



واحد تربیت مدرس
معاونت پژوهش و فناوری



جمهوری اسلامی ایران

فرآوری ثقلی خشک زغالسنگ در محدوده ابعادی 6 – 0/5 میلیمتر با روش واسطه سنگین هوایی

(55 – 1887)

مجید ذوالقدری

گروه پژوهشی فرآوری مواد معدنی

بهمن ماه 1393

عنوان طرح:

فرآوری ثقیلی خشک زغالسنگ در محدوده ابعادی 6 – 0/5 میلیمتر با

روش واسطه سنگین هوایی

شناسه طرح:

1887 - 55

محل اجرا:

جهاد دانشگاهی واحد تربیت مدرس

گروه پژوهشی فرآوری مواد معدنی

مسئول طرح (رشته - درجه تحصیلی):

مجید ذوالقدری (مهندسی فرآوری مواد معدنی - کارشناسی ارشد)

همکار طرح (رشته - درجه تحصیلی):

رضا آرام (مهندسی فرآوری مواد معدنی - کارشناسی ارشد)

بهمن ماه 1393

مشخصات مسؤل و همکاران

امضاء همکار	میزان همکاری در هفته (ساعت)		نوع مسئولیت در طرح	شغل و مؤسسه متبوع	تخصص	رشته تحصیلی	مرتبه علمی		نام و نام خانوادگی
	موظف	غیر موظف					رتبه	پایه	
	۲۰		مجری	هیأت علمی/اجهاد دانشگاهی تربیت مدرس	فرآوری مواد معدنی	مهندسی معدن	۱۱	کارشناس ارشد	مجید ذوالقدری
	۲		مشاور	هیأت علمی/دانشگاه تربیت مدرس	فرآوری مواد معدنی	مهندسی معدن		استاد	محمود عبدالهی
	۱۲		همکار	هیأت علمی/اجهاد دانشگاهی تربیت مدرس	فرآوری مواد معدنی	مهندسی معدن		کارشناس ارشد	رضا آرام
	۸		همکار	هیأت علمی/اجهاد دانشگاهی تربیت مدرس	فرآوری مواد معدنی	مهندسی معدن		کارشناس ارشد	محمد رضا مرادی

چکیده

در مناطق بیابانی فرآوری زغالسنگ به روش خشک گزینه‌ای جذاب است که امروزه در قالب جداکننده‌های واسطه سنگین بستر سیال هوایی (ADMFB) محقق شده است. این جداکننده در تغلیظ محدوده ابعادی 6-50mm زغالسنگ عملکرد خوبی دارد اما در ابعاد زیر 6 میلی‌متر عملکرد مؤثری ندارد که این نقطه ضعف به علت سهم قابل توجه بخش 6mm- اهمیت یافته است. در این تحقیق تغلیظ ثقلی خشک زغالسنگ خام دانه‌بندی شده در محدوده‌های 6/3mm-4، 2-4mm، 1-2mm و 0/5-1mm مورد ارزیابی قرار گرفت. با وجود اینکه محدوده‌های ابعادی بار ورودی به جداکننده واسطه سنگین هوایی بسیار باریک بود خطای احتمالی تغلیظ بیش از 0/3 بود. علت عملکرد ضعیف دستگاه در تغلیظ ثقلی، جوشش‌های موضعی بستر بود که منجر به عدم پایداری محیط سنگین می‌شد. با وجود اینکه دانه‌بندی مگنتیت در همه آزمایشها 106μ -45 بود اما با ریزتر شدن زغالسنگ، جوشش‌های موضعی در حین تغلیظ افزایش می‌یافت و در محدوده ابعادی 0/5-1mm به بیشترین مقدار می‌رسید بگونه‌ای که تفکیک ثقلی عملاً مختل می‌شد.

کلید واژگان: تغلیظ ثقلی زغالسنگ، واسطه سنگین، بستر سیال هوایی، زغالشویی خشک.

فهرست مندرجات

صفحه	عناوین
1	فصل اول: مقدمه
2	(1-1) آشنایی روشهای قدیمی فرآوری خشک زغال
2	(1-1-1) ماریچ پاردي
3	(2-1-1) ميز لرزان هوايي
4	(3-1-1) جداکننده يانسی - فرازر
5	(4-1-1) جداکننده با بستر شيبدار
5	(5-1-1) جيگ هوايي
6	(6-1-1) جداکننده FGX
9	(2-1) شستشوی خشک زغال ريز
9	(1-2-1) کلاسیفایرهای هوايي
9	(2-2-1) تفکیک الکترواستاتیکی
10	(3-2-1) جداکننده‌های مغناطیسی نادر خاکی
11	(3-1) مزایا و معایب فرآوری خشک زغالسنگ
12	فصل دوم: استفاده از بستر سیال واسطه سنگین هوا
	در فرآوری خشک زغال
13	(1-2) آشنایی با واسطه سنگین هوايي
14	(2-2) مبانی تفکیک ثقلی با واسطه سنگین هوايي بستر سیال
15	(3-2) فرآوری خشک زغال‌های متوسط (6-50mm)
16	(4-2) فرآوری خشک زغال‌های درشت‌دانه (بالای 50 میلیمتر)
17	(5-2) رطوبت بار ورودی
17	(6-2) فرآوری خشک زغال ریزدانه (زیر 6 میلیمتر)

فهرست مندرجات

صفحه

عناوین

فصل سوم: فراوری خشک زغال با ابعاد 1-6 mm به وسیله بستر سیال

18

واسطه سنگین هوایی

- 19 (1-3) استفاده از ذرات واسطه ریز تر
- 21 (2-3) بستر سیال لرزان
- 21 (1-2-3) چگونگی انتقال انرژی لرزش در یک بستر سیال حاوی ذرات ریز
- 22 (2-2-3) چگونه لرزش جلوی تشکیل حفره را می گیرد
- 24 (3-2-3) تاثیر لرزش بستر سیال بر کارایی تفکیک
- 25 (3-3) بستر سیال مغناطیسی

28

فصل چهارم: شناخت پدیده سیالگونگی

- 29 (1-4) آشنایی با سیالگونگی
- 31 (2-4) رژیم های سیالگونگی
- 32 (3-4) دسته بندی گلدارت: طبقه بندی پودرها بر اساس قابلیت سیالگونگی
- 34 (4-4) ارتباط بین سرعت جریان گاز و کسر حجمی جامد در ذرات گروه A

35

فصل پنجم: تشریح ساختار جداکننده واسطه سنگین هوایی مناسب

برای فراوری ثقلی زغال سنگ 0/5-6mm

- 36 (1-5) تعیین دانه بندی واسطه
- 37 (2-5) چگونگی اختلاط واسطه با هوا و ایجاد سوسپانسیون همگن

فهرست مندرجات

صفحه

عناوین

41 فصل ششم: طراحی جداکننده واسطه سنگین هوایی و ساخت آن

- | | | |
|----|-----|---|
| 42 | 1-6 | آزمایش غرق و شناوری جهت تعیین حد تفکیک |
| 43 | 2-6 | انتخاب پمپ دمنده هوا |
| 44 | 3-6 | پایه ریزی مبانی طراحی |
| 46 | 4-6 | تعیین مشخصات هندسی محفظه محیط سنگین |
| 48 | 5-6 | تعیین ارتفاع ناحیه مخروطی |
| 52 | 6-6 | نقشه جداکننده واسطه سنگین هوایی |
| 53 | 7-6 | تشریح اجزاء دستگاه جداکننده واسطه سنگین هوایی ساخته شده |

58 فصل هفتم: آزمایشهای انجام شده و ارزیابی کارایی جداکننده

واسطه سنگین هوایی

- | | | |
|----|-----|---|
| 59 | 1-7 | تهیه نمونه زغال |
| 60 | 2-7 | چگونگی انجام آزمایشها و نتایج |
| 61 | 3-7 | ارزیابی کارایی جداکننده واسطه سنگین هوایی |
| 67 | 4-7 | تحلیل نتایج و بررسی علل عدم موفقیت |
| 68 | 5-7 | رویکرد در تحقیقات آینده |

69 فهرست منابع و مأخذ

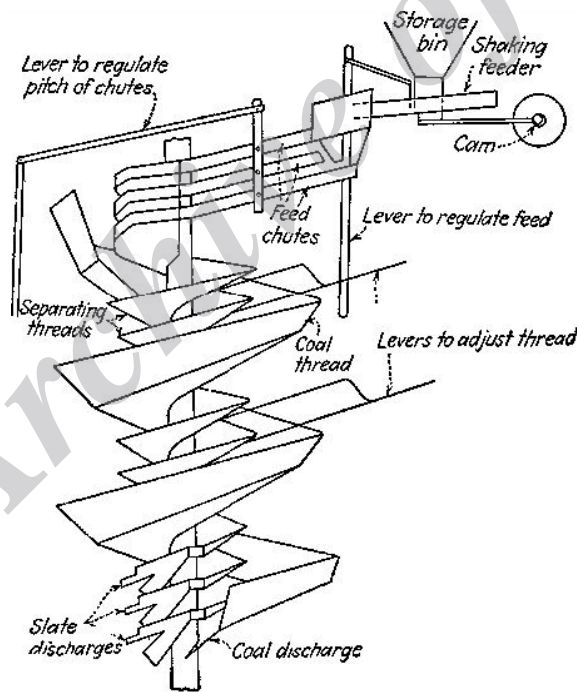
فصل اول: مقدمه

Archive of SID

1-1) آشنایی با روشهای قدیمی فرآوری خشک زغال

1-1-1) مارپیچ پاردی (Pardee Spiral)

مارپیچ پاردی که در شکل 1-1 نشان داده شده است، ابتدا در سال 1898 برای تغلیظ آنتراسیت در آمریکا نصب گردید و در سال 1922 حدود 4000 هزار مارپیچ پاردی فعال بود. در این جداکننده زغال از یک خوراک‌دهنده لرزان وارد ناو باردهی شیبدار می‌شود. ذرات اسلیت به خاطر ضریب اصطکاک بالا با سطح مارپیچ، شتاب نمی‌گیرند و در نزدیکی محور، به سمت پایین سُر می‌خورند. اما سرعت ذرات زغال به علت شتاب فزاینده، افزایش می‌یابد و نیروی گریز از مرکز وارد به ذرات زغال به اندازه‌ای زیاد می‌شود که به منتھالیه جانبی مارپیچ رسیده و از مجرای دیگر خارج می‌شود. بار ورودی به این جداکننده باید دامنه ابعادی محدود داشته باشد؛ محدوده‌های ابعادی معمول برای این جداکننده، 1-2mm، 2-4mm، 4-6/5mm و 10mm-6/5 است (Van Houwelingen & De Jong, 2004). در این محدوده‌های ابعادی، ظرفیت جداکننده بین 6 تا 12 تن در ساعت می‌باشد

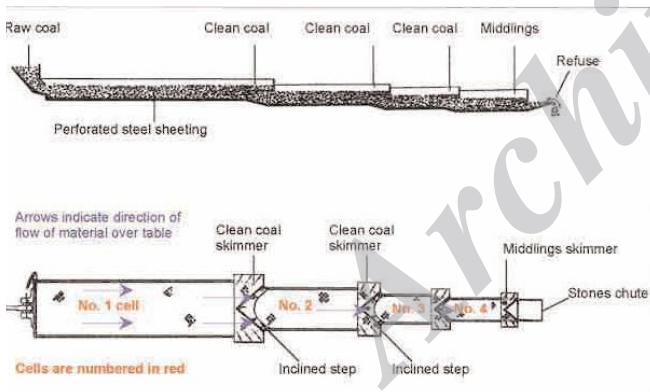


شکل 1-1: نمایی از مارپیچ پاردی (Van Houwelingen & De Jong, 2004)

2-1-1) میز لرزان هوایی (Pneumatic oscillating table; air table):

نرخ ته‌نشینی ذرات در هوا بسیار بیشتر از نرخ ته‌نشینی در آب است. از دیدگاه نظری، تفکیک در سیال هوا باید در زمان کوتاه‌تری میسر باشد اما در واقعیت، تفکیک در سیال هوا مشکلتر است. سازوکار عملیات میزهای هوایی یا نیوماتیک بدین گونه است مواد از روی یک بستر متخلخل لرزان عبور داده می‌شوند و مواد سنگین‌تر به کف بستر سقوط می‌کنند و با لرزش آن از دستگاه خارج می‌شود و مواد سبکتر تحت تاثیر نیروی ثقل در راستای جهت بستر حرکت می‌کند (Dwari & Rao; 2007).

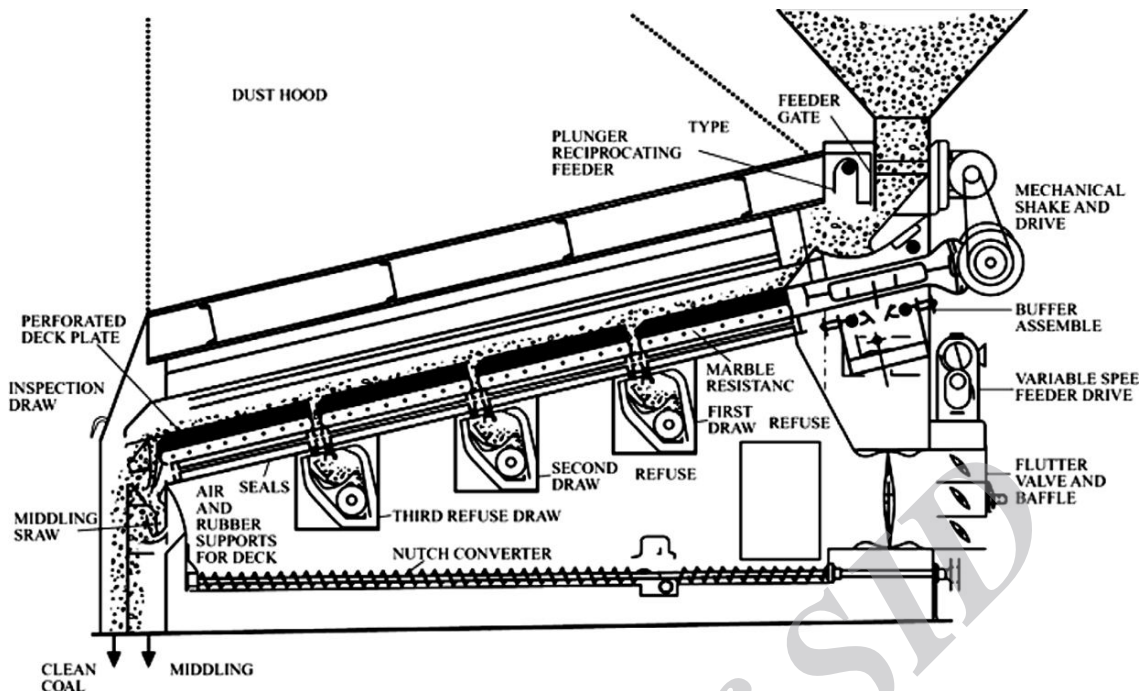
میز لرزان هوایی متشکل از چهار میز بود که ظرفیت فرآوری 150 تن در ساعت زغال خام با ابعاد 25mm- را داشت (شکل 2-1). این میز یک نهر بلند بود که عرض آن در نقاط خاصی کم شده و به چند سلول تقسیم می‌شد (شکل 1-3). کف نهر سوراخ سوراخ بود و در امتداد نهر اندکی شیب داشت و لرزانده می‌شد تا مواد به راحتی در نهر جریان داشته باشند. یک فشار هوای ثابت بر جعبه هوای واقع در زیر نهر بوسیله یک فن اعمال می‌شد (Donnelly; 1999).



شکل ۱-۲: چگونگی عملکرد میز لرزان هوایی (Donnelly; ۱۹۹۹).



شکل ۱-۳: یک نمونه میز لرزان هوایی (Donnelly; ۱۹۹۹).



شکل ۱-۴: تشریح چگونگی عملکرد میز لرزان هوایی (Dwari & Rao; ۲۰۰۷).

وقتی که زغال خام به دستگاه باردهی می‌شود، به علت لرزش در نهر جاری می‌گشت و در اثر جریان هوای اعمال شده در کف نهر رفته رفته طبقه‌بندی می‌شد تا این که در انتهای سلول اول زغال که در لایه رویی جریان قرار می‌گرفت با یک تیغه جدا شده و خارج می‌گردید و موادی که از زیر تیغه به سلول دوم که عرض کمتری داشت راه می‌یافتند و در انتهای سلول دوم نیز طبقه‌بندی صورت می‌گرفت و در انتهای سلول دوم با تیغه‌ای سبکترین بخش را از روی جریان جدا می‌شد و مابقی مواد به سلول سوم منتقل می‌شد. این روند تا ۴ سلول ادامه داشت. چگالی تفکیک این میز نسبتاً بالا بود (شکل ۱-۴). بعد از دهه ۱۹۵۰ میلادی که اتوماسیون به عرصه استخراج زغال وارد شد، خاکستر و رطوبت زغال افزایش یافت که این مسئله منجر به برچیده شدن این دستگاه در ۱۹۶۰ گردید (Donnelly; 1999).

3-1-1) جداکننده یانسی-فراز (Yancey and Frazer separator):

در سال ۱۹۲۶ ابداع گردید و در آن از ماسه برای ایجاد بستر سیال استفاده می‌شد و چگالی محیط سنگین در آن g/cm^3 بود. ذرات زغال که چگالی کمی دارند روی بستر شناور می‌شدند و ذرات پرخاکستر غرق شده و به ته بستر می‌رفتند. این بستر سیال توان فرآوری خشک زغال در محدوده ابعادی ۱۰-۵۰mm را داشت (Van Houwelingen & De Jong, 2004).

4-1-1) جداکننده با بستر شیبدار (Inclined bed separator):

این جداکننده متشکل از یک نهر لرزان شیبدار می‌بود که کف آن سوراخدار بود و با ماسه خشک پوشانیده شده بود. بار ورودی بر روی ماسه افزوده می‌شد. ماسه اضافی همراه ذرات سبک به سرریز منتقل می‌شد و ذرات سنگین از کف نهر به مجرای ته‌ریز منتقل می‌شد. انتخاب دانه‌بندی واسطه بر اساس حد تفکیک مطلوب و همچنین ملزومات تمیز کردن واسطه صورت می‌گرفت. بار ورودی بین 7/5 تا 0/6 میلیمتر است که در صورت تنظیم عوامل عملیاتی متناسب با بار ورودی امکان عملکرد بهینه دستگاه فراهم می‌شود. این نوع جداکننده در سال 1966 به جداکننده جریان خشک (Dry flow separator) یا Sluice box توسعه یافت که متشکل از یک نهر مستطیلی شیبدار بود که ماسه خشک بر روی آن جریان می‌یافت. گاهی اوقات نهر در قسمت انتهایی باریک می‌شد. در این دستگاه بار بر روی جریان ماسه افزوده شده و به دو بخش سبک و سنگین طبقه‌بندی می‌شد. نهایتاً دو بخش مذکور با یک تیغه از هم جدا می‌شدند (Van Houwelingen & De Jong, 2004).

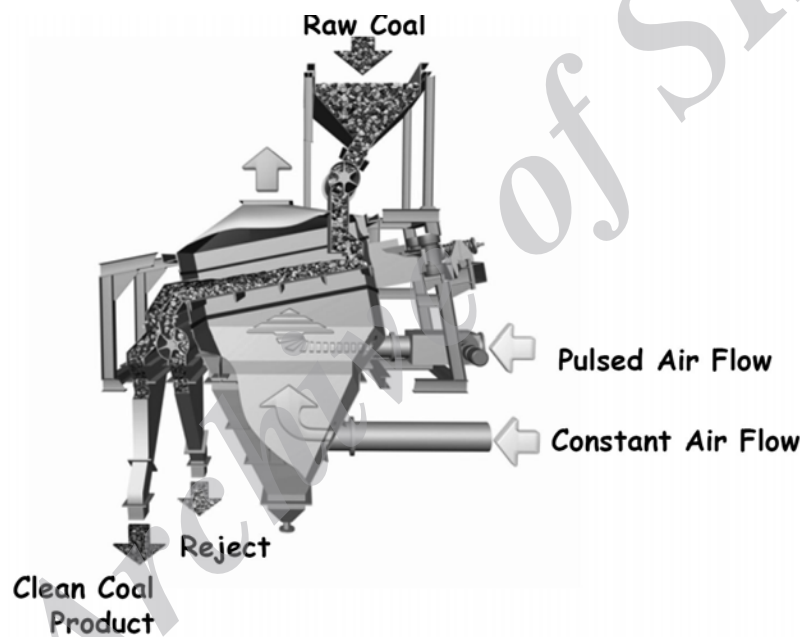
5-1-1) جیگ هوایی (Air jig):

این وسیله همانند میز هوایی، مواد را در طی عبور از یک بستر لرزان جدا می‌کند با این تفاوت که همه مواد در یک جهت حرکت می‌کنند (شکل 1-5). در صورتی که بار ورودی دانه‌بندی محدودی داشته باشد، جیگهای هوایی بهترین کارایی را خواهند داشت. به عنوان مثال زغال خام را می‌توان با سرندهای چند طبقه به بخشهای درشت (10-40mm)، متوسط (10-10mm) و ریز (0-3mm) تقسیم کرد.

در این جداکننده با یک محرک ویژه تعبیه شده در بالای جعبه باردهی به محفظه تفکیک (Jigging box) یک حرکت بالا-پایین اعمال می‌شود. در انتهای خروجی محفظه تفکیک، یک تکیه‌گاه ثابت وجود دارد و به همین علت، حرکت محفظه تفکیک از محل ورود بار تا انتهای خروجی، رفته رفته از بیشترین مقدار به کمترین مقدار کاهش می‌یابد. در همین زمان جریان هوای تپشی (Pulsating air current) از زیر محفظه تفکیک دمیده می‌شود؛ روی محفظه تفکیک با یک صفحه مشبک پوشانده شده است (Donnelly; 1999). در اثر سیالگونگی بستر، ذرات سنگین تر به کف می‌رسند درحالی‌که ذرات سبک زغال در لایه رویی قرار گرفته‌اند. تفکیک جریان باطله و کنسائتره با قرار دادن یک تقسیم‌کننده، در مسیر موادی که در راستای قائم لایه‌بندی شده‌اند، حاصل می‌گردد. یک نوع جیگ هوایی در دانشگاه RWTH آخن برای فرآوری خشک زغال در محدوده ابعادی 5 تا 50 میلیمتر توسعه داده شده است که با موفقیت در صنعت مورد استفاده قرار گرفته است. در این جیگ همانند

جیگهای دیگر جریان هوا متشکل از دو بخش است؛ بخش ثابت و بخش تپشی. اما نسبت این دو در آن، با جیگهای معمول متفاوت است (Dwari & Rao; 2007).

استفاده از جیگ هوایی کاهش یافته است؛ حتی در روسیه و چین که مقادیر قابل توجهی زغال به روش خشک فرآوری می‌شود. ظرفیت و کارایی این دستگاه نسبتاً پایین است. جیگ هوایی مجهز به سامانه دفع گرد و غبار است اما با این وجود ایجاد گرد و غبار در آن زیاد است و در اجرای عملیات مشکلاتی را به همراه می‌آورد. محدود بودن دامنه ابعادی بار ورودی در جیگهای هوایی، نیاز به چندین جداکننده و ناو را اجتناب‌ناپذیر می‌کند که این امر از دیدگاه عملیاتی نامطلوب است (Donnelly; 1999).



