نشریه علمی-پژوهشی "مهندسی معدن"
Iranian Journal of Mining Engineering
(IRJME)

دوره نهم، شماره ۲۳، سال ۱۳۹۳، صفحه ۳۷ تا ۴۹
Vol. 9, No. 23, 2014, pp. 37-49

طراحی و راه اندازی مدار جدایش سیکلون- مارپیچ دو مرحله ای در کارخانه ذغال شویی زرند

علیرضا حسنخویی[۱]; پرویز مظفری[۲] ; صمد بنیسی[۳] *

۱-کارشناس ارشد فرآوری مواد معدنی، دانشگاه شهید باهنر کرمان، Hasankhoei@kmpc.ir
۲- کارشناس ارشد فرآوری مواد معدنی، کارخانه ذغالشویی زرند
۳- استاد فرآوری مواد معدنی، دانشگاه شهید باهنر کرمان، دانشکده فنی، بخش مهندسی معدن، banisi@mail.uk.ac.ir

(دریافت ۱۴ مرداد ۱۳۹۲، پذیرش ۱۹ بهمن ۱۳۹۲)

چکیده

کنسانتره واحدهای سیکلون-مارپیچ در کارخانه ذغال‌شویی زرند به دلیل وجود ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون با محتوای خاکستر بالا، دارای خاکستری بیش از حد مجاز فروش (حد مجاز برابر با ۱۱ درصد) بود. حذف این ذرات از کنسانتره با بکارگیری سرندی با ابعاد دهانه ۰/۵ میلی‌متر، باعث افزایش کیفیت (کاهش خاکستر) این جریان شد. جریان عبوری از این سرند (بخش حذف شده) برای پرعیارسازی مجدد به واحد سیکلون-مارپیچ بخش فلوتاسیون ارسال می‌شد. از آنجا که کنسانتره مارپیچ این واحد کیفیت پایینی (خاکستر ۱۸ درصد) داشت، به واحد سرندکنی (دهانه ۰/۵ میلی‌متر) فرستاده می‌شد. جریان عبوری از سرند دوباره به ابتدای واحد سیکلون-مارپیچ بخش فلوتاسیون ارسال می‌شد. این روال باعث شده بود، در حدود ۵۶ درصد از کنسانتره مارپیچ که دارای ابعادی کوچک‌تر از دهانه سرند بودند در یک چرخه بیهوده قرار گیرد. مقدار مواد در چرخش، با تغییر فرآیند آبگیری از کنسانتره و افزایش کیفیت آن به ۵ درصد کاهش یافت. برای آبگیری از کنسانتره، ترکیب فیلتر و سانتریفیوژ و برای افزایش کیفیت کنسانتره نهایی، جدایش دومرحله‌ای که در آن کنسانتره مارپیچ به جای ورود به سرند، به مارپیچ دیگری خوراک‌دهی می‌شد، به اجرا گذاشته شد. در نهایت، با تعیین مقادیر بهینه ۴۰ برای درصد جامد و ۲ تن بر ساعت برای دبی خوراک ورودی به مارپیچ، میزان محصول نهایی و ظرفیت این واحد به ترتیب ۱۱ و ۱۴ تن بر ساعت افزایش و خاکستر کنسانتره نهایی مارپیچ‌ها نیز از ۱۸ به ۱۱ درصد کاهش یافت.

کلمات کلیدی

ذغال‌سنگ، مارپیچ، هیدروسیکلون.

*نویسنده مسئول مکاتبات

۱- مقدمه

اگر چه مطالعه و تحقیق‌های زیادی در زمینه فرآوری ذغال‌سنگ ریز دانه (۱۵۰ تا ۱۰۰۰ میکرون) صورت گرفته است ولی همچنان، فرآوری ذغال‌سنگ با ابعاد زیر ۱ میلی‌متر در مقایسه با ابعاد درشت‌تر بسیار کم بازده می‌باشد [۱]. در تجهیزات فرآوری ذغال‌سنگ، کارآیی جدایش دستگاه با کاهش اندازه ذرات به دلیل تأثیر کمتر دانسیته ذرات، کاهش می‌یابد. یکی از مشکلات عمده که معمولاً در کارخانه های فرآوری ذغال‌سنگ وجود دارد، حذف نشدن کامل ذرات بسیار ریز (کوچک‌تر از ۱۰۰ میکرون) در طی فرآیند های طبقه بندی است. این ذرات به دلیل پیروی از جریان آب، به کنسانتره راه پیدا می‌کنند. این مشکل در اغلب موارد، منشا بالا بودن درصد خاکستر کنسانتره و کاهش راندمان در فرآوری ذرات کوچک‌تر از ۱ میلی‌متر می باشد [۲].

۱-۱- مارپیچ

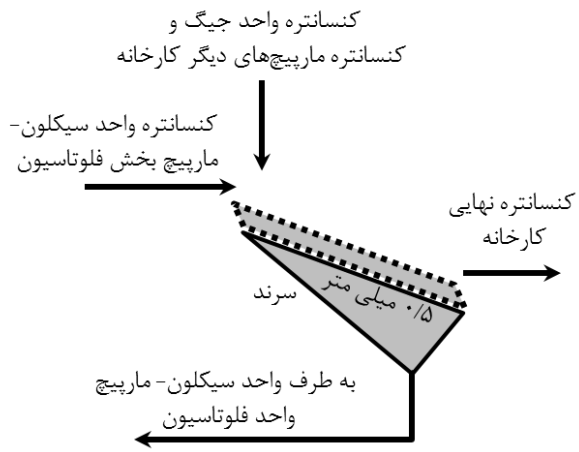
امروزه مارپیچ (Spiral) یکی از پر بازده‌ترین و به صرفه‌ترین تجهیزات فرآوری ذغال‌سنگ ریز دانه است. محدوده ابعادی مناسب جهت جدایش در مارپیچ، ذرات بین ۱۵۰ میکرون تا ۱ میلی‌متر است. این محدوده ابعادی شامل ذراتی می‌شوند که نه آن قدر بزرگ‌اند تا بتوان آن‌ها را با جداکننده‌های واسطه سنگین جدا کرد و نه آنقدر ریزند تا برای فلوتاسیون مناسب باشند [۳]. موفقیت مارپیچ در سال‌های اخیر مرهون مزایایی چون به صرفه بودن، کارآیی بالا، جمع و جور بودن، نیاز کم به تعمیرات و سازگاری زیاد با محیط زیست می‌باشد[۴]. به همین دلیل، امروزه توجه بسیاری از کارخانه‌های فرآوری ذغال‌سنگ به سوی استفاده از مارپیچ در فرآوری ذرات کوچک‌تر از ۱ میلی متر جلب شده است [۵]. عوامل موثر در عملکرد مارپیچ شامل خصوصیات ذرات (اندازه، دانسیته و شکل)، پارامترهای عملیاتی (درصد جامد و نرخ خوراک ورودی [۹-۶]) و مشخصات طراحی مارپیچ (فاصله بین دورهای مارپیچ، شکل مقطع عرضی کانال [۱۰]، شیب و تعداد دورها) هستند [۱۲-۱۱].

کنسانتره بدست آمده از مارپیچ‌ها در مقایسه با جداکننده‌های واسطه سنگین دارای کیفیت پایین‌تری است. به همین دلیل، مارپیچ‌ها اغلب به صورت مدارهای چند مرحله ای مورد استفاده قرار می‌گیرند[۱۶-۱۳]. در این مدارها بر حسب کاربرد، جریان کنسانتره یا مخلوط جریان‌های کنسانتره و میانی در مارپیچ مرحله اول، وارد مارپیچ مرحله دوم می‌شود [۵].

