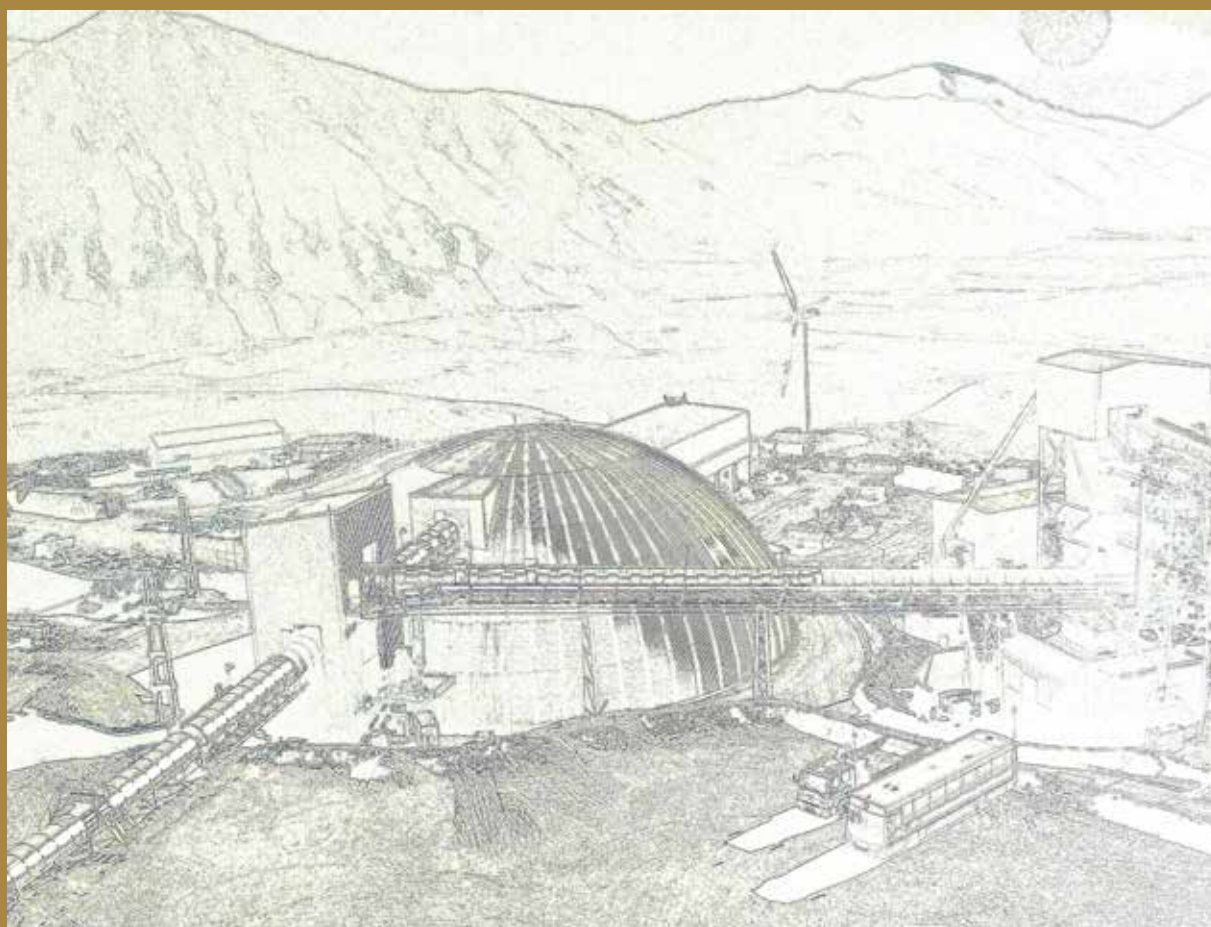


EL BENEFICIO DE MINERALES EN LA REPÚBLICA ARGENTINA



Ricardo Sergio Parra, Gabriel Alcides Del Mármol
Guillermo Arturo Cozzi, Alicia Esther Pérez

SERIE PUBLICACIONES N° 185

EL BENEFICIO DE MINERALES EN LA REPÚBLICA ARGENTINA

Ricardo Sergio Parra¹, Gabriel Alcides Del Mármol²,
Guillermo Arturo Cozzi³, Alicia Esther Pérez⁴

¹Servicio Geológico Minero Argentino -Centro Salta

²Secretaría de Minería de la Nación - Dirección de Inversiones Mineras

³Servicio Geológico Minero Argentino - INTEMIN

⁴Servicio Geológico Minero Argentino - Centro San Juan

Equipo editorial:

Adriana Balbi
Mariela Etcheverría
Inés Korzeniewski
Marcos Vila Nina

ISSN 0328-2317

BUENOS AIRES 2025

SERVICIO GEOLÓGICO MINERO ARGENTINO

Presidente: Dr. Julio Matteo Bruna Novillo

INSTITUTO DE GEOLOGÍA Y RECURSOS MINERALES

Director: Dr. Martín Ricardo Gozalvez

INSTITUTO DE TECNOLOGÍA MINERA

Directora: Ing. Maggie Luz Videla Oporto

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

Esta publicación debe citarse como:

Parra, R.S., Del Mármol, G.A., Cozzi, G.A., Pérez, A.E. 2025. El beneficio de minerales en la República Argentina. Servicio Geológico Minero Argentino. Serie Publicaciones N° 185, 151 pp. Buenos Aires.

Imagen de tapa: Sistema de apilamiento de mineral en Cerro Vanguardia, Santa Cruz.

Imágenes de carátulas: Tomadas de Agrícola, G. 1556. De *Re Metallica*. Froben.

ISSN 0328-2317

ES PROPIEDAD DEL INSTITUTO DE GEOLOGÍA Y RECURSOS MINERALES - SEGEMAR
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN



Av. General Paz 5445 (Colectora provincia) 1650 - San Martín - Buenos Aires - República Argentina

Edificios 14 y 25 | (11) 5670-0100

www.segemar.gov.ar

CONTENIDO

CAPÍTULO I		
METAL DORÉ	1
<i>I.1. MINA GUALCAMAYO</i>	3
I.1.1. LA MENA	3
I.1.2. PROCESO METALÚRGICO	3
I.1.2.1. TRITURACIÓN PRIMARIA Y SECUNDARIA	3
I.1.2.2. VALLE DE LIXIVIACIÓN EN PILAS	4
I.1.2.3. PLANTA ADR (Adsorción-Desorción-Refinamiento)	4
I.1.2.4. PRODUCTO OBTENIDO	6
CAPÍTULO II		
BULLION DE PLATA Y ORO	7
<i>II.1. MINA CERRO VANGUARDIA</i>	9
II.1.1. LA MENA	9
II.1.2. PROCESAMIENTO	9
II.1.2.1. TRITURACIÓN	9
II.1.2.2. TRITURACIÓN PRIMARIA	10
II.1.2.3. PLANTA DE LAVADO	10
II.1.2.4. TRITURACIÓN SECUNDARIA Y TERCIARIA	11
II.1.2.5. SISTEMA DE APILAMIENTO, MEZCLA Y RECUPERACIÓN DE MINERAL	12
II.1.2.6. PROCESO METALÚRGICO	13
II.1.2.7. MOLIENDA	13
II.1.2.8. LIXIVIACIÓN POR AGITACIÓN	14
II.1.2.9. CARBÓN EN LIXIVIACIÓN (CIL)	18
II.1.2.10. LAVADO ÁCIDO Y ELUCIÓN	21
II.1.2.11. CLARIFICACIÓN	24
II.1.2.12. PRECIPITACIÓN	27
II.1.2.13. RECUPERACIÓN DE CIANURO	29
II.1.2.14. FUSIÓN	30
II.1.2.15. PRODUCTO OBTENIDO	31
<i>II.2. MINA VELADERO</i>	31
II.2.1. LA MENA	31
II.2.2. PROCESO METALÚRGICO	32
II.2.2.1. TRITURACIÓN	32
II.2.2.2. VALLE DE LIXIVIACIÓN	33
II.2.2.3. EXTRACCIÓN DE ORO Y PLATA	34
II.2.2.4. REFINACIÓN (FUSIÓN)	35
II.2.2.5. PRODUCTO OBTENIDO	35
<i>II.3. MINA CASPOSO</i>	37
II.3.1. LA MENA	37
II.3.2. PROCESAMIENTO	38
II.3.2.1. TRITURACIÓN	38
II.3.2.2. MOLIENDA Y CONCENTRACIÓN GRAVITACIONAL	40
II.3.2.3. LIXIVIACIÓN	41
II.3.2.4. DECANTACIÓN EN CONTRA CORRIENTE (DCC) Y FILTRACIÓN DE COLAS	43
II.3.2.5. CLARIFICACIÓN Y MERRILL CROWE	44
II.3.2.6. REFINERÍA	45
II.3.2.7. FUSIÓN	47
II.3.2.8. DESTRUCCIÓN DEL CIANURO	48
II.3.2.9. REACTIVOS Y PUNTOS DE DOSIFICACIÓN	49
II.3.2.10. PRODUCTO OBTENIDO	49
<i>II.4. MINA MANANTIAL ESPEJO</i>	49
II.4.1. LA MENA	49
II.4.2. PROCESAMIENTO	49
II.4.2.1. <i>OVERFLOW</i>	51
II.4.2.2. <i>UNDERFLOW</i>	51
II.4.2.3. REFINACIÓN	51
II.4.2.4. PRODUCTO OBTENIDO	51
CAPÍTULO III		
CONCENTRADO DE ORO Y PLATA	53
<i>III.1. MINA ANDACOLLO</i>	55
III.1.1. LA MENA	55

III.1.2. PROCESAMIENTO	55
III.1.2.1. PRODUCTO OBTENIDO	56
III.2. MINA MARTHA	56
III.2.1. LA MENA	56
III.2.2. PROCESAMIENTO DEL MINERAL.....	56
III.2.2.1. PRODUCTO OBTENIDO	57
CAPÍTULO IV	
BULLION - CONCENTRADO DE PLATA Y ORO.....	59
IV.1. MINA SAN JOSÉ	61
IV.1.1. LA MENA	61
IV.1.2. TRATAMIENTO DEL MINERAL.....	61
IV.1.2.1. TRITURACIÓN	61
IV.1.2.2. PROCESAMIENTO	61
IV.1.2.3. MOLIENDA	62
IV.1.2.4. FLOTACIÓN	64
IV.1.2.5. LIXIVIACIÓN	64
IV.1.2.6. ELECTROREFINACIÓN	65
IV.1.2.7. FUNDICIÓN	66
IV.1.2.8. PRODUCTOS OBTENIDOS.....	67
CAPÍTULO V	
CONCENTRADO DE COBRE Y ORO - CONCENTRADO DE MOLIBDENO - METAL DORÉ.....	69
V.1. MINA BAJO DE LA ALUMBRERA.....	71
V.1.1. LA MENA	71
V.1.2. PROCESO METALÚRGICO.....	71
V.1.2.1. CONCENTRACIÓN DE COBRE Y ORO.....	71
V.1.2.2. CONCENTRACIÓN GRAVITACIONAL DE ORO.....	72
V.1.2.2.1. Proceso de fundición	73
V.1.2.3. CONCENTRACIÓN DE MOLIBDENO	73
V.1.2.3.1. Acondicionamiento y flotación	74
V.1.2.3.2. Depresión de molibdenita por calcio.....	75
V.1.2.3.3. Activación por ácido sulfúrico	75
V.1.2.3.4. Espesadores de cobre	76
V.1.2.3.5. Espesamiento del concentrado de molibdeno	76
V.1.2.3.6. Filtrado, secado y embolsado del concentrado de molibdeno.....	76
V.1.2.4. PLANTA DE FILTRADO.....	77
V.1.2.5. PRODUCTOS OBTENIDOS	78
CAPÍTULO VI	
CONCENTRADO DE PLOMO Y PLATA - CONCENTRADO DE ZINC - LINGOTES DE PLOMO REFINADO	
LINGOTES Y GRANALLAS DE PLATA REFINADA.....	79
VI.1. MINA EL AGUILAR	81
VI.1.1. LA MENA	81
VI.1.2. TRATAMIENTO DEL MINERAL.....	81
VI.1.2.1. TRITURACIÓN PRIMARIA Y SECUNDARIA	81
VI.1.2.2. MOLIENDA Y FLOTACIÓN.....	82
VI.1.2.2.1. Circuito de flotación del plomo.....	82
VI.1.2.2.2. Circuito de flotación del zinc.....	83
VI.1.2.3. PRODUCTOS OBTENIDOS.....	84
VI.1.2.4. FUNDICIÓN PALPALÁ.....	85
VI.1.2.4.1. Recepción del concentrado.....	85
VI.1.2.4.2. Carga de concentrado	85
VI.1.2.4.3. Horno circular BBU	85
VI.1.2.4.4. Tratamiento de efluentes gaseosos	86
VI.1.2.4.5. Hornos rotativos Lurgi y Jumbo.....	86
VI.1.2.4.6. Refinación de plomo.....	87
VI.1.2.4.7. Refinación de plata	88
VI.1.2.4.8. Productos obtenidos	89
CAPÍTULO VII	
CONCENTRADO DE PLATA - CONCENTRADO DE ZINC.....	91
VII.1. MINA PIRQUITAS	93
VII.1.1. LA MENA	93
VII.1.2. BENEFICIO DEL MINERAL.....	93
VII.1.2.1. TRITURACIÓN.....	93

VII.1.2.2. PRECONCENTRACIÓN	95
VII.1.2.3. MOLIENDA	97
VII.1.2.4. PROCESAMIENTO	99
VII.1.2.4.1. Circuito de plata	102
VII.1.2.4.2. Circuito de zinc	104
VII.1.2.4.3. Circuito de estaño	106
VII.1.2.5. PRODUCTOS OBTENIDOS	108
CAPÍTULO VIII	
CONCENTRADO DE HIERRO	109
<i>VIII.1. MINA SIERRA GRANDE</i>	111
VIII.1.1. LA MENA	111
VIII.1.2. PROCESAMIENTO	111
VIII.1.2.1. TRITURACIÓN PRIMARIA	111
VIII.1.2.2. TRITURACIÓN SECUNDARIA	112
VIII.1.2.3. DEPÓSITO INTERMEDIO	112
VIII.1.2.4. PRECONCENTRACIÓN	113
VIII.1.2.5. CONCENTRACIÓN	114
VIII.1.2.6. PRODUCTO OBTENIDO	118
CAPÍTULO IX	
CARBONATO DE LITIO - CLORURO DE LITIO	121
<i>IX.1. MINERA DEL ALTIPLANO</i>	123
IX.1.1. LA MENA	123
IX.1.2. EXTRACCIÓN DE LA SALMUERA	123
IX.1.3. PLANTA DE ADSORCIÓN SELECTIVA (SA)	124
IX.1.3.1. SISTEMA DE SALMUERA (<i>BRINE</i>)	124
IX.1.3.2. SISTEMA DE COLUMNAS	125
IX.1.3.3. ÓSMOSIS INVERSA (RO) DEL CLORURO DE LITIO	125
IX.1.3.4. REMOCIÓN DEL CALCIO, MAGNESIO Y BORO	125
IX.1.3.5. PLANTA DE AGUA	125
IX.1.4. PLANTA DE CARBONATO DE LITIO	126
IX.1.4.1. PREPARACIÓN DE LA SOLUCIÓN DE CARBONATO DE SODIO	126
IX.1.4.2. PREPARACIÓN DE LA SOLUCIÓN DE CLORURO DE LITIO	127
IX.1.4.3. REACCIÓN DE CARBONATO DE LITIO	127
IX.1.4.4. FILTRO DE CINTA DE VACÍO	127
IX.1.4.5. REPULPEO Y ALIMENTACIÓN A LA CENTRÍFUGA	127
IX.1.4.6. CENTRÍFUGA	127
IX.1.4.7. SECADERO	128
IX.1.4.8. EMBOLSADO DEL CARBONATO DE LITIO	128
IX.1.4.9. PROCESO DE REEMPACADO DEL CARBONATO DE LITIO	128
IX.1.4.10. PROCESO DE MOLIENDA DEL CARBONATO DE LITIO	128
IX.1.5. PLANTA DE CLORURO DE LITIO	129
IX.1.5.1. REMOCIÓN DEL SULFATO	130
IX.1.5.2. REMOCIÓN DE CALCIO, MAGNESIO Y BORO	130
IX.1.5.3. CRISTALIZACIÓN DEL CLORURO DE LITIO	130
IX.1.6. INSUMOS	133
IX.1.7. CAPACIDAD INSTALADA	134
IX.1.8. PRODUCTOS OBTENIDOS	134
CAPÍTULO X	
DERIVADOS DE BORO	135
<i>X.1. BORAX ARGENTINA</i>	137
X.1.1. LAS MENAS DE BORATOS	137
X.1.2. LOS PROCESOS DE BENEFICIO	137
X.1.2.1. PLANTA TINCALAYU	137
X.1.2.2. PLANTA SIJES	138
X.1.2.3. PLANTA PORVENIR	140
X.1.2.4. PLANTA CAMPO QUIJANO	140
X.1.2.5. PRODUCTOS OBTENIDOS Y ESPECIFICACIONES	144
GLOSARIO DE TÉRMINOS EN INGLÉS	148
TRABAJOS CITADOS EN EL TEXTO Y LECTURA RECOMENDADA	150

PRÓLOGO

El presente trabajo es una recopilación de catorce informes individuales, elaborados en el marco de un programa conjunto entre la Secretaría de Minería de la Nación y el Servicio Geológico Minero Argentino (SEGEMAR), denominado “Reconocimiento de procesos productivos mineros – muestreo de productos mineros exportables”, llevado a cabo entre 2009 y 2011. Su misión fue el reconocimiento en terreno de las operaciones mineras y el muestreo de los productos de exportación obtenidos por las principales empresas mineras que operan u operaban dentro del Territorio Nacional. El programa demostró la solidez y responsabilidad de la emergente Industria Minera en el país, especialmente en la declaración de los valores exportados. Además, el conocimiento adquirido por los integrantes del equipo de trabajo permitió la participación activa del SEGEMAR en las comisiones de discusión de las Normas IRAM: 16.013, 16.014 y 16.015.

Es importante destacar la colaboración de las empresas mineras visitadas, tanto en permitir la toma de muestras de sus productos exportables, para luego ser analizadas en laboratorios propios, como en la entrega de información gráfica y técnica en terreno, con el fin de aclarar los procesos utilizados en cada una de sus operaciones para la obtención de esos productos.

En este volumen se compilan solo los capítulos de los informes mencionados relacionados con la descripción de la mena explotada y las operaciones unitarias de los procesos de beneficio de mineral aplicados a cada una de ellas. También se incluye una breve descripción del producto obtenido en cada operación minera, tratando de visibilizar el vínculo: mena – beneficio – producto.

Es conocida la estrecha relación entre la composición de la mena y el método de tratamiento que se utilice para la concentración de los minerales valiosos. Es difícil encontrar dos menas exactamente iguales, al igual que es difícil encontrar dos plantas de beneficio idénticas. A partir de la lectura detallada de los métodos descritos en este trabajo, se podrá comprobar cómo, ante la presencia o ausencia de alguna especie mineral en la mena, se combinan las operaciones unitarias de la planta de beneficio para obtener un producto que cumpla con los requerimientos del mercado. La misma situación se aplica cuando, en la profundización de la mina, se produce un cambio en el mineral de cabeza (alimentación a planta), lo que requiere un ajuste en el proceso de concentración para mantener la calidad del producto.

En varios de los métodos y operaciones unitarias descritos se intercalan párrafos con conceptos generales que describen, de manera teórica, el fenómeno químico o fisicoquímico que se está llevando a cabo en la práctica. Esto ayuda al lector a tener un mejor entendimiento de los procesos en general y le permitirá seguir investigando sobre el tema en particular, con el fin de optimizar la operación que le concierne.

El presente trabajo está destinado a profesionales universitarios y técnicos no mineros que actualmente tienen lugar en la Industria Minera y que desean profundizar en el conocimiento de los procesos de beneficio de minerales. También, podrá ser un material de consulta para los profesionales en minería y los técnicos mineros. Los capítulos están ordenados de acuerdo al producto final exportable, tratando cada operación minera de forma particular.

Por último, quiero agradecer a las autoridades que apoyaron esta iniciativa, y en especial a mis compañeros de equipo: Lic. Gabriel Del Mármol (Secretaría de Minería de la Nación), Lic. Guillermo Cozzi (INTEMIN – SEGEMAR), y los invalorable aportes de la Ing. de minas Alicia Pérez (SEGEMAR - Centro San Juan). En particular, agradezco a mi colega y amigo, Ing. de minas José Néstor Marún, quien, tras una lectura detallada del trabajo, emitió substanciales sugerencias en el enfoque del mismo.

Ing. Ricardo Parra
SEGEMAR

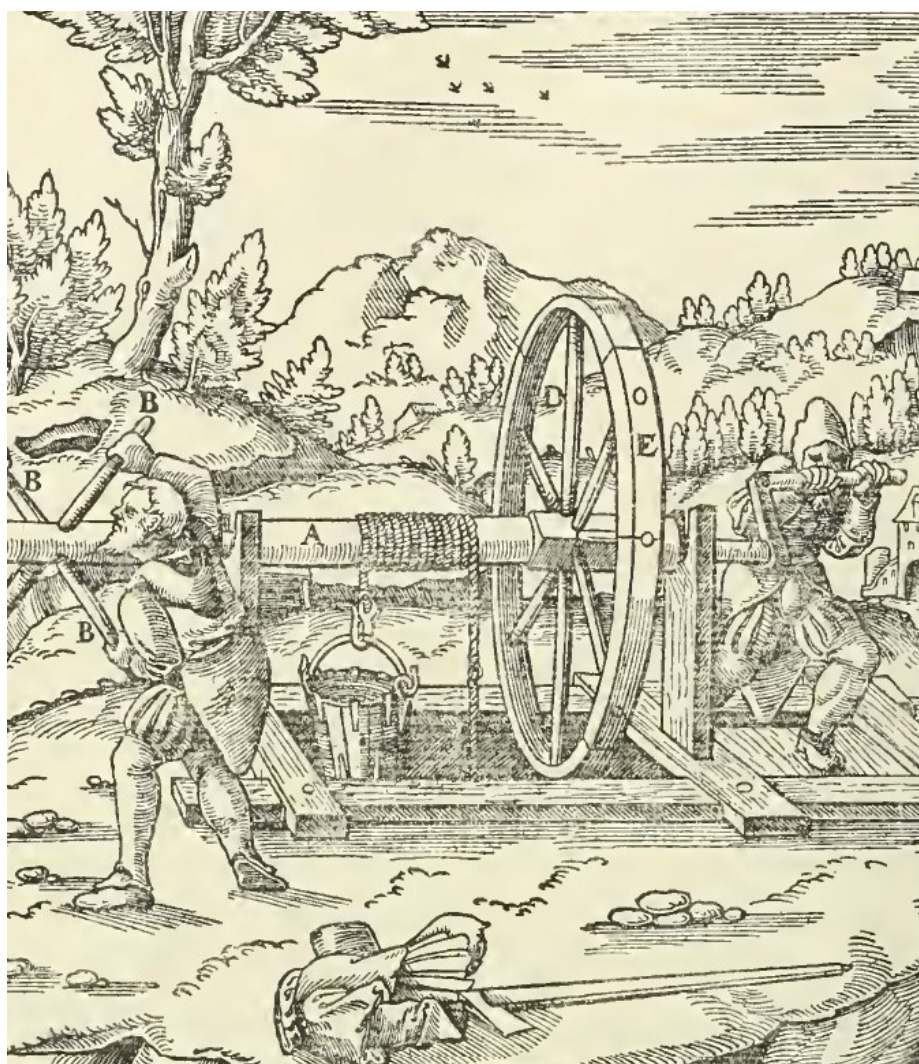
ABREVIATURAS USADAS

ft ³ /min	pie cúbico por minuto
g/cc	gramos por centímetro cúbico
g/L	gramos por litro
g/t	gramos por tonelada
hp	caballo de fuerza, <i>horsepower</i>
hpd	horas por día
kg/t	kilogramos por tonelada
kgf/cm ²	kilogramo fuerza por centímetro cuadrado
kPa	kilo Pascal
kW	kilowatt
L	litro
L/h/m ²	litros por hora por metro cuadrado
lb/h	libras por hora
m	metro
m/s	metros por segundo
m ³ /h	metros cúbicos por hora
m ³ /hora	metros cúbicos por hora
mg/L	miligramos por litro
mV	milivoltio
nm	nano metros
NTU	unidad de turbidez
Oz	onza
ppm	partes por millón
psi	libras por pulgada cuadrada
psig	libras por pulgada cuadrada de calibre
rpm	revoluciones por minuto
t/año	toneladas por año
t/día	tonelada por día
t/h	tonelada por hora
t/m ³	tonelada por metro cúbico
tpa	toneladas por año
tph	toneladas por hora

CAPÍTULO I

METAL DORÉ

MINA GUALCAMAYO



I.1. MINA GUALCAMAYO

I.1.1. LA MENA

La mina Gualcamayo se encuentra ubicada en el departamento Jachal, provincia de San Juan; incluye un depósito distal de oro diseminado conocido como “Quebrada del Diablo” (QDD) y dos depósitos de oro en *skarn* “Amelia Inés” y “Magdalena”.

En QDD, la mineralización de oro está concentrada dentro de un *stockwork* de rocas carbonáticas fracturadas, brechas carbonáticas y brechas intrusivas; la mineralización es de baja sulfuración (< 3 %) en un sistema de escasa sílice.

En “Amelia Inés” y “Magdalena”, la mineralización de oro está presente en el *skarn* con sulfuros, desarrollado en el contacto entre la roca carbonática y el cuerpo intrusivo.

El oro (Au) es de grano muy fino de 1 a 10 micrones, asociado con bajo contenido de sulfuros, representados principalmente por arsenopirita (FeAsS), rejalgar (AsS), oropimente (As₂S₃) y pirita (FeS₂).

El mineral predominante en la ganga es calcita (CaCO₃), seguida por cantidades minoritarias de cuarzo (SiO₂), pirita (FeS₂), óxidos de hierro, feldespatos y cantidades accesorias de rejalgar (AsS).

En el momento de las visitas a la mina (2009/10) era explotada a cielo abierto.

La mina Gualcamayo cambió de dueño en septiembre de 2023, actualmente es operada por Eris LLC. Se están ejecutando proyectos para extender la vida útil del yacimiento, llevando a cabo exploraciones adicionales, centradas en el proyecto Carbonatos Profundos, que busca expandir el recurso mineral en profundidad y, además se están trabajando las pilas de lixiviación.

I.1.2. PROCESO METALÚRGICO

En términos generales, el proceso de beneficio consiste en la disolución de los metales nobles (Au y Ag) presentes en la mena, utilizando una solución cianurada en el valle de lixiviación y una posterior recuperación de dichos metales nobles en una planta ADR (Adsorción-Desorción-Refinamiento) (Fig. I.1.).

I.1.2.1. TRITURACIÓN PRIMARIA Y SECUNDARIA

El mineral, como viene de mina (*run of mine*), es conducido a la boca de un buzón (*ore pass*) de 300 m de profundidad, mediante cargadoras frontales. En el fondo del ore pass se encuentra instalada la trituración primaria; a la salida de esta, y por medio de un túnel, el mineral ya reducido pasa a la trituración secundaria y terciaria, donde se logra la

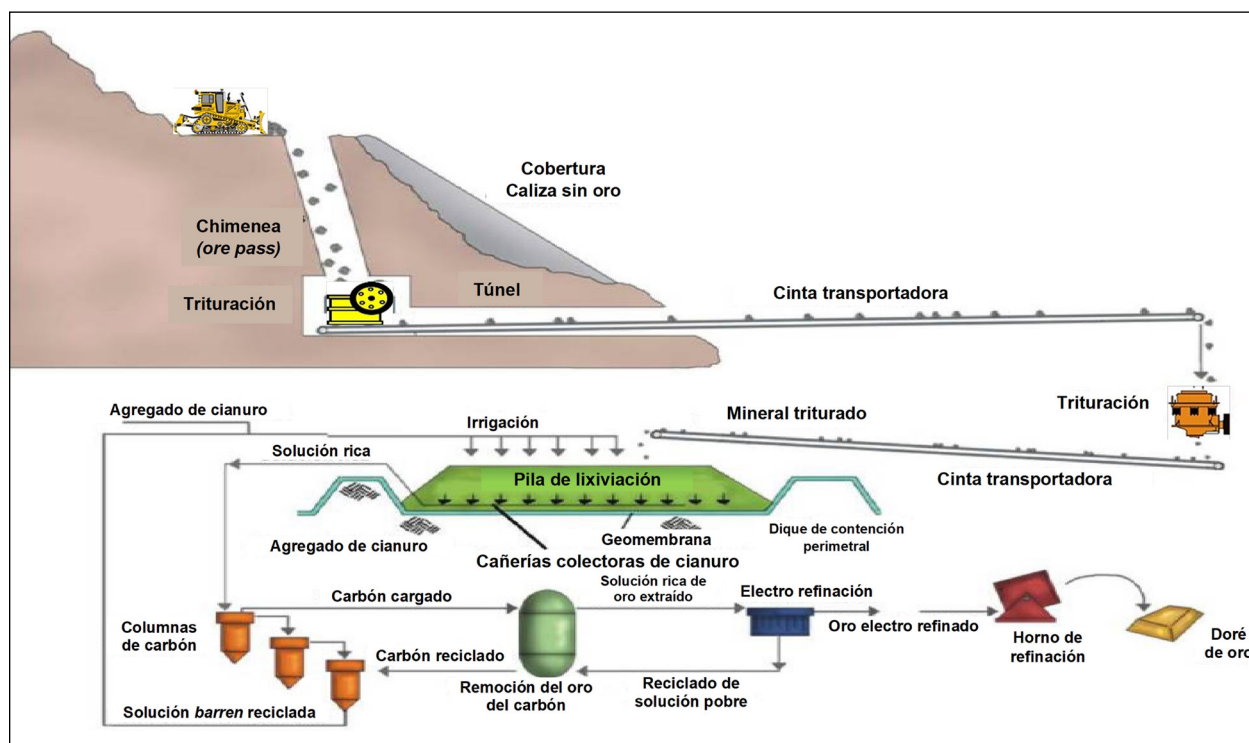


Figura I.1. Esquema general de la operación en mina Gualcamayo.

granulometría deseada (-1"). Desde la salida de la trituración terciaria, el mineral es conducido, a través de una cinta transportadora de aproximadamente 6 kilómetros de longitud, hasta el valle de lixiviación.

I.1.2.2. VALLE DE LIXIVIACIÓN EN PILAS

El valle de lixiviación sur tiene una superficie aproximada de 362.000 m², con una capacidad para contener casi 30 millones de toneladas de mineral de alimentación o cabeza. Antes de comenzar el proceso productivo, el valle se prepara con la compactación del terreno y el agregado de bentonita. Luego, se cubre con una membrana de PEAD (polietileno de alta densidad o geomembrana) de 2 mm de espesor, y por encima se añade otra capa de material fino de mineral para proteger la membrana de los impactos durante el proceso de armado de las pilas.

Las pilas tienen 1.600 m² de superficie y 10 m de altura, lo que representa 16.000 m³ de mineral de cabeza. Las pilas se riegan con una solución cianurada reciclada (solución pobre o *barren solution*) proveniente de la planta ADR, de manera que mantienen una humedad aproximada del 17 %. El período de humectación es de 15 días, con un tiempo de riego de 45 días. El plan de trabajo contempla construir 9.000 m² de celdas por semana, mientras que actualmente se apilan aproximadamente 20.000 t/día.

El mineral pasante de 1" llega desde la trituración secundaria a través de una cinta transportadora fija, seguido por una serie de cintas transportadoras móviles hasta el lugar donde se construye la celda. Luego, el mineral se dispone con un cargador frontal, lo que produce una cierta compactación superficial de la pila. Para superar esto, al terminar el acopio de mineral, la superficie se remueve con una retroexcavadora, a fin de mejorar la percolación. En el futuro, esta operación se suprimirá con la utilización de un *stacker* apilador.

Antes de abandonar la cinta transportadora, el mineral de cabeza triturado por debajo de 1" proveniente de la planta de trituración secundaria era acondicionado con cal hidratada para mantener el pH entre 10,5 y 11, con el fin de evitar la formación de ácido cianhídrico (HCN). Existían sensores portátiles para detectar la posible generación de dicho ácido.

La ley de cabeza de oro del mineral que se procesaba era de 1,8 g/t. Sin embargo, las leyes variaban entre 0,6 y 3 g/t, de acuerdo al bloque que se estuviera explotando. La producción en ese momento era de 12.000 onzas por mes.

El período de riego por pila era de 45 días, utilizando la solución pobre (con bajo contenido en metal) proveniente de la planta (*barren solution*), contenía de 300 a 350 ppm de cianuro (CN-) con un pH de 10,5 a 11 y 0,04 g/t de oro. Las cañerías troncales tenían un diámetro de 16", que se ramificaban en ramales de 8" y luego en mangueras de 3/4", con goteros cada 60 cm, configurando un sistema de riego por goteo. El caudal de riego de solución cianurada en el valle era de aproximadamente 470 m³/h.

La solución lixiviada es recolectada a través de sumideros y llega por gravedad a la planta ADR. Aunque la recuperación en ese momento era del 78 % al 78,5 %, la empresa planeaba aumentarla al 80 por ciento.

Los óxidos de hierro reaccionan también con el cianuro, provocan un mayor consumo de este reactivo. El consumo normal de CN- en mineral de cabeza era de aproximadamente 400 a 500 g/t, pero variaba hasta cerca de 1 kg/t en zonas oxidadas. El cianuro que reacciona con el oro forma un complejo soluble, que es bombeado hacia la planta ADR; en cambio, el que reacciona con el Fe precipita como cianuro de hierro y queda en las pilas del valle de lixiviación.

Para el cierre de mina se preveía adoptar un plan similar al de la mina Veladero, que consistía en seguir aportando al valle de lixiviación agua alcalinizada durante 7 años consecutivos hasta lograr la mayor recuperación de oro y lavar las pilas.

I.1.2.3. PLANTA ADR (ADSORCIÓN-DESORCIÓN-REFINAMIENTO)

En el esquema de la figura I.1, se ve en forma simplificada el proceso que tiene la solución rica (*pregnant solution*) hasta la obtención del metal *doré*. En este apartado se aportan más detalles sobre el proceso metalúrgico.

La solución cianurada rica en metales nobles que proviene del valle de lixiviación entra al tanque o cajón de alimentación (TK1) desde allí pasa a cinco celdas o columnas de adsorción, que contienen carbón activado, recorriendo el circuito de C1 a C5 (Fig. I.2) La solución es introducida en cada celda desde la parte inferior, pasando a la siguiente desde la parte superior por rebalse, luego de atravesar el carbón activado. El carbón circula en contracorriente, desde la columna C5 a C1 de arriba hacia abajo en cada celda, aumentando su contenido en oro en ese sentido, obteniendo su máximo tenor en la columna C1.

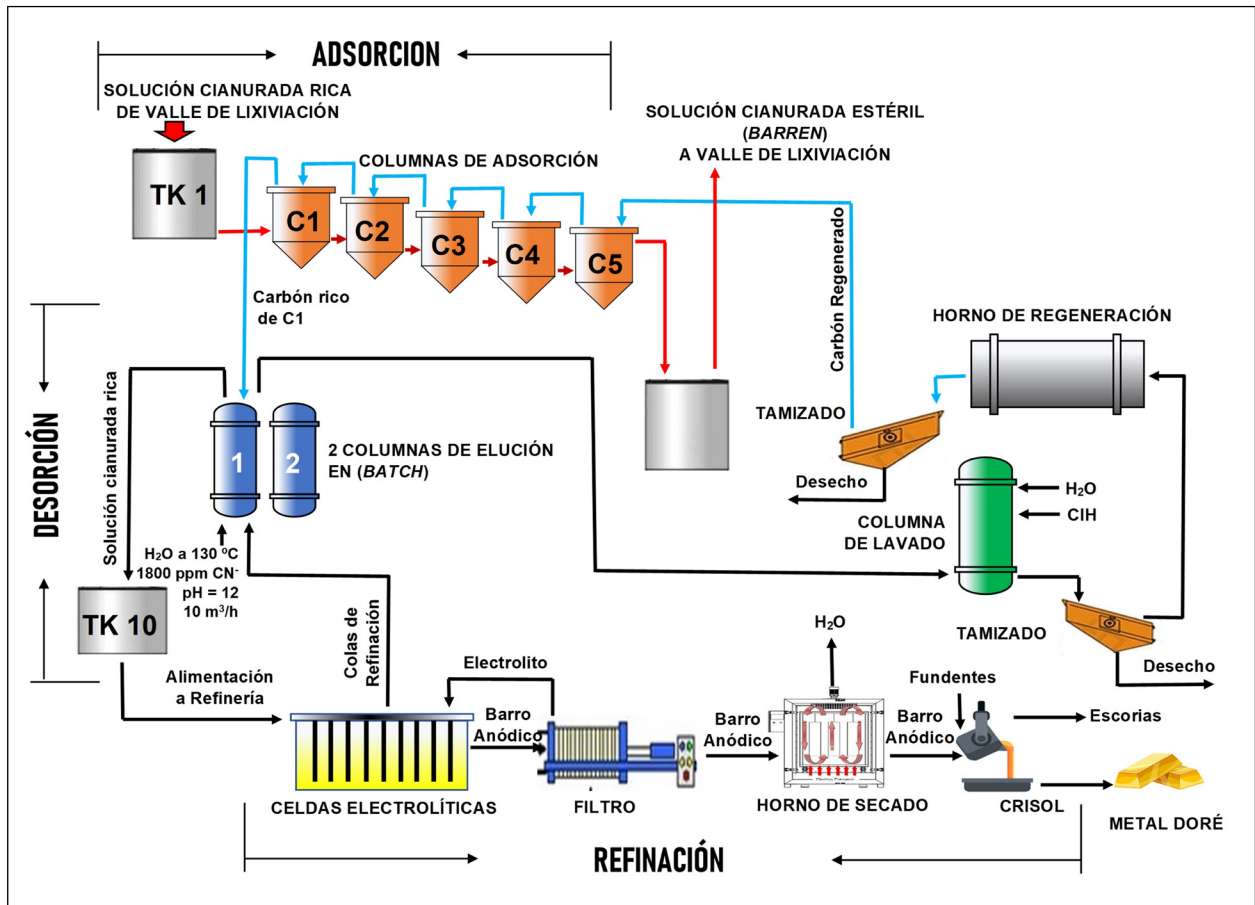


Figura I.2. Diagrama de flujo de la planta ADR (Adsorción Desorción Refinación).

La solución cianurada y agotada de metales nobles que sale de la columna C5, denominada “solución barren” posee una composición de 300 a 350 ppm de cianuro, con un pH de 10,5 a 11 y una concentración de 0,04 g/t de oro. En estas condiciones la solución cianurada agotada (*barren*) es colectada y rebombada al valle de lixiviación, donde es usada en el regado de las pilas.

El carbón activado enriquecido en oro de la celda C1, es llevado a las columnas de elución (desorción o *stripping*), estas son dos columnas que trabajan en *batch*, en donde se lo somete a un lavado con solución cianurada de 1.800 ppm de CN⁻ a 130 °C con un caudal de 10 m³/h, que tiene por objeto lixiviar el oro contenido en el carbón y pasarlo a solución cianurada. De ahí la solución rica pasa al tanque TK10 y luego al tanque de alimentación de la refinería. Aproximadamente 400 m³/h circulan por las columnas de adsorción.

La precipitación de oro de la solución de cianuro concentrada se produce por electrólisis, el flujo de la solución es de 10 m³/h. Las cubas electrolíticas son de acero inoxidable revestidas con fibra de vidrio. Tanto el cátodo como el ánodo

son de acero inoxidable 316 (aleación cromo, níquel con adición de molibdeno). La reducción de oro ocurre en el cátodo, (Fig. I.3) bajo la forma de un lodo amarillento el cual es removido aplicando agua a presión. Ese lodo está compuesto principalmente por oro, con cantidades accesorias de plata, hierro, cobre, entre otros. En el ánodo, se produce oxígeno (O²) debido a la oxidación de iones óxido (O²⁻).

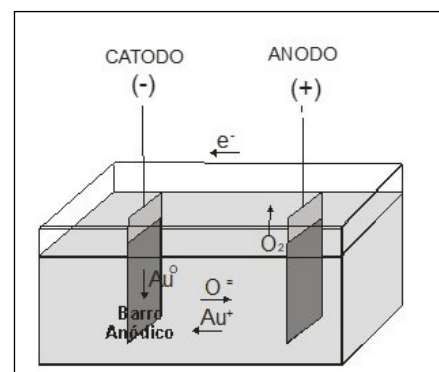


Figura I.3. Deposición catódica de los metales valiosos por electro refinación.

El lodo obtenido en el cátodo es sometido a un proceso de fusión para obtener las barras (lingote) de metal *doré* (detalles de esta operación unitaria se pueden ver en el capítulo II.1: punto 2.14 y capítulo II.2: punto 2.4).

La barra de metal *doré* se limpia para eliminar la escoria adherida a su superficie, esta operación se realiza manualmente con la ayuda de martillo, cincel y cepillo de alambre, de esta forma, los lingotes son almacenados en la bóveda hasta su embarque y parte de la escoria obtenida en la fusión es guardada para ser refundida.

I.1.2.4. PRODUCTO OBTENIDO

Aunque los términos "metal *doré*" y "*bullion*" se utilizan como sinónimos para referirse a aleaciones de oro y plata, en ciertos contextos se suele emplear "metal *doré*" específicamente para designar al *bullion* con mayor proporción de oro en relación con la plata.

Los lingotes de metal *doré* producidos en la mina Gualcamayo son de entre 6 y 15 kilos. Según análisis realizados por el Instituto de Tecnología Minera (IN-TEMIN) a seis lingotes (Lote 15-2009, fechado el 20 de agosto de 2009), la composición promedio es de 87,32 % de Au, 3,67 % de Ag y 9,02 % de impurezas.

CAPÍTULO II

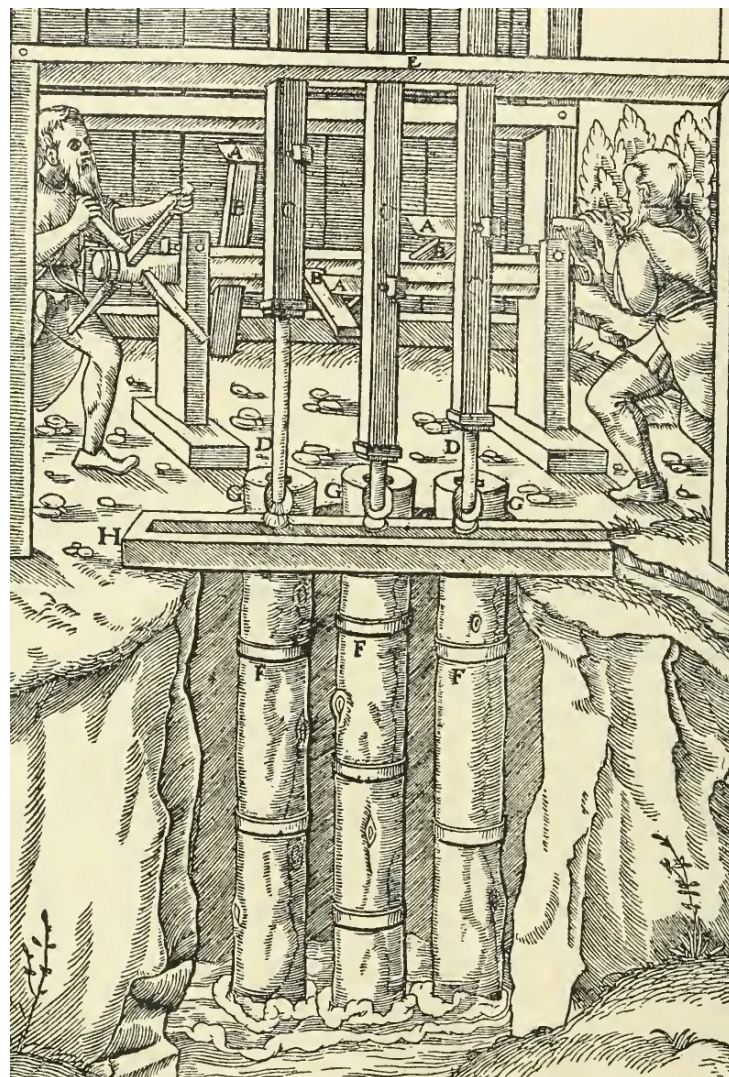
BULLION DE PLATA Y ORO

MINA CERRO VANGUARDIA

MINA VELADERO

MINA CASPOSO

MINA MANANTIAL ESPEJO



II.1. MINA CERRO VANGUARDIA

II.1.1. LA MENA

Cerro Vanguardia, se encuentra ubicado en el departamento Magallanes, provincia de Santa Cruz. En el área se han identificado 98 vetas de cuarzo epitermal, que totalizan una longitud de 189 km distribuidas en un área de 300 km², acompañadas por un *stockwork* de vetillas de cuarzo en ambos contactos con la roca de caja. Las texturas son típicamente de relleno, crustiformes, coloidales, bandeadas y también de reemplazo o brechosas.

La mineralogía de la mena está dada por electrum (50 % Au y 50 % Ag), oro nativo (Au), plata nativa (Ag), argentita (Ag₂S), cerargirita (Ag₂Cl), covellina (CuS), calcosina (Cu₂S), pirita (Fe₂S), pirrotina (Fe_{1-x}S), calcopirita (CuFeS₂), esfalerita (ZnS), marcasita (FeS₂), estromeyerita (AgCuS), estannita (Cu₂FeSn₄), uytembogaardita (Ag₃AuS₂). Los minerales de ganga son principalmente cuarzo, goethita, hematita, jarosita, pirolusita, criptomelano, baritina, y carbonatos.

El yacimiento Cerro Vanguardia, se explota a cielo abierto (*open pit*) y por métodos subterráneos.

II.1.2. PROCESAMIENTO

II.1.2.1. TRITURACIÓN

El mineral extraído de la mina (*run of mine*) ingresa al área de trituración, donde se procesan las rocas provenientes de las distintas vetas en explotación. En esta etapa, se persiguen dos objetivos clave. Primero, reducir el tamaño del material a menos de 9 mm en su totalidad, lo que garantiza un flujo homogéneo y es importante para una eficiente operación del circuito de molienda. Segundo, se busca homogeneizar los minerales de las diferentes vetas, minimizando las variaciones en las leyes de oro y plata, con el fin de estabilizar la alimentación a la planta de hidrometalurgia y evitar fluctuaciones que puedan comprometer la eficiencia del proceso de recuperación (Fig. II.1.).

La planta de trituración tiene una capacidad de 3.000 t/día. La ley de cabeza de planta es de 7 g/t de Au y de 70 a 80 g/t de Ag.

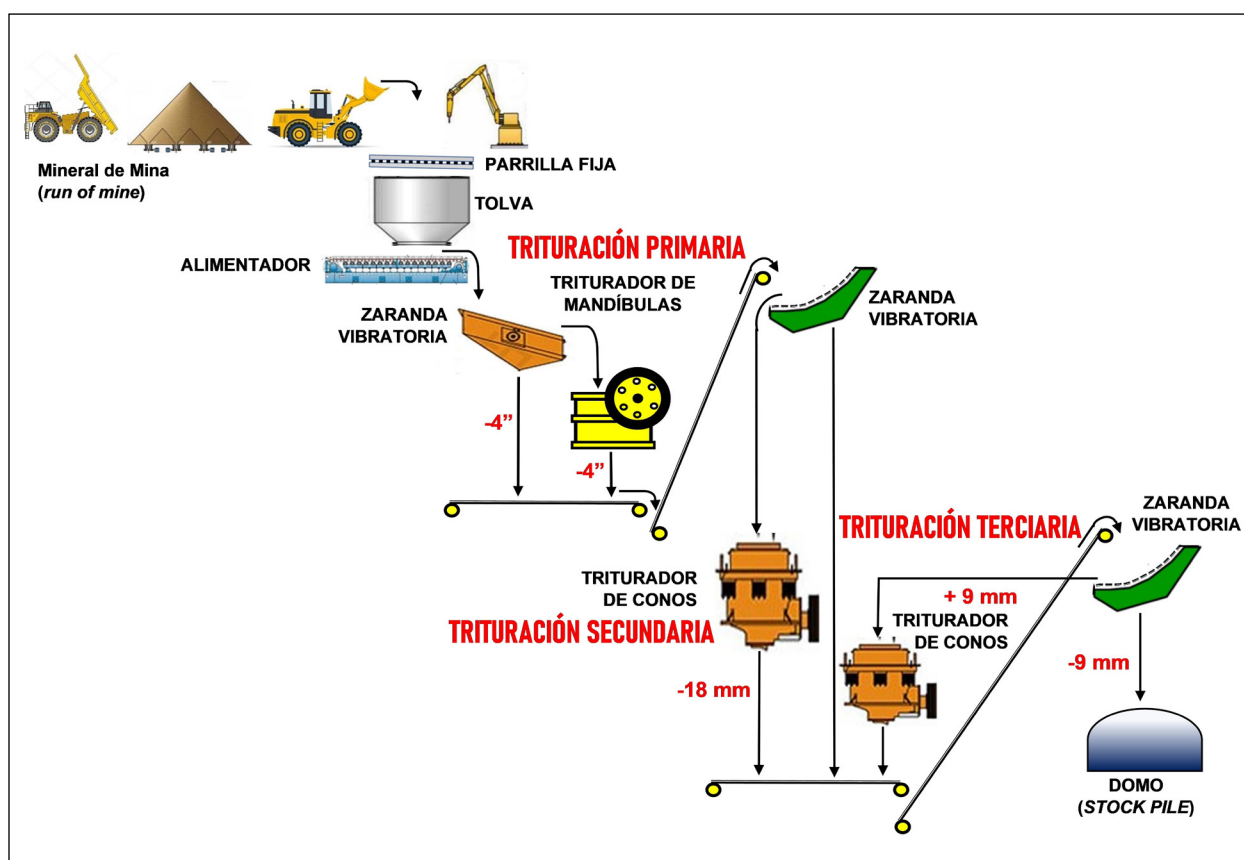


Figura II.1. Esquema de trituración primaria, secundaria y terciaria en la operación Cerro Vanguardia.

Las áreas de trituración primaria, secundaria, terciaria y planta de lavado incluyen los equipos principales: parrilla fija, tolva de alimentación, pica roca fijo, *apron feeder*, grilla vibratoria, triturador primario, cinta transportadora N° 1, electroimán auto limpiante, detector de metales, *chute* pantalón, *scrubber*, zaranda lavadora, cinta transportadora N° 2, cinta transportadora N° 3, cinta transportadora N° 4, electroimán, zaranda primaria, triturador secundario, correa transportadora N° 5, alimentador de cinta, correa transportadora N° 6 y detector de metales.

II.1.2.2. TRITURACIÓN PRIMARIA

La estación de trituración primaria, dotada de un equipo de reducción de tamaño tipo trituradora de mandíbula, recibe mineral *ROM* (*run of mine*), desde las diferentes vetas en explotación. El mineral proveniente de las vetas es transportado en camiones mineros de 50 o 100 toneladas de capacidad (dependiendo del modelo), hacia una cancha, ubicada en la cercanía de la estación de trituración primaria denominada *Stock* de Corto Plazo (SCP).

Los camiones mineros descargan el mineral en varios acopios ubicados en la cancha de almacenamiento de la estación de trituración primaria.

El mineral es transportado desde los acopios a la tolva de alimentación del triturador primario, mediante un cargador frontal de 5,7 m³ de capacidad de pala (Fig. II.2.).

Una parrilla fija, ubicada sobre la tolva de alimentación del *apron feeder*, permite detener el paso

de rocas de tamaño mayor a 500 mm. Para evitar el atascamiento en el triturador primario estas son reducidas de tamaño a través del martillo hidráulico, el cual es operado desde la sala de control, por el operador del área.

El alimentador *apron feeder* es de velocidad variable y descarga sobre la grilla vibratoria, la cual, permite descartar las rocas de tamaño menor que 90 mm. El sobre tamaño es enviado al triturador de mandíbulas, éstas son trituradas a 80 % bajo 100 mm; este material triturado, es descargado junto con el bajo tamaño de la grilla, en la correa que efectúa el transporte del material, hacia la planta de lavado, o eventualmente hacia trituración secundaria y terciaria.

Esta correa, posee una balanza integradora, que entrega el tonelaje instantáneo y acumulado de mineral triturado. Además, en esta correa se ubica un electroimán autolimpiante, que se encarga de retirar todos los materiales metálicos que pueden venir junto con el mineral desde la mina y que pueden causar daño a los trituradores. Como un elemento adicional de seguridad, frente al electroimán, se ubica un detector de metales, que interrumpe el funcionamiento de la correa en caso de que se detecte algún material metálico no retirado por el electroimán.

II.1.2.3. PLANTA DE LAVADO

La planta de lavado trata el mineral proveniente de la correa transportadora N°1. El mineral ingresa en el *scrubber*, se mezcla con solución proveniente del *overflow* de molienda (80 – 150 m³/h). Esta

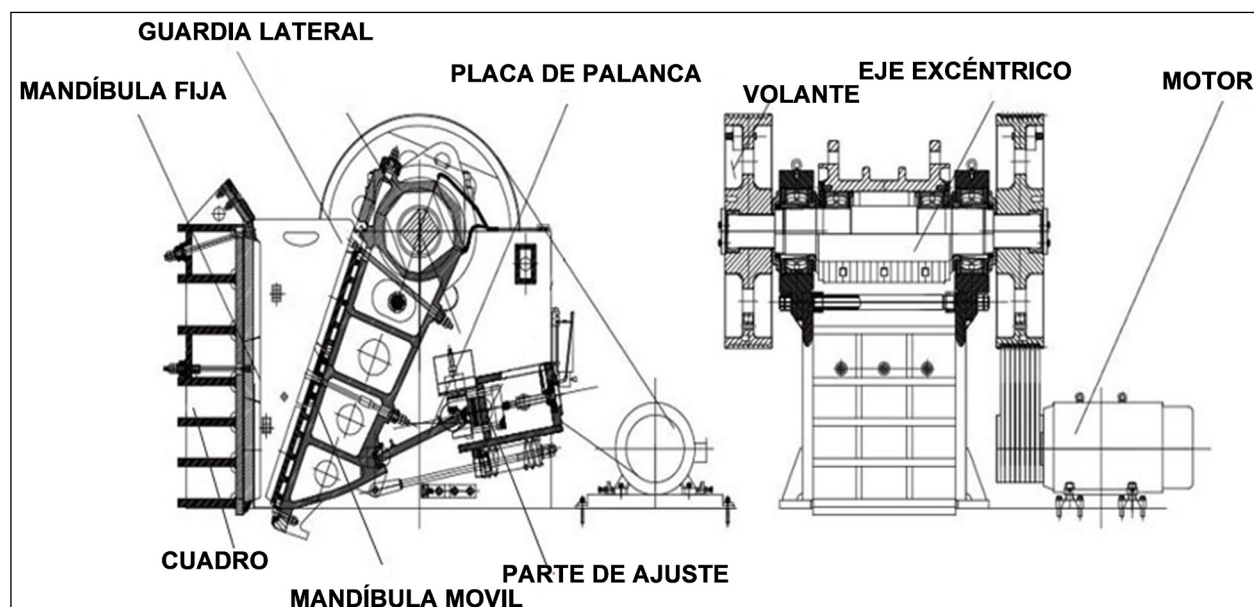


Figura II.2. Componentes principales de un triturador primario de mandíbulas.

solución es la encargada, junto con el *scrubber*, de disgregar el mineral fino menor a 3 mm proveniente de la trituración primaria. Esta clasificación se produce con una zaranda lavadora ubicada en la descarga del *scrubber*.

El mineral con sobre tamaño, descargado por la zaranda (ya sin finos), es enviado mediante las cintas, hacia el circuito de trituración secundaria y terciaria.

II.1.2.4. TRITURACIÓN SECUNDARIA Y TERCIARIA

El mineral, proveniente de la planta de lavado o eventualmente de la trituración primaria, es transportado por una correa hacia el *chute* de alimentación de la zaranda primaria. Esta zaranda posee dos bandejas con mallas, siendo la apertura de la malla de la primera bandeja de 50 mm y la apertura de la segunda de 25 mm. Los sobre tamaños de cada parrilla o *deck* de la zaranda primaria, alimentan al triturador secundario.

El triturador secundario tipo cono, descarga el producto triturado en una correa, con un tamaño de alrededor de 24 milímetros. Se trata de un circuito abierto, ya que el mineral pasa una sola vez a través del triturador.

El material de bajo tamaño de la zaranda primaria (mineral menor a 25 mm), cae a través del *chute* de descarga de la zaranda primaria, juntándose con las descargas de los trituradores secundario y terciario en la correa. Esta correa, conduce el material triturado a la tolva de trituración terciaria con capacidad de 100 toneladas. Mediante un alimentador de transferencia y una correa transportadora se alimenta la zaranda secundaria que también tiene dos bandejas, una superior con malla de apertura de 24 mm y una bandeja inferior con malla de apertura de 9 milímetros.

Los sobre tamaños de cada bandeja de la zaranda secundaria, alimentan el triturador terciario; mientras que los bajos tamaños de la zaranda secundaria; constituyen el producto final de los trituradores, siendo transferido hacia el sistema de apilamiento y mezclado por intermedio de una correa.

El triturador terciario trabaja en circuito cerrado. Se denomina circuito cerrado, porque la descarga del triturador de alrededor de 9 mm vuelve a la zaranda que lo alimenta, escapando del circuito solamente el mineral bajo tamaño de dicha zaranda. El mineral que no alcanza el tamaño deseado debe retornar a la alimentación del triturador. La zaranda secundaria se encarga, precisamente, de esta tarea.

La correa posee una balanza integradora, que entrega el tonelaje instantáneo y acumulado de mineral triturado. Además, esta correa, dispone de un sistema de muestreo compuesto por un muestreador primario, una correa de alimentación y un muestreador secundario. Estos equipos, tienen la función de sacar muestras desde el flujo de mineral triturado, a intervalos de tiempo preestablecidos.

El objetivo del circuito de trituración secundaria y terciaria es generar un flujo de mineral con una capacidad de 180 t/h en modo húmedo y 250 t/h en modo seco, con una granulometría del 85% bajo los 9 mm. Para lograr esto, se utilizan dos etapas de trituración.

En la trituración secundaria, el triturador recibe mineral grueso con una granulometría del 80% inferior a 100 mm y es capaz de entregar un producto completamente menor a 38 mm, con una apertura de cierre ajustada a 20 mm. El material triturado pasa luego a la etapa terciaria, donde el triturador, ajustado a 9 mm, reduce el tamaño del mineral hasta un 80% menor a 15 mm.

Dado que el triturador terciario opera en circuito cerrado con una zaranda secundaria cuya malla inferior es de 9 mm y está inclinada a 18 grados, el material que sale tiene una granulometría final por debajo de los 9 mm.

Ambos trituradores son del tipo de cono, los cuales reducen el tamaño del mineral mediante compresión entre el manto del cono excéntrico y el revestimiento del "bowl" o cóncavo. El diseño del manto y el cóncavo varía entre los trituradores. El triturador secundario, conocido como de "cabeza estándar", tiene un perfil más amplio, mientras que el triturador terciario, denominado de "cabeza corta" o "*short head*", posee un perfil más cerrado para obtener una trituración más fina (Fig. II.3.).

Las zarandas primaria y secundaria son máquinas vibratorias de clasificación de tamaño de minerales. Para clasificar o separar por tamaños las partículas utilizan una superficie o malla con aperturas. Las partículas de mineral que atraviesan las aberturas de la malla son denominadas "bajo tamaño". En cambio, las partículas que son rechazadas (aquellas que son transportadas por la zaranda hacia la descarga sin atravesar la malla), son denominadas "sobre tamaño".

Las zarandas, están equipadas con un mecanismo que provoca la vibración de la superficie de la malla. El mineral, alimentado al *chute* de la zaranda, se distribuye sobre la superficie y debido a la vibración, se comporta con características parecidas a las

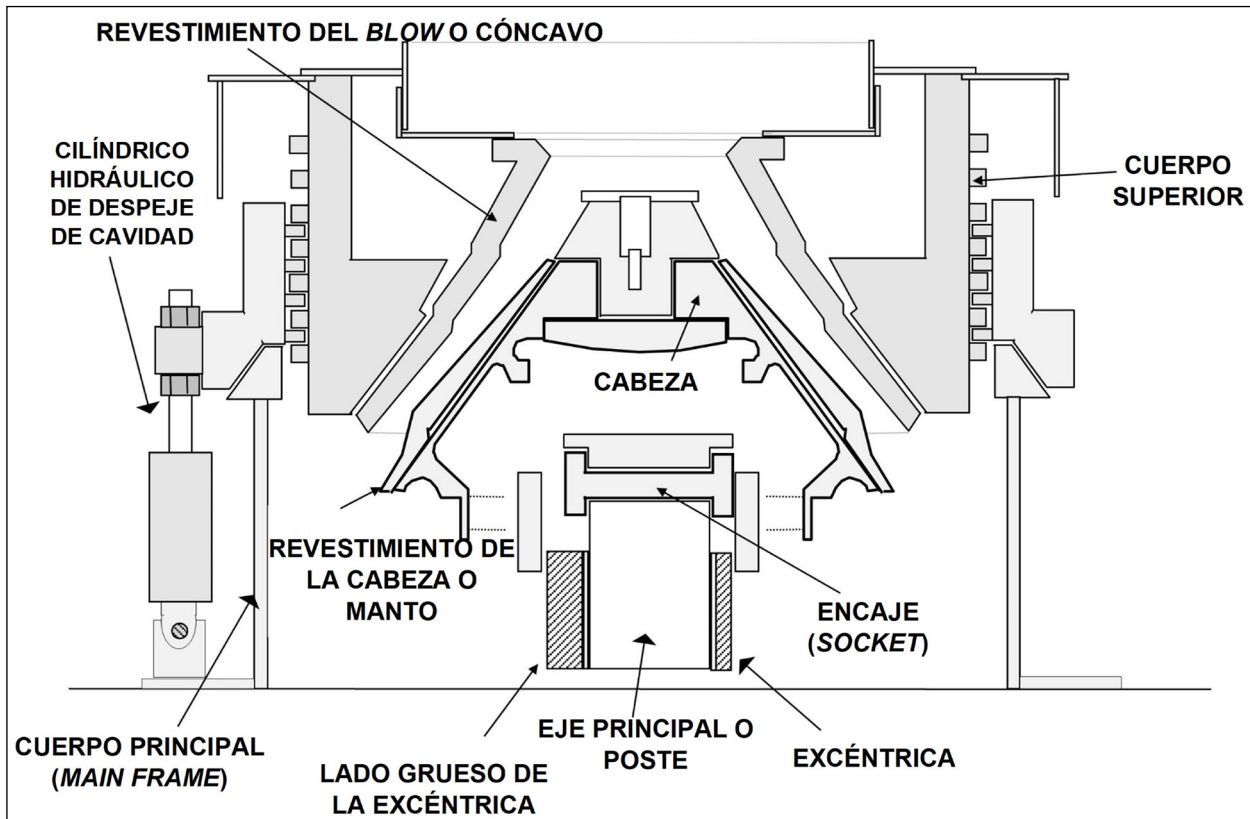


Figura II.3. Componentes principales de un triturador de cono.

de un fluido. Las partículas mayores emergen a la superficie, mientras que las partículas pequeñas, se sumergen entre los espacios vacíos hacia el fondo, este proceso es denominado estratificación. Las partículas suficientemente pequeñas, atraviesan la malla como bajo tamaño. Las partículas mayores no pasan y son rechazadas como sobre tamaño.

El transporte de mineral, entre equipos de trituración y de clasificación, se realiza en correas transportadoras convencionales. Una típica correa transportadora está equipada con detector de velocidad cero, cable de parada de emergencia, detectores de desalineamiento, y detectores de atascamiento en la descarga.

Las variables de proceso de los circuitos de trituración secundaria y terciaria son los siguientes:

- Tonelaje de alimentación zaranda primaria: variable, dependiendo de la alimentación al triturador primario. Rango estimado: 180 - 250 t/h.
- Tamaño del producto triturador secundario. Depende del cierre (*setting*) del triturador. Rango estimado: 20 -25 mm.
- Tonelaje de alimentación triturador terciario: variable, dependiendo del nivel del *chute* de alimentación. Rango estimado: 110 - 180 t/h.
- Tamaño del producto triturador terciario. Depende del cierre (*setting*) del triturador. Rango estimado: 10 - 15 mm.

Es importante destacar que los trituradores de cono trabajan mejor si son alimentados con la carga máxima, antes que se produzca derrame de mineral. Esta condición de tonelaje de saturación (*choke feed*), no se puede cumplir en el triturador secundario, porque no se dispone de tolva de regulación. Esto debe controlarse a través de la alimentación al triturador primario. En cambio, el triturador de cono terciario dispone de una tolva con un alimentador de cinta de velocidad variable.

II.1.2.5. SISTEMA DE APILAMIENTO, MEZCLA Y RECUPERACIÓN DE MINERAL

El yacimiento Cerro Vanguardia, es un depósito de tipo vetiforme, con contenidos de oro y plata altos y fluctuantes. No todas las vetas, poseen las mismas cantidades relativas de los elementos principales. Las vetas del sector sur (El Palo, Laguna Carbón, Pardo, Mirta, Sur de Atila, etc.), se caracterizan por presentar mayor cantidad de metales base. Las vetas del sector central (Luciana, Natalia, Loma del Muerto, Osvaldo Diez, etc.), contienen altas leyes de oro y plata en diferentes proporciones y un muy bajo contenido de metales base.

