

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک
گرایش تبدیل انرژی
پایان نامه کارشناسی ارشد

جداسازی دوده از جریان گاز طبیعی در ایستگاه تقلیل فشار با استفاده از سیکلون

سید احسان آل نبی

اساتید راهنما:

دکتر محمود فرزانه گُرد

و

دکتر علی جباری مقدم

بهمن ۱۳۹۴



فرم شماره ۶: صورتجلسه دفاع از پایان نامه تحصیلی دوره کارشناسی ارشد

با تأییدات معاونت متعال و با استعانت از حضرت ولی عصر (عج) ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد خانم آقای سید احسان آل تپی به شماره دانشجویی ۹۲۰۲۴۷۴ رشته مکانیک گرایش تبدیل انرژی تحت عنوان جداسازی دوده از جریان گاز طبیعی در ایستگاه تقلیل فشار با استفاده از سیگلون که در تاریخ ۹۴/۱۱/۱۹ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می‌گردد:

قبول با درجه: خوب (استثنای ۱۹/۶۷) دفاع مجدد مردود

- ۱- عالی (۲۰-۱۹)
- ۲- بسیار خوب (۱۸/۹۹-۱۸)
- ۳- خوب (۱۶-۱۷/۹۹)
- ۴- قابل قبول (۱۵/۹۹-۱۴)
- ۵- نمره کمتر از ۱۴ غیر قابل قبول

اعضای	مرتبه علمی	نام و نام خانوادگی	عضو هیأت داوران
	استاد	دکتر محمود فرانه گرد	۱- استاد راهنمای اول
	دانشیار	دکتر علی جباری مقدم	۲- استاد راهنمای دوم
			۳- استاد مشاور
		مهندس احمد مددی	۴- نماینده شورای تحصیلات تکمیلی
	استاد یار	دکتر محمود نوروزی	۵- استاد امتحان اول
	استاد یار	دکتر علی عباسی نژاد	۶- استاد امتحان دوم

رئیس دانشکده:

۱۳

تقدیم

تقدیم به

پدر و مادر عزیزم

که مرا تا پایان این راه همراهی نمودند.

تشکر و قدردانی

از شرکت گاز استان خراسان شمالی بخاطر حمایت مالی این پایان نامه و همکاری لازم جهت هرچه بهتر انجام شدن آن تشکر و قدردانی می‌نماییم. همچنین از اساتید گرامی دکتر محمود فرزانه و دکتر علی جباری که با رهنمودهایشان در به ثمر نشستن این گزارش نقش بزرگی ایفا فرمودند، تقدیر و تشکر می‌نماییم.

تعهدنامه

اینجانب سید احسان آل نبی دانشجوی دوره‌ی کارشناسی ارشد رشته‌ی مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی دانشکده‌ی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده‌ی پایان‌نامه‌ی جداسازی دوده از جریان گاز طبیعی در ایستگاه تقلیل فشار با استفاده از سیکلون تحت راهنمایی دکتر محمود فرزانه گرد و دکتر علی جباری مقدم متعهد می‌شوم.

- تحقیقات در این پایان‌نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهش‌های محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است.
- مطالب مندرج در پایان‌نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است.
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه شاهرود می‌باشد و مقالات مستخرج با نام «دانشگاه صنعتی شاهرود» و یا «Shahrood University of Technology» به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان‌نامه تأثیرگذار بوده‌اند در مقالات مستخرج از پایان‌نامه رعایت می‌گردد.
- در کلیه‌ی مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافت‌های آن‌ها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است.
- در کلیه‌ی مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که به حوزه‌ی اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه‌ی حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج، کتاب، برنامه‌های رایانه‌ای، نرم‌افزارها و تجهیزات ساخته شده) متعلق به دانشگاه شاهرود می‌باشد. این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود.
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان‌نامه بدون ذکر مرجع مجاز

چکیده

در این تحقیق پس از بررسی ماهیت شیمیایی و فیزیکی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی و عوامل تولید آنها در شبکه توزیع گاز به مطالعه اقداماتی که تاکنون برای جداسازی این ذرات صورت گرفته پرداخته شده است. با توجه به مشکلاتی که این ذرات برای تجهیزات صنایع و مصرف کنندگان این سوخت بوجود می‌آورد و همچنین بدلیل مشکلات و هزینه‌های بالای بهره برداری جداسازهای کنونی، در این مطالعه تصمیم گرفته شد که برای رفع این معضل بزرگ صنعت گاز به بررسی استفاده از سیکلون‌ها در ایستگاه‌های تقلیل فشار و بعنوان پیش فیلتر قبل از سیستم فیلتراسیون این ایستگاه‌ها پرداخته شود. به این منظور در این تحقیق ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد بعنوان ایستگاه هدف در نظر گرفته شد و تقریبی از چگالی و غلظت ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی در این ایستگاه بدست آمد. در ادامه پس از بررسی و مطالعه روابط تئوری حاکم بر جریان سیکلون‌ها، برنامه‌ای دستوری براساس این روابط با نرم افزار متلب برای سیکلون‌های استاندارد ارایه گردید. سپس با توجه به متغیر بودن حجم گاز مصرفی ایستگاه هدف در فصول مختلف سال، تصمیم گرفته شد از مولتی-سیکلونی موازی که هر سیکلون آن در کمترین ظرفیت ورودی به این ایستگاه، راندمان جداسازی مطلوبی دارند، استفاده شود. بر این اساس سه سایز مختلف از سیکلون‌های استارمند انتخاب گردید و عملکردشان با برنامه متلب بصورت تئوری بررسی شد. برای حل عددی نیز پس از اعتبارسنجی نتایج شبیه سازی با نتایج تجربی و بررسی استقلال نتایج از شبکه، راندمان جداسازی سه سیکلون مفروض در سرعت‌های ورودی مختلف به روش دینامیک سیالات محاسباتی و به کمک نرم افزار فلونت ۶/۳ بدست آمد. در انتها پس از بررسی و تحلیل نتایج، سیکلون بازدهی بالا استارمند با قطر بدنه اصلی ۰/۵ متر، بعنوان سیکلون مناسب برای این ایستگاه پیشنهاد شد که این سیکلون قادر است جریان گاز طبیعی را در بازه ظرفیتی ۴۰۰۰ تا ۸۰۰۰ متر مکعب بر ساعت با راندمانی مطلوب پالایش نماید.

واژه‌های کلیدی: جداسازی، مولتی سیکلون، ایستگاه تقلیل فشار، دوده گاز طبیعی

فهرست مطالب

صفحه عنوان

فصل ۱	۱
مقدمه	۱
۱-۱ بررسی مطالعات گذشته	۳
۱-۲ هدف تحقیق	۷
فصل ۲	۹
ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی	۹
۱-۲ ماهیت شیمیایی ناخالصی‌های جریان گاز	۱۰
۲-۲ بررسی توزیع و اندازه ذرات	۱۴
۳-۲ منشا ناخالصی‌های جریان گاز	۱۵
۱-۳-۲ اکسیژن و بخارات آب	۱۶
۱-۱-۳-۲ عملیات تست هیدرواستاتیک	۱۶
۲-۱-۳-۲ پیش از بهره برداری خطوط لوله	۱۷
۳-۱-۳-۲ تغییرات شرایط جوی و محیطی	۱۷
۴-۱-۳-۲ انجام تعمیرات و نگهداری	۱۷
۲-۳-۲ کربن دی اکسید و مرکاپتان	۱۷
۳-۳-۲ سولفید هیدروژن	۱۸
۴-۳-۲ آلودگی‌های محیط	۱۹

۱۹ اثرات منفی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی
۲۱ فصل ۳
۲۱ اقدامات کنترلی و جداسازها
۲۲ ۱-۳ روش‌های فیزیکی و شیمیایی
۲۲ ۱-۱-۳ آب‌زدایی و خشک کردن خطوط
۲۳ ۲-۱-۳ حلال‌های شیمیایی
۲۴ ۳-۱-۳ عملیات پیگرانی خشک
۲۵ ۴-۱-۳ شستشوی خطوط لوله با مایعات و ژل‌ها
۲۶ ۲-۳ فرآیندهای جداسازی ذرات
۲۸ ۱-۲-۳ جداسازهای اینرسی
۲۸ ۱-۱-۲-۳ اتافک‌های ته‌نشین‌ساز
۲۹ ۲-۱-۲-۳ سیکلون
۳۰ ۲-۲-۳ الکترو فیلتر
۳۱ ۳-۲-۳ اسکرابرها
۳۴ ۴-۲-۳ فیلتراسیون خطوط لوله
۳۴ ۱-۴-۲-۳ فیلتر سپرایتور
۳۷ ۲-۴-۲-۳ فیلترهای گاز خشک
۴۱ فصل ۴
۴۱ سیکلون و روابط حاکم بر آن
۴۲ ۱-۴ معرفی سیکلون

۴۲ نحوه عملکرد سیکلون ۱-۱-۴
۴۴ کاربرد و مزایای سیکلون ۲-۱-۴
۴۵ طبقه بندی سیکلون‌ها ۳-۱-۴
۴۵ براساس مقطع ورودی جریان گاز ۱-۳-۱-۴
۴۵ براساس چگونگی قرار گرفتن دمنده ۲-۳-۱-۴
۴۶ براساس تعداد سیکلون ۳-۳-۱-۴
۴۶ براساس نحوه ورود جریان گاز به سیکلون ۴-۳-۱-۴
۴۷ مولتی سیکلون ۲-۴
۴۸ مولتی سیکلون موازی ۱-۲-۴
۴۸ مولتی سیکلون سری ۲-۲-۴
۴۸ روابط حاکم بر سیکلون ۳-۴
۴۹ طراحی سیکلون ۱-۳-۴
۵۰ افت فشار در سیکلون ۲-۳-۴
۵۲ راندمان جداسازی در سیکلون‌ها ۳-۳-۴
۵۹ فصل ۵
۵۹ شبیه‌سازی جریان گاز طبیعی در سیکلون
۶۰ شرایط کاری گاز طبیعی ۱-۵
۶۰ مدل‌سازی ریاضی جریان ۲-۵
۶۱ معادلات حاکم بر جریان گاز ۱-۲-۵
۶۳ معادلات حاکم بر فاز جامد ۲-۲-۵

۶۴.....	۳-۵ الگوریتم حل
۶۴.....	۱-۳-۵ ظرفیت مولتی سیکلون
۶۶.....	۲-۳-۵ هندسه سیکلون
۶۹.....	۳-۳-۵ شبکه بندی سیکلون
۷۱.....	۴-۳-۵ انتخاب شرایط مرزی
۷۲.....	۵-۳-۵ انتخاب روش های عددی
۷۳.....	۶-۳-۵ استقلال نتایج از شبکه بندی
۷۵.....	۷-۳-۵ اعتبارسنجی مدل عددی
۷۷.....	۴-۵ عملکرد سیکلون های مفروض
۸۱.....	۵-۵ بحث و نتایج
۸۱.....	۱-۵-۵ فشار استاتیکی
۸۲.....	۲-۵-۵ سرعت محوری
۸۴.....	۳-۵-۵ سرعت مماسی
۸۵.....	۴-۵-۵ مسیر حرکت ذرات در سیکلون
۸۷.....	فصل ۶
۸۷.....	نتیجه گیری و پیشنهادات
۸۸.....	۱-۶ نتایج
۸۸.....	۲-۶ پیشنهادات
۹۱.....	مراجع

فهرست شکل‌ها

صفحه

عنوان

فصل ۱	۱
مقدمه	۱
شکل ۱-۱ نمایی از ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد	۳
فصل ۲	۹
معرفی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی	۹
شکل ۱-۲ نمایی از ناخالصی‌های جمع‌آوری شده از خطوط توزیع گاز طبیعی	۱۱
شکل ۲-۲ نمایی از ذرات جامد زیر دستگاه (SEM) با بزرگنمایی ۴۰۰۰ برابر ($5\mu\text{m} = 2/5\text{ cm}$) [۱۴]	۱۵
شکل ۳-۲ عملیات خروج آب و تزریق هوای خشک پس از تست هیدرواستاتیک [۱۹]	۱۷
فصل ۳	۲۱
روش‌های کنترلی و جداسازی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی	۲۱
شکل ۱-۳ پمپاژ گلایکول جامد و گاز نیتروژن به منظور بهره برداری از خطوط لوله گاز [۲۱]	۲۳
شکل ۲-۳ خروج ناخالصی‌ها پس از اجرای عملیات پیگرانی در خطوط توزیع گاز [۲۳]	۲۵
شکل ۳-۳ مکانیزم‌های مختلف جداسازی برای طیف اندازه ذرات [۱۲]	۲۸
شکل ۴-۳ نمونه‌ای از اتاقک‌های ته نشین‌ساز (الف) جریان افقی (ب) چندطبقه (ج) سپردار [۲۴]	۲۹
شکل ۵-۳ الکتروفیلترهای کارخانه‌ی سیمان در آلمان [۲۶]	۳۱
شکل ۶-۳ اسکرابرهاى ایستگاه‌های تقلیل فشار (الف) نمای بیرونی (ب) اجزا و ساختمان داخلی [۲۸]	۳۲
شکل ۷-۳ اسکرابرهاى ایستگاه‌های تقویت فشار (الف) نمای بیرونی (ب) اجزا و ساختمان داخلی [۲۹]	۳۳

شکل ۳-۸ اجزای داخلی فیلتر سپرایتور ایستگاه گاز طبیعی [۲۸]	۳۵
شکل ۳-۹ نمایی از فیلتر سپرایتورها در ایستگاه گاز طبیعی الف) نوع عمودی ب) نوع افقی [۳۱]	۳۶
شکل ۳-۱۰ فیلترهای گاز خشک الف) نمای بیرونی ب) در ایستگاه گاز پس از اسکرابر [۲۸]	۳۷
شکل ۳-۱۱ طرح شماتیک فیلتر گاز خشک در ایستگاه‌های تقلیل فشار گاز [۱۴]	۳۸
شکل ۳-۱۲- نمونه‌های از فیلترهای کارتریجی اشباع شده و از کار افتاده در ایستگاه هدف	۳۹
شکل ۳-۱۳- الف) فرسایش المنت فیلتر ب) نحوه عبور ذرات جامد از المنت فیلتر ایستگاه گاز [۳۲]	۴۰
فصل ۴	۴۱
سیکلون و روابط حاکم بر آن	۴۱
شکل ۴-۱ بخش‌های اصلی سیکلون و نحوه حرکت ذرات جامد در آن الف) نمای دوبعدی ب) نمای سه بعدی	۴۳
شکل ۴-۲ بکارگیری سیکلون‌ها در صنایع الف) کارگاه چوب‌بری ب) کارخانه آسفالت [۳۴]	۴۵
شکل ۴-۳ انواع سیکلون‌ها برحسب نحوه ورود جریان گاز الف) مماسی ب) محوری ج) تحتانی [۳۵]	۴۷
شکل ۴-۴ نمایی از مولتی‌سیکلون‌ها الف) سری ب) موازی	۴۸
شکل ۴-۶ ابعاد سیکلون‌های استاندارد بازدهی بالا، معمولی و ظرفیت بالا [۳۷]	۴۹
شکل ۴-۷ نمودار راندمان و افت فشار سیکلون برحسب سرعت ورودی به آن [۳۷]	۵۲
شکل ۴-۸ جهت نیروهای اعمالی به ذرات جامد در سیکلون [۴۳]	۵۴
شکل ۴-۹ نمودار راندمان سیکلون استاندارد برای نسبت قطرهای مختلف [۳۴]	۵۶
فصل ۵	۵۹
شبیه‌سازی جریان گاز طبیعی در سیکلون	۵۹
شکل ۵-۱ حجم گاز مصرفی ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد در طول سال	۶۵
شکل ۵-۲ میانگین ظرفیت ورودی ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد در طول سال	۶۶
شکل ۵-۱ هندسه سیکلون استارمند بازدهی بالا از نماهای مختلف در نرم افزار گمبیت	۶۹

- شکل ۵-۲ مشبندی ساختار یافته سیکلون‌های نوع I, II, III در نرم افزار گمبیت ۷۰
- شکل ۵-۳ شرایط مرزی بکار گرفته شده در نرم افزار گمبیت ۷۲
- شکل ۵-۴ مقایسه افت فشار استاتیکی بر حسب سرعت ورودی در مش‌های مختلف ۷۴
- شکل ۵-۵ مقایسه راندمان جداسازی بر حسب سرعت ورودی در مش‌های مختلف ۷۵
- شکل ۵-۶ نمایی از سیستم طراحی شده برای نتایج آزمایشگاهی سیکلون [۴۸] ۷۵
- شکل ۵-۷ مقایسه افت فشار حل عددی با نتایج آزمایشگاهی و تئوری ۷۶
- شکل ۵-۸ اعتبار سنجی راندمان جداسازی ذرات با قطرهای مختلف برای سرعت ۲۰ متر بر ثانیه ۷۷
- شکل ۵-۹ راندمان جداسازی سیکلون‌های در نظر گرفته شده در سرعت‌های ورودی مختلف ۷۸
- شکل ۵-۱۰ راندمان جداسازی سیکلون‌های در نظر گرفته شده در سرعت‌های ورودی مختلف ۷۹
- شکل ۵-۱۱ افت فشار سیکلون‌های در نظر گرفته شده در سرعت‌های ورودی مختلف ۸۰
- شکل ۵-۱۲ راندمان جداسازی ذرات با قطرهای مختلف برای سرعت ۷۰ متر بر ثانیه ۸۰
- شکل ۵-۱۳ نمای روبرو و سه مقطع عمودی ($Z=0/2-0/5-1$) از کانتور فشار استاتیک ۸۱
- شکل ۵-۱۴ نمودار فشار استاتیکی برای مقاطع عمودی ($Z=0/2-0/5-1$) متر ۸۲
- شکل ۵-۱۵ نمای روبرو و سه مقطع عمودی ($Z=0/2-0/5-1$) از کانتور سرعت محوری ۸۳
- شکل ۵-۱۶ نمودار سرعت محوری برای مقاطع عمودی ($Z=0/2-0/5-1$) متر ۸۳
- شکل ۵-۱۷ نمای روبرو و سه مقطع عمودی ($Z=0/2-0/5-1$) از کانتور سرعت مماسی ۸۴
- شکل ۵-۱۸ نمودار سرعت مماسی برای مقاطع عمودی ($Z=0/2-0/5-1$) متر ۸۵
- شکل ۵-۱۹ مسیر حرکت ذرات با قطرهای مختلف در سیکلون ۸۶
- فصل ۶ ۸۷
- نتیجه‌گیری و پیشنهادات ۸۷
- مراجع ۹۱
- شکل الف-۱ سیکلون ظرفیت بالا استارمند به قطر ۰/۲۵ متر ۹۸

- شکل الف-۲ سیکلون بازدهی بالا استارمند به قطر ۰/۳ متر..... ۹۹
- شکل الف-۳ سیکلون بازدهی بالا استارمند به قطر ۰/۵ متر..... ۱۰۰
- شکل ب- جمع آوری ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی در ایستگاه هدف ۱۰۲
- شکل پ- وسایل آزمایشگاه برای محاسبه چگالی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی ۱۰۴

فهرست جداول

عنوان

صفحه

جدول ۱-۲ عناصر اصلی ترکیبات تشکیل دهنده ذرات جامد [۱۵]	۱۲
جدول ۲-۲ نتایج آنالیز شیمیایی بر روی نمونه‌ای از پودرهای سیاه [۱۰]	۱۳
جدول ۳-۲ ساختارهای بلوری آهن - سولفور در پودرهای سیاه [۱۶]	۱۳
جدول ۴-۲ واکنش‌های ترکیبات اصلی ذرات جامد و درصد جرمی آنها [۱۸ و ۱]	۱۹
جدول ۵-۲ خسارات ناشی از حضور ذرات جامد در گاز طبیعی بر تجهیزات مصرف- کنندگان [۱۷ و ۱۵]	۲۰
جدول ۲-۴ مشخصه‌های فیزیکی گاز و ذرات جامد	۵۷
جدول ۳-۵ نتایج تئوری سیکلون‌های استاندارد برای قطرهای انتخابی با برنامه متلب	۶۷
جدول ۴-۵ ابعاد و نوع سیکلون مولتی سیکلون‌ها	۶۸
جدول ۵-۵ نوع و تعداد مش ساختار یافته سیکلون‌ها	۶۹
جدول ۶-۵ شرایط مرزی بکار رفته در شبیه‌سازی	۷۱
جدول ۷-۵ روش عددی بکار گرفته شده در نرم افزار فلوئنت [۴۱]	۷۳
جدول ب-۱ اندازه‌گیری غلظت ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی در ایستگاه هدف	۱۰۱
جدول پ-۱ محاسبه چگالی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی	۱۰۳

فهرست علائم و نشانه‌های اختصاری

D	قطر بدنه سیکلون (شکل ۳-۶)، m
D_d	قطر خروجی ذرات در سیکلون (شکل ۳-۶)، m
D_e	قطر خروجی گاز در سیکلون (شکل ۳-۶)، m
d_p	قطر ذرات شکل (۳-۶)، m
d_{pc}	قطر ذراتی که با بازده ۵۰٪ در سیکلون جمع آوری می‌شود، m
d_{pj}	قطر مشخصه محدوده اندازه ذرات زام، m
F_b	نیروی بویانسی شکل (۳-۸)، $kg.m/s^2$
F_c	نیروی گریز از مرکز شکل (۳-۸)، $kg.m/s^2$
F_d	نیروی درگ شکل (۳-۸)، $kg.m/s^2$
H	ارتفاع ورودی گاز در سیکلون شکل (۳-۶)، m
ΔH	ضریب افت فشار، بدون بعد
K_c	ثابت افت فشار، بدون بعد
L	طول بدنه و محفظه مخروطی سیکلون شکل (۳-۶)، m
L_b	طول بدنه سیکلون شکل (۳-۶)، m
L_c	طول محفظه مخروطی در سیکلون شکل (۳-۶)، m
m_j	کسر جرمی جز زام در مخلوط گاز، kg
m_p	جرم ذرات، kg
N	تعداد چرخش موثر گاز در سیکلون، بدون بعد

ΔP	افت فشار، Pa , in Water
Q	دبی حجمی گاز، m^3/s
R	شعاع بدنه سیکلون، m
r	شعاع ذرات، m
S	طول گرداب یابنده در سیکلون شکل (۳-۶)، m
Δt	مدت زمان چرخش جریان گاز در سیکلون، S
V_{θ}	سرعت مماسی، m/s
V_i	سرعت ورودی گاز به سیکلون، m/s
V_r	سرعت شعاعی ذرات، m/s
W	عرض ورودی گاز در سیکلون (شکل ۳ - ۶)، m
Δy_j	کسر وزنی ذرات در جز زام در مخلوط گاز، بدون بعد

حروف یونانی

ρ_g	چگالی گاز، kg/m^3
ρ_p	چگالی ذرات جامد، kg/m^3
μ	ویسکوزیته گاز، $kg/m.s$
η_o	بازده جمع آوری ذرات در سیکلون، بدون بعد
η_j	بازده جمع آوری محدوده اندازه ذرات جز زام، بدون بعد
π	عدد ۳/۱۴

فصل ۱

مقدمه

تاریخ نشان می‌دهد که چینیان در سه هزار سال پیش از گاز طبیعی، برای تقطیر آب دریا استفاده می‌کردند. اما استفاده علمی از گاز طبیعی در صنعت و اقتصاد در اواخر قرن ۱۸ میلادی آغاز شده است. امروزه با پیشرفت روز افزون صنایع، دیگر به گاز طبیعی تنها به عنوان یک سوخت تمیز نگریسته نشده بلکه جایگاه ارزنده‌تری یافته و به عنوان یکی از منابع مهم جهانی به شمار می‌آید [۱]. اما گازی که از مخازن زیرزمینی استخراج می‌گردد کاملاً با گازی که در صنایع و منازل مصرف می‌شود، متفاوت است و گاز استخراجی از مخازن نیاز به تصفیه مقدماتی و جداسازی ناخالصی‌های آن قبل رسیدن به مصرف‌کنندگان دارد.

همچنین سوابق شرکت‌های مجری گازرسانی نشان می‌دهد که در زمان احداث خطوط گاز اجرای نادرست عملیات پیگرانی و آب‌زدایی^۱ خطوط لوله به مرور زمان باعث فرسایش جدار داخلی خطوط و به تبع آن تشکیل حجم‌های بالای از آلاینده‌های جامد و مایع در آنها می‌گردد که حضور این آلاینده‌ها در شبکه توزیع گاز ضمن کاهش بازده جداسازی و عملکرد سیستم‌های فیلتراسیون ایستگاه‌های تقلیل فشار و افزایش هزینه بهره‌برداری و نگهداری آنها باعث آسیب رسیدن به تجهیزات مصرف‌کنندگان خانگی و صنعتی می‌گردد. لذا با توجه به توزیع اندازه ذرات جامد معلق در گاز، فرآیند جداسازی در ایستگاه‌های تقلیل فشار نیازمند دستگاهی بعنوان پیش‌فیلتر است که ذرات درشت را قبل از رسیدن به فیلترهای کارتریجی^۲ ایستگاه جدا نماید. البته هم‌اکنون در برخی از ایستگاه‌های تقلیل فشار قبل از فیلترهای خط لوله از جداسازهایی چون فیلتر سپرایتور و اسکرابر استفاده می‌شود اما با توجه به مشکلات و هزینه‌های جانبی این جداسازها، در این پژوهش بکارگیری مولتی‌سیکلونی متناسب با ظرفیت جریان گاز ورودی به ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد و با توجه به تغییرات ظرفیت ورودی به این ایستگاه در فصول مختلف سال بررسی شده است.

¹ Dewatering

² Cartridge



شکل ۱-۱ نمایی از ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد

۱-۱ بررسی مطالعات گذشته

تحقیقات زیادی بر روی سیکلون‌ها بدلیل کاربرد فراوانی که در صنایع دارند، انجام شده است. بطوری که تحقیقات گسترده‌ای به منظور بهینه‌سازی افت فشار و راندمان جداسازی سیکلون‌ها چون از پارامترهای تاثیرگذار بر عملکرد و هزینه‌ی سیکلون‌ها هستند، انجام شده است که در ادامه به برخی از این موارد اشاره می‌گردد. اولین اطلاعات در زمینه اختراع سیکلون مربوط به فینچ^۱ در سال ۱۸۸۵ در آمریکا می‌باشد، وی نام این وسیله را غبارروب نامید [۲].

بارث^۲ (۱۹۵۶) یک مدل ساده برای سیکلون براساس موازنه نیرو پیشنهاد داد و مقادیر اندازه برش، افت فشار و بازده جداسازی آن را بدست آورد [۳]. زو و لی^۳ (۲۰۰۰) تاثیر تغییر قطر بدنه سیکلون، قطر مجرای خروج گاز و ارتفاع سیکلون بر بازده جداسازی را تحلیل نمودند که نتیجه آن

^۱ Finch

^۲ Barth

^۳ Zhu and Lee

حاکمی از بالا رفتن راندمان با افزایش ارتفاع سیکلون است [۴]. زیانگ^۱ (۲۰۰۱) اثرات ابعاد بخش مخروطی و سرعت ورودی را بر عملکرد سیکلون مورد تجزیه و تحلیل قرار داد که در این بررسی نتیجه گرفت که با کاهش اندازه مخروط سیکلون، بازدهی آن بالاتر می‌رود [۵]. شین^۲ (۲۰۰۵) به بررسی اثرات ابعاد مجرای خروجی بر عملکرد سیکلون به صورت عددی و تجربی پرداخت همچنین اثرات فشار و دما را بر عملکرد سیکلون تحلیل نمود که نتیجه گرفت که افزایش افت فشار باعث بهتر شدن عملکرد سیکلون می‌شود [۶]. هوروات^۳ (۲۰۰۸) اثر قطرهای مختلف لوله خروجی گاز را بر نمودار سرعت محوری بررسی کرد و نتیجه گرفت که نسبت‌های مختلف قطر خروجی می‌توانند منجر به دو نوع نمودار سرعت محوری به صورت ماکزیمم و یا مینیمم در محور تقارن شوند [۷]. محبی و آزادی (۲۰۱۰) با بررسی سه سیکلون با سایزهای مختلف نتیجه گرفتند که با افزایش سایز سیکلون، افت فشار و قطر برش ذرات نیز افزایش می‌یابد [۸]. یاکسین^۴ (۲۰۱۱) به بررسی سیکلون‌های مربعی شکل در سه نوع ورودی مختلف پرداختند و نتیجه گرفتند که در سیکلون‌های با دو ورودی اگرچه افت فشار کاهش می‌یابد اما بازدهی آنها نسبت به سیکلون‌های با یک ورودی کمتر است [۹].

در رابطه با بکارگیری سیکلون‌ها در صنعت گاز نیز تحقیقاتی انجام شده است که از جمله آنها می‌توان به بکارگیری دو سیکلون در ایستگاه مرزی بین کشورهای یونان و بلغارستان در سال ۲۰۰۳ توسط شرکت دپا^۵ اشاره کرد. پس از آنکه مهندسان این شرکت متوجه می‌شوند که حجم بالای آلاینده‌های موجود در خطوط لوله گاز باعث اشباع سریع فیلترهای کارتریجی ایستگاه‌ها می‌گردد، تصمیم می‌گیرند که پس از اجرای عملیات پیگرانی در خطوط از دو سیکلون برای تصفیه مقدماتی گاز طبیعی استفاده نمایند. براساس نتایج و گزارشات این شرکت، سیکلون‌ها تنها در نیمه دوم سال ۲۰۰۳، توانستند حدود ۷۰۰۰ کیلوگرم پودر سیاه از جریان گاز جدا نمایند که تاثیر بسزایی در افزایش

¹ Xiang

² Shin

³ Horvath

⁴ Yaxin

⁵ DEPA

عمر مفید فیلترهای خطوط لوله داشت [۱۰]. همچنین در سال ۲۰۱۴ زیونگ^۱ و همکارانش به بررسی عملکرد مولتی سیکلونی با ۱۵ سیکلون محوری برای پالایش گاز طبیعی پرداختند. آنها با بهینه کردن افت فشار مولتی سیکلون به ارزیابی راندمان جداسازی آن در سرعت‌های ورودی مختلف جریان گاز و همچنین در غلظت‌های متفاوت ذرات پرداختند و نتایجی به شرح ذیل گرفتند [۱۱].

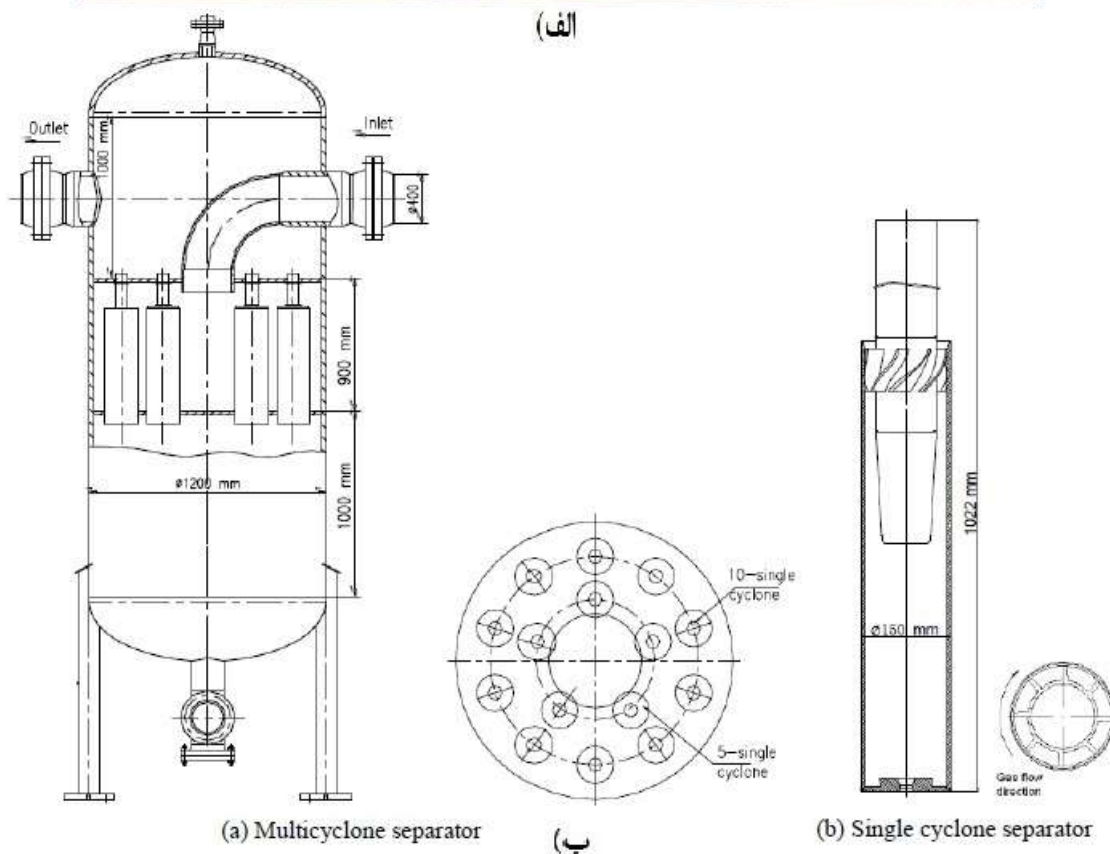
۱. بدلیل ساختار مولتی سیکلون طراحی شده و عدم توزیع یکسان جریان در بین سیکلون‌های آن، راندمان جداسازی مولتی سیکلون حدود ۱۰-۲ درصد از راندمان سیکلون‌های منفرد در شرایط ورودی یکسان کمتر است. بطوری که در سرعت‌های ورودی بالاتر از ۱۰ متر بر ثانیه مولتی سیکلون قادر به جداسازی ذرات بالای ۱۰ میکرون است در صورتی که سیکلون منفرد ذرات بالاتر از ۷ میکرون را جدا می‌نماید.

۲. حدود ۹۰ درصد افت فشار این مولتی سیکلون بدلیل افت فشار در سیکلون‌های منفرد آن است.

¹ Xhiong



(الف)



(a) Multicyclone separator

(ب)

(b) Single cyclone separator

شکل ۱-۲ الف) خروج آلاینده‌ها با پیگردانی و بکارگیری دوسیکلون در خطوط گاز توسط شرکت دپا [۱۰] ب) مولتی سیکلون طراحی شده زیونگ و همکارانش به منظور تصفیه گاز طبیعی [۱۱]

در انتها بطور خلاصه تاثیر تغییرات مشخصه‌های سیکلون بر عملکرد و هزینه‌ی آن را براساس نتایج و گزارشاتی که در بالا به آنها اشاره شد، مطابق جدول ۱-۱ نشان می‌دهیم. لازم به ذکر است که

در این جدول، تغییرات ابعاد بدنه سیکلون با فرض ثابت ماندن مشخصه‌های جریان ورودی و ذرات در نظر گرفته شده و تغییرات مشخصه‌های جریان ورودی و ذرات با فرض ثابت بودن سایز سیکلون لحاظ شده است. همچنین ملاک هزینه نیز هزینه اولیه و ساخت سیکلون می‌باشد و سایر هزینه‌های جانبی که بر اثر افزایش فشار و یا کاهش راندمان سیکلون بوجود می‌آید، در نظر گرفته نشده است.

جدول ۱-۱ تاثیر تغییرات مشخصه‌های سیکلون بر عملکرد و هزینه‌ی آن [۱۲]

تغییر مشخصه‌های سیکلون	افت فشار	بازدهی	هزینه
افزایش سایز سیکلون (D)	کاهش	کاهش	افزایش
افزایش طول استوانه (L_b)	به آرامی کاهش	کاهش	افزایش
افزایش طول مخروط (L_c)	به آرامی کاهش	افزایش	افزایش
افزایش قطر لوله خروجی (D_d)	کاهش	کاهش	افزایش
افزایش مساحت ورودی جریان	کاهش	کاهش	افزایش
افزایش سرعت ورودی	افزایش	افزایش	بدون تغییر
افزایش دما	کاهش در دماهای بالا	کاهش	بدون تغییر
افزایش غلظت ذرات جامد	کاهش	افزایش	بدون تغییر
افزایش اندازه و چگالی ذرات جامد	بدون تغییر	افزایش	بدون تغییر

۲-۱ هدف تحقیق

همان‌طور که در ابتدای فصل اشاره شد در این مطالعه هدف بهبود سیستم فیلتراسیون ایستگاه‌های تقلیل فشار گاز طبیعی به منظور بالا بردن کیفیت گاز مصرفی و کاهش صدمات و هزینه‌های ناخالصی‌های این سوخت به تجهیزات خانگی و صنعتی می‌باشد. با توجه به اینکه هم اکنون دستگاه‌های جداسازی که در ایستگاه‌های تقلیل فشار استفاده می‌شوند هریک دارای محدودیت‌ها و مشکلاتی هستند، همچنین چون ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی دارای طیف توزیع اندازه ذرات گسترده‌ای می‌باشند در این پژوهش استفاده از سیکلون‌ها در ایستگاه تقلیل فشار بعنوان پیش فیلتر قبل از

فیلترهای کارتریجی این ایستگاهها بررسی شده است. در این تحقیق چون ظرفیت و حجم گاز ورودی به ایستگاههای تقلیل فشار متفاوت است، ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد بعنوان ایستگاه هدف در نظر گرفته شد و پس از استخراج حجم گاز مصرفی این ایستگاه در فصول مختلف سال، هندسه و تعداد سیکلونهای مورد نیاز برای این ایستگاه براساس کمترین و بیشترین ظرفیت ورودی به آن انتخاب شد.