۱-۲- واحد آبگیری و نرمه گیری از کنسانتره نهایی کارخانه ذغال‌شویی زرند

بر اساس تحقیقات انجام گرفته [۱۷]، مشکل اصلی مدار جیگ کارخانه ذغال شویی زرند، بالاتر از حد مجاز (حد مجاز برابر با ۱۱ درصد) بودن خاکستر کنسانتره آن بود. عامل اصلی این مشکل، وجود ذارت با ابعاد کوچکتر از ۰/۵ میلیمتر در کنسانتره که محتوای خاکستر بالایی داشتند، گزارش شد. از این رو، با قرار دادن یک سری سرند با اندازه دهانه ۰/۵ میلی‌متری در مسیر جریان کنسانتره‌ی جیگ‌ها، بخش زیادی از ذرات کوچک‌تر از ۰/۵ میلی‌مترِ موجود در جریان کنسانتره حذف شدند که در نتیجه آن میزان خاکستر کنسانتره به مقدار مجاز آن رسید.

در چند سال گذشته [۲۰-۱۸]، جهت افزایش کارآیی کارخانه، چندین واحد جدایش سیکلون- مارپیچ به مدار قدیمی کارخانه اضافه شد. به علت بالا بودن درصد خاکستر در بخش ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون در کنسانتره مارپیچ‌ها و نیاز به آبگیری از این جریان، مسیری مشابه با کنسانتره جیگ‌ها برای کنسانتره مارپیچ‌ها در نظر گرفته شد (شکل ۱). در این حالت، کنسانتره جیگ‌ها و مارپیچ‌ها به منظور نرمه گیری و آبگیری به سرندهای با اندازه دهانه ۰/۵ میلی‌متر منتقل شدند.



شکل۱ : مدار آبگیری و نرمه گیری از کنسانتره واحد های جیگ و سیکلون- مارپیچ در کارخانه ذغال‌شویی زرند

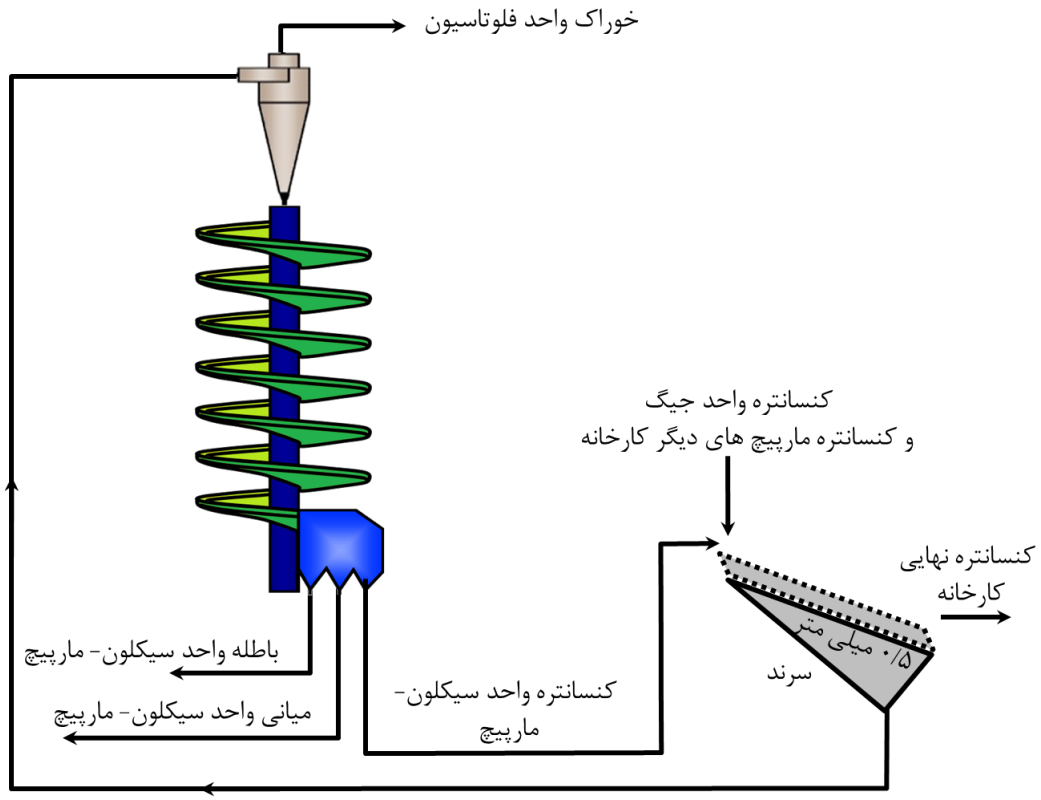
۱-۳- واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون

این واحد برای جداسازی و فرآوری ذرات درشت (بزرگ‌تر از ۵۰۰ میکرون) موجود در خوراک فلوتاسیون مورد استفاده قرار می‌گیرد. ذرات ریز (کوچک‌تر از ۰/۵ میلی‌متر) کنسانتره‌ی جیگ‌ها و دیگر مارپیچ‌ها، خوراکِ واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون را فراهم می‌کنند. شایان ذکر است که به دلیل پایین بودن درصد جامد این جریان از تیکنر جهت آب‌گیری و تامین درصد جامد مناسب برای واحد سیکلون- مارپیچ استفاده می‌شود و ته‌ریز آن به عنوان خوراک به واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون ارسال می‌گردد. با توجه به پایین بودن کارآیی مارپیچ‌ها برای جدایش ذرات ریزتر از ۱۵۰ میکرون، برای حذف این دامنه ابعادی از خوراک مارپیچ‌ها، از هیدروسیکلون استفاده می‌شود [۲۱]. همان طور که در شکل ۲ نشان داده شده است، کنسانتره مارپیچ برای نرمه گیری و آبگیری وارد سرندهای ۰/۵ میلی‌متری (که برای نرمه گیری و آبگیری از کنسانتره جیگ در نظر گرفته شده بود) می‌شود و جریان باطله مارپیچ به عنوان باطله نهایی از کارخانه خارج می‌گردد [۱۹].

۱-۴- مشکل مدار سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون

با نمونه‌برداری‌های صورت گرفته مشخص شد که مقدار ذرات کوچک‌تر از ۰/۵ میلی‌متر در جریان مانده روی سرندهای ۰/۵ میلی‌متری ناچیز (۷/۸ درصد) بود که نشان دهنده کارآیی بالای سرند در جداسازی ذرات ریز بود. ذرات ریز و آب جدا شده از کنسانتره جیگ‌ها و دیگر مارپیچ‌های کارخانه (جریان زیر سرند ۰/۵ میلی‌متر)، خوراکِ واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون را فراهم می‌کنند (شکل ۲). این جریان خوراک ابتدا جهت نرمه گیری وارد هیدروسیکلون و سپس برای افزایش کیفیت (کاهش خاکستر) وارد مارپیچ می‌شود.