Para lograr una ley de alimentación de oro y plata que concuerde con los parámetros de diseño de la planta, se debe mezclar el mineral extraído de las diferentes vetas antes de su ingreso a la planta.

Se eligió un sistema circular de acopio, mezcla, y recuperación, para enfrentar el problema y reducir la magnitud de las fluctuaciones en la ley del mineral alimentado a la planta de hidrometalurgia.

El sistema circular de mezclado se divide en dos máquinas: un apilador denominado *stacker* y un raspador de cadena denominado *reclaimer*. El apilador, es capaz de distribuir hasta 220 toneladas por hora, mientras que el raspador de cadena puede recuperar entre 50 y 170 toneladas por hora. El tonelaje de tratamiento es 135 t/h. Las dos máquinas, operan alrededor de una columna central común a ambas, pero pueden operarse en forma independiente. Esto permite efectuar mantenimiento a una máquina con mínima interrupción de la otra.

Sistema de Apilamiento (*stacker*)

Cuando la correa transportadora del apilador empieza a funcionar; una señal es enviada al sistema de control principal, para que habilite el funcionamiento de las correas de alimentación de mineral de la planta de trituración.

El mineral triturado en el circuito terciario es transportado en una correa que alimenta el sistema apilador a través del *chute* cónico montado en la columna central. La pluma del apilador es soportada en un asiento articulado y su inclinación es controlada por un cilindro hidráulico.

Sistema de Recuperación (*reclaimer*)

El raspador del brazo del *reclaimer*, denominado *rake*, debe estar en contacto con la pila de acopio para operar eficientemente. De modo general, el *rake* no requiere ningún procedimiento de ajuste después de iniciada las operaciones. El único momento necesita ajustes de operación es, es cuando se mueve lejos del frente de la pila.

II.1.2.6. PROCESO METALÚRGICO

A continuación, se presenta un resumen del proceso metalúrgico usado para beneficiar la mena de la operación Cerro Vanguardia. En los párrafos siguientes se detalla cada una de las operaciones unitarias. El proceso resumido se muestra en el *flow sheet* general en la figura II.4.

Luego de los procesos de reducción de tamaño en la trituración primaria, secundaria y terciaria, la

conminución (o disminución de tamaño) continúa con la molienda, que está en circuito cerrado con hidrociclones. Desde allí, la pulpa es tratada en un sistema de lixiviación en tanques (lixiviación por agitación), donde el oro y la plata pasan a solución. La pulpa lixiviada pasa a un sistema de decantación en contracorriente (CCD). El *overflow* del CCD va al circuito de clarificación, mientras que el *underflow* posee partículas sin lixiviar, por lo que pasan a un circuito CIL (carbón en pulpa), donde se completa la lixiviación y, luego, el complejo cianurado de oro y plata es adsorbido en carbón activado. El carbón cargado con oro y plata pasa a un proceso de lavado ácido y luego a una elución, donde el oro y la plata pasan a solución nuevamente, obteniendo una solución cianurada rica que se junta con el *overflow* del CCD en la entrada del circuito de clarificación. El carbón es reactivado y devuelto al circuito CIL.

La solución cianurada rica en oro y plata es clarificada y desaireada, para ser tratada con Zn en polvo (proceso Merrill Crowe) donde el oro y la plata pasan al estado metálico y son separadas de la solución por filtros prensa. El sólido obtenido es llevado a la planta de fusión donde se obtiene el lingote *bullion* (Fig. II.4.).

II.1.2.7. MOLIENDA

El objetivo de los equipos en esta área es reducir el tamaño del mineral, que inicialmente es de aproximadamente 9 mm, hasta una granulometría fina de $P_{80}=74 \mu\text{m}$ (80 % del material menor a 74 μm) mediante un proceso de molienda en húmedo. Este proceso se realiza en un molino de bolas que opera en un circuito cerrado con una batería de seis ciclones, manteniendo una carga circulante del 350 %. La alimentación al molino es de 138 toneladas por hora, lo que asegura un proceso continuo y eficiente.

El molino de bolas, con un diámetro interno de 5,03 m y una longitud de 6,71 m, se encarga de reducir el mineral al tamaño necesario para la liberación de las partículas valiosas. El material que alcanza el tamaño de corte, que es el tamaño de liberación del mineral, es conducido en forma de pulpa fuera del circuito de molienda y clasificación.

El espesador de molienda tiene la función crítica de separar el sólido del líquido. El sólido se descarga en forma de pulpa concentrada desde el cono inferior del espesador, mientras que el líquido, con un bajo contenido de sólidos (aproximadamente entre 100 y 500 ppm), rebosa por la canaleta periférica.

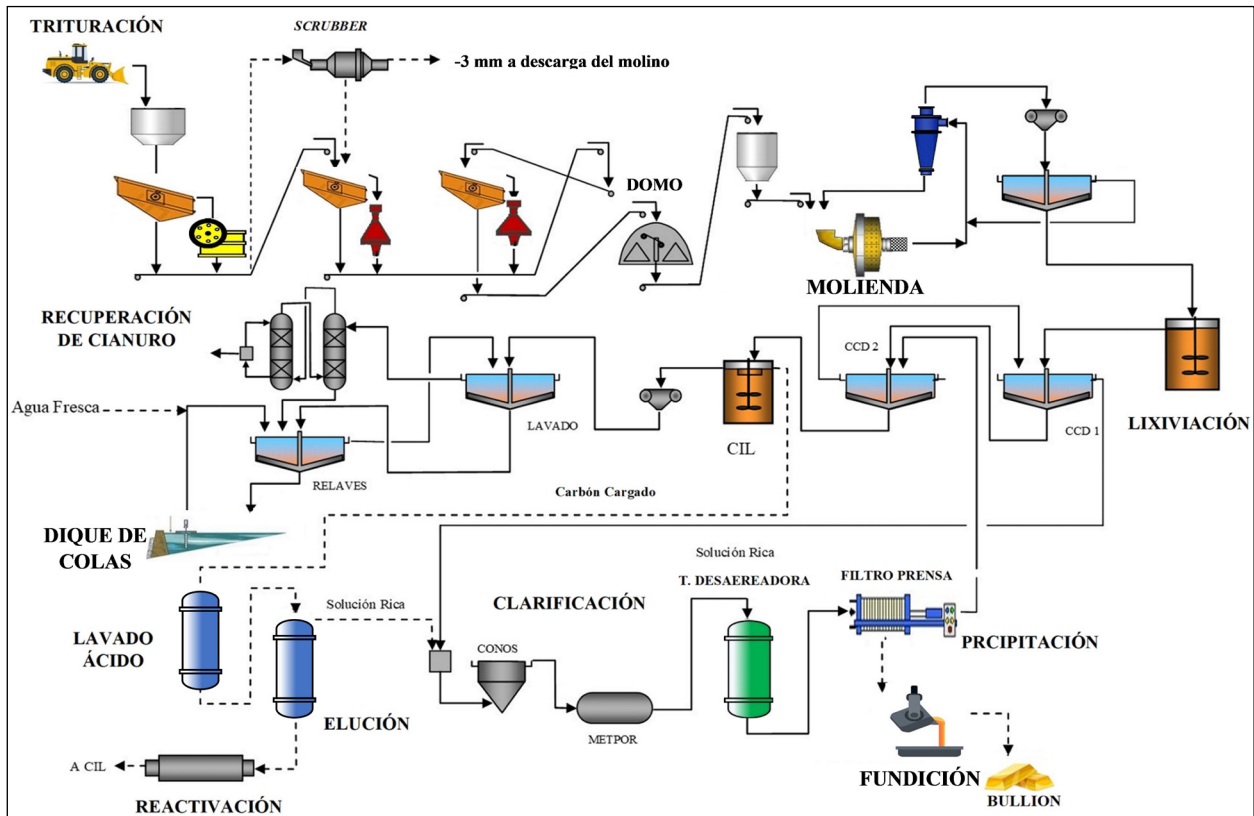


Figura II.4. Diagrama de flujo general del beneficio del mineral de Cerro Vanguardia.

Esta área, que abarca la molienda húmeda y el espesador de molienda, constituye el corazón de la planta de recuperación de oro y plata. Un funcionamiento eficiente y adecuado de estos equipos es esencial para asegurar la operación estable del resto de la planta de procesamiento.

CONCEPTOS GENERALES

Hidrociclones

Los hidrociclones (o ciclones) son equipos de clasificación de partículas por tamaño (Fig. II.5. a y b). Estos equipos tienen una sección cilíndrica y una sección cónica. La pulpa es alimentada a presión por una brida ubicada en el costado de la parte cilíndrica, siendo obligada a descender hacia la descarga inferior. La pulpa que ingresa al ciclón adquiere una trayectoria de espiral en su descenso hacia la descarga. Este movimiento espiral crea fuerzas centrífugas, que provocan que las partículas tiendan a moverse hacia la pared del ciclón. Esto desplaza el líquido, que tiende a moverse hacia el centro del ciclón, arrastrando las partículas más finas. Hacia el fondo cónico del ciclón, las partículas más gruesas son aceleradas y descargadas. En cambio, en el centro del ciclón se produce un flujo de líquido ascendente, que es descargado por la parte superior del ciclón. Un tubo denominado buscador de remolino (*vortex*

finder) permite canalizar el ascenso de líquido con los finos, evitando las turbulencias del ingreso de pulpa al ciclón. El material que sale por el fondo se denomina *underflow* y tiene un porcentaje de sólidos elevado (75 – 83 %). El material que sale por la parte superior se denomina *overflow* y tiene un porcentaje de sólidos menor (15 – 25 %).

Los ciclones descargan por el *underflow* aquellas partículas más gruesas, mientras que en el *overflow* se reportan las partículas de menor tamaño.

El molino de bolas trabaja en "circuito cerrado", lo que significa que el *underflow* del hidrociclón devuelve a la alimentación del molino aquella cantidad de mineral que aún no alcanza el tamaño de corte.

II.1.2.8. LIXIVIACIÓN POR AGITACIÓN

Los circuitos de lixiviación y CCD (decantación en contra corriente) consisten en seis estanques, agitados mecánicamente, y dos espesadores con sus respectivos equipos de accionamiento. La función de los estanques de lixiviación es proveer suficiente tiempo para que se complete la reacción de disolución de oro y plata presentes en la pulpa (36 horas). El objetivo del circuito CCD es disminuir las leyes de oro y plata que se encuentran en solución, para así evitar que sea necesaria la construcción de un área de manipulación del carbón muy grande para la recuperación de dichas leyes.

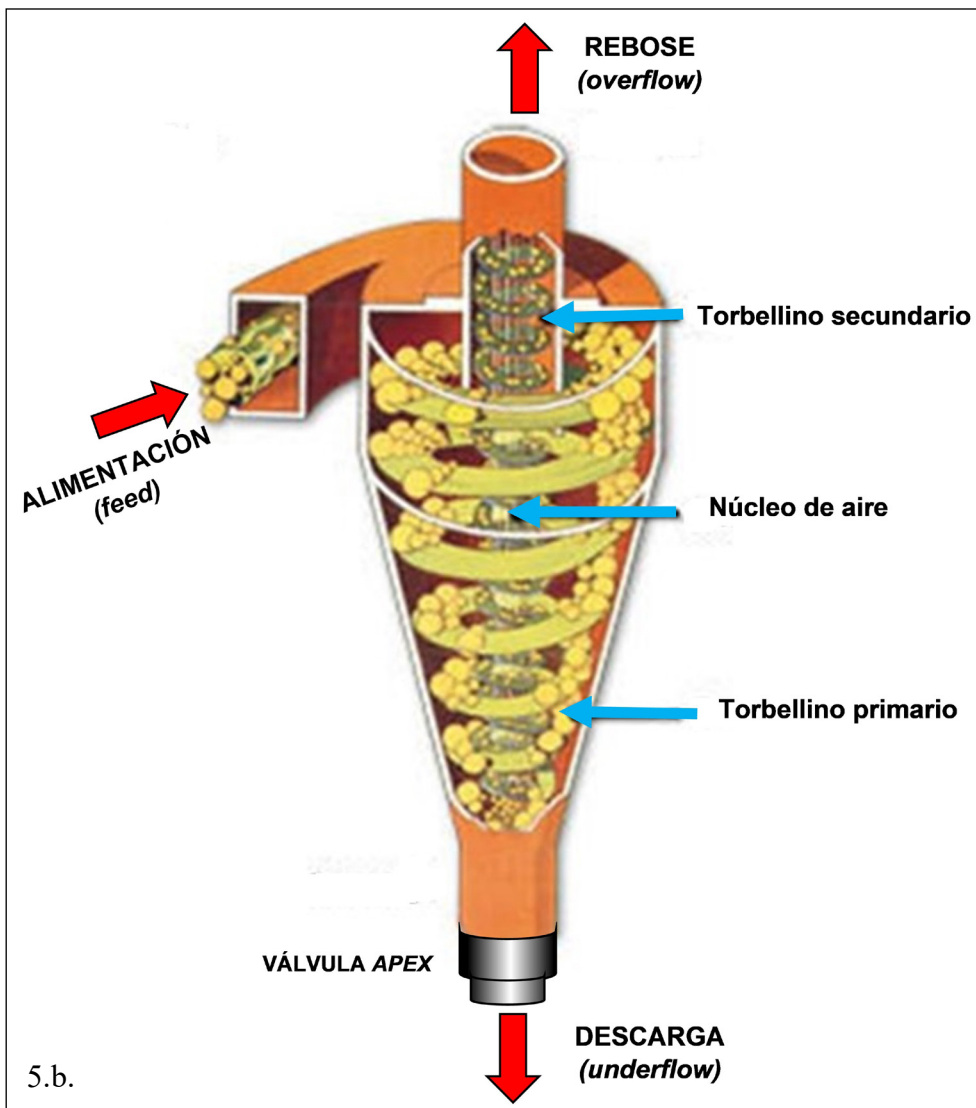
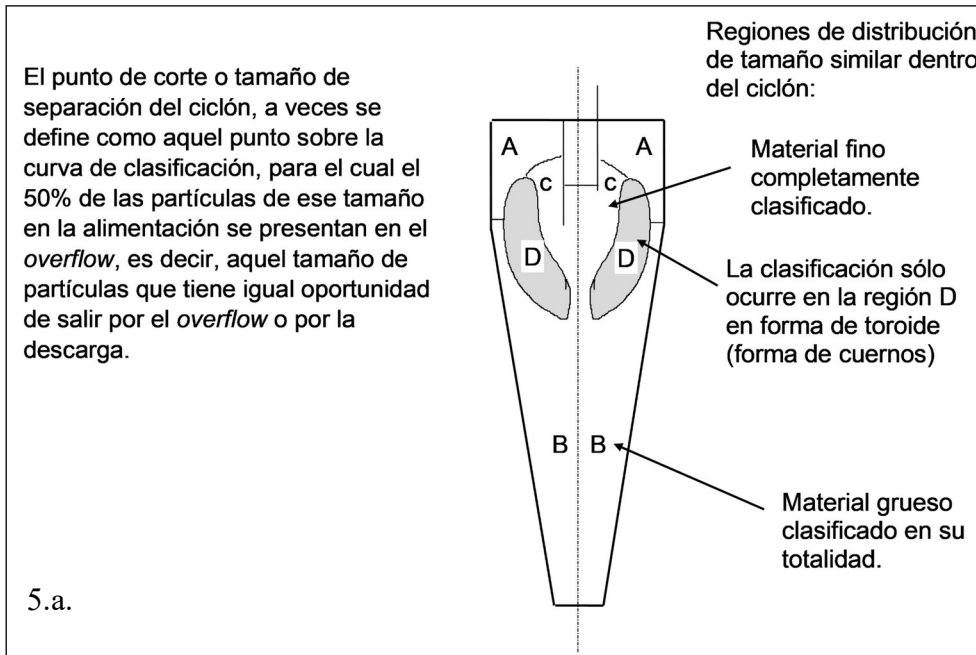


Figura II.5.a. Principio de la clasificación dentro de un hidrociclón. b. Esquema del movimiento de partículas en el interior de un hidrociclón.

Circuito de Lixiviación

La pulpa, con aproximadamente 55 % de sólidos en peso, proveniente de las bombas de descarga del espesador de molienda alimenta un cajón de transferencia, ubicado sobre el estanque de lixiviación N° 1.

La pulpa que descarga del cajón de transferencia es muestreada con cortadores primario y secundario. A continuación, la pulpa descarga en el cajón de *by pass*. El objetivo este cajón es dirigir la pulpa ya sea, hacia el estanque de lixiviación N° 1, o hacia el estanque de lixiviación N° 2.

El circuito de lixiviación por agitación consiste en seis estanques por los cuales la pulpa fluye por gravedad, desde un estanque hacia el siguiente, existiendo cajones de traspaso, que permiten saltarse el estanque siguiente y alimentar al subsiguiente. Lo anterior se controla mediante válvulas de cuchillo de accionamiento neumático.

Los estanques de lixiviación están equipados con agitadores de doble hélice, capaces de inyectar aire comprimido a la pulpa a través del eje. Lo esencial del circuito de lixiviación por agitación es un prolongado tiempo de residencia (del orden de 40 horas) de la pulpa en los estanques.

Se estima que el oro alcanzará alrededor de 90 % de recuperación, en los dos primeros estanques. Sin embargo, la plata requerirá seis estanques o, 36 horas de tiempo de residencia para alcanzar 80 – 84 % de recuperación.

Las variables principales en la lixiviación son la concentración de cianuro, el contenido de oxígeno de la solución y la alcalinidad o pH de la solución.

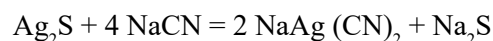
Concentración de cianuro

El reactivo capaz de solubilizar el oro y la plata es el cianuro. Este reactivo se utiliza como cianuro de sodio (Cuadro II.1.). Sin embargo, es el ligando CN⁻ el responsable de la disolución de los metales nobles por formación de iones complejos. En el caso

del oro la ecuación que representa su disolución se puede escribir:



El principal mineral que contiene plata en Cerro Vanguardia es la argentita (Ag₂S), cuya ecuación de disolución por cianuro es:



En tanto, el oro necesita de muy baja concentración de cianuro para ser disuelto (0,0098 % NaCN). En los minerales de sulfuro de plata, por lo menos dos factores influyen en la velocidad de disolución de la plata. El primer factor es la concentración de cianuro (ecuación anterior). El otro factor es la oxidación del sulfuro de sodio (Na₂S); cuanto más rápida sea la oxidación de este, más rápida es la disolución. Bajas concentraciones de cianuro promueven la reprecipitación del sulfuro de plata.

El oro y la plata se encuentran de diversas formas en el mineral: como oro libre, como electrum (Au + Ag), como argentita; además, parte del oro se encuentra dentro de los gránulos de argentita. Esto significa que es necesaria una alta recuperación de plata para obtener una máxima recuperación de oro. Durante las pruebas de laboratorio y planta piloto, se llegó a una relación muy clara:

Alta concentración de cianuro => Alta recuperación de plata => Alta recuperación de oro

Oxígeno Disuelto

Si la concentración de cianuro en solución es adecuada, el paso controlante de la velocidad de disolución del oro y la plata es la concentración de oxígeno (Cuadro II.2.).

Esto significa que la disolución de oro y plata puede verse retardada si la solución de lixiviación no tiene una concentración mínima de oxígeno disuelto.

Contenido de Ag en mena	Concentración de cianuro
< 50 gr/t Ag	800 ppm
>50 gr/t Ag < 120	1.000 ppm
>120 gr/t Ag < 180	1.200 ppm
> 180 gr/t Ag	1.300 ppm

Cuadro II.1. Cantidad de cianuro utilizado en el proceso de lixiviación para optimizar la recuperación de Ag según la concentración presente en la mena.

Temperatura (°C)	O ₂ disuelto (ppm)
5	12,80
10	11,33
15	10,15
20	9,17
25	8,38
30	7,63

Cuadro II.2. Concentración de oxígeno disuelto en soluciones acuosas en función de la temperatura.

Con minerales que tengan una muy baja demanda de oxígeno, es suficiente la disolución de oxígeno desde la superficie de los estanques. Sin embargo, si existen minerales “consumidores de oxígeno”, tales como sulfuros, como por ejemplo pirrotita o argentita, el oxígeno puede ser insuficiente para mantener la cinética de disolución. En tales casos, se implementa una aireación, o inyección de oxígeno, peróxido de hidrógeno, etc.

En Cerro Vanguardia uno de los principales y más abundante mineral de mena es argentita (Ag₂S).

En Cerro Vanguardia se considera una aireación forzada, mediante la inyección de aire comprimido, con la cual se estima que las soluciones pueden alcanzar una concentración máxima de O₂ de 9 mg/L.

Alcalinidad Protectora

Las soluciones cianuradas son sistemas en equilibrio, dependientes del pH. El “cianuro libre”, puede existir como CN⁻ (ión cianuro) y HCN (ácido cianhídrico), siendo el desplazamiento hacia una forma u otra una función del pH.

Se requiere un pH alto y alcalino (bastante mayor que 9,4), para que una gran proporción de cianuro esté en la forma iónica de CN⁻. Se requiere, además, un pH alto por razones de seguridad, para prevenir la formación de HCN (gas soluble en agua y altamente venenoso) (Fig. II.6.).

Una ventaja adicional de trabajar a pH alcalino es que la disolución de metales pesados, tales como el cobre y el níquel, se minimiza.

Circuito CCD - Decantación en Contra Corriente

La pulpa fluye por gravedad desde el estanque de lixiviación N° 1 hasta el estanque N° 6, descargando también por gravedad en el cajón de dilución.

El cajón de dilución N°1 recibe la pulpa con 55 % de sólidos en peso proveniente del circuito de lixiviación y también recibe el *overflow* del espesador N° 2. Por esta razón, el porcentaje de sólidos en el cajón baja a aproximadamente 15 por ciento. La función de este cajón es diluir la pulpa de alimen-

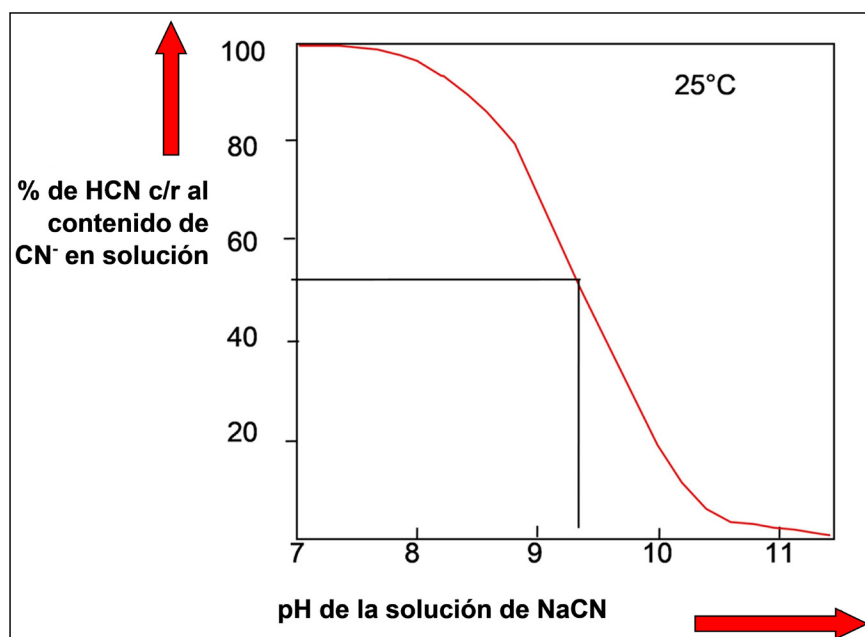


Figura II.6. Relación entre el valor de pH y la proporción de cianuro libre, en la forma de ácido cianhídrico (HCN) o ion CN⁻.

tación al espesador N° 1 y por supuesto, entregar dicha alimentación a la cañería de alimentación del *feedwell* del espesador.

El circuito CCD (decantación en contra corriente) está formado básicamente por dos espesadores en serie denominados respectivamente: Espesador N° 1 y Espesador N° 2. Dos bombas centrífugas horizontales impulsan la pulpa desde la descarga (*underflow*) del espesador N° 1, hacia el cajón de dilución N° 2.

El rebose (*overflow*) del espesador N° 1, una solución que contiene oro y plata alimenta por gravedad el estanque de agua de proceso. Este *overflow*, que es una solución rica cargada con oro y plata, se denomina "agua de proceso".

El destino final de este flujo de oro y plata (en la solución de proceso) es el circuito de precipitación.

El cajón de dilución N° 2 recibe la pulpa con aproximadamente 55 % de sólidos en peso, proveniente del *underflow* del espesador N° 1 y también recibe un importante flujo de solución estéril proveniente del circuito Merrill Crowe.

La solución estéril que llega al cajón de dilución N° 2, baja el porcentaje de sólidos a un 15 %. Con esto se logra una razón de lavado superior a 4. La razón de lavado es de aproximadamente 4,5 (550 m³/h solución estéril / 120 t/h mineral).

Dos bombas centrífugas impulsan la pulpa desde la descarga del espesador de lixiviación N° 2, hacia el cajón de transferencia del circuito CIL.

El objetivo del circuito CCD es producir un efecto de lavado de la pulpa proveniente del circuito de lixiviación. La pulpa proveniente de la lixiviación tiene aproximadamente un 55 % de sólidos en peso. Al agregar un gran volumen de "agua de lavado" (solución estéril), el porcentaje de sólidos de la alimentación de los espesadores baja a aproximadamente un 15 %. La concentración de oro y plata baja al diluirse en el nuevo volumen de líquido. El espesador N° 2 como consecuencia, entrega al circuito CIL una pulpa con una concentración de oro y plata mucho más baja que la que provenía del espesador N° 1.

A su vez, el espesador N° 2, entrega este volumen de "agua de lavado" a la alimentación del espesador N° 1. Por esto se llama circuito de decantación en contracorriente. Porque la pulpa que decanta (*underflow*) va desde el espesador N° 1 hacia el espesador N° 2. En cambio, el líquido que rebosa en el *overflow*, es impulsado en contracorriente, desde el espesador N° 2 hacia el espesador N° 1.

El efecto buscado, es producir un "arrastre" (transporte) de oro y plata, disueltos en la solución (proveniente del circuito de lixiviación). El transporte de oro se produce desde los espesadores hacia el estanque de solución de proceso.

II.1.2.9. CARBÓN EN LIXIVIACIÓN (CIL)

El área CIL incluye los siguientes equipos principales:

- Estanques de carbón en lixiviación (CIL).
- Zaranda de seguridad.
- Bombas de traspaso de carbón.
- Zaranda de carbón cargado (compartida con el área de elución).
- Bombas de colas CIL.
- Muestreadores de pulpa.

Circuito de Carbón en Lixiviación CIL (*Carbon in Leach*)

La pulpa con 55 % de sólidos en peso proveniente de las bombas de descarga del espesador N° 2, alimenta un cajón de transferencia ubicado sobre el estanque CIL N° 1. El flujo de pulpa es de 160 m³/h a una densidad de 1,46 t/m³ y transporta un flujo másico de sólidos de 120 t/h.

La pulpa que descarga del cajón de transferencia es muestreada con cortadores primario y secundario. A continuación, la pulpa descarga en el cajón de *by pass*. El objetivo del cajón de *by pass* es dirigir la pulpa, ya sea hacia el estanque CIL N° 1 o hacia el estanque CIL N° 2. Normalmente, se alimentará el estanque CIL N° 1. En caso de existir necesidades de mantención en el estanque N°1, se puede alimentar la pulpa directamente hacia el estanque N° 2.

El circuito CIL (*carbon in leach*) consiste en siete estanques de 7,8 m de diámetro por 8,5 m de altura. La pulpa fluye por gravedad desde un estanque hacia el siguiente; existen cajones de traspaso que permiten saltarse el estanque siguiente, alimentando al subsiguiente. Esa operación se realiza a través de válvulas de dardo, de accionamiento neumático, desde la sala de control.

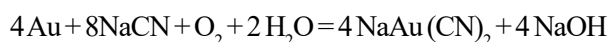
Los estanques CIL están equipados con agitadores de doble hélice, capaces de inyectar aire comprimido a la pulpa a través del eje. Lo esencial del circuito CIL es la presencia de carbón activado junto con la pulpa de los estanques.

El objetivo del circuito CIL es terminar el proceso de lixiviación y, al mismo tiempo, adsorber el oro

y la plata presentes en solución. El carbón activado realiza esta adsorción, un fenómeno caracterizado por la "afinidad" del carbón hacia el oro y la plata.

El oro (y análogamente la plata) se disuelve debido a la presencia de cianuro. Esto significa que el oro, que estaba en estado metálico en el mineral, pasa a un estado iónico en la forma de un ion complejo del tipo: $Au(CN)_2^-$. Este complejo metálico abandona el mineral y se mueve libremente entre los otros iones y las moléculas de agua presentes en la pulpa.

La siguiente ecuación representa la disolución de oro nativo en soluciones cianuradas:



Como el oro aumenta su estado de oxidación al pasar de Au^0 en el mineral a Au^+ en el ion complejo, se requiere la presencia de oxígeno como agente oxidante.

Debido a las elevadas leyes de plata, se consideró necesario incluir aireación forzada en el circuito CIL. Se diseñó el circuito con una capacidad de 57 m³/h de aire por estanque.

La adsorción de los iones disueltos de oro y plata se efectúa mediante el carbón activado que está presente en los estanques, en una concentración de aproximadamente 25 g/L.

Mientras la pulpa fluye gravitacionalmente de estanque en estanque, el carbón es retenido en cada estanque. Esta retención del carbón se obtiene mediante un diseño de mallas (*kambaldas*), cuya apertura permite el paso del mineral, pero impide el paso del carbón. Las zarandas *kambaldas* son fijas.

Sin embargo, el carbón no permanece indefinidamente en cada estanque CIL. El carbón activado tiene una cierta capacidad de carga de oro, plata y otros metales. Esto se refiere a la cantidad de oro y plata en gramos que cada tonelada de carbón activado es capaz de adsorber en una pulpa de condiciones dadas (por ejemplo, 6.000 gr Au + Ag por tonelada de carbón). Por lo tanto, es necesario retirar del circuito el carbón que ya alcanzó su capacidad de carga. Si una cantidad de carbón, en un estanque CIL está cerca de su carga "de equilibrio", de metales preciosos, existe el riesgo económico de perder la oportunidad de adsorber el máximo de oro y plata desde el flujo de pulpa.

En el circuito CIL, existen en realidad dos flujos en contracorriente. La pulpa fluye continuamente, por gravedad, desde el estanque N° 1, a mayor altura, hacia el estanque N° 7, ubicado en la cota más baja de todos. El carbón, en cambio, es impulsado en contracorriente, desde el estanque N° 7, hacia el estanque N° 6, y así sucesivamente.

El flujo de carbón en contracorriente es discontinuo. Bombas centrífugas verticales, instaladas en cada estanque, son arrancadas periódicamente, durante un intervalo de tiempo.

Se definió una estrategia de transporte de carbón, que incluye el arranque y funcionamiento de las bombas, durante quince minutos, en cada hora.

La bomba de transferencia del primer estanque CIL, impulsa la pulpa con el carbón cargado, hacia la zaranda de carbón cargado. El sobretamaño de la zaranda (el carbón), alimenta la tolva de carbón cargado. El bajo tamaño de la zaranda (la pulpa), atraviesa las mallas y cae canalizado, de regreso hacia el estanque CIL N° 1.

El último estanque CIL, recibe carbón activado regenerado, desde la tolva de carbón reactivado. Una bomba de carbón reactivado impulsa el carbón desde la tolva mencionada.

El objetivo del circuito CIL, es entregar una cola (pulpa final), con un contenido de oro de 0,01 ppm en solución, y un contenido de oro en el mineral de 0,5 gr/t.

Para lograr que el contenido de oro en solución sea bajo, es necesario "cuidar el perfil de concentración" del carbón activado en los estanques. Esto último se refiere tanto a la cantidad de carbón en cada estanque, como al contenido de oro del carbón en cada estanque. En otras palabras, si hay poco carbón en un estanque, éste se puede saturar, por lo tanto, la solución aun conteniendo oro, abandonará el estanque. Si esto ocurre en el último estanque, el oro disuelto se irá con las colas.

Para una concentración de carbón de 25 g/L, la cantidad de carbón (inventario de carbón) en cada estanque es de: 380.000 L (volumen 1 tanque) * 25 g/L = 9.500.000 gr de carbón = 9.500 kg de carbón (Cuadro II.3.).

Las bombas de transporte de carbón impulsan 60 m³/h de pulpa y carbón. Si son operadas 15 minutos

Concentración	g/L	18	19	20	21	22	23	24	25
Inventario	kg	6.840	7.220	7.600	7.980	8.360	8.740	9.120	9.500

Cuadro II.3. Concentración e inventario de carbón en estanques CIL (c/u). Se presenta una estimación del inventario de carbón en cada estanque en función de la concentración de carbón en dicho estanque medida en gramos de carbón por litro de pulpa.

cada hora, al cabo de 24 horas, habrán operado 6 horas. En 6 horas de operación, las bombas impulsan: $60 \text{ m}^3/\text{h} * 6 \text{ h} = 360 \text{ m}^3$ de pulpa, o sea: $360 \text{ m}^3 * 25 \text{ g/L} = 9.000 \text{ kg}$ de carbón (9 t).

Demás está decir que, la pérdida de carbón activado cargado con oro es una pérdida económica de gran magnitud.

Después del último estanque CIL, la pulpa debe atravesar una zaranda de seguridad. Esta zaranda de cinta es un dispositivo de seguridad, porque permite el paso de la pulpa, pero si por accidente, hubiera carbón, éste sería atrapado por la malla de la zaranda. Un accidente de este tipo podría ser, por ejemplo; una fuga de carbón que alcance por derrame la canaleta de descarga de la kambalda, o bien una malla de una kambalda perforada y con una apertura mayor que la de diseño (0,5 mm), etc.

CONCEPTOS GENERALES

¿Qué es el carbón activado?

El carbón activado, es uno de los agentes más efectivos para la recuperación, separación y purificación de una variada gama de sustancias. Su uso como agente purificador de aguas, se conoce desde hace siglos. La primera aplicación comercial de carbón para extracción de oro, desde soluciones cianuradas se efectuó en Australia en 1897.

Las materias primas para la fabricación de carbón activado incluyen madera, cuercos de frutas, carbones, residuos de petróleo, huesos, azúcar y otros vegetales. Básicamente, el carbón activado se comercializa en dos formas: en polvo y granular. Los carbones en polvo tienen una cinética muy activa debido a su tamaño de partículas, pero son desechables. En cambio, los carbones granulares son reutilizados después de su regeneración.

Para su aplicación en metalurgia del oro, se utiliza carbón fabricado de cáscara de coco. La dureza y resistencia a la abrasión del carbón de cáscara de coco, lo hacen un producto adecuado para su uso en la adsorción de oro. Esto minimiza las pérdidas de oro, asociado a carbón fino que escapa con la pulpa que va al tranque de relaves.

La capacidad de adsorción del carbón activado se relaciona principalmente con sus propiedades superficiales y estructura de poros.

La naturaleza de la adsorción

El carbón activado, posee una enorme superficie en relación a su masa o volumen.

Existen varias teorías, para explicar la afinidad del oro con el carbón activado. Probablemente permanezca mucho por descubrir. Pero es indudable, que la gran superficie interna que presenta el carbón activado juega algún rol en la acción de adsorción. Durante el proceso de activación, el carbón desarrolla una estructura gráfica porosa de dimensiones moleculares. El tamaño de los poros es importante porque ejercen una acción selectiva, ya sea para permitir la adsorción de ciertas especies, o para evitar la de otras. Esto ha conducido al uso de indicadores, como, por ejemplo, el número de yodo. Este número de yodo es una indicación del número de poros sobre 1 nm, que es el tamaño de la pequeña molécula de yodo.

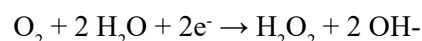
Estructura de poros

Se sabe, que existen al menos dos sistemas de poros de tamaños muy diferentes en cada partícula de carbón activado. Un sistema, está formado por capilares (macro poros), que penetran hacia el interior de las partículas de carbón. Estos capilares, actúan como grandes vías para la difusión de materiales hacia el interior, o desde el interior hacia el exterior.

El otro sistema (microporos), es el más importante, porque contribuye en mucho mayor medida a la superficie disponible para la adsorción. El tamaño de los macroporos va desde los 60 nm a los 10.000 nm. El tamaño de los microporos es varios órdenes de magnitud inferior al de los macro poros, siendo inferiores a 3 nm.

Mecanismo electroquímico

En general, el carbón activado parece adsorber complejos aniónicos con preferencia a los catiónicos. La teoría del mecanismo electroquímico es la siguiente: el oxígeno en contacto con una solución acuosa con carbón se reduce a grupos hidroxilo, con liberación de peróxido de hidrógeno (agua oxigenada, H_2O_2) según:



Como el carbón proporciona los electrones, éste adquiere carga positiva y para lograr la neutralidad eléctrica, adsorberá aniones en forma preferencial (Fig. II.7.).

Existe otra teoría, que postula que la adsorción del oro se efectúa como el par iónico, de la forma $\text{Ca}[\text{Au}(\text{CN})_2]_2$. Según esta teoría, la adsorción de metales en carbón activado, desde circuitos con cianuro, se efectúa vía un mecanismo reversible.

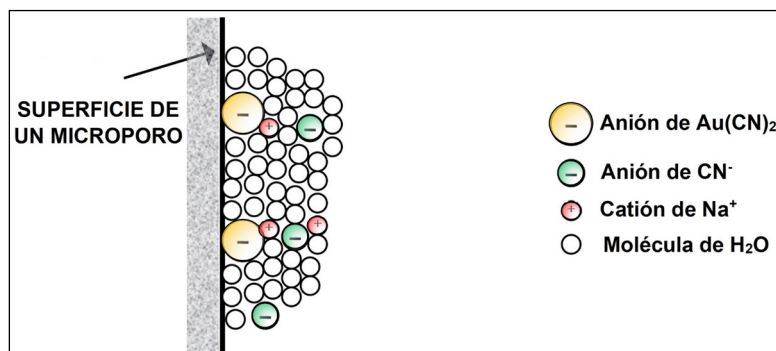


Figura II.7. Esquema teórico del mecanismo electroquímico en adsorción del anión cianurado.

El mecanismo, incluye el par iónico compuesto por un catión divalente que puede ser el calcio y, el complejo metálico cianurado.

Los complejos de oro, plata y cobre se adsorben fuertemente en el carbón activado. Es interesante destacar que, la capacidad del carbón para adsorber oro desde soluciones cianuradas es alrededor de tres veces mayor que su capacidad para la plata.

II.1.2.10. LAVADO ÁCIDO Y ELUCIÓN

En el área de lavado ácido, elución y regeneración de carbón; se encuentran los siguientes equipos principales:

- Zaranda de carbón cargado
- Tanque de almacenamiento de carbón cargado
- Columna de lavado ácido
- Columna de elución
- Calefactor de aceite térmico
- Intercambiadores de calor
- Horno de regeneración

Transferencia de Carbón

El carbón activado cargado con oro y plata es transferido desde el estanque CIL N° 1, hacia la zaranda de carbón cargado, vía una bomba centrífuga vertical.

La bomba denominada bomba N° 1 de avance de carbón, impulsa pulpa y carbón desde el estanque CIL N° 1, hacia la zaranda de carbón cargado. El bajotamaño de la zaranda (pulpa), cae de vuelta hacia el estanque CIL N° 1. El sobretamaño de la zaranda, descarga el carbón hacia el tanque de almacenamiento de carbón cargado.

El carbón cargado, es alimentado a la columna de lavado ácido, en una operación *batch*, al abrir la válvula de transferencia de carbón. Previamente se debe inyectar solución estéril a la columna de lavado ácido.

1. Lavado Ácido

El objetivo del lavado ácido es remover contaminantes inorgánicos (carbonatos), adsorbidos en el carbón durante el contacto con la pulpa en el circuito CIL.

El carbón, es lavado con ácido clorhídrico, a temperatura ambiente o más elevada, dependiendo de las condiciones de operación (nivel de actividad del carbón). El lavado se realiza en una columna de FRP, y es un proceso *batch*, es decir no continuo.

El lavado ácido se realiza en las siguientes etapas:

- Inyección de ácido clorhídrico (HCl) + agua tratada (H₂O)
- Reacción *batch*
- Lavado con H₂O tratada
- Inyección de hidróxido de sodio (NaOH) a 0,1 %

El ácido clorhídrico comercial, a 32 % de concentración, se diluye en línea con agua tratada para obtener una concentración de aproximadamente 3 % de ácido clorhídrico.

La solución al 3 % de ácido clorhídrico puede utilizarse a temperatura ambiente, aunque el sistema está diseñado para operar hasta 90 °C. Para lograr esta temperatura, se dispone de un circuito de calentamiento, formado por un calefactor de fluido térmico y un intercambiador de calor.

El flujo de solución por la columna es ascendente, lo que favorece la liberación de gases, tales como dióxido de carbono y ácido cianhídrico (CO₂ y HCN), generados durante el lavado ácido.

Etapas de inyección de ácido: La etapa de inyección de ácido consiste en bombear 1 bed volumen (BV), (a 10 m³/h) de solución al 3 % de ácido clorhídrico, hacia el *manifold* de entrada de la columna. La concentración de 3 % de ácido clorhídrico, se alcanza mezclando 1,0 m³/h de ácido clorhídrico a 32 %, con 10,0 m³/h

de agua tratada. El ácido con concentración comercial, se inyecta a la línea de agua tratada, aguas abajo (después) del intercambiador de calor.

Etapas de reacción *batch*: La etapa de reacción *batch*, comienza tan pronto como el pH de la solución que abandona la columna de lavado ácido, alcanza el valor $\text{pH} = 2$. La temperatura de operación deberá ser de $65\text{ }^{\circ}\text{C}$; en ese momento se deben detener los flujos de agua y ácido. En forma alternativa, el operador puede dar por iniciada la etapa de reacción *batch*, según las condiciones de operación, definidas por el metalurgista. En ambos casos, una vez iniciada la etapa de reacción *batch*, un contador diferirá por 60 minutos el inicio de la etapa siguiente.

Etapas de evacuación del ácido y de lavado con agua tratada: La solución gastada de ácido, contenida en la columna, es desplazada hacia el cajón de colas CIL, por medio del bombeo de agua tratada. El agua tratada, ingresa a la columna por la parte inferior; ascendiendo para luego abandonar la columna junto con el ácido, por la parte superior, donde un *manifold* conecta con la línea de descarga.

Inyección de hidróxido de sodio: El *batch* de carbón es neutralizado, bombeando a través de la columna NaOH al 0,1 %, y agua tratada, descargando siempre hacia las colas CIL. Esta concentración de hidróxido de sodio (0,1 % NaOH), se alcanza mezclando: $0,074\text{ m}^3/\text{h}$ de NaOH a 20 %, con $15\text{ m}^3/\text{h}$ de agua tratada. Con la neutralización, el carbón alcanzará un $\text{pH} = 7$ y estará listo para ser transferido a la elución.

Aquí termina la secuencia automática de lavado ácido, y el operador debe iniciar la secuencia de transporte de carbón, desde la columna de lavado ácido hacia la columna de elución.

Transferencia de carbón desde la columna de lavado ácido hacia la de elución: El operador, inicia la secuencia de transporte de carbón desde la columna de lavado ácido, inmediatamente después que la columna de elución ha completado su ciclo *batch*, y que el carbón contenido ha sido transferido hacia regeneración. O sea, cuando la columna de elución está vacía. Al arrancar la bomba de transferencia de carbón, previamente se debe inyectar solución estéril a la columna de lavado ácido; y también llenar la columna de elución con solución estéril.

2. Elución

El proceso, utilizado es del tipo AARL (*Anglo American Research Laboratories*), el objetivo de la elución es “desorber” (desligar) el oro y la plata del carbón cargado. Los complejos aurocianurados y argentocianurados, deben abandonar el carbón, para integrarse al flujo de soluciones utilizadas en este proceso.

El resultado de la elución es un carbón descargado y una solución enriquecida en oro y plata disueltos, como complejos metálicos de cianuro.

El circuito de elución se ha diseñado para operar a $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ y una presión de 400 kPa (58 psi). A esta temperatura, se requiere una presión manométrica sobre 190 kPa (20 psi).

La elución se realiza en las siguientes etapas:

- Drenaje solución estéril
- Inyección de NaOH + NaCN
- Precalentamiento con solución caliente de hidróxido de sodio (NaOH) + cianuro de sodio (NaCN), (recirculación de solución “mezcla de elución” y calefactor encendido)
- Reacción *batch*
- Inyección de agua tratada (H_2O a $120\text{ }^{\circ}\text{C}$)
- Enfriamiento columna (con agua tratada)
- Drenaje solución estéril

Drenaje de solución estéril: Después del transporte de carbón desde la columna de lavado ácido, se debe drenar la columna de elución, de manera de dejar el carbón en el interior de la columna y botar la solución de transferencia.

Precalentamiento: Se arranca la caldera de fluido térmico. El aceite térmico, circula desde la caldera hacia el intercambiador y la mezcla de elución circula desde la columna hacia la bomba. Para alcanzar la temperatura de $120\text{ }^{\circ}\text{C}$, se debe precalentar la columna y la carga de carbón. El precalentamiento, consiste en recircular solución a $120\text{ }^{\circ}\text{C}$, durante un máximo de 33 minutos.

Inyección de NaOH + NaCN: La columna es llenada con mezcla de elución contenida en el tanque, arrancando las bombas. Dichas bombas son de velocidad variable, el flujo debe fijarse en $24\text{ m}^3/\text{h}$. Las bombas funcionan durante 30 minutos, recirculando solución hacia el tanque.

Reacción *Batch*: La etapa de reacción *batch*, consiste en dejar la solución de NaCN/NaOH, en contacto con el carbón por un período de tiempo de 90 minutos.

Inyección de agua tratada: El agua tratada, proviene de la planta de ósmosis inversa. Esta agua, posee bajas concentraciones de iones calcio, magnesio y sodio. Este lavado con agua deionizada, tiene como objetivo “desorber” (desligar o liberar) a los iones aurocianuro y argentocianuro del carbón. La temperatura de 120 °C, es importante para disminuir la cantidad de agua necesaria para “sacar” casi todos los metales del carbón.

Al finalizar la etapa de inyección de agua tratada (7,5 *bed volumes*), aproximadamente 3,1 horas a 24 m³/h, se apaga el calefactor de aceite; de manera de proceder a la etapa de enfriamiento de la columna.

Enfriamiento: La etapa de enfriamiento del *batch* de carbón, se logra bombeando agua tratada (a 24 m³/h) durante 30 minutos. Esta etapa es necesaria antes de proceder al transporte del carbón hacia la etapa de regeneración. El bombeo del carbón a 120 °C, provocaría problemas de generación de vapor, liberación de la presión y peligro para las personas y equipos.

3. Regeneración de carbón

El carbón descargado, luego de la etapa de elución, generalmente es reactivado en un horno antes, de ser enviado de vuelta hacia el circuito de adsorción (CIL).

El carbón es impulsado por medio de la bomba de transferencia de carbón, hacia la zaranda de desaguado. El bajotamaño (agua más finos de carbón), es impulsado con una de las bombas del estanque de finos de carbón, hacia el filtro de carbón fino. El sobretamaño de la zaranda de desaguado (carbón), es vaciado en el silo de alimentación del horno de regeneración.

El carbón con una granulometría inferior a 0,5 mm, que es el bajo tamaño de la zaranda de desaguado y de la zaranda de carbón reactivado se filtra en un filtro prensa, marca Sperry. El filtro Sperry es del tipo de cámaras “recesadas” con una superficie de 19,86 m², y un volumen de 0,31 m³. El agua filtrada retorna al circuito de regeneración.

La necesidad de reactivar el carbón, está relacionada con la capacidad del carbón de adsorber los metales (actividad del carbón). La velocidad de adsorción del oro en carbón activado, depende de varios factores, tales como: temperatura, agitación, pH, viscosidad de la pulpa, presencia de especies iónicas en solución, materias orgánicas en solución, y la actividad inicial propia del carbón. Como se dijo antes, el carbón activado utilizado en plantas

de oro y plata, se fabrica de cáscara de coco, sometida a un tratamiento térmico, a temperaturas de 800 °C en atmósfera con vapor de agua. Productos orgánicos, tales como aceites lubricantes, reactivos orgánicos, o ácido húmico (producto de descomposición vegetal), tienen un efecto negativo en la actividad del carbón.

La regeneración del carbón, se efectúa mediante la remoción de los contaminantes adsorbidos, mediante la formación de grupos funcionales. En dichos grupos funcionales, es donde el complejo aurocianurado [Au(CN)₂]⁻, se postula que se adsorbe. Los complejos aurocianurado y argentocianurado se adsorben en el carbón, en un proceso parecido al de intercambio iónico, con liberación de hidróxido. Iones tales como Ca²⁺ están fuertemente adsorbidos.

La regeneración del carbón, a una actividad cercana a la original, requiere temperaturas sobre los 650 °C; en atmósfera con vapor y con tiempos de residencia del orden de 15 minutos. El horno, está diseñado para que cumpla con el tratamiento máximo de 500 kg/h de carbón.

El tratamiento térmico del carbón, se realiza en un horno rotatorio, con quemadores a gas. El calentamiento es indirecto, de manera que el carbón no entra en contacto con la llama.

El carbón que ingresa al horno, tiene un 50 % de humedad atrapada en su estructura de micro/macro-poros. Esta humedad al evaporarse, proporciona la atmósfera de vapor requerida.

El carbón es descargado del horno rotatorio, en un estanque de enfriamiento que está lleno de solución estéril. El flujo de carbón, que cae en el estanque de enfriamiento es transportado, mediante bomba centrífuga hacia una zaranda de carbón reactivado. Es necesario, clasificar por tamaño el carbón; porque los finos de carbón, deben ser retirados del circuito. El carbón fino (de tamaño inferior a 0,5 mm) atraviesa las mallas de las *kambaldas* en el circuito CIL. Este carbón fino que escapa del circuito CIL, se lleva el oro adsorbido, junto con las colas que son bombeadas hacia la planta de tratamiento de colas finales.

El carbón de tamaño inferior a 0,5 mm, se atrapa en un filtro prensa y representa una disminución del inventario de carbón del circuito. Estas “pérdidas” de carbón deben reponerse con carbón “fresco”.

El carbón fresco (carbón nuevo), se somete a una operación de acondicionamiento, antes de ingresarlo al circuito. El acondicionamiento, consiste en someterlo a una agitación en un estanque con agua,

de manera que las partículas más pequeñas, y los trocitos fracturados se desprendan de las partículas de mayor tamaño. La mezcla, de agua con partículas de carbón nuevo acondicionado, se bombea hacia la zaranda de carbón reactivado; para separar por tamaños. En esta zaranda de carbón reactivado, se juntan entonces tanto el carbón nuevo acondicionado, como el carbón regenerado.

El sobretamaño de la zaranda de carbón reactivado, cae en un estanque con fondo cónico, denominado estanque de carbón reactivado. Desde el estanque de carbón reactivado, el carbón es impulsado de regreso al circuito CIL.

II.1.2.11. CLARIFICACIÓN

El área de clarificación consta de los siguientes equipos:

- Tanque de solución no clarificada
- Caja de alimentación a los conos clarificadores
- Conos clarificadores
- Tanque de alimentación a los filtros de clarificación
- Filtros clarificadores
- Tanque de precapa
- Tanque de solución clarificada

El objetivo de los circuitos de clarificación es procesar la solución cargada con oro y plata, de manera que esta contenga el mínimo de sólidos en suspensión.

Para reducir los sólidos en suspensión, se cuenta con dos circuitos en serie: un primer circuito de clarificación, compuesto por dos conos clarificadores (*hopper clarifiers*), y un segundo circuito, compuesto por un estanque de 50 m³ de capacidad, tres filtros de clarificación, un sistema de preparación de precapa, un sistema de adición de precapa y un estanque de almacenamiento de solución clarificada de 1250 m³ de capacidad.

Circuito de Clarificación en Conos

La alimentación al circuito de clarificación, proviene del rebose del espesador CCD 1, (denominada agua de proceso o solución rica) y de la solución rica de la elución. Dichas soluciones, son descargadas hacia la caja de alimentación de los conos clarificadores, cuyo sistema repartidor permite alimentar a cualquiera de los dos conos clarificadores.

El tanque de alimentación de los conos clarificadores está equipado con dos bombas centrífugas.

Cada bomba (una en operación y otra en *stand by*) puede transferir 632 m³/h de solución.

El estanque de solución no clarificada tiene una capacidad de 1250 m³, lo que equivale aproximadamente a dos horas de operación.

En la parte superior de los conos, la solución es recibida en la parte central de la caja de alimentación la que permite dividir el flujo total hacia ambos conos, a través de dos salidas laterales. En cada salida, hay una válvula tapón que permite regular o parar el flujo hacia un determinado cono.

El cono clarificador, es básicamente una unidad de sedimentación/filtración de sólidos, en una corriente ascendente de solución (Fig. II.8.). Se adiciona a la solución no-clarificada, coagulante para crear coágulos de mayor velocidad de sedimentación, que la velocidad de ascenso de la solución. El sólido sedimentado, en la parte cónica del clarificador, forma un lecho fluidizado de coágulos, que “filtra” los que entran con la solución. La solución, asciende limpia hacia las canaletas de *overflow*; mientras que los sólidos, cada cierto intervalo de tiempo, son descargados del clarificador, a través de un tubo ubicado un poco más arriba del cono, cuyo control es hecho a través de válvulas con temporizador. La pulpa descargada, desciende por gravedad hacia la bomba de piso y es bombeada de vuelta, hacia el cajón que alimenta al espesador CCD 1.

Para lograr una solución clara con muy bajo contenido de sólidos en el rebose, es necesario agregar coagulante en las siguientes condiciones:

Tipo de coagulante: VLCC (polímero catiónico de alto peso molecular) o M83 (polielectrolito en emulsión).

Dosificación: 0,2 g/m³ (gramos de coagulante por m³ de solución) 130 L/h de coagulante, a una concentración de 0,1%.

CONCEPTOS GENERALES

Coagulantes

Las partículas ultrafinas (0 a 25 micrones) tienen por lo general la particularidad de presentar una razón de carga eléctrica natural muy superior, con respecto a su masa, de aquellas partículas de rango medio de tamaño (75 a 250 micrones).

Las partículas finas, tienen la particularidad de repelerse mutuamente y mantenerse en suspensión en forma indefinida, fenómeno que se manifiesta en la turbiedad o coloración de dichas soluciones.

Para sedimentar dichas partículas, es necesario eliminar las cargas eléctricas naturales, mediante el uso de un coagulante.

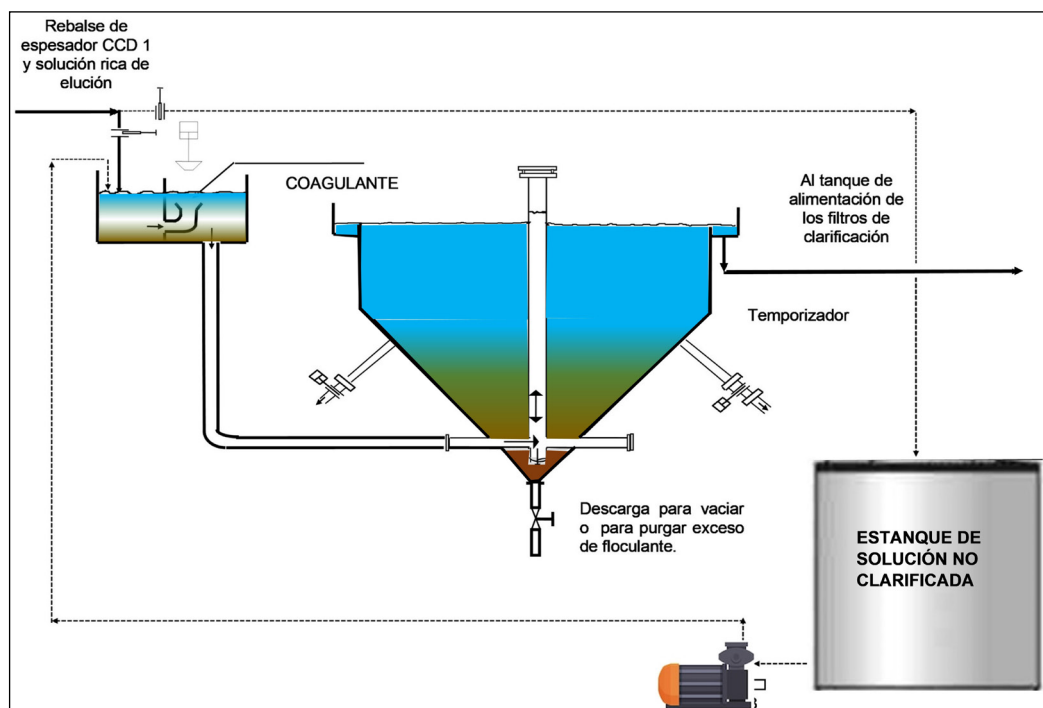


Figura II.8. Esquema simplificado del funcionamiento del cono clarificador.

Los coagulantes, son polímeros orgánicos sintéticos que pueden ser catiónicos o aniónicos, según las cargas eléctricas de las partículas que se desea sedimentar. Debido a la acción del coagulante, las partículas finas neutralizadas pueden entonces juntarse. En el diseño de los conos clarificadores, el coagulante debe dosificarse en la solución sucia de alimentación, en algún punto aguas arriba de la alimentación del hooper mismo, para asegurar un mezclado correcto; se elige el cajón de alimentación como punto de adición.

Circuito de Clarificación en Filtros

El objetivo de la etapa de clarificación es bajar los sólidos en suspensión de las soluciones de alimentación al proceso Merrill Crowe hasta niveles de turbidez inferiores a 10 NTU.

La solución clarificada en los conos fluye gravitacionalmente desde las canaletas de rebose hacia el tanque de alimentación de los filtros clarificadores.

El estanque de alimentación de los filtros clarificadores, está equipado con dos bombas (una en *stand by*). Estas bombas, impulsan un flujo del orden de 630 m³/h de solución hacia los filtros clarificadores. De los 3 filtros clarificadores, dos están normalmente en servicio (315 m³/h c/u) y el tercero en *stand by*.

La solución clarificada es descargada desde los filtros hacia dos destinos posibles, torre de desaireación o al tanque de solución clarificada.

Habitualmente, dos filtros estarán siendo alimentados con 310 - 320 m³/h cada uno. El tercer filtro entrará en operación, cuando sea necesario detener uno de los filtros en servicio para lavado, al final de su ciclo de filtración.

Antes de colocar un filtro de clarificación en operación, hay que ubicar una precapa de tierra de diatomea como ayuda filtrante. Esto se hace, para evitar que las partículas de arcilla se incrusten y bloqueen la tela del filtro, formando una camada impenetrable.

Filtros clarificadores

Los filtros clarificadores, son de marca SPARKLER que consisten en un tanque cilíndrico horizontal equipado interiormente con hojas de acero inoxidable 316L, emplazadas sobre una cañería que les sirve de soporte. Los discos están cubiertos con tela de polietileno, la que actúa como elemento filtrante. El estanque cilíndrico tiene una tapa abulonada, que incluye las bridas de entrada y salida de soluciones. Es posible abrir el filtro por medio de unos carros hidráulicos, los que permiten deslizar el cuerpo cilíndrico y separarlo de la tapa.

La solución ingresa al filtro por una cañería conectada a la brida ubicada en la parte central de la tapa. En el interior del filtro, la solución debe atravesar las hojas recubiertas con el medio filtrante (tela). La solución que atraviesa los discos, es recolectada en una cañería que también sirve de soporte a dichos discos. La salida de solución filtrada, se produce por la brida ubicada en la parte inferior de la tapa (Fig. II.9. a y b).

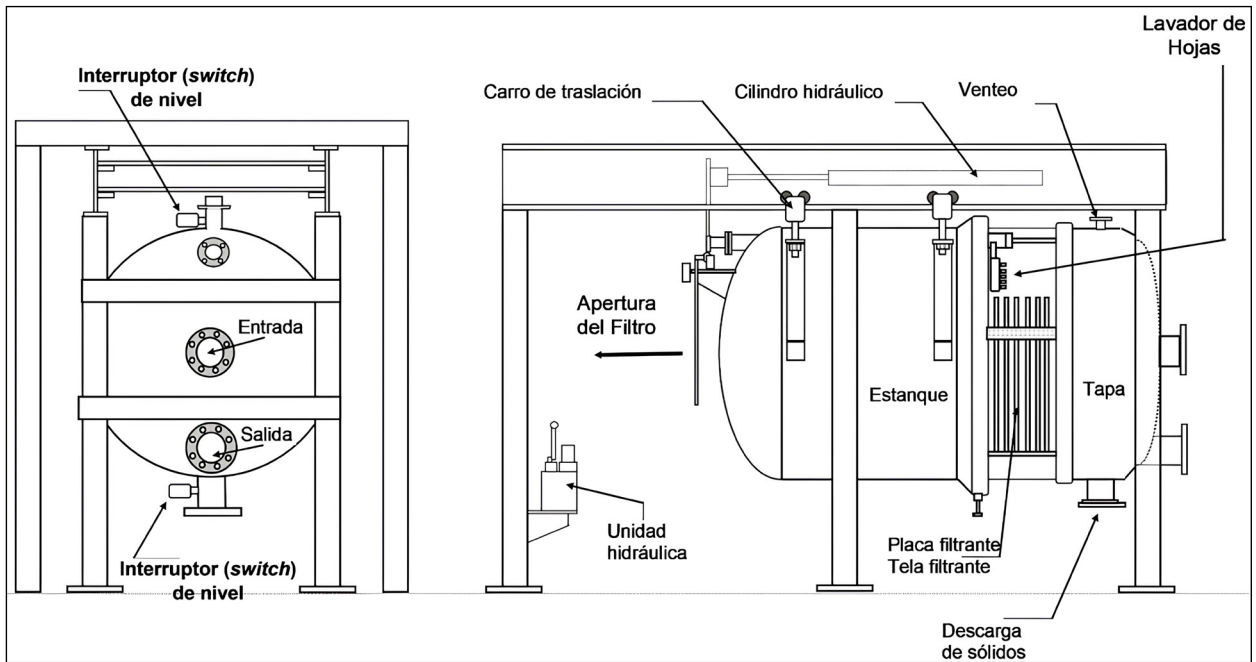


Figura II.9.a. Componentes principales de un filtro clarificador de solución cianurada.

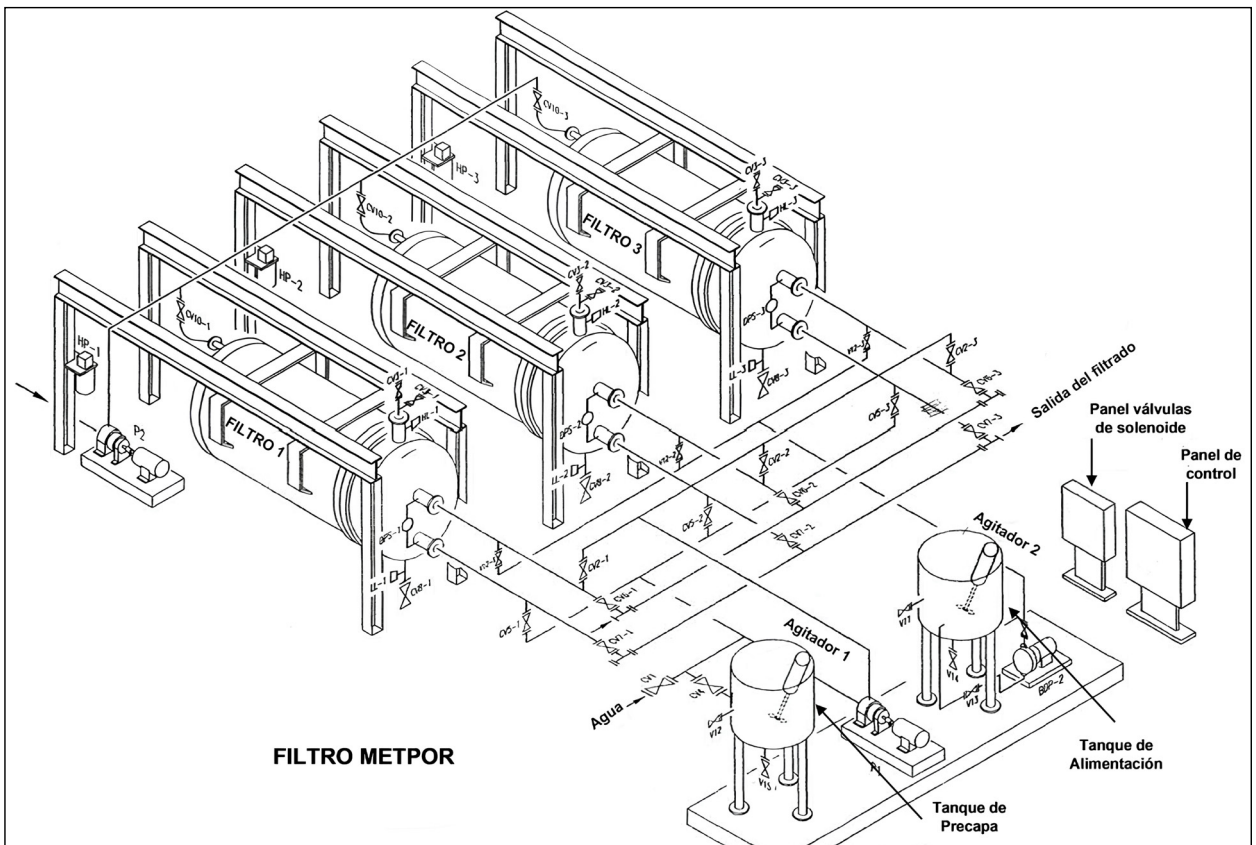


Figura II.9.b. Disposición de los filtros clarificadores, en una estación clarificadora.

