

# ارزیابی مدل‌های طراحی سیکلون‌ها و تعیین مشخصه‌های سیکلون‌های واحد FCC پالایشگاه آبادان

نصراالله مهربان، ارجمند مهربانی\*

اصفهان، دانشگاه صنعتی اصفهان، دانشکده مهندسی شیمی

پیام نگار: Arjomand@cc.iut.ac.ir

## چکیده

کارایی جداسازی سیکلون‌ها تحت اثر عوامل مختلفی نظیر افت فشار در ورودی و خروجی سیکلون، اندازه ذرات جامد، ابعاد دستگاه و شرایط محیطی است. هدف این مقاله محاسبه و مقایسه کارایی سیکلون‌های واحد FCC پالایشگاه آبادان با مدل‌های استاندارد طراحی است. نخست مدل‌های استاندارد طراحی سیکلون موشل ناتز<sup>۱</sup>، لاپل<sup>۲</sup> و بارت<sup>۳</sup> بررسی گردیده و سپس داده‌های تجربی مربوط به سیکلون‌های پالایشگاه آبادان با نتایج به دست آمده از این مدل‌ها مقایسه می‌گردد. نتایج تجربی نشان‌دهنده تطابق بهتر مدل موشل ناتز در محاسبه افت فشار و کارایی سیکلون در مقایسه با سایر مدل‌های بررسی شده است.

کلمات کلیدی: سیکلون، افت فشار، کارایی، مدل بارت، مدل لاپل، مدل موشل ناتز

## ۱- مقدمه

جداسازی گاز از جامد در فرایندهای صنعتی گوناگون به دلایل مختلفی همچون: (۱) کاهش آلودگی‌های زیست محیطی؛ (۲) مراقبت و محافظت تجهیزات فرایند در مقابل صدمات جریان‌های حاوی ذرات؛ (۳) جلوگیری از انجام واکنش‌های ناخواسته مابین (گاز - جامد) و (۴) جداسازی اولیه محصولات نهایی از کاتالیزگر در فرایندهای سیال بستر، انجام می‌گیرد [۱].

جداسازهای ثابت برای جمع‌آوری ذرات به کار می‌روند. مبنای عمل جداساز ثابت، تغییر اجباری مسیر جریان حاوی ذرات است. به عنوان مثال در سیکلون‌ها نیز جریان گاز مجبور به چرخش در امتداد یک لوله مارپیچ می‌شود. ذرات با تغییر مسیر در اثر نیروی

اینرسی، در امتداد جهت اولیه به حرکتشان ادامه می‌دهند و از جریان گاز جدا می‌شوند [۲]. جداسازها به صورت تکی یا به صورت یک مجموعه برای شدت جریان‌های بالا به کار گرفته می‌شوند [۳]. سیکلون‌ها تجهیزاتی نسبتاً ارزان قیمت برای جداسازی ذرات از جریان گاز می‌باشند که به عنوان یک غبارزدا و یا بازیافت‌کننده محصولات خشک کاربرد دارند. در فرایندهای پالایش نفت و پتروشیمی، سیکلون‌ها کاربرد وسیعی دارند. به عنوان مثال این ابزارها در جداسازی ذرات جامد مانند کاتالیزگرها یا محصولاتی که به صورت پودر خشک معلق در گاز هستند مورد استفاده قرار می‌گیرند [۴].

دانستن مدل مورد استفاده در طراحی سیکلون، و همچنین پارامترهای موثر بر عملکرد آن می‌تواند جهت دهی موثرتری در افزایش کارایی آن و هم چنین بهبود فرایند جداسازی داشته باشد.

1. Muschelknautz
2. Lapple
3. Barth

هدف از این مقاله محاسبه کارایی و سپس افت فشار ( $\Delta P$ ) سیکلون‌های موجود در واحد شکست کاتالیستی بستر سیاله<sup>۱</sup> پالایشگاه آبادان و مقایسه نتایج حاصل با برخی مدل‌های شناخته شده استاندارد سیکلون و بررسی تاثیر پارامترهای مختلف بر کارایی دستگاه می‌باشد. شبیه‌سازی استاتیکی داده‌های تجربی بر روی مدلها توسط نرم افزار MATLAB انجام گرفته است.

## ۲- ساختمان سیکلون

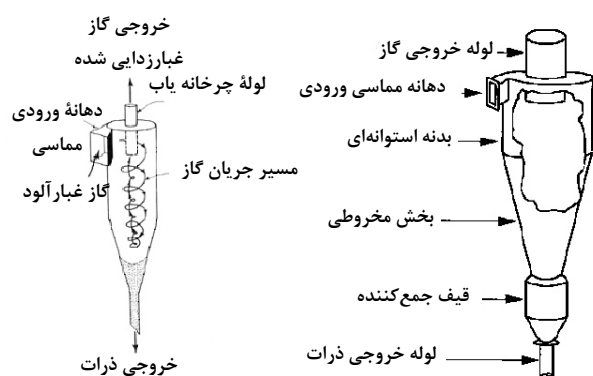
اجزای اصلی سیکلون‌ها در شکل (۱) نشان داده شده است. این اجزاء شامل:

(الف) دهانه مماسی ورودی<sup>۲</sup>: برای جدا نگهداشتن جریان گاز و ذرات ورودی از بخش خروجی.

(ب) بدنه<sup>۳</sup>: جهت ایجاد حرکت چرخشی در جریان گاز حاوی ذرات. در این قسمت، ذرات تحت تأثیر نیروی گریز از مرکز شتاب می‌گیرند و سرعت شعاعی آنها به سمت بیرون افزایش می‌یابد تا جایی که نیروی گریز از مرکز با نیروی دراگ که در خلاف جهت است برابر شود.

(ج) لوله خروجی ذرات جمع آوری شده<sup>۴</sup>: برای تخلیه ذرات جمع آوری شده از انتهای بخش مخروطی سیکلون، همچنین، این لوله یک مانع بارومتریک برای جلوگیری یا کاهش نشست گاز از پایین سیکلون به داخل می‌باشد.

(د) قیف جمع کننده<sup>۵</sup>: جهت جداسازی ذرات از جریان گاز در اثر چرخانه ایجاد شده با توجه به شکل سیکلون و حرکت گاز در بخش استوانه‌ای و مخروطی سیکلون دو چرخانه ایجاد می‌شود. گاز حاوی ذرات، چرخانه خارجی را ایجاد می‌کند و پایین رونده است. گاز عاری از ذرات، چرخانه داخلی را ایجاد می‌کند و بالا رونده است. در عمل چرخانه جریان گاز به صورت تصادفی و نامنظم می‌چرخد. در یک سیکلون بدون قیف جدا کننده، چرخانه متحرک به طور متناوب با ذرات روی دیواره لوله خروجی تماس پیدا می‌کند و مقداری از آن را وارد جریان گاز می‌کند و دیواره سیکلون دچار سایش می‌شود.



شکل ۱- طرح اجمالی سیکلون به همراه معرفی اجزاء و مسیر جریان ها [۱]

## ۳- سیکلون‌های واحد FCC

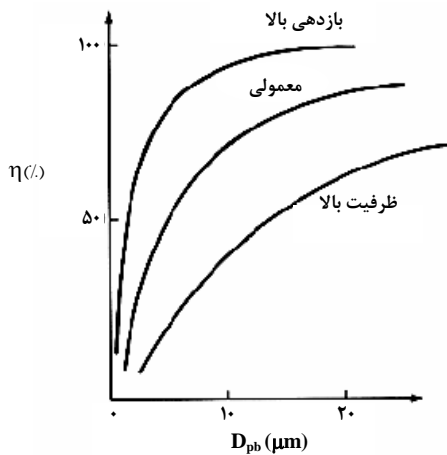
به طور معمول در واحدهای FCC دو نوع سیکلون به کار گرفته می‌شود. گونه‌ای از این سیکلون‌ها دارای قطر داخلی (mm) ۲۳۰ تا (mm) ۳۰۰ با ورودی محوری می‌باشند که گاز از قسمت فوقانی به صورت عمودی وارد می‌شود و توسط پره‌های گردشی که در بخش بالایی سیکلون نصب شده اند به گردش در می‌آید. در شرایطی که میزان کاتالیزگر درون گازها بالا است این سیکلون‌ها دچار مشکل

1. Fluidized Catalytic Cracker (FCC)
2. Tangential Inlet
3. Barrel, Cylindrical Section
4. Dipleg
5. Hopper

6. Vortex Tube
7. Vortex Finder

می‌شدند. در هر حال، کارایی سیکلون‌ها به طور گسترده‌ای با مشخصه‌های طراحی و اندازه و مقدار ذرات درون گاز تغییر می‌کند. در دهه‌های اخیر، با طراحی‌های نوین و پیشرفته، کارایی سیکلون‌ها بهبود فراوانی یافته‌اند و در طراحی‌های نوین بر اساس مدل‌های ارائه شده، کارایی، بیشتر از ۹۸٪ برای جداسازی ذرات بزرگتر از  $5 \mu\text{m}$  تجربه گردیده است. به طور کلی با ازدیاد هزینه سرمایه گذاری، کارایی افزایش می‌یابد.

