

شبیه‌سازی مدار شستشوی فلو تاسیون ستونی کارخانه فرآوری مس میدوک

محمد مسینایی^۱، سعید عباسی میمند^۲

۱- دانشیار، گروه مهندسی معدن، دانشگاه بیرجند، بیرجند
۲- کارشناسی ارشد، گروه مهندسی معدن، دانشگاه بیرجند، بیرجند

(دریافت ۱۳۹۸/۱۲/۱۶، پذیرش ۱۳۹۹/۰۳/۳۱)

چکیده

مدار فلو تاسیون کلینر (شستشو) کارخانه فرآوری مس میدوک شامل ۳ سلول ستونی موازی به قطر ۴ متر و ارتفاع ۱۲ متر است. کنسانتره تولیدی مدار کلینر محصول نهایی کارخانه است. در صورت مطلوب نبودن عیار کنسانتره مدار کلینر (کمتر از ۳۰٪)، محصول آن برای پرعیارسازی بیشتر وارد مدار ری کلینر (شستشوی مجدد) شامل ۳ سلول ستونی موازی به قطر ۳٫۲ متر و ارتفاع ۱۲ متر می‌شود. هدف از پژوهش حاضر، شبیه‌سازی مدار فلو تاسیون کلینر کارخانه فرآوری مس میدوک با استفاده از نرم‌افزار USIM PAC با هدف افزایش کارایی متالورژیکی فرآیند است. پارامترهای مدل‌ها شامل ثوابت نرخ شناورسازی ذرات (k_p و k_s)، تابع توزیع زمان ماند ذرات (RTD)، ماندگی گاز در زون جمع‌آوری (ϵ_p)، ابعاد حباب‌های هوا (d_p)، بازیابی زون جمع‌آوری (R_p) و زون کف (R_b) به همراه پارامترهای عملیاتی و هندسی مدار تعیین گردید. ثوابت نرخ شناورسازی از برازش مدل سینتیک تندشناور و کندشناور به داده‌های فلو تاسیون آزمایشگاهی، تابع توزیع زمان ماند سلول‌های ستونی به کمک ردیاب (محلول اشباع کلرید سدیم، NaCl)، ماندگی گاز در زون جمع‌آوری سلول‌های ستونی به روش اختلاف فشار، ابعاد حباب‌های هوا به روش دریافت فلاکس و بازیابی زون کف از طریق اندازه‌گیری تغییرات دبی جرمی کنسانتره در عمق‌های کف مختلف و برون‌یابی به عمق کف صفر محاسبه شدند. از مجموع ۵ مرحله نمونه‌برداری از مدار، ۳ مرحله برای کالیبراسیون و ۲ مرحله برای اعتبارسنجی مدل‌ها استفاده شد. نتایج شبیه‌سازی نشان داد که دبی جرمی جامد، عیار مس و توزیع ابعادی جریان‌های کنسانتره و باطله ستون‌های کلینر با دقت قابل قبولی قابل پیش‌بینی است. افزایش تعداد ستون‌های کلینر در مدار باعث افزایش بازیابی (از ۴۵٫۶۷ به ۵۴٫۶۴ درصد) و کاهش عیار کنسانتره نهایی (از ۲۶٫۱۷ به ۲۴٫۲۲ درصد) گردید. افزودن ستون‌های ری کلینر باعث افزایش قابل ملاحظه عیار کنسانتره نهایی (از ۲۶٫۱۷ به ۳۶٫۹۹ درصد در مداری شامل ۲ کلینر و از ۲۴٫۲۲ به ۳۶٫۱۳ درصد در مداری شامل ۳ کلینر) شد. نتایج شبیه‌سازی اثر درصد جامد خوراک بر کارایی ستون‌های کلینر نشان داد که افزایش درصد جامد باعث کاهش بازیابی مس در همه فراکسیون‌های ابعادی گردید. بهترین ترکیب ستون‌های کلینر و ری کلینر برای دستیابی به عیار کنسانتره نهایی حداقل ۳۰٪ با بازیابی مطلوب پیشنهاد گردید.

کلمات کلیدی

فلو تاسیون ستونی، مدلسازی، شبیه‌سازی، کارایی متالورژیکی.

۱- مقدمه

کردند [۱۲].

ویلینوه^۵ و همکاران در پژوهشی به چالش‌ها و پیچیدگی‌های مدل‌سازی مدارهای فلوتاسیون صنعتی پرداختند. به عقیده آنها مدل‌های موجود در نرم‌افزار شبیه‌سازی USIM PAC قادر به مدل‌سازی و شبیه‌سازی دقیق مدارهای فلوتاسیون است [۱۳]. هارت^۶ و همکاران شبیه‌سازی با هدف بهینه‌سازی مدار خریدار کارخانه فرآوری کادیا هیل^۷ را انجام دادند. نتایج این تحقیق نشان داد که افزایش میزان شارژ گلوله آسیای نیمه‌خودشکن به ۱۴٪، کاهش تعداد لیفترهای بدنه (به ۵۲)، افزایش زاویه لیفترها (به ۳۰ درجه) و کاهش ابعاد ذرات ورودی (از $d_{80}=100\text{ mm}$ به $d_{80}=80\text{ mm}$) باعث افزایش ظرفیت مدار خریدار می‌شود [۱۴].

لیو^۸ و اسپنسر^۹ یک شبیه‌ساز دینامیکی را برای شبیه‌سازی مدارهای خریدار توسعه دادند [۱۵]. یاناتوس و همکاران تکنیکی را برای شبیه‌سازی و مدل‌سازی مدارهای فلوتاسیون رافر پیشنهاد دادند. اساس این روش بر اندازه‌گیری بازیابی زون جمع‌آوری و زون کف، ثوابت سرعت شناورسازی و زمان ماند ذرات در فرآیند است [۱۶].

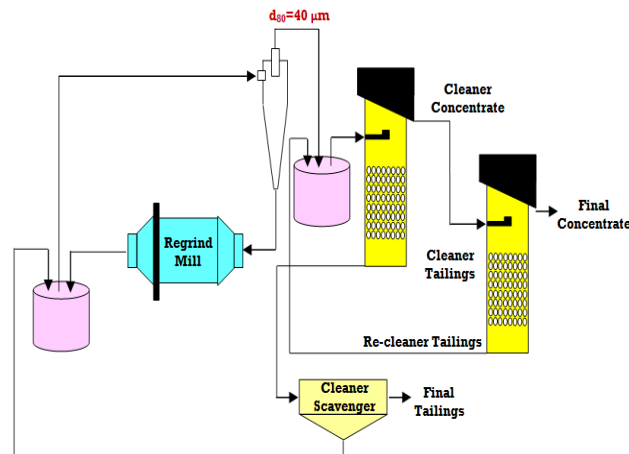
در سال‌های اخیر از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) برای مدل‌سازی برخورد و اتصال ذره به حباب و همچنین پیش‌بینی ثابت نرخ شناورسازی ذرات استفاده شده است [۲۰-۱۷].

هدف از پژوهش حاضر، شبیه‌سازی مدار فلوتاسیون کلینر (شستشو) کارخانه فرآوری مس میدوک با هدف افزایش کارایی متالورژیکی فرآیند است. شکل ۱ شماتیکی از مدار فلوتاسیون کلینر و ری کلینر کارخانه فرآوری مس

سلول‌های فلوتاسیون ستونی از دهه ۱۹۸۰ در مدارهای کلینر^۱ (شستشو) و ری کلینر^۲ (شستشوی مجدد) جایگزین سلول‌های مکانیکی شدند. طراحی خاص این سلول‌ها به علاوه سیستم آب شستشوی استفاده شده در سطح کف، امکان تولید کنسانتره‌ای با عیار بالاتر از سلول‌های مکانیکی را فراهم کرده است. سلول‌های ستونی صنعتی معمولاً به ارتفاع در حدود ۱۲ متر و قطرهای ۱ تا ۴ متر ساخته می‌شوند. مقطع ستون‌ها عمدتاً دایره‌ای و در بعضی موارد مستطیلی یا مربعی است. سلول‌های ستونی از دو زون جمع‌آوری و کف تشکیل شده‌اند. زون جمع‌آوری از سطح حباب‌ساز تا فصل مشترک و زون کف از فصل مشترک تا سطح سلول را شامل می‌شود [۴-۱].

با توجه به حساسیت زیاد سلول‌های ستونی به تغییر در شرایط عملیاتی، کنترل پیوسته و دقیق آن اهمیت بسزایی دارد [۵]. سرعت ظاهری گاز (نسبت دبی هوادهی به سطح مقطع ستون)، ماندگی گاز (نسبت حجم گاز به حجم پالپ) و ابعاد حباب‌های هوا از جمله مهم‌ترین پارامترهای هیدرودینامیکی موثر بر کارایی متالورژیکی سلول‌های ستونی‌اند [۶].