همانطور که اشاره شد هدف این مطالعه بررسی استفاده از سیکلونها در ایستگاههای تقلیل فشار، بدلیل پایین بودن هزینه ساخت و نگهداری آنها نسبت به جداسازهای کنونی و انتخاب بهینه-ترین سیکلون برای ایستگاه هدف می باشد. لذا پس از مشخص نمودن ایستگاه هدف، چگالی و غلظت ناخالصیهای به دام افتاده در فیلترهای این ایستگاه بدست آمده است. در فصل دوم ضمن بیان ماهیت شیمیایی و فیزیکی ناخالصیهای جریان گاز طبیعی به بررسی توزیع و اندازه ذرات، عوامل عمده تولید آنها و آثار منفی حضور این آلایندهها در خطوط گاز اشاره شده است. در فصل سوم به جداسازها و اقدامات پیشگیرانه‌ای که برای زدودن ناخالصیهای جریان گاز طبیعی وجود دارد با ذکر معایب و مزایای هریک اشاره شده است. در فصل چهارم روابط تئوری حاکم بر جریان در سیکلونها بررسی شده است. در فصل پنجم براساس کمترین ظرفیت ورودی به ایستگاه هدف دو سیکلون بازدهی بالا و یک سیکلون ظرفیت بالای استارمند^۱ به کمک روابط تئوری با برنامه متلب^۲ بررسی شده و سپس با ترسیم و شبکه‌بندی سیکلونها در نرم افزار گمبیت^۳ به روش دینامیک سیالات محاسباتی^۴، با نرم افزار فلوئنت ۶/۳ منحنی راندمان جداسازی آنها برای سرعت‌های ورودی مختلف محاسبه شده است. در انتها با توجه به نتایج حاصله و بازه ظرفیت ورودی به ایستگاه هدف، سیکلون استارمند بازدهی بالا به قطر ۰/۵ متر که در بازه ظرفیت ورودی بین ۴۰۰۰ تا ۸۰۰۰ متر مکعب بر ساعت از عملکرد مطلوبی برخوردار است برای این ایستگاه پیشنهاد شده است.

¹ Stairmand

² Matlab

³ Gambit

⁴ CFD

فصل ۲

ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی

امروزه گاز طبیعی بدلایلی چون تمیز سوختن و ارزانی، مشتریان زیادی دارد اما چون گاز استخراجی از مخازن دارای ترکیبات و ناخالصی‌هایی است که باعث آسیب رسیدن به تجهیزات مصرف کنندگان می‌شود لذا لازم است که قبل از مصرف این سوخت، ناخالصی‌های آن جدا شوند [۱]. همچنین اگرچه پالایش گاز طبیعی در بسیاری از جنبه‌ها ساده‌تر از پالایش نفت خام است اما به اندازه نفت، پالایش آن قبل از استفاده توسط مصرف کنندگان ضروری است. منبع گاز طبیعی هرچه که باشد، وقتی از نفت خام (در صورت وجود) جدا شد معمولا در ترکیب با سایر هیدروکربن‌ها (عمدتا اتان، پروپان، بوتان و پنتان) است، به علاوه گاز طبیعی خام حاوی بخار آب، سولفید هیدروژن، دی اکسیدکربن، هلیوم، نیتروژن و ... است. همچنین خطوط لوله توزیع گاز اغلب مقرراتی دارند که براساس آن، گاز طبیعی هنگام انتقال با خطوط لوله باید ترکیبات و کیفیت خاصی داشته باشد. به منظور تولید آنچه

که گاز طبیعی خشک کیفیت خطوط لوله نامیده می‌شود باید قبل از توزیع گاز، آن را تصفیه نمود. پالایش گاز طبیعی شامل حذف گازهای اسیدی موجود، جداسازی آب و سایر میعانات، رسیدن به نقطه شبنم مناسب، جلوگیری از تشکیل هیدرات گازی در خطوط انتقال و توزیع، نظرات خاص مشتریان، ارزش حرارتی مناسب و ... است تا ضمن رعایت مسائل زیست محیطی، از آسیب دیدگی تجهیزات و خوردگی خطوط جلوگیری به عمل آید [۱۳].

با وجود فرآورش و پالایش گاز طبیعی قبل از توزیع آن، مشاهده می‌شود که در خطوط انتقال گاز طبیعی در اثر فعل و انفعالات شیمیایی و فیزیکی از جمله انجام واکنش‌های خوردگی، فرسایش خطوط، کندانس هیدروکربن‌های سنگین و ... پودری سیاه رنگ ایجاد می‌گردد که در منابع علمی آن را پودر سیاه^۱ می‌نامند. تشکیل پودر سیاه، پدیده‌ای رایج در خطوط گاز در سراسر جهان است اما با وجود شایع بودن و ایجاد مشکلات فراوان، مشاهده می‌شود که بدلیل عدم شناخت کافی، برای کنترل و جلوگیری از گسترش آن اقدام چندانی صورت نمی‌گیرد [۱]. لذا در این فصل ضمن معرفی ماهیت شیمیایی و فیزیکی پودرهای سیاه که عامل اصلی تولید دوده گاز هستند، عوامل بوجود آورنده و آثار منفی آنها بر تجهیزات صنایع و مصرف‌کنندگان آن نیز بررسی شده است.

۲-۱ ماهیت شیمیایی ناخالصی‌های جریان گاز

ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی در سیستم‌های توزیع و انتقال گاز در سراسر دنیا مشاهده می‌گردد. این ذرات که عموماً بنام پودر سیاه در منابع علمی از آنها یاد می‌شود معمولاً به صورت خشک با ظاهری شبیه دوده و یا بصورت لجن در حالت تر و به شکل ذرات بسیار به هم پیوسته هستند که با ضخامت‌هایی متفاوت در سطح داخلی و کف لوله‌ها دیده می‌شوند. واکنش‌های شیمیایی و بیولوژیکی فولاد تجهیزات و خطوط لوله با عناصر و اجزای گاز طبیعی از جمله آب، سولفید هیدروژن و دی-اکسیدکربن می‌تواند باعث ایجاد پودرهای سیاه گردد [۱]. براساس نشریه ندای گاز که توسط شرکت

¹ Black powder

ملی گاز ایران منتشر می‌گردد، می‌توان پی برد که اگرچه گاز طبیعی خام در مناطق مختلف ممکن است ترکیبات و نیازمندی‌های جداسازی مختلف داشته باشند اما گاز طبیعی خشک، کیفیت خطوط لوله در تمام مناطق جغرافیایی در عمل یکسان است [۱۳]. لذا می‌توان گفت ترکیبات پودر سیاه در عمده خطوط انتقال گاز یکسان بوده و می‌توان از نتایج و آنالیزهای انجام شده بر روی این ذرات استفاده نمود. در شکل ۱-۲ نمایی از ناخالصی‌های جمع‌آوری شده از خطوط توزیع گاز طبیعی است.



شکل ۱-۲ نمایی از ناخالصی‌های جمع‌آوری شده از خطوط توزیع گاز طبیعی

نتایج آزمایشات تجزیه شیمیایی و عنصری محققان بر روی نمونه ذرات جامد گرفته شده از تله پیگ پس از عملیات پیگ‌رانی و یا جمع‌آوری شده توسط المنت فیلتر، نشان می‌دهد که مهمترین جز یا اجزای غالب این ذرات، آهن و ترکیبات آن می‌باشد که عمده ترکیبات فوق شامل اکسیدهای آهن و سولفور آهن به عنوان عناصر اصلی تشکیل دهنده فرم‌های متعدد شیمیایی می‌باشند. همچنین مولا و قاجار [۱۴] در دانشگاه شیراز جهت پی بردن به میزان آهن موجود در این ذرات، اندازه‌گیری‌هایی با

استفاده از دستگاه جذب اتمی انجام دادند که نتایج آنها نشان می‌دهد، بطور متوسط در حدود ۷۲/۵ درصد این ذرات جامد از آهن و ترکیبات آن تشکیل شده است. جدول ۱-۲ عناصر اصلی ترکیبات ذرات جامدی که بیوگن^۱ [۱۵] در سال ۲۰۰۸ گردآوری کرده است را نشان می‌دهد.

جدول ۱-۲ عناصر اصلی ترکیبات تشکیل دهنده ذرات جامد [۱۵]

	FeO	Fe ₂ O ₃	FeCO ₃	Fe ₃ S ₄	FeO(OH)	Fe ₉ S ₈
H ₂ S						
Mic						
CO ₂						
H ₂ O						
Mill Scale						

معمولا رایج‌ترین روش‌های آنالیز آزمایشگاهی پودرهای سیاه که در شناسایی دقیق ترکیبات شیمیایی و تعیین خواص فیزیکی آنها بکار می‌روند عبارتند از:

۱. آنالیز شناسایی فاز بلوری^۲

۲. آنالیز کیفی عناصر^۳

۳. آنالیز عنصری ذرات^۴

در جدول ۲-۲ نتایج آزمایشات شرکت دپا، بر روی ناخالصی‌های خطوط انتقال گاز در مرز کشور یونان و بلغارستان ارایه شده است که در این آزمایشات علاوه بر شناسایی عناصر اصلی و فرعی تشکیل‌دهنده بلورهای فازی مختلف، نوع بلورها و توزیع آنها نیز از نظر سایز به طور کامل مشخص شده است [۱۰].

¹ Beugen

² Crystalline Phase Identification

³ Qualitative Elemental analysis

⁴ Particle Elemental analysis

جدول ۲-۲ نتایج آنالیز شیمیایی بر روی نمونه‌های از پودرهای سیاه [۱۰]

اکسیژن (O ₂)	اجزای اصلی	آنالیز کیفی عناصر - میکروسکوپ الکترونی	مگنتیت (Fe ₂ O ₄)	اجزای اصلی	آنالیز شناسایی فاز بلور - دیفراکسیون اشعه ایکس
آهن (Fe)	اصلی		کوارتز (Quartz)	اصلی	
سیلیس (Si)	اجزای فرعی		ژئوتیت (FeO-OH)	اجزای فرعی	
آلومینیوم (Al)	فرعی		بمنتیت (Mns-Si ₄ O ₁₀)		
منگنز (Mn)	اجزای کم مقدار		اکسید منگنز (Mn ₃ O ₄)		
کلسیم (Ca)			آلبیت (Al ₃ O ₈)		
پتاسیم (Ka)			کوردريت (Mg ₂ Al ₄ Si ₅ O ₁₈)		
سدیم (Na)			بوتلریت (Fe-SO ₄)		

در ساختار آهن-سولفور، خواص شیمیایی سولفور معمولاً وجه غالب بوده و نسبت آهن به سولفور بسیار قابل ملاحظه است. براساس مطالعات انجام شده توسط بالدوین^۱ ساختارهای بلوری ارایه شده در جدول ۲-۳، می‌تواند در پودرهای سیاه خطوط انتقال گاز دیده شود که منشا سولفیدی دارند [۱۶].

جدول ۲-۳ ساختارهای بلوری آهن - سولفور در پودرهای سیاه [۱۶]

مشخصات	فرمول شیمیایی	نام بلور	ردیف
فرومگنتیک - دوده‌ای شکل	$0 < X < 0.2, Fe_{(1-x)}S$	Pyrrhotite - پیروتیت	۱
---	FeS	Troilite - ترولیت	۲
خوردگی H ₂ S بر روی فولاد	$X=0.05, Fe_{(1+x)}S$	Mackinawite - مکینوایت	۳
به مقدار بسیار کمی در خطوط لوله دیده می‌شود.	FeS ₂	پیریت و مارکازیت - Pyrite & Marcasite	۴
تجزیه به FeS, FeS ₂	Fe ₂ S ₃	سولفید آهن - Ferric Sulfide	۵
دارای خاصیت مغناطیسی	Fe ₃ S ₄	اسمیتیت و ژریژیت - Smythite & Greigite	۶
---	Fe ₇ S ₈ , Fe ₉ S ₁₀ , Fe ₁₁ S ₁₂ , (Fe _(1-x) S)	ترکیبات آهن و سولفور	۷

¹ Baldwin

۲-۲ بررسی توزیع و اندازه ذرات

همان‌طور که مشخص است برای انتخاب دستگاه جداساز و طراحی سطوح و منافذ المنت فیلترها نیاز به توزیع اندازه ذرات جامد در جریان گاز طبیعی است. بر همین اساس با توجه به فراهم نبودن امکانات آزمایشگاهی در این تحقیق از نتایج آزمایشات مولا و قاجار، بر روی نمونه ذرات جامد جمع آوری شده از المنت‌های فیلتر ایستگاه تقلیل فشار شهر شیراز استفاده شد، آنها با استفاده از دستگاه اسکن میکروسکوپ الکترونی^۱ با بزرگنمایی حدود ۴۰۰۰ برابر به نتایج زیر رسیدند [۱۴].

۱. بطور متوسط حدود ۴ درصد وزنی ذرات، اندازه‌ای بیشتر از ده میکرون، ۷۰ درصد وزنی از ذرات اندازه مابین یک تا ده میکرون و مابقی ذرات اندازه‌ای کمتر از یک میکرون دارند.

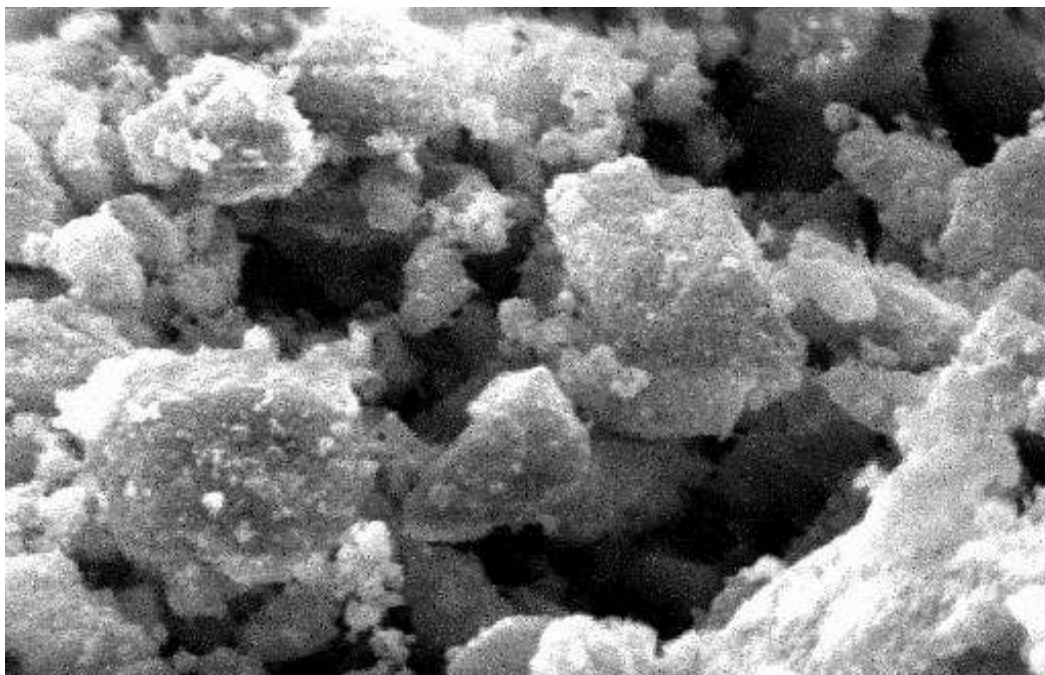
۲. بیشترین توزیع اندازه ذرات در محدوده ۳ الی ۵ میکرون بوده و متوسط اندازه ذرات جامد ۳/۳۳۵ میکرون می‌باشد.

۳. غلظت ذرات جامد در واحد حجم گاز بطور متوسط ۴/۸۲ میلی‌گرم بر مترمکعب و متوسط چگالی ذرات جامد ۲/۶۷ گرم بر سانتی‌مترمکعب تعیین شده است.

همچنین براساس آنالیز اندازه ذرات به روش دیفراکسیون لیزری^۲ توسط شرکت دپا نیز، توزیع اندازه ذرات بین ۰/۳-۳۰ میکرومتر بدست آمده است [۱۰]. اختلاف بین توزیع اندازه ذرات، در آزمایشات و تحقیقات مختلف به این دلیل می‌تواند باشد که این ذرات حالت پایداری نداشته و براحتی می‌توانند به قطعات کوچک‌تر و به اندازه‌های کمتر از میکرون نیز درآیند. بطوری که تصاویر این ذرات زیر میکروسکوپ الکترونی نیز نشان از طبیعت غیر منظم آنها دارد و ذرات ریز براحتی می‌توانند از فیلترها عبور کرده و در ادامه مسیر به علت خاصیت مغناطیسی به یکدیگر چسبیده و متراکم - شوند [۱۷].

¹ Scanning Electronic Microscope diffraction

² Laser



شکل ۲-۲ نمایی از ذرات جامد زیر دستگاه (SEM) با بزرگنمایی ۴۰۰۰ برابر (2.5 cm= 5μm) [۱۴]

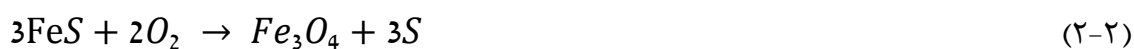
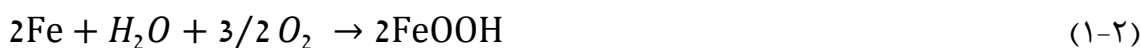
۳-۲ منشأ ناخالصی‌های جریان گاز

برای بهینه‌سازی و افزایش بازدهی دستگاه‌های جداساز به منظور کاهش و کنترل ناخالصی‌های جریان گاز، ابتدا باید عوامل تولید و تشکیل این ناخالصی‌ها را بشناسیم. با توجه به تجزیه و تحلیل کمی و کیفی صورت گرفته بر روی جنس ذرات جامد موجود در جریان گاز متوجه می‌شویم که خوردگی و فرسایش خطوط، عامل اصلی تولید این ذرات می‌باشند. حضور آب در خطوط نقش مهمی در ایجاد خوردگی خطوط دارد لذا خطوط لوله قبل از بهره برداری و به خصوص پس از تست هیدرواستاتیکی باید توسط هوای گرم خشک شوند تا از عدم وجود آب در لوله‌ها اطمینان حاصل گردد. لازم به ذکر است که حد مجاز آب در گاز طبیعی ۱۱۰-۶۵ میلی‌گرم در یک مترمکعب می‌باشد. فاکتور تاثیرگذار بعدی سولفید هیدروژن است که براساس تحقیقات وجود مقادیر جزئی از آن، باعث تولید مقادیر زیادی پودر سیاه می‌گردد. دی‌اکسیدکربن و سایر عناصر فلزی (Mill Scale) که معمولاً بر روی جدار داخلی لوله‌ها و در ترکیب با آهن لوله هستند نیز می‌توانند در تولید این آلاینده‌ها نقش داشته

باشند [۱۸ و ۱۵]. در ادامه بطور خلاصه به برخی از عوامل اصلی تولید ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی اشاره می‌گردد.

۲-۳-۱ اکسیژن و بخارات آب

همان‌طور که اشاره شد، بخش اعظمی از ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی از آهن و ترکیبات آن تشکیل شده است که بصورت فیزیکی یا شیمیایی با آلاینده‌هایی چون نمک، شن، هیدروکربن‌ها و ... ترکیب می‌باشند. با توجه به اینکه گاز طبیعی در صدها کیلومتر از خطوط انتقال جریان دارد تا به مصرف‌کنندگان برسد، لذا مهمترین عامل تولید این ترکیبات را می‌توان خوردگی دیواره‌های داخلی لوله‌ها دانست که علت آن می‌تواند وجود مقادیر ناچیزی اکسیژن و رطوبت در خطوط انتقال باشد که موجب فرسایش خطوط، طبق واکنش‌های زیر می‌گردند [۱۶ و ۱۸].



اغلب بدلیل نادیده گرفتن کندانس آب در خطوط گاز طبیعی، تصور می‌شود که فرسایش و خوردگی در این خطوط رخ نمی‌دهد اما وجود اکسید آهن مغناطیسی در پودرهای سیاه نشان دهنده وجود آب در خطوط لوله است که در اثر واکنش شیمیایی بین آهن لوله و آب بوجود می‌آید. دلیل حضور آب در خطوط لوله می‌تواند، یکی از موارد زیر باشد [۱۰].

۲-۳-۱-۱ عملیات تست هیدرواستاتیک

در این عملیات خطوط لوله از آب با فشار ۱/۵ برابر فشار مجاز بهره برداری پر می‌شوند. اگرچه پس از اتمام این عملیات، آب درون خطوط لوله مطابق شکل ۲-۳ به کمک پیگ‌رانی خارج و خطوط لوله با هوای گرم خشک می‌شوند اما از آنجایی که فرآیند آب‌زدایی و خشک کردن خطوط لوله هزینه‌بر و

وقت گیر است معمولا آب زدایی خطوط بدرستی اجرا نمی شود بطوری که گزارشات بهره برداران نشان می دهد، همواره مقادیری آب در خطوط لوله باقی می ماند.



شکل ۲-۳ عملیات خروج آب و تزریق هوای خشک پس از تست هیدرواستاتیک [۱۹]

۲-۳-۱-۲ پیش از بهره برداری خطوط لوله

خطوط لوله در حین عملیات جوشکاری و حفاری، بدون پوشش در معرض هوا قرار دارند که شرایط مناسبی برای تشکیل اکسیدهای آهن در سطوح داخلی آنها ایجاد می گردد.

۲-۳-۱-۳ تغییرات شرایط جوی و محیطی

پس از بهره برداری از خطوط نیز کاهش فشار و دمای محیط باعث کاهش فشار و دمای گاز و به تبع آن کندانس بخارات آب بر روی دیواره داخلی لوله ها به دلیل نقطه شبنم بالای گاز می شود که به موجب آن آب در نقاط پایین خطوط لوله تجمع می یابد.

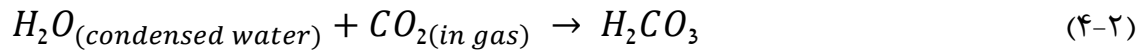
۲-۳-۱-۴ انجام تعمیرات و نگهداری

پس از گازدار شدن خطوط نیز انجام تعمیرات ممکن است باعث ورود آب به داخل لوله ها گردد.

۲-۳-۲ کربن دی اکسید و مرکاپتان

آنالیز کیفی نمونه ذرات جامد گرفته شده توسط المنت فیلترها، وجود مقادیر نسبتا قابل توجهی گوگرد و کربن را در این ذرات نشان می دهد که منشا کربن موجود در این ذرات به احتمال فراوان ناشی از کربن موجود در فولاد کربنی بکار رفته در لوله های انتقال گاز است. فرسایش خطوط لوله به

مرور زمان باعث جدا شدن ذرات آهن و کربن جدار داخلی لوله‌ها و ورود آنها به جریان گاز می‌شود [۱۴].



وجود گوگرد نیز احتمالاً بدلیل مرکاپتان^۱ موجود در گاز طبیعی می‌باشد. مرکاپتان‌ها ترکیبات آلی هستند که بدلیل بوی نامطبوع قوی به گاز طبیعی افزوده می‌گردند تا براحتی قابل تشخیص شود. با توجه به اینکه ذرات جامد ایجاد شده در اثر خوردگی و سایش لوله‌ها قابلیت جذب ترکیبات گوگردی را دارا هستند به نظر می‌رسد مرکاپتان‌ها در طول مسیر حرکت، جذب ذرات جامد ایجاد شده از سایش و خوردگی لوله می‌گردند و وجود ترکیبات گوگردی در این ذرات به این سبب می‌باشد [۱۴].

۲-۳-۳ سولفید هیدروژن

براساس تحقیقات انجام شده، حضور مداوم مقدار بسیار ناچیزی سولفید هیدروژن (1 ppm) در خطوط گاز باعث تولید مقادیر زیادی پودر سیاه می‌گردد، در صورتی که وجود همین مقدار سولفید هیدروژن در گاز طبیعی در حد معمول بوده و در اکثر موارد از این مقدار نیز فراتر می‌رود [۱۷]. مقادیر سولفید آهن موجود در پودر سیاه، نتیجه دو مکانیزم مختلف زیر می‌باشد که در حضور آب کندانس شده، سولفید هیدروژن و کربن دی اکسید موجود در گاز رخ می‌دهد [۱۶].

۱. واکنش شیمیایی سولفید هیدروژن موجود در گاز با جداره داخلی خطوط که بصورت واکنش

۲-۶ می‌باشد.



۲. واکنش میکروبی اجزای شیمیایی در لوله و تولید سولفید آهن و خوردگی حفره‌ای (MIC)

توسط باکتری‌های SRB , APB در حضور آب، بطوری که وجود بلورهای ژریژیت، مکینویت

¹ Mercaptans or Thio Alcohols

و اسمیتیت در نتایج تست‌ها و خوردگی‌های حفره‌ای نشان دهنده واکنش میکروبی در خطوط لوله می‌باشد.

جدول ۲-۴ واکنش‌های ترکیبات اصلی ذرات جامد و درصد جرمی آنها [۱۸ و ۱۹]

درصد جرمی تقریبی	نوع واکنش	ترکیب
۶۰	واکنش FeOOH و $\text{FeCO}_3, \text{FeS}$ با آب و اکسیژن	Fe_3O_4
۲۵	واکنش آب و رطوبت موجود در گاز با آهن لوله	FeOOH
۵	واکنش شیمیایی و واکنش میکروبی	FeS
۱۰	واکنش H_2CO_2 با آهن لوله و در نتیجه زنگ زدگی آهن	FeCO_3

۲-۳-۴ آلودگی‌های محیط

سایر موارد شناسایی شده در ناخالصی‌های جریان گاز اغلب در اثر وجود سایر آلودگی‌ها در خطوط و مواد معدنی موجود در خاک می‌باشند. لذا علاوه بر اکسید و سولفید آهن، ذرات برش کاری، سرباره-های جوش، لجن‌های حفاری، ذرات و غبار سیستم‌های نم‌گیر، آلودگی‌های ساختمانی، شن، کریستال‌های رنگ، گریس‌های داخلی شیرآلات، مواد کنترل‌کننده خوردگی و سایر مواد آلی می‌توانند با پودر سیاه ترکیب شوند [۱۰].

۲-۴ اثرات منفی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی

تشکیل و توسعه پودرهای سیاه، همچنین برندگی و سختی آنها مشکلات فراوان و گاه بسیار بحرانی برای خطوط انتقال گاز بوجود می‌آورند که اصلی‌ترین آنها با توجه به احتمال وقوع بدین شرح می‌باشند [۱۰ و ۲۰].

- گرفتگی تجهیزات ابزار دقیق و شیرآلات
- گرفتگی و مسدود شدن فیلترهای گاز
- آسیب دیدگی تجهیزات مصرف‌کنندگان (خانگی، تجاری، صنعتی)

- کاهش اطمینان و قابلیت عملکرد اضطراری شیرهای ایزوله کننده، کنترلی، گیج‌های فشار
- مشکلات بهره‌برداری، تعمیرات و مسایل ایمنی مرتبط
- رسوب‌گذاری بر روی تجهیزات اندازه‌گیری
- تسریع در ساییدگی قطعات شیرها
- افت فشار در اثر افزایش زبری خطوط لوله
- افزایش سرعت خوردگی خطوط لوله بدلیل فراهم شدن محیطی مناسب برای فعالیت

باکتری‌های SRBS

همچنین عدم دقت در کنترل نقطه شبنم باعث خوردگی، تشکیل هیدرات گازی (ترکیبات جامد و نیمه جامدی که شبیه کریستال یخ بوده و باعث انسداد خطوط انتقال گاز می‌شوند) و مشکلات عدیده‌ای برای مشترکین مثل یخ‌زدگی رگلاتورها در فصول سرد می‌گردد. بطور کلی می‌توان آسیب‌های ناشی از حضور پودرسیاه در گاز طبیعی را برای مصرف‌کنندگان مختلف بصورت جدول ۲-۵ نشان داد.

جدول ۲-۵ خسارات ناشی از حضور ذرات جامد در گاز طبیعی بر تجهیزات مصرف‌کنندگان [۱۷ و ۱۵]

مصرف کننده	آسیب های ناشی از پودرهای سیاه
خطوط توزیع و انتقال گاز	افت فشار در خط لوله و کاهش بازده جریان انتقال گاز
ایستگاه‌های اندازه‌گیری	آسیب‌دیدگی کمپرسورهای ایستگاه‌های تقویت فشار آسیب‌دیدگی اریفیس‌ها، شیرهای کنترلی و سایر تجهیزات ایستگاه‌ها
پالایشگاه‌ها و مجتمع‌های پتروشیمی	بروز خوردگی شدید، فومینگ در واحدهای جداسازی با حلال‌های آمین افزایش افت فشار بسترهای کاتالیستی و کاهش راندمان مشعل-های گازی آسیب‌دیدگی تجهیزات ابزار دقیق، کمپرسورهای افزایش دهنده فشار گاز، رسوب در واحدها و تانکرهای نگهداری میعانات گازی
نیروگاه‌ها	آسیب‌دیدگی پره‌ی توربین‌ها، شیرهای کنترل و نازل‌های تزریق گاز
مصرف‌کنندگان خانگی	آسیب‌دیدگی مشعل‌های بخاری و اجاق‌های گاز و کاهش به‌سوزی آنها

فصل ۳

جداسازها و اقدامات کنترلی

در فصل قبل اشاره شد که فرآیندهای اولیه‌ای که در تاسیسات بهره برداری بر روی گاز طبیعی صورت می‌گیرد قادر به حذف تمام ناخالصی‌های جریان گاز نبوده و این ناخالصی‌ها حین عبور از خطوط انتقال گاز به مرور باعث خوردگی و فرسایش این خطوط می‌گردند. در این خطوط فرسوده، جریان و فشار بالای گاز باعث جدا شدن ذرات از جدار داخلی لوله‌ها و همراه شدن آنها با جریان گاز می‌گردد. لذا با توجه به مشکلاتی که این ذرات جامد برای مصرف کنندگان و تجهیزات شبکه توزیع بوجود می‌آورند، جداسازی و پالایش آنها از جریان گاز طبیعی ضروری می‌باشد که این امر نیازمند بکارگیری اقدامات پیشگیرانه‌ای قبل از بهره برداری، همچنین استفاده از سیستم‌های فیلتراسیون و دستگاه‌های جداساز پس از بهره برداری و گازدار شدن خطوط است. در این فصل اقدامات و راهکارهای جداسازی ذرات جامد از فاز گاز بررسی شده است. لذا ابتدا به روش‌های فیزیکی و شیمیایی اشاره شده که

اقدامی پیشگیرانه جهت کنترل و جلوگیری از گسترش این ذرات در خطوط انتقال گاز هستند سپس کاربرد دستگاه‌های جداساز و فیلترها، با ذکر معایب و محاسن هریک بررسی شده است.

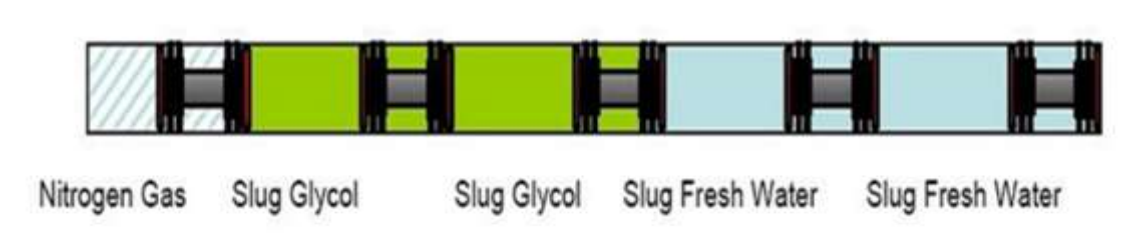
۳-۱ روش‌های فیزیکی و شیمیایی

در زمان انتقال و احداث خطوط لوله گاز بدلیل قرار داشتن این خطوط در معرض هوای آزاد و همچنین انجام تست هیدرواستاتیک، شرایط خوردگی و فرسایش در داخل لوله‌ها ایجاد می‌گردد که پس از گازدار شدن این خطوط، جریان گاز، آلاینده‌ها و ذرات جامد حاصل از خوردگی دیواره لوله‌ها را کنده و همراه خود حمل می‌نماید. به همین منظور قبل از گازدار شدن خطوط لوله و یا پس از خارج کردن آنها از خطوط گازدار شبکه از روش‌هایی فیزیکی یا شیمیایی برای پاکسازی درون آنها استفاده می‌شود. اگرچه اجرا و عملیاتی نمودن این روش‌ها معمولاً با محدودیت‌ها و مشکلاتی همراه است اما اگر بدرستی اجرا شوند، قادر به زدودن بخش اعظمی از آلاینده‌های درون خطوط هستند که می‌توانند تاثیر بسیار زیادی در کاهش نرخ تولید دوده گاز پس از بهره برداری و گازدار شدن خطوط، داشته باشند. در ادامه به برخی از رایج‌ترین این روش‌ها اشاره می‌گردد.

۳-۱-۱ آب‌زدایی و خشک کردن خطوط

در خطوط لوله گاز آب‌زدایی و خشک کردن پس از اتمام تست هیدرواستاتیک، از اهمیت بالایی برخوردار است. تست هیدرواستاتیک معمولاً قبل از بهره برداری خطوط تازه احداث شده و به منظور تست مقاومت لوله‌های فولادی و اتصالات آنها (سر جوش لوله‌ها، شیرآلات، سراهی، زانویی و ...) در برابر فشار، همچنین اطمینان از عدم آسیب‌دیدگی خطوط لوله پس از دفن آنها در کانال اجرا می‌گردد. براساس دستورالعمل‌های شرکت گاز، در این تست باید خطوط لوله با آب و در فشار ۱/۵ برابر فشار مجاز بهره برداری پر شوند. اجرای این عملیات، بسته به طول خط لوله و احراز اطمینان کامل از عدم افت فشار و نشت در خطوط، معمولاً چند روزی طول می‌کشد که این زمان شرایط مناسبی برای ایجاد خوردگی و فرسایش جدار داخلی خطوط لوله می‌باشد [۲۰]. همچنین وجود گزارشاتی مبنی بر

یخزدگی خطوط گاز و تجهیزات جانبی آن در فصول سرد سال و خروج آب از علمک‌ها در آغاز بهره برداری نشان می‌دهد که آب درون لوله‌ها پس از اتمام تست هیدرواستاتیک، بطور کامل از خطوط خارج نشده که این آب‌های بجا مانده ضمن ایجاد خوردگی در خطوط باعث تشکیل هیدرات گازی نیز می‌گردد. لذا اجرای صحیح آب‌زدایی و خشک نمودن خطوط انتقال گاز الزامی بوده و نقش موثری در کاهش خوردگی و فرسایش خطوط دارد. برای اجرای صحیح این عملیات می‌توان مطابق شکل ۱-۳ پیگ‌هایی را در فواصل مشخص به درون خطوط ارسال نمود که با این اقدام ضمن خارج شدن آب درون خطوط، می‌توان سطوح خطوط را با سیلیکاژل^۱ و یا گلیکول^۲ خشک کرده و در انتها با پمپاژ یک گاز ضد خوردگی مانند گاز نیتروژن، خطوط را برای گازدار شدن آماده نمود.