با نمونه گیری‌های انجام شده، از کنسانتره مارپیچ، مشخص شد که در حدود ۵۶ درصد از کنسانتره مارپیچ دارای ابعاد کوچک‌تر از ۰/۵ میلی‌متر هستند. این جریان کنسانتره، به منظور آبگیری و افزایش کیفیت نهایی وارد همان سرندهایی می‌شوند که خوراک این واحد را تامین می‌کند. با سرند کردن این جریان، ذرات کوچکتر از ۰/۵ میلیمتر (جریان زیر سرند) به ابتدای مدار سیکلون- مارپیچ بازگردانده می شوند. این ذرات بعد از جدایش دوباره وارد همین سرند ۰/۵ میلیمتر می شوند و برای بار دوم به زیر سرند انتقال می یابند و دوباره به ابتدای مدار سیکلون- مارپیچ بازگردانده می شوند. این گردش آنقدر ادامه می یابد تا ذرات تا حد نرمه شدن خرد شوند و از سرریز سیکلون خارج گردند. به علت کارآیی بالای سرندها در حذف ذرات کوچک‌تر از ۰/۵ میلی‌متر، ۵۶ درصد کنسانتره مارپیچ، در نتیجه وارد جریان زیر سرند شده و دوباره به عنوان خوراک وارد همین مارپیچ می‌شود که مطلوب نیست.



شکل۲ : مدار واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون

تشکیل این چرخش بیهوده مواد در مدار، چند پیامد نامطلوب در برداشت که در زیر به آن‌ها اشاره می‌شود:

– کارآیی مارپیچ در مقایسه با فلوتاسیون در جداسازی ذرات بین ۱۵۰ تا ۵۰۰ میکرون بالاتر می‌باشد، در نتیجه بخشی از این مواد که قابلیت بازیابی در مدار مارپیچ را دارند، از طریق سرریز هیدروسیکلون وارد مدار فلوتاسیون می‌شوند و به دلیل پایین بودن کارآیی این واحد به باطله راه پیدا می‌کنند.

– بخش درشت (۱۵۰ تا ۵۰۰ میکرون) راه‌یافته به سرریز هیدروسیکلون، به جای اینکه توسط مارپیچ، که هزینه های عملیاتی و سرمایه ای بسیار پایینی دارد، توسط فلوتاسیون با هزینه بالایی فرآوری می‌شود.

– ایجاد نرمه همواره در فرآوری ذغال‌سنگ مشکلات زیادی برای جدایش ایجاد می‌کند که در این حالت به دلیل پمپاژ پیوسته مدار تولید می‌گردد. از این رو، باید حتی‌الامکان از خرد شدن ذغال‌سنگ در طی فرآیندهای مختلف جلوگیری کرد.

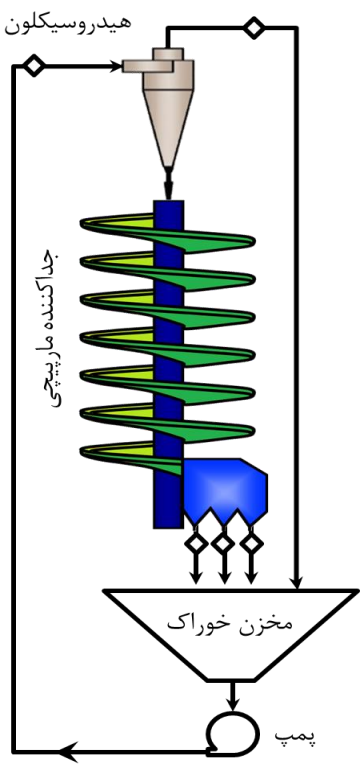
سایر موارد مورد توجه در ادامه مقاله آورده شده است.

۲- روش تحقیق

با توجه به مشکل موجود در واحد هیدروسیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون، برای رفع آن نیاز به ایجاد تغییرات اساسی در نحوه آبگیری، نرمه گیری و همچنین افزایش کیفیت کنسانتره این واحد بود. از آنجا که نصب یک مارپیچ و متعلقات آن نیازمند صرف هزینه و وقت زیادی بود، قبل از تغییر در مدار، از یک واحد سیار سیکلون- مارپیچ برای بررسی مدار پیشنهادی استفاده شد. سیار بودن این واحد، امکان به‌کارگیری آن برای فرآوری جریان‌های مختلف در کارخانه را فراهم نمود.

۲-۱- واحد سیارسیکلون- مارپیچ

در این تحقیق از واحد سیار سیکلون- مارپیچ موجود در کارخانه ذغال شویی زرند که شامل سه بخش مخزن (با گنجایش ۱/۶ متر مکعب)، مارپیچ (MX7 - مدل حیدری) و هیدروسیکلون است، استفاده شد (شکل ۳) [۱۷].



شکل۳ : اجزای مختلف واحد سیار سیکلون- مارپیچ کارخانه ذغال شویی زرند [۱۷]

(نقاط لوزی (◊): محل‌های نمونه برداری)

برای بررسی امکان فرآوری یک جریان توسط تجهیز سیکلون- مارپیچ، ابتدا مخزن با نمونه ای که از جریان مورد نظر گرفته شده است، پر می‌شود. سپس با استفاده از یک پمپ که توسط لوله ای به زیر مخزن متصل شده است، مواد به هیدروسیکلون فرستاده می‌شود. بعد از نرمه گیری، ته ریز هیدروسیکلون که مقدار ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون در آن کاهش یافته است، به عنوان خوراک وارد مارپیچ می‌گردد. ذرات ذغال‌سنگ در مارپیچ در اثر نیروهایی چون نیروی ثقل، گریز از مرکز، اصطکاک، مقاومت سیال و بالا برنده به سه بخش کنسانتره، میانی و باطله تقسیم می‌شوند و در قسمت انتهای مارپیچ توسط دریچه‌هایی قابل تنظیم، از هم جدا می‌شوند [۲۷-۲۲]. بعد از اتمام عملیات جدایش، تمام جریان‌های خروجی از مارپیچ و همچنین سر ریز سیکلون دوباره به داخل مخزن باز می‌گردند تا دوباره به عنوان خوراک به هیدروسیکلون فرستاده و تمام مراحل قبلی به صورت گردشی تکرار شود. شایان ذکر است که در طی آزمایش‌های مختلف، نمونه‌های لازم از جریان‌های مورد نیاز جهت تحلیل نتایج گرفته می‌شود.

۲-۲- طرح‌های پیشنهادی برای حل مشکل مارپیچ‌های بخش فلوتاسیون

برای حل مشکل واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون، باید ذرات با ارزشی که به صورت یک گردش بیهوده همواره در حال چرخش بودند از مدار خارج می‌شد. پس از بررسی‌های انجام شده، سه راهکار برای حل مشکل این مدار پیشنهاد و به اجرا گذاشته شد.

