

Universidad Nacional de Ingeniería
Facultad de Ingeniería Geológica Minera y Metalúrgica



TESIS

**Evaluación de alternativas e implementación de equipos para
incremento de la capacidad de tratamiento y la eficiencia en la
recuperación de metales, mediante simulación y análisis
estadístico en una planta aurífera**

Para obtener el título profesional de Ingeniero Metalurgista

Elaborado por

Cesar Marcial Sifuentes Salinas

 [0000-0002-0828-4605](https://orcid.org/0000-0002-0828-4605)

Asesor

Dr. Alberto Landauro Abanto

 [0000-0003-3748-120X](https://orcid.org/0000-0003-3748-120X)

LIMA – PERÚ

2025

Citar/How to cite	Sifuentes Salinas [1]
Referencia/Reference	[1] C. Sifuentes Salinas, <i>“Evaluación de alternativas e implementación de equipos para incremento de la capacidad de tratamiento y la eficiencia en la recuperación de metales, mediante simulación y análisis estadístico en una planta aurífera”</i> [Tesis de pregrado]. Lima (Perú): Universidad Nacional de Ingeniería, 2025.
Estilo/Style: IEEE (2020)	

Citar/How to cite	(Sifuentes, 2025)
Referencia/Reference	Sifuentes, C. (2025). <i>Evaluación de alternativas e implementación de equipos para incremento de la capacidad de tratamiento y la eficiencia en la recuperación de metales, mediante simulación y análisis estadístico en una planta aurífera</i> . [Tesis de pregrado, Universidad Nacional de Ingeniería]. Repositorio institucional Cybertesis UNI.
Estilo/Style: APA (7ma ed.)	

Dedicatoria

A mi amada pareja Nayeli, a mi madre Adela y a mi familia quienes son pilares fundamentales en el cumplimiento de todos mis logros. A quienes les debo todo lo que soy, por su amor, comprensión y apoyo incondicional a lo largo de cada desafío.

Este informe no solo representa el fruto de mi esfuerzo individual, sino también el reflejo de la influencia positiva que han tenido en mi vida, acompañándome y alentándome para seguir superándome día a día.

Agradecimientos

Mi reconocimiento y gratitud a mi alma mater, la Universidad Nacional de Ingeniería por haberme brindado una formación académica de alto nivel. De manera especial, agradezco a los docentes de la Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica, quienes contribuyeron en mi desarrollo profesional.

A mi amada pareja y mi familia, quienes son el principal motivo de cada uno de mis logros, por brindarme su apoyo incondicional, confianza y aliento constante. Gracias por creer en mis objetivos, por sus consejos oportunos y por acompañarme en cada etapa de este camino.

A mi asesor el Dr. Alberto Landauro, por su valiosa contribución y guía durante todo el proceso de investigación. Su experiencia, compromiso y orientación fueron determinantes en la culminación de esta tesis.

A mis jefes directos y a las empresas en las que tuve la oportunidad de laborar, así como de los que me permitieron realizar este proyecto. Su respaldo fue clave para que pudiera continuar con mi proceso de formación y especialización en el campo de la metalurgia.

Resumen

El presente trabajo de investigación evaluó el desempeño de una planta metalúrgica con el propósito de incrementar su capacidad de tratamiento a 2200 t/d, incorporando nuevos equipos y un nuevo circuito para el procesamiento de relaves (residuos con contenido metálico recuperable), lo que permitiría mejorar la recuperación global y optimizar económicamente la operación. La producción principal de la planta consiste en barras doré mediante el proceso Merrill Crowe, para el incremento de tonelaje se buscó mantener los parámetros de operación establecidos, principalmente la reducción del tamaño de partícula hasta un P80 de 75 μm antes de la etapa de lixiviación cianurada, asegurando que los cambios implementados mejoren la calidad metalúrgica del producto final. La investigación incluyó la recolección, homogeneización y preparación mecánica de muestras representativas, posteriormente ejecutándose las pruebas metalúrgicas específicas para cada circuito de la planta, para determinar los parámetros de operación más adecuados. Las pruebas incluyeron ensayos de caracterización del mineral, conminución, lixiviación cianurada, espesamiento, filtrado, Merrill Crowe, detoxificación y flotación. Los datos obtenidos fueron analizados estadísticamente y, a partir de los resultados más representativos, se realizaron simulaciones para evaluar los circuitos y el rendimiento de los equipos mediante los softwares Ms Excel, Bruno y JKSimMet. Esto permitió predecir el comportamiento del mineral en los diferentes circuitos, reducir el consumo energético, maximizar la recuperación metalúrgica, incrementar la rentabilidad y asegurar la estabilidad de los procesos.

Palabras Clave — Simulación de procesos metalúrgicos, pruebas metalúrgicas, optimización de procesos en planta concentradora, conminución, lixiviación, recuperación metalúrgica, Bruno, JKSimMet.

Abstract

The present research evaluated the performance of a metallurgical plant with the purpose of increasing its processing capacity to 2200 t/d, incorporating new equipment and a new circuit for tailings processing (residues with recoverable metal content), which would improve overall recovery and economically optimize the operation. The main production of the plant consists of dore bars through the Merrill Crowe process. For the increase in tonnage, the objective was to maintain the established operating parameters, mainly the reduction of particle size to a P80 of 75 μm before the cyanide leaching stage, ensuring that the implemented changes improve the metallurgical quality of the final product. The research included the collection, homogenization, and mechanical preparation of representative samples, subsequently executing specific metallurgical tests for each plant circuit, to determine the most suitable operating parameters. The tests included mineral characterization, comminution, cyanide leaching, thickening, filtering, Merrill Crowe, detoxification, and flotation. The data obtained were analyzed statistically, and based on the most representative results, simulations were carried out to evaluate the circuits and the performance of the equipment using the software Ms Excel, Bruno, and JKSimMet. This made it possible to predict the behavior of the ore in the different circuits, reduce energy consumption, maximize metallurgical recovery, increase profitability, and ensure process stability.

Keywords — Metallurgical process simulation, metallurgical tests, process optimization in concentrator plant, comminution, leaching, metallurgical recovery, Bruno, JKSimMet.

Tabla de Contenido

	Pág.
Resumen	v
Abstract	vi
Introducción	xv
Capítulo I. Parte introductoria del trabajo	1
1.1 Descripción del problema de investigación.....	1
1.2 Objetivos del estudio	2
1.2.1 Objetivo general	2
1.2.2 Objetivos específicos	2
1.3 Hipótesis	3
1.3.1 Hipótesis general	3
1.3.2 Hipótesis específicas.....	3
1.4 Antecedentes investigativos	3
Capitulo II. Marcos teórico y conceptual.....	7
2.1 Conminución de minerales	7
2.1.1 Mecanismos de conminución	8
2.1.2 Teorías clásicas de conminución.....	9
2.2 Trituración	12
2.2.1 Principales tipos de trituradoras	13
2.3 Molienda	16
2.3.1 Principales tipos de molinos	17
2.3.2 Parámetros operacionales en molienda	18
2.4 Lixiviación cianurada	20
2.4.1 Principales variables de cianuración	20
2.5 Decantación a contracorriente.....	23
2.6 Merrill Crowe	24
2.6.1 Clarificación	25

2.6.2	Desaireación	25
2.6.3	Cementación	26
2.6.4	Filtración de precipitados Au/Ag	26
2.7	Detoxificación	26
2.7.1	Oxidación química	27
2.8	Flotación	28
2.8.1	Cinética de flotación	29
2.8.2	Etapas del proceso de flotación	29
2.8.3	Principales variables de flotación	30
2.8.4	Reactivos de flotación	30
2.9	Simulación de procesos metalúrgicos	32
2.9.1	Simulación como herramienta de optimización	32
2.9.2	Software Bruno	33
2.9.3	Software JKSimMet	33
Capítulo III. Desarrollo del trabajo de investigación		35
3.1	Operaciones unitarias de la planta en evaluación	35
3.1.1	Parámetros de operación actual	36
3.2	Modelamiento granulométrico del mineral (RoM)	37
3.3	Inventario y envío de muestras para análisis químico	37
3.4	Gravedad específica del mineral	38
3.4.1	Calibración del volumen del picnómetro	38
3.4.2	Determinación de la gravedad específica del mineral	39
3.5	Pruebas de impacto Bond Leit (CWi)	39
3.6	Índice de conminución del molino SAG (SMC Test)	40
3.7	Pruebas de índice de trabajo de Bond (BWi)	41
3.8	Pruebas de lixiviación cianurada por agitación en botellas	42
3.9	Pruebas de sedimentación	44
3.9.1	Metodología de estimación del área unitaria del espesador	45

3.10	Pruebas de Merrill Crowe	45
3.11	Pruebas de detoxificación	46
3.12	Pruebas de flotación.....	47
Capítulo IV. Análisis e interpretación de resultados		49
4.1	Estimación de la granulometría del mineral RoM	49
4.1.1	Simulación del impacto del rompedor de rocas	50
4.2	Resultados de pruebas de gravedad específica	51
4.3	Resultados de análisis químico del mineral de cabeza.....	53
4.4	Resultados de las pruebas de Bond Leit (Determinación de CWI)	54
4.4.1	Simulación del circuito de trituración	56
4.5	Resultados de la caracterización del mineral en molienda	59
4.5.1	Resultados de las pruebas SMC	59
4.5.2	Resultados de las pruebas de índice de trabajo de Bond (BWi)	61
4.5.3	Simulación del circuito de molienda	62
4.6	Resultados de pruebas de lixiviación en botella	67
4.6.1	Evaluación de tanques agitadores de lixiviación.....	71
4.6.2	Evaluación del espesador secundario (pre-lixiviación)	72
4.7	Resultados de las pruebas de sedimentación	73
4.7.1	Dimensionamiento de filtro prensa previo detox	75
4.8	Resultados de las pruebas de precipitación con zinc	76
4.8.1	Evaluación de filtros clarificadores	77
4.8.2	Evaluación de filtros precipitadores	78
4.9	Resultados de las pruebas de detoxificación.....	78
4.9.1	Dimensionamiento de tanques de detoxificación.....	80
4.10	Resultados de las pruebas de flotación de zinc.....	80
4.10.1	Validación de resultados mediante ensaye de relaves	85
4.10.2	Dimensionamiento de celdas de flotación de zinc	86
4.10.3	Dimensionamiento de espesadores de concentrados y relaves	86

4.10.4 Dimensionamiento de filtro de concentrados de zinc.....	87
Conclusiones	88
Recomendaciones	90
Referencias bibliográficas	91
Anexos	96

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1 : Etapas de trituración y parámetros operativos	13
Tabla 2 : Comparación de los distintos procesos de detoxificación.....	27
Tabla 3 : Principales equipos en operación.....	36
Tabla 4 : Distribución de peso por zona en la muestra compósito de 10 kg	38
Tabla 5 : Modelado de la distribución de tamaño del mineral RoM	49
Tabla 6 : Distribución de tamaño del alimento a trituración simulado con JKSimMet	50
Tabla 7 : Resultados de pruebas de gravedad específica.....	52
Tabla 8 : Resultados de la caracterización química	53
Tabla 9 : Análisis estadístico de los resultados de caracterización química	53
Tabla 10: Resultados de pruebas CWI	54
Tabla 11: Análisis estadístico de los resultados de pruebas CWI.....	56
Tabla 12: Distribución del tamaño de partículas de simulación de trituración.....	58
Tabla 13: Resultados de las pruebas SMC	59
Tabla 14: Resultados de las pruebas BWi	61
Tabla 15: Parámetros de simulación para diseño de molienda	63
Tabla 16: Distribución del tamaño de partículas de simulación molienda.....	64
Tabla 17: Dimensionamiento de hidrociclón – Método de Krebs.....	67
Tabla 18: Resultados de disolución de Au	68
Tabla 19: Resultados de disolución de Ag, %	69
Tabla 20: Resultados de consumo de NaCN, kg/t.....	70
Tabla 21: Parámetros para dimensionamiento de tanques agitadores.....	71
Tabla 22: Evaluación del tiempo de residencia en tanques agitadores	72
Tabla 23: Evaluación del espesador intermedio (gold inventory)	72
Tabla 24: Resultados de las pruebas de sedimentación en probetas.....	73
Tabla 25: Cálculo de la velocidad de asentamiento mediante análisis diferencial	74
Tabla 26: Estimación del diámetro requerido para espesadores CCD	75

Tabla 27: Cálculo de las dimensiones del filtro prensa previo detox	75
Tabla 28: Resultados de las pruebas de precipitación con zinc	76
Tabla 29: Cálculo del área efectiva de clarificadores y distribución de pulpa	77
Tabla 30: Cálculo del área efectiva de filtros precipitadores.....	78
Tabla 31: Resultados de las pruebas de detoxificación.....	79
Tabla 32: Dimensionamiento de tanques para detoxificación.....	80
Tabla 33: Balance metalúrgico – Rougher	81
Tabla 34: Balance metalúrgico – Cleaner 1	82
Tabla 35: Balance metalúrgico – Cleaner 2	82
Tabla 36: Balance metalúrgico – Cleaner 3	83
Tabla 37: Balance metalúrgico – Scavenger.....	83
Tabla 38: Resumen de los parámetros determinados en las pruebas de flotación.....	84
Tabla 39: Resultado de leyes de los relaves de flotación (experimental – calculado).....	85
Tabla 40: Cálculo del tiempo de residencia en celdas de flotación.....	86
Tabla 41: Cálculo de las dimensiones del filtro prensa de concentrados zinc	87

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1 : Operaciones unitarias de reducción de tamaño para liberación de mineral.....	8
Figura 2 : Principales mecanismos de conminución: Abrasión, atricción e impacto	9
Figura 3 : Comparación gráfica de los principales postulados de conminución	12
Figura 4 : Trituradora giratoria Superior™ MKIII de Metso	14
Figura 5 : Partes principales del triturador de mandíbulas	15
Figura 6 : Estructura y principio del funcionamiento del triturador de cono.....	16
Figura 7 : Esquema y partes principales de un molino SAG.....	17
Figura 8 : Componentes principales de un molino de bolas	18
Figura 9 : Efecto de la concentración de cianuro en la disolución de oro y plata.....	20
Figura 10: Diagramas de Pourbaix para los sistemas Au-CN-H ₂ O y Ag-CN-H ₂ O.....	21
Figura 11: Efecto de la temperatura sobre la disolución de Au en 0.25% NaCN	22
Figura 12: Sistema de funcionamiento del circuito de decantación a contracorriente.....	24
Figura 13: Mecanismo de funcionamiento de los tanques clarificadores	25
Figura 14: Diagrama general del proceso de flotación de minerales	28
Figura 15: Adhesión del colector a la superficie del mineral.....	31
Figura 16: Interfaz del simulador Bruno	33
Figura 17: Interfaz y operaciones unitarias disponibles en el simulador JKSimMet.....	34
Figura 18: Diagrama de flujo de procesos de operación actual.....	35
Figura 19: Equipo de impacto de Bond	40
Figura 20: Pruebas de agitación en botellas y titulación usando AgNO ₃	43
Figura 21: Desarrollo de pruebas de sedimentación en probeta	44
Figura 22: Medición de turbidez y desoxigenación de la solución clarificada	46
Figura 23: Pruebas de detoxificación mediante proceso INCO	47
Figura 24: Vista microscópica del concentrado de zinc y relave final	48
Figura 25: Simulación del rompedor de rocas con JKSimMet.	50
Figura 26: Curvas de distribución de tamaño: mineral RoM y alimento a trituración	51

Figura 27: Variabilidad de los resultados de pruebas de gravedad específica	52
Figura 28: Distribución de frecuencia y curva de Gauss de resultados de CWI.....	55
Figura 29: Simulación del circuito de trituración – Software BRUNO	57
Figura 30: Curvas de distribución granulométrica: Grizzly y triturador de mandíbulas.....	58
Figura 31: Frecuencia de distribución de Axb respecto a la base de datos de JKTech ...	60
Figura 32: Validación de gravedad específica: Experimental vs Calculado	60
Figura 33: Frecuencia de distribución de BWi respecto a base de datos global.....	62
Figura 34: Distribución percentil del índice de trabajo de Bond BWi	62
Figura 35: Simulación del circuito de molienda – Software JKSimMet	63
Figura 36: Curvas de distribución granulométrica de los molinos SAG y bolas	65
Figura 37: Curvas de distribución granulométrica en zaranda e hidrociclón.....	65
Figura 38: Curvas cinéticas de disolución de Au.....	68
Figura 39: Curvas cinéticas de disolución de Ag.....	69
Figura 40: Curvas cinéticas de consumo de NaCN.....	70
Figura 41: Modelo de velocidad de sedimentación según zona	74
Figura 42: Eficiencia de precipitación de Au y Ag	76
Figura 43: Cinética de destrucción de cianuro residual (CN WAD)	79
Figura 44: Esquema propuesto para el proceso de flotación de zinc	81
Figura 45: Correlación mass pull – ratio de enriquecimiento	84
Figura 46: Validación de leyes de los relaves de flotación (experimental – calculado)....	85

Introducción

En la actualidad, la planta concentradora en estudio enfrenta el desafío de optimizar sus procesos metalúrgicos para incrementar su capacidad de tratamiento, maximizar la recuperación de metales valiosos y mejorar la rentabilidad en las operaciones, sin comprometer la estabilidad de los procesos, por lo que resulta imprescindible adaptarse a las crecientes demandas de procesamiento, así como al tratamiento de los relaves y a la recuperación de metales contenidos en ellos. Por ello, surge la necesidad de evaluar el desempeño proyectado de la planta, con el objetivo de procesar 2200 t/d, mediante el diseño de estrategias que contemplen la incorporación de nuevos equipos y un circuito adicional destinado al tratamiento de relaves. Para ello, se realizó la evaluación mediante pruebas metalúrgicas cuyos resultados se utilizaron para simular el diseño proyectado de cada operación unitaria, utilizando softwares metalúrgicos de modelamiento y simulación. Esta investigación se enfoca en la optimización de la planta con el propósito de incrementar su capacidad de tratamiento y su recuperación global, aprovechando los relaves, la metodología empleada es un referente para futuras optimizaciones, garantizando que las mejoras implementadas contribuyan en la eficiencia de la operación.

Capítulo I. Parte introductoria del trabajo

1.1 Descripción del problema de investigación

El Perú es reconocido a nivel mundial como un país minero, destacando por la producción de diversos metales tales como: oro, plata, plomo, cobre, zinc, hierro, molibdeno y estaño. En el contexto actual de la industria minera, una de las principales limitaciones en la operación de plantas metalúrgicas es la baja eficiencia en la recuperación de metales valiosos, especialmente en yacimientos con mineralogías complejas o leyes decrecientes. Esta situación no solo impacta negativamente en la rentabilidad del proceso, sino que también limita la posibilidad de ampliar la capacidad de tratamiento, restringiendo el aprovechamiento de los recursos disponibles.

La planta en estudio pertenece a una compañía minera dedicada al procesamiento de minerales auríferos y argentíferos. Actualmente presenta desafíos operativos relacionados con la eficiencia de disolución y recuperación del oro, bajo las condiciones operativas actuales. Además, los relaves generados no son tratados, ya que el circuito convencional está orientado en la recuperación de oro y plata, sin considerar una etapa adicional para el aprovechamiento del mineral residual. Esta omisión se debe, en parte, a limitaciones en la infraestructura, ausencia de estudios metalúrgicos y la percepción de que los relaves no representan un valor económico relevante. Por otro lado, la infraestructura existente no está diseñada para soportar un incremento de tonelaje sin comprometer la estabilidad del proceso y no garantiza una rentabilidad viable que justifique dicho incremento.

Frente a esta problemática, se plantea la necesidad de realizar pruebas metalúrgicas que permitan caracterizar adecuadamente el mineral, evaluar su comportamiento bajo diferentes condiciones operativas y determinar las variables críticas que influyen en la recuperación, a fin de contar con resultados confiables que respalden el uso de software especializado en procesos metalúrgicos, con el objetivo de simular

diversos escenarios de operación, optimizar parámetros y predecir el rendimiento del sistema antes de su implementación a escala industrial.

Con base en los resultados obtenidos, se buscó proponer la incorporación de nuevos equipos, el ajuste operativo de los equipos existentes y el diseño del circuito para el tratamiento de los relaves, con el objetivo de optimizar los procesos metalúrgicos, mejorar la recuperación de metales, ampliar la capacidad de tratamiento de la planta, aprovechar el contenido metálico de los relaves, mejorar la eficiencia global del proceso y asegurar una mayor sostenibilidad económica. Desde el punto de vista ambiental, el tratamiento de relaves permite reducir el impacto de los pasivos mineros y también contribuir al cumplimiento de estándares de sostenibilidad y responsabilidad social.

Este enfoque permite sustentar decisiones orientadas al incremento del tonelaje tratado, la eficiencia operativa, reducir pérdidas metálicas en los residuos y mejorar la competitividad del proyecto.

1.2 Objetivos del estudio

1.2.1 Objetivo general

Evaluar alternativas e implementar equipos con el propósito de incrementar el tonelaje de tratamiento y optimizar la eficiencia de recuperación de metales, mediante el uso de herramientas estadísticas y softwares de simulación.

1.2.2 Objetivos específicos

- Caracterizar metalúrgicamente el mineral tratado en la planta concentradora para establecer las condiciones actuales de operación y recuperación.
- Implementar pruebas metalúrgicas a nivel de laboratorio o planta piloto, bajo distintas condiciones de operación, para validar las alternativas propuestas.
- Analizar estadísticamente los resultados obtenidos en las pruebas metalúrgicas, determinando su significancia y correlación con los parámetros operativos clave.

1.3 Hipótesis

1.3.1 Hipótesis general

El uso de softwares, junto con los resultados de pruebas metalúrgicas permitirán identificar e implementar mejoras para incrementar el tonelaje de tratamiento y la eficiencia en la recuperación de metales.

1.3.2 Hipótesis específicas

- Realizar pruebas metalúrgicas permitirá caracterizar y evaluar el comportamiento del mineral bajo diferentes condiciones operativas, proponer y evaluar alternativas de optimización.
- La incorporación de un molino SAG en el circuito de molienda permitirá reducir a una etapa el circuito de trituración y aumentará la capacidad de tratamiento de la planta.
- El aumento de las horas efectivas de operación y la incorporación de una trituradora de mayor capacidad en el circuito de trituración permitirá incrementar el tonelaje de tratamiento manteniendo el tamaño de partícula objetivo (P80).
- El análisis estadístico de los resultados de las pruebas metalúrgicas permitirá identificar correlaciones facilitando la predicción del comportamiento del oro (Au) en los procesos.
- La implementación del filtro precipitador permitirá recuperar el oro (Au) contenido en los rípios antes de su disposición como relave, además recirculará la solución recuperada a los procesos, reduciendo la adición requerida de reactivos.
- La implementación de la etapa de detoxificación reducirá los niveles de cianuro en la pulpa y permitirá la evaluación y tratamiento de los rípios con contenido de zinc.

1.4 Antecedentes investigativos

Angove y Acar (2016) presentan una visión general de las opciones de pruebas actualmente disponibles en los laboratorios metalúrgicos modernos, destacando que el procesamiento de minerales auríferos se ha convertido en una decisión técnica específica para cada sitio, dependiendo de factores mineralógicos, químicos, físicos y metalúrgicos.

El conocimiento de estos factores es esencial para formular programas de pruebas adecuados en cualquier operación aurífera. Como consecuencia, han ocurrido cambios significativos en la metodología y filosofía de trabajo experimental, los cuales son ahora práctica común en los principales países productores de oro. Con el aumento de la experiencia de las empresas de ingeniería y el desarrollo de modelos computacionales más avanzados, la necesidad de realizar pruebas piloto extensivas del proceso carbón en pulpa ha disminuido considerablemente. Sin embargo, en el caso del tratamiento de minerales refractarios, como la biolixiviación o la oxidación a presión, aún se requiere normalmente la ejecución de pruebas piloto. Además, otras áreas del proceso minero, como la gestión proactiva del cianuro, han cobrado creciente relevancia en la industria aurífera moderna.

Lastra et al. (2021) evaluaron el impacto de las propiedades geotécnicas del mineral y el diseño de voladura sobre los circuitos de conminución, mediante simulaciones aplicadas a un caso de mina a cielo abierto. En su estudio, utilizaron la metodología Mine to Mill y el modelo de fragmentación por voladura Crushed Zone Model (CZM) del JKMRRC para estimar la fragmentación del mineral extraído (ROM), considerando propiedades de la roca como la densidad, dureza y fragmentación in situ, así como características del diseño de voladura. Esta fragmentación ROM fue empleada como entrada para los modelos de trituración y molienda de JKSimMet, con el fin de predecir el rendimiento del molino (tonelaje) y la distribución del tamaño del producto. Los resultados mostraron que la resistencia a la compresión uniaxial (UCS) se relaciona inversamente con el tonelaje y directamente con la energía específica por tamaño (SSE), mientras que un mayor factor de carga de explosivos incrementa el rendimiento del molino, pero genera una molienda más gruesa (P80), lo que puede afectar la recuperación. Asimismo, se evidenció que el factor de carga de explosivos más alto reduce la SSE del circuito completo. Por otro lado, el parámetro de fragmentación RQD afecta principalmente las fracciones gruesas del ROM, sin influir significativamente en el tonelaje ni en la SSE a nivel de planta.

Saba et al. (2011) investigaron la optimización de la disolución simultánea de oro y plata a partir de un mineral refractario mediante la determinación de etapas de pretratamiento. A partir de estudios mineralógicos (lámina delgada y sección pulida) y análisis químicos sobre una muestra del mineral, diseñaron un procedimiento de "lixiviación diagnóstica". Los resultados de dicha lixiviación indicaron que los agentes de pretratamiento más eficaces para el oro y la plata son el cloruro férrico y el ácido sulfúrico, respectivamente. Mediante la aplicación de un diseño factorial de dos factores, se determinaron las condiciones óptimas para la disolución simultánea de ambos metales. Las pruebas de pretratamiento con ácido sulfúrico y cloruro férrico incrementaron la eficiencia de disolución del oro de 54.7% a 82%, y de la plata de 37.4% a 81.6%, evidenciando la relevancia del acondicionamiento previo del mineral en la mejora de la recuperación de metales preciosos contenidos en matrices refractarias.

Jun et al. (2015) investigaron la optimización en tiempo real del proceso de cianuración del oro, proponiendo una estrategia basada en Condiciones Suficientes de Factibilidad y Optimalidad (SCFO, por sus siglas en inglés). Este enfoque busca resolver los desajustes inevitables entre el modelo y la planta, así como las perturbaciones del proceso que se presentan en la práctica. A diferencia de los métodos tradicionales de optimización en tiempo real, la incorporación de las SCFO permite garantizar simultáneamente la factibilidad y la optimalidad de las soluciones obtenidas, incluso en presencia de incertidumbre en los parámetros del modelo, incertidumbre estructural y disturbios desconocidos. Los resultados de simulación demostraron una mejora significativa en la reducción de costos de producción al aplicar esta estrategia, sentando así una base importante para la implementación exitosa de una optimización y control a escala de planta en procesos hidrometalúrgicos.

Guo et al. (2014) realizaron una revisión sobre el efecto de las especies de cianuro en la flotación de minerales sulfurados y preciosos, considerando su uso tanto intencionado como involuntario en los circuitos de flotación. Aunque el cianuro se ha utilizado ampliamente como depresor en la flotación de minerales sulfurados, también se ha

observado que en algunos casos puede actuar como activador. Además, el agua reciclada proveniente del proceso de cianuración del oro puede reingresar a los circuitos de flotación, afectando inadvertidamente el comportamiento de los minerales. En este contexto, los autores subrayan la importancia de investigar la flotación en presencia de cianuro bajo diferentes formas de especiación química. A pesar de décadas de investigación, los mecanismos responsables de la depresión y activación por cianuro no se comprenden completamente, y no existen actualmente soluciones efectivas para los problemas que enfrenta la flotación de minerales cuando se usa agua reciclada con contenido de cianuro. En su estudio, revisaron los efectos del cianuro libre, del cianuro débilmente disociable en medio ácido (WAD) y del cianuro fuertemente disociable (SAD) sobre la flotación de minerales básicos y preciosos, haciendo énfasis en los mecanismos subyacentes y posibles soluciones de proceso. Finalmente, presentan un panorama general del estado actual del conocimiento y sugieren líneas de investigación futura relacionadas con el uso del cianuro en flotación mineral.

Chi et al. (1997) analizaron datos operativos de tres plantas de procesamiento de plata mediante el proceso Merrill-Crowe, con el objetivo de evaluar la eficiencia del zinc como agente precipitante. La recuperación de metales preciosos desde soluciones alcalinas de cianuro se realiza eficazmente a través de este proceso consolidado. Utilizando técnicas de regresión múltiple, los autores desarrollaron modelos matemáticos para proyectar la eficiencia del zinc, encontrando una buena concordancia entre las proyecciones y el desempeño real de las plantas. Los resultados indicaron que la concentración de plata en la solución rica (pregnant solution) es la variable operativa más determinante para la eficiencia del zinc, especialmente en operaciones con soluciones de baja ley. Asimismo, se observó que tanto la ley del licor como la tasa de flujo contribuyen positivamente a dicha eficiencia. Por el contrario, aumentos en la concentración de cianuro de sodio y en la adición de zinc mostraron un efecto negativo sobre la eficiencia del proceso. Los modelos generados sugieren que es posible lograr mejoras económicas modeladas en el proceso Merrill-Crowe mediante modificaciones menores en el circuito.

Capítulo II. Marcos teórico y conceptual

2.1 Conminución de minerales

En el procesamiento de minerales, la conminución es un proceso mediante el cual el mineral se reduce mediante voladura, trituración y molienda hasta el tamaño de partícula requerido para su posterior procesamiento. Dado que la mayoría de los minerales están finamente diseminados y estrechamente asociados con la ganga, deben liberarse inicialmente antes de que pueda llevarse a cabo la separación (Wills. et al., 2006).

La conminución se designa a la reducción de tamaño de rocas grandes a fragmentos pequeños que solo midan unos pocos micrones. Para lograr esta reducción de tamaño se necesita entregar energía al proceso, por lo tanto, esta energía específica se convierte en un parámetro controlante de la reducción de tamaño y granulometría final del producto en cada etapa de conminución (Quispe, 2019).

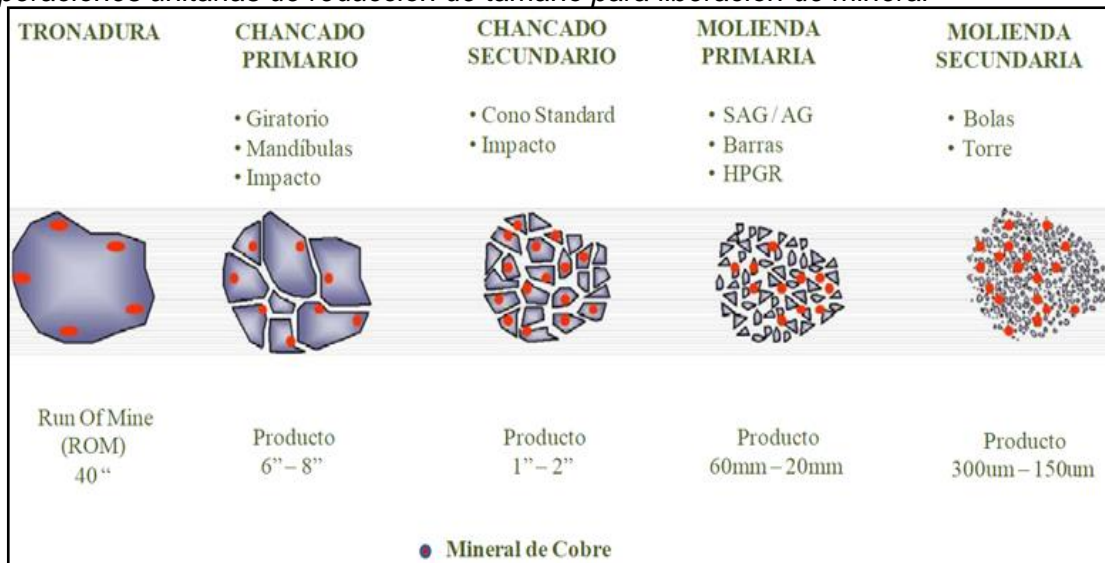
La conminución en las operaciones mineras normalmente implica reducir grandes rocas de hasta 1 m hasta partículas menores que 25 micrones o menores (Delgado, 2013).

La mayor parte de los minerales son materiales cristalinos que se unen por enlaces químicos o fuerzas físicas y que poseen gran cantidad de defectos en su estructura. Ante la aplicación de fuerzas de compresión o de tracción, el material debería distribuir de manera uniforme estas fuerzas y fallar una vez se haya aplicado una fuerza igual o superior a la resistencia de los enlaces que unen a los átomos que constituyen al mineral, sin embargo, este generalmente se fractura a fuerzas mucho menores (Zumaran, 2017).

El rol de la conminución y de las operaciones unitarias relacionadas a ella es de gran importancia, puesto que es posible liberar la mena de la ganga y preparar las superficies y el tamaño de las partículas para los procesos posteriores de concentración del mineral valioso como se observa en la Figura 1 (Armas. et al., 2013).