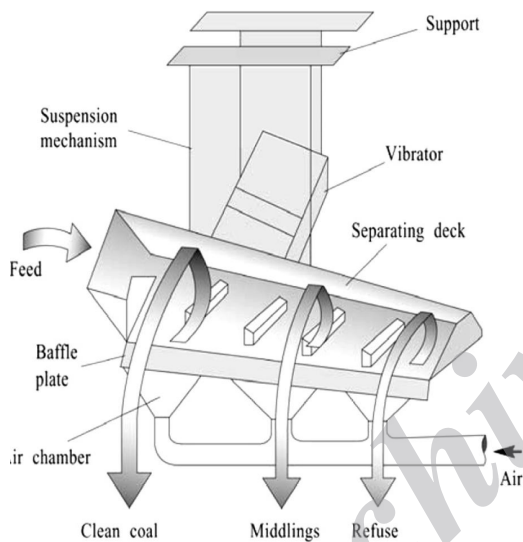
شکل ۱-۵: نمایی از یک جیگ هوایی که در آن جریان هوای ثابت و تپشی نشان داده شده است؛ به چگونگی لایه‌بندی مواد و جداسدن باطله از کنسانتره توجه شود (Sampaio et al, ۲۰۰۸).

6-1-1) جداکننده FGX (Honaker&Luttrel, ۲۰۰۷):

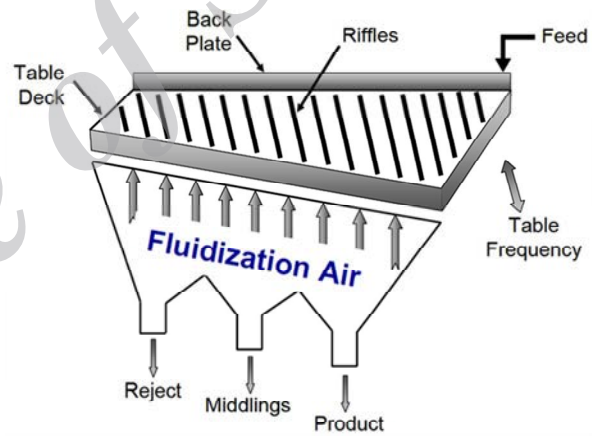
جداکننده ثقلی FGX در چین توسعه داده شده است. شکل 6-1-1 نمای کلی یک جداکننده FGX را نشان می‌دهد. این جداکننده متشکل از یک میز دوزنقه‌ای است که یک ضلع آن، دو ضلع موازی را قطع کرده است (شکل 7-1). بار از مجاورت قاعده بزرگتر و موقعیت زاویه حاده بر روی میز وارد شده و به تدریج بر روی سطح میز پخش می‌شود. در راستای عمود به

جریان مواد، برآمدگی‌های ممتدی تعبیه شده است و میز دوزنقه‌ای در راستای موازی با برآمدگیها لرزش می‌کند و این امر منجر به رانده شدن مواد به سمت صفحه پشتی (Back plate) می‌شود؛ شکل ۱-۷.

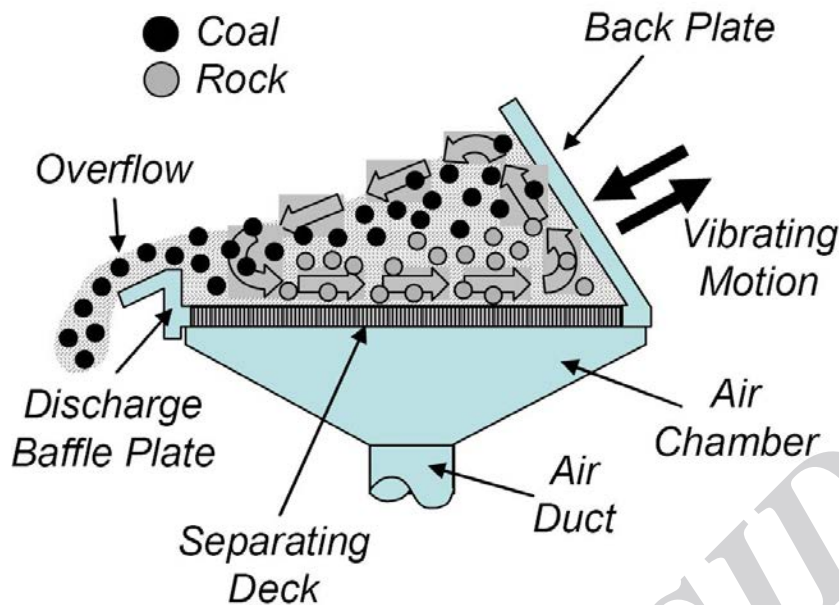
جریان هوای سیالگونه‌گر، باعث می‌شود که قطعات زغال که چگالی کمتری دارند، به حالت معلق درآیند و بر خلاف بقیه مواد (که به سمت صفحه پشتی حرکت می‌کنند)، به طرف لبه خروجی حرکت کنند. به‌خاطر شکل دوزنقه‌ای میز، هرچه فاصله مواد از محل ورود بار بیشتر شود، سرعت جریان هوا افزایش می‌یابد و این امر موجب تعلیق و خروج ذرات سنگین‌تر (مواد میانی) می‌گردد و نهایتاً مواد باطله به قاعده کوچک دوزنقه رسیده و از آنجا تخلیه می‌شوند. چگونگی حرکت مواد در راستای لرزش در شکل ۱-۸ نشان داده شده است؛ مشاهده می‌شود که حرکت چرخشی مواد و گذر هوا از میان بستر، مواد را لایه‌بندی کرده و ذرات سبک‌تر از لبه میز خارج می‌شوند.



شکل ۱-۶: نمای کلی جداکننده FGX
(Honaker & Luttrell; ۲۰۰۷)



شکل ۱-۷: اصول بنیادین عملکرد جداکننده FGX
(Honaker & Luttrell; ۲۰۰۷)



شکل ۱-۸: چگونگی لایه بندی مواد در جداکننده FGX (Honaker & Luttrell; ۲۰۰۷)

داده‌های بدست آمده از عملکرد جداکننده FGX در مقیاس صنعتی محدود به زغال‌های کشور چین است. چندین آزمون نیمه‌صنعتی نیز بر روی زغال‌های آمریکا انجام شده است که نتایج حاصله نشانگر آن است که FGX یک گزینه جایگزین جذاب و مقرون به صرفه برای فرایندهای سنتی معمول زغالشویی است. بالاخص در مناطق سرسبز که عملیات زغالشویی برای اولین بار انجام می‌شود.

نتایج حاصل از تحقیقات صورت گرفته در چین حکایت از توانایی بالقوه جداکننده FGX در فرآوری خشک ذرات درشت (80mm) تا ذرات ریز (3mm) را دارد. داده‌های عملیاتی نشان داده است که فرآوری خشک زغال با جداکننده FGX به رطوبت سطحی تا حدود 7 الی 10% رطوبت نسبتاً مقاوم است. گزارش شده است که هزینه سرمایه‌گذاری برای یک واحد 250 t/h کمتر از یک چهارم یک واحد زغالشویی سنتی است و هزینه جاری آن حدود 0/3 دلار بر تن است.

جداکننده FGX کارایی تفکیک نسبتاً خوبی در چگالی تفکیک $2/2RD - 1/8$ دارد و خطای احتمالی آن حدود 0/25RD است. هرچند اگر جریان میانی مجدداً به خوراک برگردانده شود، کارایی تفکیک بطور محسوسی افزایش یافته و خطای احتمالی به 0/17 RD کاهش می‌یابد. ظرفیت جداکننده FGX نسبتاً بالا است و به حدود $5 - 10 t/h/m^2$ بالغ می‌شود.

2-1) نئستوی خشک زغال ریز (Donnelly; ۱۹۹۹)

در زمینه فرآوری خشک زغال ریزدانه روشهای مختلفی مورد تحقیق قرار گرفته‌اند که در این بخش توضیح مختصری از آنها ارائه می‌شود.

کلاسیفایرهای هوایی^۱

جداکننده‌های الکتریکی^۲

جداکننده‌های مغناطیسی^۳

1-2-1) کلاسیفایرهای هوایی:

این تجهیزات مبتنی بر تفکیک ذرات بر اساس چگالی نسبی آنها در تونل باد عمل می‌کنند. در تونل باد ذرات سنگین مسیر کوتاه‌تری را می‌پیمایند و ذرات سبک زغال مسیر طولانی‌تری را. بنابراین می‌توان آنها را در قیف‌های جداگانه جمع‌آوری کرد. بار ورودی باید دانه‌بندی محدودی داشته‌باشد لذا نیاز به چندین جداکننده برای فرآوری محدوده‌های ابعادی مختلف است. مشکل پیش‌رو، طبقه‌بندی ابعادی زغال به محدوده‌های ابعادی متعدد و جابه‌جایی آنهاست. علاوه‌براین، کنترل غبار و جمع‌آوری و دفع آن مسائل دیگری است که باید تمهیدات لازم در خصوص آن لحاظ شود.

2-2-1) تفکیک الکترواستاتیکی:

در بخش فناوری انرژی CSIRO، تحقیقاتی پیرامون جداکننده‌های پرکشش الکترواستاتیکی (EDs) و یک جداکننده الکترواستاتیکی (ESS) انجام شده است که اولی برای ذرات 2mm- و بعدی برای زغال 0/25mm- انجام شده است.

دستگاه EDs یک جداکننده کشش بالا از مدل کارپکو بود. هنگامی که مواد بر روی یک استوانه گردان فلزی به شعاع 230mm باردهی می‌شود، مواد باردهی شده با گذر از یک گُرّونا که با یک الکتروود یون‌ساز ایجاد شده بود، بار الکتریکی می‌یافت. کانی‌ها که نسبتاً هادی هستند، بار الکتریکی‌شان را از دست می‌دهند و از استوانه پرتاب می‌شوند. ذرات زغال که هادی نیستند و بار الکتریکی خود را حفظ می‌کنند، به استوانه رسیده و به آن می‌چسبند تا این که با برس از آن جدا شود. EDs در فرآوری ماسه‌های ساحلی و کانسنگ آهن به صورت تجاری مورد استفاده گرفته‌اند. محدوده ابعادی مناسب معمولاً

^۱ Aerodynamic classifiers

^۲ Electrodynamic separators

^۳ Magnetic separators

0/25-0/5mm است اما در برخی آزمونها از محدوده ابعادی 0/1 تا 2 میلیمتر و 0/1 تا 3 میلیمتر استفاده شد. برای زغالهایی که ماسرال ویتربیت آن زیاد بود کارایی تفکیک بسیار خوب بود اما در زغالهای با فعالیت کمتر (گرمایی) کارایی تفکیک متوسط بود. قبل از تغلیظ با دستگاه EDs، زغال باید نرمه گیری شده و به محدوده ابعادیهای باریک تقسیم شود که ممکن است این آماده سازی در عمل مشکل یا هزینه بر باشد.

جداکننده های الکترواستاتیکی (ESS) از یک مخزن بار گذار استوانه ای قائم تشکیل شده است که در داخل آن یک برس سیمی گردان قرار دارد. زغال ریزدانه به مخزن بار گذاری باردهی شده و از آنجا وارد یک میدان الکتریکی که با دو الکترود صفحه ای موازی ایجاد شده است می گردد.

وقتی ذرات ریز با وظایف کاری مختلف به هم برخورد می کنند، تبادل الکترون رخ می دهد که این امر منجر به اختلاف بار الکتریکی بین ذرات می گردد. ذرات که بار مثبت گرفته اند به سمت الکتروود منفی و ذراتی که بار منفی گرفته اند به سمت الکتروود مثبت حرکت می کنند و محصولهای تفکیک با تیغه ای جدا شده و در سینی مربوطه جمع آوری می گردند. کارایی تفکیک این روش معمولاً کم می باشد و راندمان وزنی و میزان حذف خاکستر آن کم است و قابل اجرا نیست.

3-2-1) جداکننده های مغناطیسی نادر خاکی (REMs)

این تجهیزات قادر هستند محدوده ابعادی وسیع تر، ظرفیت بیشتر و بار ورودی مرطوب تری را نسبت به EDs و ESSها فرآوری کنند. راندمان وزنی و کارایی تفکیک این تجهیزات بیشتر است. ظرفیت یک REMs با عرض غلتک 40 اینچ، 4 تا 5 تن در ساعت است. شرکت Eriez Magnetics پیشنهاد کرده است که ماشینهای بزرگتر با ظرفیت بیشتر را می توان ساخت.

در حالی که کارایی تفکیک و خاکستردایی این روش از شستشوی تر کمتر است اما مصرف انرژی به ازاء واحد تولید اندکی بالاست که علت آن رطوبت کم بار ورودی است. هزینه سرمایه گذاری برای یک واحد تولیدی با 360 تن در ساعت برای یک کارخانه حاوی REMs در مقایسه با کارخانه های معمولی شستشوی تر حدوداً 13% کمتر است. البته هزینه عملیاتی آن تقریباً 50% یک کارخانه شستشوی تر زغال ریزدانه است.

3-1 مزایا و معایب فرآوری خشک زغالسنگ

مزایای فرآوری خشک زغال نسبت به روشهای معمول به شرح زیر است:

- عدم نیاز به تجهیزات گرانقیمت آبخیری همچون سرنده، پمپ، فیلتر خلاء، تیکنر و سانتریفیوژ
- کمتر بودن هزینه عملیاتی، کمتر بودن مصرف انرژی الکتریکی، کوچکتر بودن کارخانه و ارزانتر بودن هزینه ساخت کارخانه
- کمتر بودن هزینه حمل و نقل به ازاء واحد وزن به علت کم بودن رطوبت.
- عدم نیاز به سد باطله که از دیدگاه زیست محیطی حائز اهمیت است.
- عدم انتقال ذرات ریز زغال به باطله؛

محدودیتها و معایب فرآوری خشک زغال عبارتند از:

- کارایی تفکیک پایین تر؛ محصول تولید شده در روش تر خاکستر کمتری دارد.
- حساسیت به رطوبت: گاهی ممکن است خشک کردن بار ورودی تا حدی که ذرات از هم جدا باشند مورد نیاز باشد.
- ذرات خشک زغال مشکل تر سرنده می شوند. به ویژه در ابعاد ریز.
- نیاز به تجهیزات غبارگیری
- نیاز به کنترل کیفیت اتوماتیک دارد.

فصل دوم:

استفاده از بستر سیال واسطه سنگین هوایی
در فرآوری خشک زغال

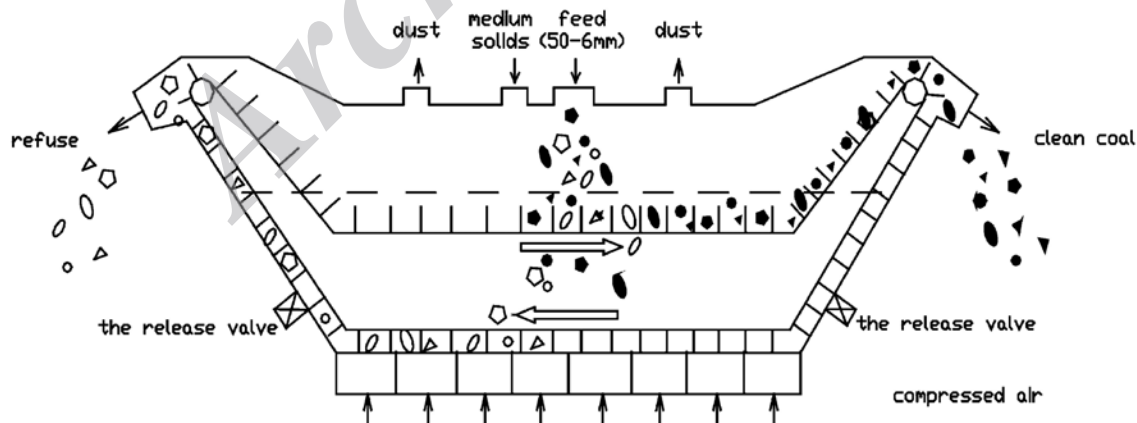
Archive of SID

1-2) آشنایی با واسطه سنگین هوایی

در تحقیقاتی که در چین و کانادا صورت گرفت یک دستگاه بستر سیال ابداع گردید که کارایی آن به مراتب بیش از جیگ هوایی بود. این دستگاه یک جداکننده واسطه سنگین هوایی بود که در آن محیط سنگین سوسپانسیونی از هوا و ذرات مگنتیت بود که چگالی نسبی آن مشابه واسطه سنگین تر تنظیم می شد (شکل 2-1).

سوسپانسیون ایجاد شده در دستگاه اخیر پایدار است و چگالی همگنی دارد. ذرات با چگالی زیاد در آن غوطه ور می شوند و ذرات سبک زغال بر روی آن شناور می مانند. این دستگاه توان فرآوری زغال خام در محدوده ابعادی 50mm - 6 را دارد و کارایی تفکیک آن بالاست به گونه ای که خطای احتمالی آن حدود 0/07RD - 0/05 است.

فشار و دبی هوای مورد نیاز در واسطه سنگین بستر سیال در مقایسه با جیگ هوایی و میز لرزان هوایی نسبتاً کمتر است و مقدار غبار اندکی که تولید می شود، با سامانه غبارگیر جمع آوری می گردد. با حرکت آهسته یک ناو زنجیری، زغال تمیز که روی بستر سیال شناور شده است به سمت یکی از خروجی ها و مواد باطله که در کف ته نشین شده اند به سمت خروجی دیگر منتقل می شود. تحقیقات بر روی جداکننده های بستر سیال عمیق که توانایی شستشوی زغال تا ابعاد 300 میلیمتر را داشته باشد، ادامه دارد. کنسانتره و باطله از روی سرندهای لرزان می گذرند تا ذرات ریز و مگنتیت از آنها جدا شود. با یک جداکننده مغناطیسی مگنتیت از ذرات ریز جدا شده و بازیافت می گردد. اولین جداکننده واسطه سنگین بستر سیال با ظرفیت 700 هزارتن در سال زغال 50mm - 6 سال 1997 در چین شروع به کار کرد.



شکل ۱-۲: چگونگی عملکرد جداکننده واسطه سنگین هوایی بستر سیال (Luo & Chen, 2001)

2-2) مبانی نظری تفکیک ثقلی با واسطه سنگین هوایی بستر سیال

به منظور ایجاد شرایط مساعد برای تفکیک ثقلی در بستر سیال واسطه سنگین خشک، باید سوسپانسیون هوا- مگنتیت پایدار باشد و حفرات موجود در بستر ریز باشد (در حد چندین میکرون). این امر ایجاب می کند که توزیع ذرات مگنتیت در تمامی فضای بستر سیال یکسان باشد و با زمان تغییر نکند. علاوه بر این بستر سیال باید گرانروی کم و سیالیت زیاد داشته باشد. چگالی بسترسیال در تغلیظ ثقلی بسیار حائز اهمیت است و با استفاده از رابطه 1-2 محاسبه می شود.

$$\rho_b = \phi \cdot \rho_p + (1 - \phi) \cdot \rho_{air} \quad (1-2)$$

که در آن ρ_b چگالی محیط سنگین، ρ_p چگالی ذرات جامد واسطه، ϕ کسر حجمی ذرات واسطه جامد و ρ_{air} چگالی هوا است. نیروی ارشمیدس وارد بر ذرات مهمترین نقش را در تغلیظ ثقلی با واسطه سنگین هوایی دارد و پدیده جابه جایی توزیع¹ باید کنترل گردد. جابه جایی توزیع مشتمل بر جابه جایی توزیع گرانروی² و جابه جایی توزیع حرکت³ است. که اولی در اثر گرانروی بستر سیال است و با افزایش سرعت جریان هوا، کاهش می یابد. اثر جابه جایی توزیع حرکت در صورتیکه سرعت جریان هوا خیلی زیاد یا خیلی کم باشد، قابل توجه است. اگر ابعاد ذرات واسطه و سرعت جریان هوا به خوبی کنترل شود، هر دو نوع اثر جابه جایی توزیعی، به خوبی قابل کنترل خواهند بود (Chen & Wei, 2003).

محاسبه نیروی درگ برای مواد در معرض تفکیک (ذرات منتقل شده به کنسائتره و باطله) یکی از مقتضیات اصلی در مهندسی دستگاه واسطه سنگین هوایی است. بر خلاف تصور غالب، رفتار بستر سیال به صورت سیال نیوتنی نیست بلکه به صورت سیال بینگهام⁴ است. گرانروی پلاستیک و تنش تسلیم بستر سیال با افزایش ابعاد ذره واسطه، افزایش می یابد و بر همین اساس ثابت درگ با روابط 2-2 قابل محاسبه است که در آن C_D ثابت درگ، Re_m عدد رینولدز تصحیح شده و d_0 قطر شیء سقوط کننده، u_T سرعت نسبی بین شیء سقوط کننده و ذرات واسطه سیال گونه شده، μ_e گرانروی موثر، گرانروی پلاستیک و τ_0 تنش تسلیم می باشد (Chen & Wei, 2003). شکل 2-2 میزان انطباق عدد دراگ اندازه گیری شده و عدد دراگ محاسباتی را نشان می دهد.

¹ Displaced distribution

² Viscosity displaced distribution

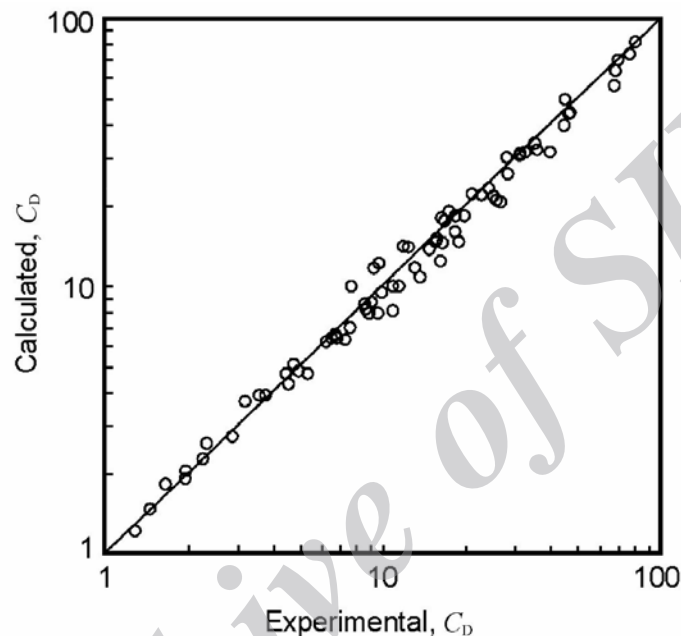
³ Distribution movement displaced

⁴ Bingham fluid

$$\mu_e = \mu + \frac{\tau_0 d_o}{3u_r};$$

$$Re_m = \frac{d_o u_r \rho_b}{\mu_e}; \quad (2-2)$$

$$C_D = \frac{24}{Re_m} (1 + 0.15 Re_m^{0.687})$$



شکل ۲-۲: میزان انطباق ثابت درگ محاسبه شده با استفاده از روابط ۱-۲ و ثابت درگ اندازه‌گیری شده (Chen & Wei, ۲۰۰۳)

3-2) فرآوری خشک زغال‌های متوسط (6-50mm)

با فرآوری خشک می‌توان زغال خام در محدوده ابعادی 6-50mm را با کارایی تفکیک بالا ($E_p \sim 0/03RD$) تغلیظ کرد. تحلیلها نشان می‌دهد هرچه ابعاد درشت‌تر باشد، بازیابی زغال شسته شده و کارایی تفکیک بالاتر است. ممکن است گرانروی بستر سیال و یا اختلاط دنباله‌ای^۱ ذرات جامد واسطه علت این پدیده باشد. جدول 1-2 نتیجه فرآوری خشک زغال در محدوده ابعادی 6-50mm را با واسطه سنگین بستر سیال هوایی نشان می‌دهد (Chen & Wei, 2003).

