وزارت صنایع و معادن

سازمان زمین شناسی و اکتشافات معدنی کشور

طرح پی جویی مواد معدنی

پروژه طلا

استحصال طلا در کانسار طلای ارغش

همراه با

مقدمه ای برای استحصال طلا به روش لیچینگ

توسط: سید محمد سید علیزاده گنجی

مجری طرح: محمد تقی کره ای

مجری فنی : سلیمان کوثری

1380

الف- پیشگفتار

یکی از اهداف مهم راه اندازی سیستم استحصال طلا در کانسار طلای ارغش معرفی روشی نسبتاً ساده می باشد ، که هم از نظر اقتصادی و هم از نظر علمی توسط بخش خصوصی قابل اجرا باشد .

مهمترین مزیت این روش ساده بودن آن و عدم نیاز به دانش فنی پیچیده ای است که معمولا سبب عدم علاقمندی واحدهای کوچک تولیدی و جذب سرمایه های سرگردان می گردد ، برپایی سیستم استحصال طلا به روش اسیدشوئی (Leaching) نیاز به سرمایه گذاریهای کلان و وارد نمودن تکنولوژی پیچیده ای ندارد و کل سیستم را می توان با صرف هزینه چند ده میلیون تومان و نیروی انسانی در حد چند نفر برپا ساخت .

در بخش اول گزارش مراحل عملی سیستم استحصال اجراء شده در کانسار طلای ارغش توضیح داده شده و در بخش دوم برآورد هزینه در معدن در پایان تئوری و مکانیزم روش لیچینگ بیان گردیده است .

در اینجا لازم است از زحمات آقای مهندس سید محمد سید علیزاده گنجی که با دقت قابل تحسین مراحل عملی این روش را در کانسار ارغش تدوین و ارائه نموده اند قدردانی کرده و برای وی آرزوی موفقیت نمود .

مجری فنی طرح طلای ارغش

سلیمان کوثری

مرداد ماه 1380

فهرست مطالب

عنوان صفحه

بخش اول: استحصال طلا در کانسار طلای ارغش 1

1-1- بخش خردایش 6

1-2- هیپ لیچینگ نفردی طلا به روش سیانور اسیون و ترسیب آن 1
بوسیله فویل روی 18

1-3- مرحله ذوب و بازیابی طلا از لجن 23

1-4- تعیین وزن مخصوص برجای حوضچه ها 25

1-5-محاسبه و بازیابی طلا در مراحل مختلف استحصال طلا 28

28

بخش دوم: برآورد هزینه در معدن چشمه زرد 29

2-1- حوضچه 29

2-1-1- مواد و داروهای مصرفی 30

2-2-1- لوازم مصرفی 30

2-2-ذوب 31

2-3- خردایش 31

2-4-حمل ونقل یا ترابری 31

2-5- هزینه دستگاهها 32

2-5-1-هزینه انرژی مصرفی 32

33

33

2-5-2-هزینه روغن مصرفی
2-5-3-هزینه ماشین آلات 36
38
2-6- پرسنل 38
2-6-1- تعداد پرسنل مورد نیاز به تفکیک سمت در بخش فرآوری 41
43
2-6-2- تعداد پرسنل مورد نیاز به تفکیک سمت در بخش استخراج 44
2-6-3-تعداد پرسنل مورد نیاز به تفکیک سمت در بخش سرویس خدمات 44
45
47

بخش سوم : مقدمه ای برای استحصال طلا به روش لیچینگ

3-1-مقدمه

3-2- عوامل موثر در حلالیت

3-2-1 اثر PH

3-2-2 تاثیر غلظت سیانید و اکسیژن

3-2-3- اثر اندازه ذرات

3-2-4- اثر نور و سطح

3-2-5- اثر حرارت

3-3- فرو شوئی کپه ای

منابع: سید محمد سید علیزاده گنجی ،«روشهای استحصال طلا»، دانشگاه تربیت مدرس سال 1379

بخش اول : استحصال طلا در کانسار طلای ارغش

1-1- بخش خردایش

ماده معدنی (کانسنگ) استخراج شده بعد از دپو شدن در کنار سنگ شکن فکی توسط بیل تراکتور مکانیکی به داخل سنگ شکن فکی با مشخصات دهانه فک 40cm× 70 cm ریخته شده و در داخل این سنگ شکن توسط نیروی فشاری یا برشی ، بین دو صفحه موجدار که یکی از آنها ثابت و دیگری متحرک است خرد می شود .

نکته مهم و قابل توجه درباره بار ورودی به داخل سنگ شکن فکی این می باشد که بار ورودی باید حداکثر 80 تا 90 درصد دهانه ورودی سنگ شکن باشد تا خوراک در دهانه سنگ شکن گیر نکند بنابراین حداکثر ابعاد ورودی به سنگ شکن باید دارای ابعاد زیر باشد و این ابعاد باید توسط یک گریزلی که بروی سنگ شکن نصب می شود کنترل شود .

حداکثر اندازه ابعاد بار ورودی به سنگ شکن فکی =40 Cm × $\frac{80}{100}$ = 32 cm

نبست خرد $\frac{80}{100}$ ، سنگ شکن حداکثر برای مواد سخت 4/5 می باشد و مواد پس از عبور از خروجی سنگ شکن، به قطعات زیر5 cm کاهش داده می شود و محصولات حاصل از خردایش بر روی نوار نقاله ای به طول 15cm و عرض 60cm ریخته شده و به داخل یک بونکر به حجم $12/5m^3$ انتقال می یابد علت طراحی یک بونکر در این مدار، به خاطر برابر بودن ظرفیت سنگ شکن فکی نسبت به سنگ شکن چکشی می باشد .

این بونکر بطور میانگین می تواند در حدود 45-40 دقیقه توسط سنگ شکن فکی پر شود درحالی که همین مقدار از ماده معدنی در حدود 3/5-3 ساعت (در صورت سالم بودن چکش) توسط سنگ شکن چکشی مورد خردایش قرار گیرد اعداد و ارقام مذکور نشان میدهند که ظرفیت خردایش سنگ شکن فکی حداقل 4 برابر بیشتر از سنگ شکن چکشی می باشد ماده معدنی از بونکر توسط یک کارگر ساده ، بر روی نوار نقاله ای به طول 12m ریخته می شود و از طریق نوار نقاله ماده معدنی وارد سنگ شکن چکشی میشود. این سنگ شکن از یک روتور که دارای 24 چکش است و با سرعت زیاد می چرخد تشکیل شده است نقش اصلی چکش در واقع پرتاب قطعات بر ورودی به طرف جداره داخلی سنگ شکن می باشد و هزینه اصلی این بخش (خردایش) را می توان در درجه اول به تعویض این چکش ها و درجه دوم به تعویض فنرها نسبت داد .

برروی جدار داخلی دستگاه نیز تعدادی سپر نصب شده است که نقش مانع را ایفا می کند و قطعات بار ورودی در اثر برخورد با آنها خرد می شوند . لازم به یاد آوری است که سپرها قابل تعویض بوده و بعد از سائیدن و کوچک شدن همانند چکش ها و فنرها تعویض می شوند .

نسبت خردایش سنگ شکن ها ضربه ای در مسیر بسته به حدود 10 تا 30 می رسد که برای بدست آوردن نسبت خردایش بالا ، فاصله فنرها را که کنترل کننده بار خروجی است کم یا نسبت به همدیگر نزدیک می کنند این سنگ شکن وسیله ای مناسب برای خرد کردن مواد تا ابعاد کوچکتر از 15mm می باشد و خردایش تا زیر 2mm توسط این سنگ شکن بسیار سخت بوده و علاوه بر کاهش ظرفیت ، باعث خفه شدن سنگ شکن به طور متعدد خواهد شد که راه اندازی مجدد آن بسیار طاقت فرسا و وقت گیر می باشد .

محصولات حاصل از این سنگ شکن بعد از خردایش برروی یک نوار نقاله با شیب کم و به طول12m ریخته شده و به دپوی ماده معدنی انتقال داده می شود .

به علت شدید بودن وزش باد محصولات حاصل از خردایش تا کیلومترها به اطراف پخش می شود که برای جلوگیری از پخش شدن اضافی این مواد به فواصل بسیار دور ، طبلک تخلیه به داخل یک ساختار فلزی گذاشته شده است .

از آنجایی که ماده معدنی موجود در بونکر در بهترین حالت(وقتی که چکش ها و فنرها نو باشند)توسط سنگ شکن چکشی به مدت سه ساعت به طول می انجامد تا مورد خردایش قرار گیرد می توان ظرفیت این سنگ شکن را با فرض اینکه وزن مخصوص این ماده معدنی بعد از عملیات خردایش توسط سنگ شکن فکی 1/607ton/m3 باشد به صورت زیر محاسبه کرد .

لازم به یادآوری است حجم که محاسبه شده بونکر حدود 12/5 متر مکعب می باشد.

تناژ ماده معدنی موجود در یک بونکر=12/5m3× 1/607ton/m^3=20ton

ظرفیت خردایش سنگ شکن چکشی = $\frac{20ton}{3Hr}$ =6/69 6/7Ton/hr

پس از محاسبات مذکور این نتیجه بدست اورده می شود که در بهترین شرایط این سنگ شکن قادر است حدود 7-6 تن ازماده معدنی را در یک ساعت تا زیر 3 میلیمتر خرد بکند.

برای تعیین دانه بندی مواد حاصل از خردایش از دپوی مواد در نقاط مختلف نمونه گرفتـه شـده و پس از آماده سازی حدود 0/5 kg مورد تجزیه سرندی قرار گرفت کـه نتـایج تجزیـه سـرندی در جدول زیر آمده است .

اندازه ذرات		وزن روی	درصد وزنی	درصد تجمعی	درصد تجمعی
mesh	میلی متر	هرسرند(گرم)	روی هر سرند	روی هر سرند	عبور کرده
+8	+2/36	26	5/31	5/31	94/69
-14+8	-2/1+36/4	58	11/84	17/15	82/85
-18+14	-1/1+4	42	8/57	25/72	74/28
-30+18	-0+1/6	88	17/96	43/68	32-56
-50+30	-0/0+6/3	76	75/51	59/19	4/81
-140+100	-0/0+15/106	14	2/86	71/43	28/57
-200+140	0-/075 -0/106	30	6/1	80/39	19/61
pan	-0/075	96	19/59		

از نتایج تجزیه سرندی فوق می توان نتیجه گرفت که دانه بندی عمومی خوراک (d80)در محدوده 14+18- مش قرار دارد و یا به عبارتی دانه بندی در محدوده 1/5-1 میلیمتـر مـی باشـد بعـد از تجزیه سرندی فوق ، از هر بخش ابعادی حاصل از تجزیه سرندی و خوراک به طور جداگانه نمونه ای برای تعیین عیار طلا (Au) گرفته شده و به آزمایشگاه سازمان زمین شناسی ارسال گردیـد کـه نتایج آنالیز به صورت جدولی در زیر آورده شده است .

کد نمونه	شماره مش	وزن هر بخش (گرم)	عیار طلا ppb	توزیع طلا (میلی گرم)
Au-1	+8	26	4035	104910
Au-2	-14+8	58	4915	285070
Au-3	-18+14	42	2615	109830
Au-4	-30+18	88	2650	233200
Au-5	-50+30	76	2185	166060
Au-6	-100+50	60	2055	123300
Au-7	-140+150	14	1850	25900
Au-8	-200+140	30	1795	53850
Au-9	-200	96	3940	378240
Au-10	خوراک	100	2770	277000

با توجه به نتایج آنالیز و توزیع طلا می توان نتیجه گرفت که بیشترین طـلا در بخـش 200- مـش تمرکز یافته است و همچنین با داشتن عیار و وزن هر بخش می توان یـک عیـار میـانگین وزن دار بدست آورد و با خوراک که عیار آن 2770 ppb گزارش شده مقایسه کرد .

عیار میانگین = وزن دار = $\frac{\text{درصد طلای هربخش}\times(\text{وزن همان بخش})\times 100}{\text{وزن کل}} = \frac{148360}{490} = 3021\text{ppb}$

با مقایسه کردن عیار میانگین وزن دار عیار خوراک در مجموع به اندازه 1251ppb اختلاف عیـار مشاهده می شود که می تواند ناشی از خطای توزین و آنالیز در هر مورد باشد .

1-2- هیپ لیچینگ نفوذی طلا به روش سیانوراسیون و ترسیب آن بوسیله فویل روی

در منطقه چشمه زرد چهار سری حوضچه، با مشخصات یکسان ساخته شده و هر سـری از این حوضچه ها به ترتیب شامل حوضچه لیچ و حوضچه استحصال می باشد .

حوضچه لیچ در واقع با مشخصات طول ، عرض و ارتفاع متوسط به ترتیب 7، 6، 1/20 متر بود ، و به اندازه 1/5 متر بالا تر از حوضچه استحصال ساخته شده است و محلول لیچ شده بوسیله دو شیر ، از طریق اختلاف ارتفاع و نیروی ثقل به داخل حوضچه استحصال ریخته می شود .

در این حوضچه عملیات لیچینگ (انحلال طلا از فاز جامد به فاز محلول را لیچینگ گویند) و فیلتراسیون انجام می گیرد . قبل از ریختن ماده معدنی به داخل حوضچه لیچ ، کف این حوضچه توسط الوارهایی به قطر تقریبی 10cm که به فاصله 50cm از هم قرار دارند توسط تخته هایی به طول وعرض5×50 سانتیمتر و به ضخامت یک یا دو سانتیمتر کاملا تخته پوش شده و بعد روی این تخته ها توسط دوسری از گونی که سری دوم عمود بر سری اول می باشد کاملا پوشانیده می شود و برای جلوگیری از کنار رفتن و جمع شدن گونی در مرحله تخلیه و پر کردن حوضچه ، گونی روی تخته میخ کوب شده است .

تخته هایی که برای حوضچه شماره 2 و3 بکار رفته بود ضخامت آنها در حدود 1/5-1 سانتیمتر بوده است که بعد از افزودن 40 تا45 تن ماده معدنی ، به علت نامطلوب بودن جنس چوب و خیس خوردن ، چوب حالت خمش را به خود گرفته و به کف حوضچه چسبیده است که این نقص در حوضچه شماره 1 و 4 با کلفت تر گرفتن ضخامت این تخته ها (1/2-5cm) و بهتر شدن جنس چوب کاملا جبران شده است .

بعد از اینکه کف حوضچه کاملا آماده برای فیلتراسیون (تخته پوش کردن و گونی گذاشتن) و یا تمیز و ترمیم شد (به هنگام تخلیه باطله از حوضچه توسط کارگران یا بیل مکانیکی گاهی اوقات چوبهای کف شکسته شده و یا گونی پاره می شود که باید قبل از ریختن مجدد ماده معدنی کاملا ترمیم و تعمیر شود) ماده معدنی توسط تراکتور به کنار حوضچه آورده می شود و با سیمان و آهک توسط کارگران خوب با هم مخلوط می شود .

در سری اول به علت پایین بودن PH اولیه محلول به ماده معدنی آهک اضافه شده اما در سری دوم به بعد نیازی به افزودن آهک برای کنترل PH نمی باشد و تنها با افزودن سیمان و پراکسید سدیم و سیانور به محیط ، PH کمی افزایش خواهد یافت و کمبود PH با افزودن مواد مذکور جبران خواهد شد .

نقش اصلی افزودن سیمان به ماده معدنی ، گندله سازی و آگلومراسیون ذرات دانه ریز و نرمه می باشد بطوری که بعد از افزودن سیمان علاوه بر افزایش نفوذ پذیری ماده معدنی ، افزایش PH محیط را نیز خواهیم داشت .

سیمان خاصیت اسفنجی به خاک داده و باعث می شود که دانـه هـا در موقـع افـزودن محلـول بـه حوضچه لیچ جابه جا نشده و نفوذ پذیری خاک کاهش پیدا نکند و ثابت باقی بماند و با توجـه بـه توزیع دانه بندی می توان مقدار سیمان مورد نیاز برای عملیات لیچینـگ را حـدس زد بـه عبـارت دیگر می توان گفت هر چه درصد تجمعی دانه های درشت افزایش یابد مقدار سـیمان مـورد نیـاز برای آگلومراسیون کاهش خواهد یافت و در واقع می توان گفت که دانه های درشت نفوذ پـذیری خود را تقریباً بدون افزودن سیمان حفظ خواهند کرد .

اثر سیمان در هیپ لیچینگ نفوذی بسیار مهم و با ارزش می باشد و هیچ احسـاس نمـی شـود کـه بتوان از آن برای دانه بندی های زیر دو میلیمتر چشم پوشی کرد اما مقدار آن را مـی تـوان کـاهش داد و یا بهینه کرد .

بعد از آماده سازی و مخلوط 40تا45 تن ماده معدنی با سیمان (در صورت نیاز بـا آهـک)توسـط بیل مکانیکی خاکهای کناری جمع و درون آن کمی گود می گردد و حـدود 7-6 هزارلیتـر آب بـه ماده معدنی اضافه و توسط بیل تراکتور خوب مخلوط می شود تا سیمان به عنـوان گندلـه کننـده و چسباننده دانه ها و ذرات نرمه بهتر بتوانند نقش خود را ایفا کند .

بعد از مخلوط کردن و همزدن ماده معدنی با آب حدود 24-18 ساعت به آن زمان داده می شـود تا سیمان کمی خودش را بگیرد بعد از مدت زمان ، قبل از اینکه ماده معدنی مذکور وارد حوضـچه لیچ شود توسط کارگر از خاک خشک کپه هایی در حدود 4-3 کیلوگرمی به فاصله 1-0/5 متر در کف حوضچه با بیل دستی ایجاد می شود و وسط تمام کپه ها توسط دست باز و جمعاً حـدود 1-0/5 کیلوگرم پراکسید سدیم به داخل کپه ها اضافه و دهانه آن بلافاصله توسـط کـارگر بسـته مـی شود.

پراکسید سدیم یک اکسید کننده قوی می باشد که در صورت تماس با دست و صورت بـه علـت تشکیل سود سوز آور به شدت باعث سوزش می شود که این سوزش را بوسیله شستشو با آب می توان بر طرف کرد .

واکنش پراکسید سدیم با آب سریع بوده و به صورت زیر می باشد .

$Na_2o_2+H_2o$---->$2NaoH+H_2o_2$

H_2o_2---->$H_2o+½o_2$

از واکنش فوق نتیجه گرفته می شود که پراکسید سدیم علاوه بر نقش اکسید کنندگی قوی به خاطر تولید H_2o_2 نقش افزایش دهنده PH محلول را به خاطر تولید سود ایفا می کند .

نکته ای که در اینجا وجود دارد و شاید هم خیلی مهم باشد این است که بـرای ایجـاد کـردن کپـه حتما باید ماده معدنی مورد نیاز خشک باشد و در صورت مرطوب بودن ماده معدنی واکنش فـوق خیلی سریع انجام می شود و پر اکسید ئیدروژن تولید می کند و خود این پراکسید ئیدروژن به یک مول آب و نیم مول گاز اکسیژن تبدیل خواهد شد و گاز اکسیژن بلافاصله از خاک و نمونه خـارج شده و وارد هوا می شود و پر اکسید ئیدروژن نقش اصـلی خـود را کـه یـک اکسـید کننـده قـوی می باشد از دست خواهد داد .

بعد از افزودن پراکسید سدیم ، ماده معدنی توسط بیل مکانیکی به داخل حوضچه انتقـال داده مـی شود و برای جلوگیری از فشرده شدن بیشتر خاک و کم شدن نفوذ پـذیری محلـول لـیچ عملیـات صاف کردن سطح نمونه توسط کارگران بروی یک نردبان فلزی که روی حوضچه قـرار مـی گیـرد انجام می شود .