Figura 1

Operaciones unitarias de reducción de tamaño para liberación de mineral



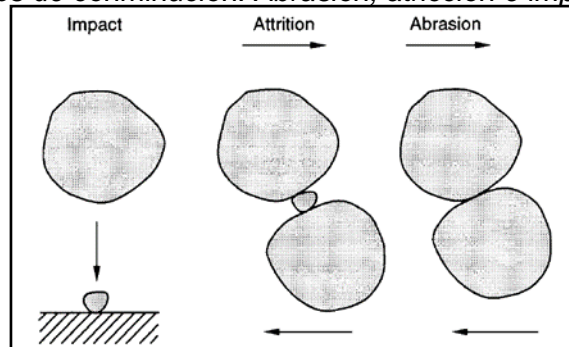
Fuente: Delgado, C. Evaluación de un cambio tecnológico para el procesamiento de minerales de alta pureza, 2013.

2.1.1 Mecanismos de conminución

Existen tres principales mecanismos de conminución (abrasión, desgaste e impacto), y se representan esquemáticamente en la Figura 2. La abrasión se percibe como un fenómeno superficial que resulta cuando dos partículas se mueven paralelas al plano de contacto, pequeños fragmentos de cada una se rompen o se arrancan de la superficie, dejando las partículas originales mayormente intactas. El desgaste o atricción se percibe como una consecuencia de condiciones similares a las que causan la abrasión, excepto que una pequeña partícula queda atrapada entre dos partículas mucho más grandes, la partícula pequeña se rompe posteriormente con preferencia a las partículas grandes. En rotura por impacto, la partícula que impacta se mueve perpendicularmente al plano de contacto. La cantidad de fractura que se produce está relacionada directamente con la energía específica (energía por unidad de masa) que recibe la partícula objetivo (Napier-Munn. et al., 1996).

Figura 2

Principales mecanismos de conminución: Abrasión, atricción e impacto



Fuente: Napier-Munn, T. J., et al. Mineral comminution circuits: their operation and optimisation, 1996.

Se ha demostrado que, si la energía específica del impacto es lo suficientemente baja, la distribución del tamaño de los productos de fractura es similar a la de abrasión (Leung. et al., 1988).

2.1.2 Teorías clásicas de conminución

2.1.2.1 Postulado de Rittinger (1867). Rittinger postuló, que la energía consumida en la reducción del tamaño es proporcional a la nueva superficie producida, el área superficial de un peso conocido de partículas de diámetro uniforme es inversamente proporcional al diámetro. Este postulado considera solamente la energía necesaria para producir la ruptura de cuerpos sólidos ideales (homogéneos, isotrópicos y sin fallas), una vez que el material ha alcanzado su deformación crítica o límite de ruptura (Zumaran, 2017).

$$E_R = K_R * \left[\frac{1}{P_{80}} - \frac{1}{F_{80}} \right] \quad (1)$$

Donde:

E_R = Energía específica de conminución (kWh/t).

K_R = Constante de Rittinger.

P_{80} = Tamaño del 80% acumulado pasante en el producto.

F_{80} = Tamaño del 80% acumulado pasante en la alimentación.

Aun cuando el postulado de Rittinger carece de suficiente respaldo experimental, se ha demostrado en la práctica que dicha teoría funciona mejor para la fracturación de partículas gruesas, es decir, en la etapa de trituración del material (Zumaran, 2017).

2.1.2.2 Postulado de Kick (1885). Kick postuló, que la energía requerida para reducir el tamaño de un material es directamente proporcional a la relación de reducción de tamaño (Zumaran, 2017).

Igual cantidad de energía producirán iguales cambios geométricos en el tamaño de un sólido. Kick consideró que la energía utilizada en la fractura de un cuerpo sólido ideal (homogéneo, isotrópico y sin fallas), era sólo aquella necesaria para deformar el sólido hasta su límite de ruptura; despreciando la energía adicional para producir la ruptura de este (Cristobal. et al., 2012).

$$E_R = K_K * \log \left(\frac{F_{80}}{P_{80}} \right) \quad (2)$$

Donde:

E_R = Energía específica de conminución (kWh/t).

K_K = Constante de Kick.

P_{80} = Tamaño del 80% acumulado pasante en el producto (μm).

F_{80} = Tamaño del 80% acumulado pasante en la alimentación (μm).

Aun cuando el postulado de Kick carece de suficiente respaldo experimental; se ha demostrado en la práctica, que su aplicación funciona mejor para el caso de la molienda de partículas finas (Cristobal. et al., 2012).

2.1.2.3 Postulado de Bond (1952). Bond concluyó, que la energía consumida para reducir el tamaño 80% de un material, es inversamente proporcional a la raíz cuadrada del tamaño 80%; siendo este último igual a la abertura del tamiz en micrones que deja pasar el 80% en peso de las partículas (Zumaran, 2017).

$$E_B = 10 * W_i * \left[\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right] \quad (3)$$

Donde:

E_B = Energía específica de conminución (kWh/t).

W_i = Índice de trabajo del material (kWh/t).

P_{80} = Tamaño del 80% acumulado pasante en el producto (μm).

F_{80} = Tamaño del 80% acumulado pasante en la alimentación (μm).

El parámetro W_i (Índice de Trabajo de Bond) depende tanto del material (resistencia a la conminución) como del equipo de conminución utilizado (incluyendo la malla de corte empleada en el clasificador, para circuitos cerrados de conminución – clasificación), debiendo ser determinado experimentalmente (escala estándar de laboratorio) para cada aplicación requerida (Zumaran, 2017).

2.1.2.4 Postulado de Charles-Holmes (1957). En 1957, de manera independiente, el americano Charles y el británico Holmes propusieron una generalización de las leyes anteriores, resumiéndolas en una sola, que según Hukki (1975) podría expresarse así:

$$dW = -C * \frac{dx}{x^n} \quad (4)$$

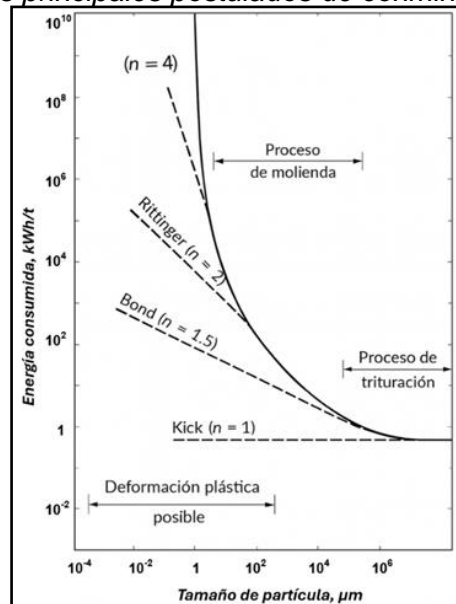
Donde “ C ” es una constante, y “ n ” toma los valores de 1 para el postulado de Kick, 2 para el postulado de Rittinger y 1.5 para el postulado de Bond (Hukki, 1975).

El postulado de Kick resulta adecuado para partículas de tamaño superiores a 1 cm, lo que corresponde con el ámbito de la trituración. El postulado de Bond sería aplicable con mayor precisión en el rango correspondiente a la molienda convencional en molinos de barras y de bolas; finalmente el postulado de Rittinger se aplicaría en el rango de la molienda fina. Lógicamente, hay un solapamiento de rangos entre cada dos leyes, de forma que, a determinados tamaños, en teoría, podría aplicarse cualquiera de ambas con igual validez (Hukki, 1975).

En la Figura 3 se realiza una representación comparativa de la ley diferencial general y los tres postulados clásicos.

Figura 3

Comparación gráfica de los principales postulados de conminución



Fuente: Zumaran, D. Evaluación de la influencia de las variables en la distribución granulométrica del producto de molienda por bolas de minerales mediante diseños experimentales, 2017.

2.2 Trituración

La trituración es la operación unitaria más importante en el procesamiento de minerales, y su función principal es facilitar la liberación de los minerales valiosos de la ganga. Sin embargo, esta tarea generalmente tiene un gasto considerable, representando aproximadamente la mitad del costo total operativo (Marquina. et al., 2023).

En un proceso de trituración se aplican normalmente varios kilovatios hora de energía por cada tonelada de material. El dejar caer una partícula de mineral desde 10 metros genera 1/37 kWh/t. La razón principal de estos altos requerimientos de energía es que la partícula debe ser tensionada fuertemente antes que se produzca cualquier rotura significativa. La tensión se almacena más que nada como energía elástica y se pierde cuando la partícula se fractura (Wills. et al., 2006).

Las trituradoras industriales poseen un 75% de eficiencia energética respecto de la rotura de rocas, una a la vez, en un dispositivo de rotura de partícula individual en laboratorio, tal como un péndulo o dejar caer un peso (Morrel. et al., 1992).

La eficiencia de la trituración es importante porque el costo de rotura será uno de los factores que determinarán si una mineralización de baja ley constituye un cuerpo de

mineral. Por ejemplo, prácticamente ninguno de los depósitos porfídicos (que proveen la mayor parte de la producción mundial de cobre) sería económico sin la tecnología de trituración de bajo costo que ha evolucionado en este siglo (Wills. et al., 2006).

Para lograr las reducciones de tamaño se requieren de varias etapas que en forma simplificada se indican en la Tabla 1. Esta clasificación es totalmente arbitraria ya que en plantas de pequeña minería generalmente se tiene sólo dos o tres etapas. Igualmente, los tamaños de alimentación y productos varían para cada planta (Quiroz, 1986).

Tabla 1

Etapas de trituración y parámetros operativos

ETAPA DE TRITURACIÓN	TIPO DE TRITURADORA	TAMAÑO DE ALIMENTACIÓN	TAMAÑO DE PRODUCTO	RATIO DE REDUCCIÓN
Primaria	Mandíbula o giratoria	5'	6" – 4"	6 – 8
Secundaria	Cono standard o short head	12"	4" – 3/4"	6 – 8
Terciaria	Short head	6"	1" – 1/8"	4 – 6
Cuaternaria	Gyradisc	3"	1/2"	4 – 6

Fuente: Quiroz, I. Ingeniería metalúrgica operaciones unitarias en procesamiento de minerales, 1986.

2.2.1 Principales tipos de trituradoras

2.2.1.1 Triturador giratorio. Las trituradoras giratorias son utilizadas en plantas muy grandes para trituración primaria, secundaria y terciaria. En plantas pequeñas y medianas se usan para trituración intermedia (estándar) y productos finales (cabeza corta). De igual modo, se usan normalmente en circuitos cerrados con zarandas vibratorias conformando un circuito de trituración (Manzaneda, 2005).

En la Figura 4 se muestran las características del triturador giratorio primario de la serie Superior™ MKIII de Metso. El triturador giratorio consiste en un poste que gira de manera excéntrica. El poste tiene un elemento de molienda, denominado cono, que está cubierto por un elemento de desgaste denominado manto. El poste está apoyado en la parte superior por una estructura denominada araña y es sostenido en su parte inferior por el hidrosset, este último es un sistema hidráulico ajustable verticalmente (Rojas. et al., 2024).

Figura 4

Trituradora giratoria Superior™ MKIII de Metso



Fuente: Metso Outotec. Trituradoras giratorias primarias Superior™ MKIII, 2022.

El tamaño de estas máquinas se designa por las dimensiones de la abertura de alimentación (gape) y el diámetro de la cabeza (head diameter) en pulgadas, y el tamaño de su producto es controlada por el Close side Setting (CCS) que es la mínima longitud de abertura que se puede alcanzar entre los cóncavos y el eje principal (Torre, 2020).

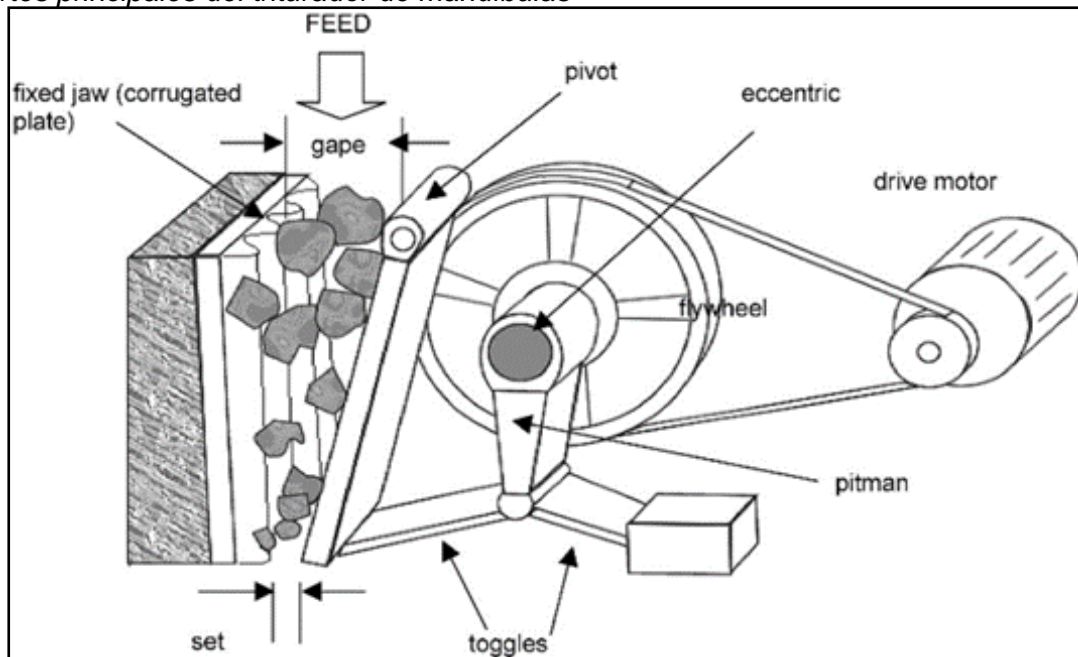
2.2.1.2 Triturador de mandíbulas. El triturador de mandíbulas o quijada es usado para una etapa de chancado primario, con un radio de reducción promedio entre 2 a 3 (Manzaneda, 2005).

Estos equipos fueron diseñados para producir impactos continuamente en las rocas situadas entre una placa fija y una móvil. Esta última se mueve y aplica una fuerza sobre la partícula apoyada en la placa fija.

A grandes rasgos existen 3 grupos de chancadores mandíbula dependiendo de donde se encuentre el pivote de la placa movilizada, que puede estar en la parte inferior, al medio o en la parte superior. En la Figura 5 se muestra un esquema que resume las partes más importantes de este equipo (Estay, 2016).

Figura 5

Partes principales del triturador de mandíbulas



Fuente: Estay, B. M. Caracterización De La Chancabilidad De Rocas Mineralizadas Provenientes Del Proyecto Chuquicamata Subterránea, 2016.

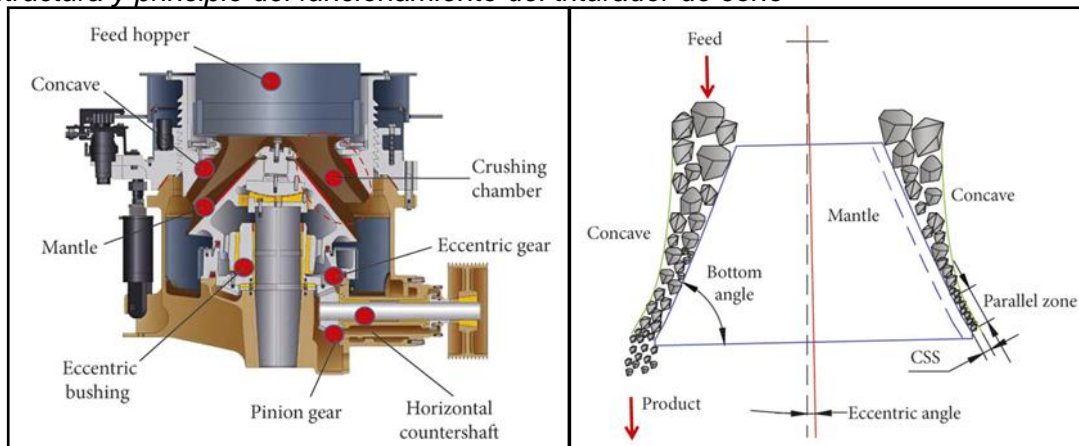
El material mientras es aprisionado es conminuido y luego cuando las mandíbulas se alejan este cae hacia un espacio más confinado entre las mandíbulas para que con un nuevo acercamiento sufra una nueva fragmentación, permitiéndole finalmente caer por la abertura de la descarga cuando ya haya alcanzado el tamaño deseado. Estos equipos son elegidos por su capacidad de ser alimentados por colpas de gran tamaño (Segura, 2016).

2.2.1.3 Trituradora de cono. La cámara de trituración está compuesta por el manto y el cóncavo, en la Figura 6 se muestra gráficamente su estructura y principio de funcionamiento. El principio funcional de una trituradora de cono es comprimir partículas entre dos superficies. La acción de compresión se realiza infligiendo un movimiento de oscilatorio en el manto mientras el cóncavo permanece fijo.

El mineral se comprime y tritura varias veces a lo largo de la cámara de trituración desde el puerto de alimentación hasta el puerto de descarga, especialmente en la sección paralela, que realiza la trituración final. El mineral más grande necesita mayor tiempo entre compresiones (Wu. et al., 2021).

Figura 6

Estructura y principio del funcionamiento del triturador de cono



Fuente: Wu, F., et al. Chamber optimization for comprehensive improvement of cone crusher productivity and product quality. *Mathematical problems in engineering*, 2021.

La trituración del mineral está directamente relacionada con la compresión, y tanto el ángulo de inferior como el ángulo excéntrico determinan la carrera de compresión del manto. La longitud de la zona paralela determina el número de fracturas del mineral. Por lo tanto, la productividad y calidad de partículas en la trituradora de cono se ven afectadas por estos parámetros estructurales en la cámara de trituración (Wu. et al., 2021).

2.3 Molienda

Es la operación unitaria final de reducción de tamaño o la liberación de las partículas valiosas del mineral, para proceder a su concentración. En esta etapa es necesario reducir su tamaño desde tamaños menores a 1" hasta un producto de 40 al 80% de malla -200 (Echavaudis. et al., 2017).

La molienda consolida la reducción de tamaño de las partículas que forman parte del mineral. En este proceso se utilizan grandes equipos giratorios, cilíndricos o cilindro-cónicos, denominados molinos, quienes, con la ayuda de medios de molienda (barras o bolas de acero) adicionados en su interior, llevan a cabo la conminución del mineral alimentado (Rojas, 2019).

Generalmente se realiza en un circuito cerrado compuesto por un molino de bolas y un clasificador tipo hidrociclón. Es un proceso difícil de controlar debido al alto grado de

interacción entre las variables del proceso y sus características dinámicas complejas (Bustamante. et al., 2009).

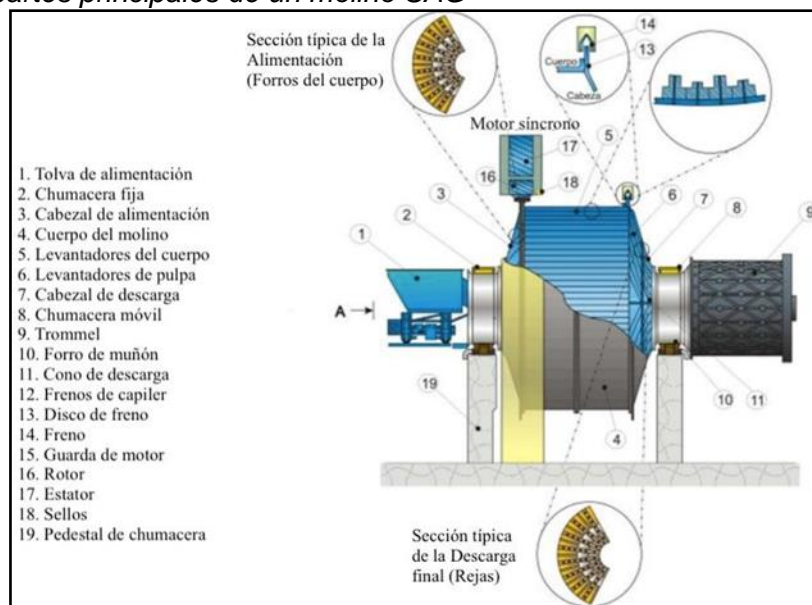
2.3.1 Principales tipos de molinos

2.3.1.1 Molino SAG. El proceso de la molienda SAG tiene como principio la conminución del material a través del impacto, astillamiento y abrasión entre el mismo material y bolas de acero denominadas medios moledores (García. et al., 2020).

En la Figura 7 se muestra gráficamente el esquema representativo de los molinos SAG, estos son equipos de gran envergadura, cuentan con dimensiones de hasta 40 ft de diámetro por 25 ft de largo y con potencias instaladas de hasta 28000 kW, capaces de tratar altos tonelajes de alimentación y diseñados, por lo general, con parrillas de descarga y un trommel en la salida, implemento diseñado para la pre-clasificación del mineral descargado (Rojas, 2019).

Figura 7

Esquema y partes principales de un molino SAG



Fuente: Sanchez, J. Esquema de un molino SAG, 2019.

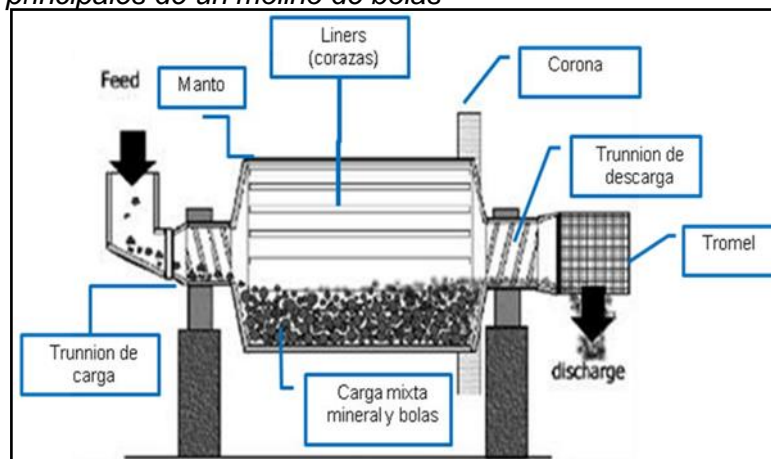
Cuando el molino gira los medios moledores y el mineral se elevan por el revestimiento y la acción de los lifters, luego caen en forma de cascada y en catarata provocando impactos sobre las caras superficiales de los otros cuerpos, logrando así un efecto de molienda más efectivo y con menor consumo de energía, este proceso fractura

y astilla las partículas de gran tamaño, mientras tanto, las partículas de menor tamaño se produce un efecto de abrasión en el riñón de carga entre el material y los medios moledores de menor tamaño, reduciendo el tamaño del material (Gutierrez. et al., 1986).

2.3.1.2 Molino de bolas. La Figura 8 presenta los componentes principales de los molinos de bolas. Este equipo está formado por un cuerpo cilíndrico de eje horizontal, que en su interior tiene bolas libres. El cuerpo gira merced al accionamiento de un motor, el cual mueve un piñón que engrana con una corona que tiene el cuerpo cilíndrico. Las bolas se mueven haciendo el efecto “cascada”, rompiendo el material que se encuentra en la cámara de molienda mediante fricción y percusión (Cristobal. et al., 2012).

Figura 8

Componentes principales de un molino de bolas



Fuente: A. Gupta, D. S. Yan. Mineral Processing Design and Operations, An Introduction, 2006.

Es un tipo de molino utilizado para moler y mezclar materiales por uso en procesos de mezclado de minerales. Funciona por el principio de impacto y fricción: la reducción de medida se obtiene por impacto al caer las bolas desde arriba del cilindro (Rojas, 2019).

2.3.2 Parámetros operacionales en molienda

2.3.2.1 Velocidad crítica. Se define como la velocidad de rotación a la cual las bolas empiezan a centrifugar en las paredes del molino y no son proyectadas en el interior del mismo, haciendo un balance entre la fuerza de gravedad y la centrífuga sobre una bola en la pared del molino (Austin. et al., 1994).

$$V_c = \frac{76.63}{\sqrt{D-d}} \quad (5)$$

Donde:

V_c = Velocidad crítica (rpm)

D = Diámetro interno del molino (ft).

d = Diámetro máximo de bolas (ft).

La velocidad crítica depende del diámetro interno del molino y es independiente del tipo de material a moler. El punto de máximo rendimiento, medido por la potencia necesaria para accionar el molino, está en el entorno del 75% (Gutierrez. et al., 1986).

2.3.2.2 Nivel de llenado de bolas. El nivel de llenado de bolas se define como una fracción del volumen total del molino y puede variar entre 12% y 18%, el valor más usado en la industria es un 16% (García. et al., 2020).

Es necesario que el molino siempre tenga su carga normal de medios moledores, porque las barras y bolas se gastan y es necesario reponerlas. El consumo de las barras y bolas dependen del tonelaje tratado, dureza del mineral, tamaño del mineral alimentado y la finura que se desea obtener en la molienda. Diariamente, en la primera guardia debe reponerse el peso de bolas consumidas del día anterior. Cuando el molino tiene exceso de bolas, se disminuye la capacidad del molino, ya que éstas ocupan el espacio que corresponde a la carga. Cuando la carga de bolas está por debajo de lo normal, se pierde capacidad moledora porque habrá dificultad para llevar al mineral a la granulometría adecuada (Romero. et al., 2009).

2.3.2.3 Suministro de agua. Cuando el mineral y el agua ingresan al molino forman un barro liviano llamado pulpa, que tiene la tendencia de pegarse a las bolas, el agua ayuda a avanzar la carga molida. Cuando la cantidad de agua es excesiva lava las bolas, y cuando éstas caen se golpean entre ellas y no muelen nada. El exceso de agua saca demasiado rápido la carga y no da tiempo a moler, por lo que sale la carga gruesa. Cuando hay poca agua la carga avanza lentamente y la pulpa alrededor de las bolas se vuelve espesa, impidiendo golpes efectivos ya que la pulpa actúa como amortiguador (Romero. et al., 2009).

2.4 Lixiviación cianurada

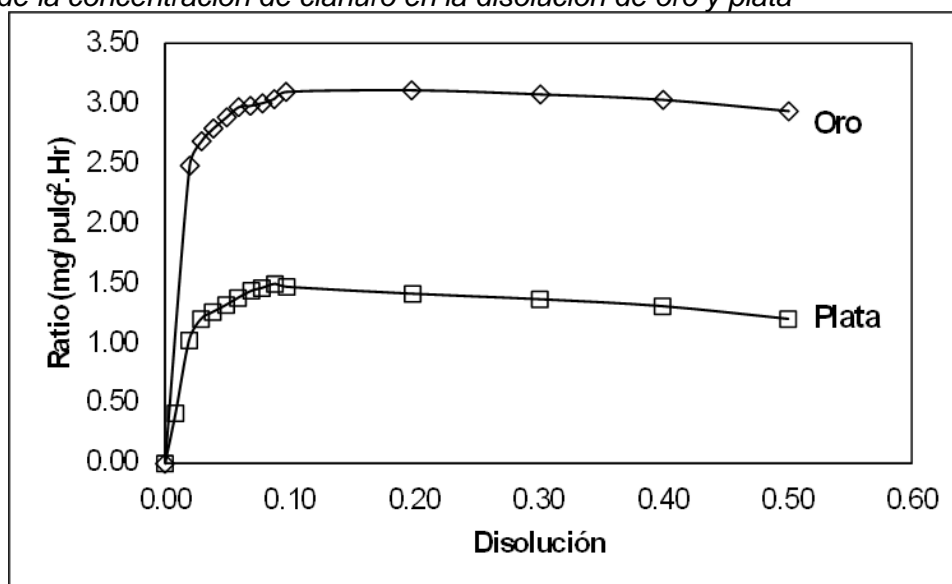
La cianuración es un proceso hidrometalúrgico basado en la utilización de soluciones de cianuro alcalinos como medio químico para lixiviar el oro y la plata contenidos en menas auríferas/argentíferas. Para que esta lixiviación se produzca, la solución lixiviante debe contener tres componentes químicos esenciales, estos son: El ion cianuro (CN^-), el oxígeno disuelto en la solución (O_2) y el ion hidroxilo (OH^-). Los dos primeros son los reactivos químicos que disuelven a los metales preciosos y el último es un componente esencial que le da el carácter alcalino a la solución, permitiendo el accionar químico del ion cianuro en forma más eficiente, menos riesgosa y una operación económica (Soto, 2021).

2.4.1 Principales variables de cianuración

2.4.1.1 Concentración de cianuro. La velocidad de disolución del oro aumenta rápidamente siguiendo un comportamiento casi lineal con el aumento de la concentración de cianuro, hasta que alcance un máximo más allá de este valor, al aumentar la concentración de cianuro, ya no aumenta la cantidad de oro disuelto, más por el contrario tiene un leve efecto retardador y aumenta el consumo (Soto, 2021). La Figura 9 presenta el efecto en la disolución al incrementar la concentración de cianuro.

Figura 9

Efecto de la concentración de cianuro en la disolución de oro y plata



Fuente: Valenzuela, J., et al. Hidrometalurgia del oro: Extracción por solventes, 2011.

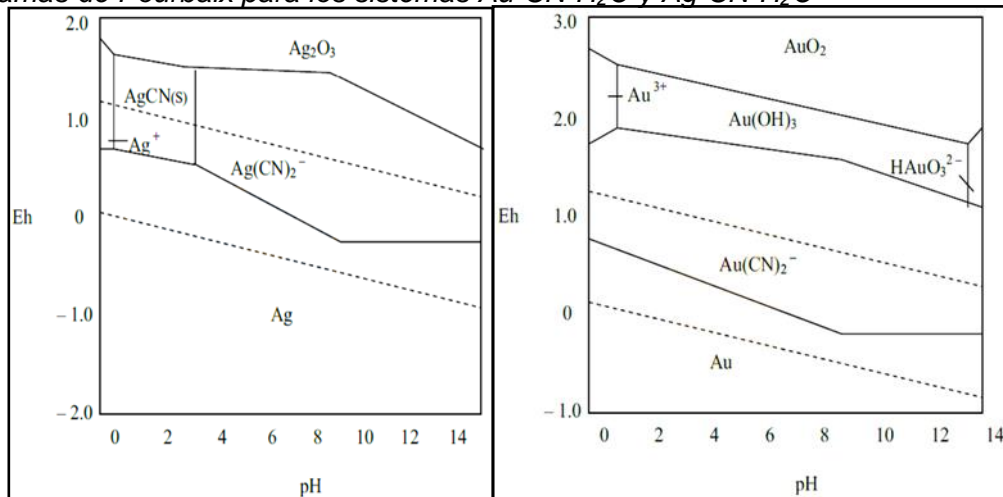
2.4.1.2 Alcalinidad – Ph. El diagrama Eh-pH para el sistema oro-cianuro, indica que el impulso electroquímico para la disolución, es decir, la diferencia de potencial y las reacciones de reducción del oxígeno, se maximiza a valores de pH entre 10 y 11 aproximadamente, para evitar la pérdida excesiva de cianuro por la formación de gas cianhídrico y retardar la cinética de lixiviación (Ferrer, 2019).

Para mantener el pH operacional de 10.5 y 11.5 en las plantas de procesamientos, se puede emplear cal o soda caustica (NaOH) como agentes alcalinizantes. La cal es de uso más común por tener alta acción química alcalinizante y menor costo. El hidróxido de sodio es de mayor costo que la cal, pero presenta la ventaja de ser altamente soluble lo que facilita la preparación, manejo y dosificación (Soto, 2021).

La Figura 10 presenta los diagramas de estabilidad pH – potencial (diagramas de Pourbaix) para los sistemas Au–CN–H₂O y Ag–CN–H₂O a 25°C. Se estableció una concentración de 10⁻⁴ M para todas las especies solubles de oro y plata, 10⁻³ M para el ion cianuro y una presión parcial de oxígeno de 1 atm.

Figura 10

Diagramas de Pourbaix para los sistemas Au-CN-H₂O y Ag-CN-H₂O



Fuente: Misari, F. Metalurgia del Oro, 1993.