سیکلون‌ها از نظر کارایی، با توجه به شکل (۲)، به سه دسته کلی (الف) کارایی بالا، (ب) معمولی<sup>۳</sup> و (ج) ظرفیت بالا<sup>۴</sup> تقسیم می‌شوند. کارایی جداسازی سیکلون‌ها به نوع سیال نیز بستگی دارد. در جریان گاز خشک حاوی ذرات معلق نسبتاً بزرگ، جمع‌آوری ذرات، آسان تر است. در جریان‌های گازی با دمای بسیار بالا، و یا جریان‌های حاوی ذرات بسیار ریز، جمع‌آوری ذرات می‌تواند دچار مشکل شود [۶].



شکل ۲- نمایش تغییرات کارایی با قطر ذرات برای

سیکلون‌های مختلف [۱]

افت فشار یک ویژگی مهم در طراحی سیکلون‌هاست. اختلاف فشار یک پارامتر کنترل‌کننده در عملکرد سیکلون می‌باشد. با اندازه گیری آن، عملکرد سیکلون در حین بهره برداری برآورد می‌شود.

#### ۵- معرفی واحد FCC پالایشگاه آبادان

واحد FCC پالایشگاه آبادان در سال ۱۹۵۸ توسط شرکت آمریکایی

کارکرد می‌شوند و با ایجاد گرفتگی در پره‌های گردشی، سیکلون، مسدود می‌گردد. برای رفع این مشکل در برخی از پالایشگاه‌ها از سیکلون‌هایی بزرگتر با مدخل مماسی استفاده می‌شود.

گونه‌ای دیگری از این سیکلون‌ها با قطری حدود  $1000 \text{ (mm)}$  فاقد مشکل گرفتگی مطرح شده در نوع قبلی می‌باشند، اما دارای اشکال اتلاف زیاد کاتالیزگر در سیکلون‌های احیاکننده‌ها هستند. برای رفع این مشکل و افزایش کارایی از یک مجموعه سیکلون‌های متصله با آرایش‌های موازی و متوالی استفاده می‌گردد.

#### ۳-۱ چیدمان سیکلون‌ها

برای افزایش میزان حذف ذرات جامد درون گازها بجای بهره‌گیری از سیکلون‌های بزرگتر، می‌توان مجموعه‌ای از سیکلون‌ها را مورد استفاده قرار داد. در این صورت از دو نوع چیدمان استفاده می‌شود. در صورت نیاز به نیروی گریز از مرکز زیاد، و یا شدت جریان گاز ورودی بالا، می‌توان از اتصال موازی سیکلون‌ها بهره گرفت که البته مشکلاتی از قبیل عدم توزیع یکنواخت گاز و جامد در جریان ورودی به تمامی سیکلون‌ها، برگشت جریان از محفظه مشترک خروجی گازها به درون سیکلون و امکان ماندگی ذرات<sup>۱</sup> پس از جمع شدن در قیف جمع‌کننده وجود دارند. برای جلوگیری از بازگشت ذرات، اجزایی را در خروجی هر یک از سیکلون‌های موازی نصب می‌کنند. این اجزای ویژه، سطح عبور جریان را کاهش می‌دهند و شیر کنترل دارند که از ماندگی ذرات درون سیکلون‌ها جلوگیری می‌کنند و در نتیجه مشکلات عملیاتی را کاهش می‌دهند. به طور کلی کارایی جداسازی کلی سیکلون‌های کوچک موازی، برای جایگزینی با یک سیکلون بزرگ معادل آنها در مقایسه با چیدمان متوالی سیکلون‌ها، کمتر است. چیدمان متوالی برای به حداقل رسانیدن میزان آلودگی خروجی، کاهش اتلاف ذرات جداشونده<sup>۲</sup> ارزشمند مانند کاتالیزگرهای گران قیمت موجود در گاز و بازیابی آن استفاده می‌شود. در این حالت، بیشترین میزان جداسازی در سیکلون مرحله اول وجود دارد، و سایر سیکلون‌ها وظیفه جمع‌آوری ذرات جدا نشده در مرحله قبلی را به عهده دارند [۶].

#### ۴- کارایی و افت فشار در سیکلون‌ها

سیکلون‌ها پیش تر، به‌عنوان جداکننده‌هایی با کارایی پایین شناخته

1. Re-entrainment

2. High Efficiency
3. Conventional
4. High Throughput

## ۶- طراحی سیکلون

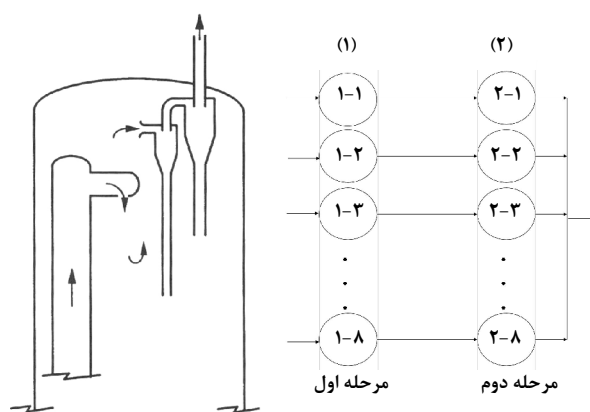
برای طراحی سیکلون‌ها یک روش مبنا وجود ندارد و به شیوه‌های گوناگونی عمل می‌شود که در هر کدام، از پارامترهای مختلفی استفاده می‌شود. تاکنون پژوهش‌های گسترده‌ای درباره نحوه تأثیر ابعاد سیکلون بر عملکرد آن انجام شده است.

پژوهشگران برای طراحی سیکلون‌ها و تعیین پارامترهای موثر بر کارایی آن‌ها و محاسبه افت فشار سیکلون‌ها مدل‌های استاندارد را ارائه کرده‌اند. آنها ابعاد بهینه‌ای را بر حسب قطر بدنه برای اجزای تشکیل‌دهنده آن پس از انجام آزمایش‌های فراوان برای کاربردهای مشخص تحت شرایط عملیاتی و محیطی به دست آوردند و از این نسبت‌ها به عنوان یک مرجع در طراحی و ساخت سیکلون‌ها استفاده کردند. نسبت‌های ابعادی مدل‌های استاندارد سوئیفت<sup>۳</sup> [۶]، استیرماند<sup>۴</sup> [۸]، لاپل [۹]، در جدول (۱) مورد اشاره قرار گرفته و با نسبت ابعادی مورد استفاده در سیکلون‌های واحد FCC پالایشگاه آبادان (طراحی شده توسط شرکت دوکان) مقایسه شده‌اند. از مقایسه نسبت‌های ابعادی مربوط به سیکلون‌های مراحل اول و دوم موجود در واحد FCC پالایشگاه آبادان با مدل‌های استاندارد، می‌توان به وجود برخی تشابهات هندسی در ویژگی‌های هندسی با مدل لاپل از نوع معمولی پی برد.

البته لازم به ذکر است که نمی‌توان به صراحت چنین اظهارنظری کرد. زیرا طراحی سیکلون تحت لیسانس شرکت طراح آن بوده و با توجه به عدم وجود گزارش در این زمینه، نمی‌توان به طور قطع درباره مدل طراحی به کار برده شده نظر داد.