بعد از عملیات تسطیح خوراک (ماده معدنی) در حوضچه لیچ ، باید محلول لـیچ کننـده بـه ایـن حوضچه پمپاژ شود که طرز آماده سازی محلول به صورت زیر می باشد .

عملیات آماده سازی محلول در داخل حوضچه ای تحت عنوان حوضچه استحصال به مشخصـات طول و عرض و ارتفاع به ترتیب 5/10 ، 3/10، 1/80 متر انجام می گیرد که به شرح زیر می باشد .

ابتدا در داخل حوضچه استحصال به مقدار مشخصی در حدود 18-15 هزار لیتـر آب ریختـه مـی شود بعد از افزودن آب ، اولین کاری که باید انجام شود کنتـرل PHمحلـول مـی باشـد اگـر PH

محلول کم باشد برای بالا بردن PH محلول به آن سود یا آهک اضافه خواهد شد و در صورت عدم نیاز و کافی بودن PHاز نظر عملیاتی (در حدود 9/5 تا10 باشد)هیچکدام از مواد مذکور اضافه نمی شود همانطوری که مشاهده شده است در سری دوم و سوم هیچ یک از مواد مذکور به عنوان کنترل کننده PH به محیط اضافه نشده است و PH محلول قبل از افزودن داروهای شیمیایی در حدود 11-9/5 بوده است بعد از کنترل PH ، عملیات افزودن داروهای شیمیایی به محلول موجود در حوضچه استحصال یکی پس از دیگری انجام می گیرد .

نکته ای که شایان ذکر است این می باشد که حلالیت داروهای افزودنی به محلول با هم فرق می کند به عنوان مثال سیانید سدیم از بیشترین حلالیت و پرمنگنات پتاسیم از کمترین حلالیت برخوردار بوده و خیلی بد و به کندی به صورت محلول در می آید . اگر پر منگنات پتاسیم به صورت جامد به محلول موجود در حوضچه استحصال اضافه شود در کف این حوضچه بلا فاصله رسوب خواهد کرد و باعث عدم ایجاد یک محلول همگن خواهد شد و برای جلوگیری از ترسیب مواد شیمیایی (داروها) قبل از افزودن آن به محلول(با توجه به حلالیت های متفاوت) هر یک را جداگانه در یک تشتی به صورت محلول در آورده و بعد به حوضچه استحصال اضافه می شود .

داروهای افزودنی به محلول شامل نیترات سرب ($pbNo_3$) ، پرمنگنات سدیم ($kmno_4$) ،فروسیانید پتاسیم [$k_4Fe(Cn)_6$] سیانید سدیم ($NaCN$) و آب اکسیژنه می باشد که از نظر وزنی هر کدام در این محدوده به ترتیب 1-0/75، 2-1/5، 2، 14-10، 6-4 کیلوگرم قرار خواهند گرفت.

بعد از افزودن هر کدام از این داروها رنگهای خاصی در محلول ایجاد می شود و پدیده بسیار زیبا و جالبی به هنگام افزودن هر یک از این داروها به محلول مشاهده می گردد مثلا با افزودن نیترات سرب یک توده سفید مانند ، شروع به پیشروی در قسمت های پایینی محلول (به خاطر زیادی بودن وزن مخصوص) می کند یا با افزودن پرمنگنات پتاسیم رنگ محلول از حالت بنفش بلا فاصله به رنگ سبز تغییر رنگ پیدا خواهد کرد و به صورت یک توده ابری در محلول پیشروی خواهد کرد .

بعد از افزودن تمام داروها به حوضچه استحصال ، قبل از پمپاژ محلول به حوضـچه لـیچ عملیـات همگن سازی محلول توسط پمپ انجام میگیرد بطوریکه سـر شـیلنگ پمـپ را در داخـل محلـول گذاشته و به مدت 30-20 دقیقه محلول خوب مخلوط می شود تا در صـورت حـل نشـدن مـواد شیمیایی به صورت محلول در بیایند .

بعد از همگن سازی محلول ، سر شیلنگ پمپ را برای جلوگیری از گود کردن و کنده شدن خـاک حوضچه لیچ قبل از پمپاژ در داخل گونی (ترجیحاً گونی کنفی بهتر از گونی نایلونی می باشد زیـرا این گونی آب را بهتر و راحت تر از خود عبور می دهد) گذاشته و عملیات پمپـاژ محلـول انجـام می گیرد در شروع کار چون حجم ماد ه معدنی در حوضچه لیچ به خاطر عدم نشست ماده معـدنی زیاد می باشد و همچنین برای جلوگیری از سر ریز شدن محلول ، عملیات پمپـاژ در مـدت زمـان طولانی و با دور کم موتوری انجام خواهد گرفت تا ضمن پمپـاژ ، قسـمت زیـادی از محلـول بـه داخل نمونه یا ماده معدنی نفوذ کند . بعد از عملیات پمپاژ ، شیرهای حوضچه لیچ بـه مـدت 24-22 ساعت بسته می شوند و محلول در داخل حوضچه لـیچ بـاقی مـی مانـد، بعـد از 24 سـاعت شیرهای حوضچه باز شده و عملیات تخلیه به مدت 12-8 ساعت انجام می گیرد .

بعد از این مدت که عملیات تخلیه کاملا انجام گرفت (عملیات افزودن دارو جهت کنترل و ثابـت نگهداشتن غلظت سیانید سدیم و اکسیژن محیط طی دو مرحله دیگر قبـل از پمپـاژ انجـام خواهـد شد) حدود 8-6 کیلوگرم سیانید سدیم NaCN و 4-2 لیتر پر اکسید سدیم به محلول اضافه کرده و محلول پمپاژ و شیرهای حوضچه بسته می شوند .

در این مرحله نیز به مدت 24-22 ساعت محلول در حوضچه باقی می مانـد و بعـد از طـی ایـن مدت زمان مذکور ، شیرهای حوضچه باز شده و عملیات تخلیه به مدت 8تا12 ساعت انجـام مـی گیرد در این مرحله نیز قبل از پمپاژ حدود 5-4 کیلوگرم سیانید سدیم و 3-1 لیتر آب اکسیژنه بـه محلول قبل از پمپاژ اضافه کرده و بعد از آماده سازی، محلول به حوضچه لیچ پمپاژ می شود .

قبل از اینکه شیرهای حوضچه بعد از 24 ساعت باز شوند محلول حاوی مقدار زیادی از کمپلکس سیانور طلا خواهد بود و می توان گفت که قسمت اعظم لیچینگ طلا صورت گرفته است در این

موقع از زمان عملیات ترسیب طلا توسط فویل های روی با افزودن حدود 6 کیلوگرم فویل روی به باکس ها و حدود 500-250 گرم استات سرب (علت افزودن استات سرب ، افزایش سرعت ترسیب طلا روی سطح فویل های روی می باشد) به ابتدای مسیر ورودی محلول به داخل باکس شروع می شود .

محلول بار دار به ابتدای مسیر وارد می شود و ضمن حل کردن استات سرب طی یک مسیر سر ریز و ته ریز کل این جعبه که حدود 2/5 متر می باشد را طی می کند . برای افزایش تماس محلول بار دار با فویل های روی ، ورود محلول به هر یک از این 7 باکس به صورت ته ریز می باشد و محلول از پایین وارد باکس های حاوی فویل های روی شده و از آن سر ریز می شود بطوری که در هنگام عبور از فویل های روی کمپلکس سیانور طلا می تواند با فویل های روی واکنش دهد و طلا روی سطح فویل روی به صورت عنصری رسوب و فلز روی به صورت کمپلکس سیانور روی به صورت محلول وارد محیط می شود .

در حین عملیات استحصال طلا ، از سطح فویل های روی ، حبابهای ریز ئیدروژن تولید می شود که نشان دهنده جانشین شدن طلا روی سطح فویل های روی می باشد بطوری که هر چه مقدار آن آزاد شدن این گاز (ئیدوژن) بیشتر باشد نشان دهنده زیادبودن کمپلکس سیانور طلا در محلول و سریع بودن عمل جانشینی طلا با فویل های روی می باشد .

واکنش کمپلکس سیانور طلا با فویل های روی به صورت زیر می باشد .

$$NaAu(CN)_2+2NaCN+Zn+H_2o\text{---->}Na_2Zn(CN)_4+Au+½H_2+NaoH$$

از واکنش فوق نتایج زیر بدست می آید که با ترسیب طلا ،PH محیط با تولید سود (به خاطر زیاد بودن حجم محلول) کمی افزایش می یابد ، همچنین هر چه ضخامت این فویل ها کمتر و نازکتر باشد این واکنش به علت زیاد شدن سطح تماس به احتمال قوی بهتر و سریعتر انجام خواهد گرفت .

مهمترین نتیجه از آزمایش فوق این است که عمل ترسیب توسط فویل روی زمانی می تواند به خوبی انجام گیرد که در محیط اکسیژن نباید و یا غلظت آن به حداقل برسد و غلظت سیانید سدیم

زیاد باشد.

همچنین به علت زیاد بودن کمپلکس سیانور طلا در قسمت ورودی باکس ها ، با توجه به اینکه در شروع عملیات ترسیب سعی شده است که فویل های باکس شماره 1،2،3، تقریباً 1/5 تـا2 برابـر فویل های شماره 4،5،6،7 باشد بعد از دو روز از شروع عملیات ترسیب مشاهده مـی گـردد کـه حجم فویل های باقی مانده در باکس ها از شماره 1 تا7 روندی افزایشی داشته و نشان می دهد که قسمت اعظم این کمپلکس سیانور طلا توانسته است با فویل های موجود در بـاکس هـای جلـویی زودتر و اکنش دهد و روی به صورت محلول وارد حوضچه شود و یا به عبارتی می توان گفت که با افزایش شماره باکس ها ، سیاه شدگی و نرمی فویل های روی کمتر شده و نشـان مـی دهـد کـه واکنش در باکس های جلویی به خاطر تمرکز یونهای کمپلکس سیانور طلا بهتر و زیادتر انجام می گیرد و در اثر عبور محلول بار دار از باکس ها به ترتیب مقدار زیادی از طـلا جـذب سـطح فویـل روی می شود و مقدار کمی از این کمپلکس سیانور طلا که نتوانسته با فویل روی واکنش دهد وارد حوضچه استحصال و از آنجا مرتب به حوضچه لیچ به صورت یک مدار بسته پمپاژ می شود و این عمل تا جذب حداکثر کمپلکس سیانور طلا ادامه خواهد یافت . (ایـن روش در جـذب کمـپلکس سیانور طلا محدود بوده و نمی تواند با تمام کمپلکس های سیانور طلا به خاطر و جود اکسیژن در محیط واکنش و ترسیب دهد) بعد از دو تا سه روز بعد از عملیات فویل گـذاری عملیـات انتقـال فویل ها از شماره های 2و3 به شماره یک ، 4، 5 به شماره دو، 6و 7 به شماره سه انجـام خواهـد گرفت و در نهایت به باکس های شـماره 4،5،6 جمعـاً حـدود 2/5 – 1/5 کیلـوگرم فویـل روی اضافه می شود تا فویل های تازه با سطح واکنش پذیری زیاد بتواند راحت تر و بهتر بـا کمـپلکس سیانور طلای باقیمانده در محلول واکنش بدهد و بازیابی جذب را افزایش دهد .

عملیات استحصال طلا شامل زمان گذاشتن فویل های روی در باکس های تا برداشـت کامـل ایـن فویلهای حاوی طلا از باکس ها می باشد که مجموعاً حـدود 8-6 روز بـه طـول خواهـد انجامیـد بطوریکه هر چه زمان استحصال و لیچینگ زیادتر شود احتمال افزایش بازیابی طلا بیشـتر خواهـد شد .

بازیابی کل پروسس از ضرب کردن سه راندمان بدست خواهد آمد که راندمان لیچینگ ، ترسیب طلا توسط فویل روی و ذوب می باشد .

راندمان کلی پروسس بازیابی طلا = راندمان ذوب × راندمان لیچینگ

بعد از کامل شدن زمان ترسیب طلا ، برای جمع آوری فویل های روی حاوی طلا (عنصری) در باکس ها به طریق زیر عمل می شود :

بعد از بستن شیر ورودی محلول به باکس ها ابتدا توسط یک یا دو شیلنگ ، محلولهای صاف موجود در باکس ها تخلیه شده ، بعد توسط دست فویل های برجای مانده حاوی طلا موجود در هر باکس جمع آوری می شود نکته ای که در هنگام جمع آوری فویل ها مشاهده می شود سختی و سفتی این فویل ها در داخل هر باکس می باشد بطوری که در داخل هر باکس ، فویل های قسمت جلویی که بیشتر در معرض عبور محلول بار دار می باشند مقاومت خودشان را نسبت به فویل های قسمت انتها زودتر از دست می دهند .

بعد از جمع آوری فویل ها و انتقال آن به تشت بزرگ ، مایع تیره بر جای مانده حاوی لجن طلا توسط یک ملاقه یا یک پارچ جمع آوری و به داخل یک صافی حاوی فیلتر کاغذی یا پارچه ای ریخته و بطور طبیعی فیلتر می شود و محلول غلیظ لجن حاوی طلا توسط پارچ هایی مستقیماً به داخل تشت بزرگ اضافه و بعد از جمع آوری و تمیز کردن کامل باکس ها این تشت را از محوطه حوضچه بیرون برده و عملیات لیچینگ با اسید سولفوریک غلیظ بر روی لجن حاوی طلا انجام می گیرد (لیچینگ روی در واقع خارج ساختن فویل های روی باقی مانده از فاز جامد به صورت فاز محلول می باشد) بعد از افزودن اسید سولفوریک غلیظ بر روی لجن روی در محیط آبی(فویل های روی در محیط بدون آب در اسید سولفوریک غلیظ سالم مانده و حل نخواهد شد)گاز H_2تولید می شود که با نزدیک کردن شعله کبریت باعث شعله ور شدن گاز H_2 می شود.

معادله واکنش اسید سولفوریک غلیظ و فویل روی در محیط آبی به صورت زیر می باشد .

$H_2So_4+Zn----->ZnSo_4+H_2\uparrow$

در مراحل اولیه انجام واکنش وقتی اسید سولفوریک غلیظ روی فویل های روی ریخته می شود به علت زیاد بودن مقدار روی در لجن، تصاعد گاز ئیدورژن به مقدار زیادی صورت مـی گیـرد و بـه محض نزدیک کردن شعله کبریت ، گاز ئیدوژن شعله ور می شود و شعله با افـزودن مـداوم اسـید سولفوریک غلیظ آنقدر ادامه می یابد که غلظت فلز روی در محیط کم مـی شـود و بـا کـم شـدن غلظت فلز روی ، تصاعد گاز ئیدروژن نیز کاهش پیدا کرده و باعث خاموش شدن شعله می شود . گاز ئیدروژن دارای بوی تند می باشد که باعث سرفه کردن و سوزش چشم مـی گـردد همچنـین شعله ور شدن این گاز توام با سروصدا و انفجار می باشد .

واکنش اسید سولفوریک برروی فویلهای روی در محیط آبی واقعاً گرمازا بوده و موقع لیچ با اسـید سولفوریک به علت تشکیل حبابهای ئیدروژن و ترکیدن آن در اثر گرما باعث پاشیدن محلول رقیق اسیدی (H_2So_4)موجود در تشت برروی دست و صورت می گردد که سوزش شدید روی دست و صورت در پی خواهد داشت که مرتب باید با آب تمیز، نقاط آلوده شـده بـه محلـول اسـیدی را شستشو داد.

در مجموع آنقدر اسید سولفوریک به محلول اضافه می شود تا کل فویلهای روی موجود در تشـت به صورت محلول در بیاید بعد در داخل دو صافی با فیلترهای کاغذی و یا پارچه ای ریخته تا کـل محلول به طور طبیعی فیلتر می شود .

نکته ای که در موقع فیلتراسیون باید به آن توجه کرد این است که محلول لیچ شـده حـاوی مقـدار زیادی سولفات روی می باشد و با سرد شدن محلول بلافاصله کریستالهای سـولفات روی تشـکیل می گردند که عمل فیلتراسیون را دشوار خواهد کرد. پس بنابراین عمل فیلتراسیون ترجیحاً مـوقعی که محلول داغ و گرم می باشد انجام می شود محلول فیلتر شده یا صاف شده حاوی مقدار زیـادی سولفات روی می باشد که به عنوان یک محصول جنبی طلا بازیابی می شود و لجن باقی مانده بعد

از عملیات فیلتراسیون حاوی مقدار زیادی طلا خواهد بود که بـه واحـد ذوب بـرای بازیـابی طـلا فرستاده می شود .

3-1- مرحله ذوب و بازیابی طلا از لجن

لجن بر جای مانده از عملیات لیچینگ فویل های روی حاوی طلا با اسید سـولفوریک کـه از نظـر وزنی بین 2 تا3 کیلوگرم می باشد توسط یک هیتر حرارت داده می شود تا رطوبت و مواد فرار آن بخار و همچنین کاغذ فیلتر و یا پارچه فیلتر آن نیز سوزانده شود آنگاه به محصول خشک و خنـک شده به ازای هر کیلوگرم لجن تقریباً حدود 300- 250 گرم براکس و به همـین مقـدار کربنـات سدیم (Na_2Co_3) به عنوان کمک ذوب اضافه می شود .

بوته گرافیتی را ابتدا جهت مطمئن شدن و عدم شکست آن در اثر حرارت به داخل کوره گذاشته و تا حدود 900 درجه حرارت می دهند و بعد بوته را بیرون می آوردنـد و تـا نصـف ایـن بوتـه از مخلوط همگن شده لجن حاوی طلا با کمک ذوب اضافه مـی کننـد و بعـد بوتـه را داخـل کـوره گذاشته و به آرامی حرارت آن افزایش می دهند تا به حرارت 1100^{oc} برسد در این دمات طـلا در واقع ذوب می شود .

علت پر نکردن بوته ها به این خاطر می باشد که در اثر ذوب لجـن حـاوی طـلا ، افـزایش حجـم ایجاد شده توسط سرباره ، سر ریز شده و به کوره آسیب نرساند.

عملیات ذوب در چند مرحله پر کردن و گذاشته بوته در داخل کوره به خوبی انجام می گیرد ، بعد از اتمام عملیات ذوب ، مذاب را بلا فاصله به داخل پاتیلی که از قبل گرم شده بود ریخته و بعد از سرد شدن مجموعه را وارونه کرده و با ضربه زدن به پاتیل باعث جدا شدن و آزاد شدن فاز مـذاب از آن شده و داخل آب قرار می گیرد که بعد از خنک شدن در آب ، فاز فلزی و غیر فلزی توسـط ضربات چکش از هم جدا می شوند .