شکل ۱-۳ پمپاژ گلیکول جامد و گاز نیتروژن به منظور بهره برداری از خطوط لوله گاز [۲۱]

۲-۱-۳ حلال‌های شیمیایی

با توجه به اینکه ترکیبات آهن قسمت عمده‌ای از پودرهای سیاه را تشکیل می‌دهند لذا می‌توان به کمک حلال‌های شیمیایی این ترکیبات را تجزیه نمود اما اکثر این حلال‌ها با مشکلاتی همراه هستند. بطوری که بررسی مقالات نشان می‌دهند استفاده از اسیدها بعنوان حلال، اگرچه باعث شکستن و تجزیه این ترکیبات می‌شوند اما سمی شدن ترکیبات حاصله و بالا رفتن میزان خوردگی لوله‌ها، اسیدشویی را روشی نامناسب و غیر ایمن می‌نماید. همچنین حلال‌های غیراسیدی نظیر آمینو کربوکسیلات‌ها و سایر عوامل منزوی کننده نیز بدلیل نیازمندی به دما و زمان عملکرد بالا، عملاً در خطوط گاز غیر قابل استفاده هستند. در نتیجه حذف این ذرات از خطوط لوله گاز با استفاده از روش-

^۱ Silica Gel

^۲ Glycol

های شیمیایی موجود، نه تنها از نظر کاربردی در فرآیندهای کارگاهی عملیاتی نیست بلکه هزینه‌های هنگفتی را نیز در بر خواهد داشت که عملاً صرفه اقتصادی طرح را زیر سوال خواهد برد [۲۲].

۳-۱-۳ عملیات پیگرانی خشک

پیگرانی عملیاتی است مبتنی بر سایش، خراشیدن و تراشیدن ذرات چسبیده به جدار داخلی لوله‌ها که با فشار جریان هوا و یا گاز و از طریق به حرکت درآمدن تجهیزاتی به نام پیگ درون خطوط لوله، صورت می‌گیرد. این عملیات یکی از رایج‌ترین روش‌های فیزیکی و کارگاهی می‌باشد که معمولاً قبل از بهره‌برداری خطوط تازه احداث شده به منظور خارج نمودن آلودگی‌ها و همچنین اطمینان از مسدود نبودن خطوط لوله انجام می‌گیرد. سوابق گذشته شرکت‌های مجری گازرسانی به مناطق و تجربیات همکاری با این شرکت‌ها نشان می‌دهد که بدلیل عدم شناخت پودرهای سیاه و نادیده انگاشتن مسئله خوردگی در خطوط انتقال گاز به عملیات پیگرانی اهمیت چندانی داده نشده بطوری که در اکثر مواقع این عملیات بوسیله پیگ‌هایی مستعمل و تجهیزات جانبی نامناسب اجرا می‌شوند، به همین علت اجرای آن بازدهی کافی در خروج آلاینده‌ها نداشته و تاثیر چندانی بر پاک‌سازی خطوط گاز ندارد.

تجربیات شرکت دپا نشان می‌دهد که می‌توان حجم بالایی از آلاینده‌های خطوط انتقال گاز را با اجرای صحیح این عملیات خارج نمود که تاثیر زیادی در کاهش میزان دوده گاز خواهد داشت. این شرکت در سال ۲۰۰۳ با بکارگیری پیگ‌های اسفنجی^۱ و دوجبه‌ته سنگین^۲، توانست در حدود ۱۱۶۲۰ کیلوگرم پودر سیاه از ۱۲ کیلومتر از خطوط انتقال گاز در مرز کشور یونان و بلغارستان خارج نماید [۱۰]. در شکل ۲-۳ خروج ناخالصی‌ها از خطوط توزیع گاز پس از عملیات پیگرانی نشان داده شده است.

¹ foam pig

² Heavy bidirectional pig



شکل ۳-۲ خروج ناخالصی‌ها پس از اجرای عملیات پیگرانی در خطوط توزیع گاز [۲۳]

۳-۱-۴ شستشوی خطوط لوله با مایعات و ژل‌ها

در این روش از مایعاتی با ویسکوزیته پایین نظیر گازوییل، الکل‌ها و ... جهت شستشو لوله‌ها استفاده می‌شود که مایع با سرعت بالا درون لوله پمپاژ شده و آلودگی‌های درون خطوط را با خود به بیرون حمل می‌نماید. محدودیت‌هایی چون نیاز به پمپاژ بالا بدلیل حجم بالای مایع، پاک‌سازی و خشک نمودن لوله پس از عملیات، دفع فاضلاب تولیدی و هزینه‌های بالای طرح، این روش را برای خطوط لوله بلند، ناکارآمد و بدون صرفه اقتصادی نموده است. اما روش دیگری که در منابع از آن یاد شده است، استفاده از ژل‌هایی مابین دو پیگ است که در این روش حین حرکت پیگ‌ها در خطوط لوله، ژل مابین پیگ‌ها، ذرات و آلودگی‌های درون خطوط را در خود حل می‌نماید. اما از آنجایی که برای حل ناخالصی‌ها، نیاز به مقادیر فراوانی ژل حلال خواهد بود و همچنین مسایلی چون بکارگیری این مقدار از این ماده در این زمان طولانی و نیز دفع مواد زاید و مضر تولید شده در مقادیر بسیار زیاد در حالت مایع، خود از چالش‌های بزرگ استفاده از این روش خواهد بود [۲۲].

۲-۳ فرآیندهای جداسازی ذرات

در فصل قبل اشاره شد که فرسایش و خوردگی جدار داخلی خطوط لوله گاز، فرآیندی دایمی در این خطوط می‌باشد که با اجرای عملیات پیگیرانی نیز تنها می‌توان بخشی از این ذرات و ناخالصی‌های ته-نشین شده در خطوط را خارج نمود. همچنین چون فرسایش خطوط لوله، زمان و مکان خاصی نداشته و ذرات حاصل از خوردگی آنها نیز می‌توانند براحتی با جریان گاز همراه شده و باعث آسیب‌ها و مشکلاتی برای مصرف‌کنندگان این سوخت شوند. لذا لازم است از جداسازها و فیلترهایی در ایستگاه-های گاز استفاده نمود که جداسازی ناخالصی‌ها از جریان گاز طبیعی را بطور مداوم انجام دهند. معمولاً جداسازی ناخالصی‌ها از سیال حامل به یکی از روش‌های زیر صورت می‌گیرد [۱۴].

۱. ته‌نشینی به کمک نیروی گرانش

۲. ته‌نشینی به کمک نیروی گریز از مرکز

۳. ته‌نشینی به کمک برخورد ذره به صفحه

۴. نفوذ و انتشار

۵. اثرات الکتروسیسته ساکن

روش‌های مذکور هر کدام برای جدا کردن انواع ذرات نتایج مختلفی می‌دهند. بطوری که هرچه ذرات کوچکتر باشند، جداسازی آن مستلزم هزینه بیشتر و فناوری دقیق‌تری خواهد بود. معمولاً در انتخاب جداسازها، معیارهایی به شرح ذیل لحاظ می‌گردد:

۱. معیارهای فنی

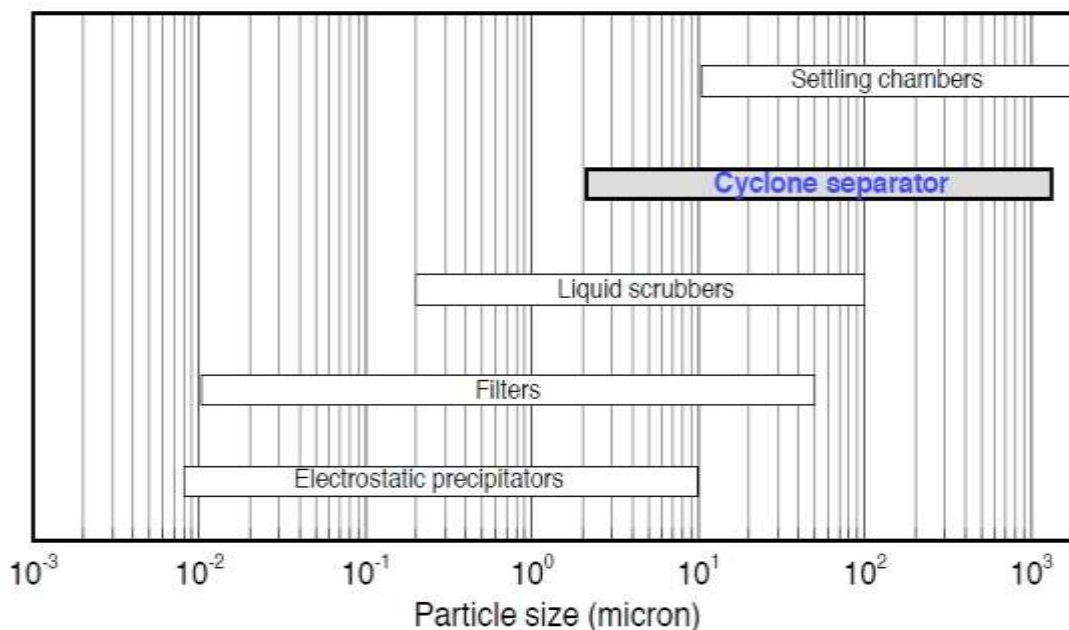
- اطلاع از سایز، جنس، غلظت و دانسیته ذرات همراه گاز
- اطلاع از دبی حجمی، درجه حرارت، فشار و ویسکوزیته گاز حامل
- اطلاع از خواص خوردگی و ساییدگی ذرات معلق و گاز حامل
- اطلاع از بازده جداسازی مورد نیاز

۲. معیارهای محیطی

- پیش‌بینی فضای فیزیکی مورد نیاز، شکل و اندازه دستگاه
- پیش‌بینی تاسیسات جانبی مورد نیاز

۳. معیارهای اقتصادی

- پیش‌بینی هزینه اولیه و عملیاتی سیستم
 - پیش‌بینی هزینه لازم برای نگهداری و سرویس دستگاه جداساز
 - پیش‌بینی امکانات لازم برای نگهداری و در صورت امکان تصفیه آلاینده‌های جمع‌آوری شده
- البته در کنار این معیارها، دستگاه‌های جداساز باید به گونه‌ای طراحی شوند که توانایی جداسازی بیش از ۱۰ درصد بار ذرات معلق را داشته باشند، همچنین باید به طیف اندازه ذراتی که دستگاه جداساز قادر به جداسازی آن از جریان است نیز توجه نمود. در شکل ۳-۳ طیف اندازه ذراتی که هریک از دستگاه‌ها قادر به جداسازی آنها هستند، نشان داده شده است. در صنایع معمولاً فرآیند-های جداسازی ذرات به چهار دسته کلی تقسیم می‌شوند که عبارتند از جداکننده‌های اینرسی، رسوب‌دهنده‌های الکترواستاتیک، اسکراب‌های تر و فیلترها که در ادامه به اختصار در مورد مزایا و معایب هریک بحث می‌نماییم.



شکل ۳-۳ مکانیزم‌های مختلف جداسازی برای طیف اندازه ذرات [۱۲]

۳-۲-۱ جداسازهای اینرسی

این نوع جداسازها معمولاً با استفاده از نیروهای گرانش، اینرسی و گریز از مرکز، فرآیند جداسازی ذرات را انجام می‌دهند و شامل اتاقک‌های ته‌نشین ساز^۱ و سیکلون‌ها می‌باشند.

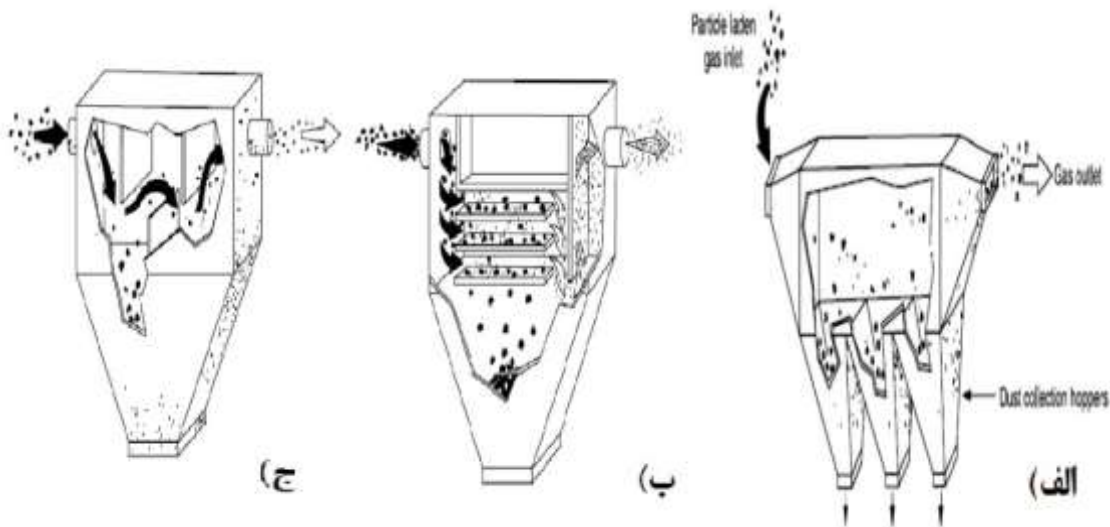
۳-۲-۱-۱ اتاقک‌های ته‌نشین ساز

ته‌نشین‌سازها از مبتدی‌ترین دستگاه‌های کنترل‌کننده ذرات می‌باشند که این دستگاه‌ها از یک جعبه افقی بلند متشکل از ورودی، خروجی و هاپر^۲ (محل جمع شدن ذرات) می‌باشد. با ورود جریان به اتاقک انبساطی، سرعت جریان کاهش یافته و از آنجایی که ذرات غبار همانند تمام اجسام دارای جرم هستند، نیروی گرانشی ذرات سنگین بر نیروی کشش وارده بر آنها از طرف جریان، غلبه نموده و آنها را به سمت پایین اتاقک کشیده و از جریان گاز جدا می‌نماید. اصولاً اتاقک‌های ته‌نشین‌ساز به دو نوع اتاقک انبساطی ساده و چند طبقه که نمایی از آنها در شکل ۳-۴ نشان داده شده است، تقسیم می‌شوند. این دستگاه دارای مزایایی چون ساختار ساده، هزینه ساخت و نگهداری کم می‌باشد اما برای

^۱ gravity settling chamber

^۲ Hopper

افزایش بازدهی و ریزش ذرات در این وسیله باید سرعت جریان گاز در این اتاقک‌ها تا حد امکان کم باشد که باعث افزایش فوق‌العاده اندازه اتاقک می‌شود. لذا اگرچه در گذشته از این دستگاه به طور گسترده در صنایع مختلف برای تصفیه مقدماتی و حذف ذرات درشت جریان هوا استفاده می‌شد اما امروزه کاربردشان در صنعت کمتر شده است [۲۴].



شکل ۳-۴ نمونه‌ای از اتاقک‌های ته‌نشین‌ساز (الف) جریان افقی (ب) چندطبقه (ج) سپردار [۲۴]

۳-۲-۱-۲ سیکلون

سیکلون‌ها نیز یکی از جداسازهای اینرسی هستند که بدلیل داشتن مزایایی چون ساختار ساده، هزینه اولیه و جانبی پایین، قابلیت کاربرد در بازه‌های وسیع دما و فشار و ... ، توجه بسیاری از صنایع و کارخانجات را به خود جلب نموده است. هندسه این دستگاه، پس از ورود جریان گاز- جامد باعث چرخش جریان در آن شده که به کمک نیروی گریز از مرکز و گرانش، ذرات فاز جامد از جریان گاز جدا و در قسمت پایین دستگاه جمع می‌شوند. گاز تصفیه شده نیز از استوانه خروجی تعبیه شده در قسمت بالایی مرکز سیکلون خارج می‌گردد. بررسی تحقیقات نشان می‌دهد که می‌توان با طراحی مناسب سیکلون‌ها و بکارگیری آنها بصورت موازی به راندمان مطلوبی رسید که با توجه به پایین بودن هزینه نگهداری و تعمیرات آنها نسبت به سایر جداسازها می‌توانند گزینه مناسبی بعنوان پیش فیلتر

در ایستگاه‌های تقلیل فشار باشند که در این تحقیق نیز بکارگیری مولتی سیکلونی متناسب با ظرفیت ورودی جریان گاز طبیعی در ایستگاه‌های تقلیل فشار بررسی شده است.

۳-۲-۲ الکتروفیلتر

یکی از پرکاربردترین وسایل کنترل کننده ذرات و غبارات، الکتروفیلترها می‌باشند که قادرند ظرفیت‌های بالایی از جریان گاز آلوده با دما، فشار و غلظت غبار بالا را بپذیرند. اصول کار الکتروفیلترها که نمایی از آنها در شکل ۳-۵ آمده، بدین صورت است که ابتدا ذرات یا قطرات در حین عبور از یک میدان الکتریکی باردار می‌شوند سپس ذرات یا قطرات باردار شده توسط یک نیروی الکترواستاتیکی، بر روی سطوح الکترودهای جمع‌آوری متصل به زمین با بار مخالف منتقل می‌شوند. ذرات یا قطرات باردار شده با رسیدن به سطوح الکترودهای جمع‌آوری، خنثی شده و از سطوح جدا و به سمت هاپر زیر الکتروفیلتر هدایت می‌شوند. از مزایای این دستگاه، بازدهی بالا در جداسازی ذرات زیر میکرون، افت فشار پایین در حدود ۲۵ تا ۱۲۵ پاسکال و امکان جداسازی ذرات از گازهایی با دمای بالاست. با این وجود الکتروفیلترها دارای معایبی به شرح ذیل نیز می‌باشند [۲۵].

- هزینه بالای خرید، نصب و راه اندازی
- نیازمند بودن به ولتاژ بالای الکتریسیته و نیروی متخصص
- دارای بازدهی کم نسبت به میزان انرژی مصرفی و هزینه‌های نگهداری و تعمیرات
- هزینه بالای کاربری سیستم از لحاظ مصرف انرژی
- انعطاف‌پذیری کم نسبت به تغییر شرایط کاری



شکل ۳-۵ الکتروفیلترهای کارخانه‌ی سیمان در آلمان [۲۶]

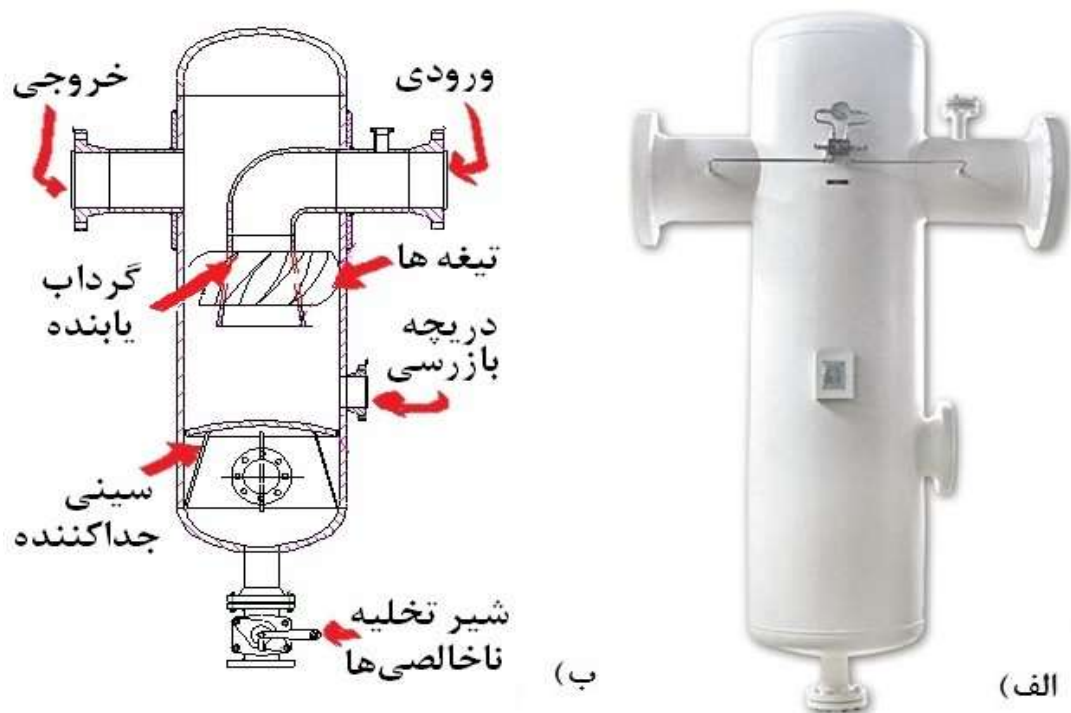
۳-۲-۳ اسکرابرها

اصولا غبارگیرهایی که از مایعات، معمولا آب بدلیل فراوانی و ارزانی، برای چگال‌تر کردن و جداسازی ذرات ریز استفاده می‌کنند به عنوان اسکرابر شناخته می‌شوند. اسکرابرها شامل اسکرابره‌های خشک و مجموعه وسیعی از جمع‌کننده‌های تر همچون برج آب‌پاش^۱، اسکرابر ونتوری^۲، مه‌پاش سیکلونی، مه‌پاش سپردار و ... می‌باشند [۲۵]. اما در صنعت گاز اصطلاح اسکرابر به مجموعه متنوعی از وسایل کنترل آلودگی جریان گاز گفته می‌شود که اصول جداسازی در آنها همانند سیکلون‌ها می‌باشد. در این صنعت چون حضور قطرات آب در جریان گاز، باعث تشکیل هیدرات گازی و افزایش سرعت خوردگی خطوط گاز می‌گردد لذا معمولا از اسکرابره‌های خشک به منظور جداسازی مایعاتی نظیر آب و گازوییل از جریان گاز استفاده می‌شوند.

^۱ spray tower

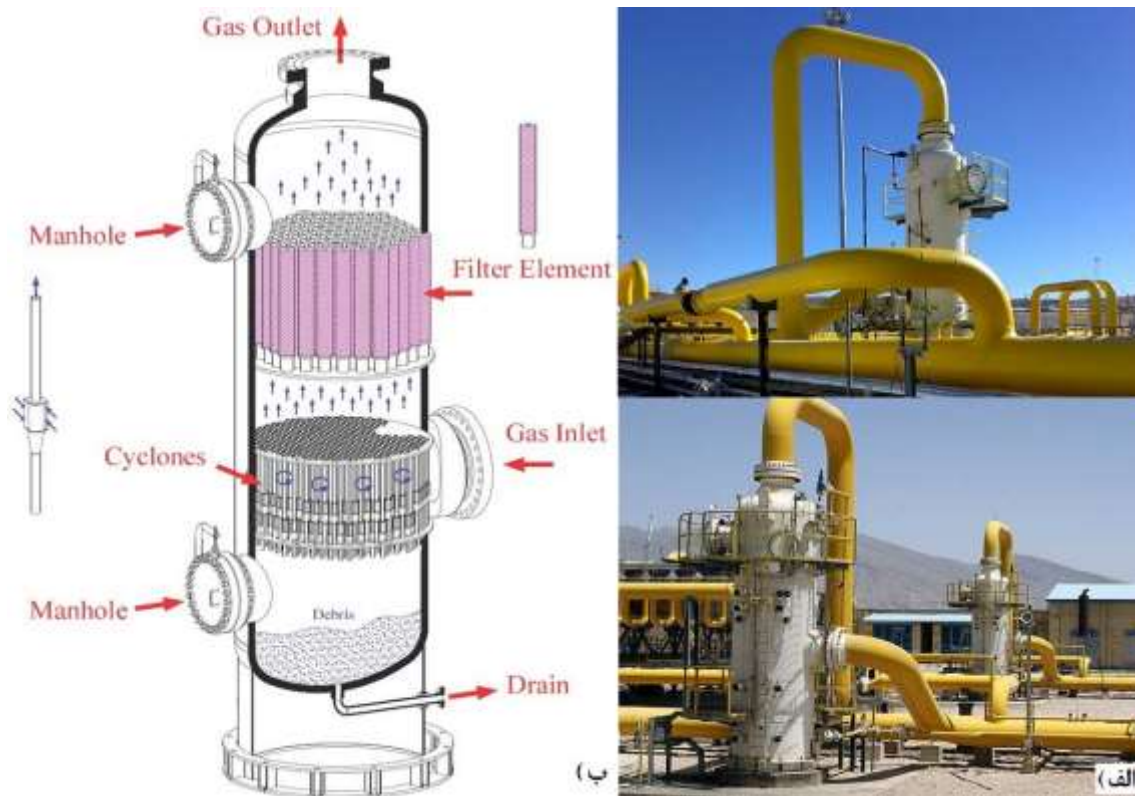
^۲ ventury scrubber

اسکرابر سیکلون متداول ترین اسکرابری است که در ایستگاه‌های تقلیل فشار استفاده می‌شود. مکانیزم جداسازی آنها همانند سیکلون‌ها براساس نیروی گریز از مرکز می‌باشد که در شکل ۳-۶ نمای بیرونی و داخلی این نوع اسکرابرها نشان داده شده است. این نوع اسکرابرها دارای ساختمان ساده‌ای بوده و اغلب در ایستگاه‌های تقلیل فشار و به منظور جلوگیری از آسیب رسیدن به فیلترهای این ایستگاه‌ها استفاده می‌شوند. برخی از این نوع اسکرابرها از صفحات فلزی مشبکی جهت فیلتر کردن گاز استفاده می‌نمایند، بدین ترتیب که در اثر برخورد جریان گاز به این صفحات، ذرات جامد و مایع از جریان گاز جدا شده و به سمت پایین جریان یافته و از طریق شیر تخلیه به بیرون هدایت می‌شوند. با این وجود راندمان جداسازی این نوع اسکرابرها پایین بوده زیرا در این ایستگاه‌ها به منظور جلوگیری از تشکیل هیدرات گازی و انجماد گاز در فصول سرد سال، گاز توسط یک هیتر گازسوز گرم می‌شود که در صورت رعایت گرمایش لازم، میزان میعان‌ات داخل گاز کاهش می‌یابد. همچنین بدلیل بالا بودن سرعت و فشار نسبی گاز در ورودی ایستگاه‌های تقلیل فشار معمولاً میزان جداسازی ذرات در این تجهیزات بسیار پایین می‌باشد [۲۸].



شکل ۳-۶ اسکرابرهاى ایستگاه‌های تقلیل فشار (الف) نمای بیرونی (ب) اجزا و ساختمان داخلی [۲۸]

در ایستگاه‌های تقویت فشار گاز چون گاز خروجی از پالایشگاه‌ها هنوز حاوی آلاینده‌ها و میعاناتی چون آب و گازوییل است معمولا از اسکرابرهایی جهت جلوگیری از ورود این قطرات به کمپرسورهای گاز موجود در این ایستگاه‌ها، استفاده می‌شود. در ایران نیز شرکت پارس تکنیک برای اولین بار اقدام به طراحی و ساخت اسکرابرهایی برای ایستگاه‌های تقویت فشار نمود که نمای بیرونی و اجزای داخلی آنها در شکل ۳-۷ نشان داده شده است [۲۹]. در این اسکرابرها جریان گاز پس از ورود از طریق هدر ورودی وسط اسکرابر به مجموعه‌ای از سیکلون‌ها برخورد کرده و دچار چرخش می‌شود که به موجب آن ذرات جامد و مایعات بدلیل نیروی اینرسی و گریز از مرکز از جریان گاز جدا می‌شوند. این نوع اسکرابرها که معمولا تعدادشان به تعداد واحدهای ایستگاه است، بصورت موازی نصب می‌شوند که در برخی از آنها علاوه بر عمل چرخش گاز در مخزن از فیلترهایی عمودی جهت بالا بردن بازده جداسازی ذرات استفاده می‌گردد. با این وجود غیر از هزینه اولیه، هزینه‌های سرویس و نگهداری این دستگاه نیز بالاست و لازم است که بصورت مداوم افت فشار دوطرف آن کنترل شود.



شکل ۳-۷ اسکرابرهایی تقویت فشار (الف) نمای بیرونی (ب) اجزا و ساختمان داخلی [۲۹]

۳-۲-۴ فیلتراسیون خطوط لوله

فیلتراسیون یکی از گسترده‌ترین و قدیمی‌ترین روش‌های جداسازی ذرات معلق از جریان گاز حامل می‌باشد. یک فیلتر، ساختمان خلل و فرج‌دار فشرده از مواد الیافی یا گرانولی است که با عبور جریان گاز از میان منافذ آن، ذرات جامد در آن بجا می‌ماند. بسته به محل بکارگیری و درصد بازدهی مورد انتظار می‌توان از انواع مختلف فیلتر استفاده نمود. معمولاً زمانی از سیستم فیلتراسیون استفاده می‌شود که ذرات جامد موجود در گاز آنچنان ریز باشند که نتوان از سایر دستگاه‌های جداساز استفاده نمود. فیلترهایی که برای جداسازی ناخالصی‌های جریان گاز در خطوط لوله استفاده می‌شوند به فیلترهای خط لوله موسوم هستند، در این فیلترها ذرات جامد و مایع توسط یک یا چند المنت فیلتر یا کارتریج از جریان گاز جدا می‌شوند. یکی از شاخص‌های مهم فیلتراسیون، اختلاف فشار^۱ (DP) دوطرف فیلتر است که برای نشان دادن میزان گرفتگی، زمان تعویض فیلترها و یا بک‌فلاش^۲ کردن آنها مورد استفاده قرار می‌گیرد [۱۷ و ۳۰]. فیلترهای خطوط لوله معمولاً در دو گروه فیلتر سپرایتورها و فیلترهای گاز خشک قرار می‌گیرند.

۳-۲-۴-۱ فیلتر سپرایتور

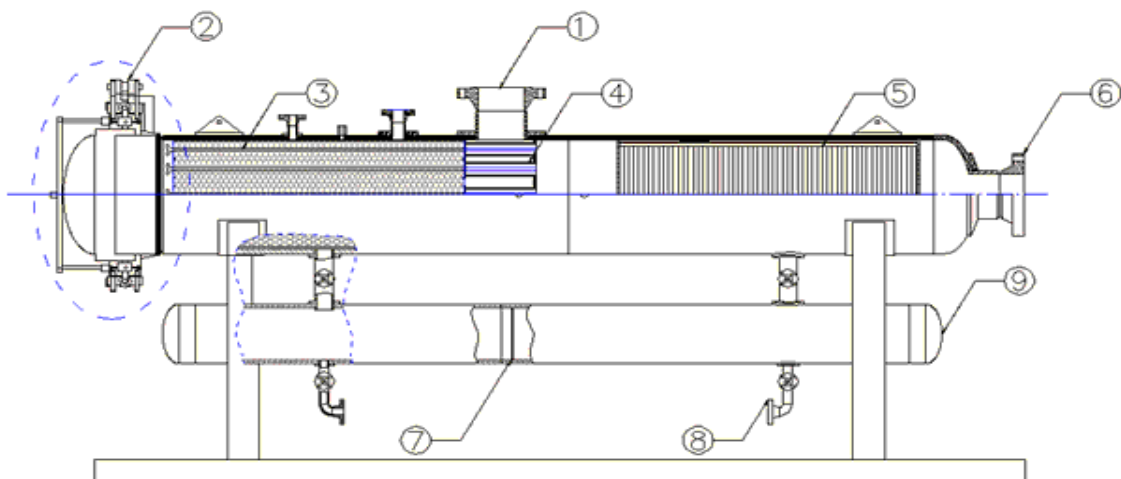
یکی از تجهیزاتی که در صنایع برای تصفیه گاز مورد استفاده قرار می‌گیرد، فیلتر سپرایتور است. این دستگاه علاوه بر خاصیت گریز از مرکز از سه مکانیزم دیگر جداسازی یعنی اینرسی، مومنتوم و فیلتراسیون نیز استفاده می‌کند. فیلتر سپرایتورها در دو نوع افقی و عمودی طراحی و ساخته می‌شوند که سپرایتورهای عمودی بیشتر در مواقعی که فضا و مکان کافی وجود نداشته باشد، استفاده می‌شوند. در صنعت گاز بیشتر از سپرایتورهای افقی استفاده می‌شود که این نوع سپرایتورها دارای دو بخش مجزا، صافی و جداساز می‌باشند. بخش اول محل ورود گاز بوده و همانند فیلتر گاز خشک، شامل المنت‌هایی با قابلیت تعویض‌پذیری است که ذرات جامد را جدا و ذرات مایع را نیز با اتصال به یکدیگر

¹ Differential Pressure

² Back flash

به ذرات بزرگتر تبدیل می‌نماید. در بخش دوم با افزایش حجم دستگاه، سرعت جریان سیال تا سرعت حد پایین می‌آید که موجب فرو افتادن و جدا شدن ذرات مایع از جریان گاز می‌شود. در زیر مخزن اصلی فیلتر سپرایتورها نیز مخزن کوچکی جهت جمع آوری ناخالصی‌ها و مایعات برای مدت مشخصی تعبیه شده است که میزان و سطح این ناخالصی‌ها بوسیله نشانگرهای سطح گمارده شده در این مخزن، نشان داده می‌شود. فیلتر سپرایتورهای افقی همان طور که در شکل ۳-۸ نشان داده شده از بخش‌های زیر تشکیل شده‌اند [۲۸].

۱. ورودی
۲. درب سریع بازشونده
۳. المنت‌های کارتریجی
۴. لوله‌های نگه‌دارنده
۵. رطوبت‌گیر
۶. خروجی
۷. صفحه‌ی حایل
۸. نازل‌های تخلیه‌ی ناخالصی
۹. مخزن ته‌نشینی ذرات



شکل ۳-۸ اجزای داخلی فیلتر سپرایتور ایستگاه گاز طبیعی [۲۸]

فیلتر سپرایتورها مجهز به درب سریع بازشونده هستند که این درب جهت سرکشی به داخل مخزن و خارج کردن المنتها مورد استفاده قرار می‌گیرد. اما اگرچه این دستگاه قادر به جداسازی ذرات ریز همراه گاز است اما بدلیل هزینه‌های اولیه و جانبی بالا، تمیزکاری و سرویس دشوار، بیشتر در ایستگاه‌های بزرگ نظیر ایستگاه‌های تقویت فشار، به منظور جلوگیری از ورود آب و ذرات ریز جامد به کمپرسورها و همچنین در ایستگاه‌های تقلیل فشار ورودی شهرهای پرجمعیت برای پالایش گاز از هیدروکربن‌های مایع، آب، شن و ذرات جدا شده از دیواره‌های خطوط، مورد استفاده قرار می‌گیرد.



شکل ۳-۹ نمایی از فیلتر سپرایتورها در ایستگاه گاز طبیعی (الف) نوع عمودی (ب) نوع افقی [۳۱]

۳-۲-۴-۲ فیلترهای گاز خشک

فیلترهای گاز خشک که با روش‌هایی مانند جت ضربه‌ای و یا بصورت دستی قابل پاک‌سازی هستند، در اکثر ایستگاه‌های تقلیل فشار استفاده می‌شوند. این نوع فیلترها، کارتریجی بوده و قسمت اصلی فیلتر در حقیقت کارتریج آن است که از الیاف نساجی نظیر پلی‌پروپیلن، الیاف شیشه‌ای یا الیاف بروسلیکات ساخته می‌شود. این فیلترها به صورت‌های مختلف نظیر عمودی، افقی، تکی و یا چندتایی بکار برده می‌شوند. المنت فیلتر، شکل‌های مختلفی می‌تواند داشته باشد که رایج‌ترین شکل بکار گرفته شده بصورت استوانه‌ای می‌باشد. معمولاً المنت فیلتر در بین دو محفظه فلزی توری شکل ساخته شده از فولادهای ضدزنگ و یا کادمیم-استیل قرار می‌گیرد.