دوکان<sup>۱</sup> طراحی شد. سیکلون‌های تحت بررسی در بخش احیاگر<sup>۲</sup> این واحد قرار دارند. این سیستم به دو منظور مرتبط با یکدیگر: (الف) جلوگیری از هدر رفتن و بازیابی کاتالیزگرهای موجود در جریان گاز، و (ب) جلوگیری از اثرات مخرب زیست محیطی ناشی از انتشار آن‌ها در محیط، طراحی و اجرا گردید.

احیاگر واحد FCC دارای ۸ سیکلون موازی است که هر کدام در یک مجموعه دو مرحله‌ای سری شده‌اند (شکل (۳)). این سیکلون‌ها علی‌رغم کارکرد موازی از کارایی بالایی در جداسازی برخوردار هستند. کارایی سیکلون‌های مرحله اول، بیشتر از سیکلون‌های مرحله دوم است. سیکلون‌های مراحل اول و دوم دارای لوله خروجی بلندی برای ذرات جمع شده هستند که در سیکلون‌های مرحله اول، لوله خروجی ذرات، درون یک بستر سیال، شناور است و در قسمت لوله خروجی سیکلون‌های مرحله دوم، یک شیر چکاننده قرار گرفته است که به صورت فنی یا گرانشی کار می‌کند.



شکل ۳- نمودار اجمالی چیدمان سیکلون‌های واحد FCC و نحوه جریان گاز در یک سیکلون

## ۷- محاسبات کارایی بخش احیاگر واحد FCC پالایشگاه آبادان

بر اساس داده‌های تجربی موجود مقدار بار کاتالیزگر موجود در گاز ورودی به سیکلون و میزان اتلاف کاتالیزگر، کارایی سیکلون‌های مراحل اول و دوم محاسبه می‌شوند. با توجه به داده‌های تجربی برای میزان بار  $0.0625 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$ ، میزان اتلاف کاتالیزگر از سیکلون‌های مرحله اول  $0.0578 \text{ (Kg/s)}$ ، شدت جریان ورودی  $79/68 \text{ (m}^3\text{/s)}$  و میزان اتلاف کاتالیزگر از سیکلون‌های مرحله دوم،  $0.01445 \text{ (Kg/s)}$ .

محور این شیر در اثر قرارگرفتن وزن معینی از کاتالیزگر بر روی آن، تغییر مکان می‌دهد و راه خروجی را باز می‌کند. بسته شدن این شیر باعث جلوگیری از نشت گاز از پایین به درون سیکلون می‌شود. در مجموع، افت فشار موجود در هر مرحله از سیکلون، منجر به توزیع تقریباً یکنواخت ذرات درون گاز در سیکلون‌ها می‌شود [۷].

3. Swift  
4. Stairmand

1. Ducon  
2. Regenerator

جدول ۱- مقایسه نسبت ابعادی اجزای سیکلون در مدل‌های استاندارد ارائه شده، با طراحی شرکت دوکان

دوکان		ظرفیت بالا		معمولی		بازدهی بالا		ویژگی
مرحله دوم	مرحله نخست	Swift	Stairmand	Swift	Lapple	Swift	Stairmand	
۱	۱	۱	۱	۱	۱	۱	۱	قطر بدنه استوانه‌ای (D/D)
۰/۵۳	۰/۵۴	۰/۸	۰/۷۵	۰/۵	۰/۵	۰/۴۴	۰/۵	ارتفاع دهانه ورودی (H/D)
۰/۲۱۹	۰/۲۱۸	۰/۳۵	۰/۳۷۵	۰/۲۵	۰/۲۵	۰/۲۱	۰/۲	عرض دهانه ورودی (W/D)
۰/۵۱۵	۰/۵۰۹	۰/۷۵	۰/۷۵	۰/۵	۰/۵	۰/۴	۰/۵	قطر لوله خروجی گاز (D <sub>g</sub> /D)
۰/۶۹۶	۰/۶۸	۰/۸۵	۰/۸۷۵	۰/۶	۰/۶۲۵	۰/۵	۰/۵	ارتفاع چرخانه یاب (S/D)
۰/۷۵	۰/۶۸	۱/۷	۱/۵	۱/۷۵	۲/۰	۱/۴	۱/۵	ارتفاع بدنه (L <sub>h</sub> /D)
۱/۵۹	۱/۶۳۵	۲/۰	۲/۵	۲/۰	۲/۰	۲/۵	۲/۵	ارتفاع بخش مخروطی (L <sub>h</sub> /D)
۰/۱۸	۰/۲۲	۰/۴	۰/۳۷۵	۰/۴	۰/۲۵	۰/۴	۱/۳۷۵	قطر لوله خروجی ذرات (D <sub>d</sub> /D)

جدول ۲- داده‌های سیکلون‌های FCC پالایشگاه آبادان

مقدار	ویژگی
۰/۴۸۴ (Kg/m <sup>۳</sup> )	چگالی گاز (ρ)
۰/۰۰۰۰۰۴ (Kg/m.s)	گرانروی گاز (μ)
۱۴۴۱/۷ (Kg/m <sup>۳</sup> )	چگالی ذره (ρ <sub>p</sub> )
۷۹/۷ (m <sup>۳</sup> /s)	شدت جریان (Q)
۲۲/۸ (m/s)	سرعت ورودی (V <sub>i</sub> )
۸/۸۶ (m)	قطر بدنه (D)
۰/۴۲ (m)	عرض دهانه ورودی (W)

دانه‌بندی یک نمونه از ذرات جامد موجود در گاز، در جدول (۳) ارائه شده است.

جدول ۳- توزیع ذرات بر مبنای درصد وزنی در کاتالیزگر

واحد FCC پالایشگاه آبادان

محدوده اندازه ذره (μm)	درصد وزنی ذرات
۰ - ۲۰	۱
۰ - ۴۰	۹
۰ - ۸۰	۶۰
۰ - ۱۰۵	۸۵/۵
۰ - ۱۴۹	۹۷

محاسبات زیر انجام می‌گیرد:

مقدار کاتالیزگر موجود در گاز ورودی:

$$0.0625 \times 79 / 68 = 4 / 98 \text{ (Kg / s)}$$

کارایی سیکلون‌های مرحله اول:

$$\eta_1 = \left( 1 - \frac{0.0578}{4 / 98} \right) \times 100 = 98 / 84$$

کارایی سیکلون‌های مرحله دوم:

$$\eta_2 = \left( 1 - \frac{0.01445}{0.0578} \right) \times 100 = 75$$

کارایی کلی مجموعه سیکلون‌های احیاگر:

$$\eta_T = \left( 1 - \frac{1 / 25}{27565} \right) \times 100 = 99 / 995$$

## ۸- بررسی مدل‌های گوناگون سیکلون‌ها

با معرفی و استفاده از مدل‌های شناخته شده، کارایی جداسازی و افت فشار سیکلون‌های واحد FCC پالایشگاه آبادان، محاسبه و با نتایج تجربی مقایسه می‌شوند و همچنین، میزان انطباق مدل مورد طراحی سیکلون‌های مورد بحث، تحت بررسی قرار می‌گیرد. برای این منظور، ابتدا داده‌های تجربی موجود ارائه می‌شوند. این داده‌های آزمایشگاهی، اساس طراحی سیکلون‌های شرکت دوکان بوده اند که در جدول (۲) ارائه شده‌اند.

برای به‌کارگیری داده‌های جدول (۳)، این داده‌ها به صورت جدول (۴) تبدیل می‌شود:

جدول ۴- ذرات بر مبنای درصد وزنی در کاتالیزگر

واحد FCC پالایشگاه آبادان

محدوده اندازه ذره (μm)	درصد وزنی ذرات
< ۲۰	۱
۲۰ - ۴۰	۸
۴۰ - ۸۰	۵۱
۸۰ - ۱۰۵	۲۵/۵
۱۰۵ - ۱۴۹	۱۱/۵
۱۴۹ >	۳

۸-۱ مدل طراحی لاپل

روابط این مدل در طراحی و شرایط عملیاتی به صورت جدول (۵) می‌باشد. نتایج به‌دست آمده در جدول (۶) آمده است.

اساس محاسبه کارایی در این مدل بر توزیع ذرات استوار است. با استفاده از داده‌های تجربی مربوط به سیکلون‌های واحد FCC پالایشگاه آبادان و براساس روابط ارائه شده در مدل لاپل، کارایی سیکلون در محدوده‌های مختلف ذرات محاسبه شد و متوسط آن به‌دست آمد. در شکل (۴) مقادیر محاسبه شده کارایی جداسازی ذرات با توجه به اندازه آنها ترسیم شده است.