(لازم به ذکر می باشد که فاز غیر فازی گاهی به علت نامطلوب بودن کیفیت ذوب و غلیظ بودن مذاب ممکن است حاوی مقداری طلا باشد که باید به خوبی مورد بررسی قرار گیرد و پس از مشاهدات ذرات طلا فاز غیر فلزی توسط هاون خوب کوبیده شده و به صورت پودر در می آید که بعد از لاوک شویی می توان ذرات طلایی موجود در سرباره را باز یابی کرد) فاز فلزی تهیه شده با نقره آلیاژ می شود ، البته آلیاژ شدن طلا و نقره ، برای ما مهم می باشد و لزومی ندارد که طلا را در نقره مذاب و یا نقره را در طلای مذاب بگذاریم ، بعد از ذوب کامل و تشکیل آلیاژ، مذاب حاصله به داخل یک سطل بزرگ پر از آب که توسط کارگری که بوسیله چوب سریع به هم زده می شود ریخته می شود بطوری که بعد از ریختن مذاب به داخل سطل ، آلیاژهای فلز ی به صورت نخودی در خواهد آمد که طی دو مرحله با آب سرد کاملا خوب شستشو داده می شود و بعد از شستشو ، کل این آلیاژ روی هیتر خشک می شود و بعد از خشک شدن به داخل یک کاغذ فیلتر اضافه و مجموعه را در داخل یک ظرف حاوی اسید سولفوریک غلیظ گذاشته و کل این مجموعه روی اجاق به مدت 2 ساعت به آرامی جوشانده می شود تا نقره به صورت محلول در بیاید .

بعد از اتمام لیچینگ نقره ، قبل از تخلیه سولفات نقره موجود در ظرف استیل حدود یک تا دو لیتر اسید سولفوریک غلیظ برای کاهش دما، به آن اضافه می شود و بعد از اضافه کردن اسید سولفوریک غلیظ به سولفات نقره حاوی لجن طلا ، محلول اسید سولفوریک حاوی سولفات نقره به یک ظرف دیگر انتقال داده می شود بطوری که بعد از تخلیه محلول سولفات نقره به ظرف استیل دیگر ، یک لجن شبیه گل رس بر جای خواهد ماند که به خاک طلا معروف می باشد و برای شستشو کامل این لجن به آن دو مرتبه آب معمولی اضافه شده و خوب جوشانده می شود و محلول شستشو دهنده (آب معمولی) بعد از شستشو (آب حاوی سولفات نقره) به یک تشت حاوی سولفات نقره اضافه می شود و لجن برجای مانده در مجموع عاری از سولفات نقره خواهد شد .

واکنش نقره با اسید سولفوریک غلیظ به صورت زیر می باشد .

$$2Ag_2H_2So_4 \text{--->} Ag_2So_4+2H_2o+\uparrow So_2$$

محلول غلیظ حاوی سولفات نقره که در یک ظرف استیل ریخته شده بود به داخل یک تشت پر از آب گذاشته و به آرامی ، محلول غلیظ حاوی سولفات نقره به داخل آب موجـود در تشـت اضـافه می شود .

محلول گلی مانند سولفات نقره بعد از افزوده شدن به آب و رقیق شدن ، حالت شیری را بـه خـود می گیرد و اگر فلز مس به آن اضافه شود نقره به صورت فلزی(عنصری) رسوب کـرده و مـس بـه صورت سولفات مس وارد محلول می شود و رنگ محلول به صورت رنگ آبی در می آید .

واکنش ترسیب نقره توسط فلز مس به صورت زیر می باشد .

$Ag_2So_4+Cu\text{----}> 2Ag+CuSo4$

بعد از انحلال کامل مس و ترسیب کامل نقره (عنصری) که گاهی تا 24 ساعت هم به طـول مـی انجامد عملیات فیلتراسیون انجام می گیرد و لجن نقره بر روی کاغذ فیلتر بر جای می ماند که برای شستشوی بهتر و بدست آوردن یک پودر نقره خوب به لجن بدسـت آمـده ، آب معمـولی اضـافه کرده و دو بار می جوشانند و در هر مرحله به آن زمان داده می شود تـا لجـن نقـره رسـوب و آب روی لجن به خوبی جدا و تخلیه شود .

بعد از گرفتن لجن نقره ، محلول فیلتر شده حاوی سولفات مس خواهد بود که بـا افـزودن قراضـه های آهن باعث ترسیب فلز مس خواهد شد .

عمل ترسیب کمی به کندی صورت گرفته و برای اتمام واکنش اکسیداسیون و احیاء بین فلز مس و آهن گاهی تا 24ساعت به آن زمان می دهیم .

واکنش ترسیب مس توسط فلز آهن به صورت زیر می باشد .

$CuSo_4+Fe\text{--->}FeSo_4+Cu$

بعد از ترسیب کامل فلز مس ، عملیات فیلتراسیون انجام گرفته تا لجن مس بازیابی شود ، محلـول فیلتر شده حاوی سولفات آهن خواهد بود که به خاطر ارزش پایین سولفات آهـن کـل محلـول در طبیعت آزاد می شود . پودر نقره گرفته شده بعد از خشک شـدن روی هیتـر ، بـه آن کمـک ذوب (براکس) اضافه کرده و مورد عمل ذوب قرار می گیرد که باعث بدست آمدن فلز نقـره مـی شـود .

عمل ذوب پودر نقره شبیه ذوب طلا بوده طوری که بعد از عملیـات ذوب ، مـواد ذوب بـه داخـل

پاتیلی ریخته و کل مجموعه وارونه شده و بازدن چند ضربه با چکش ، فاز مذاب جدا شده و توسط انبر مخصوص بوته ف فاز مذاب به داخل آب برای جدا شدن فاز فلزی و غیر فلزی انتقال داده می شود بعد از سرد شدن ، فاز فلزی و غیر فلزی توسط ضربات چکش از هم جدا می شوند که با خشک کردن این فاز فلزی (نقره خالص) به بوته ای که در داخل کوره بود و گرم می باشد اضافه شده و مورد عمل ذوب مجدد قرار می گیرد .

بعد از ذوب نقره ، برای بدست آوردن یک آلیاژ کم عیار طلا فاز فلزی تهیه شده از ذوب لجن طلا به این مذاب اضافه شده و یک آلیاژ کم عیار طلا بدست می آید .

با توجه به اینکه نقره در اسید نیتریک و سولفوریک غلیظ حل می شود و طلا در این دو اسید نامحلول است و از این اسیدها برای انحلال آلیاژی از طلا و نقره که مقدار طلای آن کمتر از 25٪ می باشد مورد استفاده قرار می گیرد .

بعد از عملیات لیچینگ آلیاژهای نخودی طلا و نقره ،یک لجن گلی یا خاک طلا خواهیم داشت که خیلی آرام و با حوصله این لجن خشک می گردد و به آن کمک ذوب (براکس) اضافه می شود .

بعد از مخلوط کردن و هموژن کردن ، نمونه را به داخل کاغذ فیلتر ریخته و پیچانده می شود .نمونه مورد ذوب در هر مرحله به اندازه ای می باشد که در داخل کوزه های چینی جای شود بعد از هر مرحله ذوب ، کوزه چینی را بیرون آورده و به آن مقداری دیگر از خاک طلا که کاملا توسط کاغذ فیلتر پیچیده شده به آن اضافه می گردد (بعد از افزودن نمونه به کوزه ، به علت گرم بودن کوزه بلافاصله باعث شعله ور شدن کاغذ فیلتر می شود).

بعد از افزودن هر مرحله خاک طلا ، کوزه چینی به داخل کوره انتقال داده می شود تا کل مجموعه ذوب گردد پس از ذوب کامل خاک طلا و اتمام عملیات ذوب ، کوزه بیرون آورده شده و مدتی به آن زمان داده می شود تا مواد در آن کمی سفت گردد بعد به آرامی کل بوته با انبر مخصوص به داخل تشت آب گذاشته و بعد از خنک شدن ، کوزه شکانده شده و سرباره های موجود روی شمش طلا کاملا با دست و ضربات چکش پاک می شود.

بعد از شکاندن دو تا سه تا از این کوزه ها ، شمش های کوچک طلا خواهیم داشت که این شمش ها کاملا خشک و گرم شده و به بوته اضافه می گردد تا آخرین مرحله ذوب که تولید یک شمش بزرگ طلا می باشد بدست آید .

بعد از ذوب نهایی شمش های طلا ، کوزه بیرون آورده شده و در حالی که طلا مذاب می باشد مقداری براکس روی سطح آن افزوده تا زیبایی و جلای خاصی به طلا داده شود . سپس کل مجموعه را داخل آب گذاشته و بعد از شکاندن کوزه چینی یک شمش طلای بسیار زیبایی خواهیم داشت که پس از تدوین به امضای افراد مسئول در معدن در می آید و شمش حاصله به بانک جهت نگهداری انتقال داده می شود .

4-1 تعیین وزن مخصوص بر جای حوضچه ها

از حوضچه شماره 1 نمونه هایی برای تعیین وزن مخصوص گرفته شده است که روش کار به صورت زیر می باشد . این نمونه ها بعد از گذشت15 روز از عملیات لیچینگ و17 ساعت بعد شستشو در طی 5 مرحله جداگانه گرفته شده است قبل از نمونه گیری ، سطح محل نمونه گیری کاملا با یک خط کش صاف شده است و ظرف مخصوص نمونه گیری به آرامی به داخل نمونه بر جای موجود در حوضچه لیچ فرو برده شده و بعد از نمونه گیری ، وزن نمونه های مرطوب به صورت زیر شده است که در زیر آمده است .

از این نمونه های گرفته شده یک نمونه گرفته و آن را نصف کرده و هر قسمت را به طور جداگانه خشک کرده بطوری که بعد از خشک شدن هیچ تغییری در وزن هر کدام از آنها مشاهده نشده است و این نشانه دهنده همگن بودن توزیع دانه بندی و رطوبت موجود در خاک و قابل تکرار بودن عملیات می باشد .

M1=3/360Kg

M2=3/600Kg

M3=3/700Kg

M4=3/640Kg

M5=3/720Kg

Mav=3/658Kgوزن نمونه میانگین

با مشخص بودن وزن نمونه مرطوب و وزن نمونه خشک می توان درصد رطوبت موجود در خاک را محاسبه کرد که بصورت زیر محاسبه شده است .

درصد رطوبت خاک قبل از تخلیه = (وزن خاک مرطوب - وزن خاک خشک) / وزن خاک مرطوب × 100 = (3/3-630/200) / 3/630 × 100 = 11/846

از محاسبه مذکور می توان نتیجه گیری کرد که خاک حوضچه قبل از تخلیه تقریبا دارای 11 الی 12 درصد رطوبت خواهد بود

با در درست داشتن درصد رطوبت خاک حوضچه ، می توان وزن خاک خشک نمونه میانگین را بدست آورد

وزن خاک خشک نمونه میانگین = وزن خاک مرطوب - وزن خاک مرطوب × درصد رطوبت = 3/3-658/658× = 3/225Kg

مشخصا وزنی که به عنوان ظرف نمونه گیری استفاده شده به صورت زیر می باشد: $\frac{11/846}{100}$

قطر ظرف=15Cm

ارتفاع =12/7Cm

که با مشخص بودن مشخصات ظرف ، حجم آن به صورت زیر محاسبه می شود

بعد از محاسبه حجم ظرف با مشخص بودن حجم و وزن خشک نمونه ، وزن مخصوص را می توان محاسبه کرد .

عدد مذکور وزن مخصوص بر جای خاک داخل حوضچه بعد از 15 روز از عملیات لیچینگ می باشد .

5-1- محاسبه و بازیابی طلا در مراحل مختلف استحصال طلا

از خوراک و باطله حوضچه شماره دو سری چهار ، نمونه گرفته شده است و در معدن مورد آنـالیز قرار گرفت که با فر ض درست بودن عملیات نمونه برداری و آنالیز طلا ، عیار طلا به صورت زیر اعلام شد.

Au-4/5ppmعیار طلای موجود در خاک

Au=0/2ppm عیار طلای باقیمانده در باطله

تناژ ماده معدنی موجود در حوضچه با فرض اینکه وزن مخصوص بر جای خاک بعد از 15 روز از عملیات لیچینگ در حدود 1/4368 باشد به صورت زیر محاسبه می گردد .

w=6×7×0/65×1/4368=39/22ton 39ton تناژ کل ماده معدنی موجود در حوضچه

با استفاده از اعداد و ارقام مذکور می توان بازیابی کلی طلا را در این پروسس (لیچینـگ) محاسـبه کرد که به صورت زیر می باشد .

مقدار کل طلای موجود در حوضچه برحسب گرم = تناژ ماده معدنی ×عیار طلا

4/5×39=175/5Gr = کل طلای موجود در خوراک (یک حوضچه)

0/2×39=7/8Gr = مقدار طلای باقیمانده در باطله (بعد از لیچینگ)

مقدار طلای گرفته شده از این حوضچه پس از عملیات ذوب 151 گرم شده است .

$$\text{بازیابی کل عملیات استحصال کالا} = \frac{\text{طلای گرفته شده به صورت شمش فلزی}}{\text{کل طلای موجود در خوراک}} \times 100 = \frac{151\times100}{175/5} \quad 6/031 \quad 86\%$$

بازیابی کلی عملیات استحصال طلا نشان می دهد که حدود 86 درصد از کل طـلای موجـود در نمونه اولیه بازیابی شده و حدود 14 درصد از طلای موجود بازیابی نشده که با فرض 100 درصد بودن بازیابی عملیات ذوب مقدار طلای باقیمانده را در باطله باقیمانده می توان جست .

بازده عملیات لیچینگ به صورت زیر محاسبه می شود.

$$\text{بازیابی عملیات لیچینگ} = \frac{\text{(کل طلایی که از فاز جامد به فاز محلول درآمده)}}{\text{کل طلای موجود در خاک}} \times 100 = \frac{(4/0-5/2)}{4/5} \times 100 = 95\%$$

(نکته بسیار مهمی که از محاسبه بازیابی عملیات لیچینگ به چشم می رسد این است که اگر بازیابی طلا از ماده معدنی با روش سیانوراسیون کمتر از 80درصد باشد (یعنی کمتر از 80 درصد طلای موجود در ماده معدنی به صورت محلول در بیاید) این کانسنگ در رده بندی کانسنگ مقاوم قرار می گیرد که روش فرآوری آن کمی فرق می کند و فرآیندهایی قبل از سیانوراسیون اضافه خواهد شد تا طلا آزاد برای سیانوراسیون شود.

از نتایج فوق می توان این نتیجه را گرفت که تنها 5 درصد از طلای موجود در خوراک به علت دانه درشت بودن دانه بندی نمونه اولیه ، محلول سیانور قادر به نفوذ و انحلال طلای موجود در ذره نشده است . بطوری که بعد از عملیات لیچ این فرض با آزمایش نیز به اثبات رسیده است برای اثبات این موضوع ، نمونه باطله را گرفته و مورد تجزیه سرندی قرار داده و بعد از تجزیه سرندی و آنالیز ذرات دانه درشت طیف رنگی که نشان دهنده دار بودن دانه های درشت به طلا مشاهده شده است ولی از دانه های ریز بعد از آنالیز هیچ طیف رنگی مشاهده نشده است که نشان دهنده عاری بودن ذرات دانه ریز از طلا می باشد .

×100 =بازیابی سمانتاسیون طلای موجوددر محلول لیچ

=%90/04~90%

حدود $\frac{151}{167/7} = \frac{151\times100}{(175/7-5/8)} = \frac{\text{طلای گرفته شده به صورت شمش فلزی}\times100}{\text{کل طلای موجود در محلول}}$ مپلکس سیانور طلا در محلول باقی مانده است که علت این امر را به حضور اکسیژن در محلول می توان نسبت داد به طوری که با حضور اکسیژن در کنار سیانور عمل انحلال مجدد طلا می تواند امکان پذیر باشد .

نتایج کلی حاصل از عملیات لیچینگ کانسنگ طلای چشمه زرد به صورت جدولی ارائه می گرد

بار ورودی	عملیات	محصولات	مقدار طلا برحسب ppm	بازیابی بین عملیات	بازیابی کل
کانسنگ	--	--	4/5	100	100
کانسنگ	لیچینگ	$\frac{\text{محلول}}{\text{باطله}}$	$\frac{4/3}{0/2}$	95	95

محلول باردار	سمانتاسیون	**محلول باقی مانده طلای بدست آمده**	0/42 3/88	90/04	86

بخش دوم : برآورد هزینه در معدن چشمه زرد

2-عوامل هزینه بر در معدن چشمه زرد

2-1- حوضچه ها

2-1-1- مواد و داروهای مصرفی

ردیف	هزینه مصرفی برای یک تن برحسب تومان	هزینه کل داروی مصرفی برای 40 تن برحسب تومان	قیمت دارو و مواد مصرفی در واحد وزن برحسب تومان	مصرف برای یک تن kgیا lit	مصرف برای 405تن kg یا lit	مواد و داروهای مصرفی	
						فرمول	نام
1	1150	46000	9200	0/0125	0/5	Na_2O_2	پراکسید سدیم
2	35/375	1415	283	0/125	5	NaOH	سود
3	54/375	1600	8	5	200	$CaCo_3$	آهک
4	40	28125	1125	0/625	25	NaCN	سیانید سدیم
5	703/125	2175	1450	0/0375	1/5	$KMno_4$	پرمنگنات پتاسیم
6	54/375	8744	4372	0/05	2	$K_4Fe(CN)_6$	فروسیانور سدیم

پراکسید هیدروژن	H_2O_2	10	0/25	350	3500	218/6	7
استات سرب	$Pb(CH_3COO)_2$	0/5	0/0125	330	165	87/5	8
نیترات سرب	$PbNo_3$	1	0/025	3300	3300	4/125	9
اسید سولفوریک	H_2SO_4	10	0/25	85	850	82/5	10
سیمان	---	300	7/5	24	7200	21/25	11
آب	H_2O	22000	550	1	22000	550	12
روی	Zn	9	0/225	15000	135000	3375	13
---	---	---	---	---	260074	6501/85	جمع

همانطور که در جدول فوق مشاهده می گردد پراکسید سدیم حدود 18 درصد از هزینه ها را به خود نسبت داده است که به علت گران بودن این ماده شیمیایی تصمیم گرفته شده که از سری ششم به بعد دیگر مورد استفاده نگیرد .

2-1-2لوازم مصرفی

ردیف	هزینه مواد مصرفی برای یک تن (تومان)	هزینه کل مواد مصرفی برای40تن (تومان)	قیمت هر واحد موادبرحسب تومان	لوازم مصرفی برای یک تن	لوازم مصرفی برای 40تن	لوازم مصرفی	
						واحد	نام
1	101/25	4050	270	0/375	15	متر	گونی
2	105	4200	30	3/5	140	عدد	تخته
3	15	600	600	0/025	1	متر	فیلتر
4	7/5	300	600	0/0125	0/5	کیلوگرم	میخ
جمع	228/75	9150					

2-2 ذوب

ردیف	هزینه کل برای یک تن	هزینه کل برای 40تن	قیمت هر واحد مواد برحسب تومان	مواد لوازم مصرفی برای یک تن	موادو لوازم مصرفی برای 40تن	مواد ولوازم مصرفی	
						واحد	نام
1	11/25	450	600	0/01788	0/75	کیلوگرم	بوراکس

2	21/25	850	85	0/25	10	کیلوگرم	اسید سولفوریک98٪
3	7/5	300	400	0/0188	0/75	کیلوگرم	کربنات سدیم
4	15	600	600	0/025	1	متر	فیلتر (پارچه ای)
5	100	4000	8000	0/0125	0/5	عدد	بوته گرافیتی
6	50	2000	500	0/1	4	عدد	بوته چینی
جمع	205	8200		--	--	-	-

2-3- خردایش

ردیف	هزینه کل برای یک تن (تومان)	هزینه کل برای یک سیکل (تومان)	قیمت واحد برحسب تومان	مقدار سیکل کاری برحسب تن	تعداد مورد نیاز برای یک سیکل	لوازم مصرفی	
						واحد	نام
1	2250	180000	7500	80	24	عدد	چکش
2	247/5	198000	1800	800	110	عدد	فنر
جمع	2497/5	378000					

*از هزینه های سنگ شکن فکی و نوار نقاله ها به علت ناچیز بودن صرف نظر شده است

که در گزارش های بعدی بصورت دقیق ذکر خواهد شد .

