



Experimental and Numerical Study of Effective Parameters on Helical One-channel Dust-concentrator Performance for Separation of Black Powder of Gas Pipeline

ARTICLE INFO

Article Type

Original Research

Authors

Jamshidifard S.¹ MSc,
Shirvani M.*¹ PhD,
Kasiri Bidhendi N.¹ PhD,
Movahedirad S.¹ PhD

How to cite this article

Jamshidifard S, Shirvani M, Kasiri Bidhendi N, Movahedirad S. Experimental and Numerical Study of Effective Parameters on Helical One-channel Dust-concentrator Performance for Separation of Black Powder of Gas Pipeline. Modares Mechanical Engineering. 2019;19(5): 1167-1176.

ABSTRACT

In this paper, black powder of the separation from air flow by a helical one-channel dust concentrator have been experimentally studied and the efficiency and pressure drop have been investigated by Computational fluid dynamics (CFD) simulations in different operating conditions. Experimental set-up is a helical one-channel including 29 branches for exporting diluted stream out. It also has two suction devices at the ends of channels in order to provide testing in high inlet flow. Black powder particles with certain particle size distribution have been tested, whose average particle size has been determined 0.327 μm by DLS and SEM images processing. CFD simulation of helical one-channel dust concentrator for air-black powder separation has been done with FLUENT software. The Realizable k- ϵ turbulent model, as an optimal turbulence model in terms of accuracy and speed in simulation, has been used. According to evaluation of the results, the experimental results have been compared and it showed 5.2% error. To investigate the effect of operating condition, the various air flow rate and solids mass fractions were investigated and the results showed that the simulation efficiency has increased more than 4.1% by increasing 58% of the inlet volumetric flow rate. The separation efficiency had no change by increasing the solid mass fraction from 7% up to 20%.

Keywords Helical Dust-concentrator; Simulation; Separation Efficiency; Pressure Drop

¹Chemistry Department, Iran University of Science & Technology, Tehran, Iran

*Correspondence

Address: Chemistry Department,
Iran University of Science & Technology, Tehran, Iran.
Phone: -
Fax: +98 (21) 77240495
shirvani.m@iust.ac.ir

Article History

Received: September 25, 2018
Accepted: January 17, 2019
ePublished: May 01, 2019

CITATION LINKS

[1] The flow in conical cyclones [2] Development of a symmetrical spiral inlet to improve cyclone separator performance [3] A CFD study of the effect of cyclone size on its performance parameters [4] Design and layout of the cyclone separator on the basis of new investigations [5] The influence of temperature and inlet velocity on cyclone pressure drop: A CFD study [6] Effect of the inlet dimensions on the maximum-efficiency cyclone height [7] Effects of the prolonged vertical tube on the separation performance of a cyclone [8] The dust outlet of a gas cyclone and its effects on separation efficiency [9] Improving the removal efficiency of cyclones by recycle stream [10] Improving cyclone efficiency by recycle and jet impingement streams [11] Improved fine particle removal from gas streams using a new helical-duct dust concentrator [12] Experimental and numerical study of spiral-channels dust separator for separation of black powder of gas pipeline [13] Simulation of a modified cyclone separator with a novel exhaust [14] 3-D computational fluid dynamics for gas and gas-particle flows in a cyclone with different inlet section angles [15] Study addresses black powder's effects on metering equipment

مطالعه تجربی و عددی عوامل موثر بر عملکرد تغلیظکننده غبار ماریچ یک کاناله در جداسازی پودر سیاه خطوط انتقال گاز

سنا جمشیدی فرد MSc

دانشکده شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

منصور شیروانی PhD

دانشکده شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

نورالله کثیری بیدهندی PhD

دانشکده شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

سلمان موحی راد PhD

دانشکده شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

چکیده

در این مقاله جداسازی ذرات پودر سیاه از هوا توسط تغلیظکننده غبار ماریچ یک کاناله به صورت آزمایشگاهی مطالعه شده و با استفاده از شبیه سازی دینامیک سیالات محاسباتی، بازده و افت فشار دستگاه در شرایط عملیاتی مختلف مورد بررسی قرار گرفته است. سامانه آزمایشگاهی شامل یک کانال ماریچ با ۲۹ انشعاب جریان رقیق خروجی و دو مکنده در خروجی های آن بوده که امکان آزمون در شرایط دبی ورودی بالا فراهم شده است. در انجام آزمایشات از ذرات پودر سیاه با دانه بندی مشخص استفاده شده است. میانگین اندازه ذرات آن پس از انجام آزمون DLS و پردازش تصاویر SEM، $327/0 \mu m$ مشخص شد. شبیه سازی CFD تغلیظکننده ماریچ یک کاناله برای جریان هوا- پودر سیاه با نرم افزار FLUENT انجام شده است. برای شبیه سازی اغتشاشات، از مدل اغتشاش Realizable k- ϵ به عنوان یک مدل بهینه از نظر دقت و سرعت در شبیه سازی استفاده شده است. برای اعتبارسنجی نتایج شبیه سازی، داده های آزمایشگاهی مورد مقایسه قرار گرفته اند که خطایی حدود ۵/۲٪ را نشان می دهد. برای بررسی تاثیر شرایط عملیاتی سیستم، دبی های جرمی هوای ورودی و کسر جرمی های جامد مختلف مورد مطالعه قرار گرفت و نتایج نشان داد که با افزایش دبی به اندازه ۵۸٪ بازده شبیه سازی ۴/۱٪ افزایش پیدا می کند. همچنین با افزایش کسر جرمی جامد از ۷ به ۲۰٪، بازده تغییر محسوسی نداشت.

کلیدواژه ها: تغلیظکننده غبار ماریچ، شبیه سازی، بازده جداسازی، افت فشار

تاریخ دریافت: ۱۳۹۷/۰۷/۰۳

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۷/۱۰/۲۷

*نویسنده مسئول: shirvani.m@iust.ac.ir

۱- مقدمه

در خطوط انتقال گاز طبیعی در صنایع مختلف همواره در اثر خوردگی، سایش مسیر و کنداندن شدن هیدروکربن های سنگین، پودری سیاه رنگ شامل ذرات سولفید آهن و اکسید آهن ایجاد می شود که عدم حذف آن از جریان گاز طبیعی موجب مشکلات متعددی می شود. ذرات پودر سیاه در جریان گاز می تواند موجب آسیب شدید به کمپرسورها و کاهش بازده آنها و همچنین گرفتگی ابرازها و شیرها در ایستگاه های تقویت فشار در خطوط انتقال گاز شود. جداسازی این ذرات عملاً با استفاده از فیلترهای مخصوص انجام می گیرد که در مسیر انتقال قرار داده می شوند. فیلترها علاوه بر وارد آوردن افت فشار در خط انتقال گاز، هزینه بالایی را به همراه خواهند داشت. سیکلون ها یکی از ساده ترین انواع دستگاه های غبارگیری صنعتی هستند. جداسازی ذرات از جریان گاز در سیکلون ها با کمک نیروی گریز از مرکز حاصل از جریان گردبادی داخل آنها انجام می گیرد و محدوده اثرگذاری این نیرو، برای ذرات با اندازه های بین ۵ تا ۱۰۰۰ میکرومتر است. بازده جداسازی

سیکلون ها برای ذرات با اندازه تقریباً زیر ۱۰ میکرون بسیار پایین بوده و عملاً از لحاظ کاربردی غیرقابل قبول است. از دیگر معایب سیکلون ها عدم کارایی آنها در جداسازی ذرات چسبنده است، اما سیکلون ها به علت ساختار ساده، هزینه ساخت کم، فضای عملیاتی کم، عدم وجود قطعات متحرک و نگهداری آسان به طور گسترده ای مورد استفاده قرار گرفته اند و ساختار و عملیات آنها بهبود یافته است.

اگرچه اصول حاکم بر رفتار سیکلون ها تغییری نداشته، اما کاربردهای صنعتی باعث شده است که بهبود اساسی در طراحی آنها به وجود آید. لذا پیدا کردن و ابداع دستگاهی که قادر باشد با حداقل هزینه، کارایی جداسازی ذرات ریز توسط سیکلون ها را افزایش دهد، حایز اهمیت ویژه ای است.

