

طراحی و ساخت مجموعه هیدروسیکلونها جهت تغلیظ و شستشوی محلول

نشاسته

محمد مهدی منتظر رحمتی

استادیار گروه مهندسی شیمی - دانشکده فنی - دانشگاه تهران

امید سبزواری

دانشجوی کارشناس ارشد گروه مهندسی شیمی - دانشکده فنی - دانشگاه تهران

(تاریخ دریافت ۷۷/۱۲/۲۲، تاریخ تصویب ۷۸/۱/۴)

چکیده

در فرایند تولید نشاسته از آرد از گریز از مرکزهای رسوبی (دکانتورها) برای جداسازی نشاسته مرغوب (درجه یک) از نشاسته نامرغوب (درجه دو) استفاده می‌شود. به علت مشکلات زیاد عملیاتی از قبیل تنظیم دور گریز از مرکز، هزینه بالای سرمایه گذاری، عملیات و تعمیر و نگهداری و ایجاد ارتعاش زیاد که وجود ضربه گیرهای متعدد در پی را ضروری می‌سازد، اقدام به بررسی امکان جایگزینی این گریز از مرکزها با مجموعه‌هایی از هیدروسیکلونها (چند مالتی سیکلون) شد. علاوه بر پایین تر بودن تمام هزینه‌ها اعم از سرمایه گذاری، عملیاتی، تعمیر و نگهداری به علت آسانی ساخت و نبود قطعات متحرک و چرخنده در این دستگاهها، دستیابی به دانش فنی ساخت داخلی که در این تحقیق میسر شد مزیتی عمده به شمار می‌رود. البته عدم انعطاف پذیری در طراحی هیدروسیکلونها در حد دلخواه نیز در این بررسی روشن شد، ولی روی هم رفته نتایج مطلوبی از این طراحی و ساخت و جایگزینی بدست آمد.

واژه های کلیدی: هیدروسیکلون، مالتی سیکلون، تغلیظ، شستشو، نشاسته

مقدمه

به علت وابستگی شدید به غلظت و دبی خوراک، محدودیت در مشخصه‌های جداسازی (مثل محدوده cut size، cut sharpness، تغلیظ و تصفیه)، مستعد بودن برای سانیدگی که البته می‌توان با انتخاب جنس مناسب آن را به حداقل رساند. همچنین نیروهای برش قوی که در سیکلون وجود دارند نیز گاهی به عنوان یک عیب مطرح می‌شوند زیرا با وجود این نیروها نمی‌توان از مواد تجمع دهنده ذرات جهت بهبود جداسازی سود جست.

کاربرد هیدروسیکلونها در صنعت را می‌توان به هشت بخش کلی زیر تقسیم کرد: ۱- تصفیه مایعات ۲- تغلیظ دوغاب ۳- شستشوی جامدات ۴- دسته بندی جامدات بر اساس اندازه ذرات ۵- طبقه بندی جامدات بر اساس چگالی یا شکل ذرات ۶- اندازه گیری ذرات ۷- جداسازی گاز از مایع ۸- جداسازی دو مایع امتزاج ناپذیر. در فرایند تولید نشاسته، هیدروسیکلونها مورد نظر باید اهداف تصفیه مایع، تغلیظ دوغاب، دسته بندی ذرات جامد، و شستشوی جامدات از مجموعه اهداف فوق را تامین نمایند.

در حال حاضر در کارخانه نشاسته و گلوکز ایران از گریز از مرکزهای رسوبی یا دکانتورها جهت عملیات تغلیظ و شستشوی محلول نشاسته استفاده می‌شود. عمل جداسازی در این دستگاهها مبتنی بر استفاده از نیروهای گریز از مرکز است. هدف از این تحقیق جایگزینی آرایش مشخصی از هیدروسیکلونها به جای این دکانتورها می‌باشد. عمل جداسازی جامد-مایع در هیدروسیکلونها نیز بر مبنای اثر نیروهای گریز از مرکز است. اما بر خلاف گریز از مرکزهای رسوبی، هیدروسیکلونها فاقد قطعات متحرک اند و جداسازی بر اثر تشکیل گرداب و از طریق پمپ کردن خوراک به طور مماسی بداخل هیدروسیکلون بوجود می‌آید.

مزایای عمده هیدروسیکلونها عبارتند از: ساخت، نصب، راه اندازی، تعمیر و نگهداری آسان، امکان استفاده از جنسهای مختلف برای ساخت هیدروسیکلون، نیاز به مساحت کم جهت نصب سیستم، هزینه پیریزی، راه اندازی و سرمایه گذاری پایین.

البته هیدروسیکلونها دارای معایبی نیز به شرح زیر می‌باشند: مشکل بودن محاسبات و ضرورت انجام آزمایش پیش از طراحی صنعتی، نداشتن انعطاف پذیری در مقابل شرایط عملیاتی

نشاسته و فرایند موجود برای تولید نشاسته

نشاسته ترکیبی از هیدروکربنهای متراکم به فرمول شیمیایی عمومی $(C_6H_{10}O_5)_n$ می‌باشد. در این فرمول n بیش از ۱۰۰۰ است. نشاسته ماده‌ای است سفیدرنگ، بی بو، بی طعم که در اغلب گیاهان موجود است و در نقاط مختلف دنیا بیشتر از ذرت، گندم، سیب زمینی و برنج بدست می‌آید و نقش مهمی در تغذیه افراد دارد.

نشاسته‌هایی که از مواد مختلف بدست می‌آیند دارای شکل میکروسکوپی و جرم مولکولی متفاوت‌اند. مثلاً جرم مولکولی نشاسته ذرت در حدود ۷۷۰۰۰ و جرم مولکولی نشاسته گندم در حدود ۱۷۰۰۰۰ است. نشاسته گندم گرد و حداکثر اندازه ذرات آن ۵۰ - ۴۵ میکرون می‌باشد. انواع نشاسته دارای چگالی $1/53$ - $1/50$ می‌باشند.

از مهمترین موارد استفاده نشاسته به غیر از مصارف صنعتی تبدیل آن به مواد شیرین مثل گلوکز و دکستروز است. این کار با هیدرولیز مخلوط خمیری نشاسته و اسید یا آنزیم در داخل راکتور انجام می‌گیرد. نوعی از آن نیز به نام شربت گلوکز به عنوان شیرین کننده و قوام دهنده در صنایع کیک و شیرینی پزی و آدامس مصرف می‌شود.

هنگام تولید نشاسته محصول جانبی مهم دیگری به نام گلوتن تولید می‌شود که جدا کردن آن از نشاسته خود بخش مهمی از فرایند است. گلوتن مجموعه پروتئینهای نامحلول در آب و قابل استخراج از گندم می‌باشد و از دو قسمت گلوتمین و گیلیادین تشکیل شده است که داری خواص متفاوتی می‌باشند. گلوتن ۸۰ درصد پروتئین گندم را تشکیل می‌دهد و داری خاصیت چسبندگی و کشسانی می‌باشد. این ماده در پخت نانهای دارای کیفیت بالا و حتی غذاهای آماده گوشتی به کار می‌رود.

به منظور تعیین علت کاربرد هیدروسیکلون در فرایند تولید نشاسته و محل کاربرد آن ابتدا شرح مختصری از فرایند تولید نشاسته از گندم ارائه می‌شود. نمودار جریان فرایند در شکل (۱) ارائه شده است که قسمتهای مربوط به این تحقیق در آن شماره و نامگذاری شده‌اند [۷].