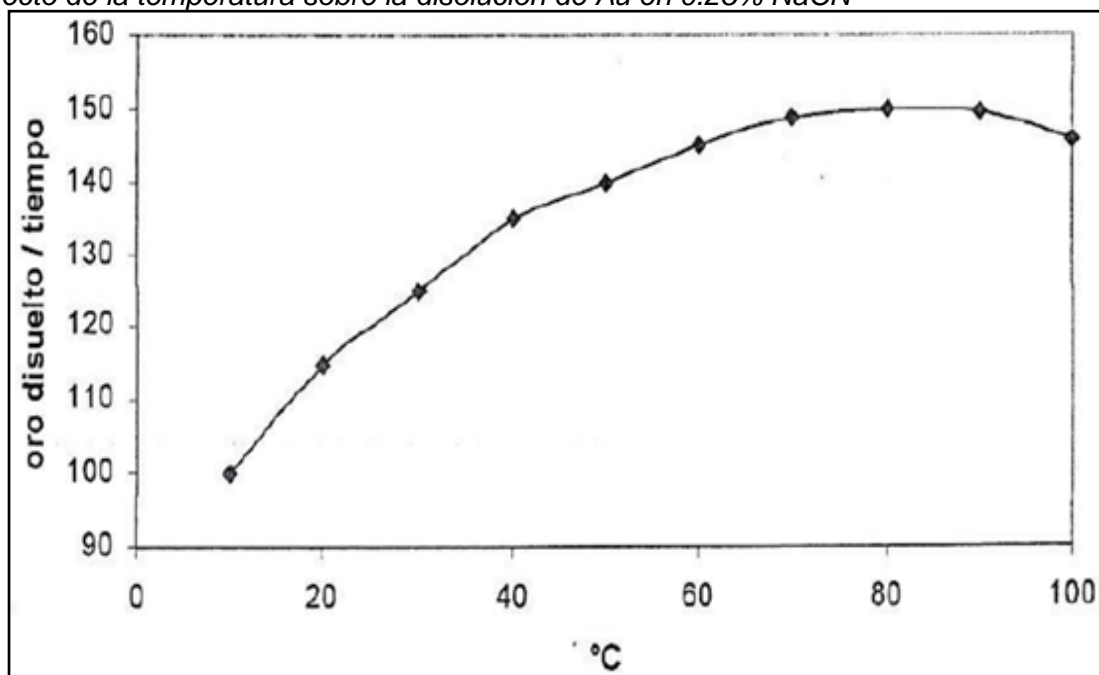
En los diagramas de estabilidad acuosa se puede observar lo siguiente: El oro y la plata se comportan de manera similar en soluciones cianuradas, en ambos casos las especies Au(CN)₂⁻ y Ag(CN)₂⁻ son los principales complejos iónicos con un amplio campo de estabilidad (Soto, 2021).

2.4.1.3 Temperatura. Como resultado del aumento de las actividades y las velocidades de difusión de las especies reaccionantes, aumenta la velocidad de disolución del oro con la temperatura, hasta llegar a un máximo de 85°C aproximadamente. Por encima de esta temperatura la disminución de la solubilidad del oxígeno supera los beneficios de la actividad iónica del oro y las velocidades de difusión. El alto costo asociado con un aumento de la temperatura no justifica para el tratamiento de minerales de baja ley, por lo que generalmente se realiza a temperatura ambiente (Ferrer, 2019).

En la Figura 11 se puede notar que el aumento de la temperatura aumenta también la velocidad de disolución del oro, pero el contenido de oxígeno en la disolución tiene a disminuir. Por lo tanto, existe una temperatura que da la máxima velocidad o rapidez de disolución de oro, la se encuentra alrededor de 85 °C (Soto, 2021).

Figura 11

Efecto de la temperatura sobre la disolución de Au en 0.25% NaCN



Fuente: Valenzuela, J., et al. Hidrometalurgia del oro: Extracción por solventes, 2011.

2.4.1.4 Área superficial. La velocidad de disolución es directamente proporcional a la superficie expuesta del oro y de otros factores de las partículas. El área de superficie expuesta se relaciona con la distribución de tamaño de partículas y las características de liberación de la materia prima, y es afectada por la eficiencia de los

procesos de trituración anterior a la lixiviación. La velocidad aumenta con la disminución del tamaño de partículas, debido a un aumento de la superficie de las partículas de oro. Sin embargo, no siempre, la velocidad de disolución de minerales de oro aumenta con la disminución del tamaño de partícula, porque puede incrementarse las reacciones secundarias de otros elementos que consumen los reactivos. El tamaño de partícula óptimo es una relación entre la extracción de oro y el consumo de cianuro (Ferrer, 2019).

2.4.1.5 Agitación. La disolución del oro está relacionada por lo general al transporte de masa en condiciones normalmente controladas y se aplica en la lixiviación con cianuro, por lo que la velocidad depende del espesor de la capa de difusión y las características de la mezcla o pulpa. El aumento de la agitación aumenta la velocidad de disolución hasta un máximo, a partir del cual la agitación tiene poco o ningún efecto. El espesor de la capa de difusión se minimiza, aumentando la velocidad de flujo de la solución con las últimas partículas sólidas (Ferrer, 2019).

2.5 Decantación a contracorriente

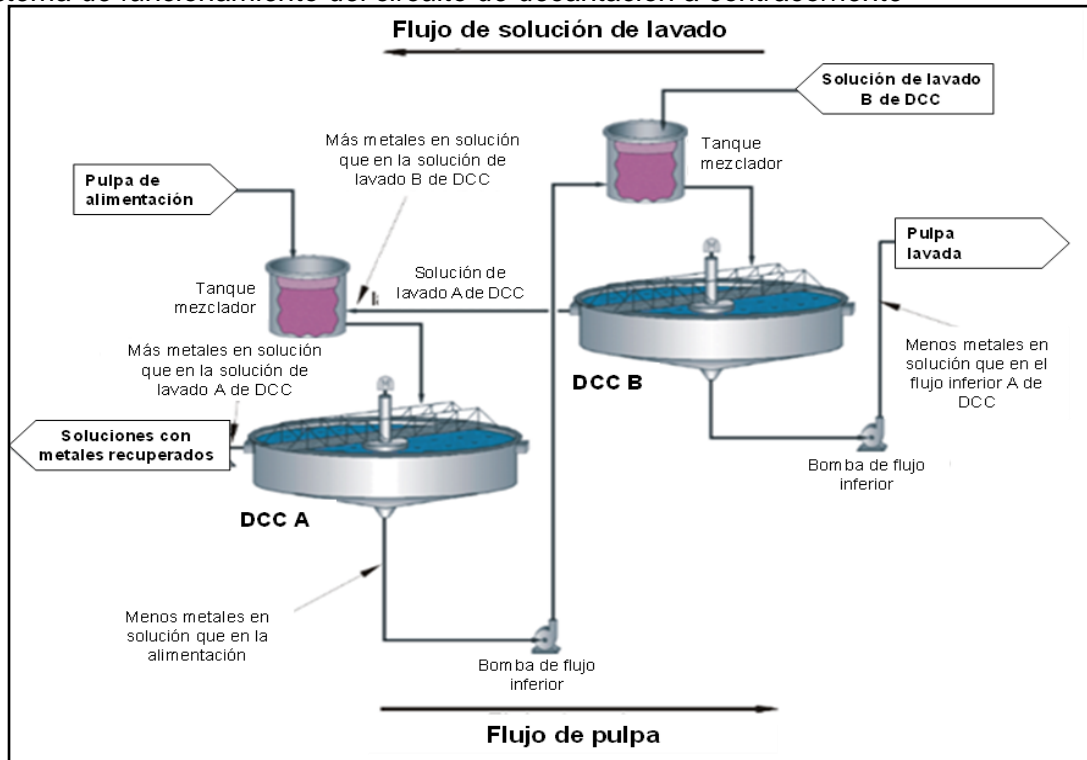
El objetivo de este circuito es recuperar los complejos de oro y plata solubles contenidos en la solución, lavar el residuo estéril (relaves) y recuperar el cianuro (Córdova, 2010).

La decantación a contracorriente es una secuencia de proceso en la que los sólidos en una pulpa son lavados de manera progresiva para recuperar la alta concentración inicial de metales disueltos (oro y plata). Los metales son recuperados en una solución libre de sólidos denominada solución rica.

Los sólidos en forma de pulpa fluyen por una serie de pasos de lavado y asentamiento en cada espesador hacia el circuito de neutralización del cianuro. El líquido de lavado se mueve en dirección opuesta, desplazando la solución desde la pulpa de alimentación y recuperando los metales disueltos. La Figura 12 permite visualizar gráficamente este principio de operación (Treybal, 1986).

Figura 12

Sistema de funcionamiento del circuito de decantación a contracorriente



Fuente: Treybal, R. Operaciones de Transferencia de Masa. 1986.

2.6 Merrill Crowe

La cementación del oro, a partir de soluciones cianuradas y bajo ciertas condiciones especiales, es conocida como el Proceso Merrill-Crowe, de gran aplicación en plantas metalúrgicas auríferas. Los requisitos fundamentales para una eficiente cementación del oro a partir de soluciones cianuradas con la adición de zinc en polvo son los siguientes: La solución rica debe estar clarificada con menos de 5 ppm de sólidos y desoxigenada menor a 1 ppm de oxígeno (Quispe, 2015).

Este proceso es un método de recuperación de los metales preciosos lixiviados con cianuro (Au y Ag), se utiliza la solución enriquecida en oro y plata que proviene del proceso de lixiviación, en esta etapa a la solución rica es filtrada, ya que aún tiene partículas dispersas (sólidos suspendidos), el filtrado se realiza en la etapa de clarificación, esta zona tiene una serie de filtros cubiertos con tela y aluminato tricálcico, permitiendo que la solución rica (en oro y plata) sea filtrada que esta pueda interactuar de forma directa con el zinc en polvo y el acetato de plomo, de esta forma precipitar oro y plata (Lopez, 2025).

2.6.1 Clarificación

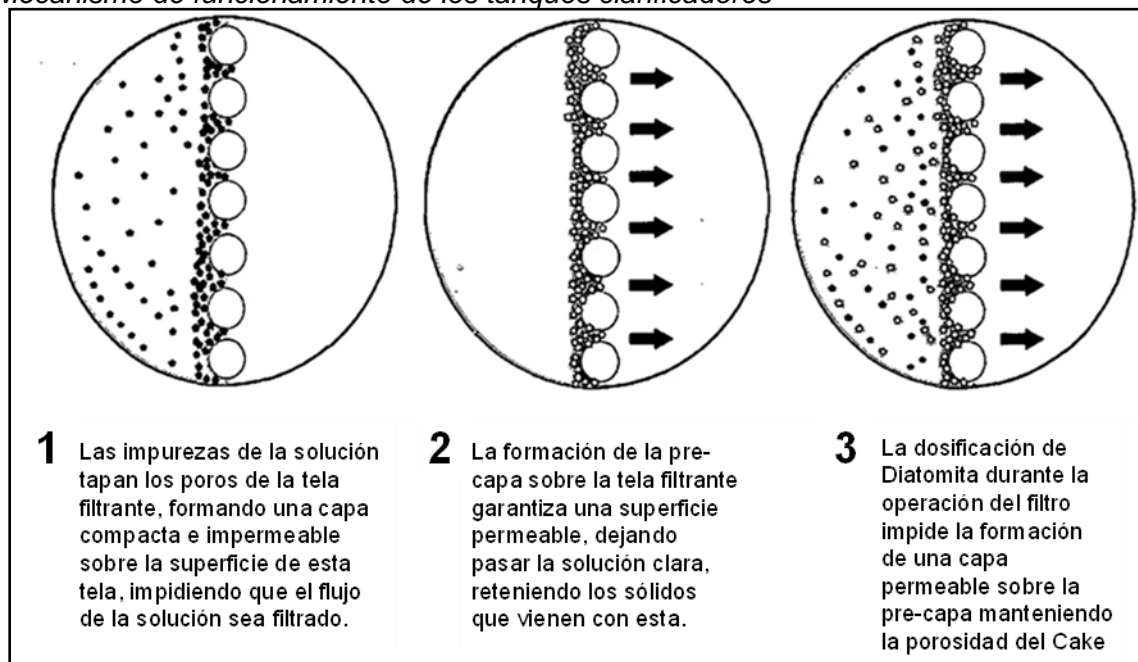
Tras separar los sólidos, la solución rica pasa a un tanque de almacenamiento que funciona como sedimentador para eliminar partículas más pequeñas que no se pudieron eliminar previamente. Desde allí, se bombea a las unidades de clarificación con filtro de precapa tipo cartucho, donde se eliminan los sólidos no disueltos (Makoba, 2013).

La eficiencia de la cementación se logra agregando primero la solución clarificada, luego la dosificación de zinc y posteriormente la de plomo, esta última representa entre en 5 a 10% de la cantidad de zinc total, el zinc precipitará al plomo en su superficie dando origen a un par galvánico que mejorará la velocidad de cementación (Calcina, 2019).

El mecanismo de funcionamiento de los tanques clarificadores (formación precapa) se presenta gráficamente en la Figura 13.

Figura 13

Mecanismo de funcionamiento de los tanques clarificadores



Fuente: Quispe, L. Evaluación del proceso de clarificación y des aireación de la solución rica en el oro para el proceso Merrill Crowe, 2015.

2.6.2 Desaireación

La solución clarificada con menos de 10 ppm de sólidos pasa a un tanque de desoxigenación, el cual consta de un cilindro, cuyo interior posee rejillas dispuestas de manera horizontal, donde se elimina de 4 a 8 ppm de oxígeno disuelto (Calcina, 2019).

2.6.3 Cementación

En esta etapa la solución desoxigenada pasa a un tanque mezclador donde se dosifica polvo de zinc a través de una faja transportadora o alimentadores vibratorios. El zinc es añadido para solidificar el oro. Aquí también se añaden sales de plomo para mejorar la cinética de la reacción. Los parámetros que tienen mayor influencia sobre la eficiencia del zinc son la cantidad de oro y plata presente en la solución, la cantidad de zinc añadido y la concentración de cianuro (Calcina, 2019).

2.6.4 Filtración de precipitados Au/Ag

Después de precipitar el oro la mezcla es enviada hacia unos filtros prensa los cuales sirven para separar los metales preciosos de la solución, cada placa del filtro está dispuesta paralelamente, lo que permite la limpieza de alguna de ellas mientras las demás estén en operación normal. El queque obtenido es soplado con aire para secarlo, posteriormente se abren los filtros y se descarga el queque en unas bandejas (Calcina, 2019).

2.7 Detoxificación

La detoxificación de soluciones cianuradas, es un tratamiento que se realiza a los efluentes que provienen del proceso de lixiviación es decir, la solución que percola de las celdas de lixiviación una vez que es procesada para la extracción del oro; estas soluciones son reusadas pero en algunos momentos surge la necesidad de descargar la solución a las fuentes hídricas, realizando tratamientos previos para eliminar las especies cianuradas, tales como el cianuro libre y los complejos cianurados metálicos del cobre y zinc, los cuales conforman el cianuro disociable en ácido débil (CN WAD), los cuales son tóxicos para los animales, plantas y también para el hombre (Vargas, 2016).

Existen varios tratamientos químicos para la descontaminación de cianuro todos basados en la oxidación del cianuro a cianato. La Tabla 2 presenta una comparación de los procesos más utilizados para el tratamiento de los residuos cianurados (Fernández, 2007).

Tabla 2*Comparación de los distintos procesos de detoxificación*

PROCESOS DE TRATAMIENTO	ELIMINACIÓN DE CIANURO DE HIERRO	ELIMINACIÓN DE CIANUROS WAD	APLICACIÓN A LODOS	APLICACIÓN A SOLUCIONES
INCO	✓	✓	✓	✓
Ácido de caro		✓	✓	
Peróxido de hidrogeno	✓	✓		✓
Cloración alcalina	✓	✓		✓

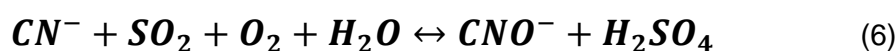
Fuente: Fernández, B. Desarrollo de un nuevo método para la eliminación de cianuro de aguas residuales de mina, 2007.

2.7.1 Oxidación química

Los procesos de oxidación química más conocidos para el tratamiento del cianuro incluyen el proceso con SO₂/Aire (desarrollado por la compañía minera canadiense INCO) y el proceso de tratamiento con H₂O₂ (peróxido de hidrógeno) iniciado por Degussa. Una alternativa de oxidación química más antigua, el proceso de cloración alcalina se utiliza rara vez en la industria minera actualmente (Fernández, 2007).

2.7.1.1 Proceso INCO. En este proceso se emplea la mezcla de dióxido de azufre (SO₂) y aire en presencia de cobre como catalizador y pH controlados entre 8-10, buscando oxidar las especies de cianuro libres y complejas (CN WAD). El SO₂ puede administrarse de forma gaseosa, como sulfito o metabisulfito soluble (Na₂S₂O₅) (Guarnizo. et al., 2022).

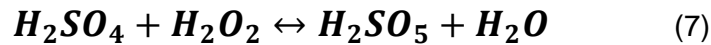
La reacción para el cianuro libre es:



El proceso se aplica a efluentes que contienen por encima de 200 mg/l de cianuro total, quedando reducida esta concentración por debajo de 1 mg/l (Fernández, 2007).

2.7.1.2 Tratamiento con ácido de Caro. El peróxido de ácido sulfúrico (H₂SO₅) es conocido como Ácido de Caro pues lleva el nombre de su inventor Heinrich Caro (1834 – 1910) quien fue el primero que lo preparó en 1898. Este ácido es un degradador de cianuro y es uno de los métodos más utilizados en la industria minera, se recomienda usar como alternativa del peróxido de hidrógeno cuando la tasa de oxidación del cianuro es

grande. Este ácido presenta un equilibrio formado a partir del peróxido de hidrógeno y ácido sulfúrico, bajo la siguiente reacción (Guarnizo. et al., 2022).



Este producto se caracteriza por tener una solución clara e incolora de una sola consistencia, la reacción es muy rápida liberando altas temperaturas entre los 110°C y 120°C aproximadamente. Es por ello que el ácido permite degradar fácilmente el cianuro libre y complejo, este método debe tener unas condiciones de pH entre 10.5 y 11.5 para degradar con mayor facilidad este compuesto tóxico (Guarnizo. et al., 2022).

2.8 Flotación

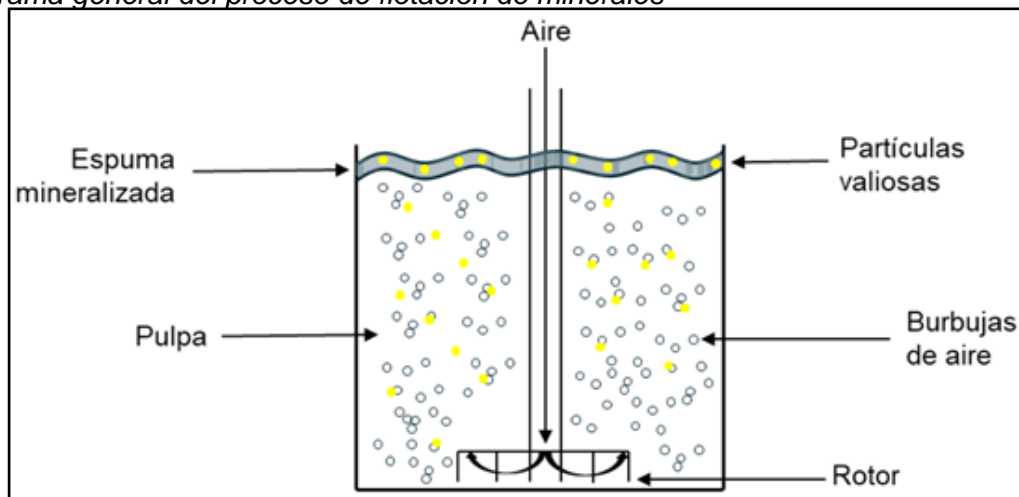
La flotación es uno de los procesos más selectivos para la separación de especies sulfurosas, de plomo – zinc, cobre – zinc y cobre – molibdeno (Apari, 2019).

Es una técnica de concentración de minerales, de carácter fisicoquímico que se realiza en pulpa agitada moderadamente en la cual el mineral es molido previamente a tamaños D80 de 100 a 300 micrones. La pulpa tiene consistencia de 30 a 45% de sólidos en la cual se separan los sulfuros hidrofóbizados de la ganga naturalmente hidrofílica. Los sulfuros hidrofóbizados se adhieren a burbujas de aire (Galicio. et al., 2023).

La Figura 14 presenta el esquema general del proceso de flotación, las partículas valiosas son separadas selectivamente mediante su adhesión a la espuma.

Figura 14

Diagrama general del proceso de flotación de minerales



Fuente: Acuña, M. Estudio del proceso de flotación Cleaner en división Chuquicamata Codelco, 2025.

Las fases que intervienen en este proceso son: sólido (partículas finamente molidas), líquido (agua y reactivos) en la que están inmersas las partículas, y gas (aire) que se introduce dentro de la pulpa formando pequeñas burbujas (Apari, 2019).

2.8.1 Cinética de flotación

La cinética de flotación es la rama de estudios que analizan los fenómenos físicos que suceden dentro del proceso de flotación, la misma se enfoca directamente en la velocidad en la cual flotan las partículas. De esta forma se pueden determinar los cambios visibles en el concentrado con respecto al mineral de interés y el tiempo que transcurre en la recuperación de este (Naula, 2024).

2.8.1.1 Modelo cinético García-Zúñiga. El modelo propuesto por García-Zúñiga expresa la recuperación en función del tiempo mediante la Ecuación (8):

$$R_{(t)} = R_{\infty} * [1 - e^{-kt}] \quad (8)$$

Donde:

$R_{(t)}$ = Recuperación acumulada para un tiempo t de flotación (%).

R_{∞} = Recuperación a tiempo infinito, corresponde a la recuperación máxima (%)

k = Constante cinética (1/min).

t = Tiempo de flotación (min).

2.8.2 Etapas del proceso de flotación

Este proceso puede dividirse en 3 etapas que pueden ser continuas, formando diferentes tipos de circuitos, los cuales se presentan a continuación.

2.8.2.1 Rougher. En esta etapa se genera la primera recuperación, donde la ley del concentrado presenta una baja ley ya que aun contiene ganga. El concentrado es enviado a la etapa Cleaner (Cortes, 2023).

2.8.2.2 Cleaner. También llamada como etapa de limpieza, posee la misión de aumentar la ley del concentrado obtenido de la etapa Rougher, puesto que esta etapa es

mucho más selectiva ya que las partículas se encuentran en un mayor grado de liberación (Cortes, 2023).

2.8.2.3 Scavenger. Conocido también como etapa de barrido, esta se encarga de recibir las colas o relaves de la etapa Rougher para aumentar la recuperación de dichas sustancias. De esta etapa se obtiene tanto el relave final, como concentrado de baja ley (Cortes, 2023).

2.8.3 Principales variables de flotación

2.8.3.1 Porcentaje de sólidos. Para la realización del proceso es necesario expresar la proporción de sólido con respecto al agua que existe dentro de la pulpa a trabajar, puesto que esta cantidad afecta la eficiencia del proceso de extracción. En etapas de flotación Rougher el porcentaje de sólidos varía entre un 30% a 45% de sólidos, mientras que en las etapas siguientes se llega a utilizar porcentajes menores (Cortes, 2023).

2.8.3.2 Tiempo de residencia. Es uno de los factores que afectan tanto a la ley como a la recuperación del mineral flotado, modificando más significativamente a esta última. El tiempo de residencia se puede variar normalmente a través de alteraciones en el flujo, la concentración de sólidos de la alimentación y la altura de la zona de colección (Yianatos, 2005).

2.8.4 Reactivos de flotación

Modificadores de pH:

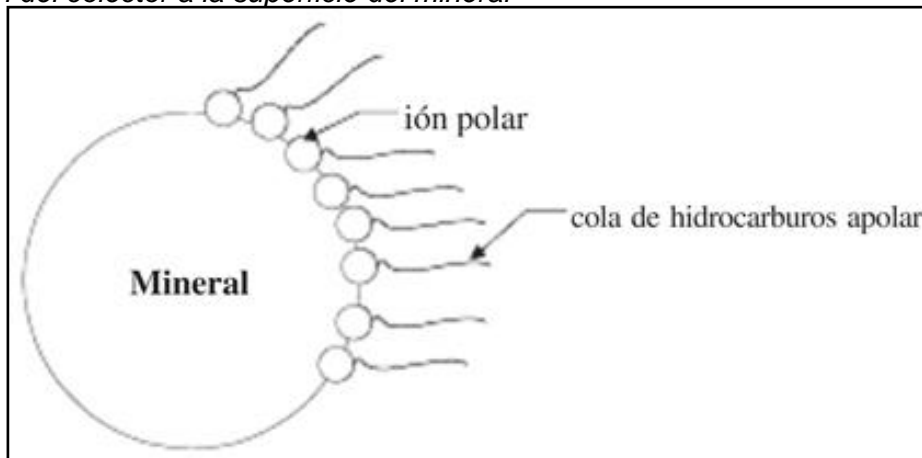
El control del pH es crucial para optimizar la recuperación de partículas valiosas, ya que permite condiciones adecuadas para la flotación colectiva y selectiva. Generalmente, la flotación se realiza en medios alcalinos porque estabiliza los colectores, reduce la corrosión y mejora el proceso. Se emplea lechada de cal para controlar el pH, precipitar sales solubles y actuar como depresor de la pirita, formando películas superficiales que reducen la adsorción del xantato en minerales no deseados. Además, su bajo costo permite su uso continuo en molienda para estabilizar el pH en rangos estándar de 10.5 a 10.8 durante la flotación Rougher (Acuña 2025).

Colectores:

Son sustancias orgánicas cuyo anión o catión tiene una estructura integrada por una parte polar y otra apolar. La parte polar del ion se adsorbe en la superficie del mineral. Por otra parte, la parte apolar, constituida por una cadena de hidrocarburos, queda orientada hacia la fase acuosa, dando el carácter hidrófobo al mineral, como se observa en la Figura 15 (Yianatos, 2005).

Figura 15

Adhesión del colector a la superficie del mineral



Fuente: Yianatos, J. Flotación de minerales, 2005.

Activadores:

Tienen como función preparar o acondicionar la superficie del mineral para la adsorción del colector. Por ejemplo, Cu^{+2} (en la forma de CuSO_4) es adecuado para flotar el mineral de esfalerita (ZnS) (Yianatos, 2005).

Espumantes:

En la flotación es necesario incorporar burbujas de aire las cuales al colisionar con las partículas de mineral permiten su adhesión (captura). Además, dentro de los equipos se produce en forma espontánea coalescencia de las burbujas y éstas crecen. El espumante modifica las propiedades superficiales de la burbuja para reducir la coalescencia. Los líquidos puros (agua, parafina, alcohol etílico) no producen una espuma estable cuando se agitan con aire y las burbujas que se producen coalescen o colapsan muy rápido. Sin embargo, la adición de pequeñas cantidades de sustancias activas como alcoholes superiores permiten formar una espuma estable al agregar aire disperso. La

estabilidad de la espuma dependerá de la interacción del espumante con el agua en la zona interfacial líquido-gas (Yianatos, 2005).

2.9 Simulación de procesos metalúrgicos

Los modelos matemáticos para la predicción del comportamiento de las operaciones metalúrgicas han sido estudiados desde muchos años atrás pero no fue hasta 1960 cuando aparecieron las computadoras digitales que se realizaron serios esfuerzos para que la simulación de circuitos pueda ser realizada. La simulación de procesos por computadora está íntimamente ligada con el modelamiento matemático de las operaciones reales. La clave para obtener resultados adecuados cae directamente en la necesidad de modelos precisos (Rojas, 2019).

Se han producido avances significativos en la potencia informática y la tecnología de programación, lo que ha permitido modelar con mayor detalle procesos más complejos. Esto ha permitido una mayor comprensión de estos procesos complejos, incluyendo los circuitos de procesamiento de minerales (Schwarz. et al., 2013).

2.9.1 Simulación como herramienta de optimización

Las técnicas de simulación son ideales para la optimización. Los datos del estudio se usan para construir modelos matemáticos de las unidades en el circuito. Luego se pueden probar y evaluar las estrategias de optimización antes de hacer cambios en la planta. Simulación implica la predicción del rendimiento del estado de equilibrio de un circuito, en términos de propiedades de corriente tales como flujo de masa, concentración de sólidos, distribución de tamaño, propiedades del material, especificaciones de la máquina y condiciones de operación (Napier-Munn. et al., 1996).

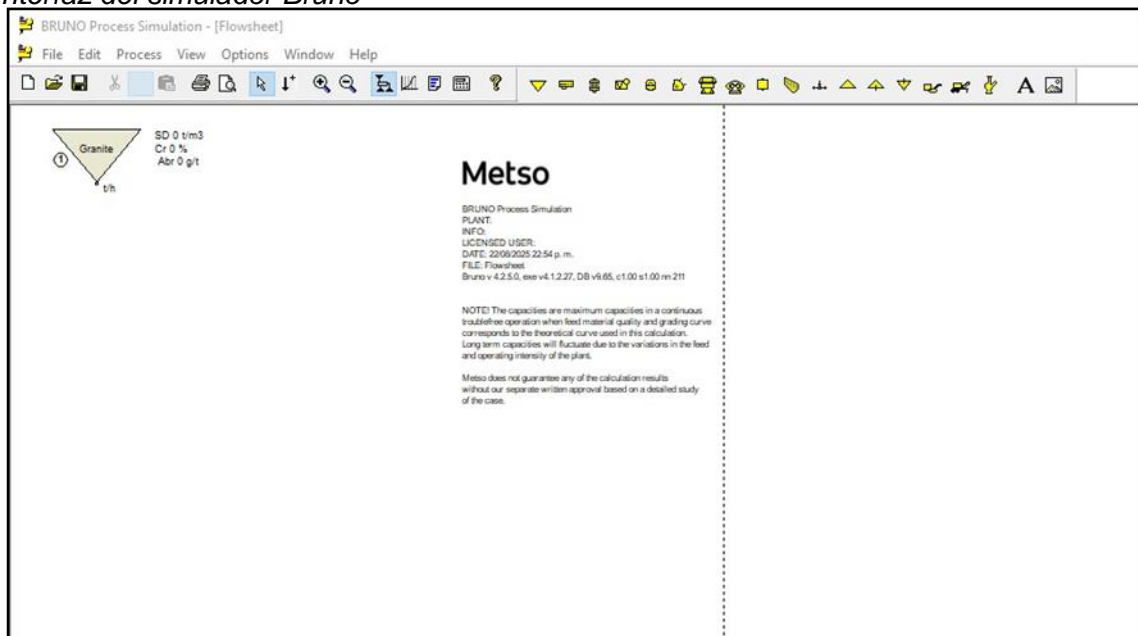
El control y la optimización de la operación requiere la caracterización de las distribuciones de tamaño en varias etapas, ya que las características de fragmentación influyen en la productividad de la trituración, rendimiento del triturador y consumo de energía, la eficiencia de la planta, el rendimiento y la recuperación, y el precio del producto final (Sanchidrián. et al., 2014).

2.9.2 Software Bruno

Bruno es un programa de software intuitivo para simular el proceso de producción de áridos e incluye todos los equipos necesarios de Metso Outotec: alimentadores, trituradoras y cribas. El usuario ingresa datos básicos sobre el material de alimentación y la maquinaria en el proceso, y el software predice su rendimiento, de esa forma se puede determinar el proceso óptimo para cada necesidad específica. La precisión de Bruno proviene de información recopilada mediante la medición de equipos reales. (Metso, 2019).

Figura 16

Interfaz del simulador Bruno



Fuente: Elaboración propia

2.9.3 Software JKSimMet

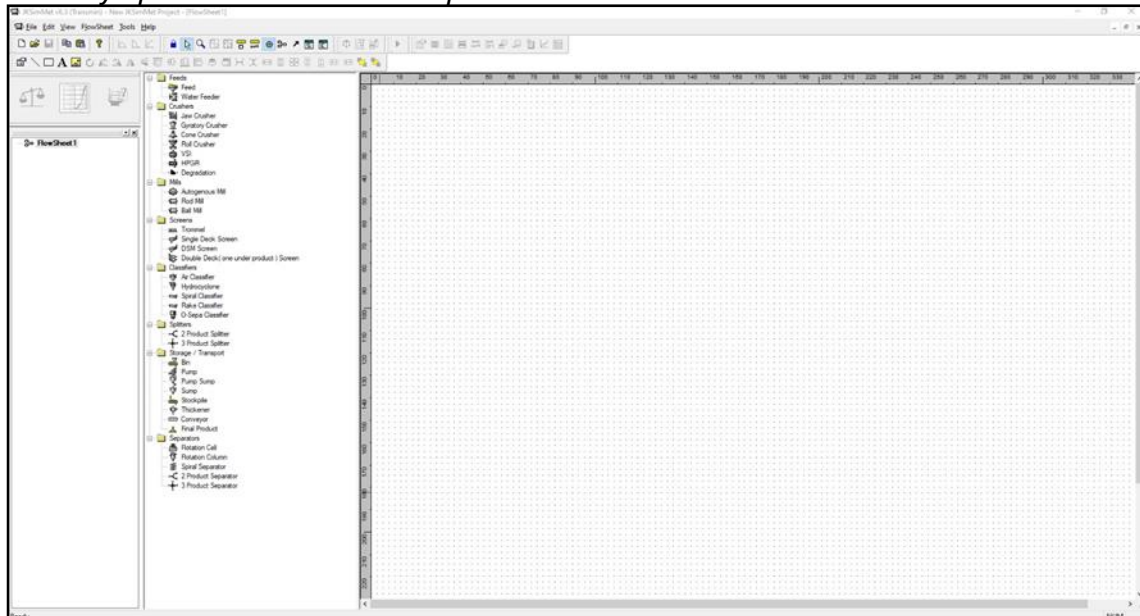
Se desarrolló durante los últimos 35 años, incorporando los resultados de diversos proyectos de investigación realizados en el Centro de Investigación Mineral Julius Kruttschnitt (JKMRC), perteneciente al Instituto de Minerales Sostenibles de la Universidad de Queensland. Es un programa de software de estado estacionario que permite al usuario realizar el balance de masa, el ajuste de modelos y la simulación de circuitos de trituración, molienda y clasificación (Schwarz. et al., 2013).