2-4- حمل ونقل یا ترابری (از معدن تا دپوی باطله ها در سد باطله)

ردیف	هزینه برای یک تن (تومان	هزینه کل برای 40تن (تومان)	قیمت هر ساعت سرویس دهی	ساعت سرویس دهی برای یک تن	ساعت سرویس دهی برای 40تن	نوع سرویس دهی
1	187/5	7500	1500	0/125	5	بارگیر در سر معدن
2	187/5	7500	1500	0/125	5	حمل ماده معدنی از معدن به سنگ شکن فکی
3	300	12000	1500	0/2	8	خوراک دهی به سنگ شکن فکی
4	300	12000	1500	0/2	8	بارگیری و پر کردن حوضچه

5	300	12000	1500	0/2	8	تخلیه باطله و انتقال آن به سد باطله
جمع	1275	51000				

*بخش حمل و نقل به پیمانکار واگذار شده است که برای بارگیری و حمل و نقل هر ساعتی 1500 تومان هزینه می شود .

2-5-هزینه دستگاهها

2-5-1 هزینه انرژی مصرفی (سوخت گازوئیل)

ردیف	هزینه سوخت برای یک تن استخراجی و خردایش	هزینه کل سوخت برای 80تن	قیمت واحد سوخت (تومان)	مصرف کل سوخت در یک شیف (لیتر)	سوخت مصرفی هر دستگاه در 8 ساعت کار	تعداد	نوع وسایل
1	20	1600	16	100	100	1	ژنراتور
2	224	17920	16	140	70	2	کمپرسور
جمع	246	19520					

*از طریق دو عدد کمپرسور روزانه به طور میانگین 10تن استخراج خواهد شد پس برای استخراج 80تن از ماده معدنی لازم است که دو عدد کمپرسور به مدت 8 روز کار بکند

2-5-2هزینه های روغن مصرفی

ردیف	هزینه روغن برای یک تن	هزینه کل روغن برای 80تن	قیمت واحد روغن (تومان)	مصرف کل روغن در یک شیف (لیتر)	روغن مصرفی هر دستگاه در یک روزکاری(لیتر)	تعداد	نوع وسایل
1	18/75	1500	250	6	6	1	ژنراتور
2	100	8000	250	4	2	2	کمپرسور
3	50	4000	250	2	1	2	پرفراتور
جمع	168/75	13500					

با استفاده از پرفواتری های هوای فشرده در روز بطور میانگین حدود 10تن استخراج خواهد شد که طی 8 روز عملیات مداوم استخراج به تناژ مورد نظر (یعنی 80تن) خواهیم رسید .

2-5-3- هزینه ماشین آلات

از هزینه ماشین آلات که شامل فیلتر روغن و فیلتر هوای کمپرسور و ژنراتور می باشد به علت ناچیز بودن صرفنظر شده است .

2-6-بخش پرسنل

2-6-1 تعداد پرسنل مورد نیاز به تفکیک سمت در بخش فرآوری (شامل مراحل خردایش و استحصال طلا و ذوب و...)

ردیف	دستمزد به ازای هر تن (تومان	کل دستمزد به ازای 320تن(تومان)	دستمزد هر نفر در ماه (تومان)	تعداد (نفر)	سمت
1	625	200000	200000	1	مهندس کانه آرا
2	375	120000	60000	2	تکنسین فرآوری
3	275	120000	60000	2	کارگر ساده
4	1875	60000	60000	2	مسئول نگهداری بخش خردایش
5	1875	60000	60000	1	اپراتور اتاق کنترل
جمع	1750	560000		7	--

با فرض اینکه عملیات استحصال طلای هر سری حوضچه به مدت 15 روز به طول بیانجامد پس بطور میانگین هر ماه دوسری حوضچه پر وتخلیه خواهد شد که جمع تناژ به صورت زیر محاسبه می گردد :

تناژ هر حوضچه ×تعداد حوضچه در هر سری ×تعداد سری حوضچه= تناژ کل ماده معدنی

$w=2\times4\times40=320ton$

پس بنابراین هر ماه طلای حدود 320 تن از ماده معدنی آن مورد استحصال قرار خواهد گرفت که هزینه دستمزد هر تن از تقسیم تک تک هزینه های دستمزد بر 320تن بدست خواهد آمد.

2-6-2 تعداد پرسنل مورد نیاز به تفکیک سمت در بخش استخراج (با شرایط فعلی)

ردیف	دستمزد به ازای هر تن (تومان)	کل دستمزد به ازای 300تن(تومان)	دستمزد هر نفر در ماه (تومان)	تعداد (نفر)	سمت
1	2000	600000	60000	10	کارگر ساده
جمع	2000				

2-6-3 تعداد پرسنل مورد نیاز در بخش سرویس خدمات

ردیف	هزینه به ازای یک تن (تومان	کل دستمزد درهر ماه(تومان)	دستمزد هر نفر در ماه (تومان)	تعداد (نفر)	سمت
1	28125	90000	90000	1	راننده
2	28125	90000	90000	1	آشپز
3	1875	60000	60000	1	نگهبان روز
4	375	120000	60000	2	نگهبان شب
جمع	1125	360000			

کل هزینه های موجود در معدن از مجموع بخش های بدست خواهد آمد که در زیر می آید

بخش پرسنل + بخش هزینه دستگاهها+ بخش ترابری +بخش خردایش +بخش ذوب + بخش حوضچه ها= برآورد کل هزینه ها برای استحصال طای برای یک تن از ماده معدنی (از استخراج تا شمش طلا)

کل هزینه ها برای یک تن ماده معدنی=249+205+22875+650185/244+1275+5

تومان 15995/85=1125+2000+1750+16875+

لازم به ذکر می باشد 10درصد از هزینه های مذکور به عنوان هزینه های پیش بینی نشده به هزینه های مذکور اضافه می شود بطوری که هزینه واقعی یک تن به صورت زیر خواهد بود

کل هزینه های یک تن ماده معدنی=15995+15995× $\frac{10}{100}$ ؛17594/5 تومان

با در نظر گرفتن هزینه های پیش بینی نشده

بخش هزینه- بخش در آمد= سود ناشی از استحصال طلا

همانطوری که فرمول بالا نشان می دهد برای بدست آوردن سود حتماً باید بخش در آمد حاصله از استحصال طلا مشخص شود و بطور میانگین می توان بیان کرد که حداقل حدود3ppm از طلای موجود در خاک به صورت طلای 24 عیار قابل بازیابی می باشد و قیمت هر گرم از طلای 24 عیار در بازار تهران 8000 تومان است که با معلوم بودن بازیابی و قیمت طلای 24 عیار می توان در آمد حاصله از یک تن ماده معدنی را بصورت زیر محاسبه کرد.

در آمد ناشی از یک تن ماده معدنی حاوی طلا= 3ppm×8000=24000 تومان

سود ناشی از استحصال طلای یک تن ماده معدنی= 176000-24000=6400

تومان 256000=6400×40= سود ناشی از عملیات استحصال طلای یک حوضچه

بخش سوم : مقدمه ای برای استحصال طلا به روش لیچینگ

3-1-مقدمه

روش سیانوراسیون مهمترین روش فرآوری طلاست و در سال 1783، اثر انحلالی محلول سیانور ، روی طلای فلزی توسط ویلهام شیله شیمیست سوئدی کشف شد و کاربرد روش فوق در استخراج طلا از کانه های آن توسط جان استوارت مک آرتور ، رابرت فارست و ویلیام فارست در سال 1887 در انگلستان به ثبت رسید و موسوم به فرآیند سیانوراسیون گردید .

اساس این روش این است که محلول ضعیف سیانیدسدیم یا پتاسیم در کنار اکسیژن یک اثر حلالیت ترجیحی بر روی ذرات ریز طلا و نقره نسبت به دیگر عناصر موجود در کانسنگ طلا نشان می دهند .

فرمولهای متعددی برای انحلال طلا توسط سیانور ارائه شده است که در سال 1896 بودلاندر فرمول زیر را پیشنهاد داد و دریافت که آب اکسیژنه محصول میانی فرآیند انحلال طلا در سیانور می باشد.

$$2Au+4KCN+O_2+2H_2O\text{----}>2KAu(CN)_2+2KOH+H_2O_2$$

رابطه انحلال طلا در سیانور را انسر در سال 1846 به صورت زیر پیشنهاد داده است .

$$4Au+8KCN+O_2+2H_2O\text{----}>2KAu(CN)_2+4KOH$$

یک نکته ای که از واکنش های فوق میتوان استنباط کرد این است که با افزودن سیانور سدیم یا پتاسیم به محیط ، PH محلول به خاطر تولید ئیدروکسید سدیم یا پتاسیم افزایش خواهد یافت بطوری که مقدار افزایش PH با توجه به نسبت حجمی زیاد محلول ، زیاد قابل محسوس نمی باشد .

انحلال طلا یک فرایند اکسایش – کاهش می باشد و کاتیون آزاد شده از فاز جامد (طلای ناتیو) با یک ماده کمپلکس کننده (یون سیانور) به حالت محلول در می آید .

در حالت احیاء اکسیژن روی سطح فلز جذب شده و از آن الکترون می گیرد و باعث تشکیل H_2O_2 می شود .

$$O_2+2\ H_2O_2+2e\text{----->}2OH+\ H_2O_2$$

اکسایش فلز موجود تولید Au^+ می گردد که با یون سیانید تشکیل کمپلکس سیانور طلای محلول می دهد.

$$Au\text{---------->}Au^+ +e$$
$$Au^+ +2CN\text{------>}[Au(CN)_2]$$

واکنش کلی به صورت ذیل نوشته می شود :

$$2Au +4CN+O_2+2H_2O\text{------>}2[Au(CN)_2]+ H_2O_2+2OH$$

در دمای معمولی و فشار اتمسفر ، 8/2 میلی گرم o_2 در یک لیتر آب حل می شود که برابر با $4\times0/27\times10^{-3}$ گرم در لیتر یا 0/3-0/5 کیلوگرم در تن خوراک NaCn باید صورت پذیرد .

بنابراین یک محلول خیلی رقیق سیانید سدیم برای انحلال طلا کافی می باشد ، این حقیقت که اکسیژن به چه دلیل مورد نیازاست کاملا شناخته نشده است زیرا همانطوریکه از محاسبات فوق دیده می شود اکسیژن به مقداری که از انحلال هوا در آب حاصل می شود برای انجام واکنش فوق کفایت می کند .

3-2-عوامل موثر در حلالیت

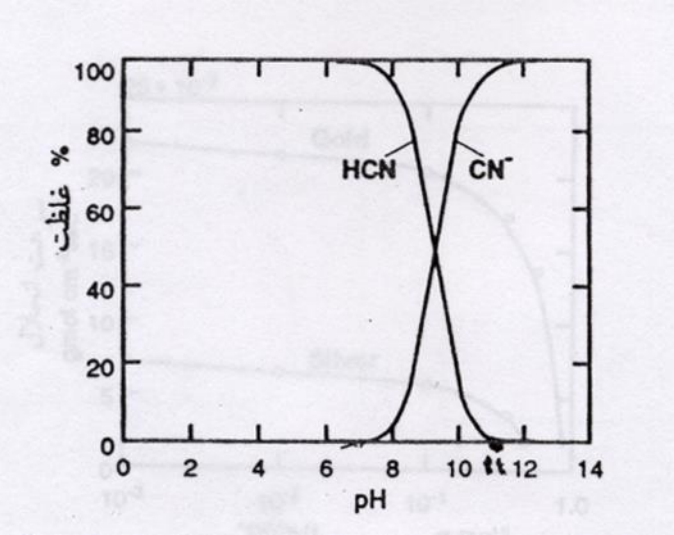
با توجه به این موضوع که محلولهای سیانوری در PHهـای پـایین گـاز سـمی اسـید سـیانیدریک HCN آزاد می کنند و هرچه PH کاهش پیدا کند مقدار آزاد شدن این گاز شـدیدتر خواهـد شـد (شکل 1)

همچنین سیانید ئیدروژن ممکن است در نتیجه جذب گاز CO_2موجود در هوا مطابق رابطـه ذیـل تشکیل شود [1].

$$CO_2+H_2O\text{----}>H_2CO_3$$

$$H_2CO_3+CN\text{----}>\uparrow HCN+HCO_3$$

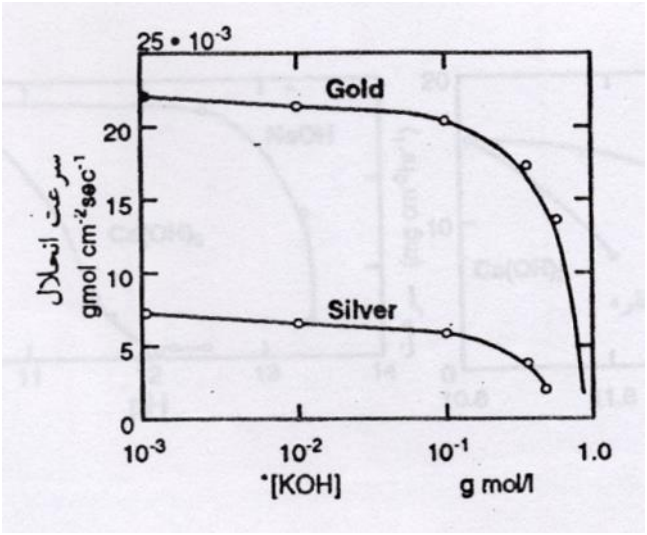
بنابراین در صنعت برای جلوگیری از آزاد شدن این گاز ، PH را تا حدی بالا می برند تا آزاد شدن این گاز به حداقل مقدار خود برسد که این عمل توسط اضافه نمودن قلیایی هـایی ماننـد آهـک و سود حاصل می شود .



شکل 1- ترکیبات موجود در محلول سیانید به عنوان تابعی از PH

تاثیر قلیائیت بر روی انحلال طلا بررسی شده است (شکل 2) این بررسی نشان می دهد که افزایش PH تا مقدار معینی انحلال طلا را افزایش می دهد ولی اگر از حد معینی PH بالا تر رود انحلال طلا کاهش می یابد ، همچنین از منحنی مذکور می توان این نتیجه را گرفت که سرعت انحلال طلا همیشه بیشتر از نقره بوده و حساسیت انحلال طلا در PHهای بالای 13 خیلی شدیدتر از نقره است .

در PHهای بالاتر مصرف سیانور کمتر می شود ولی مصرف آهک افزایش پیدا می کند بنابراین در صنعت PH محلول سیانور اسیون را بین 9/5 تا11 کنترل می کنند .



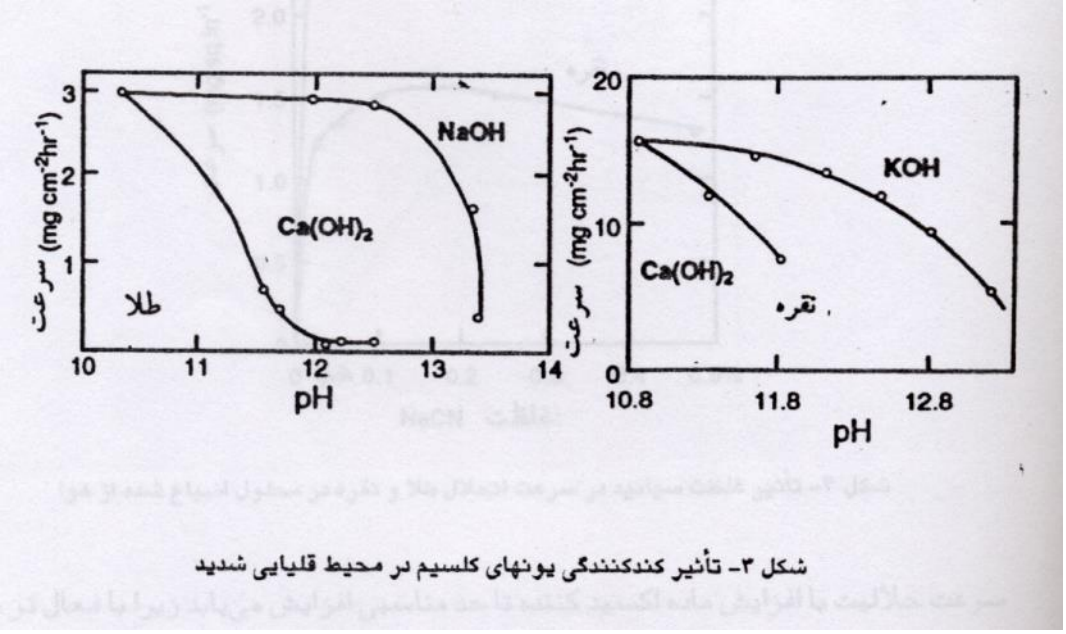
شکل 2- تاثیر PH در سرعت انحلال طلا و نقره در محلول سیانید

اگر PH با $Ca(OH)_2$کنترل شود در مقایسه با همان PH با استفاده از KOH ، شاهد تاثیر کند کننده آهک در انحلال طلا خواهیم بود و در PH بالای 12، سرعت انحلال تقریباً به سمت صفر میل می کند (شکل 3) به نظر می رسد دلیل کند شدن سرعت انحلال به علت تشکیل پراکسید کلسیم روی سطح فلز است که مانع از واکنش با سیانید می شود .

با توجه به واکنش ذیل تحت اثر H_2O_2 موجود در محلول آهک پراکسید کلسیم بوجود می آید[1].

$$Ca(OH)_2 + H_2O_2 \text{-----} > CaO_2 + 2H_2O$$

علت مصرف آهک برای کنترل PH در اشل صنعتی فقط به خاطر جنبه اقتصادی و فراوانی آن مـی باشد .