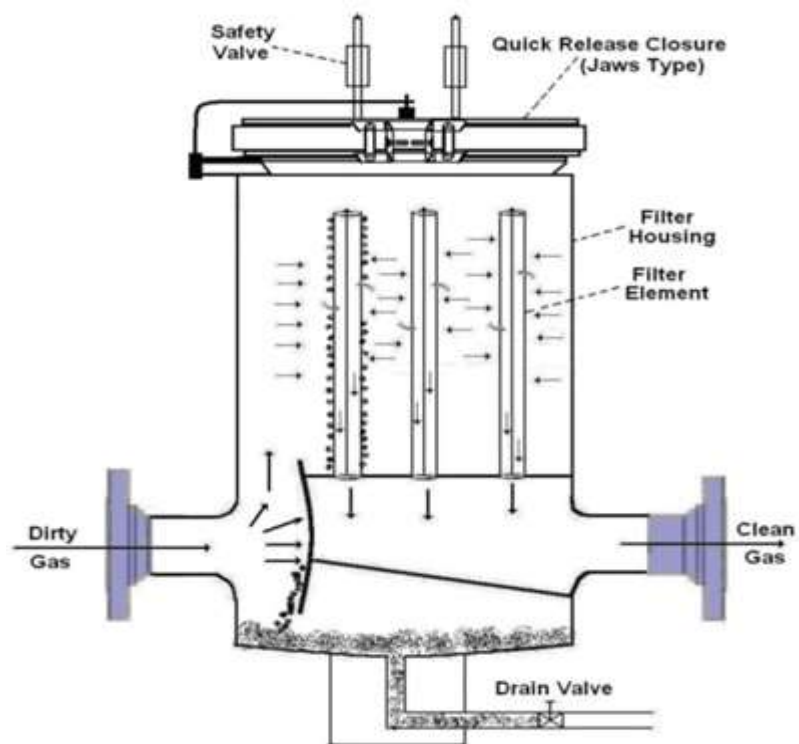


شکل ۳-۱۰ فیلترهای گاز خشک (الف) نمای بیرونی (ب) در ایستگاه گاز پس از اسکرابر [۲۸]

فیلترهای کارتریجی در سرویس عملیاتی به تدریج مواد جامد را روی سطح المنت‌ها جذب نموده و زمانی که افت فشار آنها به حد معینی می‌رسد، از سرویس خارج شده و المنت‌ها تعویض می‌شوند. فیلتر و کارتریج آن، باید به نحوی طراحی شوند که بتوانند مجموعه شرایط هیدرولیک زیر را تامین کنند [۳۰].

۱. فیلتر طراحی شده بایستی قابلیت جداسازی ذرات کوچکتر از ۵ میکرون را داشته باشد.

۲. فیلتر طراحی شده باید افت فشار کوچک کمتر از ۲ پوند بر اینچ مربع ایجاد نماید و حداکثر افت فشار قابل تحمل کارتریج ۲۵ پوند بر اینچ مربع است.
۳. سرعت عبور گاز در تمامی مقاطع فیلتر نباید از ۲۰ متر بر ثانیه تجاوز کند.
۴. ابعاد المان فیلتر باید طوری باشد که نسبت سطح خارجی المانت به مساحت سطح مقطع داخلی آن بزرگتر از ۸ باشد و نسبت طول المانت به قطر آن بزرگتر یا مساوی ۲ باشد.



شکل ۳-۱۱ طرح شماتیک فیلتر گاز خشک در ایستگاه‌های تقلیل فشار گاز [۱۴]

با وجود عدم تفاوت بین سیستم‌های فیلتراسیون ایستگاه‌های تقلیل فشار ایران با سایر کشورها، اما هنوز شاهد مشکلاتی چون پایین بودن بازده فیلترها بدلیل اشباع سریع آنها و افزایش هزینه‌های بهره برداری بدلیل تعویض و تمیز کردن مداوم کارتریج فیلترها، در سیستم فیلتراسیون شرکت‌های گاز استانی هستیم که به برخی از علل بروز این مشکلات در زیر اشاره شده است [۱۳].

۱. اشباع سریع کارتریج فیلتر:

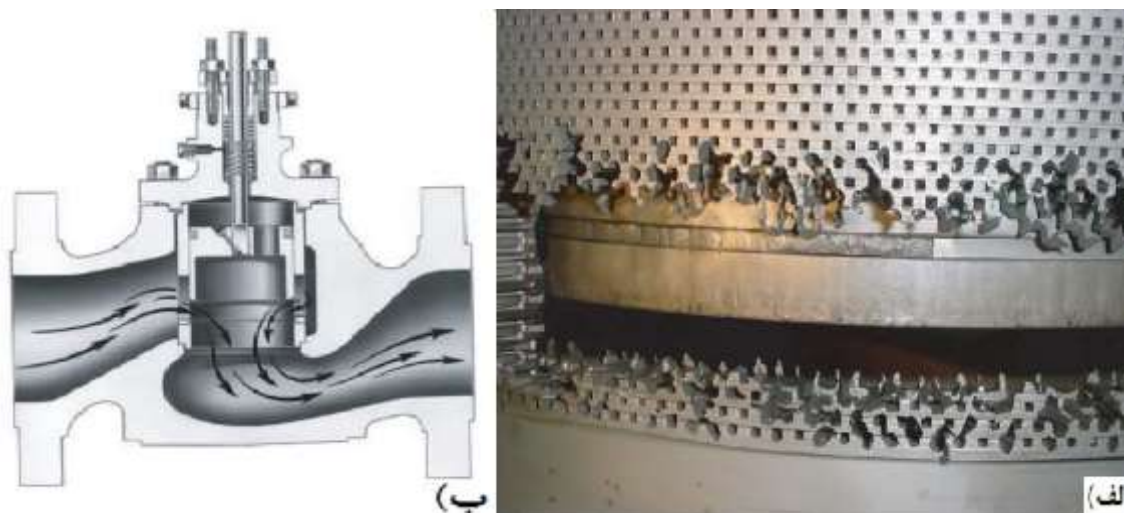
بررسی مطالعات نشان می‌دهد که بدلایلی چون مصرف بالای مشترکین گاز در فصول سرد سال، تغییرات دبی گاز در اثر سرد و گرم شدن ناگهانی هوای محیط، الحاق خطوط جدید به شبکه گازرسانی و اجرای عملیات پیگرانی، سرعت جریان گاز در خطوط لوله افزایش می‌یابد که به موجب آن توده‌های ذرات جامد جدا شده از دیواره داخلی خطوط لوله، بصورت مجموعه‌ای از ذرات بهم چسبیده به حرکت درمی‌آیند. چون فیلترهای کارتریجی معمولاً از لایه‌هایی با تخلخل و منافذ کمتر از ۱۰ میکرون تشکیل شده‌اند، این مجموعه ذرات بهم پیوسته به سرعت لایه‌های اول کارتریج‌ها را اشباع نموده که باعث افت شدید فشار و یا حتی انسداد جریان گاز طبیعی می‌شود [۱۴].



شکل ۳-۱۲- نمونه‌ای از فیلترهای کارتریجی اشباع شده و از کار افتاده در ایستگاه هدف

۲. تغییر شکل محل استقرار المنت فیلتر:

یکی از موارد مهمی که باعث عبور ذرات از فیلتر می‌شود، تغییر شکل محل استقرار المنت در داخل فیلتر است. این تغییر شکل معمولاً در اثر ساییدگی لبه پایینی المنت و واشر اطراف آن و یا در اثر فشار بالای گاز، اتفاق می‌افتد [۱۴].



شکل ۳-۱۳- الف) فرسایش المنت فیلتر ب) نحوه عبور ذرات جامد از المنت فیلتر ایستگاه گاز [۳۲]

۳. افزایش افت فشار فیلتر:

افت فشار فیلترها در شروع استفاده پایین بوده ولی با گذشت زمان به این افت فشار افزوده شده و از عملکرد فیلتر کاسته می‌شود. بطور مثال در کاتالوگ فیلترهای پارچه‌ای شرکت صنعت یاران (SAF100) افت فشار اولیه حدود ۱۵۰ پاسکال در دبی ۳۴۰۰ متر مکعب ولی افت فشار نهایی ۳۰۰ پاسکال آرایه شده است. همچنین افت فشار این فیلترها با افزایش دبی حجمی، بطور مستقیم افزایش می‌یابد از جمله معایب این فیلترها عمر محدود آنها و هزینه بالا می‌باشند [۳۳].

فصل ۴

سیکلون و روابط حاکم بر آن

همان‌طور که اشاره شد، ناخالصی‌ها و ترکیبات گاز طبیعی و اجرای نادرست عملیات پیگرانی و آب-زدایی خطوط لوله در زمان احداث خطوط، به مرور زمان باعث فرسایش جدار داخلی خطوط و به تبع آن تشکیل حجم‌های بالایی از آلاینده‌های جامد و مایع در این خطوط می‌شود که حضور این آلاینده‌ها در شبکه توزیع گاز، ضمن کاهش بازده جداسازی و عملکرد سیستم‌های فیلتراسیون ایستگاه‌های تقلیل فشار و افزایش هزینه بهره‌برداری و نگهداری آنها باعث آسیب رسیدن به تجهیزات مصرف‌کنندگان خانگی و صنعتی می‌گردد. لذا با توجه به توزیع اندازه ذرات جامد معلق در گاز، فرآیند جداسازی در ایستگاه‌های تقلیل فشار نیازمند دستگاهی بعنوان پیش‌فیلتر است که ذرات درشت را قبل از رسیدن به فیلترهای کارتریجی ایستگاه جدا نماید. البته هم‌اکنون نیز در برخی از ایستگاه‌های تقلیل فشار قبل از فیلترهای خط لوله از جداسازهایی چون فیلتر سپرایتور و اسکرابر استفاده می‌شود

که بدلیل هزینه‌های اولیه و جانبی بالای این تجهیزات، امکان استفاده از آنها در تمامی ایستگاه‌ها نیست. لذا با توجه به اینکه سیکلون‌ها در مقایسه با این تجهیزات از هزینه ساخت و بهره‌برداری کمتری برخوردار هستند در این تحقیق استفاده از سیکلون‌ها در ایستگاه‌های تقلیل فشار و روابط تئوری حاکم بر جریان در آنها بررسی شده است.

۴-۱ معرفی سیکلون

اصولا جداسازهای سیکلونی، دستگاه‌هایی برای پاکسازی گازها از ذرات معلق هستند که با بکارگیری نیروی سانتریفوژ^۱ و با چرخش در آوردن جریان گاز، ذرات معلق را از جریان جدا می‌نمایند. این جداکننده‌ها می‌توانند بصورت منفرد و یا چندتایی در قالب محفظه‌های لوله‌ای شکل کوچک که بطور سری یا موازی قرار می‌گیرند، بکار گرفته شوند. وقتی واحدهای جداکننده به صورت سری قرار می‌گیرند بازدهی حذف ذرات افزایش می‌یابد و اگر به صورت موازی قرار گیرند، حجم گاز عبوری بیشتر خواهد شد. معمولا سیکلون‌ها برای حذف ذرات بالاتر از ۱۰ میکرومتر بکار می‌روند و در مجموع سیکلون‌ها به ندرت بازدهی بیش از ۹۰ درصد دارند.

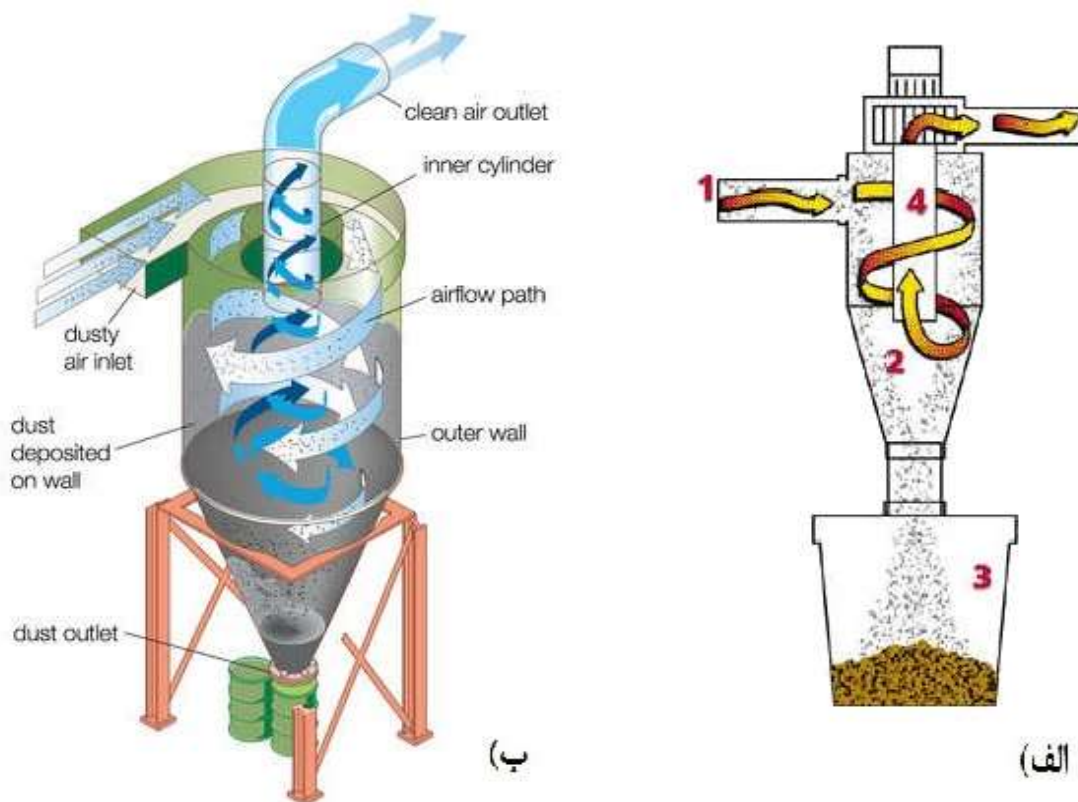
۴-۱-۱ نحوه عملکرد سیکلون

اساس جداسازی ذرات از جریان گاز، در سیکلون‌ها به این صورت است که جریان گاز حامل ذرات به صورت مماسی از راه ورودی بالای محفظه سیکلون وارد بدنه استوانه‌ای آن می‌شود سپس جریان از حالت مستقیم به حالت چرخشی در می‌آید که در اثر جریان چرخشی و حرکت ذرات غبار به همراه جریان گاز، چون چگالی ذرات چندین برابر چگالی گاز است، نیروی گریز از مرکز بیشتری به آنها وارد شده که به موجب آن ذرات به سمت دیواره سیکلون رانده و از جریان گاز جدا می‌شوند. در ادامه ذرات جدا شده در کنار دیواره به دلیل اصل عدم لغزش در لایه مرزی با مولفه‌های سرعت به مراتب

¹ centerfiuge

کمتر از دور از دیوار مواجه می‌شوند که اگر ذرات حجیم و پر چگالی باشند، نیروی کشش موجود در جریان که تمایل دارد ذرات را همراه خود حمل نماید، کاهش یافته و ذرات در اثر نیروی گرانش به پایین سقوط می‌کنند. در قسمت پایین محفظه نیز فضایی برای جمع شدن این ذرات تعبیه شده است که به صورت پیوسته یا ناپیوسته این ذرات از محفظه خارج می‌شوند. معمولاً سیکلون‌های مماسی مطابق شکل ۱-۴ دارای چهار قسمت اصلی به شرح زیر می‌باشند.

۱. ورودی جریان: جریان بصورت مماسی از این قسمت وارد سیکلون می‌شود.
۲. بدنه سیکلون: این بخش از استوانه و مخروط ناقصی تشکیل شده است و شیب مخروط به اندازه‌ای است که ذرات بتوانند براحتی از دیواره آن به سوی پایین سر بخورند.
۳. خروجی ذرات: این قسمت در انتها مخروط قرار گرفته و طوری طراحی می‌شود که حین خروج ذرات، هوا به داخل سیکلون نفوذ نکند.
۴. خروجی گاز: لوله‌ای در مرکز بدنه سیکلون که گاز تمیز بوسیله آن از سیکلون خارج می‌گردد.



شکل ۱-۴ بخش‌های اصلی سیکلون و نحوه حرکت ذرات جامد در آن (الف) نمای دوبعدی (ب) نمای سه بعدی

متغیرهای زیادی بر عملکرد سیکلون تاثیر دارند که مشخصه‌های گاز (دما، فشار، ترکیبات و...) و مشخصه‌های ذرات (اندازه، غلظت، دانسیته، شکل و...) از جمله آنها هستند. نتایج نشان می‌دهند که با افزایش میزان دبی جریان ورودی به سیکلون (افزایش میانگین سرعت ورودی و یا کاهش سطح مقطع ورودی)، اختلاف فشار کل که عامل اصلی افت فشار در سیکلون است، افزایش خواهد یافت. این افت فشار باعث چرخش بیشتر سیال، افزایش نیروی وارده بر ذرات و ایجاد سرعت محوری سیال به طرف لوله خروجی شده که می‌تواند تاثیر بسزایی در راندمان جداسازی ذرات داشته باشد [۱۲].

۴-۱-۲ کاربرد و مزایای سیکلون

امروزه مزایایی چون طراحی و ساخت ساده، هزینه‌ی اولیه و جانبی پایین، نداشتن تعمیر و نگهداری خاص بدلیل نداشتن تجهیزات متحرک، جداسازی همزمان قطرات مایع و ذرات جامد از جریان گاز، قابلیت استفاده در دامنه وسیعی از شرایط عملیاتی و انعطاف‌پذیری بالا در طیف‌های وسیع دما و فشار، سیکلون‌ها را به یکی از پرکاربردترین جداسازها تبدیل کرده است. بطوری که استفاده از آنها در نیروگاه‌های برق، صنایع نفت، گاز، پتروشیمی و استخراج معادن رو به افزایش است که برای اهداف متفاوتی از جمله غبارگیری و تصفیه هوای ورودی به کمپرسور و توربین‌های گاز در نیروگاه‌ها، جداسازی غبار موجود در گازهای حاصل از احتراق، جداسازی خاکستر هوای داغ خروجی از کوره‌ها، بازیافت پودر رنگ در رنگ‌پاشی‌ها، جداسازی روغن و ذرات جامد شناور در مایعات و ... بکار گرفته می‌شوند. در شکل ۴-۲ دو نمونه از بکارگیری سیکلون‌ها در صنایع نشان داده شده است. یکی از عیوبی که سیکلون‌ها با آن مواجه هستند، نامناسب بودن قطر برش^۱ ذرات در آنهاست. منظور از قطر برش این است که ذراتی که قطر آنها از قطر برش دستگاه، بزرگتر است از وسیله مورد نظر عبور نمی‌کنند و از جریان گاز جدا می‌شوند. از دیگر معایب سیکلون‌ها می‌توان به حساس بودن راندمان آنها به تغییر دبی جریان گاز، غلظت ذرات و افت فشار نسبتا بالا در راندمان‌های بالا اشاره کرد [۱۲].

¹ Cut diameter



شکل ۴-۲ بکارگیری سیکلون‌ها در صنایع الف) کارگاه چوب‌بری ب) کارخانه آسفالت [۳۴]

۴-۱-۳ طبقه بندی سیکلون‌ها

سیکلون‌ها را می‌توان از دیدگاه‌های مختلفی تقسیم‌بندی نمود که موارد شاخص عبارتند از:

۴-۱-۳-۱ براساس مقطع ورودی جریان گاز

مقطع ورودی به سیکلون‌ها معمولا به شکل مستطیل یا دایره ساخته می‌شود. در بعضی موارد نیز با توجه به نوع فرآیند، از سیکلون‌هایی با مقطع ورودی بیضی شکل نیز استفاده می‌شود.

۴-۱-۳-۲ براساس چگونگی قرار گرفتن دمنده

همان‌طور که اشاره شد حرکت مواد در داخل سیکلون با افت فشار همراه می‌باشد که این افت فشار معمولا توسط یک دمنده^۱ تامین می‌شود. نحوه قرار گرفتن این دمنده به ویژگی‌های فاز گاز و ذرات جامد در جریان ورودی به سیکلون بستگی دارد. مثلا در حالتی که ذرات جریان گاز روی پره‌های دمنده اثر منفی داشته باشند و باعث تخریب آنها شوند، دمنده پس از سیکلون قرار می‌گیرد تا ذرات جامد تا حد امکان از جریان گاز جدا شوند. لازم به ذکر است که در این مورد، دمنده کار مکش فاز

^۱ Blower

گاز از داخل سیکلون به بیرون را انجام می‌دهد که بدلیل تاثیر منفی ذرات جامد بر دمنده، اکثر موارد از این سیستم استفاده می‌گردد.

۴-۱-۳-۳ براساس تعداد سیکلون

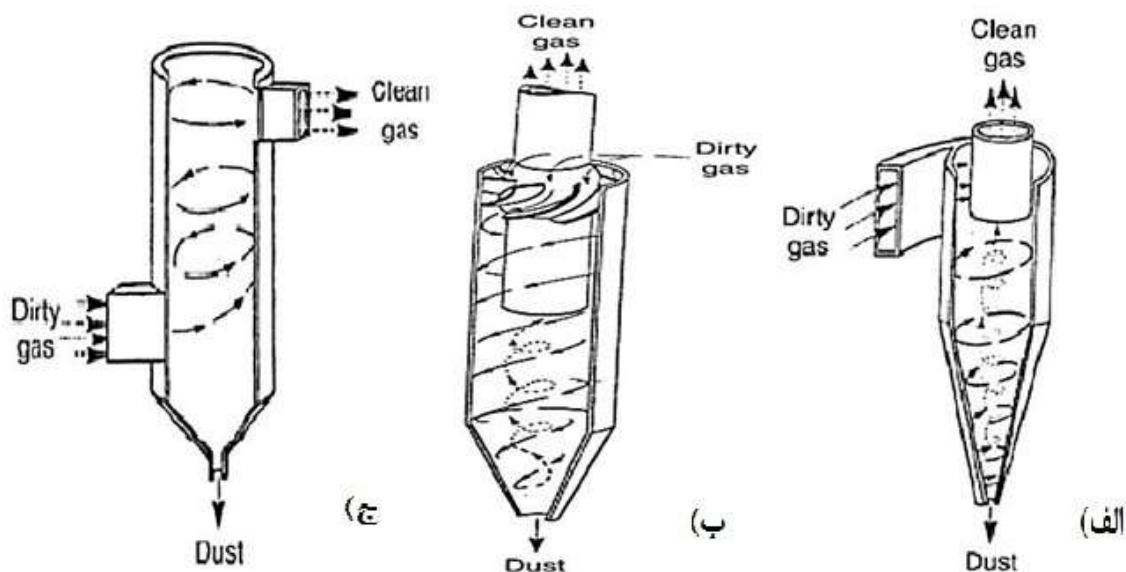
سیکلون‌ها معمولا بصورت منفرد و یا در مواردی خاص بصورت چندتایی بکار برده می‌شوند. اگرچه با کوچکتر شدن سایز سیکلون و به موجب آن مقطع ورودی سیکلون، راندمان جداسازی بالاتر می‌رود اما با این کار ظرفیت سیکلون‌ها نیز کاهش می‌یابد. لذا در مواردی که هم نیاز به جداسازی ذرات ریز از جریان گاز و هم تصفیه حجم بالایی از گاز باشد، باید از چند سیکلون که به صورت موازی در داخل یک جعبه^۱ قرار گرفته‌اند، استفاده نمود. به این مجموعه سیکلون‌ها، مولتی سیکلون گفته می‌شود.

۴-۱-۳-۴ براساس نحوه ورود جریان گاز به سیکلون

همان‌طور که در شکل ۳-۴ نشان داده شده است، سیکلون‌ها معمولا براساس نحوه ورود گاز به سه دسته کلی تقسیم می‌شوند [۳۵].

۱. سیکلون مماسی: این نوع از سیکلون اغلب در مناطق و شهرک‌های صنعتی، کارخانجات سیمان، ریخته‌گری، نیروگاه‌های برق و در دیگر فرایندهای صنعتی به کار می‌رود.
۲. سیکلون محوری: در این نوع سیکلون جریان گاز به صورت موازی از محورهای بالای بدنه سیکلون وارد می‌شود و جریان گاز بوسیله پره‌های مرکزی از ابتدا به صورت الگوی گردابی می‌باشند. این سیکلون‌ها معمولا به صورت چندتایی استفاده می‌شوند تا راندمان بالایی داشته باشند.
۳. سیکلون تحتانی: از نظر اندازه این سیکلون بزرگتر از بقیه ساخته شده و اغلب بعد از اسکراب‌های تر برای جمع‌آوری ذراتی که با قطرات آب آمیخته شده‌اند، استفاده می‌شوند.

¹ Box



شکل ۴-۳ انواع سیکلون‌ها برحسب نحوه ورود جریان گاز (الف) مماسی (ب) محوری (ج) تحتانی [۳۵]

۲-۴ مولتی سیکلون

همان‌طور که اشاره شد در سیکلون‌ها با افزایش ظرفیت جریان ورودی، راندمان جداسازی ذرات بالا می‌رود اما افت فشار شدیدی نیز ایجاد می‌گردد که باعث کاهش عملکرد و افزایش هزینه‌های بهره‌برداری این دستگاه می‌گردد. لذا در مواردی که هم نیاز به بالا بردن راندمان و هم افزایش ظرفیت جریان ورودی را داریم باید به جای یک سیکلون از چند سیکلون استفاده نماییم که به این مجموعه سیکلون‌ها، مولتی سیکلون گفته می‌شود. نحوه جداسازی ذرات در این دستگاه نیز همانند سیکلون‌ها می‌باشد با این تفاوت که راندمان و دبی جریان ورودی در آنها نسبت به سیکلون‌ها بیشتر است. معمولاً کارایی یک مولتی سیکلون به متغیرهای مختلفی وابسته است که مهمترین آنها عبارتند از:

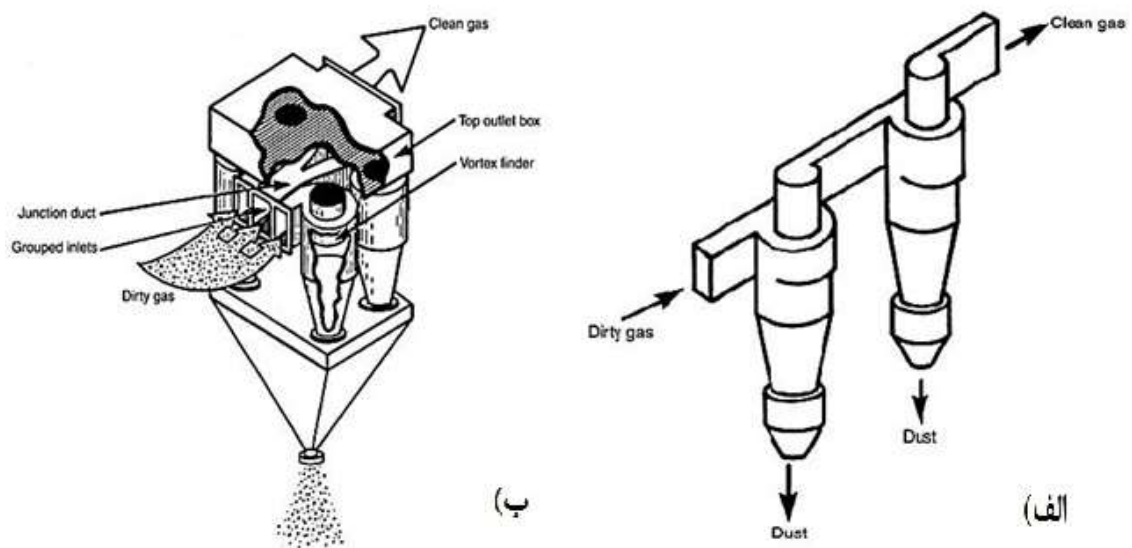
- نحوه جریان برگشتی به داخل سیکلون
- حداقل اندازه ذراتی که لازم است جدا شود
- اختلاف بین دانسیته ذرات مایع و جامد با دانسیته گاز
- دبی جریان گاز (سرعت موثر جریان گاز)
- ویسکوزیته ذرات جامد و گاز

۴-۲-۱ مولتی سیکلون موازی

این واحدها برای کاهش بار ورودی به سیستم طراحی می‌شوند و حجم بیشتری از گاز را پالایش می‌کند. در مورد طراحی سیکلون‌های موازی باید به تعداد این سیکلون‌ها، راندمان جداسازی، هزینه ساخت، هزینه عملیاتی و مقایسه این سیکلون‌ها با سایر وسایل جداکننده گاز - جامد توجه کرد، زیرا در بعضی از موارد استفاده از آنها مقرون به صرفه نمی‌باشد.

۴-۲-۲ مولتی سیکلون سری

این واحدها برای افزایش راندمان سیستم طراحی می‌شوند اما افت فشار در این سیستم‌ها بیشتر است.



شکل ۴-۴-۴ نمایی از مولتی سیکلون‌ها (الف) سری (ب) موازی

۴-۳ روابط حاکم بر سیکلون

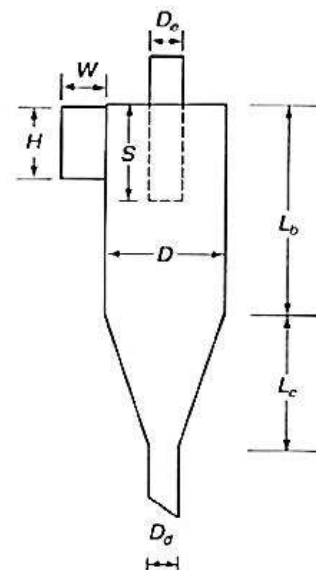
با توجه به پیشینه بکارگیری سیکلون‌ها، مطالعات زیادی برای بهبود عملکرد آنها انجام شده است. براساس همین تحقیقات و نتایج تجربی، روابطی برای افت فشار و راندمان جداسازی سیکلون‌ها توسط محققین ارائه شده است که بر مبنای این روابط و با توجه به هندسه و ابعاد سیکلون‌ها می‌توان تقریبی از افت فشار و راندمان جداسازی سیکلون‌ها را بدست آورد. در ادامه ضمن بیان پارامترهای موثر در طراحی سیکلون‌ها به روابط تئوری حاکم بر جریان گاز در این دستگاه‌ها نیز اشاره شده است.

۴-۳-۱ طراحی سیکلون

زیانگ و همکارانش [۳] در سال‌های ۱۹۳۸ تا ۱۹۵۰، تلاش‌های فراوانی در زمینه ارایه فرمول‌هایی جهت طراحی سیکلون بهینه انجام دادند. استارمند [۳۶] و لاپل^۱ در ارایه فرمول‌های کاربردی جهت طراحی سیکلون از بقیه موفق‌تر بودند بطوری که تلاش‌های وی و لاپل در سال‌های ۱۹۵۰ تا ۱۹۹۰ منجر به ارایه روابطی جهت طراحی سیکلون بر مبنای بازده مورد نظر، قطر ذرات و سرعت جریان ورودی گردید. همچنین آنها در سال ۱۹۵۱ یکی از مشهورترین مدل‌ها را ارایه دادند که هم‌اکنون نیز در بسیاری از طراحی‌های صنعتی سیکلون، از این مدل استفاده می‌شود. شفرد و لاپل نیز تحقیقات بسیاری برای بهینه کردن سیکلون با تغییر دیمانسیون آن انجام دادند. شکل ۴-۶ ابعاد سیکلون‌های استاندارد که به ترتیب عبارتند از سیکلون بازده بالا^۲، معمولی^۳ و ظرفیت بالا^۴ را نشان می‌دهد.

Standard cyclone dimensions

	Cyclone Type					
	High Efficiency		Conventional		High Throughput	
	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
Body Diameter, D/D	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Height of Inlet, H/D	0.5	0.44	0.5	0.5	0.75	0.8
Width of Inlet, W/D	0.2	0.21	0.25	0.25	0.375	0.35
Diameter of Gas Exit, D_g/D	0.5	0.4	0.5	0.5	0.75	0.75
Length of Vortex Finder, S/D	0.5	0.5	0.625	0.6	0.875	0.85
Length of Body, L_b/D	1.5	1.4	2.0	1.75	1.5	1.7
Length of Cone, L_c/D	2.5	2.5	2.0	2.0	2.5	2.0
Diameter of Dust Outlet, D_d/D	0.375	0.4	0.25	0.4	0.375	0.4



SOURCES:

Columns (1) and (5) = Stairmand, 1951; columns (2), (4) and (6) = Swift, 1969; column (3) and sketch = Lapple, 1951.

شکل ۴-۶ ابعاد سیکلون‌های استاندارد بازدهی بالا، معمولی و ظرفیت بالا [۳۷]

¹ Lapple

² High Efficiency

³ Conventional

⁴ High Throughput

معیارهای کلی انتخاب و طراحی سیکلون، همچنین شرایط بهره‌برداری آنها بدین شرح می‌باشد:

- تعیین قطر و اندازه کوچکترین ذراتی که باید با سیکلون جدا شوند.
- حجم گاز در شرایط کاری تعیین و تغییرات آن در شرایط مختلف مشخص شود.
- چگالی گاز و ذرات جامد در شرایط استاندارد تعیین و برای شرایط کار محاسبه شود.
- دمای گاز در شرایط کاری تعیین گردد.
- افت فشار مورد قبول پیش‌بینی گردد.
- راندمان جداسازی ذرات در نظر گرفته شود.
- مقدار غلظت ذرات جامد معلق در جریان گاز در نظر گرفته شود.
- مقدار آب موجود در گاز تعیین شود در صورت لزوم برای جلوگیری از چگالش اقدام شود.
- اگر گاز دارای سایش باشد، باید نوع و مقادیر آنها تعیین گردد.
- قسمت جمع‌کننده ذرات باید نسبت به هوا نفوذ ناپذیر باشد و ذرات جمع‌آوری شده در این قسمت بطور متناوب تخلیه شوند. چون اگر ذرات در قسمت مخروطی سیکلون انباشته شوند، ممکن است جریان گاز داخل سیکلون مجدداً ذرات را به همراه خود ببرد.
- باید هرگونه نشت و اشرها و شکستگی‌ها در نقاط اتصال را پیدا کرد و بطور کلی سیکلون را نشت‌یابی کرد زیرا از خوردگی و کاهش راندمان در آن بطور موثری جلوگیری می‌کند.

۴-۳-۲ افت فشار در سیکلون

افت فشار یکی از پارامترهای مهم در عملکرد سیکلون‌ها می‌باشد که محققان زیادی با ارایه مدل‌های مختلفی به بررسی تخمین افت فشار در سیکلون‌ها پرداختند. ساده‌ترین مدل‌ها فقط ابعاد مقاطع ورودی و خروجی را در نظر می‌گیرند مانند مدل‌های شفرد^۱ و لاپل [۳۸] و کازال و مارتینز^۲ [۳۹]. افت فشار سیکلون به صورت تجربی نیز مورد بررسی قرار گرفته است بعنوان مثال می‌توان به نتایج

¹ Shepherd

² Casal and Martinez

مطالعات زو و لی [۴] و هافمن^۱ [۴۰] اشاره نمود که نشان دادن ابعاد هندسی سیکلون از قبیل ارتفاع سیکلون و طول لوله خروجی نقش مهمی در میزان افت فشار دارند علاوه بر این معمولاً افت فشار یک سیکلون هنگامی که در دماهای بالا یا با جریان گاز آکنده از ذرات کار می‌کند در درجه اهمیت قرار دارد، که البته این شرایط کاملاً با شرایط گاز طبیعی که معمولاً در دمای محیط و با غلظت‌های پایین ذرات کار می‌کند، متفاوت است. در طراحی سیکلون، برای داشتن راندمان بهینه، دانستن افت فشار الزامی است، معمولاً راندمان‌های جمع‌آوری بالاتر سبب افت فشارهای بیشتر می‌شوند. افت فشار جداسازها معمولاً بر حسب اینچ آب که معادل ۲۴۹ پاسکال است، اندازه‌گیری می‌شوند که براساس نتایج شفرد و لایل [۳۸] افت فشار در سیکلون‌ها ناشی از فاکتورهای زیر می‌باشند.