^۱ هنگامی که ذرات زغال در بستر سیال به علت نیروی بویانسی حال سقوط یا حرکت رو به بالا هستند، در اثر حرکت آنها بخشی از ذرات واسطه و همچنین هوا جابجا می‌شود که این مسئله باعث اختلاط می‌گردد که عبارت لاتین آن "Back mixing" است.

جدول ۱-۲: نتیجه فرآوری خشک زغال در محدوده ابعادی ۶-۵۰ mm را با واسطه سنگین بستر سیال هوایی (Chen & Wei, ۲۰۰۳)

Density fraction Kg/m ³	Feedstock, %	Clean coal, %	Refuse, %	Partition coefficient of the clean coal product, %
-1500	79.13	90.03	0	100.00
1500-1600	7.34	8.28	0.04	99.86
1600-1700	1.05	1.25	0.50	94.53
1700-1800	0.48	0.38	0.47	87.18
1800-1900	1.35	0.06	10.42	3.85
+1900	10.65	0	88.57	0
Total	100.00	100.00	100.00	

آزمونهای نیمه‌صنعتی با ظرفیت 5 t/h نشان داده است علاوه بر این که واسطه سنگین هوایی بستر سیال کارایی بالایی در فرآوری خشک زغال با ابعاد 6-50mm دارد، توان تحمل ذرات ریز (1mm-) را نیز دارد. به گونه‌ای که حتی اگر فراوانی مواد ریزتر از 1 میلی‌متر در بار ورودی تا حدود 14 درصد باشد، خطای احتمالی تفکیک ثقلی در حدود 0/045 RD باقی می‌ماند (He et al; 2003).

4-2) فرآوری خشک زغال‌های درشت‌دانه (بالای 50 میلی‌متر)

در چین جداکننده واسطه سنگین بستر سیال هوایی با عمق بستر 400mm برای فرآوری خشک قطعات زغال در محدوده ابعادی 6-50mm مورد استفاده قرار گرفته است. چگالی بستر در آن بستر سیال به راحتی قابل کنترل است و به علت جلوگیری از ایجاد و رشد حفره، چگالی بستر همگن است. اما عمق بستر 400 میلی‌متری، فضای کافی برای جداسازی مؤثر زغال‌های درشت‌تر از 50mm را فراهم نمی‌کند. بر همین اساس مطالعات تکمیلی بر روی جداکننده واسطه سنگین بستر سیال هوایی آزمایشگاهی با بستر عمیق‌تر در سطح مقطع 1m² انجام گرفت. در نتیجه این مطالعات مشخص شد که عمق بستر لازم برای فرآوری خشک زغال‌های درشت‌تر از 50mm باید حدود 1200mm باشد تا بستر سیالی پایدار با حفره‌های ریز و همگن شکل بگیرد. در این صورت فرآوری خشک مؤثری با خطای احتمالی 0/02RD قابل حصول است. فناوری فرآوری خشک زغال‌های درشت (50-300mm) به عنوان پیش‌تغلیظ و حذف مواد باطله بسیار ارزشمند است (Chen & Wei, 2003).

5-2) رطوبت بار ورودی

هیچ معیار خاصی برای مقدار رطوبت مجاز در بار ورودی تعریف نشده است. رطوبت نباید در حدی باشد که ذرات به هم بچسبند که این امر فقط تابع رطوبت سطحی است. اما رطوبت ذاتی هیچ تاثیری در تفکیک ثقلی خشک ندارد. بنابراین می‌توان زغال‌های با درجه زغالشدگی پایین را هم با روش خشک‌سازی فرآوری کرد. اما اگر به علت بارندگی و یا به علت کنترل غبار در معادن زیرزمینی خیلی خیس شده باشد، نیاز به خشک کردن است. روش پیشنهادی برای خشک کردن، جریان دادن زغال بر روی یک صفحه تخت عریض و پهن با استفاده از یک نوار است که به آهستگی در یک خشک‌کن ریزموج (microwave) حرکت می‌کنند. در این نوع خشک‌کن آب به سرعت انرژی گرما را جذب کرده و بخار می‌شود و بخار آب با یک فن از محیط خارج می‌گردد اما زغال انرژی را جذب نمی‌کند و گرم نمی‌شود. ضمن این که می‌توان مواد میانی و باطله حاصل از زغال‌شوئی خشک به عنوان سوخت سامانه‌های احتراق بسترسیال مصرف کرد (Donnelly; 1999).

6-2) فرآوری خشک زغال‌های ریزدانه (زیر 6 میلی‌متر)

هرچند فناوری فرآوری خشک با واسطه سنگین هوایی توانایی تغلیظ زغال درشت (+50mm) و متوسط (6-50mm) را دارد، اما توانایی تغلیظ موثر ابعاد زیر 6 میلی‌متر را ندارد؛ چراکه اولاً بستر سیال واسطه سنگین هوایی یک نوع بستر سیال معمولی است (CFB) که دارای گرانروی و اختلاط دنباله‌ای است و ذرات جدا شده ممکن است مجدداً مخلوط گردند که این امر منجر به کاهش کارایی تفکیک می‌شود. ثانیاً اندازه ذرات واسطه در مقایسه با ذرات بار ورودی چندان ریز نیست لذا همگنی لازم ایجاد نمی‌شود و نمی‌توان این مسئله را با ریزتر کردن واسطه برطرف کرد چراکه ایجاد بستر سیال با خصوصیات سیالگونگی خوب با ذرات واسطه بسیار ریزتر امکانپذیر نیست. از این رو مطالعات بیشتری مورد نیاز است (Luo et al; ۲۰۰۸).

فصل سوم:

فرآوری خشک زغال با ابعاد 1-6mm به وسیله بستر
سیال واسطه سنگین هوایی

Archive of SID

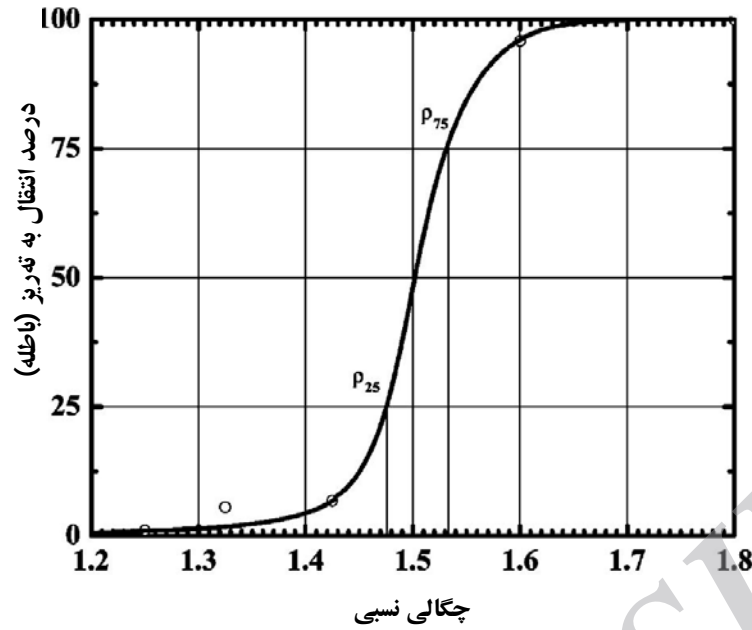
1-3) استفاده از ذرات واسطه ریزتر

دانه‌بندی ذرات مگنتیت در جداکننده واسطه سنگین بستر سیال هوایی مورد استفاده در فرآوری خشک زغال‌های بین 6-50mm معمولاً 45-300μm میکرون است (Chen & Luo, 2001). هرچه ذرات مگنتیت درشت‌تر باشند، باید سرعت ظاهری هوا برای ایجاد بستر سیال بیشتر باشد. به عنوان مثال وقتی که ذرات مگنتیت دارای ابعاد 150 تا 300 میکرون باشند، سرعت جریان هوای نیاز برای ایجاد بستر سیال، حدود 23/5 cm/s است اما برای مگنتیت با ابعاد 45 تا 106 میکرون، سرعت هوای مورد نیاز فقط حدود 4 cm/s است. کمتر بودن شدت جریان هوا در بستر سیال، اختلاط دنباله‌ای را کاهش می‌دهد که این امر همگنی و پایداری بیشتر واسطه را به دنبال دارد و نهایتاً منجر به بهبود تفکیک می‌شود (Choung et al, 2006). برای واسطه‌ای با ابعاد مشخص، حداقل سرعت سیالگونگی با رابطه 1-3 قابل محاسبه است.

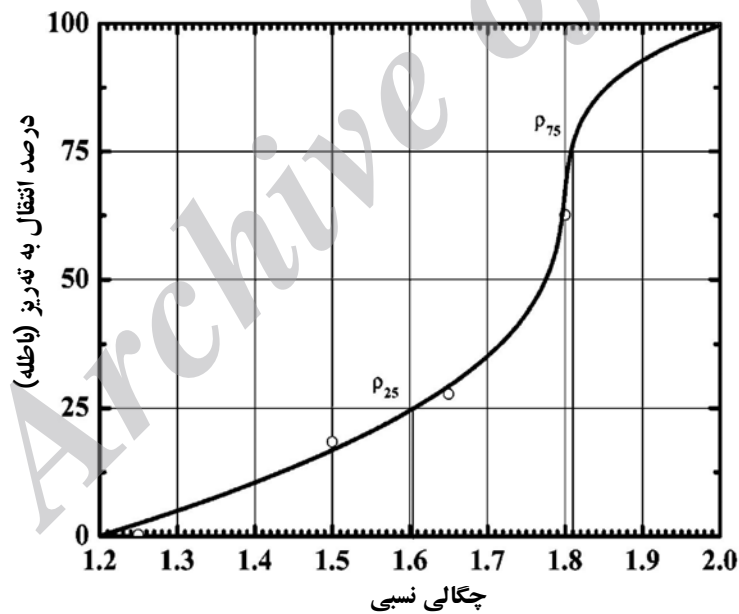
$$u_{mf} = \frac{\mu}{d_p \rho_g} \left[\sqrt{33.7^2 + 0.0408 \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{\mu^2}} - 33.7 \right] \quad (1-3)$$

که در آن d_p قطر ذره واسطه، g شتاب گرانش، ρ_g چگالی گاز، ρ_s چگالی واسطه و μ گرانشی گاز است.

در یک تحقیق برای فرآوری خشک زغال در محدوده ابعادی 1-6mm از واسطه‌هایی با ابعاد مختلف استفاده شد. شکل‌های 1-3 و 2-3 نتیجه تفکیک را برای محدوده ابعادی 3/35-5/66mm و محدوده ابعادی 0/42-1mm نشان می‌دهد. نتایج نشان داد که وجود ذرات درشت‌تر از 106 میکرون در واسطه منجر به کاهش کارایی تفکیک می‌شود؛ همچنین زمانی که اندازه ذرات مگنتیت ریزتر از 45 میکرون بود، گرانشی بستر سیال آنقدر زیاد می‌شد که منجر به کاهش کارایی تفکیک می‌گردید. (Choung et al, 2006).



شکل ۱-۳: نمودار طبقه‌بندی تغلیظ ثقلی زغال با ابعاد ۳/۳۵-۵/۶۶mm با واسطه سنگین هوایی؛
دانه‌بندی واسطه ۱۰۶-۴۵ میکرون (Choung et al, 2006)



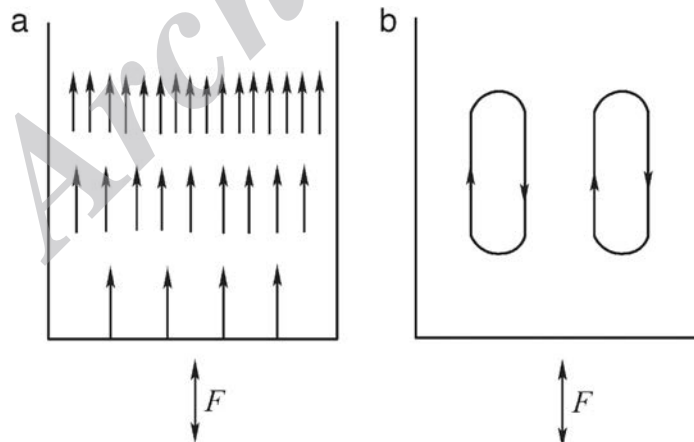
شکل ۲-۳: نمودار طبقه‌بندی تغلیظ ثقلی زغال با ابعاد ۰/۴۲-۱mm با واسطه سنگین هوایی؛
دانه‌بندی واسطه ۱۰۶-۴۵ میکرون (Choung et al, 2006)

۲-۳) بستر سیال لرزان

بستر سیال لرزان (VFB) یک بستر سیال گاز-جامد است که یک نیروی لرزانده خارجی به آن اعمال شده است. به خاطر لرزش، برخورد بین گاز و ذرات واسطه جامد بهبود می‌یابد و به همین دلیل کیفیت سیال‌گونی آن نسبت به بستر سیال معمولی بهتر است. توضیح اینکه ذرات بسیار ریز را نمی‌توان بصورت معمولی سیال‌گونه کرد اما با بستر سیال لرزان، می‌توان ذرات بسیار ریز را سیال‌گونه کرد بگونه‌ای که اختلاط دنباله‌ای و اندازه حفرات در بستر سیال کم باشد (Luo et al; 2008).

3-2-1) چگونگی انتقال انرژی لرزش در یک بستر حاوی ذرات ریز

اگر یک ظرف حاوی ذرات ریز در راستای قائم تحت لرزش قرار گیرد، ابتدا ذراتی که در نزدیکی کف ظرف قرار دارند شروع به لرزیدن می‌کنند. به علت اتصال بین ذره‌ای، انرژی لرزش به ذرات بالایی انتقال می‌یابد؛ با افزایش شدت لرزش، بر انرژی لرزشی منتقل شده به لایه‌های فوقانی افزوده می‌شود. تا هنگامی که شدت لرزش کمتر از شدت لرزش بحرانی (K_C) باشد، به دلیل نیروی چسبندگی بین ذرات، یکپارچگی حفظ می‌شود. وقتی که شدت لرزش از شدت لرزش بحرانی بیشتر شود ($K \geq K_C$)، انرژی لرزشی بر انسجام ناشی از نیروهای چسبندگی بین ذره‌ای و همچنین وزن ذرات غلبه می‌کند و نهایتاً انتقال انرژی لرزش در کل بستر رخ می‌دهد (شکل 3-3). در این حالت هر ذره‌ای شروع به لرزش می‌کند به گونه‌ای که ذرات به هم برخورد کرده و باهم اصطکاک پیدا می‌کنند؛ در چنین شرایطی همه ذرات در حالت سیال‌گونه هستند (Luo et al; 2008).



شکل ۳-۳: چگونگی انتقال انرژی لرزش در بستر (Luo et al, ۲۰۰۸)

انرژی لرزش از کف ظرف تا لایه فوقانی، به تدریج ضعیف‌تر می‌شود چراکه انرژی در اثر اصطکاک و برخوردهای غیر کشسان بین ذرات مصرف می‌گردد. این پدیده در شکل 3-3 a نشان داده شده است. همان‌گونه که در شکل 3-3 b نشان داده

می‌شود، شکل چرخه‌های چندگانه اختلاط دنباله‌ای ذرات که در حین حرکت روبه بالا از هندسه مرکز کف ظرف تبعیت می‌کند و در حین پایین آمدن از راستای دیواره ظرف پیروی می‌کند. با افزایش شدت لرزش، شدت اختلاط دنباله‌ای ذرات هم افزایش می‌یابد که به نوبه خود عیب محسوب می‌شود. با توجه به توضیحات ارائه شده، در بستر سیال لرزان باید کم عمق باشد تا اثر لرزش در ایجاد سیالگونگی مطلوب، بیشینه باشد (Luo et al; 2008).

نتایج حاصل از تحقیقات فراگیری که بر روی بستر سیال واسطه سنگین هوایی انجام گرفته است نشان داد در صورتی که اندازه ذرات واسطه کاهش داده شود و بستر لرزانده شود، فعل و انفعالات بین گاز و ذرات جامد افزایش می‌یابد و بستر سیال همگن‌تری ایجاد می‌شود. تحقیقات انجام شده بر روی عوامل موثر همچون فرکانس لرزش و دبی جریان هوا نشان داد که فرکانس بحرانی لرزش جهت جلوگیری از تولید حفره به صورت رابطه 2-3 می‌باشد که در آن Q ظرفیت جریان هوا بر حسب m^3/s است¹ و g شتاب گرانش بر حسب m/s^2 است:

$$f = \sqrt[5]{\frac{\pi}{6Q} \cdot g^3} \quad (2-3)$$

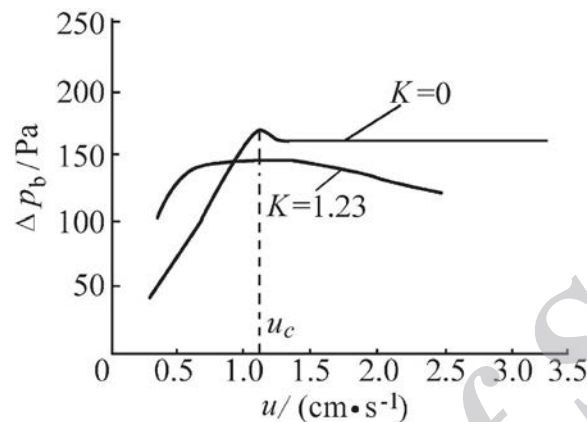
2-2-3) چگونه لرزش جلوی تشکیل حفره را می‌گیرد

شکل 3-4 نمودار افت فشار در یک بستر سیال معمولی ($K=0$) و یک بستر سیال لرزان را نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، در حالت بستر معمولی، بعد از u_c رفتار بستر، سیالگونه می‌شود اما نمودار فشار بستر سیال لرزان نسبتاً ملایم‌تر است. در یک بستر معمولی، وقتی که سرعت گاز به نزدیکی سرعت بحرانی می‌رسد، انرژی گاز باید برای غلبه بر نیروی چسبندگی بین ذره‌ای کافی باشد و در سرعت گاز بالاتر از سرعت بحرانی، پدیده سیالگونگی رخ خواهد داد. در بستر لرزان، فشار نسبتاً کمتری برای سیالگونگی مورد نیاز است چراکه مقاومت کمتری در مقابل جریان گاز از بین ذرات جامد وجود دارد. در حقیقت لرزش، با تامین انرژی لازم جهت غلبه بر نیروهای بین‌ذره‌ای، مانع به هم پیوستن ذرات شده و جلوی ایجاد کانال را می‌گیرد و به این ترتیب در بستر سیال حفره شکل نمی‌گیرد (Luo et al; 2008).

حفره در هنگامی تشکیل می‌شود که گاز از منافذ توزیع کننده، وارد بستر می‌شود. در یک بستر سیال با سرعت گاز کم، همه ذرات در حالت ایستا هستند و با افزایش تدریجی سرعت گاز، بستر سیال رفته رفته منبسط می‌شود تا این که سرعت گاز به

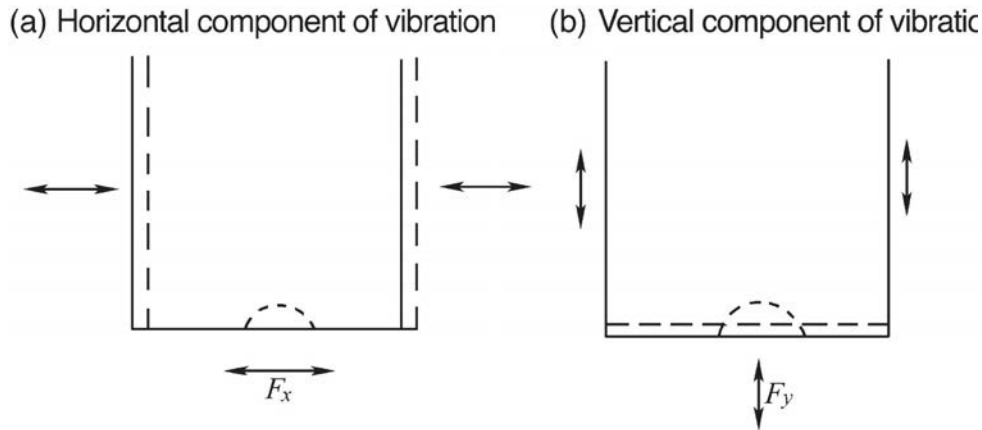
¹ هرچند منبع Luo et al ۲۰۰۸ توضیح خاصی در خصوص Q ارائه نکرده است اما به نظر می‌رسد که دبی جریان هوای Q مربوط به یک منفذ باشد نه کل سطح مقطع بستر سیال.

حد بحرانی سیالونگی برسد. در سرعت بحرانی سیالگونگی، سرعت جریان گاز گذرنده از بستر به گونه‌ای است که علاوه بر غلبه بر نیروهای بین‌ذره‌ای، توان غلبه بر نیروی وزن ذرات را هم دارد. در این حالت حفره‌های گاز (حباب) در بستر ایجاد می‌شود و با افزایش بیشتر سرعت گاز، اندازه حفره‌های گازی بزرگتر می‌شود (Luo et al; 2008).



شکل ۳-۴: مقایسه افت فشار در بستر لرزان و بستر معمولی (Luo et al; 2008)

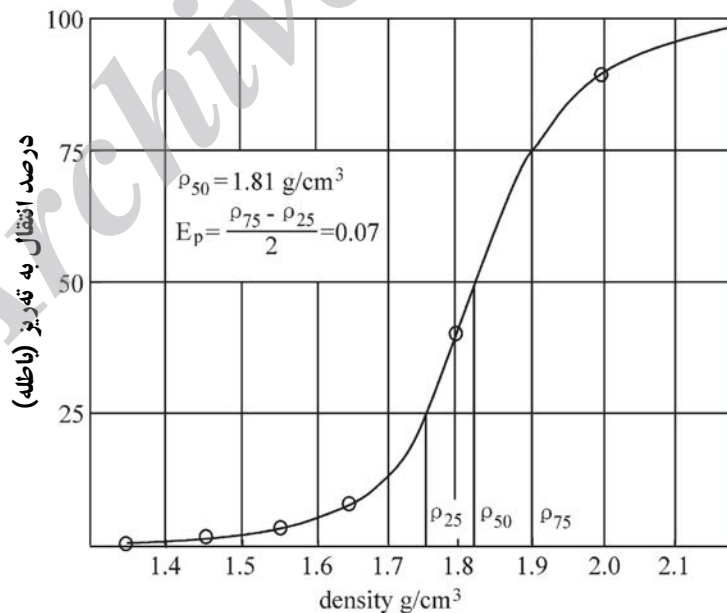
لرزش بستر را می‌توان به دو مؤلفه قائم و افقی تجزیه کرد (شکل 3-5). چون ذرات در حالت سیالگونه به صورت معلّق هستند و قاب ظرف به صورت کامل با بستر جفت نشده‌است، لرزش قاب ظرف با لرزش ذراتی که در نزدیکی توزیع‌کننده‌اند، همگام نیست. لرزش افقی باعث برش بین توزیع‌کننده (سطح توری که بستر سیال بر روی آن شکل می‌گیرد) و لایه ذرات نزدیک آن می‌شود که این مسئله مستقیماً منجر به حذف حفره‌ها می‌شود (شکل 3-5a). در همین زمان، به علت ناچیز بودن کشش سطحی حباب در بستر سیال گاز- جامد، حباب در جهت قائم از توزیع‌کننده خارج می‌شود. لرزش قائم با سازوکار نشان داده شده در شکل 15-b باعث جلوگیری از تولید حباب می‌گردد و بدین ترتیب ایجاد یک بستر سیال با ذرات ریزدانه که چگالی پایدار و حبابهای میکرونی (وحتی بدون حباب) داشته باشد، میسر می‌شود. البته مشروط بر این که فرکانس لرزش به اندازه کافی زیاد باشد (Luo et al; 2008).