امروزه از مدل‌سازی و شبیه‌سازی برای طراحی و بهینه‌سازی کارایی متالورژیکی کارخانه‌های فرآوری مواد معدنی استفاده می‌شود. USIM PAC، MODSIM و JKSimMet از جمله مهم‌ترین نرم‌افزارهای شبیه‌سازی تجاری مورد استفاده برای بهینه‌سازی مدارهای مختلف خریدار و پرعیارسازی‌اند [۷-۱۱]. سودرمن^۳ و همکاران از USIM PAC برای شبیه‌سازی و طراحی کارخانه فرآوری سنگ آهن کیرونا^۴ در سوئد استفاده



شکل ۱: فلوشیت مدار فلوتاسیون کلینر و ری کلینر کارخانه میدوک

(۴) بازیابی زون جمع‌آوری (R_p) و زون کف (R_f)
 (۵) آنالیز مس در فراکسیون‌های ابعادی مختلف خوراک، کنسانتره و باطله
 (۶) پارامترهای هندسی (قطر ستون، ارتفاع زون جمع‌آوری ستون) و عملیاتی (تعداد ستون‌های در مدار، سرعت ظاهری گاز، سرعت ظاهری بایاس، عمق کف، درصد جامد، pH، دبی حجمی جریان باطله) ستون‌ها
 ۵ مرحله نمونه‌برداری کامل از مدار برای شبیه‌سازی انجام شد. از ۵ مرحله نمونه‌برداری، ۳ مرحله به صورت تصادفی برای کالیبراسیون و ۲ مرحله جهت اعتبارسنجی مدل‌ها استفاده شد. در هر مرحله نمونه‌برداری پس از تنظیم پارامترهای عملیاتی ستون (از قبیل سرعت هوادهی، عمق کف، درصد جامد پالپ و pH) در سطوح مطلوب، نمونه‌برداری از جریان‌های خوراک، کنسانتره و باطله مدار انجام گردید. در خلال فرآیند نمونه‌برداری، سایر پارامترهای مورد نیاز فرآیند شبیه‌سازی از قبیل ماندگی گاز زون جمع‌آوری، ماندگی گاز فصل مشترک و دانسیته پالپ در زون جمع‌آوری نیز اندازه‌گیری و تعیین شدند. نمونه‌های خوراک، کنسانتره و باطله مدار برای تعیین درصد جامد، دانه‌بندی و عیارسنجی هر فراکسیون به آزمایشگاه ارسال گردید.

۳- نتایج و بحث

۳-۱- شناسایی خوراک ورودی مدار کلینر

آنالیز شیمیایی خوراک مدار کلینر کارخانه فرآوری مس میدوک نشان داد که متوسط عیار مس کل، مس اکسیدی، آهن و مولیبدن در این جریان به ترتیب ۱۴٫۵، ۰٫۷۴، ۲۹٫۴۴ و ۰٫۲۳ درصد است. نتایج آنالیز کانی‌شناسی نشان داد که کانی‌های عمده حاوی مس در خوراک مدار کلینر به ترتیب شامل کالکوپیریت ($CuFeS_2$)، کالکوسیت (Cu_2S)، کولیت (CuS) و بورنیت ($CuFeS_4$) است. توزیع دانه‌بندی ذرات درشت (+۴۴ میکرون) به روش آنالیز سرنندی و ذرات ریز (-۴۴ میکرون) به روش سیکلوسایزر انجام شد. منحنی توزیع دانه‌بندی خوراک مدار کلینر در شکل ۲ نشان داده شده است. توزیع جرمی مس کل، مس اکسیدی و آهن در فراکسیون‌های مختلف ابعادی خوراک مدار کلینر در شکل ۳ ارائه شده است. مطابق نتایج ارائه شده، بخش عمده تمرکز عناصر یاد شده در فراکسیون‌های ابعادی ریز (۱۵- میکرون) وجود دارد. این در حالی است که با کاهش ابعاد ذرات، احتمال

میدوک را نشان می‌دهد. کنسانتره مدار رافر قبل از ورود به مرحله کلینر تحت خردایش مجدد در یک آسیای گلوله‌ای مدار بسته با هیدروسیکلون‌های ثانویه قرار می‌گیرد. سرریز هیدروسیکلون‌ها با $d_{80}=40\mu$ به تانک آماده‌سازی مدار کلینر منتقل می‌شود. مدار فلوتاسیون کلینر کارخانه فرآوری مس میدوک شامل ۳ سلول ستونی CISA موازی (۲ سلول در مدار و ۱ سلول جانشین) به قطر ۴ متر و ارتفاع ۱۲ متر است. در صورت مطلوب بودن عیار کنسانتره تولیدی مدار کلینر (حداقل ۳۰٪)، محصول این مدار کنسانتره نهایی کارخانه است و در غیراینصورت کنسانتره مدار کلینر برای پرعیارسازی بیشتر وارد مدار ری کلینر شامل ۳ ستون موازی (۱ یا ۲ ستون در مدار) به قطر ۳٫۲ متر و ارتفاع ۱۲ متر می‌گردد. باطله مدار کلینر وارد مدار کلینر-اسکاونجر شامل پنج سلول مکانیکی (هر یک به حجم ۵۰ مترمکعب) می‌شود. کنسانتره این مدار به تانک آماده‌سازی مرحله نرم‌کنی مجدد و باطله آن همراه با باطله مرحله رافر، باطله نهایی کارخانه را تشکیل می‌دهد. کنسانتره مدار ری کلینر کنسانتره نهایی کارخانه با عیار ۲۸-۳۰٪ است و باطله آن به تانک آماده‌سازی مدار کلینر منتقل می‌گردد.

۲- روش تحقیق

برای شبیه‌سازی مدار کلینر از نرم‌افزار شبیه‌سازی USIM PAC استفاده شد. نرم‌افزار شبیه‌سازی USIM PAC در سال ۱۹۸۶ توسط شرکت فرانسوی BRGM توسعه داده شد. این نرم‌افزار یک شبیه‌ساز حالت پایدار با رابط کاربری سطح بالاست که به مهندسين فرآیند امکان شبیه‌سازی و مدل‌سازی بخش‌های مختلف یک کارخانه فرآوری را می‌دهد. مراحل مختلف فرآیند شبیه‌سازی شامل (۱) طراحی فلوشیت، (۲) وارد کردن اطلاعات عملیاتی و داده‌های آزمایشگاهی مورد نیاز، (۳) موازنه جرم داده‌ها و تعدیل خطاها، (۴) مدل‌سازی و شبیه‌سازی فرآیند به کمک مدل‌های مربوطه، (۵) اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی و (۶) ارائه نتایج به صورت نموداری و جدولی است [۱۰]. برای شبیه‌سازی مدار از مدل‌های سطح ۳ سلول فلوتاسیون ستونی استفاده شد. مهم‌ترین پارامترهای مورد نیاز شبیه‌سازی عبارتند از:

- (۱) ثوابت سینتیک فلوتاسیون: ثوابت نرخ شناورسازی تندشناورها^{۱۱} (k_p) و کندشناورها^{۱۱} (k_s)
- (۲) تابع توزیع زمان ماند ذرات (RTD)
- (۳) ماندگی گاز در زون جمع‌آوری (ε_g)

برای آنالیز مس، مس اکسیدی و آهن به آزمایشگاه شیمی ارسال شدند. آزمایش‌های سینتیک بر روی دو نمونه تکرار شدند. برای محاسبه ثابت سینتیک، داده‌های بازیابی بر حسب زمان به مدل سینتیک فلوتاسیون تندشناور و کندشناور مطابق رابطه زیر برازش داده شدند:

$$R(t) = (1 - \phi)(1 - e^{-k_f t}) + \phi(1 - e^{-k_s t}) \quad (1)$$

که در آن:

$R(t)$: بازیابی مس در زمان t (%)

t : زمان فلوتاسیون (min)

k_f : ثابت نرخ شناورسازی ذرات تندشناور (min^{-1})

k_s : ثابت نرخ شناورسازی ذرات کندشناور (min^{-1})

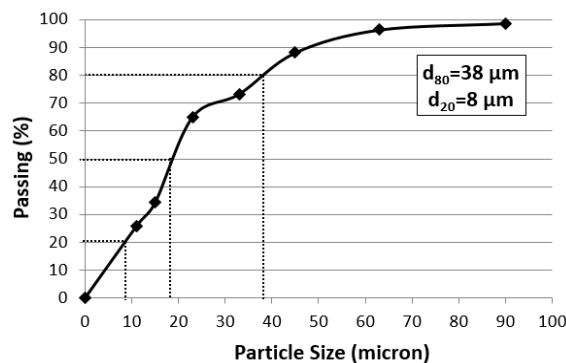
ϕ : درصد وزنی ذرات کند شناور است.

تغییرات بازیابی مس، مس اکسیدی و آهن بر حسب زمان در شکل ۴ نشان داده شده است. مقادیر پارامترهای مدل یاد شده با تکنیک برازش و با استفاده از تابع بهینه‌سازی Solver

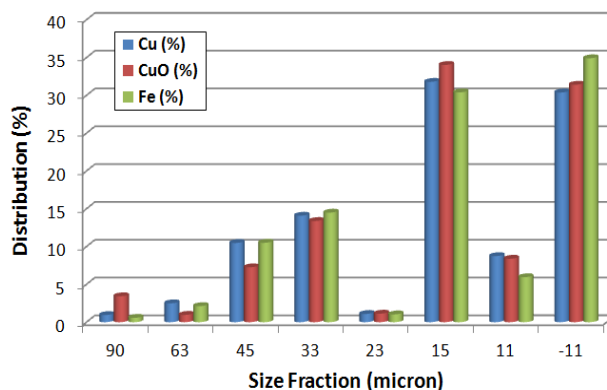
برخورد آن‌ها به حباب‌های هوا (به دلیل اینرسی کم آن‌ها) و بالتبع احتمال بازیابی آنها در فرآیند فلوتاسیون کاهش می‌یابد. ذرات نرمه باارزش همچنین در معرض اکسایش سطحی سریع است که این امر نیز موجبات کاهش بازیابی فرآیند را فراهم می‌سازد.