جدول ۵- روابط مدل لاپل

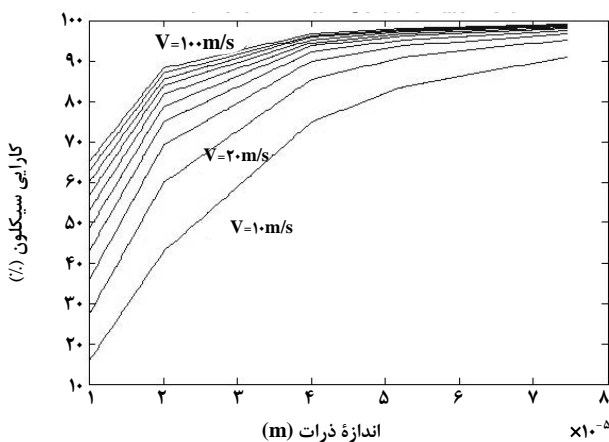
توضیحات	رابطه	ویژگی
	$N_c = \frac{1}{H} \left( L_b + \frac{L_c}{\gamma} \right)$	تعداد چرخش موثر گاز در بدنه سیکلون
$V_i$ : سرعت ورودی گاز	$\Delta t = \frac{\rho D N_c}{V_i}$	مدت لازم برای جدا شدن ذرات در چرخانه خارجی
$W$ : بیشینه مسافت طی شده توسط هر ذره برابر با عرض دهانه ورودی	$V_t = \frac{W}{\Delta t}$	سرعت نهایی ذره در فاصله $W$ از دیواره سیکلون
با فرض پیروی جریان از ناحیه استوکس	$D_F = 3 \pi \mu d_p v_t$	نیروی دراگ
$m$ : جرم ذره موجود در گاز $v = v_{ic}$ : سرعت ورودی و $\Gamma$ : شعاع ذره	$F_i = \frac{m v^{\Gamma}}{r}$	نیروی گریز از مرکز
	$d_p = \left[ \frac{9 \mu W}{\pi N_c V_i (\rho_p - \rho_g)} \right]^{\frac{1}{\Gamma}}$	قطر کوچکترین ذره قابل جداسازی از ابتدای دهانه ورودی سیکلون
$d_{pc}$ : قطر ذرات جداسازی شده با بازدهی ۵۰٪	$d_{pc} = \left[ \frac{9 \mu W}{\gamma \pi N_c V_i (\rho_p - \rho_g)} \right]^{\frac{1}{\Gamma}}$	قطر برشی ۵۰٪
معادله منطبق با منحنی کارایی برحسب $d_p/d_{pc}$ (لاپل) پیشنهاد شده توسط: تئودور و دی پائولا <sup>۱</sup>	$\eta_j = \frac{1}{1 + (d_{pc}/d_{pj})^{\Gamma}}$	کارایی جداسازی ذرات در محدوده زام
متوسط وزنی بازدهی‌های جداسازی برای محدوده‌های مختلف $m_j$ : جرم ذره در محدوده اندازه زام $M$ : جرم تمامی ذرات	$\eta = \frac{\sum \eta_j m_j}{M}$	کارایی کلی سیکلون

1. Theodore and DePaola

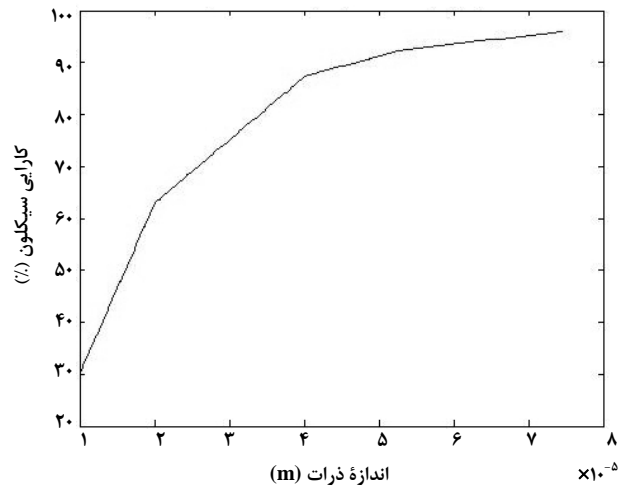
جدول ۶- نتایج محاسبات مربوط به کارایی سیکلون توسط مدل لاپل

$\eta \times m$	کارایی جداسازی ( $\eta$ ) (%)	قطر متوسط ( $\mu m$ )	دامنه اندازه ذرات ( $\mu m$ )	درصد وزنی در دامنه اندازه ذرات
۲/۹۶۷	۹۸/۹	۱۴۹	>۱۴۹	۳
۱۱/۳۲۷	۹۸/۵	۱۲۷	۱۰۵-۱۴۹	۱۱/۵
۲۴/۷۹۶	۹۷/۲۳	۹۲/۵	۸۰-۱۰۵	۲۵/۵
۴۷/۷۶۶	۹۳/۶۶	۶۰	۴۰-۸۰	۵۱
۶/۲۹۶	۷۸/۷	۳۰	۲۰-۴۰	۸
۰/۲۹۱۳	۲۳/۱۲۳	۱۰	<۲۰	۱

مجموع = ۹۳/۴۴%



(ب)



(الف)

شکل ۴- (الف) منحنی تغییرات کارایی جداسازی سیکلون بر حسب اندازه ذرات (مدل لاپل)،

(ب) تاثیر افزایش سرعت گاز ورودی به سیکلون بر روی کارایی جداسازی (مدل لاپل)

به دست آمده حاکی از افزایش کارایی جداسازی بر اثر ازدیاد سرعت جریان گاز است. لازم به ذکر است که افزایش سرعت تنها تا یک حد معین (سرعت بحرانی) امکان پذیر است و در صورت افزایش سرعت بیش از این حد، از یک سو لایه مرزی مناسب و توزیع سرعت مورد نیاز برای جداسازی ذرات از گاز عبوری از سیکلون را از بین می برد و از سوی دیگر، مشکل سایش دیواره سیکلون به وجود می آید.

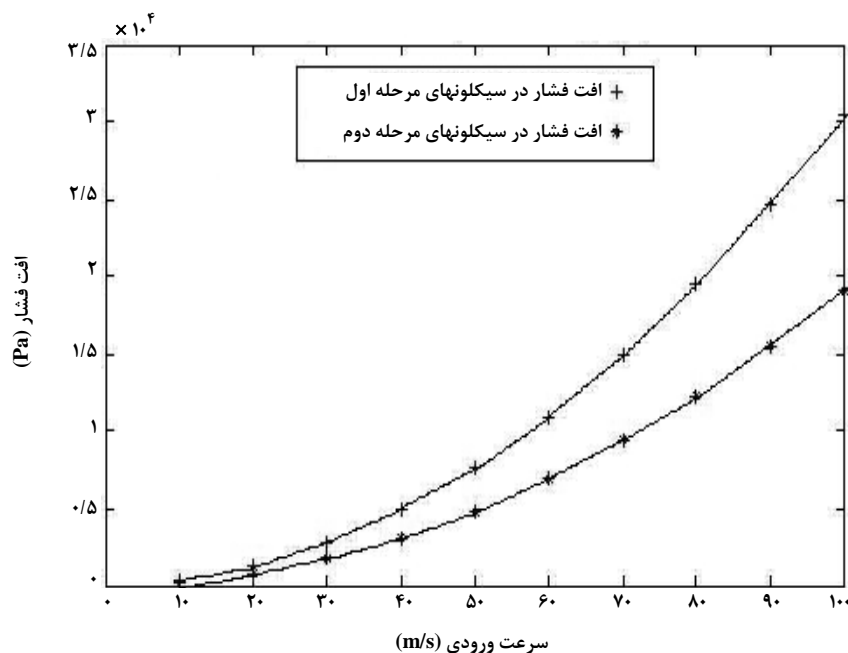
بر اساس شکل (۴-الف) کارایی جداسازی سیکلون با افزایش اندازه ذره، افزایش می یابد. بر اساس مدل لاپل، کارایی جداسازی ذره های بزرگتر از  $20 \mu m$ ، بین ۷۰٪ تا ۹۴٪ است. البته کارایی واقعی برای سیکلون های مرحله اول واحد FCC پالایشگاه آبادان بیش از ۹۸/۱۸٪ است و خطای موجود به خاطر عدم انطباق مدل مورد استفاده (مدل لاپل) می باشد.