Los modelos de conminución JKSimMet dividen el rendimiento de la conminución en el resultante de parámetros de la máquina, como las tasas de rotura (también conocidas

como funciones de selección), y parámetros del mineral, como las funciones de apariencia (que se derivan de la medición de la resistencia del mineral a la rotura). Los modelos de molino JKSimMet pertenecen a una familia genérica de modelos conocidos como "modelos de balance de población" y todos comparten un modelo subyacente común que implica resolver un equilibrio de estado estacionario en torno a cada tamaño de partícula individual presente en los flujos de alimentación, carga y producto del molino (Schwarz. et al., 2013).

Figura 17

Interfaz y operaciones unitarias disponibles en el simulador JKSimMet.



Fuente: Elaboración propia

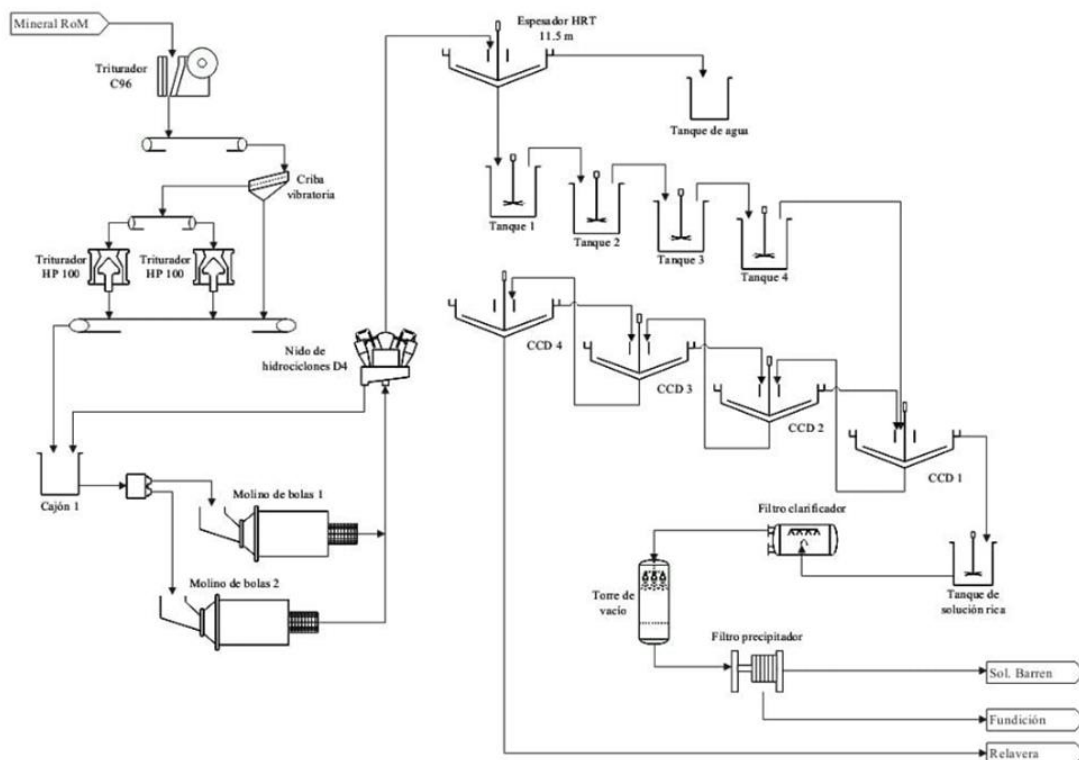
Capítulo III. Desarrollo del trabajo de investigación

3.1 Operaciones unitarias de la planta en evaluación

La planta de procesamiento cuenta con una capacidad de tratamiento de 600 t/d, produce barras doré mediante fundición a partir de los precipitados obtenidos en el proceso Merrill Crowe. El circuito de la planta está conformado por las siguientes operaciones unitarias: trituración primaria y secundaria, molienda con dos molinos de bolas en paralelo operando en circuito cerrado directo, lixiviación cianurada, lavado en contracorriente (CCD) y Merrill Crowe. En esta última etapa, el oro y la plata precipitados son filtrados y secados, para posteriormente ser enviados a fundición, donde se obtienen las barras doré. La Figura 18 presenta el diagrama de flujo del proceso, en el cual se esquematiza la ruta de tratamiento del mineral.

Figura 18

Diagrama de flujo de procesos de operación actual



Fuente: Elaboración propia

3.1.1 *Parámetros de operación actual*

El mineral proveniente de mina (RoM) alimenta al circuito de trituración con una humedad del 5% y un tamaño de partícula F80 de 281 mm. Este circuito descarga un producto con un tamaño de partícula P80 de 6.07 mm, que alimenta al circuito de molienda. En esta etapa el mineral es reducido de tamaño y mediante clasificación por hidrociclón se obtiene un producto en el overflow con un tamaño de partícula P80 de 75 µm. Este flujo de descarga alimenta al circuito de lixiviación cianurada, conformado por cuatro tanques de agitación diseñados para un tiempo de residencia de 46.1 horas, alcanzando una disolución del 85.4% de Au, 52.4% de Ag y un consumo de NaCN de 2.01 g/t. El circuito de decantación contracorriente está compuesto por cuatro espesadores (HRT) de 11.5 m de diámetro que operan con una concentración de sólidos del 55% en el underflow. Finalmente, el circuito Merrill Crowe alcanza una eficiencia de precipitación del 99.5% de Au, obteniendo las barras doré como producto final. La Tabla 3 presenta los principales equipos instalados en la planta.

Tabla 3

Principales equipos en operación

ÁREA	EQUIPO	CANTIDAD	MODELO	DESCRIPCIÓN
Trituración	Triturador de mandíbulas	1	C96	Potencia: 90 kW
	Criba vibratoria	1	2YZS1237	Nº pisos: 2
	Triturador de cono	2	HP100	Potencia: 90 kW
Molienda	Molino de bola	2		8.86' x 15.5'
	Hidrociclón	3	D4	Diámetro: 4"
Lixiviación	Espesador	1	HRT	Diámetro: 11.5 m
	Tanque agitador	4		8.0 m x 9.4 m
Decantación	Espesador	4	HRT	Diámetro: 11.5 m
Merrill Crowe	Filtro clarificador	2	Aquajet	Diámetro 1.15 m
	Torre de vacío	2		Diámetro: 1.10 m
	Filtro precipitador	2	Shriver	Nº placas: 20

Fuente: Elaboración propia

3.2 Modelamiento granulométrico del mineral (RoM)

Se contrastaron los tamaños de partícula del mineral de mina con los datos operativos y para el modelado se consideró el tamaño máximo P100, el tamaño característico del 80% pasante P80 y el tamaño característico del 50% pasante P50. El modelamiento de la distribución granulométrica se realizó utilizando la Ecuación (9).

$$P(x) = \frac{1}{1 + \left[\frac{\ln(x_{max}/x)}{\ln(x_{max}/x_{50})} \right]^b} \quad (9)$$

Donde:

$P(x)$ = Porcentaje acumulado pasante asociado a un tamaño de partícula x (%).

x = Tamaño de partícula (mm).

x_{max} = Tamaño máximo de partícula (mm).

x_{50} = Tamaño medio de partícula (mm).

b = Exponente de curvatura u ondulación.

3.3 Inventario y envío de muestras para análisis químico

Con el propósito de determinar las leyes de mineral del yacimiento, se coordinó con el área de mina la selección de muestras correspondientes a las 12 zonas características, estas muestras fueron acopiadas individualmente en la cancha de mineral.

Con el fin de preparar una muestra compósito de 10 kg, se recolectó y pesó material de cada ruma individual en función del factor de aporte que cada zona del yacimiento representa en el blending de mineral a procesar. Los pesos correspondientes se detallan en la Tabla 4. La muestra compósito fue enviada al laboratorio químico para el análisis de leyes.

Tabla 4*Distribución de peso por zona en la muestra compósito de 10 kg*

ZONA	CÓDIGO DE RUMA	FACTOR DE PESO	PESO DE MUESTRA, KG
DH1-025	N1712	13.1%	1.31
DH1-026	N1713	9.61%	0.96
DH2-031	N1714	6.55%	0.65
DH3-035	N1715	7.50%	0.75
DH5-039	N1716	6.13%	0.61
DH5-043	N1717	4.89%	0.49
DH6-051	N1718	6.97%	0.70
DH7-058	N1719	6.30%	0.63
DH7-060	N1720	7.80%	0.78
DH8-067	N1721	9.04%	0.90
DH8-072	N1722	9.88%	0.99
DH8-075	N1723	12.2%	1.22

Fuente: Elaboración propia.

3.4 Gravedad específica del mineral

Se recolectó una muestra de 2 kg de mineral fresco, la cual fue acondicionada en una pulverizadora para reducir su tamaño de partícula hasta lograr que la totalidad de la muestra pase a través de la malla N°12 (abertura de 1397 µm). Este material fue homogeneizado y cuarteado. Se tomaron siete muestras, cada una con un peso de 100 g de mineral. Posteriormente, se realizó un análisis por triplicado de cada muestra, utilizando aproximadamente 20 g para cada muestra en análisis.

3.4.1 Calibración del volumen del picnómetro

Se determinó el volumen del picnómetro calibrado (V_{pc}) utilizando la Ecuación (10).

$$V_{pc} = \frac{X-Y}{D} \quad (10)$$

Donde:

V_{pc} = Volumen del picnómetro calibrado (ml).

- X** = Peso del picnómetro vacío y seco utilizando una balanza de precisión (g).
- Y** = Peso del picnómetro con agua hasta el borde, sin burbujas de aire (g).
- D** = Densidad del agua en función de la temperatura ambiente, a 21°C es 0.998 g/ml.

3.4.2 Determinación de la gravedad específica del mineral

Se determinó la gravedad específica del mineral (SG) utilizando la Ecuación (11).

$$SG = \frac{B-A}{V_{pc}-(C-B)} \quad (11)$$

Donde:

- SG** = Gravedad específica del mineral (g/ml).
- W** = Peso de la muestra de mineral seco aproximadamente 20 g.
- A** = Peso del picnómetro vacío y seco (g).
- B** = Peso del picnómetro con muestra de mineral (g).
- C** = Peso del picnómetro con muestra de mineral y agua ultrapura (g).

3.5 Pruebas de impacto Bond Leit (CWi)

Las pruebas del índice de trabajo de impacto de Bond proporcionan la competencia del mineral a tamaños grandes de partículas. Para realizar esta prueba se requirió el equipo probador pendular con trituración de impacto de Bond, este equipo consta de dos martillos tipo péndulos cada uno de 13.6 kg.

Para el desarrollo de las pruebas se seleccionaron quince partículas sólidas por cada una de las siete muestras de mineral, con tamaño de partícula entre 50.8 mm a 76.2 mm.

Figura 19

Equipo de impacto de Bond



Fuente: Elaboración propia

Para la ejecución de las pruebas se colocó cada muestra sobre la plataforma entre los martillos del equipo, luego se elevó ambos martillos a una misma altura y se liberó simultáneamente para impactar la muestra. Este procedimiento se repitió incrementando progresivamente el ángulo de caída en 5° hasta que la muestra se fracturó. La energía medida en el momento de la ruptura, en conjunto con el espesor y la gravedad específica de la roca permitió determinar el índice de trabajo de impacto de Bond, mediante la Ecuación (12).

$$CWi = \frac{58.97 * K}{SG} \quad (12)$$

Donde:

CWi = Crushing Work Index (kWh/t).

K = Energía de impacto requerida para fracturar la roca por milímetro de espesor (J/mm).

SG = Gravedad específica de la roca individual (g/ml).

3.6 Índice de conminución del molino SAG (SMC Test)

La prueba SMC permite obtener un amplio conjunto de parámetros de conminución mediante la aplicación de impactos controlados sobre muestras de roca. Uno de los índices que se determinó fue el Drop Weight Index (DWi) expresado en kWh/m³, el cual mide la resistencia del mineral a la fractura por impacto. También proporciona los parámetros A, b, Axb y ta, los cuales se derivan a partir de los resultados obtenidos en las pruebas, estos

parámetros de ruptura se emplearon en la simulación de circuitos de molienda mediante el software JKSimMet.

Para el desarrollo de las pruebas se tomaron muestras del compósito representativo del yacimiento, a partir de este, se seleccionaron 10 muestras homogéneas, las cuales fueron sometidas a una etapa de secado a 105 °C hasta mantener un peso constante. Posteriormente, las muestras fueron derivadas al área de logística de planta para gestionar la documentación, traslado y trazabilidad en la ejecución de las pruebas SMC. Los resultados fueron emitidos en un informe técnico el cual se utilizó como base para la simulación de molienda.

La Ecuación (13) propuesta por Morrell, permite estimar la gravedad específica del mineral a partir de parámetros derivados del SMC Test.

$$SG = \frac{DWi \cdot Axb}{100} \quad (13)$$

Donde:

SG = Gravedad específica del mineral (g/ml).

DWi = Resistencia del mineral a la fractura por impacto (kWh/m³).

Axb = Caracteriza la respuesta del mineral a la conminución por impacto.

3.7 Pruebas de índice de trabajo de Bond (BWi)

Se realizó el muestreo en la faja transportadora que alimenta al circuito de molienda. Debido a la granulometría gruesa del mineral, la muestra fue acondicionada en una pulverizadora durante 30 segundos con el fin de reducir su tamaño de partícula. Luego, la muestra fue tamizada utilizando una malla N°6 (abertura de 3350 µm), y los finos que pasaron por dicha malla se utilizaron para la determinación del BWi. Este material fue homogeneizado y cuarteado. A partir de esta muestra, se tomó un volumen de 700 ml utilizando una probeta de vidrio, esta muestra fue secada y posteriormente pesada. Luego, se deslamó la muestra usando la malla N°400 (abertura de 38 µm), tras lo cual se volvió a secar y se realizó un análisis granulométrico. Este análisis permitió determinar el valor del

F80 de cada muestra. Finalmente, el molino de bolas fue cargado con esta muestra, junto con el collar de bolas estimado. Se empleó un tamiz de corte N°100 (abertura de 150 µm) y una velocidad del molino regulada a 70 rpm.

El molino se cerró herméticamente e inició la molienda. Al finalizar cada ciclo se extrajo la muestra, se deslamó, se secó, se tamizó con la malla de corte y se registró el peso. Las fracciones bajo malla de corte se descartaron y se repusieron con muestra fresca. Este procedimiento se repitió hasta que, entre ciclos, los gramos molidos por vuelta se hicieron constantes. Finalmente se tamizó para determinar el P80 del producto.

Se determinó el índice de trabajo de Bond (BWi) utilizando la Ecuación (14).

$$BWi = \frac{49.1}{P_1^{0.23} * Gbp^{0.82} * \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right)} \quad (14)$$

Donde:

BWi = Índice de trabajo de Bond (kWh/t).

P₁ = Tamaño de partícula por el cual pasa el 100 % del producto (µm).

Gbp = Gbp: Gramos producidos por revolución (g/rev).

P₈₀ = Tamaño de partícula por el cual pasa el 80% del producto (µm).

F₈₀ = Tamaño de partícula por el cual pasa el 80% de la alimentación (µm).

3.8 Pruebas de lixiviación cianurada por agitación en botellas

Se realizaron 12 ensayos de lixiviación cianurada por agitación en botellas con el objetivo de evaluar la eficiencia de disolución de oro, plata y el consumo de cianuro. Las pruebas se realizaron bajo las siguientes condiciones experimentales: tamaño de partícula de 75 µm, concentración de sólidos al 50%, pH de 11, fuerza de NaCN de 1000 mg/l, y una velocidad de agitación de 60 rpm.

Para el control del pH se evaluaron dos modificadores: NaOH y cal industrial. Al no observarse una diferencia significativa en la efectividad de ambos, se optó por utilizar la cal como modificador de pH debido a su menor costo y similar desempeño.

Las pruebas se realizaron preparando pulpas en botellas conformadas por 1000 g de mineral y 1000 ml de solución. Luego, se adicionó 1 g de NaCN y se inició la agitación.

Se realizaron controles periódicos en 1, 2, 4, 8, 24, 48 y 72 horas. En cada control se extrajeron 20 ml de solución y se filtró en un vaso precipitado. De la solución filtrada, se tomaron 5 ml para ser titulados con AgNO_3 , con el objetivo de determinar la cantidad de NaCN a reponer y mantener la fuerza de NaCN en 1000 mg/l en las pruebas de agitación. La reposición de NaCN se calcula mediante la Ecuación (15).

$$R_{NaCN} = M_{NaCN} - \left(\frac{S_{ini} - S_{ext}}{100} \right) * 0.05 * C_{AgNO_3} \quad (15)$$

Donde:

R_{NaCN} = Masa de NaCN a reponer para mantener la fuerza inicial (g).

M_{NaCN} = Masa de NaCN adicionada inicialmente en la botella (g).

S_{ini} = Volumen de solución inicial en la botella (ml).

S_{ext} = Volumen de solución extraída de la botella para la titulación (ml).

C_{AgNO_3} = Volumen de AgNO_3 consumido durante la titulación (ml).

El volumen restante de solución filtrada se colocó en tubos de ensayo y se envió al laboratorio metalúrgico para análisis de las leyes de Au y Ag. Finalizadas las 72 horas de prueba, se realizaron los balances metalúrgicos a partir de los resultados obtenidos en las soluciones finales y en los ripios.

Figura 20

Pruebas de agitación en botellas y titulación usando AgNO_3



Fuente: Elaboración propia

3.9 Pruebas de sedimentación

Las pruebas de sedimentación se realizaron para evaluar la clarificación de la pulpa, se consideraron dos condiciones: estado natural (sin adición de floculantes) y con la adición de diversos floculantes, a fin de determinar aquel que proporcione el mejor desempeño.

Se colocó la pulpa con una concentración de sólidos del 50 % en una probeta graduada hasta enrasar la marca de 1000 ml, se fijó una tira de papel al lado del recipiente y se mezcló la pulpa para asegurar su homogeneidad. Luego, se trazó una línea en el papel a la altura del nivel inicial, marcando el tiempo 0 minutos. Se registró la posición de sedimentación tomando lecturas bajo intervalos de 2, 4 y 10 minutos, permitiendo determinar la velocidad de sedimentación.

Figura 21

Desarrollo de pruebas de sedimentación en probeta



Fuente: Elaboración propia

Con los datos registrados de tiempo y altura de sedimentación se construyó un gráfico que ilustra una curva decreciente en la que la altura de sedimentación disminuye conforme avanza el tiempo. La curva refleja el comportamiento característico del proceso de sedimentación. Se determinó la ecuación cuadrática que corresponde a dicha curva, su

derivada permitió obtener la función velocidad en función del tiempo. Esta derivada fue utilizada para determinar la velocidad de sedimentación en cada intervalo de tiempo registrado.

La velocidad de sedimentación se estimó como el promedio de las velocidades correspondientes a las tres etapas del proceso: velocidad constante, sedimentación y compresión.

3.9.1 Metodología de estimación del área unitaria del espesador

Esta área del espesador representa la superficie necesaria para garantizar una adecuada separación sólido-líquido. El área unitaria se calcula mediante la Ecuación (16).

$$A_u = 1.333 * \left(\frac{F-D}{R} \right) \quad (16)$$

Donde:

A_u = Área unitaria requerida del espesador (ft²/t/d).

F = Dilución en el flujo de alimentación.

D = Dilución en el flujo del underflow.

R = Velocidad de sedimentación (ft/h).

3.10 Pruebas de Merrill Crowe

Se midieron 2.5 litros de solución provenientes del overflow del espesador 1 del circuito de decantación en contracorriente. Esta solución fue filtrada empleando papel filtro y, posteriormente, sometida a una segunda filtración con el mismo medio, con el fin de maximizar la remoción de sólidos en suspensión. Finalmente, se determinó la turbidez utilizando un turbidímetro, con el objetivo de alcanzar un valor inferior a 1 NTU.

Para la desoxigenación de la solución clarificada, se dispuso 2 litros en un matraz Kitasato, adicionando hidrosulfito de sodio como agente reductor de oxígeno disuelto. Este paso es fundamental en el proceso Merrill Crowe, ya que la presencia de oxígeno disminuye la eficiencia de la precipitación del oro y la plata al interferir con la acción del zinc. La desoxigenación se realizó con una bomba de vacío. Luego, se vertió 200 ml de la

solución en vasos precipitados y se adicionó zinc evaluando la dosificación óptima que permita alcanzar la mayor precipitación.

Figura 22

Medición de turbidez y desoxigenación de la solución clarificada



Fuente: Elaboración propia

Las muestras de solución obtenidas antes y después de la precipitación fueron enviadas al laboratorio químico para el análisis de leyes, con el fin de evaluar la eficiencia de precipitación.

3.11 Pruebas de detoxificación

Se llevó a cabo la destrucción del cianuro con el objetivo de obtener especies químicamente estables previo a la etapa de flotación. Este proceso se realizó con el método INCO, basado en la oxidación controlada del cianuro a formas menos tóxicas.

Para el desarrollo de las 5 pruebas se utilizó un reactor de 15 cm de diámetro y 26 cm de altura, equipado con tres baffles y un tubo de ingreso para la dosificación de reactivos. El sistema cuenta con una abertura lateral que actúa como punto de descarga.

Se utilizó 1 litro de solución cianurada, luego se inyectó aire al sistema a un ratio de 2 l/min. Se agitó la solución y se inició la dosificación de metabisulfito de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) a 2.5 g/l. Se controló constantemente el pH de la solución, manteniéndolo en un pH de 8.5 con la adición de lechada de cal a razón de 5 g/l. A intervalos de 30 minutos, se tomaron muestras para monitorear la concentración de cianuro WAD mediante análisis colorimétrico con ácido pícrico. El proceso se mantuvo en operación hasta alcanzar una concentración inferior a 0.05 mg/l.

Figura 23

Pruebas de detoxificación mediante proceso INCO



Fuente: Elaboración propia

3.12 Pruebas de flotación

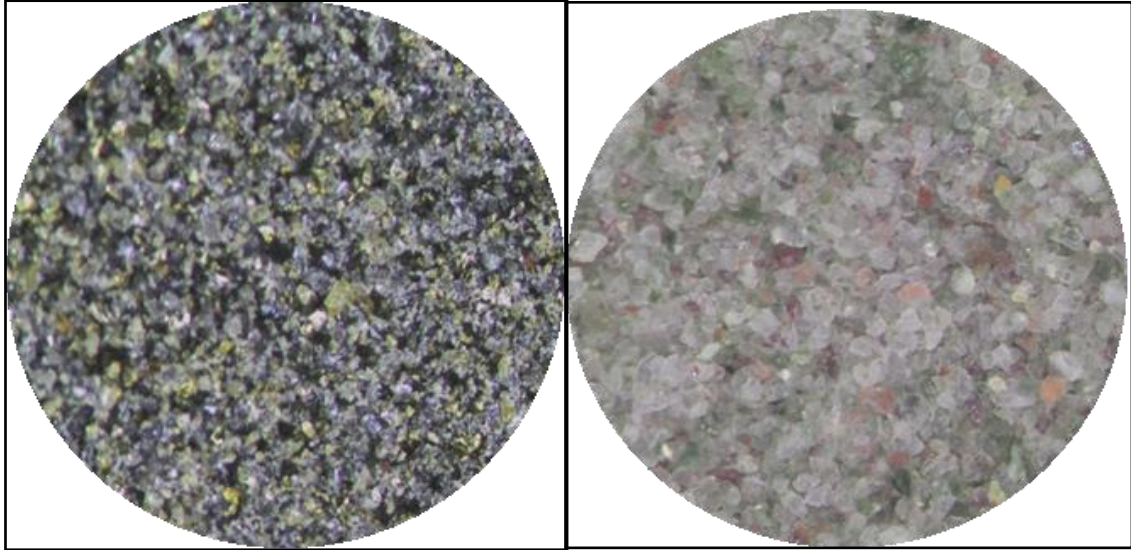
Para realizar las pruebas de flotación se trabajó con las muestras disponibles correspondientes a las colas de las pruebas de lixiviación en botella. Inicialmente la muestra en pulpa se preparó formando un compósito, para lo cual se filtró la solución. El compósito húmedo se secó, homogenizó y se cuarteó hasta obtener muestras representativas de 1000 g. A cada muestra se le adicionó agua fresca hasta alcanzar una concentración de sólidos del 32 %. Las pruebas se realizaron bajo las siguientes condiciones: tamaño de partícula P80 de 75 μm , pH de 11 y con un flujo de aire de 5 l/min alimentado a la celda de flotación tipo Denver.

Durante las etapas de acondicionamiento y flotación, se utilizaron los siguientes reactivos: sulfato de cobre (CuSO_4) como activador de la esfalerita (ZnS), PAX (xantato amílico de potasio) como colector fuerte, Aerofloat-404 (ditiofosfato) como reactivo selectivo para recuperación de zinc, xantato isopropílico de sodio como colector selectivo, cal para el control del pH y metabisulfito de sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) como depresor de pirita y como alternativa menos tóxica al cianuro.

Finalizadas las pruebas de flotación de zinc, los productos obtenidos fueron secados y enviados al laboratorio metalúrgico para su análisis.

Figura 24

Vista microscópica del concentrado de zinc y relave final



Fuente: Elaboración propia

Capítulo IV. Análisis e interpretación de resultados

4.1 Estimación de la granulometría del mineral RoM

En el desarrollo de la investigación se utilizaron tamaños de partícula representativos del mineral de mina (RoM): un tamaño máximo P100 de 1737 mm, tamaño característico del 80% pasante P80 de 814 mm y tamaño característico del 50% pasante P50 de 378 mm. Se empleó la Ecuación (9) para modelar la distribución granulométrica del mineral, los resultados se muestran en la Tabla 5.

Tabla 5

Modelado de la distribución de tamaño del mineral RoM.

TAMAÑO mm	ACUMULADO PASANTE RoM, %
1737	100
1270	95.9
914	84.8
762	77.2
635	69.5
508	60.5
406	52.4
300	43.0
212	34.6
150	28.1
106	23.1
75.0	19.2
53.0	16.2
37.5	13.8
26.5	11.9
18.8	10.3
13.3	9.07
9.38	8.00
6.63	7.11
3.32	5.72
1.17	4.28
0.21	2.85
0.013	1.70

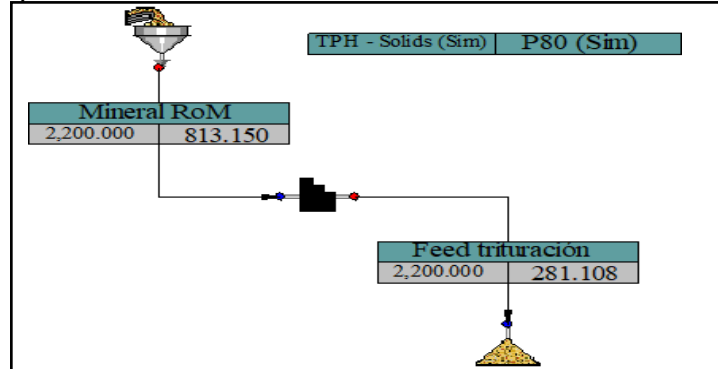
El modelamiento de la granulometría del mineral RoM permitió determinar el porcentaje acumulado pasante para el conjunto de mallas seleccionadas, el material presenta granulometría gruesa. En consecuencia, se propuso la instalación de un martillo hidráulico como rompedor de rocas para garantizar un tamaño de partícula adecuado antes de su ingreso al circuito de trituración.

4.1.1 Simulación del impacto del rompedor de rocas

La Figura 25 presenta la simulación de la reducción de tamaño del mineral RoM, se realizó con el software JKSimMet utilizando el equipo de degradación y aplicando el modelo Size Convertor.

Figura 25

Simulación del rompedor de rocas con JKSimMet.



Fuente: Elaboración propia

La Tabla 6 presenta la distribución de tamaños pasantes del mineral RoM y el producto obtenido en la simulación, que corresponde al alimento de trituración (P80 de 281 mm).

Tabla 6

Distribución de tamaño del alimento a trituración simulado con JKSimMet

TAMAÑO, mm	ACUMULADO PASANTE, %	
	MINERAL RoM	ALIMENTO A TRITURACIÓN
1737	100	100
1270	95.9	100
914	84.8	100
762	77.2	100
635	69.5	100
508	60.5	94.6
406	52.4	90.5
300	43.0	82.7
212	34.6	68.1
150	28.1	54.4
106	23.1	43.1
75.0	19.2	34.2
53.0	16.2	27.4
37.5	13.8	22.9
26.5	11.9	18.7
18.8	10.3	15.9
13.3	9.07	13.8
9.38	8.00	12.0
6.63	7.11	10.5
3.32	5.72	8.55
1.17	4.28	6.73
0.21	2.85	5.16
0.013	1.70	2.55

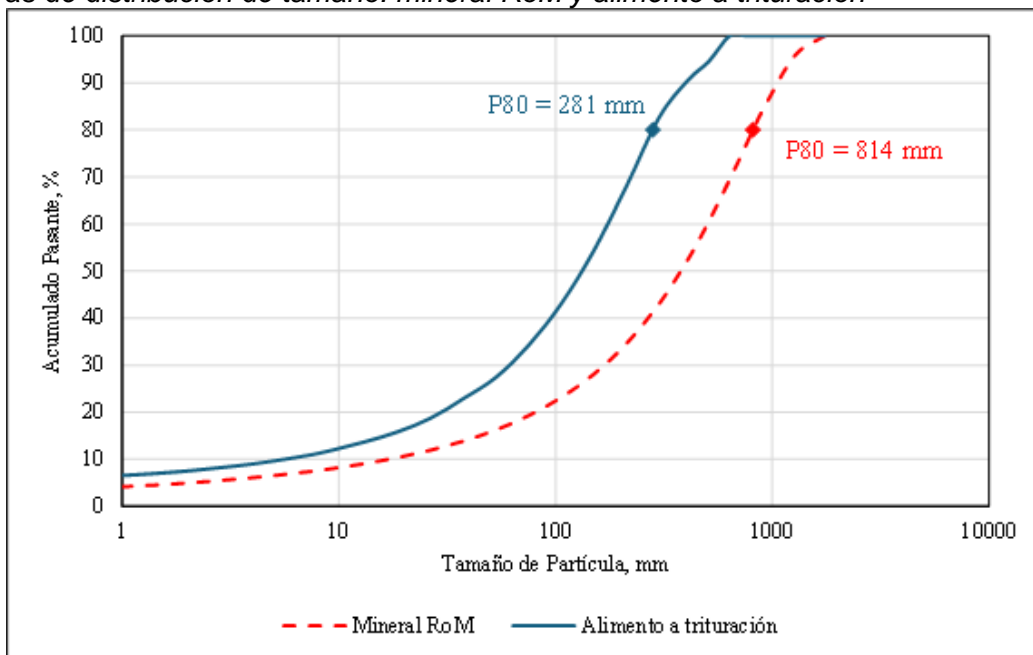
Fuente: Elaboración propia

Los resultados permitieron comparar la reducción de tamaño obtenido mediante la simulación. El tamaño máximo de partícula del mineral de mina es 1737 mm, mientras que para la alimentación al circuito de trituración se reduce a 635 mm.

La Figura 26 presenta las curvas de distribución del tamaño pasante del mineral, la curva roja punteada representa el mineral de mina (RoM) y la curva azul corresponde al mineral de alimento al circuito de trituración.

Figura 26

Curvas de distribución de tamaño: mineral RoM y alimento a trituración



Fuente: Elaboración propia

La curva roja punteada corresponde al mineral de mina, este presenta un tamaño de partícula P80 de 814 mm. La curva azul corresponde al alimento al circuito de trituración y presenta un tamaño de partícula P80 de 281 mm.

4.2 Resultados de pruebas de gravedad específica

La Tabla 7 presenta los resultados de las pruebas de gravedad específica por muestra. Estos resultados corresponden a un promedio de análisis realizados por triplicado en cada muestra, lo que permitió obtener una caracterización más precisa del depósito.