۳-۲- تعیین ثابت سینتیک فلوتاسیون

برای تعیین ثابت نرخ شناورسازی، تست‌های فلوتاسیون آزمایشگاهی در یک سلول مکانیکی ۵ لیتری با سرعت ۱۱۰۰ rpm بر روی نمونه معرف گرفته شده از خوراک ستون‌های صنعتی انجام شدند. با توجه به اینکه به خوراک ستون‌های کلینر هیچ ماده شیمیایی اضافه نمی‌شود، نمونه گرفته شده از کارخانه بدون افزودن ماده شیمیایی تحت فرآیند شناورسازی قرار گرفت. کفگیری کنسانتره در زمان‌های ۰.۵، ۲، ۵، ۱۰ و ۲۰ دقیقه انجام شد. نمونه‌های کنسانتره و باطله حاصل از آزمایش فلوتاسیون در نهایت پس از خشک‌شدن و توزین



شکل ۲: نمودار توزیع دانه‌بندی خوراک مدار کلینر



شکل ۳: توزیع جرمی عناصر در فراکسیون‌های مختلف ابعادی خوراک مدار کلینر

تغییرات مقادیر هدایت الکتریکی نرمالایز شده به صورت تابعی از زمان در شکل ۵ نشان داده شده است. برآزش توابع توزیع مختلف بر داده‌ها نشان داد که بهترین مدل توصیف‌کننده شرایط اختلاط ذرات در ستون‌های کلینر، مدل تانک‌های سری بزرگ و کوچک (LSTS) و متوسط زمان ماند ذرات در این سلول‌ها ۲۱٫۸۵ دقیقه است. در این مدل، تانک‌های کوچک سری شرایط اختلاط در نقاط خوراک‌دهی و هوادهی و تانک بزرگ شرایط اختلاط در زون جمع‌آوری سلول ستونی را به خوبی شبه‌سازی می‌کنند. این نتایج با سایر یافته‌های مشابه در این زمینه تطابق دارد [۲۲، ۲۱]. پارامترهای مدل تابع توزیع زمان ماند در جدول ۲ ارائه شده است.

جدول ۲: پارامترهای مدل توزیع زمان ماند ستون‌های کلینر

σ_{θ}^2	$\tau_{ave}(\text{min})$	$\tau_1(\text{min})$	$\tau_s(\text{min})$	$\tau_p(\text{min})$
۰٫۸۵	۲۱٫۸۵	۲۰٫۱۷	۰٫۱۶	۱٫۳۵

۳-۴- تعیین ماندگی گاز در زون جمع‌آوری

برای تخمین ماندگی گاز (ε_g) در زون جمع‌آوری ستون‌های کلینر از روش اختلاف فشار استفاده شد. برای این منظور دو فشارسنج در فاصله ۲ متری از یکدیگر در زون جمع‌آوری ستون ۲ نصب شدند (شکل ۶). مقدار ماندگی گاز از رابطه زیر محاسبه شد:

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_{sl} g \Delta L} \quad (2)$$

که در آن:

ΔP : اختلاف فشار (kPa)

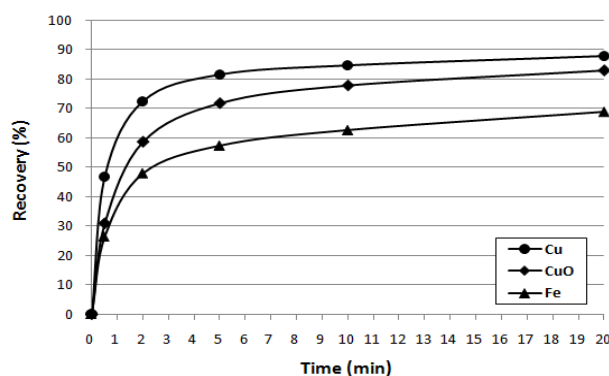
نرم‌افزار اکسل تعیین شدند. مقادیر پارامترهای مدل سینتیک فلوتاسیون تندشناور و کندشناور در جدول ۱ ارائه شده است.

جدول ۱: پارامترهای مدل سینتیک فلوتاسیون

\emptyset	$k_s (\text{min}^{-1})$	$k_f (\text{min}^{-1})$	پارامترهای مدل
۰٫۲۵	۰٫۰۴	۱٫۸۹	تست ۱
۰٫۲۶	۰٫۰۴	۲٫۰۵	تست ۲
۰٫۲۵	۰٫۰۴	۱٫۹۷	متوسط

۳-۳- تعیین تابع توزیع زمان ماند ذرات (RTD)

برای تعیین تابع توزیع زمان ماند ستون‌های کلینر از روش تزریق ردیاب استفاده شد. ردیاب استفاده شده در این آزمایش محلول اشباع نمک طعام (NaCl) بود. با توجه به ریز بودن ابعاد ذرات در مدار کلینر، استفاده از ردیاب مایع تخمین منطقی از متوسط زمان ماند ذرات در سیستم در اختیار ما قرار می‌دهد. آزمایش در یکی از ستون‌های مدار کلینر (ستون شماره ۲) انجام شد. نحوه انجام آزمایش بدین صورت بود که ۱۵۰ کیلوگرم نمک طعام در ۴۰۰ لیتر آب حل شد و محلول حاصل به صورت آنی در ورودی سیستم یعنی تانک خوراک‌ده سلول‌های ستونی افزوده و تغییرات هدایت الکتریکی جریان در فواصل زمانی مشخص در خروجی سیستم (جریان باطله ستون) اندازه‌گیری شد. لازم به ذکر است که در ابتدا مقدار هدایت الکتریکی پالپ (هدایت الکتریکی قبل از تزریق ماده ردیاب) اندازه‌گیری و مقدار آن از سایر مقادیر ثبت شده کسر گردید. اندازه‌گیری و ثبت اطلاعات تا رسیدن مجدد مقادیر هدایت الکتریکی ثبت شده به مقدار اولیه (قبل از تزریق ردیاب) ادامه یافت.



شکل ۴: تغییرات بازبایی مس، مس اکسیدی و آهن بر حسب زمان

حد صعود حباب‌های هوا، ابعاد آن‌ها را در سیستم تخمین زده می‌شود. سرعت نسبی گاز و پالپ (U_{sb}) در سیستم‌های با جریان مخالف از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$U_{sb} = \frac{J_g}{\varepsilon_g} + \frac{J_{sl}}{1 - \varepsilon_g} \quad (3)$$

که در آن:

J_g : سرعت ظاهری گاز (cm/s)

J_{sl} : سرعت ظاهری پالپ (خوراک یا باطله) (cm/s) است.

شاه^{۱۶} و همکاران نشان دادند که برای سیستمی با ماندگی گاز کمتر از ۰.۳۰٪، نحوه ارتباط سرعت نسبی فازها با سرعت حدی صعود حباب‌های هوا (U_p) به صورت زیر است:

$$U_{sb} = U_t (1 - \varepsilon_g)^{m-1} \quad (4)$$

m مطابق با رابطه زیر تابعی از عدد رینولدز حباب‌ها (Re_p)

ρ_{sl} : دانسیته پالپ (g/cm^3)

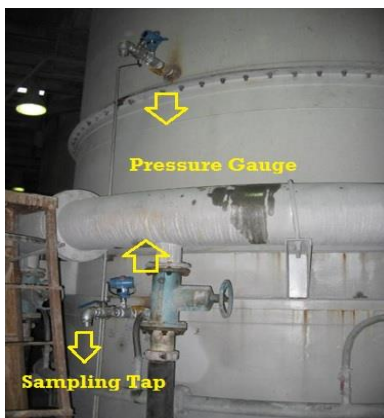
g: شتاب جاذبه (m/s^2)

ΔL : فاصله بین دو فشارسنج (m) است.

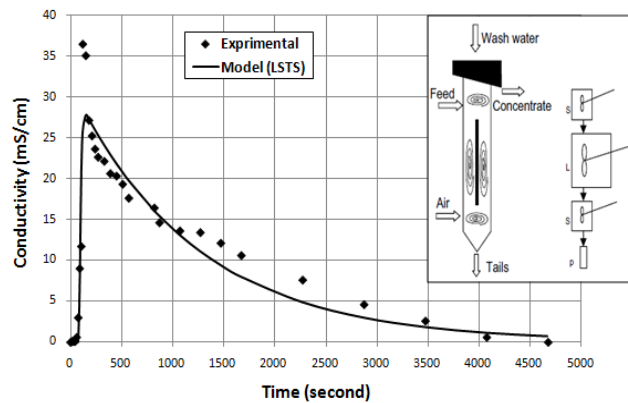
دانسیته پالپ از طریق شیر نمونه‌گیر نصب شده روی دیواره ستون در محل فشارسنج پایینی (شکل ۶) و به کمک ترازوی مارسی^{۱۴} اندازه‌گیری شد. دبی جریان باطله ستون در شرایط مختلف از جمله پارامترهای مورد نیاز فرآیند شبیه‌سازی است. با نصب یک فلومتر التراسونیک روی لوله جریان باطله ستون ۲، دبی حجمی جریان خروجی سلول به صورت لحظه‌ای اندازه‌گیری شد (شکل ۷).

۳-۵- تعیین متوسط ابعاد حباب‌های هوا

مقدار متوسط ابعاد حباب‌های هوا از روش دریافت فلاکس^{۱۵} تخمین زده شد [۲۴، ۲۳]. در این روش با اندازه‌گیری سرعت



شکل ۶: فشارسنج‌های نصب شده در زون جمع‌آوری ستون



شکل ۵: تابع توزیع زمان ماند ستون‌های کلیتر



شکل ۷: فلومتر التراسونیک نصب شده در جریان باطله ستون

است:

سرعت ظاهری گاز (J_g) از نسبت دبی هوادهی (Q_g) به سطح مقطع ستون (A_c) ($J_g = Q_g/A_c$)، سرعت ظاهری باطله (J_{sl}) از نسبت دبی جریان باطله ستون (Q_{sl}) به سطح مقطع ستون (A_c) ($J_{sl} = Q_{sl}/A_c$) و دانسیته پالپ (ρ_{sl}) به کمک ترازوی مارسی اندازه‌گیری شدند.

$$m = \left(4.45 + 18 \frac{d_b}{d_c} \right) \text{Re}_b^{-0.1} \quad (1 < \text{Re} < 200) \quad (5)$$

$$m = 4.45 \text{Re}_b^{-0.1} \quad (200 < \text{Re} < 500) \quad (6)$$

$$\text{Re}_b = \frac{U_t \rho_f d_b}{\mu_f} \quad (7)$$

۳-۶- تعیین بازیابی زون جمع‌آوری و زون کف

برای محاسبه بازیابی زون جمع‌آوری (R_c) و زون کف (R_f) از رابطه کلی زیر استفاده شد:

$$R = \frac{R_c R_f}{R_c R_f + 1 - R_c} \quad (11)$$

R بازیابی کل فرآیند است که از روی مقادیر عیار خوراک (f)، کنسانتره (c) و باطله (t) مطابق رابطه زیر محاسبه گردید:

$$R = \frac{c(f-t)}{f(c-t)} \times 100 \quad (12)$$

پس از محاسبه بازیابی کل، مقدار بازیابی زون کف نیز با تکنیکی به شرح زیر تعیین شد. در نهایت با معلوم بودن بازیابی کل (R) و بازیابی زون کف (R_f)، مقدار بازیابی زون جمع‌آوری از رابطه ۳ محاسبه شد.