تاثیر افزایش سرعت جریان گاز بر کارایی جداسازی برای ذرات با اندازه های مختلف در شکل (۴-ب) نشان داده شده است. نتایج

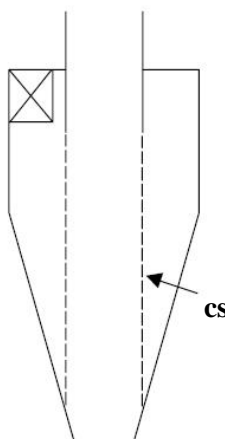
### ۸-۲ مدل بارت (مدل چرخش تعادلی)

این مدل، مبتنی بر وجود یک کنترل‌کننده سطحی است که توزیع سرعت حول این سطح بررسی می‌شود. این سطح که در شکل (۶) به صورت نقطه چین نشان داده شده است قطری برابر قطر داخلی چرخانه یاب و ارتفاع این سطح ( $H_{cs}$ ) برابر ارتفاع بین لوله خروجی گاز تا بخش مخروطی سیکلون می‌باشد. روابط ارائه شده در این مدل در جدول (۷) نشان داده شده‌اند.

تغییرات اختلاف فشار برحسب سرعت در سیکلون‌های مراحل اول و دوم در شکل (۵-الف) نشان داده شده‌است. همان‌گونه که مشخص است با افزایش سرعت، افت فشار زیاد می‌شود. افت فشار بیشتر به دلیل افزایش کارایی جداسازی مطلوب است. اختلاف فشار کل مراحل اول و دوم سیکلون در سرعت  $23 \text{ (m/s)}$  برابر  $2757/9 \text{ (Pa)}$  می‌شود که با اختلاف فشار اندازه‌گیری شده در واحد عملیاتی که برابر با  $4316 \text{ (Pa)}$  می‌باشد، اختلاف قابل توجهی دارد که به دلیل عدم تطبیق مدل است.



شکل ۵- نحوه تغییرات افت فشار با سرعت جریان گاز در سیکلون‌های مراحل اول و دوم (مدل لاپل)



شکل ۶- سطح کنترل مورد بررسی در مدل بارت



جدول ۷- روابط مدل بارت

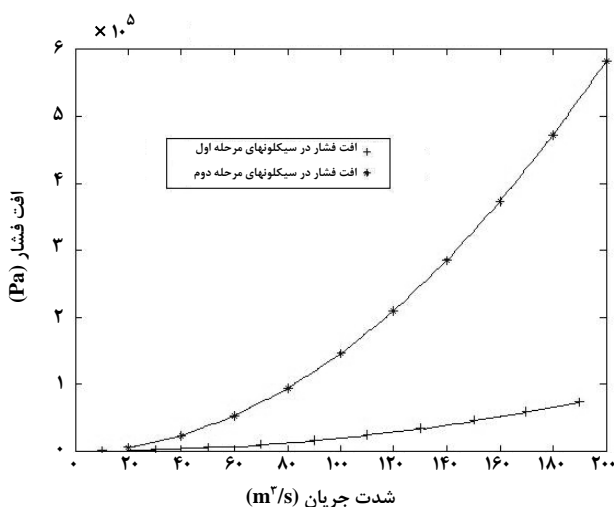
ویژگی	رابطه	توضیحات
سرعت دورانی ذره در چرخانه	$V_{rcs} = \frac{Q}{\pi H_{cs} D_x}$	Q: شدت جریان گاز ورودی D <sub>x</sub> : قطر چرخانه یاب
سرعت مماسی حول سطح کنترل	$V_{\theta cs} = \frac{V_x R_x R_i \pi}{ab\alpha + R_i H_{cs} \pi f}$ $\alpha = 1 - \left(\frac{b}{R}\right)^{1/4}$	b, a: ارتفاع و عرض ورودی f: ضریب اصطکاک R <sub>i</sub> : شعاع مدخل مماسی
نیروی گریز از مرکز	$F_s = \frac{\pi X^r}{\epsilon} \rho_p \left(\frac{v_{\theta cs}^r}{R_x}\right)$	v <sub>θcs</sub> : سرعت مماسی حول سطح کنترل R <sub>x</sub> : شعاع چرخانه یاب
نیروی دراگ به سمت داخل	$D_F = \pi X \mu v_{rcs}$	—
حداقل قطر ذره‌ی جدا شونده	$x_{\Delta} = \left(\frac{9 \mu v_{rcs} D_x}{\rho_p v_{\theta cs}^r}\right)^{1/r}$	—
کارایی جداسازی ذرات با اندازه‌های مختلف	$\eta(x) = \left(1 + \left(\frac{x_{\Delta}}{x}\right)^{6/r}\right)^{-1}$	تطبيق معادله لیت و دیرگو <sup>۱</sup> بر روی نمودار تجربی بارت.
افت فشار	$\frac{\Delta p}{\frac{1}{3} \rho v_{in}^r} = E u_{in} = 1 + r q^r \left(\frac{r(D-b)}{D_x} - 1\right) + r \left(\frac{r ab}{\pi D_x^r}\right)^r$ $q = \left(\frac{-\left(\frac{D_x}{r(D-b)}\right)^{1/4} + \left(\frac{D_x}{r(D-b)} + \frac{r A_R G}{ab}\right)^{1/4}}{\frac{r A_R G}{ab}}\right)^{1/r}$	A <sub>R</sub> : مساحت بدنه سیکلون f / r: G

محاسبات مربوط به کارایی در این مدل بر اساس داده‌های تجربی و روابط مدل به صورت جدول (۸) می‌باشد.

جدول ۸- نتایج محاسبات مربوط به کارایی سیکلون (مدل بارت)

دامنه اندازه ذرات (μm)	قطر متوسط (μm)	کارایی جداسازی η (%)	کسر وزنی m	η × m
> ۱۴۹	۱۴۹	۹۱/۲۴	۰/۰۳	۲/۷۴
۱۰۵-۱۴۹	۱۲۹	۸۹/۸۱	۰/۱۱۵	۱۰/۳
۸۰-۱۰۵	۹۲/۵	۸۶/۳۲	۰/۲۵۵	۲۲/۰۱
۴۰-۸۰	۶۰	۷۹/۸۲	۰/۵۱	۴۰/۷
۲۰-۴۰	۳۰	۶۴/۲	۰/۰۸	۵/۱۴
< ۲۰	۱۰	۲۸/۷۴	۰/۰۱	۰/۲۸۷۴

مجموع = ۸۱/۱۸٪



شکل ۸- مقایسه تغییرات افت فشار با شدت جریان گاز ورودی در سیکلون‌های مراحل اول و دوم (مدل بارت)

البته لازم به ذکر است که به دلیل شکل هندسی خاص و همچنین، کامل نبودن داده‌های آزمایشگاهی این سیکلون‌ها نمی‌توان به طور دقیق مدلی را با افت فشار آنها تطابق داد بلکه تنها می‌توان برآوردی از افت فشار و میزان نزدیکی داده محاسبه شده با مقدار آزمایشگاهی در دست داشت. داده‌های اندازه‌گیری شده در واحد FCC نیز به دلیل وجود روزنه‌ها و ترک‌های ناشی از سایش و دمای بالا در بدنه با داده‌های آزمایشگاهی تفاوت بسیار نشان می‌دهند.

