

¹ SIMPLE

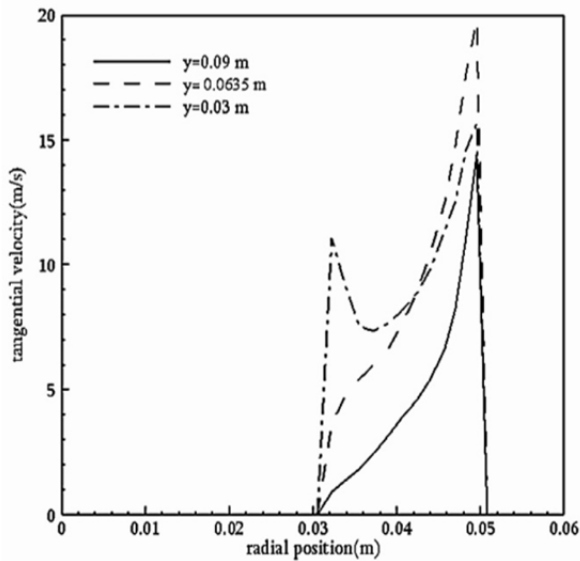


Fig. 10 Tangential velocity in cross section of one of the channels at three different heights, 120 m³ / hr and a mass fraction of 0.004

شکل 10 پروفایل سرعت مماسی در مقطع عرضی یکی از کانالهای مارپیچ، در سه ارتفاع مختلف، دبی حجمی هوای ورودی 120 m³/hr و کسر جرمی جامد ورودی 0.004

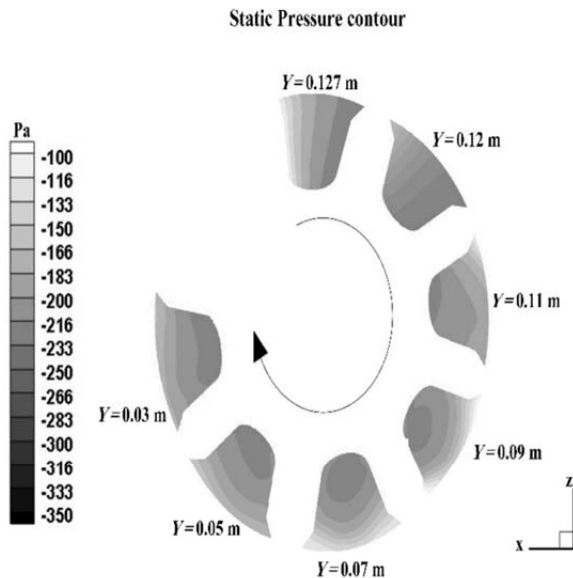


Fig. 11 Static pressure contours in the cross section of one of the channels, at different heights

شکل 11 توزیع فشار استاتیک در مقطع عرضی یکی از کانالها، در ارتفاعهای مختلف

کسر جرمی 0.004 در داخل یکی از کانالها را نشان می‌دهد. جریان در مقطع ورودی دارای توزیع یکنواختی از کسر حجمی ذرات است، جریان رفته‌رفته به علت سنگین‌تر بودن ذرات و تحت نیروی گریز از مرکز ناشی از چرخش کانالها، به سمت دیواره بیرونی در جهت پیش‌کش کانال متمایل می‌شوند و به طور عمده در قسمت شیار مثلثی کنار دیواره خارجی تجمع می‌یابند. ذرات تجمع یافته در کنار دیواره بیرونی تحت نیروی گرانش به سمت انتهای مارپیچ کشیده می‌شوند و جریان رقیق از ذره گاز، از مرکز کانال خارج می‌شود، در نتیجه با نزدیک شدن به خروجی کانال، تجمع ذرات در دیواره بیرونی افزایش می‌یابد. همچنین، وجود شیارهای کناری در کانالها