II.1.2.12. PRECIPITACIÓN

El área de precipitación con zinc está compuesta por los siguientes equipos:

- Torre desaireadora (también denominada torre Crowe)
- Bombas de vacío
- Bombas de alimentación de los filtros prensa
- Filtros prensa
- Sistemas de adición de zinc en polvo
- Tanque de precapa y bomba de precapa
- Tanque de solución estéril
- Bombas de solución estéril

El propósito del circuito de precipitación es retirar el oxígeno disuelto en la solución clarificada, proveniente del circuito de clarificación y añadir a esta solución zinc en polvo para que la reacción de precipitación de los metales tenga lugar luego, filtrar esta solución de forma de separar dos productos, un precipitado, que contiene los metales valiosos que serán enviados a fusión y una solución, que es enviada para el lavado en contracorriente en los espesadores del circuito CCD.

El circuito de precipitación con zinc empieza en la torre desaireadora. Normalmente, un flujo de 640 m³/h de soluciones clarificadas, alimentarán a la torre desaireadora. La solución clarificada, proveniente de los filtros de clarificación, puede alimentar directamente la torre Crowe, o ser descargada en el estanque de solución clarificada, para alimentar posteriormente a la torre, por intermedio de las bombas de solución clarificada.

La solución clarificada, ingresa a la parte superior de la torre desaireadora luego, fluye por gravedad, a través de bandejas, siendo sometida a la acción del vacío. La función de las bandejas, es romper la solución, para aumentar la superficie de intercambio, de manera de mejorar la transferencia de moléculas de oxígeno disuelto. La transferencia, se produce desde la superficie del líquido hacia la fase gaseosa.

La torre desaireadora, tiene un indicador de nivel, que envía la señal hasta un controlador que a su vez modula una válvula de control, ubicada en la cañería de alimentación de la torre. La válvula, controla el caudal de solución que ingresa a ser desaireada, evitándose así la acumulación de solución dentro de la torre, que al llenarse disminuye su eficiencia.

La torre desaireadora, descarga la solución a través de un *manifold* de cañerías, que está conectado

con tres bombas centrífugas. Las bombas, impulsan las soluciones hacia los filtros prensa. Cada filtro prensa, tiene una bomba de alimentación y un sistema de dosificación de zinc dedicados. Normalmente, se tiene dos sistemas en operación normal, mientras que el tercer sistema está en espera, para entrar en operación cuando se requiera.

Los sistemas de adición de zinc, incluyen una tolva con un alimentador de cinta de velocidad variable, un estanque cónico de emulsificación, conectado a un estanque a nivel constante, y una bomba dosificadora de velocidad fija, que inyecta solución con zinc, en la descarga de las bombas de alimentación de los filtros prensa. La reacción de precipitación, empieza en el punto de adición de zinc y continúa en la cañería hasta la entrada de los filtros prensa.

Los filtros prensa, reciben la solución desaireada, conteniendo partículas de oro y plata precipitadas, así como el exceso de zinc metálico alimentado. Este equipo es del tipo “placas recesadas” con tela filtrante de polipropileno. Para filtrar, se hace uso de una capa de ayuda filtrante (tierra de diatomea). La torta, queda atrapada en las cámaras formadas entre dos placas contiguas, y el filtrado, ahora llamado solución estéril, abandona el filtro y es descargado en el estanque de solución estéril. El ciclo de filtración de un filtro prensa, continua por varios días; mientras las partículas de precipitado se acumulan en las cámaras, hasta que éstas se llenan completamente con sólidos o, cuando la presión diferencial a través del filtro llegue hasta un punto, que provoque una disminución en el caudal original. En este punto, es necesario que se coloque el filtro fuera de operación y, que se realice la limpieza del precipitado atrapado en las cámaras. En operación normal, el filtro prensa será descargado una vez por semana.

Antes de poner un filtro prensa en operación, hay que formar la precapa de ayuda filtrante. Esta se utiliza, para evitar que las partículas de precipitado se incrusten y bloqueen la tela del filtro, formando una barrera impermeable. Esta operación, se lleva a cabo mediante el sistema compuesto por el estanque de precapa, que cuenta con agitación mecánica y una bomba para impulsar el ayuda filtrante.

El estanque de solución estéril, está ubicado entre el edificio de floculante/coagulante y los estanques de lixiviación por agitación. Es un estanque de 790 m³ de capacidad útil; su función es permitir el almacenamiento y distribución de solución estéril (sin oro/plata) hacia los puntos de utilización.

Junto al estanque de solución estéril, se encuentran instaladas las bombas para impulsión de solución estéril. El destino principal de la solución estéril, es la caja de dilución N° 2 del espesador de lixiviación N° 2. Estas mismas bombas, hacen también la transferencia de solución estéril hasta las estaciones de servicio y limpieza.

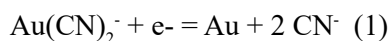
Como se menciona anteriormente, una alta recuperación de Ag, tendrá como resultado un elevado porcentaje de recuperación de Au. La planta de Cerro Vanguardia tiene una Recuperación del 68 % de la plata contenida y el 93,6 % del oro.

CONCEPTOS GENERALES

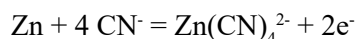
Factores físicos y químicos de la precipitación con zinc

La precipitación con zinc se lleva a cabo por deposición catódica de oro sobre la superficie de partículas de zinc, en un régimen de disolución anódica. (Fig. II.10).

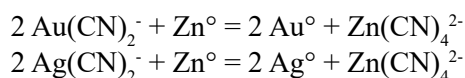
Las reacciones electroquímicas involucradas son: reducción catódica del oro:



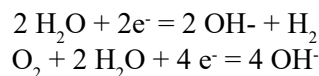
oxidación del zinc y formación del complejo cianurado:



Se utilizan varias expresiones para representar la reacción química global de precipitación de oro (y plata) con zinc, siendo la más usual la siguiente:



La oxidación del zinc también es capaz de reducir el agua y el oxígeno disuelto:



La reacción (1) es controlada por el transporte de CN^- hacia la superficie de las partículas de zinc. Una concentración insuficiente de cianuro libre en solución (menor de 60 ppm) permite la formación de una capa de ZnO en la superficie de las partículas de zinc, lo que da como resultado la pasivación de la superficie. Esto último no ocurrirá en Cerro Vanguardia, porque las soluciones tienen concentraciones de cianuro libre superiores a 1.500 ppm, para obtener la máxima recuperación de la plata. El pH de la solución debe ser alrededor de 11.

Una buena clarificación de la solución es esencial, porque los sólidos en suspensión y los coloides pueden bloquear la tela de los filtros y, además, pueden pasivar el polvo de zinc, impidiendo la reacción.

Desaireación

Se debe remover el oxígeno de las soluciones para evitar la redisolución del oro y la plata que precipitan. Además, el oxígeno aumenta el consumo de zinc:



Una solución rica puede contener alrededor de 10 ppm de oxígeno. Un valor de O_2 disuelto superior a 1 ppm produce efectos negativos en la precipitación. Estos efectos negativos incluyen la redisolución del oro y la plata precipitados. La

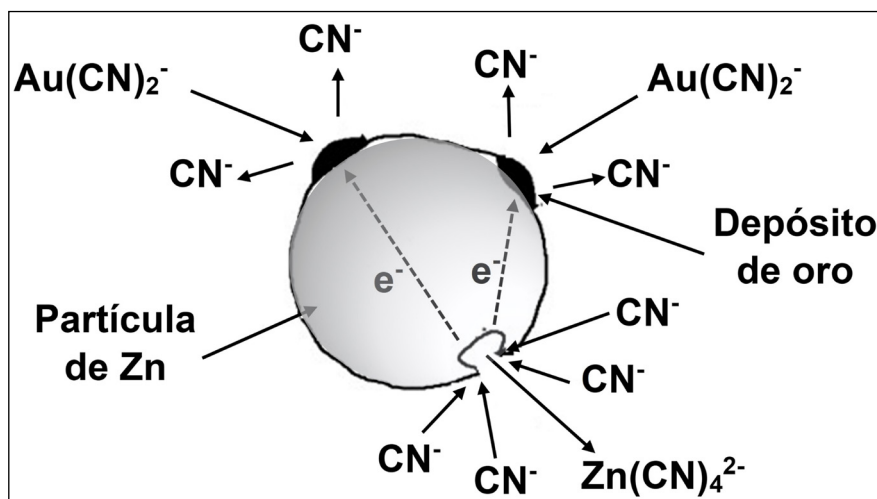


Figura II.10. Representación esquemática de la precipitación del oro con partículas de zinc.

presencia de oxígeno en la solución, que contiene cianuro, favorece la formación de complejos de oro y plata disueltos.

La concentración de oxígeno disuelto en una solución acuosa depende de la temperatura. A medida que la temperatura aumenta, la solubilidad del oxígeno disminuye (Cuadro II.4.).

Fórmula del consumo de zinc

El consumo de zinc deberá ser muy bien controlado, de forma de evitar pérdidas en la planta.

Por tener una alta ley de plata, el mineral de Cerro Vanguardia necesita una alta concentración de cianuro titulable (1.500 ppm) para que ocurran las reacciones de disolución de plata y de oro. A esta concentración, prácticamente todo el zinc que se alimenta al circuito se transforma de inmediato en cianuro de zinc. Este cianuro de zinc queda disuelto en la solución estéril, que vuelve al circuito de CCD. El cianuro de zinc no tiene la capacidad de disolver la plata en la argentita, lo que resulta en pérdidas de plata en los relaves.

Del análisis del contenido de plata de la solución rica, se obtendrá la cantidad de zinc a dosificar:

$$\begin{aligned} \text{Flujo de zinc} &= Q_m \text{ (gr/min)} = Q_s [\text{Ag}]f / 60 \\ Q_m &= \text{Flujo de zinc (g/min)} \\ Q_s &= \text{Flujo de solución (m}^3\text{/h)} \\ [\text{Ag}] &= \text{Concentración de Ag en solución rica (ppm)} \\ f &= \text{Factor estequiométrico (0,7 a 1,2 gZn/gAg)} \end{aligned}$$

El factor estequiométrico para la plata es: $(Zn = 65,37) / (Ag = 107,87) = 0,61$. Sin embargo, para el cálculo del zinc se utiliza un factor entre 0,7 a 1,2.

II.1.2.13. RECUPERACIÓN DE CIANURO

Las secciones siguientes, proporcionan una descripción general de las reacciones químicas, que ocurren en cada una de las tres operaciones unitarias fundamentales del proceso de recuperación de cianuro (*Cyanisorb*®).

Temperatura (°C)	Oxígeno disuelto (ppm)
5	12,80
10	11,33
15	10,15
20	9,17
25	8,38
30	7,63

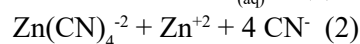
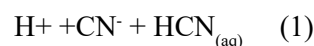
Cuadro II.4. Relación entre el oxígeno disuelto y la temperatura

Además, se encuentran las definiciones de los tipos de análisis que habitualmente se usan para evaluar las concentraciones de cianuro en las soluciones del proceso que se proporcionan para clarificar el funcionamiento de la planta de recuperación de cianuro.

El proceso de recuperación de cianuro propuesto para Cerro Vanguardia, se basa en la tecnología de acidificación-volatilización-reneutralización (AVR) y consiste en cuatro operaciones unitarias: acidificación, separación, absorción y neutralización.

Acidificación

El pH de la solución proveniente del circuito de lavado de colas, se baja en el tanque de acidificación de aproximadamente 11,5 a 3,5 usando ácido sulfúrico diluido. El descenso de pH de la solución, afectará las concentraciones de equilibrio de especies de cianuro, según las relaciones siguientes para cianuro libre y cianuros de zinc:



La ecuación (1) indica la formación de cianuro de hidrógeno disuelto cuando la concentración de ion de hidrógeno aumenta, como resultado de la adición de ácido sulfúrico. El pKa de equilibrio de la ecuación (1) es aproximadamente 9,3 indicando que, a un pH de 9,3 el anión de cianuro y cianuro de hidrógeno estarán en la solución en concentraciones molares iguales. A un pH menor de aproximadamente 7,5 más de 95 % de cianuro libre estará presente como cianuro de hidrógeno disuelto en agua, mientras a un pH mayor de aproximadamente 12,0 más del 95 % de cianuro estarán presentes como el anión de cianuro.

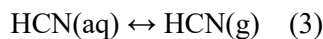
Como la ecuación (1) se inicia hasta concluir a un pH de menos de aproximadamente 7,5, la ecuación (2) experimentará una disminución en la concentración de anión de cianuro, forzando así la producción adicional de más anión cianuro a través de la disociación de complejos de cianuro de zinc, según el principio de Le Chatelier. Estas reacciones son de importancia primaria en el proceso de acidificación, cuando el cianuro de hidrógeno es la única especie de cianuro que se recuperará como consecuencia del proceso; luego, se restituirá al circuito de lixiviación.

Los complejos de cianuro de zinc estarán presentes en la solución según la relación de equilibrio descrita por la Ecuación (2). Con el cianuro libre suficiente en la solución y con un pH superior a 9,0, el zinc estará principalmente presente como $Zn(CN)_4^{2-}$;

mientras que a un pH de aproximadamente 5,0, el complejo se disociará para dar Zn^{2+} y CN^- . Se observa una conducta similar para otros complejos de cianuro metálicos; sin embargo, se prevé que el cianuro de zinc sea la especie de cianuro metálico predominante en las colas de la planta hidrometalúrgica.

Separación o *Stripping*

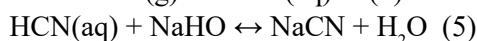
Se separará el cianuro de hidrógeno generado durante la acidificación de la solución en la torre de stripping con grandes volúmenes de aire a baja presión. El propósito de la torre de stripping, será de proporcionar el área de contacto de solución-aire suficiente a fin de volatilizar el cianuro de hidrógeno económicamente. La relación de traslado de masa, se representa por la ecuación siguiente dónde: (aq) representa una especie disuelta en agua y (g) representa un gas:



El objeto de la torre, será de manejar la ecuación (3), hasta maximizar la producción de gas cianuro de hidrógeno de la solución. El volumen relativo de gas, en comparación con el líquido, se expresa como relación gas a líquido (G:L), y es significativamente una función de la eficiencia deseada en la torre de stripping. Esta relación será de 600:1, o sea, el volumen de gas será 600 veces superior al volumen de líquido, a fin de garantizar la máxima extracción de HCN.

Absorción

Cuando se separa el cianuro de hidrógeno de la solución de colas, la concentración de cianuro total será reducida, y se transferirá el gas de cianuro de hidrógeno a la corriente aérea de la torre de absorción. El cianuro de hidrógeno será prontamente absorbido en las soluciones de hidróxido de sodio, a un pH mayor que 12,0; transfiriendo el cianuro gaseoso a la fase acuosa. La absorción de cianuro de hidrógeno en una solución de hidróxido de sodio es la reacción inversa a lo que ocurre en la torre de stripping, y se representa por las siguientes relaciones:



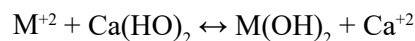
Aunque el producto de absorción en la ecuación (5) se indica como NaCN, esta especie es soluble en las soluciones acuosas de Na^+ y CN^- . La demanda estequiométrica para el hidróxido de sodio, según la ecuación (5) es de: 1,48 kilogramos de NaOH por kilogramo de HCN absorbido. Por consiguiente, una

solución del hidróxido de sodio al 20 % en peso, puede absorber aproximadamente 160,000 mg/L de CN^- teóricamente (30 % en peso como NaCN).

Neutralización

Este proceso ya no es utilizado en la planta de Cerro Vanguardia, debido a los altos consumos de cal hidratada y ácido sulfúrico, pero igualmente se hará la descripción de cómo era el funcionamiento de Cyanisorb®. al principio de su operación. Una parte de la solución evacuada de Cyanisorb®. es relativamente neutralizada, ocurriendo parte del proceso en el espesador de relaves con la pulpa proveniente del espesador de lavado.

La solución que termina saliendo por la parte inferior de la torre de stripping a un pH de aproximadamente 4,0, se neutralizará a aproximadamente 11,5. Debido a la alcalinidad proporcionada durante la neutralización, se precipitarán metales disociados del cianuro de la solución, según la relación siguiente, para cationes de metal divalente con cal hidratada.



Los metales precipitados, evacuarán la planta de recuperación de cianuro en la solución de colas y decantarán en el dique de colas, pasando previamente por el espesador de relaves.

II.1.2.14. FUSIÓN

El sólido producto de la filtración que contiene el oro y la plata en estado sólido, es recogido en bandejas metálicas una vez por semana, cuando se abre cada filtro prensa, este precipitado se seca en horno eléctrico a más de 200 °C. Toda esta operación se realiza en la sala de fusión, la cual cuenta con estrictas normas de seguridad patrimonial.

Una vez seco el precipitado se lo pesa y se lo mezcla con los fundentes, en una proporción de 70 % de precipitado y 30 % de fundentes, los cuales están compuesto por 70 % de bórax y el 30 % restante por nitrato de Na, fluorita y sílice.

El horno de fusión, es calentado por quemadores que usan gas natural como combustible, trabajan a una temperatura de 980 a 1.000 °C. El horno tiene una capacidad de 2.200 kg entre carga y fundente. Cada colada, demora tres horas en llegar a su punto de fluidez, luego de lo cual se extrae primero la escoria en escorificadores cónicos, luego de lo cual se extrae el metal fundido, recogiéndolo en lingoteras, que se encuentran dispuestas en una mesa giratoria hexagonal.

Una vez fríos a los lingotes, se le extrae manualmente la escoria adherida, luego son sometidos a una lluvia de bolillas de acero impulsadas por aire comprimido en un recipiente para tal fin. Los lingotes de *bullion* así acondicionados, se numeran y se guardan en una bóveda.

Las muestras de *bullion* se realizan por colada, extrayendo con una pequeña cuchara, incrementos del metal fundido, al comienzo, a la mitad y al final de cada colada. Cada incremento está compuesto de dos tomas con cuchara. Luego de enviadas al laboratorio químico, la ley de la colada, será la media que resulte de compilar estos tres valores.

A mayor concentración de Ag, se generará mayor cantidad de precipitado en el filtro prensa, por lo tanto, es necesario realizar coladas más seguidas. Por esto también, la cantidad de barras o lingotes producidos por colada es variable, normalmente entre 35 y 45 barras.

La duración total de una colada, desde que se enciende el horno hasta que se termina de colar, es de aproximadamente 5 horas. Comprende el secado del precipitado, agregado de fundentes, encendido del horno, fusión, retiro de la escoria, toma de muestras de cuchara y volcado del *bullion* en lingoteras.

CONCEPTOS GENERALES

Operación

Una vez que la temperatura del material fundido, alcanza su estado óptimo, se procede al vaciado del mismo, comenzando por la escorificación en escorificadores cónicos, luego al vaciado del metal en lingoteras ubicadas sobre la mesa hexagonal, bajo la boca del horno. Un operario, se encarga de vaciar el contenido, usando el movimiento basculante del horno, el mismo operario es el encargado de tomar la muestra de cuchara; un segundo operario, gira y fija la mesa hexagonal en cada vaciado; mientras un tercer operario vacía las lingoteras sobre una mesa metálica; de donde otra persona es la encargada de transportar los lingotes a la mesa de enfriamiento.

Análisis de las muestras de cuchara

Se pesan aproximadamente 0,5 g, se envía a copelación para eliminar las impurezas. El regulo resultante, constituido por una aleación de Au-Ag; se pesa y por diferencia se determina el porcentaje de impurezas. Luego el regulo, es atacado con HNO₃ para la eliminación de Ag; se vuelve a pesar y por diferencia se determina el porcentaje

de la misma. Finalmente se pesa el regulo de Au resultante.

Es importante destacar que, esta metodología de análisis funciona bien cuando el porcentaje de Au respecto de Ag es de alrededor del 15 %; para valores inferiores, la conservación o formación de un regulo único luego del ataque con nítrico no es buena; en algunos casos puede partirse o desarmarse dificultando las tareas de pesado del mismo. Para evitar esto, se le agrega una cantidad conocida de oro, para favorecer la formación de un regulo único, el cual se descuenta al momento de informar el valor final. A esta operación se la denomina “encuartación”.

Otras alternativas de muestreo del fundido, son la utilización de un PIN y el llamado SHOT.

El PIN consiste en un tubo delgado de vidrio cerrado al vacío, el cual presenta cerca de uno de sus extremos, un pequeño bulbo de pared relativamente más delgada, que se rompe al ser introducido en el flujo de la colada; ingresando por vacío el metal fundido hasta completar el tubo.

El SHOT es una granalla metálica, que se obtiene tomando una muestra del fundido y enfriándola inmediatamente, arrojándola sobre un recipiente con agua.

II.1.2.15. PRODUCTO OBTENIDO

El lingote de *bullion* obtenido tiene del orden del 8 % de Au y 92 % de Ag; las impurezas menores del 0,3 %, son de Zn, Fe, Cu y Mn.

II.2. MINA VELADERO

II.2.1. LA MENA

La mina Veladero, ubicada en el departamento de Iglesia, provincia de San Juan, es un depósito epitermal de alta sulfuración. El depósito presenta dos áreas mineralizadas principales: “Amable” y “Filo Federico”. La primera área está compuesta por tobas félsicas como roca de caja, sobre las cuales se depositan 150 metros de brechas piroclásticas y tobas líticas. Este conjunto está intruido por diques, domos porfíricos y brechas freatomagmáticas. En Filo Federico se encuentran tobas félsicas y extensas brechas de diatremas, seguidas por brechas con intrusiones de diques porfídicos.

La mineralización en Veladero se encuentra oxidada, con el control de la mineralización dado por la cota de un nivel paleo freático. Las principales zonas mineralizadas muestran una intensa alteración

hidrotermal, caracterizada por silicificación masiva y argilización avanzada.

La mineralogía del depósito es relativamente simple y está dominada por minerales de alteración donde se destacan la jarosita, la goethita y la hematita como los minerales más comunes fuera de las principales asociaciones de alteración. Hasta la fecha, las muestras petrográficas han mostrado un 40 % de óxidos y sulfatos de hierro.

Los sulfuros presentes incluyen piritita (FeS_2), calcopirita (CuFeS_2), esfalerita (ZnS), pirrotina, arsenopirita (FeAsS), molibdenita (MoS_2), bornita (Cu_5FeS_4) y cinabrio (HgS).

El oro y la plata están encapsulados en minerales como jarosita, alunita y cuarzo, acompañados por sílice de reemplazo. La edad de la mineralización se ha determinado en 11,3 Ma mediante el método de K/Ar.

La mina fue explotada a cielo abierto en tres áreas, Pit Amable, Argenta y Filo Federico. Actualmente (2024), los open pit Amable y Argenta están agotados, y solo se está trabajando en Filo Federico, específicamente en las Fases 6, 7 y 8, donde solo se realiza extracción de estéril.

II.2.2. PROCESO METALÚRGICO

La mena es beneficiada por el método de lixiviación con cianuro en pilas en valle de lixiviación.

El proceso general se muestra en la figura: II.11. los detalles siguiendo el diagrama de flujo de trituración, mostrado en la figura II.12., se dan a continuación.

II.2.2.1. TRITURACIÓN

Los *dumppers* de 240 t de capacidad, provenientes de ambas áreas mineralizadas y conteniendo mineral tipo *crush*, descargan en dos líneas gemelas de reducción de tamaño, en donde se produce la trituración primaria y secundaria. De esta manera, el mineral queda en condiciones granulométricas para ingresar al valle de lixiviación.

Cada una de estas líneas, consiste en un triturador giratorio de 50 por 65 pies, de 500 HP, en donde el mineral entra con un tamaño máximo de 28" y sale con un tamaño medio de 2" a 3"; tiene un factor de reducción de 4 a 1. La capacidad de trituración es de 3.500 t/h. El sobretamaño que ingresa a la tolva de admisión, es reducido con la ayuda de un martillo hidráulico, operado a control remoto desde la cabina de control.

A la salida del alimentador giratorio, se encuentra un controlador de nivel y un alimentador de placas que regula la carga de una cinta transportadora que posee un sistema de detección de metales. La cinta transportadora, descarga en una pila de *stock* cubierta, denominada "domo", en donde se almacena el mineral triturado, que luego pasará a la etapa de trituración secundaria.

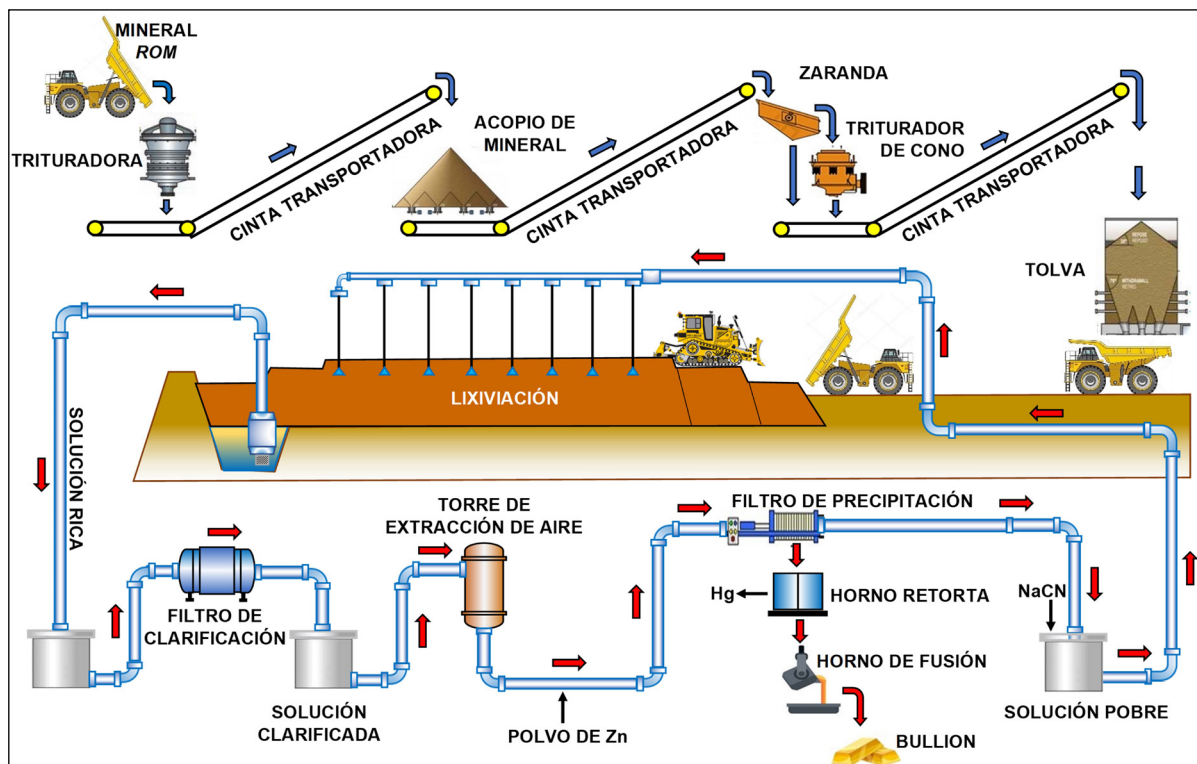


Figura II.11. Esquema general del proceso de lixiviación en pilas (en valle de lixiviación), en la operación Veladero.

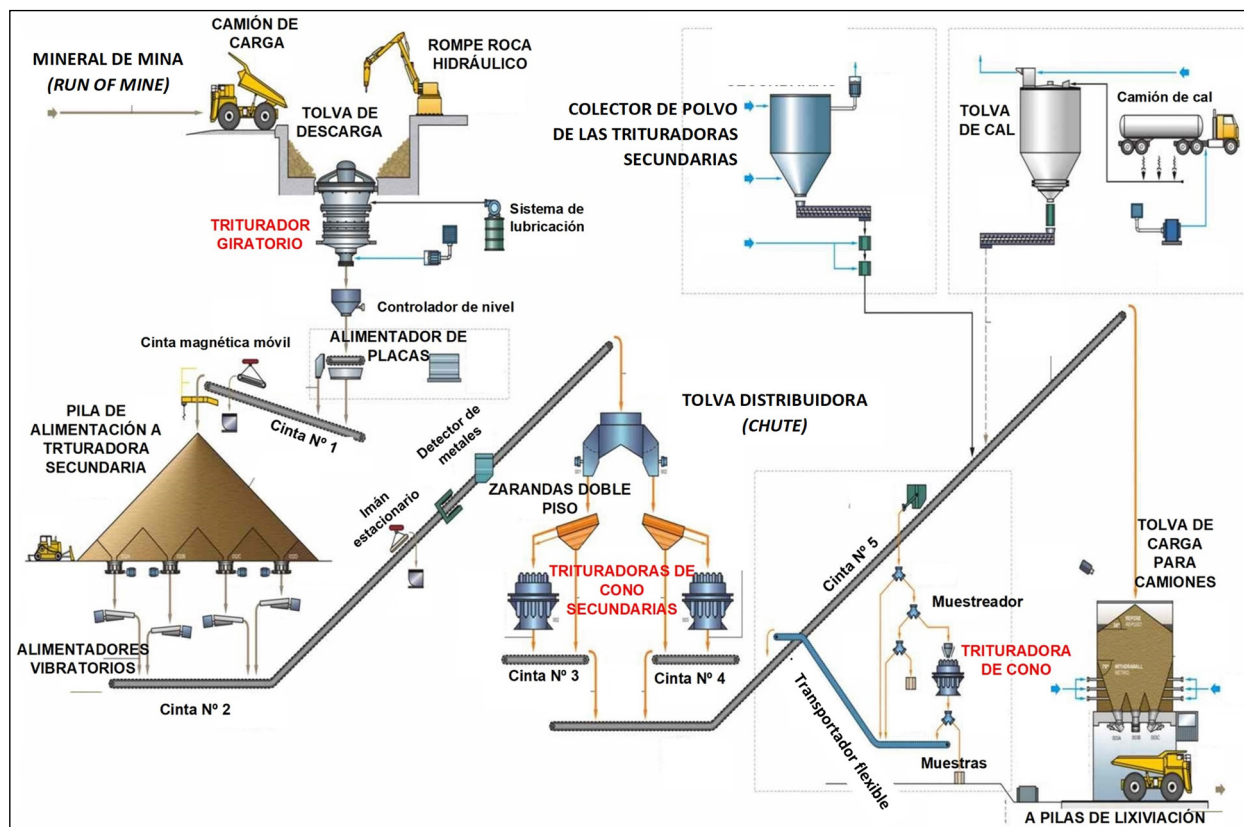


Figura II.12. Esquema de la trituration primaria y secundaria del mineral proveniente de mina (ROM).

El mineral almacenado en el domo, descarga por su base a *chutes* vibratorios donde el mineral es tomado por alimentadores vibratorios, que descargan en una cinta transportadora, que posee electroimanes para extraer piezas metálicas y un detector de metales, para una posterior extracción de piezas no detectadas, que son extraídas en forma manual. La cinta transportadora, descarga en un *chute* de transferencia, que divide el caudal mineral en dos, alimentando cada uno de estos a una zaranda doble piso, donde el rechazo de ambos pisos descarga en la alimentación de un triturador de conos. El pasante es sacado del circuito de trituración (Fig. II.12.).

Los trituradores secundarios de cono tienen una capacidad de 863 t/h secas de mineral y una potencia de 800 HP. Reducen el mineral a un tamaño de 34 a 40 mm, que representa el tamaño de alimentación al valle de lixiviación. Las salidas de los trituradores de conos, alimentan a una cinta transportadora que descarga en un silo de transferencia (transfer), en esta cinta transportadora, se dosifica la cal que será necesaria para mantener el pH entre 10,5 y 11 en el valle de lixiviación, a razón de 300 g/t. La trituración secundaria, está controlada por un sistema de recolección de polvo.

El silo de transferencia descarga sobre una cinta transportadora (conveyor) de 2.000 metros de lon-

gitud, que tiene una velocidad de transporte de 5,4 m/s, la cual descarga en un silo de carga de donde 3 a 4 camiones, transportan el mineral triturado al valle de lixiviación. Esta operación se realiza en forma continua y controlada automáticamente.

II.2.2.2. VALLE DE LIXIVIACIÓN

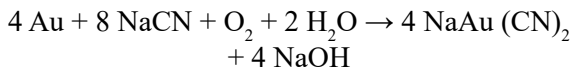
El valle de lixiviación se encuentra emplazado en una depresión natural del terreno del río Potrerillos, previo a su llenado, se recubrió con geomembrana de impermeabilización y se instaló el sistema de drenaje inferior. Actualmente la superficie cubierta del valle es de 200 hectáreas, de las cuales 23 están con material húmedo en proceso de lixiviación, el resto, contiene material seco que se fue apilando hasta alcanzar la altura máxima de 150 metros.

El mineral de cabeza que ingresa al valle tiene una granulometría inferior a 4 cm y una ley de 1,5 a 2 g/t de oro. También se alimenta al valle con el mineral *ROM* (*run of mine*), con leyes menores de 0,5 g/t de Au, el que es traído directamente de mina por camión.

El mineral que es descargado de los camiones se amontona, luego con la ayuda de una topadora, se van formando las “celdas” de lixiviación (pilas).

Las celdas de lixiviación tienen una superficie de 120 m por 120 m y una altura de 10 metros. Una vez formada la celda se entierra la cañería de 16 mm de diámetro a 30 o 40 centímetros, para evitar el congelamiento de la solución cianurada que por ella circula. La taza de riego es de 10 litros por hora y por metro cuadrado.

El proceso de lixiviación responde a la siguiente reacción química:



Esta fórmula es conocida como la ecuación de ELSNER que describe la reacción química que ocurre durante la disolución del oro en cianuro.

El tiempo de residencia es de 2,5 metros por día. La malla de goteros es de 50 por 50 centímetros. Dependiendo de la altura a la que se encuentra la celda del *layners* (geomembrana) esta comienza a aportar solución rica a los canales de drenaje entre los 5 a los 10 días.

Los goteros se encuentran enterrados a 30 cm de superficie separados 50 cm, la solución genera un cono húmedo con vértice en el gotero, estos conos se interceptan a 30 cm de profundidad (60 cm de superficie) generando de esta manera, un plano húmedo que desciende en forma de embolo o pistón, la parte superior (60 cm) se humedece por capilaridad.

Cada cinco días se pone en funcionamiento una nueva celda de lixiviación en régimen de riego.

La solución cianurada de riego, denominada *barren* (solución pobre), proviene del proceso de Merrill Crowe luego de la extracción del Au y posterior acondicionamiento, tiene una concentración de cianuro de 200 ppm y un caudal de 2.590 m³/h. El consumo de cianuro, es de 30 g/t donde el 10 % de cianuro lo consumen los cianocidos (Cu, Fe, etc.).

El sistema de riego de solución está constituido por dos tanques de carga que reciben la solución desde la planta y la descargan gravitacionalmente hacia la pila. La solución se distribuye en la pila mediante una malla de riego, con una tasa de riego máxima de 20 L/h/m². La recuperación del proceso está arriba del 90 por ciento.

II.2.2.3. EXTRACCIÓN DE ORO Y PLATA

La extracción de los metales valiosos de la solución que viene del valle de lixiviación (solución rica), se realiza en este caso por el método de Merrill Crowe, para lo cual la solución debe estar libre de

sólidos en suspensión y de oxígeno.

La solución rica en Au, que llega desde el valle de lixiviación, es recogida en el tanque 7, posee un promedio de 1,8 ppm de Au, esta solución es bombeada a filtros clarificadores que, contienen tierras de diatomeas como material filtrante. Estos filtros, son discontinuos y se limpian una vez por semana. La solución clarificada que sale de los filtros, posee menos de 0,5 ppm de sólidos en suspensión (esto es 0,5 NTU). En esta etapa del proceso, se toman muestras compuestas y continuas cada 12 horas, donde se controlan los tenores de CN⁻, Au, Ag, turbidez y pH, este último se mantiene entre 10,5 y 11 con el agregado de cal viva, a razón de 600 g/t.

Una vez clarificada la solución rica, se procede a la desoxigenación de la misma, esta condición es fundamental en el proceso de Merrill Crowe. La eliminación del oxígeno, se efectúa en una torre desoxigenadora que se encuentra al vacío, donde la solución ingresa por la parte superior en forma de *spray* para aumentar su superficie específica.

La solución clarificada y desoxigenada es espolvoreada con polvo de Zn metálico a razón de 300 gramos por metro cúbico, donde el Au y Ag contenidos en solución, pasan a estado sólido, pasando el Zn a fase líquida. El sólido conteniendo Au y Ag, es recuperado en filtros prensa, esta última operación se efectúa en el edificio de la fundición.

CONCEPTOS GENERALES

A la solución filtrada y desoxigenada, se la pone en contacto con el polvo de zinc. Por un proceso redox el Zn pasa a la solución oxidándose, entregando electrones que son captados por los átomos de oro que se encuentran en estado iónico, con una carga positiva (Au⁺), el cual se reduce sobre la partícula de Zn. Se recupera mediante filtrado todas las partículas de Zn que tienen el oro depositado en su superficie. A este se lo llama precipitado de Zn. Luego se lo funde y se obtiene un *bullion*, lo que no es otra cosa que una aleación de oro, plata, cobre y zinc.

Se disponen de 5 filtros prensas que trabajan en forma discontinua, el precipitado conteniendo el Au y Ag es recogido en bandejas, mientras que el líquido agotado (*barren*), conteniendo 0,01 ppm de Au y entre 200 y 250 ppm de cianuro, es retornado al valle de lixiviación.

Los barros recuperados de los filtros prensas, que contienen los metales valiosos, son tratados en un horno de retorta a 600 °C donde se extrae, por sublimación de los gases, el Hg y se seca el precipitado.

II.2.2.4. REFINACIÓN (FUSIÓN)

El precipitado seco se homogeneiza con el fundente y se lo funde en un horno eléctrico de inducción entre 1.200 y 1.300 °C. De esta operación se obtienen los lingotes de bullón de plata y oro. La carga del crisol de carburo de silicio está compuesta por bórax anhidro y carbonato de calcio como fundentes, nitrato de sodio como oxidante y fluoruro de calcio (fluorita) para mejorar la fluidez de la colada.

CONCEPTOS GENERALES

Los fundentes usados en la refinación para la formación de escorias se describen brevemente a continuación:

Bórax: El borato de sodio usado está en forma anhidra ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7$). El bórax se funde a 743 °C, lo cual disminuye el punto de fusión para toda la carga. Cuando se funde, es muy viscoso, pero en calor rojo se convierte en un ácido fluido fuerte, el cual disuelve y capta prácticamente todos los óxidos metálicos (tanto ácidos como básicos). Las grandes cantidades de bórax pueden ser perjudiciales, causando una escoria dura y poco homogénea. Además, un exceso de bórax puede dificultar la separación de fases, debido a la reducción del coeficiente de expansión de la escoria y su acción de impedir la cristalización.

Sílice: El dióxido de silicio (SiO_2) funde a 1750 °C. Es el fundente ácido más fuerte y disponible que se tiene. Se combina con óxidos metálicos para formar cadenas de silicato estables. Las escorias con alto contenido de sílice son extremadamente viscosas y retienen excesivamente metálicos en suspensión. Cuando la sílice se mezcla con bórax, se forman cadenas borosilicatadas. La relación en peso de bórax a sílice, en presencia de cantidades considerables de zinc, generalmente no debe ser menor de 2:1. Estas escorias borosilicatadas no solo tendrán una alta solubilidad para óxidos metálicos base, sino que también ofrecen buena fluidez al fundido.

Nitro: El nitrato de sodio (NaNO_3) se añade para oxidar los metales básicos en la carga. Este es un agente oxidante muy poderoso, cuyo punto de fusión es de 338 °C. A bajas temperaturas, el nitro se funde sin alteraciones, pero a temperaturas entre 500 °C y 600 °C se descompone produciendo oxígeno, el cual oxida a los sulfuros y algunos metales como hierro, cobre y

zinc. Se debe controlar la adición de nitro porque, al liberar oxígeno, ocasiona una reacción vigorosa y puede causar el rebose en el crisol. El nitro reacciona con el grafito, provocando una excesiva erosión del crisol y reduciendo su vida útil.

Carbonato de sodio: El carbonato de sodio (Na_2CO_3) es un fundente básico poderoso que funde a 852 °C. En presencia de sílice, el carbonato de sodio forma silicato de sodio con el desprendimiento de dióxido de carbono. Estos silicatos reaccionan con una variedad de óxidos básicos para formar silicatos complejos. Además, debido a la facilidad natural para formar sulfatos alcalinos, también actúa como desulfurizante y agente oxidante. El uso de Na_2CO_3 proporciona transparencia a la escoria, pero en cantidades excesivas origina escorias pegajosas e higroscópicas que son difíciles de remover del *doré* o *bullion*.

Fluoruro de Calcio: Conocido como fluorita (CaF_2), tiene un punto de fusión de 1.380 °C. Cuando se funde, es muy fluido y capaz de mantener en suspensión partículas sin fundir, sin afectar la fluidez de la escoria. Reduce la viscosidad porque es un eficiente rompedor de cadenas silicatadas. Aun en pequeñas cantidades, el fluoruro de calcio tiende a atacar el crisol y puede causar la pérdida del bórax por volatilización del BF_3 .

Las lingoteras se encuentran en cascada, con 8 lingoteras por cascada. Antes de la colada del metal fundido, se procede a la descorificación, proceso por el cual se elimina la mayor cantidad de escoria sobrenadante. Esta escoria posteriormente es molida y reingresada al circuito de cianuración.

Los lingotes obtenidos son limpiados con cepillo de alambre para remover la escoria adherida, luego son guardados en un bunker para su posterior marcado, pesado y muestreo antes de ser embarcados para exportación.

Todo el proceso productivo, descrito hasta ahora, se puede ver en el *flow sheet* de la figura II.13.

II.2.2.5. PRODUCTO OBTENIDO

El producto obtenido es un *bullion* de plata y oro con una ley media de 28,8 % Au y 69,3 % Ag. Como impurezas, solo se encontró Cu (0,28 a 0,40 %) en muy baja concentración (análisis de muestras tomadas en los lingotes 9.165 y 9.170 de la colada 2.333).

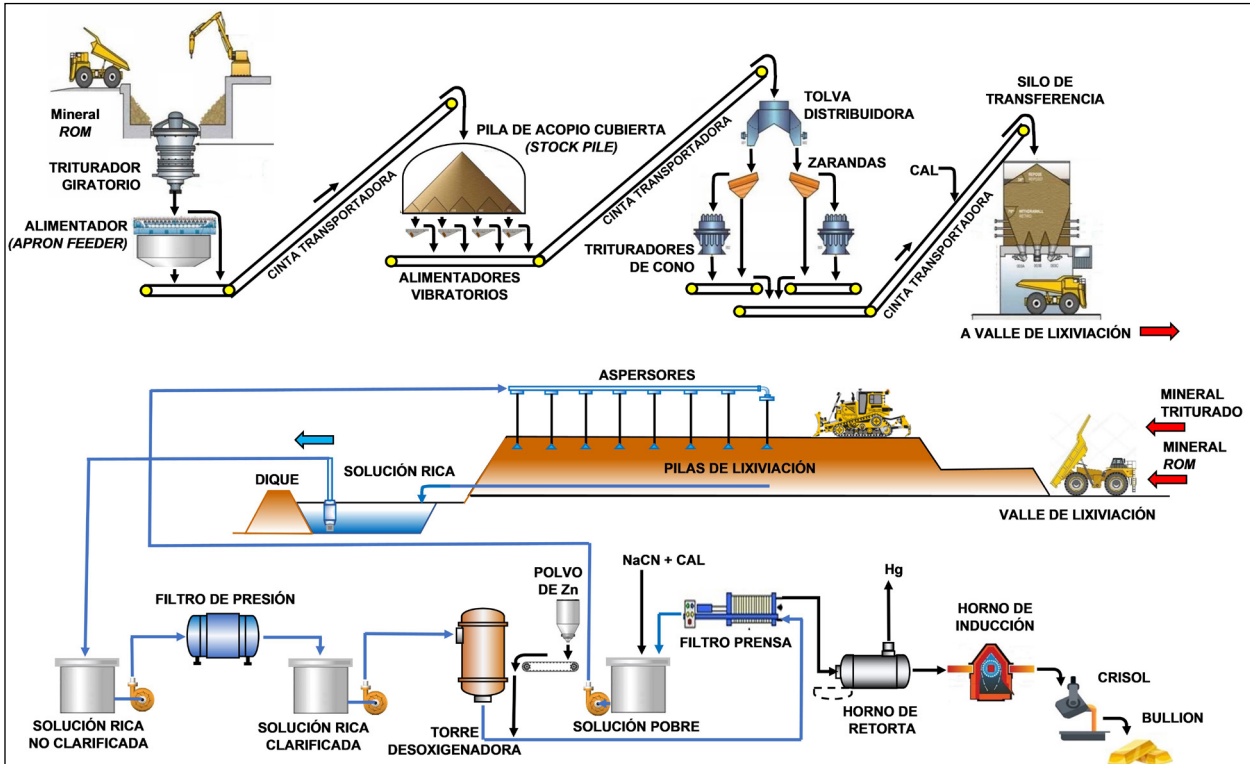


Figura II.13. Diagrama de flujo general del proceso de beneficio de la mena en la operación Veladero.

Las leyes medias de Veladero para el año 2021 fueron de:

- Ley media de Au: 35,54 %
- Ley media de Ag: 55,21 %
- Impurezas totales: 6,25 %

Estos valores son tomados como leyes medias

a lo largo de la producción de Mina Veladero desde 2005 hasta 2021 (Cuadro II.5.).

Las impurezas que se encuentran incluyen: Cu, Pb, Se, Zn, Sb, S, Ni y Mo, además de mercurio (Hg), proveniente de mina como agregado mineral junto con el oro y la plata.

MINA	
Toneladas totales de estéril en 2021	50.825.184 t/año
Toneladas totales 2021 de mineral ingresado al valle de lixiviación (VLF)	21.883.755 t/año
Ley media anual 2021 del mineral triturado g/t de Au	0,758 g/t
Relación: estéril mineral (E/M) anual 2021	2,32
Onzas de Au totales trituradas en 2021	533.393,66 oz/año
Onzas de Ag totales trituradas en 2021	9.197.128,39 oz/año
FUNDICIÓN	
Cantidad de barras o <i>bullion</i> total anual 2021	1.797
Peso total barras anual 2021	1.007.713,65 oz
Peso total onzas de Au en 2021	346.564,63 oz
Peso total onzas de Ag en 2021	417.890,92 oz

Cuadro II.5. Producción de Veladero para el año 2021.

El mercurio (Hg) como sub producto

El contenido promedio de mercurio en toda la operación, es del orden de 14 ppm, observándose los valores más altos en la zona central de Filo Federico (alrededor de 30 ppm) y los más bajos de 5 a 10 ppm, en Amable y Zona 203 (Cuadro II.6.).

Peso total anual 2021	42.480,00 oz
	1.365.762,70 kg

Cuadro II.6. Producción de mercurio (Hg).

El mercurio aportado por el cinabrio (SHg) acompaña al oro y la plata hasta las etapas finales del proceso de concentración, específicamente, hasta la precipitación con Zn en el proceso Merrill Crowe. Este metal debe ser separado antes del proceso de fundición, para obtener el *bullion*.

El material precipitado en el proceso Merrill Crowe contiene hasta un 50 % de agua en peso, se transfiere manualmente a bandejas y se transporta con montacargas al sector de retorta para recuperar el mercurio. Este, se recupera usando un sistema de dos retortas eléctricas. Cada una consiste en retorta con colector, enfriador, eliminador de vapor con filtro de carbón y bomba de vacío. El precipitado proveniente de la retorta, se transporta en bandejas con un montacargas al sistema de pesaje y carga al horno, para la obtención de *bullion*.

Veladero es la única mina en Argentina que exportó mercurio (Hg) entre el 2010 y el 2014. En esos años la empresa exportó 240 toneladas de mercurio. Luego en el 2015, a nivel mundial se cortó la comercialización del mercurio por sus características tóxicas; desde entonces en Veladero se está guardando en depósitos construidos con las normas internacionales de almacenamiento, a la espera de una resolución internacional, que indique su disposición definitiva. El depósito se terminó de construir en 2016.

En 2019, se logró que se considere al mercurio como “residuo peligroso” con Certificación de Normas Nacionales e Internacionales. De esta manera, se realiza una importante logística para sacarlo de la operación. En abril 2019, se exportó una cantidad de 100 toneladas de mercurio, de un total almacenado de 450 toneladas. Para ello se contrató a una empresa, que lo saca desde la operación, vía terrestre a Chile; desde ahí, vía marítima va a Suiza; donde se lo somete a una reacción química, para transformarlo en cinabrio (sulfuro de mercurio). De esa manera queda en estado sólido; desde ahí, se lo traslada a Alemania, donde existen minas subterráneas de

sal, que son utilizadas como depósitos de residuos peligrosos.

Para el año 2020, se hizo la logística para transportar unas 200 t de mercurio, ya que se autoriza por año solamente un viaje.

II.3. MINA CASPOSO

II.3.1. LA MENA

El depósito Casposo es un yacimiento de tipo epitermal de baja sulfuración, caracterizado por la presencia de vetas de cuarzo y brechas con mineralización de oro y plata. Se encuentra ubicado en el Departamento Calingasta, de la Provincia de San Juan. La mina no opera desde el año 2020.

Los principales minerales de mena son oro, plata nativa, electrum, acantita, argentotetraedrita, tetraedrita con bajo contenido en plata y sulfosales de plata. En menor cantidad se han identificado stromeyerita (AgCuS), iodargirita (AgI), cervelleita (Ag₄TeS), hessita (Ag₂Te) y perceita (Ag,Cu)₁₆As₂S₁₁). El tamaño de los granos individuales, varía entre 25 a menos de 5 micrones; pero al presentarse en agregados poliminerale de metales preciosos, con o sin metales base, se incrementa hasta más de 150 micrones.

Entre los sulfuros, la piritita es el más abundante, finamente diseminada, en vetillas o en agregados, asociada con cantidades subordinadas de calcopirita, esfalerita rica en Fe, en ocasiones galena y localmente arsenopirita, digenita y luzonita.

La mineralización metalífera, se concentra especialmente en vetas de cuarzo micro granular gris. Un rasgo diagnóstico en las rocas de caja, es la intensa piritización de grano fino con contenidos que alcanzan hasta 30 por ciento.

La mineralización, con valores económicos de oro-plata, ocurre fundamentalmente en vetas de cuarzo y filones de brechas multifase. Leyes mayores a 10 g/t de oro, se han obtenido en zonas próximas a la superficie, con importante presencia de limonitas y óxidos supergénicos de manganeso; también hacia abajo, en sectores con cuarzo micro granular gris y alta concentración de opacos pulverulentos (sulfuros negros) en “nidos” y bandas. Los valores de oro, disminuyen por debajo de los 150-200 m de profundidad, incrementándose la concentración de plata, según la relación Ag/Au desde 10/1 a mayor de 100/1. Hasta el nivel alcanzado a la fecha por los sondeos (2004), no se detectan contenidos importantes de metales base, sólo valores anómalos.

En los sectores Kamila y Mercado, los valores altos de oro y plata se encuentran en clavos mineralizados relacionados con flexuras, bifurcaciones y/o cruceros de estructuras. Se alcanzan tenores de hasta 250 g/t oro y 1.500 g/t plata; aunque los valores más comunes están comprendidos entre 5-40 g/t oro y 100-400 g/t de plata. La potencia de estas estructuras varía entre 1-8 m y se extienden en el sentido del “*plunge*”, hasta 150 m debajo de la superficie. Los sectores de bonanza (>10 g/t Au), pueden presentarse en cualquiera de los tipos de filones descritos, pero más comúnmente; en las bandas de cuarzo microcristalino gris de vetas con textura crustificada. En el caso de los “*stockworks*” y vetas brechadas, los tenores en las zonas de alta ley oscilan entre 0,5-3 g/t oro y 20-150 g/t plata.

No se descarta que los sectores de alta ley, puedan estar relacionados con oxidación supergénica profunda de las estructuras, generalmente entre 30-50 metros de profundidad. Los procesos de enriquecimiento secundario, habrían afectado los patrones de distribución primaria de los metales preciosos. Si bien la presencia en las vetas de sulfuros secundarios de cobre es escasa, la ocurrencia de limonita, hematita, jarosita y abundantes minerales oxidados de manganeso asociados ocasionalmente con leyes altas de oro y plata, podría ser indicativa de dicho proceso.

La operación de minado en el yacimiento Casposo se realizó a cielo abierto desde 2010 a 2013. Siendo las características principales del pit la altura de banco final de 20 metros, con bermas de 10 metros y un ángulo de talud final de 75°. A partir de 2013 se continúa con un método de explotación subterránea descrito en la declaración de impacto ambiental *Up Hole Retreat Stopping* (UHRS), *barrenación* larga desde subniveles en retirada con relleno cementado. Este representa simplemente una variante del método *Sublevel Stopping* hundimiento de bloques, con una producción mensual de 20.000 toneladas. La que es procesada por la planta de cianuración en tanques, en 14 días, dando una cantidad de 4.000 onzas de oro equivalente (plata y oro), el resto del mes, se encuentra parada por falta de mineral de cabeza. El lingote así obtenido pesa 21 kg y tiene 95 % de planta, 2,5 % de oro y 2,5 % de impurezas.

A medida que la mina se profundizaba, la producción de oro disminuyó, y la producción de plata aumentó; con una producción récord de plata de 3,1 millones de onzas (Moz) en 2015. En 2015, la empresa produjo 43.130 onzas de oro y 1,98 Moz de plata. En 2016, por razones de mercado, la empresa suspende la operación.

II.3.2. PROCESAMIENTO

Básicamente el beneficio de minerales extraído de mina Casposo, es un proceso de cianuración en tanques (lixiviación por agitación), con una precipitación de los valiosos lixiviados por el proceso de Merrill Crowe, luego el precipitado conteniendo el oro y la plata, es tratado piro metalúrgicamente, obteniéndose como producto final exportable un lingote *bullion* de 92 % de Ag y 7 % de Au aproximadamente.

La mina alimenta a planta con dos tipos de mena, una de alto grado con leyes de 9 a 10 g/t de Au y otra de bajo grado, con leyes de 3 a 5 g/t de oro. En la playa planta, se preparan *blend* de 50 % de alto grado de manera de tener una alimentación a planta con una ley de 6 a 7 g/t de oro.

- La alimentación actual a la planta es de 1.000 a 1.200 t/día
- La recuperación actual varía entre 88 y 92 % para el Au y de 75 a 80 % para la Ag
- La ley promedio de las colas es de 0,8 g/t de Au y 22 g/t de Ag
- La capacidad de operación de diseño de la planta es 22,8 hpd
- La capacidad instalada de planta es de 48 tph, actualmente trabaja al 92 %

En el *flow sheet* de la figura II.14, se muestra todo el proceso general de beneficio de mina Casposo.

II.3.2.1. TRITURACIÓN

El objetivo de esta área de la planta es triturar el mineral a un tamaño adecuado para la molienda. El material recibido de mina (*run of mine: ROM*) es de máximo 800 mm, el material de salida de la trituración es menor 150 milímetros.

La planta de procesos de Casposo tratará más de 438.000 tpa. Trabajando 8.000 horas por año, equivale a 55 tph. La sección de trituración, operará a una velocidad mayor que el promedio del resto de la planta, para tener en cuenta la reducción de las horas de operación por el mantenimiento de los equipos. Esta planta de trituración, está diseñada para operar con una alimentación superior a 110 tph. En la actualidad la planta de trituración trabaja de 3 a 4 horas por día.

Los operadores de camiones de mina descargan el mineral tal como se obtiene en la voladura, sobre la plataforma de *ROM*. Un cargador frontal transporta el mineral hasta la tolva de *ROM*. Sobre la tolva,

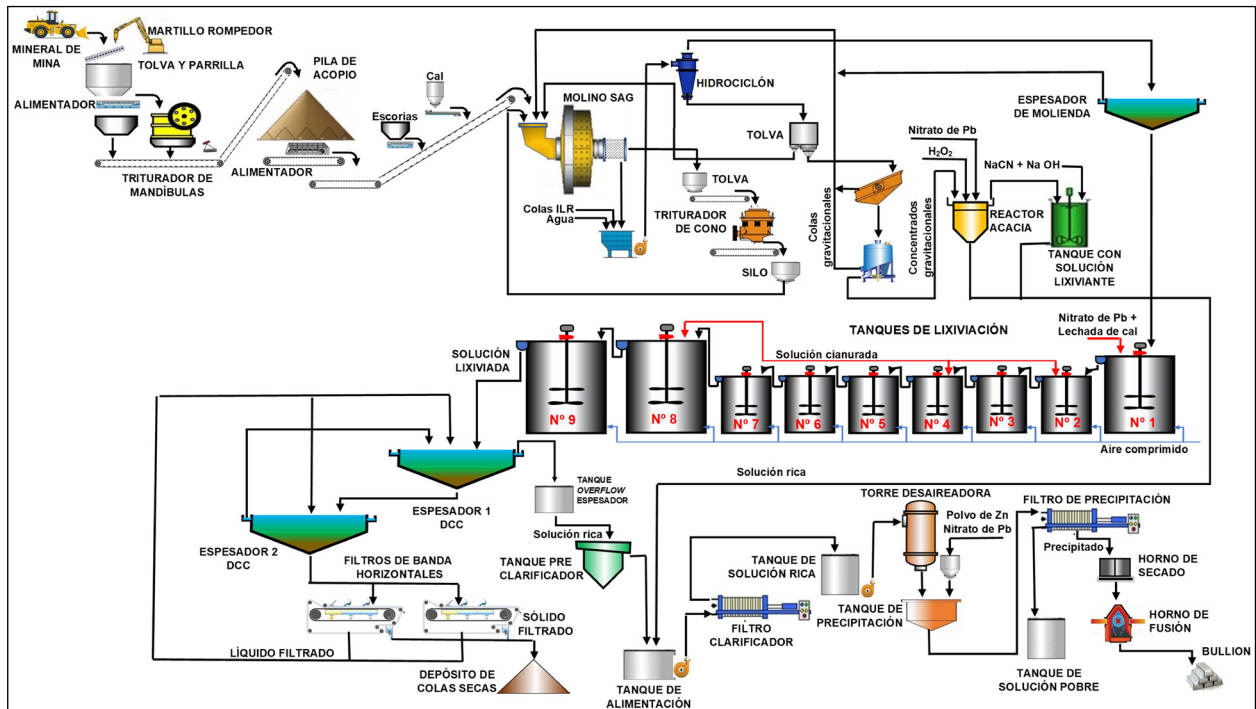


Figura II.14. Diagrama general del proceso de beneficio en la operación Casposo.

hay una parrilla que separa los trozos de mineral mayores a 400 mm, los cuales son fragmentados por un martillo picador.

El mineral se extrae de la tolva de ROM por medio de un alimentador de banda de 1,2 m de ancho luego, se introduce por medio de un vertedero a una trituradora de mandíbulas de 1,22 m x 0,91 m marca Kobelco, a una velocidad de alimentación superior a 100 tph. El mineral triturado, junto con los finos producidos en el alimentador de la trituradora, pasan por medio de un canal de descarga a la cinta transportadora de trituración. Esta cinta es de 900 mm de ancho y 20 m de largo. El material se transfiere usando un vertedero a una segunda cinta transportadora que descarga sobre una plataforma formando una pila de acopio de una capacidad funcional de aproximadamente 3.300 toneladas y de una capacidad total 8.500 toneladas.

Un electroimán colocado sobre la cinta, atraparán los trozos metálicos que se hubiesen incorporado al circuito. Estos son descargados por un vertedero a una caja.

El polvo generado por la trituradora de mandíbula es captado por un colector de polvo. El polvo recolectado se envía a la cinta de trituración. Además, se realiza la supresión de polvo con chorros de agua de proceso en la parrilla ubicada sobre la tolva de ROM, así como en el punto de descarga de la cinta transportadora que vierte el mineral en la pila de acopio.

El mineral triturado que se extrae de la pila de acopio, empleando un vertedero y un alimentador de banda, se transporta al molino SAG (semi autógeno), por medio de dos cintas transportadoras. La transferencia del mineral al final de cada cinta, se realiza empleando vertederos de descargas. En el futuro, se agregará un alimentador de cadena para mejorar la descarga de la pila de acopio que alimentará el alimentador de banda.

La cal utilizada en el proceso se extrae de una tolva de 75 toneladas de capacidad por medio de un alimentador de tornillo de velocidad variable, luego se descarga en la cinta transportadora que alimenta el circuito de molienda. La velocidad de alimentación de cal está determinada por las mediciones de pH realizadas en la descarga del material grueso (*overflow*) de los ciclones en el circuito de molienda.

Un pesómetro, instalado en la cinta transportadora que alimenta el circuito de molienda, determina los flujos máxicos instantáneo y total, del molino SAG.

En caso de problemas operativos en la trituración y las zonas de acopio, se puede emplear una tolva de alimentación de emergencia. Un alimentador a cadena y un vertedero de descarga para alimentar la cinta transportadora e ingresar la mena triturada al circuito de molienda. Esta tolva, puede ser alimentada por un cargador frontal, que transporta el mineral triturado desde la pila de acopio. La escoria reciclada desde refinera, también puede ser devuelta al proceso a

través de esta tolva para recuperar cualquier contenido de oro y plata residual contenido en la escoria.

En las distintas áreas donde se genera polvo, se emplean aspersores de agua para reducir al mínimo las emisiones. Se utiliza agua del proceso, a la cual se le ha eliminado el cianuro, para minimizar el impacto sobre el medio ambiente.

Los derrames y desagües del área de la pila de acopio se vierten a un sumidero el cual es evacuado por una bomba. Esta transporta el lodo a la caja de alimentación del molino SAG (Fig. II.15.).

II.3.2.2. MOLIENDA Y CONCENTRACIÓN GRAVITACIONAL

El objetivo de la molienda y de los sectores de concentración gravitacional es exponer las partículas finas de los metales preciosos a la lixiviación, recuperando tanto como sea posible las partículas valiosas más gruesas y densas. La mena triturada que entra en el circuito de molienda alimenta al circuito de alimentación del molino SAG, juntamente con el agua reciclada del circuito de molienda. Esta se agrega a una velocidad tal que mantenga la densidad de la descarga del molino por encima del 65 % en peso.

El molino SAG marca Allis es de 4,9 m × 7,0 m (D × L) y es accionado por un motor de 1.870 kW. El rango de velocidad del molino es aproximadamente de 12,8 a 15,47 rpm, empleando un impulsor de velocidad variable (VSD). El molino generalmente gira al 76 % de la velocidad crítica. La capacidad de diseño máxima del molino SAG es de 55 t/h, pero puede llegar a tratar hasta 65 t/h. Actualmente, el molino trabaja a 30 t/h.

El molino SAG, opera con una carga de bolas de hasta un 5 % en volumen. La carga de bolas se repone

mediante un elevador, empleado para levantar un recipiente que contiene la carga de bolas. Las bolas, son descargadas a una caja luego pasan al molino por el conducto de alimentación. Actualmente se agregan 2 kg de bola, por tonelada de alimentación; el 70 % bolas las son de 4" y 30 % de las bolas son de 5 pulgadas.

Las piedras del molino (trozos más grandes de mineral) se llevan a través del *trommel* (ubicado a la salida del molino), a la tolva de piedras, luego por medio de un alimentador, se alimenta las piedras a la cinta transportadora 1; la cual descarga en una tolva desviadora (*chute*) de piedra. Una trampa magnética, atrapa las bolas que pudiera haber ingresado al sistema. Además, hay un detector de metal sobre la cinta transportadora como respaldo. La tolva desviadora, descarga las piedras en una trituradora de cono, o la evita para el mantenimiento de la misma, o cuando detecta un trozo de metal. Las piedras que no van a la trituradora de cono, pasan por una tolva, a la cinta transportadora 2. El tamaño de las piedras es de 1 cm a 1,54 centímetros.

La trituradora de cono, que posee una apertura de 12 mm, es alimentada usando un silo y un vertedero. Las piedras trituradas se reciclan al molino SAG, empleando la cinta transportadora 2, que descarga sobre un silo de piedras, pasando por un alimentador a las cintas de alimentación al molino. El peso de las piedras recicladas se determina con el pesómetro, ubicado en la cinta transportadora 1. Esto permite el cálculo de la alimentación total del molino, la cual es un parámetro crítico para el control de adición de agua.