### ۳-۸ مدل موشل ناتز

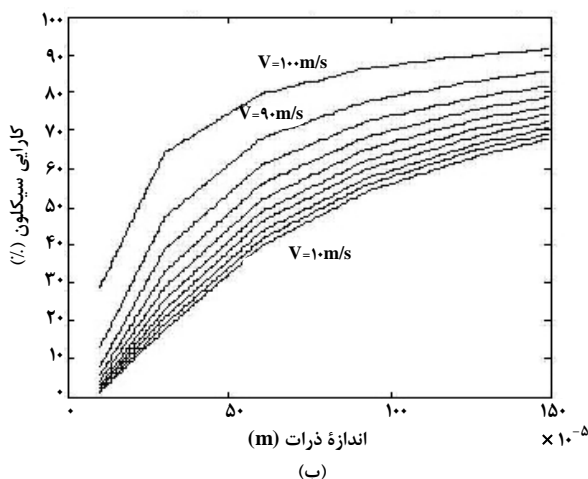
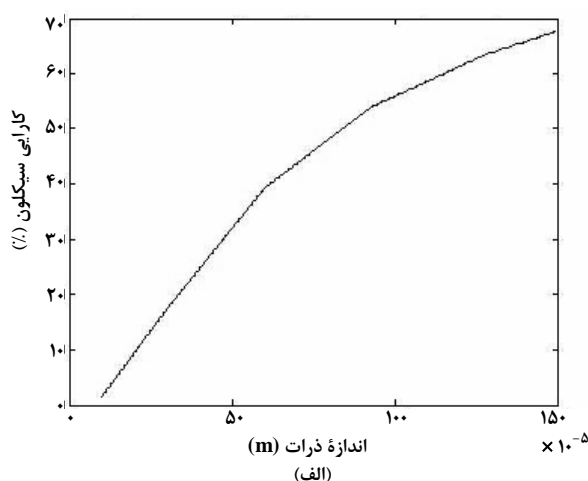
این مدل در واقع، مدل بارت گسترش یافته است و پارامترهای بیشتری برای افزایش دقت مدل را شامل گردیده است. مزیت‌های این مدل نسبت به مدل‌های دیگر شامل در نظر گرفتن زبری سطح در تماس با ذرات جدا شونده، میزان بار ذرات حمل شونده در گاز، و هم چنین اثر جست و خیزی بر روی اختلاف فشار و کارایی جداسازی است.

آنچه که این مدل را نسبت به دیگر مدل‌ها متمایز می‌سازد وجود پارامتری جهت در نظر گرفتن جست و خیز ذرات است که کارایی را با حادث شدن این پدیده به صورت دقیقتری محاسبه می‌کند.

برای بررسی این موضوع ابتدا اثر میزان بار ذرات حمل شده توسط گاز که اثر جست و خیز ذرات از آن ناشی می‌شود بررسی می‌گردد.

میزان ذرات جامدی که فاز گاز متلاطم ورودی به صورت سوسپانسیون با خود حمل کرده است به اندازه متوسط ذرات ( $x_{med}$ ),

حال با به دست آوردن نمودارهای مربوطه، می‌توان سیکلون‌های موردنظر را با این مدل مقایسه کرد.



شکل ۷- الف) منحنی تغییرات کارایی جداسازی سیکلون با اندازه ذرات (مدل بارت)، ب) تاثیر افزایش سرعت گاز ورودی بر کارایی جداسازی (مدل بارت)

شکل‌های (۷-الف) و (۷-ب) کارایی سیکلون را در حذف ذرات با اندازه‌های مختلف نشان می‌دهد. بر اساس این مدل نیز با افزایش شدت جریان گاز ورودی و در نتیجه سرعت ورودی و همچنین، افزایش اندازه ذرات، کارایی جداسازی افزایش می‌یابد. کارایی جداسازی سیکلون‌های واحد FCC پالایشگاه آبادان ۸۱٪ و دارای خطای بسیار زیادی است که قابل اطمینان نیست.

نحوه تغییرات  $\Delta P$  بر حسب شدت جریان گاز ورودی در شکل (۸) نشان داده شده است.  $\Delta P$  به دست آمده بر اساس این مدل (۴۸۶۰ Pa) و نسبت به مقدار واقعی بهتر از مدل لاپل عمل می‌کند.

ذرات که از مقدار محدود کننده تجاوز می کنند به محض ورود به سیکلون توسط نیروی گریز از مرکز به سمت دیواره کشانده می شوند و جدا می گردند، (ب) بخش باقیمانده که در سوسپانسیون متلاطم باقی می ماند برحسب توزیع ذرات و دانه بندی توسط چرخانه داخلی جداسازی می شوند. این فرایند را می توان بدین صورت تشریح کرد که دو سیکلون به صورت سری عمل جداسازی را انجام می دهند. مکانیسم جداسازی سیکلون اولیه بر اساس میزان بار ذرات و سیکلون ثانویه بر اساس دانه بندی ذرات جامد موجود در گاز می باشد [۱۰]. روابط ارائه شده در این مدل به شرح جدول (۹) است.

نقطه برش چرخانه داخلی ( $X_{d.}$ ) و میزان بار ذرات حمل شده ( $C_{ol}$ ) بستگی دارد. میزان بار محدود کننده ( $C_{o1}$ ) به صورت زیر تعریف می شود:

$$c_{ol} = 0.025 \left( \frac{X_{d.}}{X_{med}} \right) (1.0 \cdot c_o)^k$$

$$k = -0.11 - 0.10 \ln c_o$$

چنانچه  $c_o > c_{o1}$  باشد، پدیده جست و خیز روی خواهد داد. این مدل، وجود چنین شرایطی را اینگونه در نظر می گیرد که سیکلون به یک جدا کننده دو مرحله ای تبدیل می گردد: (الف) بخشی از

جدول ۹- روابط ارائه شده در مدل موثل ناتز

ویژگی	رابطه	توضیحات
میزان بار محدود کننده	$c_{ol} = 0.025 \left( \frac{X_{d.}}{X_{med}} \right) (1.0 \cdot c_o)^k$ $k = -0.11 - 0.10 \ln c_o$	
ضریب انقباض	$\alpha = \frac{1}{\xi} \left\{ 1 - \sqrt{1 + 4 \left[ \left( \frac{\xi}{2} \right)^2 - \xi \right] \sqrt{1 - \frac{(1 - \xi')(\xi - \xi')}{1 + c_o}}} \right\}$	$\xi = b/R$ b: عرض دهانه ورودی R: شعاع بدنه استوانه ای
سرعت در نزدیکی دیواره	$v_{\theta w} = \frac{v_i R_i}{\alpha R}$	$R_i = R - \frac{b}{2}$ $v_i$ : سرعت ورودی
میانگین هندسی شعاع	$R_m = \sqrt{R_x R}$	$R_x$ : شعاع لوله چرخانه یاب
سرعت عمودی در دیواره	$v_{zw} = \frac{0.9 Q}{\pi(R^2 - R_m^2)}$	Q: شدت جریان گاز ورودی
سرعت مماسی در چرخانه داخلی	$v_{\theta cs} = v_{\theta w} \left[ \frac{(R/R_x)}{1 + \frac{f A_x v_{\theta w} \sqrt{R/R_x}}{2Q}} \right]$	
مساحت سطح کل داخلی	$A_R = A_{roof} + A_{barrel} + A_{cone} + A_{vt}$	$A_{vt}$ : سطح جانبی لوله چرخانه یاب
قطر نقطه برش ذرات	$x_{d.} = x_{fact} \sqrt{\frac{18 \mu (0.9 Q)}{2 \pi (\rho_p - \rho) v_{\theta cs}^2 (H - S)}}$	$x_{fact}$ : ضریب تصحیح (معمولاً $0.9 < x_{fact} < 1.4$ )
کارایی برای ذره i ام	$\eta_i = \frac{1}{1 + (x_{d.} / x_i)^m}$	
کارایی بدون در نظر گرفتن پارامتر جست و خیزی	$\eta_i = \sum_{i=1}^N \eta_i \times \Delta MF_i$	$\Delta MF$ : جزء وزنی i امین ذره
کارایی با در نظر گرفتن پارامتر جست و خیزی	$\eta_r = \left( 1 - \frac{c_{ol}}{c_o} \right) + \left( \frac{c_{ol}}{c_o} \right) \sum_{i=1}^N \eta_i \times \Delta MF_i$	
افت فشار ( $\Delta p$ )	$\Delta p_{body} = \frac{f A_x \rho (v_{\theta w} v_{\theta cs})^{1/2}}{2 \times 0.9 Q}$ $\Delta p_x = \left[ 2 + \left( \frac{v_{\theta cs}}{v_x} \right)^2 + 2 \left( \frac{v_{\theta cs}}{v_x} \right)^2 \right] \frac{1}{2} \rho v_x^2$ $\Delta p = \Delta p_{body} + \Delta p_x$	افت فشار ناشی از اصطکاک در حرکت بر روی بدنه $\Delta p_x$ : افت فشار ناشی از حرکت در چرخانه داخلی و لوله چرخانه یاب

جدول (۱۰) نتایج محاسبات مربوط به این مدل و کارایی محاسبه شده سیکلون را نشان می‌دهد.