Tabla 7

Resultados de pruebas de gravedad específica

MUESTRA	SG, G/ML	SD	RSD, %
NCV-04-28	2.814	0.017	0.604
NCV-04-29	2.827	0.015	0.531
NCV-04-30	2.828	0.011	0.389
NCV-04-31	2.810	0.019	0.676
NCV-05-32	2.830	0.014	0.495
NCV-05-33	2.811	0.013	0.462
NCV-05-34	2.822	0.018	0.638

Fuente: Elaboración propia

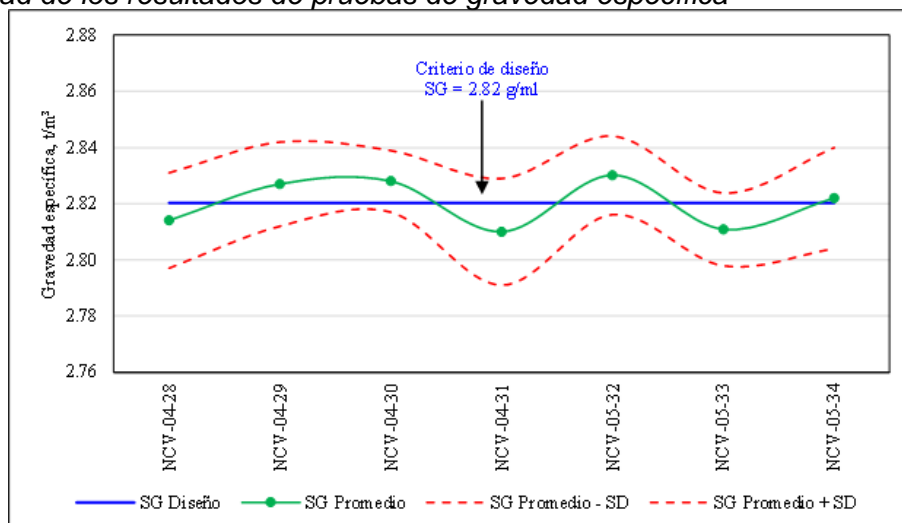
Los resultados de las pruebas mostraron una desviación estándar relativa (RSD) inferior al 0.70%, lo que indica alta precisión y que los resultados presentan comportamiento homogéneo.

La gravedad específica (SG) que se utilizó en el criterio de diseño corresponde al promedio de las siete muestras en estudio, el cual es de 2.82 g/ml. Esta decisión se debe a la baja variabilidad calculada (RSD) de 0.30%. El valor máximo registrado fue de 2.83 g/ml correspondiente a la muestra NCV-05-32 y el valor mínimo fue de 2.81 g/ml, correspondiente a la muestra NCV-04-31.

La Figura 27 evidencia la baja variabilidad de los resultados en las pruebas de gravedad específica, así como su respectivo rango de incertidumbre.

Figura 27

Variabilidad de los resultados de pruebas de gravedad específica



Fuente: Elaboración propia

4.3 Resultados de análisis químico del mineral de cabeza

En la Tabla 8 se presentan los resultados de las leyes de cabeza asociados a los elementos comerciales. Dichos resultados corresponden a un promedio de caracterización en triplicado en cada muestra, lo que permitió un mayor control y precisión en la determinación de la ley de cabeza del yacimiento.

Tabla 8

Resultados de la caracterización química

MUESTRA	Au, g/t	Ag, g/t	Cu, %	Pb, %	Zn, %	S, %
NCV-04-28	3.34	10.7	0.27	0.29	2.84	2.65
NCV-04-29	2.81	9.54	0.32	0.34	3.21	3.43
NCV-04-30	3.18	10.2	0.24	0.37	2.78	1.96
NCV-04-31	3.20	9.89	0.26	0.41	2.59	1.68
NCV-05-32	2.95	11.2	0.38	0.25	3.07	2.45
NCV-05-33	2.75	10.1	0.29	0.30	3.32	3.12
NCV-05-34	3.26	10.4	0.34	0.28	2.91	1.58

Fuente: Elaboración propia

Los resultados de las pruebas de caracterización química indicaron lo siguiente: la muestra NCV-04-28 registra la mayor ley de Au 3.34 g/t, la muestra NVC-05-32 registra la mayor ley de Ag 11.2 g/t, y la muestra NVC-05-33 presenta la mayor ley de Zn 3.32%.

Se llevó a cabo un análisis estadístico de los resultados obtenidos con el objetivo de evaluar la variabilidad del mineral. Este proceso fue fundamental para validar la confiabilidad de los datos obtenidos y que dan sustento al proyecto de investigación.

La Tabla 9 presenta el análisis estadístico de los veintiún resultados provenientes de siete muestras, los cuales fueron proporcionados por el laboratorio.

Tabla 9

Análisis estadístico de los resultados de caracterización química

PARÁMETRO	Au, g/t	Ag, g/t	Cu, %	Pb, %	Zn, %	S, %
Promedio	3.07	10.3	0.30	0.32	2.96	2.41
SD	0.23	0.56	0.05	0.06	0.26	0.71
RSD, %	7.55	5.38	16.9	17.5	8.62	29.5
Mínimo	2.75	9.54	0.24	0.25	2.59	1.58
Máximo	3.34	11.2	0.38	0.41	3.32	3.43

Fuente: Elaboración propia

Las leyes de cabeza empleadas en el criterio de diseño se definieron mediante el análisis del parámetro RSD, el cual evalúa la dispersión en los resultados reportados. Este estudio se centró en los metales preciosos Au, Ag y Zn, dado que estos presentan un RSD inferior a diez, lo que sugiere una baja incertidumbre y un comportamiento homogéneo.

En el criterio de diseño se utilizó las siguientes leyes: ley de Au 3.07 g/t con 7.55% RSD, ley de Ag 10.3 g/t con 5.38% RSD, y ley de Zn de 2.96% con 8.62% RSD.

Los elementos Cu, Pb y S fueron excluidos del estudio debido a ya que presentan un RSD elevado. En consecuencia, para asegurar la robustez del estudio se priorizó el análisis los metales con características más homogéneas en sus mediciones.

4.4 Resultados de las pruebas de Bond Leit (Determinación de CWI)

La Tabla 10 presenta los resultados válidos obtenidos al realizar las pruebas de Crushing Work Index (CWI). Estas pruebas fueron realizadas a partir de siete muestras, cuya selección se basó en la disponibilidad de masa. Debido al número limitado de muestras analizadas, el resultado obtenido sobre la dureza del depósito fue contrastado con datos históricos, con el propósito de evaluar si los valores actuales pueden considerarse como representativos.

Tabla 10

Resultados de pruebas CWI

MUESTRAS	NCV-04-28	NCV-04-29	NCV-04-30	NCV-04-31	NCV-05-32	NCV-05-33	NCV-05-34
Prueba N°1	15.8	16.5	16.7	15.7	16.4	16.2	17.8
Prueba N°2	16.4	17.5	17.5	16.0	16.9	16.8	18.2
Prueba N°3	17.8	18.1	18.2	16.3	17.7	17.0	18.6
Prueba N°4	18.3	18.6	19.1	16.7	18.9	18.4	19.2
Prueba N°5	18.9	19.2	19.5	17.2	19.8	19.6	19.7
Prueba N°6	19.3	19.5	20.1	18.9	20.5	20.2	20.1
Prueba N°7	19.7	20.8	20.8	20.2	20.9	20.6	20.5
Prueba N°8	20.5	21.1	21.8	21.1	21.3	20.9	20.9
Prueba N°9	21.0	21.5	22.6	21.9	21.7	21.2	21.3
Prueba N°10	21.4	22.2	23.2	22.6	22.0	21.5	21.7
Prueba N°11	21.9	22.9	23.7	23.3	22.6	22.0	22.2
Prueba N°12	22.7	23.2	24.3	24.6	23.3	22.8	22.7
Prueba N°13	23.5	23.6	24.7	25.1	24.1	23.6	23.3
Prueba N°14	24.7	24.3	25.0	25.5	24.7	24.0	23.7
Prueba N°15	25.4	25.5	25.3	25.8	25.1	24.6	24.3

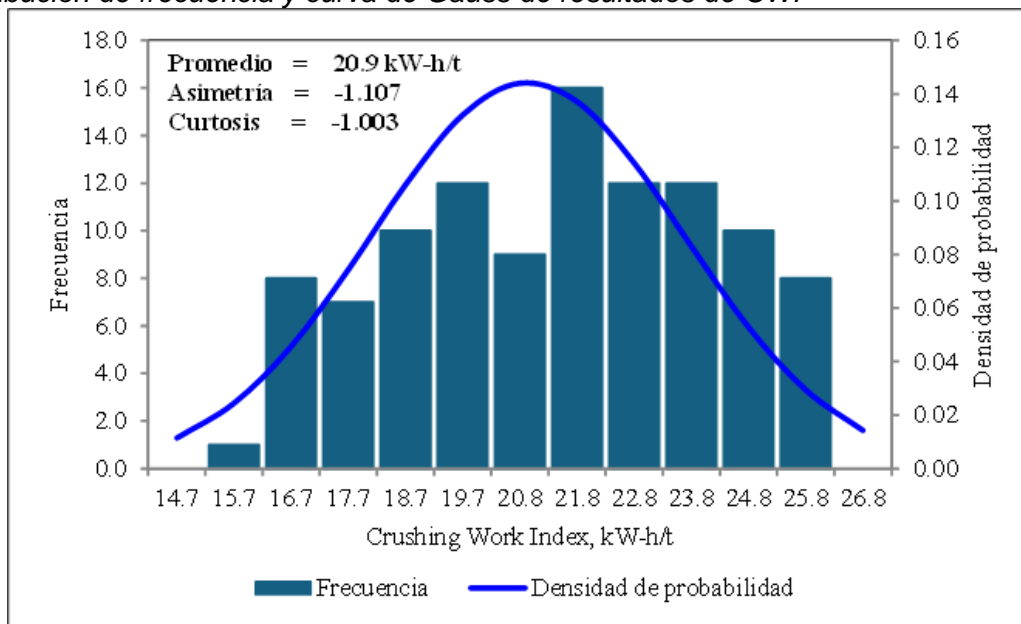
Fuente: Elaboración propia

Los resultados obtenidos a partir de las quince pruebas realizadas para cada una de las siete muestras indicaron un Crushing Work Index (CWI) mínimo de 15.7 kWh/t, registrado en la prueba N°1 de la muestra NCV-04-28, y un CWI máximo de 25.8 kWh/t, correspondiente a la prueba N°15 de la muestra NCV-04-31.

La Figura 28 presenta la distribución de los datos en relación con el promedio, permitiendo evaluar si su comportamiento se aproxima a una distribución normal.

Figura 28

Distribución de frecuencia y curva de Gauss de resultados de CWI



Fuente: Elaboración propia

Los datos analizados presentan una leve asimetría negativa de -0.107, lo que indica que la cola izquierda de la distribución es ligeramente más larga que la derecha. Asimismo, la curtosis negativa de -1.003 señala que la distribución es platicúrtica, caracterizada por colas más cortas y una forma más achatada en comparación con una distribución normal. Este análisis indica que la distribución de los datos se aproxima a una condición de simetría, lo que sugiere que el promedio puede considerarse representativo de la tendencia central de los datos. El promedio es 20.9 kW-h/t, este valor representa el centro de la distribución, donde se concentra la mayoría de los datos.

La Tabla 11 presenta el análisis estadístico de los resultados obtenidos en las quince pruebas de CWI aplicadas a cada una de las siete muestras.

Tabla 11*Análisis estadístico de los resultados de pruebas CWI*

MUESTRA	TIPO DE PRUEBA	PROMEDIO, kWh/T	SD	RSD, %	MÍNIMO	MÁXIMO
NCV-04-28	Original	20.5	2.85	13.9	15.8	25.4
NCV-04-29	Original	21.0	2.68	12.8	16.5	25.5
NCV-04-30	Original	21.5	2.89	13.4	16.7	25.3
NCV-04-31	Original	20.7	3.72	17.9	15.7	25.8
NCV-05-32	Original	21.1	2.73	13.0	16.4	25.1
NCV-05-33	Original	20.6	2.64	12.8	16.2	24.6
NCV-05-34	Original	20.9	2.05	9.79	17.8	24.3

Fuente: Elaboración propia

El promedio de los resultados de las pruebas de CWI indicó que el valor mínimo registrado fue de 20.5 kW-h/t, correspondiente a la muestra NCV-04-28 y el valor máximo registrado fue de 21.5 kW-h/t, correspondiente a la muestra NCV-04-30.

El CWI utilizado en el criterio de diseño fue de 20.9 kW-h/t, fue calculado como el promedio final a partir de los valores promedios obtenidos por muestra. Este valor se considera representativo debido a la concordancia con los resultados de pruebas realizadas en el año 2022 donde se registró un CWI de 20.6 kW-h/t. La similitud entre ambos resultados refuerza la consistencia y confiabilidad del resultado obtenido.

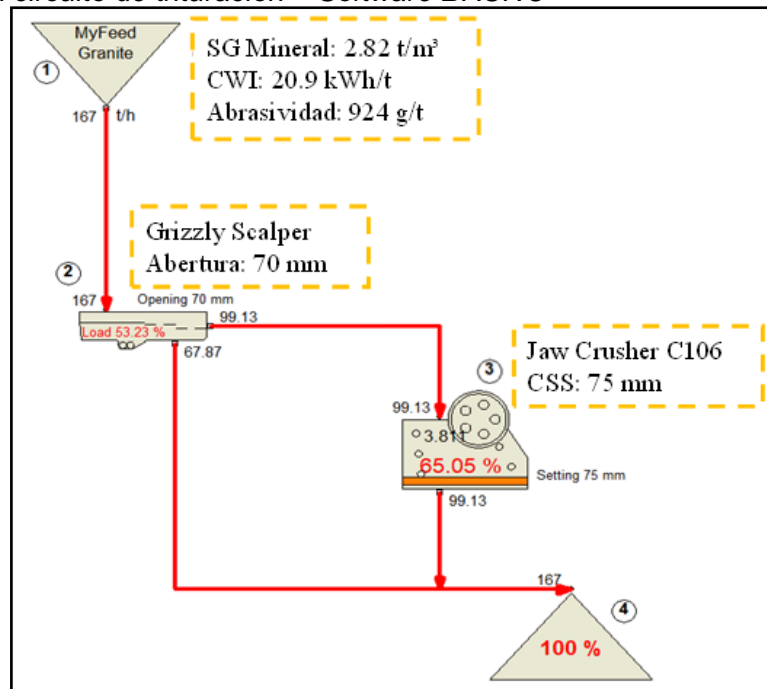
4.4.1 Simulación del circuito de trituración

La simulación del área de trituración se diseñó bajo un régimen operativo de 13.2 horas diarias, con una capacidad de procesamiento de 2200 t/d. Este esquema de operación permite destinar tiempo para actividades críticas como el mantenimiento preventivo de los equipos.

La Figura 29 presenta la simulación del diseño del circuito de trituración, utilizando el software Bruno. En esta simulación, se estableció el uso de un clasificador con abertura de 70 mm y una trituradora de mandíbulas C106 configurada con un close side setting (CSS) de 75 mm.

Figura 29

Simulación del circuito de trituración – Software BRUNO



Fuente: Elaboración propia

La trituradora de mandíbulas modelo C106 opera con un porcentaje de uso volumétrico del 65.05%, este valor se encuentra dentro del rango considerado como estándar en la práctica industrial para un triturador primario. Asimismo, se calculó el ratio de reducción de la trituradora, definido como la relación F80/P80, obteniéndose un valor de 3.81.

A partir de la simulación realizada, se determinó que el clasificador requiere un área efectiva de 3.50 m² para asegurar una buena clasificación. En base a ello, se seleccionó la zaranda inclinada de un piso modelo VG527-2V, cuyas dimensiones son de 1.3 m x 2.7 m.

Los resultados de la simulación indican que el producto final del circuito de trituración presenta un tamaño de partícula P80 de 86.7 mm, el cual es descargado hacia la etapa de molienda.

La Tabla 12 presenta el reporte de granulometrías obtenido de la simulación en el software Bruno, proporciona información sobre la distribución del tamaño de partícula y el porcentaje acumulado pasante en los principales flujos del circuito de trituración.

Tabla 12

Distribución del tamaño de partículas de simulación de trituración

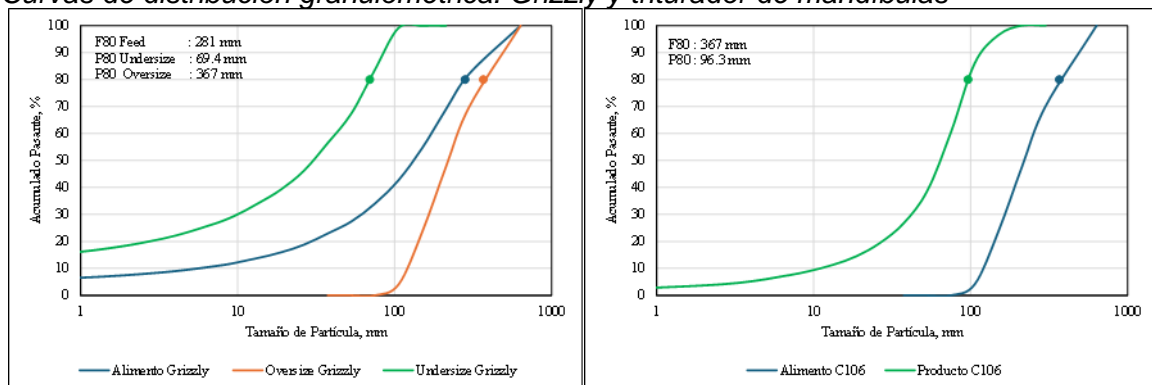
TAMAÑO mm	PASANTE ACUMULADO, %					
	ALIMENTO GRIZZLY	OVERSIZE GRIZZLY	UNDERSIZE GRIZZLY	ALIMENTO C106	PRODUCTO C106	PRODUCTO TRITURACIÓN
635	100	100	100	100	100	100
508	94.6	91.2	100	91.2	100	100
406	90.5	83.6	100	83.6	100	100
300	82.3	70.1	100	70.1	100	100
212	68.9	47.6	100	47.6	100	100
150	54.7	23.6	100	23.6	96.4	97.9
106	42.8	4.10	99.2	4.10	86.0	91.4
75.0	34.1	0.020	83.8	0.020	60.6	70.0
53.0	27.4	0	67.5	0	38.9	50.5
37.5	23.0	0	56.5	0	26.8	38.9
26.5	18.8	0	46.3	0	19.5	30.4
18.8	15.9	0	39.1	0	14.5	24.5
13.3	13.8	0	33.9	0	11.3	20.5
9.38	11.9	0	29.3	0	9.01	17.2
6.63	10.6	0	26.0	0	7.29	14.9
3.32	8.54	0	21.0	0	4.65	11.3
1.17	6.77	0	16.7	0	3.06	8.58
0.21	5.11	0	12.6	0	1.56	6.04
0.013	2.47	0	6.07	0	0.64	2.85

Fuente: Elaboración propia

La Figura 30 muestra una representación visual de la distribución del tamaño de partícula en función del porcentaje pasante. Se evidencia una separación efectiva del material, lo cual se refleja en la clara diferenciación entre las curvas de alimentación y los productos generados.

Figura 30

Curvas de distribución granulométrica: Grizzly y triturador de mandíbulas



Fuente: Elaboración propia

El transporte del mineral se realizará mediante fajas transportadoras, para garantizar la protección de los equipos se instalará un electroimán y un detector de metales, evitando así la presencia de elementos metálicos no deseados en el material procesado.

4.5 Resultados de la caracterización del mineral en molienda

4.5.1 Resultados de las pruebas SMC

Con el objetivo de caracterizar la resistencia del mineral a la conminución, se realizaron las pruebas SMC a 10 muestras, los resultados se presentan en la Tabla 13.

Tabla 13

Resultados de las pruebas SMC

MUESTRA	DWi, kWh/m ³	A	b	A*b	ta	SG - Exp	SG - Calc
M-DH0-06	8.21	73.7	0.46	34.0	0.32	2.75	2.79
M-DH0-08	7.07	66.2	0.58	38.5	0.37	2.76	2.72
M-DH1-14	7.66	69.3	0.52	36.0	0.33	2.83	2.76
M-DH1-15	7.75	68.7	0.51	35.0	0.33	2.75	2.71
M-DH1-17	7.16	68.4	0.57	39.0	0.38	2.85	2.79
M-DH1-18	7.70	64.6	0.61	39.4	0.37	2.79	3.04
M-DH1-19	7.43	71.8	0.53	38.1	0.36	2.88	2.83
M-DH2-21	6.95	64.6	0.61	39.4	0.37	2.78	2.74
M-DH2-22	7.18	60.2	0.66	39.7	0.37	2.81	2.85
M-DH2-25	5.94	61.5	0.78	48.0	0.45	2.82	2.85

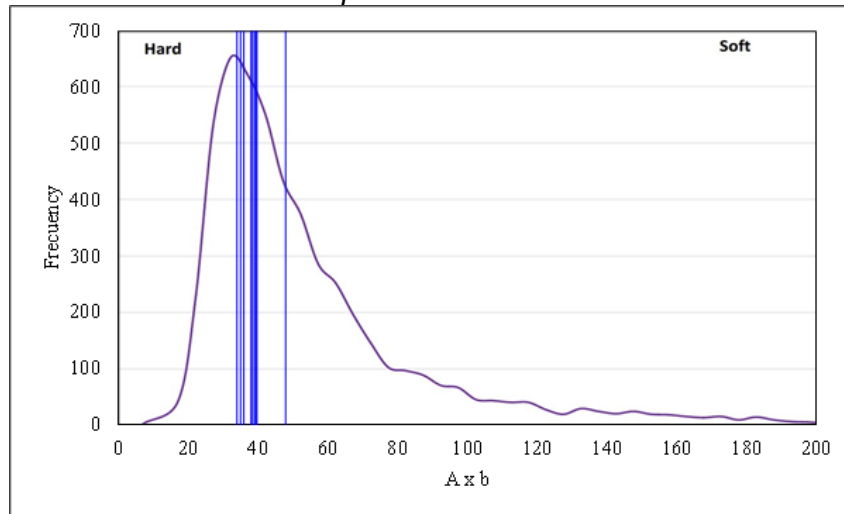
Fuente: Elaboración propia

En la evaluación de los parámetros Axb y ta, se observó que la muestra M-DH0-06 presentó los valores mínimos, con un Axb de 34.0 y un ta de 0.32. En contraste, la muestra M-DH1-23 registró los valores máximos, con un Axb de 48.0 y un ta de 0.45.

La Figura 31 muestra la distribución de frecuencia de los valores de Axb obtenidos a partir de las pruebas SMC Test, comparados con la base de datos de JKTech.

Figura 31

Frecuencia de distribución de Axb respecto a la base de datos de JKTech



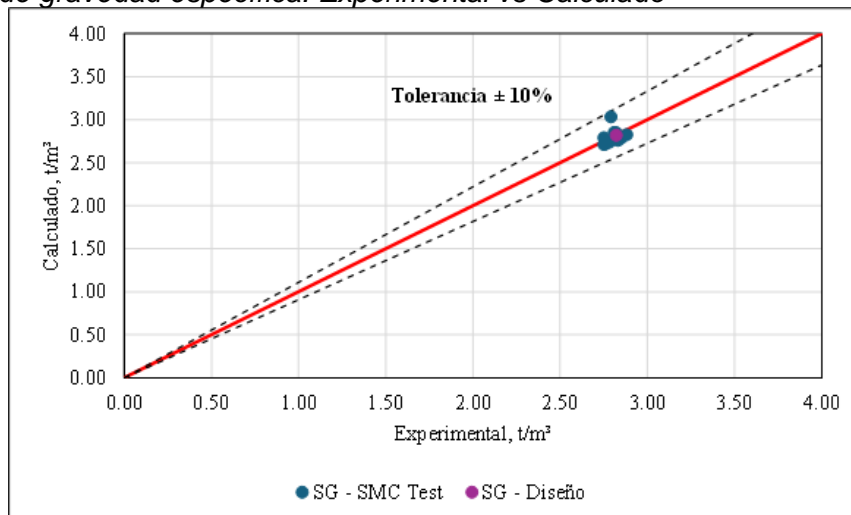
Fuente: Elaboración propia

Los valores de Axb obtenidos a partir de las pruebas SMC son representados por las líneas verticales de color azul y se encuentran dentro del rango de mayor frecuencia de la base de datos de JKTech la cual está representada por la curva morada. Estos resultados indican que el mineral evaluado presenta una dureza relativa compatible con los estándares industriales.

La Figura 32 fue empleada para validar la precisión en la estimación de la gravedad específica, a través de la comparación entre valores experimentales obtenidos en las pruebas SMC y los valores calculados utilizando la Ecuación (13).

Figura 32

Validación de gravedad específica: Experimental vs Calculado



Fuente: Elaboración propia

Los resultados evaluados (experimental vs calculado) se encontraron dentro del rango de tolerancia aceptable de $\pm 10\%$ delimitado por las líneas punteadas, lo que evidencia consistencia en la comparación.

4.5.2 Resultados de las pruebas de índice de trabajo de Bond (BWi)

Se realizaron pruebas de índice de trabajo de Bond para molienda en molino de bolas en un total de 10 muestras, los resultados se presentan en la Tabla 14.

Tabla 14

Resultados de las pruebas BWi

MUESTRA	P1, um	F80, um	P80, um	Gbp (gr/rev)	BWi (kWh/t)
M-DH0-06	150	2,212	125	1.37	17.6
M-DH0-08	150	2,138	117	1.28	17.9
M-DH1-14	150	2,305	116	1.26	17.8
M-DH1-15	150	2,206	119	1.34	17.3
M-DH1-17	150	2,255	119	1.27	18.0
M-DH1-18	150	2,264	116	1.23	18.1
M-DH1-19	150	2,319	114	1.21	18.3
M-DH2-21	150	2,284	116	1.25	17.9
M-DH2-22	150	2,377	128	1.32	18.2
M-DH2-25	150	2,311	115	1.31	17.2

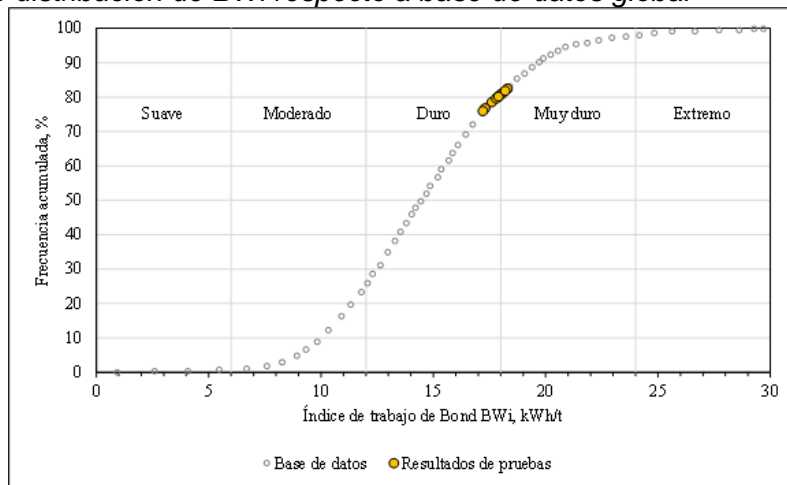
Fuente: Elaboración propia

La muestra M-DH2-25 registró el menor valor de BWi, con 17.2 kWh/t, mientras que la muestra M-DH1-19 presentó el valor más alto, con 18.3 kWh/t.

La Figura 33 compara gráficamente los resultados obtenidos de BWi con una base de datos global, señalando su respectiva clasificación según el rango de dureza del mineral.

Figura 33

Frecuencia de distribución de BWi respecto a base de datos global



Fuente: Elaboración propia

Los resultados obtenidos de las pruebas BWi indican que las muestras presentan variabilidad en el rango de dureza clasificado como “duro” a “muy duro”.

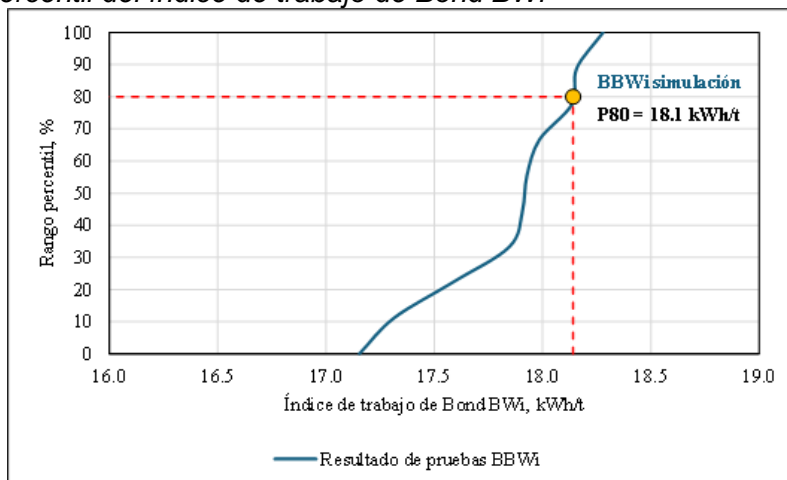
4.5.3 Simulación del circuito de molienda

Se diseñó para procesar 2200 t/d, considerando una operación continua de 23.8 horas diarias, se implementó a la operación un molino SAG, lo que permitió reducir las etapas de trituración.

La Figura 34 presenta la distribución acumulada de los resultados de BWi, destacando con un marcador circular amarillo el percentil 80, correspondiente a un valor de 18.1 kWh/t.

Figura 34

Distribución percentil del índice de trabajo de Bond BWi



Fuente: Elaboración propia

Se seleccionó la muestra M–DH1–18, correspondiente al percentil 80 de la distribución de resultados de BWi, como base para simular el circuito de molienda. Todos los parámetros de conminución obtenidos a partir de esta muestra fueron utilizados en la simulación. La Tabla 15 presenta los parámetros correspondientes al molino SAG y a los molinos de bolas del circuito de molienda, dichos parámetros fueron cargados al software JKSimMet.

Tabla 15

Parámetros de simulación para diseño de molienda

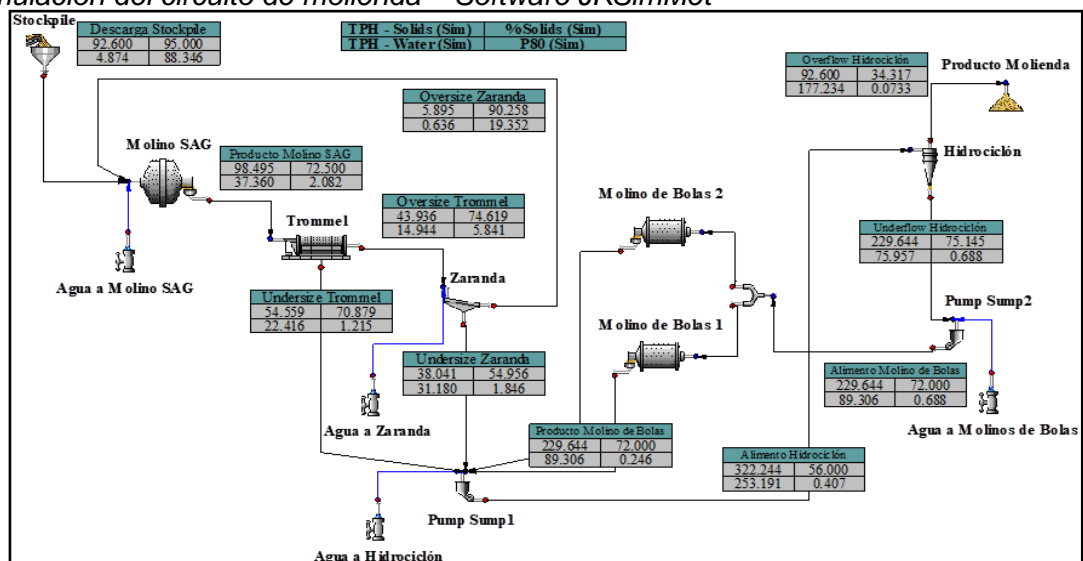
PARÁMETROS	MOLINO SAG	MOLINO DE BOLAS
Diámetro	16.40 ft	11.81 ft
Longitud	8.20 ft	20.67 ft
Carga de bolas	15.5 %	33.0 %
Velocidad crítica	74.0 %	75.0 %
Carga total	30.0 %	35.0 %
A	64.6	-
B	0.61	-
Ta	0.37	-
Work index	-	18.1 kWh/t

Fuente: Elaboración propia

La Figura 35 presenta la simulación del diseño del circuito de molienda, realizada en el software JKSimMet. En esta simulación, se obtuvo un tamaño de partícula P80 de 73.26 μm en el producto del circuito (overflow del nido de hidrociclones).

Figura 35

Simulación del circuito de molienda – Software JKSimMet



Fuente: Elaboración propia

El circuito cuenta con un molino SAG de 16.4 ft x 8.20 ft, con una potencia instalada de 1000 kW, y dos molinos de bolas de 11.81 ft x 20.67 ft, cada uno con una potencia instalada de 1250 kW. Se calculó el ratio de reducción (relación F80/P80), obteniéndose un valor de 42.44 para el molino SAG y de 2.80 para los molinos de bolas.

La Tabla 16 presenta el reporte de granulometrías obtenido de la simulación en el software JKSimMet, proporciona información sobre la distribución del tamaño de partícula y el porcentaje acumulado pasante flujos del circuito de molienda.