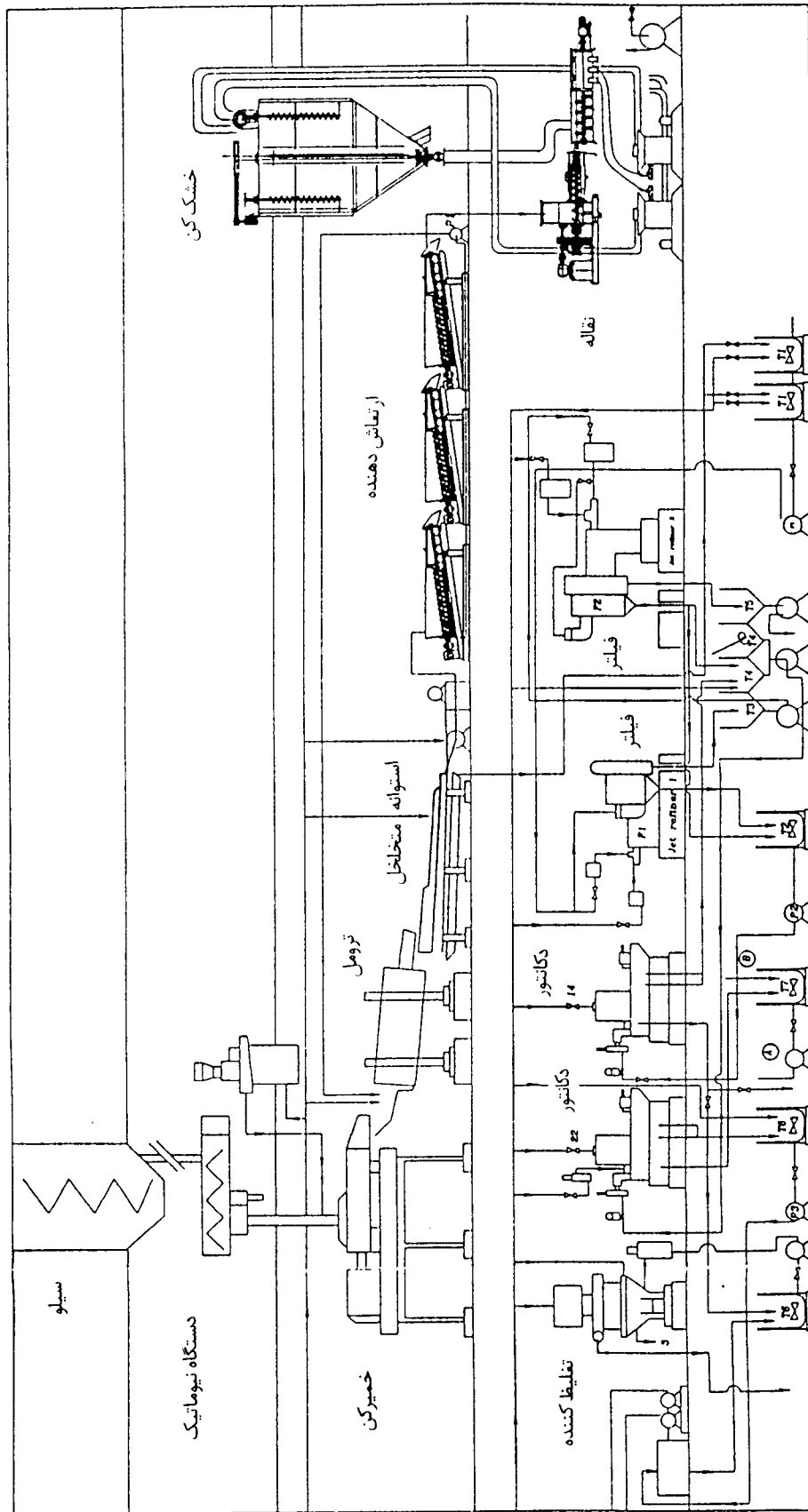
آرد که در سیلوهای مخصوص در قسمت آسیا انبار شده است با سیستم نیوماتیک به سیلوی چهارتنی قسمت تولید وارد می‌شود و پس از خروج از سیلو به دستگاه خمیرکن منتقل می‌شود. آرد در این دستگاه با آب و نمک به نسبت لازم ترکیب می‌شود. سپس خمیر وارد دستگاهی به نام ترومل می‌شود که برای جداسازی نشاسته و گلوتن مورد استفاده قرار می‌گیرد. در این دستگاه نشاسته

در اثر شستشوی خمیر با آب از گلوتن جدا شده و به صورت معلق در می‌آید و پس از رسیدن به استوانه متخلخلی که در انتهای ترومل قرار دارد مخلوط آب و نشاسته از سوراخها عبور کرده و خمیر به طرف جلو حرکت می‌کند و پس از رسیدن به انتهای استوانه روی ارتعاش دهنده می‌ریزد که سینی مشکی است با شیب ۱۵ درجه که روی آن دوشی نصب شده که آب تازه روی خمیر می‌ریزد تا تمام نشاسته از خمیر شسته شود. آب شستشو با چگالی $1/028$ در مخازنی ذخیره می‌شود. سپس خمیر وارد ورزدهنده می‌شود که در آنجا نیز بار دیگر (سومین بار) نشاسته باقیمانده شسته و جدا می‌شود. آبهای شستشوی دو مرحله اخیر به ترومل برگردانده می‌شوند.

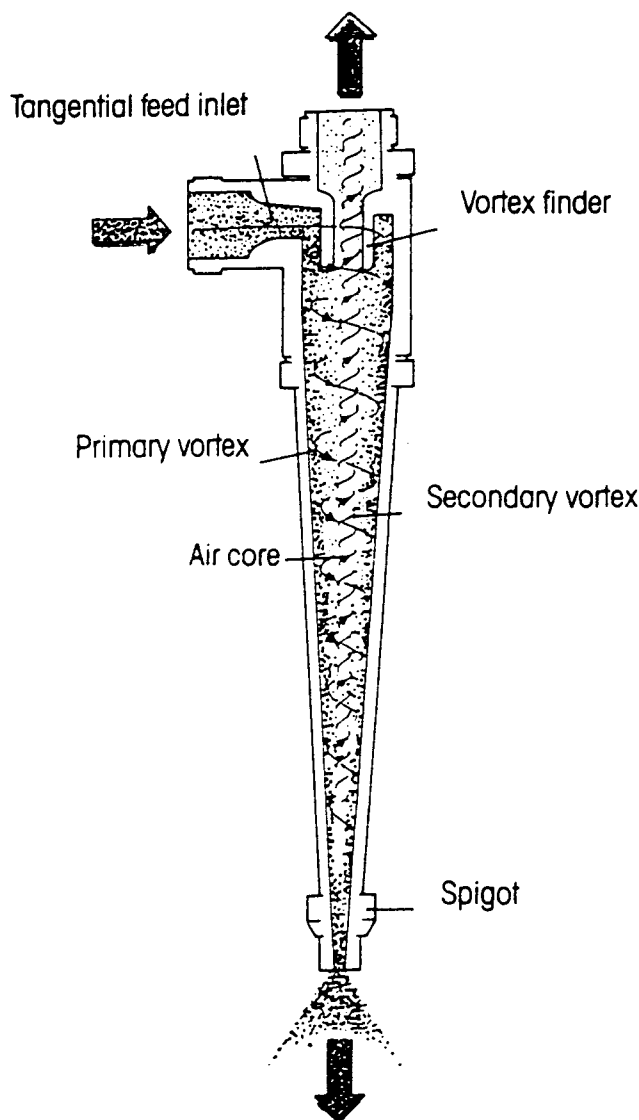
گلوتنی که نشاسته تقریباً از آن گرفته شده به شکل رشته در آمده و وارد خشک کن می‌شود برای آسانی کار مقداری پودر گلوتن نیز به خشک کن اضافه می‌شود و سپس محصول بسته بندی می‌شود. آب شستشوی حاوی نشاسته خروجی از ترومل در مخازن ذخیره نشاسته T_1 تخلیه می‌شود. دوغاب نشاسته از این مخزن به یک دستگاه فیلترگریز از مرکز پمپ می‌شود که در آن الیاف و پوسته‌های گندم و گلوتن معلق تصفیه می‌شوند. خروجی از فیلتر به مخزن T_2 تخلیه می‌شود و آب تصفیه جهت فیلتراسیون مجدد وارد مخزن T_3 می‌شود و از آنجا به فیلترگریز از مرکز دوم پمپ می‌شود. محلول تصفیه شده از فیلتر دوم به مخزن T_4 یا T_5 و مواد زاید به مخزن T_6 و از آنجا به فاضلاب ریخته می‌شوند.

نشاسته موجود در مخزن T_2 (دارای بومه $145-145.4$ s.g) به جداکننده‌های رسوبی یا دکانتورها پمپ می‌شود. چهار دستگاه جدا کننده از نوع دکانتور مورد استفاده قرار می‌گیرند که هر جفت از آنها عملکرد یکسانی دارند و به صورت موازی عمل می‌کنند. دو دستگاه اول برای شستشوی محلول نشاسته و تغلیظ آن و تهیه نشاسته با بومه ۱۴ مورد استفاده قرار می‌گیرند. در اینجا از آب برای شستشوی پروتئینهای محلول در دوغاب استفاده می‌شود. پروتئینهای محلول در مرحله تولید گلوکز از نشاسته درجه یک سبب ایجاد واکنشهای جانبی و در نهایت تیرگی و نامرغوبی شربت گلوکز می‌شوند. حداکثر مقدار پروتئین قابل قبول از نظر تجاری $0/3$ درصد جرمی است.

محلول نشاسته شسته و تغلیظ شده خروجی از دو دکانتور اول که دارای بومه ۱۴ است وارد مخزن T_4 و دوغاب رقیق خروجی از این دو دکانتور به مخزن T_5 و از آنجا به فاضلاب تخلیه می‌شود. محلول نشاسته با بومه ۱۴ به دو دکانتور موازی دوم پمپ می‌شود. این دو دکانتور جهت تغلیظ و تهیه نشاسته‌های درجه یک و دو به کار می‌روند. محلول نشاسته با عبور از این دکانتورها به دو قسمت



شکل ۱: نمودار جریان فرآیند تولید نشاسته.



شکل ۲: اجزای اصلی و نحوه عملکرد هیدروسیکلون.