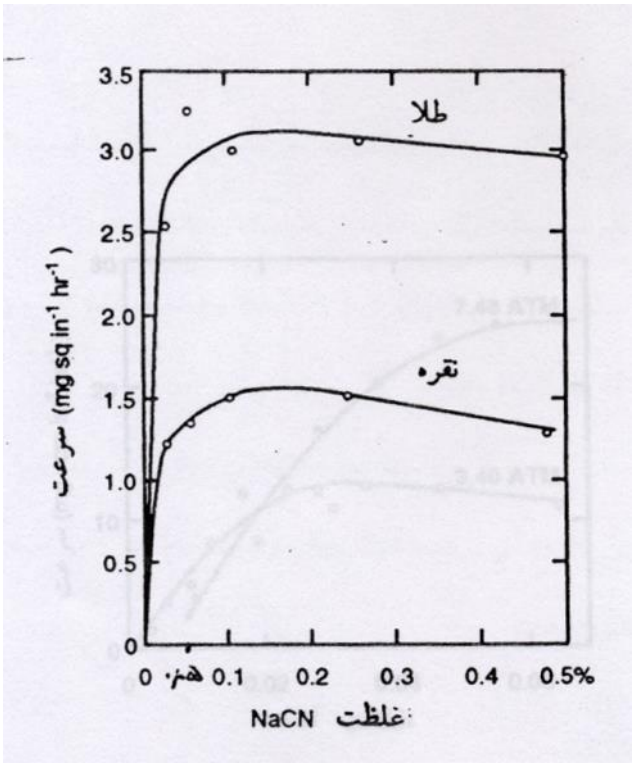


شکل ۳- تأثیر کندکنندگی یونهای کلسیم در محیط قلیایی شدید

2-2-3 تاثیر غلظت سیانید و اکسیژن

با توجه به اینکه سیانید و اکسیژن برای واکنش انحلال طلا در فرآیند سیانوراسیون مورد نیاز اسـت بنابراین سرعت انحلال بستگی به غلظت این دو خواهد داشت ، با این حال عملا مشخص گردیـد که سرعت انحلال طلا بطور خطی با غلظت سیانید افزایش یافته و به ماکزیمم مقدار می رسد اما از غلظت 0/05 به بعد افزایش غلظت سیانید تاثیری در انحلال طلا ندارد (شکل 4)

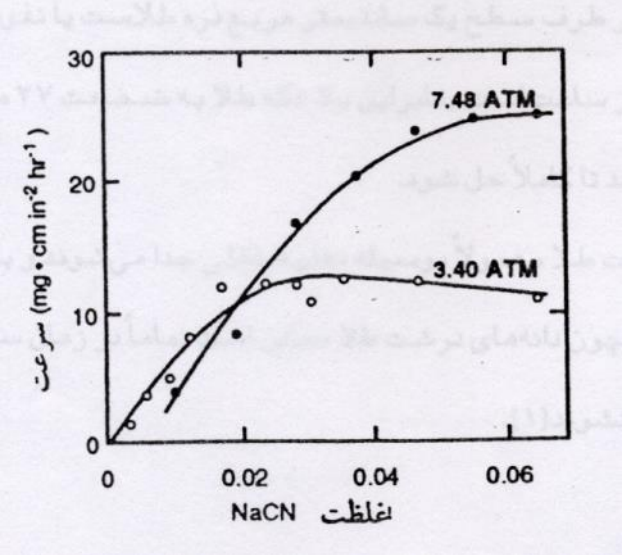
همانطور که مشاهده می گردد نمودار انحلالی طلا همیشه بالا تر از نمودار انحلالی نقره می باشد و در واقع می توان گفت که سرعت انحلالی طـلا دو برابـر سـرعت انحلالـی نقـره در یـک غلظـت سیانوری مشخص می باشد .



شکل 4-تاثیر غلظت سیانید در سرعت انحلال طلا و نقره در محلول اشباع شده از هوا

سرعت حلالیت با افزایش ماده اکسید کننده تا حد مناسبی افزایش می یابد زیرا با فعالتر شدن یون های OH^- و بالعکس غیر فعال شدن H^+ می شود ، بدون شکل افزودن مواد اکسید کننده مثل پراکسید سدیم ، پرمنگنات پتاسیم و آب اکسیژنه به محلولهای سیانوری مفید است اما بعلت گران بودن آنها ، استفاده دراز مدت از این مواد قابل مقایسه با استفاده از هوای فشرده در محلول نیست و به همین دلیل است که در واحدهای صنعتی عمدتاً به جای ترکیبات اکسید کننده سعی می شود تا از هوای فشرده در پروسس فرآوری استفاده شود .

در غلظت های کم سیانید سرعت انحلال تنها به غلظت سیانید بستگی دارد و حال آنکه در غلظت های زیاد سیانید ، سرعت انحلال مستقل از غلظت سیانور بوده و تنها بستگی به فشار اکسیژن دارد (شکل 5).



شکل 5- سرعت انحلال نقره در مقادیر مختلف فشار NaCN.O2در 24 درجه سانتیگراد

از نظر تکنیکی نه غلظت اکسیژن محلول و نه غلظت سیانید آزاد بلکه نسبت غلظت این دو واجد اهمیت می باشد و طبیعی است که کندترین واکنش سرعت کل فرآیند را کنترل خواهد کرد بنابراین اگر محلول به مقدار ناکافی یون سیانید آزاد داشته باشد تلاش در هوادهی مطلوب برای جبران سرعت انحلال بیهوده خواهد بود و عکس این نیز صادق می باشد بدین معنی که اگر سیانید اضافی به محلول اضافه شود در حالی که مقدار اکسیژن محلول کمتر از عدد تئوریک باشد سیانید اضافی به هدر خواهد رفت .

3-2-3 اثر اندازه ذرات

ماده معدنی معمولا تا75 میکرون خرد می شود تا ذرات طلا هر چه بیشتر در معرض تماس با محلول قرار گیرند در شرایط ایده آل هوادهی و همزنی پالپ حداکثر نرخ انحلال طلا که محاسبه شده است 3/25 گرم برهر سانتیمتر مربع در هر ساعت است که این معادل نفوذ 1/68 میکرون برهر طرف سطح یک سانتیمتر مربع ذره طلاست یا نفوذ کلی در ضخامت 3/36 میکرون در هر ساعت است بنابراین یک تکه طلا به ضخامت 37 میکرون ، حدود 11 ساعت زمان می خواهد تا کاملا حل شود .

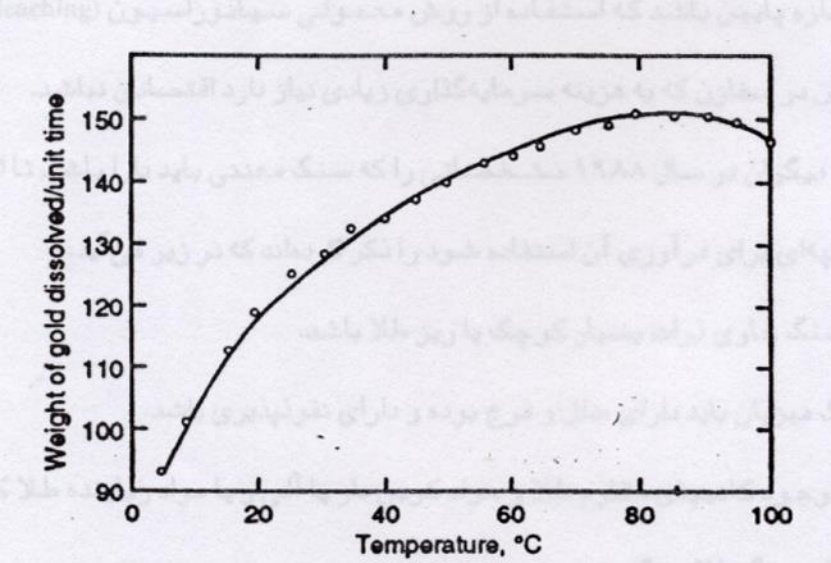
ذرات دانه درشت طلا معمولا بوسیله تغلیظ ثقلی جدا می شوند و به ندرت بـا سـیانور فروشـویی میشوند چون دانه های درشت طلا ممکن است تماماً در زمان سیانور اسیون قابـل قبـول اقتصـادی حل نشوند [1].

3-2-4 اثر نور وسطح

محلول سیانوری در برابر نور فعالتر از حالت تاریکی عمل می نماید و علت آن این است که مقدار جذب اکسیژن در روشنایی نسبت به تاریکی بیشتر است .

3-2-5- اثر حرارت

افزایش دما علیرغم کاهش مقدار اکسیژن در محلول باعث افزایش سرعت انحـلال طـلا مـی شـود بنابراین باید دمای اپیتمی برای سرعت ماکزیمم انحلال طلا وجود داشته باشد و چنانچه در شـکل (6) نشان داده می شود ماکزیمم سرعت انحلال طلا در 85^{oc} می باشد .



شکل ۶- تأثیر حرارت روی سرعت انحلال در ۰/۲۵ KCN٪

3-3 فرو شوئی کپه ای

این روش یکی از ساده ترین و ارزان ترین روشهای سیانوراسیون است ، سیانوراسیون به روش هیپ لیچینگ در مورد سنگهای معدنی خالص به کار رفته (منظور سنگهایی که حاوی طلای آزاد بوده و به راحتی بتوانند مورد عملیات لیچینگ قرار گیرند و بازیابی آنها بالای 80٪ باشد اگر بازیابی کانه کمتر از 80 درصد باشد جزو کانیهای مقاوم قرار می گیرد و روش فرآوری آن فرق می کند) و در همه کانسنگ های طلا کاربرد ندارد این روش هنگامی مورد استفاده قرار می گیرد که اولا سنگهای معدنی اکسیده باشند یعنی در سنگ به اندازه کافی خلل و فرج برای نفوذ محلول سیانیدی وجود داشته باشد یا اگر خلل و فرج وجود ندارد ماده معدنی حاوی طلا (کانسنگ طلا) بصورت خیلی ریز خرد شود تا ذرات فلزات قیمتی بنحوی آزاد شوند و بتوانند با سیانور تشکیل کمپلکس سیانور طلای محلول بدهند ، ثانیاً عیار ماده معدنی ، آن اندازه پایین باشد که استفاده از روش معمولی سیانوراسیون (tank leaching)، سیانوراسیون در مخازن که به هزینه سرمایه گذاری زیادی نیاز دارد اقتصادی نباشد .

دوری و دیگران در سال 1988 مشخصاتی را که سنگ معدنی باید دارد باشد تا از روش شستشوی کپه ای برای فرآوری آن استفاده شود را ذکر کرده اند که در زیر می آید .

1-کانسنگ حاوی ذرات بسیار کوچک یا ریز طلا باشد .

2-سنگ میزبان باید دارای خلل و فرج بوده و دارای نفوذ پذیری باشد .

3-عدم وجود کانیهای مقاوم طلا و مواد کربن دار یا آلی و یا مواد رباینده طلا که مانع فرو شویی یا لیچینگ طلا می گردند .

4-عدم وجود سیانور کش ها (موادی که مصرف کننده سیانور هستند).

5-عدم وجود مواد ریزدانه و یا رسها که مانع نفوذ پذیری یکنواخت محلول سیانوری می شوند .

6-عدم وجود مواد تشکیل دهنده اسیدی که می توانند باعث مصرف زیاد سیانور و یا آهک شوند

لیچینگ یا فروشویی که در منطقه چشمه زرد در حال انجام باشد به هیپ لیچینگ نفوذی (percolation heap leaching) معروف می باشد و به صورت نمودار زیر مشخصات این نوع لیچینگ خلاصه شده است .

روش	کانه	نیاز به تجهیزات	زمان لیچینگ	ابعاد کانه	همزن	دما	فشار
لیچینگ نفوذی	طلا	حوضهای با کف مصنوعی	چند روز	ماسه ای	ندارد	محیط	محیط

مشکلات اصلی در عملیات لیچینگ نفوذی مسدود شدن مجاری حرکت عامل لیچینگ از بالا به پایین توسط مواد رسی و نرمه حاصله از خردایش زیاد و اتلاف عامل لیچینگ به دلیل تبخیر و نشت محلول از محل درزه و اتصالات لوله ای حوضچه ها می باشد .

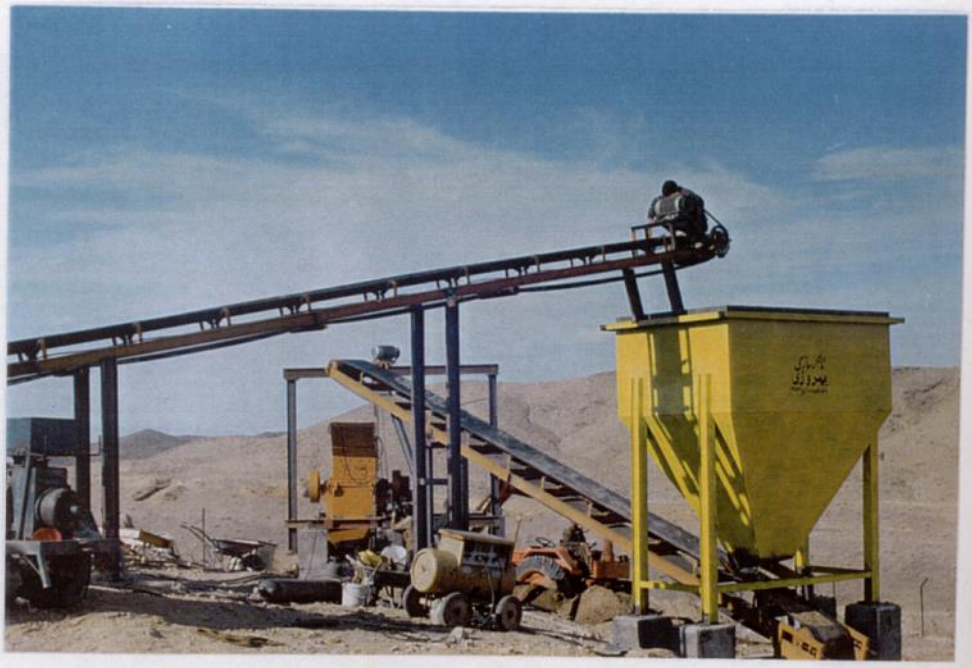
عملیات گندله سازی به این دلیل انجام می گیرد تا محلول لیچ به راحتی در توده نفوذ کند بدین منظور کانه با مقدار مشخصی از سیمان مخلوط و سپس به آن آب افزوده می شود تا تشکیل خیمر دهد ، استحکام گندله ساخته شده بعد از افزودن سیمان بقدری است که می توان آنرا برای لیچینگ

عمل نمود از آنجایی که سیمان در اسید حل می شود این عملیات گندله سازی تنها برای لیچینگ حلالهای قلیایی مانند محلول سیانیدی کاربرد و مفهوم پیدا می کند .

منابع :

[1]- سید محمد سید علیزاده گنجی ، «روشهای استحصال طلا »- دانشگاه تربیت مدرس، سال 7

عکس ۱- نمایی دور از سنگ شکن چکشی (۲۴ چکش) و سنگ شکن فکی مدل (Blake)



عکس ۲- جانمایی نوار نقاله ها و بونکر و شکن چکشی

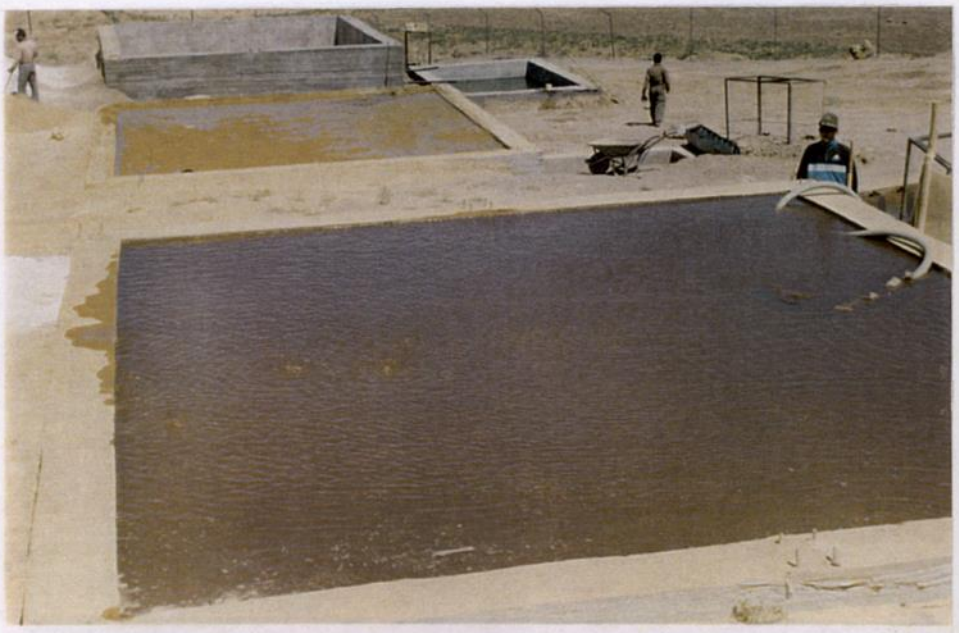
عکس ۳- نمایی از جایگیری حوضچهٔ استحصال نسبت به حوضچه لیچینگ

عکس ۴ - نمایی دور از موقعیت حوضچه ها نسبت به هم

عکس ۵- کف حوضچه لیچینگ و نحوهٔ افزودن پراکسید سدیم Na_2O_2

عکس ۶- نحوهٔ آماده سازی محلول در حوضچهٔ استحصال قبل از بمباژ

عکس ۷- پمپاژ محول لیچ به حوضچه لیچ بعداز آماده سازی محلول



عکس ۸- نمایی از حوضچه های در حال لیچینگ

عکس ۹- نمایی از تخلیه حوضچه لیچ توسط بیل مکانیکی و کارگر

عکس ۱۰- نمایی از لیچینگ فویل های حاوی طلا بوسیله اسید سولفوریک غلیظ ۹۸٪

عکس ۱۱- نمایی از فیلتراسیون لجن برجای مانده از عملیات لیچینگ فویل های‌روی حاوی طلا

P.No : ۱۰/۴

S.No : ۵۰۳

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																		temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		Water(m3)	cement	lime	H2So4(lit.)	Zinc	H2O2	NaCN	EDTA	Pb(CH3coo)2	K4Fe(CN)6	Pb(NO3)2	KMno4	NaoH	Na2O2									
۱	۵/۲۰	۴۲	۶	۲۰۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	$V = 12\times5\times1.05 = 151.5$
۲	۵/۱۱	—	۱۴	—	—	—	۲	۱۲	—	—	۲	۱	۱/۵	—	—	۹/۵۱۰	۹/۵	—	—	—	—	—	—	$V_{water} = 151.5 - 29.5$
۳	۵/۱۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵۱۰	—	۹	—	—	—	—	—	$W_F = (1.15 - 0.112 - 0.225)\times 1000$
۴	۵/۲۴	—	—	—	—	—	۲	۶	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	۱۰	—	—	—	—	—	—	$\times 1.2448 = 41.92$
۵	۵/۲۵	—	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	۱۲	۹	۱۸-۲۱					
۶	۵/۲۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	—	—	۲۰-۲۲					
۷	۵/۲۷	—	—	—	—	۴/۷	—	—	—	۲۵	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	—	۹	۲۰-۲۲					
۸	۵/۲۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	✓	✓	۲۰-۲۲					
۹	۵/۲۸	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	✓	✓	۲۰-۲۲					
۱۰	۵/۲۹	—	—	—	—	۱/۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	✓	✓	۲۰-۲۱					
۱۱	۵/۰	—	—	—	—	—	—	۱/۵	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	✓	✓	۲۰-۲۲					
۱۲	۵/۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	✓	✓	۲۰-۲۱					
۱۳	۶/۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۹/۵-۱۰	✓	✓	۲۰-۲۲					
۱۴	۶/۲	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—					
۱۵	۶/۳	۱۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—					
Total		۴۸	۲۰۰	—		۸/۲	۸	۲۵/۵	—	۰/۵	۲	۱	۱/۵	—	۱									

g_F	g_l	G_c	ρ_F
۴/۵	۰/۳۲۴۸	۴/۲	۱/۴۳۶۸
W_F	V_S	R	
۴۲	۱۶	۹۳/۳	

: Note

کلیات استحصال و جمع آوری محلول های روی در تاریخ ۶/۲/۱۸۰ انجام گرفت و وزن تالیی پس از فیلتر آمیون مدود ۲/۱۰ کیلوگرم شده است که علت کم شدن وزن نسبت به حجم های قبلی خوب فیلتر شدن تالیی ها و شسته شدن آنی تالیی نسبت به باقی تالیی ها مطلوب بوده است و رطوبت کمتری دارد