بازیابی زون کف به صورت نسبت کل ذرات بازیابی شده به بخش کنسانتره، به کل ذرات منتقل شده به فصل مشترک، تعریف می‌شود. بازیابی کف تاثیر قابل ملاحظه‌ای بر کارایی کلی ستون‌های فلوتاسیون صنعتی دارد. اندازه‌گیری مستقیم بازیابی زون کف به ویژه در سیستم‌های صنعتی بسیار مشکل است. تکنیک‌های مختلف استفاده شده تاکنون برای اندازه‌گیری بازیابی زون کف شامل جداسازی زون جمع‌آوری و کف با اعمال تغییراتی در ساختار سلول ستونی [۲۷]، بررسی مکانیزم‌های انتقال جرم در فصل مشترک [۲۸]، تغییر عمق کف و برون‌یابی به عمق صفر [۲۹] و در نهایت اندازه‌گیری مستقیم بار حباب‌ها در فصل مشترک [۳۰] است. در این بررسی بازیابی زون کف ستون‌های کلینر با تغییر عمق کف، محاسبه دبی جرمی کنسانتره در هر عمق کف ($FD=x$) و در نهایت برون‌یابی نتایج به عمق کف صفر ($FD=0$) از رابطه زیر محاسبه شد (شکل ۸).

$$R_f(\%) = \frac{\text{concentrate flow rate at } FD = x}{\text{concentrate flow rate at } FD = 0} \quad (13)$$

که در آن:

d_b : قطر حباب‌های هوا (cm)

d_c : قطر سلول ستونی (cm)

ρ_f : دانسیته سیال (g/cm^3)

μ_f : گرانیوی (ویسکوزیته) سیال (g/cm.s) است.

با تلفیق معادلات ۳ و ۴ رابطه زیر به دست می‌آید:

$$U_t = \frac{J_g}{\varepsilon_g (1 - \varepsilon_g)^m} - \frac{(J_g + J_l)}{(1 - \varepsilon_g)^m} \quad (8)$$

قطر حباب‌های هوا از رابطه زیر محاسبه می‌گردد:

$$d_b = \left(\frac{18 \mu_f U_t}{g \Delta \rho} \left(1 + 0.15 \text{Re}_s^{0.687} \right) \right)^{0.5} \quad (9)$$

که در آن:

$\Delta \rho$: اختلاف دانسیته پالپ و حباب (فرض بر آن است که

حباب‌های هوا با ذرات جامد زیادی پوشیده نشده و در نتیجه

$\rho_b = 0$ است، بنابراین مقدار $\Delta \rho$ معادل دانسیته پالپ است)

U_t از رابطه ۸ و رینولدز مجموعه حباب‌های هوا (Re_s) از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\text{Re}_s = \frac{U_t \rho_f d_b}{\mu_f} \quad (10)$$

روش محاسبه متوسط ابعاد حباب‌های هوا [۲۶، ۲۵]:

(۱) $m=3$

(۲) تخمین d_b

(۳) محاسبه U_{sb} با استفاده از رابطه ۳

(۴) محاسبه Re_s با استفاده از رابطه ۱۰

(۵) محاسبه U_t با استفاده از روابط ۴ و ۹، محاسبه بر

حساب d_b

بنابراین برای تخمین ابعاد حباب‌های هوا مقدار پارامترهای

ماندگی گاز، سرعت ظاهری گاز، سرعت ظاهری پالپ و دانسیته

پالپ مورد نیاز است. ماندگی گاز (ε_g) به روش اختلاف فشار،

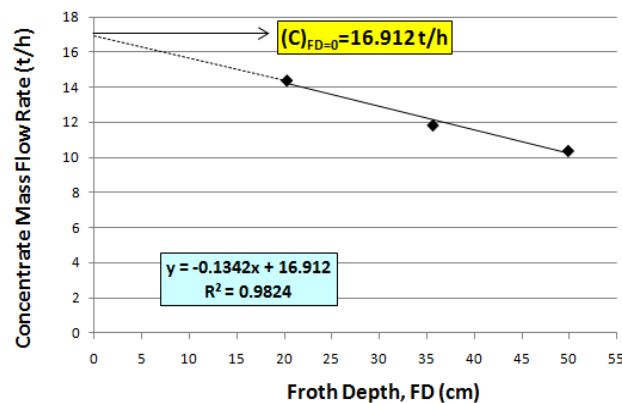
۳-۷- شبیه‌سازی مدار فلوتاسیون کلینر

شکل‌های ۹ تا ۱۴ نتایج شبیه‌سازی توزیع دانه‌بندی کنسانتره و باطله، توزیع عیار مس در فراکسیون‌های مختلف کنسانتره و باطله، عیار مس کنسانتره و باطله و همچنین تناژ کنسانتره و باطله مدار کلینر را در مقایسه با داده‌های واقعی نشان می‌دهند. برازش خوب داده‌های واقعی به نتایج شبیه‌سازی نشان‌دهنده کالیبراسیون دقیق مدل‌ها و توانایی بالای آن‌ها در پیش‌بینی رفتار سیستم در شرایط عملیاتی مختلف است. مقادیر خطای پیش‌بینی پارامترهای متالورژیکی مختلف مدار در شکل ۱۵ نشان داده شده است.

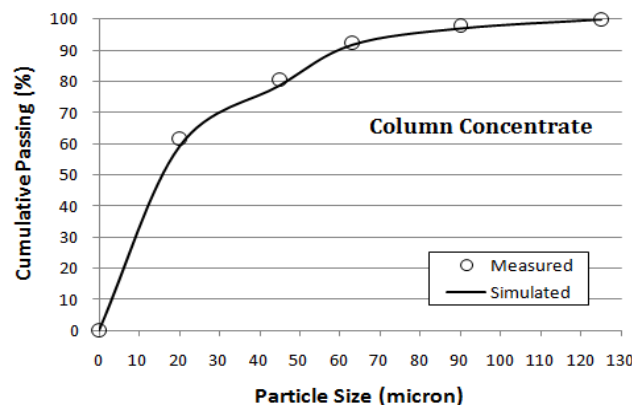
نتایج ارایه شده در شکل‌های ۱۱ و ۱۲ نشان می‌دهند که بیشترین و کمترین عیار مس در جریان‌های کنسانتره و باطله مدار کلینر به ترتیب در ریزترین (۲۰- میکرون) و درشت‌ترین (۱۲۵+ میکرون) فراکسیون‌ها قرار دارد. بالا بودن عیار مس در فراکسیون‌های ریز به دلیل درجه آزادی بالای کانی‌های مس و

پایین بودن عیار مس در فراکسیون‌های درشت به دلیل درجه آزادی پایین کانی‌های مس و قفل‌شدگی آن‌ها با ذرات باطله است. ذرات نرمه (بارزش و باطله) عمدتاً با مکانیزم دنباله‌روی به همراه حباب‌های هوا وارد زون کف و کنسانتره می‌شوند. انتقال ذرات نرمه بارزش به جریان باطله نیز به دلیل کاهش احتمال برخورد این ذرات به حباب‌های هوا (به واسطه اینرسی کم این ذرات) و همچنین احتمال اکسایش سطحی این ذرات است.

شکل‌های ۱۶ و ۱۷ نتایج شبیه‌سازی اثر تعداد و حجم ستون‌های کلینر در مدار بر تناژ و عیار کنسانتره تولیدی مدار را نشان می‌دهند. مطابق نتایج ارایه شده، افزایش تعداد ستون‌های کلینر در مدار باعث افزایش بازیابی جرمی و کاهش عیار مس کنسانتره تولیدی می‌شود. با افزایش تعداد ستون‌های در مدار، دبی حجمی جریان خوراک ورودی ستون‌ها کاهش یافته که این امر زمان ماند ذرات در سیستم را افزایش می‌دهد.