شکل ۳-۵: سازوکار جلوگیری از تشکیل حباب در اثر لرزش (Luo et al; 2008)

3-2-3 تاثیر لرزش بستر سیال بر کارایی تفکیک

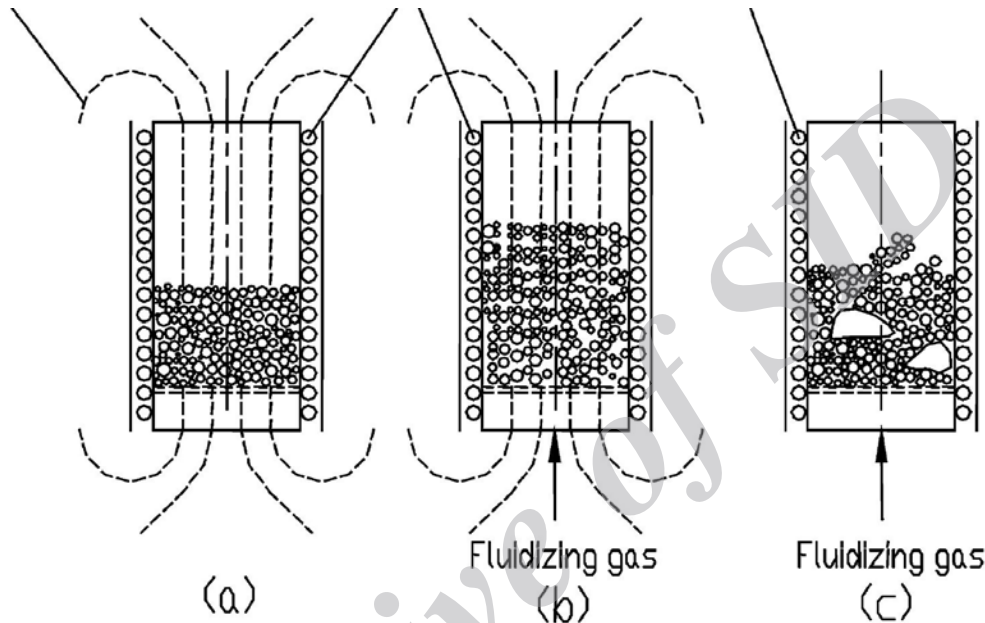
واسطه سنگین بستر سیال لرزان در طی زمان تفکیک 20 ثانیه، در محدوده ابعادی بار ورودی 0/5-6mm، تفکیک موثر داشت. شکل 3-6، نمودار طبقه‌بندی تفکیک را نشان می‌دهد؛ مشاهده شد که خطای احتمالی حدود 0/07 RD است که نسبت به خطای احتمالی جیگ ماشین (که حدود 0/11RD می‌باشد) کمتر است.



شکل 3-6: نمودار جدایش ثقلی زغال در محدوده ابعادی ۰/۵-۶mm با استفاده از واسطه سنگین هوایی بستر سیال لرزشی (Luo et al; 2008)

۳-۳) بستر سیال مغناطیسی

در این حالت برای جلوگیری از تشکیل حفره در بستر سیال، از میدان مغناطیسی همگن استفاده شده است. در این حالت وقتی سرعت گاز افزایش می‌یابد، به جای شکل‌گیری حفره، بستر همانند یک پیستون بالا می‌رود و به همین جهت برای فرآوری خشک زغال‌های ریز (زیر ۶ میلی‌متر) مناسب است.

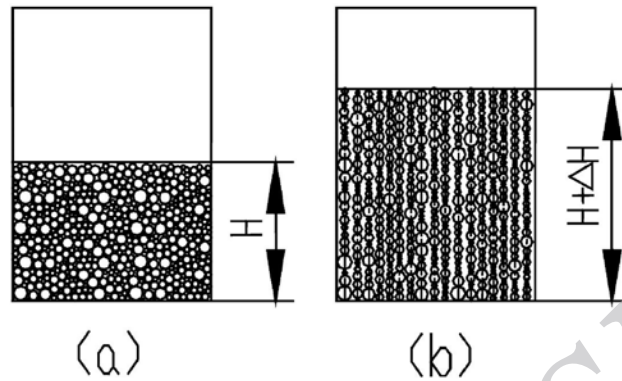


شکل ۳-۷: (a) نمایی از بستر ثابت، (b) بستر سیال مغناطیسی، (c) بستر سیال معمولی (Fan et al, 2001)

شکل ۳-۷ بستر ثابت، بستر سیال حفره‌دار و بستر سیال مغناطیسی را نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، بستر سیال مغناطیسی عاری از حفره و تپش^۱ است. در صورتی که ذرات جامد موجود در بستر سیال، مواد فرومغناطیس باشند، با اعمال میدان مغناطیسی یکنواخت در راستای محور قائم، می‌توان بستر سیالی ایجاد کرد که در سرعت گاز بالاتر از سرعت بحرانی سیال‌گونگی (U_c)، پایدار باشد. لازم به ذکر است که ذرات فرومغناطیس موجود در بستر همانند یک سیال رفتار می‌کنند و به راحتی جابجا می‌شوند. میزان قابلیت انبساط بستر سیال مغناطیسی بسیار بیشتر از بستر سیال معمولی است پس مخلوط‌شدگی گاز و ذرات واسطه که عموماً در بسترهای سیال حفره‌دار رخ می‌دهد، در بستر سیال مغناطیسی حذف می‌شود. ظاهراً که این

^۱ Pulsation

خصوصیت به دلیل آرایش زنجیروار ذرات فرو مغناطیس در راستای میدان مغناطیسی مطابق شکل 3-8 می‌باشد (Fan et al, 2001).



شکل 3-8: افزایش ارتفاع بستر در اثر اعمال میدان مغناطیسی یکنواخت (Fan et al, 2001)

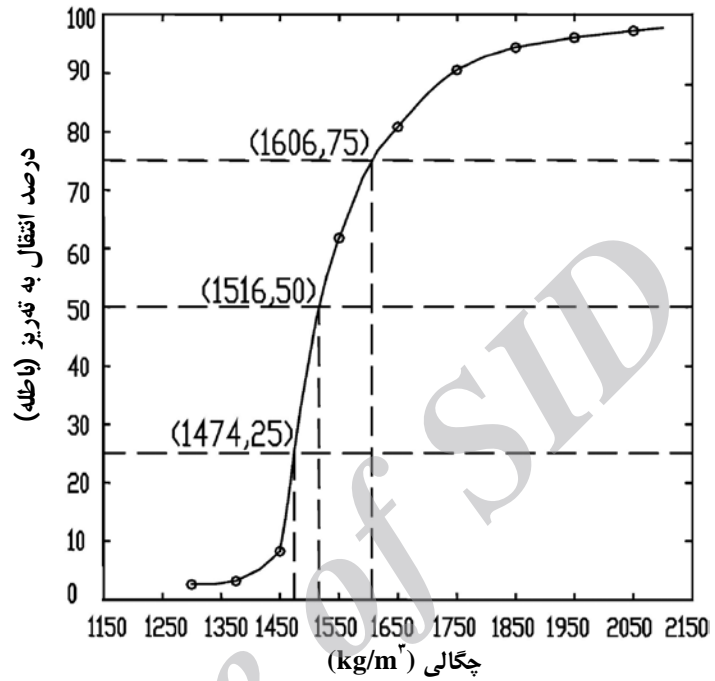
مبنای تغلیظ ثقلی خشک، خصوصیات شبه سیال واسطه سنگین هوایی است که سوسپانسیونی پایدار و همگن تولید می‌کند. چگالی محیط سنگین هوایی به صورت رابطه 3-3 قابل تخمین است:

$$\rho_b = \frac{\Gamma_v \rho_p}{(1 - \Gamma_m)(1 + i)} \quad (3-3)$$

که در آن ρ_b چگالی محیط، ρ_p چگالی ذرات واسطه (معمولاً مگنتیت)، Γ_v کسر حجمی ذرات جامد واسطه در بستر سیال، Γ_m کسر وزنی زغال زیر ۱ میلیمتر در بستر سیال و i نسبت انبساط بستر سیال است که به صورت $\Delta H/H$ تعریف می‌شود (شکل 3-8).

وقتی که زغال زیر ۶ میلیمتر وارد بستر سیال مغناطیسی می‌شود، ذرات سبک و سنگین بر اساس اختلاف چگالی شان با محیط سنگین، از هم جدا می‌شوند و ذرات با چگالی کمتر از ρ_b بر روی بستر سیال شناور می‌مانند در حالی که ذرات با چگالی بیشتر از ρ_b در بستر غرق می‌شوند.

چگالی بستر سیال مغناطیسی قابل تنظیم است و می‌تواند بین ۱۳۰۰ تا ۲۲۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب تنظیم گردد. خطای احتمالی تغلیظ ثقلی زغال بین ۱ تا ۶ میلیمتر، با بستر سیال مغناطیسی حدود ۰/۰۶۶RD بود. شکل 3-9 نمودار تفکیک با واسطه سنگین هوایی بستر سیال مغناطیسی را نشان می‌دهد. چگالی محیط سنگین، 1516 kg/m^3 بود و حد تفکیک ثقلی 1520 kg/m^3 بود و این امر نشان می‌دهد که حد تفکیک تقریباً برابر چگالی محیط است که از دیدگاه عملیاتی بسیار مطلوب است.



شکل ۳-۹: نمودار طبقه‌بندی تغلیظ زغال با ابعاد ۱-۶ mm با استفاده از واسطه سنگین هوایی بستر سیال مغناطیسی (Fan et al, 2001)



فصل چهارم:

شناخت پدیده سیالگونگی

Archive of SID

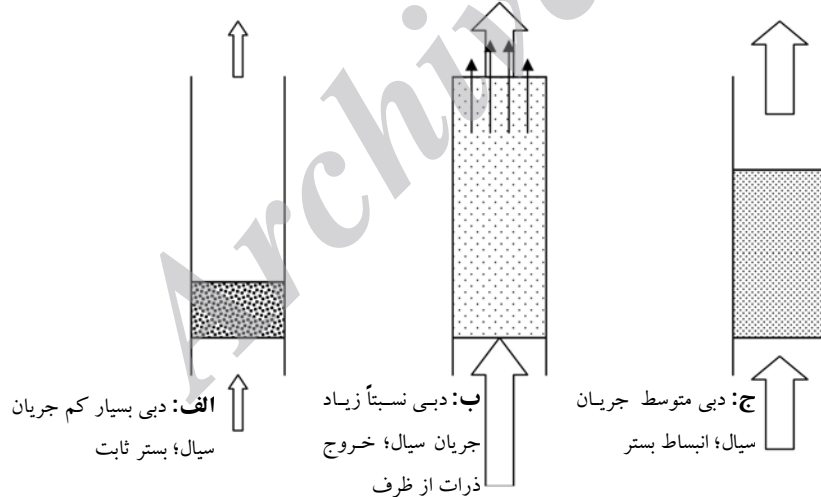
1-4) آشنایی با سیالگونگی

سیالگونگی فرآیندی است که طی آن با اعمال جریان روبه بالای گاز یا مایع در ظرف (یا راکتور)، رفتار ذرات جامد به رفتار سیال تبدیل می‌شود. سیالگونگی در عملیات‌های صنعتی متعددی مورد استفاده قرار می‌گیرد. سیالگونگی یکی از بهترین شیوه‌های شناخته شده در امر ایجاد تماس است که در صنایع مختلف شیمیایی مورد استفاده قرار می‌گیرد. به طور کلی کاربرد سیالگونگی را می‌توان به دو بخش تقسیم کرد:

- عملیات فیزیکی همچون انتقال، گرم کردن، جذب و اختلاط پودرها

- عملیات شیمیایی همچون واکنش گازها بر روی سطح کاتالیست جامد که به صورت پودراست، واکنش ذرات ریز جامد با گازها و غیره.

اگر سیالی در یک مجموعه متشکل از ذرات ریز جامد به سمت بالا حرکت کند. در صورتی که دبی بسیار کم باشد، سیال از تخلخل مابین ذرات به سمت بالا نشت می‌کند بدون اینکه اغتشاشی در مجموعه ذرات جامد (یا بستر) ایجاد شود. به این پدیده بستر ثابت^۱ گفته می‌شود (شکل 1-4 الف).



شکل 1-4: وضعیت بستر در دبی‌های مختلف جریان سیال (George, ۲۰۱۱)

^۱ Fixed bed

در صورتی که دبی سیال بسیار زیاد باشد، ذرات همراه با جریان سیال از ظرف خارج می‌شوند (شکل 4-1.ب) و در دبی متوسط بستر منبسط می‌شود (شکل 4-1.ج). در بستر ثابت ذرات در تماس مستقیم باهم می‌باشند به گونه‌ای که وزن یکدیگر را تحمل می‌کنند در حالی که در بستر منبسط شده بین ذرات فاصله‌ای وجود دارد و وزن ذرات با نیروی دراگ وارد بر ذرات مهار می‌شود. بستر منبسط شده شباهت‌هایی با سیال دارد که عبارت اند از:

- مواد با چگالی کمتر از بستر روی بستر شناور می‌شوند.
- سطح همواره افقی است حتی در مورد بسترهای مایل.
- ذرات جامد همانند سیال می‌توانند از معجاری تعبیه شده ی روی ظرف خارج شوند.
- بستر دارای فشار استاتیکی ناشی از نیروی گرانش است.

به همین جهت به آن بستر سیال^۱ گفته می‌شود (George, ۲۰۱۱). در تمامی حالات نشان داده شده در شکل 4-1 سرعت سیال (خارج قسمت دبی سیال بر سطح مقطع ظرف) در خلاف جهت نیروی وزن ذرات است. برای سیالگونگی بستر، یک حداقل سرعت سیال مورد نیاز است که از آن به حداقل سرعت سیالگونگی^۲ یاد می‌شود که در اینجا با U_{mf} نشان داده می‌شود.

- زمانی که سرعت جریان سیال (J) کمتر از U_{mf} باشد، بستر ثابت خواهد بود (شکل 4-1.الف).
- اگر سرعت سیال بیش از سرعت حد ذره باشد ($u_t < J$) آنگاه ذرات جامد از ظرف خارج می‌شوند (شکل 4-1.ب).
- اگر $U_{mf} < J < u_t$ آنگاه پدیده بستر سیال رخ می‌دهد (شکل 4-1.ج).

در بسیاری از سوسپانسیون‌های جامد-مایع، در شرایط $J \geq U_{mf}$ افزایش سرعت سیال به انبساط بستر می‌انجامد بدون اینکه ناپایداری و ناهمگونی خاصی در مقیاس بزرگ عارض شود؛ به اینگونه بسترها، بستر سیال همگن^۳ گفته می‌شود. در مواردی که اختلاف چگالی سیال و جامد کم باشد، بستر سیال همگن خواهد بود اما در صورتی که بین چگالی سیال و جامد اختلاف زیادی وجود داشته باشد، افزایش سرعت سیال موجب ایجاد حفرهای بزرگ و ناپایداری‌های دیگر می‌شود (George, ۲۰۱۱). در بستر سیال وزن ذرات در اثر نیروی دراگ خنثی می‌شود لذا می‌توان با فرض ثابت بودن جریان سیال در تمام سطح مقطع ظرف، افت فشار سیال بین دو نقطه فوقانی و تحتانی بستر سیال را فقط به خنثی سازی نیروی وزن ذرات نسبت داد؛ یعنی:

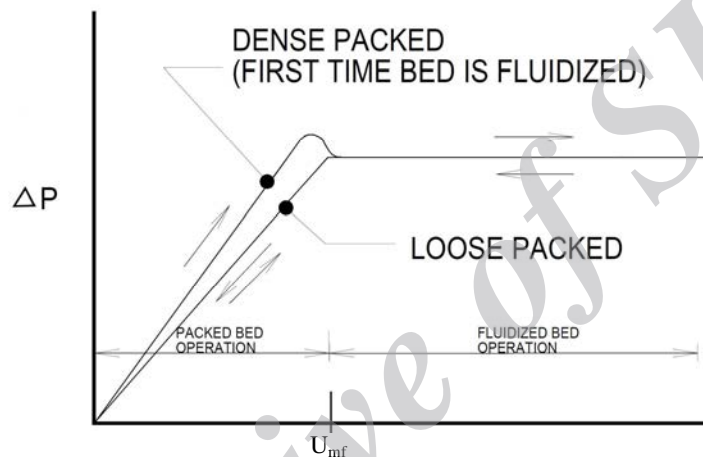
$$\Delta P = (\rho_s - \rho) \phi h g$$

^۱ Fluidized bed

^۲ Minimum fluidization velocity

^۳ Homogeneous fluidized bed

که در آن ΔP ، ρ ، ρ_s ، dh و ϕ و g به ترتیب اختلاف فشار بر حسب پاسکال، چگالی سیال و چگالی ذرات بر حسب کیلوگرم بر متر مکعب، ارتفاع ستون ذرات معلق بر حسب متر، کسر حجمی ذرات جامد و شتاب گرانش بر حسب متر بر مجذور ثانیه هستند. بنابراین در یک بستر سیال همگن همواره سرعتهای مختلف سیال با افت فشار ثابتی همراه است که از رابطه اخیر قابل تخمین است. در حالیکه افت فشار در بستر ثابت متناسب با سرعت سیال است و ثابت این تناسب به عواملی همچون دانه بندی، تراکم بستر و شکل ذرات ارتباط دارد (شکل ۲-۴). همان گونه که در شکل ۲-۴ مشاهده می شود در سرعتهای زیر U_{mf} که بستر ثابت است، رابطه ای خطی بین سرعت سیال و افت فشار وجود دارد. اما در سرعتهای سیال بالاتر از U_{mf} افت فشار به مقدار ثابتی می رسد.

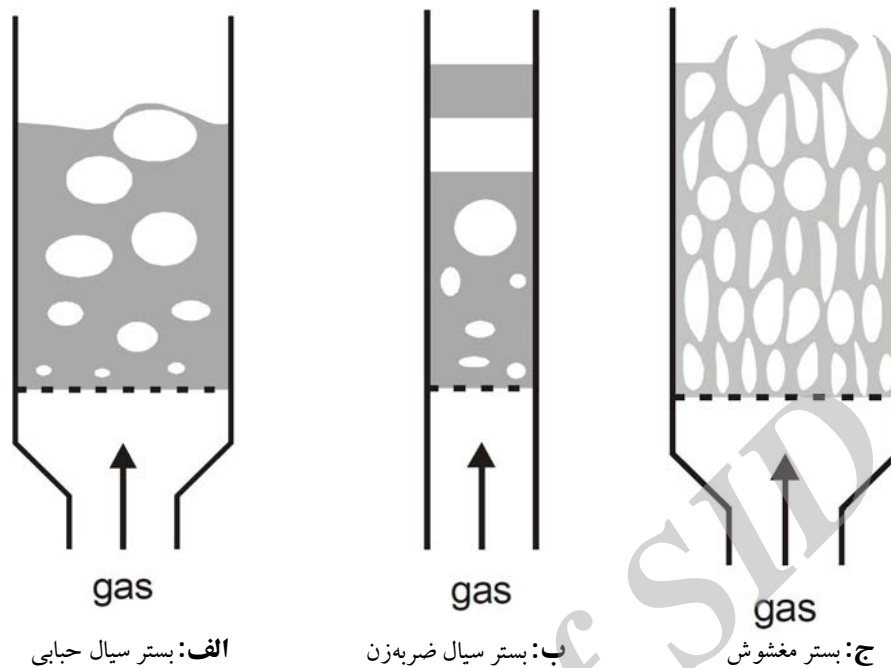


شکل ۲-۴: نمودار افت فشار در مقابل سرعت سیال (George, ۲۰۱۱).

۲-۴) رژیم های سیالگونی

همان گونه که در بخش ۱-۴ ذکر شد، برای سیالگونی ذرات لازم است که سرعت جریان هوا برابر با U_{mf} باشد. با بیشتر شدن سرعت جریان هوا از U_{mf} ، رفته رفته بستر سیال منبسط می شود و در صورت مساعد بودن شرایط، بستر سیال همگن ایجاد می شود (شکل ۱-۴ ج). اگر سرعت جریان هوا از مقدار مشخصی بیشتر شود، حفرهای هوا در بستر شروع به تشکیل می کند. در این شرایط بستر سیال حبابی^۱ مشابه شکل ۳-۴ الف ایجاد می شود. اگر باز هم سرعت جریان هوا بیشتر شود، حفرهای موجود در بستر حبابی هنگام صعود شروع به بهم پیوستن می کنند و حفرهای بزرگتری را شکل می دهند و اگر نسبت عمق به قطر بستر سیال به اندازه کافی زیاد باشد، حبابها ممکن است تقریباً تا اندازه قطر بستر سیال بزرگ شوند که به این نوع بستر سیال، بستر ضربه زن^۲ اتلاق می شود (شکل ۳-۴ ب).

^۱ Bubbling fluidized bed
^۲ Slugging bed



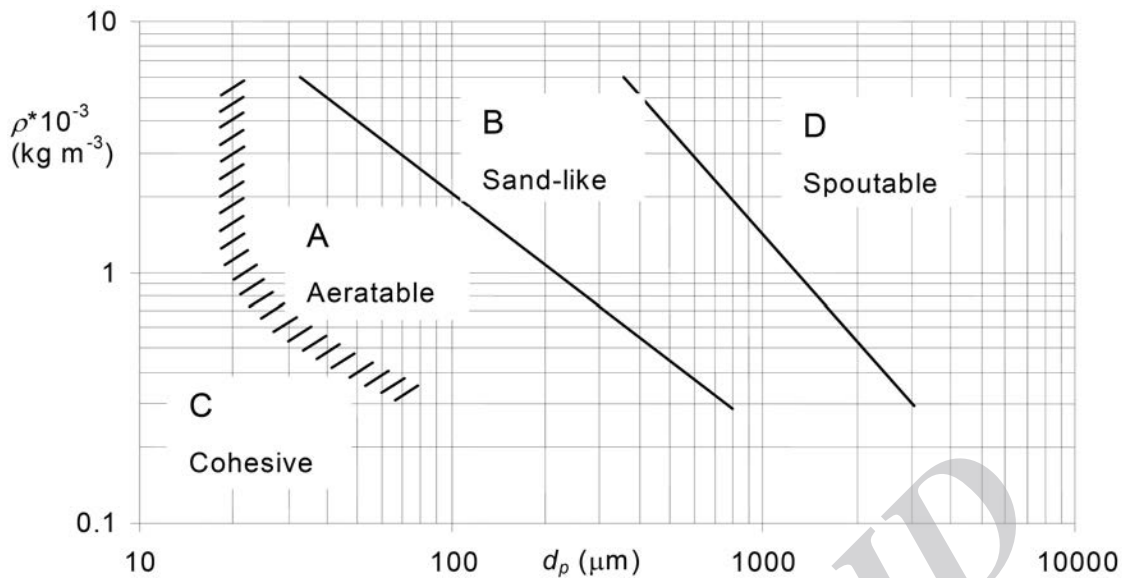
شکل ۳-۴: رژیم‌های مختلف سیال‌گونی (Dechsiri, ۲۰۰۴)

اگر سرعت هوا در بستر از سرعت حد سقوط آزاد ذرات بیشتر شود، سطح فوقانی بستر سیال شروع به محو شدن می‌کند و بجای حباب، حرکت‌های مغشوش توده‌هایی از ذرات و حفره‌های گاز در شکلها و اندازه‌های مختلف ظاهر می‌شود. در این شرایط بستر را بستر مغشوش^۱ می‌گویند که در شکل ۳-۴ ج نشان داده شده است و سرانجام با افزایش بیشتر سرعت هوا به بستر رونده^۲ تبدیل می‌شود که بستر سیالی پراکنده، رقیق و نازک است که محتویات آن خارج می‌شود (Dechsiri, ۲۰۰۴).