La trampa magnética de bolas descarga su contenido en una caja, a través de un vertedero. La pulpa descargada del molino SAG es el sub tamaño de la

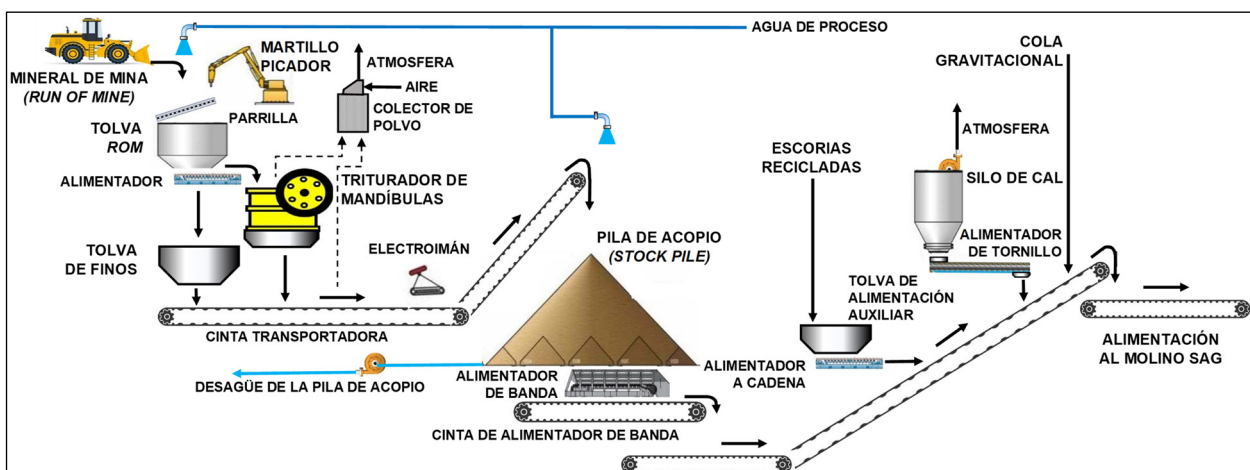


Figura II.15. Diagrama de flujo en detalle de la operación de trituración.

descarga del trommel. Esta pulpa se envía a la caja de bombeo del molino, luego se bombea, con una de las dos bombas de pulpa Warman 6/4, al conjunto de 6 ciclones Warman. La densidad de pulpa proyectada del producto fino (*overflow*) del ciclón es de 45 % de sólidos, y el tamaño de clasificación es un P80 de 105 μm , esto es #140.

La mayoría del producto grueso (*underflow*) de los ciclones retorna al molino SAG, a través de la caja, para su posterior molienda. Una pequeña porción del *underflow* de los ciclones descarga sobre una zaranda clasificadora del circuito de concentración gravitacional. El agua del circuito de molienda se agrega a esta corriente, para mantener la densidad de pulpa establecida. Se tienen instalados 6 hidrociclones, de los cuales están en uso continuo 4, el *underflow* de solo uno de ellos pasa al circuito gravitacional. Con esta metodología se capta el 20 % del Au del sistema.

El sobretamaño de la zaranda clasificadora se junta con las colas del concentrador gravitacional, y retornan al conducto de alimentación del molino SAG. El sub tamaño de la zaranda clasificadora se procesa en un concentrador centrífugo Falcon. Este produce un concentrado y una cola. La cola gravitacional retorna al molino SAG. Cuando el concentrado gravitacional ha sido suficientemente enriquecido, se transfiere a la caja de concentrado gravitacional, que alimenta la unidad de cianuración intensiva (ICU), que es un reactor Acacia.

La ICU es una unidad especial de lixiviación de metales preciosos, que usa una solución cáustica de cianuro (al 1 % de cianuro), que proviene de un tanque, para lixiviar el oro y la plata de los concentrados gravitacionales de alta ley. Este tanque se alimenta con soluciones de nitrato de plomo, cianuro y soda cáustica.

El agua proveniente del circuito de molienda se emplea para alimentar la caja de concentrado gravitacional el reactor Acacia y a la caja de descarga de este reactor. El reactor Acacia, también es alimentado con solución de peróxido de hidrógeno por medio de una bomba.

La solución rica de la ICU se descarga a la caja y se envía por medio de una bomba al área de clarificación y molienda.

El *overflow* de los ciclones, se espesa aproximadamente a 55 % de sólido en peso, en el espesador de molienda. El proceso de espesamiento, se mejora con la adición de una solución de floculante premezclada (Hychem AF302), la cual se agrega en la bandeja de alimentación del espesador. El floculante se prepara

empleando una unidad de boquilla, ubicada en al área cercana al espesador. El rebalse (*overflow*) del espesador se colecta en el tanque del *overflow* del espesador, para rehusarlo en el circuito de molienda, o en el circuito de ICU. La solución pobre, se agrega también en este tanque cuando se requiere para mantener el suministro.

El flujo de la pulpa descargada de la parte inferior del espesador (*underflow*), se controla con una válvula de aguja. La apertura de la válvula, se modifica para mantener la densidad de pulpa del *overflow* en un valor determinado. El *underflow* del espesador, descarga en el tanque dual; el cual permite retornar la pulpa al espesador por medio de dos bombas, cuando la alimentación es escasa, o enviarla a la sección de lixiviación.

La solución cianurada se agrega en el compartimiento del tanque dual, desde donde se abastece a las bombas de alimentación de la lixiviación. Esto permite un incremento significativo en la cinética de la lixiviación. La pulpa espesada se transfiere al primer tanque de lixiviación, por medio de las bombas 1 y 2 del *underflow* del espesador.

Cualquier derrame de pulpa en esta área, se drena a los sumideros allí ubicados. Las bombas de sumidero 1 y 2, están situadas en el área del circuito de molienda, bombeando cualquier derrame de pulpa al tanque de descarga del molino. La bomba de sumidero del espesador de molienda, devuelve el derrame al compartimiento del tanque dual, que envía pulpa a la sección de lixiviación. La bomba de sumidero ICU, devuelve el derrame directamente a la caja de descarga del reactor, ya que puede contener niveles significativos de oro y plata (Fig. II.16.).

II.3.2.3. LIXIVIACIÓN

En la operación Casposo se utiliza un sistema de lixiviación por agitación (Fig. II.17.).

El objetivo de la lixiviación es disolver el oro y la plata contenidos en la pulpa descargada de la parte inferior del espesador (*underflow*) de molienda. Se emplea una solución de cianuro, a un pH elevado (10,5 a 11,5). La solución de cianuro, se prepara en un agitador y se almacena en un tanque de distribución. Los bolsones de cianuro (sólido), se transfieren al agitador empleando un monorriel y una grúa. En el caso que se genere polvo durante esta operación, es captado por un colector y devuelto al tanque.

El cianuro de sodio empleado, está en forma de briquetas sólidas, envasadas en bolsas de plástico selladas, contenidas en bolsones de aproximadamen-

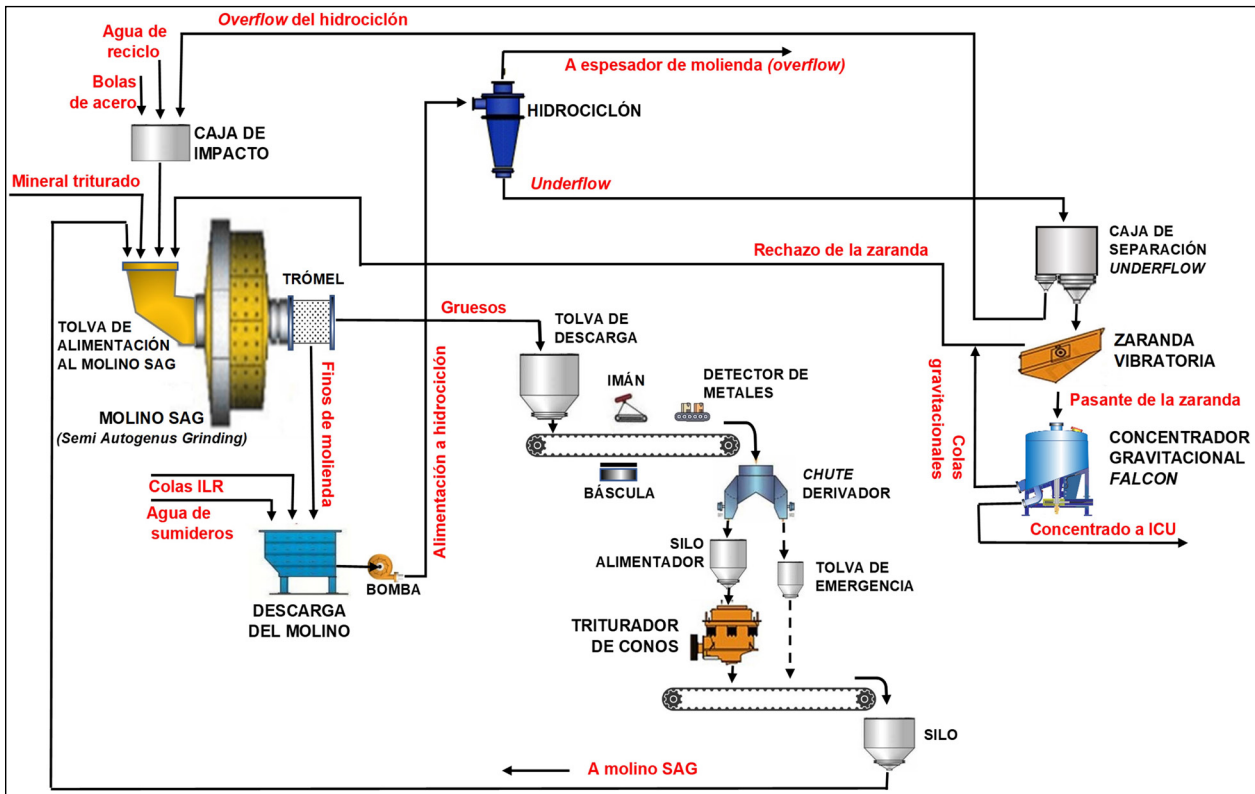


Figura II.16. Diagrama de flujo de las operaciones unitarias de molienda y concentración gravitacional.

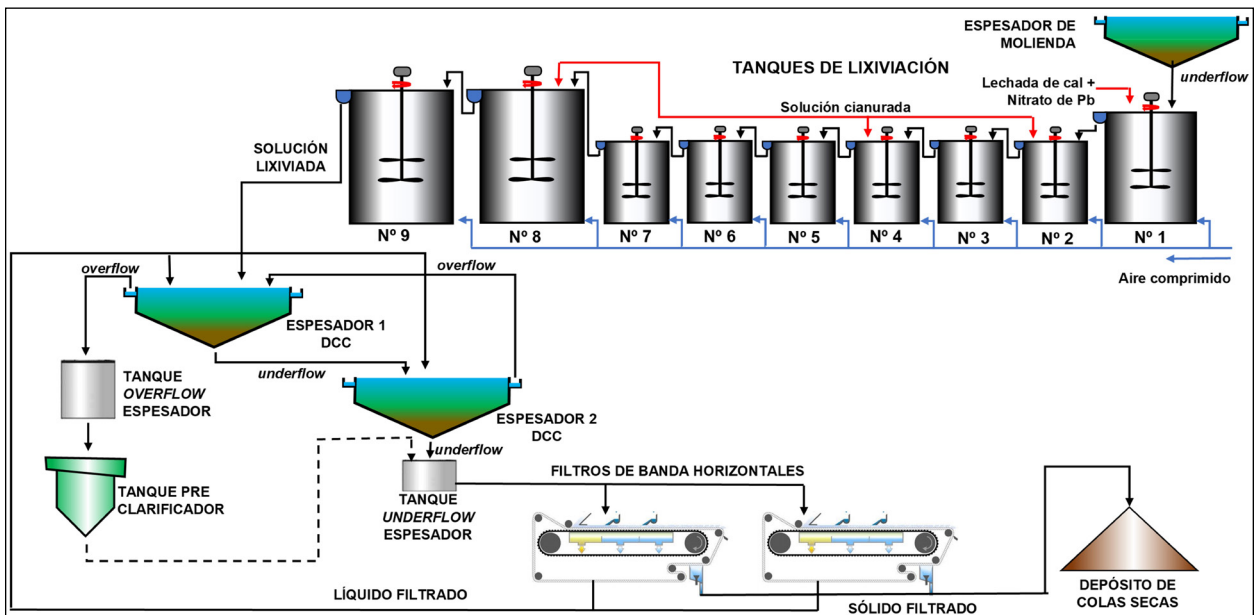
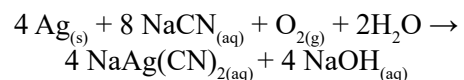
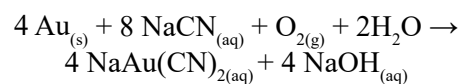


Figura II.17. Diagrama de flujo en detalle, de las operaciones de lixiviación en tanques, lavado en contracorriente y filtrado de colas.

te 1.000 kilogramos. Las briquetas de cianuro, se disuelven con el agua alcalina al 20 % (peso/peso). Antes de la adición del cianuro en el agitador, se mezclan la solución estéril con suficiente solución alcalina; para asegurar que la solución de cianuro tenga suficiente alcalinidad protectora. La solución preparada, se bombea al *underflow* del espesador de molienda, al circuito de lixiviación y al circuito de lixiviación intensiva (ICU), por medio de las bombas 1 y 2.

Las reacciones involucradas son las siguientes:



La concentración de cianuro en los tanques es de 1.200 a 1.600 ppm.

El área de lixiviación contiene nueve tanques agitadores. El primer tanque, tiene un volumen útil de 600 m³. Los siguientes seis tanques, tienen un volumen útil de 300 m³ cada uno. Los dos últimos tanques tienen un volumen útil de 1.000 m³ cada uno. El volumen total de los tanques de lixiviación, fue diseñado para un tiempo de residencia de hasta 66 horas, dependiendo de la densidad de la pulpa.

La pulpa del *underflow* del espesador de molienda, entra al tanque de lixiviación 1, con un caudal nominal de hasta 70 m³/h. Para una óptima lixiviación y control de pH, se adicionan al tanque, lechada de cal y solución de nitrato de plomo. Debido a la cinética de lixiviación lenta de la plata, se debe mantener una elevada concentración de cianuro en cada uno de los tanques de lixiviación. Se agrega una solución de cianuro adicional, en los tanques 1, 3 y 5; para asegurar que la concentración de cianuro es suficiente en todos los tanques de lixiviación. La solución de cianuro, también puede adicionarse en los tanques 2, 4 y 8, de ser necesario. Para reducir el riesgo a la exposición a los vapores de cianuro, se ha instalado un sistema de control de nivel, en la descarga de cada uno de los tanques. La lixiviación del oro, se completa en el cuarto tanque; mientras que la plata necesita mayor tiempo de residencia, por lo cual su lixiviación se completa en el sexto tanque.

La cantidad de oxígeno disuelto es importante para condiciones óptimas de lixiviación. Para mantener la concentración de oxígeno disuelto deseada en cada tanque se inyecta aire comprimido a baja presión.

La pulpa fluye por gravedad a través de los tanques de lixiviación, luego se dirige a los espesadores de lavado en contracorriente (Área 400). La pulpa puede evitar cualquier tanque si fuera necesario y dirigirse al tanque siguiente. Sin embargo, debido al tiempo de residencia, la pulpa no puede evitar dos tanques de lixiviación consecutivamente.

En el área de lixiviación, están instaladas dos bombas de sumidero, que recogen cualquier derrame y lo envían al tanque de lixiviación 1 o al tanque de lixiviación 2.

II.3.2.4. DECANTACIÓN EN CONTRA CORRIENTE (DCC) Y FILTRACIÓN DE COLAS

La operación de decantación en contra corriente (DCC) y filtración es una serie de etapas de lavado, usando espesadores y filtros, para separar la solución rica de las colas. En esta sección, se emplean

espesadores DCC y filtros de banda horizontal, para maximizar la separación de la solución rica de las colas lixiviadas. Esto reduce los metales preciosos y el contenido de cianuro de las colas.

El equipo principal en esta área consta de dos espesadores de alta velocidad y de dos filtros de banda horizontal. Los dos espesadores operan en serie con un caudal de alimentación de pulpa lixiviada de hasta 70 m³/h. La pulpa se alimenta al primer espesador DCC y los sólidos decantados, se bombean al segundo espesador DCC. El *underflow* de este espesador, se envía a los filtros de banda.

El agua de filtrado se agrega, a razón de 45 m³/h al segundo espesador, para el lavado de los sólidos. Con el rebalse (*overflow*) de este espesador se alimenta al primer espesador DCC por medio de una caja alimentadora. El *overflow* de este espesador se dirige al tanque TK-04. Este proceso se denomina lavado en contracorriente.

Para mejorar la velocidad de asentamiento de los sólidos, se agrega previamente floculante (Hychem AF302) en los espesadores. En el primer espesador, se adiciona 0,3 a 0,4 m³/hora de floculante, mientras que en el segundo espesador se utilizan entre 0,1 y 0,3 m³/hora de floculante. También, puede adicionarse floculante en los filtros de banda para mejorar la filtración. La solución floculante, se mezcla con un poco del líquido filtrado del último filtro de banda, usando un mezclador en línea, para llevar la concentración del floculante al valor óptimo. Esto mejora la eficiencia del floculante.

El *underflow* del espesador 1 tiene 68 % de sólidos (peso/peso), se envía con las bombas al espesador 2 por medio de una caja alimentadora. El *underflow* del espesador 2 se envía con las bombas al tanque del *underflow* de los espesadores. Este flujo se muestrea y se toma como muestra de colas de la planta.

El tanque del *underflow* de los espesadores, también recoge cualquier derrame de la sección de clarificación (el área 500). La pulpa se envía con bombas a cualquiera de los filtros de banda.

Si el espesador 2 no está en línea, el *underflow* del espesador 1, se bombea directamente al tanque del *overflow* de los espesadores.

Los filtros de banda operan en paralelo. La pulpa espesada se bombea desde el tanque del *underflow* a las cajas de alimentación de los filtros que lo distribuyen uniformemente sobre el ancho de la banda de cada filtro. La solución de goma guar y el floculante Hychem, se bombean a las cajas de alimentación para ayudar a la filtración.

Se aplica vacío bajo la banda de cada filtro, para quitar la mayor parte de la solución de la mezcla y formar una torta. La solución residual gradualmente se reemplaza, lavando progresivamente con soluciones de lavado.

Tanto agua de proceso como agua fresca se emplean para lavar la torta del filtro. Las aguas de lavado son recicladas a los respectivos filtros para el prelavado. Los líquidos filtrados se reúnen en el tanque de líquido filtrado y se bombean al espesador 2, como agua de lavado por medio de dos bombas.

En la sección final del filtro de banda no se agrega agua de lavado, de esta forma la torta tiene un contenido de humedad tal, que puede ser transportada por un equipo de manejo seco. La torta filtrada y secada, pasa a la cinta transportadora de descarga del filtro, la cual la conduce a la cinta transportadora de colas. Esta traslada las colas a una pila de acopio abierta. Las colas se almacenan por un periodo de tiempo antes de ser transportadas por un camión al depósito de colas.

Hay tres sumideros diseñados con bombas en esta área. La bomba de sumidero del área DCC, devuelve el derrame al espesador 1 o al 2. La bomba de sumidero del área de filtros, envía el contenido del sumidero al tanque del *underflow* DCC. La bomba de sumidero del área de colas, envía los derrames de la pila de acopio de las colas, al tanque de precipitación de sulfuro de zinc, para la reutilización como agua de proceso.

Descarga de los desechos de Zn

Dos filtros prensa están instalados encima de la cinta transportadora de colas próximos a los filtros de banda. Estos filtros prensa, filtran la pulpa del área de destrucción de cianuro (Área 700). Las tortas formadas contienen una mezcla de hidróxido y sulfuro de zinc. Estas tortas, son lavadas y secadas con aire, antes de ser descargadas a la pila de acopio de las colas, por la correspondiente cinta transportadora. Como precapa de filtración, se usa pulpa de tierra de diatomea del área 500.

II.3.2.5. CLARIFICACIÓN Y MERRILL CROWE

La finalidad de esta área es extraer el oro y la plata de la solución rica, usando el proceso Merrill Crowe (cementación con zinc). Este proceso, requiere bajos contenidos de sólidos (<1 ppm) para ser eficiente. La solución del área DCC y filtración, es clarificada para alcanzar el contenido de sólido deseado (Fig. II.18.).

El *overflow* del espesador 1 se bombea al tanque de preclarificación con las bombas correspondientes. El floculante Cyquest 3223 se mezcla con la solución para ayudar el asentamiento de algunos sólidos residuales. El *underflow* del tanque preclarificador, se bombea intermitentemente a los filtros de banda vía tanque del *underflow* DCC.

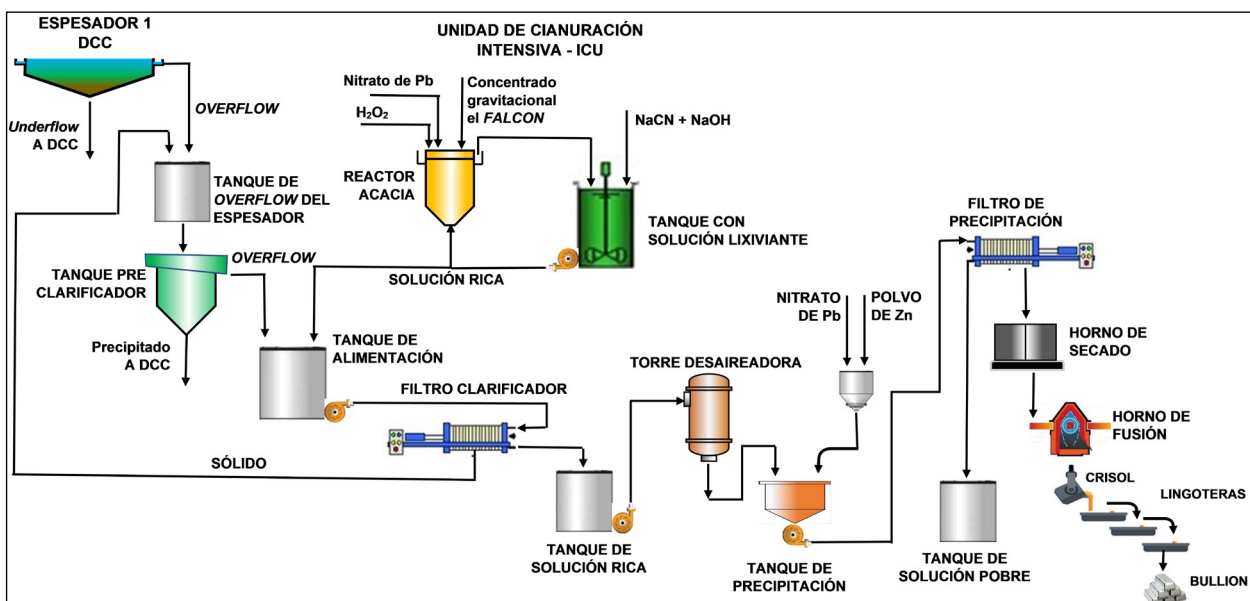


Figura II.18. Diagrama de flujo en detalle, de las operaciones de unidad de cianuración intensiva (ICU), proceso Merrill Crowe y fusión del precipitado.

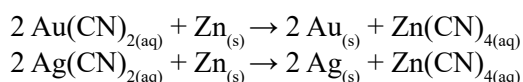
La solución de la unidad de lixiviación intensiva (ICU) y el *overflow* del tanque pre clarificador; se mezclan en el tanque de alimentación del filtro clarificador. Esta solución es enviada por bombas a los respectivos filtros clarificadores.

Como precapa de filtración se usa pulpa de tierra de diatomea. Esta se mezcla con solución *barren* (solución pobre) en el tanque. Esta pulpa se envía a los filtros clarificadores, con las bombas de alimentación de precapa del filtro. La misma pulpa, también se usa como precapa de los filtros prensa del precipitado Merrill Crowe, del filtro prensa de la plata y de los filtros prensa del hidróxido de zinc. La tierra de diatomea puede adicionarse, de ser necesario, para aumentar el espesor de la torta durante el proceso de filtración.

Después de cada ciclo del filtro clarificador, los sólidos son descargados a un sumidero y se repulpean con el agua de proceso. La pulpa, junto con el derrame del área de clarificación, es devuelta al tanque de *underflow* del espesador DCC con la bomba de sumidero de clarificación. La solución filtrada se descarga en un tanque; también puede ser reciclada a los filtros clarificadores, vía el tanque de alimentación, si la misma no está debidamente clarificada.

La solución rica clarificada se almacena en el tanque de solución rica, antes de ser tratada en la torre de desaireación. Esta torre se usa para remover el oxígeno disuelto de la solución. Después de la desaireación, la solución rica y libre de oxígeno se mezcla con polvo de zinc, introducido por un alimentador en forma de pulpa, a fin de recuperar el oro y la plata por cementación. La precipitación se realiza en un tanque cónico.

La pulpa de polvo de zinc se prepara combinando polvo de zinc con solución de nitrato de plomo y solución pobre en el cono de alimentación de zinc. El polvo de zinc produce la precipitación del oro y la plata, de acuerdo a las siguientes reacciones electroquímicas:



El nitrato de plomo se agrega para modificar la superficie de las partículas de zinc, promoviendo el crecimiento dendrítico del oro y la plata. Esto es importante para la eficiencia de la recuperación. Se usan concentraciones bajas para evitar pasivizar la superficie del zinc. La pasivación previene una precipitación eficaz de los metales preciosos y causa la formación de un gel de hidróxido de plomo, que, a su vez, produce problemas en la filtración.

El precipitado de oro y plata se recupera bombeando la pulpa a través de los filtros prensa, con las correspondientes bombas. El filtrado se dirige al tanque de filtrado del precipitado, desde donde es bombeado al tanque de solución pobre. La torta del filtro se recoge en las cámaras entre las placas del filtro, donde se lava con el agua de proceso y se seca antes de su evacuación a la caja del precipitado, para su posterior tratamiento en el área de refinación.

La bomba de sumidero Merrill Crowe, recoge cualquier derrame del área de cementación de zinc y lo bombea al cono de alimentación de zinc, cuando es necesario. Dos bombas de sumidero recogen otros derrames en este sector.

II.3.2.6. REFINERÍA

El área que se describe a continuación forma parte del proyecto integral de la operación Casposo. En el momento de la visita a la planta, esa área no se encontraba operativa, si bien contaba con todo su equipamiento. No obstante, se describe el proceso, teniendo en cuenta que el producto final se obtiene de acuerdo a las operaciones descriptas en el apartado II.3.2.7. Fusión.

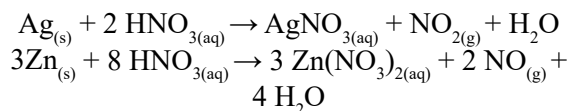
El objetivo del área de Refinería es remover las impurezas del precipitado, separando la plata del oro y, luego, fundir para producir el lingote de plata y de oro. La refinación opera como un proceso discontinuo.

El precipitado del proceso Merrill Crowe contiene una mezcla de oro, plata, zinc no reaccionado y pequeñas cantidades de mercurio. Se transfiere a la refinación en lotes, usando bandejas del cajón de precipitado Merrill Crowe. Las bandejas se colocan en un horno de retorta para eliminar las trazas de mercurio. La retorta es de material refractario y se calienta por medio de una resistencia eléctrica. Al principio, se elimina el exceso de agua; luego, se lleva el material hasta la temperatura de trabajo de 750 °C. A esta temperatura, el mercurio del precipitado se volatiliza. Para seguridad del personal y para prevenir las emisiones de mercurio, la retorta opera en condiciones de baja presión, por la acción de una bomba de vacío. El mercurio se recupera circulando los gases cargados de vapor de mercurio a través de un condensador de mercurio.

Este condensador se enfría usando un intercambiador de calor con agua de proceso. La mayoría del mercurio se colecta como un líquido y, periódicamente, drena a una botella de mercurio líquido. El gas remanente puede contener pequeñas trazas de mercurio. El vapor de mercurio remanente se pasa

a través de una columna de adsorción de carbón. La columna recupera el vapor de mercurio residual de la corriente de gas, precipitándolo como sulfuro de mercurio. La corriente de gas lavado se descarga a la atmósfera desde la succión de la bomba de vacío. Se espera que la vida de la columna de carbón sea mayor a diez años.

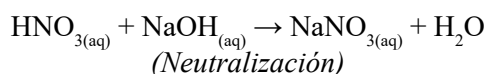
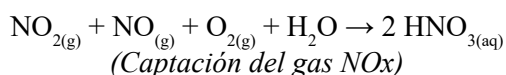
Después de que el mercurio ha sido recuperado, las bandejas se sacan del horno y se colocan en estantes hasta que se enfrían por debajo de 100 °C. Una vez que el precipitado se ha enfriado, se transfiere al tanque de lixiviación del precipitado. A este tanque se agrega ácido nítrico diluido para disolver la plata y el zinc. El oro permanece como un residuo sólido. Esto ocurre según las siguientes reacciones:



El ácido nítrico se almacena fuera del edificio de refinería, en un área de almacenamiento adecuada.

Los vapores de óxidos de nitrógeno se generan como un subproducto de la reacción de lixiviación. Estos vapores son capturados por una campana de gases, que proporciona la ventilación por encima del tanque de lixiviación. Los vapores se purifican usando un filtro lavador de gases, antes de salir a la atmósfera como una corriente de aire limpio.

Los gases de óxidos de nitrógeno son captados en el filtro lavador de acuerdo a las siguientes reacciones:

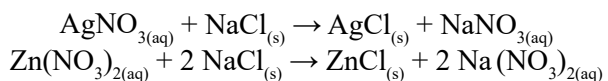


La pulpa se pasa a través del filtro prensa de lixiviación del precipitado para recuperar el oro residual. Si es necesario, puede agregarse tierra de diatomea en el tanque de lixiviación para mejorar el rendimiento del filtro prensa. Cuando el ciclo de filtración se completa, la torta del filtro se lava para minimizar la contaminación de plata y zinc en el residuo de oro. El exceso de agua libre se elimina insuflando aire comprimido a través de la torta. Esta es descargada a un cajón ubicado bajo el filtro. Luego se transfiere en bandejas a una estufa de secado para eliminar el resto de la humedad. Cuando el residuo de oro ha sido suficientemente secado, se envía al horno de fusión de oro. Los fundentes se agregan al horno con el residuo y luego se funden para licuar el

oro y producir una escoria. Los fundentes incluyen carbonato de sodio y bórax. Cualquier vapor del horno es captado por una campana de gases, lavado y evacuado como aire limpio a la atmósfera.

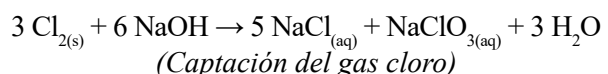
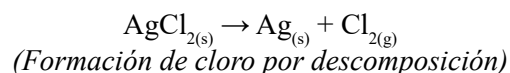
El oro se vierte en la lingotera, se enfría, se desmolda, se pesa y se almacena en la bóveda. El lingote de oro obtenido tiene una pureza de entre 95 % y 98 %. La escoria se vuelca en los moldes de escoria. Cuando se ha enfriado, se rompe y cualquier trozo metálico grueso se separa para reciclarlo al horno. La escoria estéril se almacena y se alimenta al molino cuando es necesario recuperar algún contenido de oro.

El filtrado del filtro prensa de lixiviación del precipitado se dirige al tanque de precipitación de cloruro de plata. Se agrega al tanque cloruro de sodio desde bolsas de 25 kilos. El cloruro de plata se precipita y el cloruro de zinc permanece en solución, de acuerdo a las siguientes reacciones:



La pulpa se filtra, empleando el filtro prensa de cloruro de plata, el cual ha sido pre cubierto con tierra de diatomea para recuperar el cloruro de plata como una torta. Si es necesario, puede agregarse tierra de diatomea en el tanque de lixiviación para mejorar el rendimiento del filtro prensa. Cuando el ciclo de filtración se completa, la torta del filtro se lava para minimizar la contaminación de zinc en el precipitado de cloruro de plata.

El exceso de agua libre se elimina insuflando aire comprimido a través de la torta. Esta, entonces, es descargada en un cajón ubicado bajo el filtro. Luego se transfiere en bandejas a una estufa de secado para eliminar el resto de la humedad. Cualquier vapor de cloro generado durante el proceso de secado es captado por el sistema de ventilación y dirigido al filtro lavador de gases. El gas cloro se adsorbe en el filtro lavador de acuerdo a las siguientes reacciones:



Cuando el residuo de cloruro de plata ha sido suficientemente secado, se envía al horno de fusión de plata. Los fundentes se agregan al horno con el residuo y luego se funden para licuar la plata y producir una escoria. Los fundentes incluyen carbonato de sodio, bórax y sílice. Cualquier vapor del horno

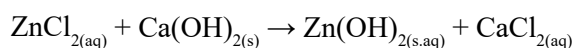
es captado por una campana de gases, lavado y evacuado como aire limpio a la atmósfera. El gas cloro no es perceptible cuando ocurre la fusión, porque algo de cloruro se presenta en la escoria como cloruro de sodio.

La plata se vierte en las lingoteras, se enfría, se desmolda, se pesa y se almacena en la bóveda. El lingote de plata que se obtenga tendrá una pureza de aproximadamente 99,7 %. La escoria se vuelca en los moldes de escoria. Cuando se ha enfriado, se rompe y cualquier trozo metálico grueso se separa para reciclarlo al horno. La escoria estéril se almacena y se alimenta al molino cuando es necesario recuperar algún contenido de plata.

El filtrado del filtro prensa de cloruro de plata se dirige al tanque de neutralización, donde se agrega cal hidratada desde bolsas de 25 kilos.

Nota: aquí no se usa pulpa de cal hidratada, debido al riesgo de formación de cianuro de hidrógeno.

La cal produce que más zinc precipite como hidróxido, según la siguiente reacción:



La solución agotada del filtro lavador de gases, también se bombea al tanque de neutralización.

La pulpa luego se envía al tanque de precipitación de sulfuro de zinc para precipitar más zinc. Esto permite que el agua pueda ser rehusada como agua de proceso. El precipitado de zinc se envía a las colas vía filtro prensa de hidróxido de zinc.

Las bombas de sumidero de las áreas de refinería y de ácido nítrico, transportan derrame al tanque de lixiviación del precipitado.

II.3.2.7. FUSIÓN

Como se mencionara en el apartado anterior, el precipitado obtenido, como se explicó en el punto II.3.2.5, es decir, con el proceso Merrill Crowe, es enviado directamente a fusión para obtener como resultado el producto exportable, que consiste en lingotes de *bullion*.

El precipitado que contiene oro y plata, obtenido en los filtros prensa del área de Merrill Crowe, se recoge en cajones y se transporta al área de fusión, donde, en primer lugar, se seca en un horno eléctrico a 400 °C durante 2 horas. En este lugar, se encuentran dos hornos a gas gemelos de 150 kg de capacidad, con crisol de carburo de silicio.

La carga del crisol contiene 25 % de bórax, utilizado como fundente; 15 % de carbonato de sodio,

usado como oxidante y para aumentar la fluidez; 10 % de nitrato de sodio, utilizado para aumentar la fluidez de la colada; y, por último, un 2 % de sílice, como tierra de diatomeas.

La mezcla se calienta hasta 1150 °C y, una vez que tiene la fluidez requerida, comienza el vertido de la escoria sobre seis lingoteras en cascada (Fig. II.3.11). Una vez llenas, se retiran y se coloca otra serie igual. De acuerdo con la composición, comienza el vertido del metálico, lo que se aprecia por un aumento en la fluidez y la coloración de la colada.

Los lingotes de escoria de la primera serie, una vez enfriados, son volcados sobre el piso para luego ser enviados a la alimentación del molino SAG. Los lingotes metálicos obtenidos se dejan enfriar a temperatura ambiente y, luego, son limpiados mediante un sistema percutor de aire comprimido para eliminar la escoria. El producto de la limpieza de los lingotes y la escoria anterior al primer lingote de metal, junto con barras incompletas y sobrantes de fusión, son enviados nuevamente al horno.

La recuperación de los hornos es del 62 % referido al metal, con un rango que oscila entre el 70 % y el 40 por ciento.

Los lingotes, libres de impurezas superficiales, son pesados y marcados. De esta manera, cada uno lleva un código de tres secuencias para su trazabilidad. La primera serie de números indica el horno del cual procede el lingote (ej. H2 o H1); la segunda secuencia indica el número de colada al que pertenece el lingote (ej. COL 102); y la tercera serie indica el número correlativo de barra. Además, se coloca con marcador el peso del lingote antes del muestreo. Los pesos de los lingotes obtenidos varían entre 12 y 15 kilos. Los lingotes tienen una base mayor de 13 x 20 cm, una base menor de 10 x 17 cm y una altura de 7 cm, considerando que hayan llenado completamente la lingotera.

Observaciones: Dado que el llenado en cascada de la serie de 6 lingoteras se realiza por rebalse, desde la parte superior hacia la inferior, y teniendo en cuenta que la composición promedio es de 92 % Ag y 7 % Au, junto con la diferente densidad de estos dos elementos, es probable que, al final de la colada, el material esté relativamente enriquecido en Au, el cual quedaría preferentemente en los lingotes superiores de la cascada. Se registran los pesos de los lingotes completos correspondientes a la última colada. Los mismos son, desde el superior hasta el inferior, los siguientes: 14.120 g, 14.008 g, 13.865 g y 13.759 g. Aquí claramente se observa que, a un mismo volumen, existe una diferencia de

peso, lo que indica una diferencia de densidad. Esta observación debería verificarse con los análisis químicos, a fin de determinar una posible variación en la composición de los lingotes de la misma colada. De ser así, debería considerarse a la hora de tomar una muestra representativa de la colada, en especial para aquellas de menos de 6 lingotes.

II.3.2.8. DESTRUCCIÓN DEL CIANURO

La solución pobre del proceso Merrill Crowe se almacena en el tanque correspondiente. El proceso de destrucción de cianuro se utiliza para reducir la concentración de cianuro en esta solución. Además, este proceso también elimina parte del zinc remanente de la precipitación, que se presenta como sulfuro de zinc. Esta eliminación es importante para la recuperación de plata.

El agua de proceso generada puede ser reutilizada en las áreas de la planta donde la solución pobre no es adecuada para su uso.

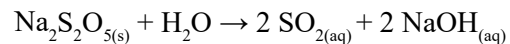
Los usos específicos de los tipos de agua son:

1. Solución Pobre. La solución pobre tiene relativamente bajas concentraciones de oro y plata, pero elevadas concentraciones de cianuro. Puede ser rehusada para:
 - Agua para el circuito de molienda
 - Agua para preparar cianuro de sodio
 - Agua para preparar floculante de la clarificación
 - Agua para preparar nitrato de plomo
 - Agua para preparar pulpa de zinc
 - Agua para apagar la cal
2. Agua de Proceso. Esta proviene de la solución pobre, a la cual se le ha eliminado las propiedades tóxicas empleando el proceso de destrucción de cianuro INCO. Puede ser rehusada para:
 - Agua de lavado del filtro de banda
 - Agua de lavado del filtro MC
 - Agua para preparar el floculante del espesamiento
 - Agua para preparar la goma guar
 - Agua para preparar sulfuro de sodio
 - Agua de enfriamiento del condensador de mercurio
 - Sello de agua de equipos de bombeo
 - Supresión de polvo
 - Agua para preparar sulfato de cobre
 - Agua para metabisulfito de sodio (SMBS)
 - Agua para preparar tierra de diatomea para pre-capa de filtración.

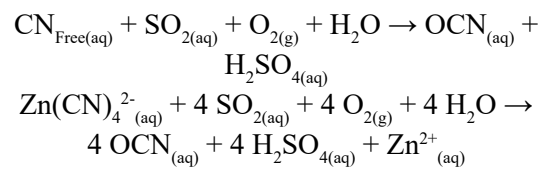
Las bombas de solución pobre se usan para distribuir la solución pobre para su reutilización en diferentes áreas de la planta, según se describió anteriormente. La solución pobre también se bombea continuamente al tanque de destrucción de cianuro primario; luego se transfiere con las bombas al tanque de destrucción de cianuro secundario, para reducir la concentración de cianuro de aproximadamente 700 ppm a menos de 5 ppm. La lechada de cal, la solución de metabisulfito de sodio y el aire comprimido se agregan al tanque para convertir el cianuro a ion cianato y también para precipitar los metales base, en particular el zinc. Se agregan pequeñas cantidades de sulfato de cobre soluble (20 a 50 ppm) como catalizador. Además, se adicionan pequeñas cantidades de antiincrustante, desde bidones de 20 galones, usando una bomba dosificadora para reducir la formación de yeso dentro del tanque.

Las siguientes reacciones representan la química de este proceso:

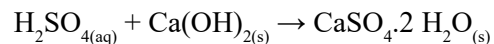
Preparación del SMBS:



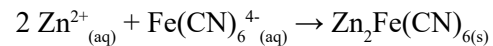
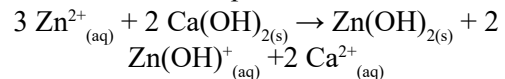
Oxidación:



Neutralización:



Precipitación:



El tiempo de retención de la solución en esos tanques, es de aproximadamente 4 horas. En este punto, la concentración de cianuro es lo suficientemente baja, como para que la solución sea rehusada como agua de proceso. La pulpa de los tanques de destrucción de cianuro, se bombea desde los tanques 1 y 2, al tanque de precipitación de sulfuro de zinc con las bombas de transferencia. El sulfuro de sodio, se agrega como una solución al tanque, para reaccionar con el zinc residual y formar el precipitado de sulfuro de zinc.

Se espera que la generación de sulfuro de hidrógeno, sea insignificante debido a que la reacción ocurre a altos valores de pH.

La pulpa del tanque de precipitación de sulfuro de zinc, se transfiere con las bombas a los filtros prensa de hidróxido de zinc, del área DCC y Filtración (Área 400). El filtrado del filtro prensa, se colecta en el tanque de filtrado de hidróxido de zinc y se bombea al tanque de agua de proceso. Las bombas de agua de proceso, proveen agua para rehusarla en cualquier área de la planta.

II.3.2.9. REACTIVOS Y PUNTOS DE DOSIFICACIÓN

El diseño de la planta incorpora métodos aceptados para el mezclado, almacenamiento, distri-

bución de solución y ventilación, de acuerdo a los documentos de la hoja de seguridad del material (MSDS) para cada práctica química e industrial. Se incluyen piletas y bombas para controlar cualquier derrame.

Se establecen procedimientos para el almacenamiento y manipulación de los reactivos, para garantizar la seguridad personal y controlar los potenciales impactos sobre el medio ambiente (Cuadro II.7.).

II.3.2.10. PRODUCTO OBTENIDO

El producto obtenido es un lingote de *bullion* de entre 12 y 15 kg con un contenido aproximado de 92 % de Ag y 7 % de Au (Cuadro II.8.).

Reactivos	Uso	Puntos de dosificación
Lechada de cal	Control de pH	Dstrucción de cianuro y lixiviación
Soda cáustica	Control de pH	Unidad de cianuración intensiva, mezclado de reactivos y refinera
Polvo de zinc	Precipitación de oro/plata	Merrill Crowe
Metabisulfito de sodio (SMBS)	Oxidante	Dstrucción de cianuro
Sulfato de cobre	Catalizador	Dstrucción de cianuro
Nitrato de plomo	Oxidante	Lixiviación/precipitación
Sulfuro de sodio	Precipitación con zinc	Dstrucción de cianuro
Goma guar	Ayuda filtrante	Filtración de colas
Floculante	Espesamiento	Pre lixiviación, circuito DCC y filtración

CUADRO II.7. Ractivos utilizados en la planta de mina Casposo.

AÑO	TONELADAS PROCESADAS	LEY DE CABEZA Au g/t	LEY DE CABEZA Ag g/t	RECUPERACIÓN ORO %	RECUPERACIÓN PLATA %	PRODUCCIÓN ORO Oz	PRODUCCIÓN PLATA Oz
2011	212.577	8,32	122	85	78	47,3	623.000
2012	371.883	7,12	118	90	79	74,4	1.126.000
2013	498.081	4,30	137	91	80	61,6	1.693.000
2014	516.521	4,09	233	91	79	62,5	3.023.000
2015	468.707	2,73	254	91	82	37,4	3.110.000
TOTAL	2.067.769	4,81	183	90	79	283,2	9.576.000

Cuadro II.8. Actualización de producción por año de la mina Casposo.

II.4. MINA MANANTIAL ESPEJO

II.4.1. LA MENA

El yacimiento Manantial Espejo es una mina de oro y plata ubicada en el departamento Magallanes, provincia de Santa Cruz. Se caracteriza por vetas epitermales de baja sulfuración alojadas en rocas volcánicas. Contienen principalmente cuarzo, junto a minerales como calcopirita, galena, esfalerita, pirita, electrum y argentita. La alteración hidrotermal típica incluye silicificación y argilitización. La mineralización de oro y plata se concentra en vetas angostas y de alta ley, donde el oro se encuentra principalmente como electrum en pirita, mientras que la plata está presente en galena argentífera y sulfosales de plata. Los minerales de ganga son cuarzo, adularia, calcita y baritina y la mineralización secundaria comprende limonitas, jarosita, cerusita, pirolusita, psilomelano y hematita.

La mina se explota mediante métodos subterráneos y a cielo abierto, enfocándose en la recuperación de oro y plata en vetas epitermales.

Pan American Silver, operadores de la mina, presentaron un Plan de Cierre Programado (PCP) en el 2023.

II.4.2. PROCESAMIENTO

En términos generales, el procesamiento de la mena en la operación Manantial Espejo consiste en una

lixiviación por agitación, para luego extraer los metales valiosos por el método Merrill Crowe (Fig. II.19.).

El mineral, tal como sale de la mina (*run of mine*), es depositado en pilas de acopio, donde se realizan las distintas dosificaciones para alimentar a la planta de concentración. Una pala cargadora alimenta a una tolva de descarga, en cuya boca hay una grilla de 60 x 60 cm; fijando, de esta manera, el tamaño máximo de entrada. El sobretamaño es reducido con un martillo hidráulico. La tolva descarga por el fondo, a través de un alimentador vibratorio, al triturador primario, que consiste en un triturador de mandíbulas. El triturador primario entrega un producto por debajo de 5"; que, luego de ser acopiado en una tolva de gruesos, alimenta directamente a un molino semi-autógeno (SAG).

En este punto, se agrega al molino cal, para mantener el pH entre 11 y 11,5; también se agrega cianuro de sodio (NaCN), para obtener una concentración de 1.200 ppm. El agua agregada al molino es recirculada del proceso. La salida del molino SAG descarga sobre una zaranda vibratoria de 6 x 27 m; el pasante de la misma se recoge en un sumidero de molienda, mientras que el retenido es conducido, mediante una cinta transportadora, a la entrada de un triturador cónico. El triturador de cono descarga el material a la entrada del molino SAG, junto con agua y solución pobremente cianurada recirculada del circuito.

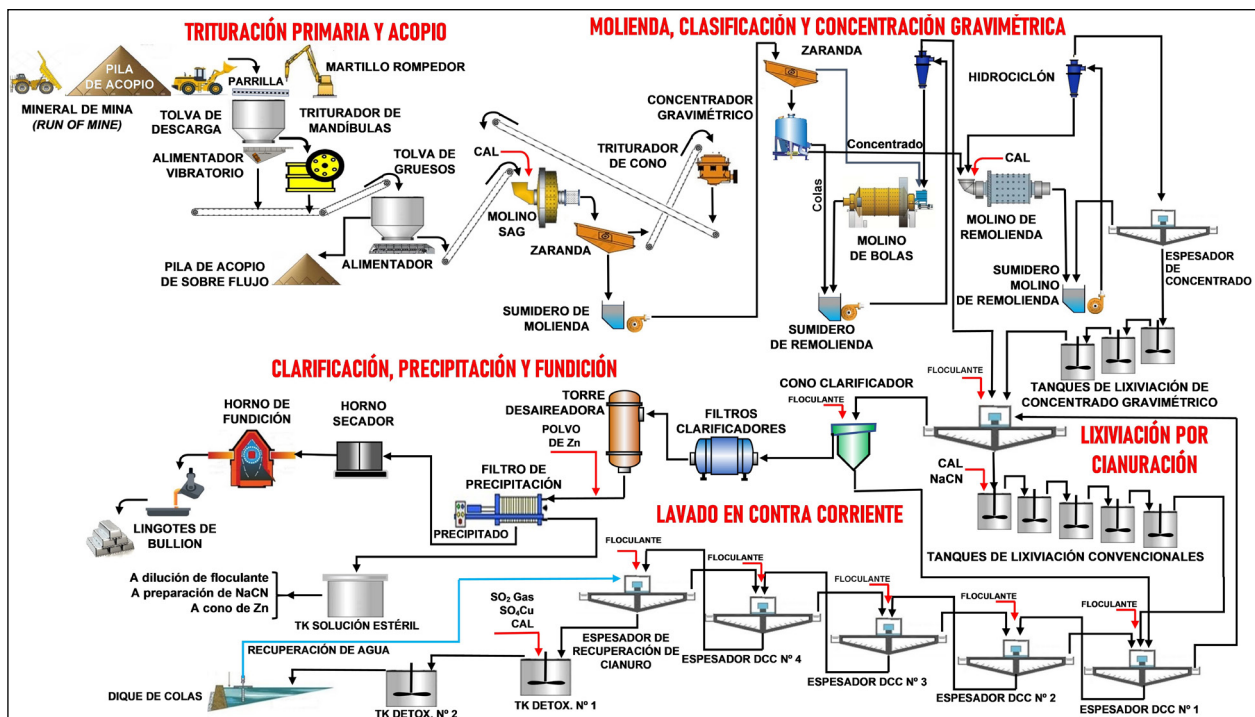
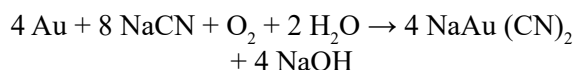


Figura II.19. Diagrama de flujo general del beneficio de mineral, en la operación Manantial Espejo.

Desde el sumidero de molienda (SAG), la pulpa es tratada en un sistema de molienda, clasificación y concentración gravitacional. La molienda se realiza con molinos de bolas y la clasificación con una batería de 8 hidrociclones. La molienda y la clasificación están en circuito cerrado. En este punto, el *overflow* de dos de los hidrociclones pasa a un sistema de clasificación gravitacional, consistente en una zaranda vibratoria y una centrífuga Falcon. El concentrado de la centrífuga es descargado sobre la alimentación al molino de bolas, operación que tiene por objeto aliviar el resto del sistema.

II.4.2.1. OVERFLOW

El *overflow* de los hidrociclones, tiene una granulometría de 80 % – 200 mallas; con esta pulpa se alimenta al espesador de pre lixiviación, donde comienza el proceso de lixiviación de acuerdo a la siguiente reacción concida como la ecuación de Elsner:



La ecuación de Elsner describe la reacción química principal en el proceso de cianuración del oro, utilizado para extraer oro y plata a partir de menas mediante el uso de cianuro de sodio.

El líquido claro del *overflow* proveniente del espesador, alimenta a un tanque dosificador, desde cual se bombea la solución a un cono clarificador y luego a filtros clarificadores. El objetivo de estos dos últimos procesos, es eliminar el sólido en suspensión de la solución; la que luego de clarificada es desaireada, mediante un tanque al vacío (torre desaireadora).

De esta forma, el líquido clarificado y libre de oxígeno, está en condiciones de pasar al proceso de Merrill Crowe; en donde con el agregado de Zn en polvo se precipita al Au y Ag de la solución rica; pasando el Zn a fase líquida. El sólido conteniendo Au y Ag es recuperado en filtros prensa, esta última operación se efectúa en el edificio de la fundición.

El precipitado conteniendo el Au y Ag, es recogido en bandejas. mientras que el líquido agotado (*barren*) pasa al penúltimo espesador, a fin de extraer los metales valiosos residuales.

II.4.2.2. UNDERFLOW

El *underflow* del espesador de prelixiviación, pasa a una batería de tanques de lixiviación (agita-

dores); Al primer tanque se le agrega NaCN, para completar la lixiviación de los barros.

El líquido es enviado a una línea de espesadores; donde se produce un lavado en contracorriente; en este punto también se le agrega floculante; la solución enriquecida que se produce en este lavado, alimenta nuevamente al espesador de pre lixiviación; mientras que el espesado es tratado en tanques destoxicantes; en donde se agrega metabisulfito de sodio, cal y sulfato de cobre, para eliminar gran parte del CN⁻, antes de que este entre al dique de colas.

La planta tiene una capacidad de 2.000 t/día de alimentación.

II.4.2.3. REFINACIÓN

La solución clara y desaireada es puesta en contacto con Zn en polvo y mediante el proceso de Merrill Crowe, se obtiene un precipitado. Donde se encuentran en fase sólida, los metales nobles (Au y Ag). La separación sólido-líquido, se realiza mediante dos filtros prensa, ubicados en la sala de fundición. El líquido, obtenido en el filtrado, es reingresado al circuito de lixiviación; mientras que el precipitado, es recogido en bandejas y luego estoqueado para su posterior secado.

El precipitado, es secado en hornos de retorta; entre 400 y 600 °C. Luego se homogeneiza con el fundente y se lo funde en un horno eléctrico de inducción entre 1.300 y 1.400 °C. Donde se obtienen los lingotes de bullón de plata; la carga del crisol de grafito está compuesta por: bórax anhidro y carbonato de sodio como fundentes, nitrato de potasio como oxidante, tierras de diatomea como aporte de SiO₂ y fluoruro de calcio (fluorita) para mejorar la fluidez de la colada.

Las lingoteras se encuentran en cascada, en dos series de 8 lingoteras cada una; antes de la colada del metal fundido, se procede a la descorificación. Proceso por el cual se elimina la mayor cantidad de escoria sobrenadante. Esta escoria, posteriormente es molida y reingresada al circuito de cianuración.

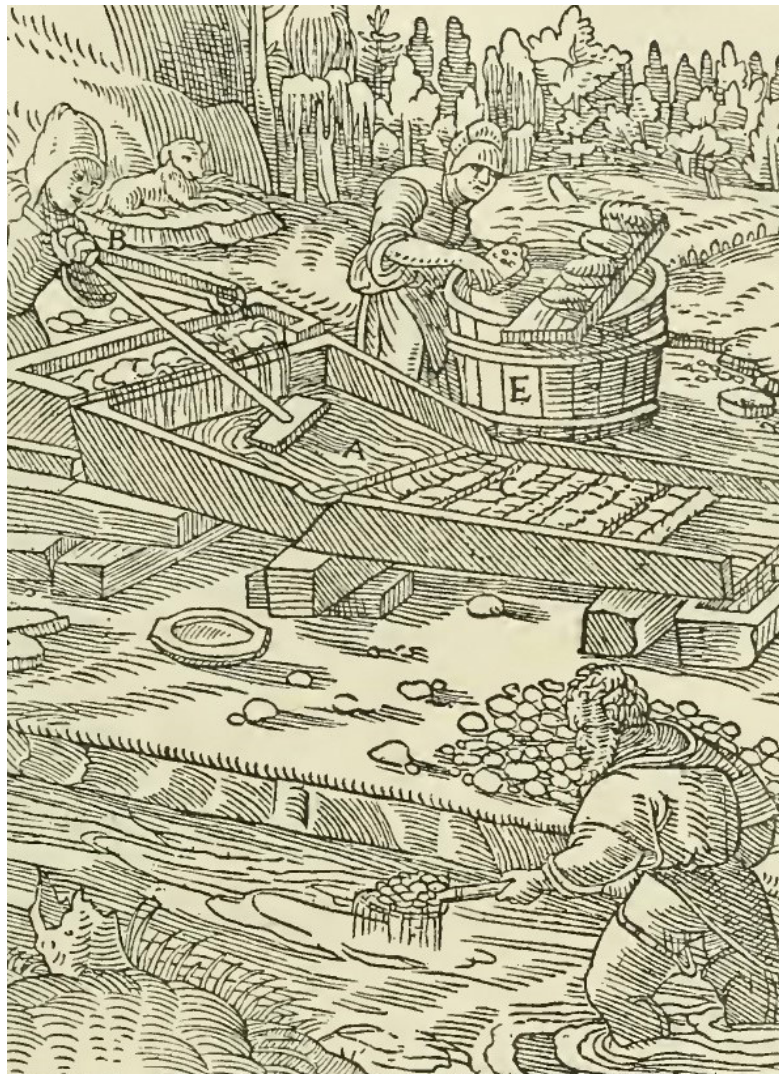
II.4.2.4. PRODUCTO OBTENIDO

El producto obtenido en la planta de Manantial Espejo son lingotes de *bullion*. De acuerdo a muestreos realizados en un lingote promedio (lingote N° 05.977, obtenido en la lingotera N° 1 de la colada 562), se obtuvieron leyes medias de 1,6 % oro y 96,8 % de plata con impurezas menores al 1 por ciento.

CAPÍTULO III

CONCENTRADO DE ORO Y PLATA

*MINA ANDACOLLO
MINA MARTHA*



III.1. MINA ANDACOLLO

III.1.1. LA MENA

La mina Andacollo se encuentra ubicada en la localidad homónima, departamento Minas, provincia del Neuquén.

La mineralización de mina Andacollo está representada por oro nativo, electrum, plata nativa, argentita, pirargirita/proustita, galena, blenda, calcopirita y piritita; diseminados en ganga de cuarzo.

La mina es explotada en forma subterránea, usándose como método de minado el *srinkage* (re-alece sobre saca).

La Minera Andacollo Gold S.A. está paralizada desde finales de 2020 y actualmente se encuentre en concurso de acreedores presentado por Trident Southern Explorations de Argentina S.R.L.

III.1.2. PROCESAMIENTO

En la figura III.1. se muestra el *flow sheet* de la operación de beneficio de mina Andacollo.

El mineral, tal como sale de mina (*run of mine*), es acopiado en un lugar definido como “pila de acopio”; en donde se lo clasifica para una posterior dosificación de la alimentación a la planta. Luego, mediante cargador mecánico, es transportado a la tolva de gruesos. Desde allí, y por el fondo de la

tolva, se abastece mediante un alimentador de orugas al triturador primario; conformado por un triturador de mandíbula de 18' x 36'.

La descarga de la trituración primaria se realiza sobre una zaranda vibratoria de 4' x 10', con una apertura de malla de 3/8". El rechazo de la zaranda pasa a la trituración secundaria; operación que se realiza con una trituradora cónica de 3'; que trabaja en circuito cerrado con la zaranda. El pasante de la zaranda se almacena en la tolva de finos; desde donde, por un alimentador vibratorio, se alimenta a un molino de bolas de 8' x 9'.

El molino de bolas trabaja en circuito cerrado con una batería de dos hidrociclones. El *overflow* de un hidrociclón va a un proceso de flotación, mientras que el *underflow* vuelve al molino de bolas.

En ese punto del proceso, la mitad de la alimentación al circuito de flotación es tratada previamente por una concentración gravitacional, con el fin de extraer la mayor cantidad de metales nobles en estado nativo antes de continuar con el proceso.

La concentración gravitacional, se realiza de la siguiente forma: el *underflow* de uno de los hidrociclones alimenta una zaranda de 2 mm de malla. El rechazo de esta vuelve a la alimentación del molino de bolas, mientras que el pasante alimenta una centrífuga Knelson. Las colas de la centrífuga van a la salida del molino de bolas; mientras que el concentrado es tratado en una mesa vibratoria.

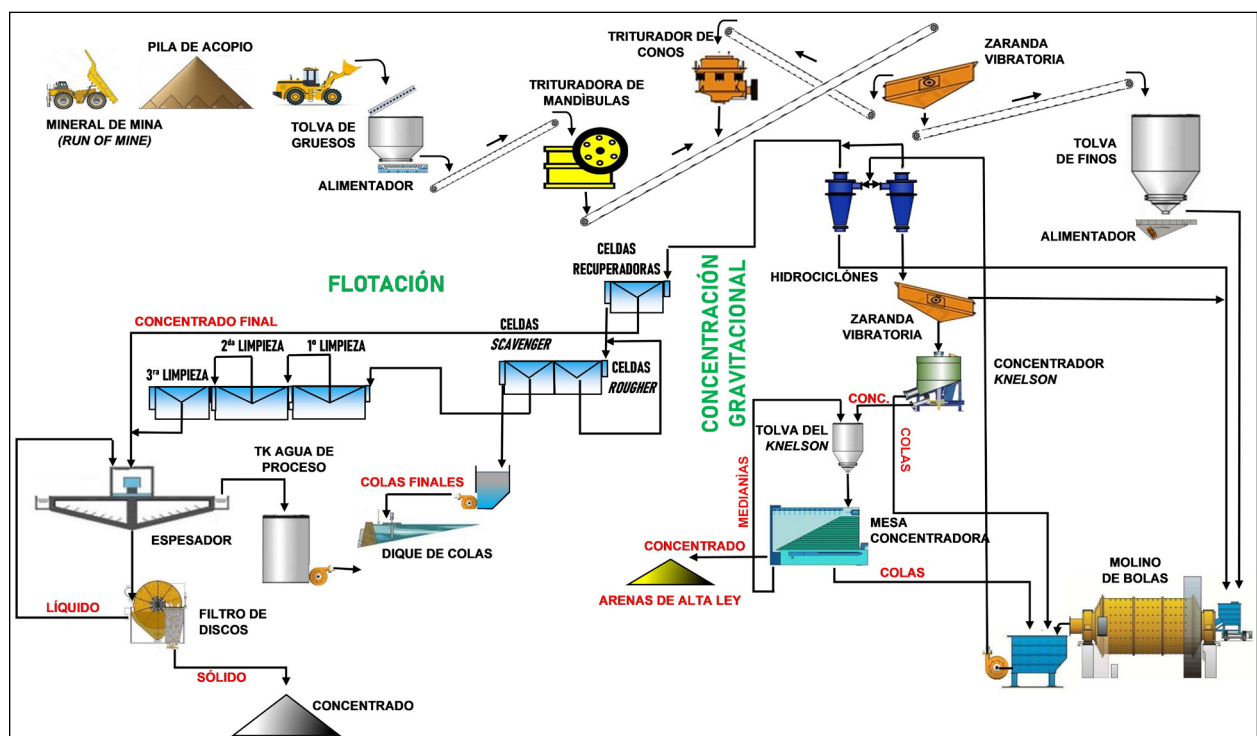


Figura III.1. Diagrama de flujo de concentración gravitacional y flotación, en la operación de la mina Andacollo.

Del concentrado de la mesa vibratoria se obtienen arenas ricas en metales nobles, con un contenido aproximado de 2.500 g/t de Au y 4.000 a 5.000 g/t de Ag, y una producción aproximada de 800 kg/mes de concentrado gravitacional (Knelson). La cola de la mesa vibratoria vuelve a la salida del molino de bolas.

Como se mencionó anteriormente, el circuito de flotación es alimentado con el *overflow* de los ciclones; que alimentan primero una celda de recuperación. El concentrado de esta celda es concentrado final y sus colas alimentan dos celdas *rougher*. El mineral es sometido también a una flotación intermedia *scavenger*; y luego a flotaciones *cleaners* y *re-cleaners*. De estas últimas también se obtienen concentrados finales. Los concentrados finales van a un espesador y luego a un filtro de discos EIMCO, de donde se obtiene un concentrado exportable con aproximadamente 12 % de humedad; el cual se almacena en un galpón cerrado.

Los parámetros de la planta de beneficio de la operación Andacollo son:

- Capacidad instalada: 400 t/día de alimentación.
- Producción mínima rentable: 300 t/ día de alimentación (húmedas), se toma como alimentación diaria promedio 340 toneladas húmedas.
- La recuperación de la planta varía entre: 75 y 90 %, dependiendo del tipo de mineral alimentado.
- Producción diaria de concentrado: entre 10 a 13 toneladas
- Razón de concentración: del orden de 27.

III.1.2.1. PRODUCTO OBTENIDO

El producto obtenido en mina Andacollo es un concentrado de Au y Ag que se exporta a granel sobre camión, con un 11 % de humedad aproximadamente.

Las leyes medias de un embarque estándar son:

Au = 60,1 g/t.

Ag = 4.483 g/t.

Cu = 0,25 %.

Pb = 1,93 %.

Zn = 2,17 %.

III.2. MINA MARTHA

III.2.1. LA MENA

La operación de mina Martha, se encuentra ubicada en el departamento Magallanes, provincia de Santa Cruz.

La mineralización principal de la mina está compuesta por sulfosales de plata, principalmente pirargirita ($SbAg_3S_3$), acompañada por argentita (SAg_2), calcopirita ($CuFeS_2$), galena (PbS), y escalerita (ZnS); con presencia de electrum (Au Ag) y un bajo contenido de plata nativa (Ag), en una ganga constituida por cuarzo (SiO_2), adularia ($KAlSi_3O_8$), pirita (FeS) y arcillas.

Esta mineralización se presenta en vetas con bolsones mineralizados (clavos), en vetas de cuarzo con algo de adularia. En la corrida de la veta, solo el 20 a 30 % es minable.

Las vetas principales son Martha y R4; las secundarias son Catalina, Belén, Francisca y Veta del Medio, con un buzamiento variable desde 55 a 60° hasta 75 u 80°.

El mineral de cabeza de planta tiene aproximadamente 1.250 gramos por tonelada de plata equivalente, de donde se obtiene un concentrado con una ley media es de 35 kg de Ag por tonelada (variando de 18 a 55 kg/t), y 45 g/t de Au. Produciéndose 240 t/mes de concentrado, con un 7 a 9 % de humedad.

La mina es explotada por métodos subterráneos mecanizados, utilizando alternativamente dos métodos de minado como: realce sobre saca (*srinkage*) y tiros largos.

Mina Martha cerró su operación en el año 2012. La planta de beneficio fue adquirida por la empresa Cerro Cazador S.A. en el año 2016.

III.2.2. PROCESAMIENTO DEL MINERAL

El mineral que sale de mina (*run of mine*) es acopiado en una playa cerca de boca mina; de donde es transportado con pala cargadora hasta la tolva de alimentación de la trituración primaria. Esta operación se realizada por un triturador de mandíbulas que recibe un tamaño de hasta 50 cm y los reduce en circuito abierto hasta 3 pulgadas.

El mineral triturado es transportado luego por cintas transportadoras a un triturador de conos (trituración secundaria), que trabaja en circuito cerrado con una zaranda vibratoria (harnero) de abertura de malla de 3/8". El mineral así reducido se almacena en la entrada de la planta de beneficio, en pilas perfectamente identificadas, donde se realizan las mezclas para alimentar la planta.