امکان خروج کامل جریان جهت حرکت گرداب اولیه تغییر می‌یابد و یک گرداب ثانویه در جهت مخالف و به سمت بالا تشکیل می‌شود که به دور محور مرکزی سیکلون در حال چرخش است و در نهایت از طریق نازل فوقانی از سیکلون خارج می‌شود. جهت گردش هر دو گرداب یکسان است [۶].

ذرات دارای چگالی بیشتر و یا اندازه بزرگتر تحت نیروی گریز از مرکز بیشتری قرار می‌گیرند و به سمت دیواره سیکلون حرکت می‌کنند و از آنجا به علت نیروی وزن و جریان گرداب اولیه در طول دیواره سیکلون به سمت پایین حرکت می‌کنند.

ذرات سبکتر و کوچکتر که نیروی گریز از مرکز کمتری بر آنها وارد می‌شود بیشتر با جریان سیال حرکت کرده، وارد گرداب ثانویه شده و به همراه آن به سمت بالا حرکت کرده و از طریق لوله سرریز از

تقسیم می‌شود. یک قسمت محلولی با بومه ۲۲ - ۲۰ که به مخزن T_1 تخلیه می‌شود و این محصول در حقیقت نشاسته درجه یک (نشاسته A) است که جهت تولید شربت گلوکز به واحد گلوکز سازی منتقل می‌شود. قسمت دیگر که دوغاب رقیقتر (درصد جامدات کمتر) است به عنوان نشاسته درجه دو (نشاسته B) به مخزن ذخیره T_2 تخلیه و از آنجا به خشک کن منتقل می‌شود.

هدف از این پروژه طراحی مجموعه هیدروسیکلونهایی برای جایگزینی این چهار دکانتور است. طراحی بر مبنای خوراک ورودی از مخزن T_2 با سرعت جریان ۱۵ متر مکعب بر ساعت و دارای بومه ۴ انجام می‌شود.

خروجی از مجموعه هیدروسیکلونها نیز دو محصول با مشخصات زیر است:

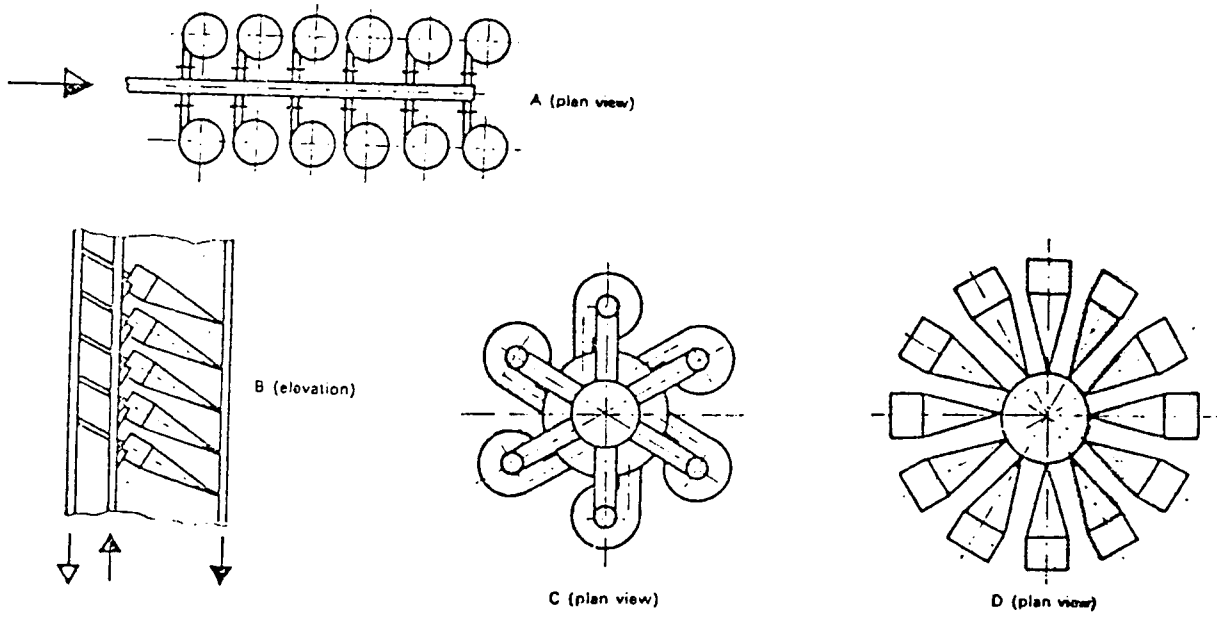
۱ - نشاسته درجه یک با سرعت جریان حجمی ۲ متر مکعب در ساعت با بومه ۲۲ - ۲۰ و درصد پروتئین ۰/۳ درصد جهت انتقال به واحد تولید شربت گلوکز.

۲ - نشاسته درجه دو که از لحاظ مقدار و کیفیت حساسیت خاصی درباره آن وجود ندارد.

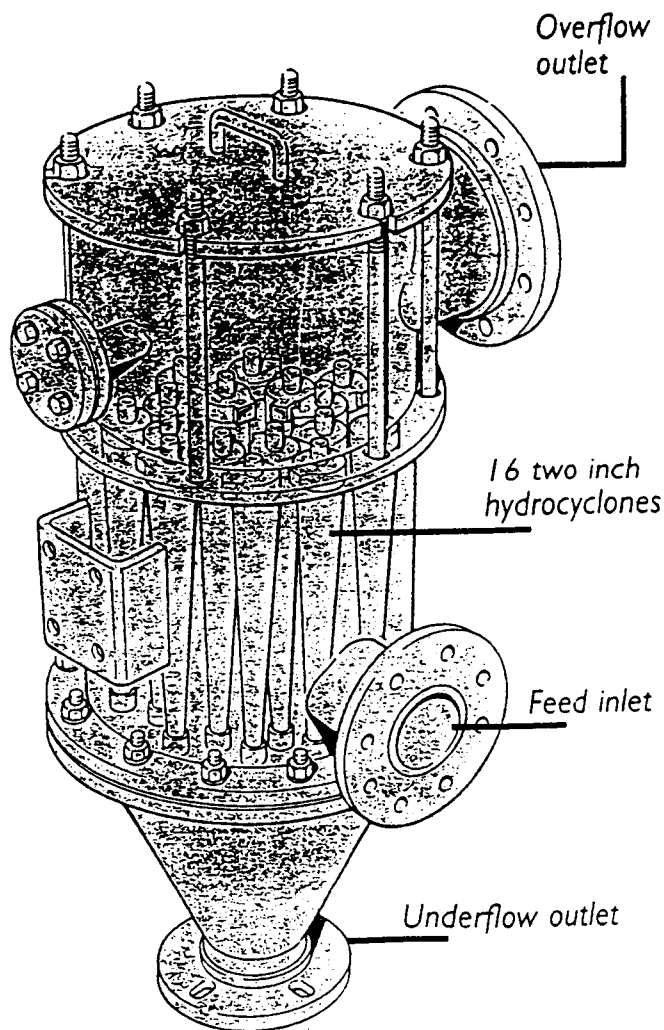
اجزای هیدروسیکلون و اصول جداسازی در آن

هیدروسیکلون برای جداسازی یک ماده پخش شده در یک مایع از نیروی گریز از مرکز استفاده می‌کند. برای ایجاد نیروی گریز از مرکز باید در سیال چرخش ایجاد شود. ولی بر خلاف گریز از مرکزهای رسوبی، هیدروسیکلونها دارای قسمت چرخنده نیستند. اجزای اصلی یک هیدروسیکلون طبق شکل (۲) عبارتند از: یک بدنه استوانه‌ای با ورودی مماسی، یک بدنه مخروطی، یک نازل (افشانه) جریان سرریز در محور مرکزی محفظه استوانه‌ای، و یک نازل جریان ته ریز در انتهای بدنه مخروطی. البته این شکل متعارف یک هیدروسیکلون است و در بعضی از سیکلونها ممکن است محفظه استوانه‌ای و یا بدنه مخروطی به تنهایی وجود داشته باشد. منظور از اندازه در سیکلونها قطر قسمت استوانه‌ای است.

خوراک ورودی (مخلوط جامد - مایع یا مایع - مایع و بندرت گاز - مایع) تحت فشار از طریق یک ورودی مماسی وارد قسمت استوانه‌ای هیدروسیکلون می‌شود. این شکل ورودی سبب ایجاد حرکت چرخشی در خوراک پس از ورود به هیدروسیکلون می‌شود و این حرکت چرخشی خود سبب یک گرداب^۱ اولیه در طول سطح داخلی دیواره هیدروسیکلون و به سمت پایین می‌شود که تا نوک^۲ قسمت مخروطی سیکلون ادامه می‌یابد و در این منطقه به یک حالت ایستایی^۳ می‌رسد. در نوک قسمت مخروطی به علت عدم



شکل ۳: انواع آرایش موازی هیدروسیکلونها.