Tabla 16

Distribución del tamaño de partículas de simulación molienda

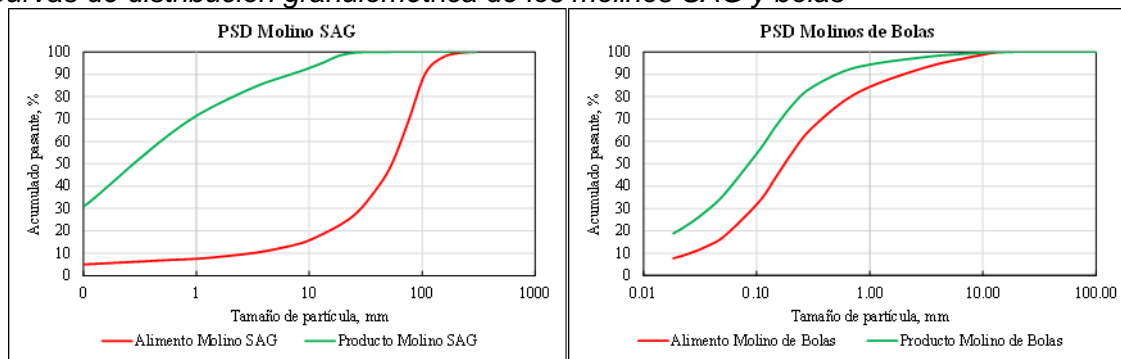
Tamaño mm	Pasante acumulado, %											
	Alim. Fresco	Alim. SAG	Desc. SAG	US Trom.	OS Trom.	US Zar.	OS Zar.	Alim. Cyc.	UF Cyc.	OF Cyc.	Alim. BM	Desc. BM
300	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
212	99.5	99.6	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
150	97.4	97.6	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
106	90.1	90.7	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
75.0	68.7	70.6	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
53.0	49.2	52.2	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
37.5	37.3	41.1	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
26.5	28.3	32.6	99.7	100	99.5	100	100	100	100	100	100	100
18.8	22.7	25.8	98.5	100	96.6	100	74.4	100	100	100	100	100
13.3	18.7	19.0	95.2	99.9	89.3	99.4	23.7	99.9	99.8	100	99.8	100
9.38	15.3	15.2	92.2	98.9	84.0	94.9	13.2	98.9	98.5	100	98.5	99.6
6.63	13.2	13.1	89.7	96.8	80.9	91.6	12.2	97.8	96.9	100	96.9	99.1
3.32	10.3	10.3	84.4	91.3	75.8	85.8	11.3	95.4	93.5	100	93.5	97.9
1.17	7.84	7.96	73.4	79.5	65.9	74.6	9.83	89.9	85.9	100	85.9	94.9
0.59	7.05	7.13	63.4	68.6	56.8	64.3	8.47	84.3	77.9	100	77.9	91.3
0.29	6.26	6.29	51.0	55.2	45.7	51.8	6.82	75.0	64.9	99.9	64.9	83.5
0.21	5.87	5.87	44.3	48.0	39.7	45.0	5.93	67.9	55.2	99.2	55.2	76.4
0.15	5.47	5.44	37.7	40.8	33.8	38.3	5.04	58.9	43.7	96.4	43.7	66.6
0.10	5.08	5.03	31.5	34.1	28.2	31.9	4.20	49.1	32.7	89.9	32.7	55.6
0.052	4.31	4.22	21.0	22.7	18.8	21.3	2.80	32.3	17.7	68.7	17.7	36.5
0.037	3.94	3.84	16.8	18.2	15.1	17.1	2.25	26.0	13.2	57.6	13.2	29.3
0.026	3.56	3.45	13.4	14.5	12.0	13.6	1.79	20.8	10.0	47.5	10.0	23.5
0.018	3.19	3.08	10.7	11.5	9.55	10.8	1.42	16.7	7.73	38.8	7.73	18.8
0.013	2.81	2.71	8.41	9.11	7.54	8.53	1.12	13.3	6.01	31.5	6.01	15.1
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Fuente: Elaboración propia

Los resultados de la simulación indicaron que el overflow del hidrociclón presenta un tamaño de partícula P80 de 73.26 μm , tamaño que cumple con el criterio de diseño para su ingreso al circuito de lixiviación cianurada. En la operación actual el overflow del hidrociclón presenta un tamaño de partícula P80 de 76.08 μm . La Figura 36 presenta la distribución del tamaño de partículas en función del porcentaje pasante para los flujos de alimentación y producto en los molinos SAG y de bolas.

Figura 36

Curvas de distribución granulométrica de los molinos SAG y bolas



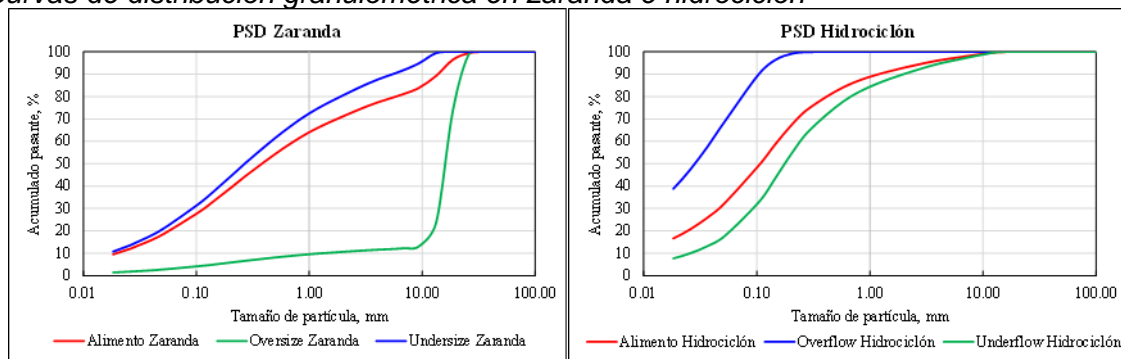
Fuente: Elaboración propia

En el caso del molino SAG se obtuvo un tamaño de partícula F80 de 88.34 mm en la alimentación y P80 de 2.08 mm en el producto. Mientras que en los molinos de bolas se registró un F80 de 0.687 mm en la alimentación y un P80 de 0.245 mm en el producto.

La Figura 37 muestra la distribución del tamaño de partícula en función del porcentaje pasante para los flujos de alimentación y productos en los clasificadores: zaranda e hidrociclón.

Figura 37

Curvas de distribución granulométrica en zaranda e hidrociclón



Fuente: Elaboración propia

Se observa una separación efectiva del material, evidenciada por la clara diferenciación entre las curvas de alimentación y los productos obtenidos. En la zaranda el alimento presentó un F80 de 5.84 mm, obteniéndose en el oversize un P80 de 19.35 mm y en el undersize un P80 de 1.85 mm. El alimento al hidrociclón registró un F80 de 406.6 μm , mientras que en los productos se obtuvo un P80 de 687.7 μm underflow y un P80 de 73.25 μm en el overflow.

4.5.3.1 Dimensionamiento de zaranda de molienda. El dimensionamiento se realizó con los parámetros obtenidos en la simulación, considerando el área de cribado y el ancho. El cálculo del área se realizó mediante la Ecuación (17).

$$A_c = \frac{Q_u * S}{Q_{spec}} \quad (17)$$

Donde:

A_c = Área requerida de cribado (m^2).

Q_u = Cantidad de partículas subdimensionadas en la alimentación (t/h).

Q_{spec} = Capacidad específica del cribado.

S = Factor de confianza de los datos disponibles.

Los cálculos realizados determinaron que el área requerida de cribado es 2.40 m^2 , en base a este resultado se recomendó la instalación de una zaranda de 3.0 m de longitud y 1.2 m de ancho, con un área efectiva de 3.24 m^2 , valor que satisface el dimensionamiento realizado.

4.5.3.2 Dimensionamiento del hidrociclón. La Tabla 17 presenta el dimensionamiento del hidrociclón, realizado con los parámetros obtenidos de la simulación y calculado mediante el método de Krebs.

Tabla 17*Dimensionamiento de hidrociclón – Método de Krebs*

PARÁMETROS	VALOR
Alimento fresco	2200 t/d
SG sólidos	2.82 g/ml
Carga circulante	248 %
Sólidos underflow	75.14 %
Sólidos overflow	34.32 %
P80 overflow	73.26 μ m
Presión	8.70 psi
Diámetro D50	91.58 μ m
Corrección total	3.44
Diámetro D50c	27.0
Diámetro ciclón	15"
N° ciclones	2
Diámetro ápex	4.50"
Diámetro vortex	3.00"

Fuente: Elaboración propia

Se recomendó la instalación de un nido de cuatro hidrociclones de 381 mm (15") de diámetro. Para garantizar la continuidad operativa, se planteó trabajar con dos hidrociclones en funcionamiento y mantener los otros dos en condición de stand by, los cuales entrarán en operación en caso de mantenimiento o contingencia de los equipos en uso.

4.6 Resultados de pruebas de lixiviación en botella

Los resultados de las pruebas de lixiviación se obtuvieron a partir de doce muestras individuales, ponderadas por un factor de peso para representar el yacimiento.

La muestra PM-IM-01 es la más influyente en el compósito con un factor de peso de 13.1%, mientras que la muestra PM-IM-06 es la menos representativa, con un factor de peso del 4.89%. La Tabla 18 presenta los resultados de disolución de Au, la muestra PM-AM-24 registró la mayor disolución con 93.6% y la muestra PM-AM-22 alcanzó la menor disolución con 79.2%.

Tabla 18

Resultados de disolución de Au

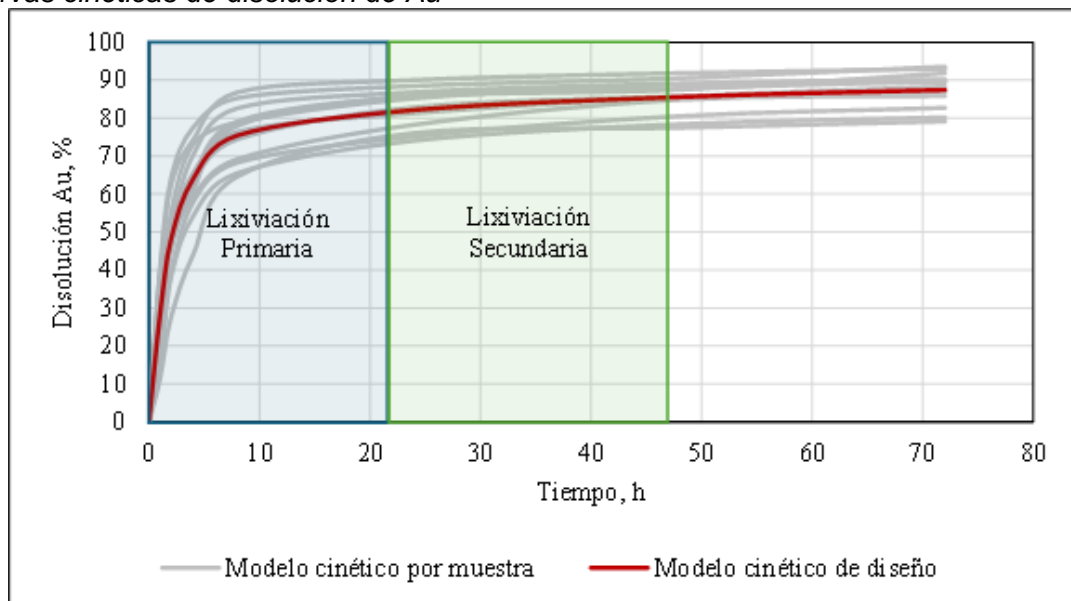
ID MUESTRA	FACTOR DE PESO %	DISOLUCIÓN Au, %								
		0 h	1 h	2 h	4 h	8 h	24 h	48 h	72 h	
PM-IM-01	13.1%	0	19.9	39.5	57.9	68.3	75.2	80.5	82.7	
PM-IM-02	9.61%	0	31.5	50.3	65.5	76.4	81.3	85.7	88.4	
PM-IM-03	6.55%	0	37.9	62.3	74.2	86.8	90.0	91.8	93.0	
PM-IM-04	7.50%	0	21.9	45.3	61.0	78.0	85.9	87.8	89.8	
PM-IM-05	6.13%	0	25.4	46.5	63.5	79.1	85.7	87.5	91.9	
PM-IM-06	4.89%	0	39.2	51.7	70.3	82.6	86.8	89.1	90.2	
PM-AM-21	6.97%	0	14.4	38.1	54.2	65.5	74.1	78.4	80.2	
PM-AM-22	6.30%	0	11.4	27.6	44.1	64.7	76.1	77.5	79.2	
PM-AM-23	7.80%	0	36.4	47.3	59.4	69.2	78.3	84.9	85.9	
PM-AM-24	9.04%	0	40.2	64.2	77.5	85.3	88.5	90.6	93.6	
PM-AM-25	9.88%	0	32.0	47.1	63.0	74.4	82.8	85.7	86.9	
PM-AM-26	12.2%	0	29.9	55.1	73.1	78.8	85.2	88.9	89.4	

Fuente: Elaboración propia

La Figura 38 presenta las curvas cinéticas de disolución de Au en un periodo de 72 horas, la disolución de Au para cada muestra está representada en color plomo.

Figura 38

Curvas cinéticas de disolución de Au



Fuente: Elaboración propia

Mediante un promedio ponderado, considerando el factor de peso y la disolución por hora, se obtuvo la curva cinética de diseño para Au, representada de color rojo oscuro. A las 72 horas de agitación, dicha curva alcanza una disolución del 87.7% de Au.

La Tabla 19 presenta los resultados de disolución de Ag, la muestra PM-AM-21 alcanzó la mayor disolución con 66.7% y la muestra PM-AM-22 registró la menor disolución con 44.1%.

Tabla 19

Resultados de disolución de Ag, %

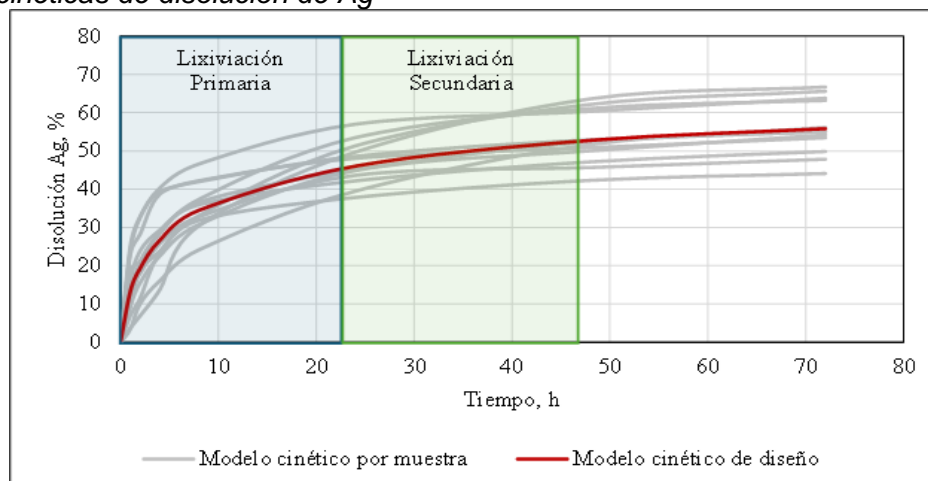
ID MUESTRA	FACTOR DE PESO %	DISOLUCIÓN Ag, %								
		0 h	1 h	2 h	4 h	8 h	24 h	48 h	72 h	
PM-IM-01	13.1%	0	3.42	10.0	16.0	24.2	39.5	51.7	56.2	
PM-IM-02	9.61%	0	15.9	23.9	29.3	36.0	42.2	47.2	49.9	
PM-IM-03	6.55%	0	9.73	18.5	23.8	33.1	51.3	62.1	65.6	
PM-IM-04	7.50%	0	23.6	32.6	40.3	46.6	57.0	60.4	63.8	
PM-IM-05	6.13%	0	11.9	21.1	28.4	37.4	53.5	61.1	63.2	
PM-IM-06	4.89%	0	25.0	32.8	39.4	42.0	48.6	52.9	55.0	
PM-AM-21	6.97%	0	3.71	6.91	13.7	30.4	49.7	63.6	66.7	
PM-AM-22	6.30%	0	6.92	11.5	23.3	31.9	37.8	42.3	44.1	
PM-AM-23	7.80%	0	14.7	18.0	25.8	32.8	43.6	45.7	47.8	
PM-AM-24	9.04%	0	22.9	28.3	38.7	42.2	48.1	50.9	53.5	
PM-AM-25	9.88%	0	18.7	21.1	28.6	36.6	45.2	52.4	55.1	
PM-AM-26	12.2%	0	9.28	15.5	22.5	30.8	44.9	50.0	54.2	

Fuente: Elaboración propia

La Figura 39 presenta las curvas cinéticas de disolución de Ag en un periodo de 72 horas, la disolución de Ag para cada muestra está representada en color plomo.

Figura 39

Curvas cinéticas de disolución de Ag



Fuente: Elaboración propia

A través de un promedio ponderado, considerando el factor de peso y la disolución por hora, se obtuvo la curva cinética de diseño para Ag, representada de color rojo oscuro. A las 72 horas de agitación, dicha curva alcanza una disolución del 57.3% de Ag.

La Tabla 20 presenta los resultados de consumo de NaCN, la muestra PM-AM-26 registró el consumo más alto con 2.44 kg/t y la muestra PM-AM-24 registró el menor consumo con 1.52 kg/t.

Tabla 20

Resultados de consumo de NaCN, kg/t

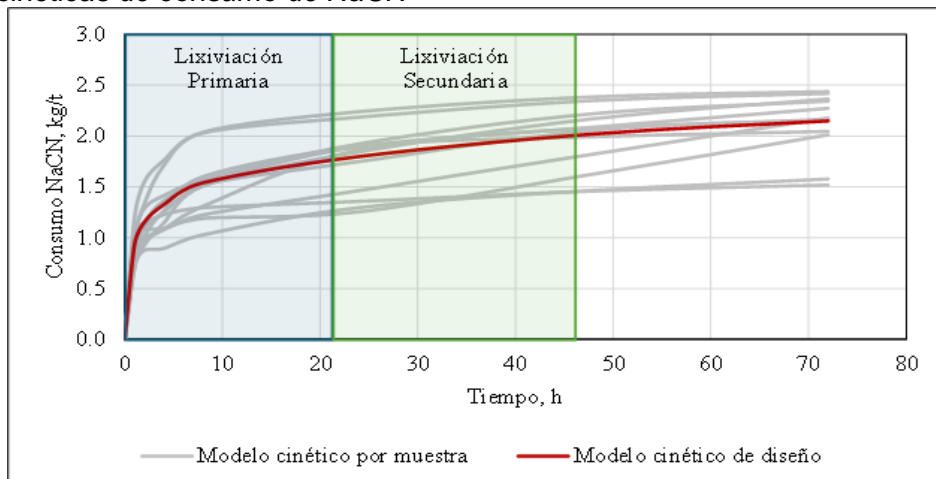
ID MUESTRA	FACTOR DE PESO %	CONSUMO NaCN, kg/t								
		0 h	1 h	2 h	4 h	8 h	24 h	48 h	72 h	
PM-IM-01	13.1%	0	0.95	1.15	1.36	1.53	1.75	2.06	2.17	
PM-IM-02	9.61%	0	1.20	1.55	1.76	2.03	2.19	2.35	2.42	
PM-IM-03	6.55%	0	0.90	1.00	1.08	1.22	1.46	1.82	2.18	
PM-IM-04	7.50%	0	0.82	0.97	1.08	1.31	1.87	2.08	2.16	
PM-IM-05	6.13%	0	0.74	0.88	0.90	1.03	1.30	1.47	1.58	
PM-IM-06	4.89%	0	1.03	1.08	1.09	1.19	1.25	1.63	2.01	
PM-AM-21	6.97%	0	0.71	1.01	1.26	1.60	1.90	2.09	2.27	
PM-AM-22	6.30%	0	0.71	0.93	1.14	1.51	1.85	2.17	2.37	
PM-AM-23	7.80%	0	0.81	1.10	1.25	1.51	1.89	1.99	2.05	
PM-AM-24	9.04%	0	1.08	1.14	1.23	1.30	1.36	1.46	1.52	
PM-AM-25	9.88%	0	1.02	1.29	1.41	1.57	1.92	2.22	2.34	
PM-AM-26	12.2%	0	0.99	1.33	1.71	2.04	2.24	2.39	2.44	

Fuente: Elaboración propia

La Figura 40 presenta las curvas cinéticas de consumo de NaCN en un periodo de 72 horas, el consumo de NaCN para cada muestra está representada en color plomo.

Figura 40

Curvas cinéticas de consumo de NaCN



Fuente: Elaboración propia

A partir de un promedio ponderado, considerando el factor de peso y el consumo de NaCN por hora, se obtuvo la curva cinética de diseño, representada de color rojo oscuro.

Los resultados de las pruebas indicaron que la mayor parte del Au y Ag se disuelven en la primera fase del proceso. En consecuencia, se estableció un tiempo de lixiviación de 47.3 horas.

La disolución de Zinc se excluyó en este estudio, ya que, independientemente de la muestra analizada, su disolución fue inferior al 0.8% y se consideró irrelevante para el análisis.

4.6.1 Evaluación de tanques agitadores de lixiviación

El área de lixiviación cianurada fue diseñada para operar a una capacidad de procesamiento de 2200 t/d.

La Tabla 21 presenta los parámetros empleados en el dimensionamiento de tanques.

Tabla 21

Parámetros para dimensionamiento de tanques agitadores

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR
Tonelaje	t/d	2200
Sólidos	%	50.0
Densidad sólidos	t/m ³	2.82
Densidad pulpa	t/m ³	1.48
Flujo pulpa	t/d	4400
Volumen pulpa	m ³ /h	2980

Fuente: Elaboración propia

La Tabla 22 presenta el dimensionamiento de los tanques agitadores, el cálculo del volumen efectivo para tanques de 10 m x 10.5 m y 10.5 m x 11 m, y la estimación del tiempo de residencia.

Tabla 22*Evaluación del tiempo de residencia en tanques agitadores*

PARÁMETRO	UNIDADES	TANQUE A	TANQUE B
Diámetro	m	10.0	10.5
Altura total	m	10.5	11.0
Altura libre	m	1.00	1.00
Altura efectiva	m	9.50	10.0
Volumen total	m ³	746	866
Retención de aire	%	8.00	8.00
Volumen efectivo	m ³	686	797
Volumen de pulpa	m ³ /h	125	125
Tiempo de residencia	h	5.47	6.35

Fuente: Elaboración propia

El número de tanques requeridos se fundamenta en el análisis de las curvas cinéticas de disolución. En la etapa de lixiviación primaria se emplearon cuatro tanques tipo A, alcanzando un tiempo de residencia de 21.9 horas, mientras que en la etapa de lixiviación secundaria se utilizaron cuatro tanques tipo B, alcanzando un tiempo de residencia total de 47.3 horas. Utilizando interpolación logarítmica aplicada a los resultados de disolución de Au, Ag y consumo de NaCN para un tiempo de residencia total de 47.3 horas, se obtuvo una disolución de 85.5% de Au, 52.6% de Ag y un consumo de NaCN de 2.02 kg/t.

4.6.2 Evaluación del espesador secundario (pre-lixiviación)

La evaluación se realizó mediante un inventario de oro (balance metalúrgico), se consideró un 55% de sólidos en el underflow del espesador. Los resultados se presentan en la Tabla 23.

Tabla 23*Evaluación del espesador intermedio (gold inventory)*

EQUIPOS	CON ESPESADOR SECUNDARIO		SIN ESPESADOR SECUNDARIO	
	Sólidos Au, g/t	Solución Au, mg/l	Sólidos Au, g/t	Solución Au, mg/l
Espesador primario	2.15	0	2.15	0
Tanque agitador 1	2.15	0.01	2.15	0.01
Tanque agitador 4	1.01	1.15	1.01	1.15
Espesador secundario	0.96	0.45	-	-
Tanque agitador 5	0.91	0.46	0.96	1.19
Tanque agitador 8	0.85	0.54	0.90	1.26
Espesador CCD 1	0.84	0.18	0.89	0.45
Espesador CCD 4	0.84	0.04	0.89	0.04

Fuente: Elaboración propia

El balance metalúrgico indicó que la incorporación del espesador secundario en una etapa intermedia de lixiviación reduce la cantidad de oro presente en sólidos y solución, lo que permite minimizar pérdidas en caso de derrames.

4.7 Resultados de las pruebas de sedimentación

Se evaluaron diez floculantes de distintos pesos moleculares, suministrados por proveedores como SNF, BASF y NALCO. Los resultados de las pruebas estáticas indicaron que el floculante Magnafloc 155 de BASF mostró el mejor desempeño, destacando por su velocidad de sedimentación. Sin embargo, para el diseño del circuito CCD y el dimensionamiento de los espesadores se consideró la velocidad de sedimentación para la pulpa en estado natural (sin adición de floculante). Los resultados de las pruebas en probeta se presentan en la Tabla 24, estos corresponden al promedio de la altura desplazada (en cm), obtenido a partir de cinco pruebas bajo las mismas condiciones.

Tabla 24

Resultados de las pruebas de sedimentación en probetas

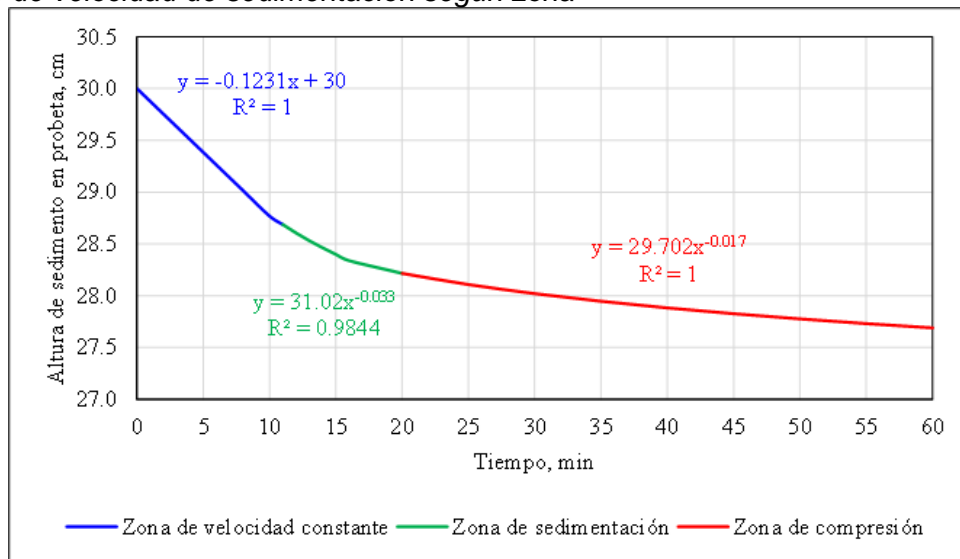
TIEMPO min	ALTURA DESPLAZADA cm	ALTURA EN PROBETA cm	VELOCIDAD cm/min	ZONA
0	0	30.0	0.123	
2	0.25	29.8	0.123	Velocidad constante
4	0.49	29.5	0.123	
6	0.74	29.3	0.123	
8	0.98	29.0	0.123	
12	1.39	28.6	0.078	Sedimentación
14	1.54	28.5	0.066	
16	1.66	28.3	0.058	
20	1.78	28.2	0.024	
30	1.98	28.0	0.016	Compresión
40	2.12	27.9	0.012	
50	2.22	27.8	0.010	
60	2.31	27.7	0.008	

Fuente: Elaboración propia

Del análisis de los resultados se identificaron tres zonas, caracterizadas por las diferentes velocidades de asentamiento: zona de velocidad constante, zona de sedimentación y zona de compresión. La Figura 41 presenta la curva de sedimentación obtenida a partir de dichas pruebas.

Figura 41

Modelo de velocidad de sedimentación según zona



Fuente: Elaboración propia

La velocidad de sedimentación en cada zona se determinó a partir del análisis de la curva experimental. Para ello, se obtuvo la ecuación exponencial correspondientes a los datos de cada tramo. Posteriormente, se obtuvo la derivada de la posición respecto al tiempo, lo que permitió calcular la velocidad de asentamiento. La Tabla 25 presenta el resumen de los valores obtenidos.

Tabla 25

Cálculo de la velocidad de asentamiento mediante análisis diferencial

ZONA	ECUACIÓN DE LA CURVA		DERIVADA DEL DESPLAZAMIENTO		VELOCIDAD, cm/min
	COEFICIENTE	EXPONENTE	COEFICIENTE	EXPONENTE	
Velocidad constante	-0.1231	1	0.121	0	0.0623
Sedimentación	31.02	-0.033	1.011	-1.033	0.0339
Compresión	29.702	-0.017	0.509	-1.017	0.0135

Fuente: Elaboración propia

La velocidad de asentamiento se determinó como el promedio de las velocidades de las tres zonas previamente descritas, alcanzando un valor de 0.0678 cm/min (0.1335 ft/h). La Tabla 26 presenta los parámetros considerados en el dimensionamiento y la selección del diámetro del espesador requerido para la operación, calculados a partir de la Ecuación (16).

Tabla 26*Estimación del diámetro requerido para espesadores CCD*

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR
Dilución en alimento	-	1.00
Dilución en underflow	-	0.818
Velocidad promedio	ft/h	0.1335
Área unitaria requerida	m ² /t/d	0.169
Tonelaje por procesar	t/d	2200
Área total requerida	m ²	372
Diámetro requerido	m	21.8
Factor de seguridad	-	1.05
Diámetro por instalar	m	23.0

Fuente: Elaboración propia

Se propuso instalar espesadores de 23.0 m de diámetro, capaces de procesar pulpas al 50% de sólidos y generar un underflow al 55%. Se requirió un sobredimensionamiento, el cual se justifica por la necesidad de prever futuras incrementos de tonelaje y el uso de floculantes.

4.7.1 Dimensionamiento de filtro prensa previo detox

Para la selección de las dimensiones del filtro prensa se consideró como referencia la tasa de filtrado de plantas de la región (0.159 t/h/m²), y que manejan una torta húmeda con una concentración de sólidos del 85% optimizando la remoción de solución para su recirculación. La estimación de las dimensiones se presenta en la Tabla 27.

Tabla 27:*Cálculo de las dimensiones del filtro prensa previo detox*

PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
Número de placas	-	60
Ancho de placa	m	2.50
Largo de placa	m	2.50
Porcentaje de área efectiva	%	76.6
Área de cámara	m ²	4.79
Área total por filtro prensa	m ²	574
Sólidos filtrados	t/d	2200
Tasa de filtrado	t/h/m ²	0.159

Fuente: Elaboración propia

4.8 Resultados de las pruebas de precipitación con zinc

Se recolectó muestras de solución del overflow del espesador 1 del circuito CCD. Una parte fue enviada directamente al laboratorio químico para el análisis de leyes, mientras que la fracción restante se sometió al proceso de precipitación con zinc, esta solución se filtró y también fue enviada para su análisis correspondiente. Los resultados de ambas mediciones se presentan en la Tabla 28.

Tabla 28

Resultados de las pruebas de precipitación con zinc

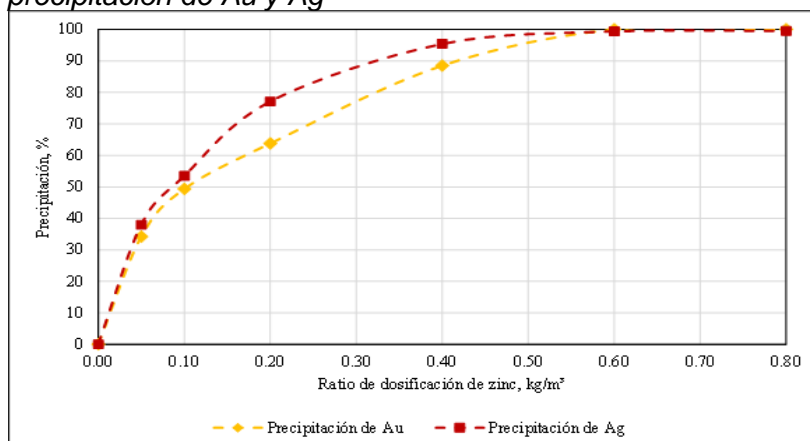
Dosificación de zinc, g	Ratio de dosificación, kg/m ³	Ley de cabeza Au, mg/l	Ley de colas Au, mg/l	Precipitación Au, %	Ley de cabeza Ag, mg/l	Ley de colas Ag, mg/l	Precipitación Ag, %
0.01	0.05	0.921	0.606	34.18	1.826	1.133	37.96
0.02	0.10	0.921	0.467	49.31	1.826	0.850	53.44
0.04	0.20	0.921	0.334	63.75	1.826	0.418	77.12
0.08	0.40	0.921	0.106	88.51	1.826	0.084	95.39
0.12	0.60	0.921	0	100.0	1.826	0.012	99.35
0.16	0.80	0.921	0	100.0	1.826	0.0089	99.51

Fuente: Elaboración propia

El ratio de dosificación de zinc, expresado como la cantidad de zinc (kg) añadido por metro cúbico de solución tratada en el proceso Merrill Crowe, mostró una relación directa con la eficiencia de precipitación, tendencia que se aprecia en la Figura 42. Con una dosificación de 0.05 kg/m³ se registraron las eficiencias de precipitación más bajas 34.18% para Au y 37.96% para Ag y con una dosificación de 0.80 kg/m³, se alcanzó una precipitación del 100% para Au y 99.51% para Ag.

Figura 42

Eficiencia de precipitación de Au y Ag



Fuente: Elaboración propia

El ratio de dosificación de zinc se determinó en función del punto en el que se alcanzó la máxima eficiencia de precipitación de oro (Au), evitando un exceso en la adición de zinc. Con una dosificación de 0.60 kg/m³ se obtuvo una precipitación del 100% de Au y del 99.35% de Ag.