P.No : ۲۰/۱۵۰

S.No : ۵ دی

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

Comment	temperature	outpumping	pumping	PH	Adding of chemical Materials (kg)															Date	RUN,
						Water(m3)	cement	lime	H2So4(lit.)	Zinک	H2O2	NaCN	EDTA	Pb(CH3coo)2	K4Fe(CN)6	Pb(NO3)2	KMno4	NaoH	Na2O2		
$V_\omega = ۳\times۵\times۱/۰۵ = ۱۵/۷۵$				۹/۵-۱	۳۸	۶	۵۰۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۱۵	۱
	—	۱	۱۹	۹/۵-۱	—	۱۶	—	—	—	—	۶	۱۵	—	۱	۲	۱	۱/۵	۲	۰/۷۵	۵/۱۷	۲
	—	۱۹	—	۹/۵-۱	—	۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۱۷	۳
$W_F = ۶\times۷\times(۱/۷۵ - ۰/۳۰ - ۰/۳۹۹)$	—	۱	۹	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	۴	۶	—	—	—	—	—	—	—	۵/۱۸	۴
$= ۱۸۳۱$	—	۱۵	—	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	۵/۱۹	۵
$\alpha = ۱/۴۳۷۸ = ۳۸/۱$	—	—	۹	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	—	۷	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۰	۶
	—	۱۰	—	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	۷/۲	—	—	—	۰/۵	—	—	—	—	—	۵/۲۱	۷
	—	✓	✓	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۱	۸
	۱۷-۱۹	✓	✓	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۴	۹
	۱۸-۲۱	✓	✓	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	۱/۵	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۴	۱۰
	۲۰-۲۲	✓	✓	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۲	۱۱
	۲۰-۲۲	✓	✓	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۷	۱۲
	۲۰-۲۲	✓	✓	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	۲۵۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۷	۱۳
	۲۰-۲۲	✓	✓	۹/۵-۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۸	۱۴
	—	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱	۵/۲۹	۱۵
																				۵/۰۵	۱۶
						۲۲	۳۰۰	—	۲	۸/۹	۱۰	۲۵	—	۰/۵	۲	۱	۱/۵	۲	۰/۷۵	ج.ک	Total

g_F	g_t	G_c	P_F
۴/۵	-۱۳)۲۸	۴/۲	۱/۴۳۷۸
W_F	V_S	R	
۳۸	۱۶	۹۳/۳	

Note : PH مصرفی به مقدار ۱۰ لیتر دیکرومیت اسید به عنوان لیچینگ اولیه روی در تاریخ ۵/۲۹ به میزان ۸۰ لیتر گرفته شده است

لیتر پرهای مانده از عملیات فیلتراسیون حدود ۲/۱ کیلوگرم بوده است

P.No : ۳۰/۶

S.No : ۵۰۳

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

Comment	temperature	outpumping	pumping	PH	Adding of chemical Materials (kg)															Date	RUN.
						Water(m3)	cement	lime	H2So4(lit.)	Zinc	H2O2	NaCN	EDTA	Pb(CH3coo)2	KFe(CN)6	Pb(NO3)2	KMno4	NaOH	Na2O2		
$V_{water} = ۴۰ \times ۵ \times ۱/۰۴ = ۱۵/۴$		—	—	۹-۹۵	۱۵	۶	۲۰۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۱۷	۱
		—	۱۷	۹-۹۵	—	۱۶	—	—	—	—	۶	۱۲	—	—	۲	۱	۱۵	—	۱	۵/۱۸	۲
$W_F = ۲۴ \times ۸ \times (۱/۱۵ - ۱/۰۳)$		۱۸	—	۹-۹۵	—	—	—	۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۱۹	۳
$\frac{۲۸۸}{۲۴۸} = ۲۴۸ \times ۱/۱۴۴۸$		—	۱۲:۳۰	۹-۹۵	—	—	—	—	—	—	۲	۶	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۰	۴
		۱۴	—	۹-۹۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۱	۵
		—	۸	۹-۹۵	—	—	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۲	۶
	۱۷-۱۹	۱۰	—	۹-۹۵	—	—	—	—	—	۷/۵	—	—	—	۷۵	—	—	—	—	—	۵/۲۴	۷
	۱۸-۲۱	✓	✓	۹-۱۰	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۴	۸
	۲۰-۲۲	✓	✓	۹-۱۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۵	۹
	۲۰-۲۲	✓	✓	۹-۱۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۶	۱۰
	۲۰-۲۴	✓	✓	۹-۱۰	—	—	—	—	—	۱۸۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۷	۱۱
	۲۰-۲۴	✓	✓	۹-۱۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۸	۱۲
	۲۰-۲۴	✓	✓	۹-۱۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۲۹	۱۳
	—	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵/۳۰	۱۴
	—	—	—	—	۰	۲۲	۲۰۰	—	۲	۸/۳۵	۸	۲۴	—	۰/۵	۲	۱	۱۵	—	۱	جمع	Total

G_F	G_t	G_C	P_F
۴/۵	۰/۳۵ppm	۴۰/۲	۱/۴۳۷۵
W_F	V_S	R	
۴۵	۱۴	۹۳/۳	

Note : pH حفظ شد عدد ۱۰ توسط کنترل باشه ، عملیات جمع آوری فیل های روی در تاریخ ۵/۳۰ انجام گرفته و پس از لیچینگ و فیلتر ایون وزن لفن برجای مانده معادل ۲/۳۴ شده است

P.No : ۴۰

S.No : ۴۵

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																	Comment
		Na2O2	NaoH	KMno4	Pb(NO3)2	K4Fe(CN)6	Pb(CH3coo)2	EDTA	NaCN	H2O2	Zinc	H2So4(lit.)	lime	cement	Water(m3)		PH	pumping	outpumping	temperature	
۱	۵/۱۴	۰/۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۳۰۰	۶	۴۳	—	—	—	—	$V_w = ۳۰۰ \times ۱,۱۲ = ۱۷۸$
۲	۵/۱۶	—	۴	۱/۵	۰/۷۵	۲	—	—	۱۰	۶	—	—	—	—	۱۷	—	—	۱۰	—	—	
۳	۵/۱۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۵	۲۸	
۴	۵/۱۷	—	—	—	—	—	—	—	۶	۳	—	—	—	—	—	—	—	۸	—	—	$W_F = ۲۰۸۷ \times (۱,۱۵ - ۰/۱۲ - ۰/۳۳۳)$
۵	۵/۱۸	—	—	—	—	—	—	—	۶	—	—	—	—	—	—	—	—	۷	۱۹	—	$\frac{۱۷۰۷}{۰/۷۰۷}$
۶	۵/۱۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	$۱/۴۴۸ = ۴۲۴۴۲$
۷	۵/۲۰	—	—	—	—	—	۰/۵	—	—	—	۷/۲	—	—	—	—	—	—	—	۱۶	—	
۸	۵/۲۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	✓	
۹	۵/۲۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	✓	
۱۰	۵/۲۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	✓	۱۷-۱۹
۱۱	۵/۲۴	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	۱	۵	—	—	—	—	—	✓	✓	✓	۱۸-۲۱
۱۲	۵/۲۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	✓	۲۰-۲۲
۱۳	۵/۲۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	✓	۲۰-۲۲
۱۴	۵/۲۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	✓	۲۰-۲۲
۱۵	۵/۲۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Total		۰/۵	۴	۱/۵	۰/۷۵	۲	۰/۵	—	۲۴	۹	۸/۲	۲	—	۳۰۰	۲۳	۴۳	—				

G_F	G_t	G_C	ρ_F
۴/۵	۰/۵۶۲۵	۴	۱/۴۳۶۸
W_F	V_S	R	
۴۳	۱۷	۸۸/۸	

Note : PH محیط تقریباً ۱۰ قرار گرفت و سپس عملیات شستشو روی در تاریخ ۸۰/۵/۲۸ آغاز گردید
۲ ساعت کم بودن مقدار فلز روی در محلول خروجی به دلیل کم بودن مقدار سیانور آزاد و اکنش داده شده بطور کلی با مقداری اسید سولفوریک روی باقی مانده وارد محلول
حل شد بعد از انتقال و عمل فیلتر اسپونج وزن شده باقی مانده ۲۰ کیلوگرم بود

P.No : ۱۰۶

S.No : ۴۶۳

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																	temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		ore (ton)	Water(m^3)	cement	lime	H_2So_4(lit.)	ZinK	H_2O_2	NaCN	EDTA	$Pb(CH_3coo)_2$	$K_4Fe(CN)_6$	$Pb(NO_3)_2$	KMno4	NaoH	Na_2O_2						
۱	۱۴/۳۰	۳۶۵	۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۷/۵		—	—	—	$V_w = ۳ \times ۵ \times ۱۰ - ۵ = ۱۵/۷۵\ m^3$	
۲	۱۴/۲۱	۱	۱۴	—	۱	۲۵	—	—	۵	۱۵	—	—	۲	۰/۲۵	۱/۵	—	—	۲۲	—	۱۳	۱۰		$W_{feed} = ۴ \times ۷/۸ (۱/۱۵ - ۰/۱۱ - ۰/۳۲) \times$
۳	۱۴/۲۲	۱	۱۵	—	۱	—	—	—	۳	۶	—	—	—	۰/۲۵	—	۱۰	—	۲۲-۲۰	۹/۵	۱۵	۱۱-۱۲		
۴	۱۴/۲۳	۱	—	—	۱	۱۵۰	—	—	۱	۴	—	—	—	—	—	۲/۵	—	۲۲-۲۰	۱۴/۵	۱۰	۱۱-۱۲		
۵	۱۴/۲۴	۱	—	—	۱	۱۵۰	—	—	۱	۴	—	—	—	—	—	۲/۵	—	۲۲-۲۰	۱۱	۱۵	۱۱-۱۲		
۶	۱۴/۱۵	۱	—	—	—	—	۹	—	—	—	—	۰/۵	—	—	—	۳	—	۲۲-۲۰	۱۱	۱۱	۱۱-۱۲		
۷	۱۴/۱۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	✓	۱۱-۱۵		
۸	۱۴/۲۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	✓	۱۱-۱۰		
۹	۱۴/۲۸	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۱-۲۰	✓	✓	۱۰		
۱۰	۱۴/۲۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	✓	۱۰		
۱۱	۱۴/۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	✓	۱۰		
۱۲	۱۴/۳۱	—	۱۶	—	—	۵۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱	—	—	—		
۱۳	جمع	۳۶۵	۳۸	—	۳۷۵	۵۰۶	۸	۸	۲۵	۱	۰/۵	۲	۰/۷۵	۱/۵	۱۸	۰/۷۵		۱۲-۱۱	—	۱۵	۱۵	—	
۱۴	۱۴/۲	—	—	—	—	—	—	—	۷/۵	—	—	—	—	—	۱/۵	—							
۱۵																							
۱۶																							
Total																							

P_F وزن نمونه	g_c عیار کنسانتره	g_t عیار باطله	g_F عیار خوراک
۱/۴۳۵۸	۲/۵	۱	۳/۵

W_F وزن خوراک	V_S حجم	R بازیابی
۴۶۵	۱۶	۷۱/۴۳

Note : به علت اضافه نکردن دیان کنترل PH کمی سفت شد PH در بالای حوضچه در حدود ۱۲-۱۱ بوده و می در پایین حوضچه ۹ تقلیل می یافت که برای کنترل PH از سود و آهک استفاده شده است

در تاریخ ۱۴/۲/۱، ۸۰ عملیات جمع آوری فویل های روی انجام و بعد از لیچ و فیلتر آسرون وزن لخ های مانده حدود ۲/۲۰۰ کیلوگرم شده است. برای کنترل PH حوضچه استعمال بود از نمک شستشو حدود ۵/۱ کیلوگرم سود مصرف

در تاریخ ۱۴/۵/۸، ۸۰ اضافه شده است به علت داشتن باطله حدود یک تن درون حوضچه مجدداً به آن دارو اضافه کرده

P.No : ۱۰۶

S.No : ۴۶۳

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																	temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		Na2O2	NaoH	KMno4	Pb(NO3)2	K4Fe(CN)6	Pb(CH3coo)2	EDTA	NaCN	H2O2	Zink	H2So4(lit.)	lime	cement	Water(m³)	ore (ton)							
۱	۱۴۰۲	۷۵٪	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۶	۳۵	۱۲	—	—	—	۱	$V_w = ۳ \times ۵ \times ۱۰۵ = ۱۵۱۷۵\ m^۳$
۲	۱۴۰۲	۱	—	—	۷۵٪	۲	—	—	۱۵	۵	—	—	۱۵	—	۱۲	۱	۱۲	۱۳	۱۰	۱۲	۴۲		
۳	۱۴۰۲	۱	۱۰	—	۱٪	—	—	—	۶	۳	—	—	—	—	—	—	۱۲-۱۱	۱۵	۹/۵	۱۳	۲۰-۲۲		$W_{feed} = ۴۷۷۸(۱/۱۵ - ۰/۱۱ - ۰/۳۲) \times$
۴	۱۴۰۲	۱	۲/۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۵۰	—	—	—	۱۲-۱۱	۱۵	۲۵	۱۵	۲۰-۲۲		
۵	۱۴۰۲	۱	۲/۵	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	۱۵۰	—	—	—	۱۲-۱۱	۱۵	۱۱	۱۵	۲۰-۲۲		$۱/۳۴ = ۴۶۳/۳۵ ton$
۶	۱۴۰۲	۱	۳	—	—	—	—	—	—	—	۶	—	—	—	—	—	۱۲-۱۱	۱۵	۳۰	۱۵	۲۰-۲۲		
۷	۱۴۰۲	—	—	—	—	—	۷۵٪	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۰	۱۵	✓	✓	۲۰-۲۲		
۸	۱۴۰۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۰	۱۵	✓	✓	۲۰-۲۲		
۹	۱۴۰۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	۱۱-۱۰	۱۵	✓	✓	۲۰-۲۲		
۱۰	۱۴۰۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۰	۱۵	✓	✓	۲۰-۲۲		
۱۱	۱۴۰۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۰	۱۵	✓	✓	۲۰-۲۲		
۱۲	۱۴۰۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵۰۶	۳	—	۱۴	—	—	—	—	—	—		
۱۳	جمع	۷۵٪	۱۸	۱/۵	۷۵٪	۲	۰/۵	۱	۲۵	۸	۸	۵-۶	۳۷۵	—	۳۸	۱۴۳	—	—	—	—	—		
۱۴	۱۴۰۲	—	۱۲۵	—	—	—	—	—	۷/۵	—	—	—	—	—	—	—	۱۲-۱۱	۱۵	۱۵	۱۰	۲۰-۲۲		
۱۵																							
۱۶																							
Total																							

P_F وزن مخصوص	g_t عیار باطله	g_c عیار کنسانتره	g_F عیار خوراک
۱۲۳۵/۱	۱	۲۰۵	۳/۵
W_F وزن خوراک	V_S حجم	R نسبت	
۴۶۳	۱۶	۷۱/۴۳	

Note : به علت اضافه نکردن دیمان کنترل PH کمی سفت شد PH در بالای حوضچه در حدود ۱۲-۱۱ بوده ولی در پایین حوضچه به ۹ تقلیل می یابد که برای کنترل PH از سود و آهک استفاده شده است

در تاریخ ۱۴۰۲/۴/۲۱ ، ۸۰ عملیات جمع آوری فویل های روی اتمام و بعد از لیچ و فیلتر آبرون وزن لخ پر باقی مانده حدود ۲/۲۰۰ کیلوگرم شده است . برای کنترل PH محلول حوضچه استحصال بود از زمان شستشو حدود ۱/۵ کیلوگرم سود

در تاریخ ۱۴۰۲/۵/۰۳ ، ۸۰ اضافه شده است به علت داشتن باطله حدود یک تن در زمین بعد از آن دارو اضافه نکرده

P.No : ۲ شماره

S.No : ۴ سری

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																	temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		ore	Water(m^3)	cement	lime	H2So4(lit.)	Zink	H2O2	NaCN	EDTA	Pb(CH3coo)2	$K_4Fe(CN)_6$	Pb(NO3)2	KMno4	NaoH	Na2O2						
۱	۴/۱۵	۳۶	۶	۲۵۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۰	۱						
۲	۴/۱۶		۱۸	—	۰	—	—	۵	۱۲	—	—	۲	۰/۷۵	۱/۵	—	—						
۳	۴/۱۷	—	—	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—						
۴	۴/۱۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۵	۴/۱۹	—	—	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—						
۶	۴/۲۰	—	—	—	—	—	۶	—	—	—	۳/۵	—	—	—	—	—						
۷	۴/۲۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۸	۴/۲۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۹	۴/۲۳	—	—		۵۰	—	۲/۴	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۱۰	۴/۲۴	—	—	—	—	—	—	—	۲	—	—	—	—	—	—	—						
۱۱	۴/۲۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۱۲	۴/۲۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۱۳	۴/۲۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۱۴	۴/۲۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۱۵	۴/۲۹	—	۱۶	—	—	۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—						
۱۶	جمع	۳۷	۲۰۵	۲۵۰	۵۰	۵	۱/۴	۵	۲۲	—	۰/۵	۲	۰/۷۵	۱/۵	—	۱						
Total																						

$V_{water} = ۲۰ \times ۲ \times ۱/۱۵ = ۱۷/۲۵ m^۳$

$W_{Feed} = ۷ \times ۷ \times (۱/۱۵ - ۰/۱۱ - \underbrace{۰/۴۹}_{۰/۶۵}) \times ۱/۲۳ = ۲۹/۳۲$

وزن خوراک W_F	عیار باطله g_t	عیار کنسانتره g_c	وزن مخصوص ρ_F
۲/۵	۰/۲	۲۷	۱/۲۳ gr/cm³
وزن خوراک W_F	جمع باطله S_t	بازیابی R	
۳۹	۱۸	۹۵/۵	

Note : فوم های موجود در باکس ها در تاریخ ۴/۲۹ ساعت ۱۳۸۰ جمع آوری شد نکته ای که در رابطه با آن باید ذکر شود این است که در کم شدن فوم ها روی در ریزدس اکثر روی ماده فوم را از بین برده و ضمنی واکنش با اسید سولفوریک آزاد شد و زره لعنی های برجای مانده بعد از فیلتر آسیون حدود ۲/۵ gr شده است به علت کم شدن PH محلول موجود در محوضی استخراج بعد از شستشو حدود یک کیلوگرم سود در این حوضچه اضافه شد

P.No : شماره ۳۰

S.No : سری ۴

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN.	Date	Adding of chemical Materials (kg)																					Comment
		Ore (ton)	Water(m^3)	cement	lime	H_2So_4(lit.)	Zinc	H_2O_2	NaCN	EDTA	$Pb(CH_3coo)_2$	$K_4Fe(CN)_6$	$Pb(NO_3)_2$	KMno4	NaoH	Na_2O_2	pumping	outpumping	temperature		
۱	۹۳/۳	—	۱۷	۴۰	۱۲۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۰/۷۵	—	—	—		
۲	۹۳/۳	—	۱۴	—	—	—	—	۵	۱۵	—	—	۲	۱	۱/۵	—	—	۱۲	—	۲۰-۲۲		$V_{water} = ۲ \times ۵ \times ۱/۰۲ = ۱۵/۳\ m^3$
۳	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۵		۲۰-۲۲		
۴	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	۴	۶	—	—	—	—	—	—	—	۱۰	—	۲۰-۲۲		$W_{Feed} = ۴۸۷ \times (۱/۱۵ - ۰/۱۱ - ۰/۳۴) \times ۱/۴۵ =$
۵	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—	۱۷	۹/۵	۲۰-۲۲		$۴۲۱۲\ ton$
۶	۹۳/۳	—	—	—	—	—	۹	—	—	—	۰/۵	—	—	—	—	—	—	۱۵	۲۰-۲۲		
۷	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	۱۰-۲۲		
۸	۹۳/۳	—	—	—	—	—	۲/۳	—	۲	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	۲۰-۲۲		
۹	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	۲۰-۲۲		
۱۰	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	۲۰-۲۲		
۱۱	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	۲۰-۲۲		
۱۲	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	✓	✓	۲۰-۲۲		
۱۳	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		
۱۴	۹۳/۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		
۱۵	۹۳/۳	—	۱۴	—	—	۵-۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		
۱۶																					
Total	ج.	۴۳	۳۰	۲۵۰	۱۲۰	۵-۲	۸/۳	۹	۲۲	—	۰/۵	۲	۱	۱/۵	—	۰/۷۵	—	—	—		