۱- تغییر مدار آبگیری از کنسانتره مارپیچ‌های بخش فلوتاسیون

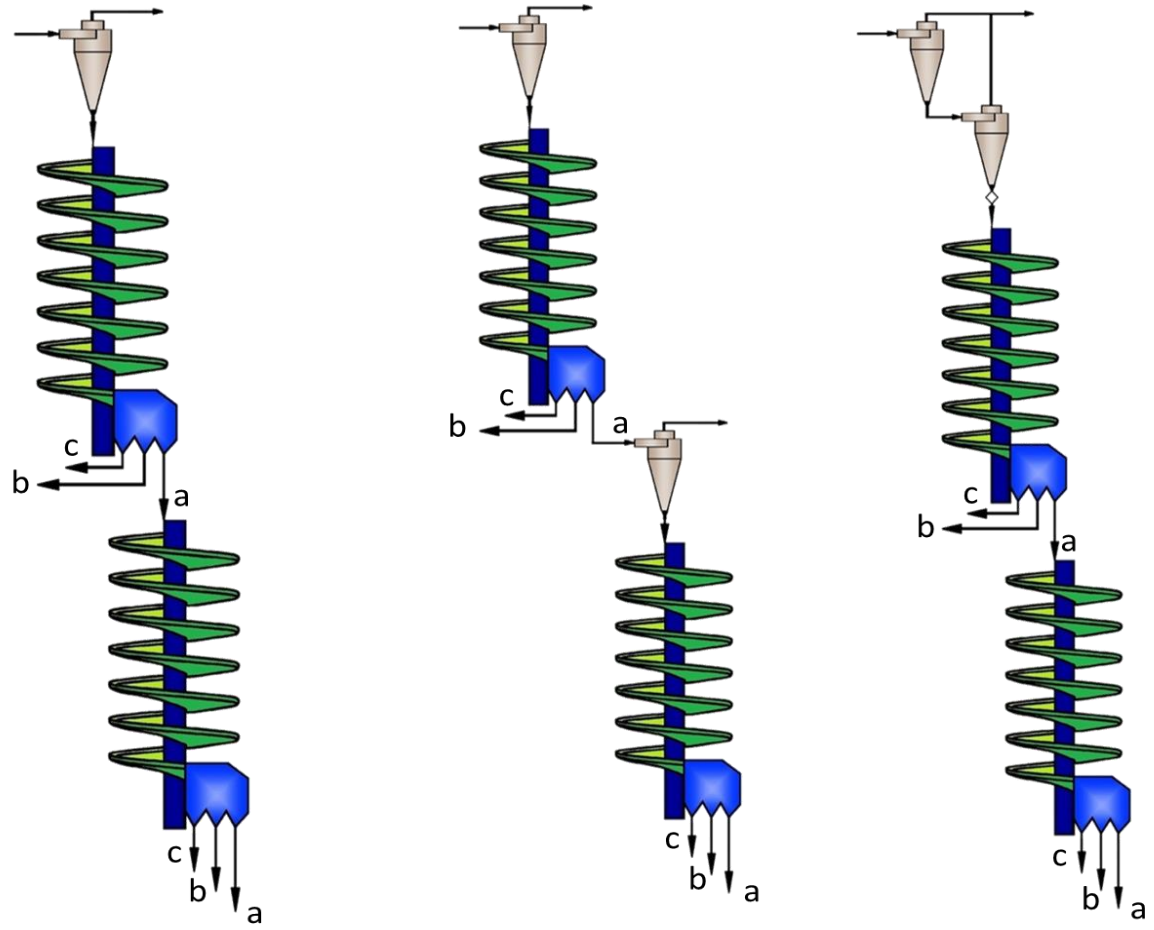
برای این منظور از مداری متشکل از سانتریفیوژ و فیلتر استفاده گردید.

۲- افزایش کیفیت کنسانتره نهایی مارپیچ‌های بخش فلوتاسیون

همان طور که قبلاً اشاره شد، یکی از دلایل حذف ذرات نرمه موجود در کنسانتره مارپیچ‌ها، افزایش کیفیت نهایی کنسانتره است. بنابراین قبل از اینکه کل کنسانتره مارپیچ‌ها به عنوان کنسانتره نهایی آبگیری شود، باید کیفیت کنسانتره نهایی بهبود داده می‌شد. بدین منظور، جدایش دو مرحله‌ای که در آن کنسانتره مارپیچ اولی خوراک مارپیچ‌های دومی می‌شد به اجرا درآمد.

۳- حذف ذرات نرمه (با مقدار خاکستر بالا) موجود در کنسانتره مارپیچ‌های بخش فلوتاسیون

برای کاهش میزان ذرات نرمه کنسانتره مارپیچ‌ها، استفاده از دو مرحله نرمه گیری توسط هیدروسیکلون [۲۸] پیشنهاد گردید. در این خصوص، سه طرح برای تغییر مدار واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون پیشنهاد شد (شکل ۴).



الف ب ج

شکل۴ : طرح‌های پیشنهادی (الف، ب و ج) برای دو مرحله ای کردن جدایش در مارپیچ‌های بخش فلوتاسیون

(a: کنسانتره؛ b: میانی؛ c: باطله)

در طرح های داده شده یک سری نکات باید حتماً در نظر گرفته می شد:

۱- کارآمدی طرح در افزایش کیفیت کنسانتره نهایی

۲- کمترین نیاز به تعمیرات و نگهداری

۳- در دسترس بودن تجهیزات مورد نیاز

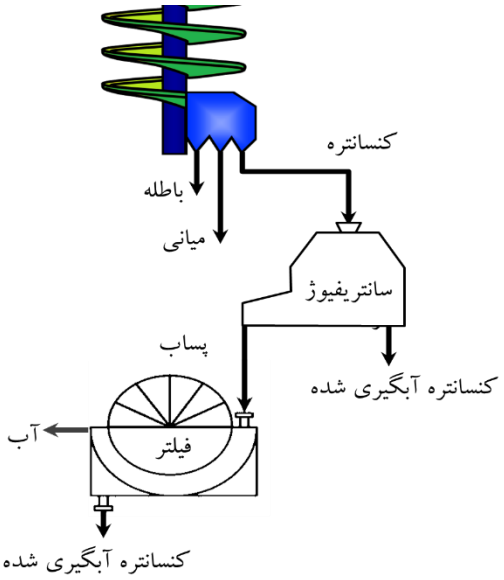
ترکیب سیکلون-مارپیچ در کارخانه ذغال شویی اولاً دارای کمترین تعمیرات و نگهداری است، ثانیاً هزینه سرمایه گذاری و جاری کمتری نسبت به سایر تجهیزات که در فرآوری این محدوده دانه بندی مورد استفاده قرار می گیرند، دارند. ثالثاً به راحتی در دسترس هستند (تجهیزات مورد نیاز برای این ترکیب از جمله مارپیچ و سیکلون در ایران تولید می شود و هزینه بسیار کمتری نسبت به نمونه های خارجی دارند). با توجه به نتایجی که از آزمایش این طرح ها در واحد سیار سیکلون-مارپیچ بدست آمد، مشخص گردید که طرح ج هدف مورد نظر (افزایش کیفیت کنسانتره تا حد محتوای خاکستر برابر با ۱۱ درصد) را فراهم می کند. بنابراین با در نظر گرفتن تمام مزایای

گفته شده، ترکیب سیکلون-مارپیچ با چیدمان مطابق با طرح ج برای اجرا پیشنهاد گردید.