3-4 دسته‌بندی گلدارت^۳: طبقه‌بندی پودرها بر اساس قابلیت سیال‌گونی

هر ذره‌ای قابلیت سیال‌گونی ندارد. رفتار ذرات جامد در بستر سیال غالباً بستگی به اندازه و چگالی آنها دارد. مشاهدات دقیق گلدارت که در شکل ۴-۴ نشان داده شده است حاکی از آن است که پودرها را می‌توان به چهار نوع متفاوت به شرح زیر دسته‌بندی کرد. شکل ۴-۴ طبقه‌بندی گلدارت را به گونه‌ای ساده و روشن در شرایطی عادی که سرعت جریان گاز کمتر از ۱۰ برابر حداقل سرعت گاز سیال‌گونی (U_{mf}) است نشان می‌دهد.

^۱ Turbulent bed
^۲ Entrained bed
^۳ Geldart



شکل ۴-۴: طبقه‌بندی گلدارت؛ ارتباط بین چگالی و اندازه ذرات و مشخصات سیالگونگی آنها (Dechsiri, ۲۰۰۴)

ذرات گذراننده هوا^۱ (گروه A):

بر اساس شکل 4-4 اندازه متوسط ذرات در این گروه معمولاً حدود 30 میکرون و یا اندکی بیشتر است. این ذرات با سرعت جریان هوای کم به سادگی و بدون ایجاد حباب، سیالگونه می‌شوند. با افزایش سرعت گاز رفته رفته بستر سیال به طور همگن منبسط می‌شود. اگر سرعت گاز تا مقدار U_{mb} برسد، شرایطی ایجاد می‌شود که اولین حباب‌ها در بستر سیال ظاهر می‌شود و با افزایش بیشتر سرعت گاز، اندازه حبابهای ایجاد شده از 10 سانتیمتر تجاوز نمی‌کند. در این گروه U_{mf} کوچکتر از حداقل سرعت گاز بستر حبابی (U_{mb}) است و اگر سرعت گاز بین U_{mf} و U_{mb} باشد، بستر سیال همگن ایجاد خواهد شد.

ذرات ماسه‌ای^۲ (گروه B)

این ذرات که به ذرات حبابی (bubbly particles) نیز مشهورند معمولاً در محدوده ابعادی 150 تا 500 میکرون واقع می‌شوند و چگالی نسبی آنها بین 1/4 تا 4 است. رفتار ذرات ماسه‌ای به گونه‌ای است که اگر سرعت جریان گاز از حداقل سرعت سیالگونگی (U_{mf}) فراتر رود، بلافاصله مازاد گاز به صورت حباب ظاهر می‌شود که این حباب‌ها می‌توانند تا اندازه‌های بزرگی رشد کنند.

^۱ Aeratable

^۲ Sandlike

ذرات چسبنده^۱ (گروه C):

این گروه متشکل از ذرات چسبنده و ذرات بسیار ریز است و معمولاً ریزتر از 30 میکرون هستند. سیالگونه کردن این ذرات به علت نیروی چسبندگی بین ذره‌ای که نسبت به نیروی اعمال شده از طرف جریان گاز زیاد است، بسیار دشوار می‌باشد. نشاسته، آرد و تالک نمونه‌هایی از ذرات چسبنده هستند.

ذرات چسبنده^۲ (گروه D):

این ذرات هم بسیار درشت هستند و هم چگالی زیادی دارند. سیالگونه‌نگی این گروه در بسترهای عمیق دشوار است. این گروه برخلاف گروه B، با افزایش سرعت گاز، فواره‌ای در بستر شکل می‌گیرد و مواد متأثر از فشار فواره به جهش درمی‌آیند و اگر سرعت گاز بیش از حد متعارف باشد، رفتار جهشی و کانالزنی‌های شدید رخ خواهد داد.

4-4) ارتباط بین سرعت جریان گاز و کسر حجمی جامد در ذرات گروه A

در خصوص ذات گروه A طبقه‌بندی گلدارت بین سرعت جریان هوا و کسر حجمی بستر سیال رابطه معکوس وجود دارد. هرچه سرعت جریان هوا در بستر افزایش یابد، کسر حجمی جامد کاهش می‌یابد. شناخته شده‌ترین معادله‌ای که ارتباط مذکور را تبیین می‌دارد رابطه ریچاردسون و زاکی است که به صورت رابطه 1-4 می‌باشد (Kelly & Spottiswood, 1989).

$$J = (1 - \phi)^n \cdot U_t \quad (1-4)$$

که در آن توان n برای ذرات کروی بین 4/65 و 2/4 است و فقط به عدد رینولدز ذره ارتباط دارد و می‌توان آن را از رابطه 2-4 محاسبه کرد.

$$n = \frac{4.7 + 0.41125 \times \text{Re}^{0.75}}{0.175 \times \text{Re}^{0.75} + 1} \quad (2-4)$$

^۱ Cohesive

^۲ Spoutable

فصل پنجم:

تشریح ساختار جداکننده واسطه سنگین هوایی
مناسب برای فرآوری ثقلی زغالسنگ 0/5-6mm

Archive of SID

1-5) تعیین دانه‌بندی واسطه

محدوده ابعادی ذرات مگنتیت برای این جداکننده‌های بستر سیال هوایی که برای فرآوری زغالسنگ 50-6 میلیمتر مورد استفاده قرار می‌گیرد، حدوداً بین 300 تا 74 میکرون است (Luo et al, 2003). همان‌گونه که در گزارش اول بیان شد، محیط سنگین ایجاد شده در این جداکننده‌های بستر سیال هوایی به علت اغتشاشات و ناپایداری‌های موجود در محیط سنگین، برای فرآوری زغالسنگ 6-0/5 میلیمتر مناسب نیست.

تحقیقات نشان داده است که با استفاده از ذرات واسطه ریزتر می‌توان پایداری محیط سنگین را افزایش داد به گونه‌ای که شرایط برای تغلیظ ثقلی زغالسنگ 6-0/5 میلیمتر مناسب گردد. با توجه به تحقیقات انجام گرفته به نظر می‌رسد که محدوده ابعادی 45 تا 106 میکرون برای واسطه سنگین مورد استفاده در فرآوری خشک زغال ریزتر از 6 میلیمتر مناسب باشد (Choung et al, 2006).

با توجه به آنچه که در فصل چهارم همین گزارش بیان شد، می‌توان دریافت که واسطه مورد استفاده در فرآوری زغالسنگ 50-6 میلیمتر در گروه ذرات ماسه‌ای (B) طبقه‌بندی گلدارت قرار می‌گیرد که مشخصه اصلی آن جابی بودن بستر سیال است. بنابراین می‌توان استنباط کرد که ناپایداری‌های محیط سنگین (ایجاد شده با واسطه 300 تا 75 میکرون) ناشی از ایجاد حفره و یا به هم پیوستن حفره‌ها است؛ در چنین محیط سنگینی ذرات زغالسنگ ریزتر از 6 میلیمتر امکان فرآوری ندارند.

با ریزتر کردن واسطه، رفتار سیالگونگی ذرات واسطه از حالت ماسه‌ای به حالت گروه A نزدیک می‌شود و ایجاد حباب و همچنین بهم پیوستن حبابها به مراتب کمتر می‌شود. به همین علت انتظار می‌رود که اگر محدوده ابعادی ذرات واسطه 45-106 میکرون انتخاب شود، فرآوری ثقلی زغالسنگ 6-0/5 میلیمتر در محیط سنگین هوایی با کارایی تفکیک خوب امکانپذیر باشد. هرچند بر اساس طبقه‌بندی گلدارت ذرات مگنتیت 106-45 میکرون نیز همانند ذرات مگنتیت 300-75 میکرون در گروه ماسه‌ای واقع می‌شود اما ایجاد حباب و بهم پیوستن حبابها در آن کمتر است.

در کنار این واقعیت که برای فرآوری خشک زغال ریزتر از 6 میلیمتر باید از ذرات واسطه ریزدانه‌تر استفاده گردد باید توجه داشت که با ریزتر شدن ذرات واسطه تا اندازه 45μ ، خصوصیات سیالگونگی بستر (از جمله همگنی و پایداری) به علت ایجاد حباب و تپش، تضعیف می‌گردد که این امر تاثیر منفی بر کارایی تفکیک ثقلی خواهد داشت (Choung et al, 2006). در حقیقت در ذرات مگنتیت 45μ - به علت سطح مخصوص زیاد، تاثیر نیروهای چسبندگی بین ذره‌ای بسیار پررنگ‌تر شده و ذرات واسطه در گروه C طبقه‌بندی گلدارت واقع می‌شوند.

بر اساس طبقه‌بندی گلدارت، مناسب‌ترین محدوده ابعادی مگنتیت جهت استفاده در فرآوری خشک زغالسنگ 6-0/5 میلیمتر، 25-37 میکرون است. اما از آنجایی که تهیه واسطه‌ای با چنین دامنه ابعادی نازک از دیدگاه عملی چندان ساده نیست لذا در طراحی جداکننده واسطه سنگین هوایی، بر اساس نتایج تحقیقات Choung و همکاران (2006) اندازه 106-45 میکرون ملاک طراحی قرار خواهد گرفت.

2-5) چگونگی اختلاط واسطه با هوا و ایجاد سوسپانسیون همگن

عامل اصلی تاثیر گذار در ایجاد حباب، اختلاف خواص فیزیکی بین بستر سیال و هوا است. معیاری که می‌تواند امکان تشکیل حباب در بستر سیال را مشخص کند، عدد فرود (Froude number) بر مبنای سرعت حد ذرات واسطه است (رابطه 5-1)؛ اگر عدد فرود بسیار بزرگتر از 100 باشد در بستر سیال حباب تشکیل می‌شود و اگر بسیار کمتر از 100 باشد، بستر سیال آرام خواهد ماند (Glasser et al, 1997).

$$Fr_t = \frac{u_t^2}{g d_p} ; \begin{cases} Fr_t > 100 \Rightarrow \text{bubbling bed} \\ Fr_t < 100 \Rightarrow \text{non bubbling bed} \end{cases} \quad (1-5)$$

عدد فرود برای مگنتیت با محدوده ابعادی مطلوب 37 تا 25 میکرون که بر اساس طبقه‌بندی گلدارت تعیین شده است، کمتر از 100 می‌باشد:

$$Fr_t = \frac{u_t^2}{g d_p} ; \begin{cases} Fr_t(37) = \frac{(0.1859 \text{ m/s})^2}{0.000037 \text{ m} \times 9.81 \text{ m/s}^2} = 95.2 \\ Fr_t(25) = \frac{(0.0893 \text{ m/s})^2}{0.000025 \text{ m} \times 9.81 \text{ m/s}^2} = 32.5 \end{cases}$$

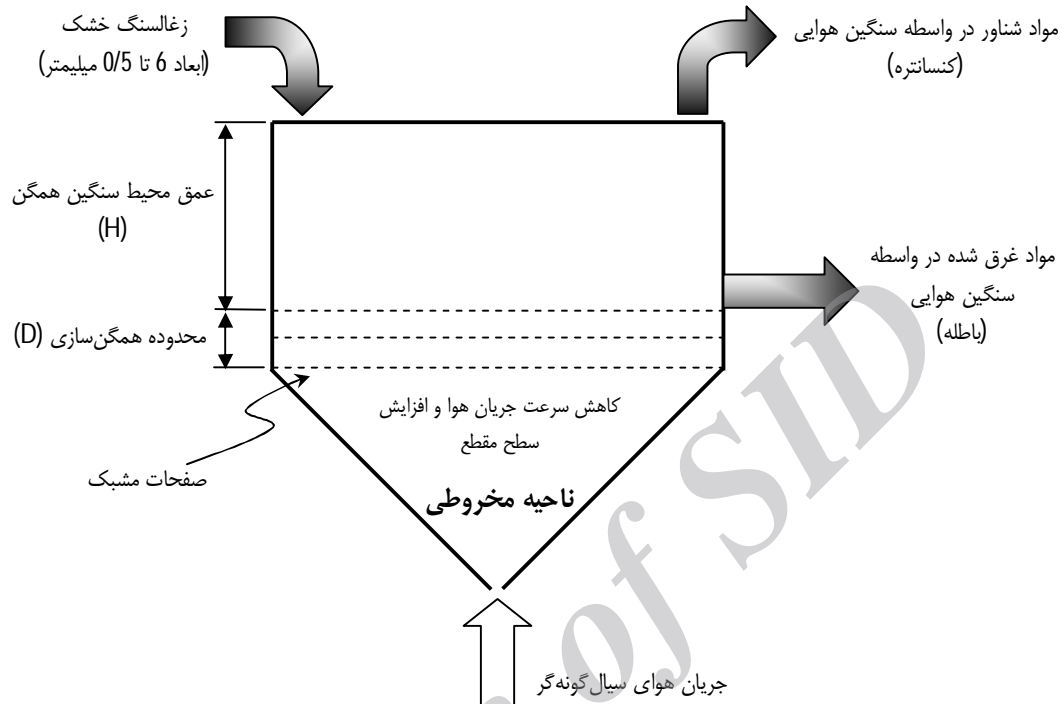
یعنی اگر تهیه مگنتیت در محدوده ابعادی بسیار باریک 37 تا 25 میکرون (که از دیدگاه عملیاتی نسبتاً دشوار است) به لحاظ اقتصادی مقرون به صرفه باشد، ایجاد یک سوسپانسیون پایدار به عنوان محیط سنگین برای تغلیظ ثقلی زغالسنگ 6 تا 0/5 میلیمتر امکانپذیر است. اما همانگونه که قبلاً در بخش 5-1 بیان شد، محدوده ابعادی 106-45 میکرون که تهیه آن سهل تر است ملاک طراحی قرار می‌گیرد. مقدار عدد فرود برای ذره مگنتیت 106 و 45 میکرونی به ترتیب برابر است با:

$$Fr_t = \frac{u_t^2}{g d_p}; \left\{ \begin{array}{l} Fr_t(106) = \frac{(1.0573 \text{ m/s})^2}{0.000106 \text{ m} \times 9.81 \text{ m/s}^2} = 1075 \\ Fr_t(45) = \frac{(0.2646 \text{ m/s})^2}{0.000045 \text{ m} \times 9.81 \text{ m/s}^2} = 158.6 \end{array} \right.$$

مشاهده می‌شود که در محدوده ابعادی 45 تا 106 میکرون، عدد فرود بیش از 100 است. برای این که بتوان شرایط بدون حباب را در محیط سنگین فراهم کرد، باید عدد فرود را به یکدهم مقادیر فعلی کاهش داد. تصور می‌شود که برای رسیدن به این امر مهم، باید سرعت حد سقوط ذرات واسطه، به حدود یک‌سوم مقدار آن رسانده شود و این کار با افزودن واسطه به جریان هوای سیال‌گونه گر میسر است؛ چراکه با این کار گر انرژی و چگالی جریان شناورکننده افزایش یافته و سرعت حد سقوط ذرات واسطه کاهش می‌یابد.

همان‌گونه که اشاره شد، راه کار همگن‌سازی محیط سنگین بستر سیال، کاهش عدد فرود به یکدهم مقدار محاسبه شده از رابطه 5-1 است؛ همچنین اینکه افزودن واسطه در قسمت مکش پمپ دمندهی هوا از دیدگاه عملیاتی میسر نیست چراکه ورود ذرت واسطه به پمپ منجر به خرابی آن می‌گردد. به نظر می‌رسد که با اختلاط تدریجی واسطه و هوا در دستگاه جداکننده، بتوان تا حد زیادی ایده افزودن واسطه به هوا را اجرایی کرد. شکل 5-1 چگونگی کار دستگاه جداکننده واسطه سنگین هوایی را نشان می‌دهد.

در یک بستر سیال عادی، اساساً فقط یک صفحه مشبک تعبیه می‌شود که وظیفه آن جلوگیری از ریزش و خروج ذرات و همچنین توزیع یکنواخت جریان سیال (گاز یا مایع) در محفظه بستر سیال است. اما در ایده مورد نظر در طرح پژوهشی حاضر روزه‌های صفحات مشبک چندین برابر بزرگتر از ابعاد درشت‌ترین ذره واسطه است و ذرات واسطه می‌توانند به راحتی تا ناحیه مخروطی نفوذ کنند.

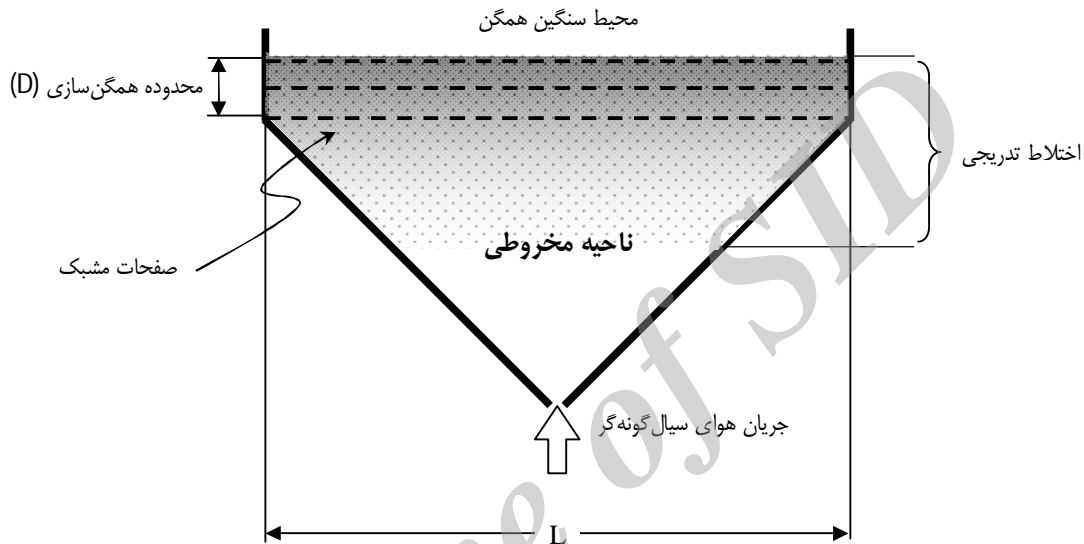


شکل ۵-۱: نمای کلی دستگاه جداکننده واسطه سنگین هوایی

همان گونه که در بخش ۲-۶ گزارش اشاره شد، یکی از دلایل عدم ایجاد محیط سنگین همگن برای تغلیظ خشک زغالسنگ ریزتر از ۶ میلیمتر، گرانروی محیط سنگین است. هرچه اختلاف گرانروی بین سیال (هوا) و محیط سنگین بیشتر باشد، ناپایداری و ایجاد حباب در محیط سنگین بیشتر است. از طرفی هرچه کسر حجمی جامد در سوسپانسیون محیط سنگین بیشتر باشد، گرانروی آن نیز بیشتر می شود. بنابراین اگر در طرح دستگاه واسطه سنگین هوایی سامانه ای در نظر گرفته شود که جریان هوا در ابتدا با رقیق ترین سوسپانسیون ممکن در معرض تماس (و اختلاط) قرار گیرد، امکان ایجاد حباب به حداقل ممکن می رسد.

در اندیشه پیشنهادی سازوکاری در نظر گرفته شده است که اختلاط هوا و ذرات واسطه به صورت تدریجی انجام شود به گونه ای که جریان هوای خروجی از پمپ در ابتدا با رقیق ترین سوسپانسیون در تماس قرار می گیرد (شکل ۵-۲). همان گونه که در شکل ۲-۵ مشاهده می شود، کسر حجمی جامد در پایین ترین قسمت ناحیه اختلاط تدریجی، بسیار کمتر از حد مطلوب

است؛ توضیح اینکه کسر حجمی جامد در بستر سیال با سرعت جریان سیال گذرنده از بستر رابطه معکوس دارد. در محل تماس جریان هوای سیالگونه گر با پایین ترین قسمت ناحیه اختلاط تدریجی، سطح مقطع کوچکتر است و به همین علت سرعت جریان هوا نسبتاً بالاست و به همین جهت کسر حجمی جامد در پایین ترین قسمت ناحیه اختلاط تدریجی، کمترین مقدار ممکن است.



شکل ۴-۵: تشریح ایده بکار رفته در ایجاد سوسپانسیون همگن برای تفکیک ثقلی

در افق بالاتر ناحیه اختلاط تدریجی، می توان فرض کرد که آنچه که با ذرات واسطه در حال اختلاط است جریان هوا (با گرانروی کم) نیست بلکه یک سوسپانسیون رقیق با گرانروی بیشتر از گرانروی هوا است؛ و باز در افق بالاتر از افق قبل، سوسپانسیون در حال اختلاط با ذرات واسطه، اندکی غلیظتر شده است و به همین ترتیب هرچه که جریان هوا در ناحیه اختلاط تدریجی بالاتر می رود، رفته رفته کسر حجمی جامد مخلوط شده با آن افزایش می یابد به گونه ای که وقتی به محیط سنگین همگن می رسد، به طور کامل با ذرات واسطه مخلوط شده و محیطی با چگالی مطلوب ایجاد می کند.

فصل ششم:

طراحی جداکننده واسطه سنگین هوایی و ساخت آن

Archive of SID

1-6) آزمایش غرق و شناوری جهت تعیین حد تفکیک

به منظور ارزیابی قابلیت شستشوی باطله‌های جیگ، روی بخشهای دانه‌بندی شده حاصله از مرحله قبل آزمایش غرق و شناوری صورت گرفت. با شناختی که از فاز مطالعاتی طرح بدست آمده بود، محیط‌هایی با چگالی 1/75، 1/65، 1/55، 1/45 و 1/35 گرم بر سانتیمتر مکعب برای غرق و شناوری انتخاب شد. نتایج آزمایش غرق و شناوری در جدول 1-6 آورده شده است. می‌توان موادی که در محیط با چگالی 1/75 غرق می‌شود به عنوان مواد بی‌ارزش و موادی که در چگالی 1/35 شناور می‌شوند را زغال تلقی کرد.

جدول ۱-۶: آنالیز غرق و شناوری یک نمونه زغالسنگ

چگالی تفکیک	وزن (%)	خاکستر (%)	وزن تجمعی (%)	خاکستر تجمعی (%)
1/35	20/1	8/5	20/1	8/5
1/45	16/9	17/6	36/9	12/7
1/55	13/8	27/4	50/7	16/7
1/65	11/8	35/8	62/5	20/3
1/75	8/7	43/7	71/2	23/2
غرق 1/75	28/8	59/0	100	33/5

همان‌گونه که از جدول 1-6 پیداست حداکثر چگالی تفکیک قابل قبول برای تولید کنسانتره زغال در حدود 1/45 RD است و در چگالی تفکیک‌های بالاتر از این مقدار خاکستر کنسانتره تولیدی به طور قابل توجهی بیشتر از حد قابل قبول است. معمولاً چگالی تفکیک بهینه برای زغالسنگ حدود 1/5RD است. در آزمایش‌های غرق و شناوری که شرح آن در همین بخش آورده شد، چگالی تفکیک برابر 1/45 RD بدست آمد که تایید کننده این امر است. بین چگالی محیط سنگین و چگالی ذرات واسطه (مگنتیت) رابطه 1-6 برقرار است:

$$\rho_f = \phi \cdot \rho_s + (1 - \phi) \cdot \rho_a \approx \rho_{50} \quad (1-6)$$

که در آن ρ_{50} چگالی تفکیک، ρ_f چگالی بستر سیال، ρ_s چگالی ذرات جامد، ρ_a چگالی هوا و ϕ کسر حجمی جامد در بستر سیال (و یا ماندگی جامد) است. چگالی ذرات مگنتیت $5/2 \frac{g}{cm^3}$ و چگالی هوا حدود $0/001 \frac{g}{cm^3}$ است که عملاً ناچیز در نظر گرفته می‌شود. بر همین اساس می‌توان کسر حجمی جامد در محیط سنگین را به صورت زیر حساب کرد:

$$1.5 = \phi \cdot 5.2 + (1 - \phi) \cdot 0.001 \Rightarrow \phi = 0.279 \Rightarrow \phi \approx 0.28$$

بنابراین برای طراحی جداکننده کسر حجمی 28% را برای بستر سیال ملاک طراحی قرار می‌گیرد.