4.8.1 Evaluación de filtros clarificadores

El circuito Merrill Crowe fue diseñado para operar con un ratio de lavado de 3, lo que corresponde al tratamiento de un caudal de solución de 6600 m³/d. Se planteó filtros clarificadores que operen en dos líneas paralelas, distribuyendo el caudal de solución en función de su área total. Se evaluó la implementación de filtros verticales de 33 y 22 hojas. Los cálculos del área total por número de hojas en los clarificadores, así como el caudal por línea se presentan en la Tabla 29.

Tabla 29

Cálculo del área efectiva de clarificadores y distribución de pulpa

PARÁMETRO	UNIDAD	CLARIFICADOR	
		1	2
Equipos operando	-	1	1
Número de hojas	-	33	22
Diámetro de hojas	m	1.22	1.22
Área unitaria	m ²	2.33	2.33
Área total	m ²	77.1	51.4
Distribución de caudal	%	60.0	40.0
Caudal por línea	m ³ /d	3960	2640

Fuente: Elaboración propia

Se propuso la instalación de cuatro filtros clarificadores, distribuidos en dos líneas de operación, en cada línea se consideró un filtro en operación y otro en stand-by, con el fin de garantizar la continuidad del proceso en caso de mantenimiento o fallas. Para la primera línea se propusieron filtros de 33 hojas, mientras que en la segunda línea se propusieron filtros de 22 hojas.

El caudal de solución a tratar es de 278 m³/h, a partir del cálculo del área efectiva de filtración, se obtuvo un área total de 128 m² entre los clarificadores de ambas líneas. Con esta información, se determinó el ratio de clarificación (relación entre el caudal y el

área total), obteniendo $2.16 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$, valor que se encuentra dentro del rango de operación actual.

4.8.2 Evaluación de filtros precipitadores

Se planteó la instalación de filtros prensa de igual capacidad, operando en líneas paralelas. El cálculo del área total de las placas correspondientes se presenta en la Tabla 30.

Tabla 30

Cálculo del área efectiva de filtros precipitadores

PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
Número de placas	-	39
Ancho de placa	m	1.50
Largo de placa	m	1.50
Porcentaje de área efectiva	%	76.6
Área de cámara	m^2	1.72
Área total por filtro prensa	m^2	134

Fuente: Elaboración propia

El caudal hacia los filtros precipitadores fue determinado en $278 \text{ m}^3/\text{h}$. Se propuso la instalación de tres filtros prensa ubicados en paralelo, dos en operación y uno en stand-by, proporcionando un área total efectiva de 269 m^2 en operación. Bajo este dimensionamiento, el ratio de filtración obtenido fue de $1.03 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$, valor dentro del rango de operación actual.

4.9 Resultados de las pruebas de detoxificación

La Tabla 31 presenta los resultados de las pruebas de destrucción del cianuro residual (CN WAD) en soluciones y sólidos provenientes de las colas del circuito de lixiviación.

Tabla 31

Resultados de las pruebas de detoxificación

TIEMPO DE OXIDACIÓN min	CN WAD, mg/l				
	SLM-01	SLM-02	SLM-03	SLM-04	SLM-05
0	298	234	286	197	263
15	152	116	213	142	203
30	119	94.9	142	127	124
60	91.5	69.2	81.5	102	83.8
90	75.0	36.3	56.9	87.5	68.1
120	37.5	12.0	32.2	61.5	44.7
150	3.00	<0,05	21.7	29.8	17.9
180	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05
210	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05

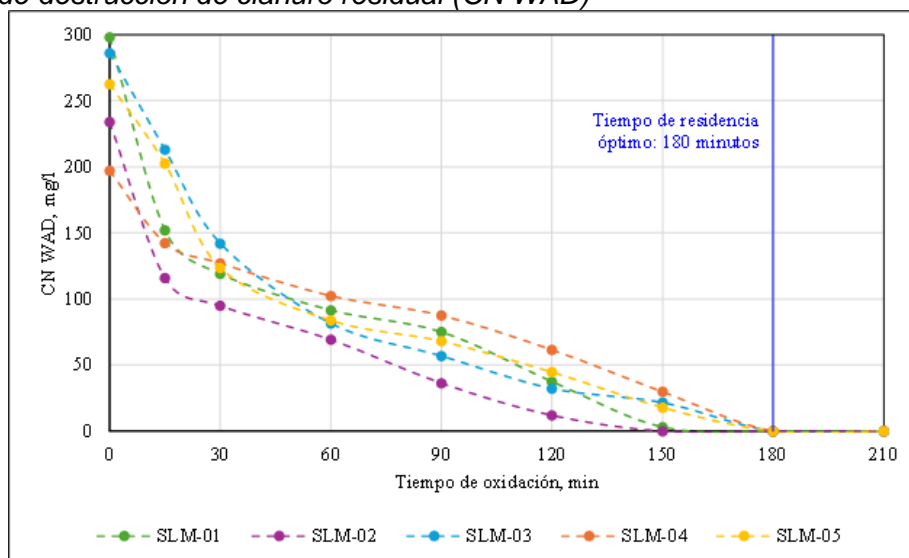
Fuente: Elaboración propia

Estos resultados permitieron determinar el tiempo óptimo de residencia de 3 horas, suficiente para reducir la concentración de cianuro a niveles inferiores a 1 ppm. Este es un parámetro clave para el diseño y dimensionamiento del circuito de detoxificación.

La Figura 43 muestra gráficamente el proceso de destrucción del cianuro, evidencia la disminución progresiva de la concentración de CN WAD en función del tiempo de residencia.

Figura 43

Cinética de destrucción de cianuro residual (CN WAD)



Fuente: Elaboración propia

4.9.1 Dimensionamiento de tanques de detoxificación

El área de detoxificación fue diseñada para tratar las colas del proceso de lixiviación cianurada y operar con un caudal de pulpa de 3469 m³/d. La Tabla 32 presenta el dimensionamiento del tanque de detoxificación necesario para alcanzar el tiempo de residencia óptimo de 3 horas.

Tabla 32

Dimensionamiento de tanques para detoxificación

PARÁMETRO	UNIDAD	TANQUE
Diámetro	m	8.25
Altura total	m	10.0
Altura libre	m	1.00
Altura efectiva	m	9.00
Volumen total	m ³	481
Retención de aire	%	8.00
Volumen efectivo	m ³	443
Volumen de pulpa	m ³ /h	146
Tiempo de residencia	h	3.03

Fuente: Elaboración propia

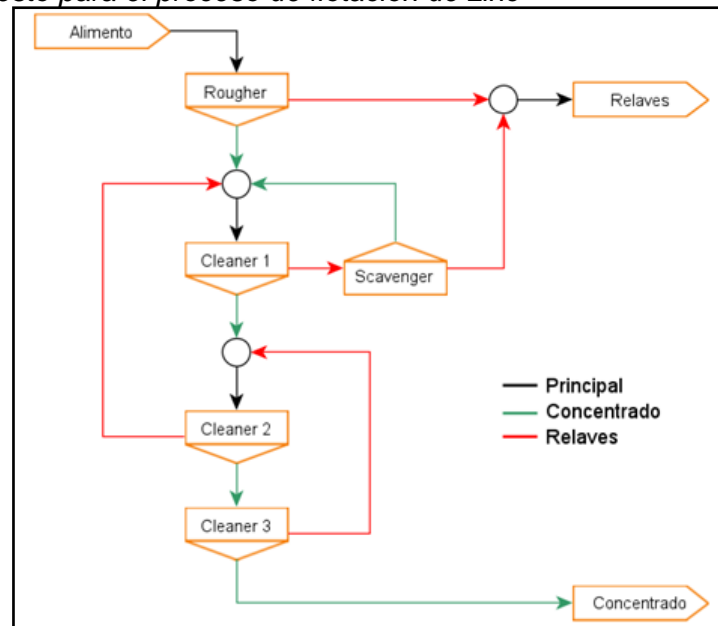
Se propuso la instalación de dos tanques de iguales dimensiones (8.25 m x 10 m), uno en operación y otro en stand-by. Esta configuración permite mantener el tiempo de residencia de 3 horas incluso durante paradas por mantenimiento, asegurando la continuidad del proceso de detoxificación.

4.10 Resultados de las pruebas de flotación de zinc

En las pruebas de flotación de zinc se evaluaron diversos esquemas de procesamiento; sin embargo, debido a los resultados favorables obtenidos en circuito cerrado, se optó por este diseño, cuyo diagrama se muestra en la Figura 44.

Figura 44

Esquema propuesto para el proceso de flotación de zinc



Fuente: Elaboración propia

A partir de este circuito se elaboró un balance de masa considerando una alimentación de 2200 t/d, que incluyó no solo el tratamiento del mineral fresco, sino también los relaves acumulados.

La Tabla 33 presenta los resultados del análisis de leyes obtenidos en la etapa Rougher.

Tabla 33

Balance metalúrgico – Rougher

ROUGHER	PESO g	PESO %	LEYES ENSAYADAS			CONTENIDO METÁLICO g			RECUPERACIÓN, %		
			Au, g/t	Ag, g/t	Zn, %	Au	Ag	Zn	Au	Ag	Zn
Cabeza	1000	100	0.44	4.89	2.96	0.44	4.89	29.6	100	100	100
Concentrado	149	14.9	2.24	23.6	18.5	0.33	3.52	27.5	75.0	72.0	93.0
Relave	851	85.1	-	-	-	-	-	-	25.0	28.0	7.00

Fuente: Elaboración propia

Los resultados mostraron que el 14.9% de masa de la alimentación fue recuperada en el concentrado, el cual alcanzó una ley de 18.5% de zinc, logrando una recuperación del 93.0% del zinc contenido en la alimentación. El 7.0% restante será dispuesto en una nueva presa de relaves.

La Tabla 34 presenta los resultados del análisis de leyes obtenidos en la etapa Cleaner 1.

Tabla 34

Balance metalúrgico – Cleaner 1

CLEANER 1	PESO g	PESO %	LEYES ENSAYADAS			CONTENIDO METÁLICO g			RECUPERACIÓN %		
			Au, g/t	Ag, g/t	Zn, %	Au	Ag	Zn	Au	Ag	Zn
			Cabeza	1000	100	2.57	26.4	16.0	2.57	26.4	160
Concentrado	385	38.5	4.07	40.5	39.1	1.57	15.6	151	61.0	59.0	94.1
Relave	615	61.5	-	-	-	-	-	-	39.0	41.0	5.90

Fuente: Elaboración propia

Los resultados de la primera etapa de limpieza mostraron que el 38.5% de masa de la alimentación fue recuperada en el concentrado, el cual alcanzó una ley de 39.1% de zinc, logrando una recuperación del 94.1% del zinc contenido en la alimentación.

La Tabla 35 presenta los resultados del análisis de leyes obtenidos en la etapa Cleaner 2.

Tabla 35

Balance metalúrgico – Cleaner 2

CLEANER 2	PESO g	PESO %	LEYES ENSAYADAS			CONTENIDO METÁLICO g			RECUPERACIÓN %		
			Au, g/t	Ag, g/t	Zn, %	Au	Ag	Zn	Au	Ag	Zn
			Cabeza	1000	100	4.00	40.6	31.1	4.00	40.6	311
Concentrado	780	78.0	4.05	41.6	36.2	3.16	32.5	283	79.0	80.0	91.0
Relave	220	22.0	-	-	-	-	-	-	21.0	20.0	9.00

Fuente: Elaboración propia

Los resultados de la segunda etapa de limpieza mostraron que el 78.0% de masa de la alimentación fue recuperada en el concentrado, alcanzando una ley de 36.2% de zinc, logrando una recuperación del 91.0% del zinc contenido en la alimentación.

La Tabla 36 presenta los resultados del análisis de leyes obtenidos en la etapa Cleaner 3.

Tabla 36*Balance metalúrgico – Cleaner 3*

CLEANER 3	PESO g	PESO %	LEYES ENSAYADAS			CONTENIDO METÁLICO g			RECUPERACIÓN %		
			Au, g/t	Ag, g/t	Zn, %	Au	Ag	Zn	Au	Ag	Zn
Cabeza	1000	100	4.05	41.6	36.2	4.05	41.6	362	100	100	100
Concentrado	550	55.0	4.20	42.4	52.7	2.31	23.3	290	57.0	56.0	80.0
Relave	450	45.0	-	-	-	-	-	-	43.0	44.0	20.0

Fuente: Elaboración propia

Los resultados de la tercera etapa de limpieza (correspondiente a la obtención del concentrado final de zinc) determinaron que el 55.0% de masa de la alimentación fue recuperada en el concentrado, el cual alcanzó una ley de 52.7% de zinc, logrando una recuperación del 80.0% del zinc contenido en la alimentación.

La Tabla 37 presenta los resultados del análisis de leyes obtenidos en la etapa Scavenger.

Tabla 37*Balance metalúrgico – Scavenger*

SCAVENGER	PESO g	PESO %	LEYES ENSAYADAS			CONTENIDO METÁLICO g			RECUPERACIÓN %		
			Au, g/t	Ag, g/t	Zn, %	Au	Ag	Zn	Au	Ag	Zn
Cabeza	1000	100	1.63	17.6	1.54	1.63	17.6	15.4	100	100	100
Concentrado	199	19.9	3.28	32.5	4.55	0.65	6.47	9.05	40.0	36.7	58.9
Relave	801	80.1	-	-	-	-	-	-	60.0	63.3	41.1

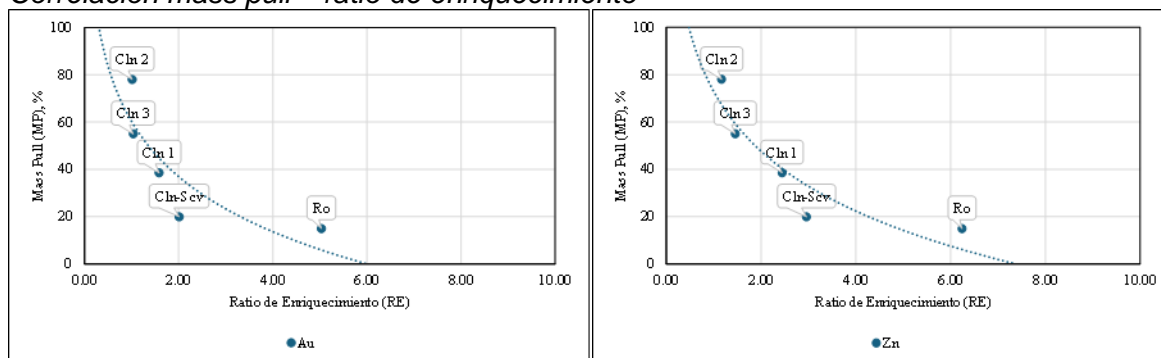
Fuente: Elaboración propia

En la etapa de barrido (scavenger), se recuperó el 19.9% de la masa de la alimentación en el concentrado, con una ley de 4.55 % de zinc, lo que representó una recuperación del 58.9% del zinc contenido en la alimentación. Los relaves finales generados en esta etapa corresponden al 80.1% de la masa de alimentación y serán dispuestos en una nueva presa de relaves.

La Figura 45 presenta la variación del ratio de enriquecimiento en función del mass pull.

Figura 45

Correlación mass pull – ratio de enriquecimiento



Fuente: Elaboración propia

Las curvas obtenidas reflejaron la tendencia característica de los procesos de flotación. A medida que incrementa el mass pull (porcentaje de masa de la alimentación que pasa al concentrado), el ratio de enriquecimiento disminuye, debido a la incorporación de mayor cantidad de ganga en el concentrado. En contraste, con bajos valores de mass pull se obtienen concentrados de mayor ley, por ende, un ratio de enriquecimiento elevado (con menor recuperación global).

La Tabla 38 presenta un resumen de los parámetros determinados en las pruebas de flotación de zinc por cada etapa, los cuales fueron utilizados para el desarrollo del balance metalúrgico y se usaron como referencia para el dimensionamiento de las celdas de flotación.

Tabla 38

Resumen de los parámetros determinados en las pruebas de flotación

PARÁMETROS	UNIDADES	ROUGHER	CLEANER 1	CLEANER 2	CLEANER 3	SCAVENGER
Sólidos en el alimento	%	32.0	27.5	25.8	26.8	26.4
Mass Pull (MP)	%	14.9	38.5	78.0	55.0	19.9
SG en concentrado	g/ml	2.84	2.85	2.88	2.89	2.84
Tiempo de residencia	min	9.18	13.6	12.8	15.5	18.1
Sólidos en concentrado	%	28.0	29.6	29.0	32.0	70.1

Fuente: Elaboración propia

4.10.1 Validación de resultados mediante ensaye de relaves

Con el objetivo de validar los resultados y asegurar su confiabilidad, se enviaron muestras de los relaves obtenidos al laboratorio químico para el análisis de leyes. La Tabla 39 presenta las leyes reportadas, los cuales se contrastaron con las leyes calculadas a partir de los balances metalúrgicos de cada etapa.

Tabla 39

Resultado de leyes de los relaves de flotación (experimental – calculado)

ETAPAS	Ley Au, g/t		Ley Ag, g/t		Ley Zn, %	
	EXPERIMENTAL	CALCULADO	EXPERIMENTAL	CALCULADO	EXPERIMENTAL	CALCULADO
Rougher	0.15	0.13	1.89	1.61	0.27	0.24
Cleaner 1	1.77	1.63	19.8	17.6	1.52	1.54
Cleaner 2	3.69	3.82	41.9	36.9	11.6	12.7
Cleaner 3	3.91	3.87	38.0	40.7	16.9	16.1
Scavenger	1.25	1.22	12.8	13.9	0.86	0.79

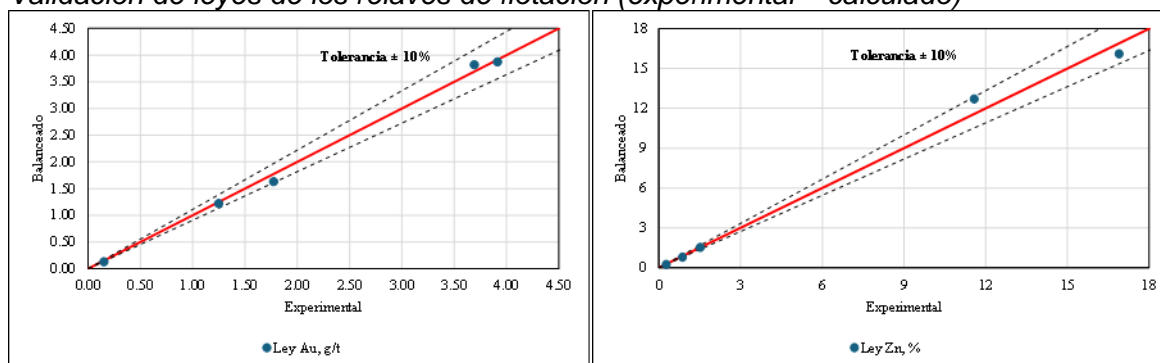
Fuente: Elaboración propia

Las menores leyes de Au, Ag y Zn, tanto experimentales como calculadas, se registran en la etapa Rougher, mientras que las mayores se presentan en la etapa Cleaner 3, reflejando la tendencia típica de los procesos de flotación.

La Figura 46 se utilizó para comparar las leyes experimentales reportados por laboratorio químico y los obtenidos a partir de los balances metalúrgicos.

Figura 46

Validación de leyes de los relaves de flotación (experimental – calculado)



Fuente: Elaboración propia

Los resultados para oro (Au) y zinc (Zn) se encontraron dentro del rango de tolerancia aceptable de $\pm 10\%$, delimitado por las líneas punteadas. En ambos casos, la comparación entre los valores experimentales y calculados muestra consistencia en la estimación.

4.10.2 Dimensionamiento de celdas de flotación de zinc

Las celdas de flotación se eligieron según los catálogos de equipos de Metso. Los resultados del tiempo de residencia en cada etapa se presentan en la Tabla 40 y el cálculo se realizó usando los datos del balance de masa para una alimentación fresca de 2200 t/d.

Tabla 40

Cálculo del tiempo de residencia en celdas de flotación

PARÁMETRO	UNIDAD	ROUGHER	CLEANER 1	CLEANER 2	SCAVENGER	CLEANER 3
Modelo	-	TankCell e20	TankCell e10	TankCell e5	TankCell e10	Columna
Volumen efectivo	m ³	20.0	10.0	5.00	10.0	26.7
Número de celdas	-	6.00	4.00	4.00	3.00	1.00
Volumen total	m ³	120	40.0	20.0	30.0	26.7
Pulpa de alimentación	m ³ /h	230	55.1	35.3	35.7	25.1
Tiempo de residencia	min	31.4	43.5	34.0	50.4	63.9

Fuente: Elaboración propia

Los tiempos de residencia calculados, en relación con los determinados en el laboratorio, (calculado/experimental) se encontraron en el rango de 2.5 a 3.5, valores que cumplen lo establecido teóricamente. Con base en estos resultados se realizó la selección del número de celdas de flotación.

4.10.3 Dimensionamiento de espesadores de concentrados y relaves

La selección de los diámetros de los espesadores, tanto de concentrados de zinc como de relaves, se realizó mediante un sobredimensionamiento debido a que no se obtuvo una cantidad suficiente de muestras para realizar las pruebas correspondientes. Se tomó como referencia la velocidad promedio de sedimentación de plantas de la región que procesan zinc (0.853 ft/h). Para ambos casos, se consideró un 32.0% de sólidos en el alimento (dilución de 2.125) y un 55.0% de sólidos en el underflow (dilución de 1.0).

Empleando la Ecuación (16) se determinó que el diámetro requerido es de 5 m para el espesador de concentrados y de 23 m para el espesador de relaves.

4.10.4 Dimensionamiento de filtro de concentrados de zinc

Para la selección de las dimensiones del filtro prensa se tomó como referencia la tasa de filtrado de plantas de la región que operan con filtros y que procesan zinc (0.151 t/h/m²). La estimación de las dimensiones se presenta en la Tabla 41.

Tabla 41

Cálculo de las dimensiones del filtro prensa de concentrados zinc

PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR
Número de placas	-	30
Ancho de placa	m	1.20
Largo de placa	m	1.20
Porcentaje de área efectiva	%	76.6
Área de cámara	m ²	1.10
Área total por filtro prensa	m ²	66.1
Sólidos filtrados	t/h	10.0
Tasa de filtrado	t/h/m ²	0.151

Fuente: Elaboración propia

Conclusiones

La implementación de los equipos propuestos permite procesar el ratio de alimentación objetivo de 2200 t/d de manera eficiente, manteniendo e incrementando los parámetros operativos habituales de la planta concentradora, asegurando la continuidad operativa y contribuyendo a reducir los costos de mantenimiento.

La instalación de una trituradora de mandíbulas C106, el incremento a 13.2 horas efectivas de operación en trituración y la incorporación de un molino SAG como molienda primaria permite simplificar el circuito de trituración a una sola etapa. Esta mejora operacional permitió alcanzar un ratio de reducción en trituración de 3.24 y obtener un producto con tamaño de partícula P80 de 86.7 mm. Reducir el número de equipos en operación disminuye el consumo energético por tonelada tratada. La reducción de equipos disminuye el consumo energético por tonelada tratada y genera condiciones favorables para futuras ampliaciones.

La caracterización de la dureza del mineral evidenció un incremento en el Work Index. En comparación con datos públicos de otras unidades mineras, las muestras analizadas presentan baja variabilidad en el rango de dureza clasificado como “duro” a “muy duro”, mientras que los estudios previos de diseño lo habían clasificado únicamente como “duro”. No obstante, el circuito de molienda logra una reducción efectiva del mineral, alcanzando un tamaño de partícula de 73.26 μm en el overflow del nido de hidrociclones, cumpliendo con las condiciones de operación establecidas.

El incremento del tiempo de residencia en los tanques de lixiviación a 47.3 horas permitió mantener los parámetros operativos dentro de lo esperado, alcanzando una disolución de 85.5% para el oro y 52.6% para la plata. Este ajuste ocasiona un incremento de 0.01 g/t en el consumo de NaCN; sin embargo, este resultado es económicamente favorable, ya que la mejora en la recuperación compensa el costo adicional de reactivo. En consecuencia, el proceso mantiene su rentabilidad y garantiza la capacidad de alcanzar progresivamente el tonelaje de diseño de 2200 t/d con los ocho tanques propuestos.

La incorporación de un espesador de pre-lixiviación disminuye la cantidad de oro residiendo en los procesos, reduciendo el riesgo de pérdidas por derrames y optimizando la producción al permitir una recuperación más rápida en menor tiempo operativo. Asimismo, favorece la recirculación de cianuro en solución y reduce su consumo, evitando excesos en el proceso de detoxificación y disminuyendo los costos operativos, generando un beneficio económico.

En el circuito Merrill Crowe se estableció la dosificación óptima de zinc de 0.60 kg/m³, cantidad de zinc (kg) añadido por metro cúbico de solución rica tratada en el proceso Merrill Crowe, con el cual se alcanzó una precipitación del 100% de Au y 99.35% de Ag. Esta dosificación permite evitar pérdidas asociadas a la adición en exceso de zinc y corresponde a una preparación de 4.277 t/d.

La implementación de la etapa de detoxificación permite reducir la concentración de cianuro residual (CN WAD) a valores inferiores a 1 ppm en un tiempo óptimo de 3 horas, garantizando una adecuada destrucción del cianuro. Asimismo, permite el tratamiento de relaves acumulados con una ley de 2.96% de zinc, los cuales al ser procesados mediante etapas sucesivas de flotación, alcanzarían un concentrado final con una ley de 52.7% de zinc, apto para su comercialización.

La incorporación del filtro prensa previo al proceso de detoxificación permite el retorno de la solución rica en oro y cianuro, generando un beneficio económico que se maximiza al incrementar el caudal de solución filtrada que es recirculada al circuito de decantación en contracorriente. Además, disminuye la concentración de cianuro en la solución enviada a detoxificación y reduce los costos de tratamiento.

El dimensionamiento de los equipos bajo escenarios de mayor exigencia (críticos) constituye la alternativa más adecuada, ya que, aunque estas condiciones no se presenten con frecuencia, permite asegurar la continuidad operativa. La elección del percentil 80 resulta apropiada, pues representa un escenario suficientemente exigente para cubrir las variaciones del mineral, sin sobredimensionar innecesariamente los equipos. De este modo, la planta se mantiene preparada para procesar minerales en condiciones críticas.

Recomendaciones

Continuar con las evaluaciones en molienda usando el software JKSimMet, con el fin de desarrollar un modelo predictivo confiable del comportamiento del circuito, que permita realizar simulaciones futuras y apoyar la planificación operativa. En caso de que el mineral presente variaciones en la dureza y/o granulometría, será fundamental efectuar ajustes en el diseño de operación del circuito, con el objetivo de mejorar la eficiencia energética y optimizar el rendimiento en molienda.

Realizar pruebas a escala piloto con una duración de dos días de operación, a fin de validar los resultados obtenidos en las pruebas de detoxificación y flotación de zinc. Esta prueba permitirá evaluar el comportamiento de las operaciones unitarias en condiciones de operación continua y a mayor escala.

Realizar pruebas de espesamiento y filtrado con concentrado de zinc obtenido a partir de la prueba piloto propuesta. Esto debido a que, en las pruebas metalúrgicas realizadas, no se logró obtener una cantidad suficiente de concentrado final que permitiera llevar a cabo dichos ensayos.

Implementar un sistema de monitoreo continuo que permita evaluar en tiempo real las condiciones de operación, complementado con un programa de capacitación integral para el personal, de modo que puedan responder adecuadamente ante variaciones críticas de operación y facilitar la toma de decisiones.

Referencias bibliográficas

- Acuña, M. (2025). *Estudio del proceso de flotación Cleaner en división Chuquicamata, Codelco* (Informe de memoria de título, Universidad de Concepción).
- Angove, J. E., & Acar, S. (2016). *Metallurgical Test Work: Gold Processing Options, Physical Ore Properties, and Cyanide Management*. In *Gold ore processing* (pp. 131-140). Elsevier.
- Apari Vásquez, W. M. (2019). *Evaluación del comportamiento metalúrgico a minerales de Cu y Mo para la determinación del proceso de flotación en el Proyecto Minero Magistral en Pallasca–Ancash-2019*.
- Armas Calixto, H. E., & Poma Blanco, J. L. (2013). *Evaluación del consumo de energía eléctrica en la operación de conminución de la planta concentradora de huari-UNCP*.
- Austin, L., & Concha, F. (1994). *Diseño y Simulación de Circuitos de Molienda y Clasificación*. Concepción, Chile: CYTED
- Bustamante Rúa, O., Chica Osorio, L. M., & Manuel Alejandro, O. A. (2009). *Optimización de circuitos de molienda húmeda de suspensiones polimineraleas: retos en el análisis de variables, simulación y control de procesos*.
- Calcina Abanto, I. S. (2019). *Propuesta de mejora de la recuperación de oro a través del proceso de Merrill Crowe en el área de desorción de la planta La Joya Mining SAC*.
- Chi, G., Fuerstenau, M. C., & Anderson, P. A. (1997). *Study of Merrill-Crowe processing. Part II: Regression analysis of plant operating data*. *International journal of mineral processing*, 49(3-4), 185-192.
- Córdova Mendoza, J. M. (2010). *Rediseño de un modelo operativo existente que permita asegurar la eficiencia en la recuperación de oro y plata lixiviados dentro de un proceso de minería con decantación o contracorriente* (Doctoral dissertation, Universidad del Valle de Guatemala).

- Cortes, W. N. (2023). *Recuperación de feldespatos mediante flotación de relaves mineros procedentes de Planta Coemin.*
- Cristobal Lara, W. T., & Huatuco Cuestas, J. J. (2012). *Determinacion del work index según la teoria de e. Bond mediante pruebas de moliendabilidad de sulfuros para el control de la etapa de molienda a nivel de laboratorio en la facultad de Ingeniería Química–UNCP.*
- Delgado Robles, C. R. (2013). *Evaluación de un cambio tecnológico para el procesamiento de minerales de alta pureza.*
- Echavaudis Chavez, E. X., & Perez Laura, Y. C. (2017). *Determinación del tamaño de partícula óptima en molienda para la concentración por flotación de sulfuro de plomo a partir de un mineral polimetálico.*
- Estay, B. M. (2016). *Caracterización De La Chancabilidad De Rocas Mineralizadas Provenientes Del Proyecto Chuquicamata Subterránea* (Master's thesis, Pontificia Universidad Católica de Chile (Chile)).
- Fernández Pérez, B. (2007). *Desarrollo de un nuevo método para la eliminación de cianuro de aguas residuales de mina.*
- Ferrer, Guillermo, H. M. (2019). *Caracterización y tratamiento por cianuración de sulfuros para la recuperación de oro en Quío–Ambo–Huánuco-2019.*
- Galicio Torrecillas, J. C., & Vega Sanabria, A. F. (2023). *Estudio de las variables de flotación sobre la ley y recuperación de cobre en el concentrado de un mineral proveniente de la zona mineralizada de San Mateo.*
- García Campoverde, J. L., & Muñoz Diaz, J. S. (2020). *Análisis de eficiencia de molienda seca sag para una mena de sulfuros* (Bachelor's thesis, Universidad del Azuay).
- Guarnizo Ruiz, J. D., & Saa Cardona, L. N. (2022). *Análisis de alternativas para la remoción del cianuro presente en los efluentes de los relaves de minas auríferas.*
- Guo, B., Peng, Y., & Espinosa-Gomez, R. (2014). *Cyanide chemistry and its effect on mineral flotation.* Minerals Engineering, 66, 25-32.

- Gupta, A., & Yan, D. S. (2006). *Mineral Processing Design and Operations, An Introduction. First Edition*, ELSEVIER, UK.
- Gutierrez, L., & Sepulveda, J. (1986). *Dimensionamiento y Optimización de plantas concentradoras mediante técnicas de modelación matemática*. Santiago de Chile: Verman.
- Hukki, R. T. (1975). *The principles of comminution: An analytical summary*.
- Jun, Z., Zhi-zhong, M., & Run-da, J. (2015). *Real-time optimization based on SCFO for gold cyanidation leaching process*. Chemical Engineering Science, 134, 467-476.
- Lastra, G., Jokovic, V., & Kanchibotla, S. (2021). *Understanding the impact of geotechnical ore properties and blast design on comminution circuits using simulations*. Minerals Engineering, 170, 107001.
- Leung, K. (1988). *An energy based, ore specific model for autogenous and semi-autogenous grinding mills*. PhD Thesis, University of Queensland (JKMRC).
- López Velasquez, S. (2025). *Modelación Matemática del Proceso Planta de Beneficio Maria Dama Para la Expansión de 2000 a 3000 TPD en los Procesos de Molienda, Flotación, Lixiviación y Merrill Crowe. Semestre de Industria*.
- Makoba, M. (2013). *Zinc precipitation on gold recovery*.
- Manzaneda Cabala, J. (2005). *PROCESAMIENTO DE MINERALES*.
- Marquina Araujo, J. J., Briceño Contreras, S. K., Briceño Neyra, J., Salinas Murga, M. A., Vega-Gonzalez, J. A., Cotrina Teatino, M. A., & GOMEZ HURTADO, W. C. (2023). *Technological advancement of equipment for the comminution of minerals*. LACCEI, 1(8).
- Metso. (2019). Q&A: *Bruno simulation software for optimizing aggregate production*.
- Metso Outotec. (2022). *Trituradoras giratorias primarias Superior™ MKIII*.
- Misari, Fidel S. (1993). *Metalurgia del Oro*. Centro de estudios y promoción en ciencias de la tierra CEPECT
- Morrell, S., Napier-Munn, T. J., & Andersen, J. S. (1992). *The prediction of power draw in comminution machines*.