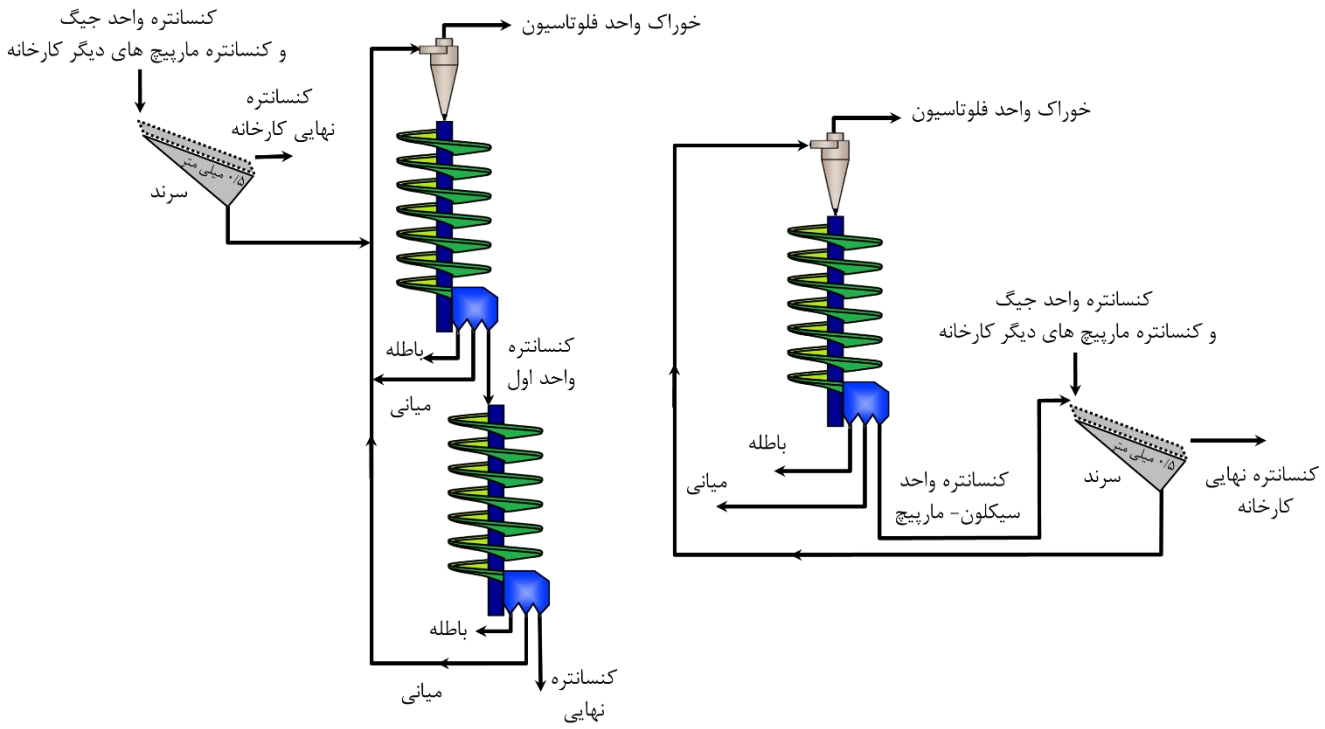
هر سه طرح با واحد سیکلون- مارپیچ سیار مورد بررسی قرار گرفتند. برای طرح الف، ته ریز هیدرو سیکلون در مخزن دیگری جمع آوری شد. سپس این ته ریز برای انجام آزمایش به هیدروسیکلون پمپاژ و وارد مارپیچ شد. برای بررسی طرح ب کنسانتره مارپیچ در مخزنی مجزا جمع آوری و پس از آن برای انجام آزمایش به واحد سیکلون-مارپیچ پمپاژ شد. در بررسی طرح ج نیز مانند طرح ب عمل شد تنها با این تفاوت که کنسانتره مارپیچ جمع آوری شده تنها به ورودی مارپیچ منتقل گردید.

پس از بررسی و ارزیابی سه طرح پیشنهاد شده توسط واحد سیار سیکلون- مارپیچ، مشخص شد که اولاً به علت کم بودن مقدار ذرات نرمه در خوراک واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون، بکارگیری یک هیدروسیکلون در نرمه گیری از خوراک مارپیچ کافی است و ثانیاً در صورت استفاده از هیدروسیکلون در جریان کنسانتره مارپیچ مرحله اول به دلیل دانسیته پایین کنسانتره‌ی ذغال‌سنگ علاوه بر ذرات نرمه (کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون) بخشی از کنسانتره‌ی درشت نیز از دست می رود. در نتیجه، از بین طرح‌های پیشنهادی، طرح ج (شکل ۴) برای اجرا انتخاب گردید. در این طرح، خوراک ابتدا نرمه‌گیری می‌شود و ته‌ریز هیدروسیکلون وارد مارپیچ اول می‌شود. در مرحله بعد کنسانتره آن به مارپیچ دوم خوراک‌دهی می‌شود.

مدار آبگیری از کنسانتره مارپیچ‌های مرحله دوم نیز به واسطه استفاده از ترکیب سانتریفیوژ و فیلتر تغییر داده شد (شکل ۵). ته ریز سانتریفیوژ که دارای رطوبت پایینی (حدود ۸۰ ٪ جامد) است، به نوار نقاله کنسانتره واحد فلوتاسیون اضافه گردید و جریان پساب سانتریفیوژ برای آبگیری به فیلترها فرستاده شد. شکل ۶ مدار های ساده شده واحد سیکلون-مارپیچ بخش فلوتاسیون را قبل و بعد از اجرای طرح نشان می‌دهد.



شکل۵: طرح پیشنهادی برای آبگیری از جریان کنسانتره مارپیچ‌های مرحله دوم



شکل۶ : مدار ساده شده واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون (الف) پیش از اجرای طرح و (ب) پس از اجرای طرح

۳- ارائه یافته‌ها و تحلیل نتایج

۳-۱- بررسی عملکرد واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون

این واحد (شکل ۲) برای جداسازی و فرآوری ذرات درشت موجود در خوراک فلوتاسیون مورد استفاده قرار می‌گیرد. جدول ۱ دانه بندی و درصد خاکستر تجمعی جریان‌های خوراک و ته ریز سیکلون واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون و کنسانتره مارپیچ بخش فلوتاسیون را نشان می‌دهد. به علت بالا بودن مقدار خاکستر (۱۶/۸ ٪) ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون در کنسانتره مارپیچ‌های این واحد، مقدار خاکستر کلی کنسانتره در حدود ۱۸ درصد یعنی خیلی بیش از حد مجاز (حد مجاز برابر با ۱۱ ٪) بود. بنابراین کنسانتره‌ی این واحد نمی توانست به عنوان کنسانتره‌ی نهایی کارخانه مورد استفاده قرار گیرد. برای رفع این مشکل و همچنین نیاز به آبگیری از این جریان، کنسانتره مارپیچ‌ها وارد سرند های ۰/۵ میلی متر می‌شدند. با توجه به جدول ۱، حدود ۵۶ درصد از کنسانتره مارپیچ‌های این واحد را ذرات کوچک‌تر از ۰/۵ میلی متر تشکیل می‌دادند. این ذرات پس از حذف از کنسانتره، برای فرآوری مجدد به ابتدای مدار بازگشته و به خوراک هیدروسیکلون این واحد اضافه می‌شدند (شکل ۲).

همان گونه که اشاره شد، مشکلی که در این مدار وجود داشت این بود که بخشی از ذرات کوچک‌تر از ۰/۵ میلی‌متر موجود در کنسانتره مارپیچ، هیچ گاه به جریان روی سرند ۰/۵ میلی متر منتقل نمی‌شدند تا به عنوان کنسانتره نهایی از مدار خارج گردند. البته در اینجا باید به این نکته توجه داشت که اشکال در سرندکنی این جریان نیست بلکه اشکال در اینجاست که این جریان نباید سرند شود. چون با سرند کردن این جریان، ذرات کوچکتر از ۰/۵ میلیمتر (جریان زیر سرند) به ابتدای مدار سیکلون- مارپیچ بازگردانده می شوند. این ذرات بعد از جدایش دوباره وارد همین سرند ۰/۵ میلیمتر می شوند و برای بار دوم به زیر سرند انتقال می یابند و دوباره به ابتدای مدار سیکلون- مارپیچ بازگردانده می شوند. در نتیجه یک چرخه بیهوده

تشـکیل می‌شـد و آن قدر مواد به گردش خود ادامه می‌دادند تا بر اثر پمپ شـدن و برخورد به دیواره‌ها خرد شـده و از سـرریز هیدروسیکلون خارج گردند و وارد واحد فلوتاسیون شوند.