شکل ۴: مخزن بسته متشکل از چندین هیدروسیکلون (مالتی سیکلون).

$$v_i \approx \frac{\tau v_i^2}{r} \quad (3)$$

بنابراین اولین عدد بدون بعد، عدد استوک است که نیروهای اینرسی و هیدرودینامیکی اعمال شده بر ذره را به هم مرتبط می‌کند و خواهیم داشت [۲]:

$$Stk = \frac{\tau v_i}{D} \quad (4)$$

گروه بدون بُعد بعدی عدد رینولدز است:

$$Re = \frac{\rho v_i D}{\mu} \quad (5)$$

در هیدروسیکلونها عدد استوک تابعی از عدد رینولدز است. گروه بدون بُعد دیگری که در مشخص ساختن عملکرد هیدروسیکلون نقش مهمی دارد عدد اویلر است که نسبت افت فشار استاتیکی بین ورودی و خروجی سیکلون و فشار دینامیکی مبتنی بر v_i است:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho v_i^2} \quad (6)$$

گروه بدون بُعد دیگر نسبت تقسیم جریان است. این عدد که عبارت است از نسبت سرعت جریان حجمی ته ریز به سرعت جریان حجمی خوراک ورودی بر عملکرد و بازدهی جداسازی تاثیر دارد.

$$R_f = \frac{U}{Q} \quad (7)$$

مسئله آحاد متغیرها باید به گونه‌ای انتخاب شوند که گروههای فوق بی بُعد شوند. دو نوع بازدهی برای هیدروسیکلونها به شرح زیر تعریف می‌شوند:

۱ - بازدهی کلی که عبارت است از نسبت سرعت جریان جرمی جامد در جریان ته ریز به سرعت جریان جرمی خوراک ورودی

$$E_t = \frac{M_c}{M} \quad (8)$$

ولی بازدهی که کاربرد بیشتری دارد بازدهی درجه‌ای^۴ است که در حقیقت بازدهی جرمی برای یک اندازه مشخص (x) است.

$$G(x) = \frac{M_{cx}}{M_x} \quad (9)$$

سیکلون خارج می‌شوند.

البته تمام ذرات ریز که وارد گرداب ثانویه شده‌اند از سرریز خارج نمی‌شوند زیرا در حین حرکت گرداب ثانویه به علت سرعت دورانی بالاتری که در این ناحیه وجود دارد ذرات موجود در آن تحت نیروی گریز از مرکز بزرگتری قرار می‌گیرند و به این ترتیب ذرات بزرگتر و سنگینتر از گرداب داخلی خارج شده و وارد گرداب اولیه می‌شوند و به این ترتیب مقداری از آنها از نازل ته ریز خارج می‌شوند. در شرایط عملیاتی نامناسب امکان ایجاد جریان مسیر کوتاه^۱ نیز وجود دارد [۱].

از آنجائیکه جداسازی مستلزم یک جریان پیوسته و پایا بدون نوسان یا ضربه است تا حد ممکن باید از پمپهای گریز از مرکز استفاده و از استفاده از پمپهای رفت و برگشتی پرهیز شود. البته اگر به علت نیاز به فشارهای بالا یا گرانروی بالای سیال نیاز به پمپ از نوع رفت و برگشتی بود بهتر است از یک مخزن ضربه‌گیر^۲ استفاده کرد. افت فشار مورد نیاز در هیدروسیکلونها بزرگ حدود ۱ bar و در هیدروسیکلونها کوچکتر حدود ۶ - ۴ bar است.

در مواردی که برای جداسازی مورد نظر ابعاد هیدروسیکلون کوچک می‌باشند ولی سرعت جریان خوراک ورودی بالا است از مجموعه‌ای از هیدروسیکلونها موازی به نام مالتی سیکلون استفاده می‌شود. برخی از آرایشهای موازی مورد استفاده در مالتی سیکلونها در شکل (۳) نشان داده شده‌اند [۴]. یک نمونه از مالتی سیکلون حاوی ۱۰ هیدروسیکلون نیز در شکل (۴) ارائه شده است.

گروههای بدون بُعد مهم

برای ذره‌ای به جرم m که با شتاب a در حرکت است، با نوشتن موازنه گشتاور^۳ برای یک حجم کنترل و با در نظر گرفتن قانون استوک برای نیروی دراگ ($F_D = 3\pi\mu ux$) رابطه‌ای برای سرعت ته نشینی حدی بدست می‌آید [۳]:

$$u_{ter} = \frac{\Delta\rho}{\rho_s} \tau \cdot a \quad (1)$$

که در آن

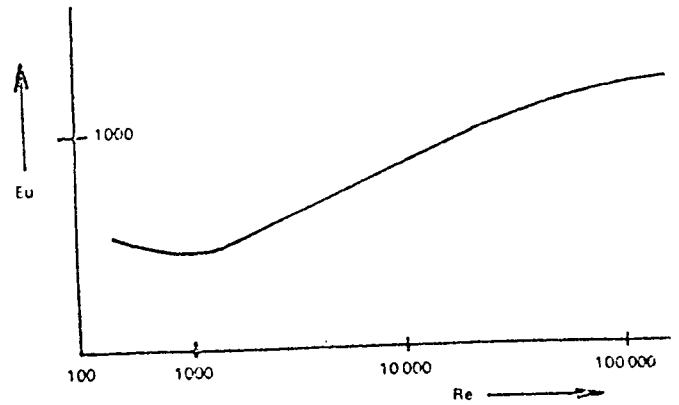
$$\tau = \frac{\rho_s x^2}{18\mu} \quad (2)$$

اگر a را شتاب گریز از مرکز در هیدروسیکلون در نظر بگیریم سرعت حدی را می‌توان سرعت ته نشینی شعاعی در نظر گرفت که در اینجا a متناسب با مربع سرعت مماسی ذره (یا سیال) و متناسب با عکس شعاع حرکت ذره است:

است. بیشتر سازنده‌ها اندازه مترادف با بازدهی ۵۰٪ در منحنی $G(x)$ را به عنوان اندازه برش x_{50} تعریف کرده‌اند^۲ و این اندازه‌ای از ذرات است که ۵۰٪ آن از سرریز و ۵۰٪ آن از ته ریز خارج می‌شود. یعنی اندازه‌ای که جداسازی آن به طور مساوی انجام می‌شود و این در حقیقت میانه منحنی $G(x)$ است.

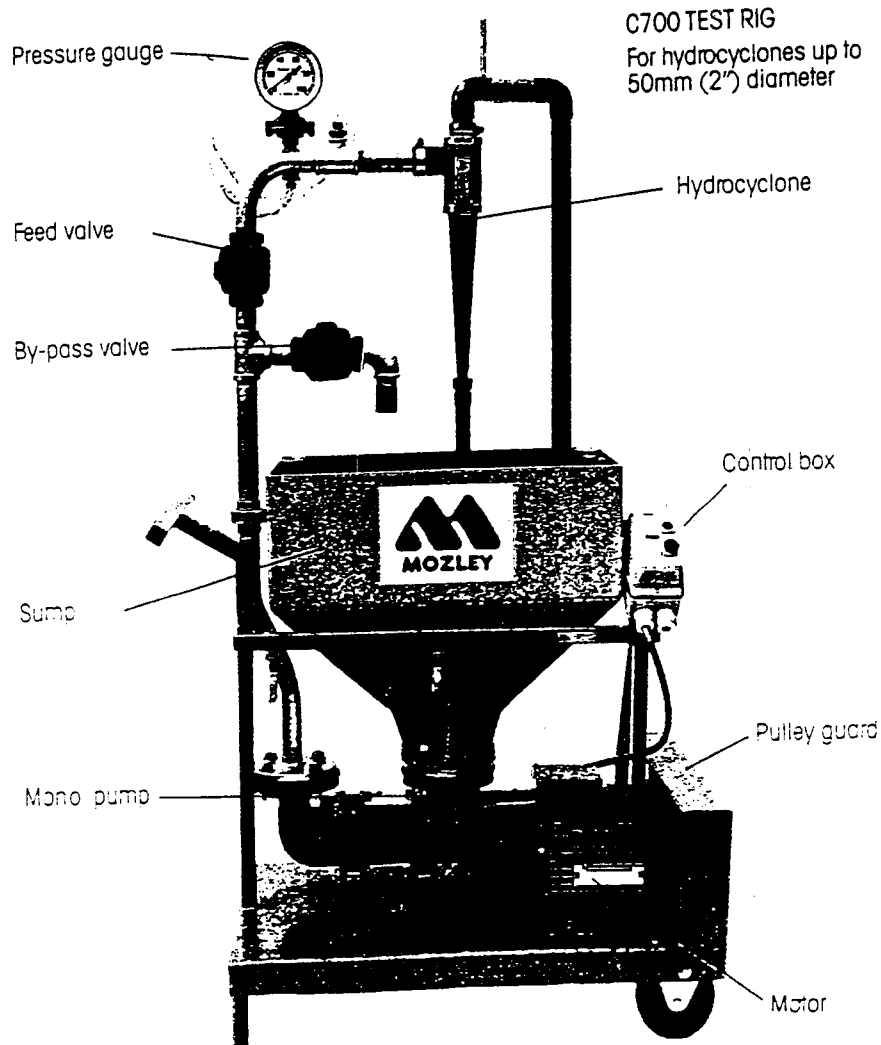
اثر افت فشار و غلظت خوراک بر سرعت جریان

یک هیدروسیکلون با ابعاد مشخص و خوراک مشخص دارای رابطه مشخص بین افت فشار استاتیک (بین ورودی سیکلون و جریان سرریز) و سرعت جریان حجمی خوراک ورودی است. به طور کلی با افزایش افت فشار سرعت جریان افزایش می‌یابد. در هیدروسیکلونها افت فشار با توان $2/4 - 2$ سرعت جریان متناسب است [۴]. در Re پایین مقدار Eu دارای یک کمینه است، به این دلیل که افت فشار اصطکاکی با افزایش Re کاهش می‌یابد.