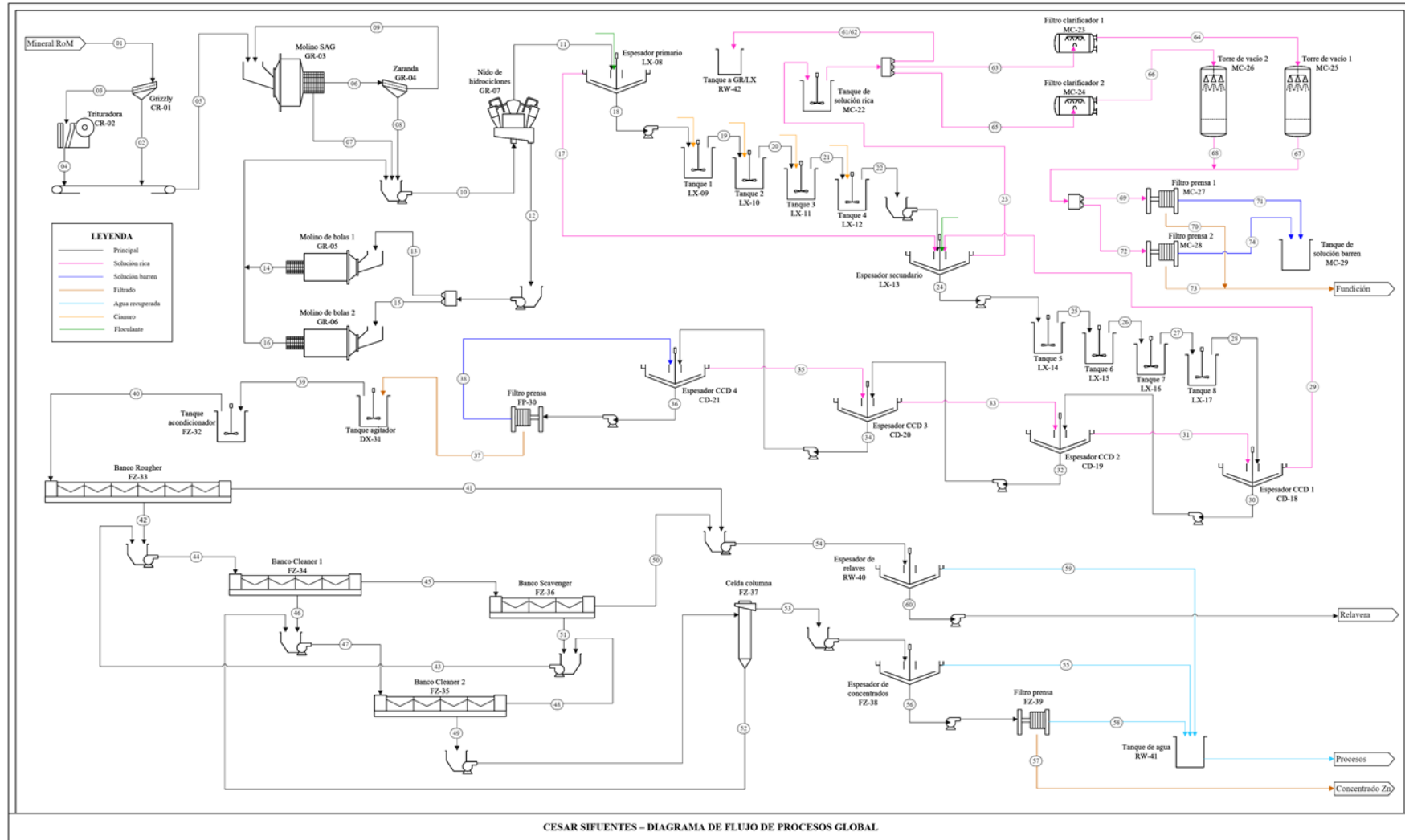
- Napier-Munn, T. J., Morrell, S., Morrison, R. D., & Kojovic, T. (1996). *Mineral comminution circuits: their operation and optimisation*.
- Naula Ruilova, N. A. (2024). *Análisis de la cinética de flotación de minerales arcillosos variando la cantidad de colectores y pH implementados en el proceso de flotación perteneciente a la zona de estudio* (Master's thesis, Universidad del Azuay).
- Quispe Medina, L. M. (2015). *Evaluación del proceso de clarificación y des aireación de la solución rica en el oro para el proceso Merrill Crowe*.
- Quispe Zegarra, P. A. (2019). *Evaluación del circuito de conminución para mejorar el mineral fino particulado en la empresa EMC Green Group-planta Yacari*.
- Quiroz Núñez, I. (1986). *Ingeniería metalurgica operaciones unitarias en procesamiento de minerales*.
- Rojas Rupay, R. R. (2019). *Incremento de throughput en la etapa de molienda SAG, para la optimización de las variables de la función selección y fractura, en la Compañía Minera Antamina SA-2019*.
- Rojas López, C., Rodríguez Godoy, C., & Moncada Merino, M. (2024). *Fuerzas de chancado y su relación con el desgaste en un chancador primario*.
- Romero, A., Flores, S., & Arévalo, W. (2009). *Análisis granulométrico para la producción industrial del cobre a partir de la calcopirita*. *Industrial data*, 12(2), 21-26.
- Saba, M., MohammadYousefi, A., Rashchi, F., & Moghaddam, J. (2011). *Diagnostic pre-treatment procedure for simultaneous cyanide leaching of gold and silver from a refractory gold/silver ore*. *Minerals Engineering*, 24(15), 1703-1709.
- Sanchez, J. (2019). *Esquema de un Molino SAG*.
- Sanchidrián, J. A., Ouchterlony, F., Segarra, P., & Moser, P. (2014). *Size distribution functions for rock fragments*. *International Journal of Rock Mechanics and Mining Sciences*, 71, 381-394.
- Schwarz, S., & Richardson, J. M. (2013, February). *Modeling and simulation of mineral processing circuits using Jksimmet and Jksimfloat*. In *SME Annual Meeting* (pp. 1-7). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration (SME) Denver.

- Segura Pavez, J. V. A. (2016). *Optimización de tamaños de transferencia en chancado y molienda Sewell mediante simulación de procesos. Codelco Division El Teniente.*
- Soto Cahuana, A. E. (2021). *Evaluación de la cianuración de concentrados de oro y plata.*
- Torre Medina, D. E. (2020). *Estudio y diagnóstico de tiempos muertos en la etapa de trituración primaria de la concentradora C2 de Sociedad Minera Cerro Verde, Arequipa-Perú.*
- Treybal, R. (1986). *Operaciones de Transferencia de Masa.* 2da edición. México D.F. McGraw Hill.
- Valenzuela, J., Parga, J., & Salvador, A. (2011). *Hidrometalurgia del oro: Extracción por solventes.* Editorial Académica Española.
- Vargas Ospina, J. E. (2016). *Determinación de la mejor práctica industrial en el tratamiento de aguas cianuradas y propuesta de optimización.*
- Wills, B. A. and T. Napier-Munn (2006). *Wills' Mineral Processing Technology: An Introduction to the Practical Aspects of Ore Treatment and Mineral Recovery.* Oxford, Butterworth-Heinemann.
- Wu, F., Ma, L., Zhao, G., & Wang, Z. (2021). *Chamber optimization for comprehensive improvement of cone crusher productivity and product quality.* Mathematical problems in engineering.
- Yianatos B., J. (2005). *Flotación de minerales.*
- Zumaran Ferrofin, D. M. (2017). *Evaluación de la influencia de las variables en la distribución granulométrica del producto de molienda por bolas de minerales mediante diseños experimentales.*

Anexos

	Pág.
Anexo 1: Diagrama de flujo de procesos global para tratamiento de 2200 t/d.....	1
Anexo 2: Equipos principales para procesamiento de 2200 t/d.....	2
Anexo 3: Balance metalúrgico de trituración.....	3
Anexo 4: Balance metalúrgico de molienda.....	4
Anexo 5: Balance metalúrgico de lixiviación.....	5
Anexo 6: Balance metalúrgico de decantación (CCD), filtro y detoxificación.....	6
Anexo 7: Balance metalúrgico de flotación de zinc.....	7
Anexo 8: Balance metalúrgico separación sólido – líquido.....	8
Anexo 9: Balance metalúrgico Merrill Crowe.....	9
Anexo 10: Filtro prensa Larox® FFP de Metso.....	10
Anexo 11: Celda de flotación TankCell® de Metso.....	11

Anexo 1: Diagrama de flujo de procesos global para tratamiento de 2200 t/d



Anexo 2: Equipos principales para procesamiento de 2200 t/d

ÁREA	ID	EQUIPO	CARACTERÍSTICAS	N° EQUIPOS	POTENCIA kW
CR	CR-01	Grizzly Scalper	Modelo: VG527-2V	1	15
CR	CR-02	Trituradora	Modelo: C106 (Mandíbula)	1	110
GR	GR-03	Molino SAG	16.4 ft x 8.20 ft	1	1000
GR	GR-04	Zaranda Derrick	1.2 m x 3 m	1	15
GR	GR-05/06	Molino de bolas	11.81 ft x 20.67 ft	2	1250
GR	GR-07	Hidrociclón	Diámetro: 15 in	4	-
LX	LX-08	Espesador primario	Diámetro: 23 m	1	10
LX	LX-09/10/11/12	Tanque agitador (Lix 1)	10 m x 10.5 m	4	45
LX	LX-13	Espesador secundario	Diámetro: 23 m	1	10
LX	LX-14/15/16/17	Tanque agitador (Lix 2)	10.5 m x 11 m	4	55
CD	CD-18/19/20/21	Espesador CCD	Diámetro: 23 m	4	10
MC	MC-22	Tanque de solución rica	-	1	-
MC	MC-23	Filtro clarificador 1	N° hojas: 33	2	-
MC	MC-24	Filtro clarificador 2	N° hojas: 22	2	-
MC	MC-25/26	Torre de vacío	Diámetro: 1.40 m	2	-
MC	MC-27/28	Filtro prensa	1.5 m x 1.5 m (39 placas)	3	-
MC	MC-29	Tanque de solución barren	-	1	-
FP	FP-30	Filtro prensa	2.5 m x 2.5 m (60 placas)	1	-
DX	DX-31	Tanque agitador	8.25 m x 10 m	2	35
FZ	FZ-32	Tanque agitador	8.25 m x 10 m	1	35
FZ	FZ-33	Banco Rougher	TankCell e20	6	37
FZ	FZ-34	Banco Cleaner 1	TankCell e10	4	22
FZ	FZ-35	Banco Cleaner 2	TankCell e5	4	11
FZ	FZ-36	Banco Scavenger	TankCell e10	3	22
FZ	FZ-37	Columna Cleaner 3	Volumen: 26.7 m3	1	-
FZ	FZ-38	Espesador de concentrados	Diámetro: 5 m	1	2
FZ	FZ-39	Filtro prensa	1.2 m x 1.2 m (30 placas)	1	-
RW	FZ-40	Espesador de relaves	Diámetro: 23 m	1	10
RW	RW-41	Tanque de agua	-	1	-
RW	RW-42	Tanque a GR/LX	-	1	-

Anexo 3: Balance metalúrgico de trituración

ID	-	01	02	03	04	05
DESCRIPCIÓN	UNIDAD	MINERAL ROM	FINOS GRIZZLY	GRUESOS GRIZZLY	PRODUCTO TRITURADORA	DESCARGA TRITURACIÓN
Sólidos	t/d	2,200	894	1,306	1,306	2,200
Solución	m ³ /d	116	57.1	58.7	58.7	116
% Sólidos	%	95.0	94.0	95.7	95.7	95.0
S.G. Sólidos	t/m ³	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82
Flujo Pulpa	t/d	2,316	951	1,365	1,365	2,316
Caudal Pulpa	m ³ /d	896	374	522	522	896
S.G. Pulpa	t/m ³	2.58	2.54	2.62	2.62	2.58
Au _(s)	g/d	6,754	3,377	3,377	3,377	6,754
Au _(ac)	g/d	0	0	0	0	0
Ag _(s)	g/d	22,704	12,487	10,217	10,217	22,704
Ag _(ac)	g/d	0	0	0	0	0
Zn _(s)	t/d	65.1	33.9	31.3	31.3	65.1
NaCN	kg/d	0	0	0	0	0
Ley Au _(s)	g/t	3.07	3.78	2.59	2.59	3.07
Ley Au _(ac)	mg/l	0	0	0	0	0
Ley Ag _(s)	g/t	10.3	14.0	7.82	7.82	10.3
Ley Ag _(ac)	mg/l	0	0	0	0	0
Ley Zn _(s)	%	2.96	3.79	2.39	2.39	2.96
Fuerza CN ⁼	mg/l	0	0	0	0	0

Anexo 4: Balance metalúrgico de molienda

ID	-	06	07	08	09	10	11	12	13	14	15	16
Descripción	Unidad	Gruesos Trommel	Finos Trommel	Finos Zaranda	Gruesos Zaranda	Alimento Hidrociclón	OF Hidrociclón	UF Hidrociclón	Alimento BM 1	Producto BM 1	Alimento BM 2	Producto BM 2
Sólidos	t/d	1,044	1,296	904	140	7,656	2,200	5,456	2,728	2,728	2,728	2,728
Solución	m³/d	355	533	741	15.1	6,015	4,211	1,805	1,061	1,061	1,061	1,061
% Sólidos	%	74.6	70.9	55.0	90.3	56.0	34.3	75.1	72.0	72.0	72.0	72.0
S.G. Sólidos	t/m³	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82
Flujo Pulpa	t/d	1,399	1,829	1,645	155	13,671	6,411	7,260	3,789	3,789	3,789	3,789
Caudal Pulpa	m³/d	725	992	1,061	64.8	8,730	4,991	3,739	2,028	2,028	2,028	2,028
S.G. Pulpa	t/m³	1.93	1.84	1.55	2.40	1.57	1.28	1.94	1.87	1.87	1.87	1.87
Au _(s)	g/d	320	6,084	208	112	27,450	5,369	22,080	11,040	10,579	11,040	10,579
Au _(ac)	g/d	430	645	732	14.9	6,582	4,607	1,975	1,105	1,566	1,105	1,566
Ag _(s)	g/d	1,118	21,240	738	380	102,622	20,524	82,098	41,049	40,322	41,049	40,322
Ag _(ac)	g/d	808	1,212	1,448	29.6	12,843	8,990	3,853	2,175	2,902	2,175	2,902
Zn _(s)	t/d	8.64	63.0	2.15	1.16	306	65.1	241	120	120	120	120
NaCN	kg/d	113	149	236	4.82	3,759	2,561	1,098	1,785	1,223	1,785	1,223
Ley Au _(s)	g/t	0.31	4.69	0.23	0.80	3.59	2.44	4.05	4.05	3.88	4.05	3.88
Ley Au _(ac)	mg/l	1.21	1.21	0.99	0.99	1.09	1.09	1.09	1.04	1.48	1.04	1.48
Ley Ag _(s)	g/t	1.07	16.4	0.82	2.71	13.4	9.33	15.0	15.0	14.8	15.0	14.8
Ley Ag _(ac)	mg/l	2.28	2.28	1.96	1.96	2.14	2.14	2.14	2.05	2.74	2.05	2.74
Ley Zn _(s)	%	0.83	4.86	0.24	0.83	4.00	2.96	4.42	4.42	4.42	4.42	4.42
Fuerza CN ⁼	mg/l	319	279	319	319	625	608	608	1,683	1,153	1,683	1,153

Anexo 5: Balance metalúrgico de lixiviación

ID	-	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Descripción	Unidad	OF Esp. Prim.	UF Esp. Prim.	Desc. Tanque 1	Desc. Tanque 2	Desc. Tanque 3	Desc. Tanque 4	OF Esp. Sec.	UF Esp. Sec.	Desc. Tanque 5	Desc. Tanque 6	Desc. Tanque 7	Desc. Tanque 8
Sólidos	t/d	0	2,200	2,200	2,200	2,200	2,200	0	2,200	2,200	2,200	2,200	2,200
Solución	m ³ /d	2,411	1,800	2,200	2,200	2,200	2,200	11,294	1,800	2,200	2,200	2,200	2,200
% Sólidos	%	0	55.0	50.0	50.0	50.0	50.0	0	55.0	50.0	50.0	50.0	50.0
S.G. Sólidos	t/m ³	-	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	-	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82
Flujo Pulpa	t/d	2,411	4,000	4,400	4,400	4,400	4,400	11,294	4,000	4,400	4,400	4,400	4,400
Caudal Pulpa	m ³ /d	2,411	2,580	2,980	2,980	2,980	2,980	11,294	2,580	2,980	2,980	2,980	2,980
S.G. Pulpa	t/m ³	1.00	1.55	1.48	1.48	1.48	1.48	1.00	1.55	1.48	1.48	1.48	1.48
Au _(s)	g/d	0	5,054	3,257	2,321	1,819	1,519	0	1,465	1,199	1,053	1,000	978
Au _(ac)	g/d	2,818	2,104	4,211	5,148	5,649	5,949	9,564	1,524	1,805	1,952	2,005	2,027
Ag _(s)	g/d	0	20,025	15,393	13,872	12,896	12,192	0	12,047	11,388	10,957	10,798	10,753
Ag _(ac)	g/d	5,433	4,057	9,345	10,866	11,842	12,546	20,202	3,220	3,925	4,356	4,515	4,561
Zn _(s)	t/d	0	65.1	65.1	65.1	65.1	65.1	0	65.1	65.1	65.1	65.1	65.1
NaCN	kg/d	1,384	1,034	2,200	1,844	1,531	1,280	4,283	683	719	656	610	596
Ley Au _(s)	g/t	0	2.30	1.48	1.05	0.83	0.69	0	0.67	0.55	0.48	0.45	0.44
Ley Au _(ac)	mg/l	1.17	1.17	1.91	2.34	2.57	2.70	0.85	0.85	0.82	0.89	0.91	0.92
Ley Ag _(s)	g/t	0	9.10	7.00	6.31	5.86	5.54	0	5.48	5.18	4.98	4.91	4.89
Ley Ag _(ac)	mg/l	2.25	2.25	4.25	4.94	5.38	5.70	1.79	1.79	1.78	1.98	2.05	2.07
Ley Zn _(s)	%	0	2.96	2.96	2.96	2.96	2.96	0	2.96	2.96	2.96	2.96	2.96
Fuerza CN ⁼	mg/l	574	574	1,000	838	696	582	379	379	327	298	277	271

Anexo 6: Balance metalúrgico de decantación (CCD), filtro y detoxificación

ID	-	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
Descripción	Unidad	OF Esp. CCD 1	UF Esp. CCD 1	OF Esp. CCD 2	UF Esp. CCD 2	OF Esp. CCD 3	UF Esp. CCD 3	OF Esp. CCD 4	UF Esp. CCD 4	Torta Húmeda	Solución Filtro	Descarga Detox
Sólidos	t/d	0	2,200	0	2,200	0	2,200	0	2,200	2,200	0	2,200
Solución	m³/d	8,483	1,800	8,083	1,800	8,083	1,800	8,083	1,800	388	6,253	2,689
% Sólidos	%	0	55.0	0	55.0	0	55.0	0	55.0	85.0	0	45.0
S.G. Sólidos	t/m³	-	2.82	-	2.82	-	2.82	-	2.82	2.82	-	2.82
Flujo Pulpa	t/d	8,483	4,000	8,083	4,000	8,083	4,000	8,083	4,000	2,588	6,253	4,889
Caudal Pulpa	m³/d	8,483	2,580	8,083	2,580	8,083	2,580	8,083	2,580	1,168	6,253	3,469
S.G. Pulpa	t/m³	1.00	1.55	1.00	1.55	1.00	1.55	1.00	1.55	2.22	1.00	1.41
Au _(s)	g/d	0	978	0	978	0	978	0	978	978	0	978
Au _(ac)	g/d	2,267	514	753	176	415	94.5	334	74.8	14.9	244	27.8
Ag _(s)	g/d	0	10,753	0	10,753	0	10,753	0	10,753	10,753	0	10,753
Ag _(ac)	g/d	5,297	1,197	1,934	449	1,186	268	1,005	225	45.7	747	455
Zn _(s)	t/d	0	65.1	0	65.1	0	65.1	0	65.1	65.1	0	65.1
NaCN	kg/d	2,444	519	2,382	530	2,407	536	2,418	538	116	1,874	3.83
Ley Au _(s)	g/t	0	0.44	0	0.44	0	0.44	0	0.44	0.44	0	0.44
Ley Au _(ac)	mg/l	0.27	0.29	0.093	0.098	0.051	0.053	0.041	0.042	0.038	0.039	0.010
Ley Ag _(s)	g/t	0	4.89	0	4.89	0	4.89	0	4.89	4.89	0	4.89
Ley Ag _(ac)	mg/l	0.62	0.67	0.24	0.25	0.15	0.15	0.12	0.12	0.12	0.12	0.17
Ley Zn _(s)	%	0	2.96	0	2.96	0	2.96	0	2.96	2.96	0	2.96
Fuerza CN ⁼	mg/l	288	288	295	295	298	298	299	299	300	300	1.43

Anexo 7: Balance metalúrgico de flotación de zinc

ID	-	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53
Descripción	Unidad	Desc. Acond.	Rlv Ro	Conc. Ro	Flujo a Cln 1	Alim. Cln 1	Rlv Cln 1	Conc. Cln 1	Alim. Cln 2	Rlv Cln 2	Conc. Cln 2	Rlv Scv	Conc. Scv	Rlv Cln 3	Conc. Cln 3
Sólidos	t/d	2,200	1,872	328	111	439	270	169	260	57.3	203	216	53.7	91.4	112
Solución	m³/d	4,675	3,832	862	293	1,155	752	431	748	251	526	729	41.9	317	237
% Sólidos	%	32.0	32.8	27.6	27.5	27.5	26.4	28.2	25.8	18.6	27.9	22.9	56.1	22.4	32.0
S.G. Sólidos	t/m³	2.82	2.82	2.84	2.81	2.83	2.82	2.85	2.86	2.78	2.88	2.81	2.84	2.87	2.89
Flujo Pulpa	t/d	6,875	5,704	1,190	404	1,593	1,022	600	1,008	308	729	945	95.7	408	349
Caudal Pulpa	m³/d	5,455	4,497	977	332	1,310	848	490	839	271	596	806	60.9	349	276
S.G. Pulpa	t/m³	1.26	1.27	1.22	1.22	1.22	1.21	1.22	1.20	1.13	1.22	1.17	1.57	1.17	1.26
Au _(s)	g/d	978	244	733	395	1,128	440	688	1,042	219	823	264	176	354	469
Au _(ac)	g/d	48.4	39.6	8.92	3.03	11.9	7.78	4.46	7.74	2.59	5.44	7.55	0.43	3.28	2.46
Ag _(s)	g/d	10,753	3,011	7,742	3,857	11,599	4,756	6,843	10,561	2,112	8,449	3,011	1,745	3,717	4,731
Ag _(ac)	g/d	792	649	146	49.6	196	127	73.0	127	42.5	89.0	123	7.10	53.7	40.2
Zn _(s)	t/d	65.1	4.56	60.6	9.72	70.3	4.15	66.1	80.8	7.28	73.6	1.70	2.44	14.7	58.9
NaCN	kg/d	6.66	5.46	1.23	0.42	1.65	1.07	0.61	1.07	0.36	0.75	1.04	0.060	0.45	0.34
Ley Au _(s)	g/t	0.44	0.13	2.24	3.56	2.57	1.63	4.07	4.00	3.82	4.05	1.22	3.28	3.87	4.20
Ley Au _(ac)	mg/l	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010
Ley Ag _(s)	g/t	4.89	1.61	23.6	34.8	26.4	17.6	40.5	40.6	36.9	41.6	13.9	32.5	40.7	42.4
Ley Ag _(ac)	mg/l	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17
Ley Zn _(s)	%	2.96	0.24	18.5	8.76	16.0	1.54	39.1	31.1	12.7	36.2	0.79	4.55	16.1	52.7
Fuerza CN ⁼	mg/l	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43

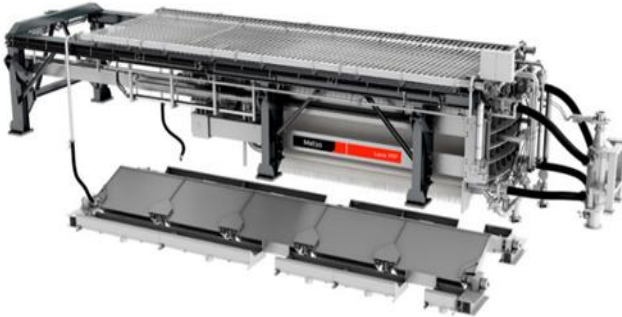
Anexo 8: Balance metalúrgico separación sólido – líquido

ID	-	54	55	56	57	58	59	60
Descripción	Unidad	Alim Esp. Rlvs	OF Esp. Conc.	UF Esp. Conc.	Concentrado de Zinc	Solución Filtrada	OF Esp. Rlvs	UF Esp. Rlvs
Sólidos	t/d	2,088	0	112	112	0	0	2,088
Solución	m³/d	4,561	126	112	19.7	92.0	2,853	1,709
% Sólidos	%	31.4	0	50.0	85.0	0	0	55.0
S.G. Sólidos	t/m³	2.82	-	2.82	2.82	-	-	2.82
Flujo Pulpa	t/d	6,650	126	223	131	92.0	2,853	3,797
Caudal Pulpa	m³/d	5,302	126	151	59.3	92.0	2,853	2,449
S.G. Pulpa	t/m³	1.25	1.00	1.48	2.22	1.00	1.00	1.55
Au _(s)	g/d	508	0	469	469	0	0	508
Au _(ac)	g/d	47.2	1.30	1.16	0.20	0.95	29.5	17.7
Ag _(s)	g/d	6,022	0	4,731	4,731	0	0	6,022
Ag _(ac)	g/d	773	21.3	18.9	3.34	15.6	483	289
Zn _(s)	t/d	6.26	0	58.9	58.9	0	0	6.26
NaCN	kg/d	6.50	0.18	0.16	0.028	0.13	4.07	2.44
Ley Au _(s)	g/t	0.24	0	4.20	4.20	0	0	0.24
Ley Au _(ac)	mg/l	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010	0.010
Ley Ag _(s)	g/t	2.88	0	42.4	42.4	0	0	2.88
Ley Ag _(ac)	mg/l	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17
Ley Zn _(s)	%	0.30	0	52.7	52.7	0	0	0.30
Fuerza CN ⁼	mg/l	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43

Anexo 9: Balance metalúrgico Merrill Crowe

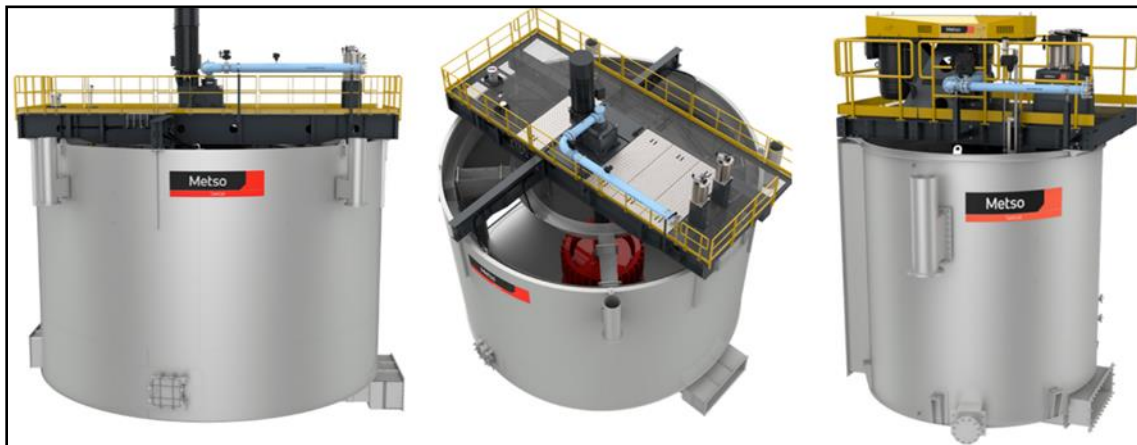
ID	-	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74
Descripción	Unidad	Sol. Rica a Lix	Sol. Rica a Mol	Alim. Clarif. 1	Alim. Torre 1	Alim. Clarif. 2	Alim. Torre 2	Desc. Torre 1	Desc. Torre 2	Alim. F. Prensa 1	Retorta F. Prensa 1	Sol. F. Prensa 1	Alim. F. Prensa 2	Retorta F. Prensa 2	Sol. F. Prensa 2
Sólidos	t/d	0	0	0.096	0.023	0.096	0.0078	0.023	0.0078	0.0043	0.0059	0.00	0.0043	0.0059	0.00
Solución	m³/d	365	3,802	3,595	3,595	3,595	3,595	3,595	3,595	151	0.00028	151	151	0.00028	151
% Sólidos	%	0	0	0.0027	0.0006	0.0027	0.0002	0.0006	0.0002	0.0028	95.6	0.00	0.0028	95.6	0.00
S.G. Sólidos	t/m³	-	-	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82
Flujo Pulpa	t/d	365	3,802	3,595	3,595	3,595	3,595	3,595	3,595	151	0.0062	151	151	0.0062	151
Caudal Pulpa	m³/d	365	3,802	3,595	3,595	3,595	3,595	3,595	3,595	151	0.0024	151	151	0.0024	151
S.G. Pulpa	t/m³	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	2.61	1.00	1.00	2.61	1.00
Au _(s)	g/d	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2,616	0	0	2,616	0
Au _(ac)	g/d	309	3,219	3,019	3,019	3,019	3,019	3,019	3,019	127	0	5.72	127	0	5.72
Ag _(s)	g/d	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5,397	0	0	5,397	0
Ag _(ac)	g/d	652	6,800	6,378	6,378	6,378	6,378	6,378	6,378	268	0	18.1	268	0	18.1
Zn _(s)	t/d	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NaCN	kg/d	138	1,442	1,382	1,184	1,382	1,184	1,073	1,073	45.4	0.00	45.4	45.4	0.00	45.4
Ley Au _(s)	g/t	0	0	0	0	0	0	0	0	0	439,800	0	0	439,800	0
Ley Au _(ac)	mg/l	0.85	0.85	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0	0.038	0.84	0	0.038
Ley Ag _(s)	g/t	0	0	0	0	0	0	0	0	0	907,236	0	0	907,236	0
Ley Ag _(ac)	mg/l	1.79	1.79	1.77	1.77	1.77	1.77	1.77	1.77	1.77	0	0.12	1.77	0	0.12
Ley Zn _(s)	%	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fuerza CN ⁼	mg/l	379	379	384	329	384	329	299	299	300	300	300	300	300	300

Anexo 10: Filtro prensa Larox® FFP de Metso



Modelo	Tamaño de la placa (w/h) (mm)	Diseño del paquete de placas	Área de filtración por cámara (m ²)	Profundidad de cámara (mm)	Cámaras	Superficie de filtración total (m ²)	Volumen del paquete de placas (m ³)	Presión de operación máxima (bar)
FFP2512	2,50 x 2,50	Paquete de placas combinadas	9,6	40, 50, 60	30 - 62	288 - 595	5,4 - 15,4	12
FFP3512	2,50 x 3,50	Paquete de placas mixtas	13,4	45	62 - 98	830 - 1314	16,7 - 26,5	12
FFP3716	2,70 x 3,70	Paquete de placas mixtas	16,5	50	120	1980	44	16

Anexo 11: Celda de flotación TankCell® de Metso



	Effective volume		Drive type	Installed power		Air feed per shaft		Air pressure in shell	
	m ³	ft ³		kW	HP	Am ³ /min	ACFM	kPag	psig
TankCell e5	5	176	V-belt	11	15	2	75	20	2,3
TankCell e10	10	352	V-belt	22	30	4	149	25	3,6
TankCell e20	20	705	V-belt	37	50	6	224	31	4,5
TankCell e30	30	1 057	V-belt	45	60	8	298	36	5,3
TankCell e50	50	1 762	V-belt	55	75	13	484	34	5,0
TankCell e70	70	2 467	V-belt	75	100	18	671	36	5,2
TankCell e100	100	3 525	V-belt / Gear	110	150	24	894	39	5,7
TankCell e130	130	4 582	V-belt / Gear	132	200	28	1 043	45	6,6
TankCell e160	160	5 639	Gear	160	200	32	1 192	47	6,9
TankCell e200	200	7 049	Gear	185	250	36	1 341	52	7,6
TankCell e300	300	10 574	Gear	250	350	42	1 565	65	9,4
TankCell e500	500	17 623	Gear	400	550	58	2 161	63	9,2
TankCell e630	630	22 245	Gear	500	700	73	2 720	66	9,6