جدول ۱ : دانه بندی و میزان خاکستر خوراک، ته ریز هیدروسیکلون و کنسانتره واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون

اندازه (µm)	خوراک هیدروسیکلون		ته ریز هیدروسیکلون (خوراک مارپیچ)		کنسانتره مارپیچ	
	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)
+۱۰۰۰	۲/۸	۱۱/۲	۱۰/۴	۱۰/۸	۱۵/۱	۱۲/۵
۵۰۰ -۱۰۰۰	۱۲/۷	۱۱/۳	۳۳/۷	۱۳/۶	۳۰/۷	۱۲/۳
۱۵۰ -۵۰۰	۴۵/۶	۱۵/۸	۴۰/۱	۲۱/۵	۴۳	۱۴/۲
۷۵ -۱۵۰	۲۲/۸	۲۰/۴	۹/۲	۲۴/۷	۶/۹	۱۵/۹
-۷۵	۱۶	۲۴/۳	۶/۷	۲۶/۵	۶/۱	۱۷/۹

این بدین معناسـت، که ۵۶ درصـد از کنسانتره نهایی این واحد که می‌توانسـت به عنوان کنسـانتره ی نهایی از مدار کارخانه خارج گردد، وارد مدار فلوتاسـیون می‌شـد. با توجه به جدول ۱ در حدود ۸۴ درصد از خوراک هیدروسیکلون را ذرات کوچک‌تر از ۰/۵ میلی‌متر تشـکیل می‌دادند که بخشـی از این مقدار (۱۶ درصد) مربوط به گردش بیهوده ایجاد شده در مدار بود.

با توجه به جدول ۱ مشاهده می شود که درصد خاکستر خوراک و ته ریز هیدروسـیکلون به ترتیب برابر با ۲۴/۳ و ۲۶/۵ درصـد است. پس هیدروسیکلون نه تنها هیچ نقشی در افزایش کیفیت خوراک نـدارد، بلکه باعث بالا رفتن محتوای خاکسـتر نیز می شود.

بـا نگـاه دقیق‌تر به مقدار وزنی ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون (۱۵/۹ درصـد در خوراک مارپیچ و ۱۳ درصـد در کنسـانتره مارپیچ) مشـخص می شـود که قسـمت اعظم این ذرات به کنسـانتره را پیدا کرده‌اند. مقدار ۱۵/۹ درصد ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون موجود در خوراک مارپیچ باعث افزایش ۵ درصدی (از مقدار ۲۱/۵ به ۲۶/۵ درصـد) شـده اسـت. در کنسـانتره‌ی مـارپیچ بـه علـت وجود ۱۳ درصـد ذرات کوچـک‌تر از ۱۵۰ میکرون، یـک افزایش ۳/۷ درصـدی (از مقـدار ۱۴/۲ تا ۱۷/۹ درصـد) در مقدار خاکسـتر مشاهده می‌شود. بنابراین، با توجه به مطالب بالا این نتیجه حاصـل می شـود که اولاً قسمت اعظم ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون به کنسـانتره‌ی مارپیچ راه می یابند و ثانیاً مارپیچ در جداسـازی این محدوده‌ی ابعادی بسـیار ضعیف عمل می کند.

علت این امر را می توان در دنباله روی ذرات بسـیار ریز از آب بیان کرد. با اندازه گیری مقدار درصـد جامد جریان‌های ته‌ریز هیدروسـیکلون (خوراک مارپیچ) و کنسانتره مارپیچ (۴۵ درصد در خوراک و ۳۸ درصـد در کنسـانتره مارپیچ) و در نظر گرفتن دبی این جریان‌ها (m^3/h ۷۱/۱ در خوراک و m^3/h ۵۰/۵ در کنسانتره‌ی مارپیچ) و همچنین انجام محاسبات مربوط به مقدار دبی آب موجود در جریـان‌هـای خوراک و کنسـانتره‌ی مارپیچ مشخص می گردد که از مقدار m^3/h ۳۹ آب موجود در خوراک مـارپیچ، در حدود m^3/h ۳۱ آب به کنسـانتره راه پیدا کرده اسـت. به همین دلیل می توان گفت که بیشـتر آب موجود در خوراک مارپیچ به کنسانتره‌ی آن راه یافته است. ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون نیز به دلیل اندازه‌ی بسـیار ریزی که دارند، در جریـان‌هـای مختلف از آب دنبـاله روی می کنند و چون بخش اعظم آب موجود در خوراک مارپیچ وارد کنسـانتره‌ی آن شـده اسـت، مقـدار زیادی از از ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون نیز

بدون اینکه در مارپیچ مورد جداسازی قرار گیرند، وارد جریان کنسانتره می شوند.

این مسئله اهمیت استفاده از هیدروسیکلون در ابتدای مدار را مشخص می‌کند زیرا با وجود این که مقدار خاکستر کلی در ته‌ریز هیدروسیکلون نسبت به خوراک ورودی آن ۲ درصد افزایش (از مقدار ۲۴/۳٪ به ۲۶/۵٪) داشته، ولی مقدار ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون را از ۳۸/۸٪ در خوراک ورودی به ۱۵/۹٪ در ته ریز هیدروسیکلون کاهش یافته است.

۳-۲- نتایج حاصل از امکان سنجی طرح‌های پیشنهادی در واحد سیار سیکلون- مارپیچ

پس از ارائه طرح‌های پیشنهادی برای رفع مشکل موجود در مدار سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون، کارآیی هر یک از این طرح‌ها به صورت جداگانه در واحد سیار سیکلون- مارپیچ مورد بررسی قرار گرفت. جدول ۲ مشخصات کنسانتره نهایی طرح‌های (الف) و (ب) را در واحد سیار سیکلون- مارپیچ نشان می‌دهد. طرح (الف) مربوط به استفاده از مدار سیکلون دو مرحله‌ای در خوراک مارپیچ مرحله‌ی اول و طرح (ب) مربوط به استفاده از سیکلون دوم در جریان کنسانتره‌ی مارپیچ مرحله‌ی اول است.

جدول ۲ : دانه بندی و میزان خاکستر کنسانتره نهایی طرح‌های پیشنهادی (الف) و (ب)

اندازه (µm)	کنسانتره نهایی طرح (الف)		کنسانتره نهایی طرح (ب)	
	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)
+۱۰۰۰	۲۳/۴	۹/۵	۲۸/۲	۱۰/۵
۵۰۰ -۱۰۰۰	۳۲/۷	۹/۳	۴۲/۵	۱۰/۹
۱۵۰ -۵۰۰	۲۴/۵	۱۰/۷	۲۴/۲	۱۱/۲
۷۵ -۱۵۰	۴/۸	۱۱/۶	۲/۸	۱۱/۸
-۷۵	۴/۶	۱۳/۳	۲/۳	۱۲/۷