2-6) انتخاب پمپ دمنده هوا

در بازار دو نوع پمپ هوا برای کاربرد مورد نظر در طرح پژوهشی حاضر وجود دارد؛ نوع اول بلوئر سانتریفیوژی و نوع دوم روتس بلوئر که بنا به پیشنهاد فروشنده، نوع روتس بلوئر به سبب یکنواخت بودن شدت دمش و همخوانی بیشتر با کاربرد مورد نیاز انتخاب شد.

برای تخمین اختلاف فشار مورد نیاز، فرض می‌شود که چگالی محیط سنگین در حدود 1/85RD باشد؛ این چگالی حداکثر چگالی تفکیکی است که در فرآوری زغالسنگ با روش واسطه سنگین برای جداکردن مواد باطله مورد استفاده قرار می‌گیرد. همچنین فرض می‌شود که عمق محیط سنگین همگن در حدود 30 سانتیمتر باشد و عمق ناحیه اختلاط تدریجی نیز برابر با عمق ناحیه محیط سنگین همگن معادل با 30 سانتیمتر فرض می‌شود. بر این اساس اختلاف فشار تئوریک مورد نیاز به شرح زیر برآورد می‌گردد (شتاب گرانش برابر 10 m/s^2 در نظر گرفته شده است):

$$\Delta_L P = (0.3\text{m} + 0.3\text{m}) \times 1850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 10 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \Rightarrow \Delta_L P = 11100 \text{ Pa}$$

اما باید توجه داشت که بخش قابل توجهی از فشار به علت اصطکاک و اغتشاش در حین عبور جریان از لوله‌ها، انحناءها، دبی‌سنج و همچنین در محفظه دستگاه جداکننده واسطه سنگین به علت برخورد با سرندهای تعبیه شده افت می‌کند. به نظر می‌رسد که افت فشار ناشی از عوامل ذکر شده تقریباً چیزی مشابه با (و یا حتی بیشتر از) اختلاف فشار تئوریک باشد و از این رو افت فشار به این صورت تخمین زده می‌شود:

$$\Delta_L P \approx 12000 \text{ Pa} .$$

حداکثر دبی پمپ هواده 50 متر مکعب بر ساعت در نظر گرفته می‌شود. بر این اساس توان تئوریک مورد نیاز پمپ به شرح زیر برآورد می‌گردد:

$$\text{Power} = [\Delta_T P + \Delta_L P] (\text{Pa}) \cdot Q \left(\frac{\text{m}^3}{3600 \text{ s}} \right) \Rightarrow \text{Power} = 23100 (\text{Pa}) \times \frac{50}{3600} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right)$$

$$\Rightarrow \text{Power} \approx 321 \text{ W}$$

اگر فرض شود که کارایی الکتروموتور در تبدیل انرژی الکتریکی به انرژی جنبشی ۵۰٪ باشد، می‌توان برآورد کرد که توان الکتروموتور مورد نیاز برای دمش هوا به داخل جداکننده واسطه سنگین هوایی باید چیزی در حدود ۰/۶۵ kW باشد.

(3-6) پایه‌ریزی مبانی طراحی

بر اساس تحقیقات قبلی مولف (ذوالقدری و عبدالمهی، ۱۳۸۷)، سرعت حد ذرات را می‌توان از رابطه ۲-۶ برآورد کرد.

$$Y = \left[\frac{3}{4} X - \frac{\text{Log}18 - 0.5\text{Log}\left(\frac{10}{3}\right)}{2} \right] - \frac{1}{2} \sqrt{\left[\frac{X}{2} - \left(\text{Log}18 + 0.5\text{Log}\left(\frac{10}{3}\right) \right) \right]^2 + 0.6754388 \text{Exp}(-0.1981352X^2 + 1.289X)} \quad (2-6)$$

که در آن X لگاریتم عدد ارشمیدس^۱ (Ar) و Y لگاریتم عدد رینولدز (Re) ذره مذکور است. عدد ارشمیدس و عدد رینولدز به صورت روابط ۳-۶ تعریف می‌شوند.

$$\begin{cases} Ar = \frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f) g d^3}{\mu^2} \\ Re = \frac{\rho_f u_t d}{\mu} \end{cases} \quad (3-6)$$

که در آن ρ_f و μ چگالی و گرانیوی سیال (هوا) و همچنین ρ_p ، d و u_t چگالی، قطر و سرعت حد ذره می‌باشند. بر اساس رابطه پیشنهادی، سرعت حد سقوط آزاد ذره ۱۰۶ و ۴۵ میکرونی به صورت زیر تخمین زده می‌شود.

$$u_t(106) = 1.0573 \text{ m/s}; \quad u_t(45) = 0.2646 \text{ m/s}$$

اکنون می‌توان بر اساس رابطه ۲-۴ عدد ثابت n را برای ریزترین و درشت‌ترین ذره واسطه محاسبه کرد:

$$n = \frac{4.7 + 0.41125 \times Re^{0.75}}{0.175 \times Re^{0.75} + 1} \Rightarrow \begin{cases} Re(106) = 7.010 \Rightarrow n_{106} = 3.7 \\ Re(45) = 0.7446 \Rightarrow n_{45} = 4.4 \end{cases}$$

^۲ عدد ارشمیدس که با نماد Ar نشان داده می‌شود، بدون بعد می‌باشد. بین اعداد Ar ، Re و ثابت درآگ ذره (C_d) ارتباطی به شکل $Ar = \frac{3}{4} Re^2 \cdot C_d$ برقرار است

(Tsakalakis and Stamboltzis, ۲۰۰۱).

همان‌گونه که در بخش 6-1 اشاره شد، برای تولید کنسانتره زغالسنگ لازم است کسر حجمی ذرات مگنتیت در بستر سیال 28% باشد. اکنون می‌توان با در نظر گرفتن $\phi=0/28$ و به کمک رابطه رابطه 4-1 سرعت هوای لازم را محاسبه کرد.

$$\left(\begin{array}{l} J_g = u_t (1-\phi)^n ; \\ \phi = 0.28 \end{array} \right) \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \left\{ \begin{array}{l} J_g(106) = u_t(106) \times (0.712)^{n_{106}} \Rightarrow J_g(106) = 1.0573 \times (0.72)^{3.7} \\ J_g(45) = u_t(45) \times (0.712)^{n_{45}} \Rightarrow J_g(45) = 0.2646 \times (0.72)^{4.4} \end{array} \right\} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \left\{ \begin{array}{l} J_g(106) = 0.3136 \text{ m/s} \\ J_g(45) = 0.0623 \text{ m/s} \end{array} \right.$$

محدوده ابعادی واسطه مورد استفاده 106-45 میکرون است و رفتار سیالگونه آن متأثر از همه ابعاد موجود در آن می‌باشد. بدین معنا که نه می‌توان سرعت جریان هوای بدست آمده به ازاء ذره 106 میکرونی ($J_g(106)$) را ملاک طراحی قرار داد و نه سرعت جریان هوای مربوط به ذره 45 میکرونی را می‌توان ملاک قرار داد. بلکه باید از آن میانگین گرفته شود که اینکار را می‌توان به چهار طریق زیر انجام داد:

الف) میانگین گیری مستقیم:

ساده‌ترین گزینه این است که متوسط سرعتهای جریان هوا ملاک طراحی قرار می‌گیرد. یعنی:

$$J_{g1} = \frac{J_g(106) + J_g(45)}{2} \Rightarrow J_{g1} = \left(\frac{0.3136 + 0.0623}{2} \right) \text{ m/s} \Rightarrow J_{g1} = 0.1880 \text{ m/s}$$

ب) تعیین سرعت ظاهری هوا به ازاء میانگین عددی محدوده ابعادی:

گزینه دوم این است که ابتدا میانگین عددی 45 و 106 را تعیین کرده و سپس سرعت حد به ازاء میانگین عددی 45 و 106 از رابطه 5 محاسبه گردد و نهایتاً سرعت هوادهی به ازاء کسر حجمی 0/28 محاسبه می‌شود. یعنی:

$$d = \frac{106 + 45}{2} = 75.5 \Rightarrow \begin{cases} u_t(75.5) = 0.6329 \text{ m/s} \\ \text{Re}(75.5) = 2.989 \end{cases} \Rightarrow n_{75.5} = u_t(75.5) = 4$$

$$J_{g2} = J_g(75.5) = u_t(75.5) \times (0.72)^{n_{75.5}} \Rightarrow J_{g2} = 0.6329 \times 0.72^4 \text{ m/s} \Rightarrow J_{g2} = 0.1700 \text{ m/s}$$

ج) تعیین سرعت ظاهری هوا به ازاء میانگین هندسی محدوده ابعادی:

برای اینکار ابتدا میانگین هندسی ۴۵ و ۱۰۶ را تعیین کرده و سپس سرعت هوادهی به ازاء کسر حجمی ۰/۳ محاسبه

می‌شود؛ یعنی:

$$d = \sqrt{106 \times 45} = 69 \Rightarrow \begin{cases} u_t(69) = 0.5478 \text{ m/s} \\ \text{Re}(69) = 2.364 \end{cases} \Rightarrow n_{69} = u_t(69) = 4.1$$

$$J_{g3} = J_g(69) = u_t(69) \times (0.72)^{n_{69}} \Rightarrow J_{g3} = 0.5478 \times 0.72^{4.1} \text{ m/s} \Rightarrow J_{g3} = 0.1426 \text{ m/s}$$

د) تعیین سرعت ظاهری هوا به ازاء میانگین هندسی محدوده ابعادی با سهم مضاعف ذرات ریزتر:

در این روش فرض می‌شود که واسطه‌های درشت‌دانه‌تر در محدوده اختلاط تدریجی تجمع بیشتری داشته باشد که در نتیجه آن فراوانی ذرات ریزتر در محیط سنگین بیشتر خواهد بود (شکل ۲-۵). بر همین اساس در تعیین میانگین هندسی، سهم ذرات واسطه ریزتر دوبرابر ذرات درشت‌تر در نظر گرفته شده است.

$$d = \sqrt[3]{106 \times 45^2} \cong 60 \Rightarrow \begin{cases} u_t(60) = 0.4349 \text{ m/s} \\ \text{Re}(60) = 1.632 \end{cases} \Rightarrow n_{60} = u_t(60) = 4.2$$

$$J_{g4} = J_g(60) = u_t(60) \times (0.72)^{n_{60}} \Rightarrow J_{g4} = 0.4349 \times 0.72^{4.2} \text{ m/s} \Rightarrow J_{g4} = 0.1094 \text{ m/s}$$

4-6 تعیین مشخصات هندسی محفظه محیط سنگین

در آزمایش‌ها باید تمامی سرعت‌های هوادهی محاسبه شده را آزمود. دبی پمپ هوادهی ۵۰ m³/h است که قاعدتاً باید برای بیشترین سرعت هوادهی تعریف شود؛ برای آزمودن سرعت‌های هوادهی دیگر، ابزاری در مسیر جریان هوای خروجی از پمپ تعبیه خواهد شد که بخشی از جریال هوا را مجدداً به مجرای ورودی پمپ برگرداند تا بدین صورت شدت جریان هوای ورودی به جداکننده واسطه سنگین هوایی متناسب با سرعت‌های هوادهی پایین‌تر تنظیم گردد. برای تعریف دبی هوادهی m³/h

۵۰ برای بیشترین سرعت هوادهی می‌توان نوشت:

$$\begin{aligned}
 50 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) &= A (\text{m}^2) \times J_{\text{Max}} \left(\frac{\text{m}}{\text{s}} \right) \times 3600 \left(\frac{\text{s}}{\text{h}} \right) \Rightarrow \\
 &\Rightarrow 50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = A (\text{m}^2) \times J_{\text{gl}} \left(\frac{\text{m}}{\text{s}} \right) \times 3600 \left(\frac{\text{s}}{\text{h}} \right) \Rightarrow \\
 &\Rightarrow 50 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) = A (\text{m}^2) \times 0.1880 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}} \right) \cdot 3600 \left(\frac{\text{s}}{\text{h}} \right) \Rightarrow
 \end{aligned}$$

$$A = 0.074 \text{ m}^2$$

بنابراین سطح محفظه تفکیک باید حدود 0/074 متر مربع در نظر گرفته شود. اساساً هرچه طول محفظه تفکیک در راستای جریان ذرات زغالسنگ بیشتر باشد (اندازه L در شکل 5-2)، فرصت غرق شدن ذرات سنگین در سوسپانسیون بیشتر خواهد بود و دقت تفکیک افزایش خواهد یافت و هرچه عرض محفظه تفکیک در راستای عمود به صفحه کاغذ در شکل 5-2 بیشتر شود، ظرفیت جداکننده بیشتر خواهد شد. از آنجایی که در تحقیق حاضر دقت تفکیک ثقلی اهمیت بیشتری نسبت به ظرفیت جداکننده دارد، باید تا حد امکان طول محفظه از عرض آن بیشتر باشد. اما اگر عرض جداکننده بسیار کم در نظر گرفته شود؛ مثلاً 2 یا سه برابر اندازه بزرگترین ذره بار ورودی؛ ممکن است به علت اثر دیواره¹ سقوط ذرات سنگین در سوسپانسیون دچار اختلال شود. علاوه بر این جریان مواد سبک بر روی محیط سنگین به علت اصطکاک با دیواره به سختی صورت گیرد.

از این رو عرض جداکننده باید تناسبی منطقی با اندازه درشت‌ترین ابعاد بار ورودی داشته باشد. به نظر می‌رسد اگر عرض محفظه محیط سنگین همگن 20 برابر اندازه درشت‌ترین ذره بار ورودی (6mm) فرض شود، تا حد زیادی از اختلالات ناشی از اثر دیواره جلوگیری می‌شود و نتایج حاصله از آزمایش‌ها تا حد زیادی قابل اعتبار خواهد بود. بر همین اساس عرض محفظه برابر با 12 سانتیمتر در نظر گرفته شد و متعاقباً با تقسیم سطح برآورد شده بر عرض، طول جداکننده (L) به این صورت تعیین می‌شود:

$$A = W \times L \Rightarrow 0.074 (\text{m}^2) = 0.12 (\text{m}^2) \times L \Rightarrow L = 0.617 \text{ m} \Rightarrow L \approx 62 \text{ cm}$$

همان‌گونه که قبلاً اشاره شد عمق محیط سنگین همگن (H) نیز به طور متوسط 30 سانتیمتر در نظر گرفته می‌شود. بدیهیست که عمق محیط در نزدیکی محل ورود بار اولیه باید اندکی کمتر و در نزدیکی محل خروج بخشهای شناور و غرق اندکی بیشتر از مقدار مذکور باشد؛ چراکه حجم مواد ته‌نشین شده در نزدیکی محل خروج به مراتب بیشتر است. علاوه بر این وجود شیب باعث می‌شود که مواد غرق شده به سمت مجرای خروج هدایت شوند.

¹ Wall effect

البته گزینه دیگر آن است که محل خروج مواد ته‌نشین شده از جناحین صورت گیرد؛ یعنی بر خلاف محل خروج جریان کنسانتره که باید دقیقاً روبروی محل ورود بار به جداکننده قرار داشته باشد، مواد به محض ته‌نشین شدن بر روی صفحه مشبک، بلافاصله به سمت دیواره‌های جانبی هدایت شوند و از مجرای خروجی که به صورت شکاف در مجاور دیواره‌ها تعبیه گردیده است خارج شوند. در این گزینه همگنی محیط سنگین در راستای طولی جداکننده (راستای L) بهتر تامین می‌شود. اقتضای این امر شیب ملایم صفحه مشبک فوقانی به سمت جناحین است. شکل 6-1 نقشه مربوط به این طرح را نشان می‌دهد.

5-6 تعیین ارتفاع ناحیه مخروطی

ناحیه مخروطی در جداکننده واسطه سنگین هوایی یک مخروط ناقص است که قاعده کوچک آن که به لوله انتقال جریان هوا متصل می‌شود و قاعده بزرگش به محفظه تفکیک متصل است. قطر لوله انتقال جریان هوا به داخل دستگاه دو اینچ است (تقریباً 5 سانتیمتر) بنابراین قاعده کوچک این مخروط ناقص را قاعدتاً باید یک مربع با ضلع 5 سانتیمتر در نظر گرفت.

همان‌گونه که در بخش 4-6 تشریح شد مساحت محفظه محیط سنگین 740 سانتیمتر مربع است و بر اساس آن سطح مقطع محفظه محیط سنگین مستطیلی با ابعاد 12 سانتیمتر در 62 سانتیمتر تعریف شد. بنابراین ابعاد قاعده بزرگ ناحیه مخروط ناقص را باید مستطیلی با ابعاد 12 سانتیمتر در 62 سانتیمتر در نظر گرفت.

چیزی که باید مورد توجه قرار گیرد آن است که بر اساس قضیه تالس در هندسه، در یک مخروط ناقص دو قاعده کوچک و بزرگ با هم متناسب هستند؛ یعنی نسبت طول به عرض آنها با هم برابر است. بنابراین نمی‌توان مخروط ناقصی را طراحی کرد که قاعده بزرگ آن یک مستطیل (با نسبت طول به عرض بزرگتر از واحد) و قاعده کوچک آن یک مربع (با نسبت طول به عرض برابر واحد) باشد. لذا ابعاد قاعده کوچک باید متناسب با قاعده بزرگ تعیین شود. بر همین اساس عرض قاعده بزرگ متناظر با 5 سانتیمتر در نظر گرفته می‌شود و طول قاعده کوچک بر اساس نسبت تناسب برابر با 26/3 میلی‌متر مشخص می‌گردد:

	عرض	طول
قاعده بزرگ (mm)	120	62
قاعده کوچک (mm)	50/8	$x = 26/3$

=

معلومات:

- طول و عرض قاعده‌های کوچک و بزرگ

- سرعت حد سقوط ذرات واسطه

- دبی جریان هوا ($50\text{m}^3/\text{h}$)

- عمق ناحیه اختلاط تدریجی (که تقریباً 30 سانتیمتر در نظر گرفته شده است)

بر اساس آنچه که در فصل اول همین گزارش بیان شد شرط شروع سیالگونگی، کوچکتر یا برابر بودن سرعت حد سقوط

ذرات واسطه با سرعت جریان هوا است. بنابراین اگر Q دبی جریان هوا باشد و سیالگونگی در ارتفاع h_i شروع شود (شکل 6-1)

می‌توان مساحت سطح مقطع مخروط ناقص را در ارتفاع h_i به صورت رابطه 6-4 نوشت:

$$(J_g)_i = u_t \Rightarrow \frac{Q}{A_i} = u_t (106) \Rightarrow A_i = \frac{Q}{u_t (106)} \quad (4-6)$$

که در آن $u_t (106)$ سرعت حد سقوط درشت‌ترین ذرات واسطه است که بر اساس مطالب مندرج در بخش 6-3 برای ذره با

ابعاد 106 میکرون تعیین شده است. بر اساس قضیه تالس در هندسه، بین طول و عرض سطح مقطع A_i که به ترتیب با L_i و W_i

نشان داده می‌شود با طول و عرض قاعده بزرگ که با L_{\max} و W_{\max} نشان داده می‌شود رابطه 6-5 برقرار است:

$$\left(\frac{h_i}{h_{\max}} = \frac{L_i}{L_{\max}} ; \frac{h_i}{h_{\max}} = \frac{W_i}{W_{\max}} \right) \Rightarrow \frac{h_i^2}{h_{\max}^2} = \frac{W_i \cdot L_i}{W_{\max} \cdot L_{\max}} \Rightarrow \frac{h_i^2}{h_{\max}^2} = \frac{A_i}{A_{\max}} \quad (5-6)$$

با توجه به معلوم بودن مساحت A_i از رابطه 6-4 و همچنین معلوم بودن مساحت قاعده بزرگ (A_{\max}) سمت راست رابطه 6-5

معلوم است. بر اساس شکل 6-1، تفاضل h_{\max} از h_i برابر با عمق ناحیه اختلاط تدریجی است که باید حدود 30 سانتیمتر باشد.