شکل ۵: نمودار کلی رابطه بین Re و Eu در یک هیدروسیکلون

منحنی تغییرات $G(x)$ با اندازه ذرات (x) را منحنی بازدهی درجه‌ای گویند که معمولاً S شکل است. x که به آن اندازه برش^۱ اطلاق می‌شود در حقیقت یک اندازه ذره در منحنی $G(x)$



شکل ۶: وسیله آزمایشی موزلی (test rig c700).

ثابت $Eu = Stk_{50}$.

(۱۱)

که ثوابت آنها به طور تجربی تعیین شده‌اند، مبنای scale - up را تشکیل می‌دهند [۵] بدان معنی که در هیدروسیکلونهای مختلف که برای یک جداسازی مشخص بکار می‌روند حاصلضرب ارائه شده در معادله (۱۱) ثابت است. بدین ترتیب کافی است که آزمایش در مقیاس کوچک آزمایشگاهی انجام شود و نتایج آن به مقیاس صنعتی تعمیم یابند، مشروط بر آنکه مقدار عددی اجزای تشکیل دهنده اعداد بدون بُعد فوق در تساوی صدق کند. حال با معلوم بودن ثابت سمت راست می‌توان متغیرهای طراحی موردنظر را در سمت چپ معادله بدست آورد. خاطر نشان می‌سازد که در گروه‌های بی بعد از سرعت ظاهری به جای سرعت مماسی (v_t) استفاده شده که از تقسیم سرعت جریان حجمی بر سطح مقطع بدست آمده است:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

(۱۲)

ولی اختلاف فشار گریز از مرکزی افزایش می‌یابد که در شکل (۵) نمونه‌ای از آن ارائه شده است. در این محدوده تقریباً خطی می‌توان رابطه تجربی زیر را بین Eu و Re نوشت [۴]:

$$Eu = K_p(Re)^{n_p}$$

(۱۰)

ثوابت K_p و n_p تابع طرح سیکلون مورد نظر می‌باشند. در جدول (۱) طرح‌های مختلفی از سیکلون‌ها به همراه نسبت ابعاد و ثوابت Stk_{50} ، Eu ، n_p ، K_p ارائه شده است [۸]. از این جدول می‌توان برای طراحی و افزایش مقیاس (scale - up) استفاده کرد. همچنین می‌توان ثوابت K_p و n_p را برای یک سیکلون با طرح (نسبت ابعاد) مشخص از طریق آزمایش بدست آورد و سپس برای طراحی سیکلون‌های دیگر با همان طرح ولی اندازه متفاوت به کار برد. در این تحقیق از روش آزمایش استفاده شده که دستگاه مورد استفاده در شکل (۶) نشان داده شده است. معادله (۱۰) و معادله زیر [۴ و ۵]:

جدول ۱: نمونه‌ای از طرح‌های هیدروسیکلون با زاویه کوچک [۴].

نوع و اندازه سیکلون	نسبت ابعاد					ثوابت بزرگنمایی		
	D_i/D	D_o/D	$1/D$	L/D	زاویه (درجه)	Stk_{50} ، Eu	K_p	n_p
طرح ریتما $D=0.075$	0.28	0.34	0.3	5	20	0.0611	316	0.134
طرح بردالی $D=0.038$	0.133	0.20	0.33	6/85	9	0.1111	446/5	0.323
طرح موزلی $D=0.001$	0.282	0.32	0.45	4/8	11			
طرح موزلی $D=0.022$	0.154	0.214	0.57	7/43	6	0.1203	6381	0
طرح موزلی $D=0.044$	0.160	0.25	0.57	7/71	6	0.1508	4451	0
طرح موزلی $D=0.044$	0.197	0.32	0.57	7/71	6	0.2183	3341	0
طرح وارمن $D=0.076$	0.29	0.20	0.31	4/0	15	0.1079	2/618	0.18
طرح AKW $D=0.125$	0.20	0.33	0.18	6/24	15	0.1642	2458	0
طرح های - کلون $D=0.097$	0.175	0.25	0.92	5/6	10		873/5	0.2
طرح های - کلون $D=0.125$	0.15	0.20	0.18	5/4	10		815/5	0.2
طرح دمکو $D=0.051$	0.217	0.50	1/0	3/7	25			
طرح دمکو $D=0.102$	0.244	0.313	0.133	3/9	20			

D : قطر سیکلون (m)

D_i : قطر مجرای ورودی

D_o : قطر مجرای سرریز

l : طول vortex finder

L : طول سیکلون

جدول ۲: جدول مقایسه‌ای دبی جرمی جریانهای سرریز و ته ریز و ورودی سیکلون در اندازه مجراهای سرریز و ته ریز مختلف و افت فشارهای گوناگون (برحسب gr/gcc).

O.F. diam. (mm)	۲			۲/۶			۳/۲			P _{inlet} (psi)
	U.F. diam. (mm)	Feed	u.f.	o.f.	Feed	u.f.	o.f.	Feed	u.f.	
۱	۱۵/۸	۲/۸۵	۱۲/۹۵	۱۶/۴۸	۱/۴۸	۱۵	۲۵/۵۱	۱/۸۱	۲۳/۷	۲۰
۱	۲۳/۴۶	۴/۵۳	۱۹/۹۳	۲۶/۵۴	۲/۶۴	۲۳/۹	۴۳/۴	۳/۱	۴۱/۳	۴۰
۱	۲۸/۳	۵/۲۴	۲۳/۵۷	۳۲/۶۳	۲/۹	۲۹/۷۳	۵۱/۹۷	۲/۶۷	۴۸/۳	۶۰
۱	۳۱/۹۷	۸/۳۹	۲۳/۵۸	۳۷/۶۶	۳/۳۶	۳۴/۳	۶۵/۵۴	۴/۵۰۵	۶۰/۵۶	۸۰
۱/۵	۱۳/۴۱	۳/۹۳	۹/۳۷				۲۶/۳۶	۳/۴۶	۲۲/۹	۲۰
۱/۵	۲۲/۵۳	۴/۶۸	۱۷/۸۵				۴۴/۹۳	۴/۸	۴۰/۱۳	۴۰
۱/۵	۲۶/۳۳	۶/۳۳	۲۰				۴۷/۷۲	۵/۴۳	۴۲/۳	۶۰
۱/۵	۲۹/۱۶	۸/۹۸	۲۰/۱۸				۶۴/۶۱	۹/۱۵۵	۵۵/۴۶	۸۰
۲				۱۷/۵۷	۶/۹۵	۱۰/۶۲	۲۳/۸۳	۵/۷۷	۱۸/۵۶	۲۰
۲				۲۷/۵۸	۱۰/۹۳	۱۶/۶۵	۴۰/۷۸	۱۰/۵۳	۳۰/۷۵	۴۰
۲				۳۴/۱۵	۱۲/۵	۲۱/۶۵	۴۵/۵	۱۱/۳۵	۳۴/۱۵	۶۰
۲				۳۸/۱	۱۴/۳۶	۲۳/۷۴	۶۱/۲	۱۳/۷۶	۴۷/۴۴	۸۰

جهت تبدیل cc/sec به m³/hr اعداد را در 3.6 × 10⁻³ ضرب کنید.