بررسی اطلاعات جدول ۲ نشان می‌دهد که درصد خاکستر کلی کنسانتره نهایی در طرح (الف) (۱۳/۳) نسبت به طرح (ب) (۱۲/۷)، تفاوت چندانی ندارد. مقدار ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون در کنسانتره‌ی نهایی طرح (الف) و (ب) به ترتیب برابر با ۹/۴ و ۵/۱ درصد است، بنابراین در هر دو طرح (الف) و (ب) مقدار ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون کاهش داشته است (نسبت به خوراک ورودی به مدار که مقدار ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون در آن در حدود ۳۸/۸ درصد است). اما این در حالی است که در صورت استفاده از تنها یک هیدروسیکلون به منظور نرمه گیری، مقدار ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون از ۳۸/۸ درصد در خوراک هیدرو سیکلون به مقدار ۱۳ درصد در کنسانتره‌ی مارپیچ مرحله اول کاهش یافته است. بعلاوه همان طور که قبلاً بیان شد، چون ذرات ذغال‌سنگ دارای دانسیته بسیار پایینی ($1/4\ g/cm^3$) هستند، در فرآیند طبقه بندی داخل هیدروسیکلون بخشی از ذرات ذغال‌سنگ به سرریز راه می یابند. افزایش درصد خاکستر (۱۰/۹) ذرات درشت (۵۰۰µm +) در کنسانتره طرح (ب) به دلیل راهیابی بخشی از ذرات ذغال با کیفیت (که دارای دانسیته بسیار پایین‌تری ($1/4\ g/cm^3$) نسبت به ذرات گانگ ($2/7\ g/cm^3$) هستند) به سر ریز هیدروسیکلون می باشد. بنابراین در نهایت با توجه به دلایل ذکر شده و استفاده از هیدروسیکلون دوم دارای توجیه اقتصادی نبود. با بررسی‌های انجام گرفته روی طرح (الف) مشخص گردید که استفاده از هیدروسیکلون دوم تنها در مواردی توجیه فنی دارد که مقدار ذرات نرمه کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون زیاد (بیش از ۲۵ درصد) باشد. در آزمایشی که روی یک خوراک با مقدار ۳۰ درصد ذرات کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون انجام شد، مشاهده گردید که استفاده از هیدروسیکلون دو مرحله ای به جای یک مرحله هیدروسیکلون، در حدود ۸ درصد مقدار خاکستر کلی کنسانتره نهایی را کاهش می‌دهد.

۳-۳- نتایج حاصل از اجرای طرح دو مرحله‌ای کردن مارپیچ‌های بخش فلوتاسیون

نتایج بدست آمده از اجرای طرح (ج) در جدول ۳ آمده است. با مقایسه‌ی جدول‌های ۲ و۳ مشخص می شود که مقدار خاکستر ذرات بزرگتر از ۵۰۰ میکرون در کنسانتره نهایی مارپیچ‌ها با اجرای طرح (ج) برابر با ۸/۳ درصد است. این در حالی است که مقدار خاکستر این محدوده‌ی ابعادی در کنسانتره‌ی نهایی مارپیچ‌ها در طرح‌های (الف) و (ب) به ترتیب برابر با ۹/۳ و

۱۰/۹ درصد بود. این مطلب خود تصدیقی بر مسئله‌ی راه یافتن بخشی از ذرات درشت ذغال‌سنگ به سرریز هیدروسیکلون می باشد. مقایسه اطلاعات جدول‌های ۱ و ۳ نشان می‌دهد که با تغییر مدار واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون و دو مرحله‌ای شدن مارپیچ‌ها مقدار خاکستر کنسانتره نهایی مارپیچ از مقدار ۱۷/۹ (مدار قبلی واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون) به ۱۰/۷ درصد کاهش یافت. ضمناً مقدار ذرات ریز (کوچک‌تر از ۵۰۰ میکرون) در خوراک هیدروسیکلون از مقدار ۸۴/۴ ٪ به ۶۸/۵ ٪ کاهش پیدا کرد. این کاهش مقدار ذرات کوچک‌تر از ۵۰۰ میکرون در خوراک هیدروسیکلون، نتیجه مستقیم حذف گردش بیهوده ذرات بود. در نتیجه حذف چرخش بیهوده ذرات باارزش، به علت جلوگیری از تولید نرمه در طی چرخش ذرات ریز، مقدار خاکستر کلی خوراک هیدروسیکلون این واحد نیز از مقدار ۲۴/۳٪ به ۲۱/۷٪ کاهش پیدا کرد.

برای تعیین مقادیر بهینه یک طرح آزمایشی (سه عامل تناژ خوراک، درصد جامد خوراک و موقعیت دریچه کنسانتره در سه سطح) اجرا گردید. مقادیر بهینه برای درصد جامد و دبی خوراک ورودی به مارپیچ به ترتیب ۴۰ و ۲ تن بر ساعت بدست آمد. موقعیت دریچه هم بر حسب نیاز تنظیم می شود. با استناد به این نتایج، برای تنظیم درصد جامد مطلوب یک شیر آب تازه در جریان کنسانتره‌ی مرحله‌ی اول نصب گردید. به منظور تامین دبی بهینه برای هر مارپیچ، با توجه به دبی کلی جریان کنسانتره‌ی مرحله‌ی اول (۱۹/۲ تن بر ساعت)، برای واحد مارپیچ‌های ثانویه تعداد سه عدد مارپیچ سه تایی (در کل عدد ۹ مارپیچ) نصب گردید.

جدول ۳ : دانه بندی و میزان خاکستر خوراک هیدروسیکلون، کنسانتره مارپیچ مرحله اول و مرحله دوم پس از اجرای طرح (ج)

اندازه (µm)	خوراک هیدروسیکلون		کنسانتره مارپیچ مرحله اول		کنسانتره مارپیچ مرحله دوم	
	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)	درصد وزنی	درصد خاکستر (تجمعی)
+۱۰۰۰	۹/۲	۱۰/۸	۲۳/۳	۱۰/۱	۲۳/۵	۷/۶
۵۰۰ -۱۰۰۰	۲۲/۴	۱۲/۳	۳۶/۶	۱۱/۴	۴۱/۵	۸/۳
۱۵۰ -۵۰۰	۳۷/۵	۱۷	۳۲/۳	۱۳/۹	۲۸/۳	۹/۲
۷۵ -۱۵۰	۱۲/۵	۱۷/۹	۴/۴	۱۵/۲	۳/۷	۹/۷
-۷۵	۱۸/۵	۲۱/۷	۳/۳	۱۶/۲	۳/۳	۱۰/۷

همچنین به علّت حذف بخشی از ذرات ریز (کوچک‌تر از ۵۰۰ میکرون) از خوراک هیدروسیکلون، کارآیی هیدروسیکلون افزایش یافت. به طوری که مقدار ذرات ریز (کوچک‌تر از ۱۵۰ میکرون) موجود در خوراک مارپیچ و به تبع آن در کنسانتره نیز از مقدار ۱۳ ٪ به ۷/۷٪ کاهش پیدا کرد. این امر باعث شد که میزان خاکستر کنسانتره مارپیچ مرحله اول در حدود ۲ درصد (از مقدار ۱۷/۹ ٪ به ۱۶/۲ ٪) کاهش یابد. به منظور جلوگیری از هدرروی ذغال موجود در باطله مارپیچ‌های مرحله دوم بخش فلوتاسیون (با خاکستر ۴۴ درصد)، این جریان به یک واحد سیکلون- مارپیچ که برای فرآوری بخش درشت باطله واحد فلوتاسیون بکار می‌رفت، فرستاده شد.

حذف گردش مواد باارزش در واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون، باعث کاهش تناژ ورودی از مقدار ۷۰ t/h به ۵۶ t/h در این بخش گردید. در نتیجه این کاهش تناژ، یک ظرفیت خالی (در حدود ۲۰ درصد) در این بخش به وجود آمد. به همین دلیل کنسانتره واحد سیکلون- مارپیچ ته ریز کلاسیفایر ابتدای مدار کارخانه که دارای مشخصاتی مشابه با خوراک واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون (خاکستر ۲۴ درصد) بود، به خوراک این واحد اضافه شد.

۴- نتیجه گیری

– با تغییر مدار واحد سیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون

کـارخانه ذغال‌شـــویی زرند، مقدار ذرات باارزش که در چرخش بود، از ۵۶ ٪ به ۵٪ کاهش داده شد.