El mineral de cabeza de planta, tiene aproximadamente 1.250 g/t de plata equivalente. El ingreso de mineral a planta se realiza mediante una tolva y alimentador vibratorio que entrega el mineral a una

cinta transportadora, la cual descarga a dos silos de alimentación de 70 toneladas. Los silos descargan por el fondo hacia un alimentador de cinta.

En este punto, la planta se divide en dos líneas de producción idénticas. Cada línea está formada por un molino de bolas de 5 x 10 pies y 90 kW, que trabaja en circuito cerrado con dos hidrociclones. Los hidrociclones aseguran un mineral reducido 80 % a - 70 mallas (212 micrones) en el *overflow* de los ciclones; mientras que el *underflow* es recirculado a los molinos.

En esta parte del proceso, se le agrega al mineral agua y los reactivos de flotación antes de llegar a un tanque acondicionador. En este caso se agregan 14 g/t de *xantato*, 8 a 10 g/t de *aeroflot* y 10 a 12 g/t de espumante (MIBC).

El mineral acondicionado ingresa al sistema de flotación por espumas, integrado por dos líneas de flotación idénticas en paralelo.

Cada línea de flotación está constituida por una batería de celdas de flotación en serie: *rougher* y *cleaner*. En la primera batería (*rougher*), se flota todo el mineral y su concentrado alimenta la batería *cleaner*, mientras que las colas de este proceso son las colas finales y se derivan al dique de colas. De la batería *cleaner*, en las dos primeras celdas, se obtiene el concentrado final del proceso, mientras que

los concentrados de las restantes son realimentados a las dos primeras. Las colas provenientes desde la tercera hasta la sexta celda *cleaner* son recirculadas a la cuarta celda *rougher*.

El concentrado final, proveniente de la primera y segunda celda *cleaner*, es bombeado a un espesador; previo agregado de floculante. El espesado es llevado a un tanque agitador y luego a un filtro prensa. Todos los líquidos obtenidos son recirculados al proceso. El sólido obtenido del filtro constituye el producto final, el cual es recogido en una tolva y, por medio de una cinta transportadora, se llenan los bolsones (*big bag*) hasta alcanzar un peso aproximado de una tonelada.

El agua del dique de colas es recirculada al proceso. Los *big bag* son almacenados.

Todo el proceso de beneficio es mostrado en la figura III.2.

III.2.2.1. PRODUCTO OBTENIDO

El producto final de la planta de mina Martha es un concentrado cuya ley media es de 35 kg de Ag/t, variando de: 18 a 55 kg/t de Ag y 45 g/t de Au. Produciéndose unas 240 t/mes de concentrado; con un 7 a 9 % de humedad. El concentrado es exportado vía Puerto Deseado, en *big bag* de una tonelada cada uno.

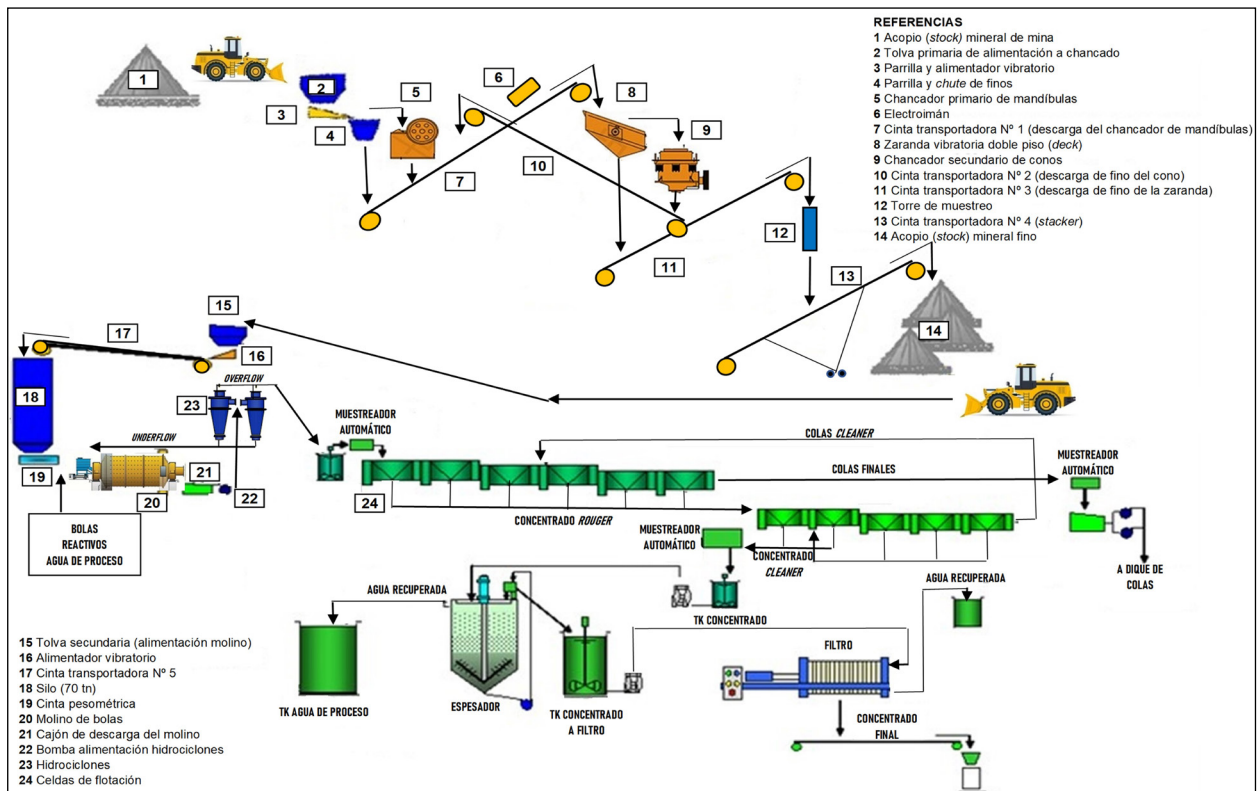
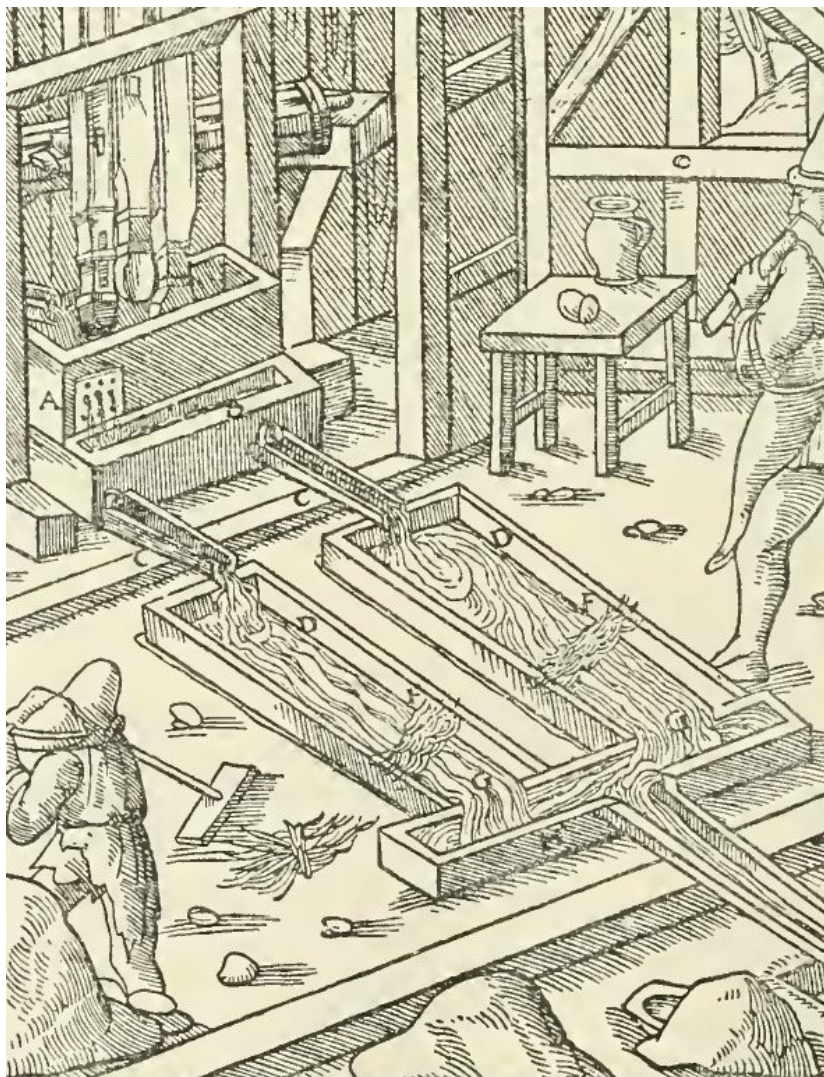


Figura III.2. Diagrama del proceso de beneficio general en la operación de la mina Martha.

CAPÍTULO IV

BULLION - CONCENTRADO DE ORO Y PLATA

MINA SAN JOSÉ



IV.1. MINA SAN JOSÉ

IV.1.1. LA MENA

La mina San José está ubicada en el distrito Perito Moreno en la provincia de Santa Cruz.

La mineralización en el área San José ocurre como venas, brechas y *stockwork* de cuarzo epitermal de baja sulfuración, que acompañan al fallamiento normal levógiro de rumbo NNW y fallas dextróginas conjugadas.

La mayoría de la mineralización conocida, está localizada en las formaciones Bajo Pobre y Chon Aike, del Jurásico.

Las porciones más mineralizadas de las vetas contienen cuarzo bandeado a moteado; con bandas irregulares de sulfuros de grano fino, constituidas por argentita, acantita, pirita y algo de pirargirita. Plata rubí y plata nativa se observan en forma local. En menor proporción se encuentran covellina, bornita, arsenopirita, electrum y kustelita. Los metales base (Zn, Pb, Cu) contenidos en las vetas, así como las proporciones de esfalerita, galena y calcopirita, tienden a incrementarse con la profundidad.

La mayor parte de las partículas de oro consisten en electrum y kustelita. El rango de tamaño de grano varía de 4 a 110 micrones, con una media de 10 a 20 micrones. La otra mitad está representada por granos comprendidas entre 80 y 110 micrones.

El oro ocurre como 86 % de partículas libre, 12 % asociado a la argentita y el 2 % como pequeñas inclusiones en la galena y la pirita.

La principal mineralización de plata es la argentita, con cantidades traza de cloruro de plata. La argentita se presenta en un rango de tamaño comprendido entre 4 y 180 micrones, siendo la mayor parte entre 10 y 40 micrones. La plata ocurre como: 76 % de partículas liberadas de argentita, 13 % asociada a la ganga y 9 % como inclusiones en sulfuros (bornita, galena, pirita y esfalerita).

Existe una solución sólida entre Au y Ag; cuando contiene más del 20 % de Au se denomina electrum, mientras que por debajo del 20 % de Au se denomina kustelita.

Argentita y acantita son polimorfos de Ag_2S . La acantita responde más fácilmente a la cianuración, mientras que la argentita responde relativamente mejor a la flotación.

Los minerales de ganga, están constituidos principalmente por cuarzo, seguido por feldespatos parcialmente alterados. Sericita/muscovita, junto con

cloritas y minerales del grupo de las arcillas, están presentes en menor proporción.

El yacimiento de mina San José es explotado en forma subterránea; el método utilizado en todo el yacimiento es: corte y relleno ascendente. Actualmente se encuentra en operación por McEwen Mining Inc.

IV.1.2. TRATAMIENTO DEL MINERAL

IV.1.2.1. TRITURACIÓN

El material que proviene de la explotación minera (*run of mine*); es depositado en pilas de acopio, donde se hacen las mezclas para alimentar a la planta de proceso. Luego, con una pala cargadora, se alimenta una tolva de 17". Sobre la tolva se encuentra una parrilla, que deja pasar los tamaños inferiores a 30 x 30 cm. A la salida de la tolva, con la ayuda de un arpón feeder de 42" x 14", se alimenta una zaranda fija con una apertura de 2,5". Previo a la zaranda, funciona un electroimán que tiene por función captar todos los elementos metálicos que provengan de la mina.

El rechazo de la zaranda fija alimenta la trituradora primaria, que en este caso es un triturador de mandíbulas Metso 100, el cual arroja un producto triturado de menos 2,5" a 3". En la figura IV.1. se muestra el *flow sheet* del proceso completo de trituración.

El producto molido por el triturador de mandíbulas se junta en una cinta transportadora con el pasante de la zaranda fija. Este producto es transportado hasta un *chute* pantalón (distribuidor de caudal); que divide la carga en dos, alimentando a dos circuitos de trituración secundaria; que pueden funcionar por separado o en paralelo. Cada circuito está constituido por una zaranda vibrante doble piso y un triturador de conos de 200 hp, ambos equipos trabajan en circuito cerrado con una carga circulante de 180 a 250 por ciento.

La zaranda tiene una apertura final de 3/8". El rechazo de esta, descarga en el triturador de conos. Toda la descarga del triturador de conos es reingresada a la entrada del *chute* pantalón. El pasante de las zarandas vibratorias (- 3/8") constituye el producto final de la trituración secundaria; siendo conducido por cinta transportadora a la planta de proceso para continuar con la operación de molienda.

IV.1.2.2. PROCESAMIENTO

El procesamiento de minerales en la operación de mina San José se divide en dos líneas paralelas

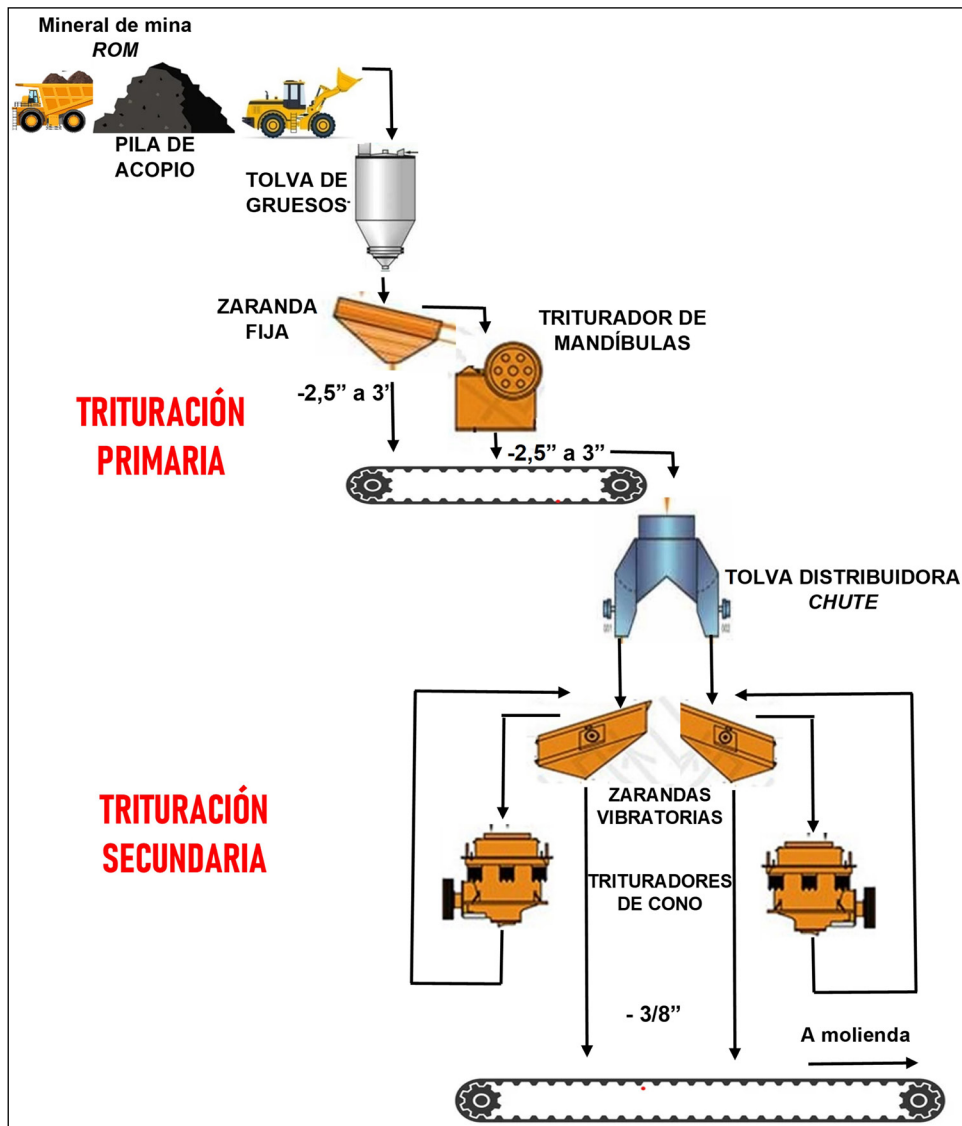


Figura IV.1. Diagrama de flujo de las operaciones de trituración primaria y secundaria del mineral ROM.

de molienda y flotación por espumas. El mineral con interés económico, hasta este punto, se encuentra en el concentrado de la flotación.

Esta operación minera, tiene la particularidad de comercializar el oro y la plata extraídos de su yacimiento en dos productos distintos: por un lado, como concentrado de flotación y, por otro lado, como lingotes de *bullion*.

La obtención de estos dos productos se realiza de la siguiente manera: en una de las líneas de proceso, y luego de obtenido el concentrado de flotación, se procede al desaguado de este, constituyéndose en uno de los productos comercializables. En la otra línea de flotación, al concentrado se lo somete a un proceso de cianuración, electrorefinación y fusión, obteniendo como resultado los lingotes de *bullion*, que es el segundo producto comercializable.

Al momento de la visita en terreno, en el año 2010, la planta trataba entre 1.400 a 1.500 t/día de

mineral de cabeza, con una ley aproximada de 6 g/t de Au y 100 g/t de plata.

La recuperación es del 80 % para ambos metales, y la razón de concentración es de 17 a 18 por ciento.

IV.1.2.3. MOLIENDA

El mineral producto de la trituración secundaria a $- 3/8''$ es almacenado en cuatro tolvas, que alimentan a dos molinos de bolas: uno Marcy y el otro Metso; dos tolvas para cada molino. Es en este punto donde el proceso de beneficio se divide en dos líneas paralelas; las figuras IV.2 a y b. muestran las operaciones unitarias generales de la planta de mina San José.

Cada uno de los molinos de bolas trabaja en circuito cerrado con una batería de cuatro hidrociclones en cada uno. El underflow de los hidrociclones vuelve a la entrada del molino, mientras que el

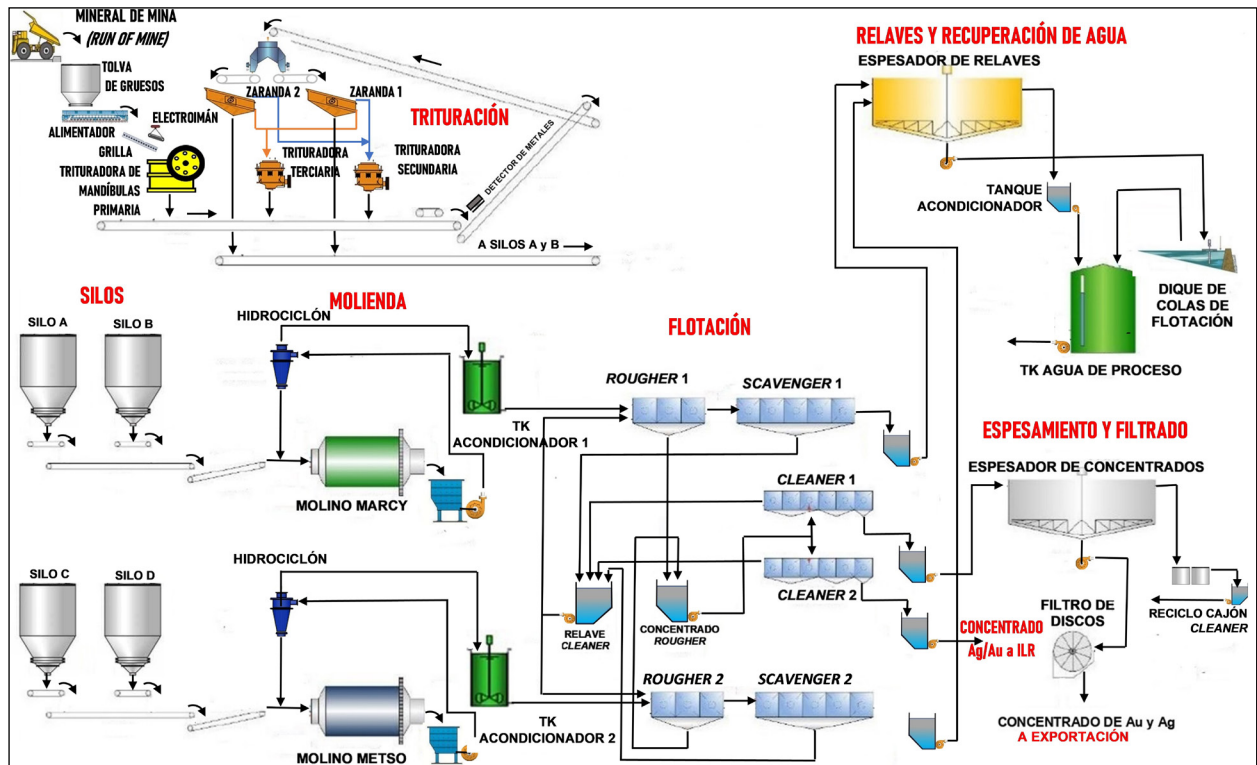


Figura IV.2. a. Diagrama de flujo en detalle de las operaciones unitarias de trituración, molienda y flotación, en la operación de la mina San José.

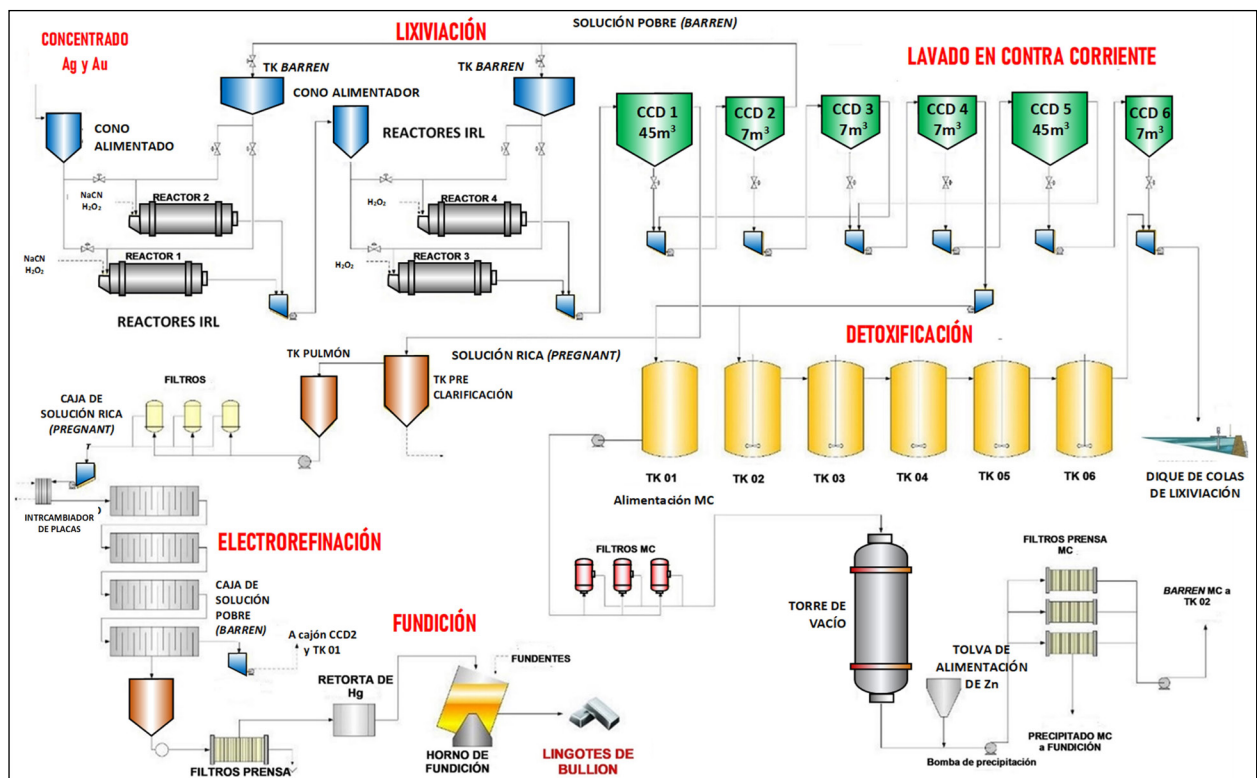


Figura IV.2. b. Diagrama de flujo de las operaciones unitarias de lixiviación (proceso IRL), lavado en contracorriente, detoxificación, electro refinación y fundición.

overflow constituye un material de 65 % a – 200 #. El overflow de ambas baterías de hidrociclones se junta en un tanque común, siendo este punto donde se toman las muestras de alimentación a planta.

IV.1.2.4. FLOTACIÓN

El producto molido y clasificado al 65 % - 200 # se colecta en un único tanque; este es el encargado de dividir la pulpa a dos circuitos paralelos e idénticos de flotación. En cada circuito, la pulpa es acondicionada en un tanque, en donde se le dosifican los reactivos de flotación como xantato Z6 como colector y MICB para mejorar la selectividad.

En los circuitos de flotación, se deprime el estéril y se flota el oro, plata y sulfuros portadores de oro y plata. El proceso utiliza celdas Denver convencionales. En primer término, se hace una flotación rougher (tres celdas), luego una Scavenger (cinco celdas) y, por último, una cleaner (tres celdas). El concentrado de la flotación rougher alimenta a las celdas cleaner, mientras las colas rougher alimentan las celdas scavenger. Las colas cleaner regresan al tanque de acondicionamiento, mientras que el concentrado de las celdas cleaner es un concentrado final. Las colas scavenger representan las colas finales; las cuales se llevan a un espesador, en donde el líquido claro se reutiliza en el proceso y

el barro se bombea al dique de colas de flotación. El proceso descrito se muestra en la figura IV.3.

El concentrado cleaner es el concentrado final de flotación. Este se lleva a un espesador con el fin de sacarle la mayor cantidad de agua. El espesado con una densidad de 1.600 g/cc, es tratado en un filtro de disco hasta obtener un barro con 10 a 11 % de humedad. Este producto es envasado en *big bag* de una tonelada, constituyendo este uno de los dos “productos exportables”.

La producción de concentrado por turno de 12 horas es de aproximadamente 20 toneladas. La composición media de este producto es de 90 a 100 g/t de Au y 5.000 a 7.000 g/t de plata.

IV.1.2.5. LIXIVIACIÓN

El concentrado obtenido en el segundo circuito de flotación es tratado por un sistema de lixiviación con cianuro, para obtener finalmente lingotes de metal *doré* o *bullion*.

El concentrado de flotación (celdas cleaner) es conducido a un espesador, donde el líquido claro es retornado al espesador de concentrado, ya que todavía tiene contenido de valiosos en suspensión. El barro del espesador es conducido a dos reactores horizontales de 5.000 kg de capacidad cada uno.

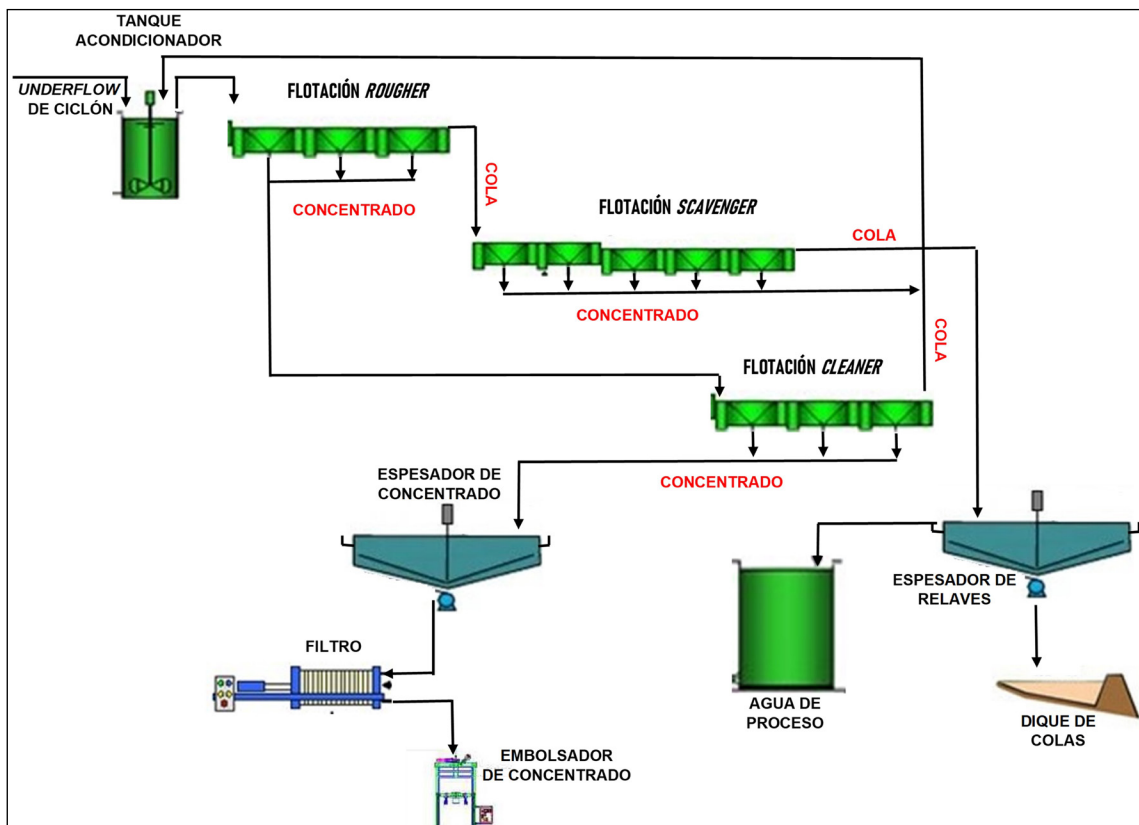
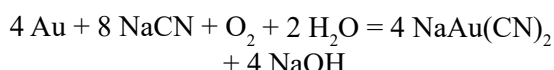


Figura IV.3. Diagrama de flujo de uno de los dos circuitos idénticos de flotación.

Estos reactores trabajan en paralelo y es aquí donde se produce el proceso IRL (Lixiviación Intensiva en Reactor).

Dentro del reactor IRL, el concentrado recibe pulsos alternativos de peróxido de hidrógeno y cianuro de sodio. El peróxido de hidrógeno (H_2O_2) tiene como objetivo oxidar los sulfuros, de manera que puedan ser atacados por el CN^- . La particularidad de esta lixiviación es el ataque con cianuro a alta concentración; acelerando el proceso de cianuración de los metales como el Au y Ag. En este caso la solución cianurada es de 20 % de cianuro de sodio ($NaCN$).

El producto de los dos reactores IRL se recoge en un cajón de transferencia para luego ser bombeado a la entrada de otro reactor IRL, donde se completará el proceso de cianuración de los metales valiosos. En este tanque, también de 5.000 kg de capacidad, se agrega solución *barren* (pobre), proveniente de etapas posteriores del circuito. El proceso se ajusta de acuerdo a la siguiente reacción:



Al trabajar los dos primeros reactores (de 5.000 kg cada uno) en paralelo, funcionan como si fuera un reactor de 10.000 kg. El reactor de 5.000 kg tiene como propósito aumentar el tiempo de residencia necesario para que se complete la reacción.

La pulpa que sale del tercer reactor pasa a un sistema de decantación en contra corriente (CCD), cuyo objetivo es realizar la separación sólido – líquido de la pulpa y la recuperación de valiosos contenidos en el barro; mediante lavados sucesivos en contra corriente (Fig. IV.4.).

La pulpa ingresa a un primer espesador, CCD1, donde se produce una primera decantación. El líquido claro resultante (solución rica) va al proceso de electro refinación EW (*electrowining*). Los barros obtenidos pasan a un segundo espesador, CCD2; el líquido se almacena en un tanque de solución pobre (solución *barren*), mientras que el barro pasa, por bombeo, a un tercer espesador, CCD3, donde; luego de una tercera decantación, se produce un líquido claro que va a juntarse con el barro de CCD1. El barro de CCD3, pasa a un último espesador, CCD4. En esta etapa comienza la destoxificación, es decir, la destrucción del cianuro remanente mediante peróxido de hidrógeno (H_2O_2).

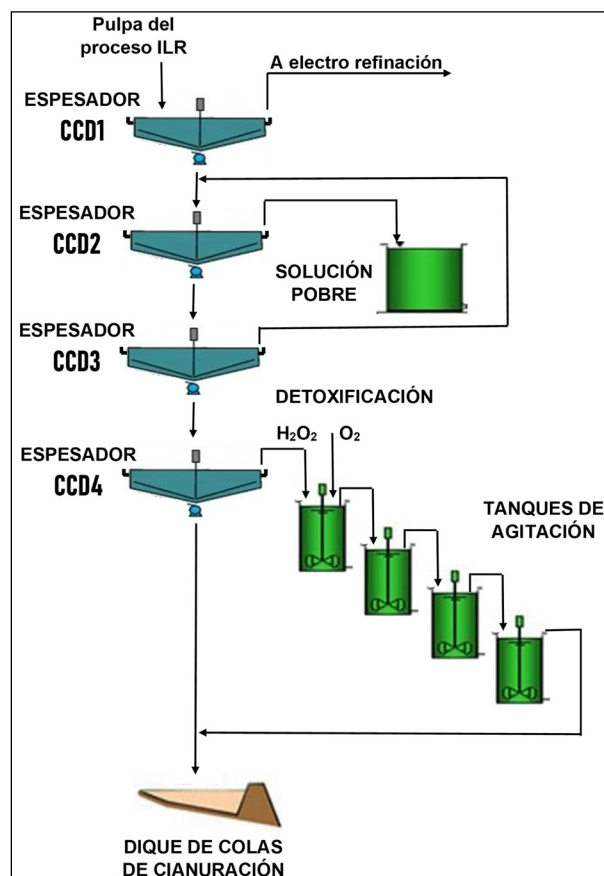


Figura IV.4. Diagrama de flujo del circuito de lavado en contra-corriente (CCD), del circuito de cianuración.

El barro obtenido en el espesador CCD4 va al dique de colas de cianuración; mientras que el líquido claro obtenido pasa a un sistema de cuatro tanques en desnivel y agitados con aire. En el primero de estos tanques, se agrega el peróxido de hidrógeno a la solución, que en cascada se transporta hasta el último de ellos, donde se completa la reacción de destrucción de cianuro. La solución resultante se junta con los barros del espesador CCD4 y también son enviadas también al dique de colas de cianuración.

IV.1.2.6. ELECTROREFINACIÓN

Luego del proceso de cianuración, los metales con valor económico, como el Au y la Ag, se encuentran en solución como iones complejos cianurados. La solución que se obtiene en el overflow del espesador CCD1 contiene esta solución cianurada rica.

Para la obtención del oro y la plata en estado metálico, se utiliza el proceso de electro refinación (*electrowining*), mediante el cual los iones Au y Ag, se reducen en los cátodos de una batería de celdas electrolíticas, depositándose en estos en forma de barros.

La solución del overflow del espesador CCD1, se colecta en un tanque clarificador; donde se le agrega floculante para depositar los sólidos en suspensión que perturban la superficie de los electrodos de las celdas. Posteriormente, la solución atraviesa dos filtros de arena colocados en serie; luego un filtro Cuad de cartuchos con precapa de diatomeas. Una vez extraída la mayor cantidad de sólidos en suspensión, la solución atraviesa un intercambiador de calor, quedando de esta forma en condiciones de ingresar a las celdas electrolíticas.

Las celdas electrolíticas son cuatro y se encuentran dispuestas en serie. En cualquier momento se puede interrumpir la alimentación a una celda para realizar la extracción de los barras catódicos de esta; sin interrumpir el flujo por las otras. Tanto los cátodos como los ánodos son de acero inoxidable; poseen 33 cátodos y 37 ánodos por celda electrolítica. Las dimensiones de los ánodos es de 0,9 x 0,9 metros, mientras que los cátodos miden 1,0 x 1,0 metros. La separación ente cátodo y ánodo es de 3". El cátodo está recubierto con lana de acero para mejorar la adhesión. La figura IV.5. muestra el diagrama de los procesos de electrorefinación y fusión.

El electrolito está formado por la solución cianurada, que contiene 2.000 a 3.000 ppm de CN^- . Se le agrega NaHO de 0,3 a 0,2 % que favorece la conductividad, con un pH controlado de 11,2 a 11,5. La corriente utilizada es de 4 volt de corriente continua, a 2.000 a 2.500 ampere. La reacción anódica consiste en una reducción de los metales preciosos (Au y Ag), depositándose también algunos metales básicos como Pb, Zn, Fe y Cu. También ocurre una reducción del ion H a H_2 , que se desprende en forma gaseosa en el cátodo. En el ánodo hay desprendimiento de gas amoníaco.

Las cosechas de barro catódico se realizan cada 7 a 8 días en la primera y segunda celda; cada 10 a 12 días en la tercera celda; y cada 15 días en la cuarta celda. El metal obtenido con cada una de estas cosechas se lo denomina lote. La composición de los barras anódicos es de aproximadamente 85 % de metales (Ag y Au; Cu, Pb, Fe y Zn) y 15 % de insolubles.

El electrolito agotado se considera una solución *barren*, se lo junta con el barro del espesador CCD3 en el circuito de lavado en contracorriente; ya que contiene todavía restos de metales valiosos. La composición deseada del *barren* es: menos de 1 g/m³ de Au y menos de 30 g/m³ de Ag. Los compuestos perjudiciales para la superficie de los electrodos son el NaOH y los sólidos en suspensión (SiO₂, sulfuros etc.).

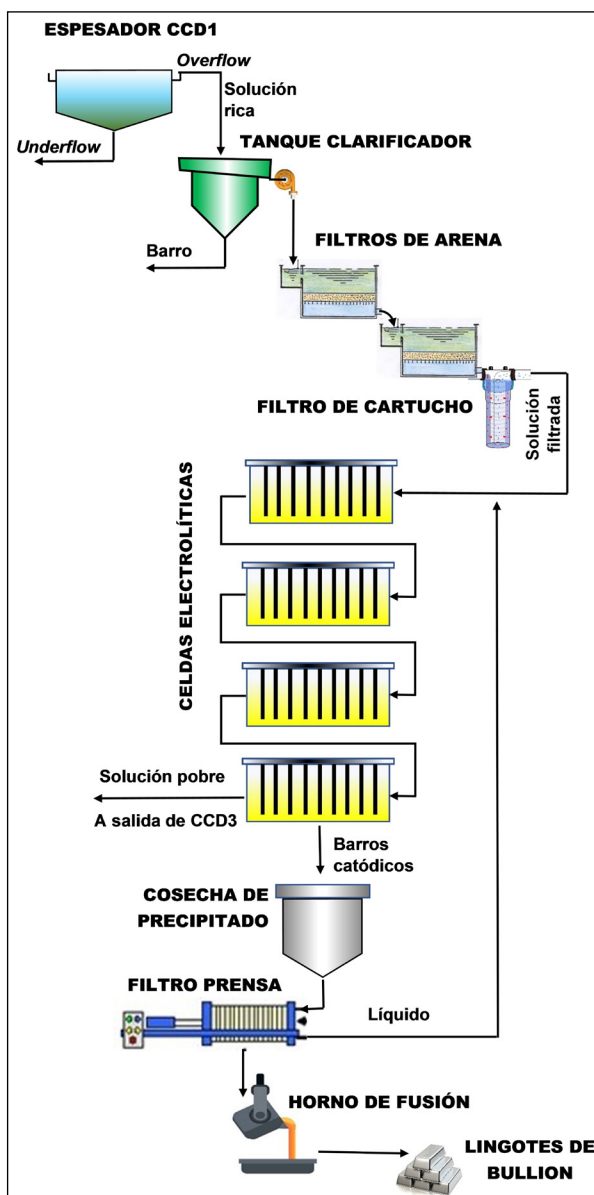


Figura IV.5. Diagrama de flujo detallado de las operaciones de electrorefinación y fundición.

El barro anódico (precipitado) es colectado en un tanque para luego cargar el crisol del horno de fusión. Antes del ingreso al horno de secado, el precipitado anódico es filtrado en filtros prensa.

IV.1.2.7. FUNDICIÓN

El precipitado conteniendo Au y Ag, proviene de las cuatro celdas electrolíticas. El precipitado de las dos primeras se cosecha cada 7 u 8 días, el de la tercera celda cada 10 a 12 días; mientras que el de la cuarta se cosecha dos veces al mes.

Las cosechas de las dos primeras celdas conforman cada una, un lote de fundición diferente; en cambio las cosechas provenientes de las celdas tercera y cuarta suelen juntarse para conformar un único lote de fundición.

De cada lote de fundición se puede obtener un promedio de tres coladas; y de cada una se obtiene un promedio de quince barras o lingotes. En algunos casos se llegan a cuatro coladas por lote.

El precipitado obtenido se seca en un horno eléctrico a 600 °C. La composición del mismo varía de acuerdo al mineral que ingresa a planta; normalmente contiene 85 % de metales, principalmente Ag, Au, con cantidades accesorias de Pb (0,5 a 3 %), Fe (1 a 1,5 %), Zn (< 0,5 %), Cu (< 0,5 %) y 15 % de insolubles, constituidos principalmente por SiO₂ y sulfuros.

Una vez secado el precipitado, se mezcla con fundentes en relación 1/1. La proporción de fundentes respecto a la masa total que ingresa al horno es la siguiente: bórax 15 a 20 %, nitrato de sodio 10 a 12 %, carbonato de sodio 7 a 10 %, sílice (tierra de diatomeas) 7 a 10 % y óxido de calcio (optativo) 7 a 10 por ciento.

El horno de fusión utilizado en el proceso es marca Morgan, con crisol de grafito y una capacidad total de 800 kg entre precipitado y fundentes. Se trabaja alternativamente con dos hornos de este tipo. El combustible utilizado es gasoil. La temperatura de trabajo ronda normalmente los 1.100 a 1.200 grados centígrados.

Cada colada demora aproximadamente 6 horas, desde el calentamiento inicial hasta el llenado de

las lingoteras. Las lingoteras utilizadas son de hierro fundido nodular y tienen pico vertedor para la nivelación de la altura final de la barra. Las mismas están distribuidas sobre una mesa giratoria octogonal, presentan un eje lateral que permite su vaciado sobre una rampa con rodamiento tubular, dispuesta al costado de la mesa.

Una vez enfriada la barra, se efectúa la limpieza de esta, utilizando una amoladora con cepillo de copa. Las barras se identifican con un número. El orden de salida de las barras del horno, es correlativo con el orden de salida de las mismas en el embarque. Finalmente se guardan en la bóveda de la planta de fundición.

IV.1.2.8. PRODUCTOS OBTENIDOS

La planta de beneficio tiene dos productos comercializables: por un lado, un concentrado de plata y oro obtenido por flotación, y, por otro lado, lingotes de *bullion* obtenidos en la fusión.

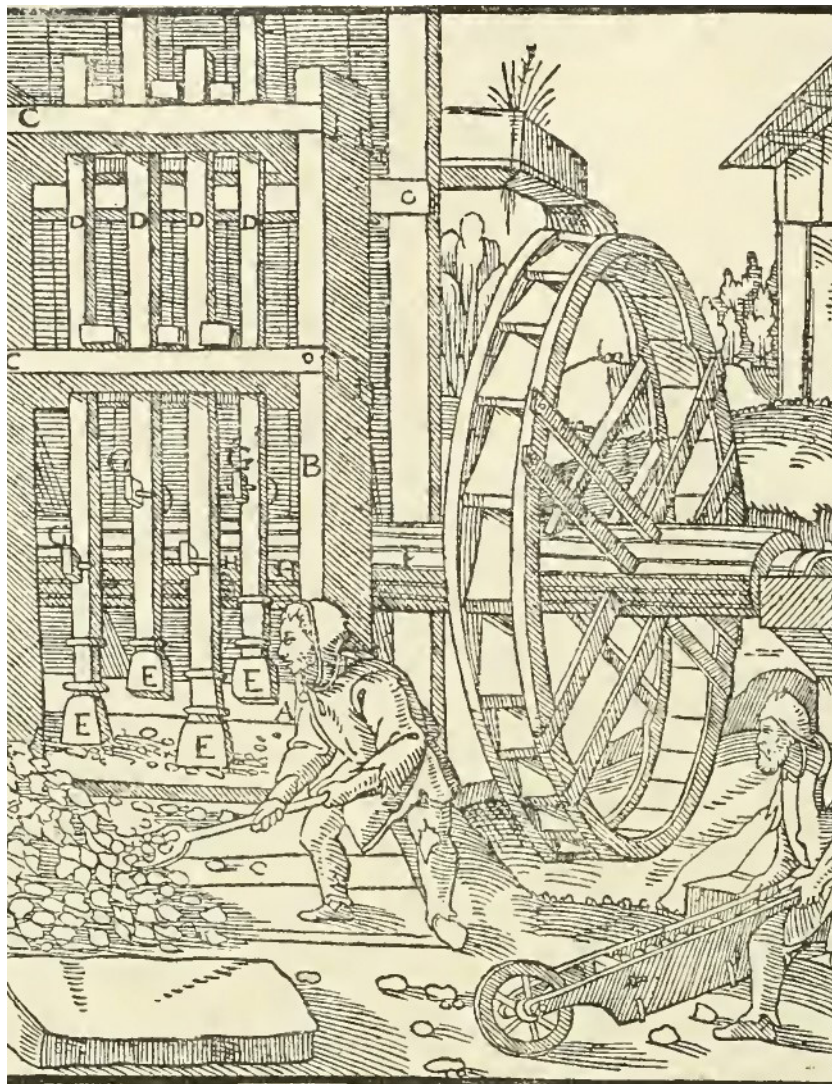
La composición media del concentrado de plata y oro varía entre 90 - 100 g/t de Au y entre 5.000 - 7.000 g/t de Ag, dependiendo de la ley de cabeza de planta. Este producto es comercializado en *big bag*.

Los lingotes de *bullion* tienen un peso medio de 20 kg, con una ley media de Au de 1,3 %; Ag de 93,2 % e impurezas 5,5 %. Estos datos corresponden a un embarque de 212 lingotes.

CAPÍTULO V

CONCENTRADO DE COBRE Y ORO CONCENTRADO DE MOLIBDENO METAL *DORÉ*

MINA BAJO DE LA ALUMBRERA



V.1. MINA BAJO DE LA ALUMBRERA

V.1.1. LA MENA

La mina de Bajo de la Alumbreira se encuentra en el distrito Hualfin, departamento Belén, provincia de Catamarca.

La mineralización de Bajo de la Alumbreira está constituida principalmente por calcopirita (CuFeS_2), con cantidades minoritarias de oro nativo (Au), molibdenita (MoS_2), covellina (CuS), calcosina (Cu_2S), malaquita ($\text{Cu}_2(\text{OH})_2\text{CO}_3$). Como minerales de ganga se presentan principalmente cuarzo, feldespatos, magnetita, hematita, biotita, pirita, galena, esfalerita, anfíboles, yeso, anhidrita y arcillas.

El yacimiento es minado a cielo abierto (*open pit*).

La operación del yacimiento cesó en 2018, actualmente se encuentra en el proceso de cierre de mina y se están realizando monitoreos ambientales.

V.1.2. EL PROCESO METALÚRGICO

Se describen los métodos de beneficio a los que es sometida la mena, para llegar a sus productos comercializables, es decir, concentrado de cobre y oro, barras de oro y concentrado de molibdeno.

V.1.2.1. CONCENTRACIÓN DE COBRE Y ORO

El mineral, tal como viene de mina (*run of mine*), es sometido a un proceso de trituración primaria, reduciéndolo a un tamaño máximo de partículas de entre 20 y 30 cm de diámetro; la cominución se efectúa con un triturador giratorio. Desde allí, el mineral es almacenado en pilas (*stockpile*), donde, luego de ser clasificado y seleccionado, es transportado por un sistema de cintas transportadoras a la planta de proceso (concentrador); esta fracción ya constituye el mineral de alimentación a la planta, o mineral de cabeza.

A partir de aquí, el mineral es tratado por dos líneas de producción paralelas e idénticas, que comienzan cada una con un molino semiautógeno (SAG) de molienda en húmedo; en donde el mineral de cabeza es reducido a $-1/2''$. En esta molienda se agrega cal viva (CaO) para ayudar a deprimir la pirita (FeS_2) y colectores para flotar la calcopirita (CuFeS_2), el oro (Au) y la molibdenita (MoS_2).

Por cada uno de los molinos SAG (por cada línea) está acompañado por dos molinos de bolas en

paralelo entre sí, que reciben el producto del SAG y lo reducen a un tamaño 80 % - 1 mm. Existen cuatro molinos de bolas en esta operación en la planta, o sea dos por línea. Los molinos de bolas trabajan en circuito cerrado con una batería de 10 hidrociclones cada una (más dos en *stand by*). El *overflow* de los hidrociclones continúa al circuito de flotación, con una clase hidráulica menor a 100 micrones, mientras que el *underflow* es regresado a los molinos de bolas para remolienda. En este punto se toman las muestras de alimentación a la planta.

Es importante destacar que, de cada batería de hidrociclones (cuatro baterías de 10 hidrociclones cada una), el *underflow* de uno de ellos es enviado a un circuito de "separación gravitacional" del oro (relativamente más grueso); representando el 10 % de del peso total de la alimentación.

Continuando con el circuito de tratamiento, el *overflow* de los hidrociclones a -100 micrones, es enviado a circuito de flotación primaria (*rougher*), donde se intenta flotar la mayor parte de los metales de interés. El concentrado de la flotación *rougher* es enviado a un circuito cerrado molienda – clasificación, donde se efectúa una remolienda tendiente a liberar las partículas de mineral de las de ganga. El corte que efectúan los hidrociclones en este punto es de -400 # ASTM ($38 \mu\text{m}$). El *underflow* de los hidrociclones es enviado nuevamente al molino de bolas.

En este punto y como en el caso de la molienda; el 10 % del volumen que pasa por los hidrociclones (*underflow*) es enviado a una planta gravitacional de oro, conformadas por tres centrífugas Knelson y una Falcon; que tienen como objetivo captar parte del oro liberado en la remolienda.

Las colas de la flotación *rougher* son enviadas directamente al dique de colas; representando parte de las colas finales.

El concentrado de la flotación *rougher*, ya molido a 80 % pasante # 400 (*overflow* de los hidrociclones), es tratado por una batería de celdas de columna en una flotación de limpieza o *cleaner*, las que trabajan en circuito cerrado. El concentrado de la última celda *cleaner* ya constituye el concentrado final, mientras que las colas de esta flotación, luego de ser retratadas, se juntan con las colas de la flotación *rougher*, determinando las colas finales del proceso, que son enviadas al dique de colas. En este punto, tanto las colas como el concentrado se encuentran en una pulpa de 30 % de sólidos. En la flotación de limpieza o *cleaner* también se usan celdas Jameson.

El concentrado se colecta en un solo canal y es colocado en tanques de almacenamiento; de ahí pasa

a un espesador, resultando un concentrado con 65 % de sólido en agua. Luego, es colectado en tanques de almacenamiento. Parte de este concentrado es acondicionado y conforma la alimentación a la planta de molibdeno.

Las colas de la planta de molibdeno (concentrado de Cu y Au) se juntan con la porción de concentrado que no ingresó a la misma (concentrado de Cu y Au). Luego, es acondicionado en un tanque, desde donde se transporta mediante bombeo, a través de un mineraloducto de aproximadamente 370 km, hasta la ciudad de San Miguel de Tucumán (planta de filtrado). Allí se elimina la mayor parte del agua, resultando un concentrado con 7 % de humedad promedio. El producto es cargado en vagones de ferrocarril y transportado hasta el Puerto Alumbra, ubicado en la localidad de Puerto General San Martín, provincia de Santa Fe, desde donde es enviado por barco a los distintos mercados mundiales.

Todas las operaciones unitarias, son mostradas en la figura V.1.

V.1.2.2. CONCENTRACIÓN GRAVITACIONAL DE ORO

Durante el proceso de flotación de Cu; en dos puntos del mismo se obtienen concentrados gravitacionales. En primer lugar, durante la molienda, el 10 % de la alimentación es tratado por centrífugas, donde se obtiene un concentrado a 100 micrones. En segundo lugar, durante el proceso de remolienda del concentrado *rougher*, también se obtiene un concentrado gravitacional, producido por centrífugas, que en este caso representa el 10 % de la masa de concentrado.

El circuito gravitacional, que se intercala durante el proceso de molienda, está integrado por concentradores gravitacionales centrífugos, seis Knelson y dos Falcon, ubicados en la planta de concentración de cobre. De igual forma, durante el proceso de remolienda se intercala un circuito gravitacional, para recuperar el oro liberado; este circuito está integrado por tres centrífugas Knelson y una Falcon.

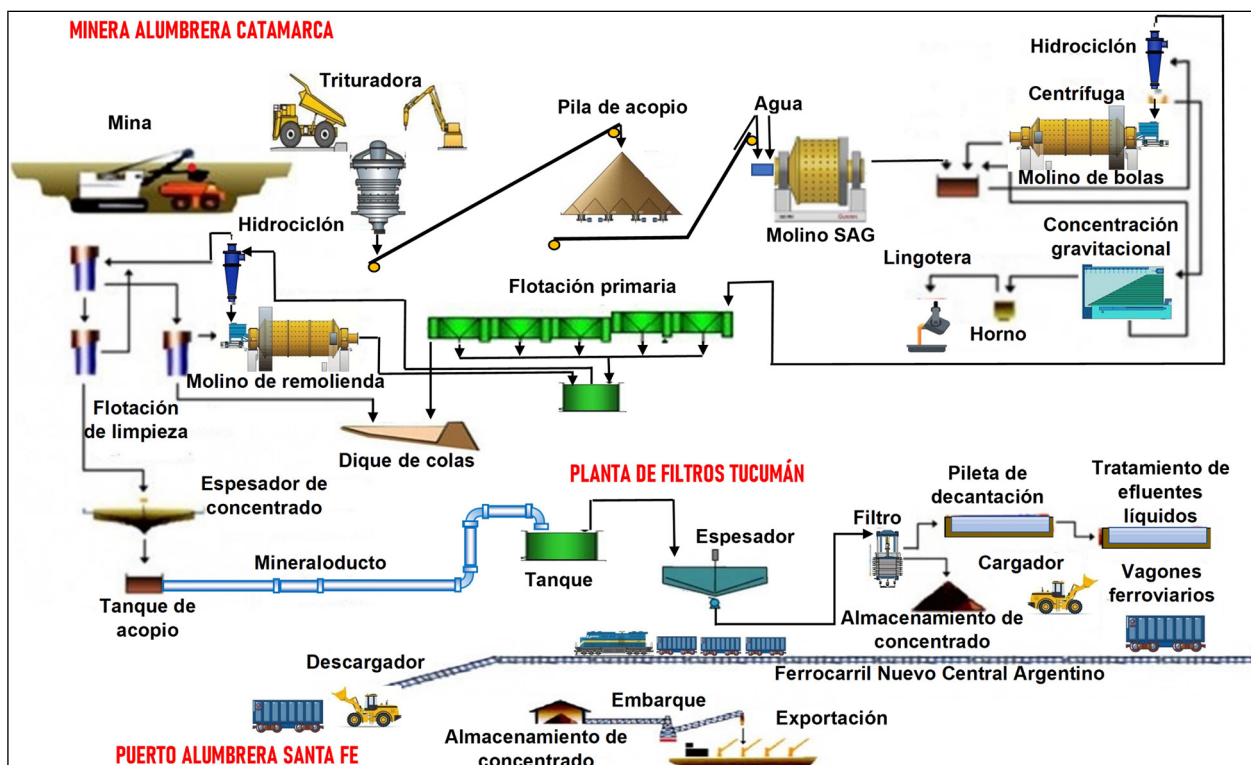


Figura V.1. Diagrama de flujo detallado de las operaciones de electro-refinación y fundición.

Los concentrados de los circuitos gravitacionales ingresan directamente a la sala de oro, donde son almacenados en tolvas distintas, ya que poseen diferente granulometría, por lo que siguen el tratamiento por separado.

En primer lugar, los concentrados gravitacionales pasan por dos separadores magnéticos para eliminar las partículas de hierro producidas durante la molienda y remolienda. Luego, son pasados por zarandas vibratorias (1 x 1 mm) para eliminar partículas gruesas. El concentrado gravitacional tratado de esta manera tiene una ley variable comprendida entre 50 y 100 g/t de oro. Este producto es almacenado en dos tanques, de 10 y 15 m³ respectivamente, para luego ser procesado en mesas vibratorias Wilfley; donde se obtiene un concentrado, colas y medianías.

El concentrado de aproximadamente 85 % de oro, es secado en horno eléctrico y posteriormente fundido en un horno de inducción eléctrica (marca Inductherm). Las medianías obtenidas de la mesa Wilfley son retrabajadas mediante otra mesa concentradora Gemini, cuyas colas vuelven al circuito de flotación del cobre.

V.1.2.2.1. Proceso de fundición

Cuando se logran almacenar entre: 40 a 50 kg de concentrado de la mesa vibratoria Wilfley, en general una vez al mes; dependiendo de las variaciones en el contenido de oro en la alimentación a la planta, se procede al fundido del concentrado.

En la fusión se usa un horno de inducción eléctrica, marca Inductherm, con crisol de carburo de silicio, que tiene una capacidad nominal de tratamiento de 80 kg de concentrado. Para esta cantidad se emplean los siguientes fundentes:

- 4 kg de carbonato de sodio, como neutralizador.
- 2 kg de nitrato de potasio, también como neutralizador.
- 2 kg de sílice a partir de tierras de diatomeas, para bajar el punto de fusión.
- 2 kg de bórax como fundente.
- 200 g de fluorita para controlar la fluidez de la colada.

Una vez obtenido el fundido del compuesto, se procede al descorificado; luego, con la fase metálica, se efectúa el llenado de las lingoteras, las cuales tienen una capacidad de 10 kg cada una. El llenado de las mismas comprende un calentado previo y agregado superficial de carbonilla en las paredes internas para facilitar el desmolde de la barra *doré*.

La escoria producida es enviada al circuito de molienda para recuperación de metales nobles.

En general, se obtienen entre 4 y 5 barras de *bullion doré* de 10 a 12 kg cada una por mes. Luego de solidificadas y enfriadas a temperatura ambiente, se les realiza un lavado ácido.

Los lingotes de *doré* obtenidos tienen una composición aproximada de 85 partes de oro y 12 de plata; dicho producto es enviado al mercado.

V.1.2.3. CONCENTRACIÓN DE MOLIBDENO

La planta de extracción de molibdeno, en términos generales; es una flotación inversa, en donde se deprime el mineral de cobre y se flota la molibdenita. La alimentación de esta planta es el concentrado obtenido en la nave principal, en el proceso de flotación del cobre y el oro, descrita anteriormente. El concentrado obtenido de la planta de molibdeno es el producto exportable; mientras que las colas de esta planta son los concentrados de cobre y oro, que luego de ser acondicionado, son enviados a la planta de filtrado a través de un mineraloducto, ubicada en la provincia de Tucumán, como se distingue en el diagrama de la figura V.2.

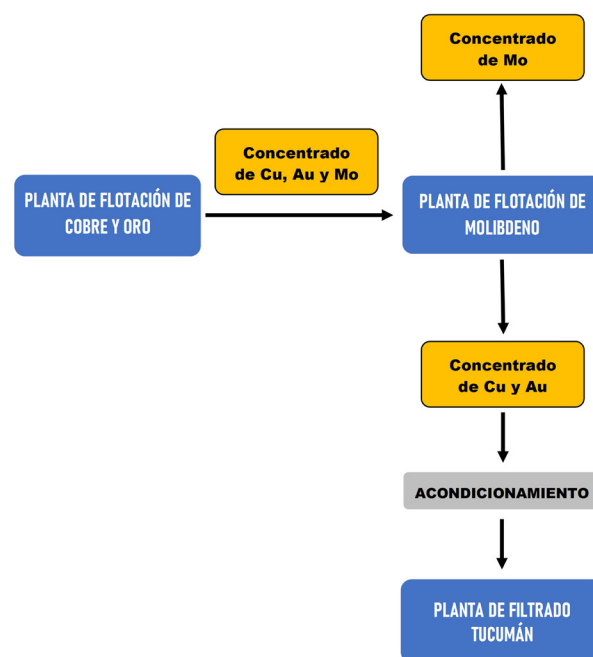


Figura V.2. Esquema de las operaciones de concentración de molibdeno en Minera Alumbreira.

La alimentación a la planta de molibdeno tiene la siguiente composición media:

- Ley de Mo: 0,39 a 0,40 %.
- Ley de Cu: 26 %.
- Ley de Au: 20 g/t.
- La ley de corte del Mo es de 0,3 %.

La capacidad nominal de la planta es de 1.000 t/día, lo que equivale a 125 m³/hora de pulpa. Al momento de la visita en terreno, en el año 2009, la planta trabajaba a 50 m³/hora y 240 t/día.

En el *flow sheet* de la figura V.3. se muestran las operaciones unitarias de la planta de molibdeno.

Básicamente, el proceso de flotación de la planta de molibdeno consiste en aprovechar la flotabilidad natural que tiene la molibdenita; obteniéndola en el concentrado y deprimiendo los minerales de cobre y oro, que van a la cola (flotación inversa).

El proceso de la planta de molibdeno comienza al recibir concentrado colectivo de Cu-Mo desde la planta concentradora de cobre. El producto es enviado desde el espesador 2 a un cajón distribuidor ubicado sobre los tanques TK4 y TK5.

Esta pulpa, con un sólido de aproximadamente 60 % (mínimo 55 %) y un flujo volumétrico de pulpa de acuerdo al ritmo de producción que demanda la planta; es recibida en un tanque de 600 m³ en la planta de Mo, donde se realiza el acondicionamiento a un pH entre 6,0 y 7,5, de acuerdo al tipo de mineral que se procesa en el momento. Este acondicionamiento se realiza con ácido sulfúrico al 98 %, proveniente de un tanque de *stock*. El consumo de ácido sulfúrico es de 30 t/día.

V.1.2.3.1. Acondicionamiento y flotación

El proceso de flotación del molibdeno consiste en una flotación gruesa o *rougher* y luego tres flotaciones de limpieza o *cleaner*. La tercera etapa *cleaner* se efectúa en dos celdas columnares.

La planta de molibdeno posee un tanque de almacenamiento de pulpa de 600 m³, que cuenta con dos bombas centrífugas de velocidad variable, las cuales recirculan en el mismo tanque, produciendo un mejor acondicionamiento de la pulpa.

Una vez acondicionada, la pulpa se traspasa a un segundo tanque, el que posee tres bombas, de las

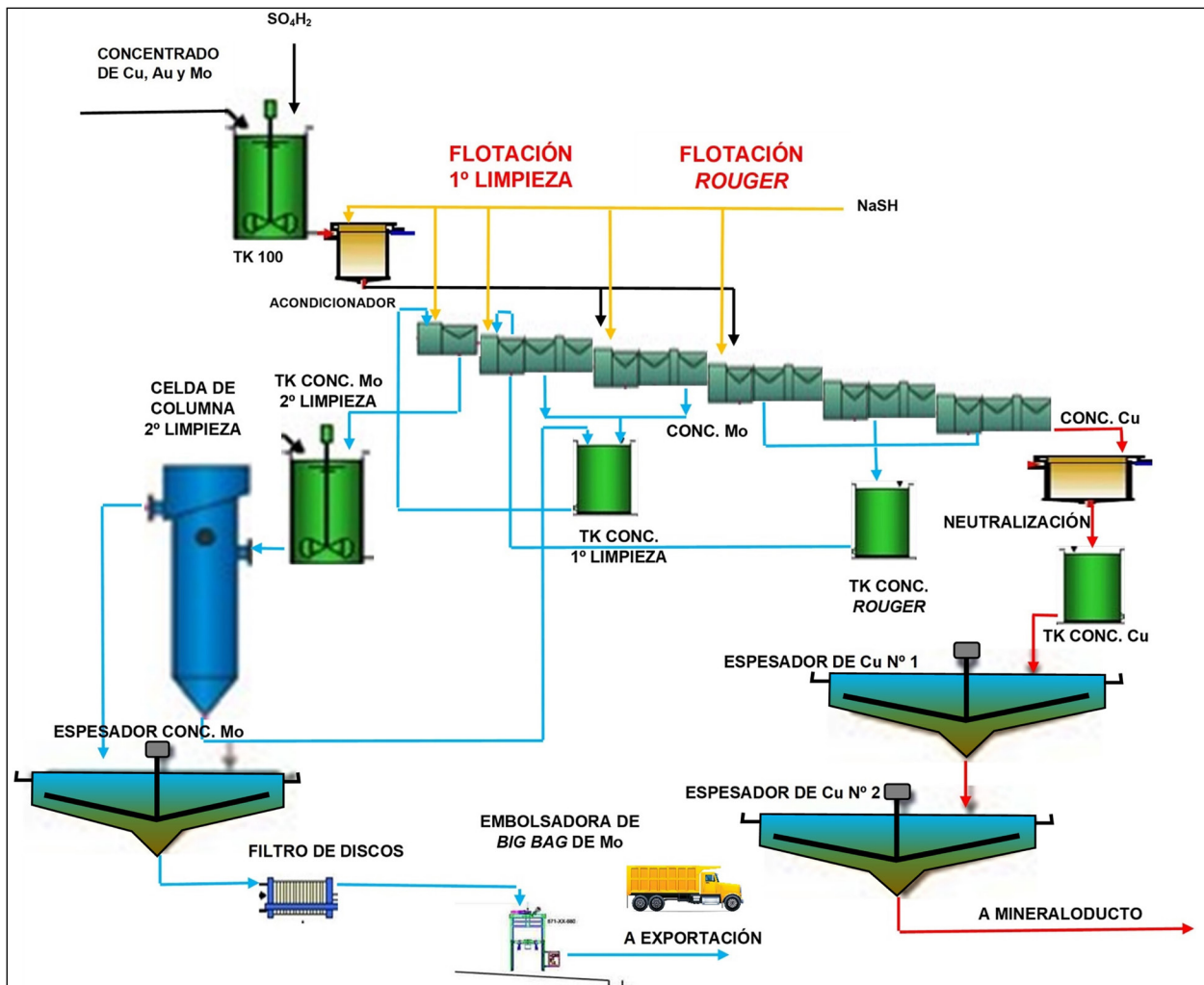


Figura V.3. Diagrama de flujo de la planta de concentración de molibdeno.

cuales una de ellas sirve únicamente para recircular en el mismo tanque, las otras dos para alimentar al circuito de flotación *rougher*.