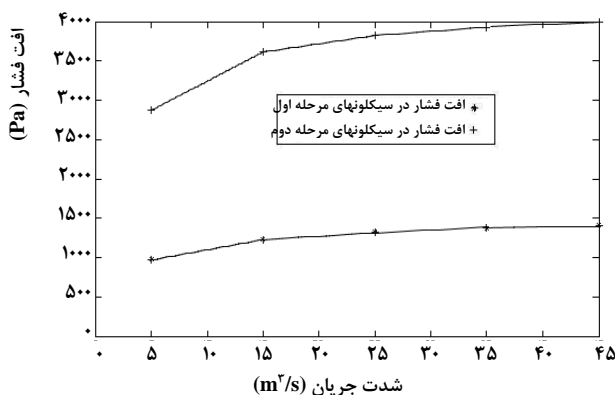
جدول ۱۰- نتایج محاسبات مربوط به کارایی سیکلون توسط مدل موشل ناتز

$\eta \times \Delta MF_i$	کسر وزنی $\Delta MF_i$	کارایی جداسازی $\eta$ (%)	قطر متوسط ( $\mu\text{m}$ )	دامنه اندازه ذرات ( $\mu\text{m}$ )
۳	۰/۰۳	۱۰۰	۱۴۹	> ۱۴۹
۱۱/۵	۰/۱۱۵	۱۰۰	۱۲۹	۱۰۵-۱۴۹
۲۵/۵	۰/۲۵۵	۱۰۰	۹۲/۵	۸۰-۱۰۵
۵۰/۹	۰/۵۱	۹۹/۹۷	۶۰	۴۰-۸۰
۷/۶۶۴	۰/۰۸	۹۵/۸	۳۰	۲۰-۴۰
۰/۰۱۰۳	۰/۰۱	۱/۰۳	۱۰	۲۰ <

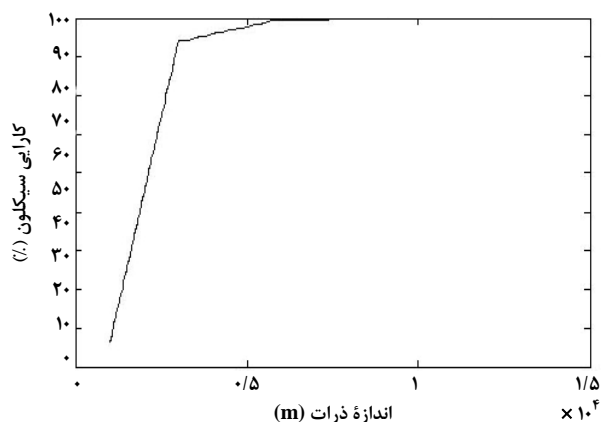
مجموع = ۹۸/۵۷۴٪

افت فشار در سیکلون‌های مرحله اول با استفاده از مدل موشل ناتز، ۳۴۳۳ (Pa) و در سیکلون‌های مرحله دوم، ۱۱۴۱ (Pa) می‌باشد که در مجموع، افت فشار کلی به ۴۵۷۲ (Pa) می‌رسد. طبق داده‌های تجربی در واحد FCC، افت فشار کلی در حدود ۴۳۱۶ (Pa) است که خطایی در حدود ۶٪ دارد که نسبت به دیگر مدل‌ها دارای دقت بالاتر و قابل اطمینان تر است. نحوه تغییرات افت فشار با شدت جریان ورودی در شکل (۱۰) نشان داده شده است. مشاهده می‌گردد نتایجی که در مدل‌های قبلی به دست آمده‌اند در اینجا به صورت دقیق‌تری حاصل می‌شوند.

ملاحظه می‌شود که با در نظر گرفتن پدیده جست و خیز، محاسبه مقدار کارایی جداسازی دقیق‌تر می‌شود و تطابق آن با داده‌های تجربی افزایش می‌یابد. نمودار کارایی جداسازی برای ذره‌هایی با قطرهای مختلف در شکل (۹) نشان داده شده است که با نتایج تجربی منطبق است. در این مدل نقطه برش ذرات حدود ۲۰ میکرون است که بسیار نزدیک به نتایج تجربی حاصل از تجزیه آزمایشگاهی کاتالیزگر است. کارایی در سیکلون‌های مرحله اول در حدود ۹۹/۸٪ است که خطای بسیار کمتری نسبت به دیگر مدل‌ها دارد.



شکل ۱۰- تغییرات افت فشار با شدت جریان گاز ورودی سیکلون‌های مراحل اول و دوم بر اساس مدل موشل ناتز



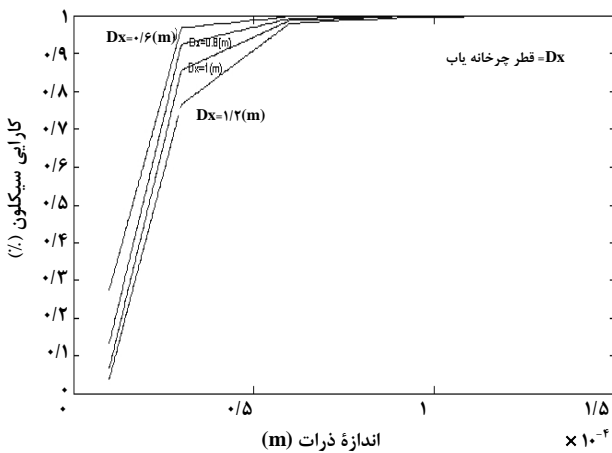
شکل ۹- تغییرات کارایی جداسازی با اندازه ذرات برای سیکلون مرحله اول بر اساس مدل موشل ناتز

ارتفاع چرخانه یاب برابر با ارتفاع دهانه ورودی و برای میزان بار جامد بالا کمتر از ارتفاع دهانه ورودی پیشنهاد می‌شود. ارتفاع چرخانه یاب به سرعت گاز ورودی و میزان بار جامد بستگی دارد، در میزان بار جامد بسیار بالا ارتفاع بهینه چرخانه یاب برابر با نصف ارتفاع دهانه ورودی در نظر گرفته می‌شود [۱۱].

تاثیر قطر چرخانه یاب بر روی کارایی جداسازی سیکلون در ادامه مورد بررسی قرار گرفت.

با توجه به شکل (۱۲) مشخص می‌گردد که با افزایش قطر چرخانه یاب، کارایی جداسازی ذرات جامد کاهش می‌یابد دلیل آن کاهش زمان ماند گاز درون سیکلون، کاهش افت فشار، افزایش احتمال ماندگی ذرات جامد و افزایش امکان از بین رفتن لایه مرزی مناسب برای فرایند جداسازی است.

این مشخصه در طی عملیات بهینه سازی سیکلونهای FCC پالایشگاه آبادان کاهش یافت و در نتیجه افت فشار، زمان ماند گاز در سیکلون و کارایی سیکلون افزایش یافت.