– با دو مرحله ای کردن جدایش در مارپیچ‌ها، مقدار خاکســـتر کنســـانتره نهایی مارپیچ از مقدار ۱۷/۹ به ۱۰/۷ درصـــد کاهش یافت.

– حذف گردش مواد باارزش در واحد ســـیکلون- مارپیچ بخش فلوتاسیون، باعث افزایش ۱۴ تن بر ساعت به ظرفیت این بخش و کاهش نســـبی ۱۸ درصـــدی ذرات بین ۱۵۰ تا ۵۰۰ میکرون خوراک هیدروسیکلون گردید.

– مقـادیر بهینـه برای درصـــد جامد و دبی خوراک ورودی به مارپیچ به ترتیب ۴۰ و ۲ تن بر ساعت تعیین شد.

۵- تقدیر و تشکر

نویســندگان از شرکت ذغال‌سنگ کرمان و کارخانه ذغال شویی زرنـد، بـه جهـت فراهم آوردن امکـان انجام این تحقیق و اجازه انتشار مقاله تقدیر و تشکر می‌نمایند.

۶- مراجع

[1] Honaker, R.Q.; Jain, M.; Parekh, B.K.; Saracoglu, M.; 2007; *"Ultrafine coal cleaning using spiral concentrators"*; Minerals Engineering 20, pp. 1315–1319.

[2] Phillips, D.I.; 1998; *"Optimum processing of 1 mm by zero coal"*; Doctoral Dissertation, University of Virginia, USA.

[3] Das, S.K.; Godiwalla, K.M.; Panda, L.; Bhattacharya, K.K.; Singh, R.; Mehrotra, S.P.; 2007; "*Mathematical modeling of separation characteristics of a coal-washing spiral*"; International Journal of Mineral Processing, Vol. 84, pp. 118–132.

[4] Kapur, P.C.; Meloy, T.P.; 1998; "*Spirals Observed*"; International Journal of Mineral Processing, Vol. 53, pp. 15-28.

[5] Luttrell, G.H.; Kohmuench, J.N.; Stanley, F.L.; Trump, G.D.; 1999; "*An evaluation of multi-Stage spiral circuits*"; Proceedings, 16th International Coal Preparation Conference and Exhibit, Lexington, Kentucky, April 27-29, 1999, pp. 79–88.

[6] Holland-Batt, A.B.; 1994; "*The effect of feed rate on the performance of coal spirals*"; Coal Preparation, Vol. 14, pp. 199-222.

[7] Mishra, B.K.; Tripathy, A.; 2010; "*A preliminary study of particle separation in spiral concentrators using DEM*"; International Journal of Mineral Processing, Vol. 94, pp. 192–195.

[8] Sivamohan, R.; and Forssberg, E.; 1985; "*Principles of spiral concentration*"; International Journal of Mineral Processing, Vol. 15, pp. 173–181.

[9] Atasoy, Y.; and Spottiswood, D.J.; 1995; "*A study of particle separation in a spiral concentrator*"; Minerals Engineering, Vol. 8, pp. 1197–1208.

[10] Holland-Batt, A.B.; 2009; "*A method for the prediction of the primary flow on large diameter spiral troughs*"; Mineral Engineering, Vol. 22, pp. 352-356.

[11] Tripathy, S.K.; Murthy, Y.R.; 2012; "*Modeling and optimization of spiral concentrator for separation of ultrafine chromite*"; Powder Technology, Vol. 221, pp. 387-394.

[12] Doheim, M.A.; Abdel Gawad, A.F.; Mahran, G.M.A.; Abu-Ali, M.H.; and Rizk, A.M.; 2013; "*Numerical simulation of particulate-flow in spiral separator: part I. Low solid concentration (0.3% and 3% solids*"; Applied Mathematical Modeling, Vol. 37, pp. 198-215.

[13] MacNamara, L.; Addison, F.; Miles, N.J.; Bethell, P. and Davies, P.; 1995; "*The application of new configurations of coal spirals*"; Proceedings, 12th International Coal

[21] Ranjbar, M.; 2002; "*Design, construction and installation of a group of hydrocyclones to improve the efficiency of spiral by reduction of fine particle in its feed at the Zarand coal washing plant*"; M. Eng. Thesis, Mining Engineering Department, Shahid Bahonar University of Kerman.

[22] Mills, C.; 1978; "*Process design, scale-up and plant design for gravity concentration*"; Mineral Processing Plant Design, AIMME, New York.

[23] Holland-Bott, A, B.; 1989; "*Spiral separation: theory and simulation*"; Trans. Instn. Min. Metall, 98.

[24] Matthews, B.W.; Holtham, P.N.; Fletcher, C.A.; Golab, K, Partridge, A.C.; 1998; "*Computational and experimental investigation of spiral concentrator flows*"; Proc. XIII Int. Coal Prep, Congress, Brisbane, Australia, 965-979.

[25] Matthews, B.W.; 1999; "*Computations of spiral concentrator flows*"; Ph.D. Thesis, University of New South Wales, Australia.

[26] Matthews, B. W.; Fletcher, C. A.; Patridge, T. C.; 1999; "*Particle flow modeling on spiral concentrators: benefits of dense media for coal processing*"; CSIRO (pp. 211-216). Melbourne, Australia: CSIRO.

[27] Mac Hunter, D. M.; Richards, R. G.; Palmer, M. K.; 2003; "*Improved gravity separation system utilizing spiral separation incorporating new design parameters and features*"; Heavy Minerals 2003, Johannesburg, South Africa.

[28] Honaker, R.Q.; Boaten, F.; Lutterll, G.H.; 2007; "*Ultrafine coal classification using 150mm gMax cyclone circuits*"; Minerals Engineering 20, pp. 1218–1226.

Preparation Conference and Exhibit, Lexington, Kentucky, May 2-4.

[14] MacNamara, L.; Toney, T.A.; Moorhead, R.G.; Miles, N.J.; Bethell, P. and Everitt, B.; 1996; "*On site testing of the compound spiral*"; Proceedings, 13th International Coal Preparation Conference and Exhibit, Lexington, Kentucky, April 30-May 2.

[15] Weldon, W.S. and MacHunter, R.M.G.; 1997; "*Recent advances in coal spiral development*"; SME Annual Meeting, Denver, Colorado, Preprint No. 97-82, Feb. 24-27.

[16] Hadi Panah, M.; 2008; "*An investigation of parameters influencing the performance of spirals at the Zarand coal washing plant*"; M. Eng. Thesis, Mining Engineering Department, Tarbiat Modares University.

[17] Mozafari, P.; 2002; "*An investigation into ways of ash reduction of jigging circuit at the Zarand coal washing plant*"; M. Eng. Thesis, Mining Engineering Department, Shahid Bahonar University of Kerman.

[18] Forutan, M.; 2009; "*An investigation of the ways of increasing the capacity of Zarand coal washing plant*"; M. Eng. Thesis, Mining Engineering Department, Shahid Bahonar University of Kerman.

[19] Javeri, M.; 2008; "*Optimization of flotation- spiral circuit of Zarand coal washing plant*"; M. Eng. Thesis, Mining Engineering Department, Shahid Bahonar University of Kerman.

[20] Khosh Akhlagh, A. ; 2010; "*Design and construction of a mobile cyclone- spiral separation unit for the Zarand coal washing plant*"; M. Eng. Thesis, Mining Engineering Department, Shahid Bahonar University of Kerman.

*نویسنده مسئول مکاتبات