- انبساط ورودی جریان که مقدار آن با توجه به نوع مقطع ورودی متغیر است
 - افزایش شتاب ذرات جامد موجود در جریان گاز پس از ورود به سیکلون
 - اصطکاک بین جریان گاز و دیواره سیکلون که با افزایش سرعت ورودی به سیکلون، این افت فشار بیشتر افزایش می‌یابد.
 - چرخش جریان گاز در سیکلون
 - انقباض نهایی جریان گاز به هنگام خروج جریان از لوله خروجی گاز
- اغلب روابط افت فشار در سیکلون‌ها برحسب توان دوم سرعت ورودی، چگالی سیال و ضریب ثابتی بیان می‌شوند که رابطه ۴-۱ نمونه‌ای از این روابط نشان داده شده است [۴۱].

$$\Delta P = \Delta H \left(\frac{1}{2} \rho_g v_i^2 \right) \quad (1-4)$$

که ΔH به ابعاد سیکلون بستگی داشته و براساس مدل دیرگو^۲ از رابطه ۴-۲ بدست می‌آید [۴۱].

$$\Delta H = 20 \left(\frac{W.H}{D_e^2} \right) \left[\frac{\left(\frac{S}{D} \right)}{\left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{l_b}{D} \right) \left(\frac{D_d}{D} \right)} \right]^{1/3} \quad (2-4)$$

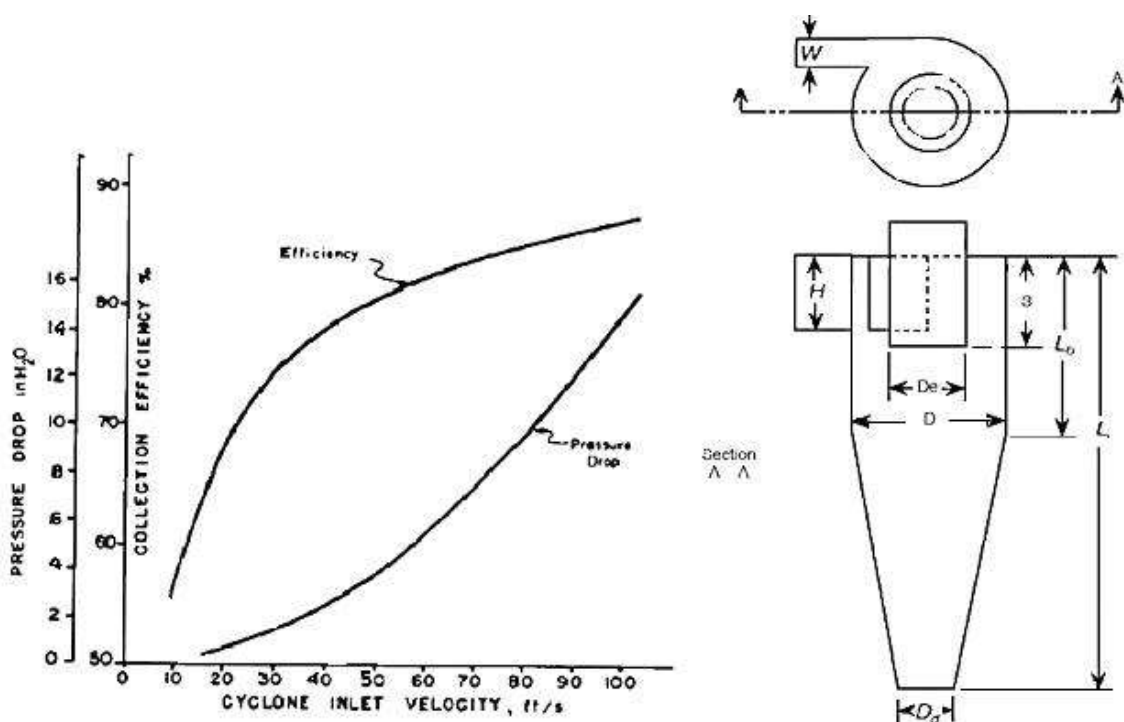
¹ Hoffman

² Dirgo

که در آن $L=l_b+l_c$ است، همچنین رابطه رایج دیگری نیز برای افت فشار توسط لاپل، بصورت رابطه‌ی ۳-۴ ارایه شده است [۳۸].

$$\Delta P = K_c \cdot \rho_g \cdot v_i^2 \quad (3-4)$$

که اگر مقدار افت فشار براساس اینچ آب باشد مقدار K_c با توجه به سرعت ورودی از ۰/۱۳ تا ۰/۲۴ متغیر است که مقدار ۰/۲۴ متداول تر است [۳۸]. افت فشار برای سیکلون، با توجه به اندازه و نوع طراحی سیکلون متفاوت است و همان‌طور که در شکل ۴-۷ مشاهده می‌شود، افزایش سرعت ورودی منجر به افزایش راندمان و افت فشار سیکلون می‌گردد و سیکلون‌های راندمان بالا، افت فشار بیشتری نیز دارند [۳۷].



شکل ۴-۷ نمودار راندمان و افت فشار سیکلون برحسب سرعت ورودی به آن [۳۷]

۳-۳-۴ راندمان جداسازی در سیکلون‌ها

یک مدل بسیار ساده برای تعیین راندمان جداسازی در سیکلون‌ها وجود دارد که به شرح زیر است.

ابتدا تعداد دورهای جریان داخل سیکلون (N) از رابطه ۴-۴ محاسبه شده است [۴۱].

$$N = \frac{1}{H} (L_b + \frac{L_c}{2}) \quad (4-4)$$

البته زنز^۱ در سال ۱۹۹۹ برای این پارامتر، فرمول دیگری مطابق رابطه ۴-۵ بر حسب سرعت ورودی ارایه نمود [۴۲].

$$N = 6.1(1 - e^{-0.066 V_i}) \quad (5-4)$$

همچنین مدت زمانی که گاز در سیکلون می‌چرخد از رابطه ۴-۶ محاسبه می‌گردد [۴۲].

$$\Delta t = \text{path length/speed} = \pi DN/V_i \quad (6-4)$$

که با در نظر گرفتن دبی حجمی گاز ورودی (Q) می‌توان سرعت ورودی به سیکلون را از رابطه ۴-۷ محاسبه نمود [۳۷].

$$V_i = \frac{Q}{W.H} \quad (7-4)$$

بیشترین فاصله‌ای که ذرات همراه گاز باید برای رسیدن به دیواره سیکلون طی نمایند عرض مقطع ورودی (W) است لذا سرعت رانش^۲ ذرات به کمک زمان جداسازی از رابطه ۴-۸ بدست می‌آید [۳۷].

$$V_r = W/\Delta t \quad (8-4)$$

برای جداسازی ذرات از جریان گاز، باید نیروی گریز از مرکز وارد شده به ذرات بر نیروی درگ وارده به آنها غلبه کند که با فرض کروی بودن ذرات به شعاع r_p این نیروی گریز از مرکز از رابطه زیر محاسبه می‌شود [۳۷].

$$F_c = \frac{m_p \cdot V_\theta^2}{R} = \rho_p \left(\frac{4}{3} \pi r_p^3 \right) \frac{V_\theta^2}{R} \quad (9-4)$$

که در آن $R=D/2$ شعاع سیکلون می‌باشد. طبق رابطه فوق، نیروی گریز از مرکز نسبت مستقیم با جرم و نسبت معکوس با شعاع سیکلون دارد لذا می‌توان گفت که جداسازی ذرات ریزتر در قسمت پایین سیکلون و در محفظه مخروطی صورت می‌گیرد. نیروی درگ نیز تابع سرعت رانش و اندازه ذرات می‌باشد که با فرض جریان استوکس برابر است با:

¹ Zenz

² Drift

$$F_d = 3\pi\mu d_p V_r \quad (10-4)$$

که در این رابطه $d_p = 2r_p$ و قطر ذرات جامد می‌باشد. همچنین به ذرات جامد از طرف سیال، نیرویی بنام نیروی شناوری^۱ اعمال می‌شود که جهت آن مطابق شکل ۴-۸ در راستای شعاع و خلاف جهت نیروی گریز از مرکز، به سمت محور داخلی سیکلون بوده و مقدار آن در این راستا از رابطه ۴-۱۱ محاسبه می‌شود.

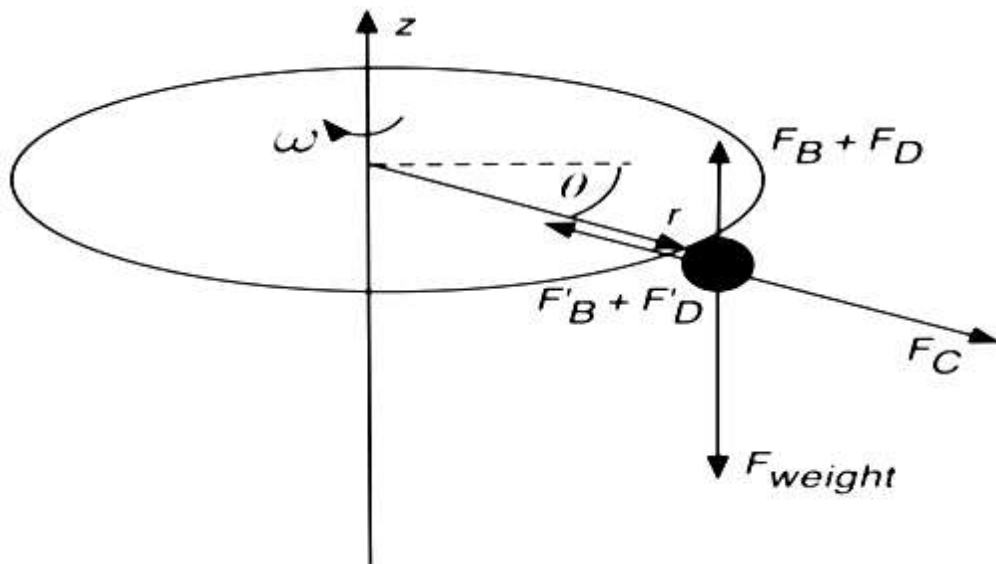
$$F_b = \rho_g \left(\frac{4}{3} \pi r_p^3 \right) \frac{V_\theta^2}{R} \quad (11-4)$$

حال اگر از تمامی نیروهای وارده بر ذرات در جهت شعاع سیکلون برآیند بگیریم، براساس قانون دوم نیوتن داریم.

$$m_p \frac{dV_r}{dt} = F_d + F_c + F_b \quad (12-4)$$

چون مطابق شکل ۴-۸ جهت نیروهای درگ و شناوری خلاف جهت نیروی گریز از مرکز می‌باشد با فرض رسیدن سرعت ذرات به سرعت حد داریم.

$$F_d + F_c + F_b = -3\pi\mu d_p V_r - \rho_g \left(\frac{4}{3} \pi r_p^3 \right) \frac{V_\theta^2}{R} + \rho_p \left(\frac{4}{3} \pi r_p^3 \right) \frac{V_\theta^2}{R} = 0 \quad (13-4)$$



شکل ۴-۸ جهت نیروهای اعمالی به ذرات جامد در سیکلون [۴۳]

¹ Buoyancy

حال با فرض برابری سرعت مماسی با سرعت ورودی ($V_{\theta}=V_i$) و ساده سازی رابطه ۴-۱۳ به رابطه‌ی ۴-۱۴ برای سرعت شعاعی ذرات می‌رسیم.

$$V_r = \frac{(\rho_p - \rho_g)d_p^2 V_i^2}{9\mu D} \quad (۴-۱۴)$$

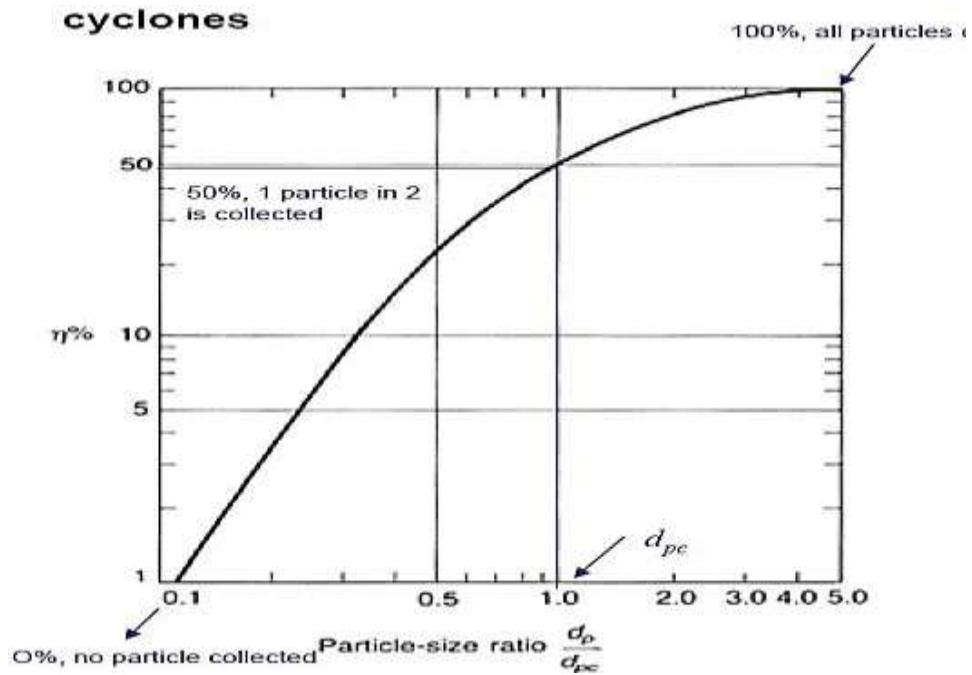
حال با جایگذاری رابطه ۴-۶ در رابطه ۴-۸ و برابر قرار دادن با رابطه ۴-۱۴ به رابطه ۴-۱۵ می‌رسیم.

$$d_p = \left[\frac{9\mu W}{\pi N V_i (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad (۴-۱۵)$$

در این رابطه d_p قطر کوچکترین ذراتی است که در مدت زمان Δt از جریان گاز جدا شده و ذرات بزرگتر از آن با راندمان ۱۰۰٪ جمع آوری می‌شوند. همان‌طور که در این رابطه مشاهده می‌شود، d_p با ویسکوزیته گاز و عرض مقطع ورودی رابطه مستقیم و با تعداد چرخش‌های موثر، سرعت گاز ورودی و اختلاف دانسیته بین ذرات و گاز حامل رابطه عکس دارد. البته این مدل بدلیل فرضیاتی چون کروی بودن ذرات و برابری سرعت ورودی با سرعت مماسی از دقت بالایی برخوردار نبوده و در عمل همه‌ی ذرات بزرگتر از قطر مورد نظر، با راندمان ۱۰۰٪ از سیکلون حذف نمی‌شوند. لاپل در سال ۱۹۵۱ با استفاده از آزمایشات نیمه تجربی، قطر ذراتی که راندمان جداسازی آنها در سیکلون ۵۰٪ است را مطابق رابطه ۴-۱۶ بدست آورد [۳۸].

$$d_{pc} = \left[\frac{9\mu W}{2\pi N V_i (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad (۴-۱۶)$$

که در این رابطه d_{pc} قطر ذراتی است که در سیکلون با بازدهی ۵۰٪ جمع آوری می‌شوند و تنها تفاوت آن با رابطه ۴-۱۵ وجود عدد دو در مخرج آن است. لاپل همچنین یک منحنی عمومی برای سیکلون استاندارد رسم کرد که راندمان جداسازی ذرات را برای نسبت قطرهای مختلف ذرات به d_{pc} نشان می‌دهد [۳۴].



شکل ۴-۹ نمودار راندمان سیکلون استاندارد برای نسبت قطرهای مختلف [۳۴]

در سال ۱۹۸۰ تئودور و دی پائولا^۱ برای منحنی لاپل یک رابطه جبری ارایه نمودند که بسیار راحت تر از منحنی لاپل می باشد [۴۳].

$$\eta_j = \frac{1}{1+(d_{pc}/d_{pj})^2} \quad (۱۷-۴)$$

در این رابطه اندیس j مربوط به ذره با سایز دلخواه است که برای راندمان کلی بصورت میانگین وزنی راندمان های جداسازی برای اندازه های متفاوت ذرات بیان می شود [۴۳].

$$\eta_o = \frac{\sum \eta_j m_j}{\sum m_j} = \eta_j \cdot \Delta y_j \quad (۱۸-۴)$$

که در این رابطه Δy_j کسر جرمی ذره در سایز j ام می باشد که با توجه به ابعاد سیکلون های استاندارد و روابط تئوری موجود، برنامه ای جهت محاسبه راندمان جداسازی و افت فشار این سیکلون ها در سرعت های ورودی و قطر ذرات مختلف ارایه شده که در این برنامه از اصول طراحی سیکلون به شرح ذیل استفاده شده است.

۱. انتخاب قطر بدنه سیکلون (D)

¹Theodore and DePaola

۲. وارد کردن سرعت ورودی به سیکلون (V_i)
 ۳. انتخاب یکی از سیکلون‌های استاندارد (شکل ۴-۶)
 ۴. محاسبه قطر برش ۵۰٪ (d_{pc}) برای سیکلون (رابطه ۴-۱۶)
 ۵. محاسبه بازده کلی سیکلون (رابطه ۴-۱۸)
 ۶. اگر بازدهی خیلی پایین باشد باید قطر کوچکتری انتخاب شود و ادامه مراحل تکرار شود.
 ۷. با مناسب شدن بازدهی باید افت فشار بررسی گردد. (رابطه ۴-۲)
 ۸. اگر افت فشار بالا باشد باید نوع دیگری از سیکلون و یا سرعت ورودی کاهش یابد.
- همچنین برای محاسبه راندمان کلی سیکلون، نیاز به دانستن توزیع اندازه ذرات و درصد جرمی آنها است که برای این منظور از نتایج فصل اول و براساس داده‌های ارایه شده توسط مولا و قاجار [۱۱] و شرکت دپا [۱۰] مطابق جدول ۳-۳ استفاده شده است که گستره توزیع اندازه ذرات ۰/۳-۳۰ میکرون و در سه بازه که در هر بازه نیز سه اندازه متفاوت، بعنوان نمونه‌های آن بازه در نظر گرفته شده است.

جدول ۴-۲ مشخصه‌های فیزیکی گاز و ذرات جامد

چگالی گاز (kg/m^3)	ویسکوزیته گاز ($N.S/m^3$)	توزیع اندازه ذرات (μm)	چگالی ذرات (kg/m^3)	متوسط اندازه ذرات (μm)	درصد جرمی توزیع اندازه ذرات (μm)		
					۰/۳-۱	۱-۱۰	۱۰-۳۰
۰/۶۶۷	$1/1 \times 10^{-5}$	۰/۳-۳۰	۲۶۷۰	۳/۳۳۵	%۲۶	%۷۰	%۴

فصل ۵

شبیه‌سازی جریان گاز طبیعی در سیکلون

همان‌طور که در فصول قبل اشاره شد در صنعت گاز به دلیل گستردگی طیف اندازه ذرات ناخالصی - های جریان گاز طبیعی، هیچ‌یک از جداسازها و فیلترها به تنهایی قادر به جداسازی تمامی این ذرات از جریان گاز نمی‌باشند و لازم است که فرآیند جداسازی ناخالصی‌ها از جریان گاز طبیعی در چند مرحله صورت گیرد که در هر مرحله درصدی از ذرات با توزیع اندازه متفاوت جمع‌آوری گردند. لذا در این تحقیق با توجه به معیارهای انتخاب جداسازها به امکان استفاده از مولتی سیکلونی متناسب با شرایط کاری گاز طبیعی در ایستگاه تقلیل فشار پرداخته شده است. بر این اساس با توجه به توزیع اندازه ذرات در جریان گاز طبیعی که بر مبنای تحقیقات صورت گرفته ۳۰-۰/۳ میکرون است اگر بازده جداسازی مولتی سیکلون مفروض در حدود ۷۰ درصد باشد می‌توان از آن بعنوان دستگاهی مناسب برای پیش فیلتر قبل از فیلترهای گاز خشکی که معمولاً در اکثر ایستگاه‌های تقلیل فشار بکار گرفته می‌شوند، استفاده نمود [۱۰ و ۱۴].

۵-۱ شرایط کاری گاز طبیعی

در این تحقیق برای اعتبار بخشیدن به نتایج، ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد بعنوان ایستگاه هدف در نظر گرفته شده است. همچنین غلظت و چگالی ناخالصی‌های جریان گاز منطقه با نمونه‌برداری از ذرات و آلاینده‌های به دام افتاده در فیلترهای این ایستگاه اندازه‌گیری شده است. غلظت ناخالصی‌های جریان گاز با ثبت حجم گاز مصرفی ایستگاه در دوره زمانی مشخص و اندازه‌گیری جرم آلاینده‌های جمع شده در فیلترهای کارتریجی ایستگاه در این بازه زمانی، بطور تقریبی ۰/۶۶۵ میلی‌گرم بر متر مکعب بدست آمده است که نتایج و مقادیر این اندازه‌گیری در جدول پیوست دو آورده شده است. برای محاسبه چگالی ناخالصی‌های جریان گاز با اندازه‌گیری جرم و حجم این ذرات به کمک ترازوی دیجیتال و استوانه مدرج در آزمایشگاه دانشکده شیمی دانشگاه، با انجام چند آزمایش و میانگین‌گیری از آنها بطور تقریبی مقدار ۲۶۱۵ کیلوگرم بر متر مکعب بدست آمد. نتایج اندازه‌گیری چگالی در جدول پیوست سه آمده است. لازم به ذکر است که در شبیه‌سازی و برنامه دستوری متلب از این داده‌ها استفاده شده است.

۵-۲ مدل‌سازی ریاضی جریان

در مدل‌سازی به روش دینامیک سیالات محاسباتی از دیدگاه اولرین - لاگرانژ برای جداسازی فازها استفاده می‌شود که در این مدل، معادلات ناویر استوکس برای سیال حامل و معادلات فاز جدا شونده با ردیابی ذرات در سیال حامل حل می‌گردند. در این مدل وقتی کسر حجمی ذرات کمتر از ۱۰٪ باشد می‌توان از برهم کنش ذرات با یکدیگر صرف نظر کرد [۴۴]. همچنین برای مدل‌سازی ریاضی جریان چرخشی و مغشوش عبوری از یک سیکلون، تعدادی از مدل‌های اغتشاش وجود دارند که گستردگی انواع آن از مدل‌های کی اپسیلون^۱ تا مدل بسیار پیچیده تنش رینولدز^۲ را شامل می‌شوند.

^۱ k-ε

^۲ Reynolds stress Tensure

مدل کی اپسیلون برای جریان‌های چرخشی بهینه است و چون در ابتدای ورودی سیکلون دو فاز اختلاتی داریم، مدل ریلایزبل^۱ که اصلاح شده مدل استاندارد در جداسازی ذرات از یکدیگر است، می‌تواند گزینه خوب و مناسبی برای حل جریان باشد. اما نتایج تحقیقات نشان می‌دهد که مدل تنش رینولدز نتایج دقیق‌تر و نزدیک‌تری به نتایج تجربی دارد لذا در این تحقیق از مدل تنش رینولدز برای شبیه‌سازی سیکلون استفاده شده است [۸].

۵-۲-۱ معادلات حاکم بر جریان گاز

معمولاً در تحلیل جریان‌های سیال معادلات دیفرانسیلی وجود دارند که لزوماً باید در میدان محاسباتی مورد نظر حل عددی شوند. در اینجا نیز معادلات حاکم بر فاز گاز در دیدگاه اولرین نوشته شده است که برای جریان تراکم ناپذیر و پایا در سیکلون، معادلات پیوستگی و مومنتم همراه با ترم تانسور تنش رینولدز به کمک معادلات ۱-۵ و ۲-۵ نمایش داده شده است [۴۵].

$$\frac{\partial u_i}{\partial x_i} = 0 \quad (1-5)$$

$$\rho u_j \frac{\partial u_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial^2 u_i}{\partial x_j^2} - \frac{\partial R_{ij}}{\partial x_j} \quad (2-5)$$

که در آن u بردار سرعت، μ ویسکوزیته سینماتیکی و $R_{ij} = \rho(u_i' u_j')$ تانسور تنش رینولدز است، چون جریان گاز-جامد در سیکلون بسیار چرخشی است، مناسب‌ترین مدل ریاضی برای حل آن مدل تنش رینولدز می‌باشد که از معادلات انتقال^۲ بصورت معادله ۳-۵ تشکیل شده است [۹].

$$\frac{DR_{ij}}{Dt} = \frac{\partial}{\partial t} (\rho \overline{u_i' u_j'}) + \frac{\partial}{\partial x_k} (\rho u_k \overline{u_i' u_j'}) = D_{ij} + P_{ij} + \Pi_{ij} + \varepsilon_{ij} + S_{ij} \quad (3-5)$$

در این معادله دو ترم سمت چپ مشتق محلی از تنش^۱ و ترم انتقال همرفتی^۲ است که در آنها u' سرعت انتشار و u سرعت آنی است، تانسورهای طرف دوم نیز بصورت معادلات زیر تعریف می‌شوند [۴۵].

^۱ Realizable

^۲ transport equation

ترم توزیع تنش

$$D_{ij} = -\frac{\partial}{\partial x_k} \left[\overline{\rho u'_i u'_j u'_k} + \overline{p' u'_j} \delta_{ik} + \overline{p' u'_i} \delta_{jk} - \mu \left(\frac{\partial}{\partial x_k} \overline{u'_i u'_j} \right) \right] \quad (4-5)$$

ترم تولید برشی^۳

$$P_{ij} = -\rho \left[\overline{u'_i u'_j} \frac{\partial u_j}{\partial u_k} + \overline{u'_j u'_k} \frac{\partial u_i}{\partial u_k} \right] \quad (5-5)$$

ترم کرنش فشاری

$$\Pi_{ij} = p \left[\frac{\partial u'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_i} \right] \quad (6-5)$$

ترم پراکندگی^۴

$$\varepsilon_{ij} = -2\mu \left[\frac{\partial u'_i}{\partial x_k} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_k} \right] \quad (7-5)$$

تانسور S نیز مربوط به ترم چشمه^۵ می باشد. حال اگر این ترم های انتقال در معادله ۳-۵ قرار داده شود با فرض پایا بودن جریان به معادله ۸-۵ خواهیم رسید [۹].

$$\frac{\partial}{\partial x_k} (\rho u_k \overline{u'_i u'_j}) = -\frac{\partial}{\partial x_k} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial \overline{u'_i u'_j}}{\partial x_k} \right) - \rho \left(\overline{u'_i u'_j} \frac{\partial u_j}{\partial u_k} + \overline{u'_j u'_k} \frac{\partial u_i}{\partial u_k} \right) + p \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_i} \right) - 2\mu \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_k} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_k} \right) \quad (8-5)$$

که در این معادله μ_t ویسکوزیته گردابی^۶ می باشد و با معادله ۹-۵ محاسبه می شود [۸].

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (9-5)$$

در این معادله $C_\mu = 0.09$ می باشد. ε انرژی جنبشی چرخشی^۱ و k نرخ پراکندگی جریان درهم است.

¹ Local time derivative of stress

² Convective transport term

³ shear production term

⁴ Dissipation term

⁵ source term

⁶ eddy viscosity

۵-۲-۲ معادلات حاکم بر فاز جامد

در این شبیه‌سازی برای ردیابی فاز پراکنده از دیدگاه لاگرانژی^۲ استفاده شده است. چون کسر حجمی ذرات در سیال حامل کمتر از ۱۰٪ است، این دیدگاه بدون در نظر گرفتن مسیر ذرات، معادلات اویلرین را برای فاز سیال حل می‌نماید. سپس با انتگرال‌گیری از معادله لاگرانژی^۳ ذرات که در واقع معادله موازنه نیرو برای ذرات است، مکان و پارامترهای مجهول ذرات در محدوده عملیاتی معلوم می‌شود با نوشتن موازنه نیروهای وارده بر ذرات در سه جهت مختصات خواهیم داشت [۸].

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u_g - u_p) + \frac{v_p^2}{R} \quad (۱۰-۵)$$

$$\frac{dv_p}{dt} = F_D(v_g - v_p) - \frac{u_p v_p}{R} \quad (۱۱-۵)$$

$$\frac{dw_p}{dt} = F_D(w_g - w_p) + g \quad (۱۲-۵)$$

که در این رابطه $F_D(u-u_p)$ نیروی درگ به ازای واحد جرم ذرات می‌باشد و بصورت زیر بدست می‌آید.

$$F_D = \frac{18\mu \cdot C_D \cdot Re_p}{24\rho_p \cdot d_p^2}, \quad Re_p = \rho_g \cdot d_p \frac{|u_p - u_g|}{\mu} \quad (۱۳-۵)$$

همچنین دو ترم $(v_p^2)/R$ و $(u_p \cdot v_p)/R$ ترم‌های شتاب کورلیوس^۳ ذرات می‌باشند که با فرض کروی بودن ذرات و ساده‌سازی و جایگذاری نیروی درگ و عدد رینولدز در معادله ۵-۸ خواهیم داشت [۹].

$$\rho_p \frac{du_p}{dt} = \frac{3}{4} \frac{\mu \rho_g}{d_p} C_D |u_g - u_p| (u_g - u_p) \quad (۱۴-۵)$$

در این معادلات u_p سرعت ذرات، u_g سرعت سیال و C_D ضریب درگ است که ضریب درگ تابعی از عدد رینولدز ذرات بوده و برای ذرات کروی بزرگتر از میکرون از معادله شلختینگ^۴ مطابق معادله ۵-۱۵ محاسبه می‌شود [۴۶].

^۱ turbulent kinetic energy

^۲ Lagrangian

^۳ Coriolis

^۴ Schlichting

$$C_D = \begin{cases} 24/Re_p & Re_p \leq 1 \\ 24(1 + 0.15Re_p^{0.687})/Re_p & 1 \leq Re_p \leq 1000 \\ 0,44 & Re_p > 1000 \end{cases} \quad (15-5)$$

فرض اساسی که این مدل بر پایه آن شکل گرفته، این است که فاز دوم یا همان فاز پراکنده دارای جز حجمی کمی بوده و عملیات ردیابی ذرات تنها در فاصله‌های مشخص در خلال محاسبات مربوط به فاز پیوسته صورت می‌پذیرد [۴۵].

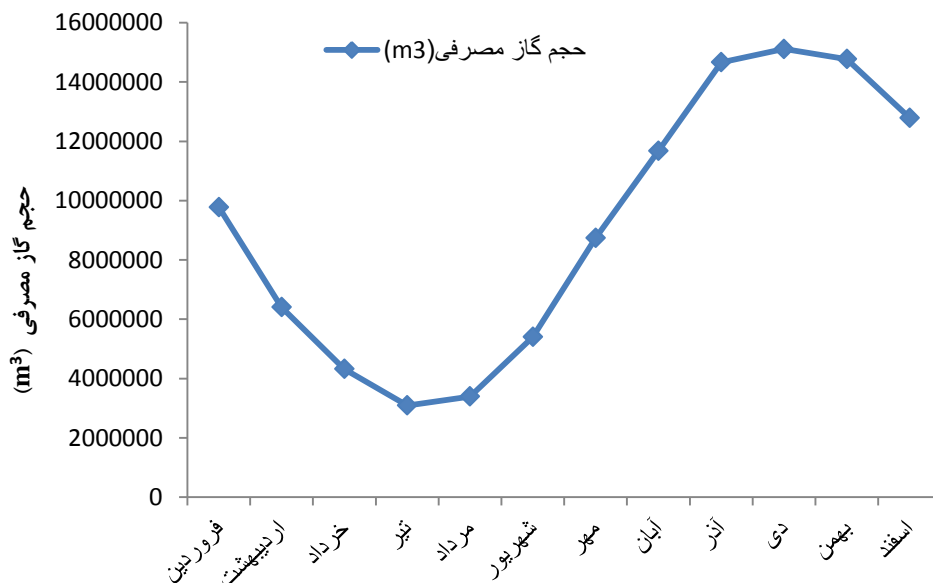
۵-۳ الگوریتم حل

همان‌طور که اشاره شد در این تحقیق هدف بررسی بازده جداسازی سیکلون‌ها در صنعت گاز و بکارگیری آنها بعنوان پیش فیلتر در ایستگاه‌های تقلیل فشار است. اما بدلیل اینکه حجم گاز ورودی به ایستگاه‌های تقلیل فشار در فصول مختلف سال متغیر است لذا نمی‌توان تنها از یک سیکلون برای پالایش جریان گاز در این ایستگاه‌ها استفاده نمود، چون اگر سیکلون منفرد در نظر گرفته شده براساس بیشترین ظرفیت ایستگاه طراحی شود آنگاه در ظرفیت‌های ورودی پایین ایستگاه راندمان جداسازی سیکلون بشدت کاهش می‌یابد و اگر سیکلون براساس کمترین ظرفیت ایستگاه طراحی شود آنگاه در ظرفیت‌های بالای ایستگاه، افت فشار سیکلون بشدت افزایش می‌یابد که منجر به اختلال در عملکرد آن می‌گردد. بنابراین لازم است از چند سیکلون که بصورت موازی در کنار هم قرار گرفته‌اند، استفاده شود تا ضمن رسیدن به بیشترین راندمان جداسازی به تغییرات ظرفیت ایستگاه‌ها نیز پاسخ داده شود.

۵-۳-۱ ظرفیت مولتی سیکلون

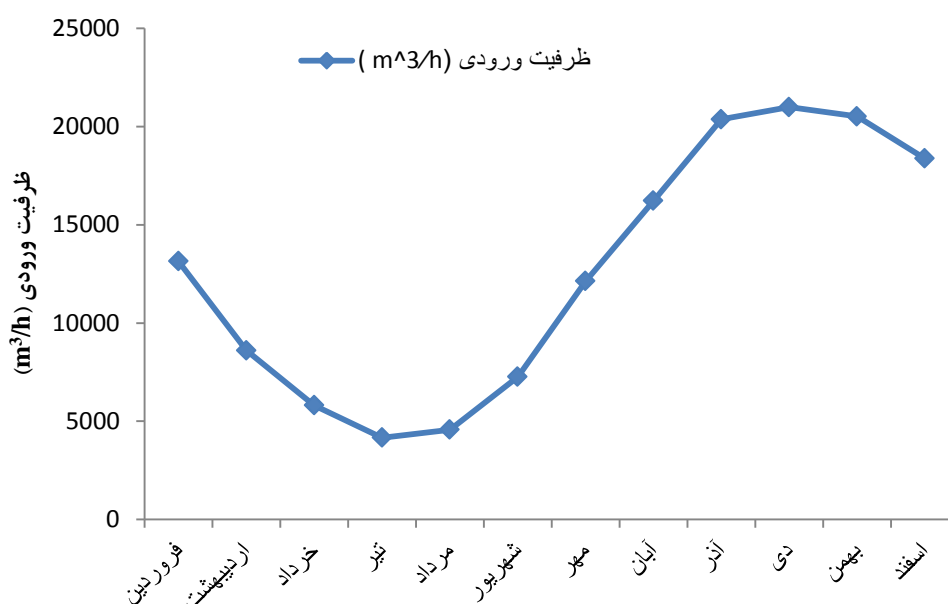
با توجه به اینکه در این تحقیق ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد بعنوان ایستگاه هدف در نظر گرفته شده و مولتی سیکلونی متناسب با ظرفیت ورودی به این ایستگاه طراحی شده است لازم است که به منظور انتخاب بهینه ابعاد و تعداد سیکلون‌ها و ظرفیت ورودی به هر سیکلون، حجم گاز

مصرفی ایستگاه هدف مشخص گردد. از طرفی چون میزان این حجم در طول سال متغیر است، تصمیم گرفته شد طراحی براساس کمترین و بیشترین ظرفیت ورودی به این ایستگاه صورت گیرد. به همین منظور ابتدا حجم گاز مصرفی ماهیانه این ایستگاه در طول یکسال، مطابق نمودار شکل ۱-۵ استخراج گردید.



شکل ۱-۵ حجم گاز مصرفی ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد در طول سال

سپس براساس نمودار شکل ۱-۵ ظرفیت ورودی به این ایستگاه برحسب مترمکعب بر ساعت برای هر ماه محاسبه گردید. همان‌طور که در نمودار شکل ۲-۵ نیز مشاهده می‌شود، ظرفیت ایستگاه در دی ماه بیشترین و در تیر ماه کمترین مقدار را دارد لذا ابعاد و تعداد سیکلون‌های مولتی سیکلون براساس ظرفیت این دو ماه و با احتساب ظرفیت ترانسی که ممکن است در طول روز رخ بدهد، طراحی شده است. بنابراین با توجه به داده‌های استخراجی از شکل ۲-۵ برای این ایستگاه، مولتی سیکلونی با ظرفیت بین ۴۰۰۰ تا ۳۰۰۰۰ مترمکعب بر ساعت مناسب می‌باشد.



شکل ۵-۲ میانگین ظرفیت ورودی ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد در طول سال

۵-۳-۲ هندسه سیکلون

اکنون که کمترین و بیشترین ظرفیت مولتی سیکلون مشخص شد، باید ابعاد و تعداد سیکلون‌های مولتی سیکلون بگونه‌ای انتخاب شوند که علاوه بر پایین بودن هزینه ساخت، بازدهی مولتی سیکلون نیز در بازه ظرفیت ورودی به این ایستگاه، بالا باشد. همان‌طور که در فصل قبل اشاره شد با کاهش سایز سیکلون در یک ظرفیت ورودی مشخص، افت فشار و راندمان جداسازی در آن افزایش می‌یابد. اما از آنجایی که در ایستگاه‌های تقلیل فشار، هدف کاهش فشار جریان گاز است بنابراین کاهش سایز سیکلون‌ها تا جایی که افت فشار حاصله موجب کاهش عملکرد و آسیب رسیدن به بدنه سیکلون نگردد، مناسب خواهد بود. همچنین کاهش بیش از حد سایز سیکلون در یک ظرفیت ورودی مشخص باعث افزایش سرعت ورودی می‌گردد که بدلیل اینکه روند افزایش راندمان جداسازی در سیکلون‌ها نسبت به سرعت ورودی بصورت کند شونده است، کاهش بیش از حد سایز سیکلون در یک ظرفیت ورودی مشخص تاثیر زیادی در بهبود راندمان جداسازی نخواهد داشت.