از پایان قرن نوزدهم، تحقیقات زیادی برای مشخص کردن تاثیر تمام پارامترهای هندسی و عملیاتی متفاوت برای بهبود بازده جداسازی سیکلون های گازی انجام گرفته است. استایرمن در سال ۱۹۵۱ یکی از مشهورترین طراحی ها را ارائه داد [۱] و در آن پیشنهاد کرد که باید ارتفاع قسمت استوانه ای و گردابه یاب به ترتیب ۱/۵ و ۰/۵ برابر قطر بدنه سیکلون باشد تا بتوان یک سیکلون با بازده بالا را به دست آورد. همان طور که اندازه و سایش، نقش بحرانی در تعریف جریان داخلی سیکلون شامل الگوی جریان ماریچی داخلی و خارجی دارد، اندازه یابنده گردباد نیز یکی از مهم ترین ابعادی است که تاثیر ویژه ای بر عملکرد سیکلون دارد.

ژائو و همکاران [۲] سیکلونی را طراحی کردند که یک ورودی ماریچی دارد. این شکل از ورودی باعث می شود که ذرات هنگام ورود بر سیلندر تا حدودی جدا شوند و در واقع یک فضای پیش جداسازی است و باعث کاهش تراکم ذرات در نزدیکی دیواره یابنده گردباد و کاهش جریان میان بر و اثرات نامطلوب آن می شود. آزادی و همکاران [۳] با مطالعه روی اثر اندازه سیکلون بر کارایی و افت فشار سیکلون به این نتیجه دست یافتند که با افزایش اندازه سیکلون، اندازه ذرات جدا شده و افت فشار افزایش پیدا می کند. معادلات برای جداسازی ذرات توسط بارت توسعه پیدا کرد [۴]. در مورد اثر پارامترهای عملیاتی روی افت فشار سیکلون، گیمبن و همکاران [۵] در مطالعه ای تاثیر دما و سرعت ورودی را روی افت فشار سیکلون بررسی کردند.

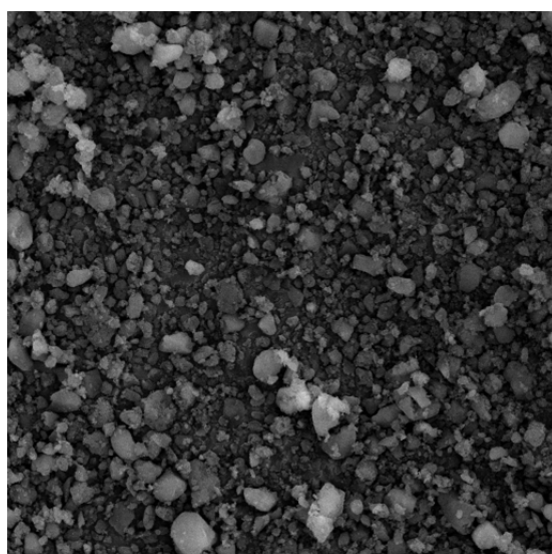
در رابطه با اثر اندازه قسمت مخروطی روی کارایی سیکلون نیز مطالعات گسترده ای صورت پذیرفته است که از جمله آنها یانگ و همکاران [۶] با آزمایش هایی روی ابعاد ورودی سیکلون به این نتیجه رسیدند که با کاهش ابعاد ورودی، ارتفاع سیکلون کاهش می یابد و همچنین با بررسی روی قسمت مخروطی دریافتند که افزایش ارتفاع قسمت مخروطی باعث افزایش بازده می شود.

کیان و همکاران [۷] اثر امتداد دادن یک لوله عمودی در انتهای خروجی غبارگیر را روی کارایی سیکلون بررسی کردند. نتایج نشان می دهد که سرعت مماسی، سرعت محوری و انرژی جنبشی اغتشاش با اضافه کردن لوله عمودی به خروجی غبارگیر کاهش پیدا می کند. بنابراین امتداد دادن لوله عمودی، فضای جداسازی غبارگیر را افزایش می دهد. ولی این امتداد دادن لوله عمودی تا اندازه ای اثر مثبت دارد، بنابراین همواره یک طول بهینه برای این اندازه وجود دارد.

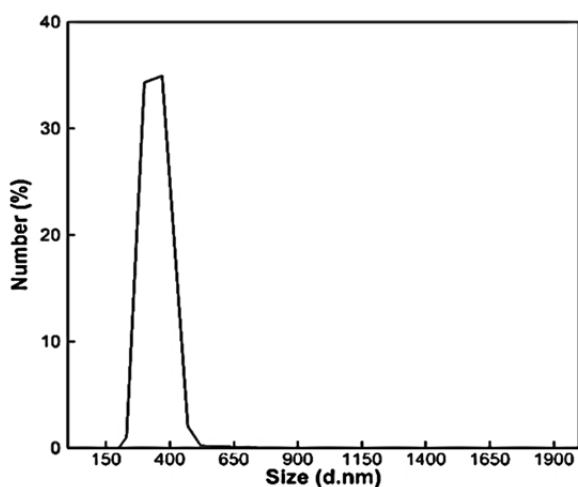
ایده استفاده از جریان برگشتی در سیکلون به سال ۲۰۰۱ بر می گردد که ابرمیر و استادینجر [۸] پس از انجام یک سری آزمایشات، نتایج به دست آمده را به این صورت گزارش دادند که جریان برگشتی باعث

پودر به آسانی صورت نمی‌گیرد. لذا در این تحقیق، نمونه‌های پودر سیاه با استفاده از تکنیک آلتراسونیک برای توده‌زدایی در محلول آبی پراکنده شده و سپس از نمونه خشک‌شده، تصویر SEM، تهیه و پردازش تصاویر روی آن صورت گرفته است. از آنجایی که تصاویر SEM کلوخگی درصد بالایی از ذرات را نشان داده، به‌منظور اطمینان بیشتر از آزمون DLS نیز استفاده شده است. در این آزمون برای تعیین دانه‌بندی ذرات، محلول آبی ذرات، آماده و پس از قراردادن در حمام آلتراسونیک، بلافاصله در دستگاه قرار داده می‌شود. شکل ۱، تصویر SEM ذرات پودر سیاه مورد استفاده در آزمایشات را نشان می‌دهد.

نمودار ۱، توزیع فراوانی ذرات حاصل از آزمون DLS را نشان می‌دهد. با استفاده از پردازش تصاویر SEM و همچنین روش DLS، میانگین قطر ذرات پودر سیاه استفاده‌شده در این تحقیق، ۰/۳۲۷ میکرومتر تعیین شده است (مطابق با محور افقی نمودار ۱).



شکل ۱) تصویر SEM از ذرات پودر سیاه



نمودار ۱) نمودار توزیع فراوانی حاصل از آزمون DLS

۲-۲- سامانه آزمایشگاهی

طراحی سامانه آزمایشگاهی در شکل ۲ نشان داده شده است. تاکید می‌شود که این طراحی جدید از سیکلون ماریپیجی است و با

افزایش بازده می‌شود. این افزایش تنها به نرخ سرعت جریان برگشتی برای یک سایز ذره خاص و مواد خاص وابسته نیست، اما به خواص فیزیکی ذرات مثل خصوصیات تجمع ذرات در سرعت‌های تند در سیکلون بستگی دارد.

صدیقی و همکاران^[9] با مطالعه روی استفاده از پست سیکلون که برای تقویت جریان چرخشی موجود در لوله خروجی سیکلون در یک محفظه خاص استفاده شده است، به این نتیجه رسیدند که در یک سیکلون با جریان برگشتی که مجهز به پست سیکلون است، بازده کلی دستگاه از بازده خود سیکلون با جریان برگشتی که در آن غلظت غبارها در جریان تمیز خروجی و جریان برگشتی یکسان بوده، کمی بیشتر است. استفاده از پرتاب‌کننده ذره نیز در جریان برگشتی به سیکلون توسط /خباری‌فر و همکاران^[10] مورد آزمایش قرار گرفت و این نتیجه به دست آمد که استفاده از این پرتاب‌کننده به میزان محدودی به افزایش بازده کمک می‌کند. همچنین سیستم کانال ماریپیج برای تغلیظ غبار توسط جمشیدی‌فرد و همکاران^[11] مورد بررسی قرار گرفت و نتایج نشان داد که استفاده از سیستم تغلیظ غبار با کانال ماریپیج، بازده جداسازی سیکلون را به شکل محسوسی بهبود می‌دهد. پیش از این در مطالعه‌ای که /سعدی و همکاران^[12] روی غبارگیر با کانال‌های ماریپیجی برای جداسازی ذرات پودر سیاه انجام دادند، به بازده بیش از ۸۰٪ دست یافتند. همچنین سیستم کانال ماریپیج برای تغلیظ غبار توسط جمشیدی‌فرد و همکاران^[11] مورد بررسی قرار گرفت و نتایج نشان داد که استفاده از سیستم تغلیظ غبار با کانال ماریپیج، بازده جداسازی سیکلون را به شکل محسوسی بهبود می‌دهد.