وزن خوراک P_F	عیار باطله g_t	عیار کنسانتره g_c	عیار خوراک g_F
۱۴۳۹/۱	-/۴	۳۷/۶	۴/۱
	دبی محلول لیچ V_S	بازیابی R	وزن خوراک W_F
	۱۷	۹۰	۴۳۱۴

Note : عملیات لیچینگ فیل های اردی در روز ۹۳/۵/۸۰ انجام گرفته و بعد از فیلتر اسپرل وزن باقی باقی مانده عدد ۲/۳ kg شده است

P.No: ۱۰ صفحه‌ی

S.No : ۳

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

$V_{water} = 6 \times 3 \times 1{,}11 = 19{,}98 m^3$

$W_{feed} = 4 \times 7 \times (1{,}12 - 0{,}11 - 0{,}32) \times 1{,}32$

$= 40{,}2$ ton

RUN,	Date	Na2O2	NaoH	KMno4	Pb(NO3)2	Fe(CN)6K4	Pb(CH3coo)2	EDTA	NaCN	H2O2	Zink	H2So4(lit.)	lime	cement	Water(m3)	ore (ton)	PH	pumping	outpumping	temperature	Comment
۱	۳,۲۶	۰,۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۳۷,۵	۶	۴۰	—	—		۲۱-۱۸	
۲	۳,۷			۱,۵	۰,۷۵	۲	—	—	۱۲	۶	—	—	—	—	—	—	—	۱۵/۸			
۳	۳,۲۸											۲	—	—	۱۷	—	۱۱-۱۰				
۴	۳,۹								۶	۴			—	—	—	—	۱۱-۱۰	۱۵	۸	۲۰-۱۸	
۵	۳,۴۰												—	—	—	—	۱۱-۱۰	—	۱۵		
۶	۳,۳۱								۴	۴			—	—	—	—	۱۰-۱۱	۱۵	—		
۷	۴,۱												—	—	—	—	۱۱-۱۰	—	۶		
۸	۴,۷												—	—	—	—	۱۰-۱۱	۱۷			
۱۲	۴,۱۲						۰,۵				۱۰		—	—	—	—	۱۱-۱۰	—	۱۰/۵		
۱۸	۴,۱۳												—	—	—	—	۱۱-۱۰	✓	✓		
۱۹	۴,۱۴												—	—	۶	—	۱۰-۹,۵	✓	✓		
۳۰	۴,۱۵												—	—	—	—	۱۰-۹,۵	✓	✓	۲۲-۲۰	
۲۱	۴,۱۷												—	—	—	—	۱۰-۹,۵	✓	✓	۲۲-۲۰	
۲۲	۴,۱۷										۱		—	—	—	—	۱۰-۹,۵	✓	✓	۲۲-۲۰	
۲۳	۴,۱۸											۱۰-۸	—	—	۱۶	—		—	—	—	
Total	جمع	۰,۵	—	۱,۵	۰,۷۵	۲	۰,۵	—	۲۲	۱۴	۱۱	۴-۸	—	۲۷,۵	۲۵	۴۵					

وزن خوراک W_F	تناژ روزانه Q_S	نسبت R	عیار خوراک g_F
۴۰	۱۲	$= \frac{۳,۲ \times ۱۰۰۰}{۳,۵} = ۹۱,۵$	۱,۲۴

عیار باطله g_t	عیار کنسانتره g_c	عیار خوراک g_F
۰,۳	۳۲	۳,۵

Note : فوم‌های موجود در پاکس ها در تاریخ ۴,۱۸ در ۸ ج آوری شد نکته ای که در اینجا مشاهده می‌شود این است که مقدار اسید سولفوریک خورنشده برای لیچینگ روی به مقدار زیاد بودن و سالم ماندن فوم‌ها زیاد صرف شده است وزن فوم برجای مانده از عملیات قبلی ۲,۹ کیلوگرم بوده است سالم ماندن فوم‌های روی شاید به خاطر روغنی بودن سطح فوم‌ها باشد. طولانی‌تر نگه داشتن کلیا استعمال

P.No : حوضچهٔ شماره ۲

S.No : سری سوم

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN	Date	Adding of chemical Materials (kg)																		Comment	temperature	outpumping	pumping	PH
		ore	Water(m^3)	cement	lime	H_2So_4(lit.)	Zink	H_2O_2	NaCN	EDTA	$Pb(CH_3coo)_2$	$K_4Fe(CN)_6$	$Pb(NO_3)_2$	KMno4	NaoH	Na_2O_2						
۱	۳،۲۷	۴۵	۴	۳۵۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		$V_{water} = ۳۴۵ \times ۱،۱۲ = ۱۴،۸ m^3$				
۲	۳،۲۵		۱۷	—	—	—	—	۶	۱۲	—	—	۲	۰،۷۵	۱،۵	—	۱				۲۲	—	۱۵	۱۱-۱۲
۳	۳،۲۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	۱۱-۱۲
۴	۳،۲۷	—	—	—	—	—	—	۴،۵	۶	—	—	—	—	—	—	—				۲۱-۲۲	۶	۱۵	
۵	۳،۲۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				۲۲-۱۸	۱۹	—	۱۱-۱۲
۶	۳،۲۹	—	—	—	—	—	—	۳	۴	—	—	—	—	—	—	—				۲۰-۱۸	—	۱۰،۵	۱۱-۱۲
۷	۳،۳۰	—	—	—	—	—	۱۱	—	—	—	۰،۷۵	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۸	۳،۳۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۹	۴،۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۱۰	۴،۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۱۱	۴،۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۱۲	۴،۴	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۱۳	۴،۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۱۴	۴،۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۱۵	۴،۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	✓	✓	—
۱۶	۴،۸	—	۱۲	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—
۱۷	۴،۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—				—	—	—	—
جمع		۴۵	۳۵	۳۵۰	—	۴	۱۱	۱۳،۵	۲۲	—	۰،۲۵	۲	۰،۷۵	۱،۵	—	۱							

Note : در تاریخ ۴،۹ ر ۸۰ تن مواد روی این حوضچه جمع آوری و با اسید سولفوریک غلیظ لیچ شد لفن برجای مانده از عملیات لیچ فیلتر شده است وزن لفن برجای مانده از عملیات فیلتر اسول ۲،۷ کیلوگرم شده است

g_F عیار باقیمانده	g_t عیار محلول	g_c عیار محلول غنی	ρ_F وزن مخصوص
۴،۵ ppm	۰،۸ ppm	۳،۷	۱،۳۳ gr/cm³
W_F وزن باقیمانده	V_S حجم لیچ	R بازیابی	
۴۰ ton	۱۷ m³	۸۲،۲	

P.No : حوضچه شماره ۳

S.No : سری ۳

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN.	Date	Adding of chemical Materials (kg)																		temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		ore (ton)	Water(m^3)	cement	lime	H2So4(lit.)	ZinK	H2O2	NaCN	EDTA	Pb(CH3coo)2	KFe(CN)6	Pb(NO3)2	KMno4	NaoH	Na2O2								
۱	۴/۲	۳۷	۲۲	۳۵۰	—	—	—	۶	۱۰	—	—	۲	۰/۷۵	۱/۵	—	۱		—	—	—	۱۳	۹/۵-۱۰	$V_w = ۲۲۵ \times ۱۰۵ = ۱۲۰۷۵\ m^3$
۲	۴/۳	—	۱	۱۱	—	۱	—	۱	—	۱	—	—	—	—	—	—		—	۷۷	—	۱۰	۱۰-۱۱	$W_{Feed} = ۶ \times ۷ \times (۱/۱۵ - ۰/۱۱ - ۰/۳۵) \times ۱/۳$
۳	۴/۴	—	۱	۱۱	—	۱	—	۴	۴	۱	—	—	—	—	—	—		—	۲	۹	۱۰-۱۱	$= ۳۷\ ton$
۴	۴/۵	—	۱	۱۱	—	۱	—	۴	۵	۱	—	—	—	—	—	—		—	۸	۱۶	۱۰-۱۱	
۵	۴/۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	۱۰-۱۱	
۶	۴/۷	—	—	۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	۱۰-۱۱	
۷	۴/۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	۱۰-۱۱	
۸	۴/۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	۱۰-۱۱	
۹	۴/۱۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	۱۰-۱۱	
۱۰	۴/۱۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	۱۰-۱۱	
۱۱	۴/۱۲	—	—	—	—	—	۱۵	—	—	—	۰/۵	—	—	—	—	—		—	۱۱	—	۱۰-۱۱	
۱۲	۴/۱۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	✓	✓	۱۰-۱۱	
۱۳	۴/۱۴	—	۴	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	✓	✓	۱۰-۱۱	
۱۴	۴/۱۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		۲۲	✓	✓	۹/۵-۱۰	
۱۵	۴/۱۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		۲۶	✓	✓	۹/۵-۱۰	
۱۶	۴/۱۷	—	—	—	—	—	۰/۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—		۲۲	✓	✓	۹/۵-۱۰	
۱۷	۴/۱۸	—	۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	—	
۱۸	Note	—	۶	—	—	۵۰۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	—	—	—	
	جمع	۳۷	۳۴	۳۵۰	—	۵۰۰	۱۰/۵	۱۴	۱۹	—	۰/۵	۲	۰/۷۵	۱/۵	—	۱							

وزن خوراک W_F	عیار باطله g_t	عیار کنسانتره g_c	وزن مخصوص ρ_F
۴/۵	۱/۵	۳	۱/۳۳

وزن خوراک W_F	حجم ایدلیج V_S	بازیابی R
۳۷	۱۶	۶۶/۶

فیلم‌های موجود در باکس‌ها در تاریخ ۹/۴/۸۰ جمع آوری و با اسید سولفوریک غلیظ تمیز و جای مانده از عملیات فیلتر اسیون از نظر وزنی حدود ۲/۷۵ کیلوگرم شد (قسم دهم عملیات فیلتر اسیون ها بشد که چون پارچه فیلتر حفره‌های آن کریستال در گیر شده بود مقداری از رسوبات متفرقه را گیر

P.No : حوضچه شماره ۴۰

S.No : سری ۳

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																	temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		ore (ton)	Water(m^3)	cement	lime	H_2So_4(lit.)	Zink	H_2O_2	NaCN	EDTA	$Pb(CH_3coo)_2$	$K_4Fe(CN)_6$	$Pb(NO_3)_2$	KMno4	NaoH	Na_2O_2						
۱	۴،۴	۴۱	۷	۳۸۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰	—	—	—	$V_w = ۳ \times ۵ \times ۱،۰۵ = ۱۵،۷۵m^۳$
۲	۴،۵	—	۱۶	—	—	—	—	۷	۱۱	—	—	۲	۰،۷۵	۲	—	۰،۷۵	۱۰-۱۱	۱۲	—	۱۰-۱۱		$W_F = ۷ \times V \times (۱،۱۵ - ۰،۱۱ - ۰،۱۵) \times ۱،۳۳ =$
۳	۴،۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۲	—	۱۰-۱۱		$۰،۷۴$
٤	۴،۷	—	—	—	—	—	—	۴	۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۷	۱۰-۱۱		۴۱،۳۴ ton
۵	۴،۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۷	—	۱۰-۱۱		
۶	۴،۹	—	—	—	—	—	—	۴	۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۵	۱۰-۱۱		
۷	۴،۱۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱		
۸	۴،۱۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱		
۹	۴،۱۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱		
۱۰	۵،۱۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۵	۱۰-۱۱		
۱۱	۴،۱۴	—	۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۹،۵-۱۰		
۱۲	۴،۱۵	—	—	—	—	—	۱۵	—	—	—	۰،۵	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	۱۵	۹،۵-۱۰	✓	
۱۳	۴،۱۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	۹،۵-۱۰	✓	
۱٤	۴،۱۷	—	—	—	—	—	۰،۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	۹،۵-۱۰	✓	
۱۵	۴،۱۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	۹،۵-۱۰	✓	
۱۶	۴،۱۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۲۲-۲۰	✓	۹،۵-۱۰	✓	
۱۷	۴،۲۰	—	۱۶	—	—	۱۰-۱۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		
		۴۱	۱۶	۳۸۰	—	۱۰-۱۱	۱۰،۵	۱٤	۲۱	—	۰،۵	۲	۰،۷۵	۲	—	۰،۷۵						

وزن محلول P_F	عیار باطله g_c	عیار باطله g_t	عیار فیلتر g_F
۱،۳۳	۲،۵	۱،۵	٤
وزن فیلتر W_F	حجم باطله V_S	رطوبت R	
۴۱	۱۶	۶۲،۵	

Note :

فول های روی موجود در باس ها در تاریخ ۴۰/۲ ساعت ۸ صبح آمدی شد و با اسید سولفوریک غلظت لیچ شد

لازم به ذکر می باشد که علت سالم ماندن فول ها اسید سنجی های لیچ این حوضچه بسیار زیاد بوده و

همچنین مدت زمان زیادی (۲ هفته) از انجام عملیات لیچ عملیات فیلتر اسپول گذاری و ... مقتی انجام گرفت

بعد از فیلتر اسپول فول آخر لیچ در حال حاضر ۲،۶ سکه است

S.M.S. Alizadeh Ganji

P.No : صفحه شماره ۲

S.No : سری اول

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																				temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		ore (ton)	Water(m^3)	cement	lime	H2So4(lit.)	Zink	H2O2	NaCN	EDTA	Pb(CH3coo)2	$K_4Fe(CN)_6$	Pb(NO3)2	KMno4	NaoH	Na2O2									
۱	۸۰٫۲٫۲۶	۴۳۰	۲۱	۵۰۰	۵۰۰	۱	—	۶	۱۸	۱	۱	۲	۰٫۷۵	۲	۵	۱							۱۴		$W_{ore} = ۶ \times ۷ \times ۰٫۷۷۵ \times ۱٫۳۲۷ = ۴۳ ton$ وزن مخصوص سورد لیچ
۲	۸۰٫۲٫۲۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							۱۵	۱۰-۱۲	—	
۳	۸۰٫۲٫۲۸	—	—	—	—	—	—	۴	۸	—	—	—	—	—	—	—							—	۱۵	۱۰-۱۲	V_{water} حجم آب اضافه شده یا آب تبخیر لیچ
۴	۸۰٫۲٫۲۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							۱۱	—	۱۰-۱۲	
۵	۸٫۲٫۳۰	—	—	—	—	—	—	۲	۵	—	—	—	—	—	—	—							—	۱۴	۱۰-۱۲	$V_2 = ۳ \times ۵ \times ۰٫۳۹ = ۵٫۸ m^3$ حجم آب باقی مانده از لیچ قبل
۶	۲٫۳۱	—	—	—	—	—	۱۵	—	—	—	۰٫۲۵	—	—	—	—	—							—	—	۱۰-۱۲	$V_{water} = ۵ + ۲۱ + ۸ = ۳۴ m^3$ حجم کل آب مصرفی
۷	۳٫۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							—	تقلیلی	پمپاژ	۱۰-۱۲	
۸	۳٫۲	—	—	—	—	—	۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—							—	تقلیلی	پمپاژ	۱۰-۱۲	
۹	۳٫۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							—	تقلیلی	پمپاژ	۱۰-۱۲	
۱۰	۳٫۴	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							—	تقلیلی	پمپاژ	۱۰-۱۲	
۱۱	۳٫۵	—	—	—	—	۵-۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							—	تقلیلی	پمپاژ	۱۰-۱۲	مقدار برگشت داده شده از این bach به مقدار ۱۸۲۵ لیتر می باشد
۱۲٫۰	۳٫۶	—	۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—							—	تقلیلی	—	—	مقدار رطوبت گرفته شده ۸۸ کیلو می باشد
۱۳	۳٫۷																									
جمع		۴۳	۳۴	۵۰۰	۵۰۰	۵-۷	۱۳	۱۲	۳۱	—	۰٫۲۵	۲	۰٫۷۵	۲	۵	۱										

$\mathcal{G}_F$	$\mathcal{G}_t$	$\mathcal{G}_c$	$\mathcal{P}_F$
		—	۱٫۳۲۷
W_F	V_S	R	
۴۳	۲۱		

: Note

P.No : حوضچه شماره ۲۰

S.No : سری اول

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Na2O2	NaoH	KMno4	Pb(NO3)2	Fe(CN)6K4	Pb(CH3coo)2	EDTA	NaCN	H2O2	Zink	H2So4(lit.)	lime	cement	Water(m3)	ore (ton)	PH	pumping	outpumping	temperature	Comment
		Adding of chemical Materials (kg)																			
۱	۲,۲۵	۱	۵	۲	۰,۷۵	۲	۰,۲۵	۱	۱۸	۶	۱	۲	۵۰۰	۵۰۰	۲۱	۴۹	۱۰<	۱۲			$W_{ore} = ۶ \times ۷ \times ۰,۸۷۲ \times ۱,۳۲۷ = ۴۸,۸۶ton$
۲	۲,۲۲																۱۰<		۱۰		
۳	۲,۲۷																۱۰<	۱۱			$V_{water} = ۳ \times ۵ \times ۱,۴ = ۲۱ m^3$
۴	۲,۲۸																۱۰<		۱۷		$V_r = ۳ \times ۵ \times ۰,۲۹ = ۳,۷۵ m^3$ مقدار آبی که باید بیرون بیاید تا استخراج lb
۵	۲,۲۹																۱۰<	۱			
۶	۲,۳۰						۰,۲۵				۱۵						۱۰<	۲۲	۱۳		$V_{total\ water} = ۶ + ۲۱ + ۸ = ۳۵ m^3$
۷	۲,۳۱				۲												۱۰<	پیمانکار	تعلیق		
۸	۳,۱																۱۰<	پیمانکار	تعلیق		
۹	۳,۲										۳						۱۰<	پیمانکار	تعلیق		
۱۰	۳,۳																۱۰<	پیمانکار	تعلیق		
۱۱	۳,۴											۶-۸					۱۰<	تکنیکی	تعلیق		
۱۲	۳,۵														۸		۱۰<				صدور طلای گرفته شده از این حوضچه ۱۲۷ گرم بود است
۱۳	۳,۲																				
جمع		۱	۵	۲	۰,۷۵	۲	۰,۲۵	—	۳۱	۱۲	۱۳	۶-۸	۵۰۰	۵۰۰	۲۹	۴۹	۱۰<	—	—		

P_F	g_c	g_t	g_F
۱,۳۲۷	—		
R	V_S	W_F	
	۲۱	۴۸	

Note : عملیات جمع آوری فویل های روی از درون باکس ها و عملیات لیچینگ فویل های روی توسط اسید سولفوریک غلیظ در تاریخ ۳,۴ ؛ ۸ انجام گرفت