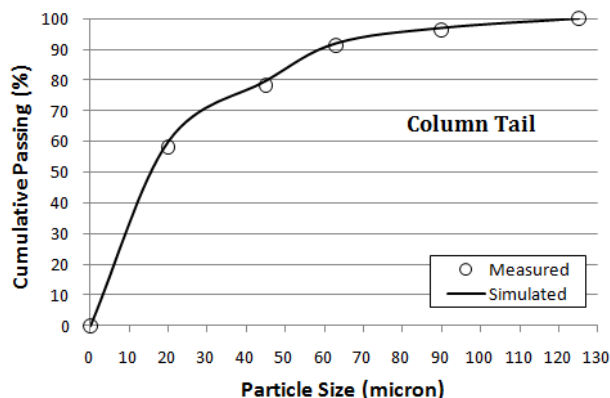
شکل ۸: روش تخمین بازیابی زون کف ستون‌های کلینر



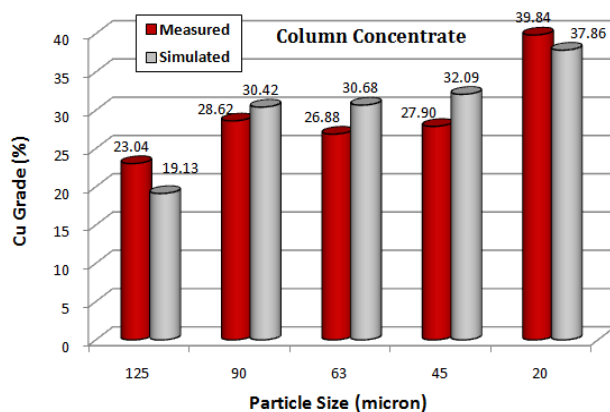
شکل ۹: شبیه‌سازی دانه‌بندی کنسانتره مدار کلینر

می‌گردد، بنابراین در شرایط عملیاتی یکسان، ستون‌هایی با ابعاد کوچکتر قادر به تولید کنسانتره‌ای با عیار بیشتر هستند. علت این پدیده نیز در ارتباط با زمان ماند متوسط ذرات در

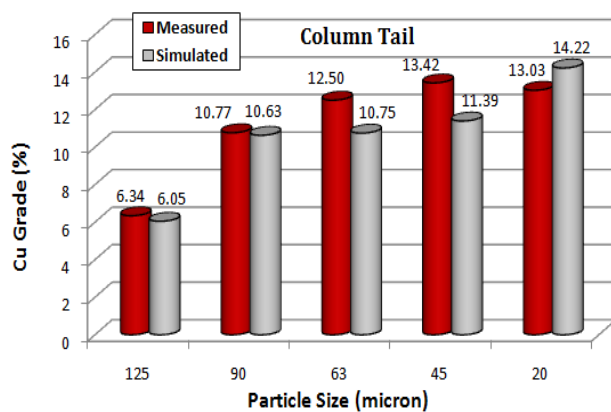
پیامد افزایش زمان ماند ذرات در فرآیند افزایش بازیابی و بالتبع کاهش عیار محصول است. افزایش حجم ستون‌های فلوتاسیون نیز باعث افزایش بازیابی جرمی و کاهش عیار کنسانتره



شکل ۱۰: شبیه‌سازی دانه‌بندی باطله مدار کلینر



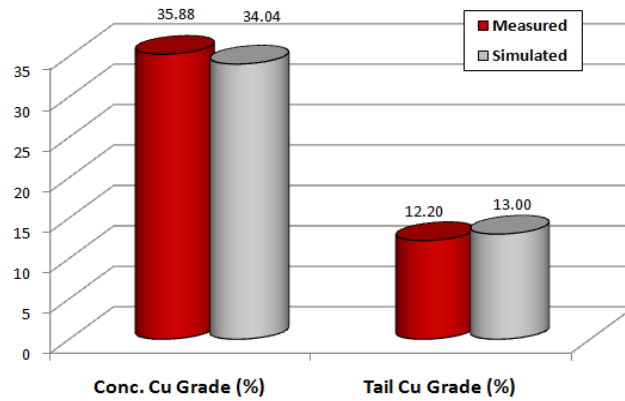
شکل ۱۱: شبیه‌سازی توزیع مس در فراکسیون‌های مختلف کنسانتره



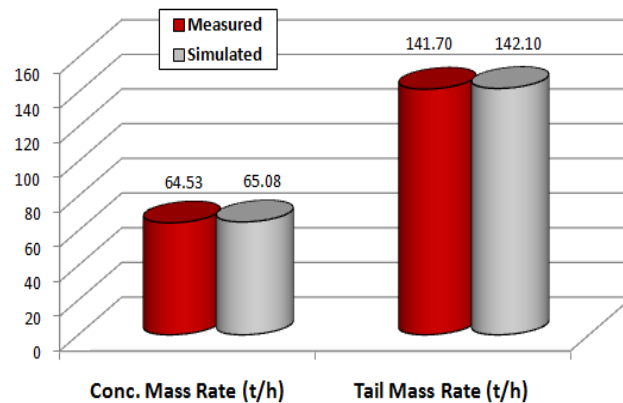
شکل ۱۲: شبیه‌سازی توزیع مس در فراکسیون‌های مختلف باطله

در مدار فلوتاسیون کلینر کارخانه فرآوری مس میدوک اغلب مواقع ۲ ستون در مدار و ۱ ستون به حالت انتظار (خارج از مدار) است، بنابراین مطابق نتایج شبیه‌سازی، هرگاه هدف

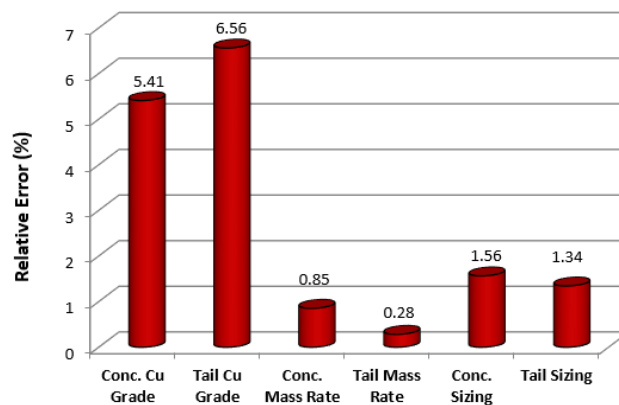
فرآیند است. با کاهش ابعاد سلول، حجم آن و به تبع آن زمان ماند ذرات در سلول کاهش می‌یابد. کاهش زمان ماند ذرات در فرآیند باعث کاهش بازیابی و افزایش عیار محصول می‌گردد.



شکل ۱۳: شبیه‌سازی عیار مس کنسانتره و باطله مدار کلینر



شکل ۱۴: شبیه‌سازی تناژ کنسانتره و باطله مدار کلینر



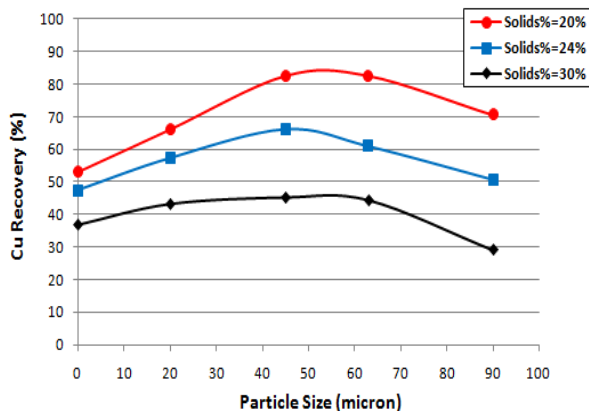
شکل ۱۵: خطای پیش‌بینی پارامترهای متالورژیکی مدار کلینر

درصد جامد پالپ خوراک ستون‌های کلینر عبارتند از: (۱) کار کردن ستون‌ها در شرایط ظرفیت حمل، به طوری که به دلیل مقدار زیاد ذرات هیدروفوب در جریان خوراک ورودی، حباب‌های هوا توانایی حمل بیشتر ذرات بارزش به بخش کنسانتره را نداشته و هرگونه افزایشی در مقدار کانی‌های بارزش باعث انتقال آن‌ها به جریان باطله (افزایش عیار مس در باطله و کاهش بازیابی کل فرآیند) می‌شود. (۲) با افزایش درصد جامد ویسکوزیته (گرانروی) پالپ افزایش یافته که این امر باعث افزایش احتمال الحاق حباب‌ها، کاهش ماندگی گاز و در نهایت کارایی جمع‌آوری ذرات را کاهش می‌دهد [۳۱-۳۴]. در بخش انتهایی این تحقیق، اثر وجود و یا عدم وجود مدار ری‌کلینر بر کارایی متالورژیکی کلی مدار مورد ارزیابی قرار گرفت. الگوهای مختلف شبیه‌سازی شده ستون‌های کلینر و ری‌کلینر در کنار یکدیگر عبارتند از:

- (۱) ستون کلینر
- (۲) ستون کلینر و ۱ ستون ری‌کلینر
- (۳) ستون کلینر و ۲ ستون ری‌کلینر
- (۴) ستون کلینر
- (۵) ستون کلینر و ۱ ستون ری‌کلینر
- (۶) ستون کلینر و ۲ ستون ری‌کلینر

نتایج شبیه‌سازی اثر الگوهای مختلف قرارگیری ستون‌های کلینر و ری‌کلینر در کنار یکدیگر بر بازیابی کل و عیار مس کنسانتره نهایی در شکل‌های ۱۹ و ۲۰ ارائه شده است. مهم‌ترین نتایج به دست آمده عبارتند از:

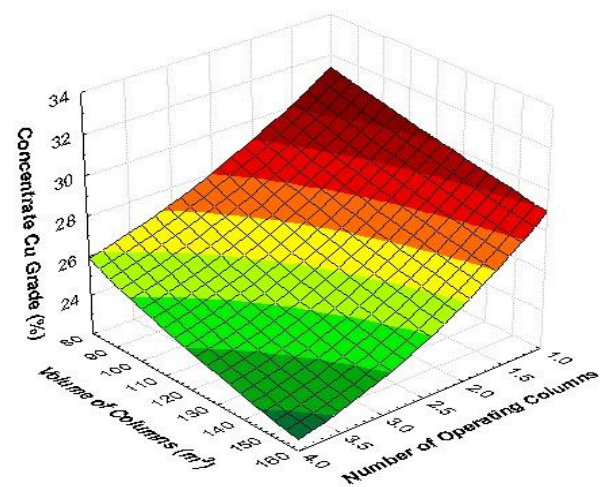
(۱) افزایش تعداد ستون‌های کلینر در مدار باعث افزایش بازیابی (از ۴۵٫۶۷ به ۵۴٫۶۴ درصد) و کاهش عیار کنسانتره



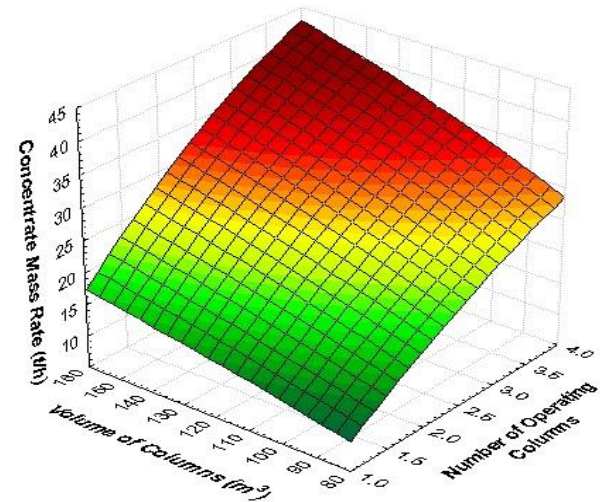
شکل ۱۸: شبیه‌سازی اثر درصد جامد پالپ خوراک مدار کلینر بر بازیابی مس در فراکسیون‌های مختلف

افزایش بازیابی مدار باشد باید تعداد ستون‌های در مدار افزایش یافته و بالعکس برای افزایش عیار محصول تعداد ستون‌های در مدار باید کاهش یابد.