با توجه به اهمیت جداکننده‌ها و کاربردهای خاص آنها، پیش‌بینی رفتار جریان به‌منظور طراحی بهینه برای کاربرد صنعتی ضروری است. تحقیقاتی به‌صورت مدل‌سازی و شبیه‌سازی‌های دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) در این زمینه صورت گرفته است. در یکی از شبیه‌سازی‌های CFD انجام‌شده، شن و /لیو^[13] جریان‌های آشفته در هیدروسیکلون‌ها را با استفاده از مدل‌های k-ε، RNG و RSM شبیه‌سازی کرده و دریافته‌اند که فقط نتایج شبیه‌سازی RSM به نتایج آزمایشگاهی نزدیک است. برناردو و همکاران^[14] از مدل RSM برای شبیه‌سازی سیکلون با زوایای ورودی مختلف استفاده و اشاره کرده‌اند که مدل استاندارد k-ε برای جریان‌های شدیداً چرخشی دارای محدودیت است.

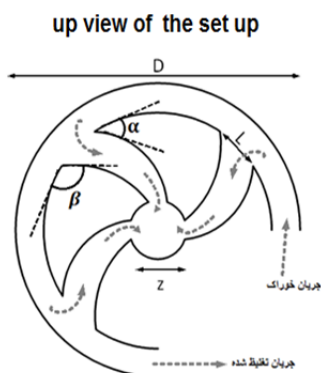
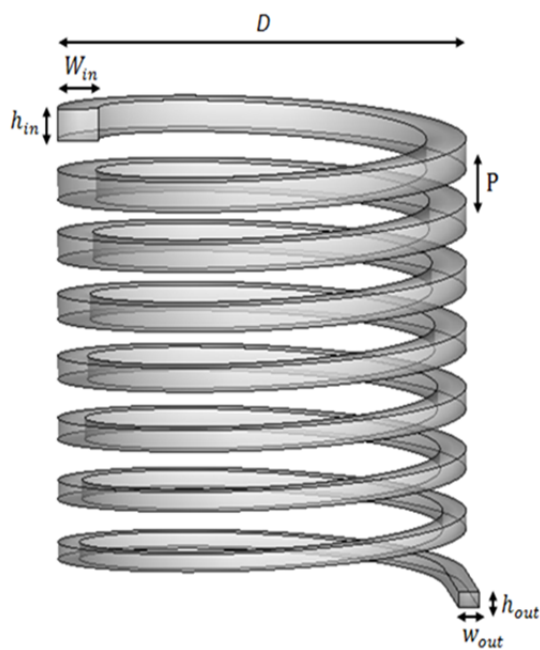
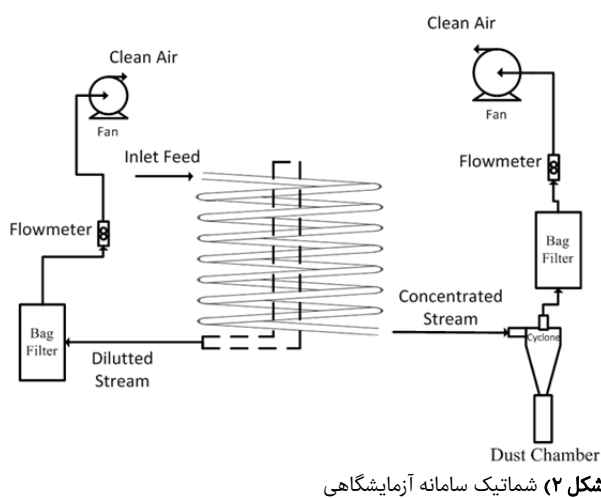
در این پژوهش، بازده و افت فشار یک تغلیظ‌کننده غبار ماریپیج یک‌کاناله برای جداسازی ذرات میکرونی پودر سیاه به‌صورت آزمایشگاهی و شبیه‌سازی مورد مطالعه قرار گرفته و اثر دبی جرمی هوای ورودی و کسر جرمی ذرات پودر سیاه بر بازده و افت فشار جداساز به‌صورت تجربی و شبیه‌سازی بررسی شده است.

۲- مطالعه تجربی

۲-۱- مشخصات پودر سیاه

در اثر واکنش بین آهن بدنه لوله انتقال گاز با رطوبت، پودر سیاه به ترکیب مولکولی آهن و سولفور تبدیل می‌شود که بخش عمده آن را مگنتیت یا همان اکسید آهن تشکیل می‌دهد. در واقع، بیش از ۸۰٪ وزنی پودرهای سیاه، مواد حاصل از خوردگی به‌همراه مواد معدنی موجود در شن و ماسه است که به دلایل مختلفی می‌تواند در خطوط لوله وجود داشته باشد^[15]. پودر سیاه مورد مطالعه در این پژوهش، دارای دانسیته 1986 kg/m^3 است. تعیین نمودار توزیع اندازه این ذرات با توجه به کوچک‌بودن ابعاد ذرات و چسبندگی

مشخصات تجهیزات مورد استفاده در سامانه آزمایشگاهی، در جدول‌های ۲ و ۳ بیان شده است. همچنین در شکل ۴، دستگاه تغلیظ‌کننده غبار ماریپیچ یک‌کاناله در آزمایشگاه، طبق ابعاد و اندازه‌های موجود در جدول ۱ نشان داده شده است.



شکل ۳) ساختار هندسی تغلیظ‌کننده غبار ماریپیچ یک‌کاناله

طراحی‌های قبلی تفاوت دارد. در این طراحی سعی بر بهبود روند تغلیظ و کاهش افت فشار با مکش جریان رقیق از ذره توسط انشعابات خروجی بوده است. در روش‌های معمول جداسازی سیکلون‌ها، اساس کار ایجاد نیروی گریز از مرکز در چندین کانال به‌صورت همزمان و جداسازی مسیر دو جریان بوده، اما در این مطالعه، جریان پیش از ورود به سیکلون در یک مسیر نسبتاً طولانی به گردش در می‌آید و فرایند تغلیظ صورت می‌گیرد.

برای استخراج داده‌های مناسب آزمایشگاهی، یک جداکننده ماریپیچی در ابعاد کوچک طراحی و ساخته شد. این دستگاه براساس نیروی گریز از مرکز در واقع یک عمل تغلیظ روی جریان پیش از ورود آن به مرحله جداسازی را انجام می‌دهد تا جداسازی نهایی که در یک سیکلون صورت می‌پذیرد، بهبود یابد. خروجی اصلی این جداکننده ماریپیچی، ورودی سیکلون محسوب می‌شود که بعد از این تغلیظ‌کننده قرار دارد (به دلیل جمع‌آوری کامل ذرات خروجی از غبارگیر، برای اعتبارسنجی دقیق‌تر این سیکلون تعبیه شده است). البته لازم به ذکر است که این دستگاه به‌تنهایی به‌عنوان جداکننده یا غبارگیر هم کاربرد دارد که این امر به شرایط هندسی خروجی اصلی آن بستگی دارد. ساختار اصلی این تغلیظ‌کننده یک‌کاناله به این صورت بوده که از ۷/۵ دور تشکیل شده است و در هر دور، مقطع مستطیلی کانال ماریپیچ از بالا به پایین کوچک‌تر می‌شود که این تغییرات ابعادی در دستگاه به‌صورت پیوسته است. خوراک از قسمت ورودی (بالای دستگاه) که سطح مقطع بزرگ‌تری دارد، وارد و از قسمت انتهایی و پایینی که کوچک‌ترین سطح مقطع را دارد، به‌وسیله یک مکنده خارج می‌شود که آن را خروجی اصلی می‌نامیم. در هر ۹۰ درجه به‌جز ربع اول، یک انشعاب خروجی در قسمت داخلی به‌منظور مکش هوای رقیق از ذره ایجاد شده است (که این قسمت‌ها به‌صورت مستطیلی شکل در قسمت دیواره‌های داخلی کانال در آمده‌اند) و تمامی این انشعابات به تعداد ۲۹ عدد به کمک اتصالاتی به یک لوله کوچک در قسمت مرکزی دستگاه وصل شده و این لوله به مکنده جانبی متصل شده است (قدرت این مکنده از مکنده خروجی اصلی بیشتر است) که آن را خروجی انشعابات جریان رقیق می‌نامیم.