Este sistema permite trabajar, de acuerdo a la ley de alimentación, con un circuito largo o corto.

Una de las variables de la flotación es el porcentaje de sólido, que puede variar entre el 45 y el 52 %. Esta modificación del porcentaje de sólidos se realiza mediante el agregado de agua a la pulpa, hasta obtener la dilución deseada para alimentar a las celdas de flotación *rougher*.

El circuito de flotación *rougher* consta de 12 celdas Wemco (circuito largo), herméticas, autoaspirantes, de 8,5 m³ de capacidad cada una; con motores de potencia nominal de 30 hp, dispuestas en bancos de tres celdas cada uno; cuyo nivel es controlado por válvulas dardos. Otra de las variables importantes del proceso de flotación es el agregado del sulfhidrato de sodio (NaSH) al 25 %, mediante dos bombas en la primera celda de flotación primaria, hasta lograr un potencial redox entre - 450 y - 500 mV, parámetro que es controlado por un sensor.

Otra variable importante en este proceso es el pH, que varía entre 9,0 y 9,5, según el tipo de mineral y las necesidades operativas. Esto genera gas sulfhídrico, lo que ayuda a mantener el potencial redox en el nivel deseado.

V.1.2.3.2. Depresión de molibdenita por calcio

La cal se emplea en los circuitos de cobre como regulador de pH y depresor de pirita. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que también es un fuerte depresor de molibdenita, especialmente a pH > 12,0. Las partículas finas son las más sensibles.

El mecanismo de depresión está asociado a la formación de una capa hidrofílica de especies de calcio sobre la superficie de la molibdenita. La superficie de la misma, cuya potencial zeta es negativo, es capaz de adsorber las especies catiónicas de calcio. Las especies de calcio (Ca²⁺(aq) y Ca(OH)⁺(aq)) se adsorben sobre la molibdenita, formando hidróxido de calcio y posiblemente molibdato de calcio. Además, también puede ocurrir heterocoagulación de partículas de cal (CaO) no disueltas, portadoras de una carga superficial positiva sobre la superficie aniónica de la molibdenita.

V.1.2.3.3. Activación por ácido sulfúrico

El ácido sulfúrico mejora la flotabilidad de partículas de molibdenita dañadas por exceso de cal. La adición de ácido sulfúrico no sólo reduce el pH, sino además introduce iones sulfatos; los cuales

precipitarán las especies de Ca en solución (Ca²⁺ y Ca(OH)⁺) al estado de sulfato de calcio, formando yeso = CaSO₄·2 H₂O (K_s = 2,5 x 10⁻⁵) y anhidrita = CaSO₄ (K_s = 4,2 x 10⁻⁵).

El ácido es capaz de limpiar la superficie de la molibdenita, eliminando la capa hidrofílica de especies de calcio. Esto se consigue bajando el pH hasta valores que pueden ir desde pH 6,5 a 8,5, dependiendo de la granulometría de la molibdenita y de la magnitud del daño producido por la cal. El efecto beneficioso del ácido sulfúrico depende de cuán dañada esté la molibdenita por la cal. Es así como hay plantas donde la adición de ácido tiene un importante efecto activador, mientras que en otras no logra un efecto significativo.

Mientras más bajo es el pH, mejor es la flotación de Mo, pero por razones ambientales y de seguridad industrial, normalmente se trabaja a pH 8,0 – 8,5. A estos niveles de pH se produce desprendimiento de gas sulfhídrico (H₂S(g)), aunque no constituye una condición de riesgo para las personas.

Mejores resultados en la flotación de molibdenita se consiguen a pH más bajos como, por ejemplo, a pH 6,0 – 6,5. Sin embargo, el desprendimiento de gases tóxicos de ácido sulfhídrico es muy alto y peligroso para la seguridad industrial. Dadas las ventajas metalúrgicas (selectividad y cinética de flotación), un par de plantas en Chile operan a estos pH, tanto en *rougher*, como en primera limpieza, trabajando con celdas herméticamente selladas, lo cual les permite manejar un alto contenido de ácido sulfhídrico gaseoso. El resultado es una notable mayor selectividad en el proceso de flotación, disminuyendo el número total de limpiezas a dos o tres etapas.

Las colas del circuito de flotación *rougher* pasan por gravedad a los agitadores, donde se agrega ácido sulfúrico controlando el pH entre 4,5 a 5,0; para neutralizar el sulfhidrato de sodio residual que se encuentra en la pulpa. Luego, pasa al cajón de descarga de colas primarias, de 10,96 m³ de capacidad.

El concentrado de las celdas de flotación primaria o *rougher* es colectado en un tanque y bombeado a través de dos bombas hacia la etapa de primera limpieza; conformada por tres o seis celdas Wemco, de acuerdo al circuito que se esté usando (corto o largo). La capacidad de estas celdas es de 8,5 m³ cada una, y motor de 30 hp. Se adiciona NaSH al 25 % en la primera celda de la etapa de la primera limpieza para mantener el potencial Eh en -500 mV. El agregado de sulfhidrato de sodio (NaSH) es para oxidar la partícula de mineral de cobre y así deprimirla.

Las colas de esta etapa son enviadas hacia la etapa primaria de flotación o circuito *rougher*.

Los concentrados de primera limpieza descargan por gravedad hacia un tanque con capacidad de 3,5 m³. Desde el cajón de alimentación, dos bombas de 15 hp alimentan a la etapa de segunda limpieza, celda Dorr Oliver de 8,5 m³ de capacidad y un motor de 30 hp de potencia. Se adiciona NaSH al 25 % en la alimentación a la celda para mantener el potencial Eh entre - 480 y - 500 milivoltios.

En la parte inferior del circuito de flotación se encuentran dos bombas de piso para coleccionar los derrames de pulpas que puedan ocurrir.

Las colas de segunda limpieza descargan a las celdas de primera limpieza; con un porcentaje de sólido de aproximadamente 16 %. Los concentrados de segunda limpieza descargan hacia dos tanques de 140 m³ cada uno. En estos tanques se adiciona NaSH al 25 % para mantener el potencial Eh entre - 500 y - 550 mV controlado por un sensor.

El concentrado almacenado en los tanques es enviado a través de dos bombas de 5 hp de potencia, hacia un cajón distribuidor; desde el cual se alimentan a las celdas columnares.

La cola de la flotación columnar descarga por gravedad hacia un cajón, donde se unen con el flujo del concentrado de la primera limpieza, regresando nuevamente al circuito de flotación de segunda limpieza. El concentrado de la flotación columnar descarga al espesador.

Leyes del concentrado: Mo 48 – 50 por ciento.

Se producen del orden de 6 toneladas de concentrado de molibdeno por día. Las colas de esta planta tienen una concentración menor a 0,09 ppm de molibdeno. La razón de concentración de la planta de Mo es de 40, con una recuperación de 80 por ciento.

V.1.2.3.4. Espesadores de cobre

La cola proveniente de las celdas *rougher* es bombeada a un espesador con dos bombas centrifugas horizontales (una en *stand by*). El espesador es Dorr Oliver, de 30 m de diámetro con capacidad para 2.000 m³.

La descarga del espesador, con un 60 % sólidos, es bombeado con bombas centrifugas horizontales de 60 hp (una en *stand by*) al cajón de dilución; donde se agrega agua fresca (esto se realiza para hacer un lavado y poder reducir la concentración de sulfatos). Se obtiene una pulpa que es bombeada a otro espesador mediante dos bombas centrifugas horizontales. Desde allí, la pulpa es bombeada a los diferentes puntos donde se puede realizar las descargas. Esta

maniobra se realiza de acuerdo a las necesidades operacionales, con un sólido de aproximadamente 65 %. En caso de realizar la descarga en el cajón lavador, que se encuentra sobre el espesador N° 2, se lleva a cabo otro lavado para bajar los sulfatos de la pulpa a los valores requeridos, para su posterior ingreso a tres tanques y ser bombeado a través del mineraloducto.

En los espesadores se genera un rebalse de agua clara, la que se envía al canal de colas y desemboca en el dique de cola de molibdeno. A estos espesadores se le adicionan floculante en el centro de cada uno, según lo que indique la turbidez del agua clara.

V.1.2.3.5. Espesamiento del concentrado de molibdeno

El espesador de concentrado final de molibdeno posee 15 m de diámetro, con un motor de 10 hp de potencia. El agua clara del espesador de molibdeno es recirculada al proceso.

La descarga del espesador se realiza mediante dos bombas tornillo de 1 hp de potencia. Estas envían el material hacia los cajones distribuidor de pulpa. El flujo de descarga de las bombas es de 0,9 m³/h, con un sólido aproximado de 55 por ciento.

Estos cajones trabajan, uno de forma permanente y otro en *stand by*, descargando por gravedad hacia los tanques de almacenamiento de concentrado de molibdeno. Una vez que se obtuvo el nivel de llenado óptimo y realizados los controles necesarios (porcentaje de sólidos, ley de Cu y Mo); la pulpa es enviada a través de las bombas tornillo de 1 hp hacia los cajones distribuidores de pulpa, que la distribuyen hacia la etapa de filtrado de concentrado final de molibdeno (filtro principal) o un flujo alternativo hacia dos tanques.

V.1.2.3.6. Filtrado, secado y embolsado del concentrado de molibdeno

El filtro utilizado es de cuatro discos de vacío de 1,85 m (puede trabajar con un solo disco). El agua de la etapa de filtrado se envía al espesador de molibdeno.

El concentrado filtrado, con un porcentaje de sólidos del 80 % aproximadamente, se envía hacia el disgregador precalentador y luego a un secador de discos Dorr Oliver. La descarga del secador de concentrado, con un 99 % de sólidos aproximadamente, se descarga al tornillo alimentador y a la tolva de envasado.

El sólido, cae en una tolva de almacenamiento de concentrado de molibdeno de 31 m³ de capacidad,

con una densidad de 4,3, una gravedad específica de 4,4, un tamaño de partículas $D_{50} = 25$, una ley de Mo = 48 % y una ley de Cu menor a un 3 por ciento.

El silo alimenta a la embolsadora a través de un alimentador a gusano. La embolsadora envasa bolsones (*big bag*) de 1 m³, con un peso aproximado de 1,6 a 1,8 toneladas. Esto constituye el producto final, con una ley de molibdeno de 48 - 52 %; un valor de humedad menor a 4 %, una densidad de 2,00; insolubles menores al 5 % y cobre menor al 3 por ciento.

V.1.2.4. PLANTA DE FILTRADO

La planta está ubicada en la ruta provincial 302, a la altura del km 16,5, camino a la localidad de Ranchillos en la provincia de Tucumán.

El objetivo de la misma es la filtración de la pulpa de concentrado de cobre proveniente de la planta de concentrado en mina, que llega a Tucumán por medio de un mineraloducto; que transporta una pulpa que contiene entre 62 y 65 % de sólidos; obteniendo un producto con un 7,5 a 8,0 % de humedad final para ser cargado en trenes con destino a Puerto Alumbraera (San Lorenzo, provincia de Santa Fe).

El agua que se extrae de la filtración es el efluente industrial de la planta. La planta comprende tres actividades principales: filtración, recepción - carga y despacho de trenes y tratamiento de agua.

En la figura V.4. se describen gráficamente las actividades.

Se reciben en la planta de filtrado a través del mineraloducto, cerca de 90 m³/hora de pulpa de concentrado de cobre.

Filtración

Es la operación por la cual se disminuye el contenido de humedad de la pulpa, desde un 37 % hasta un 7 - 8 % como valor final; con el cual el concentrado es enviado Puerto Alumbraera. Para este proceso *batch* de filtración, se utilizan tres filtros prensa verticales, uno de ellos en *stand by*, marca Larox. Cada uno con 120 m² de superficie de filtración y una capacidad de descarga de sólido de 12 t/15' aproximadamente, volviendo a recargarse de pulpa en forma automática.

Estos equipos son alimentados con pulpa mediante una bomba centrífuga desde el tanque de stock (TK20), con una capacidad de 2.000 m³, hasta llenar las cámaras de filtración. Este tanque permite recircular la pulpa a través de bombas a un flujo de 80 m³/h, pero cuando la válvula de *by pass* se abre para conducir la misma hacia los filtros, la velocidad del recirculado aumenta a 400 m³/h. Posteriormente, la pulpa es presionada contra la tela filtrante utilizando aire a alta presión. Para alcanzar la humedad final requerida, es necesaria una etapa de secado con soplado por aire.

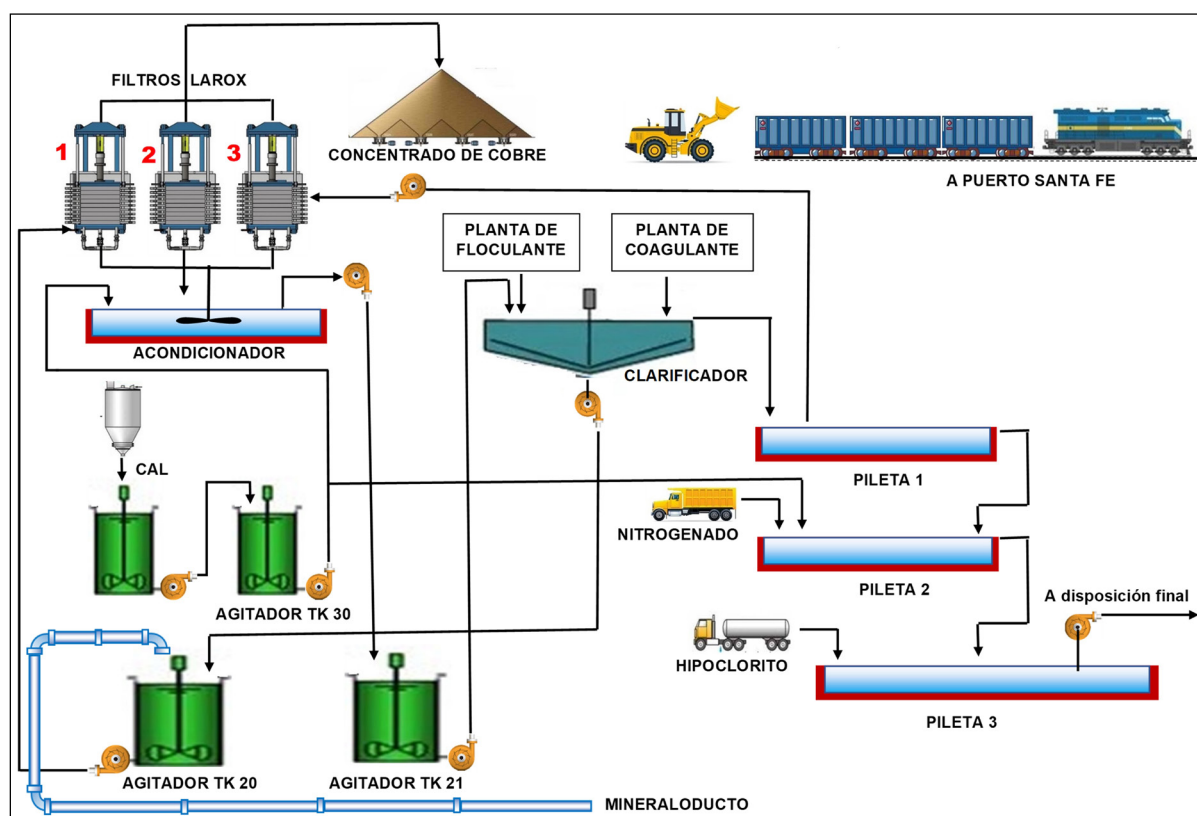


Figura V.4. Diagrama de flujo de filtrado y recuperación de agua en la planta de filtros en Tucumán.

La apertura y cierre del filtro prensa, así como la descarga del concentrado a la pila de acopio correspondiente, se hace en forma automática a través de un accionamiento hidráulico. Las pilas de acopio se ubican en un piso inferior, por debajo de cada filtro prensa, en el galpón de almacenamiento y despacho del concentrado.

Recepción - carga y despacho de trenes

En un mismo galpón, se realizan estas tres operaciones. Se utiliza un cargador frontal Caterpillar 988 para cargar el concentrado desde las pilas de acopio a los vagones. Cada vagón es colocado sobre una balanza y se completa hasta alcanzar las 52 toneladas de concentrado cada uno, aplicando una tapa con sistema de cierre a presión.

La capacidad de producción diaria de concentrado es de 2.400 t/d, mientras que la operativa diaria de transporte en tren es de 2.800 toneladas, necesitando un total de 55 vagones por formación para el transporte a Puerto Alumbraera, lo que implica que se produce casi una formación por día.

La empresa cuenta con cuatro locomotoras y 180 vagones, lo que permiten conformar tres formaciones completas de 55 vagones cada una, en disponibilidad queda una locomotora y 15 vagones.

Tratamiento de agua

El agua eliminada de los filtros prensa, que contiene sólidos, es llevada a un tanque clarificador. Allí, se le agregan floculantes (0,8 %) y coagulantes (0,5 %) a los fines de acelerar la velocidad de decantación, cambiando la condición de las cargas de las partículas respectivamente. El sólido recuperado es bombeado en forma de pulpa hacia el TK20, mientras que el agua de rebalse es transportada a una pileta de decantación de 2.500 m³; en la que se produce una lenta sedimentación del concentrado

de cobre. Dos veces al año, se pasa un barre fondo manual para aspirar el sólido decantado, que también se bombea al tanque alimentador (TK20). El agua sigue un proceso de tratamiento y purificación físico-química, que incluye el agregado de nutrientes nitrogenados y fosfáticos.

V.1.2.5. PRODUCTOS OBTENIDOS

A través del proceso metalúrgico para la mena, en la operación Bajo de la Alumbraera, se obtienen tres productos comercializables:

Concentrado de Cu y Au

La composición media del concentrado es de 25 a 27 % de Cu, 20 a 30 g/t de Au y 50 a 90 g/t de Ag; con una granulometría 90 % pasante # 400 ASTM y con una humedad promedio de 7,5 por ciento.

La capacidad de producción diaria de concentrado es de 2.400 t/d; se comercializa a granel, siendo transportada en barcos desde Puerto Alumbraera, situado en puerto San Martín (San Lorenzo, provincia de Santa Fe).

Lingotes de metal doré

El producto exportable, son barras de metal doré con una composición aproximada de 85 partes de oro y 12 de plata. La producción mensual media es de 4 a 5 barras de doré; con un peso que varía de 10 a 12 kg cada una.

Concentrado de molibdeno

El producto final en la planta de molibdeno es un concentrado con una ley de 48 – 52 %; con humedad menor a 4 %, densidad de 2,00; insolubles menores al 5 %, y una ley de Cu menor al 3 por ciento. La capacidad nominal de la planta es de 1.000 t/día, el producto se comercializa en *big bag* de 1 m³.

CAPÍTULO VI

CONCENTRADO DE PLOMO Y PLATA CONCENTRADO DE ZINC LINGOTES DE PLOMO REFINADO LINGOTES Y GRANALLAS DE PLATA REFINADA

MINA EL AGUILAR



VI.1. MINA EL AGUILAR

VI.1.1. LA MENA

La mina El Aguilar se encuentra ubicada en el faldeo oriental de la sierra homónima, en el departamento Humahuaca, provincia de Jujuy.

La mineralogía primaria de las menas metálicas es relativamente simple y comprende esfalerita ferrífera (marmatita), galena y pirita. Los acompañantes menores se incluyen pirrotina, greigita, calcopirita, tetraedrita-tennantita, pirargirita, alabandina, arsenopirita, magnetita, marcasita y molibdenita.

Existe un número considerable de minerales raros y diminutos, muchos de ellos originados en transformaciones metamórficas o metasomáticas post-deposicionales. Las menas sedex metamorfizadas de El Aguilar muestran una granulometría muy gruesa, adquirida por blastesis durante el metamorfismo de contacto del Granito Aguilar.

Los niveles térmicos del metamorfismo de contacto oscilan entre 270° a 650°, aseguran una fusión parcial de la paragénesis paleozoica de sulfuros primarios, con un notable incremento de la relación galena, calcopirita, pirrotina sobre esfalerita y pirita. El examen microscópico en luz polarizada de reflexión ha permitido también identificar otros minerales metalíferos menos frecuentes y de pequeño tamaño, como ser bournonita, boulangerita, cubanita, gudmundita, jamesonita, semseyita, estannita, isoestannita, mackinawita, breithauptita, ullmannita, wolframita, wurtzita, con oro, plata, antimonio y plomo nativos (Cuadro VI.1.).

La mina El Aguilar, es explotada con métodos subterráneos y a cielo abierto. En el año 2023 retomó

la producción luego de estar dos años sin actividad; tiene reservas medidas hasta 2028.

VI.1.2. TRATAMIENTO DEL MINERAL

La planta de concentración de la mina El Aguilar procesa sulfuros polimetálicos provenientes tanto de las minas subterráneas, como de las de cielo abierto; por un proceso de flotación diferencial. Primero se obtiene un concentrado de plomo y luego un concentrado de zinc. Los parámetros principales de la planta son: alimentación a planta 2.100 toneladas (secas)/ diarias y leyes de cabeza promedio 2,5 % de Pb y 45 % de Zn.

VI.1.2.1. TRITURACIÓN PRIMARIA Y SECUNDARIA

El mineral como viene de las minas (ROM), es acopiado en pilas perfectamente identificables según su ley. Una pala cargadora realiza mezclas de minerales de manera de tener una alimentación constante a planta. La pala descarga sobre dos tolvas de 150 toneladas cada una. Previo a las tolvas, se encuentra una grilla con una apertura de 12", y el mineral retenido es reducido de tamaño por un martillo hidráulico Rammer de Tamrock.

Cada una de las tolvas alimentan a dos trituradoras de mandíbulas Allis Chalmer y Rooger de 18" x 36", que reducen el mineral de 12" a 4". Estas trituradoras pueden funcionar solos o en conjunto a media carga cada uno.

El mineral reducido a 4" es transportado mediante cintas que descargan en una zaranda vibratoria, cuya malla tiene una apertura de 3,5". El material

MINERAL	FÓRMULA QUÍMICA
Galena	Pb S
Esfalerita	Zn S
Pirita	Fe S ₂
Pirrotina	Fe _{1-x} S
Greigita	Fe ₃ S ₄
Calcopirita	Cu Fe S ₂
Tetraedrita	Cu ₁₂ Sb ₄ S ₁₃
Tenantita	(Cu, Fe) ₁₂ As ₄ S ₁₃
Pirargirita	Ag ₃ Sb S ₃
Magnetita	Fe ₊₂ Fe ₊₃ O ₄
Marcasita	Fe S ₂
Molibdenita	Mo S ₂
Arsenopirita	Fe As S

MINERAL	FÓRMULA QUÍMICA
Bournonita	Cu Pb Sb S ₃
Boulangerita	Pb ₅ S ₁₁ Sb ₄
Cubanita	Cu Fe ₂ S ₃
Gudmundita	Fe Sb S
Jamesonita	Fe Pb ₄ Sb ₆ S ₁₄
Semseyita	Pb ₉ Sb ₈ S ₂₁
Estannita	Cu ₂ Fe Sn S ₄
Mackinawita	Fe S
Breithauptita	Ni Sb
Ullmanita	Ni Sb S
Wolframita	Fe W O ₄
Wurtzita	Zn S

Cuadro VI.1. Minerales encontrados en la mina El Aguilar.

pasante de la zaranda cae a una cinta transportadora que descarga en un *stockpile* de 6.000 toneladas de capacidad. El material retenido cae a un triturador cónico marca Sanvick CS430, que opera como triturador secundario. Este tiene una capacidad de 100 a 180 toneladas por hora, reduciendo el mineral a una granulometría máxima de 2,5" a 3". Este material se une con el pasante de la zaranda en el *stockpile*.

El *flow sheet*, de la figura VI.1. muestra la secuencia de las operaciones unitarias descriptas.

VI.1.2.2. MOLIENDA Y FLOTACIÓN

La carga del *stockpile* se alimenta a un molino SAG (semiautógeno) Hardinge de 20' de diámetro por 7' de largo. Esta alimentación se realiza a través de tres alimentadores vibrantes ubicados debajo del *stockpile*, que descargan el producto en una cinta transportadora de baja velocidad (0,97 m/s); fluctuando la alimentación al molino entre 80 y 100 t/h. La cinta marca Eries, está equipada con una balanza continua Milltronics serie 02/1829; que registra automáticamente el peso alimentado a planta. En este punto, se toman muestras manualmente para la determinación de humedad del mineral de cabeza, que promedia el 5 %. El molino SAG es cargado con 9 % en volumen, con bolas de acero de 4,5" y agua industrial.

El molino muele a un promedio de 42 % pasante malla N° 150; en la descarga de este se encuentra ubicado el muestreador automático de mineral de cabeza.

La descarga del molino SAG es bombeada a una batería de seis hidrociclones de 15" KREBS D20B; los que clasifican la pulpa a 80 % pasante malla N° 150. El *underflow* de los hidrociclones alimenta a un molino de bolas secundario ALLIS CHALMERS de 11'6" de diámetro por 18' de largo, para una remolienda. De este molino se obtiene una pulpa con 45 % pasante malla N° 150. Esta pulpa alimenta una celda unitaria Otokumpu SK240, donde se produce una primera flotación del plomo. A la celda unitaria se le añaden sulfato de Zn, xantatos, espumantes y NaCN. La espuma producida en esta celda se dirige a dos celdas convencionales de limpieza; mientras que las colas o *underflow*, regresan al cajón de descarga del molino SAG para realimentar los hidrociclones, cerrando de esta manera el circuito. El proceso de concentración se grafica en el *flow sheet* mostrado en la figura VI.2.

VI.1.2.2.1. Circuito de flotación del plomo

La espuma de la celda unitaria se envía a celdas convencionales de limpieza (Wemco de 150 pie³), en estas se produce una espuma de buena concentración de Pb; que es enviada a una celda columnar de 2 m

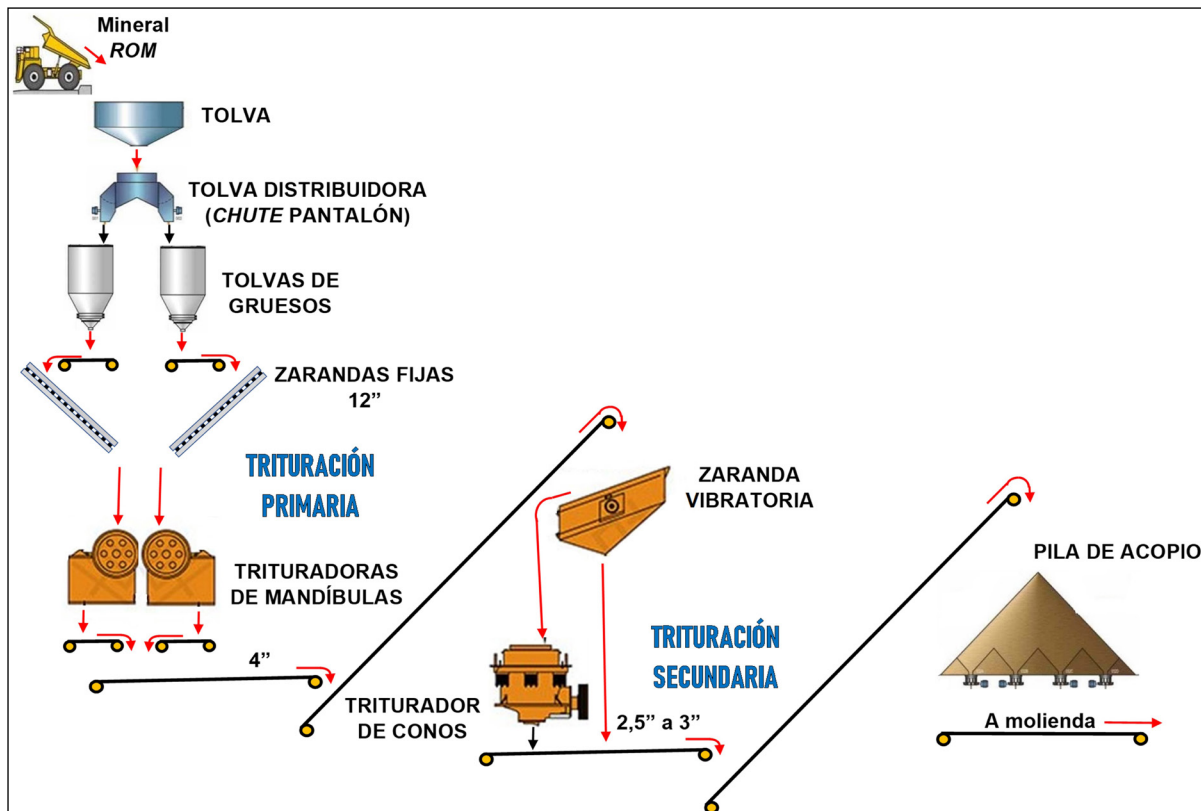


Figura VI.1. Diagrama de flujo de la trituración primaria y secundaria en la operación de la mina El Aguilar.

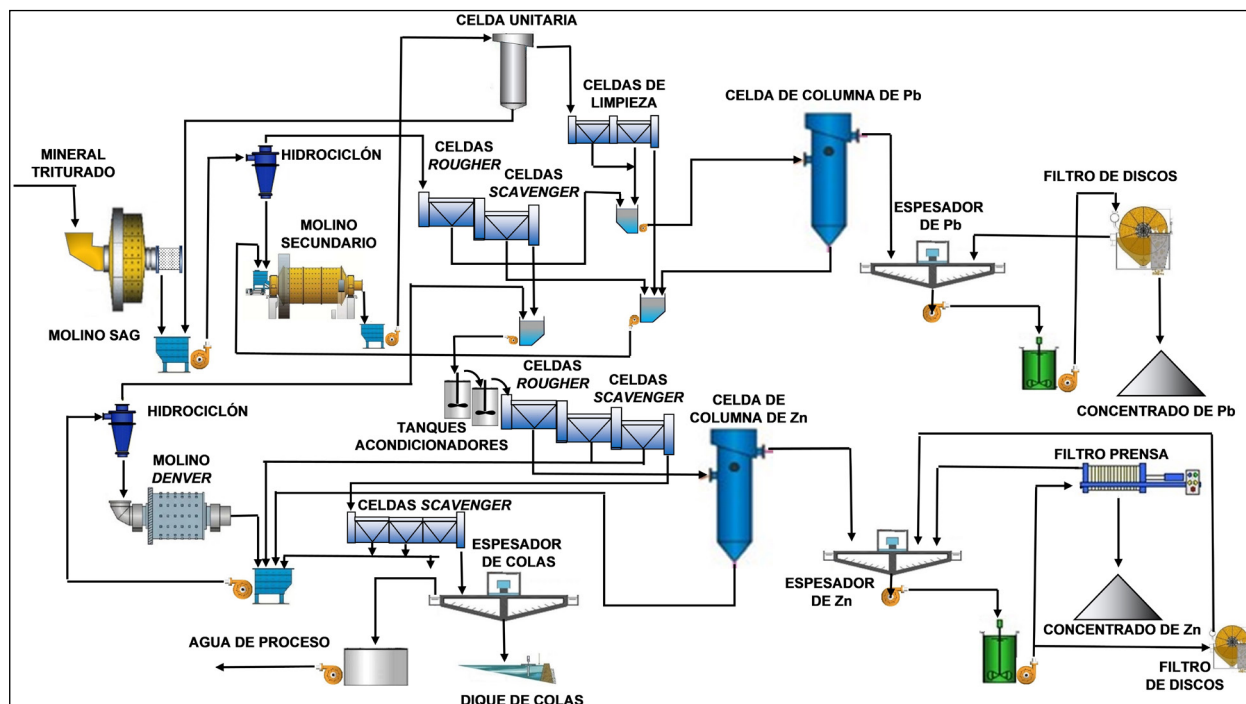


Figura VI.2. Diagrama de flujo en detalle del proceso de flotación diferencial de Pb y Zn.

de diámetro por 9 m de alto. El concentrado de esta celda representa el concentrado final de plomo.

El *underflow* de las celdas de limpieza vuelven a alimentar al molino secundario, ALLIS CHALMERS, cerrando así este ciclo.

Hasta aquí, se describió el tratamiento del *underflow* de los hidrociclones del circuito de molienda y clasificación. El *overflow* (material fino) de los hidrociclones ingresa a un circuito de flotación que comienza con dos celdas de flotación *rougher* (dos celdas Wemco de 500 pie³). El *overflow* alimenta directamente la celda de columna; mientras que el *underflow* se dirige a dos celdas *scavenger*. El *overflow* de la flotación *scavenger* posee partículas ligadas de plomo y zinc; por lo que se bombean a la alimentación del molino secundario ALLIS CHALMERS. El *underflow* de la flotación *scavenger* representa las colas del circuito de plomo y la alimentación del circuito de zinc.

Reactivos de flotación del plomo

El depresor sulfato de zinc al 5 % deprime las partículas de esfarelita ZnS, inhibiendo la absorción del colector. El cianuro de sodio 10 %, actúa como depresor de la pirita.

El colector, xantato de sodio al 10 %, crea condiciones favorables para la adherencia del PbS a las burbujas de aire; que son inyectadas al interior de la pulpa. El conjunto partícula - burbuja asciende a la superficie, creando una espuma mineralizada, la

cual es removida por medio de paletas giratorias o simplemente por rebalse. Se utilizan xantato isopropílico e isobutílico.

El espumante utilizado es metil iso butil carbinol (MIBC).

Espesado y filtración del concentrado del plomo

El *overflow* de la celda de columna representa el concentrado final del circuito de plomo y cae por gravedad a un espesador de 30' de diámetro, ubicado fuera del edificio de la planta. El material espesado se retira por el fondo del espesador, con una densidad de 1.900 g/litro, el líquido residual es reciclado como agua de proceso.

El espesado es bombeado a un tanque de almacenamiento con agitación; desde donde se transporta a un filtro de discos al vacío, tipo Door Oliver, de 8' de diámetro y 7 discos; del cual se obtiene un barro con 12 a 13 % de humedad, que es almacenado en canchas, donde, por evaporación natural llega a 9 a 10 % de humedad; el líquido obtenido en el filtrado se devuelve al espesador.

VI.1.2.2.2. Circuito de flotación del zinc

Las colas *scavenger* del circuito de flotación del plomo representan la alimentación del circuito de flotación del zinc, que comienza en dos tanques acondicionadores, donde se agregan los reactivos de flotación específicos para el zinc: sulfato de cobre, espumante MIBC, xantatos, NaCN y cal para regular el pH.

La pulpa proveniente de estos tanques pasa a una flotación *rougher* (dos celdas Wemco de 500 pie³). A las espumas de la flotación *rougher* se les añade cianuro de sodio y son bombeadas a la celda de columna del zinc; las espumas de esta celda de columna constituyen el concentrado final de sulfuro de zinc.

Las colas de la flotación *rougher* pasan a tres celdas *scavenger* (*); donde se le agrega más espumante, colector y sulfato de cobre. Las espumas de estas celdas se juntan con las colas de la columna y el rebalse del molino DENVER para remolienda. Luego, se bombea a tres hidrociclones KREBBS D10B, que clasifican a un 98 % pasante de sólidos en malla N° 150; el *overflow* retorna a los acondicionadores y el *underflow* regresa al molino.

(*) La flotación *rougher* de zinc se efectúa en dos celdas de 500 pies³, mientras que la *scavenger* I en dos celdas de 500 pies³, la *scavenger* II en dos celdas de 500 pies³; y una tercera etapa *scavenger* se lleva a cabo en tres celdas de 150 pies³. Las colas del tercer *scavenger*, constituyen las colas finales del proceso.

El molino de remolienda Denver trabaja en circuito cerrado con los hidrociclones de remolienda (dos operando y uno en *stand by*), con la finalidad de liberar las partículas de zinc que aún se encuentran ligadas, para mejorar la recuperación de zinc.

Reactivos de flotación del zinc

El activador, sulfato de cobre al 20 %, permite que el colector se absorba sobre la superficie de las partículas de esfarelita.

El depresor, cianuro de sodio 10 % actúa deprimiendo a la pirita.

El colector, xantato de sodio al 20 %, permite que las partículas ZnS asciendan a la superficie adheridas a las burbujas de aire, para dar inicio a la concentración.

El espumante utilizado es metil iso butil carbinol (MIBC).

Para regular el pH de la pulpa a aproximadamente 10, se añade cal en la bomba de la celda *rougher*.

Espesado y filtración del zinc

La espuma producida por la celda de columna representa el concentrado final del zinc. Este concentrado se mueve por gravedad a un tanque espesador, de 45' de diámetro, ubicado fuera de la planta. El líquido es reingresado al circuito como agua de proceso, mientras que por el fondo del espesador se

obtiene una pulpa espesada de 1.900 g/litro; la cual es bombeada a un tanque almacenador con agitación y desde allí se bombea la pulpa a un filtro prensa de placas verticales, marca Svedala de 32 cámaras; del cual se obtiene un barro con un 9 a 10 % de humedad. El agua de filtrado es retornada al tanque espesador.

Las colas de la tercera flotación *scavenger* (colas finales) se envían a un espesador; el barro espesado se dirige por gravedad al dique de colas, mientras que el líquido obtenido se recicla al proceso.

Suministro de agua

El aprovisionamiento de agua industrial se lo realiza de tres sectores, siendo la principal fuente la que procede de boca mina - nivel 18, con un caudal promedio de 150 m³/h, el agua proveniente de boca mina Esperanza aporte de 40 m³/h y el del río Padrioc contribuye con un caudal de 20 m³/hora.

El consumo de agua de planta es de aproximadamente 150 m³/h, encontrándose garantizada por los aportes citados; el agua de recirculación proviene del espesador de colas.

VI.1.2.3. PRODUCTOS OBTENIDOS

La planta El Aguilar produce dos tipos de concentrados: uno de plomo y el otro de zinc, con las siguientes características:

Concentrados de Zn:	190 toneladas diarias
Leyes	50 % Zn
	2 % Pb
	8 % Fe
	100 gr/t Ag
Recuperación Zn	91 %
Concentrados de Pb:	105 toneladas diarias
Leyes	75 % Pb
	3 % Zn
	2 % Fe
	1.300 g/t Ag
Recuperación Pb:	82 %
Recuperación Ag:	80 %

El contenido de bismuto en el concentrado de plomo es bajo, alrededor de los 200 gramos por tonelada.

Los concentrados se comercializan en diferentes formas. El concentrado de zinc se destina a la fundición ARZINC, propiedad de la empresa, ubicada en Rosario (provincia de Santa Fe); para obtener zinc metálico y SO₄H₂ como subproducto. El concentrado de plomo es destinado a la fundición Aguilar, ubicada en la localidad de Palpalá (provincia de Jujuy),

también propiedad de la empresa; para producción de lingotes de plomo, así como lingotes y granallas de plata destinados a exportación. La fundición Palpalá puede procesar del orden de 500 toneladas de concentrado de plomo por semana; el remanente se exporta desde el puerto Rosario (provincia de Santa Fe).

VI.1.2.4. FUNDICIÓN PALPALÁ

Se describen los procesos pirometalúrgicos aplicados al concentrado de plomo en la fundición Palpalá para la obtención de Pb y Ag metálicos, listos para su comercialización.

VI.1.2.4.1. Recepción de concentrados

El mineral proveniente de la mina El Aguilar es transportado por camiones hasta la fundición Aguilar, ubicada en el departamento de Palpalá (provincia de Jujuy). La carga se pesa y se muestrea para determinar la ley de plomo, plata, bismuto y humedad. La capacidad de tratamiento es de 1.600 toneladas mensuales; a partir de las cuales se producen 1.200 t/mes de plomo refinado, con una ley de 99,97 %, y 1.800 a 2.000 kg/mes de plata refinada.

El lote de concentrado es identificado y almacenado en el depósito de concentrados.

VI.1.2.4.2. Carga de concentrado

El concentrado de plomo se lleva a una tolva de 35 toneladas y luego pasa a una mezcladora, donde se mezcla con óxidos recuperados del proceso (60 % de Pb) y cal hidratada, en la siguiente proporción: 83 % concentrado de plomo, 15 % óxidos de plomo y 2 % cal hidratada.

El material es mezclado y pelletizado, obteniéndose pellets semisecados, que son transportados en baldes a una tolva de almacenamiento. Junto con carbón vegetal, se alimenta al horno circular BBU (Fig. VI.3.).

VI.1.2.4.3. Horno circular BBU

En el horno BBU se producen reacciones de tostación y reducción, generando tres productos: plomo de obra, escorias grises y gases y óxidos.

El mismo tiene una solera giratoria con forma de batea, en cuyo fondo se acumula el plomo (fase líquida); mientras que la escoria y la carga de reacción flotan sobre este (fase sólida).

El plomo de obra se cuela cada 15 minutos, y la escoria se retira cada 40 minutos. La temperatura del horno BBU es de 900 °C, sus insumos son gas natural, aire y carbón vegetal.

La escoria gris obtenida del horno BBU se lleva al patio de *stock* para luego ser procesada en tres

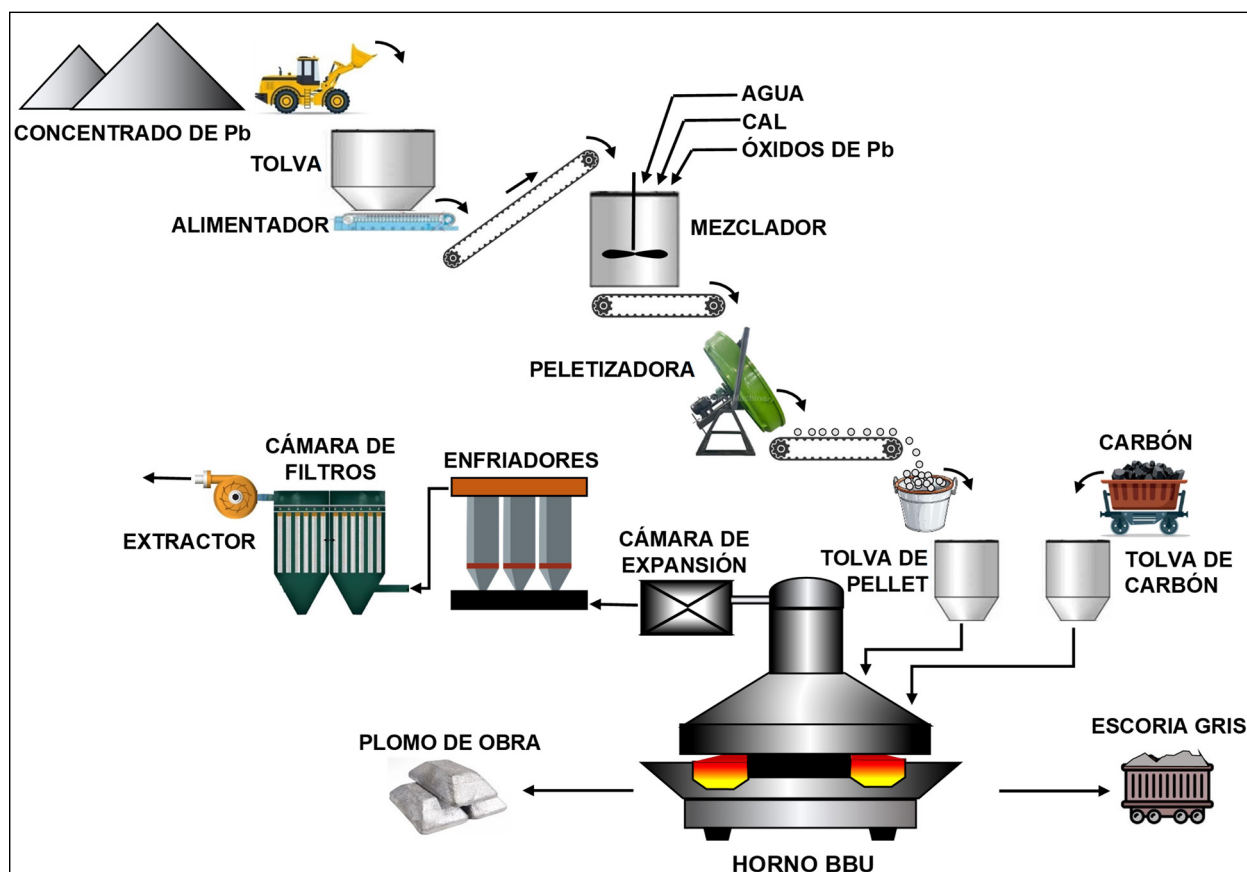


Figura VI.3. Diagrama de flujo de la fusión primaria de concentrado de Pb en horno BBU.

hornos rotativos Jumbo de 13 t/día y Lurgi de 17 t/día de capacidad.

VI.1.2.4.4. Tratamiento de efluentes gaseosos

Los gases generados en el horno BBU, con una concentración de 2,5 % de dióxido de azufre; pasan por una cámara de sedimentación, enfriadores y filtros, para luego ser lavados en la planta de absorción de gases.

La solución de bisulfito sódico se concentra en absorciones sucesivas, hasta precipitar metabisulfito sódico como producto final. También se obtiene bisulfito de sodio (líquido).

VI.1.2.4.5. Hornos rotativos Lurgi y Jumbo

Estos hornos se usan para recuperar el plomo y la plata presentes en las escorias grises del horno BBU (Fig. VI.4.).

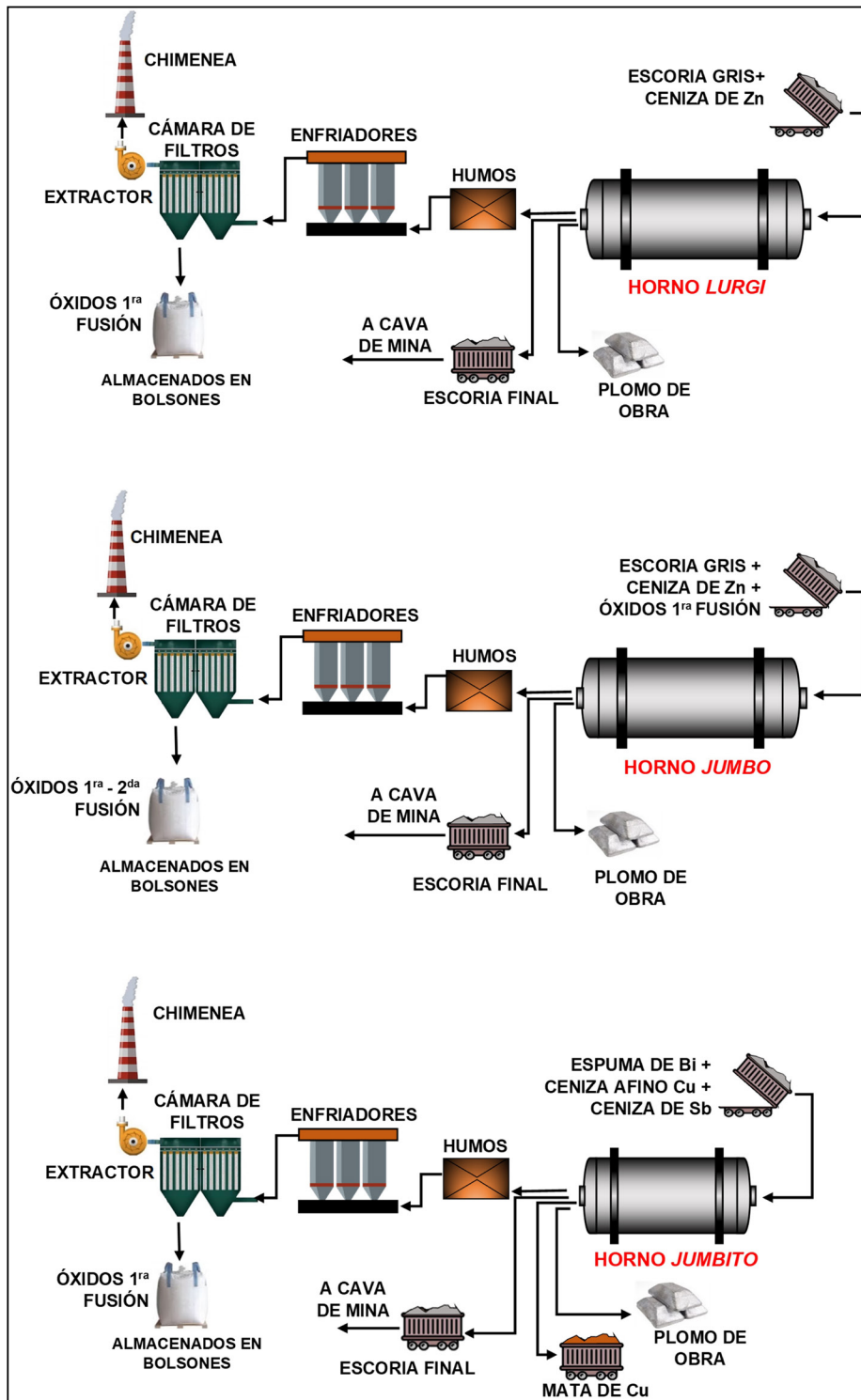


Figura VI.4. Diagramas de flujo de la fusión secundaria en hornos Lurgi, Jumbo y Jumbito.

Los fundentes utilizados son viruta de hierro, carbonilla, arena, material de circulación, borato y subproductos con contenidos Pb y Ag. Estas escorias se funden a 1.150 °C, obteniéndose: plomo de obra, escorias finales y óxidos.

Las proporciones y tipo de fundentes dependen de las características de la carga que vaya a tener el horno, ya que se procesan diferentes subproductos con contenido de plomo y plata.

El plomo de obra se envía a la sección de refinación, mientras que los óxidos son acumulados en bolsones para luego ser reprocesados.

Las escorias finales, que tienen un contenido máximo de 2,5 % en Pb y de 20 a 40 g/t de Ag, se transportan a la mina El Aguilar, donde se les da disposición final en una cava en la zona del dique de colas.

Cada horno rotativo cuenta con su propio circuito de recuperación de polvo y enfriamiento de gases. La fracción gaseosa, mayoritariamente dióxido de carbono, se libera a la atmósfera, mientras que la fracción sólida recuperada (cenizas) regresa al circuito.

VI.1.2.4.6. Refinación de plomo

El plomo de obra, proveniente del horno circular BBU y de los hornos rotativos, se carga en las ollas de refinación de 75 toneladas de capacidad; en una proporción de 70 % de plomo proveniente del horno BBU y 30 % de los hornos rotativos. Posteriormente, se funde a 450 grados centígrados.

La sección refinación de plomo incluye los siguientes procesos: afino y descubrado, desplata, deszincado, desantimonizado, desbismutizado, oxidación Mg-Ca, limpieza final y moldeo.

La refinación del plomo se realiza en cinco ollas en flujo continuo, desde la olla 1 a la olla 5; todas

calentadas por gas natural. En cada etapa se producen distintos procesos; y para realizar el cambio de un proceso a otro, se realizan análisis químicos para confirmar la efectividad del proceso (Fig.VI.5.).

Afino y descubrado (Olla 1)

El objetivo del proceso de afino es eliminar parte de las impurezas, aprovechando su insolubilidad en el plomo. Impurezas como el hierro, arsénico, cobre, estaño y antimonio, son eliminados parcialmente. Este proceso se realiza a 450 a 500 °C, donde elementos como Sn, Sb, Fe, Bi y algo de Cu se vuelven insolubles, siendo retirados como escoria por barrido de la superficie de la olla.

En el descubrado, se aprovecha la afinidad del azufre por el cobre a fin de llevarlo a los niveles máximos permitidos. En este proceso, se agrega azufre en relación 1 kg de S por kg de Cu. La temperatura de reacción es de 350 °C; formando cenizas de Cu en la superficie de la olla, que luego se extrae por barrido. El objetivo es tener plomo con un contenido de cobre menor a 0,0003 por ciento.

Desplata (Olla 2)

Se obtiene una espuma rica que contiene la triple aleación: plomo 90 %, plata 3 % y zinc 7 por ciento.

Se emplea el proceso Parkes, que consiste en agregar zinc electrolítico al fundido, aprovechando que la plata tiene mayor afinidad por el zinc que por el plomo. El proceso se realiza entre 470 y 475 °C, con agitación de media hora. Luego se extrae la espuma rica flotante hasta que la temperatura baja a 350 °C. La espuma rica con 3 % de plata se traslada a la refinación de plata. En la etapa final, se extraen las espumas pobres hasta una temperatura de 330 °C. Luego se bombea el plomo a la siguiente olla a 328 grados centígrados.

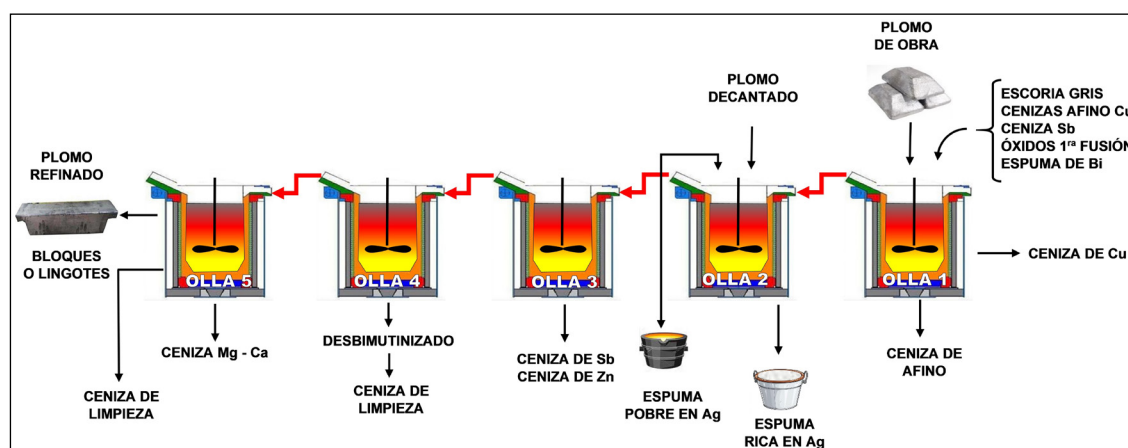


Figura VI.5. Diagrama de flujo del proceso de refinación de plomo.

Deszincado y desantimonizado (Olla 3)

El proceso de deszincado tiene como finalidad eliminar el zinc remanente de la etapa anterior, operando a 550 °C con adición de soda cáustica. De esta olla se extrae cenizas de zinc; y luego el Pb es recuperado en los hornos rotativos.

El proceso de desantimonizado se realiza a una temperatura de 630 a 650 °C, con la finalidad de eliminar el antimonio del plomo. Se utilizan cal viva y nitrato de sodio. Agitado del baño de plomo, con extracción de cenizas de antimonio. El contenido de antimonio debe resultar menor a 0,0015 por ciento.

Desbimutizado (Olla 4)

Se le adiciona un reactivo de Mg - Ca a 470 °C al baño de plomo, permitiendo la extracción de espuma de bismuto entre 380 a 330 grados centígrados.

Oxidación Mg-Ca (Olla 5)

Se adiciona reactivos: hidróxido de sodio y nitrato de sodio (550 °C) al baño de plomo. Se extraen cenizas de Mg - Ca.

Limpieza final

Se realiza a 450 °C con soda cáustica, tiene como finalidad darle la última limpieza al plomo fino antes de ser moldeado.

Moldeo

La operación de moldeo produce lingotes de 35 kg y bloques de 950 kg. También se moldean bloques de plomo en paquetes de 25 lingotes con un peso total de 950 kg para exportación a Brasil. El Pb refinado es exportado con el certificado ISO 9001-2000.

VI.1.2.4.7. Refinación de plata

La refinación de plata comprende tres etapas sucesivas: obtención de espuma concentrada, obtención de aleación plomo-plata y obtención de plata refinada. Las operaciones unitarias se muestran en la figura VI.6.

Obtención de espuma concentrada

Las espumas ricas en plata, procedentes de la sección refinación de plomo (olla 2), son llevadas a ollas de decantación. Este proceso permite elevar el contenido de plata de 2,8 % a 19 % en forma de espumas concentradas; separando el Pb por decantación. Esta etapa se realiza a 700 grados centígrados.

Obtención de aleación plomo-plata

La espuma concentrada se alimenta en un proceso de destilación; donde se recupera el zinc destilado y se obtiene la aleación plomo-plata, que contiene entre 22 y 25 % de plata. Esta operación se realiza a 1.000 °C, el horno se carga dos veces al día. El producto final tiene forma de lingote.

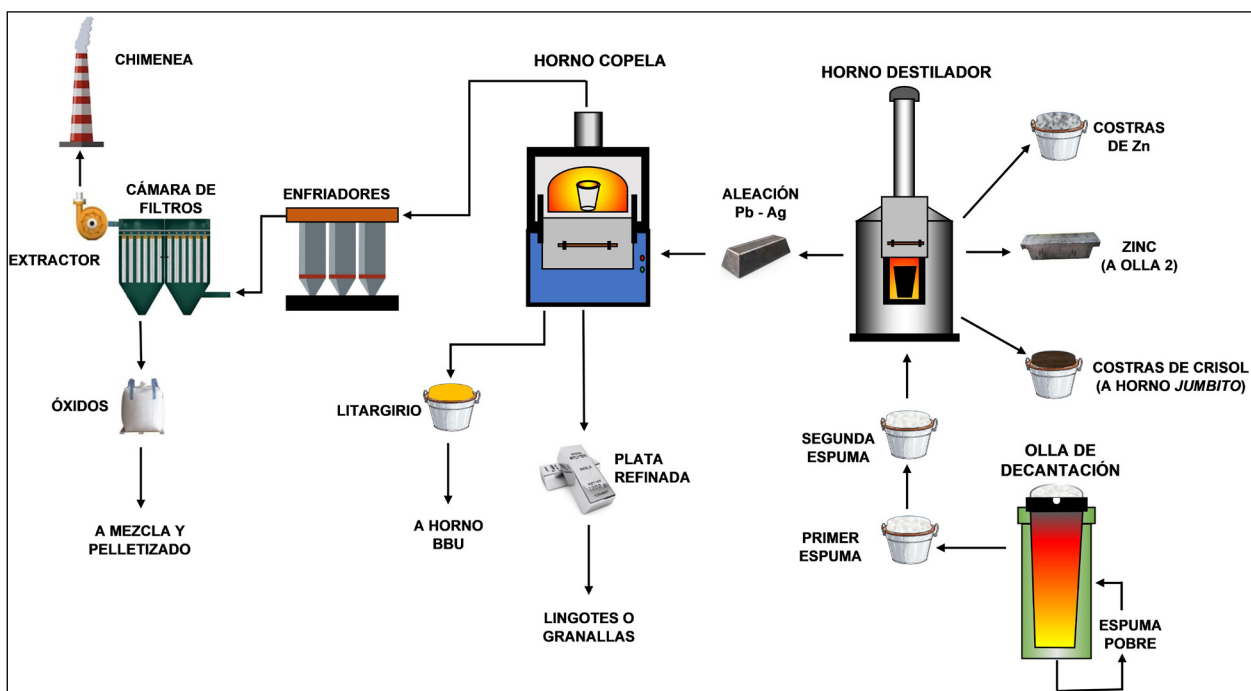


Figura VI.6. Diagrama de flujo del proceso de refinación de plomo.

Obtención de plata refinada

La aleación plomo-plata se carga a un horno de copelación, donde se elimina el plomo por oxidación en forma de litargirio a 1.100 °C. El revestimiento del horno es de ladrillo refractario de alta alúmina.

El litargirio a esa temperatura es fluido y sobrenada el lecho de plata líquida; se lo extrae basculando el horno y se lo granalla.

La plata fina obtenida posee un 99,8 % de pureza. La producción mensual es de 2.700 kg de plata fina, como lingotes de 22 a 24 kg o granalla de plata. Se

realizan 4 coladas mensuales. Las impurezas del producto incluyen principalmente plomo, cobre, oro, zinc, hierro, algo de bismuto y antimonio.

VI.1.2.4.8. Productos obtenidos

Plata refinada: en lingotes o granallas, en el cuadro VI.2. se indican las especificaciones técnicas del producto obtenido en fundición Palpalá.

Plomo refinado: en lingotes o bloques; el cuadro VI.3 presenta las especificaciones técnicas del producto, obtenido en fundición Palpalá.

PLATA REFINADA - ESPECIFICACIÓN	
DENOMINACIÓN	PLATA REFINADA
BASE	PLATA METÁLICA
TIPO DE MOLDEO	LINGOTES/GRANALLAS
COMPOSICIÓN QUÍMICA	
PLATA (%)	Mínimo 99,80
NIVEL MÁXIMO DE IMPUREZAS	
PLOMO Y COBRE (%)	0,1600
ORO (%)	0,0340
ZINC-HIERRO-BISMUTO-ANTIMONIO	0,0050
OTRAS IMPUREZAS NO INDICADAS (%)	0,0010
TOTAL IMPUREZAS (%)	0,2000
OBSERVACIONES GENERALES	
Peso del Lingote: 22 a 25 kg aproximadamente	
Embalaje: Lingote individual: en caja de madera de 51 x 16 x 13 cm (l.a.h).	
Granallas: 2 bolsas de 10 kg en caja de madera de 51 x 16 x 13 cm (l.a.h.).	

Cuadro VI.2. Especificaciones técnicas de la plata refinada.

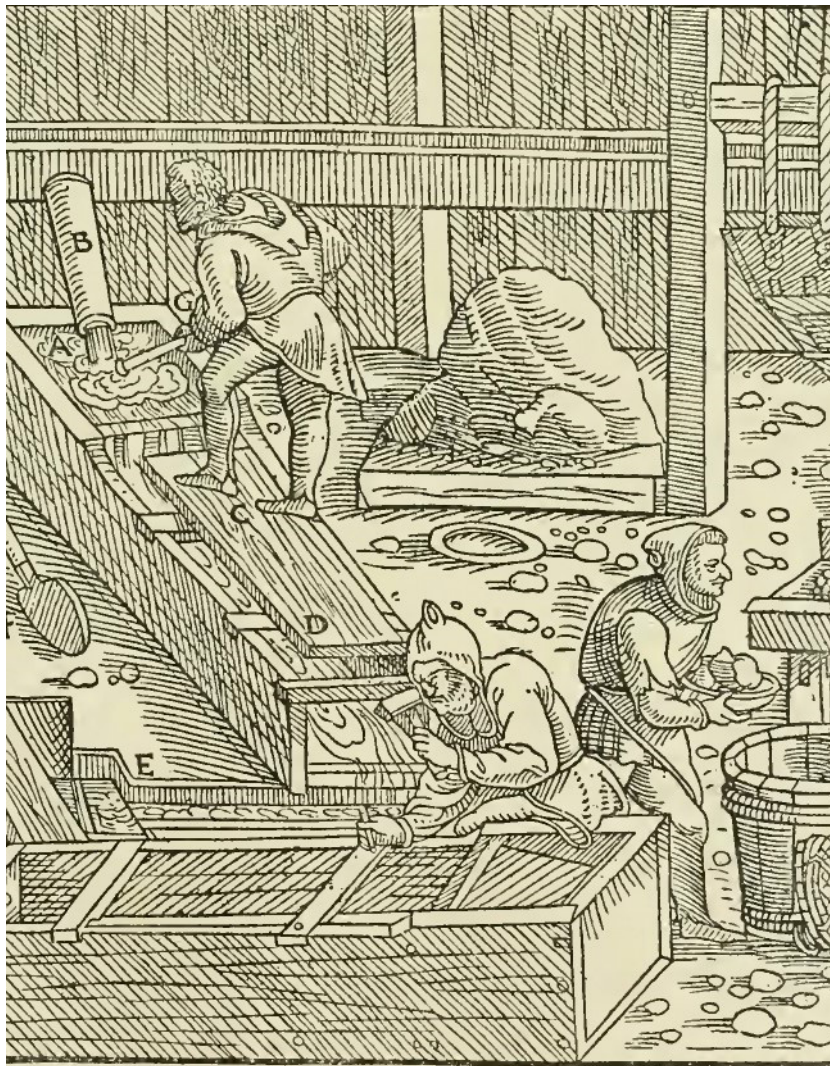
PLOMO REFINADO - ESPECIFICACIÓN	
DENOMINACIÓN	PLOMO REFINADO
BASE	PLOMO METÁLICO
TIPO DE MOLDEO	LINGOTES/BLOQUES
COMPOSICIÓN QUÍMICA	
PLOMO (%)	Mínimo 99,97
NIVEL MÁXIMO DE IMPUREZAS	
PLATA (%)	0,0020
ARSÉNICO (%)	0,0002
BISMUTO (%)	0,0250
COBRE (%)	0,0003
HIERRO (%)	0,0003
ANTIMONIO (%)	0,0015
ESTAÑO (%)	0,0005
ZINC (%)	0,0005
OTRAS IMPUREZAS (%)	0,0005
TOTAL IMPUREZAS (%)	0,0308
OBSERVACIONES GENERALES	
Dimensiones aproximadas del bloque: 640 x 640 – 560 x 560 mm – 451 x 451 y 270 mm altura total.	
Embalaje: paquete de lingotes, compuesto por 25 - 30 unidades de 36 kg	
Peso del bloque: 890 a 950 kg.	
Peso aproximado paquete de lingotes: 900 kg.	