لذا می‌توان محاسبات را تا مشخص شدن مقدار h_{\max} به صورت زیر ادامه داد:

$$\left(\frac{h_i}{h_{\max}} = \frac{L_i}{L_{\max}} ; \frac{h_i}{h_{\max}} = \frac{W_i}{W_{\max}} \right) \Rightarrow \left(\frac{h_i}{h_{\max}} \right)^2 = \frac{W_i \cdot L_i}{W_{\max} \cdot L_{\max}} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \frac{h_i^2}{h_{\max}^2} = \frac{A_i}{A_{\max}} \Rightarrow \frac{(h_{\max} - 0.3\text{m})^2}{h_{\max}^2} = \frac{A_i}{A_{\max}} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow 1 - \frac{0.3\text{m}}{h_{\max}} = \sqrt{\frac{A_i}{A_{\max}}} \Rightarrow h_{\max} = \left(1 - \sqrt{\frac{A_i}{A_{\max}}} \right)^{-1} 0.3\text{m} \quad (6-6)$$

باز مجدداً بر اساس قضیه تالس می‌توان نسبت بین h_{\min} و h_{\max} را به شرح زیر تعیین کرد.

$$\left(\frac{h_{\min}}{h_{\max}} = \frac{L_{\min}}{L_{\max}} = \frac{W_{\min}}{W_{\max}} \right) \Rightarrow \frac{h_{\min}}{h_{\max}} = \frac{0.263}{0.620} = \frac{0.0508}{0.120} = 0.4233$$

بنابر این می‌توان با توجه به قوانین حاکم بر نسبت تناسبها، مقدار Δh را بر حسب h_{\max} مطابق رابطه 6-7 نوشت:

$$\frac{h_{\min}}{h_{\max}} = 0.4233 \Rightarrow \frac{h_{\max} - h_{\min}}{h_{\max}} = \frac{1 - 0.4233}{1} \Rightarrow \Delta h = 0.5767 \times h_{\max} \quad (7-6)$$

اکنون با تلفیق روابط 4-6، 6-6 و 7-6 می‌توان مجهول مسئله یا همان ارتفاع مخروط ناقص را به صورت رابطه 6-8 محاسبه کرد.

$$\left. \begin{aligned} A_i &= \frac{Q}{u_t (106)} \\ h_{\max} &= \frac{0.3}{1 - \sqrt{\frac{A_i}{A_{\max}}}} \text{ m} \\ \Delta h &= 0.5767 \times h_{\max} \end{aligned} \right\} \Rightarrow \Delta h = 0.5767 \times \frac{0.3(\text{m})}{1 - \sqrt{\left[\frac{Q(\text{m}^3/\text{h})}{3600(\text{s}/\text{h}) u_t(\text{m}/\text{s}) \right]} \cdot \left[\frac{1}{A_{\max}(\text{m}^2)} \right]} \quad (8-6)$$

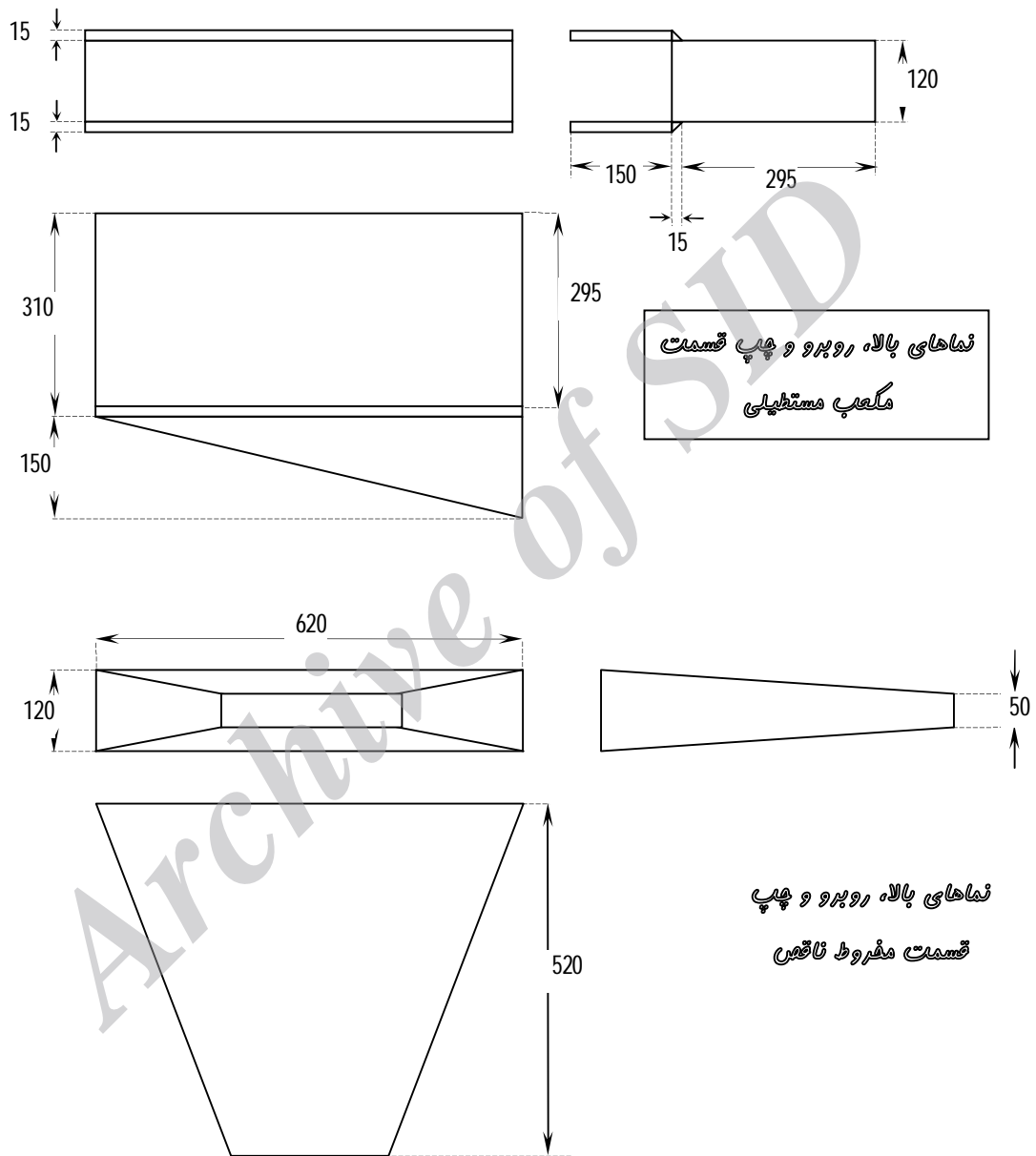
با عدد گذاری در رابطه 6-8 خواهیم داشت:

$$\Delta h = 0.5767 \times \frac{0.3(\text{m})}{1 - \sqrt{\left[\frac{50(\text{m}^3/\text{h})}{3600(\text{s}/\text{h}) \times 1.0573(\text{m}/\text{s}) \right]} \cdot \left[\frac{1}{0.074(\text{m}^2)} \right]} \Rightarrow \Delta h = 0.518 \text{ m}$$

مشاهده می‌شود که ارتفاع مخروط ناقص تقریباً 70% بیشتر از عمق ناحیه اختلاط تدریجی به دست می‌آید.

6-6 نقشه جداکننده واسطه سنگین هوایی

اکنون با توجه به ابعاد بدست آمده در این فصل، می‌توان نقشه ساخت را به شرح شکل 6-2 ارائه کرد.



شکل 6-۲: نقشه قسمت مکعبی و قسمت مخروط ناقص جداکننده واسطه سنگین هوایی؛ ابعاد به میلیمتر هستند.

7-6) تشریح اجزاء دستگاه جداکننده واسطه سنگین هوایی ساخته شده

بر اساس طرح و نقشه مندرج در بخش 6-6 دستگاه جداکننده واسطه سنگین هوایی ساخته شد. شکل 3-6 قسمت مخروط ناقص و دو شبکه‌ی تعبیه شده برای یکسان‌سازی پروفیل سرعت را نشان می‌دهد. شبکه‌ی درشت‌تر که در قسمت پایین‌تر تعبیه شده است دارای چشمه 10 میلی‌متری و شبکه ریزتر که بالاتر تعبیه شده است دارای چشمه 5 میلی‌متری است.



شکل 6-۳: تصویر قسمت مخروطی جداکننده واسطه سنگین هوایی

گلوگاه مخروط ناقص یک مخزن نصب گردید که جریان هوا پس از عبور از آن وارد گلوگاه قسمت مخروط ناقص شود (شکل ۶-۴). تعبیه مخزن از آن جهت لازم بود که پس از خاموشی پمپ هوادهی، محتویات معلق در مخزن تجمع یافته و به مجرای هوادهی پمپ منتقل نشوند.



شکل ۶-۴: مخزن تعبیه شده در پایین گلوگاه؛ مجرای با سطح مقطع دایره محل اتصال به پمپ هوادهی است.

هرچند سرعت سقوط ذرات مگنتیت بسیار کمتر از سرعت جریان هوا در گلوگاه مخروط ناقص بود اما بررسی‌های عملی اولیه نشان داد که در حین اجرا، به علت اغتشاش و تلاطم، ذرات مگنتیت از گلوگاه گذر کرده و در مخزن تعبیه شده در پایین گلوگاه متجمع می‌شد به گونه‌ای که ظرف مدت ۱۰ لی ۱۵ دقیقه مخزن کاملاً آکنده از ذرات مگنتیت شده و جریان هوا عملاً قطع می‌گردید؛ اصطلاحاً پمپ خفه می‌کرد. از همین رو لازم بود که راه‌کاری جهت پیشگیری از انتقال ذرات مگنتیت به مخزن اتخاذ شود. تنها راه ممانعت از تجمع ذرات واسطه در مخزن، تعبیه یک توری بود؛ هرچند این کار با اندیشه‌ای که مجری در طراحی جداکننده واسطه سنگین هوایی لحاظ کرده بود منافات داشت اما تنها راه برای راه‌اندازی دستگاه جداکننده بود.



شکل 5-6: توری با چشمه 70 میکرونی که بستر سیال بر روی آن تشکیل می‌گردد.



شکل 6-6: تصویر سازه نگهدارنده جداکننده واسطه سنگین مخروطی

لذا به ناچار برای نگهداشتن ذرات واسطه و ممانعت از گذشتن آنها از گلوگاه مخروط، از یک توری ریز با چشمه 70 میکرون استفاده گردید تا بستر سیال بر روی آن تشکیل شود (شکل 6-5). جداکننده واسطه سنگین هوایی نیاز به یک سازه نگهدارنده داشت که به صورت شکل 6-6 ساخته شد. شکل 6-7 چگونگی سرهم شدن قطعات جداکننده واسطه سنگین را نشان می‌دهد. همان گونه که مشاهده می‌شود جریان هوا قبل از ورود به مخزن از یک دی سنج می‌گذرد. قسمت مکعب مستطیلی نیز به صورت شکل 6-8 بر روی مخروط ناقص قرار می‌گیرد. پمپ هوادهی مورد استفاده در این تحقیق در شکل 6-9 نشان داده شده است.



شکل 6-7: مجموعه جداکننده واسطه سنگین هوایی پس از سرهم شدن قطعات



شکل ۶-۸: نحوه قرارگیری قسمت مکعبی بر روی مخروط ناقص



شکل ۶-۹: پمپ هوادهی مورد استفاده در تحقیق حاضر

فصل هفتم:

آزمایش‌های انجام شده و ارزیابی کارایی جداکننده واسطه سنگین هوایی

Archive of SID

1-7) تهیه نمونه زغال

یک نمونه زغالسنگ خام (Run of mine) با دانه‌بندی 8mm- به وزن 100 کیلوگرم از شرکت زغالسنگ البرز شرقی تهیه شد و با سرندهای آزمایشگاهی به محدوده‌های ابعادی 6/3mm-4، 2-4mm، 1-2mm و 0/5-1mm تفکیک شدند.

به منظور ارزیابی دقیق تاثیر ابعاد بر کارایی تفکیک، باید هر محدوده ابعادی به طور مجزا با دستگاه واسطه سنگین هوایی تغلیظ شود. برای اینکار باید وزن خوراک متناسب با ابعاد باشد؛ یعنی وزن خوراک برای انجام هر آزمون تغلیظ بر روی محدوده ابعادی 4-6/3mm باید بیشتر از وزن خوراک برای انجام یک آزمون تغلیظ بر روی محدوده ابعادی 1-2mm باشد. به همین جهت بر مبنای فرمول جی، باید حداقل وزن نمونه لازم جهت انجام یک آزمون برای هر محدوده ابعادی تعیین شود. برای این منظور می‌توان از فرمول جی به صورت رابطه 1-7 می‌باشد استفاده کرد (نعمت‌اللهی، 1381).

$$M = \frac{Cd_{\max}^3}{S_r^2} \quad (1-7)$$

که در آن d_{\max} ابعاد بزرگترین ذرات تشکیل دهنده بار اولیه بر حسب cm است، S_r^2 وردایی¹ نسبی مربوط به خطای آماری نمونه برداری و C ثابت نمونه برداری بار اولیه است که حاصلضرب چهار ضریب f، g، l و m می‌باشد.

- ضریب f مربوط به شکل ذرات که معمولاً 0/5 در نظر گرفته می‌شود.
- ضریب g مربوط به دانه‌بندی است؛ هرچه دانه‌بندی نمونه وسیعتر باشد این ضریب کوچکتر می‌گردد. در نمونه‌هایی که آزمون تغلیظ بر روی آنها انجام شود (به جز محدوده 4-6/3mm)، نسبت اندازه بزرگترین ذره به کوچکترین ذره برابر با 2 می‌باشد لذا مقدار این ضریب باید 0/75 در نظر گرفته شود. برای محدوده ابعادی 4-6/3mm که نسبت اندازه بزرگترین ذره به کوچکترین ذره برابر با 1/575 است، مقدار ضریب g معادل 1 در نظر گرفته می‌شود.
- ضریب l مربوط به درجه آزادی است که برای نمونه‌های با درجه آزادی کامل معادل 1 و برای نمونه‌های با درجه آزادی صفر معادل صفر می‌باشد. اگر d اندازه بزرگترین ذرات نمونه و L اندازه‌ای باشد که در آن درجه آزادی 100% حاصل می‌شود، ضریب l را می‌توان با رابطه $l = (L/d)^{0.5}$ تعیین کرد. در اینجا فرض شده است که ذرات در اندازه 1mm به درجه آزادی کامل می‌رسند.
- ضریب m مربوط به ترکیب کانی شناختی است؛ اگر چگالی زغال خالص 1/3RD و چگالی کانی‌های سیلیکاته به طور متوسط 2/7RD در نظر گرفته شود، مقدار ضریب کانی شناختی معادل 4 خواهد بود.

¹ فرهنگستان زبان و ادب فارسی واژه وردایی را به عنوان معادل فارسی **واریانس** برگزیده است.

محاسبه وزن نمونه برای هر محدوده ابعادی در جدول ۷-۱ آورده شده است. با توجه به ابعاد دستگاه ساخته شده حداقل وزن نمونه مورد نیاز برای هر آزمون حدود یک کیلوگرم بود بر همین اساس در سه محدوده ابعادی ۰/۵-۱mm، ۱-۲mm و ۲-۴mm وزن نمونه مورد آزمایش ۲ کیلوگرم در نظر گرفته شد و برای محدوده ابعادی ۶/۳mm - ۴ وزن نمونه مورد آزمایش ۴ کیلوگرم منظور گردید.

جدول ۷-۱: محاسبه وزن نمونه مورد آزمایش برای محدوده ابعادی مختلف

۴-۶/۳	۲-۴	۱-۲	۰/۵-۱	ابعاد (mm)	
0/5	0/5	0/5	0/5	f	چهار گانه وزن
0/9	0/75	0/75	0/75	g	
0/4	0/5	0/7	1	l	
4	4	4	4	m	
0/72	0/75	1/05	1/5	C	
0/25726	0/064	0/008	0/001	d_{max}^3 (cm ³)	
$0/5 \times 10^{-4}$	$0/5 \times 10^{-4}$	$0/5 \times 10^{-4}$	$0/5 \times 10^{-4}$	وردایی نسبی (S_r^2)	
3/7	0/96	0/17	0/03	وزن نمونه برای هر آزمایش (kg)	

2-7) چگونگی انجام آزمایش‌ها و نتایج

در این تحقیق هر محدوده ابعادی به طور مجزا مورد آزمایش قرار گرفت. بدین صورت که نمونه زغال از یکی از محدوده‌های ابعادی مزبور به مقدار معین (۴ کیلوگرم برای درشت‌ترین محدوده ابعادی و ۲ کیلوگرم برای محدوده‌های ابعادی دیگر) برداشته می‌شد و به نسبت یک به یک با پودر مگنتیت که دانه‌بندی آن ۱۰۶-۴۵ بود مخلوط می‌گردید و سپس به داخل دستگاه جداکننده ریخته می‌شد.

پمپ هوادهی به مدت ۵ دقیق روشن می‌شد تا مواد سبک و سنگین به دو لایه‌ی مجزا طبقه بندی شوند. پس از خاموش کردن پمپ هوادهی، لایه رویی مواد به عنوان کنسانتره برداشته می‌شد و لایه زیرین به عنوان باطله در نظر گرفته می‌شد. به منظور قابل مقایسه بودن نتایج آزمونها، سعی می‌شد که وزن مواد برداشته شده به عنوان کنسانتره معادل نصف کل محتویات (زغال و مگنتیت) باشد.

نمونه‌های کنسانتره و باطله با الک ۱۰۶ میکرون غربال شدند تا ذرات مگنتیت از زغال جدا شود. سپس آزمایش‌های غرق و شناوری بر روی زغال کنسانتره و باطله انجام شد تا کارایی تفکیک دستگاه ارزیابی گردد. آزمایش‌های غرق و شناوری اولیه

در چهار محیط سنگین با چگالی‌های نسبی ۱/۳، ۱/۴، ۱/۷ و ۱/۸۵ انجام شد. بدیهیست در صورتیکه نتایج حاصل از چهار محیط مزبور قابل توجه باشد، انجام آزمایش‌های غرق و شناوری در محیط‌های ۱/۵ و ۱/۶ نیز موجه خواهد بود. داده‌های حاصل از آزمون غرق و شناوری در جدول ۲-۷ آورده شده است.

جدول ۲-۷ داده‌های آزمون غرق و شناوری کنسانتره و باطله در محدوده‌های ابعادی مورد آزمایش

محدوده ابعادی (mm)								چگالی نسبی
۰/۵-۱		۱-۲		۲-۴		۴-۶/۳		
باطله	کنسانتره	باطله	کنسانتره	باطله	کنسانتره	باطله	کنسانتره	
199/1	413/9	147/3	197/9	135/9	245/6	336/7	688/6	-1/3
198/2	220/8	262/6	301/7	233/3	373/7	328/0	614/6	+1/3 -1/4
134/2	135/2	140/4	99/4	109/5	146/4	234/8	287/2	+1/4 -1/7
26/2	22/5	48/6	21/9	28/3	26/7	76/8	42/7	+1/7 -1/85
348/3	229/5	602/1	122/7	533/5	134/5	1134/4	203/3	+1/85
906/1	1021/8	1201/0	743/6	1040/5	926/9	2110/8	1836/4	جمع (g)
۱۹۲۷/۹		۱۹۴۴/۶		۱۹۶۷/۴		۳۹۴۷/۲		وزن کل نمونه (g)

3-7) ارزیابی کارایی جداکننده واسطه سنگین هوایی

در تغلیظ ثقلی مواد معدنی، دو نوع ارزیابی بکار می‌رود. نوع اول ارزیابی تغلیظ‌پذیری ثقلی ماده معدنی (یا کانسنگ) می‌باشد و نوع دوم ارزیابی کارایی تفکیک جداکننده ثقلی است. در ارزیابی تغلیظ‌پذیری یک ماده معدنی این سوال مطرح است:

«اگر این ماده معدنی با یک جداکننده ثقلی آرمانی (کارایی 100%) تغلیظ شود

بازیابی و عیار کنسانتره چقدر خواهد بود؟»

با توجه به نوع سوال کاملاً مشخص است که در ارزیابی نوع اول اندازه‌گیری بازیابی و عیار اولویت دارد. البته در مورد زغالسنگ غالباً از راندمان (یا بازیابی وزنی) و درصد خاکستر کنسانتره در سوال مربوط به ارزیابی نوع اول استفاده می‌شود. برای پاسخ به این سوال لازم است که آزمایش غرق و شناوری بر روی نمونه ماده معدنی انجام شود تا میزان تغلیظ‌پذیری آن

با روش ثقلی مشخص گردد. در ارزیابی نوع دوم که مربوط به کارایی جداکننده ثقلی است سوال دیگری به شرح زیر مطرح می شود:

«آیا دستگاه جداکننده ثقلی مفروض از کارایی تفکیک لازم در تغلیظ ثقلی برخوردار است؟»

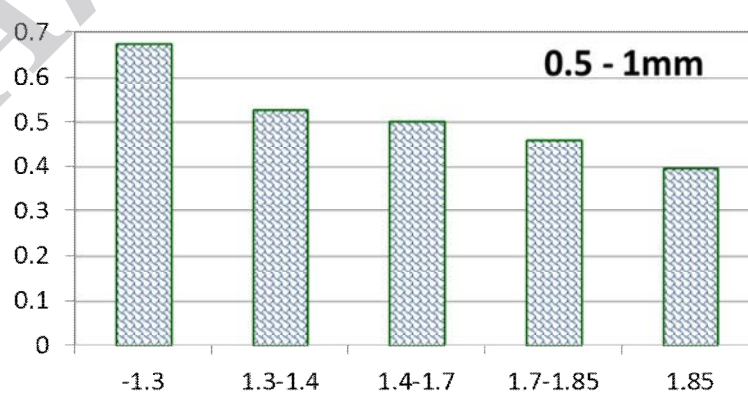
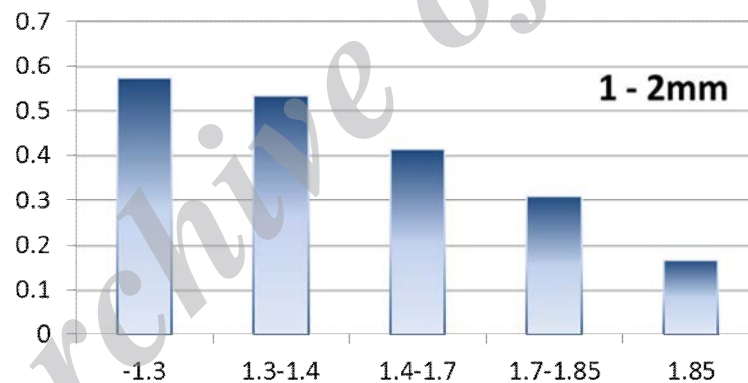
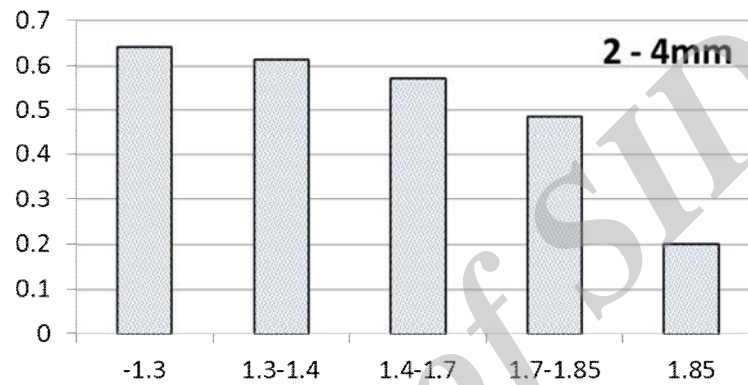
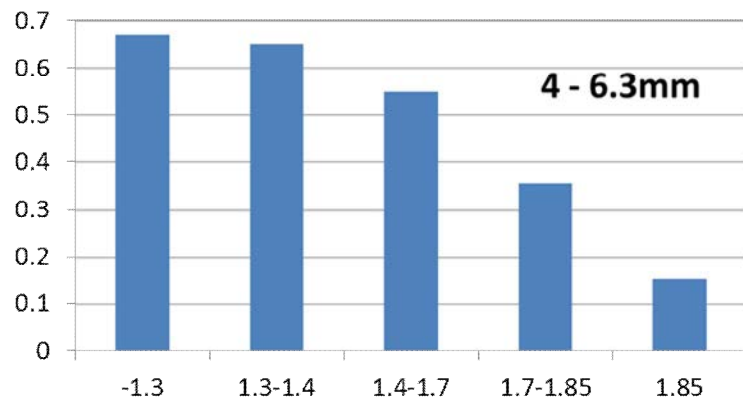
برای پاسخ به سوال دوم یک تعریف کمی از کارایی تفکیک جداکننده ثقلی ارائه شده است که بر مبنای میزان انتقال مواد با چگالی مشخص به کنسانتره می باشد. به این ترتیب که ابتدا بر روی کنسانتره و باطله جداکننده ثقلی آنالیز غرق و شناوری انجام می شود و سپس در هر بازه ی چگالی، درصد انتقال به کنسانتره تعیین می شود. در مورد زغال قابل انتظار است که در چگالی های پایین (کمتر از 1/4RD) درصد انتقال به کنسانتره نسبتاً بیشتر و در چگالی های بالا (بیش از 1/7RD) درصد انتقال مواد به کنسانتره کمتر باشد. بر اساس داده های غرق و شناورسازی نمونه های باطله و کنسانتره می توان میزان انتقال مواد با چگالی مختلف را به کنسانتره محاسبه کرد.

به ازاء یک چگالی خاص میزان انتقال به کنسانتره در 50% می شود؛ یعنی مواد بطور یکسان بین کنسانتره و باطله تقسیم شده می شود که به آن چگالی تفکیک گفته می شود و در اینجا با نماد SG_{50} نشان داده شده است. در دوطرف چگالی تفکیک چگالی هایی وجود دارد که با ازاء آنها درصد انتقال به کنسانتره 25% و 75% می باشد که به ترتیب با نمادهای SG_{75} و SG_{25} نشان داده می شود. هرچه اختلاف SG_{75} و SG_{25} با هم کمتر باشد، کارایی تفکیک بیشتر است. بر همین اساس کارایی تفکیک یک جداکننده ثقلی با شاخص خطای احتمالی¹ که با Ep نشان داده می شود و صورت رابطه 7-2 کمی می گردد.

$$Ep = \frac{SG_{25} - SG_{75}}{2} \quad (2-7)$$

در ارزیابی نوع دوم، لازم است که مقدار Ep برای هر آزمایش تغلیظ ثقلی انجام گیرد و بر اساس آن کارایی جداکننده ثقلی سنجیده شود؛ هرچه Ep کوچکتر باشد، کارایی جداکننده ثقلی بیشتر است. شکل های 7-1 نمودار افراز مواد با چگالی مختلف را نشان می دهد.