برای اینکه دبی جرمی یکنواختی نیز برای ورود پودر به این محفظه داشته باشیم، از یک مخزن ذخیره بدنه لرزان (مرتعش‌شده با یک موتور غیربالانس) استفاده شده که دارای یک شکاف باریک برای خروج پودر است.

ساختار هندسی کانال ماریپیچی دستگاه مورد مطالعه در شکل ۳ آمده است. در این سیستم، چرخش کانال جریان چرخشی بسیار شدیدی به وجود می‌آورد که منجر به ایجاد نیروی گریز از مرکز و جداسازی ذرات از جریان گاز می‌شود. بدین معنی که به‌علت نیروی گریز از مرکز اعمال‌شده بر ذرات، جریان‌های غلیظی از ذرات در کنار دیواره لوله حاوی کانال‌ها برقرار می‌شود که ریزش ذرات به مخزن جمع‌آوری را در بر خواهد داشت. جریان رقیقی از ذره نیز در حوالی دیواره داخلی کانال برقرار می‌شود که ناشی از مولفه شعاعی جریان سیال به سمت لوله مرکزی برای جریان‌یافتن گاز تمیز است. این مولفه رادیال جریان مرکزی باعث فرار ذرات می‌شود، لذا محصول فرارکرده شامل ذرات ریزتر و محصول جداشده حاوی ذرات درشت‌تر است. در شکل ۳، سطح مقطع کانال از نمای بالای آن نشان داده شده است. فاصله بین هر پیچ کانال (گام) از ابتدای ورود تا خروج، یکسان و برابر با ۸ سانتی‌متر بوده و ابعاد و اندازه‌های هندسی دستگاه تغلیظ‌کننده غبار ماریپیچ یک‌کاناله مورد مطالعه مطابق با شکل ۳ در جدول ۱ آورده شده است.

روی ذرات (F_D) که به‌وسیله جریان هوا بر ذرات اعمال می‌شود، قرار می‌گیرند، لذا از تاثیر سایر نیروها صرف نظر می‌شود. البته نیروی جاذبه، اثر بسیار کمتری در مقایسه با بقیه دارد. نیروهای سانتیریفوژ، درگ و جاذبه به‌ترتیب از روابط ۳-۱ حاصل می‌شوند.

$$F_C = m_p r_p \omega_p^2 = m_p \frac{U_p^2}{r_p} \quad (۱)$$

$$F_D = \frac{1}{2} C_D \rho_f A_p |U_p - U_f|^2 \quad (۲)$$

$$F_G = (\rho_p - \rho_f) g V_p \quad (۳)$$

m_p ، ω_p و r_p به‌ترتیب جرم ذره، سرعت زاویه‌ای ذره و شعاع چرخش ذره و A_p ، ρ_f ، C_D و $|U_p - U_f|$ به‌ترتیب ضریب درگ، دانسیته سیال، مساحت سطح برخورد ذره با گاز و اختلاف سرعت گاز و ذره هستند. همچنین $(\rho_p - \rho_f)$ ، g و V_p به‌ترتیب اختلاف دانسیته ذره و سیال، شتاب جاذبه و حجم کل ذره هستند. نیروهای گریز از مرکز و مولفه شعاعی نیروی درگ در خلاف جهت یکدیگر هستند. نیروی گریز از مرکز با جرم ذره و نیروی درگ با سطح برخورد ذره و گاز رابطه مستقیمی دارند، در نتیجه هر چه قطر ذرات ریزتر باشند، باعث کاهش بیشتر نیروی گریز از مرکز نسبت به نیروی درگ می‌شوند و همین عامل باعث می‌شود تا ذرات ریزتر تحت نیروی درگ بیشتر به سمت شعاع کمتر بروند و با جریان رقیق خروجی از انشعابات داخلی از دستگاه خارج شوند.

با چرخش جریان دوفازی هوا و ذرات پودر در کانال ماریپیچ، جریان به دو جریان رقیق از ذره و جریان غنی از ذره تبدیل می‌شود. جریان غنی از ذره به سمت دیواره بیرونی و جریان رقیق‌تر در کنار دیواره داخلی می‌رود. جریان گاز رقیق از انشعابات داخلی کانال و جریان تغلیظ‌شده از کانال اصلی خارج می‌شود.

ذرات بسیار ریز همراه جریان هوا، در مقطع خروجی انشعابات کانال ماریپیچ، تحت تاثیر نیروی درگ زیادی قرار می‌گیرند و امکان فرار ذرات همراه با جریان هوا فراهم می‌شود. وجود یک زاویه مناسب در ناحیه خروجی انشعاب در سطح داخلی کانال موجب می‌شود که ذرات تحت نیروی درگ کمتری در جهت شعاعی به سمت لوله مرکزی سوق داده شوند.

۲-۴- بازده و افت فشار دستگاه

از جمله فاکتورهای حایز اهمیت در طراحی جداسازها، بازده و افت فشار آنها است. سیستم جداساز بهینه سیستمی است که بالاترین بازده و کمترین افت فشار را داشته باشد. در این سیستم نیز برای بررسی بازده و افت فشار، دستگاه تغلیظکننده غبار ماریپیچ یک‌کاناله، بعد از هر آزمایش بازده جداساز با استفاده از اندازه‌گیری وزن ذرات خوراک واردشده به مخزن لرزشی (m_{feed}) و مقادیر ذرات جمع‌شده در مخزن جمع‌آوری انتهایی (m_{exit}) به‌صورت رابطه ۴ محاسبه می‌شود و افت فشار دستگاه از تفاضل فشار بین مقطع ورودی و مقطع خروجی کانال اصلی اندازه‌گیری شده است.

$$\eta = \frac{m_{exit}}{m_{feed}} \quad (۴)$$

با توجه به ریزبودن ذرات و چسبندگی آنها به دیواره‌های کانال برای جلوگیری از گرفتگی و انسداد کانال، در پایان هر آزمون، ضرباتی به دیواره کانال وارد می‌شود تا از میزان این انسداد کاسته شود.

۲-۵- تحلیل نتایج آزمایشگاهی

بازده و افت فشار دستگاه در دبی‌های مختلف جرمی هوای ورودی و کسر جرمی‌های مختلف پودر سیاه بررسی شده است. برای به‌دست‌آوردن داده‌های میانگین با خطاهای تکراری کمتری، همه آزمایش‌ها حداقل سه بار تکرار شده‌اند و مقادیر متوسط، گزارش

جدول ۱) ابعاد و اندازه‌های هندسی تغلیظکننده غبار ماریپیچ یک‌کاناله

نماد	توضیح	اندازه (متر)
D	قطر کلی ماریپیچ	۰/۶
P	فاصله عمودی کانال‌ها در هر دور (گام)	۰/۰۸
W_{in}	عرض سطح مقطع کانال ورودی	۰/۰۶
h_{in}	ارتفاع سطح مقطع کانال ورودی	۰/۰۴
h_{out}	ارتفاع سطح مقطع کانال خروجی	۰/۰۳
W_{out}	عرض سطح مقطع کانال خروجی	۰/۰۲
L	طول دهانه هر یک از انشعابات جریان رقیق	۰/۱
z	قطر لوله مرکزی انشعابات رقیق	۰/۱۲
α	زاویه انشعاب خروجی با سطح داخلی کانال (درجه)	۳۰
β	زاویه انشعاب خروجی با سطح داخلی کانال (درجه)	۱۲۰