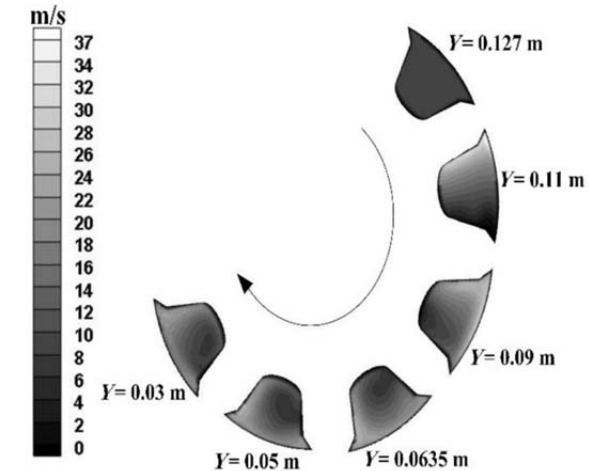
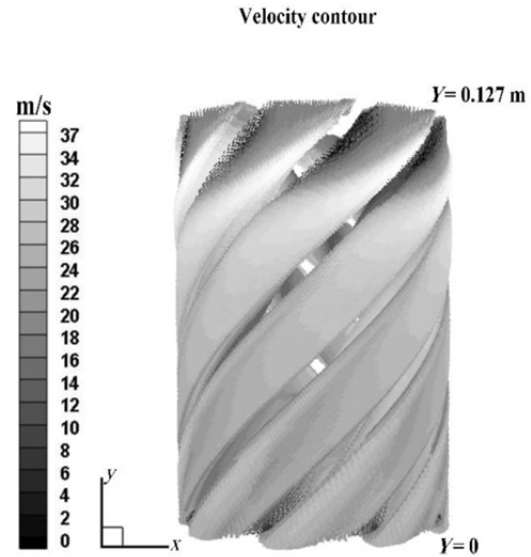


Fig. 9 Velocity contours in cross section of one of the channels at different heights, 120 m³ / hr and a mass fraction of 0.004

شکل 9 کانتور اندازه سرعت در مقطع عرضی یکی از کانالها در ارتفاعهای مختلف، دبی 120 m³/hr و کسر جرمی 0.004

مرکز سطح مقطع از مقدار سرعت در کناره‌های دیواره داخلی و خارجی کمتر است و دو مقدار بیشینه برای سرعت مماسی مشاهده می‌شود.

3-1-4- تحلیل میدان فشار

"شکل 11" توزیع فشار استاتیک برای چند برش افقی در طول یکی از کانالهای مارپیچ در دبی حجمی هوا برابر 120 m³/hr و کسر جرمی جامد 0.004 را نشان می‌دهد. شکل توزیع شعاعی فشار مشابه پروفایل سرعت مماسی می‌باشد.

همانطور که مشخص است از بالا (ورودی) به پایین (خروجی) در جهت محوری فشار کاهش می‌یابد، همچنین به علت نیروی گریز از مرکز متأثر از چرخش کانال، کاهش فشار به سمت محور چرخش می‌باشد.

3-1-5- بررسی کسر حجمی ذرات

"شکل 12" کانتورهای جزء حجمی فاز جامد در دبی حجمی 120 m³/hr و

می‌شوند. گاز تمیز نیز با غلظت ناچیزی از ذرات از طریق لوله داخلی خارج می‌گردد.

2-3- اعتبارسنجی داده‌های آزمایشگاهی و شبیه‌سازی

"شکل 14" تغییرات افت فشار و بازده حاصل از نتایج آزمایشگاهی و شبیه‌سازی با دبی ورودی را نشان می‌دهد.

با افزایش دبی حجمی، سرعت مماسی افزایش می‌یابد. در نتیجه نیروی گریز از مرکز بیشتری بر ذرات وارد می‌گردد و ذرات بیشتری به سمت دیواره بیرونی متمایل می‌شوند و میزان جداسازی، بهبود می‌یابد. همان‌طور که از شکل مشخص است با افزایش 40 درصدی دبی ورودی، بازده به میزان 10 درصد افزایش یافته است.

اختلاف فشاری که در ورودی و خروجی کانال‌ها وجود دارد، عامل حرکت ذرات و هوا از بالا به سمت پایین کانال‌های مارپیچ است؛ با افزایش دبی، این میزان اختلاف فشار افزایش می‌یابد، در نتیجه ذرات بیشتری به سمت خروجی حرکت می‌کنند و بازده جداسازی افزایش می‌یابد.

اختلاف نتایج آزمایشگاهی و شبیه‌سازی بازده به‌طور متوسط حدود 16 درصد و در مورد افت فشار حدود 7.15 درصد می‌باشد.