در این تحقیق براساس ابعاد سیکلون‌های استاندارد شکل ۴-۵، بصورت پیش فرض سه سیکلون با قطر بدنه اصلی ۰/۲۵، ۰/۳ و ۰/۵ متر در نظر گرفته شد. سپس به کمک روابط تئوری فصل گذشته

و برنامه دستوری پیوست یک، راندمان و افت فشار سیکلون‌های استاندارد برای این سه قطر و در ظرفیت ورودی ۲۵۰۰ و ۵۰۰۰ متر مکعب بر ساعت، مطابق جدول ۳-۵ بررسی شد. سپس براساس این نتایج، مناسب‌ترین نوع سیکلون استاندارد برای هر قطر انتخاب شده و شبیه‌سازی بر مبنای ابعاد آن صورت گرفت.

جدول ۳-۵ نتایج تئوری سیکلون‌های استاندارد برای قطرهای انتخابی با برنامه متلب

راندمان کلی برای توزیع ذرات	راندمان برای قطر متوسط $3/335 \mu\text{m}$	افت فشار (pa)	سرعت ورودی (m/s)	ظرفیت سیکلون (m^3/h)	قطر سیکلون (m)	سیکلون استاندارد (نوع)
۸۷/۳۸	۹۷/۸۸	۷۹۰۸۴	۲۲۲/۲	۵۰۰۰	۰/۲۵	High Efficiency (۱)
۸۸/۱۱	۹۸/۱۱	۱۳۶۳۰۰	۲۴۰/۵	۵۰۰۰	۰/۲۵	High Efficiency (۲)
۸۵/۰۹	۹۶/۹۸	۷۱۵۲۷	۱۷۷/۷۸	۵۰۰۰	۰/۲۵	Conventional (۳, ۴)
۷۲/۵۱	۸۵/۳۴	۱۵۱۹۷	۷۹/۰۱	۵۰۰۰	۰/۲۵	High Throughput (۵)
۷۲/۴۳	۸۵/۲۲	۱۴۵۶۵	۷۹/۳۶	۵۰۰۰	۰/۲۵	High Throughput (۶)
۷۸/۹۶	۹۳/۰۲	۹۶۲۱	۷۷/۱۶	۲۵۰۰	۰/۳	High Efficiency (۱)
۷۹/۸۴	۹۳/۷۷	۱۶۴۳۲	۸۳/۵۱	۲۵۰۰	۰/۳	High Efficiency (۲)
۷۶/۲۷	۹۰/۳۰	۸۶۲۳	۶۱/۷۲	۲۵۰۰	۰/۳	Conventional (۳, ۴)
۶۰/۱۵	۶۲/۷۵	۱۸۳۲	۲۷/۴۳	۲۵۰۰	۰/۳	High Throughput (۵, ۶)
۷۲/۴۲	۸۵/۲	۴۹۸۸	۵۵/۵۵	۵۰۰۰	۰/۵	High Efficiency (۱)
۷۳/۴۲	۸۶/۶۶	۸۵۱۹	۶۰/۱۳	۵۰۰۰	۰/۵	High Efficiency (۲)
۶۹/۲۶	۸۰/۰۸	۴۴۷۰	۴۴/۴۴	۵۰۰۰	۰/۵	Conventional (۳)
۶۸/۴۵	۷۸/۶۵	۴۰۲۸	۴۴/۴۴	۵۰۰۰	۰/۵	Conventional (۴)
۴۹/۱۳	۴۲/۰۲	۹۲۹	۱۹/۸	۵۰۰۰	۰/۵	High Throughput (۵, ۶)

با توجه به نتایج جدول ۳-۵ و مقایسه افت فشار و راندمان جداسازی سیکلون‌ها تصمیم گرفته شد که برای سیکلون‌های به قطر بدنه اصلی ۰/۳ و ۰/۵ متر، سیکلون بازدهی بالا استارمند نوع (۱) و برای سیکلون‌های به قطر بدنه اصلی ۰/۲۵ متر نیز سیکلون ظرفیت بالای استارمند نوع (۵) در نظر

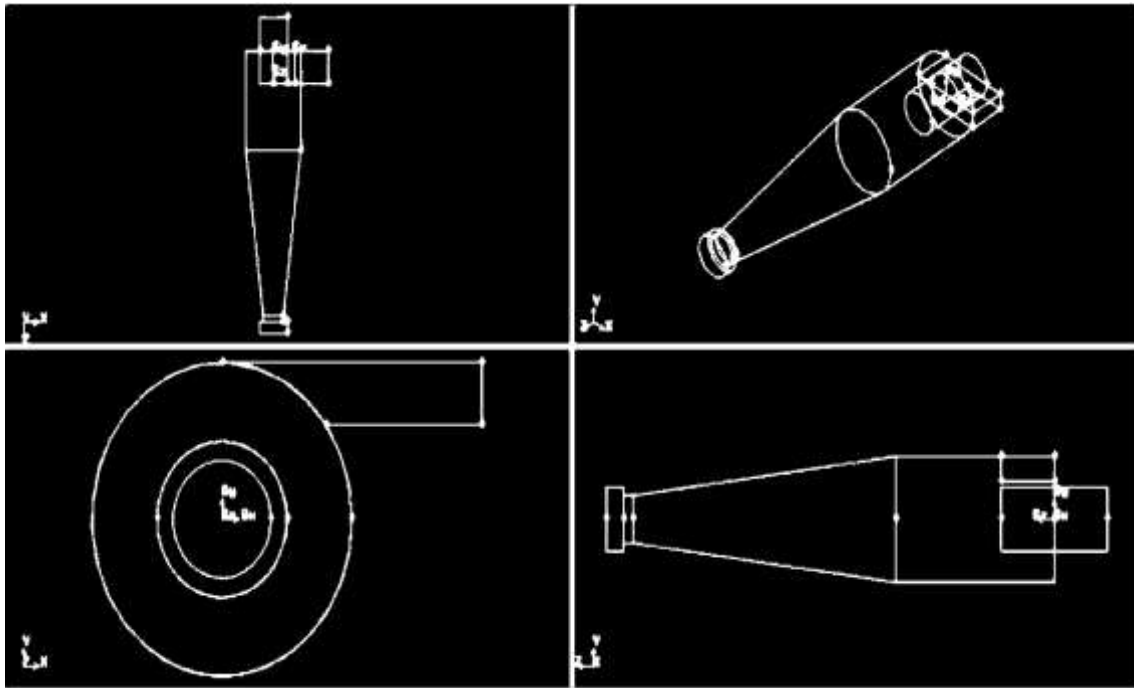
گرفته شود که ابعاد سایر قسمت‌های سیکلون مطابق جدول ۴-۵ براساس نسبت ابعاد این دو نوع سیکلون محاسبه شده است.

جدول ۴-۵ ابعاد و نوع سیکلون مولتی سیکلون‌ها

III		II		I		نوع مولتی سیکلون
ابعاد	نوع (۱)	ابعاد	نوع (۱)	ابعاد	نوع (۵)	نوع و ابعاد سیکلون
۰/۵	D	۰/۳	D	۰/۲۵	D	قطر سیکلون (D)
۰/۲۵	۰/۵ D	۰/۱۵	۰/۵ D	۰/۱۸۷۵	۰/۷۵ D	ارتفاع ورودی (H)
۰/۱	۰/۲ D	۰/۰۶	۰/۲ D	۰/۰۹۳۷۵	۰/۳۷۵ D	عرض ورودی (W)
۰/۲۵	۰/۵ D	۰/۱۵	۰/۵ D	۰/۱۸۷۵	۰/۷۵ D	قطر گاز خروجی (D _e)
۰/۲۵	۰/۵ D	۰/۱۵	۰/۵ D	۰/۲۱۸۷۵	۰/۸۷۵ D	طول گرداب یابنده (S)
۰/۷۵	۱/۵ D	۰/۴۵	۱/۵ D	۰/۳۷۵	۱/۵ D	طول استوانه (L _b)
۱/۲۵	۲/۵ D	۰/۷۵	۲/۵ D	۰/۶۲۵	۲/۵ D	طول مخروط (L _c)
۰/۱۸۷۵	۰/۳۷۵ D	۰/۱۱۲۵	۰/۳۷۵ D	۰/۰۹۳۷۵	۰/۳۷۵ D	قطر خروجی ذرات (D _a)

همان‌طور که در شکل ۵-۱ مشاهده می‌شود در قسمت خروجی ذرات یک محفظه استوانه‌ای شکل به هندسه سیکلون اضافه شده است که براساس نتایج الساید^۱ [۱۲] این نوع هندسه برای خروجی ذرات، بهترین عملکرد را نسبت به سایر هندسه‌های خروجی دارد. با توجه به حجم این محفظه که بیش از ۱۰^{۲۴} برابر میانگین حجم ذرات ناخالصی‌ها است و همچنین غلظت ناخالصی‌ها در جریان گاز طبیعی که در حدود ۰/۶۶۵ میلی‌گرم در متر مکعب است، پر شدن کامل این محفظه چندین سال طول می‌کشد که با توجه به تخلیه دوره‌ای این محفظه و در بازه‌های زمانی کمتر از یکسال، امکان شبیه‌سازی جریان بصورت پایا در سیکلون وجود دارد و جمع شدن این ذرات در این محفظه مشکلی برای پایا در نظر گرفتن جریان در سیکلون بوجود نمی‌آورد.

¹ Elsayed



شکل ۵-۱ هندسه سیکلون استارمند بازدهی بالا از نماهای مختلف در نرم افزار گمبیت

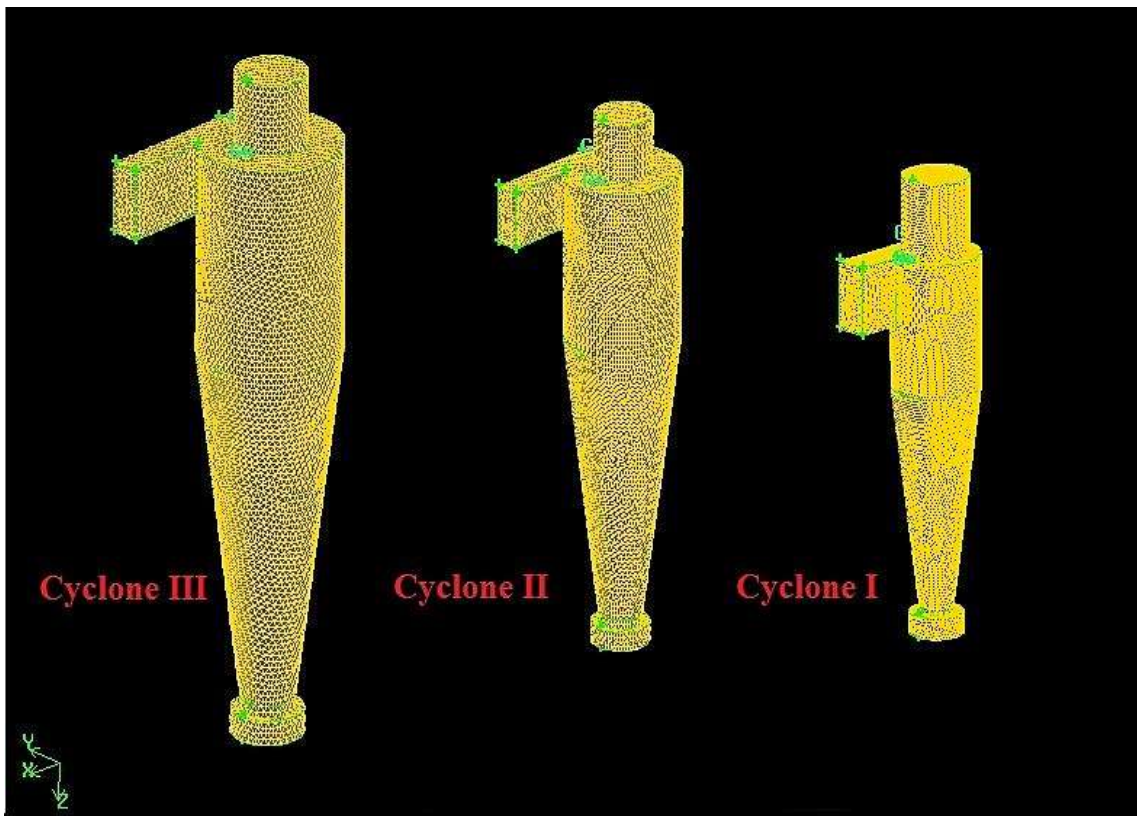
۵-۳-۳ شبکه بندی سیکلون

حال پس از مشخص شدن هندسه و نوع سیکلون‌ها برای حل عددی آنها لازم است که ابتدا هندسه هر سه سیکلون را در نرم افزار گمبیت ترسیم نموده سپس سطوح سیکلون با مناسب‌ترین مش المان-بندی شوند. همچنین نرم افزار گمبیت از انواع مش برای المان‌بندی استفاده می‌نماید که برای اشکال هرمی بهتر است از مش Tet یا Tre استفاده شود [۴۵]. لذا در اینجا نیز مطابق شکل ۵-۲ از مش ساختار یافته Tet/Hybrid و به تعداد مشخص شده در جدول ۵-۵ برای شبکه‌بندی سیکلون‌ها استفاده شده است.

جدول ۵-۵ نوع و تعداد مش ساختار یافته سیکلون‌ها

تعداد المان تولیدی	مش حجمی		مش صفحه‌ای		قطر (m)	نوع سیکلون
	ساختار	نوع	ساختار	نوع		
۱۷۹۲۳۰	Tet/Hybrid	Tgrid	Tri	Pave	۰/۲۵	ظرفیت بالا (۵)
۱۵۳۰۳۰	Tet/Hybrid	Tgrid	Tri	Pave	۰/۳	بازدهی بالا (۱)
۱۴۳۹۹۳	Tet/Hybrid	Tgrid	Tri	Pave	۰/۵	بازدهی بالا (۱)

اگرچه در شبکه‌بندی اشکال هرچه میزان فاصله بین المان‌ها^۱ کمتر باشد دقت حل مسئله بالاتر می‌رود اما اگر همین فاصله برای حجمی مشخص از حدی کوچکتر گردد باعث افزایش درصد انحراف^۲ مش در آن حجم و به موجب آن کاهش کیفیت همگرایی خطوط مش می‌گردد [۴۵]. برای این منظور ریزترین مش ممکن برای المان‌بندی هر سه سیکلون طوری در نظر گرفته شد که میزان انحراف در مش‌ها کمتر از ۹۷٪ باشد. در شکل ۲-۵ نمایی از شبکه‌بندی سه سیکلون مفروض نشان داده شده است.



شکل ۲-۵ مش‌بندی ساختار یافته سیکلون‌های نوع I, II, III در نرم افزار گمبیت

¹ Spacing
² skewness

۵-۳-۴ انتخاب شرایط مرزی

برای رسیدن به نتایجی صحیح و منطقی باید شرایط مرزی^۱ نیز بدرستی انتخاب گردند که برای این منظور موقعیت مرز ورودی و خروجی باید بصورتی انتخاب شوند که خطوط شبکه کمترین انحراف و بیشترین همگرایی را داشته باشند. در این شبیه‌سازی نیز مطابق جدول ۵-۶ چون جریان تراکم-ناپذیر^۲ است و دبی حجمی جریان گاز مشخص است، از شرط سرعت ورودی^۳ برای ورودی جریان و چون فشار و سرعت خروجی از سیکلون مشخص نیست، برای خروجی جریان از شرط جریان خروجی^۴ و برای ذرات نیز با ایجاد تزریق^۵ از نوع صفحه‌ای از سطح ورودی جریان و برای خروج ذرات نیز از شرط دیواره^۶ و با انتخاب گزینه حبس^۷ از قسمت DPM استفاده می‌گردد، برای سایر سطوح سیکلون نیز از شرط دیواره از نوع عدم لغزش^۸ در نظر گرفته شده است [۴۵].

جدول ۵-۶ شرایط مرزی بکار رفته در شبیه‌سازی

دیواره	خروجی	ورودی	چگالی (kg/m ³)	جنس	
عدم لغزش	فرار - Scape	سرعت ورودی	۰/۶۶۷	متان	فاز گاز
انعکاس - Reflect	حبس - Trap	تزریق صفحه‌ای	۲۶۱۵	خاکستر - Ash	فاز جامد

شرایط مرزی ورودی، خروجی و دیواره در شکل ۵-۳ نشان داده شده است. همان طور که در این شکل مشخص است شرط مرز ورودی جریان منطبق با اولین سطح ورودی سیکلون و برای خروجی جریان نیز آخرین سطح استوانه میانی که جریان تصفیه شده از آن خارج می‌گردد در نظر گرفته شده است. برای ذرات نیز چون در قسمت انتهایی سیکلون جمع آوری می‌شوند برای این

¹ boundary conditions

² Incompressible flow

³ velocity inlet

⁴ outflow

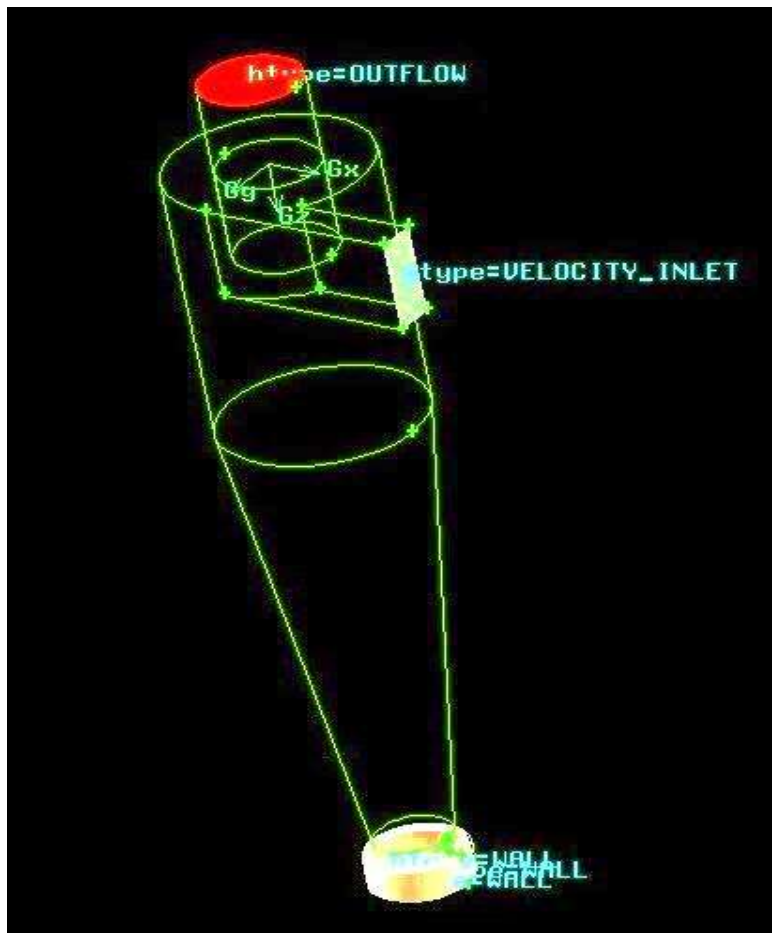
⁵ Injection

⁶ Wall

⁷ Trap

⁸ no Slip

قسمت شرط مرزی دیواره در نظر گرفته شده که بدلیل ناچیز بودن میزان و حجم ذرات جمع شده در این قسمت این شرط خللی در پایا فرض نمودن جریان در سیکلون، ایجاد نمی‌نماید.



شکل ۵-۳ شرایط مرزی بکارگرفته شده در نرم افزار گمبیت

۵-۳-۵ انتخاب روش‌های عددی

برای نزدیک نمودن نتایج شبیه‌سازی به نتایج تجربی، بدون شک باید روش حل عددی بدرستی انتخاب گردد. روش گسسته‌سازی در نرم افزار فلونت به این صورت است که معمولاً برای گسسته‌سازی معادله مومنتوم^۱، نرخ اتلاف چرخش^۲، انرژی جنبشی چرخشی^۳ و تنش رینولدز^۴ بطور پیش

^۱ Momentum discretization

^۲ Turbulent dissipation rate

^۳ Turbulent kinetic energy

^۴ Reynolds stress

فرض از روش بالادست مرتبه اول^۱ و برای گسسته سازی فشار^۲ نیز از روش پیش فرض استاندارد استفاده می‌نماید [۴۷] اما در اینجا برای بالا بردن دقت و براساس مطالعات صورت گرفته از روش‌هایی مطابق جدول ۵-۷ استفاده می‌نماییم.

جدول ۵-۷ روش عددی بکار گرفته شده در نرم افزار فلوئنت [۴۱]

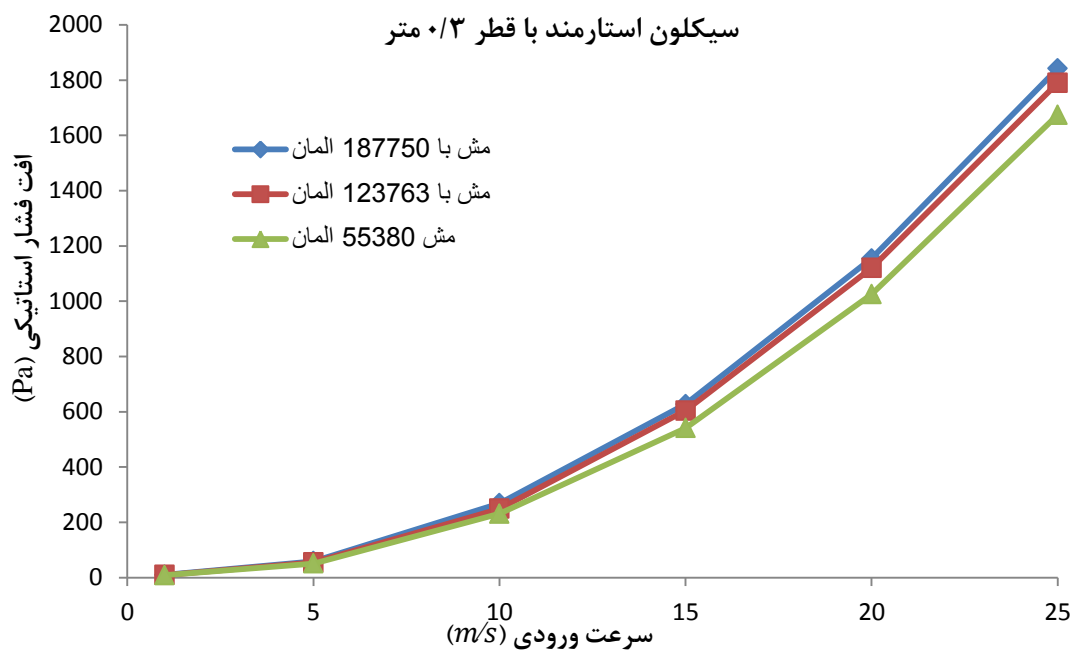
تنش رینولدز	انرژی جنبشی چرخشی	نرخ اتلاف چرخش	گسسته سازی مومنوم	کوپلینگ فشار و سرعت	گسسته سازی فشار	
Second order upwind	Second order upwind	Second order upwind	Second order upwind	SIMPLE	Pristo	مدل عددی

۵-۳-۶ استقلال نتایج از شبکه‌بندی

معمولا برای اطمینان از صحت نتایج حل عددی در تحلیل مسائل CFD، وابستگی نتایج به شبکه‌بندی بررسی می‌شود که با تکرار همان محاسبات برای شبکه‌هایی با اندازه متفاوت و مقایسه نتایج حاصله می‌توان استقلال نتایج از شبکه را بدست آورد. در این مطالعه نیز برای سیکلون بازدهی بالای استارمند به قطر ۰/۳ متر از سه مش ساختار یافته مختلف از نوع Tet/Hybrid و به تعداد ۵۵۳۸۰، ۱۲۳۷۶۳ و ۱۸۷۷۵۰ در نظر گرفته شده است که مطابق شکل ۵-۴ نتایج افت فشار بر حسب سرعت ورودی این سه نوع مش، توافق خوبی را نشان داده و بیشترین خطا کمتر از ۱۰ درصد می‌باشد. خطای حاصله ناشی از این است که معادلات در حل عددی در هر ناحیه دارای یک تابع توزیع می‌باشند که این تابع توزیع دارای تابع خطایی وابسته به طول ناحیه است که هرچه طول ناحیه (در اینجا طول مش) کمتر باشد، خطای محاسباتی نیز کمتر می‌شود. علت دیگر وجود خطا در شبکه، به دلیل عدم تطابق کامل مرز المان‌ها با یکدیگر و با مرزهای هندسه سیکلون می‌باشد که این عدم انطباق بیشتر هنگامی که سطوح بطور ناگهانی تغییر می‌کنند، بوجود می‌آید.

¹ First order upwind

² Pressure discretization

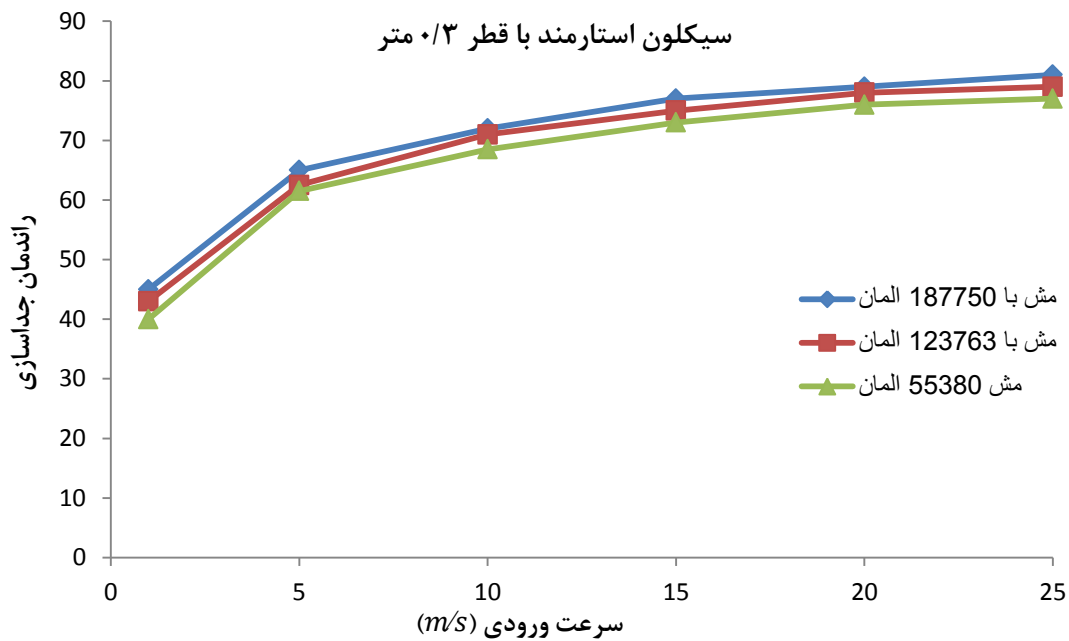


شکل ۴-۵ مقایسه افت فشار استاتیکی بر حسب سرعت ورودی در مش‌های مختلف

با توجه به اینکه در این تحقیق هدف رسیدن به سیکلونی با بازدهی مناسب است بنابراین لازم است راندمان جداسازی سیکلون نیز گزارش شود. راندمان جداسازی ذرات در سیکلون‌ها معمولاً بصورت توزیع جرمی یا توزیع عددی قابل تعریف است که در این شبیه سازی برابر است با نسبت ذرات به دام افتاده^۱ بر کل ذرات تزریق شده^۲ که تعداد این ذرات را نرم افزار پس از حل جریان در هر سرعت ورودی گزارش می‌دهد. همان‌طور که در شکل ۵-۵ نیز مشخص است منحنی راندمان جداسازی بر حسب سرعت ورودی سه مش تقریباً بر هم منطبق‌اند و درصد خطا کمتر از ۵ درصد است که این خطا بدلیل عدم انطباق خطوط شبکه بر روی هندسه سیکلون با درشت شدن المان‌ها بوجود می‌آید.

¹ Traped

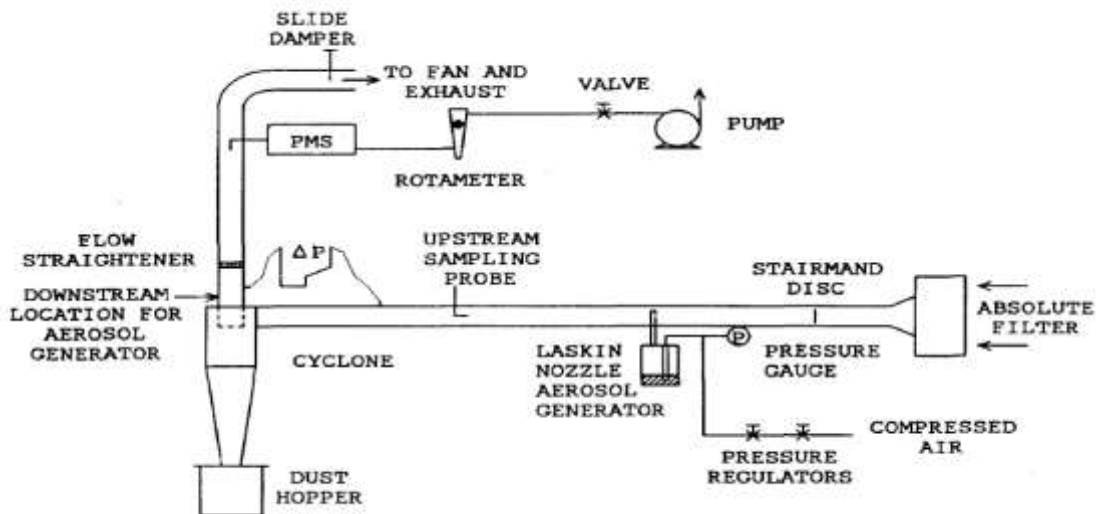
² Tracked



شکل ۵-۵ مقایسه راندمان جداسازی بر حسب سرعت ورودی در مش‌های مختلف

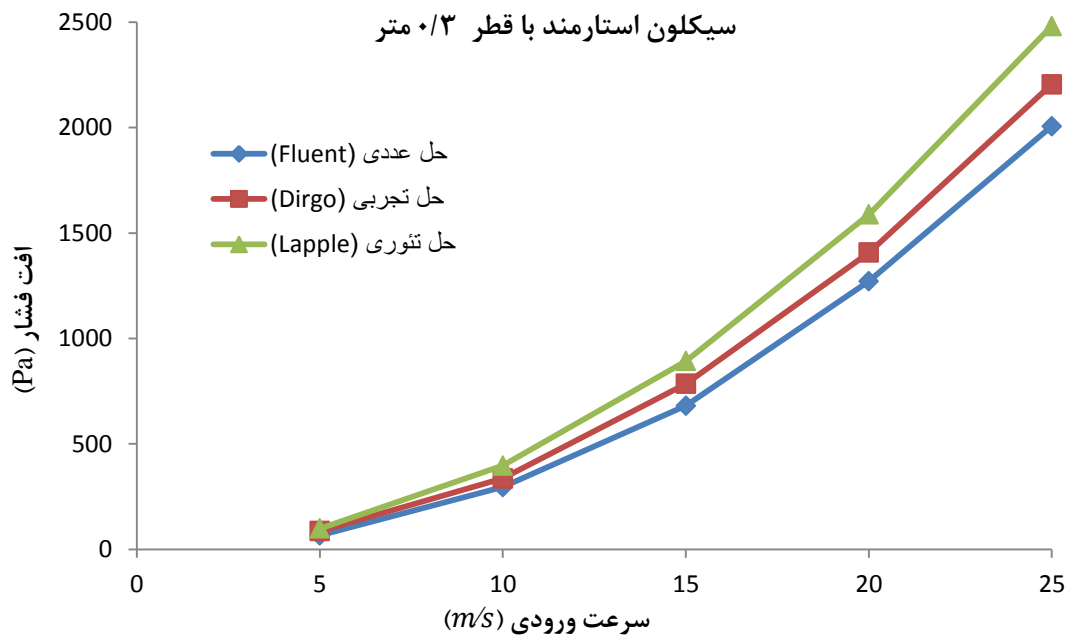
۵-۳-۷ اعتبارسنجی مدل عددی

در تحلیل‌های عددی معمولاً برای اطمینان از صحت مدل ارایه شده، نتایج حاصله را با نتایج تجربی مقایسه می‌نمایند که در اینجا نیز از داده‌های تجربی دیرگو [۴۸] که از سیکلون استارمند با قطر ۰/۳ متر و از طرحی مطابق شکل ۵-۶ برای بدست آوردن راندمان و افت فشار سیکلون استفاده نموده است، برای اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی استفاده شده است.



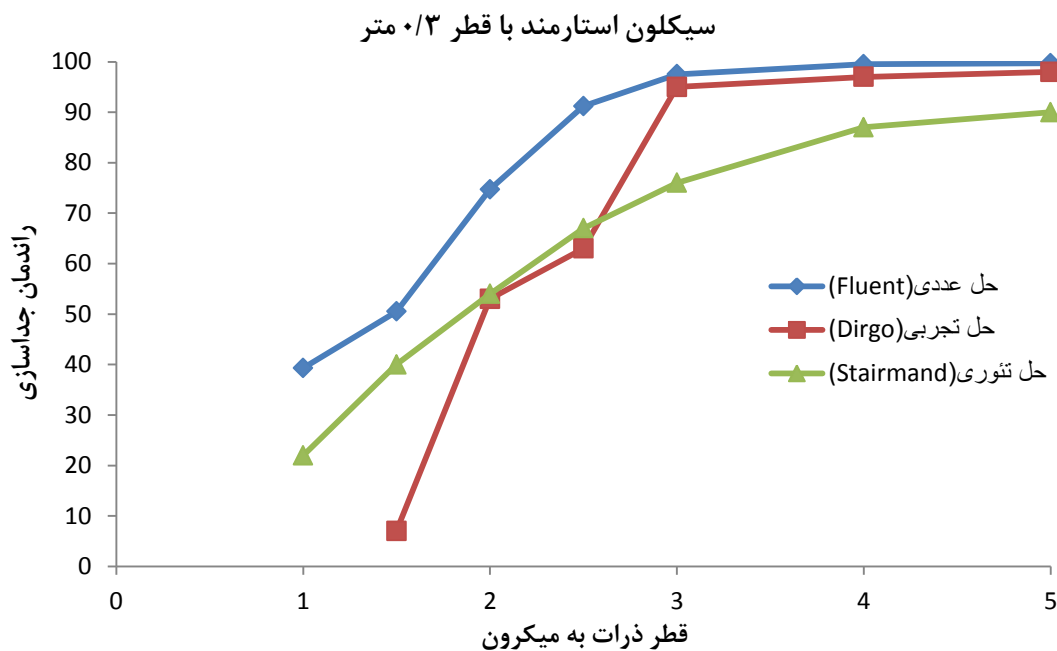
شکل ۵-۶ نمایی از سیستم طراحی شده برای نتایج آزمایشگاهی سیکلون [۴۸]

در این تحقیق افت فشار سیکلون استارمند با قطر بدنه ۰/۳ متر برحسب سرعت‌های ورودی (۵-۲۵) متر بر ثانیه، برای مش با ۱۵۳۰۳۰ المان را مطابق شکل ۵-۷ با نتایج تجربی دیرگو مقایسه - نمودیم. در حل عددی همواره بدلیل گسسته‌سازی معادلات، خطایی ایجاد می‌شود که منجر به اختلاف نتایج آن با نتایج تجربی می‌گردد.