Feed: جریان خوراک ورودی به سیکلون

u.f.: جریان ته ریز

o.f.: جریان سرریز

P_{inlet}: فشار در مجرای ورودی سیکلون

O.F. diam.: قطر مجرای جریان سرریز

U.F. diam.: قطر مجرای جریان ته ریز

$$\Delta P(\text{psi}) = P_{\text{inlet}} - 14.7$$

ΔP: افت فشار سیکلون

Be: بومه جریان ته ریز

S.G.: چگالی جریان ته ریز

که آنالیز توزیع اندازه ذرات است ارائه شده است. با توجه به جدول (۳) هیدروسیکلونی که بتواند محصولی با بومه حدود ۲۲ بدهد، هیدروسیکلونی با قطر ۱۰ میلیمتر، قطر مجرای ته ریز ۱ میلیمتر، و قطر مجرای سرریز ۳/۲ میلیمتر است. طبق جدول (۲) فشار ورودی مورد نظر نیز ۸۰ psi می‌باشد. البته آزمایش در فشارهای بالاتر از ۸۰ psi نیز انجام شد ولی در فشار بالاتر عملکرد تغلیظ و جداسازی سیکلون افت می‌کرد، به گونه‌ای که علاوه بر کاهش غلظت و یا بومه جریان ته ریز شکل طنابی و چرخشی

علت استفاده از سرعت ظاهری عدم امکان اندازه‌گیری سرعت مماسی به طور مستقیم بوده است، که به علت وجود اصطکاک از سرعت ظاهری کوچکتر است، ولی در طول کوتاه مسیر می‌توان از این تفاوت چشم پوشی کرد.

نتایج آزمایشهای تک مرحله‌ای

نتایج آزمایش برای یک هیدروسیکلون تنها در جداول (۲) و

(۳) نشان داده شده‌اند. مشخصات خوراک ورودی نیز در شکل (۷)

جدول ۳: جدول مقایسه‌ای بومه و چگالی جریان ته ریز در اندازه مجراهای سرریز و ته ریز مختلف و افت فشارهای گوناگون.

O.F. diam. (mm)	۲		۲/۶		۳/۲		P _{inlet} (psi)
	Be	S.G.	Be	S.G.	Be	S.G.	
۱	۵/۵	۱/۰۳۹	۸	۱/۰۵۸	۹	۱/۰۶۶	۲۰
۱	۷/۵	۱/۰۵۴	۱۴	۱/۱۰۷	۱۶	۱/۱۳۴	۴۰
۱	۸	۱/۰۵۸۰	۱۷	۱/۱۳۳	۱۸	۱/۱۴۲	۶۰
۱	۱۰	۱/۰۷۴	۱۸	۱/۱۴۲	۲۱/۵	۱/۱۷۴	۸۰
۱/۵	۶	۱/۰۴۳			۷/۵	۱/۰۵۲	۲۰
۱/۵	۷/۵	۱/۰۵۴			۱۲	۱/۰۹۰	۴۰
۱/۵	۹	۱/۰۶۶			۱۳/۵	۱/۱۰۳	۶۰
۱/۵	۱۰	۱/۰۷۴			۱۳/۵	۱/۱۰۳	۸۰
۲			۵	۱/۰۳۶	۴/۵	۱/۰۳۲	۲۰
۲			۵/۵	۱/۰۳۹	۵/۵	۱/۰۳۹	۴۰
۲			۶	۱/۰۴۳	۶	۱/۰۴۳	۶۰
۲			۷	۱/۰۵	۶/۵	۱/۰۴۷	۸۰

جدول ۴: نتایج آزمایشهای مربوط به تعیین ثوابت افزایش مقیاس (Scale-up).

فشار ورودی (psi)	۲۰	۳۰	۴۰	۵۰	۶۰	۸۰
افت فشار (kPa)	۳۶/۵	۱۰۵/۴	۱۷۴/۳	۲۴۳/۳	۳۱۲/۲	۴۵۰
دبی ورودی (۱۰ ^{-۵} ×m ^۳ /s)	۲۸/۶۱	۳۳/۸۹	۳۹/۴۴	۴۳/۸۹	۴۸/۸۹	۵۷/۹۱
سرعت (m/s)	۰/۲۶	۰/۴۳	۰/۵۰	۰/۵۶	۰/۶۲	۰/۷۴
ln (Re)	۸/۱۸۹	۸/۳۶۶	۸/۵۲۱	۸/۶۳۰	۸/۸۳۲	۸/۹۱۰
ln (Eu)	۶/۳۳۴	۷/۰۳۹	۷/۲۳۲	۷/۳۴۷	۷/۲۹۳	۷/۴۰۵

رسم $\ln (Eu)$ برحسب $\ln (Re)$ بدست می‌آیند. نتایج آزمایش انجام شده به منظور تعیین این ثوابت در جدول (۴) آمده‌اند. عرض از مبدا و شیب خط مقادیر $K_p = ۰/۰۵۵$ و $n_p = ۱/۳۷$ را بدست می‌دهند. افت فشار برابر است با $\Delta p = ۸۰ - ۱۴/۷ = ۶۵/۳$ psi. سرعت ظاهری $۰/۷۴$ m/s می‌باشد. اعداد بی بُعد عبارت اند از $Eu = ۱۶۴۳/۵$ و $Stk_{\Delta_0} = ۳/۲ \times ۱۰^{-۴}$ و به این ترتیب $Stk_{\Delta_0} \cdot Eu = ۰/۵۲۷۶$.

نتایج آزمایشهای چند مرحله‌ای

مسلماً رسیدن به سرعت جریان محصول مورد نظر با استفاده از

جریان ته ریز نیز مختل می‌شد. پس برای تغلیظ و جداسازی نشاسته درجه یک و دو طرح مطلوب و فشار عملیاتی مشخص شد. اندازه برش X_{Δ_0} برابر $۱۲/۵$ میکرون می‌باشد. اکثر ذرات ریزتر از X_{Δ_0} یک هیدروسیکلون از سرریز خارج می‌شوند. در مقابل ذرات درشتتر از X_{Δ_0} در ته ریز خارج می‌شوند. درصد ذرات بالای $۵/۱۸$ میکرون (اندازه مطلوب) در جریان ته ریز در این طرح بالاترین (۹۲/۶ درصد) است که نشان می‌دهد مقدار نشاسته درجه دو در این جریان ته ریز، که می‌توان آن را محلول نشاسته درجه یک در نظر گرفت، کم است.

ثوابت افزایش مقیاس با توجه به معادله (۱۰) و شکل (۵) با

جدول ۵: نتایج آزمایش تک مرحله‌ای بر روی سیکلون ۱۰ میلیمتری طرح موزلی با قطر مجرای سرریز ۳/۲ میلیمتر و قطر مجرای ته ریز ۱ میلیمتر در فشار ورودی ۸۰ psi.

متغیرها	بومه و چگالی		دبی جرمی (g/s)			دبی حجمی (cm ³ /s)			درصد وزنی نشاسته (غلظت)			R _f (%)	بومه و چگالی جریان سرریز
	مراحل آزمایش	Be	S.G.	Feed	o.f.	u.f.	Feed	o.f.	u.f.	Feed	o.f.		
مرحله اول	۲۱.۵	۱.۱۷۴	۶۵.۱۹	۶۰.۹۴	۳.۲۵		۵۹.۷۹-۵۹.۷۹						۱/۰۱۸ (Be=۲۱/۵۶)
	۲۱.۵	۱.۱۷۴	۶۷.۷۶	۶۳.۱۳	۴.۶۳	۶۳.۳۰	۶۱/۹۷-۶۲/۷	۳/۸۴	۸/۱۹	۵/۴۵	۴۴/۶۶	۶/۰۶	
	۲۱.۵	۱.۱۷۴	۶۶.۹۵	۶۰.۱۹	۴.۷۶		۵۹/۱۳-۵۹/۱۳						
		۱.۱۷۴	۶۵.۰۷	۶۰.۵۶	۴.۵۰۵		۵۹.۳۶						
مرحله دوم	۱۶	۱.۱۲۰	۶۶.۳۷	۶۲.۰۳	۴.۳۴								۱/۰۱۱ (Be=۱/۱۷۸)
	۱۶	۱.۱۲۵	۷۰.۹۴	۶۶.۳۱	۴.۶۳	۶۷/۲۴	۶۳.۱۱	۴/۱۳	۵/۴۵	۳/۲۹	۳۳/۵۸	۶/۱۴	
	۱۶	۱.۱۲۴	۶۸.۰۶	۶۳.۰۸	۴.۹۸								
		۱.۱۲۵	۶۸.۴۵	۶۳/۸	۳/۶۵								
مرحله سوم	۷.۵	۱.۰۵۰	۵۸.۴	۵۵/۶۲	۲/۷۸								۱.۰۰۹ (Be=۱.۲۹۳)
	۷.۵	۱.۰۵۵	۵۹.۴۶	۵۶.۴۸	۲/۹۸	۵۷/۹۱	۵۵/۱۷	۲/۷۴	۳/۲۹	۲/۵۹	۱۵/۶۰	۴/۱۳	
	۸	۱.۰۶۰	۵۷.۷۸	۵۴/۸۶	۲/۹۲								
	۱.۰۵۵	۵۸/۵۵	۵۵/۶۶	۲/۸۹									

برای موازنه جزئی به کار می رود.