از دیگر عوامل تأثیرگذار بر عملکرد جداسازها، کسر جرمی جامد ورودی می‌باشد به همین منظور ذرات پودر سیاه در دبی ورودی ثابت به مقدار $120 \text{ m}^3/\text{hr}$ در کسر جرمی‌های 0.004، 0.008 و 0.012 مورد بررسی قرار گرفته است. "شکل 15" تغییرات افت فشار و راندمان را در کسر جرمی‌های مختلف پودر سیاه نشان می‌دهد. از آنجا که کسر جرمی‌های مورد بررسی در مقادیر اندک می‌باشند، تغییرات بازده و افت فشار نیز به صورت جزئی می‌باشند. همان‌طور که مشخص است تغییرات چندانی در بازده جداسازی و افت فشار با افزایش بار جامد ورودی مشاهده نمی‌شود.

4- نتیجه‌گیری

در این مقاله یک سیستم جداساز مارپیچ چندکاناله برای جداسازی ذرات

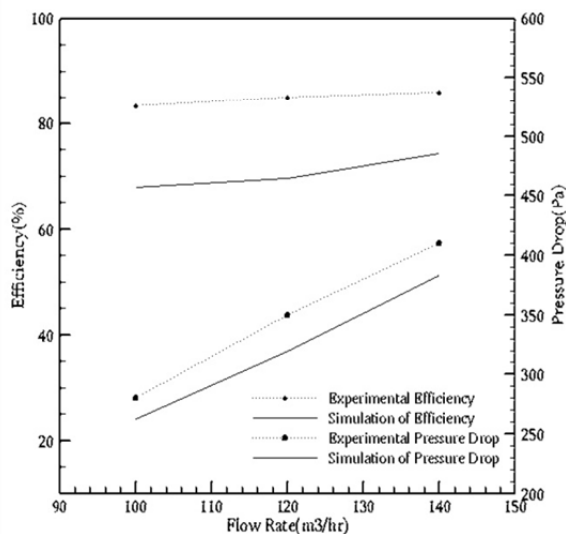


Fig. 14 Comparison of efficiency and pressure drop obtained from experimental data and simulation in different rates with constant mass fraction

شکل 14 مقایسه راندمان و افت فشار بدست آمده از داده‌های تجربی و شبیه‌سازی در دبی‌های متفاوت با کسر جرمی ثابت

Volum Fraction contour

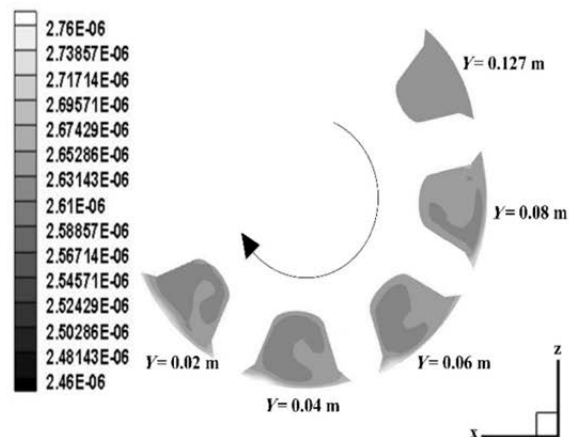


Fig. 12 Contours of particle size distribution in a cross section of one of the channels, at different heights

شکل 12 کانتور توزیع حجم ذرات در مقطع عرضی یکی از کانال‌های مارپیچ، در ارتفاع‌های متفاوت

موجب به دام انداختن ذرات در خود می‌شوند.

"شکل 13" کانتور جزء حجمی فاز جامد در قسمت فضای مخروطی و استوانه‌های خروجی را نشان می‌دهد.

همان‌طور که در قسمت میدان جریان بیان شد، ذرات بر اساس خاصیت اینرسی نسبت به تغییر جهت مقاومت نشان داده و در همان جهت قبلی بر اثر نیروی گرانش به سمت پایین حرکت می‌کنند. هم‌چنین ناحیه فضای مخروطی شکل خود نیز سبب جدایش ذرات از جریان گاز می‌گردد، به همین سبب غلظت روی دیواره‌های مخروط از مرکز آن بیشتر است. در قسمت استوانه‌های خروجی نیز تفکیک خوبی از ذرات به چشم می‌خورد، به‌طوری که ذرات در کنار دیواره‌های استوانه بیرونی تجمع یافته و به سمت پایین سرازیر