شکل ۵-۷ مقایسه افت فشار حل عددی با نتایج آزمایشگاهی و تئوری

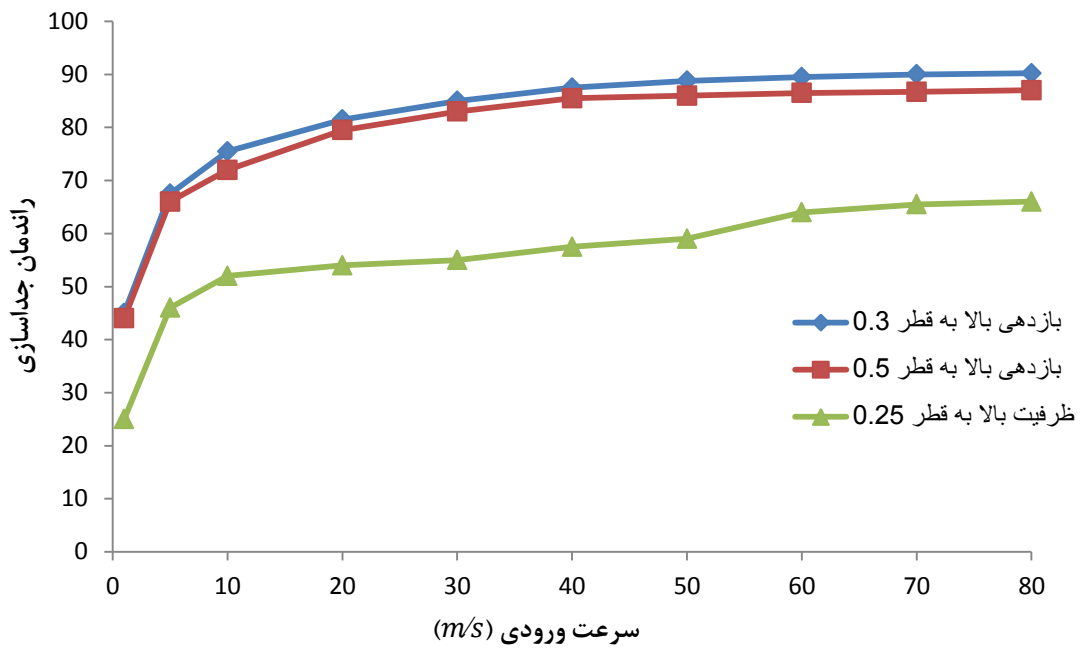
همچنین دیرگو راندمان جداسازی ذرات با قطرهای مختلف را برای سرعت‌های ۵-۲۵ متر بر ثانیه گزارش نمود که در شکل ۵-۸ این منحنی برای سرعت ۲۰ متر بر ثانیه با نتایج عددی و تئوری مقایسه شده است. اختلاف بوجود آمده در نتایج راندمان جداسازی ذرات ریز می‌تواند بدلیل یکسان نبودن نوع ذرات و سیال حامل در حل عددی و تجربی باشد.



شکل ۵-۸ اعتبار سنجی راندمان جداسازی ذرات با قطرهای مختلف برای سرعت ۲۰ متر بر ثانیه

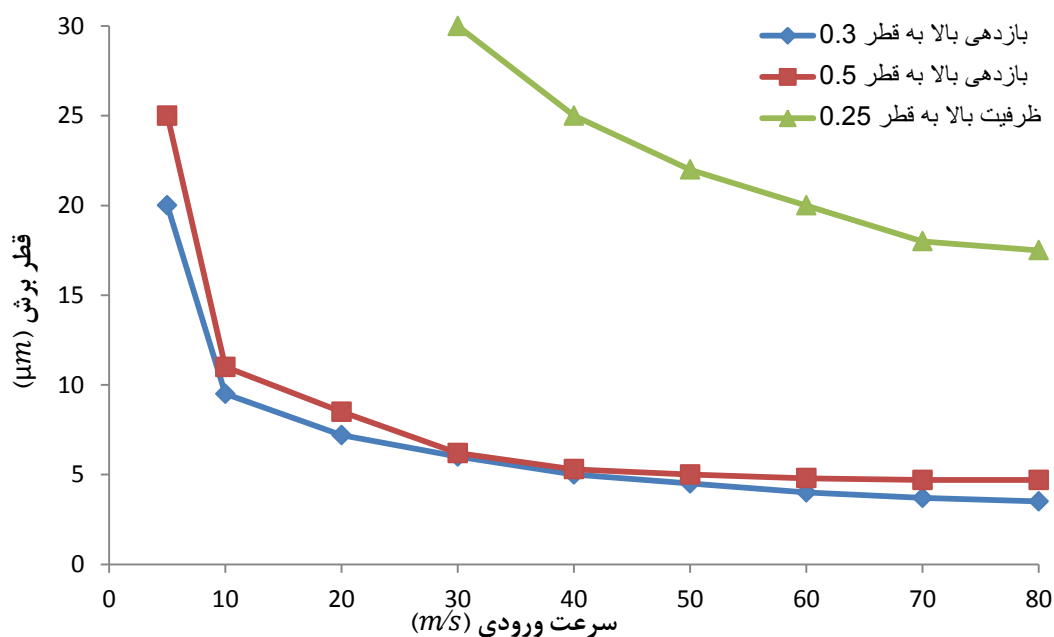
۴-۵ عملکرد سیکلون‌های مفروض

هدف این تحقیق طراحی مولتی سیکلونی با صرفه اقتصادی است که در بازه ظرفیت ورودی به ایستگاه هدف از راندمان جداسازی مطلوبی برخوردار باشد. به این منظور لازم است که هر سیکلون مولتی سیکلون در نظر گرفته شده در کمترین ظرفیت ایستگاه هدف، بازدهی مطلوبی داشته باشد تا با حداقل شدن تعداد سیکلون‌ها، هزینه‌ی طرح نیز حداقل گردد. بنابراین پس از اطمینان از صحت مدل عددی و به منظور یافتن ظرفیت ورودی مناسب برای هر سیکلون، عملکرد آنها در سرعت‌های ورودی مختلف بررسی شده است. در شکل ۵-۹ راندمان جداسازی سه سیکلون مفروض در سرعت‌های ورودی مختلف به روش عددی نشان داده شده است. همان‌طور که در این شکل مشاهده می‌شود، تغییرات راندمان جداسازی برای هر سه سیکلون با افزایش سرعت ورودی کند شونده است و سیکلون‌های بازدهی بالای استارمند راندمان جداسازی بالاتری نسبت به سیکلون ظرفیت بالا دارند.



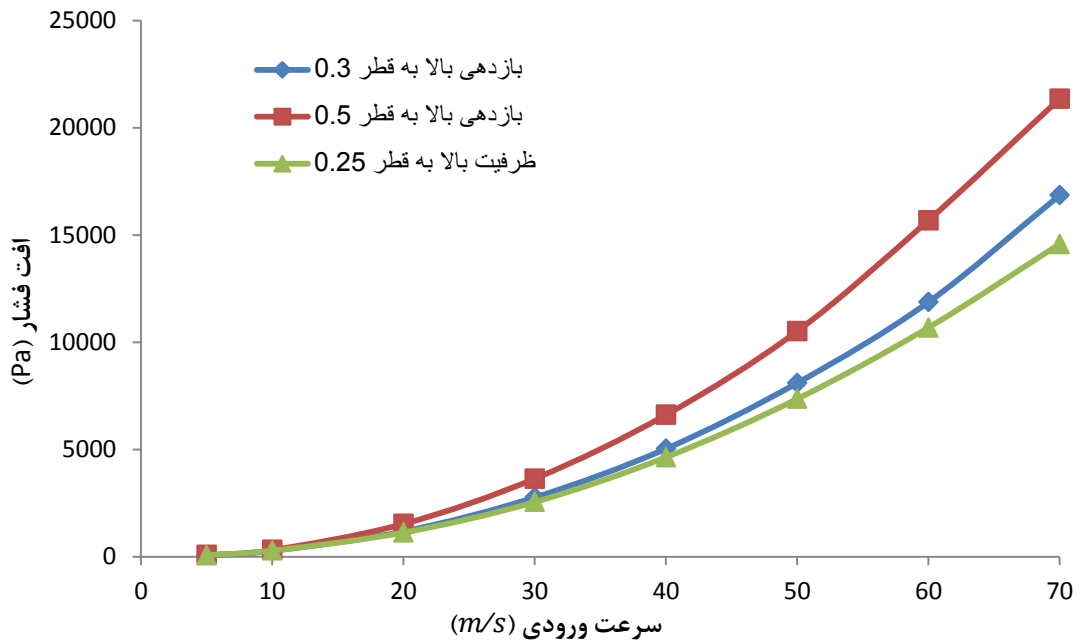
شکل ۵-۹ راندمان جداسازی سیکلون‌های در نظر گرفته شده در سرعت‌های ورودی مختلف

همچنین در شکل ۵-۱۰ قطر کوچکترین ذره‌ای که در هر سیکلون در سرعت‌های ورودی مختلف جدا می‌شود نشان داده شده است. همان‌طور که از این شکل مشخص است سیکلون‌های بازدهی بالای استارمند قادر به جداسازی ذرات ریزتری نسبت به سیکلون ظرفیت بالا می‌باشند که در سرعت‌های بالا روند کاهشی قطر ذرات کمتر شده و پس از سرعت ورودی معینی، قطر برش ذرات تقریباً ثابت می‌شود.



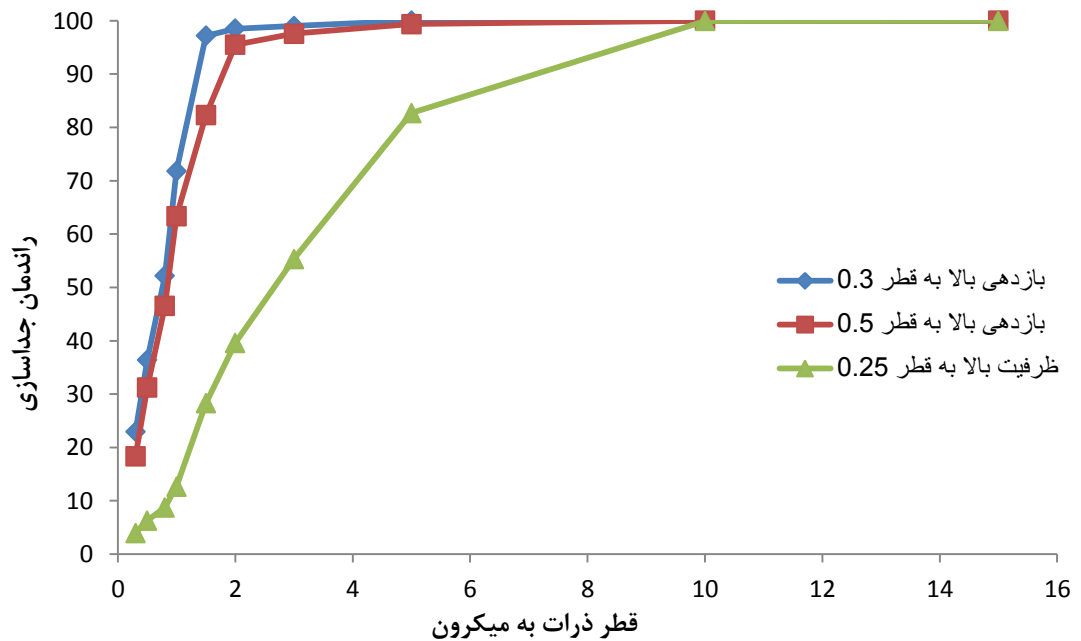
شکل ۵-۱۰ راندمان جداسازی سیکلون‌های در نظر گرفته شده در سرعت‌های ورودی مختلف

با توجه به شکل ۵-۹ و ۵-۱۰ در سیکلون‌ها، راندمان جداسازی و قطر برش ذرات با افزایش سرعت ورودی به صورت کند شونده تغییر می‌کنند و پس از سرعت مشخصی، تغییرات راندمان جداسازی نسبت به سرعت ورودی ناچیز می‌گردد و این پارامتر تقریباً ثابت می‌ماند. اما مطابق شکل ۵-۱۱ افت فشار با افزایش سرعت ورودی بطور مداوم و به صورت تند شونده افزایش می‌یابد که افزایش بیش از حد آن ممکن است باعث بروز مشکلاتی در عملکرد و بدنه سیکلون گردد لذا لازم است سرعت مشخصی بعنوان بیشترین سرعت ورودی برای سیکلون‌ها در نظر گرفته شود که براساس آن بیشترین ظرفیت ورودی به سیکلون که در آن ظرفیت، سیکلون راندمان و عملکرد مطلوبی دارد، بدست آید.



شکل ۵-۱۱ افت فشار سیکلون‌های در نظر گرفته شده در سرعت‌های ورودی مختلف

در شکل ۵-۱۲ راندمان جداسازی ذرات با قطرهای مختلف، برای سه سیکلون مفروض در سرعت ورودی ۷۰ متر بر ثانیه نشان داده شده است که ظرفیت ورودی به سیکلون با قطر ۰/۲۵، ۰/۳ و ۰/۵ متر در این سرعت ورودی به ترتیب ۴۴۳۰، ۲۲۷۰ و ۶۳۰۰ متر مکعب بر ساعت می‌باشد.



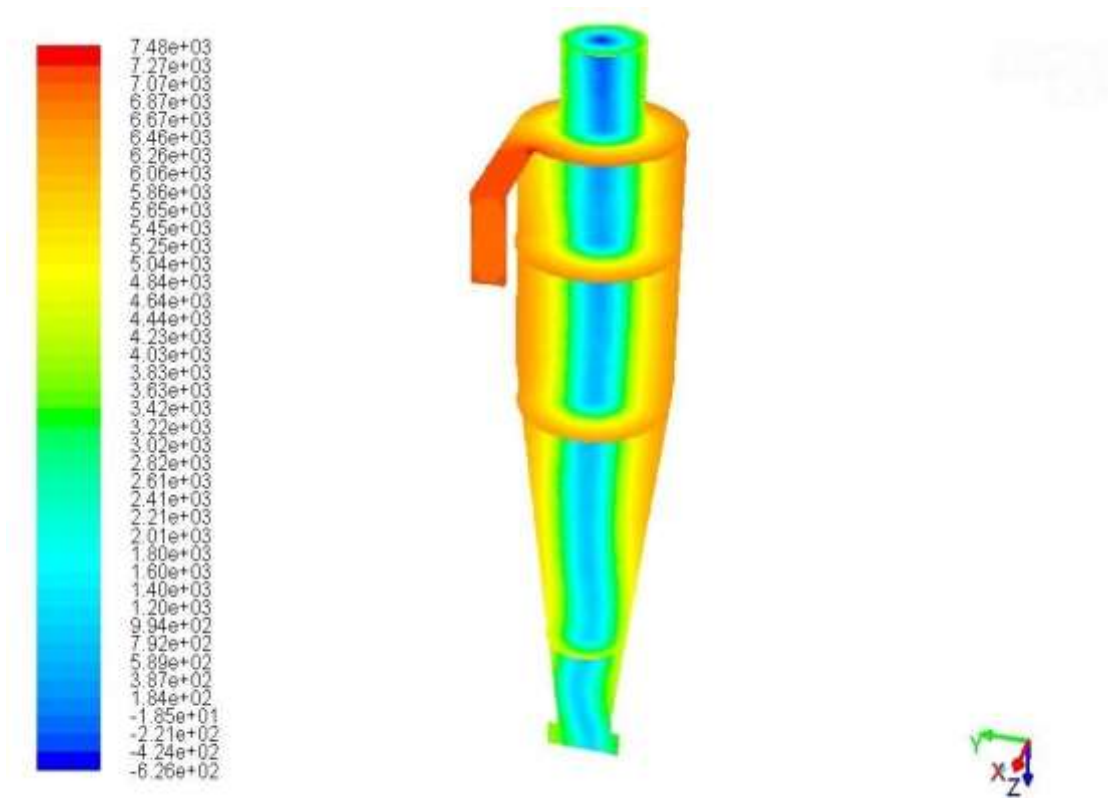
شکل ۵-۱۲ راندمان جداسازی ذرات با قطرهای مختلف برای سرعت ۷۰ متر بر ثانیه

۵-۵ بحث و نتایج

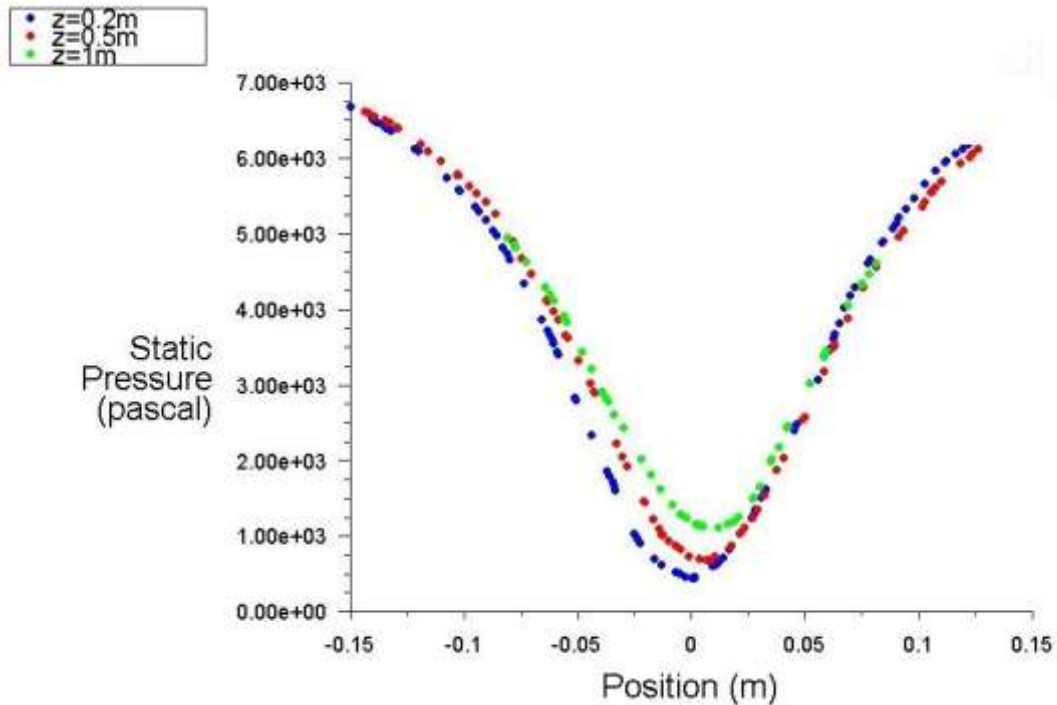
حال پس از مشخص شدن راندمان جداسازی ذرات در سیکلون‌ها در این بخش کانتورهای فشار و سرعت سیکلون‌ها را بررسی می‌نماییم که این کانتورها بیانگر عملکرد و نحوه حرکت جریان در سیکلون‌ها می‌باشند.

۵-۵-۱ فشار استاتیکی

عوامل متعددی در ایجاد افت فشار در سیکلون‌ها نقش دارند که افت فشار به علت حرکت چرخشی جریان در سیکلون، انبساط ورودی و انقباض خروجی را می‌توان به وضوح در کانتورهای فشار استاتیکی شکل ۵-۱۳ مشاهده نمود. همچنین در این شکل مشخص است که میدان فشار تقریباً متقارن بوده و کمترین میزان فشار در مرکز سیکلون رخ می‌دهد.



شکل ۵-۱۳ نمای روبرو و سه مقطع عمودی (Z=۰/۲-۰/۵-۱) از کانتور فشار استاتیک



شکل ۵-۱۴ نمودار فشار استاتیکی برای مقاطع عمودی (Z=۰/۲-۰/۵-۱) متر

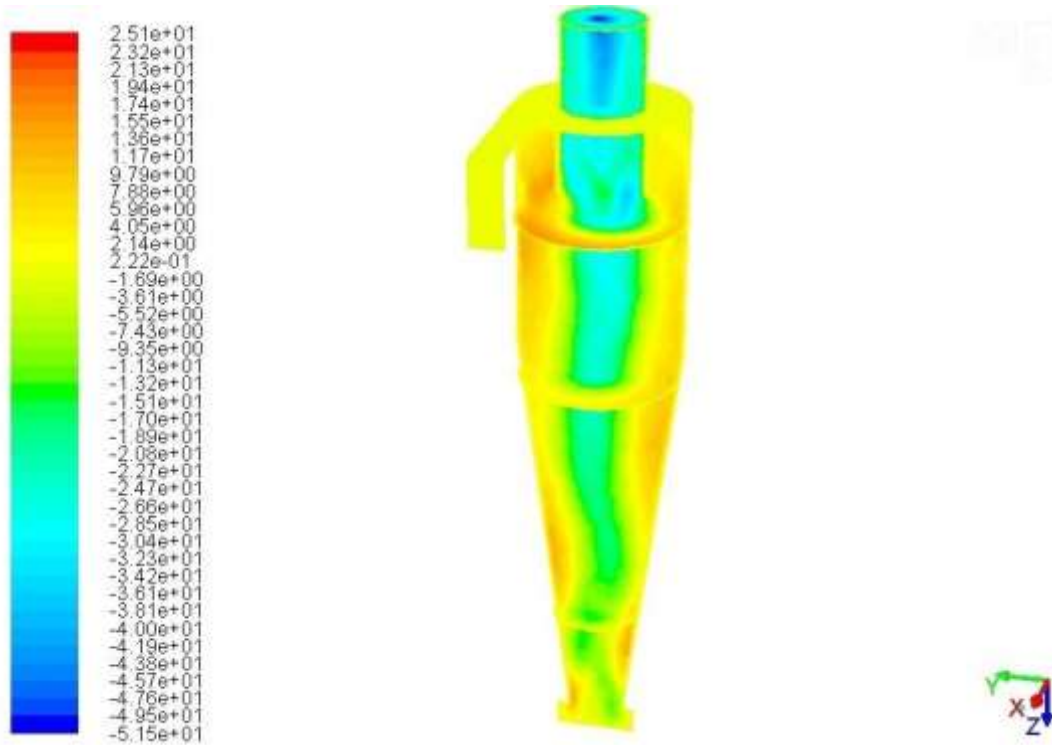
۵-۵-۲ سرعت محوری

جریان گاز پس از ورود به سیکلون، به چرخش در می‌آید و بردار سرعت آن به سه مولفه‌ی محوری، مماسی و شعاعی تجزیه می‌شود که بردار سرعت محوری^۱ جریان‌های بالارونده را از جریان‌های رو به پایین در سیکلون متمایز می‌نماید. همان‌طور که در شکل ۵-۱۴ مشاهده می‌شود بدلیل حرکت جریان به سمت پایین، سرعت جریان در نزدیکی‌های دیواره بیشترین مقدار را دارد اما سرعت محوری در نزدیکی انتهای سیکلون معکوس شده و جریان ورتکس^۲ با حفظ جهت چرخش خود، به سمت بالا حرکت می‌کند. بنابراین جریان ورتکس ثانویه‌ای در هسته سیکلون ایجاد می‌شود که جهت حرکت آن

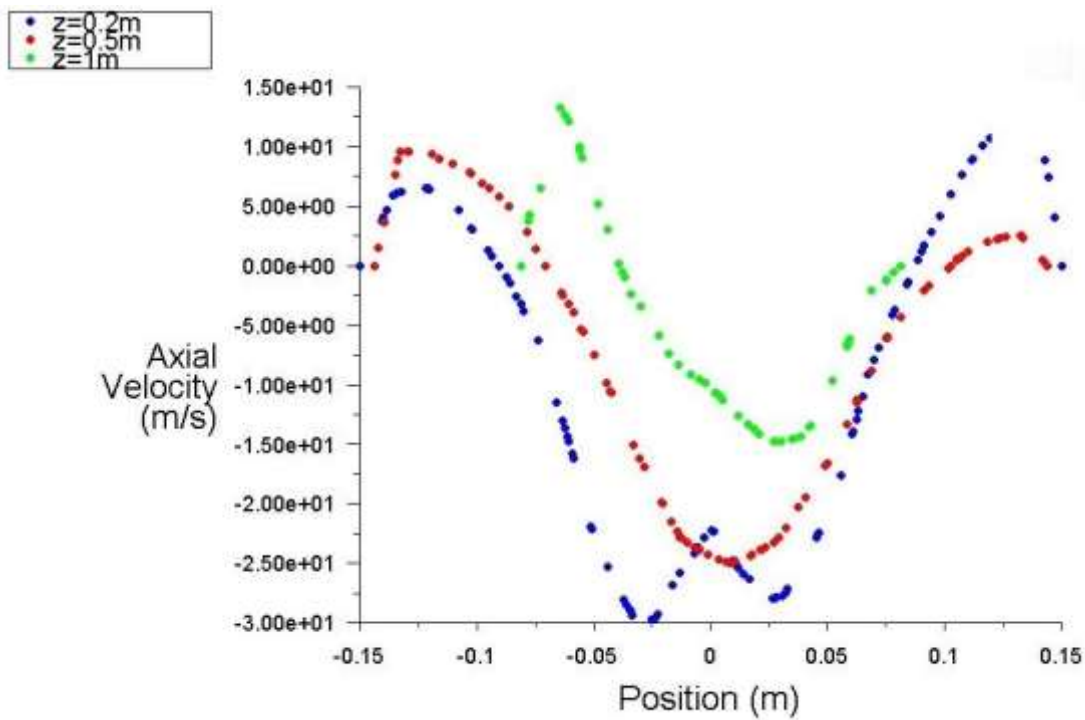
^۱ Axial Velocity

^۲ Vortex

رو به بالا و به سمت دهانه خروجی می‌باشد به همین دلیل در این بخش از سیکلون سرعت محوری مقداری منفی می‌شود.



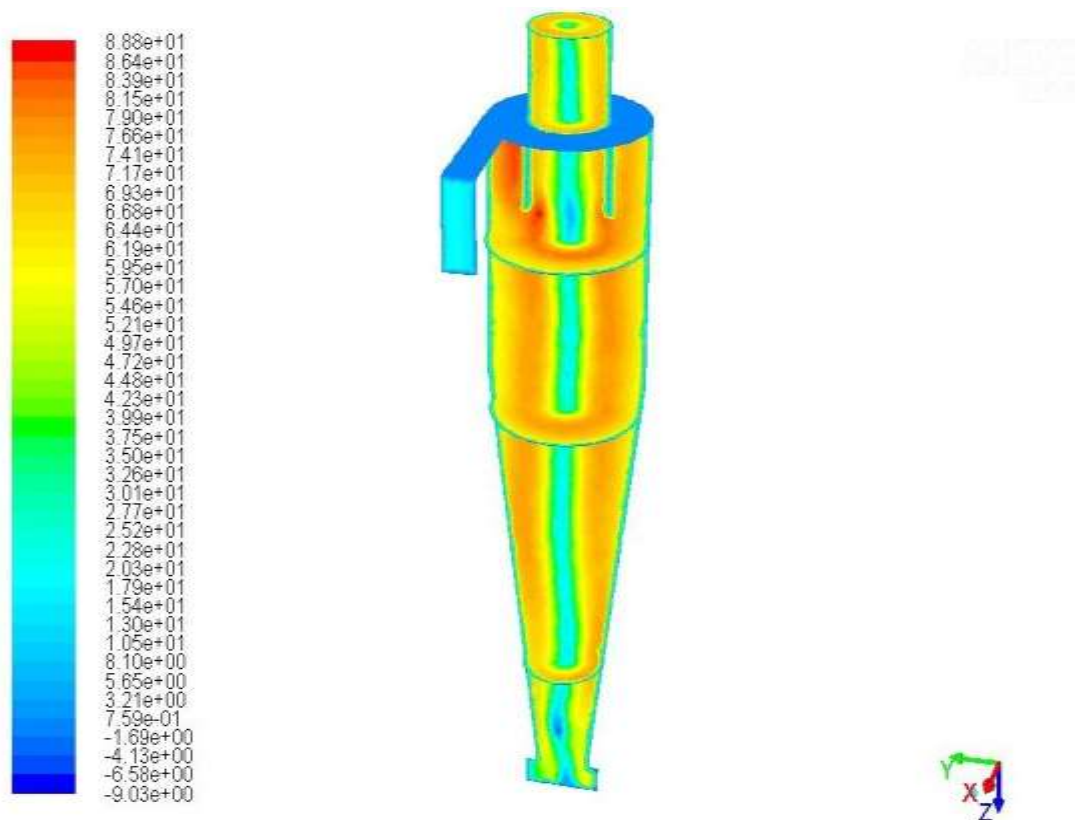
شکل ۵-۱۵ نمای روبرو و سه مقطع عمودی ($Z=0/۲-0/۵-۱$) از کانتر سرعت محوری



شکل ۵-۱۶ نمودار سرعت محوری برای مقاطع عمودی ($Z=0/۲-0/۵-۱$) متر

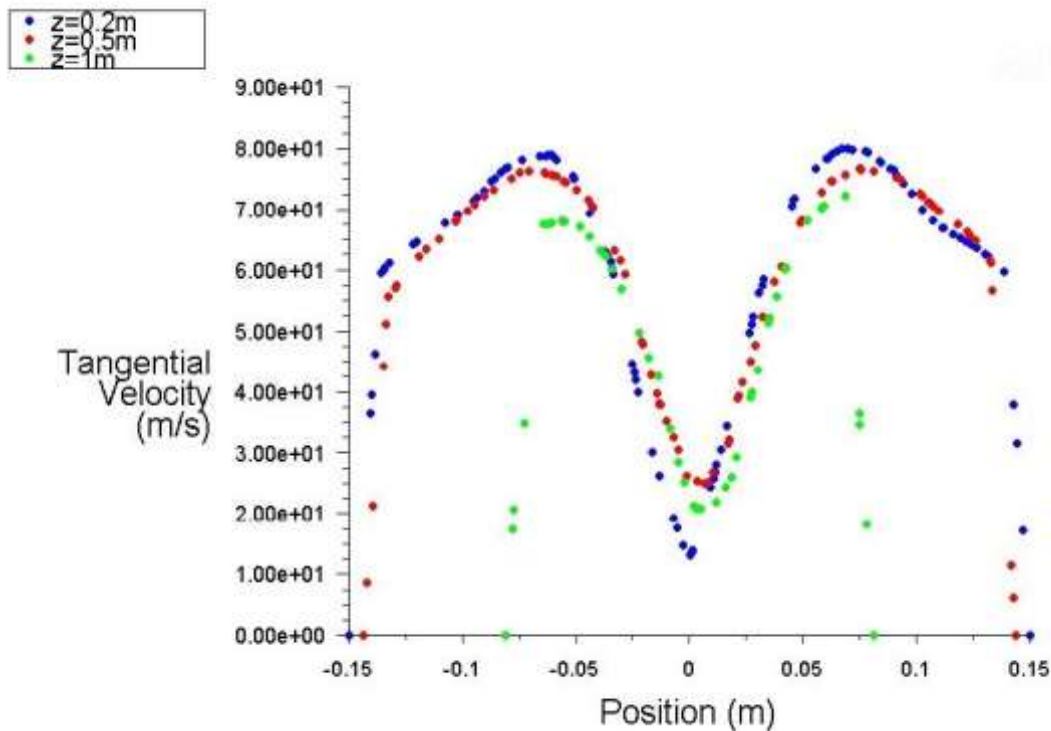
۵-۵-۳ سرعت مماسی

سرعت مماسی^۱ در واقع باعث ایجاد نیروی گریز از مرکز و به موجب آن چرخش جریان در سیکلون می‌شود. همان‌طور که در شکل ۵-۱۵ نیز مشاهده می‌گردد این سرعت در دیواره به سبب اصل عدم لغزش مقدار صفر دارد که رفته رفته با نزدیک شدن به ناحیه داخلی سیکلون شروع به افزایش می‌کند و به بیشترین مقدارش می‌رسد سپس تا مرکز کاهش می‌یابد. این نحوه توزیع به اصطلاح چرخش رانکین نامیده می‌شود، که شامل چرخش شبه اجباری در مرکز و چرخش شبه آزاد در ناحیه بیرونی است.



شکل ۵-۱۷ نمای روبرو و سه مقطع عمودی (Z=۰/۲-۰/۵-۱) از کانور سرعت مماسی

^۱ Tangential Velocity



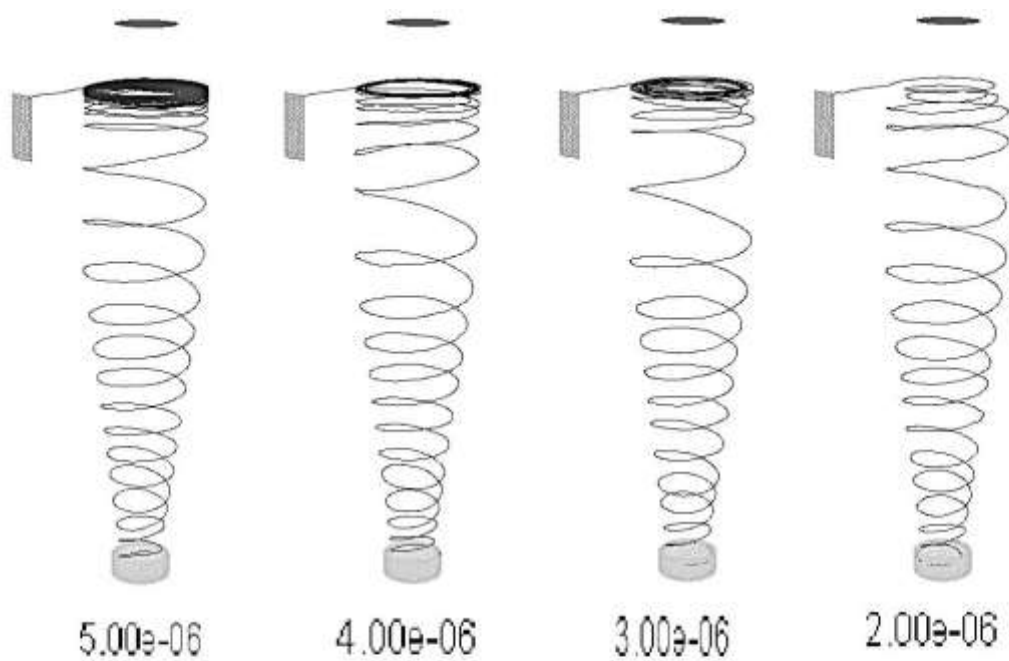
شکل ۵-۱۸ نمودار سرعت مماسی برای مقاطع عمودی (Z=۰/۲-۰/۵-۱) متر

۵-۵-۴ مسیر حرکت ذرات در سیکلون

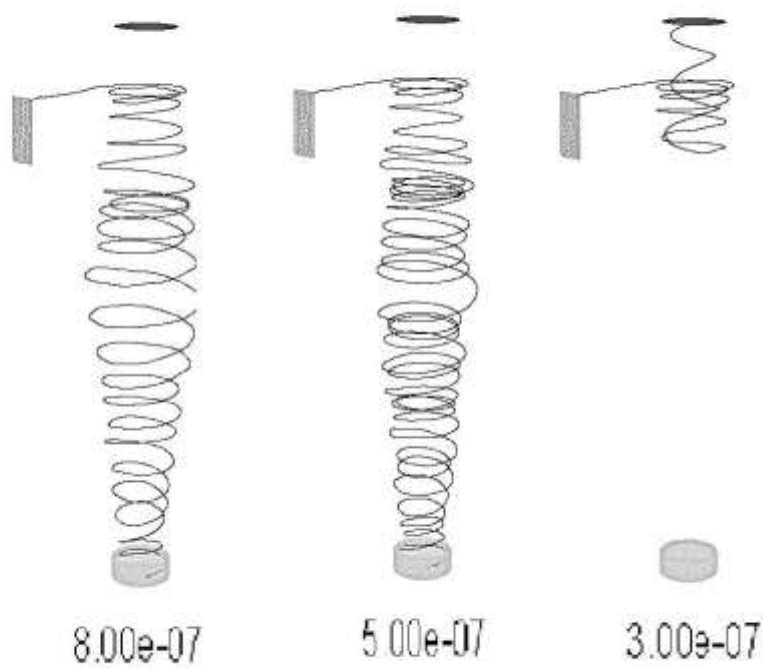
مسیر حرکت ذرات^۱ پارامتر مهمی است که به کمک آن می‌توان قطر ذراتی که از سیکلون فرار می‌کنند را نشان داد. در شکل ۵-۱۶ مسیر حرکت ذرات با قطرهای مختلف نشان داده شده است. اما از آنجایی که در این حل، مسیر حرکت ذرات از روش مسیر تصادفی^۲ (DRW) استفاده شده است ممکن است که یک ذره با قطر مشخص، چندین مسیر حرکت را بپیماید. همان‌طور که در این شکل مشاهده می‌شود با افزایش قطر ذرات، تعداد چرخش ذرات کمتر شده و به سمت دیواره سیکلون کشیده می‌شوند. البته مسیر حرکت ذرات علاوه بر سرعت ورودی و شرایط فیزیکی سیکلون به محل تزریق در ورودی سیکلون نیز بستگی دارد.