جدول ۲) دستگاه‌های مورد استفاده در بخش آزمایشات تجربی

نام دستگاه	توضیحات
دستگاه مکنده	پمپ هوای HG-400SB
مانومتر آبی	برای اندازه‌گیری افت فشار برحسب میلی‌متر آب
روتامتر	حداکثر قابلیت اندازه‌گیری دبی جریان هوا تا ۱۶۰ m ³ /hr
مخزن لرزشی	استفاده به‌عنوان مخزن خوراک ورودی
ترازو	با دقت ۰/۰۱ گرم
فیلتر کیسه‌ای	برای به‌دام‌انداختن غبارهای باقیمانده در جریان رقیق گاز

جدول ۳) مشخصات دستگاه مکنده استفاده‌شده

پمپ هوای HG-400SB	
توان	۴kW
جریان	۸/۱۷A
فشار مکش	-۲۸kPa
فرکانس	۵۰Hz
ولتاژ	۳۸۰V
فشار دمش	۳۸kPa
سرعت	۲۸۰۰r/min
حداکثر دبی	۲۵۰m ³ /hr



شکل ۴) دستگاه تغلیظکننده غبار ماریپیچ یک‌کاناله ساخته‌شده در آزمایشگاه

۲-۳- مدل‌سازی جریان در سامانه آزمایشگاهی

ذرات در کانال ماریپیچ در معرض نیروهای شتاب ناشی از جاذبه، نیروهای گریز از مرکز ناشی از انحنای ماریپیچ (F_C) و نیروی درگ

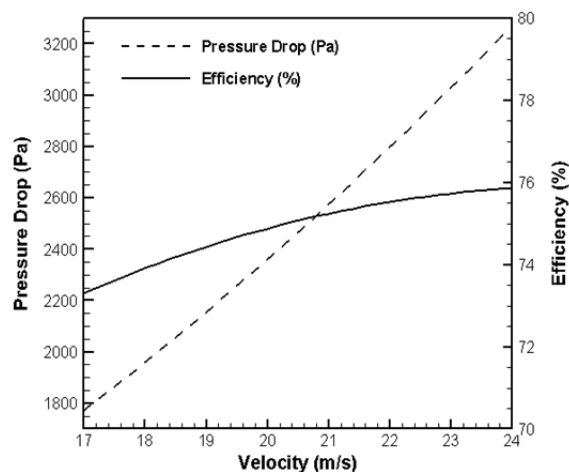
شده است. مشخصات عملیاتی دستگاه در جدول ۴ آورده شده است.

جدول ۴) مشخصات عملیاتی تغلیظکننده غبار ماریچ یک کاناله

پارامتر عملیاتی	واحد	مقدار
فشار عملیاتی	Pa	۱۰۱۳۲۵
دمای عملیاتی	°C	۲۰-۲۵
محدوده دبی جرمی پودر سیاه ورودی	kg s ⁻¹	۰/۰۰۷-۰/۰۰۱۵
محدوده دبی جرمی هوای ورودی	kg s ⁻¹	۰/۰۲۹۴-۰/۰۷۰۲۵
دانشیه هوا	kg m ⁻³	۱/۲۲۵
ویسکوزیته هوا	kg m ⁻¹ s ⁻¹	۰/۰۰۰۱۷۸۹۴

۲-۵-۱- بررسی اثر دبی جرمی هوای ورودی

اثر سرعت ورودی روی افت فشار و بازده دستگاه در نمودار ۲ نشان داده شده است. طبق این نمودار، محدوده سرعت ورودی گاز از ۱۷ تا ۲۴ متر بر ثانیه بوده و سایر پارامترها در نقاط مرکزی خود ثابت هستند. همانطور که مشاهده می‌شود، با افزایش ۴/۱٪ سرعت ورودی گاز، افت فشار ۸۴/۵٪ افزایش می‌یابد، زیرا همانطور که مطالعات اخیر روی افت فشار لوله‌های ماریچ نشان می‌دهد، Error! Reference source not found. فاکتور اصطکاک برای هوا و ذرات با سرعت ورودی رابطه مستقیمی دارند. با افزایش سرعت ورودی، افت اصطکاکی افزایش می‌یابد و این امر منجر به افزایش افت فشار می‌شود. همچنین می‌توان مشاهده کرد که با افزایش سرعت ورودی گاز از ۱۷ به ۲۴ متر بر ثانیه، بازده دستگاه تا ۳/۵٪ به صورت پیوسته افزایش می‌یابد. در واقع با افزایش سرعت هوای ورودی، نیروی گریز از مرکز افزایش می‌یابد و ذرات بیشتری به سمت دیواره حرکت می‌کنند که این امر موجب بهبود بازده دستگاه می‌شود.

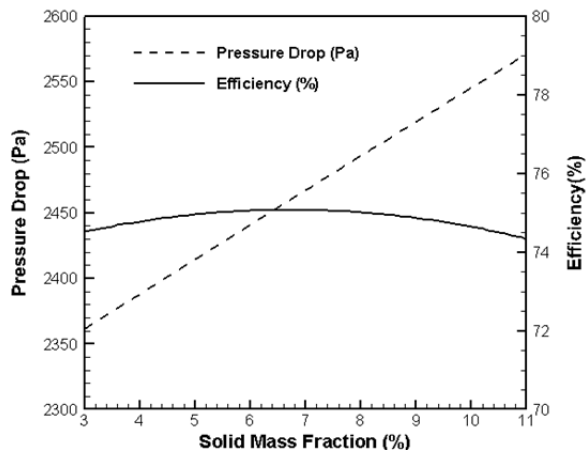


نمودار ۲) تاثیر سرعت هوای ورودی بر بازده و افت فشار برای کسر جرمی جامد برابر با ۷٪

۲-۵-۲- بررسی اثر کسر جرمی جامد ورودی

اثر کسر جرمی جامد ورودی روی افت فشار و بازده دستگاه، در نمودار ۳ نشان داده شده است. براساس این نمودار، محدوده تغییرات کسر جرمی جامد ورودی از ۳ تا ۱۱٪ بوده و سایر پارامترها در نقاط مرکزی خود ثابت هستند. همانطور که در نمودار مشاهده می‌شود، افزایش ۸/۹ درصدی افت فشار به دلیل افزایش انرژی مورد نیاز ذرات برای ترک خم‌ها و جریان یافتن در مسیر مستقیم است. از طرفی تغییرات عمده‌ای برای بازده با تغییر کسر جرمی جامد

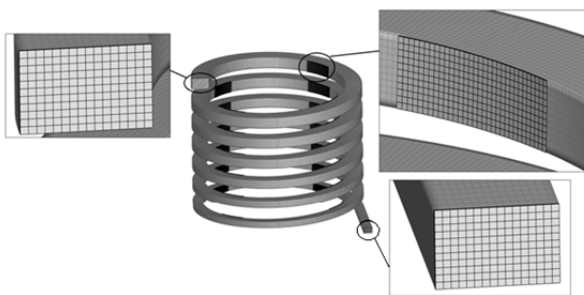
ورودی صورت نگرفته است. در واقع با افزایش کسر جرمی جامد ورودی، مقدار بیشتری از ذرات در دوره‌های انتهایی دستگاه از خروجی انشعابات جریان رقیق فرار می‌کنند و این امر منجر به عدم تاثیر این پارامتر بر بازده می‌شود. لذا به نظر می‌رسد با بسته شدن تعدادی از انشعابات جریان رقیق در دوره‌های انتهایی دستگاه، بازده با افزایش کسر جرمی جامد ورودی افزایش یابد.