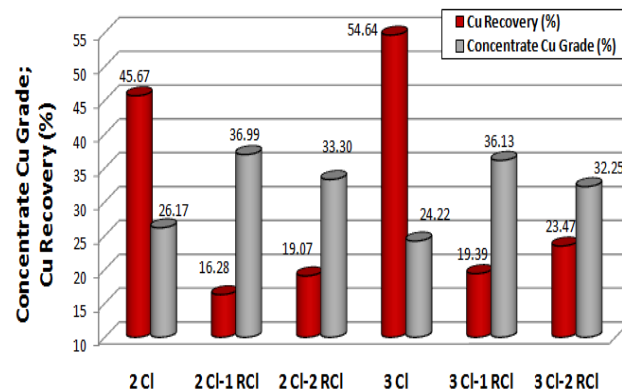
نتایج شبیه‌سازی اثر درصد جامد پالپ خوراک بر بازیابی مس در فراکسیون‌های مختلف در شکل ۱۸ ارائه شده است. مطابق نتایج ارائه شده، کاهش درصد جامد باعث افزایش بازیابی مس در همه فراکسیون‌های ابعادی (به ویژه بخش دانه درشت) شده است. مهم‌ترین علل کاهش بازیابی با افزایش



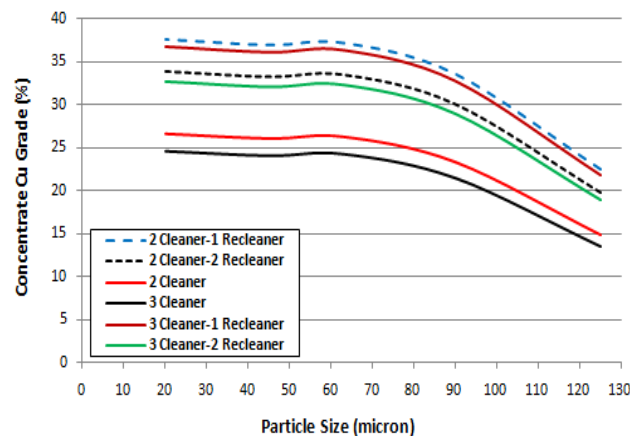
شکل ۱۶: شبیه‌سازی اثر تعداد و حجم ستون‌های کلینر در مدار بر عیار کنسانتره



شکل ۱۷: شبیه‌سازی اثر تعداد و حجم ستون‌های کلینر در مدار بر تناژ کنسانتره



شکل ۱۹: شبیه‌سازی اثر تعداد ستون‌های کلیمر و ری کلیمر در مدار بر بازیابی و عیار مس



شکل ۲۰: شبیه‌سازی اثر تعداد ستون‌های کلیمر و ری کلیمر بر عیار مس کنسانتره در فراکسیون‌های مختلف

اطلاعات مورد نیاز شبیه‌سازی شامل ثوابت نرخ شناورسازی ذرات، تابع توزیع زمان ماند، ماندگی گاز در زون جمع‌آوری و بازیابی زون‌های جمع‌آوری و کف به همراه برخی پارامترهای عملیاتی و هندسی فرآیند اندازه‌گیری شدند. در مجموع ۵ مرحله نمونه‌برداری از مدار انجام شد که ۳ مرحله برای کالیبراسیون و ۲ مرحله برای اعتبارسنجی مدل‌ها مورد استفاده قرار گرفت. نتایج شبیه‌سازی نشان داد که عیار و تناژ کنسانتره و باطله مدار، توزیع دانه‌بندی ذرات و همچنین توزیع جرمی مس در فراکسیون‌های ابعادی مختلف کنسانتره و باطله با دقت قابل قبولی قابل پیش‌بینی است. افزایش تعداد ستون‌های کلیمر در مدار باعث افزایش بازیابی و کاهش عیار کنسانتره نهایی گردید. افزودن ستون‌های ری کلیمر به مدار باعث افزایش قابل ملاحظه عیار کنسانتره نهایی شد. افزایش درصد جامد پالپ خوراک مدار کلیمر باعث کاهش بازیابی

نهایی (از ۲۶،۱۷ به ۲۴،۲۲ درصد) می‌شود.

(۲) افزودن ستون‌های ری کلیمر باعث افزایش قابل ملاحظه عیار کنسانتره نهایی (از ۲۶،۱۷ به ۳۶،۹۹ درصد در مداری شامل ۲ کلیمر و از ۲۴،۲۲ به ۳۶،۱۳ درصد در مداری شامل ۳ کلیمر) می‌شود.

(۳) بهترین چیدمان ستون‌های کلیمر و ری کلیمر برای رسیدن به عیار کنسانتره نهایی حداقل ۳۰٪ با بازیابی مطلوب به ترتیب عبارت است از:

$$3Cl-2RCI > 2Cl-2RCI > 3Cl-1RCI > 2Cl-1RCI$$

۴- نتیجه‌گیری

پژوهش حاضر با هدف مدلسازی و شبیه‌سازی مدار فلوتاسیون ستونی کلیمر کارخانه فرآوری مس میدوک با استفاده از نرم‌افزار USIM PAC انجام شد. برای این منظور

- Their Operation and Optimisation*". first ed. Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre, Indooroopilly, Qld. (Reprinted with Minor Corrections 1999, 2005, Ed. 2005).
- [12] Söderman, P., Storeng, Samskog, P. O., Guyot, O., and Broussaud, A. (1996). "Modelling the new LKAB Kiruna concentrator with USIM PAC". International Journal of Mineral Processing, 44-45: 223-235.
- [13] Villeneuve, J., Guillaneau, J. C., and Durance, M. V. (1995). "Flotation modelling: A wide range of solutions for solving industrial problems". Minerals Engineering, 8(4/5): 409-420.
- [14] Hart, S., Valery, W., Clements, B., Reed, M., Song, M., and Dunne, R. (2001). "Optimization of the Cadia Hill SAG mill circuit". SAG 2001, Vancouver, B.C., Canada.
- [15] Liu, Yi, and Spencer, S. (2004). "Dynamic simulation of grinding circuits". Minerals Engineering, 17: 1189-1198.
- [16] Yianatos, J., Carrasco, C., Bergh, L., Vinnett, L., and Torres, C. (2012). "Modelling and simulation of rougher flotation circuits". International Journal of Mineral Processing, 112-113: 63-70.
- [17] Karimi, M., Akdogan, G., and Bradshaw, S. M. (2014). "A computational fluid dynamics model for the flotation rate constant, Part I: Model development". Minerals Engineering, 69: 214-222.
- [18] Karimi, M., Akdogan, G., Bradshaw, S.M., 2014. "A computational fluid dynamics model for the flotation rate constant, Part II: Model validation". Minerals Engineering 69, 205-213.
- [19] Li, S., Schwarz, M. P., Feng, Y., Witt, P., and Sun, C. (2019). "A CFD study of particle-bubble collision efficiency in froth flotation". Minerals Engineering, 141: 105855.
- [20] Koh, P. T. L., and Schwarz, M. P. (2008). "Modelling attachment rates of multi-sized bubbles with particles in a flotation cell". Minerals Engineering, 21: 989-993.
- [21] Massinaei, M., Kolahdozan, M., Noaparast, M., Oliazadeh, M., Sahafipour, M., and Finch, J. A. (2007). "Mixing characteristics of Industrial columns in rougher circuit". Minerals Engineering, 20: 1360-1367.
- [22] Yianatos, J. B., Bergh, L. G., Diaz, F., and Rodriguez, J. (2005). "Mixing characteristics of industrial flotation equipment". Chemical Engineering Science, 60: 2273-2282.
- [23] Dobby G. S., and Finch J. A. (1986). "Particle Collision in Columns-gas Rate and Bubble Size Effects". Canadian
- مس در همه فراكسيون‌های ابعادی گردید. بهترین ترکیب ستون‌های کلینر و ری‌کلینر برای رسیدن به عیار و بازیابی مطلوب پیشنهاد گردید.
- ### ۵- مراجع
- [1] Wills, B. A., and Finch, J. (2016). "Mineral Processing Technology: An Introduction to the Practical Aspects of ore Treatment and Mineral Recovery". 8th Edition, Butterworth-Heinemann.
- [2] Finch, J.A. Dobby, G.S., 1990, "Column Flotation". Pergamon Press, Oxford.
- [3] Alford, R. A. (1991). "Modelling and Design of Flotation Column Circuits". PhD Thesis, Department of Mining and Metallurgy, University of Queensland.
- [4] Kosick, G. A., Kuehn, L. A., and Freberg M. (1988). "Column flotation of galena at the Polaris Concentrator". CIM Bulletin, December, 54-60.
- [5] Bergh, L. G., Yianatos, J., and Leiva, C. A. (1998). "Fuzzy supervisory control of flotation columns". Minerals Engineering, 11(8): 739-748.
- [6] Gomez, C. O., and Finch, J. A. (2007). "Gas dispersion measurements in flotation cells". International Journal of Mineral Processing, 84: 51-58.
- [7] Durance, M. V., Guillaneau, J. C., Villeneuve, J., Fourniguet, G., and Brochot, S. (1993). "Computer simulation of mineral and hydrometallurgical processes: USIM PAC 2.0, a single software from design to optimization". In Proceedings of the International Symposium on Modeling, Simulation and Control of Hydrometallurgical Processes. Quebec, Canada, August 24-September 2, 109-121.
- [8] Durance, M. V., Guillaneau, J. C., Villeneuve, J., Brochot, S., and Fourniguet, G. (1994). "USIM PAC 2 for Windows: Advanced simulation of mineral processes". In Proceedings of the 5th International Mineral Processing Symposium. Cappadocia, Turkey, September, 539-547.
- [9] Brochot, S., Wiegel, R. L., Ersayin, S., and Touze, S. (2006). "Modeling and simulation of comminution circuits with USIM PAC". Advances in Comminution, Ed. Kawatra, S. K., SME, 495-511.
- [10] BRGM, (2004). Caspeo, USIM PAC 3.2 user manual of steady state mineral processing simulator (Unit operation model guide).
- [11] Napier-Munn, T. J., Morrell, S., Morrison, R. D., and Kojovic, T. (1996). "Mineral Comminution Circuits:

- E. (1995). "Effect of solid particles on gas hold-up in flotation columns-II. investigation of mechanism of gas hold-up reduction in presence of solids". Chemical Engineering Science, 50(14): 2335-2342.
- [33] Garibay, R., Gallegos, P. Uribe, M., and Nava, A., F. (2002). "Effect of Collection Zone Height and Operating Variables on Recovery of Overload Flotation Columns". Minerals Engineering, 15: 325-331.
- [34] Tao, D., Luttrell, G. H., and Yoon, R. H. (2000). "A parametric study of froth stability and its effect on column flotation of fine particles". International Journal of Mineral Processing, 59: 25-43.
- Metallurgical Quarterly, 25(1): 9-13.
- [24] Massinaei, M., Kolahdoozan, M., Noaparast, M., Oliazadeh, M., Yianatos, J., Shamsadini, R., and Yarahmadi, M. (2009). "Hydrodynamic and kinetic characterization of industrial columns in rougher circuit". Minerals Engineering, 22: 357-365.
- [25] Xu, M., and Finch, J. A. (1990). "Simplification of bubble size estimation in a bubble swarm". Journal of Colloid and Interface Science, 140(1): 298-299.
- [26] Banisi, S., and Finch, J. A. (1994). "Reconciliation of bubble size estimation methods using drift flux analysis". Minerals Engineering, 7(12): 1555-1559.
- [27] Falutsu, M., and Dobby, G. S. (1989). "Direct measurement of froth drop back and collection zone recovery in a laboratory flotation column". Minerals Engineering, 2(3): 377-386.
- [28] Van Deventer, J. S. J., Feng, D., and Burger, A. J. (2004). "Transport phenomena at the pulp-froth interface in a flotation column: I. Recovery profiles". International Journal of Mineral Processing, 74: 201-215.
- [29] Schwarz, S., and Grano, S. (2005). "Effect of particle hydrophobicity on particle and water transport across a flotation froth". Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, 256: 157-164.
- [30] Seaman, D. R., Franzidis, J. P., and Manlapig, E. V. (2004). "Bubble load measurement in the pulp zone of industrial flotation machines-a new device for determining the froth recovery of attached particles". International Journal of Mineral Processing, 74: 1-13.
- [31] Banisi, S., Finch, J. A., Laplante, A. R., and Weber, M. E. (1995). "Effect of solid particles on gas hold-up in flotation columns-I. measurement". Chemical Engineering Science, 50(14): 2329-2334.
- [32] Banisi, S., Finch, J. A., Laplante, A. R., and Weber, M.
-
- ¹ Cleaner
² Re-cleaner
³ Saderman
⁴ Kiruna
⁵ Villeneuve
⁶ Hart
⁷ Cadia Hill
⁸ Liu
⁹ Spencer
¹⁰ Computational Fluid Dynamics (CFD)
¹¹ Fast Floating Kinetic Constant (kf)
¹² Slow Floating Kinetic Constant (ks)
¹³ Large and Small Tank in Series Model, LSTS
¹⁴ Marcy Scale
¹⁵ Drift Flux
¹⁶ Shah



Imam Khomeini International University
Vol. 6, No. 4, Winter 2021, pp. 24-28



نشریه مهندسی منابع معدنی
Journal of Mineral Resources Engineering
(JMRE)

DOI: 10.30479/JMRE.2020.12857.1390

Research Paper

Simulation of Cleaner Column Flotation Circuit at Miduk Copper Concentrator

Massinaei M.^{1*}, Abasi Meimand S.²

1- Associate Professor, Dept. of Mining Engineering, University of Birjand, Birjand, Iran
mmassinaei@birjand.ac.ir

2- M.Sc, Dept. of Mining Engineering, University of Birjand, Birjand, Iran
abbasisaeed@yahoo.com

(Received: 06 Mar. 2020, Accepted: 20 Jun. 2020)

Abstract: The cleaner circuit at Miduk copper concentrator consists of 3 parallel flotation columns (4m in diameter and 12m in height). The cleaner concentrate is re-cleaned by 3 parallel flotation columns (3.2m in diameter and 12m in height), when the desired concentrate grade is not reached by the cleaner columns alone. This research work deals with simulation of the cleaner column flotation circuit at Miduk copper concentrator using USIM PAC simulator with the aim of improving the process metallurgical performance. For that purpose, the parameters of the models including flotation rate constants (k_f , k_s), residence time distribution (RTD), gas hold-up in collection zone (ϵ_g), mean bubble size (d_b), collection (R_c) and froth (R_f) zone recoveries along with some operating and geometrical variables were determined. The flotation rate constants were calculated by fitting the experimental data to the fast and slow floating components model. The residence time distribution of the flotation columns was measured by the tracer injection technique (using saturated NaCl solution as tracer). The gas hold-up and mean bubble size in the collection zone of the cleaner columns were estimated from the pressure difference and the drift flux techniques, respectively. The froth recovery was quantified by measuring the concentrate mass flow rate at different froth depths and extrapolation to the zero froth depth. The cleaner circuit was sampled five times, of which three times were used for calibration and two times for validation of the models. The mass flow rate, copper content and size distribution of the cleaner columns concentrate and tailings were accurately predicted using the simulation models. Increasing the number of operating cleaner columns improved the copper recovery (from 45.67% to 54.64%) at the expense of a reduction in the final concentrate (from 26.17% to 24.22%). The number of recleaner stages in all cases improved the the final concentrate (from 26.17% to 36.99% in the circuit with 2 cleaners and from 24.22% to 36.13% in the circuit with 3 cleaners). Increasing the feed slurry solids concentration reduced the size-by-size fractional copper recovery of the cleaner columns. Increasing the feed slurry solids concentration reduced the cleaner columns copper recovery in all size fractions. The best configuration of the cleaner and recleaner flotation columns was proposed.

Keywords: Column flotation, Modeling, Simulation, Metallurgical performance.



INTRODUCTION

Nowadays, flotation columns are widely utilized in mineral processing plants for different duties, mainly as cleaner and re-cleaner. In spite of large number of flotation columns installed world-wide, there are still unsolved problems related to deficient or lack of instrumentation [1-4]. Today modeling and simulation is increasingly used to design and optimization of mineral processing plants. USIM PAC, MODSIM and JKSimMet are the most powerful commercial simulators developed over the past decade for analysis, optimization and design of comminution and flotation circuits [5-9].

A simplified flowsheet of cleaner/re-cleaner flotation circuit at Miduk copper concentrator is shown in Figure 1. The cleaner circuit consists of 3 parallel flotation columns (4m in diameter and 12m in height). The cleaner concentrate is re-cleaned by 3 parallel flotation columns (3.2m in diameter and 12m in height), when the desired concentrate grade is not reached by the cleaner columns alone. This research work aims to simulate the cleaner column flotation circuit at Miduk copper concentrator using USIM PAC simulator aiming to improve the metallurgical performance.

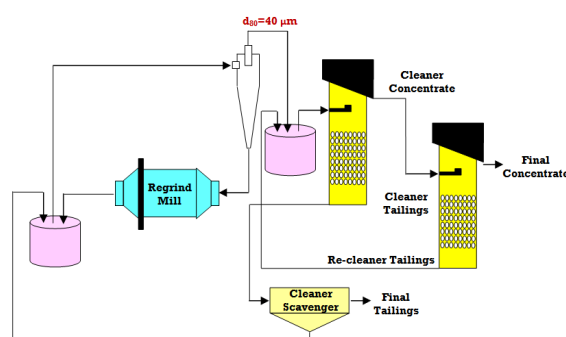


Figure 1. Flowsheet of cleaner/re-cleaner flotation circuit at Miduk copper concentrator

METHODS

Simulation of the grinding circuit was performed using USIM PAC simulator. USIM PAC was developed by BRGM and has been in use since 1986. It is a user-friendly steady-state simulator for design and optimization of mineral processing plants based on some operating and experimental data. Various mathematical models are available in USIM PAC for each unit operation. These models are classified into different levels (0, 1, 2 and 3) depending on their complexity [8].

The parameters of the models including flotation rate constants (k_f , k_s), residence time distribution (RTD), gas hold-up in collection zone (ϵ_g), mean bubble size (d_b), collection (R_c) and froth (R_f) zone recoveries along with some operating and geometrical variables were determined. The flotation rate constants were calculated by fitting the experimental data to the fast and slow floating components model. The residence time distribution of the flotation columns was measured by the tracer (saturated solution of NaCl) technique.

The large and small tank in-series (LSTS) model was found to be the best model to describe the mixing characteristics of the cleaners columns. The gas hold-up and mean bubble size in the collection zone of the cleaner columns were estimated from the pressure difference and the drift flux techniques, respectively [10,11]. The froth recovery was quantified by measuring the concentrate mass flow rate at different froth depths and extrapolation to the zero froth depth [12]. The cleaner circuit was sampled five times, of which three times were used for calibration and two times for validation of the models.