Cuadro VI.3. Especificaciones técnicas del plomo refinado.

CAPÍTULO VII

CONCENTRADO DE PLATA Y CONCENTRADO DE ZINC

MINA PIRQUITAS



VII.1. MINA PIRQUITAS

VII.1.1. LA MENA

Mina Pirquitas se encuentra ubicada en departamento Rinconada, provincia de Jujuy.

La paragénesis mineral es polimetálica y muy compleja. De acuerdo a la mineralogía, textura y paragénesis de las vetas se las ha podido reunir en dos grupos.

El primero se formó en un solo período mineralizador que tuvo lugar en tres sistemas de fracturas. Se lo ha dividido en dos estadios y sería el más importante desde el punto de vista del volumen de los minerales formados. Corresponderían a este período las vetas de los sectores Potosí, Blanca, Colquechaca, Oploca, Llallagua, Chicharón y Colquiri. El estadio temprano se caracteriza por la depositación de pirita, pirrotina y arsenopirita, seguidas por casiterita sin zonación destacable. El estadio tardío, separado del temprano por una marcada refracturación de las vetas, presenta una zonación del tipo telescópica, depositándose en los niveles inferiores esfalerita y galena junto con algunos sulfuros de estaño, en los niveles intermedios sulfosales de antimonio y plomo acompañadas por esfalerita y wurtzita y en los niveles más superficiales, sulfosales de plata.

El segundo grupo, incluye las vetas de los sectores San Pedro, Chocaya y San Miguel y está caracterizado por la superposición de dos períodos mineralizadores, uno temprano similar al del primer grupo y uno tardío diferente a los otros. Este último, provoca la depositación de una mineralización nueva en los niveles profundos del primer período. Esta mineralización, muestra una zonación telescópica bien marcada y se deposita en vetillas de reemplazo de poca potencia, en zonas ligeramente refracturadas y cortando las vetas antiguas. Los minerales depositados son sulfuros de estaño, sulfosales de bismuto y sulfosales de plata, con algo de casiterita y schalenblenda.

En el yacimiento se identificaron más de 70 minerales primarios y secundarios lo cual manifiesta la complejidad de la mineralización.

De acuerdo a una publicación de la empresa concesionaria del yacimiento las leyes de cabeza (alimentación a la planta) de plata y zinc, entre marzo y diciembre de 2014, fueron entre 204 y 248 g/t Ag y de 2,19 y 1,12 % Zn.

Mina Pirquitas fue explotada a cielo abierto por un método convencional de *open pit*. Comenzó su cierre de minas en 2016. La planta sigue funcionando con Minas Chinchillas, la cual está operativa.

VII.1.2. BENEFICIO DEL MINERAL

VII.1.2.1. TRITURACIÓN

El mineral como viene de la mina (ROM), es estoqueado y clasificado en la playa de planta, luego con la ayuda de camiones de 30 t, es arrojado a una tolva, que en su parte inferior posee una grilla de 1 m por 1 metro. El mineral superior a estas dimensiones, es quebrantado por un martillo rompedor hidráulico, operado a control remoto. El mineral que atraviesa la grilla, cae a una zaranda vibratoria, con una apertura de malla de 4", de donde el pasante cae directamente a una cinta transportadora y el rechazo, descarga en un triturador de mandíbulas (triturador primario), de 46" por 52" y 317 t/h de capacidad. El producto de la trituración primaria es de 4", que cae directamente a la cinta transportadora; en el recorrido de la cinta, se encuentra un detector de metales y un electroimán; que purgan del circuito los restos metálicos provenientes de explotación de la mina.

La carga a -4", es conducida por cinta transportadora a la trituración secundaria; compuesta por un triturador de cono de 5 ½ ft y 300 t/h de capacidad, que reduce el mineral a 1" ½.

El mineral reducido a 1" ½, es transportado a la entrada de la trituración terciaria; compuesta por dos trituradores de conos de 134 t/h cada uno; estos conos se encuentran en circuito cerrado con una zaranda vibratoria de 10' por 24' y de 676 t/h de capacidad. Este circuito cerrado en la trituración terciaria, entrega un producto pasante de menos 9 milímetros. La configuración de las operaciones unitarias que constituyen la trituración, se puede ver en la figura VII.1.

CONCEPTOS GENERALES

Trituradoras primarias (chancadoras)

Se caracterizan por la aplicación de fuerzas a bajas velocidades, sobre partículas que se hallan entre superficies casi verticales y no paralelas. Estas superficies se mueven, desde arriba hacia abajo, acercándose y alejándose una de la otra, con movimientos de pequeña amplitud, los mismos que son restringidos, para evitar contactos de mandíbulas.

A la relación del tamaño de alimentación, que aceptará la chancadora (llamado *gape*) y el tamaño del producto de descarga (llamado *set*), se la denomina radio de reducción. La figura VII.2. muestra el esquema de una trituradora primaria o de mandíbulas.

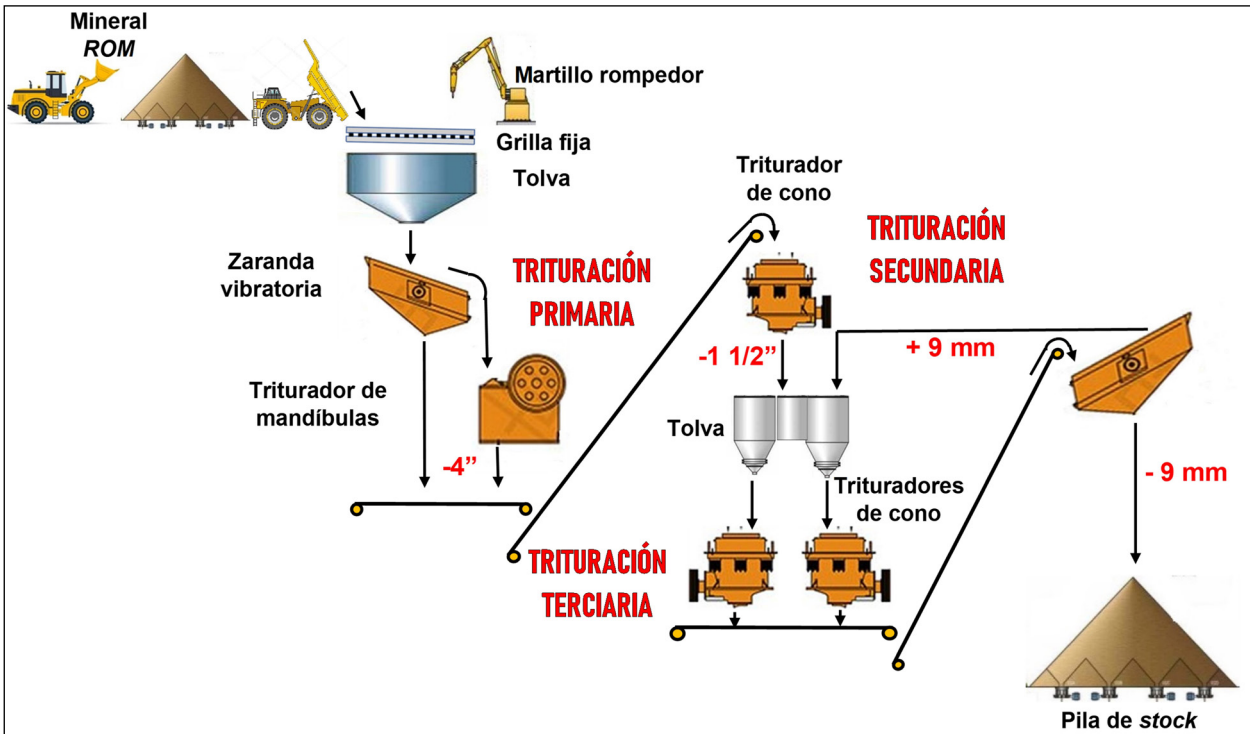


Figura VII.1. Diagrama de flujo de la trituración primaria, secundaria y terciaria en la operación de mina Pirquitas.

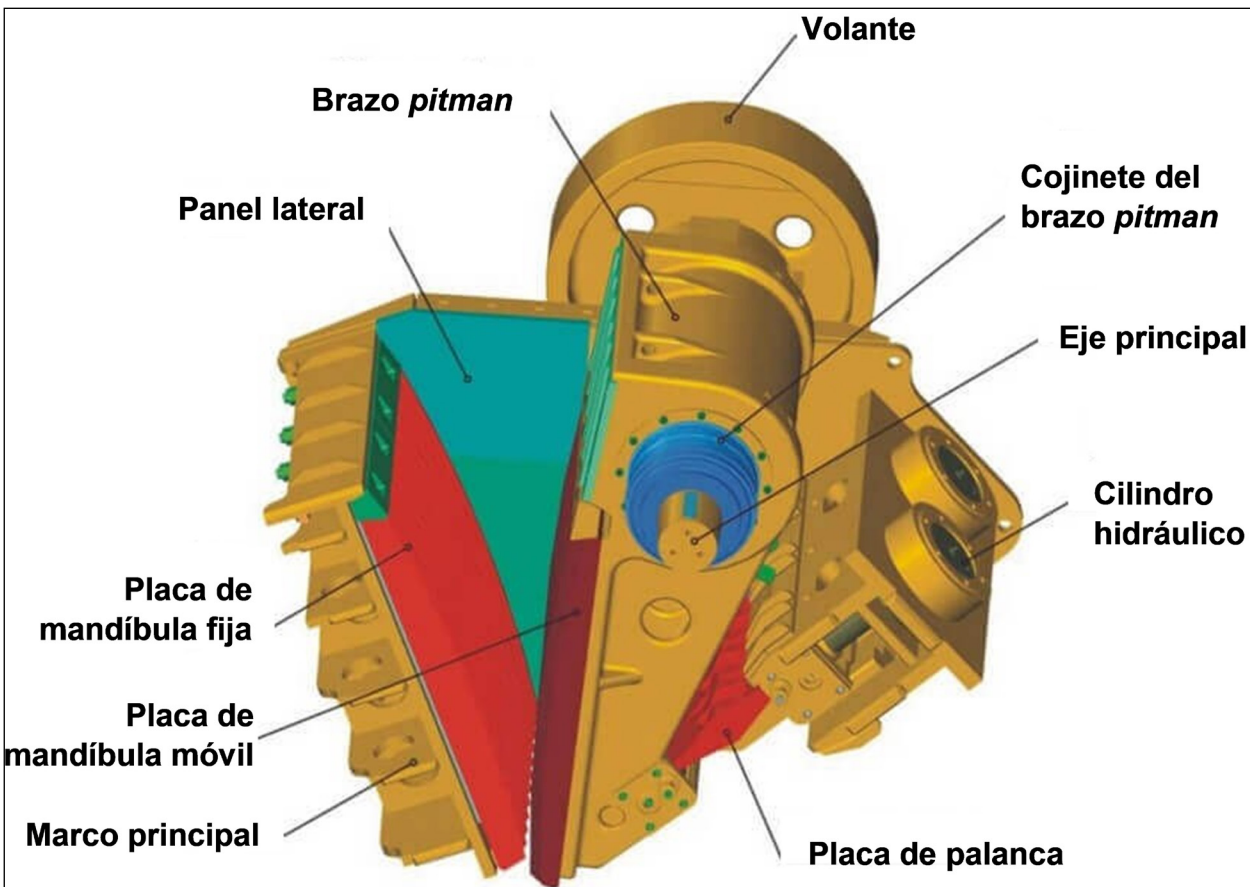


Figura VII.2. Partes principales de un triturador primario de mandíbulas.

Entre los factores que influyen sobre el radio de reducción, se tienen: la cantidad de roca en la chancadora, el porcentaje de poros o vacíos, la dureza de la roca, el ángulo de inclinación de las mandíbulas y la velocidad a la cual la unidad opera. El rango del radio de reducción oscila entre 4:1 y 7:1, con un promedio aproximado de 5:1; de esta forma, una chancadora con un *gape* de 42", se podría usar para un producto que varíe desde 10" hasta 6" de tamaño.

Debido al desarrollo de unidades de presiones extremadamente grandes, el chancado en general, es una operación muy dura en lo que respecta a equipo. La chancadora debe ser de proporciones macizas, para asegurar rigidez y para que realice los trabajos pesados de reducir rocas y minerales duros; mientras efectúa esto, mantener un alineamiento razonable de las partes móviles. Los trabajos de mantenimiento son muy importantes y necesarios, por lo que estas unidades, raras veces, son usados en trabajo continuado. Generalmente los equipos de chancado se operan de 12 a 16 horas diarias; el resto del tiempo se usa para reparaciones y mantenimiento.

La secuencia de la chancadora de mandíbula, es aproximadamente de la siguiente manera: la mandíbula móvil se mueve hacia atrás y adelante, a una velocidad promedio que depende del tamaño de la máquina (desde 100 rpm para una máquina de 60" por 84" hasta 300 rpm para una máquina de 7" por 10"), y del material que se está tratando. Esta velocidad no puede ser muy alta, ya que está directamente relacionada al promedio de caída de la roca a través de la máquina.

La alimentación debe ser razonablemente seca (2% humedad), libre de material fino y arcilloso hasta donde sea posible, por el peligro de atoro. La protección contra los trozos de hierro o rocas muy duras, se provee por medio de una articulación (*toggle plate*), de resistencia conocida. Una sobrecarga de la chancadora, ocasiona la rotura de esta articulación.

Trituradoras secundarias y terciarias

La reducción del producto de la chancadora primaria, (después de la extracción de la porción ya triturada al tamaño final requerido), se lleva a cabo en trituradoras secundarias, generalmente del tipo cónico. Con tamaño de alimentación reducido, la trituradora secundaria, no necesita ser ni tan grande ni tan robusta, como una chancadora primaria. Estas trituradoras de productos finos, son del tipo de alta velocidad. Las velocidades de las excéntricas y las formas de las cámaras de chancado en estas má-

quinas de reducción fina, son de tal manera que las máximas dimensiones de las partículas del producto, se establecen o regulan en la posición cerrada del *set*. Consecuentemente a estas unidades se les considera en posición cerrada. Las trituradoras de reducción fina utilizadas son de dos tipos: la trituradora cónica Symons (Nordberg) y la trituradora hidrocónica Allis Chalmers.

Mucho de lo que se ha dicho referente a las trituradoras secundarias, se aplica también a las terciarias o etapa de trituración de reducción. Se deben investigar primeramente los factores de capacidad, tamaño de alimentación y tamaño del producto. Generalmente, cuando consideramos la tercera etapa de trituración, estamos teniendo en cuenta la dimensión máxima de la roca que la trituradora aplastará o fragmentará. Esta comparación, es todo o casi todo lo que se requiere, para asegurar el tamaño conveniente de la recepción. Se recomienda normalmente, una abertura de recepción, no mayor de dos veces el tamaño de la dimensión máxima de la alimentación, en comparación con un radio de tres, para una unidad secundaria. La figura VII.3. muestra el aspecto de un triturador cónico.

VII.1.2.2. PRECONCENTRACIÓN

El proceso de preconcentración tiene por finalidad concentrar, por un método gravitacional, todos los sulfuros metálicos a recuperar y se enfoca en maximizar la ley de metales valiosos como plata, zinc y estaño en el concentrado de cada producto obtenido por los procesos de flotación y gravimetría. Luego de un proceso de liberación en la etapa de molienda, 1/3 del mineral preconcentrado se va como relave al *stock pile* de gruesos.

La capacidad de tratamiento promedio del área, es de 272 tph de sólido; obteniéndose 123 tph de concentrado, 85 tph de relave y 64 tph de carga pasante.

Las etapas que comprende el área de preconcentración son: clasificación y dilución de la carga de mineral, gravimetría primaria y secundaria y clasificación de productos y recuperación de agua. En la figura VII.4. se muestra la distribución de las operaciones unitarias en esta etapa.

Etapas de clasificación y dilución de la carga de mineral

El mineral producto del área de trituración (- 9 mm y 4 % agua) es transportado por una cinta, previo paso por un chute distribuidor e ingresa a la etapa de clasificación primaria húmeda, en una zaranda

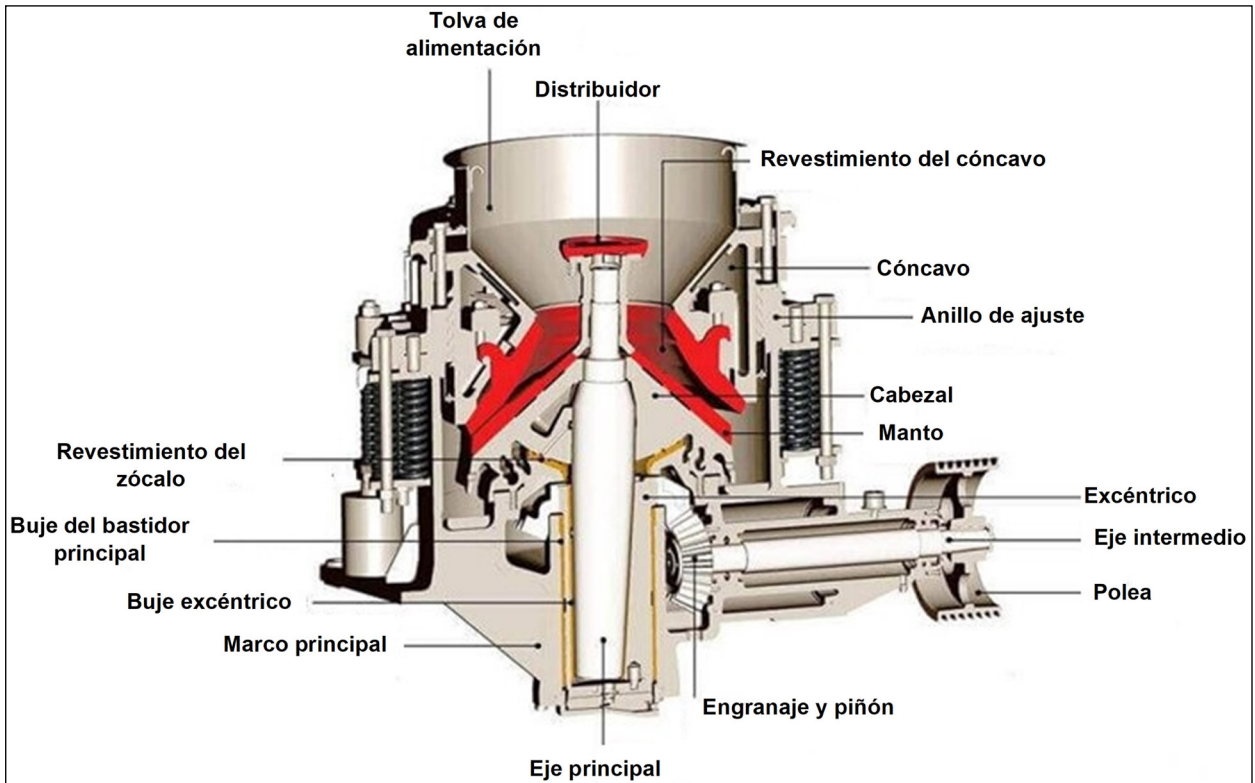


Figura VII.3. Partes principales de un triturador secundario y terciario de cono.

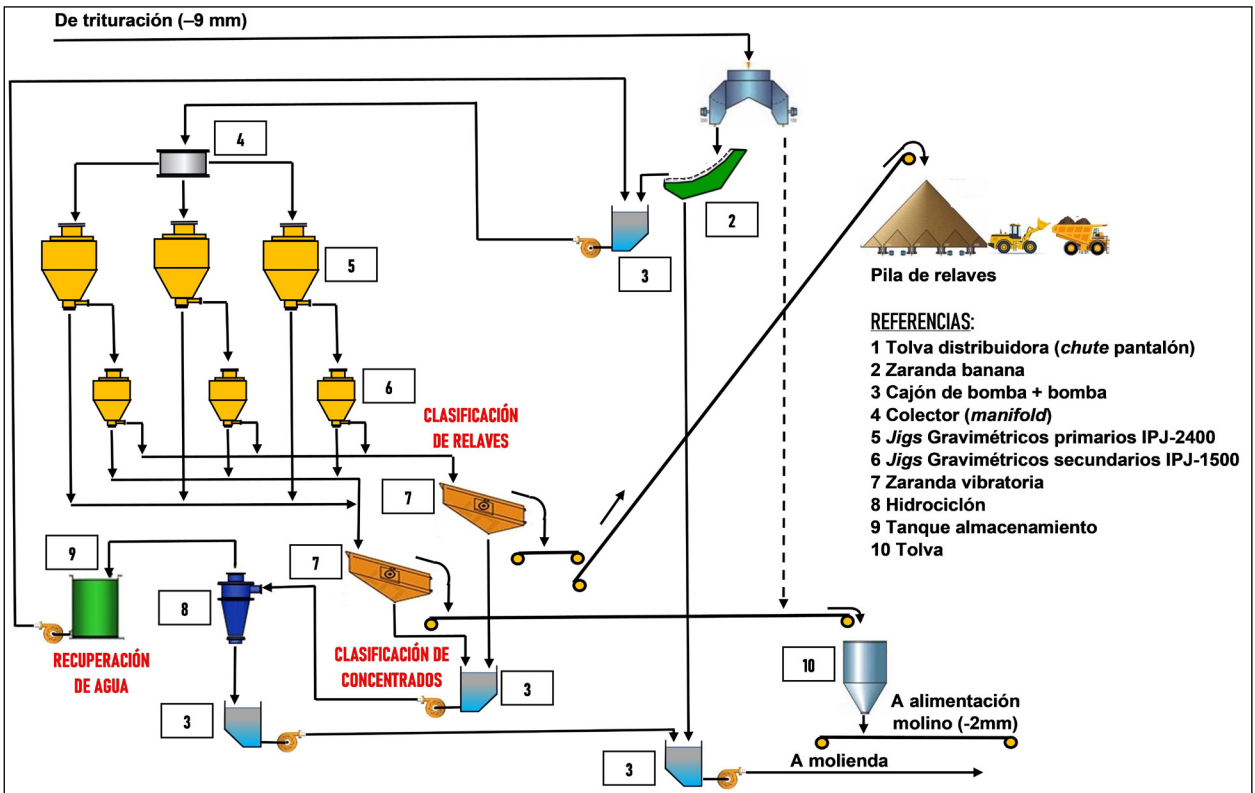


Figura VII.4. Diagrama de flujo del proceso de pre concentración con jigs gravimétricos.

vibratoria tipo banana 8' por 20' y de un piso con malla de abertura de 2 milímetros. La dilución es con la adición de agua en la zaranda.

La pulpa pasante, con dilución de 30 % de sólidos, cae directamente al cajón de la bomba para su envío a la etapa de molienda. Por otro lado, la pulpa retenida con dilución de 88 % de sólidos pasa a una segunda dilución (55 % sólidos), en el cajón de la bomba, para su envío al cajón de alimentación a gravimetría.

Etapas de gravimetría primaria y secundaria

Del *manifold* distribuidor se envía la pulpa retenida y diluida a los tres jigs gravimétricos primarios IPJ-2400. Los concentrados de los jigs pasan a una etapa de clasificación en una zaranda vibratoria de un piso de abertura de 1 milímetro. Los relaves de estos jigs primarios ingresan a alimentar a tres jigs secundarios IPJ-1500.

Los concentrados de los jigs secundarios (27 % sólidos), junto a los concentrados de los jigs primarios (35 % sólidos), son clasificados en la zaranda vibratoria de un piso de abertura de 1 milímetro. Los relaves de los jigs secundarios (25 % sólidos) ingresan a una etapa de clasificación en la zaranda vibratoria de un piso de abertura de 1 milímetro.

Etapas de clasificación de productos y recuperación de agua

De la zaranda de clasificación de concentrados gravimétricos, el concentrado retenido con 85 % de sólidos cae a una faja transportadora para su traslado a la tolva intermedia BN-141. El concentrado pasante, con 5 % de sólidos, cae al cajón de la bomba para su envío a la etapa de recuperación de agua.

Desde la zaranda de clasificación de relaves gravimétricos, el relave retenido con 85 % de sólidos cae a una faja transportadora 24" por 96 m para su transporte a la *stock pile* de relaves gruesos. El relave pasante con 5 % de sólidos cae al cajón de la bomba para su envío a la etapa de recuperación de agua.

La faja transportadora 410-CV-551 cuenta con pesómetro y un muestreador para controles de peso y muestreo para análisis químico respectivo.

La pulpa pasante de los concentrados y relaves de las zarandas de clasificación ingresan a una etapa de recuperación de agua en un hidrociclón. Donde el *underflow* (gruesos), con 8 % de sólidos, cae al cajón de una bomba para su traslado al área de molienda, mientras que el *overflow* (finos), con 3% de sólidos, ingresa al cajón de la bomba para su envío como flujo diluyente en los jigs Gekko primarios

y secundarios, así como en la carga de ingreso a gravimetría (preconcentración).

La pulpa del *underflow* del hidrociclón junto al flujo pasante de la zaranda banana caen al cajón de la bomba para su envío al cajón de descarga del molino 330-ML-145, con una dilución de 22 % de sólidos.

VII.1.2.3. MOLIENDA

El proceso de molienda tiene por finalidad la liberación de las partículas de sulfuros metálicos valiosos de los no valiosos, a través de una etapa de conminución, en un molino de bolas rotatorio con carga molturante en húmedo. El molino se encuentra en circuito cerrado con una batería de hidrociclones de clasificación centrífuga.

La capacidad de tratamiento promedio del área es de 189 tph, produciendo un *overflow* de 418 m³ de pulpa/h con 35 % de sólidos y un tamaño de 150 a 180 micrones.

El molino de bolas de 4,8 m de diámetro y 6,2 m de largo posee una capacidad de 189 t/hora. En la alimentación al molino también se agrega NaCN como depresor de la pirita (65 g/t), SO₄Zn (117 g/t) como depresor del Zn y cal para regular el PH entre 9,5 a 8,5.

El molino de bolas, se encuentra en circuito cerrado con una batería de 8 hidrociclones (Fig. VII.5.). Este sistema molienda – clasificación produce un mineral de 80 % menos 100 mallas Tyler. La capacidad de carga circulante en el sistema es de 350 % de la alimentación.

CONCEPTOS GENERALES

Molienda

La molienda es la operación unitaria que ejecuta la etapa final de reducción de tamaño o liberación de las partículas valiosas del mineral (partículas ligadas), para llevarlos a condiciones físicas que permitan el desarrollo del proceso subsiguiente.

Lo que se trata de hacer en esta etapa es la reducción de tamaño del mineral, desde una dimensión máxima de alimentación, que va desde 9.000 a 1.000 micrones (3/8"), hasta un producto límite cuyo tamaño más grande varía de 35 a 200 mallas (420 a 74 micrones).

El tamaño óptimo de liberación se determina mediante consideraciones técnicas y económicas.

Cuanto más fino se muele el mineral, mayor es el costo de molienda y hasta cierto grado, una molienda más fina conlleva a una mejora en la recuperación

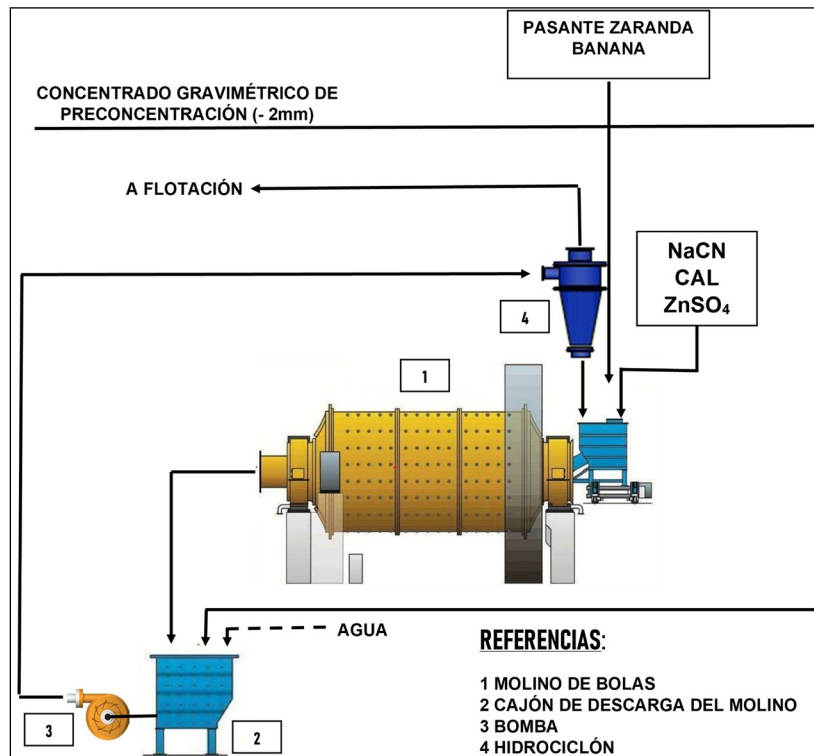


Figura VII.5. Diagrama de flujo del circuito molienda - clasificación.

de valores. De acuerdo a esto, la molienda óptima es aquella malla de molienda en la cual los beneficios son máximos, cuando se considera tanto el costo de energía como los retornos netos económicos de los productos.

Molino de bolas

Estos pueden ser utilizados como molinos de molienda primaria, secundaria o remolienda. Los molinos de bolas para molienda primaria, son de forma cilíndrica y de diferentes tamaños, con una relación largo/diámetro de 1/1, llevan en su interior la carga molidora o bolas de acero, de 3 a 5 pulgadas de diámetro, que ocupan el 45 % del volumen del molino y trabajan en circuito abierto y cerrado.

En el caso de molinos de bolas de molienda secundaria y de remolienda, por lo general son de forma tubular, es decir, su diámetro es menor que su largo (D/L: 1/2 m) y trabaja en circuito cerrado con clasificadores mecánicos o hidrociclones centrífugos para maximizar su rendimiento y obtener una granulometría fina para la etapa de flotación. La carga molidora de bolas en estos molinos es de tamaños de 1 a 1 ½ pulgadas.

Los molinos de barras operan en las etapas primarias de molienda en circuitos abiertos con una carga molidora de barras de acero, de tamaños de diámetro de 3 a 4 pulgadas, con un volumen de 45 % de volumen interno en el molino.

Se tiene los molinos de descarga por rebalse, donde la pulpa conteniendo el mineral molido sale por simple rebalse. En la boca de descarga, un espiral evita que las bolas escapen del molino. El otro tipo de molinos es de descarga por parrilla, la cual se ubica en el extremo cercano a la boca de descarga en forma tal que el mineral molido es elevado y evacuado por esta descarga, evitándose sobremoliendas.

El molino cilíndrico emplea la masa de barras, bolas o gujarros; cayendo en forma de cascada, para suministrar la enorme área superficial, que se requiere para producir capacidad de molienda. Estos cuerpos en movimiento y libres, los cuales son relativamente grandes y pesados, comparados con las partículas de minerales, son recogidos y elevados hasta un ángulo tal, que la gravedad vence a las fuerzas centrífugas y fricción. La carga, luego efectúa cataratas y cascadas hacia abajo y hacia el exterior, rompiendo de esta manera las partículas minerales mediante impactos repetidos y continuados, así como por atrición (frotamiento). Los medios de molienda que están en contacto con el cilindro, y aquellos que se hallan varias capas dentro, se mueven a una velocidad proporcional y en la misma dirección que el molino y forman un núcleo más o menos estacionario alrededor del cual toma lugar el movimiento rotatorio.

La velocidad de operación en los molinos de bolas, debe ser del 70 - 75 % de su velocidad crítica. La

acción moledora de este tipo de molinos es ejercida por contacto entre las bolas y el mineral, mediante acción de golpe y frotamiento.

La velocidad periférica de operación será decisiva sobre la efectividad de la acción de la molienda, si su velocidad es demasiado baja, no habrá efecto de cascada, si fuera demasiado alta, las bolas quedarán adheridas a la pared del cilindro por la fuerza centrífuga, e igualmente declinaría la acción de molienda.

Los regímenes de molienda en función de la velocidad del molino son:

- En cascada: es el régimen de velocidad del molino donde las bolas de molienda bajan rodando, sin caída.
- Mixto: es el régimen de velocidad del molino donde las bolas de molienda parcialmente bajan rodando y con caída.
- En catarata: es el régimen de velocidad del molino donde las bolas de molienda caen principalmente en caída libre (Fig. VII.6.).

En el régimen de cascada, el movimiento de bolas de molienda se lleva a cabo a una baja velocidad de la rotación del tambor. Cuando se arranca el molino, el medio de molienda gira en un cierto ángulo y las bolas de molienda se mueven a lo largo de trayectorias cerradas. La superficie curvilínea de su talud natural está cercana a un plano inclinado bajo cierto ángulo con respecto al horizonte, este ángulo es igual al de la rotación máxima. En este régimen, el medio de molienda permanece en esta posición y los cuerpos moledores circulan continuamente, elevándose en trayectorias circulares y rodando hacia abajo en una cascada hasta el punto de base. En la parte central del medio de molienda existe una zona o núcleo que permanece casi inmóvil. En el modo de cascada, la molienda se produce como resultado de la acción trituradora y abrasiva de los cuerpos

moledores (atrición). Este régimen se utiliza en la operación de molinos de bolas con descarga central.

En el modo de movimiento mixto de las bolas de molienda se utilizan las bolas que se encuentran entre las capas exteriores y el núcleo casi inmóvil, alrededor del cual ellas están circulando.

En el modo en catarata, el movimiento de los cuerpos moledores dentro del molino se lleva a cabo a una velocidad de rotación del tambor tal que asegura la trayectoria circular de las bolas (o la mayoría de las bolas) y su paso a una trayectoria parabólica. En este modo, las bolas de molienda se elevan a lo largo de trayectorias circulares, se desvían de la trayectoria circular en ciertos puntos (cuando la fuerza de gravedad vence a la fuerza centrífuga) y caen libremente, en curvas parabólicas. En los puntos de impacto, las bolas de molienda cambian nuevamente a la trayectoria circular de la capa correspondiente. La molienda en los molinos de bolas, con el modo en catarata, ocurre principalmente debido al impacto de las bolas que caen y en parte debido al desmenuzamiento y trituración (atrición). Este modo es ampliamente utilizado y es el único cuando se muelen materiales difíciles de moler.

VII.1.2.4. PROCESAMIENTO

Luego de realizar etapas previas al mineral proveniente de la mina, como: trituración, preconcentración y molienda; se somete a la mena a un proceso de flotación.

El proceso de flotación por espuma es un proceso químico-cinético, que tiene por finalidad, recuperar adecuadamente las especies valiosas contenidas en el mineral en un producto llamado concentrado.

Los concentrados de especies valiosas a recuperar por flotación del mineral de Pirquitas son: concentrado de plata, concentrado de zinc y concentrado de estaño.

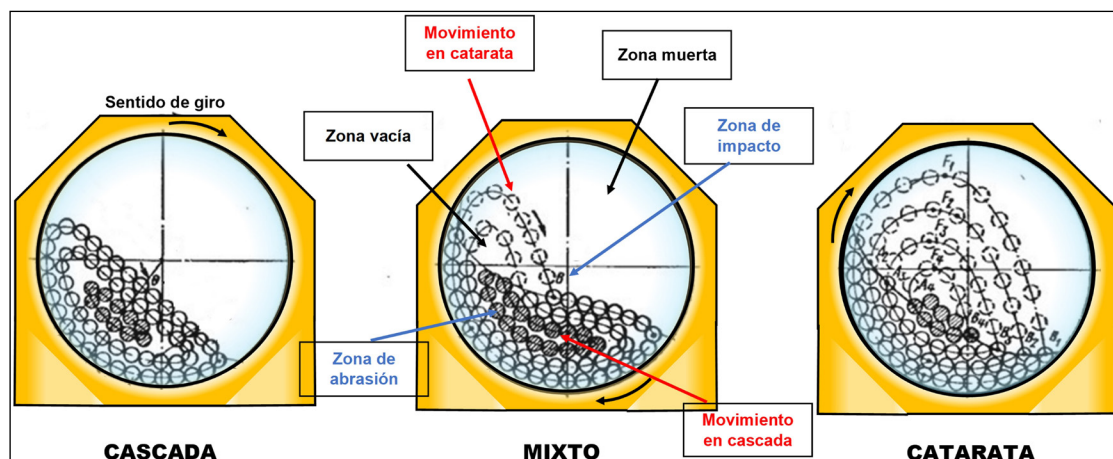


Figura VII.6. Esquema del movimiento de las bolas en cascada, mixto y catarata dentro del molino.

Las etapas del proceso de flotación son: acondicionamiento de la pulpa molida con reactivos químicos adecuados para la flotación de cada producto, flotación primaria y flotación limpieza. Para el caso de la flotación del zinc y del estaño se considera etapas de remolienda de sulfuros (flotación zinc) y de relaves de las mesas gravimétricas (*dressing* estaño).

Las condiciones de flotación para cada producto son diferentes en cuanto a la mineralogía, equipos y etapas de flotación, pH, clase de reactivos, tamaño de partícula, dilución, agitación, tiempo flotación, aireación y nivel espuma, entre otros.

Las etapas de procesos de flotación de desarrollo en la planta son: flotación de plata, flotación de sulfuros y de zinc y flotación de estaño. Dada la complejidad de la mena, esta planta ha tenido varias modificaciones durante su operación. Más adelante, se muestra el diagrama general del proceso.

CONCEPTOS GENERALES

Flotación de minerales

La flotación es una operación unitaria que involucra un proceso físico-químico de concentración de minerales finamente molidos y que permite la separación de los minerales sulfurados, como por ejemplo de plomo, cobre, zinc, molibdeno, estaño, etc., de sus acompañantes (minerales estériles o ganga que no tiene valor comercial), sobre la base del comportamiento frente al agua, o sea, de mojabilidad de los materiales. La figura VII.7. presenta un esquema general del proceso de flotación.

Para estudiar el mecanismo de flotación es necesario conocer lo que sucede con la partícula de mineral y una burbuja de aire, para que ellos formen una unión estable.

El proceso de flotación está basado sobre las propiedades hidrofílicas e hidrofóbicas de los sólidos a separar. Se trata fundamentalmente de un fenómeno de comportamiento de sólidos frente al agua, o sea de mojabilidad de los sólidos. Los metales nativos, sulfuros de metales o especies tales como el grafito, carbón bituminoso y talco, entre otros, son poco mojables por el agua y se llaman minerales hidrofóbicos. Por otra parte, los minerales como óxidos, sulfatos, silicatos y carbonatos son hidrofílicos (mojables por el agua). Se puede observar, además, que los minerales hidrofóbicos son aerofílicos, es decir, tienen gran afinidad por las burbujas de aire, mientras que los minerales hidrofílicos, son aerofóbicos (no se adhieren normalmente a ellas).

En resumen, es necesario incrementar la propiedad hidrófoba en las partículas minerales de una pulpa para facilitar su flotabilidad. Esto se efectúa con los reactivos llamados colectores, que son generalmente compuestos orgánicos de carácter heteropolar, es decir, una parte de la molécula es un compuesto esencialmente apolar (hidrocarburo) y la otra es un grupo polar con las propiedades iónicas (con carga eléctrica definida).

La partida queda cubierta por el colector que se adhiere a su superficie por medio de su parte polar, proporcionándole con la parte apolar propiedades hidrofóbicas.

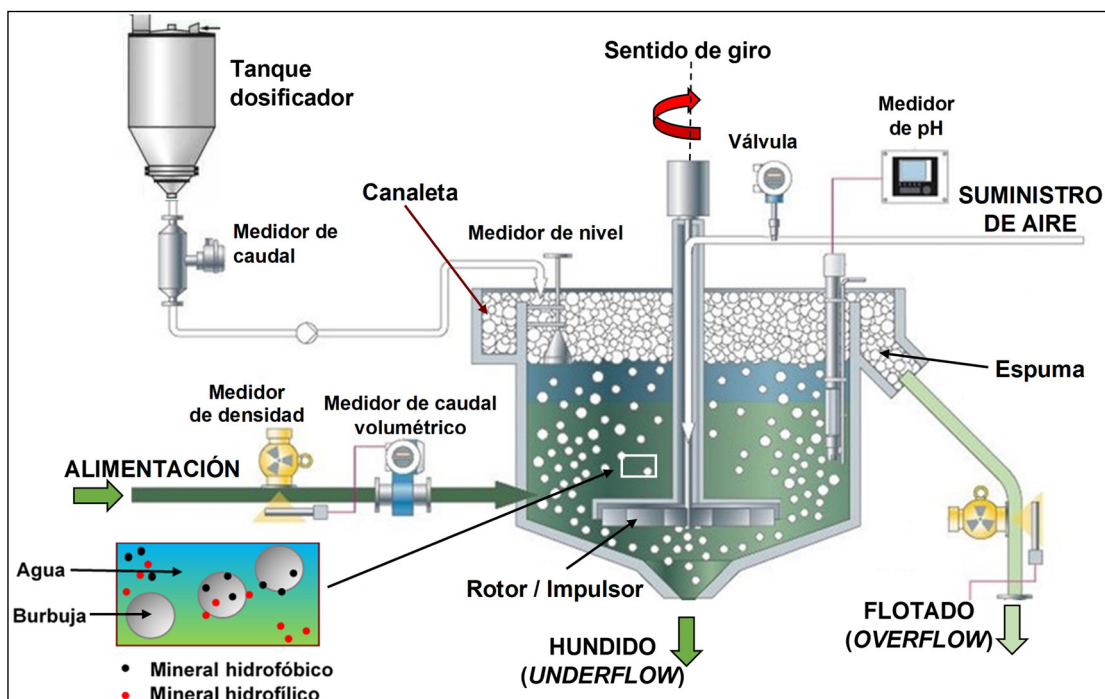


Figura VII.7. Esquema de funcionamiento de una celda de flotación común.

El agregado de espumante permite la formación de burbujas de tamaño y calidad adecuada para el proceso. Pues bien, el contacto entre las partículas y las burbujas, requiere que las primeras estén en constante agitación, para ello se utiliza el rotor de la máquina de flotación, de modo que para realizar la unión con las burbujas es necesario que se encuentren y que haya condiciones favorables para formar el agregado (espuma).

El contacto partícula-burbuja, se acerca hasta el punto en que la película de agua que las separa es más fina. En este momento para que la partícula pueda acercarse más a la burbuja, tiene que superar lo que se considera una barrera energética. Para las partículas hidrofílicas, en que la asociación de la partícula con las moléculas de agua es muy firme, esta barrera nunca se supera y las partículas no flotan. Para las partículas hidrofóbicas, la barrera queda repentinamente rota por fuerzas no bien conocidas, permitiendo un contacto trifásico (sólido-líquido-gas).

Etapas de flotación

Generalmente, los circuitos para la flotación de minerales están constituidos de varias etapas, ya que no es posible recuperar el mineral valioso y desechar la ganga en una sola etapa.

- Etapa de flotación *rougher* o primaria
Es la que recibe la alimentación fresca de la mollienda y en la que se recupera una alta proporción de partículas valiosas, aun a costa de su selectividad, utilizando las mayores concentraciones de reactivos colectores y depresores.
El concentrado de esta etapa no es un producto final y debe pasar, como ya se indicó, a la etapa de limpieza para incrementar su pureza.
- Etapa de flotación *scavenger* o agotamiento
Esta etapa recibe las colas de la etapa *rougher* y, prácticamente, es la etapa final o la última oportunidad para lograr la máxima extracción o recuperación de mineral valioso.
Las colas de este circuito constituyen por lo general el relave general de la planta (colas).
- Etapa de flotación *cleaner* o limpieza
En esta etapa se limpia el concentrado proveniente de la etapa *rougher*, y prácticamente es la etapa final, de la cual depende la calidad del concentrado.

Trabaja con características de operación diferentes a las dos etapas anteriores. Por ejemplo, maneja un nivel de pH más alto y utiliza una columna de espuma mucho mayor, donde se verifica la limpieza propiamente dicha.

Reactivos de flotación

Los reactivos de flotación son productos químicos naturales o artificiales que aseguran que la flotación de minerales sea selectiva y eficiente y generan condiciones óptimas para mejorar este método de concentración de minerales. Son generalmente surfactantes o modificadores de la superficie de los minerales.

A fin de aumentar las propiedades hidrofílicas e hidrofóbicas de las especies mineralógicas, es necesario añadir reactivos a la pulpa. Estos reactivos según su acción se clasifican en tres grandes grupos: colectores, espumantes y modificadores.

Colectores

Son compuestos químicos orgánicos que actúan selectivamente en la superficie de ciertos minerales, haciéndolas repelentes al agua (efecto hidrofóbico) y adheribles a las burbujas. Aseguran la acción de las burbujas de aire haciéndolas aerofílicas.

Los colectores son compuestos orgánicos de carácter heteropolar. Su grupo polar es la parte activa que los une a la superficie de un mineral, sobre la base de un mecanismo de adsorción (químico o físico). La interpretación de este fenómeno contempla la eliminación de una parte de la capa hidratada, con la formación de un contacto trifásico entre el aire, el agua y el mineral. Las interfases sólido – líquido y líquido – gas son de gran importancia en la formación de un contacto estable y es precisamente la función de un colector el influirlas en la dirección deseada. La adsorción de un colector sobre la superficie de un mineral es favorecida por un bajo potencial electrocinético y una vez que se efectúa, disminuye en forma notable la capa hidratada del mineral creando las condiciones favorables para su unión con las burbujas de aire (Sutulov 1963).

Espumantes

El propósito principal del espumante es la creación de una espuma estable, capaz de mantener las burbujas cargadas de mineral hasta que puedan ser removidas de la celda de flotación.

El objetivo principal de los espumantes es dar consistencia, rodeando de una capa absorbida a las pequeñas burbujas de aire que se forman en la pulpa, por agitación o por inyección de aire, evitando que se unan entre sí (coalescencia) y así, cuando salgan a la superficie no revienten y formen las espumas. Además, dar elasticidad para ayudar a las burbujas ascendentes a irrumpir a través de la capa superior del agua y para que emerjan intactas en la interfase agua-aire.

Los espumantes son reactivos tensoactivos de carácter heteropolar, se adsorben selectivamente en la interfase gas – líquido para formar una espuma estable. Generalmente, la parte apolar es un radical orgánico y la parte polar se caracteriza por la presencia del grupo hidroxilo (fenoles, cresoles, terpineoles), que los hace hidrofílicos. A veces el grupo hidroxilo, está reemplazado por grupos hidrofílicos que contienen nitrógeno, como el caso de las aminas aromáticas (ortotoluidina) y piridinas. En general, son productos de la destilación de sustancias naturales (ácido cresílico, aceite de pino, aceite de eucalipto) y por esta razón es bastante complejo, en el sentido de que son compuestos de varios productos químicos (Sutulov 1963).

Modificadores o reguladores

Se usan en la flotación para controlar la acción de los colectores o las características de los minerales, su fin es intensificar o reducir la adherencia del colector sobre el mineral.

Estos reactivos son todos inorgánicos y se emplean en dosificaciones sustancialmente más altas que los reactivos orgánicos.

La función específica de los reactivos modificadores es preparar las superficies de los minerales, para la adsorción o desorción de un cierto reactivo sobre ellas, y crear en la pulpa condiciones propicias para que se pueda efectuar una flotación satisfactoria. Es decir, cambian o modifican la superficie de los sulfuros o de la ganga, para favorecer o impedir que los reactivos colectores actúen sobre ellos, evitando de esta manera que floten.

Los modificadores se los puede clasificar como: modificadores de pH, depresores, activadores y reactivadores, floculantes, dispersantes y sulfidizantes.

VII.1.2.4.1. Circuito de plata

A. Etapa de acondicionamiento

El mineral molido, en las condiciones mencionadas en el apartado VII.2.3., va a un tanque acondicionador donde se le agrega el resto de los reactivos de flotación tales como SEX (xantato etílico de sodio, con una dosificación de 4 g/t) que tiene la función de colectar la plata. También, se agrega un colector secundario AP 3477 que es un aero promotor. Como

espumante se agrega MIBC (meta iso butil carbinol), en una concentración de 37 g/t, el pH es neutro.

B. Etapa de flotación primaria (*rougher*)

La pulpa acondicionada ingresa a una etapa de flotación primaria (*rougher*) en un banco de celdas de 42 m³ y con un arreglo de celdas de 1 - 3 - 3. El concentrado obtenido pasa a un cajón de bomba, para su envío a la etapa de flotación limpieza, mientras que el relave (colas) cae al cajón de bomba para su envío a la etapa de flotación de zinc.

C. Etapas de flotación limpieza (*cleaner*)

Las etapas siguientes de flotación limpieza (*cleaner*) consiste en el ingreso del concentrado primario a la flotación de primera limpieza, en un banco de celdas de 14 m³ con un arreglo de celdas de 2 - 3. El concentrado obtenido pasa a un cajón de bomba para su envío a la flotación de segunda limpieza, mientras que el relave cae al cajón de bomba para su envío a la flotación de zinc, previo paso por un muestreador.

La flotación de segunda limpieza, se lleva a cabo en una celda de columna. El producto obtenido es el concentrado de plata. Éste ingresa, previo paso por el muestreador, al cajón de bomba para su envío al espesador de concentrado de plata, mientras que las colas obtenidas retornan como alimento al banco de la primera limpieza, como flujo de carga circulante.

El concentrado es tratado en un espesador de 5 m de diámetro y 2,5 m de alto. El agua sobrenadante se reincorpora al proceso y el espesado va a un filtro prensa, con un flujo de alimentación de 45 m³ de pulpa por día, con 16 m² de superficie filtrante y 12 placas con tela.

El barro producto de la filtración es transportado por una cinta a una tolva, de donde se llenan los *big bag* de 1 tonelada. El llenado es controlado por una balanza de corte automático. En este punto se realiza el muestreo para producción quedando el *big bag* listo para exportación.

A agosto de 2011, la capacidad promedio de la sección de flotación plata era de 189 tph (419 m³ pulpa/h con 35 % de sólidos), obteniéndose 2 tph de concentrado (40 tpd) y 187 tph de relave.

La figura VII.8. muestra el *flow sheet* general del proceso en mina Pirquitas, mientras que la figura VII.9. da detalles del circuito de flotación de plata.

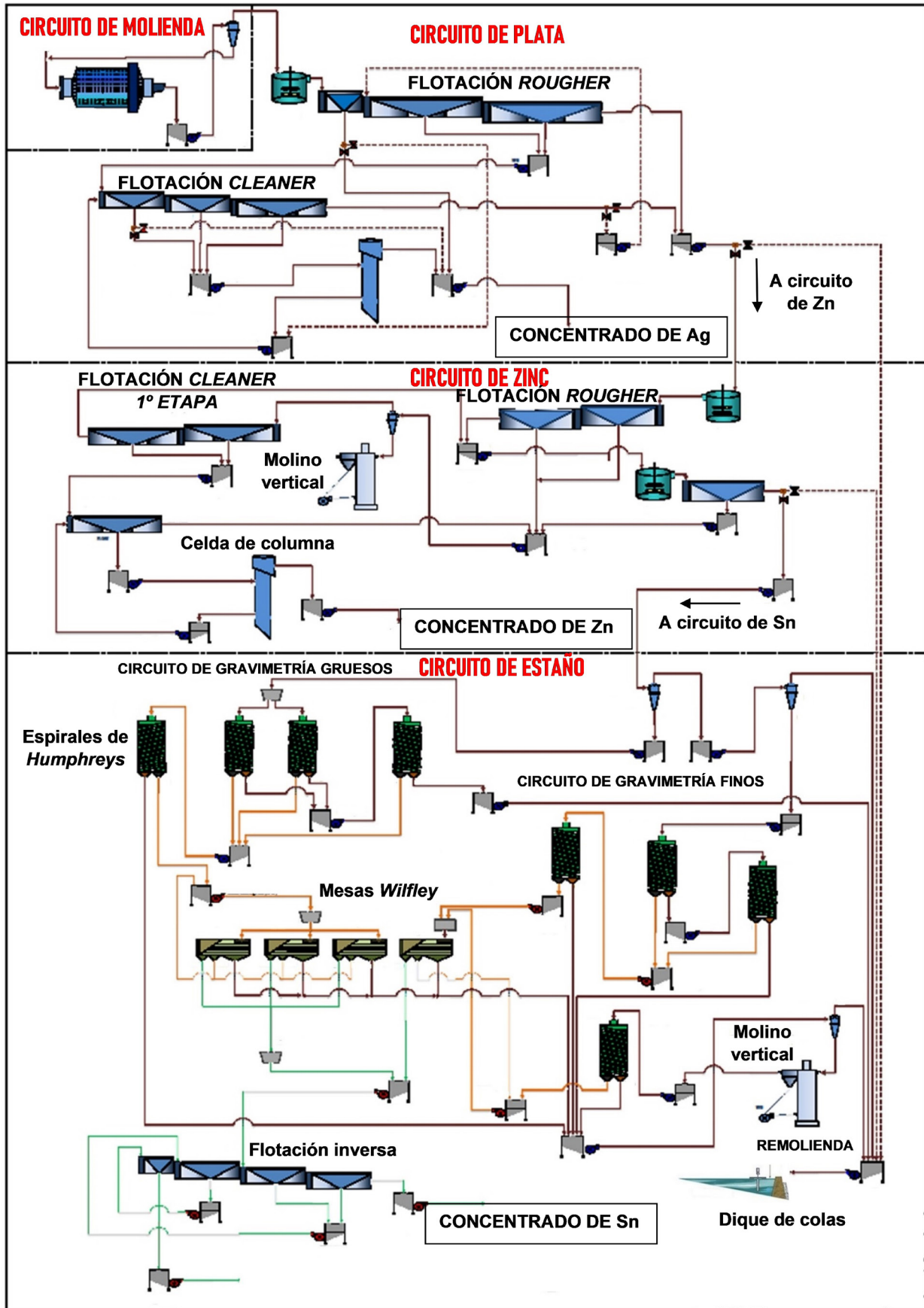


Figura VII.8. Diagrama de flujo general de la operación en mina Pirquitas.

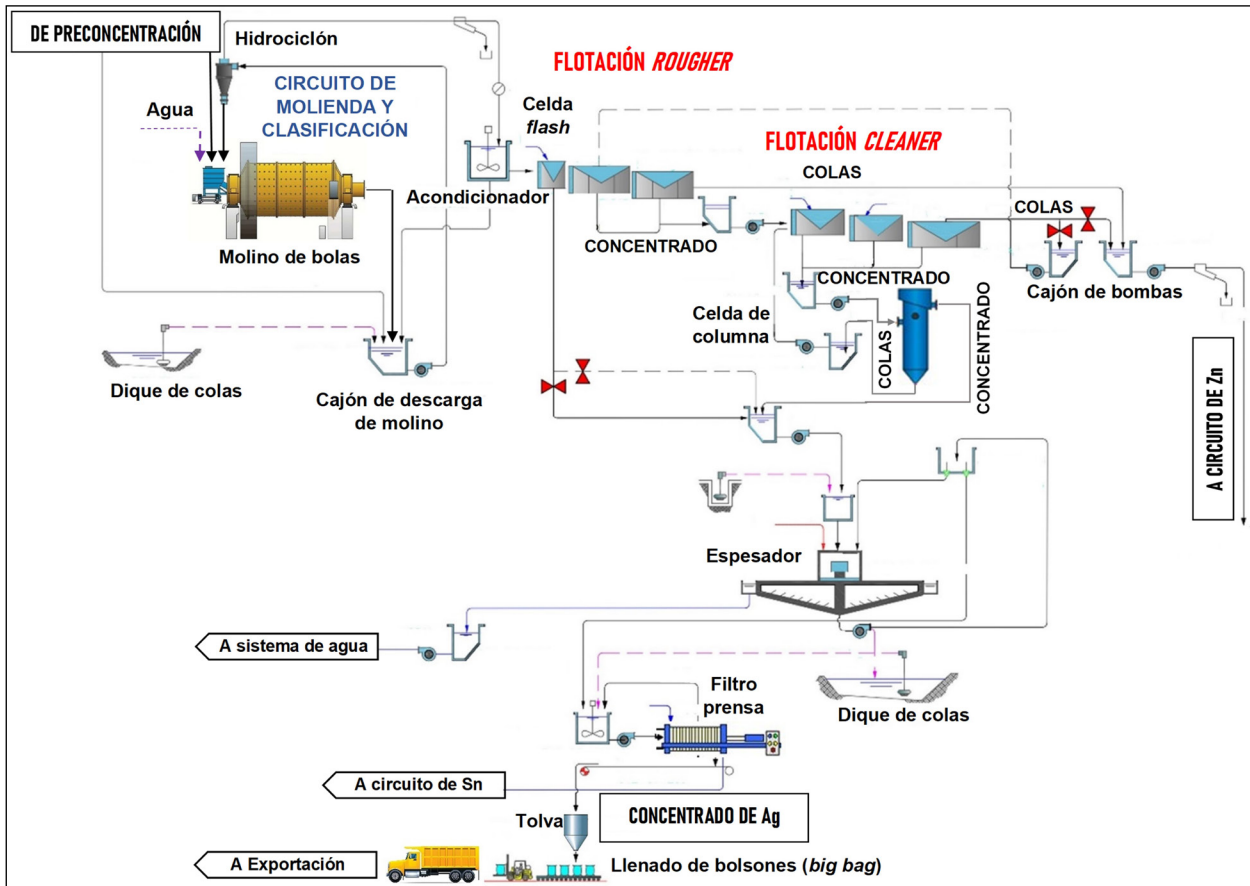


Figura VII.9. Diagrama de flujo del circuito de concentración de plata.

VII.1.2.4.2. Circuito de zinc

La alimentación del circuito de zinc son las colas de la flotación de limpieza (*cleaner*) del circuito de plata.

A agosto de 2011, la capacidad de tratamiento promedio de la sección de flotación era 187 tph (420³ pulpa/h con 34,7% de sólidos) y se obtenían 9 tph de concentrado y 180 tph de relave. La recuperación del circuito de zinc era de 75 a 80%.

La disposición del proceso para recuperación de zinc, a agosto de 2011, es esquematizada en el *flow sheet* de la figura VII.10.

A. Etapa de acondicionamiento

La pulpa del relave de la etapa de flotación de la plata ingresa a un tanque acondicionador de 3,5 m por 3,5 metros. La etapa de acondicionamiento se da entre el contacto de las partículas con los reactivos para la flotación de los sulfuros valiosos que ingresan a este tanque: Z 11 (colector), sulfato de cobre (activador) y espumante DF 10 - 12, a dosis de consumo asignadas. La flotación se realiza a un PH 11 a 12, que se obtiene con el agregado de cal.

B. Flotación

En primer lugar, se realiza una flotación *rougher* en celdas Wenco de 42 m³. El concentrado producido en esta etapa va a una flotación de limpieza (*cleaner*) primera etapa, en celdas Wenco. Las colas que aquí se producen, junto con las colas de la etapa *rougher*, son la alimentación del circuito de estaño.

El concentrado (espuma) de la primera etapa *cleaner* es llevado a una segunda etapa de limpieza en una celda de flotación de columna, de 1,5 por 10 m (Fig. VII.11.).

El concentrado de la celda de columna es el concentrado final de zinc. Posteriormente, va a una etapa de espesamiento y filtrado. Las colas pasan a un sistema de remolienda para provocar la liberación de las partículas de mineral de zinc.

La remolienda se realiza en un molino de bolas vertical VTM-200 (Fig. VII.12.) que se encuentra en circuito cerrado con una batería de hidrociclones. El *underflow* de los hidrociclones reingresa nuevamente al molino vertical mientras que, el *overflow* de los hidrociclones regresa a la etapa de flotación *cleaner* primera etapa.

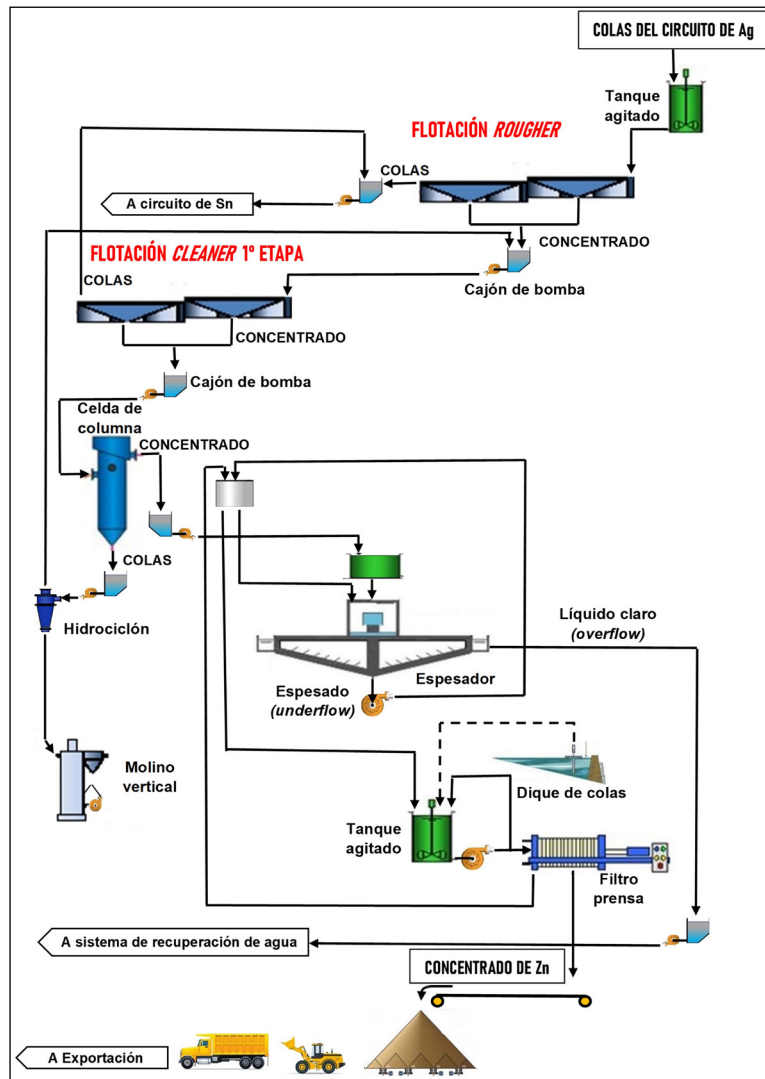


Figura VII.10. Diagrama de flujo del circuito de concentración de zinc.

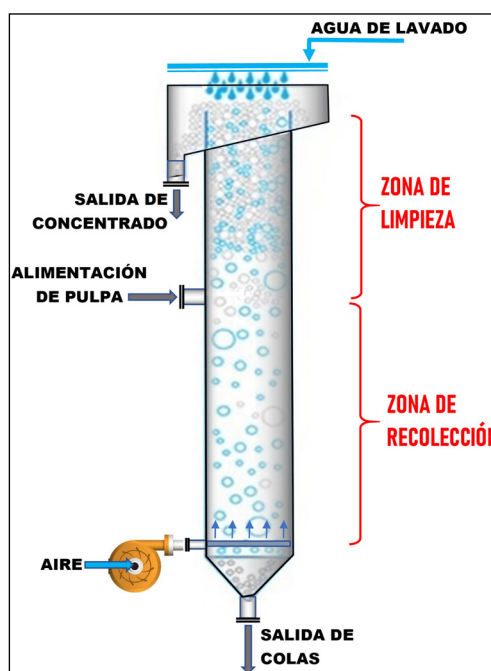


Figura VII.11. Esquema de funcionamiento de una celda de flotación de columna.

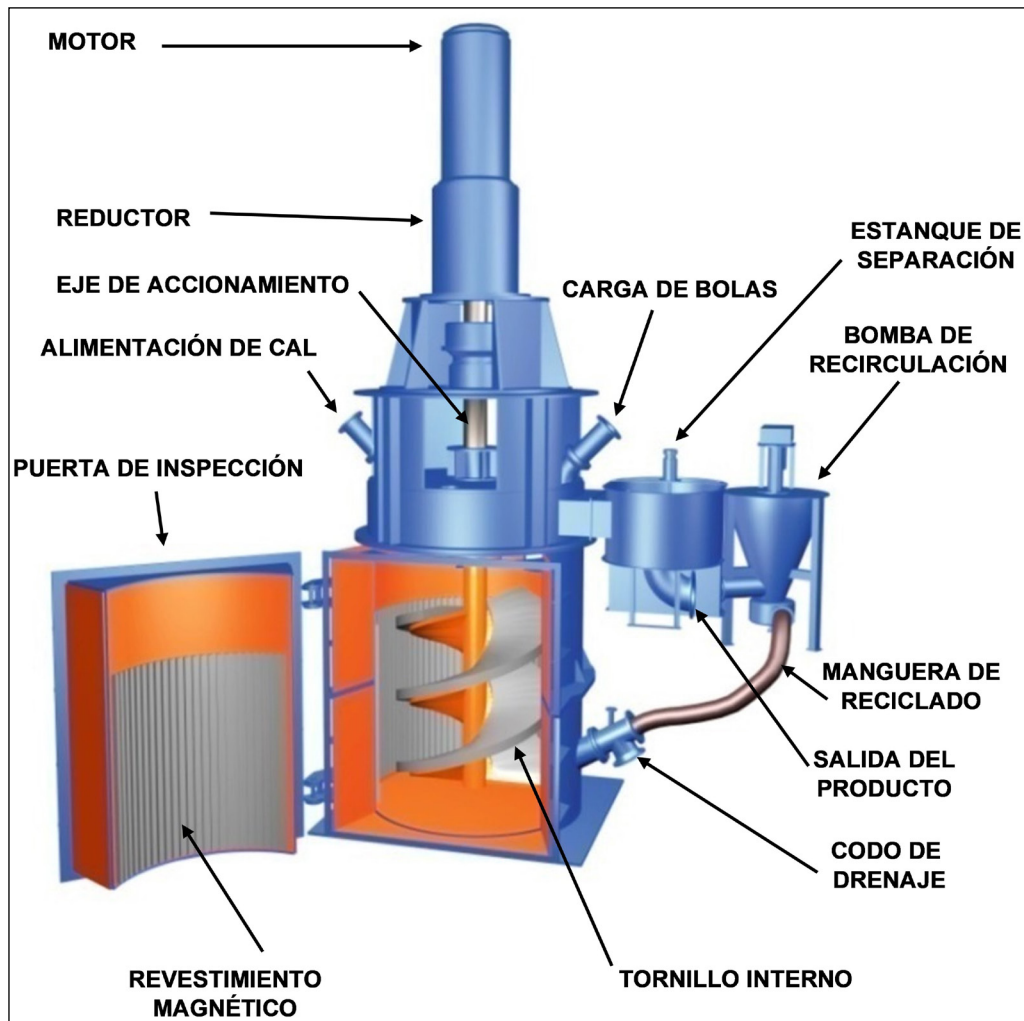


Figura VII.12. Partes principales de un molino de bolas vertical.