نمودار ۳) تاثیر کسر جرمی جامد بر بازده و افت فشار برای دبی جرمی برابر با ۰/۰۷۰۲۵ kg/s

۳- شبیه‌سازی

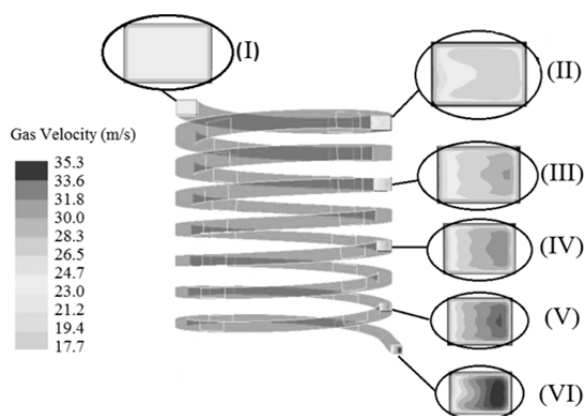
به منظور انجام شبیه‌سازی، هندسه این ساختار با استفاده از نرم‌افزار Gambit 2.3.16 و عمدتاً با مش‌های شش‌وجهی ساختاریافته از نوع SubMap مش زده شد و کلاً از ۶۸۶۲۲۴ سلول تشکیل شده که نمای مش‌بندی سه‌بعدی در شکل ۵ آورده شده است. سپس هندسه برای حل میدان جریان وارد نرم‌افزار Ansys Fluent 16.1 شد. محاسبات در سه بُعد و به صورت ناپایا و بر پایه فشار حل شد. برای شبیه‌سازی جریان دوفازی از مدل اولرین-اولرین استفاده شده است. همچنین مدل اغتشاشی Realizable k-ε به علت سرعت بالا و دقت مناسب به کار گرفته شده و 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 سیمپل برای حل همزمان معادلات فشار و سرعت به کار گرفته شده است.



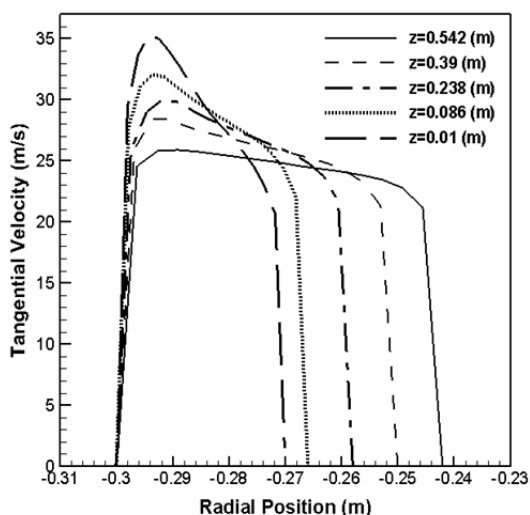
شکل ۵) نمایش مش تغلیظکننده غبار ماریچ یک کاناله

حل معادلات در شبیه‌سازی به صورت پردازش موازی و روی یک سیستم پردازش ۸ هسته‌ای i7-4790K CPU @ 4.00 GHz با 16 GB RAM روی سیستم عامل Windows 7 Ultimate انجام شده است.

ماکزیمم برسد و در دیواره که شرط عدم لغزش برقرار است، به مقدار صفر می‌رسد. همچنین بیشترین مقدار سرعت مماسی در دور آخر اتفاق می‌افتد. در هر مقطع با افزایش شعاع، سرعت مماسی افزایش می‌یابد تا به یک مقدار بیشینه برسد و در دیواره براساس شرط عدم لغزش به مقدار صفر می‌رسد.



شکل ۶) کانتور اندازه سرعت گاز در مقاطع عرضی در ارتفاع‌های مختلف کانال



نمودار ۴) پروفایل سرعت مماسی در مقاطع عرضی کانال، در ارتفاعات مختلف و دبی جرمی هوای ورودی 0.07025 kg/s و کسر جرمی جامد ورودی ۱۱٪

۳-۴- تحلیل میدان فشار

شکل ۷، توزیع فشار استاتیک از ورودی کانال تا دور چهارم آن در دبی جرمی هوا برابر با 0.07025 kg/s و کسر جرمی جامد ۱۱٪ را نشان می‌دهد. شکل توزیع شعاعی فشار مشابه پروفایل سرعت مماسی است. همان‌طور که مشخص است، از بالا (ورودی) به پایین (خروجی اصلی کانال) فشار با افزایش سرعت سیال، کاهش می‌یابد.

۳-۵- بررسی کسر حجمی ذرات

شکل ۸، کانتورهای جزء حجمی برای فاز جامد در دبی جرمی هوا 0.07025 kg/s و کسر جرمی جامد ۱۱٪ در مقاطع مختلف ماریچج را نشان می‌دهد.

همان‌طور که شکل ۸ نشان می‌دهد، جریان در مقطع ورودی دارای توزیع یکنواختی از کسر حجمی ذرات است. فاز پراکنده به دلیل سنگین‌تر بودن و تحت تأثیر نیروی سانتریفیوژ به سمت دیواره ماریچج متمایل می‌شود و در اثر نیروی گرانش وارد بر ذرات، از

۱-۳- نتایج شبیه‌سازی

۱-۱-۳- بررسی استقلال نتایج از شبکه

برای اینکه خطاهای حاصل از شبیه‌سازی کاهش پیدا کند، بایستی ابتدا شبکه مناسبی را برای حل معادلات حاکم بر مساله انتخاب کنیم. هدف از انجام شبیه‌سازی‌ها در این قسمت، حاصل‌شدن اطمینان از استقلال نتایج از شبکه‌بندی و همچنین اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی با استفاده از مقایسه آنها با داده‌های آزمایشگاهی است. جدول ۵ به بررسی نتایج حاصل از شبیه‌سازی جداساز با ۵ دانسیته مش مختلف و مقایسه آنها با داده‌های آزمایشگاهی برای خوراک با دبی هوای ورودی 0.07025 kg/s و کسر جرمی پودر ورودی ۱۱٪ می‌پردازد.

جدول ۵) بررسی استقلال نتایج از شبکه

زمان انجام محاسبات (ساعت)	متوسط خطا (%)	بازده آزمایشگاهی (%)	بازده شبیه‌سازی (%)	دانسیته مش
۳۴	۲۴/۷۲	۳۴/۱	۴۲/۵۳	۲۷۶۹۶۰
۵۲	۱۵/۸۶	۳۴/۱	۳۹/۵۱	۳۷۴۹۸۵
۶۰	۸/۱۲	۳۴/۱	۳۶/۸۷	۵۴۱۶۵۰
۷۰	۴/۵	۳۴/۱	۳۵/۶۴	۶۸۶۲۲۴
۱۹۸	۳/۹	۳۴/۱	۳۵/۴۳	۹۴۴۳۵۲

همان‌طور که دیده می‌شود با تغییرات مش از ۶۸۶۲۲۴ به ۹۴۴۳۵۲، نتایج شبیه‌سازی تنها به میزان ۰/۶٪ به نتایج آزمایشگاهی نزدیک می‌شود، در حالی که زمان محاسبات از ۷۰ به ۱۹۸ ساعت افزایش می‌یابد. بنابراین استفاده از مش با دانسیته ۶۸۶۲۲۴، هم از لحاظ زمان محاسباتی و هم از نظر دقت، نسبت به بقیه بهتر است. بنابراین در این مطالعه از دانسیته مش بهینه ۶۸۶۲۲۴ استفاده شده است.