¹ Probable error, Ecart probable error



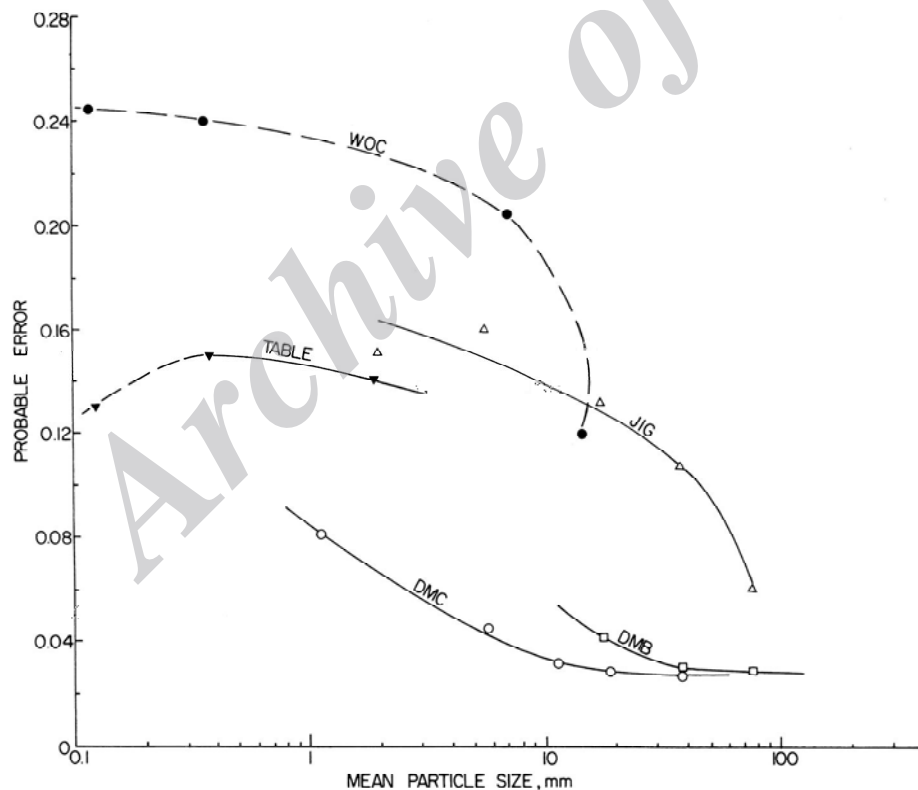
شکل‌های ۱-۷: میزان انتقال بازه‌های چگالی مختلف به کنسانتره در جدایش ثقلی محدوده‌های ابعادی چهارگانه با جداکننده واسطه سنگین هوایی؛ محورهای افقی بازه چگالی و محورهای قائم احتمال انتقال به کنسانتره

مقدار E_p در جداکننده‌های واسطه سنگین برای ذرات درشت تر از 5 mm حدود 0/02 تا 0/04 است، در جیگها و میزها بین 0/08 تا 0/15 است و در سیکلون آبی^۱ متجاوز از 0/2 است (شکل ۷-۲). با توجه به مقدار E_p جداکننده‌های متعارف در تغلیظ ثقلی زغالسنگ در 6-0/5 mm می‌توان در خصوص جداکننده واسطه سنگین هوایی چنین اظهار نظر کرد:

- $E_p < 0/15$: این وسیله یک ابزار کارا در تغلیظ ثقلی زغالسنگ به صورت خشک می‌باشد و استفاده از آن می‌تواند فراگیر شود.

- $0/15 < E_p < 0/25$: این وسیله کارایی قابل قبولی در تغلیظ زغالسنگ به صورت خشک دارد و استفاده از آن بسته به شرایط (قابلیت شستشوی زغال استخراج شده، محدودیت منابع آب، فاصله تا کارخانه زغالشویی و قس علی هذا) ممکن است توجیه پذیر باشد.

- $E_p > 0/25$: جداکننده واسطه سنگین هوایی از کارایی لازم برای تغلیظ زغالسنگ به صورت خشک برخوردار نیست و باید تغییرات اساسی در ساختار آن صورت گیرد.



شکل ۷-۲: مقدار E_p جداکننده‌های ثقلی متعارف در محدوده‌های ابعادی عملیاتی شان؛ WOC، DMC و DMB به ترتیب سیکلون آبی، سیکلون واسطه سنگین و جداکننده واسطه سنگین استخری هستند (Meyers et al, ۲۰۰۱)

^۱ Water-only cyclone

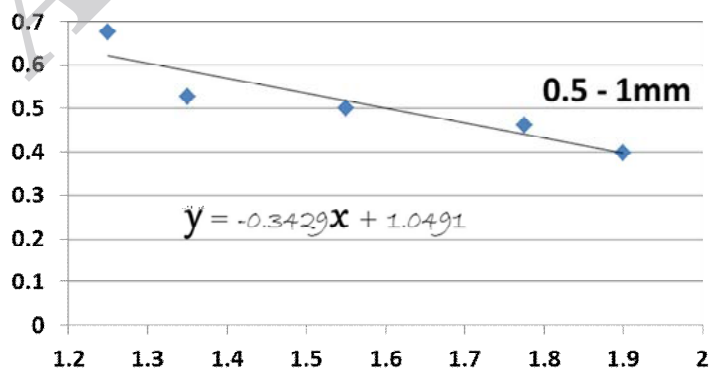
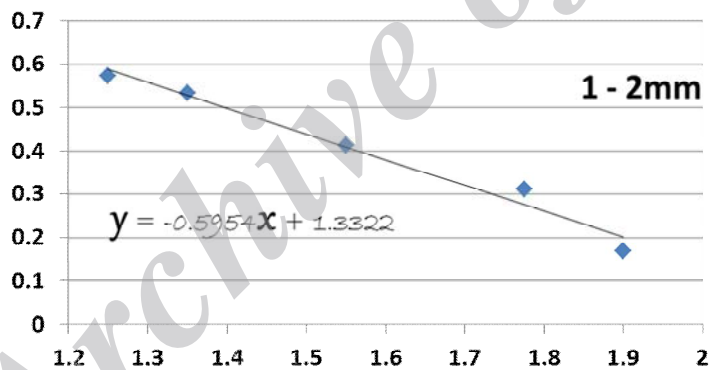
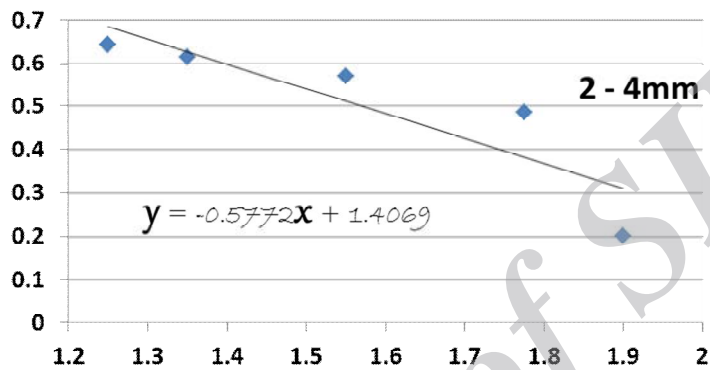
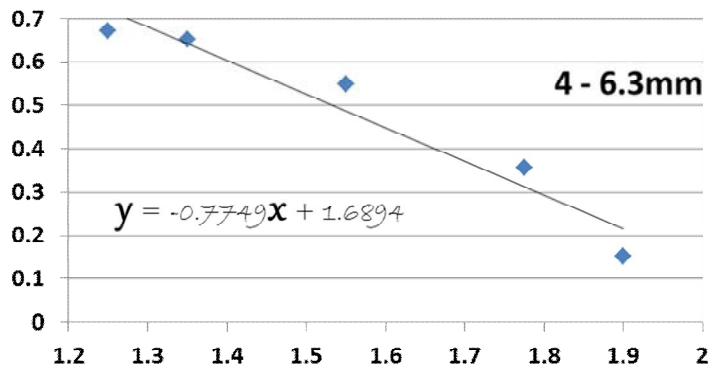
در تحقیق حاضر که ارزیابی کارایی تفکیک دستگاه واسطه سنگین هوایی مورد نظر است، با توجه به مطالب فوق، باید مقادیر SG₇₅ و SG₂₅ برای هر چهار آزمایش تغلیظ ثقلی تعیین شود و سپس خطای احتمالی جداکننده واسطه سنگین هوایی تعیین گردد. اشکال 1-7 نمی‌تواند بطور مستقیم برای تخمین SG₂₅ و SG₇₅ بکار بیاید و لازم است که اولاً برای هر یک از بازه‌های چگالی مقدار متوسط آن منظور شود و ثانیاً یک معادله مناسب به داده‌ها برازش شود و مقادیر SG₂₅ و SG₇₅ از معادله برازش شده بدست آید. با ارزیابی انواع مختلف توابع ریاضیاتی، مشخص شد که بهترین رابطه قابل برازش بر نتایج درصد انتقال مواد به کنسانتره رابطه خطی درجه اول است. روابط برازش شده در اشکال 3-7 نشان داده شده‌اند. با توجه به معادله برازش شده، می‌توان میزان Ep جداکننده واسطه سنگین هوایی را برای محدوده‌های ابعادی مختلف به شرح جدول 3-7 بدست آورد.

جدول 3-7 نشان می‌دهد مقدار Ep جداکننده واسطه سنگین هوایی با کاهش ابعاد روی به افزایش می‌نهد بگونه‌ای که در محدوده ابعادی 0/5-1 mm تفکیک ثقلی عملاً مختل می‌شود. از آنجایی که در همه آزمایش‌ها دانه‌بندی بار ورودی محدود بود، لذا نمی‌توان افزایش خطای احتمالی در تفکیک ذرات سبک و سنگین را با پدیده اختلاط دنباله‌ای که ذاتاً اندرکنشی ناشی از دامنه ابعادی وسیع است توجیه کرد و بناچار باید افزایش خطای احتمالی در ابعاد ریزتر را به پایداری محیط سنگین نسبت داد.

یعنی با وجود اینکه در تمام آزمایش‌ها دانه‌بندی مگنتیت ثابت بوده است اما نتیجه آزمایش‌ها حاکی از آن است که پایداری محیط سنگین در حین تغلیظ زغالسنگ‌های درشت‌تر به مراتب بیشتر بوده است کما اینکه در اجرای آزمون‌ها، جوشش‌های موضعی در بستر سیال مشاهده می‌شد و وقتی دانه‌بندی زغالسنگ ریزتر می‌شد، جوشش‌های موضعی شدت بیشتری می‌یافت.

جدول ۳-۷: خطای احتمالی جداکننده واسطه سنگین هوایی

خطای احتمالی (Ep)	محدوده ابعادی (mm)
0/32	4-6/ 3
0/43	2-4
0/42	1-2
0/73	0/5-1



اشکال ۳-۷: برازش معادله به میزان انتقال مواد به کنسانتره

4-7) تحلیل نتایج و بررسی علل عدم موفقیت

همان‌گونه که در اثنای گزارش بیان شد، دو اندیشه اصلی طرح حاضر، استفاده از واسطه ریزدانه‌تر^۱ و ایجاد واسطه سنگین پایدار به وسیله اختلاط تدریجی هوا و ذرات واسطه بود. این اندیشه مبتنی بر فرض معلق ماندن ذرات واسطه در اثر جریان هوای روبه بالا در قسمت مخروطی بود^۲ که البته این فرض منطقی به نظر می‌رسید چراکه سرعت جریان رو به بالای هوا در محل ورود هوا به بخش مخروطی (گلوگاه) برابر بود با $5/38 \text{ m/s}$:

$$J_{in} = \frac{Q_{\text{pump}}}{A_{in}} \Rightarrow J_{in} = \frac{50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1}{3600} \frac{\text{h}}{\text{s}}}{(50.8 \text{ mm})^2 \times (0.001 \frac{\text{m}}{\text{mm}})^2} \Rightarrow J_{in} = 5.38 \text{ m/s}$$

در حالی که سرعت سقوط آزاد درشت‌ترین ذره مگنتیت حدود 1 m/s بود^۳:

$$u_t(106) = 1.0573 \text{ m/s} ; u_t(45) = 0.2646 \text{ m/s}$$

بنابراین عبور ذرات واسطه از گلوگاه را باید به عوامل دیگر نسبت داد. در آزمایش‌ها مشاهده می‌شد که ذرات مگنتیت حتی در حالت خشک تمایل به چسبیدن به هم دارند. به نظر می‌رسد مهمترین عامل عبور ذرات از گلوگاه، بهم چسبیدن ذرات مگنتیت و ایجاد ذرات درشت‌تر (و با سرعت سقوط بیشتر) بوده باشد. از آنجایی که فرض معلق ماندن ذرات مگنتیت به علت بهم چسبیدن آنها در عمل رخ نمی‌داد، طبیعتاً اندیشه اختلاط تدریجی هوا با واسطه نیز امکان تحقق نمی‌یافت. علت این پدیده به احتمال زیاد رطوبت است؛ ذرات مگنتیت آبدوست هستند و ذرات ریز آن می‌توانند از هوا مقداری رطوبت جذب کنند که این امر منجر به چسبندگی بین ذرات مگنتیت شده و موجب اخلاط در روند سیال‌گونگی می‌شود که به افت کارایی تفکیک (یا افزایش E_p) می‌انجامد.

علاوه بر بهم چسبیدن ذرات مگنتیت، ارتفاع (یا عمق) زیاد بستر یکی دیگر از عوامل کم بودن کارایی تفکیک جداکننده ساخته شده در این تحقیق است. تجربیاتی که بعدها^۴ منتشر شد نشان داد در شرایط یکسان، بی‌ثباتی افت فشار، با افزایش عمق بستر فزونی می‌یابد (Mohanta et al, 2013).

^۱ مشروح این بحث در بخش 5-1 همین گزارش آورده شده است.

^۲ اندیشه مورد بحث در بخش 2-5 تشریح شده است.

^۳ به بخش 3-6 مراجعه شود.

^۴ پس از اتمام طراحی و ساخت جداکننده واسطه سنگین هوایی

5-7) رویکرد در تحقیقات آینده

با توجه به نتایج حاصل از این تحقیق باید برای پایدارسازی مگنتیت ریزدانه ($45-106\mu$) از راه کارهای دیگر همچون اعمال میدان مغناطیسی¹ و اعمال لرزش در بستر سیال² استفاده شود. ظاهراً استفاده از لرزش بستر برای پایدار کردن محیط سنگین متشکل از هوا-پودر مگنتیت روش مناسب تری است چراکه این راه کار هم‌اکنون نیز مورد توجه محققان دیگر قرار دارد (Yang et al, 2013) اما اعمال میدان مغناطیسی بعد از سال 2002 چندان مورد توجه نبوده است. بر اساس مطالب مندرج در بخش 2-2-3، تاثیر مثبت لرزش در حذف حفرات، غالباً در بستر سیال کم عمق کارساز است و با افزایش عمق، تاثیر مثبت لرزش به تدریج رنگ می‌بازد و حفرات شروع به تشکل می‌کنند.

در صورتی که از بستر سیال لرزان استفاده شود، بر اساس نتایج Luo و همکاران در سال 2008، عمق بستر سیال باید در حدود 3 تا 5 سانتی متر باشد. بنابراین باید در طراحی دستگاه متناسب با عمق کم بستر و قابلیت لرزش بستر تغییراتی اعمال شود. علاوه بر این مشخص شده است که با آبران کردن ذرات مگنتیت، می‌توان مشکل چسبیدن ذرات را کاهش داد و حد مجاز رطوبت در عملیات فرآوری خشک را از 2% به 4% رساند (Luo et al, ۲۰۱۰). بنابراین در تحقیقات آینده می‌توان با راه کار آبران کردن ذرات مگنتیت کارایی تفکیک جداکننده واسطه سنگین بستر سیال لرزان را ارتقاء داد.

¹ مشروحه در بخش 3-3 همین گزارش

² مشروحه در بخش 2-3 همین گزارش

فهرست منابع و مآخذ

- Chen Q., Wei L.; ۲۰۰۳; "Coal dry beneficiation technology in china: The state-of-the-art". *China Particuology*, ۱(۲): ۵۲-۵۶.
- Choung J., Mak C., Xu Z.; ۲۰۰۶; "Fine Coal Beneficiation using an Air Dense Medium Fluidized Bed". *International Journal of Coal Preparation and Utilization*, ۲۶(۱): ۱ - ۱۵.
- Dechsiri C.; ۲۰۰۴; "Introduction to Fluidization". in: *Particle transport in fluidized beds: experiments and stochastic models*, Ch.۲, Dissertations of Mathematics and Natural Sciences Faculty, University of Groningen, Netherlands.
- Donnelly J.; ۱۹۹۹; "Potential revival of dry cleaning of coal". *The Australian Coal Review*, October, ۲۶-۳۰.
- Dwari R.K., Rao K.H.; ۲۰۰۷; "Dry beneficiation of coal—A review". *Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review*, ۲۸(۳): ۱۷۷ - ۲۳۴.
- Fan M., Chen Q., Zhao Y., Luo Z.; ۲۰۰۱; "Fine coal (۶-۱ mm) separation in magnetically stabilized fluidized beds". *International Journal of Mineral Processing*, ۶۳(۴): ۲۲۵-۲۳۲.
- Glasser B.J., Kevrekidis I.G., Sundaresan S.; ۱۹۹۷; "Fully developed travelling wave solutions and bubble formation in fluidized beds". *Journal of Fluid Mechanics*, ۳۳۴: ۱۵۷ - ۱۸۸.
- George G.C., ۲۰۱۱. *Solids Processing Course*, The University of Akron ,Akron ,Ohio ,tel:۳۳۰-۹۷۲-۷۹۴۳ ,fax:۳۳۰-۹۷۲-۵۸۵۶, <http://coel.ecqf.uakron.edu/~chase/Solids/SolidsNotes5%20Fluidization.pdf>
- He Y., Zhao Y., Chen Q.; ۲۰۰۳; "Fine particle behavior in air fluidized bed dense medium dry separator". *Coal Preparation*, ۲۳(۱): ۳۳ - ۴۵.
- Honaker R., Luttrell G.; ۲۰۰۷; "Development of an advanced deshaling technology to improve the energy efficiency of Coal Handling, Processing, and Utilization Operations". *Technical Report, University Of Kentucky*.
- Kelly E.G. and Spottiswood D.J.; ۱۹۸۹; "Dense medium separation", Ch. ۱۲, *Introduction to mineral processing*, John wily, ۲۴۳ - ۲۴۹.
- Luo Z., Chen Q.; ۲۰۰۱; "Dry beneficiation technology of coal with an air dense-medium fluidized bed". *International Journal of Mineral Processing*, ۶۳(۳): ۱۶۷-۱۷۵.
- Luo Z., Fan M., Zhao Y., Tao X., Chen Q., Chen Z.; ۲۰۰۸; "Density-dependent separation of dry fine coal in a vibrated fluidized bed". *Powder Technology*, ۱۸۷(۲): ۱۱۹-۱۲۳.
- Luo Z., Zhao Y., Tao X., Fan M., Chen Q., Wei L.; ۲۰۰۳; "Progress in Dry Coal Cleaning Using Air-Dense Medium Fluidized Beds". *Coal Preparation*; ۲۳(۱): ۱۳ - ۲۰.

Luo Z.F., Zhu J.F., Tang L.G., Zhao Y.M., Guo J., Zuo W., Chen S.L.; ۲۰۱۰; "Fluidization characteristics of magnetite powder after hydrophobic surface modification". *International Journal of Mineral Processing*, ۹۴ (۳-۴): ۱۶۶-۱۷۱.

Meyers R.A., Laskowski J.S., Walters A.D.; ۲۰۰۱; *Coal Preparation*, http://f3.tiera.ru/3/E_Engineering/EGe_Encyclopaediae

Mohanta S., Rao C.S., Daram A.B., Chakraborty S., Meikap B.C.; ۲۰۱۳; "Air Dense Medium Fluidized Bed for Dry Beneficiation of Coal: Technological Challenges for Future". *Particulate Science and Technology: An International Journal*, ۳۱(۱): ۱۶-۲۷.

Sampaio C.H., Aliaga W., Pacheco E.T., Petter E., Wotruba H.; ۲۰۰۸; "Coal beneficiation of Candiota mine by dry jigging". *Fuel Processing Technology*, ۸۹(۲): ۱۹۸-۲۰۲.

Tsakalakis K.G. and Stamboltzis G.A.; ۲۰۰۱; "Prediction of the settling velocity of irregularly shaped particles". *Minerals Engineering*, ۱۴(۳): ۳۴۹-۳۵۷.

Van Houwelingen J.A., De JONG T.P.R.; ۲۰۰۴; "Dry cleaning of coal: Review, fundamentals and opportunities". *Proceedings of the 9th European Coal Conference*, ۷(۳-۴): ۳۳۵-۳۴۳.

Yang X., Zhao Y., Luo Z., Song S., Chen Z.; ۲۰۱۳; "Fine coal dry beneficiation using autogenous medium in a vibrated fluidized bed". *International Journal of Mineral Processing*, ۱۲۵(۱۰ December ۲۰۱۳): ۸۶-۹۱.

ذوالقدری، مجید؛ عبدالحی، محمود؛ ۱۳۸۷؛ "معادله هذلولیگون برای پیش‌بینی سرعت حد سقوط بدون مانع ذرات کروی در سیال نیوتنی"، فنی و مهندسی مدرس، شماره ۳۱ (ویژه نامه مهندسی مکانیک)، ۱۵۱-۱۶۱.

نعمت‌اللهی، حسین؛ ۱۳۸۱؛ کانه‌آرایی، انتشارات دانشگاه تهران.

Abstract

In arid region dry beneficiation of coal is an interesting idea which is realized by Air dense medium fluidized bed (ADMFB). ADMFB is an efficient coal cleaning device in the size of $750 \mu\text{m}$ but has not a good performance in the size finer than $75 \mu\text{m}$ that is important due to considerable fraction of $75 \mu\text{m}$ particles in run of mine coal. In this research, dry gravity concentration of coal in the size ranges of $425-75 \mu\text{m}$, $75-42 \mu\text{m}$, $42-7.5 \mu\text{m}$ and $7.5-4.25 \mu\text{m}$ was evaluated. In spite of narrow size range of coal, the ecart probable error (E_p) was more than 0.5 in all experiments. Instability of heavy medium (air + magnetite) resulting from regional bubbling in fluidized bed was the reason of weak separation. The size range of magnetite was $425-7.5 \mu\text{m}$ in all experiments but regional bubbling in finer coal was more intensive such that gravity separation in the size range of $7.5-4.25 \mu\text{m}$ was disordered.

Key words: gravity coal concentration, dense medium, air fluidized bed, dry coal cleaning.

Archive of SID



TMU Branch of ACECR

Research and Technology Deputy



Islamic republic of Iran

Dry beneficiation of coal in the size of 6-0.5 mm using air dense medium separation

(۱۸۸۷-۵۵)

Majid Zolghadri

Mineral processing Research Group

February ۲۰۱۵