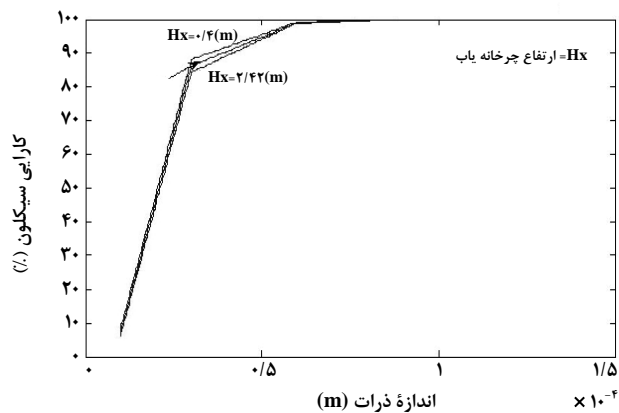


شکل ۱۲- نحوه تغییرات کارایی جداسازی بر حسب اندازه ذره با تغییر قطر چرخانه یاب (مدل موشل ناتز)

در ادامه، تغییرات در قطر لوله جمع‌آوری کننده برای ارزیابی نحوه تغییر کارایی جداسازی ذرات مورد بررسی قرار گرفت. این تغییرات در شکل (۱۳) نشان داده شده است. مشاهده می‌گردد که با کاهش قطر لوله جمع‌آوری کننده کارایی جداسازی افزایش می‌یابد، که دلیل آن ایجاد افت فشار مناسبتر بین ورودی و خروجی سیکلون و همچنین، حفظ افت فشار مطلوب برای جلوگیری از خروج ذرات

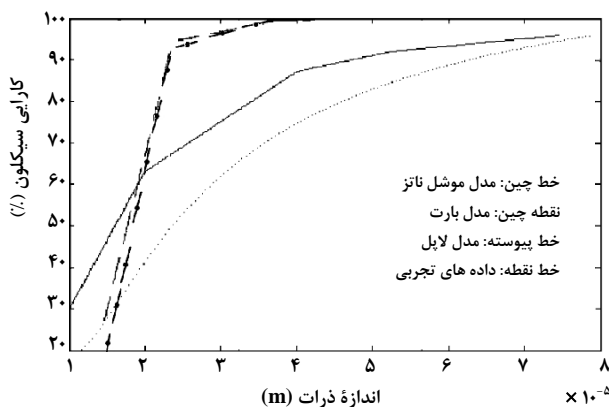
برای بهینه سازی سیستم موجود در واحد FCC پالایشگاه آبادان حالات مختلف بررسی شده‌اند. تغییر قطر چرخانه یاب و ارتفاع چرخانه یاب و قطر داخلی لوله جمع‌آوری کننده ذرات جامد از جمله موارد بررسی شده بر اساس این مدل است. برای این منظور، محاسبات لازم انجام و نمودارهای مربوط به تغییر این مشخصه‌ها و تاثیر آنها بر کارایی، نشان داده شده است. در محاسبات مربوط به این نمودارها با تغییر مشخصه مورد نظر و ثابت نگه داشتن سایر مشخصه‌ها، نحوه تغییر کارایی با اندازه ذره ارائه شده است.

همانگونه که در شکل (۱۱) نشان داده شده است، تغییر ارتفاع چرخانه یاب تاثیر قابل توجهی بر کارایی جداسازی ذرات بزرگ ندارد، ولی با افزایش ارتفاع چرخانه یاب، کارایی جداسازی برای ذرات کوچکتر کاهش می‌یابد.



شکل ۱۱- تغییرات کارایی جداسازی با تغییر ارتفاع چرخانه یاب (مدل موشل ناتز)

دلیل این موضوع را می‌توان در کاهش ارتفاع کنترل کننده سطح استوانه‌ای و همچنین از بین رفتن لایه مرزی مناسب برای جداسازی، بر هم خوردن موازنه نیرو در کنترل کننده سطحی و همچنین کاهش افت فشار جست و جو کرد، لذا ارتفاع بهینه‌ای وجود خواهد داشت که با استفاده از این مدل، نمی‌توان به بررسی آن پرداخت. همان‌طور که گفته شد اساس مدل موشل ناتز بر جداسازی حول کنترل سطح استوانه‌ای (CS) است و هر چه ارتفاع چرخانه یاب کمتر باشد، سطح جداسازی افزایش می‌یابد. اما به تجربه اثبات شده است که وجود چرخانه یاب باعث افزایش کارایی جداسازی برای ذرات کوچک می‌شود. برای میزان بار جامد کم

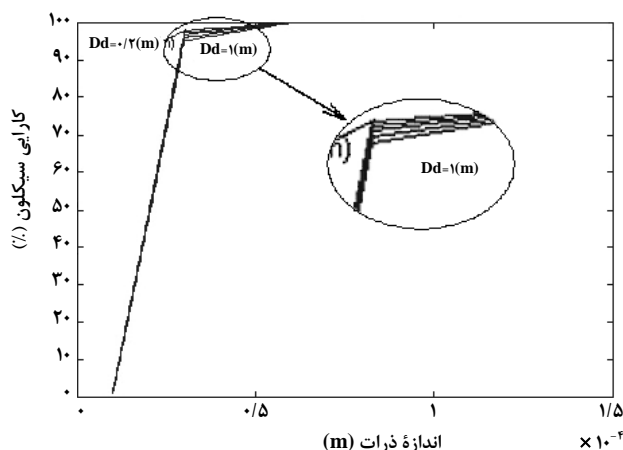


شکل ۱۴- مقایسه کارایی‌های تجربی و محاسبه شده بر حسب اندازه ذرات با استفاده از مدل‌های لاپل، بارت و موشل ناتز با کاربرد مشخصه‌های سیکلون‌های شرکت دوکان

#### مراجع

- [1] W. Yang, "Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems", CRC Press, First Edition, pp. 599-617, (2003).
- [2] T. J. Herrick, W.T. Davis, "Air Pollution Engineering Manual", Air & Waste Management Association, Second Edition, pp. 69-71, (1992).
- [3] E. Ludwig, "Design for Chemical and Petrochemical Plants", Golf Publishing Co., Third Edition, pp. 259-269, (1977).
- [4] L.K. Wang, N.C. Pereira, Y. Hung, "Air Pollution Control Engineering", Vol. 1, Humana Press, First Edition, pp. 98-132, (2004).
- [5] J.R. Couper, W.R. Penney, "Chemical Process Equipment: Selection and Design", Golf Publishing Co., First Edition, pp. 261, (2005).
- [6] W. Nazaroff, L. Alvarez-Cohen, "Environmental Engineering Science", Wiley, 1st Edition, pp. 442-454, (2000).
- [7] I. Hugo, D. Lasa, G. Dogu, A. Ravella, "Chemical Reactor Technology for Environmentally Safe Reactors and Products", Springer, First Edition, pp. 36, (1991).
- [8] J. M. Coulson, J.F. Richardson, R.K. Sinnott, "Chemical Engineering", Pergamon Press, Third Edition, Vol. 6, pp. 448-455, (1999).
- [9] J.H. Lehr, M. Hyman, W.J. Seevers, T. Gass, "Handbook of Complex Environmental Remediation Problems", McGraw-Hill Professional, First Edition, Chap. 3, pp. 27-33, (2001).
- [10] C. Hoffmann, L.E. Stein, "Gas Cyclones and Swirl Tubes Principles, Design and Operation", Springer, Second Edition, pp. 59-133, (2007).
- [11] J.J. McKetta, "Encyclopedia of Chemical Processing and Design", CRC Press, First Edition, pp. 257, (1975).

جمع‌آوری شده و ممانعت از اثرات ماندگی می‌باشد. همچنین، حفظ لایه مرزی برای حرکت چرخشی جریان‌های پایین رونده و بالا رونده در انتهای سیکلون از دیگر مزایای این تغییر است. در پروژه بهینه‌سازی سیکلون‌های پالایشگاه آبادان با کاهش قطر لوله جمع‌آوری کننده کارایی سیکلون افزایش یافت.



شکل ۱۳- نحوه تغییرات کارایی جداسازی بر حسب اندازه ذره با تغییر قطر لوله جمع‌آوری ذرات جامد (مدل موشل ناتز)

#### ۹- نتیجه‌گیری

مدل‌های استاندارد طراحی سیکلون لاپل، بارت و موشل ناتز ارائه و بررسی شد. تطابق داده‌های تجربی سیکلون‌های واحد FCC پالایشگاه آبادان با مدل‌های ذکر شده مورد ارزیابی قرار گرفت. مقادیر کارایی و افت فشار به دست آمده به صورت تجربی از سیکلون‌های تحت بهره برداری، تطابق بالاتری با مدل موشل ناتز در مقایسه با سایر مدل‌های مورد بحث داشت. هرچند افت فشار محاسبه شده بر اساس مدل بارت به طور نسبی قابل قبول بوده ولی در محاسبه بازدهی سیکلون، از دقت خوبی برخوردار نیست (شکل (۱۴)).

در ضمن، نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهند که برای بهبود عملکرد سیکلون‌ها لازم است قطر چرخانه یاب و لوله جمع‌آوری ذرات جامد کاهش یابد. همچنین، با افزایش سرعت گاز ورودی می‌توان کارایی سیکلون‌ها را افزایش داد.