P.No : حوضچهٔ شماره ۳

S.No : سری اول

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																PH	pumping	outpumping	temperature	Comment
		ore (ton)	Water(m^3)	cement	lime	H2So4(lit.)	Zink	H2O2	NaCN	EDTA	Pb(CH3coo)2	$K_4Fe(CN)_6$	Pb(NO3)2	KMno4	NaoH	Na2O2						
۱	۲,۲۲	۴۹	–	–	۹۵۰	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	۱					$W_{ore} = ۷ \times ۷ \times (۱,۱۵ - ۰,۱ - ۰,۱۴۹) \times ۱,۳۷$
۲	۲,۱۳	–	۲۷	–	–	–	–	۶	۱۸	۲	–	۲	۰,۸	۲	۳	–	۱۰-۱۲	۱۱	–		$= ۴۹ ton$
۳	۲,۲۴	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	۸,۵	–		$V_{water} = ۳ \times ۵ \times ۱,۴ = ۲۶ m^3$
۴	۲,۲۵	–	–	–	–	–	–	۴	۸	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	۸	۱۷		
۵	۲,۲۶	–	–	–	–	–	–	↓	↓	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	۲۵	–		$V_r = ۳ \times ۵ \times$ ضریب $۲۳ = ۳,۴۵ m^3$
۶	۲,۲۷	–	–	–	–	–	–	۲	۵	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	۸	۱۵		محلول باقی مانده بعد از عملیات لیچینگ در حوضچه استحصال
۷	۲,۲۸	–	–	–	–	–	۱۵	–	–	–	۰,۲۵	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	۸	۹۲		$V_{total\ water} = ۲۶ + ۸ = ۳۴ m^3$
۸	۲,۲۹	–	–	–	–	–	–	↓	↓	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	تعطیل	تعطیل		
۹	۲,۳۰	–	–	–	–	–	–	↓	↓	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	تعطیل	تعطیل		
۱۰	۲,۳۱	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	تعطیل	تعطیل		
۱۱	۳,۱	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	تعطیل	تعطیل		
۱۲	۳,۲	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	تعطیل	تعطیل		
۱۳	۳,۳	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	تعطیل	تعطیل		
۱۴	۳,۴	–	۸	–	–	۶-۸	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	۱۰-۱۲	تعطیل	تعطیل		
۱۵	۴,۵																				
جمع		۴۹	۳۴	–	۹۵۰	۶-۸	۱۰	۱۲	۳۱	۲	۰,۲۵	۲	۰,۸	۲	۳	۱		–	–	–	

G_F	G_t	G_c	ρ_F
		—	۱,۳۲۷
W_F	V_S	R	
۴۹	۲۶		

Note : لازم به ذکر است که عملیات نفوذ پذیری این حوضچه به علت مخلوط نشدن با همان میزان میزان زیادی بوده و خیلی به کندی صورت می گرفت و می توان این نتیجه را گرفت که لیچینگ این حوضچه زیاد مطلوب نبوده است

P.No : حوضچه شماره ۴

S.No : سری اول

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

Comment	temperature	outpumping	pumping	PH	Adding of chemical Materials (kg)															Date	RUN,
					ton Ore	Water(m^3)	cement Kg	lime Kg	H2So4(lit.) Lit	Zink Kg	H2O2 Lit	NaCN Kg	EDTA Kg	Pb(CH3coo)2 Kg	K4Fe(CN)6 Kg	Pb(NO3)2 Kg	KMno4 Kg	NaoH Kg	Na2O2 Kg		
$W_{ore} = ۶۸۷ \times ۰/۱۸۸ \times ۱/۳۲۷ = ۴۹ ton$ مقدار تناژ ماده معدنی برای شمارش لیچ		—	۱۶	—	۴۹	۱۸	۵۰	۵۰۰	۱	—	۶	۱۸	۱	۱	۲	۰/۷۵	۲	—	۱	۱۰/۲/۲۴	۱
		۱۱/۲۵	—	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۱۰/۲/۲۸	۲
$W_{water} = ۳ \times ۵ \times ۱/۲ = ۱۸ m^3$ مقدار آب اضافه شده برای آماده سازی محلول		۱	۱۱/۵	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	۳	۸	"	"	"	"	"	"	"	۲/۲۹	۳
$W_2 = ۳ \times ۵ \times ۰/۲۱ = ۳/۱۵ m^3$ مقدار آب باقی مانده پس از عملیات استحصال طلا		۱۵	—	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۲/۳۰	۴
		—	۹/۵	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	۲	۵	"	"	"	"	"	"	"	۲/۳۱	۵
		۹	—	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	۱۵	"	"	"	۰/۲۵	"	"	"	"	"	۳/۱	۶
		✓	پیمانه	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۳/۲	۷
		✓	پیمانه	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۳/۳	۸
		✓	پیمانه	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۳/۴	۹
		✓	پیمانه	۱۰-۱۲	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۳/۵	۱۰
		✓	تقلیبی	۱۰-۱۲	"	"	"	"	۵-۶	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۳/۶	۱۱
		✓	تقلیبی	۱۰-۱۲	"	^	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	۳/۷	۱۲
																				۳/۸	۱۳
					۴۹	۳۲	۵۰	۵۰۰	۵-۶	۱۰	۱۱	۳۱	—	۰/۲۵	۲	۰/۷۵	۲	—	۱	تکرار	تکرار
																				۳/۱۰	۱۵
																				۳/۱۱	۱۶
																					۱۷

$W_{water} = ۳ \times ۵ \times ۱/۲ = ۱۸ m^3$ مقدار آب اضافه شده برای آماده سازی محلول

$W_2 = ۳ \times ۵ \times ۰/۲۱ = ۳/۱۵ m^3$ مقدار آب باقی مانده پس از عملیات استحصال طلا

$W_1 = ۶ + ۱۸ + ۸ = ۳۲ m^3$ حجم آب مصرفی = مقدار آب برای آماده سازی محلول + مقدار آب برای شستشوی باطله + مقدار آب برای خوراک

g_F	g_t	g_c	ρ_F
		—	۱/۳۲۷
W_F	V_S	R	
۴۹	۱۸		

Note : حوضچه شماره ۴ به علت نقص فنی در ساخت هومنچه مقدار زیادی از محلول لیچ به بهدر رفت امت و همچنین بر اثر تبخیر و گرما زدگی نوزل های موجود در باکس ها به علت فقدان یا کم بودن کمپکس حیاتور طلا می توان گفت که نوزل های کوری تقریباً سالم بودند

جمعه ۱۳ تیر ماه

S. M. S. Alizadeh Ganji

P.No : حوضچهٔ شماره ۱

S.No : سری دوم

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																		Comment	temperature	outpumping	pumping	PH
		Na2O2	NaoH	KMno4	Pb(NO3)2-	KFe(CN)6	Pb(CH3coo)2	EDTA	NaCN	H2O2	Zink	H2So4(lit.)	lime	cement	Water(m3)	ore (ton)								
۱	۳,۱۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۴۰۰	۴	۴۵	$V_{water} = ۳ \times ۵ \times ۱,۰۵ = ۱۵,۸\ m^۳$								
۲	۳,۱۲	۰,۷۵	—	۲	۱	۲	—	—	۱۲	۲	—	—	—	—	۱۲,۸	—	حجم کل مایع موجود قبل از لیچینگ در حوضچه استخراج	—	۱۶	—	۱۰-۱۲
۳	۳,۱۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	$W_۱ = ۶ \times ۷ \times (۱,۱۵ - ۰,۱ - ۰,۳۱۷) \times ۱,۳۲۷ =$	۱۶	—	۸,۵	۱۰-۱۲
۴	۳,۱۴	—	—	—	—	—	—	—	۴	۲	—	—	—	—	—	—	۴۰,۸ ton	۱۰,۵	۱۶	۱۶	۱۰-۱۲
۵	۳,۱۵	—	—	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—	$W_۲ = ۶ \times ۷ \times (۱,۱۵ - ۰,۱ - ۰,۳۱۷) \times ۱,۳۲۷ =$	۱۵,۵	۲۱	۱۶	۱۰-۱۲
۶	۳,۱۶	—	—	—	—	—	۰,۲۵	—	—	—	۱۵	—	—	—	۱	—	۴۴,۸۴	—	تعطیل	تعطیل	۱۰-۱۲
۷	۳,۱۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	تعطیل	تعطیل	۱۰-۱۲
۸	۳,۱۸	—	—	—	—	—	—	—	۱,۵	—	—	—	—	—	۱	—		۲۲-۲۴	تعطیل	تعطیل	۱۰-۱۲
۹	۳,۱۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱,۷	—	—	—	—	—		۲۲-۲۴	تعطیل	تعطیل	۱۰-۱۲
۱۰	۳,۲۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۰,۵	—		۲۲-۲۴	تعطیل	تعطیل	۱۰-۱۲
۱۱	۳,۲۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	تعطیل	تعطیل	۱۰-۱۲
۱۲	۳,۲۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		—	تعطیل	تعطیل	
۱۳	۳,۲۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۵-۶	—	—	۱۲	—		۱۶			
	۳,۲۴																							
جمع		۰,۷۵	—	۲	۱	۲	۰,۲۵	—	۲۱,۵	۸	۱۱,۷	۵-۶	—	۴۰۰	۳۶,۳	۴۴								

g_F	g_t	g_c	ρ_F
۵	۰,۱۸	۲,۲	۱,۳۳
W_F	V_S	R	
۴۵	۱۶	۸۴	

Note : عملیات جمع آوری نول های روی موجود در درون باکس ها و لیچینگ نول های روی حاوی طلا توسط اسید سولفوریک غلیظ و فیلتر آسیون در تاریخ ۸۰/۳/۲۳ انجام گرفت که مقدار آن ۴ درام ۲۰۰ لیتری بشکه مقدار لجن بدست آمده از این پروسس حدود ۲۰۰ کیلوگرم می باشد. بعد از بازیابی طلا عملیات شستشوی باطله ها در دو مرحله هر مرحله با ۶ هزار لیتر آب و مدت ۸ ساعت انجام و بعد از این زمان ماند آب موجود در حوضچه بزرگ تخلیه شد

مقدار طلای گرفته شده از این حوضچه ۱۱ گرم می باشد

P.No : حوضچهٔ شماره ۲

S.No : سری دوم

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)																	temperature	outpumping	pumping	PH	Comment
		Ore(ton)	Water(m^3)	cement	lime	H_2So_4(lit.)	Zink	H_2O_2	NaCN	EDTA	$Pb(CH_3coo)_2$	$K_4Fe(CN)_6$	$Pb(NO_3)_2$	KMno4	NaoH	Na_2O_2						
۱	۸/۳/۸	۴۵	۶	۵۰۰	۵۰	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				۱۸	۱۰-۱۲	$V_{water} = ۳ \times ۵ \times ۱/۲ = ۱۸\ m^۳$
۲	۳/۹	—	۱۸	-	-	-	-	۶	۱۲	-	-	۲	۱	۲	-	۱				-	۱۵-۱۲	حجم محلول لیچ که برای اولین بار پمپاژ شد
۳	۳/۱۰	—	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				۱۶	-	
۴	۳/۱۱	—	-	-	-	-	-	۳	۶	-	-	-	-	-	-	-				۸	۱۰-۱۲	$V_{water} = ۳ \times ۵ \times ۰/۸۶ = ۱۳m^۳$
۵	۳/۱۲	—	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				۱۸	۱۰-۱۲	حجم محلول باقی مانده از اولین مرحله پمپاژ
۶	۳/۱۴	—	-	-	-	-	-	۳	۴	-	-	-	-	-	-	-				۱۱	۱۰-۱۲	
۷	۳/۱۴	—	-	-	-	-	۱۰/۵	-	-	-	۰/۲۵	-	-	-	-	-				۸	تعلیق	$W_{ore} = ۴ \times ۷ \times (۱/۱۵ - ۰/۱ - ۰/۳۲) \times$
۸	۳/۱۵	—	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				پمپاژ	تعلیق	$۱/۳۲۷ = ۳۵/۴۸\ ton$
۹	۳/۱۷	—	۱	-	-	-	-	-	۱/۵	-	-	-	-	-	-	-				پمپاژ	تعلیق	
۱۰	۳/۱۷	—	-	-	-	-	۱/۵	-	-	-	-	-	-	-	-	-				پمپاژ	تعلیق	
۱۱	۳/۱۸	—	۱/۵	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		۲۴-۲۲		پمپاژ	تعلیق	$W_{ore} = ۴ \times ۷ \times (۱/۱۵ \times ۱ - ۰/۳۲) \times ۱/۳۵۷$
۱۲	۳/۱۹	—	-	-	-	-	۲/۳	-	-	-	-	-	-	-	-	-		۲۴-۲۲		پمپاژ	تعلیق	$= ۴۳/۶۶\ ton$
۱۳	۳/۲۰	—	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		۲۴-۲۲		پمپاژ	تعلیق	لازم به ذکر می باشد وزن W_{ore} بر اساس وزن مقصودی می باشد که
۱۴	۳/۲۱	—	۱۲	-	-	۴-۵	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-						توسط اینجانب اندازه گیری شده است
جمع		۴۵	۳۷/۵	۵۰۰	۵۰	۴-۵	۱۴/۳	۱۱	۲۳/۵	-	۰/۲۵	۲	۱	۲	-	۱						

g_F	g_t	g_c	ρ_F
۴/۵	۰/۵	—	۱/۳۳
W_F	V_S	R	
۴۵	۱۸	۸۸/۸	

Note : جمعیت جمع آوری خیل های روی از درون بالکس ها و لیچینگ فیل های روی حاوی طلا توسط اسید سولفوریک غلیظ و فیلتراسیون در تاریخ ۱۳۸۰/۳/۲۱ انجام گرفت لازم به ذکر می باشد مقداری از بعضی از مواد آماده از این پروسس حدود ۲/۱۵۰ کیلوگرم می باشد. بعد از بازیابی طلا تقسیم گردید شد تالی دوسری ۶ هزار لیتری هرکدام ۲ ساعت ۸ ساعت در داخل حوضچه ماند تا با طلا باقی مانده در حوضچه لیچ شستشو داده شود

P.No : حوضچه شماره ۳۰

S.No : سری دوم

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Na2O2	NaoH	KMno4	Pb(NO3)2	K4Fe(CN)6	Pb(CH3coo)2	EDTA	NaCN	H2O2	Zink	H2So4(lit.)	lime	cement	Water(m3)	ore (ton)	PH	pumping	outpumping	temperature	Comment
		Adding of chemical Materials (kg)																			
۱	۳,۱۳	۰,۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۴۰۰	۶	۴۳	—	—	—		V_{water} = ۳×۵×۱,۱۸ = ۱۷,۷m۳
۲	۳,۱۴	—	—	۱	۱	۲	—	—	۱۰	۳,۵	—	—	—	—	۱۷,۷	—	۱۱-۱۲	۲۲	۱۲		حجم کل آب موجود در حوضچه قبل از انتصال
۳	۳,۱۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—		۱۱-۱۲	۲۲	۱۲,۵		
۴	۳,۱۶	—	—	—	—	—	—	—	۶	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	۱۲	۸		
۵	۳,۱۷	—	—	—	—	—	—	—	۴	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	۱۴,۵	۱۱,۵	۲۴-۲۲	W_{ore} = ۴۸۷×(۱,۱۵ - ۰,۱ - ۰,۳۲۸)×۱,۴۲۷
۶	۳,۱۸	—	—	—	—	—	۰,۲۵	—	—	—	۱۵	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	پمپاژ	۱۵	۲۴-۲۲	= ۴۰,۲۴۵ ton
۷	۳,۱۹	—	—	—	—	—	~~۳۵~~	—	—	—	~~۱۵~~	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	پمپاژ	تعطیل	۲۴-۲۲	
۸	۳,۲۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱,۵	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	پمپاژ	تعطیل		W_{ore} = ۴۸۷×(۱,۱۵ - ۰,۱ - ۰,۳۲۸)×۱,۴۳۷
۹	۳,۲۱	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	پمپاژ	تعطیل		= ۴۰,۱۸ ton
۱۰	۳,۲۲	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	پمپاژ	تعطیل		
۱۱	۳,۲۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	پمپاژ	تعطیل	۱۶	
۱۲	۳,۲۴	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۱-۱۲	پمپاژ	تعطیل	۱۶	
۱۳	۳,۲۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۴-۵	—	—	۱۲	—	۱۱-۱۲	تخلیه	تعطیل		
۱۴	۳,۲۶																				
جمع		۰,۵	—	۱	۱	۲	۰,۲۵	—	۲۵	۳۵	۱۱,۵	۴-۵	—	۴۰۰	۳۵,۷	۴۴					

g_F	g_t	g_c	ρ_F
۴,۵	۰,۵	۴	۱,۳۳
W_F	V_S	R	
۴۵	۱۸	۸۸۷۸	

Note : در تاریخ ۸۰,۳,۲۵ کارچ آکواه و لیچ با سیم سولفوریک اضافه گردید و میزان لیچ گرفته شده از این حوضچه حدود ۲,۲۵۰ کیلوگرم بوده است

P.No : حوضچه شماره ۲

S.No : سری دوم

G.S.I

Project of Perculation Heap leaching in Arghash Mine

RUN,	Date	Adding of chemical Materials (kg)															PH	pumping	outpumping	temperature	Comment
		ore (ton)	Water(m^3)	cement	lime	H_2So_4(lit.)	Zink	H_2O_2	NaCN	EDTA	$Pb(CH_3coo)_2$	$K_4Fe(CN)_6$	$Pb(NO_3)_2$	KMno4	NaOH	Na_2O_2					
1	۲/۱۵	۴۳	۴	۴۵۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—					$V_{water} = ۳ \times ۵ \times ۱/۲ = ۱۸\ m^3$
2	۳/۱۶	—	۱۸	—	—	—	—	۶	۱۲	—	—	۲	۱	۱	—	—	—	۱۰-۱۲	۱۶	—		حجم محلول لیچ که برای اولین بار پمپاژ شد
3	۳/۱۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۲	—	۹		
4	۳/۱۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۲	۱۴	—		
5	۳/۱۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۲	۰	۱۲		$W_1 ore = ۶۸۷ \times (۱/۱۵ - ۰/۱ - ۰/۳۴۶) \times ۱/۳۳۷$
6	۳/۲۰	—	—	—	—	—	—	۴/۵	۶	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۲	۹	—		$= ۳۹/۷\ ton$
7	۳/۲۱	—	—	—	—	—	—	۳	۴	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۲	۱۲/۵	۹/۵		
8	۳/۲۲	—	—	—	—	—	۹/۹	—	—	—	۰/۲۵	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	پمپاژ	۱۵		$W_2 ore = ۶۸۷ (۱/۱۵ - ۰/۱ - ۰/۳۴۶) \times ۱/۴۵۷$
9	۳/۲۳	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	پمپاژ	تخلیه		$= ۴۳/۵۸\ ton$
10	۳/۲۴	—	—	—	—	—	۲/۱۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	پمپاژ	تخلیه		
11	۳/۲۵	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	پمپاژ	تخلیه		
12	۳/۲۶	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	✓	✓		
13	۳/۲۷	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	✓	✓		
14	۳/۲۸	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	✓	✓		
15	۳/۲۹	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	✓	✓		
16	۳/۳۰	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	✓	✓		
17	۴/۱	—	۱۲	—	—	۱۰-۹۲	—	—	۲۲	—	—	—	—	—	—	—	—	۱۰-۱۱	—	—		

g_F	g_t	g_c	ρ_F
۳/۵	۰/۵	۳	۱/۳۳
W_F	V_S	R	
۴۵	۱۸	۸۵/۷	

Note : بعد از تعمیر حوضچه و اضافه کردن عنوه محلول باز نشت های در محل اتصال حوضچه مشاهده شد که تصمیم گرفته شد محلول لیچ تخلیه شود و از بیرون با ۱۳ سیمان و ملات پوشانیده شود که تاثیری خیلی خوب در جلو آمدن محلول لیچ از دیواره ها داشت . در تاریخ ۴/۱/۲ کل روی جمع آوری و بعد از تخلیه لیچ دان آهن برجای ماند ۲/۵ کیلوگرم شد