Volum Fraction contour

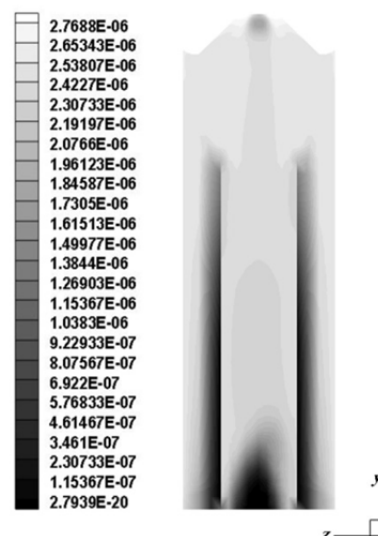


Fig. 13 Contour of particle size distribution in cone and separator cylinders' space

شکل 13 کانتور توزیع حجم ذرات در یک برش ارتفاعی از قسمت فضای مخروطی و استوانه‌های جداساز

کسر جرمی نبودیم.

5- فهرست علائم

ضریب درگ	C_D
نیرو (N)	F
شتاب گرانش (ms^{-2})	g
جرم (kg)	m
شعاع چرخش (m)	r
سرعت (ms^{-1})	U
حجم (m^3)	V
مساحت (m^2)	A
علائم یونانی	
چگالی (kgm^{-3})	ρ
سرعت زاویه‌ای (rpm)	ω

زیر نویس‌ها

نیروی گریز از مرکز	C
نیروی درگ	D
گاز/ سیال	f
نیروی گرانش	G
ذره	P
ورودی	feed
خروجی	exit

6- مراجع

- [1] M. Azadi, A. Mohebbi, F. Scala, S. Soltaninejad, Experimental study of filtration system performance of natural gas in urban transmission and distribution network: A case study on the city of Kerman, Iran, *Fuel*, Vol. 90, No. 3, pp. 1166–1171, 2011.
- [2] W. P. Martignoni, S. Bernardo, C. L. Quintani, Evaluation of cyclone geometry and its influence on performance parameters by computational fluid dynamics (CFD), *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 24, No. 1, pp. 83–94, 2007.
- [3] T. G. Chuah, J. Gimbut, T. S. Y. Choong, A CFD study of the effect of cone dimensions on sampling aerocyclones performance and hydrodynamics, *Powder Technology*, Vol. 162, No. 2, pp. 126–132, 2006.
- [4] K. Elsayed, C. Lacor, The effect of cyclone vortex finder dimensions on the flow pattern and performance using LES, *Computers & Fluids*, Vol. 71, pp. 224–239, 2013.
- [5] S. Sadighi, M. Shirvani, M. Esmaeli, R. Farzami, Improving the removal efficiency of cyclones by recycle stream, *Chemical Engineering & Technology*, Vol. 29, No. 10, pp. 1242–1246, 2006.
- [6] J. Jiao, Y. Zheng, J. Wang, G. Sun, Experimental and numerical investigations of a dynamic cyclone with a rotary impeller, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, Vol. 47, No. 9–10, pp. 1861–1866, 2008.
- [7] A. Ghasemi, M. Shams, M. M. Heyhat, Modeling gas liquid cylindrical cyclone separator and optimizing effective geometry parameters, *Modare Mechanical Engineering*, Vol. 15, No. 4, pp. 67–75, 2015. (in Persian)
- [8] Y. Zhang, C. Guo, H. Hou, G. Xue, Experimental research and numerical simulation on gas-liquid separation performance at high gas void fraction of helically coiled tube separator, *International Journal of Chemical Engineering*, Vol. 2014, 2014.
- [9] K. Wu, G. F. Liu, J. Weng, Numerical simulation and experimental study on pressure drop of radial jet cyclone, *Separation and Purification Technology*, Vol. 166, pp. 9–15, 2016.
- [10] A. J. Hoekstra, J. J. Derksen, H. E. A. Van Den Akker, An experimental and numerical study of turbulent swirling flow in gas cyclones, *Chemical Engineering Science*, Vol. 54, pp. 2055–65, 1999.
- [11] F. Mueller, Sub-micron viscous impingement particle collection and hydraulic removal system, *Google Patents*, 2011.
- [12] N. A. Tsochatzidis, Study addresses black powder's effects on metering equipment, *Oil and Gas Journal*, Vol. 106, No. 12, pp. 56–61, 2008.
- [13] M. Behrang, M. Shirvani, S. H. Hashemabadi, CFD simulation of pressure drop and separation efficiency of a Helical-Channel-Contracting-Flow (HCCF) Gas-Solid separator, *The 9th International Chemical Engineering Congress & Exhibition (IChEC)*, Shiraz, Iran, 2016.