^۱ Particle Tracked

^۲ Discrete Random Walk Model



ذرات درشت



ذرات ریز

شکل ۵-۱۹ مسیر حرکت ذرات با قطرهای مختلف در سیکلون

فصل ۶

نتیجه‌گیری و پیشنهادات

در این گزارش پس از بررسی مطالعات و آزمایشات گذشتگان ماهیت شیمیایی و فیزیکی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی معرفی شده است سپس غلظت و چگالی ناخالصی‌های جریان گاز منطقه بصورت میدانی و آزمایشگاهی بدست آمده است. در ادامه مهمترین روش‌های جداسازی ناخالصی‌ها از جریان گاز طبیعی که امکان استفاده آنها در صنعت گاز وجود دارد با ذکر معایب و محاسن بررسی شده است سپس با توجه به معیارهای فنی و اقتصادی مورد نیاز تاثیرگذار در انتخاب دستگاه‌های جداساز، در این گزارش سیکلون‌ها بعنوان پیش فیلتر در ایستگاه‌های تقلیل فشار پیشنهاد شده است. در فصل چهارم روابط تئوری حاکم بر جریان درون آنها بررسی و براساس این روابط تئوری برنامه‌ای دستوری با نرم افزار متلب ارائه شده است که این برنامه با گرفتن ابعاد و نوع سیکلون استاندارد، راندمان جداسازی و سایر پارامترهای عملیاتی آن را به کاربر می‌دهد. در انتها از آنجایی که در این تحقیق شرایط ناخالصی‌ها و سیال حامل از جمله غلظت، چگالی، توزیع اندازه ذرات و ... که عوامل تاثیر گذاری در نتایج می‌باشند با شرایط ناخالصی‌هایی که برای آنها نتایج تئوری وجود دارد، متفاوت است.

لذا لازم است که جریان درون سیکلون‌ها بصورت عددی نیز حل گردند. به این منظور با توجه به شرایط گاز طبیعی منطقه و حجم گاز مصرفی ایستگاه تقلیل فشار مورد نظر، سه قطر مختلف از سیکلون‌های بازدهی بالا و ظرفیت بالای استارمند به روش CFD و با نرم افزار فلوئنت ۶/۳ شبیه‌سازی گردید. نتایج و پیشنهادات این گزارش در ادامه آورده شده است.

۶-۱ نتایج

با توجه به نتایج و نمودارهای سیکلون‌های استارمند در نظر گرفته شده در این تحقیق برای ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد، سیکلون بازدهی بالا با قطر بدنه ۰/۳ متر اگرچه از بازدهی مناسبی برخوردار است اما چون حجم کمتری از گاز را با عملکردی مطلوب پالایش می‌نماید لذا در بیشترین ظرفیت ایستگاه، تعداد آنها افزایش می‌یابد که منجر به افزایش هزینه‌ها می‌گردد. همچنین سیکلون ظرفیت بالا با قطر بدنه ۰/۲۵ متر نیز اگرچه سایز کوچکتر و به موجب آن هزینه ساخت پایین‌تری نسبت به دو سیکلون دیگر دارد اما راندمان جداسازی در آن پایین است. لذا با توجه به کمترین ظرفیت ورودی به این ایستگاه، سیکلون بازدهی بالای استارمند با قطر بدنه اصلی ۰/۵ متر که در بازه ظرفیت ورودی بین ۴۰۰۰ تا ۸۰۰۰ متر مکعب بر ساعت عملکرد و راندمان جداسازی مناسبی دارند که چهار عدد از این نوع سیکلون پاسخگوی بیشترین ظرفیت این ایستگاه می‌باشد.

۶-۲ پیشنهادات

با توجه به تجربیات و مطالعات صورت گرفته بر روی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی موارد زیر به منظور کنترل و حذف بهتر این ذرات پیشنهاد می‌گردد.

۱. اجرای صحیح عملیات پیگرانی و آبزدایی قبل از گازدار شدن خطوط و در بازه‌های زمانی مشخص پس از بهره برداری خطوط چون این عملیات مانع گسترش و تولید ناخالصی‌های جریان گاز در جداره‌های داخلی خطوط توزیع گاز خواهد شد.

۲. فرآیند جداسازی ناخالصی‌ها در ایستگاههای تقلیل فشار به دو یا چند مرحله تقسیم گردد چون سیستم‌های فیلتراسیونی که هم اکنون در اکثر ایستگاه‌های تقلیل فشار برای جداسازی ذرات جامد از جریان گاز مورد استفاده قرار می‌گیرند تنها یک راه حل مقطعی بوده و قادر به حذف تمامی ناخالصی‌ها با توجه به طیف گسترده اندازه این ذرات نیستند.

۳. با توجه به مزایای سیکلون‌ها از جمله هزینه بهره برداری پایین و راندمان نسبتاً بالا در جذب ذرات بزرگتر از ۱۰ میکرون، استفاده از آنها بعنوان پیش فیلتر و در مجموعه‌هایی چندتایی به منظور بالا بردن هم‌زمان راندمان جداسازی و حجم گاز پالایشی در ایستگاه‌های تقلیل فشار پیشنهاد می‌گردد که استفاده از این دستگاه باعث افزایش طول عمر و زمان تعویض کارتریج فیلترها و به تبع آن کاهش هزینه‌ها می‌گردد.

۴. با توجه به نتایج بدست آمده در این تحقیق برای ایستگاه تقلیل فشار شماره دو شهر بجنورد، سیکلون بازدهی بالای استارمند به قطر بدنه اصلی ۰/۵ متر که در بازه ظرفیت ورودی بین ۴۰۰۰ تا ۸۰۰۰ متر مکعب بر ساعت عملکردی مناسب و راندمان جداسازی مطلوب دارند پیشنهاد شده است که چهار عدد از این نوع سیکلون پاسخگوی بیشترین ظرفیت این ایستگاه می‌باشد.

۵. در حجم‌های بالای جریان گاز که بیش از یک سیکلون برای پالایش جریان نیاز است، لازم است که با استفاده از سیستم‌های اندازه‌گیری خودکار مانند سنسورها حجم گاز ورودی بین سیکلون‌ها بطور مساوی تقسیم شود تا راندمان جداسازی ذرات در سیکلون‌ها کاهش نیابد.

مراجع

- [۱] Sherik A. M., Lewis A. L. and Duval S. (Fall 2008) "Managing black powder in sales gas transmission pipelines" Saudi aramco journal of technology.
- [۲] Hoffman A. C. and Stein L. E. (2006) "Gas cyclones and swirl tubes" Springer publications, Second Edition, pp.20-87.
- [۳] Barth W. (۱۹۵۶) "Berechnung und Auslegung von Zyklonabscheiden" auf Grund neuerer Untersuchungen (BWK),.
- [۴] Zhu Y. and Lee K.W.(1999) "Experimental study on small cyclones operating at high flow rates" Journal of Aerosol Science, Vol. 30, n. 10, pp. 1303-1315.
- [۵] Xiang R., Park S.H. and Lee K.W. (2001) "Effects of cone dimension on cyclone performance" Journal of Aerosol Science, Vol.32, pp.561-549.
- [۶] Shin M.S., Kim H.S. and Jang D. S. (2005) "A numerical and experimental study on a high efficiency cyclone dust separator for high temperature and pressurized environments" Applied Thermal Engineering, Vol.25, pp.1821-1835.
- [۷] Horvath, Jordan A. and Harasek M. (2008) "Influence of vortex-finder diameter on axial gas flow in simple cyclone" Chemical Product and Process Modeling, Vol.3.
- [۸] Azadi M. and Mohebbia A. (2010) "A CFD study of the effect of cyclone size on its performance parameters" Journal of Hazardous Materials 182.
- [۹] Yaxin S. , Zheng A. and Zhao B. (March2011) "Numerical simulation of effect of inlet configuration on square cyclone separator performance" Powder Technology 210, pp.293-303.
- [۱۰] Tsochatzidis N. A.and Maroulis K.E. (March 2007) "Methods help remove black powder from gas pipelines" Oil & Gas Journal, vol.105, issue10.
- [۱۱] Xiong Zh., Ji Zh. and Wu X. (2014) "Investigation on the separation performance of a multicyclone separator for natural gas purification" Aerosol and Air Quality Research.
- [۱۲] Elsayed K.(October 2011) "Analysis and optimization of cyclone separators geometry using RANS and LES methodologies" Vrije Universiteit Brussel.
- [۱۳] عباسی ا. و جعفری ف، (۱۳۸۴) "چگونه گاز طبیعی قابل مصرف می شود" مجله نشریه ندای گاز، شماره ۱، ص ۱۲۰-۱۵۲، شرکت ملی گاز ایران.
- [۱۴] مولا د. و قاجار ج، (آبان ۱۳۸۵) "طراحی روشی جهت بهبود عملکرد سیستم فیلتراسیون گاز طبیعی ایستگاه-های تقلیل فشار شهر شیراز"، اولین همایش ملی تخصصی گاز ایران، شیراز، ایران.

- [۱۵] Beugen P. V. (2008) "Black powder, causes and cures" Pipesurvey International Center, Pipeline Technology Conference, Netherlands,.
- [۱۶] Baldwin R. M. (May 1998) "Black Powder in the Gas Industry" Mechanical & Fluids Engineering Division Southwest Research Institute.
- [۱۷] Wines T. H. (January 2009) "Black Powder Removal from Transmission Pipelines Diagnostics and Solutions" Pipeline Rehabilitation & Maintenance Conference, Bahrain.
- [۱۸] Sherik A. M. and Davis B. R. (Fall 2009) "Thermodynamics help determine underlying black powder processes" Saudi Aramco Journal of Technology.
- [۱۹] Trabulsi M. A. (UK 2005) "Pigging in pipeline pre-commissioning" Weatherford Pipeline & Specialty Services, PPSA Seminar.
- [۲۰] McAllister E. W. (USA 2009) "Pipeline rules of thumb handbook" Gulf Professional Publishing, Seventh edition, pp.146-175.
- [۲۱] Davidson R. (2002) "An introduction to pipeline pigging" Halliburton Pipeline and Process Services, Pigging Products and Services Association.
- [۲۲] نجفی م. و فقیه اردوبادی ف.، (تابستان ۱۳۹۲) "پودر سیاه در خطوط لوله گاز"، فصل نامه توسعه تاسیسات و تجهیزات، ش ۳۷، ص ۷۵-۷۲.
- [۲۳] Smart J. (USA, 2009) "Talks about calculating velocity for solidparticle movement in oil and gas pipelines" Inline Services Inc.
- [۲۴] www.yarbis.yildiz.edu.tr/web/userCourseMaterials/saral.
- [۲۵] Flagan R. C. and Seinfeld J. H. (1988) "Fundamentals of air pollution engineering" California Institute of Technology, Englewood Cliffs, New Jersey, ch.7, pp.390-420.
- [۲۶] www.elex.ch/en/photogallery/electrostatic/precipitator.html.
- [۲۷] www.scipost.dir.wikipg.com/wiki.
- [۲۸] ww.gas-souzan.com/portal/fa/products/shop.product_details/42/143 و 193.
- [۲۹] www.parstechnic.com/Multi-Cyclone%20_Scrubber+Coalescer_fa.html.
- [۳۰] شیخی ک. و صادقی ح. (۱۳۹۰) "فیلتر گاز خشک" کمیسیون فنی تدوین استاندارد فیلتر گاز خشک، شرکت تولیدی صنعتی گازسوزان.
- [۳۱] [www.filtersys.com/literature/filtration systems natural gas filtration.pdf](http://www.filtersys.com/literature/filtration%20systems%20natural%20gas%20filtration.pdf).
- [۳۲] Russell D. (December 2007) "Transmission pipelines black powder in sales-gas" Journal of Pipeline Engineering, Vol.6, No.۴, pp.245-250.
- [۳۳] [www.sanataran-ir.com/fa-IR/product/28/SAF-100 & SAF-200](http://www.sanataran-ir.com/fa-IR/product/28/SAF-100%20%26%20SAF-200).

[۳۴] Nazaroff and Cohen A., "Cyclone separators and their design" Environmental engineering science, Section 12.8.1, pp. 445-447.

[۳۵] Misyulya D. I. , Kyzmin V. V. and Markov V. A. (2012) "Comparative analysis of technical characteristics of cyclone dust collectors" Chemical Engineering, Heat Engineering and Energy-Saving.

[۳۶] Stairmand C. J. "Pressure drop in cyclone separators" Engineering 168, 1949, pp.409-417

[۳۷] Leith D. and Mehta D. (1973) "Cyclone performance and design" Ambient purification technology, U.S.A.

[۳۸] Shepherd C.B. and Lapple C.E. (1940) "Flow pattern and pressure drop in cyclone dust collectors" Industrial and Engineering Chemistry, pp.1246-1248.

[۳۹] Casal J. and Martinez J.M. (1983) "A better way to calculate cyclone pressure drop" Chemical Engineering.

[۴۰] Hoffmann A.C. , DeGroot M. , Peng W. and Dries H.W. (2001) "Advantages and risks in increasing cyclone separator length" AIChE J. 47, pp.2452-2460.

[۴۱] Gimnun J. , Choong S.Y. and Chuah T. G. (2004) "A CFD Study on the Prediction of Cyclone Collection Efficiency" Faculty of Chemical & Natural Resources Engineering, Malaysia.

[۴۲] Wang L. (May 2004) "Theoretical study of cyclone design" Biological & Agricultural Engineering, pp1-20.

[۴۳] Benavides S. (December 2012) "Cyclone separators physics behind them and how they work".

[۴۴] Help Ansys fluent, Release 15.0 - © SAS IP, Inc.

[۴۵] A. Bakker, "Applied Computational Fluid Dynamics "Lectures 5-6-7-10-14, 2008.

[۴۶] Schnelle B.K. and Brown Ch.A (2001) "Air pollution control technology handbook" CRC Press, Vol1.

[۴۷] ایرانی م. ، نخعی پور ع. و تهرانی ش. ، (۱۳۹۰) " شبیه سازی پدیده های فیزیکی و شیمیایی با Fluent ,C++,Gambit " اندیشه سرا، تهران، ایران.

[۴۸] Dirgo J. and Leith D. (Jun 2007) "Cyclone collection efficiency: comparison of experimental results with theoretical predictions" Aerosol Science and Technology.

پیوست الف

برنامه دستوری متلب برای محاسبه راندمان و افت فشار سیکلون‌های استاندارد

این برنامه دستوری با گرفتن قطر بدنه سیکلون، ظرفیت ورودی به سیکلون و نوع سیکلون، براساس یکی از شش نوع سیکلون استاندارد ارایه شده در شکل ۴-۶ ابعاد سیکلون و سرعت ورودی به آن را مشخص می‌نماید. سپس در ادامه دو حلقه تکرار وجود دارد که حلقه اول راندمان کلی و افت فشار سیکلون را برای سرعت ورودی و توزیع اندازه ذرات در جریان گاز طبیعی و با توجه به درصد جرمی هریک، مطابق با جدول ۴-۳ محاسبه می‌نماید که برای بالا بردن دقت محاسبات در هریک از سه بازه اندازه ذرات (۱-۱/۳)، (۱۰-۱) و (۱۰-۳۰) میکرومتر، سه اندازه متفاوت بعنوان نمونه اندازه ذرات آن بازه لحاظ شده است که میانگین مجموع حاصل ضرب راندمان ذرات هر بازه در درصد جرمی آن بازه، راندمان کلی سیکلون برای توزیع در نظر گرفته شده را می‌دهد. حلقه دوم نیز راندمان و افت فشار سیکلون را برای متوسط اندازه ذرات (۳/۳۳۵ میکرون) و برای سرعت‌های ورودی مختلف محاسبه می‌نماید. این برنامه در انتها نمودارهای افت فشار و راندمان برحسب سرعت ورودی و همچنین راندمان بر حسب قطر ذرات را ترسیم می‌نماید.

```
clc
clear all
D=input('please enter Cyclone Diameter (m)');
Q=input('please enter Maximum Gas Quality (m3/h)');
A=۲۶۱۵;
disp('particle Density=');
disp(A);
G=۰.۶۶۷;
disp('Gas Density=');
disp(G);
U=۱.۱*۱۰۸-۵;
disp('Gas Viscosity=');
disp(U);
n=input('please enter a number between one to six');
if n==۱
    disp('High Efficiency Cyclone (۱)');
```

```

H=.0*D;
W=.2*D;
De=.0*D;
S=.0*D;
Lb=.0*D;
Lc=.2*D;
Dd=.37*D;
elseif n==2
    disp('High Efficiency Cyclone (2)');
H=.45*D;
W=.21*D;
De=.4*D;
S=.0*D;
Lb=.4*D;
Lc=.2*D;
Dd=.4*D;
elseif n==3
    disp('Conventional Cyclone (3)');
H=.0*D;
W=.20*D;
De=.0*D;
S=.62*D;
Lb=.2*D;
Lc=.2*D;
Dd=.20*D;
elseif n==4
    disp('Conventional Cyclone (4)');
H=.0*D;
W=.20*D;
De=.0*D;
S=.6*D;
Lb=.70*D;
Lc=.2*D;
Dd=.4*D;
elseif n==5
    disp('High Throughput Cyclone (5)');
H=.70*D;
W=.37*D;
De=.70*D;
S=.87*D;
Lb=.0*D;
Lc=.2*D;
Dd=.37*D;
else n=6;
    disp('High Throughput Cyclone (6)');
H=.8*D;
W=.20*D;
De=.70*D;
S=.80*D;

```

```

Lb=1.5*D;
Lc=2*D;
Dd=0.5*D;
end
disp('inlet Velocity');
Vi=Q/(3600*W*H)
L=Lb+Lc;
N=(Lb+Lc/2)/H;
Kc=2*((W*H)/(De)^2)*((S*D^2)/(L*Lb*Dd))^(1/3);
dp=((1*U*W)/(pi*N*Vi*(A-G)))^(1/2);
dpc=dp/(2)^(1/2);

disp('Separate particle with %0 for this Vi');
disp(dpc);

disp('Efficiency for different dpj');

Eo=0;

for j=[0.2,0.6,0.9,3,6,9,10,20,30]
dpj=j*10^-6
E=1/(1+(dpc/dpj)^2)
subplot(2,2,1);plot(dpj,E,'k*-');title('Efficiency for different
particelDiameter');xlabel('particelDiameter(m)');ylabel('Efficiency');
hold on
if dpj<1*10^-6
dy=0.2;
elseif dpj<1*10^-5
dy=0.5;
else dpj<1*10^-4
dy=0.8;
end
Eo=(E*dy+Eo);
hold on
end
disp('Pressure Drop for this Vi');
P=0.05*Kc*G*Vi^2
disp('Overall Efficiency for this Vi');
Eo=Eo/2
disp('Efficiency for different Vi');

dpj=3.330*10^-6
for i=0.1:0.1:1
Vi=(Q*i)/(3600*W*H)
P=0.05*Kc*G*Vi^2
dp=((1*U*W)/(pi*N*Vi*(A-G)))^(1/2);
dpc=dp/(2)^(1/2)
E=1/(1+(dpc/dpj)^2)

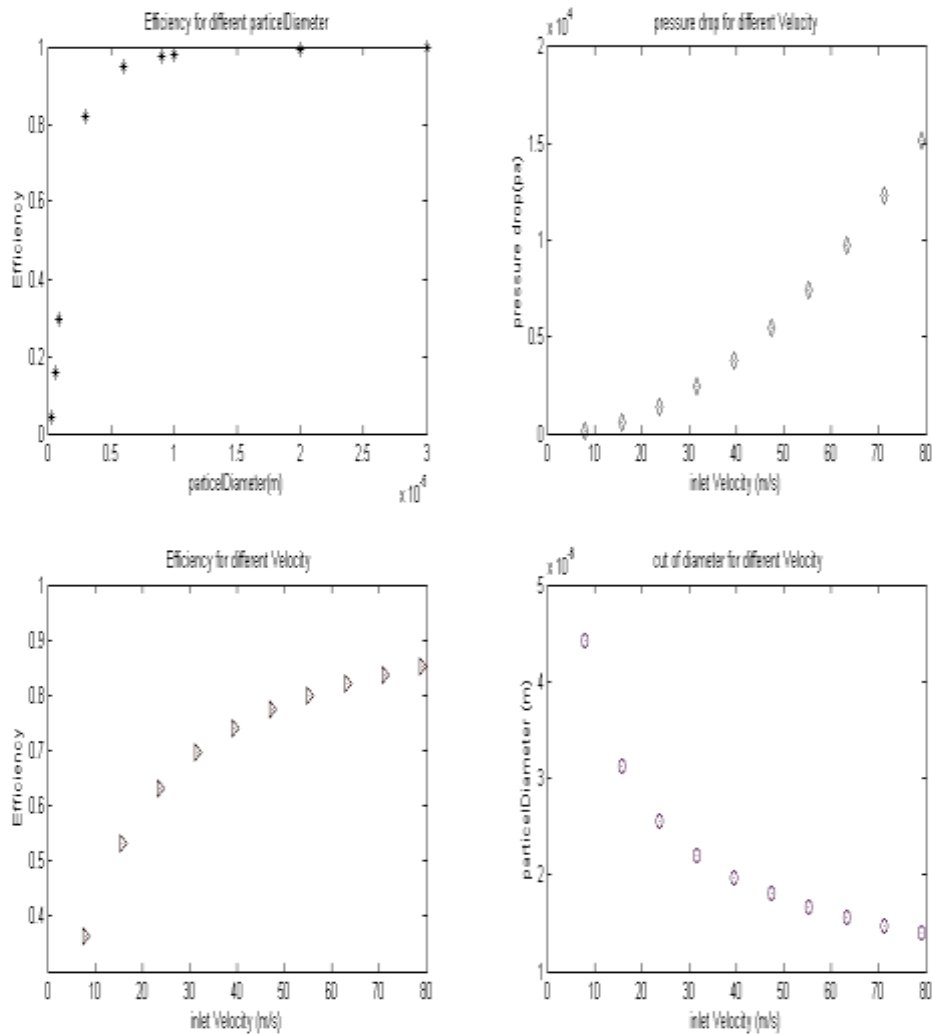
```

```

subplot(۲,۲,۲);plot(Vi,P,'bd--');title('pressure drop for different Velocity');xlabel('inlet Velocity (m/s)');ylabel('pressure drop(pa)');
hold on
subplot(۲,۲,۳);plot(Vi,E,'r>-');title(' Efficiency for different Velocity');xlabel('inlet Velocity (m/s)');ylabel('Efficiency');
hold on
subplot(۲,۲,۴);plot(Vi,dpc,'mo-');title(' cut of diameter for different Velocity');xlabel('inlet Velocity (m/s)');ylabel('particelDiameter (m)');
hold on
end

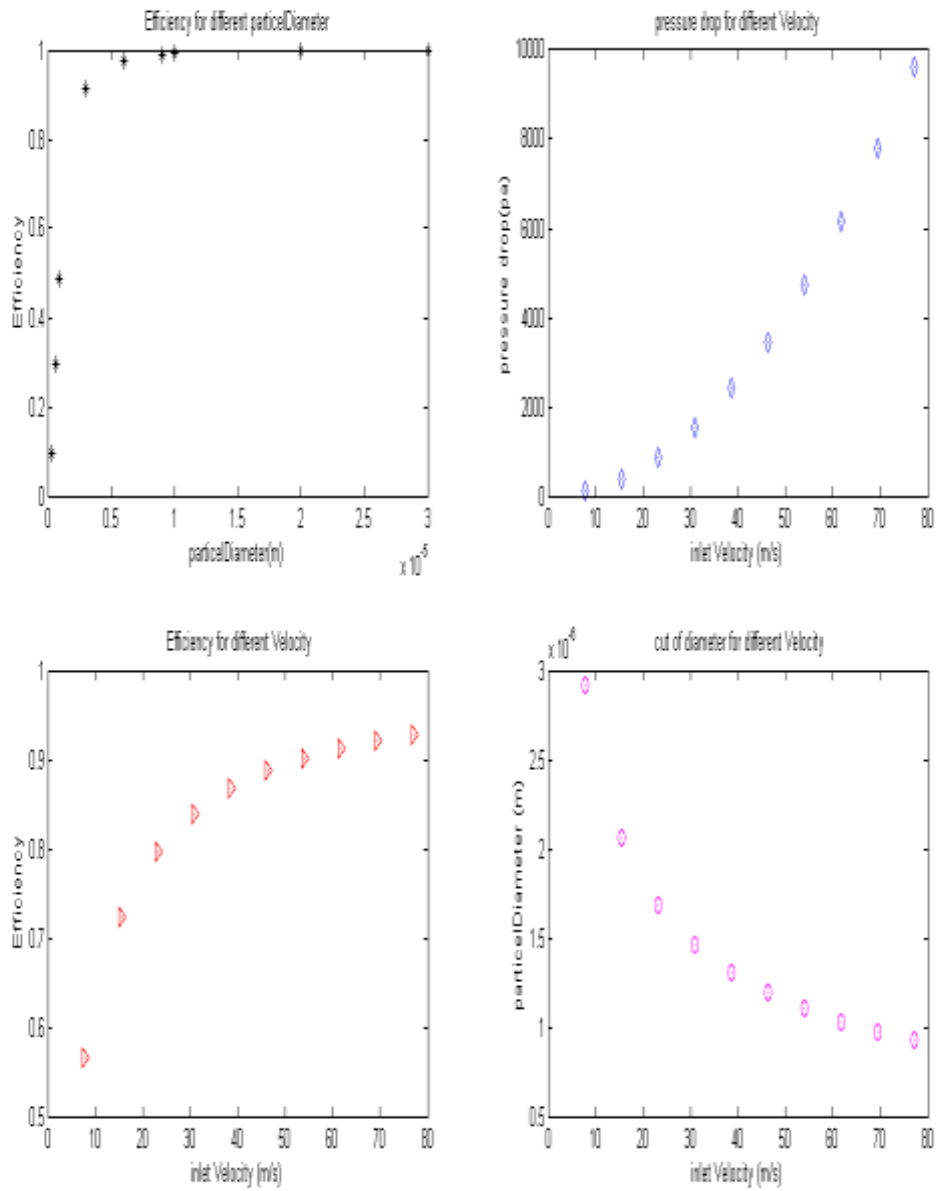
```

شکل الف-۱ نمودارهای خروجی از برنامه برای سیکلون ظرفیت بالا استارمند نوع ۵ به قطر ۰/۲۵ متر، برای ظرفیت ورودی ۵۰۰۰ متر مکعب بر ساعت نشان داده شده است.



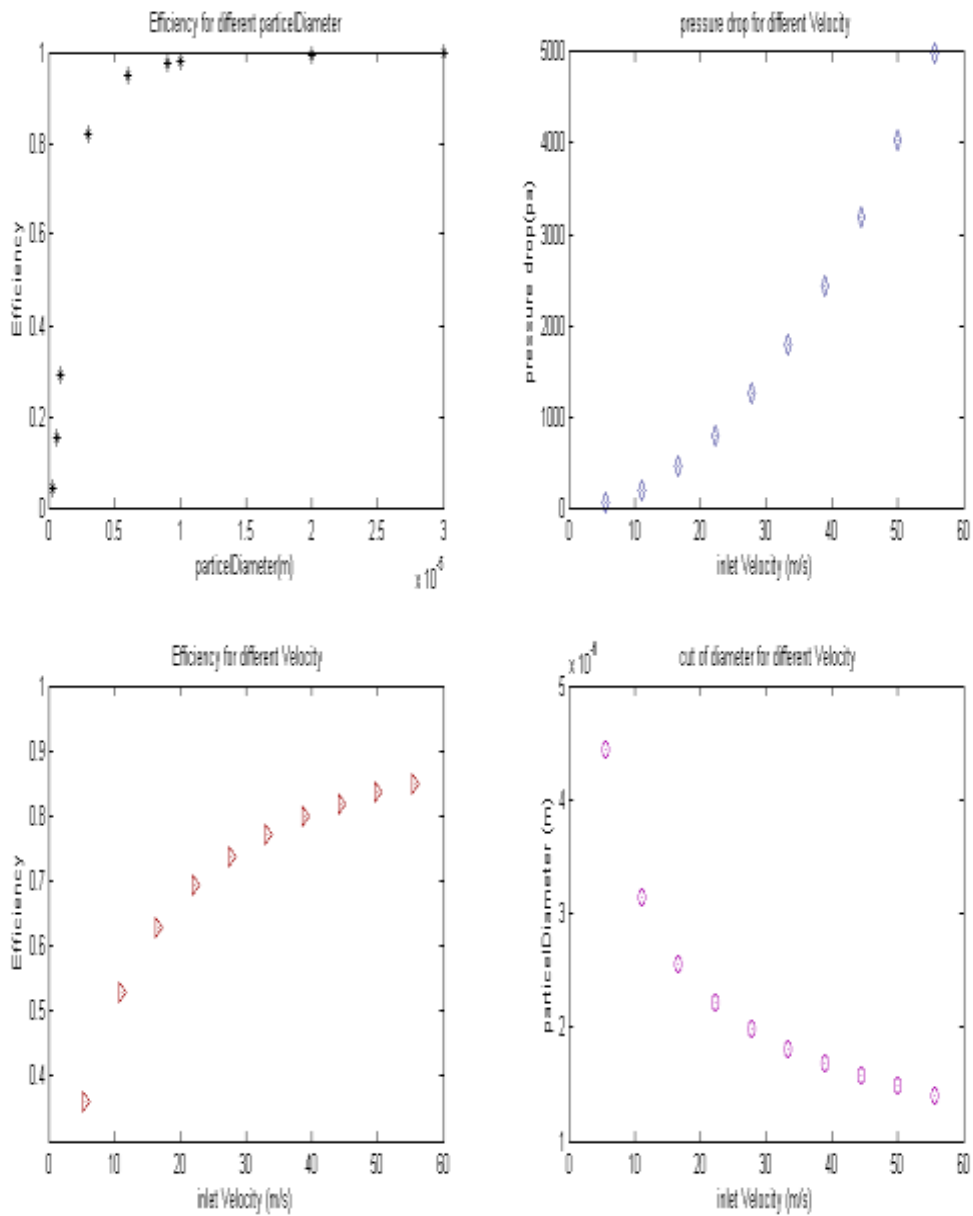
شکل الف-۱ سیکلون ظرفیت بالا استارمند به قطر ۰/۲۵ متر

شکل الف-۲ نمودارهای خروجی از برنامه برای سیکلون استارمند بازدهی بالا نوع ۱ به قطر ۰/۳ متر و برای ظرفیت ورودی ۲۵۰۰ متر مکعب بر ساعت نشان داده شده است.



شکل الف-۲ سیکلون بازدهی بالا استارمند به قطر ۰/۳ متر

شکل الف-۳ نمودارهای خروجی از برنامه برای سیکلون استارمند بازدهی بالا نوع ۱ به قطر ۰/۵ متر و برای ظرفیت ورودی ۵۰۰۰ متر مکعب بر ساعت نشان داده شده است.



شکل الف-۳ سیکلون بازدهی بالا استارمند به قطر ۰/۵ متر

پیوست ب

اندازه‌گیری غلظت ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی در ایستگاه هدف

در این گزارش برای بدست آوردن غلظت ناخالصی‌های جریان گاز منطقه، به کمک بهره‌برداران شرکت گاز خراسان شمالی، ارقام کنتور ایستگاه هدف که دو خط فعال دارد را ثبت نمودیم و با توجه به این ارقام و ضریب ایستگاه (۱۸)، حجم گاز مصرف شده در بازه زمانی مشخص را بدست آوردیم. در ادامه با اندازه‌گیری جرم ناخالصی‌های به دام افتاده در فیلترها در این مدت، توانستیم تقریبی از غلظت ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی منطقه را بدست آوریم. مقدار این پارامتر تقریباً در حدود ۰/۶۷ میلی-گرم در متر مکعب بدست آمد که البته این غلظت همواره ثابت نبوده و اندازه‌گیری دقیق آن بدلیل رسوب ذرات در خطوط و عبور مقادیری از ذرات از فیلترها، بطور دقیق امکان پذیر نیست.

جدول ب-۱ اندازه‌گیری غلظت ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی در ایستگاه هدف

غلظت ذرات (gr/m^3)	میزان مصرف گاز (m^3)	جرم ناخالصی‌ها (gr)	ارقام کنتور (m^3)	دمای گاز ورودی ($^{\circ}\text{C}$)	فشار گاز ورودی (psi)	تاریخ اندازه- گیری
---	---	---	۵۹۸۹۳۸۸	۱۵	۷۵۰	۹۴/۰۶/۰۱
			۱۷۲۷۶۱			
۰/۰۰۰۸۵۹	۱۵۱۴۰۴۴۸	۱۳۰۰۰	۶۴۳۸۸۱۹	۱۵	۷۵۰	۹۴/۰۷/۲۴
			۲۱۸۹۴۴			
۰/۰۰۰۴۷۳	۳۱۷۱۱۳۲	۱۵۰۰	۶۵۵۷۶۸۹	۱۵	۸۰۰	۹۴/۰۸/۰۳
			۲۹۷۲۸۵			



شکل ب- جمع آوری ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی در ایستگاه هدف

پیوست پ

محاسبه چگالی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی

چون ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی می‌توانند هم بصورت خشک و هم بصورت تر ظاهر شوند لذا برای محاسبه چگالی آنها باید از روش ارشمیدس استفاده شود. در این روش حجم جرم مشخصی از ناخالصی‌ها را به کمک اختلاف حجم آب در استوانه مدرج بدست می‌آید. البته در استوانه‌های مدرج نحوه قرائت حجم و دقیق نبودن نحوه اندازه‌گیری در آن که رابطه مستقیمی با افزایش سطح مقطع دارد، باعث ایجاد خطا در محاسبات می‌گردد. همچنین بدلیل خاصیت چسبندگی این ذرات باید به هنگام جابجایی و انتقال آنها، دقت لازم را بعمل آورد. با میانگین‌گیری از این داده‌ها مقدار $۲/۶۱۵$ گرم بر سانتی‌متر مکعب برای چگالی ذرات بدست آمد. لازم به ذکر است که دقت

جدول پ-۱ محاسبه چگالی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی

چگالی ناخالصی‌ها (gr/cm^3)	حجم ناخالصی‌ها (ml)	حجم ثانویه آب (ml)	حجم اولیه آب (ml)	جرم ناخالصی‌ها (gr)
۲/۵۰۴	۱۰	۴۰	۳۰	۲۵/۰۴۲۵
۲/۷۸۱	۹	۳۹	۳۰	۲۵/۰۲۵۳
۲/۵۰۳	۱۰	۴۰	۳۰	۲۵/۰۳۱۱
۲/۷۷۹	۹	۳۹	۳۰	۲۵/۰۱۱۲
۲/۵۰۶	۴	۲۴	۲۰	۱۰/۰۲۳۵
۲/۶۹۲	۰/۳	۲/۳	۲	۰/۸۰۷۷
۲/۵۳۶	۰/۲	۲/۲	۲	۰/۵۰۷۲



شکل پ- وسایل آزمایشگاه برای محاسبه چگالی ناخالصی‌های جریان گاز طبیعی

Abstract

In this study, after examining the physical and chemical nature of the impurities natural gas flow and factors of production them in the gas distribution network paying to study the steps taken so far for separation this particles. given the problems that this particles creates for equipment of industry and consumers this fuel and also because of the difficulty and high cost of operation Current separators, in this study, we decided that to resolve this great problem gas industry, paying to investigation of the use of cyclones in pressure reducing stations and as a pre-filter before stations filtration system. for this purpose, Bojnoord city two number pressure reducing station considered as target station and obtained approximate of the density and concentration of contaminants in natural gas streams in this station, in continue afterwards study of the theory term dominant on cyclone flow, command program on the relationship with Matlab software written for standard cyclone. then according to vary the consumed gas volume in station at different seasons, it was decided to use of four parallel cyclone that have good separation efficiency in the range station capacity. so on select three different sizes of Stairmand cyclones and investigate theory figure performance with Matlab. for the numerical solution after validation of simulation results with experimental results and check the results independence of network obtained separation efficiency three cyclone given at different input speed using computational fluid dynamics. finally, after analyzing the results, high efficiency Stairmand cyclone that diameter of main body is half a meter which can offer as a cyclone for this station which enables the flow of natural gas in the range of 4,000 to 8,000 cubic meters per hour capacity with optimum efficiency will refinement.

Keywords:

Multi cyclonic, Separation, Pressure reduction stations, Natural gas soot



Shahrood University of Technology

Faculty of Mechanic Engineering

**Soot separation of natural gas flow in
pressure reducing station with cyclone**

Seyed Ehsan Alenabi

Supervisors:

Dr. Mahmood Farzaneh

&

Dr. Ali Jabari

February 2016