دبی جرمی جریان ته ریز یک هیدروسیکلون منفرد از جدول (۵) (متوسط سه آزمایش انجام شده) $4/505 \text{ g/s}$ می باشد که دبی جرمی معادل $1070/39 \text{ kg/h}$ ($297/33 \text{ g/s}$) برای ته ریز مالتی سیکلون حاوی ۶۶ هیدروسیکلون می دهد. با داشتن چگالی جریان ته ریز که $1/174 \text{ kg/m}^3$ ($Be = 21/5$) می باشد، دبی حجمی جریان ته ریز $0/912 \text{ m}^3/\text{h}$ بدست می آید و دبی جرمی نشاسته در جریان ته ریز، با توجه به غلظت $44/66$ درصد جرمی آن، 478 kg/h می باشد.

اکنون می توان دبی جرمی جریان سرریز را با کم کردن دبی جرمی جریان ته ریز از دبی جرمی خوراک از یک موازنه کلی بدست آورد که $14379/62 \text{ kg/h}$ ($3994/34 \text{ g/s}$) می شود. با توجه به چگالی جریان سرریز که $1/018 \text{ kg/m}^3$ ($Be = 2/56$) می باشد، دبی حجمی جریان سرریز $14/125 \text{ m}^3/\text{h}$ بدست می آید. دبی جرمی نشاسته نیز از یک موازنه جرم جزئی با کم کردن دبی جرمی نشاسته در جریان ته ریز (478 kg/h) از دبی جرمی نشاسته در خوراک ورودی ($1265/35 \text{ kg/h}$) معادل $787/35 \text{ kg/h}$ بدست می آید.

یک هیدروسیکلون با ابعاد فوق الذکر میسر نیست بنابراین مجموعه‌ای از هیدروسیکلونها به صورت یک مالتی سیکلون مورد نیاز می باشد. اکنون به محاسبه تعداد هیدروسیکلونها مورد نیاز با ابعاد یاد شده در مالتی سیکلون مورد نظر می پردازیم. تعداد هیدروسیکلونها لازم در مالتی سیکلون به شرح زیر محاسبه می گردد.

باتوجه به اطلاعات مندرج در جدول (۵) که مربوط به آزمایشهای تک مرحله‌ای است، دبی حجمی خوراک ورودی $15 \text{ m}^3/\text{h}$ است که از تقسیم آن بر دبی حجمی خوراک یک هیدروسیکلون منفرد که $63/3 \text{ cm}^3/\text{s}$ ($0/228 \text{ m}^3/\text{h}$) می باشد. تعداد هیدروسیکلونها مورد نیاز در مالتی سیکلون معادل ۶۶ بدست می آید.

حال می توان به موازنه جرم کلی و جزئی پرداخت. چگالی خوراک ورودی $1/03 \text{ kg/m}^3$ می باشد که از حاصلضرب آن با دبی حجمی، دبی جرمی ($m=\rho v$) مساوی 15450 kg/h ($4291/67 \text{ g/s}$) بدست می آید. با توجه به غلظت خوراک مندرج در جدول (۵) که $8/19$ درصد جرمی می باشد، دبی جرمی نشاسته ورودی ($m_1=c_1 m$) مساوی $1265/35 \text{ kg/h}$ ($351/49 \text{ g/s}$) می شود که

FRITSCH PARTICLE SIZER
ANALYSETTE 22

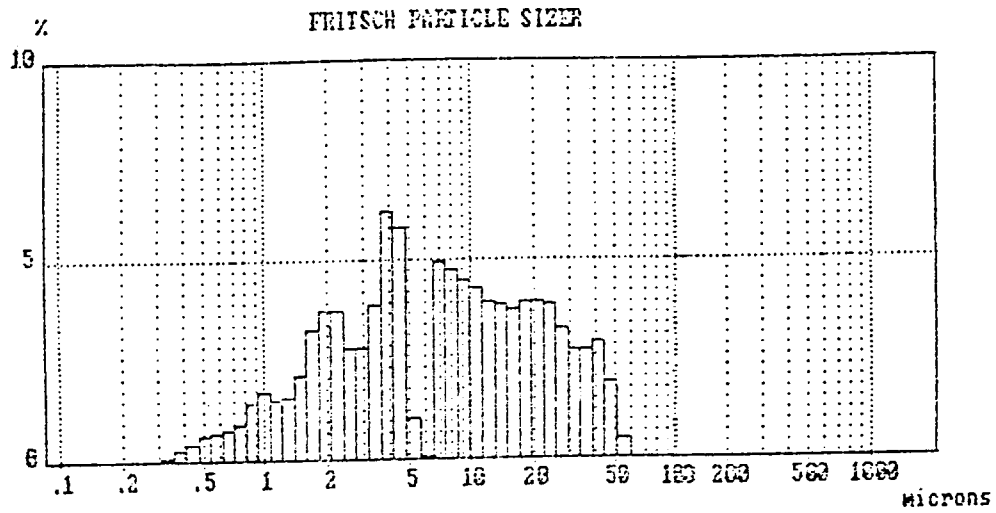
o80stage2spigotiv3.2

Date : 07.04.97
Time : 11:43
Measure num: 121

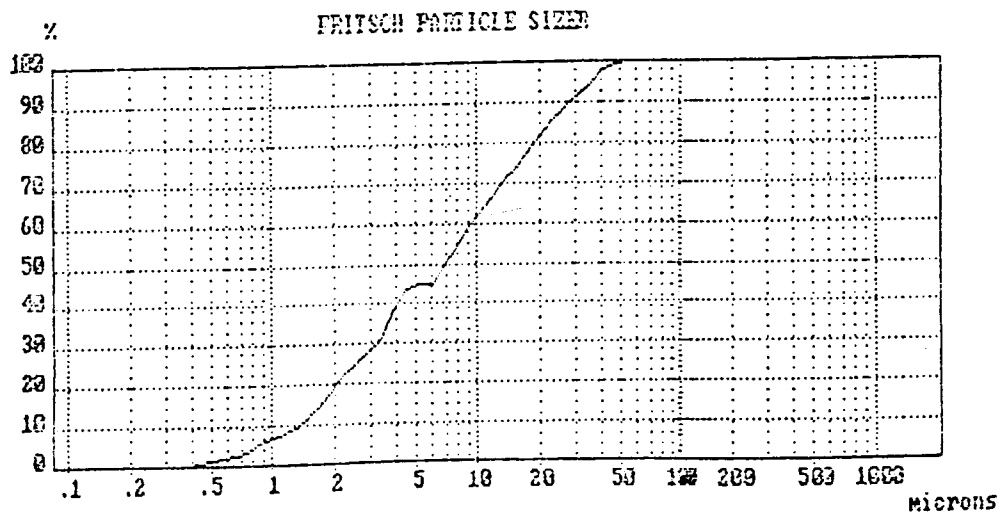
Fixed percentage volumes (undersize) :

100.00 %	<	47.47 microns
75.00 %	<	16.09 microns
50.00 %	<	7.00 microns
25.00 %	<	2.54 microns
5.00 %	<	0.86 microns

Frequency Distribution



Integ. Freq. Distrib.



شکل ۷: آنالیز اندازه ذرات خوراک ورودی به هیدروسیکلون.

نتیجه گیری

همانگونه که ملاحظه می شود با اینکه چگالی جریان ته ریز در حد مطلوب می باشد ($Be=21/5$)، سرعت جریان حجمی ته ریز که $0/912 \text{ m}^3/\text{hr}$ است کمتر از $2 \text{ m}^3/\text{hr}$ مورد نیاز است و از $15 \text{ m}^3/\text{hr}$ خوراک ورودی $14/125 \text{ m}^3/\text{hr}$ به صورت جریان سر ریز خارج می شود (که البته این مقدار از موازنه حجمی $14/088 \text{ m}^3/\text{hr} = 15 - 0/192$ می باشد).

برای رسیدن به سرعت جریان مورد نظر محصول باید از سر ریز هیدروسیکلون استفاده نمود. بدین ترتیب که دوباره به آزمایش با یک هیدروسیکلون تنها می پردازیم. سر ریز هیدروسیکلون را در مخزنی ذخیره می کنیم و در نوبت دوم این سر ریز را خوراک هیدروسیکلون قرار می دهیم. سر ریز مرحله دوم را نیز ذخیره کرده آن را خوراک مرحله سوم می کنیم. نتایج این آزمایشها که هر یک سه بار تکرار شده است در جدول (۵) آمده است. مقادیر میانگین سه آزمایش نیز که کاملا تکرار پذیر بوده در جدول ارائه شده اند. همانگونه که مشاهده می شود به علت اینکه بومه سر ریز مرحله اول فقط $2/56$ است که خوراک مرحله دوم می شود. ته ریز مرحله دوم تنها دارای بومه 16 است، و از آنجائیکه بومه سر ریز مرحله دوم فقط $1/58$ می باشد ته ریز مرحله سوم تنها دارای بومه $7/5$ است. در این

آرایش سری که سر ریز هر مرحله خوراک مرحله بعد است و ته ریز با آن مخلوط نمی شود مسلما اگر ته ریزها با هم مخلوط شوند تا محصول نهایی از آنها حاصل شود بومه کمتر از $21/5$ خواهد بود.