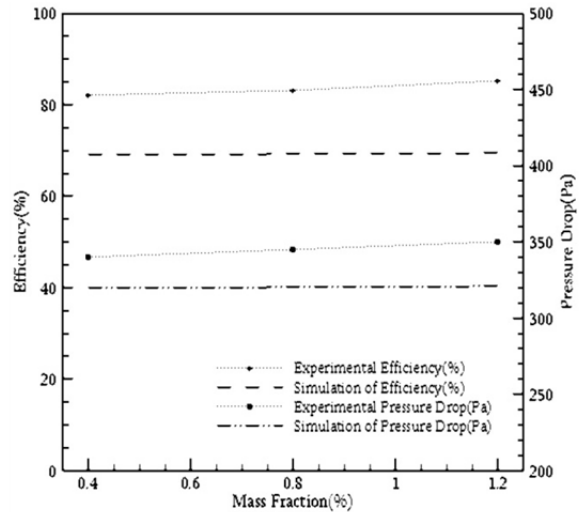


Fig. 15 Comparison of efficiency and pressure drop obtained from experimental data and simulation in different mass fractions with constant flow rate

شکل 15 مقایسه راندمان و افت فشار به دست آمده از داده‌های تجربی و شبیه‌سازی در کسر جرمی‌های متفاوت با دبی حجمی ورودی ثابت

پودر سیاه، حاصل از سایش و خوردگی خطوط انتقال گاز طبیعی، از جریان هوا مورد بررسی قرار گرفته است. بررسی‌ها نشان داده است که توزیع اندازه پودر سیاه به دلیل ریز بودن بیش از اندازه که باعث تقویت نیروهای بین سطحی ذرات می‌گردد و همچنین وجود احتمالی مقدار ضعیفی خاصیت مغناطیسی در ذرات به آسانی قابل اندازه‌گیری نمی‌باشد، به همین دلیل از پردازش تصویر SEM پودر و همچنین آزمون DLS استفاده شده است، نتیجه حاصل از این دو آزمون میانگین اندازه ذرات برای پودر مورد آزمایش را 0.327 میکرومتر نشان داده است. سیستم جداسازی که در این مقاله معرفی شده است متشکل از هشت کانال مارپیچ که به صورت موازی طراحی شده‌اند، تشکیل شده است. اساس کار دستگاه بر اساس نیروهای گریز از مرکز، درگ و جاذبه می‌باشد. در این پژوهش، ابتدا با ساخت یک نمونه آزمایشگاهی میزان جداسازی پودر سیاه از جریان هوا بررسی شد. با توجه به آزمایش‌های انجام شده مشخص گردید این سیستم برای جداسازی ذرات پودر سیاه موجود در خطوط انتقال گاز با اندازه 0.327 میکرومتر، راندمان بالایی در شرایط خشک دارد و همچنین با افزایش دبی حجمی جریان ورودی به میزان 40 درصد راندمان عملکردی جداساز به میزان 10 درصد افزایش می‌یابد، علت این امر افزایش سرعت مماسی در داخل کانال‌های مارپیچ با افزایش دبی ورودی است که منجر به افزایش نیروی گریز از مرکز و بهبود جداسازی می‌گردد، اما برای همین افزایش راندمان افت فشار به میزان 48.78 درصد افزایش می‌یابد. تغییرات راندمان نسبت به کسر جرمی ذرات پودر سیاه نیز بررسی شد و مشاهده شد که با افزایش 5 برابری کسر جرمی، راندمان تنها به میزان 3 درصد افزایش می‌یابد. همچنین، به دلیل کسر جرمی‌های جزیی مورد استفاده در آزمایشات تغییرات افت فشار با تغییرات کسر جرمی چندان مشهود نبود.

در نهایت بعد از شبیه‌سازی جداساز مورد نظر، شاهد سازگاری مناسب داده‌های تجربی با داده‌های شبیه‌سازی بودیم. همانند نتایج به دست آمده از آزمایشات تجربی، در بخش شبیه‌سازی نیز با افزایش دبی حجمی هوای ورودی راندمان و افت فشار دستگاه افزایش یافت. اما از آنجایی که تغییرات کسر جرمی ذرات بسیار جزئی بود، شاهد تغییرات زیاد راندمان و افت فشار با