FINDING AND ARGUMENT

The simulation results of the cleaner circuit are shown in Figures 2-5. The results indicate that the simulator is capable of predicting of the metallurgical parameters of the cleaners columns (including mass flow rate, copper content and size distribution of the concentrate and tailings streams) very closely. Increasing the number of operating cleaner columns improves the copper recovery (from 45.67% to 54.64%) at the expense of a reduction in the final concentrate (from 26.17% to 24.22%). The re-cleaner columns enhances

the final concentrate in all circuit configurations. The copper grade of final concentrate increases from 26.17% to 36.99% in the circuit with 2 cleaners and from 24.22% to 36.13% in the circuit with 3 cleaners.

Increasing the feed slurry solids concentration reduces the size-by-size fractional copper recovery of the cleaner columns. The best configurations of the cleaner and recleaner flotation columns to achieve the target concentrate grade (>30%) and the satisfactory recovery are as follows:

$$3Cl. - 2RCI > 2Cl. - 2RCI > 3Cl. - 1RCI > 2Cl. - 1RCI$$

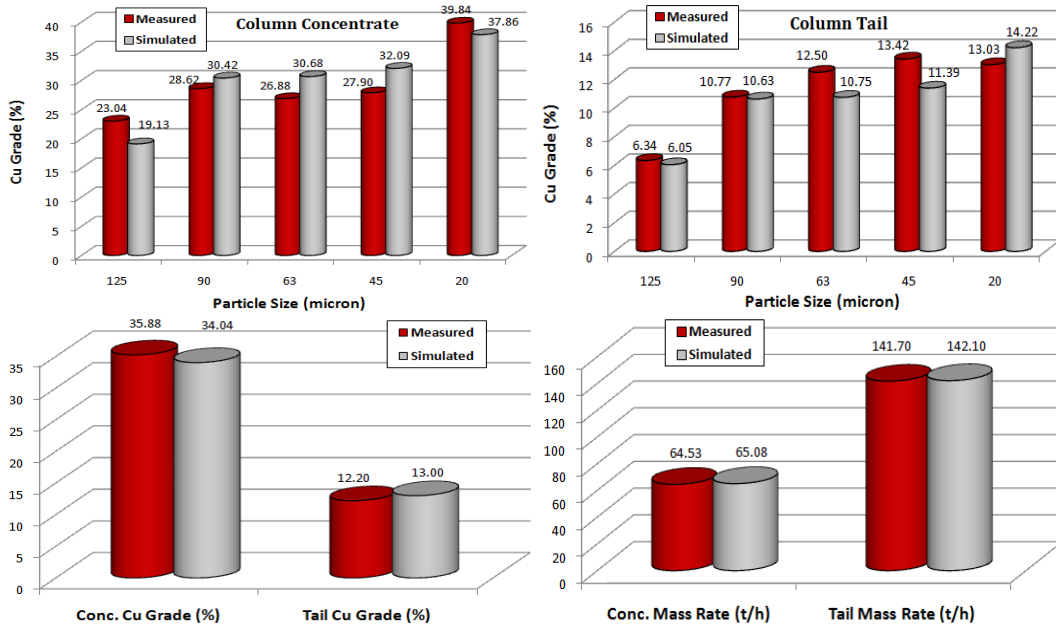


Figure 2. Simulation results of cleaner columns

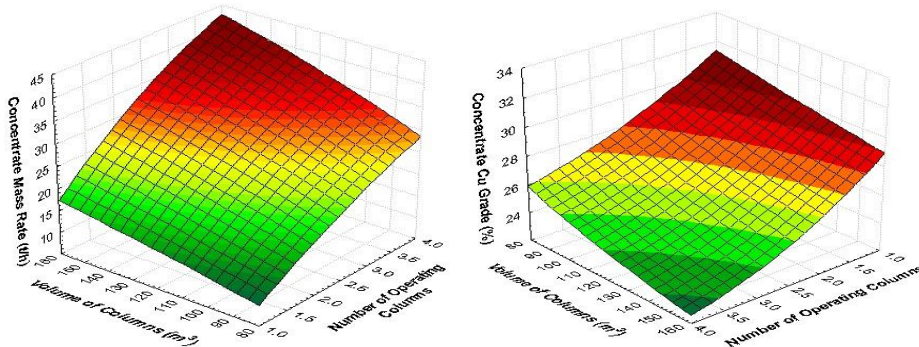


Figure 3. Simulation of the effect of number and volume of cleaner columns on concentrate Cu grade and mass recovery

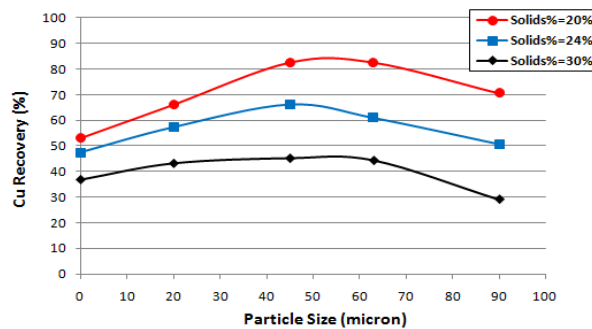


Figure 4. Simulation of the effect of slurry solids concentration on Cu recovery of cleaner columns

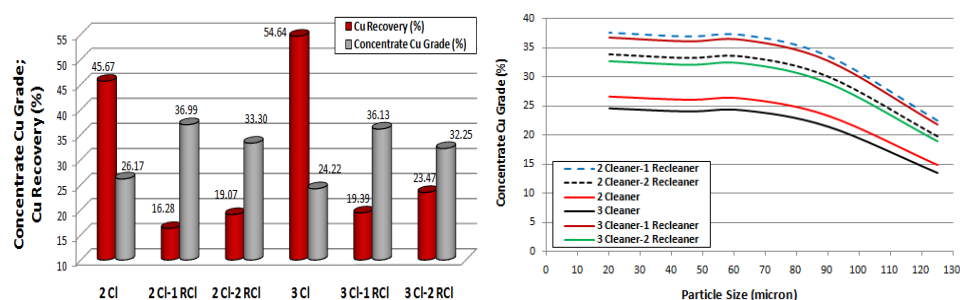


Figure 5. Simulation of the effect of number of operating cleaner and re-cleaner columns on cocentrate Cu grade and recovery

CONCLUSIONS AND RECOMMENDATION

The cleaner circuit at Miduk copper concentrator was simulated using USIM PAC simulator. The flotation models were successfully used to predict the mass flow rate, copper content and size distribution of the cleaner columns concentrate and tailings. It was found that the copper recovery improved (from 45.67% to 54.64%) by increasing the number of operating cleaner columns at the expense of a reduction in concentrate grade (from 26.17% to 24.22%). The number of recleaner stages in all cases improved the the final concentrate. The copper grade of final concentrate increased from 26.17% to 36.99% in the circuit with 2 cleaners and from 24.22% to 36.13% in the circuit with 3 cleaners. The copper recovery of cleaner columns in all size fractions reduced by increasing the feed slurry solids concentration. The best configuration of the cleaner and recleaner flotation columns to achieve the target performance was proposed.

REFERENCES

- [1] Wills, B. A., and Finch, J. (2016). "Mineral Processing Technology: An Introduction to the Practical Aspects of ore Treatment and Mineral Recovery". 8th Edition, Butterworth-Heinemann.
- [2] Finch, J.A. Dobby, G.S., 1990, "Column Flotation". Pergamon Press, Oxford.
- [3] Alford, R. A. (1991). "Modelling and Design of Flotation Column Circuits". PhD Thesis, Department of Mining and Metallurgy, University of Queensland.
- [4] Kosick, G. A., Kuehn, L. A., and Freberg M. (1988). "Column flotation of galena at the Polaris Concentrator". CIM Bulletin, December, 54-60.
- [5] Durance, M. V., Guillaenau, J. C., Villeneuve, J., Fourniguet, G., and Brochot, S. (1993). "Computer simulation of mineral and hydrometallurgical processes: USIM PAC 2.0, a single software from design to optimization". In Proceedings of the International Symposium on Modeling, Simulation and Control of Hydrometallurgical Processes. Quebec, Canada, August 24-September 2, 109-121.
- [6] Durance, M. V., Guillaenau, J. C., Villeneuve, J., Brochot, S., and Fourniguet, G. (1994). "USIM PAC 2 for Windows: Advanced simulation of mineral processes". In Proceedings of the 5th International Mineral Processing Symposium. Cappadocia, Turkey, September, 539-547.
- [7] Brochot, S., Wiegel, R. L., Ersayin, S., and Touze, S. (2006). "Modeling and simulation of comminution circuits with USIM PAC". Advances in Comminution, Ed. Kawatra, S. K., SME, 495-511.
- [8] BRGM, (2004). Caspeo, USIM PAC 3.2 user manual of steady state mineral processing simulator (Unit operation model guide).
- [9] Napier-Munn, T. J., Morrell, S., Morrison, R. D., and Kojovic, T. (1996). "Mineral Comminution Circuits: Their Operation and Optimisation". first ed. Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre, Indooroopilly, Qld. (Reprinted with Minor Corrections 1999, 2005, Ed. 2005).
- [10] Dobby G. S., and Finch J. A. (1986). "Particle Collision in Columns-gas Rate and Bubble Size Effects". Canadian

Metallurgical Quarterly, 25(1): 9-13.

- [11] Massinaei, M., Kolahdoozan, M., Noaparast, M., Oliazadeh, M., Yianatos, J., Shamsadini, R., and Yarahmadi, M. (2009). "Hydrodynamic and kinetic characterization of industrial columns in rougher circuit". Minerals Engineering, 22: 357-365.
- [12] Schwarz, S., and Grano, S. (2005). "Effect of particle hydrophobicity on particle and water transport across a flotation froth". Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, 256: 157-164.