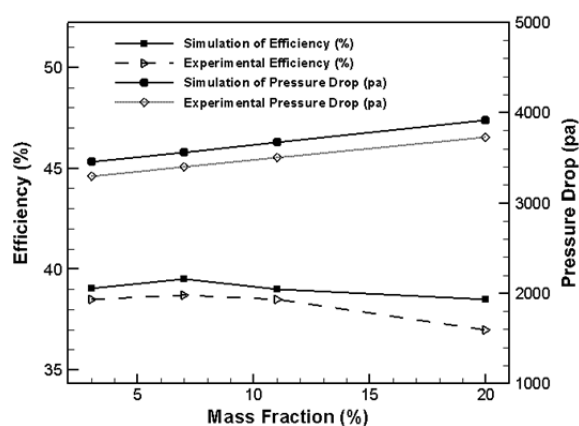
۳-۱-۳- تحلیل میدان سرعت

شکل ۶، کانتور سرعت گاز در داخل کانال ماریچج در ارتفاع‌های مختلف، در دبی جرمی هوای ورودی 0.07025 kg/s و کسر جرمی پودر ورودی ۱۱٪ را نشان می‌دهد. مولفه سرعت در اینجا بیانگر نیروی سانتریفیوژ وارد بر ذرات است و هر چه مقدار آن بیشتر باشد، نیروی وارد بر ذرات، بیشتر و نهایتاً بازده جداسازی بیشتر خواهد بود. همان‌طور که در شکل مشخص است مانند جریان داخل لوله، سرعت در جدارها صفر بوده، ولی سرعت در داخل کانال‌های این دستگاه در کنار دیوار بیرونی بیشتر از لایه‌های جریان در نزدیکی دیوار داخلی است که این مشخصه می‌تواند به جدا شدن ذرات از جریان گاز کمک کند. به عبارت دیگر در صورت ورود جریان دوفازی هوا به همراه غبار به ماریچج، مخلوط گاز- جامد ورودی رفته‌رفته تبدیل به دو جریان غنی از ذره در کنار دیواره بیرونی و جریان رقیق از ذره در کنار دیواره داخلی می‌شود. جریان غنی از ذره به سمت دیواره بیرونی می‌رود و در نهایت از خروجی اصلی خارج می‌شود و جریان رقیق از ذره در کنار دیواره داخلی می‌رود و از طریق خروجی انشعابات جریان رقیق تخلیه می‌شود. در واقع، نیروی سانتریفیوژ ایجاد شده به علت خمیدگی کانال موجب تغییر مکان سرعت کلی از مرکز به سمت دیواره خارجی می‌شود.

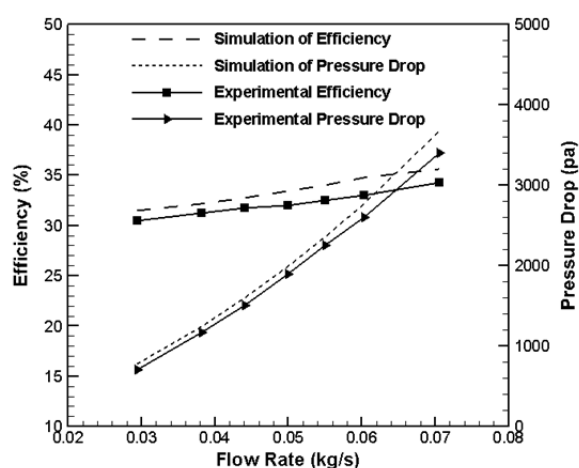
۳-۱-۳- تحلیل میدان سرعت مماسی

سرعت مماسی از مولفه‌های مهم نیروی گریز از مرکز به شمار می‌رود. در نمودار ۴، پروفایل‌های سرعت مماسی برای چند سطح مقطع از ماریچج با دبی جرمی هوای ورودی 0.07025 kg/s آورده شده است. همان‌گونه که نتایج نشان می‌دهد، با کاهش سطح مقطع ماریچج، سرعت مماسی افزایش می‌یابد تا به یک مقدار

یکی از پارامترهای تاثیرگذار بر تغلیظکننده ماریچ، کسر جرمی جامد ورودی است. به همین منظور ذرات ۳ میکرون در دبی جرمی ورودی 0.07025 kg/s در کسر جرمی های ۳، ۷، ۱۱ و ۲۰ مورد بررسی قرار گرفته است. نمودار ۵، تغییرات افت فشار و بازده را در کسر جرمی های مختلف نشان می دهد. افزایش افت فشار به دلیل افزایش انرژی مورد نیاز ذرات برای ترک خم ها و جریان یافتن در مسیر مستقیم است. در واقع، با افزایش جرم ذرات در سرعت یکسان، مقاومت آنها در برابر جداسازی بیشتر شده و نیروی بیشتری مورد نیاز است که این امر منجر به افت فشار بیشتر می شود. از طرفی تغییرات عمده ای هم برای بازده با تغییر کسر جامد ورودی گزارش نشده است. در واقع با افزایش کسر جرمی جامد، مقدار بیشتری از ذرات در این حالت در دورهای انتهایی دستگاه از خروجی انشعابات جریان رقیق فرار می کنند و اثر منفی بر بازده جداسازی دارند، لذا این امر مانع از افزایش بازده می شود.



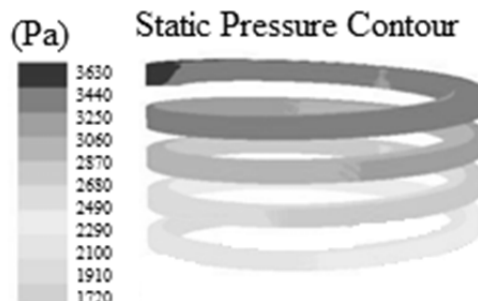
نمودار ۵) تاثیر کسر جرمی جامد بر بازده و افت فشار برای دبی جرمی برابر با 0.07025 kg/s



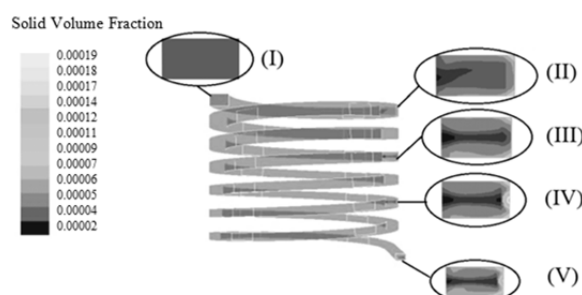
نمودار ۶) مقایسه بازده و افت فشار به دست آمده از داده های تجربی و شبیه سازی در دبی های متفاوت با کسر جرمی ثابت

خطاهای موجود در محاسبه بازده، عمدتاً ناشی از چسبیدن مواد به سطوح داخلی کانال عبور گاز پیش می آید. این تغییرات در واقع تغییرات میزان تجمع مواد است که در نتایج محاسبات بازده دستگاه تاثیرگذار خواهد بود.

جریان انتهای ماریچ خارج می شود. در نتیجه، درصد حجمی ذرات آن بیشتر از مقاطع بالایی ماریچ است. جریان رفته رفته به علت سنگین تر بودن ذرات و تحت نیروی گریز از مرکز ناشی از چرخش کانال ها، به سمت دیواره بیرونی در جهت پیچش کانال متمایل می شود و در کنار دیواره خارجی تجمع می یابد.



شکل ۷) توزیع فشار استاتیک در کانال ماریچ، در دور اول



شکل ۸) کانتور کسر حجمی جامد در مقاطع عرضی ارتفاع های مختلف کانال

۳-۲- اعتبارسنجی داده های آزمایشگاهی و شبیه سازی

نمودار ۵، تغییرات افت فشار و بازده حاصل از نتایج آزمایشگاهی و شبیه سازی با دبی ورودی را نشان می دهد. اثر دبی ورودی روی بازده و افت فشار دستگاه در نمودار ۶، در محدوده دبی ورودی 0.0294 تا 0.07025 kg/s در مقدار کسر جرمی پودر سیاه ورودی برابر با ۷٪ نشان داده شده است. دبی های کم نشان دهنده زمان اقامت زیاد و کاهش نیروی سانتریفیوژ و دبی های زیاد نشان دهنده زمان اقامت کم و افزایش نیروی سانتریفیوژ است. در نتیجه با افزایش دبی ورودی در ماریچ، نیروی گریز از مرکز بیشتری بر ذرات وارد می شود و ذرات به سمت دیواره ماریچ مهاجرت می کنند و میزان بازده جداسازی بهبود می یابد. همان گونه که در نمودار ۶ مشاهده می شود، با افزایش دبی به اندازه ۵۸٪ بازده شبیه سازی ۴۱٪ افزایش پیدا می کند. همچنین مقایسه نتایج شبیه سازی و آزمایشگاهی برای دبی ورودی به غبارگیر ماریچ، خطایی حدود ۵/۲٪ را نشان می دهد.

آنچه باعث حرکت ذرات و هوا می شود، اختلاف فشاری است که بین بالا و پایین ماریچ وجود دارد. بنابراین هر قدر این اختلاف فشار کمتر باشد، حرکت ذرات به سمت خروجی پایین ماریچ کاهش می یابد و در نتیجه، مقدار محصول کمتری دریافت می شود و بازده جداسازی کاهش می یابد. همان گونه که در نمودار ۶ مشاهده می شود، نتایج افت فشار برای داده های آزمایشگاهی و شبیه سازی به طور متوسط به اندازه ۶/۱٪ با هم اختلاف دارند.