حال برای تعیین سرعت جریان ته ریزها به آزمایش روی مالتی سیکلونها پرداخته می شود که نتایج آزمایش و محاسبات مربوطه در جدول (۶) آمده اند. همانگونه که مشاهده می شود سرعت جریان حجمی ته ریز سه مالتی سیکلون به ترتیب $0/878, 0/912$ و $0/631 \text{ m}^3/\text{hr}$ می باشد در حالیکه بومه این سه مرحله به ترتیب $16/1, 21/5$ و $7/6$ است. حال یا باید سرعت جریان حجمی کمتری ($0/912 \text{ m}^3/\text{hr}$) را پذیرفت که کمتر از نصف مقدار مورد نظر در اهداف تعیین شده ($2 \text{ m}^3/\text{hr}$) است یا باید سه جریان ته ریز را به نسبت لازم ترکیب کرد تا سرعت جریان حجمی مورد نظر بدست آید که در اینصورت با ترکیب تمام ته ریز دو مرحله اول و $0/2 \text{ m}^3/\text{hr}$ از ته ریز مرحله آخر بومه محصول حاصل برابر خواهد بود با

$$17/64 = 1/2 [0/912(21/5) + 0/878(16/1) + 0/2(7/6)]$$

که کمتر از حد مطلوب $22 - 20$ می باشد. این همان مشکلی است که در ابتدای آن اشاره شد یعنی عدم انعطاف پذیری در طراحی هیدروسیکلونها و به تبع آن مالتی سیکلونها. بوضوح بازدهی

جدول ۶: مشخصات مالتی سیکلون های واحد تغلیظ و جداسازی نشاسته درجه یک و دو.

	مالتی سیکلون اول	مالتی سیکلون دوم	مالتی سیکلون سوم
دبی حجمی خوراک (m^3/h)	۱۵/۰۰۰	۱۳/۱۲۵	۱۳/۲۵۰
دبی حجمی ته ریز (m^3/h)	۰/۹۱۲	۰/۸۷۸	۰/۶۳۱
دبی حجمی سر ریز (m^3/h)	۱۴/۱۲۵	۱۳/۲۵۰	۱۲/۶۱۲
دبی جرمی خوراک (kg/h)	۱۵۴۵۰/۰	۱۴۳۷۹/۶	۱۲۳۹۴/۰
دبی جرمی ته ریز (kg/h)	۱۰۷۰/۳۹	۹۸۷/۶۶	۶۶۵/۸۶
دبی جرمی سر ریز (kg/h)	۱۲۳۷۹/۶	۱۳۳۹۲/۰	۱۳۷۲۹/۱
تعداد سیکلونهای منفرد	۶۶	۵۹	۶۴
چگالی خوراک	۱/۰۳۰ ($Be=4$)	۱/۰۱۸ ($Be=2/56$)	۱/۰۱۱ ($Be=1/58$)
چگالی ته ریز	۱/۱۷۴ ($Be=21/5$)	۱/۱۲۵ ($Be=16/1$)	۱/۰۵۵ ($Be=7/6$)
چگالی سر ریز	۱/۰۱۸ ($Be=2/56$)	۱/۰۱۱ ($Be=1/58$)	۱/۰۰۹ ($Be=1/29$)
دبی جرمی نشاسته در خوراک (kg/h)	۱۲۶۵/۳۵	۷۸۷/۳۵	۴۵۵/۷۰
دبی جرمی نشاسته در ته ریز (kg/h)	۳۷۸/۰۰	۲۳۱/۶۵	۱۰۳/۸۷
دبی جرمی نشاسته در سر ریز (kg/h)	۷۸۷/۳۵	۴۵۵/۷۰	۳۵۱/۸۳

سر ریز بزرگتر از ۳/۲mm را نیز با همان فشار ۸۰psi مورد آزمایش قرار داد. کاهش قطر مجرای ته ریز نیز چاره‌ای دیگر است که در صورت عدم ایجاد اشکال در ساخت هیدروسیکلون به روش تزریقی^۵ می‌توان آزمود. افزایش فشار که در حد بیشینه است توصیه نمی‌گردد.

فهرست علائم

a: شتاب (cm/s^2)
 D: قطر سیکلون (cm)
 M: جرم ماده (g)
 r: شعاع حرکت (cm)
 Q: سرعت جریان حجمی (cm^3/s)
 u: سرعت ته نشینی (cm/s)
 U: سرعت جریان حجمی ته ریز (cm^3/s)
 v: سرعت سیال (cm/s)

حروف یونانی

ρ : چگالی (g/cm^3)
 $\Delta\rho$: اختلاف چگالی سیال (مایع) و جامد (g/cm^3)
 τ : زمان رسیدن به سرعت حدی (s)
 μ : گرانشی (g/cm.s)

زیروندها

c: مربوط به جامد (در معادلات ۸ و ۹)
 r: شعاعی
 s: جامد
 l: مماسی
 ter: حدی
 x: با اندازه ذره مشخص

جداسازی سیستم طراحی شده کمتر از دکانتورهای اولیه است. چنین به نظر می‌رسد که سیکلونها همانگونه که در طراحی اولیه آنها مد نظر بوده توانایی بالاتری در جدا کردن ذرات ریزتر از یک حد بخصوص در جریان سر ریز را دارند تا دانه بندی به میزان مطلوب.

در اینجا محدودیتهای عملیاتی و طراحی مشخص می‌شوند. همانطور که قبلاً اشاره شد افزایش فشار ورودی به بیش از ۸۰psi باعث از دست رفتن شکل طنابی^۱ مطلوب در جریان ته ریز و اختلال در عملیات می‌شود. از سوی دیگر دستگاه موزلی^۲ که در شکل (۶) نشان داده شده است و وسیله آزمایشی به کار رفته در این بررسی بوده است تنها مجهز به هیدروسیکلونهای ۱۰mm با دهانه سر ریز ۲/۶،۲ و ۳/۲mm می‌باشد و آزمایش با ابعاد طراحی غیر از این مقدور نبوده است.

از آنجائیکه طراحی ارائه شده مورد پذیرش مدیریت شرکت نشاسته و گلوکز ایران قرار گرفت به همین تعداد آزمایش بسنده شد و مالتی سیکلونهای مورد اشاره در جدول (۵) ساخته شدند. پوسته مالتی سیکلون از جنس فولاد ضد زنگ و سیکلونهای منفرد در آن از جنس پلی استال تقویت شده بوسیله الیاف شیشه^۳ بود. البته جنس سیکلونها در دستگاه موزلی پلی اورتان بوده ولی به علت ایجاد مقاومت بیشتر در برابر سایش و با توجه به جنس مواد موجود در بازار در ساخت داخلی از پلی استال استفاده شد. خوراک به طور یکنواخت همانگونه که در شکل (۴) نشان داده شده است وارد هر هیدروسیکلون می‌شود و جریانهای سر ریز و ته ریز نیز با یکدیگر ترکیب می‌شوند تا سر ریز و ته ریز کلی را تشکیل دهند. برای جلوگیری از ورود ذرات درشت و انسداد مجاری از توریهای^۴ مناسب در مسیر خوراک ورودی استفاده شده است.

پیشنهادها

با وجود اینکه نسبت بهینه قطر سر ریز به قطر سیکلون بین $\frac{1}{3}$ تا $\frac{1}{4}$ است [۴] می‌توان با توجه به روند جدول (۳)، برای رسیدن به چگالی و سرعت جریان حجمی مطلوب به طور همزمان، قطرهای

مراجع

- 1 - Besendorf, C. (1996). "Exert the force of hydrocyclones." *Chem. Eng.*
- 2 - Gomez, J. V. (1992). "Correlations ease hydrocyclone selection." *Chem. Eng.*
- 3 - Rietema, K. (1961). "Performance and design of hydrocyclones (1,2,3,4).", *Hydrocyclones*, 96." *Mechanical Engineering Publications Ltd., London*, PP. 298-302.

- 4 - Svarovsky, L. (1984). *Hydrocyclones*, Holt, Reinhart and Winston, London.
- 5 - Svarovsky, L. (1990). *Solid-Liquid Separation, 3rd ed.*, Butterworths, London.
- 6 - Trawinski, H. (1976). "Theory, applications and practical operations of hydrocyclones." *Engineering and Mining Journal*, PP. 114-127.
- 7 - Verberne, P. and Zwitserloot, W. R. M. (1979). U. S. patent No. 4,132,566, Methods for the separation of wheat gluten and wheat starch.
- 8 - Zanker, A. (1977). "Hydrocyclones: dimensions and performance." *Chem. Eng.*

واژه نامه :

1 - Stagnation	حالت ایستایی
2 - Buffer Vessel	مخزن ضربه گیر
3 - Momentum	موازنه گشتاور
4 - Grade Efficiency	بازدهی درجه‌ای
5 - Equiprobable Size	اندازه برش
6 - Rope-Like	شکل طنابی
7 - Fiber Glass	الیاف شیشه
8 - Extrusion	روش تزریقی