تعارض منافع: هیچ گونه تعارضی در منافع این مقاله وجود ندارد.

سهم نویسندگان: سنا جمشیدی فرد (نویسنده اول)، پژوهشگر اصلی/نگارنده بحث (۷۰٪)؛ منصور شیروانی (نویسنده دوم)، پژوهشگر کمکی/نگارنده بحث (۱۰٪)؛ نورالله کثیری بیده‌ندی (نویسنده سوم)، پژوهشگر کمکی/نگارنده بحث (۱۰٪)؛ سلمان موحی‌راد (نویسنده چهارم)، پژوهشگر کمکی/نگارنده بحث (۱۰٪)

منابع مالی: آزمایشگاه جداسازی غبار دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه علم و صنعت، کلیه هزینه‌های این مطالعه را بر عهده گرفته است.

۵- پی‌نوشت

C_D	ضریب درگ
F	نیرو (N)
g	شتاب گرانش (ms^{-2})
m	جرم (kg)
r	شعاع چرخش (m)
U	سرعت (ms^{-1})
V	حجم (m^3)
A	مساحت (m^2)
ρ	چگالی (kgm^{-3})
ω	سرعت زاویه‌ای (rpm)
زیرنویس‌ها	
C	نیروی گریز از مرکز
D	نیروی درگ
f	گاز/اسپال
G	نیروی گرانش
p	ذره
feed	ورودی
exit	خروجی

منابع

- 1- Zhao JQ, Abrahamson J. The flow in conical cyclones. 2nd International Conference on CFD in the mineral and process industries CSIRO, 6-8 December, 1999, Melbourne, Australia. Canberra: CSIRO; 1999.
- 2- Zhao B, Shen H, Kang Y. Development of a symmetrical spiral inlet to improve cyclone separator performance. Powder Technology. 2004;145(1):47-50.
- 3- Azadi M, Azadi M, Mohebbi A. A CFD study of the effect of cyclone size on its performance parameters. Journal of Hazardous Materials. 2010;182(1-3):835-841.
- 4- Barth W. Design and layout of the cyclone separator on the basis of new investigations. Aerosol Technology. 1956;8(1):1-9.
- 5- Gimbun J, Chuah TG, Fakhru'l-Razi A, Choong TSY. The influence of temperature and inlet velocity on cyclone pressure drop: A CFD study. Chemical Engineering and Processing Process Intensification. 2005;44(1):7-12.
- 6- Yang J, Sun G, Gao C. Effect of the inlet dimensions on the maximum-efficiency cyclone height. Separation and Purification Technology. 2013;105:15-23.
- 7- Qian F, Zhang J, Zhang M. Effects of the prolonged vertical tube on the separation performance of a cyclone. Journal of Hazardous Materials. 2006;136(3):822-829.
- 8- Obermair S, Staudinger G. The dust outlet of a gas cyclone and its effects on separation efficiency. Chemical Engineering and Technology. 2001;24(12):1259-1263.
- 9- Sadighi S, Shirvani M, Esmaili M, Farzami R. Improving the removal efficiency of cyclones by recycle stream. Chemical Engineering and Technology.

برای رفع این مشکل، در ابتدای انجام هر آزمایش و قبل از روشن کردن دستگاه به منظور خالی کردن غبارهای داخل فیلتر، ضرباتی به فیلتر زده و تخلیه می‌شد. منابع خطایی انحرافی دیگری در انجام آزمایشات، تشخیص داده نشده است. همچنین، منابع خطاهای دقتی می‌توانست ناشی از مواردی همچون تاثیر نوسانات ولتاژ برق و متعاقباً تاثیر آن 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 توزیع کننده پودر در ورودی و وجود برخی نشتی‌های اجتناب‌ناپذیر در سیستم باشد. کلیه مواد خطایی ذکر شده تحت عنوان خطاهای دقتی و همچنین موارد ناشناخته دیگری که به صورت پراکندگی داده‌ها بروز می‌نمایند، با سه مرتبه تکرار آزمایش و به کار بردن دقت کافی در انجام آزمایشات به حداقل رسانده شده‌اند.

۴- نتیجه‌گیری

در این مقاله، یک دستگاه تغلیظکننده غبار ماریپیچ یک کاناله برای جداسازی ذرات پودر سیاه، حاصل از سایش و خوردگی خطوط انتقال گاز طبیعی، از جریان هوا مورد بررسی قرار گرفته است. به دلیل ریز بودن بیش از اندازه ذرات و چسبندگی آنها و همچنین وجود احتمالی مقدار ضعیفی خاصیت مغناطیسی در ذرات، توزیع اندازه پودر سیاه به آسانی قابل اندازه‌گیری نیست. به همین دلیل از پردازش تصویر SEM پودر و همچنین آزمون DLS استفاده شده و نتیجه حاصل از این دو آزمون، میانگین اندازه ذرات برای پودر مورد آزمایش را $0.327/\mu m$ میکرومتر نشان داده است. سیستم جداسازی که در این مقاله معرفی شده، متشکل از یک کانال ماریپیچ با $7/5$ دور است. اساس کار دستگاه براساس نیروهای گریز از مرکز و درگ است. 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 شد که این سیستم برای جداسازی ذرات پودر سیاه موجود در خطوط انتقال گاز با اندازه $0.327/\mu m$ میکرومتر، بازده بالایی در شرایط خشک دارد و همچنین با افزایش دبی به اندازه 58% ، بازده شبیه‌سازی $4/1\%$ افزایش پیدا می‌کند. علت این امر، افزایش سرعت مماسی در داخل کانال ماریپیچ با افزایش دبی ورودی است که منجر به افزایش نیروی گریز از مرکز و بهبود جداسازی می‌شود. تغییرات بازده نسبت به کسر جرمی ذرات پودر سیاه نیز بررسی و مشاهده شد که با افزایش جرم ذرات در سرعت یکسان، مقاومت آنها در برابر جداسازی، بیشتر و افت فشار بیشتر می‌شود. از طرفی به دلیل کسر جرمی‌های جزئی مورد استفاده در آزمایشات، تغییرات افت فشار با تغییرات کسر جرمی چندان مشهود نبود.

نتایج حاصل از شبیه‌سازی دستگاه مورد نظر، سازگاری مناسب داده‌های تجربی با داده‌های شبیه‌سازی را نشان می‌دهد. همانند نتایج به دست آمده از آزمایشات تجربی، در بخش شبیه‌سازی نیز با افزایش دبی جرمی هوای ورودی، بازده و افت فشار دستگاه افزایش یافت، اما از آنجایی که تغییرات کسر جرمی ذرات بسیار جزئی بود، بازده و افت فشار تغییر محسوسی نداشتند.

تشکر و قدردانی: از آزمایشگاه‌های جداسازی غبار و شبیه‌سازی واقع در دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه علم و صنعت کمال سپاس را دارم.

تأییدیه اخلاقی: در استخراج منابع این مطالعه اصول اخلاقی رعایت شده است.

pipeline. Modares Mechanical Engineering. 2018;18(8):61-70. [Persian]

13- Chen J, Liu X. Simulation of a modified cyclone separator with a novel exhaust. Separation and Purification Technology. 2010;73(2):100-105.

14- Bernardo S, Mori M, Peres AP, Dionisio RP. 3-D computational fluid dynamics for gas and gas-particle flows in a cyclone with different inlet section angles. Powder Technology. 2006;162(3):190-200.

15- Tsochatzidis NA. Study addresses black powder's effects on metering equipment. Oil and Gas Journal. 2008;106(12):56-63.

2006;29(10):1242-1246.

10- Akhbarifar S, Shirvani M, Zahedi S, Zahiri MR, Shamsaii Y. Improving cyclone efficiency by recycle and jet impingement streams. Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering. 2011;30(2):119-124.

11- Jamshidifard S, Shirvani M, Kasiri N, Movahedirad S. Improved fine particle removal from gas streams using a new helical-duct dust concentrator. Chemical Engineering Research and Design. 2016;114:280-286.

12- Asaadi F, Eyvazi M, Shirvani M, Hashemabadi SH. Experimental and numerical study of spiral-channels dust separator for separation of black powder of gas