C. Etapa de espesamiento

El concentrado de zinc, obtenido en el área de flotación de zinc, es enviado vía bomba centrífuga a un cajón alimentador de un espesador de 5 m de diámetro. El floculante dosificado en el espesador es el Percol 155.

La pulpa de concentrado, luego de pasar por zonas de clasificación, sedimentación, transición y compresión en el espesador, sale por la descarga del equipo con una dilución de 55 % de sólidos (45 % de agua). Una bomba peristáltica se encarga de enviar este flujo hacia un cajón distribuidor, que mantiene una recirculación constante al espesador. A su vez, deriva carga de concentrado al tanque alimentador del filtro (cuando la dilución de la pulpa es la óptima para el filtrado).

Se tiene la alternativa operacional, de derivar la carga de descarga del espesador, al pozo de emergencia, frente a la inoperatividad de filtro o del propio espesador.

D. Etapa de filtrado

Cuando la dilución de pulpa es óptima para el filtrado se procede a alimentar al tanque que alimenta al filtro prensa.

El filtro prensa de concentrado de zinc tiene un ciclo de operación *batch*, similar al filtro prensa del concentrado de plata.

La bomba de alimentación al filtro prensa, sólo cumplirá su función cuando el filtro esté operativo para la recepción de carga, de lo contrario recirculará la carga en el tanque.

Cada vez que se efectúe la descarga de la torta filtrada operará la faja transportadora 36" por 16 m, que tiene un pesómetro y que descarga el filtrado en un área asignada; de donde se transportará vía cargador frontal a los carros de embarque. El concentrado es envasado en *big bag* quedando listo para su exportación.

VII.1.2.4.3. Circuito de estaño

Seguramente por razones de mercado, la empresa nunca exportó concentrado de estaño. De todas

maneras, se describe el proceso de beneficio de estaño de acuerdo al proyecto original.

Este circuito es alimentado por las colas de la flotación *rougher* y *cleaner* primera etapa del circuito de zinc. En esta etapa del proceso se usan espirales Humphreys (Fig. VII.13.). En primer lugar, se realiza una concentración gravitacional por espirales *rougher*, cuyo objeto es separar la fracción gruesa que contiene el mineral de estaño (casiterita). El concentrado obtenido alimenta el espiral *cleaner*, las colas de éste alimentan a un molino vertical, mientras que el concentrado *cleaner* alimenta las 3 mesas gravimétricas Wilfley (Figura VII.14.), dispuestas en paralelo. El concentrado de las mesas pasa a un circuito de flotación inversa, donde se flotan los sulfuros y se deprime la casiterita. El flotado (sulfuros) va al dique de colas y las colas (casiterita) son el concentrado final de 50% de SnO₂.

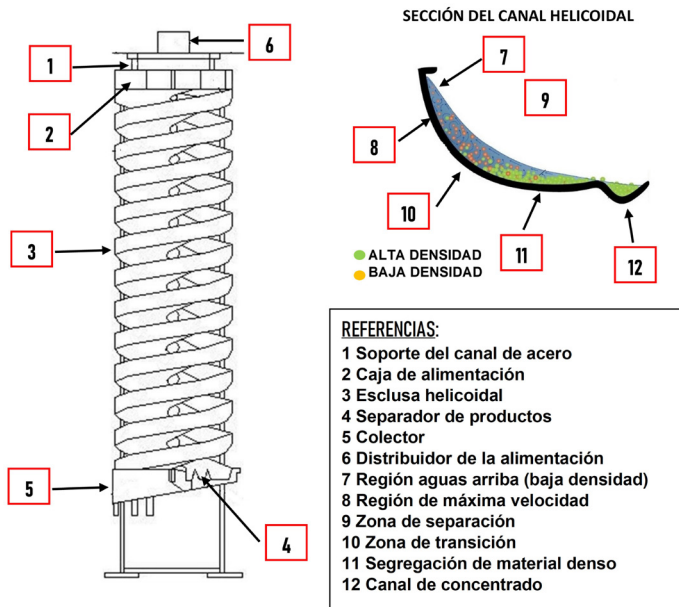


Figura VII.13. Partes principales y principio de funcionamiento de un concentrador gravitacional tipo Humphreys.

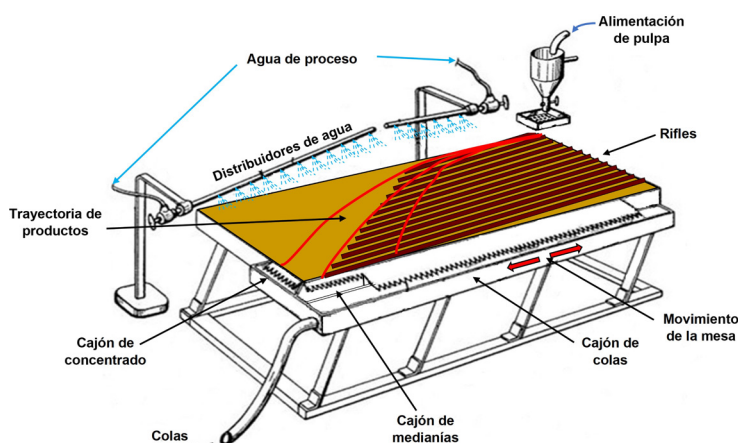


Figura VII.14. Partes principales y principio de funcionamiento de una mesa de concentración gravimétrica tipo Wilfley.

Las colas de los espirales *cleaner* van a una remolienda en un molino vertical de 500 hp que está en circuito cerrado con un hidrociclón. El *underflow* va a un espiral de remolienda, cuyas colas van nuevamente al ciclón. El concentrado va a una mesa clasificadora dúplex de donde se obtiene un concentrado final de 55 % de casiterita y las colas van al circuito del molino vertical.

CONCEPTOS GENERALES

Espirales Humphreys

Los espirales gravimétricos son del tipo estático, con espiras tipo plato abierto. Por ellos fluye en forma descendente la pulpa a concentrar, formando flujos de corriente de concentrados, medios relaves, diferenciados por la gravedad de cada flujo. La alimentación a los bancos, es a través del *manifold* superior instalado. Los flujos de los productos salen por líneas distintas del cajón receptor.

Mesas gravimétricas Wilfley

El equipo instalado cumple la función de separar las partículas con mayor gravedad específica (4,5 gr/cc), respecto a las que tienen menor gravedad específica (3,0 gr/cc).

El mecanismo de funcionamiento consiste en:

La mesa gravimétrica tiene un movimiento vibratorio de vaivén en diagonal. Esto es realizado a través del accionamiento que realiza el sistema motor-reductor, quien acciona al eje excéntrico para mover así a la mesa en su conjunto, por ende, a los pisos de concentración gravimétrica.

La mesa tiene una amplitud de carrera, por donde se mueve oscilatoriamente, con un movimiento rápido hacia delante y lento hacia atrás. El impacto oscilatorio es contenido con amortiguadores.

Cada mesa gravimétrica se encarga de direccionar y concentrar las partículas valiosas de los medios (medianías) y relaves (colas). La limpieza de las partículas se realiza a través de las líneas de agua existentes en cada mesa.

Recuperación de metales

De acuerdo a publicaciones de la empresa concesionaria, la recuperación de la planta entre marzo y diciembre de 2014 fue de 72,1 y 83,8 % Ag y de 43,8 y 52,6 % Zn.

Recuperación de agua

Las colas de los circuitos de plata y zinc se juntan en un espesador de 23 m de diámetro por 3 m

de alto y se agrega floculante (paraestol 2500). El agua sobrenadante es recuperada en piletas, a efectos de ser reutilizada en servicios auxiliares de planta, mientras que el barro es bombeado al dique de colas. La figura VII.15. muestra un esquema del espesador.

VII.1.2.5. PRODUCTOS OBTENIDOS

En 2009, la empresa concesionaria de minas Pirquitas produjo dos productos: concentrado de plata y concentrado de zinc, contenidos en *big bag* (bolsones) de un metro cúbico y listos para exportación.

Concentrado de plata

Para representar este producto tomaremos valores medios de un embarque de exportación (año 2010) constituido por 200 *big bag*. El embarque está formado por dos lotes (112 y 113) de 100 *big bag* cada uno

y su peso total es de 157.827 kilogramos. Las leyes medias del embarque son 21.330,8 g/t Ag y 15,5 % Zn.

En el cuadro VII.1. se presenta, sobre el mismo embarque, un análisis más detallado donde se toman las leyes medias por lote.

Concentrado de zinc

Para caracterizar este producto tomaremos un embarque de exportación de julio de 2011 constituido por 6 lotes (88 al 93), de 100 *big bag* cada uno. El peso seco de los 600 *big bag* del embarque es de 529.672 kilogramos. Las leyes medias del embarque son 46,26 % Zn y 2.021,95 g/t Ag.

Con la intención de aportar mayor detalle de la composición del producto, se presenta un análisis más completo de los lotes que componen el embarque (Cuadro VII.2.).

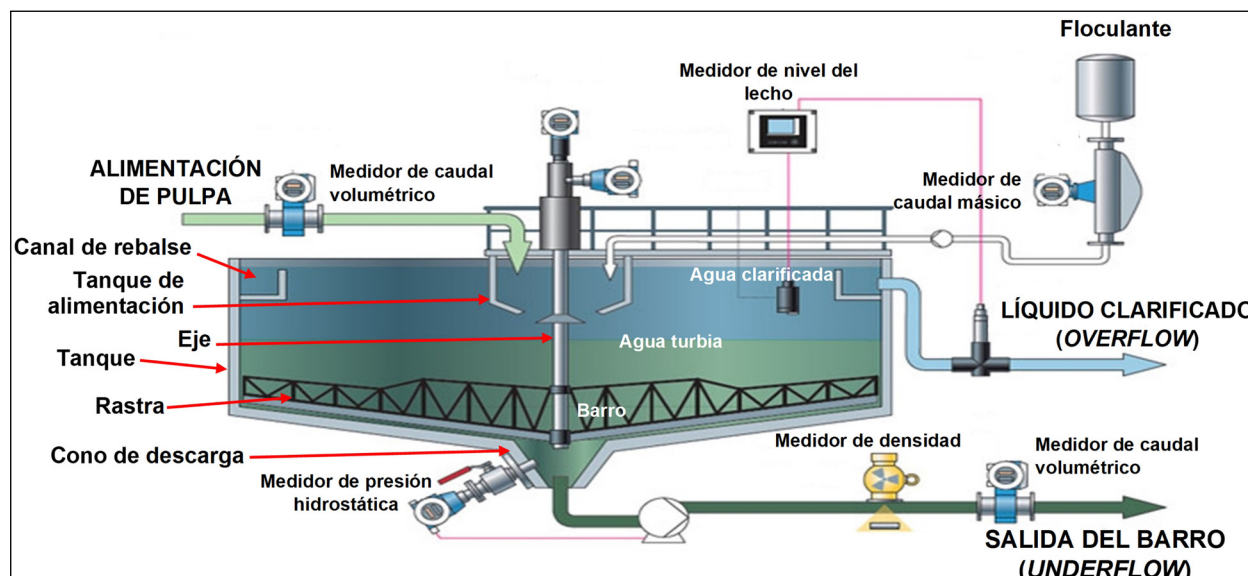


Figura VII.15. Partes principales y principio de funcionamiento de un espesador.

LOTE	Ag (g/t)	Au (g/t)	Sn (%)	Bi (%)	Fe (%)	Zn (%)	Insolubles (%)
112	22.074,51	0,94	0,54	0,09	6,67	16,03	47,36
113	21.470	0,54	0,37	0,06	6,54	13,91	59,81

Cuadro VII.1. Leyes medias de los lotes 112 y 113.

LOTE	Ag (g/t)	Au (g/t)	Zn (%)	Sn (%)	Bi (%)	Fe (%)	Insolubles (%)
88	2.140,87	0,12	48,19	0,89	< 0,03	7,52	10,20
89	2.565,00	0,13	48,83	1,19	< 0,03	7,61	8,69
90	1.902,74	0,11	48,16	0,87	< 0,03	8,70	7,68
91	1.769,00	0,13	42,48	0,89	< 0,03	11,33	10,66
92	1.930,00	0,12	42,92	0,64	< 0,03	10,57	9,08
93	1.915,60	0,07	47,03	0,72	< 0,03	8,32	11,49

Cuadro VII.2. Leyes medias de los lotes 88 a 93.

CAPÍTULO VIII

CONCENTRADO DE HIERRO

MINA SIERRA GRANDE



VIII.1. MINA SIERRA GRANDE

VIII.1.1. LA MENA

La operación minera de Sierra Grande se encuentra ubicada a 8 km al suroeste de la localidad de Sierra Grande, provincia de Río Negro. La empresa posee dos sectores de operación denominados: Área Industrial I (mina y planta de concentración) y Área Industrial II (filtración y acopio), distantes entre sí 32 kilómetros. El Área Industrial II, se ubica sobre la costa atlántica, en el sector geográfico denominado Punta Colorada.

El manto mineral en el yacimiento Sur está compuesto en los primeros 20 - 30 m por hematita (martita) (Fe_2O_3), mientras que en profundidad el mineral predominante es magnetita (Fe_3O_4), con una ley de hierro de 54 - 56 por ciento. En este yacimiento el manto buza 35° - 45°, tiene un espesor que varía entre 12 m y 7 m, en su parte central y extremo sur respectivamente.

Las fracturas están rellenas por pirita (FeS_2) en forma de vetillas, producto de una intrusión grano-diorítica.

La turingita (silicato hidratado natural de aluminio y hierro) es probablemente el principal mineral de ganga. También, participan minerales del grupo de la apatita, $Ca_5(PO_4)_3(F, Cl, OH)$, que aportan fósforo (1,43 %).

El yacimiento ferrífero de Sierra Grande se explota en forma subterránea desde el año 1979.

Estado a agosto 2024: está cerrada desde 2017, en ese momento era operada por la empresa minera china MCC.

VIII.1.2. PROCESAMIENTO

El esquema general del procesamiento del mineral de hierro, que se realiza en el Área Industrial I, se muestra en el *flow sheet* general de Sierra Grande en la figura VIII.1. Se describe con detalle cada una las operaciones unitarias.

VIII.1.2.1. TRITURACIÓN PRIMARIA

La trituración primaria se realiza en el interior de la mina en una trituradora Allis Chalmer. Ésta, ubicada en el nivel 410, recibe el mineral *run of mine* por medio de dos *ores pass* y sus correspondientes silos. La trituradora a mandíbulas tiene una boca de alimentación de 1,8 por 1,0 m y una salida de 0,2 metros. Se alimentan bloques de hasta un metro cúbico. El producto triturado, de aproximadamente 20 cm de diámetro, es llevado a superficie por medio de dos *skip* (ascensores) de 17 t de capacidad cada uno (Fig. VIII.2.).

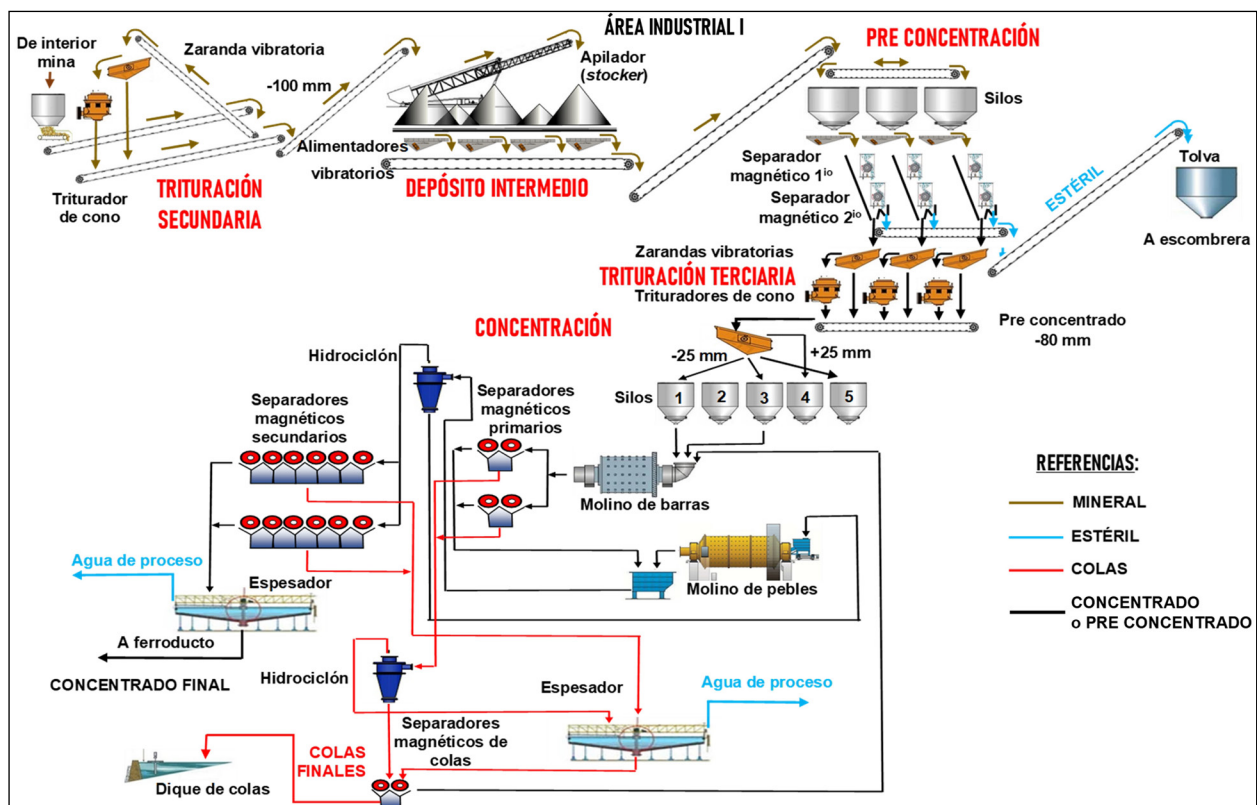


Figura VIII.1. Diagrama de flujo general del beneficio del mineral de hierro en la operación de Sierra Grande, área industrial I.

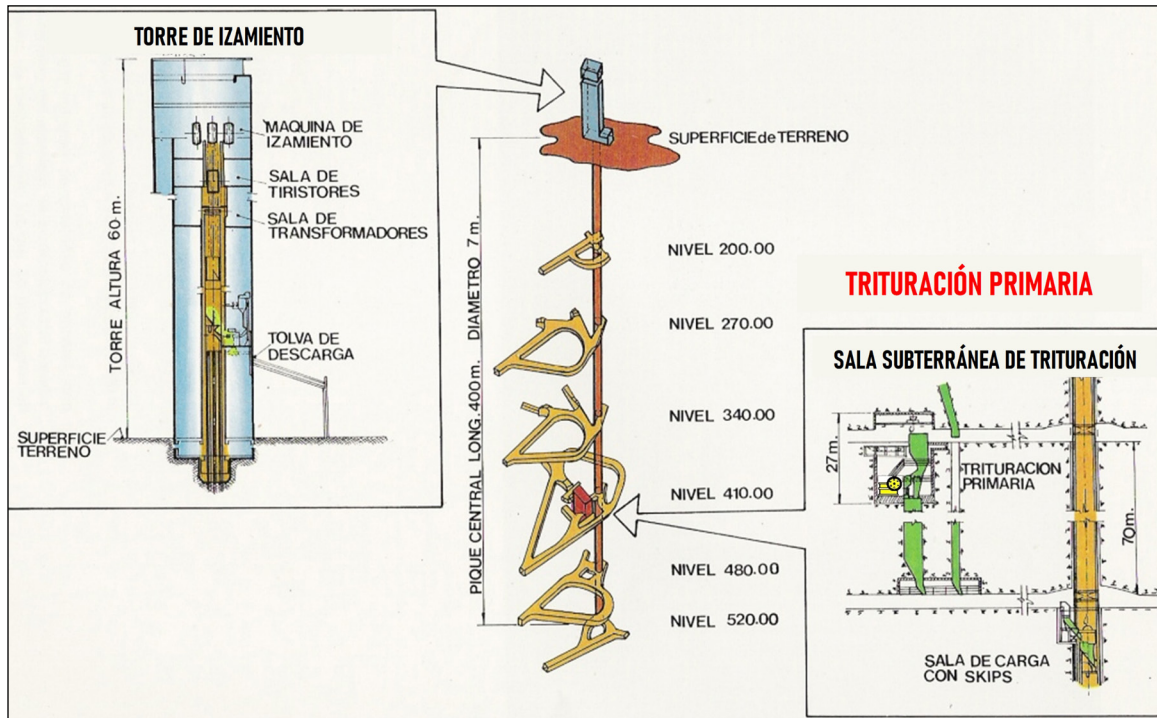


Figura VIII.2. Ubicación de la sala de trituración primaria en el interior de la mina.

La sala de trituración está ubicada en el nivel 410 y cuenta con una tolva de 200 t de capacidad y una trituradora de mandíbulas con un rendimiento de 800 t/hora. El mineral ingresa por medio de chimeneas de paso mineral (*ore pass*, grupo 1 y 2) y por camiones volcadores. Una vez terminado el proceso de trituración, el mineral es llevado hacia el nivel 480 donde se ubica la sala de carga.

La sala de carga – *skip* cuenta con cargadores vibradores que cargan silos de igual capacidad que los *skip*. Éstos descargan cuando el *skip* está posicionado en el nivel. Los elevadores (*skip*) trabajan sincronizados entre sí, tienen una capacidad de 17 t cada uno y un rendimiento de 800 t/hora.

Las galerías de transporte tienen hasta 6 m de altura. El fin es facilitar la carga de mineral en los camiones volcadores por medio de las palas cargadoras.

VIII.1.2.2. TRITURACIÓN SECUNDARIA

El mineral triturado que ya en superficie es trasladado por un sistema de cintas transportadoras a la planta de trituración secundaria. Ésta consta de dos trituradores de cono Allis Chalmer, que trabajan el paralelo y son alimentados por una tolva de 50 metros cúbicos. Cada uno de estos trituradores de cono se encuentran en circuito abierto, con dos zarandas vibratorias que tienen una malla de 10 centímetros.

Se obtiene un producto de aproximadamente 6 cm de diámetro.

El mineral que viene de la trituración primaria descarga en las cribas vibratorias, el sobretamaño va a los trituradores de cono, mientras que el pasante descarga en una cinta transportadora. El material triturado por los conos descarga sobre esta misma cinta transportadora y lo lleva al depósito intermedio (Fig. VIII.3).

La capacidad de cada sistema: triturador de cono – zaranda es de 600 t/h, siendo la capacidad total de trituración secundaria 1.200 t/hora.

VIII.1.2.3. DEPÓSITO INTERMEDIO

El depósito intermedio recibe el mineral proveniente de la trituración secundaria por medio de un carro repartidor (*tripper*) unido al apilador (*stocker*). En el piso del depósito, y ubicados a 15 m de distancia entre sí, existen 14 alimentadores vibratorios, cuya capacidad es de 111 t/h a 240 t/h máximo. Normalmente se puede trabajar con 4 alimentadores, pero se puede llegar a un máximo de 6 alimentadores por vez. Desde éstos, el mineral pasa a una cinta (que tiene una capacidad de 670 t/h) que lo transporta hasta el final de un túnel y descarga en otra cinta de igual capacidad. Por medio de una balanza, ubicada en esta última, se integra y controla el tonelaje alimentado a los silos de la planta de preconcentración.

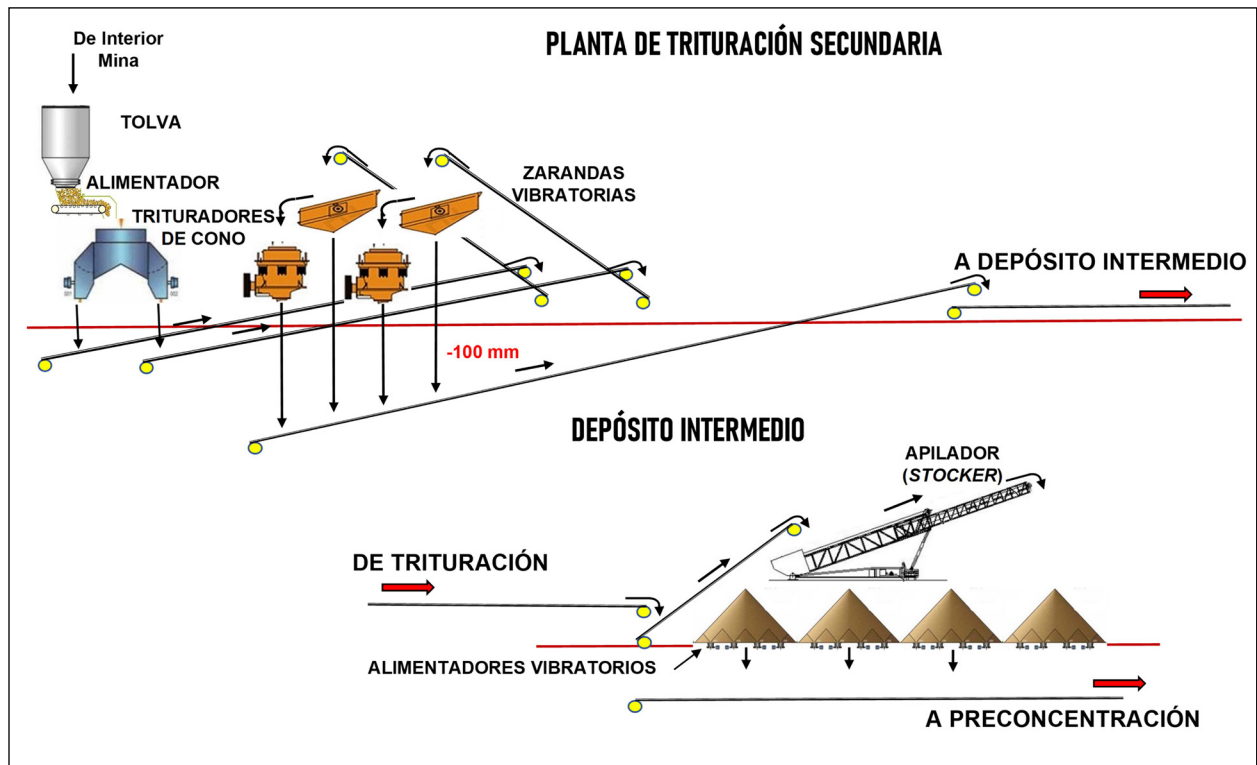


Figura VIII.3. Diagrama de flujo de la tritución secundaria y depósito intermedio (en superficie).

VIII.1.2.4. PRECONCENTRACIÓN

Como se dijo anteriormente, el mineral que viene de la tritución secundaria es enviado a un depósito intermedio, que descarga por su base

a una cinta transportadora. Ésta lleva el mineral a tres silos de 2.500 t cada uno, desde donde se alimenta la planta de preconcentración. Las operaciones unitarias de esta planta se muestran en la figura VIII.4.

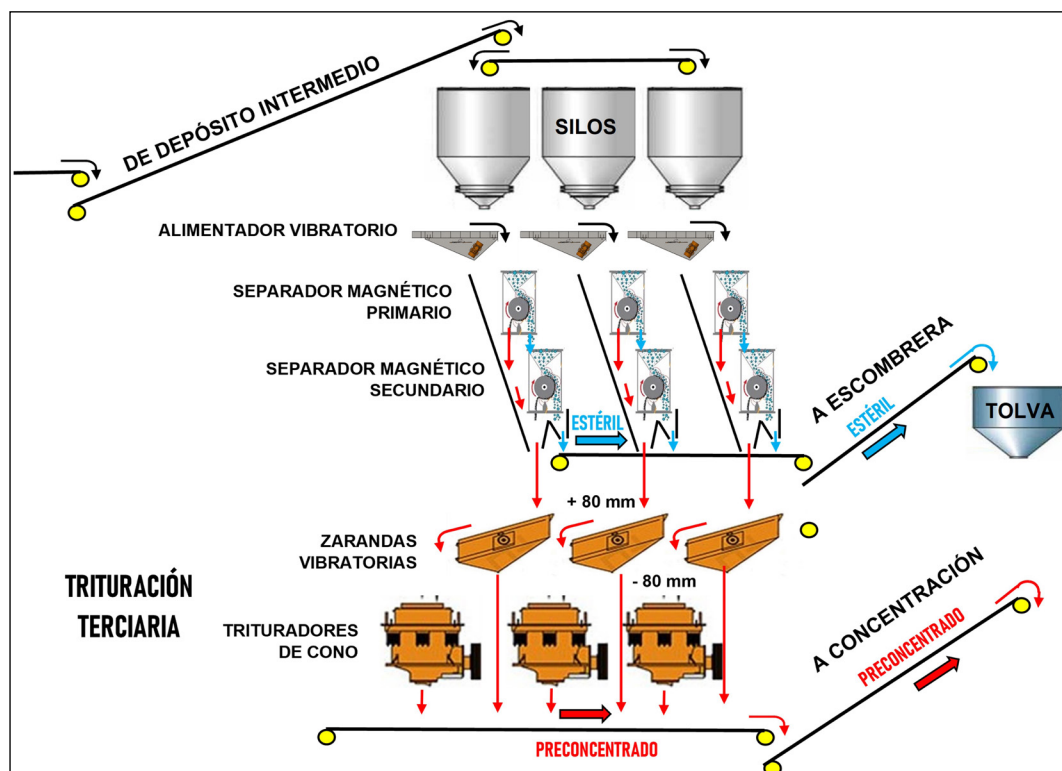


Figura VIII.4. Diagrama de flujo de la planta de preconcentración magnética.

La finalidad de esta planta es separar la roca estéril que acompaña al mineral, que es de un 20 % o más, como consecuencia de la dilución de la explotación.

El mineral con granulometría -100 mm, con una ley aproximada de 46,5 % de Fe y de 1 a 2 % de P ingresa en esta planta a una razón de 520 t/h, por medio de una cinta transportadora que lleva el material a las tres tolvas (N° I- II y III) (una en *stand by*), que a su vez regulan la alimentación a las dos líneas de la planta. Esta cinta opera en forma reversible, de modo tal que, mantiene las tres tolvas llenas (cada tolva tiene un sensor de nivel máximo). Las tolvas descargan en un alimentador primario vibratorio, cuya canaleta tiene 1.880 mm de ancho, con el fin de alimentar en forma homogénea a los separadores magnéticos primarios. Éstos, en comparación con los secundarios, operan con mayor velocidad, dado que pasa por ellos mayor cantidad de mineral. Los separadores magnéticos secundarios cumplen la función de repasar la medianía producción de los primarios, logrando en su parte final, que vaya la menor cantidad posible de magnetita con la roca estéril.

Todo el estéril producido es descargado a una cinta, que descarga sobre otra cinta, que lo lleva a una tolva con una capacidad 100 metros cúbicos. Finalmente, todo el estéril acumulado en la tolva es transportado a una escombrera por camiones articulados de 40 t de capacidad.

El preconcentrado obtenido en los separadores magnéticos es descargado sobre una criba vibratoria que tiene 1.800 mm de ancho por 4.800 mm de largo y una malla de 80 milímetros. Las partículas mayores pasan a las trituradoras terciarias cónicas Allis Chalmers (dos) y las partículas menores (pasante 80 mm), juntamente con el mineral triturado, directamente a la cinta para ser transportado a la planta de concentración (circuito abierto). La capacidad de todas las máquinas de esta planta se puede elevar en un 30 % sobre la nominal.

VIII.1.2.5. CONCENTRACIÓN

Transporte y almacenamiento

El transporte del mineral desde la planta de preconcentración se efectúa por una cinta transportadora, la cual es la primera maquinaria de la planta de concentración.

Esta cinta descarga por gravedad a otra cinta y pasa por un buzón deflector, que cumple la función de evitar la caída directa del mineral de una cinta a otra. Esta cinta transporta el mineral a través de la báscula de correa, la cual envía una señal a la sala de control. Esta señal indica el tonelaje que está pasando

por hora. Finalmente, la cinta descarga en una criba vibratoria provista de dos mallas de goma, con una apertura de 100 y 25 milímetros. De esta forma el mineral se dividirá en - 25 y + 25 milímetros.

El mineral de +25 mm o *pebles* cae por gravedad al silo N° 4. El mineral de - 25 mm es repartido en los silos N° 1 - 3 y 5. Esto se hace a través un buzón, con dispositivo de ajuste más bastidor, que tiene la particularidad de cargar al silo N° 3 o bien a la cinta reversible y de esta manera llenar el silo N° 1 e, invirtiendo su marcha, al silo N° 5. Todo esto opera en automático. Cabe acotar, que el mineral (- 25 mm) y *pebles* (+ 25 mm) que llega a los silos es controlado por la planta de preconcentración, de acuerdo a las exigencias y necesidades que tenga la planta.

El sector de cribado ubicado arriba de los silos está equipado con un sistema de aspiración de polvo.

Los cinco silos, es decir los tres de mineral y uno de pebles (más uno de agua) son del mismo tamaño, tienen un diámetro de 9 m y una altura de 27 m y un volumen bruto de 1.400 m³ por silo. El tiempo de duración de la carga en ellos dependerá de las condiciones de trabajo exigidas en cada operación.

Todos los silos tienen sondas indicadoras de nivel automáticas que envían señales a la sala de control, lo que permite llevar un control constante.

Molienda y concentración

El proceso de concentración de mineral de magnetita se realiza en cuatro etapas: molienda, separación magnética primaria, separación magnética secundaria y espesado y recuperación de agua.

Estas cuatro etapas son las que permiten obtener buenos resultados, tanto de fósforo, hierro y sulfuros, además de un buen porcentaje granulométrico. También es necesario tener una buena recuperación de agua, que es vital en esta zona. Las operaciones unitarias de la planta de concentración se muestran en la figura VIII.5.

La molienda se realiza en húmedo en dos líneas iguales de trabajo. La capacidad de cada una de éstas es de 147 t/h, pero puede variar según las condiciones y calidad del mineral alimentado.

El mineral (- 25 mm) se extrae de los silos 1 - 3 - 5 mediante dos alimentadores de cinta que descargan sobre otra cinta. Una vez en ésta, el mineral pasa por una báscula de correa para finalmente alimentar al molino de barras.

Tanto los alimentadores como la cinta son movidos por motores de corriente continua, lo que permite mantener una alimentación constante al molino. Esto se logra por medio de la báscula de correa, cuya señal controla la velocidad del motor de la cinta y

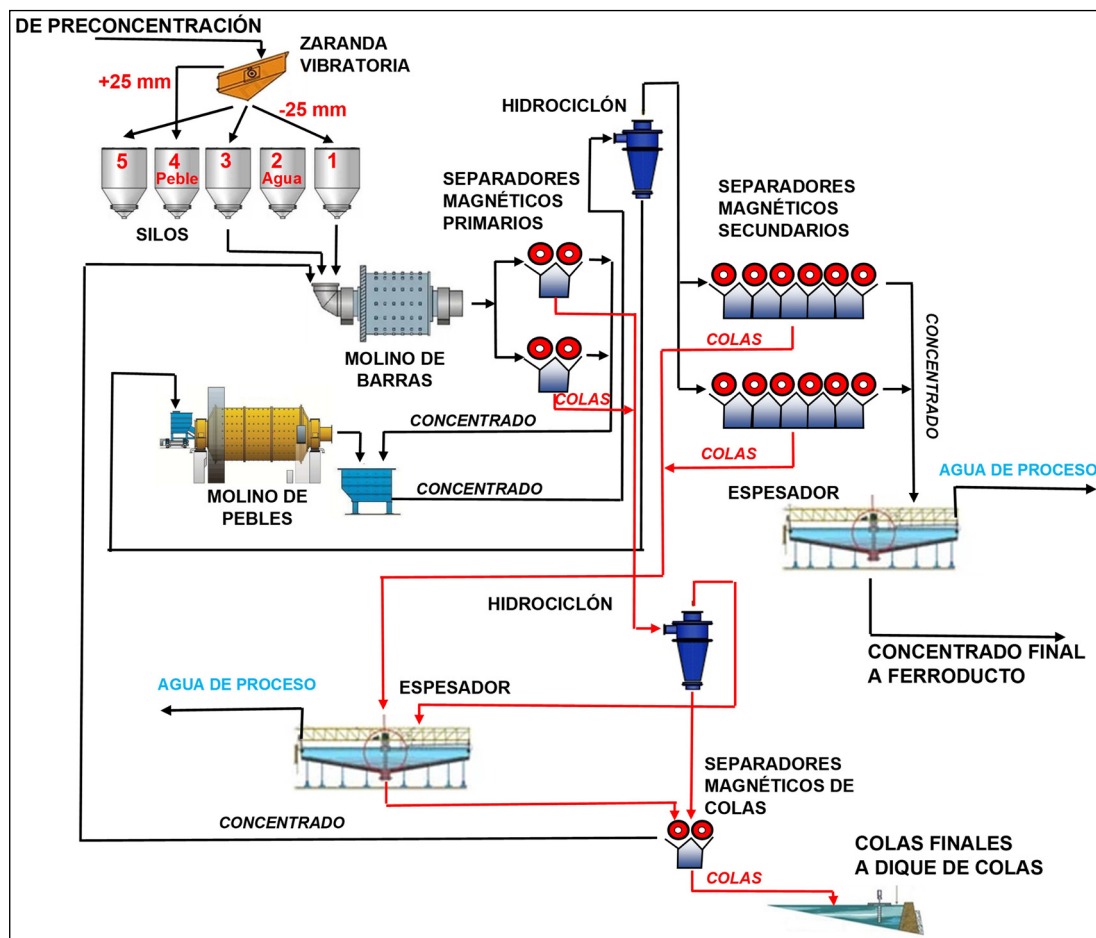


Figura VIII.5. Diagrama de flujo de la planta de concentración en el área industrial I.

de los alimentadores dejando un escaso margen de variaciones. Esta señal es controlada desde la sala de control mediante un instrumento que ordena el tonelaje a trabajar.

Como se dijo, esta cinta alimenta a un molino de barras tipo Kobe-Stell, que trabaja en circuito abierto y tiene un diámetro exterior de 3,8 m x 5,7 m de largo. Éste es movido por un motor que absorbe una potencia de 900 kw, sus dos muñones giran sobre cojinetes a baño de aceite, la corona y el piñón, son lubricados por un sistema de pulverización.

Este molino tiene un revestimiento interior de desgaste de acero al manganeso. El elemento molidor usado consiste en barras de acero de aleación baja, de 90 mm de diámetro por 5,1 m de largo. El cargado de las barras al molino se efectúa con el cargador de barras a rodillos y se hace con el molino detenido. El peso total de este molino es de 232 toneladas.

La densidad de descarga del molino es controlada constantemente por un operador, ya que es muy importante tener valores constantes para el proceso. Para esto se requiere que el volumen de agua que entra sea siempre el mismo. Se utiliza agua recuperada,

35 m³/h aproximadamente, caudal que varía según la densidad que se requiera para cada operación.

El molino descarga por rebase a través de la criba que tiene una apertura de malla de 6 milímetros. Los sobretamaños caen por la tolva de descarga (*chip*) a un carro colocado en su salida y se descartan.

A la salida del molino barras el mineral tiene un promedio de 54,8 % de Fe y 1,4 % de P, con una granulometría de 63 % a -100 mallas. El tamaño de las partículas es de hasta 1 milímetro.

El mineral una vez cribado pasa por el muestreador automático y descarga finalmente en el sumidero de bombas centrífugas. Este tipo de bomba es el mayormente usado en la planta.

Las bombas lo envían a un distribuidor de pulpa que tiene seis canales de distribución que alimentan a los separadores magnéticos primarios.

Los separadores magnéticos primarios son del tipo concurrentes. Cada unidad consiste de dos tambores en paralelo. Cada tambor tiene un diámetro de 916 mm y la longitud efectiva de imanes es de 1.800 mm, trabajan con imán permanente de 900 gauss.

Para obtener buenos resultados es indispensable tener en cuenta tres puntos: ajuste de posición de los

polos magnéticos, ajuste de la cantidad de agua de lavado y mantener un nivel apropiado de la pulpa.

Teniendo en cuenta esto, se consigue una descarga de concentrado primario con aproximadamente 1 % de P y 60 % de Fe.

El concentrado de los separadores magnéticos primarios es reingresado a la salida de los molinos de *peble* (sumidero) mientras que las colas son retratadas, junto con las colas de separación magnética secundaria, antes de su deposición final en el dique de colas.

Por otro lado, los *pebles* son extraídos del silo N° 4 por 2 series de alimentadores vibrantes que alimentan a las dos líneas de producción. Estas últimas están formadas por un molino de *peble* cada una.

Los alimentadores vibrantes tienen motores de corriente continua. Esto permite por medio de un kilowaltímetro (KWIC), instalado en sala de control, variar las vibraciones de los alimentadores. Esto trae aparejado una variación de los *pebles*.

En el molino de *pebles* se realiza la molienda fina. Este molino es del tipo Kobe-Stell, trabaja en circuito cerrado, sus dimensiones son de 5,9 m de diámetro por 10,6 m de largo y es movido por dos motores que absorben una potencia de 2.400 kw cada uno. Estos molinos tienen revestimiento de goma y usan los *pebles* como cuerpo moledor.

Al igual que los molinos de barras, giran mediante dos muñones sobre cojinetes en baño de aceite. La corona y los piñones son protegidos por un sistema de lubricación automática (spray) con grasa asfáltica.

El mineral (lodo) de este molino descarga sobre una criba giratoria (*trommel*) cuya malla selecciona las partículas de hasta 1 milímetro. Los sobretamaños caen por una tolva hacia carros instalados para ese fin (*chips*) y se descartan.

El mineral molido alimenta a la clasificación magnética secundaria, previo paso por un hidrociclón. El *underflow* del ciclón regresa a la alimentación del molino de *pebles*, mientras que el *overflow* es el producto que alimenta a la clasificación magnética secundaria.

Estos hidrociclones trabajan por fuerza centrífuga. La misma presión de entrada, producida por la bomba, obliga a las partículas gruesas a pegarse a las paredes, hasta que finalmente salen por la descarga (*underflow*). Por el contrario, las partículas finas (90 % -325 #) quedan en el centro hasta salir por su descarga superior (*overflow*).

Como se dijo, el *underflow* cae por gravedad al sumidero de la bomba que lo enviará al molino de *peble* para su remolienda. Forma de esta manera un circuito cerrado.

La densidad del molino de *peble* debe ser mantenida constantemente en valores fijos, ya que cualquier variación causaría problemas en las etapas sucesivas.

El molino de *peble* descarga el mineral con un valor aproximado de 1,15 % P y 57 % Fe.

El concentrado de la clasificación magnética secundaria reúne a los concentrados finales del proceso. Posteriormente serán bombeados al puerto por el ferroduto.

Las colas del proceso de concentración magnética secundaria son colas finales del proceso. Eventualmente se juntan con las colas de la separación magnética primaria para un retratamiento de las colas.

Retratamiento de colas

Los separadores magnéticos para el retratamiento de las colas funcionan alternativamente. Sólo se ponen en funcionamiento cuando el porcentaje de sólidos en el espesador es superior al 40 por ciento.

Cuando el porcentaje de sólidos del espesador es menor al 40 %, las colas del separador magnético primario pasan por un hidrociclón. El *overflow* de éste es enviado al espesador para recuperación de agua, mientras que el *underflow* va al dique de colas. En esta situación las colas de separación magnética secundaria también van al espesador.

Cuando el porcentaje de sólidos en el espesador alcanza un valor superior al 40 %, el *underflow* es bombeado a un tanque distribuidor, donde se junta con el *underflow* del hidrociclón que clasifica las colas de separación magnética primaria. En estas condiciones se pone en funcionamiento el separador magnético de colas. Aquí se produce un concentrado magnético que es bombeado a la entrada del molino de barras para su retratamiento. Las colas del separador magnético de colas son colas finales del proceso. Se muestrean y se envían al dique de colas.

Ferroduto

El ferroduto consiste en una cañería de 32 km de longitud que une la planta de concentración en Sierra Grande (Área Industrial I) con el puerto de Punta Colorada (Área Industrial II). Tiene un diámetro de 8 pulgadas y por él corre una pulpa con 60 % de sólidos (concentrado), con un caudal de 160 m³/hora y una presión de 70 kg fuerza. El tiempo total de recorrido de la pulpa es de 6 horas.

La pulpa es movida a través de una sala de bombeo, ubicada en el Área Industrial I. Aquí hay instaladas tres bombas a pistón marca Westinghouse de

origen estadounidense. Dos trabajan alternadamente, mientras que la tercera se encuentra en *stand by*.

El ferroduto es limpiado periódicamente con el objeto de mantener el flujo de la pulpa adecuado dentro de la cañería.

Acueducto de rebombeo de líquidos

Construido paralelamente al ferroduto, tiene como objeto recuperar el agua luego del proceso de filtración en el Área Industrial II. El agua recuperada es enviada a un dique de aguas limpias en el Área Industrial I para ser reutilizada en la planta de concentración.

Dado que la diferencia de cota existente, entre puerto Punta Colorada y mina Sierra Grande, es de aproximadamente 300 m se han instalado en la cañería de agua tres válvulas que impiden el reflujó del fluido por gravedad.

Planta de filtración - puerto

El Área Industrial II (Punta Colorada) recibe a través del ferroduto la pulpa proveniente del Área Industrial I (Planta de Concentración). Por medio de un distribuidor, la pulpa es bombeada hacia dos tanques de almacenamiento o bien a un espesador si fuera necesario (Fig.VIII.6.) Cada uno de los tanques tiene una capacidad de 18 m³ y contiene agitadores para evitar la precipitación de los sólidos.

A la salida de ellos hay dos bombas impulsoras, de 8 por 6 por 18”, que llevan la pulpa hacia una batería de distribuidores que se encargan de alimentar los filtros.

Hay 4 filtros placas con una capacidad de filtrado de 60 t/hora cada uno. El sistema de filtros es de origen chino. Cada uno está constituido por 15 placas circulares de material cerámico. Estas placas son huecas y tienen perforaciones, por el interior de ellas se aplica vacío. Esto produce la extracción del agua que pasa al interior de la placa y la formación de una costra de sólidos en la superficie de la placa. Se retienen partículas por encima de 1 micrón.

Para que no se produzca la obturación de las micro perforaciones la placas se limpian cada 3 horas. Esto hace que haya en todo momento 3 filtros trabajando y uno en *stand by* para su limpieza. Además, cada uno de ellos es lavado con ácido nítrico al 1 % una vez al mes. La circulación es desde adentro hacia afuera de la placa, es decir, en sentido inverso al del material mientras funciona.

Como producto del filtrado tenemos, por el exterior de la placa, un material que tiene 9 % de humedad. Por el interior de la placa se colecta el agua de filtrado que se almacena en un tanque de reserva para la decantación de sólidos. Posteriormente es re- bombeada a través del acueducto hacia el Área Industrial I (Planta de Concentración).

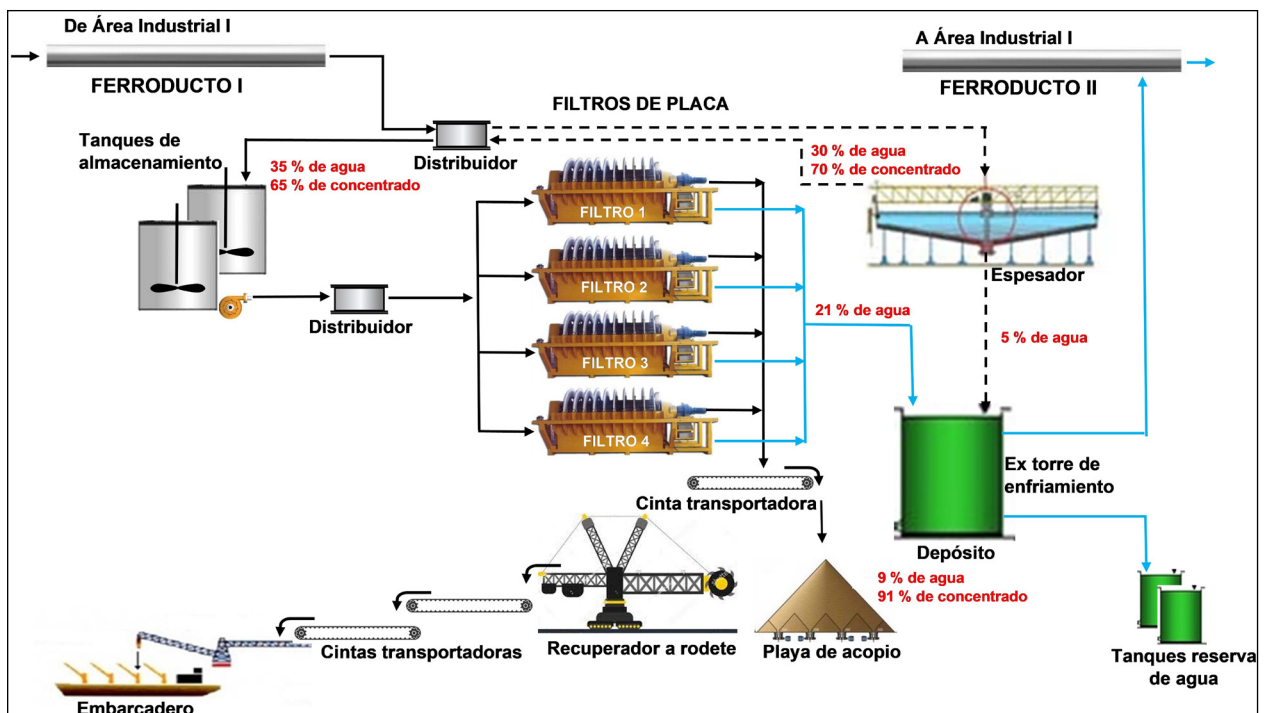


Figura VIII.6. Diagrama de flujo de la planta de filtrado y acopio en puerto Punta Colorada, área industrial II.

El concentrado ya filtrado es transportado por una cinta hacia la playa de acopio. El circuito de transporte y acopio tiene una capacidad de 500 t/hora. El material acopiado es depositado sobre las cintas transportadoras que lo llevan al embarcadero, mediante recuperadores a rodete marca Fridrich Krupp. Estos últimos consisten en rodillos con cangilones montados sobre orugas que permiten el movimiento del material que será depositado en tolvas móviles, que lo llevarán hasta la cinta del embarcadero. Al comienzo del último tramo de esta cinta está ubicada la casilla donde se efectúa el muestreo de exportación del concentrado.

El extremo final de la cinta es articulado para permitir su movimiento en un ángulo de giro superior a los 90°, lo que posibilita el carguío simultáneo de dos barcos.

VIII.1.2.6. PRODUCTO OBTENIDO

El producto obtenido en la operación Sierra Grande es concentrado de hierro, mientras que el fósforo es un elemento no deseado en el producto final.

El cuadro VIII.1. muestra las toneladas producidas por sector y las leyes de Fe y P en % para cada caso durante el periodo 2007 - 2011.

De acuerdo a los datos mostrados en el cuadro VIII.1. en el periodo 2007 -2011 se tienen los siguientes parámetros medios:

Ley media (Fe) del concentrado = 67,13 %

Ley media (P) del concentrado = 0,415 %

Recuperación (Fe) = $\frac{\text{fino en el concentrado}}{\text{fino en la alimentación}} \times 100 = 64,86 \%$

Razón de concentración = $\frac{\text{peso de alimentación}}{\text{peso del concentrado}} = 2,36$

AÑO / MES		CONCENTRACIÓN													
		ALIMENTACIÓN			PCR	PRECONCENTRACIÓN			CONCENTRADO			ESCOMBRERA			CHIPS
		PESO	LEY		t	PESO	LEY		PESO	LEY		PESO	LEY		t
		t	t Fe %	P %		t	t Fe %	P %	t	t Fe %	P %	t	t Fe %	P %	
2011	ENE.	0,00	0,00	0,000	0,00	0,00	0,00	0,000	0,00	0,00	0,000	0,00	0,00	0,000	0,00
	FEB.	55.755,00	42,42	1,108	0,00	35.639,00	51,66	1,179	25.476,60	67,12	0,381	20.116,00	17,83	0,793	509,00
	MAR.	32.453,00	42,01	1,178	0,00	21.022,00	50,57	1,171	15.622,33	67,32	0,377	11.431,00	18,02	0,817	228,00
	ABR.	55.437,00	43,90	1,254	0,00	38.481,00	53,26	1,334	30.594,50	66,91	0,447	16.956,00	22,36	0,966	507,00
	MAY.	48.855,00	45,37	1,202	0,00	34.671,00	52,02	1,271	27.909,81	66,97	0,411	14.184,00	22,06	1,010	334,00
	JUN.	61.425,00	41,65	1,169	0,00	42.688,00	47,06	1,172	32.358,27	67,19	0,410	18.737,00	21,58	1,025	324,00
	JUL.	71.496,00	47,49	1,260	0,00	49.838,00	52,37	1,248	37.005,88	66,86	0,440	21.658,00	22,18	0,916	236,00
	Parcial	325.421,00	44,04	1,199	0,00	222.339,00	51,17	1,234	16.8967,39	67,03	0,416	103.082,00	20,77	0,922	2.138,00
2010		231.412,00	39,17	1,102	3130	148.077,00	46,68	1,137	90.543,89	67,15	0,399	83.065,00	20,18	0,805	1.251,00
2009		255.611,70	45,69	1,240	21.164	183.829,70	51,70	1,239	97.995,42	67,48	0,380	71.780,40	20,82	0,906	1.311,50
2008		330.862,36	44,50	1,272	16.530	234.493,00	52,36	1,311	129.518,81	67,09	0,429	96.369,36	16,15	0,978	1.479,00
2007		94.719,00	46,400	1,374	8.364	68.934,00	54,80	1,232	36.588,94	66,80	0,489	24.749,00	15,85	0,999	993,00
TOTAL		1.238.026,06	43,77	1,22	49188,00	857.672,70	51,12	1,239	523.614,45	67,13	0,415	379.045,76	19,16	0,913	7.172,50

Cuadro VIII.1. Producción y leyes por sectores (periodo 2007 -2011).

CAPÍTULO IX

CARBONATO DE LITIO Y CLORURO DE LITIO

MINERA DEL ALTIPLANO



IX.1. MINERA DEL ALTIPLANO

IX.1.1. LA MENA

La empresa Minera del Altiplano (MDA) posee dos operaciones productivas principales.

1-Operación Fénix-Salar del Hombre Muerto: El salar está ubicado en la zona limítrofe entre las provincias de Salta y Catamarca. Las instalaciones de Fénix están en la localidad de Antofagasta de la Sierra, provincia de Catamarca. La salmuera que contiene el Li se extrae del salar del Hombre Muerto.

2-Planta Güemes: Ubicada sobre ruta nacional 34, km 1.132, localidad de General Güemes, provincia de Salta.

También hay una estación de transferencia en el salar de Pocitos que se ubica en la localidad de San Antonio de los Cobres, provincia de Salta.

El litio (Li), a partir del cual se obtienen los productos que elabora MDA, proviene de una salmuera saturada, del tipo clorurado sódico, del salar del Hombre Muerto. Además de litio disuelto en muy bajas proporciones (entre 500 y 600 ppm) y de sodio (Na), la salmuera es portadora de otros metales alcalinos tales como potasio (K), rubidio (Rb) y cesio (Cs), metales alcalinotérreos como calcio (Ca) y magnesio (Mg), junto con boratos y sulfatos. Contiene también, otros elementos en proporciones menores tales como bromo (Br) y arsénico (As), entre otros.

El análisis de más de 100 muestras, obtenidas en pozos someros distribuidos sistemáticamente sobre la superficie del salar y en una perforación de hasta 15 m de profundidad, revela contenidos de litio (Li) variables entre 0,224 y 1,08 g/l, de potasio (K) entre 2,40 y 11,7 g/l, de borato ($B_4O_7^{2-}$) entre 0,312

y 1,92 g/l, de sulfato (SO_4^{2-}) entre 6,4 y 13,7 g/l, de magnesio (Mg) entre 0,02 y 1,70 g/l y de calcio (Ca) entre 0,633 y 1,46 g/litro.

Según datos suministrados por MDA, la composición promedio de la salmuera extraída de uno de sus pozos, entre diciembre de 2009 y mayo de 2010, es:

Li (ppm): 634
 K (ppm): 5.522
 Mg (ppm): 773
 Na (%): 9,67
 Ca (ppm): 543
 B (ppm): 325
 Cl (%): 15,33
 Conductividad: 222.000 ms/cm
 Densidad: 1,2 g/ml

Reservas Iniciales: Se estimó para 50 años de extracción, al ritmo actual, unas 187.000 t de litio.

La concesión de explotación es de una superficie de 31.000 ha en el salar del Hombre Muerto. La salmuera natural es extraída mediante bombeo desde un campo de pozos de producción ubicados en el centro del salar. Es transportada a través de tuberías de distribución de PVC que la llevan a una pileta de alimentación de salmuera en una planta química con capacidad de 700 m³/hora. La figura IX.1. da idea de las instalaciones en el salar del Hombre Muerto.

IX.1.2. EXTRACCIÓN DE LA SALMUERA

Las bombas se encuentran a 15 m de profundidad. Los pozos que las albergan tienen una profundidad promedio de 60 metros. Las motobombas son



Figura IX.1. Planta de SA (*Selective Adsorption*), carbonato de litio y piletas de evaporación en salar del Hombre Muerto.

movidas por motores diésel de 1.500 rpm. La napa freática se encuentra actualmente a 2 metros.

La salmuera ingresa para su procesamiento a la planta de adsorción selectiva (SA), cuyo propósito es el de adsorber selectivamente el litio contenido en la salmuera. La capacidad total de procesamiento de la planta es de 5.220.000 m³/año.

El proceso se realiza a través de un sistema de 18 columnas de funcionamiento continuo. Luego de este pasaje, la salmuera de litio obtenida, libre de las impurezas mayores, es concentrada utilizando equipos de osmosis inversa. Luego se la hace circular por una serie de columnas de purificación, donde se extraerán las impurezas menores. Por último, se la transfiere a un sistema de piletas de evaporación solar. El resto de la salmuera empobrecida en litio es devuelto al salar. La preparación adsorbente se obtiene a partir de hidróxido de aluminio (Al(OH)₃) e hidróxido de litio (LiOH).

El sistema de piletas de evaporación solar en Fénix, cuyo piso está recubierto por una membrana plástica impermeable (geomembrana), abarca una superficie de 28 hectáreas. En estas piletas, las salmueras provenientes de la planta de SA incrementan el contenido de litio al 3 % y al 6 %. Luego, la salmuera con menor concentración es enviada a la planta de carbonato de litio contigua a la planta de SA en el salar del Hombre Muerto, mientras que la de mayor concentración es transportada por camión hasta la planta de cloruro de litio ubicada en la localidad de General Güemes.

El total de salmuera natural procesada en el año 2009 fue de 5.217.000 m³, con una ley media de 600 ppm de litio.

IX.1.3. PLANTA DE ADSORCIÓN SELECTIVA (SA)

El proceso de adsorción selectiva (SA) está diseñado para remover selectivamente LiCl (cloruro de litio) desde una salmuera concentrada en NaCl (*brine*), usando un sorbente especial. El diagrama de operaciones de la planta SA se aporta en la figura IX.2.

El sorbente está soportado en recipientes a presión con distribuidores internos para la salmuera. El sorbente remueve selectivamente el LiCl de la salmuera. Posteriormente el LiCl es desorbido del sorbente usando agua litiada. El proceso consiste básicamente en las siguientes etapas: bombeo de salmuera, ajuste de pH y desgasificación del CO₂, adsorción, concentración de producto y purificación usando ósmosis inversa, intercambio iónico y finalmente evaporación solar. La recuperación de la planta de SA es de 85 a 90 por ciento.

IX.1.3.1. SISTEMA DE SALMUERA (BRINE)

En el salar existen en total seis pozos disponibles para la extracción de salmuera fresca. Cinco están disponibles para la operación normal y el restante está en *stand by*.

La salmuera es bombeada, a través de bombas diésel, desde los cinco pozos en operación en el salar a una pileta cubierta de almacenamiento, ubicada en las proximidades de la planta SA. Luego desde esta pileta, por gravedad, la salmuera fresca es trasvasada a otra más pequeña ubicada en el interior del edificio de la Planta SA.

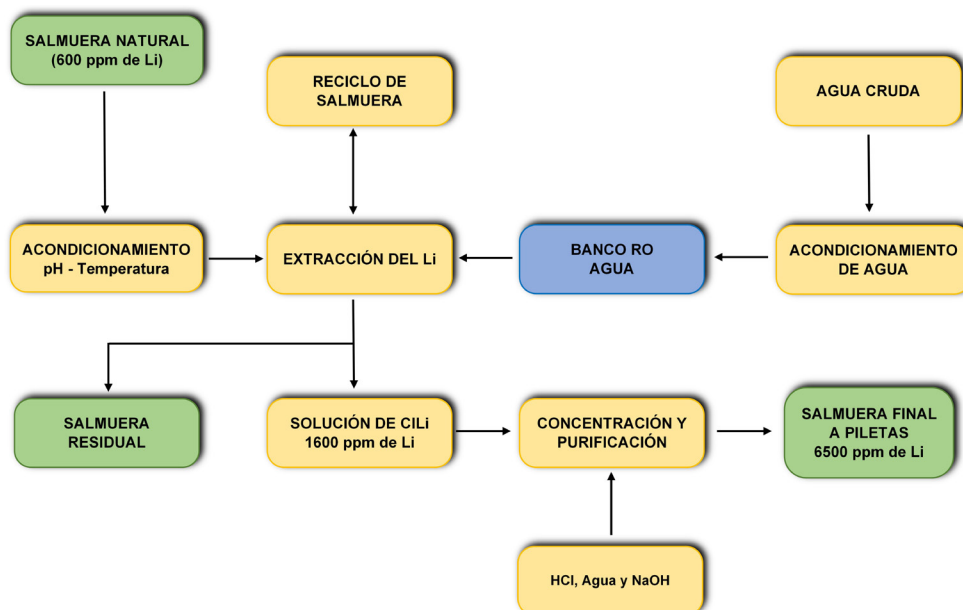


Figura IX.2. Esquema del proceso en la planta de adsorción selectiva (SA).

La salmuera está saturada en NaCl. En planta la salmuera fresca pasa a través de un sistema de filtros. Antes y después de los filtros, puede ser diluida con salmuera de reciclaje (*loading recycle*), la cual proviene de las columnas de adsorción selectiva. Luego esta salmuera diluida, antes de entrar a las columnas de adsorción selectiva, pasa a través de dos intercambiadores de calor de placa en paralelo y se calienta en esos equipos por la salmuera agotada (*spent* o *waste brine*) que sale de las columnas.

Posteriormente, la salmuera es calentada en un intercambiador de tubos y carcasa usando vapor. La salmuera diluida, calentada y con pH ajustado es alimentada a las 20 columnas conectadas en paralelo (SA).

IX.1.3.2. SISTEMA DE COLUMNAS

Las columnas operan en ciclos continuos y se alterna la alimentación entre la salmuera y el *strip*. El tiempo total de ciclo variará según el ciclo definido. En operación, cada columna está en un punto diferente del ciclo, de modo que las corrientes de alimentación y descarga son casi continuas.

Existen tres tipos de corrientes en la descarga de las columnas: salmuera agotada (*spent brine*), salmuera reciclada (*loading recycle*) y producto (*product*). La salmuera agotada caliente intercambia calor con la salmuera fresca de alimentación y luego cede el calor remanente al agua fresca, para que de esta manera se pueda maximizar la recuperación de calor antes de ser bombeada a un área separada de desecho.

La salmuera de reciclaje (*loading recycle*) es añadida a la salmuera de alimentación para recuperar litio y diluir la concentración de sal, para prevenir incrustaciones. El producto caliente intercambia calor con el *strip* entrante, con el agua cruda filtrada, luego es alimentado a la planta de ósmosis inversa para concentrarlo.

IX.1.3.3. ÓSMOSIS INVERSA (RO) DEL CLORURO DE LITIO

El propósito de esta operación es concentrar el producto de las columnas de adsorción selectiva. De esta manera, la alimentación es dividida en dos corrientes efluentes: el concentrado, que cumple con las condiciones de concentración en litio y el permeado, que lleva el agua remanente con algunos elementos que traspasaron la membrana.

En el proceso, el producto de las columnas de adsorción selectiva pasa a través de un sistema de filtros antes de ingresar como alimentación a las unidades de ósmosis inversa. El permeado, que contiene algo de litio, es reciclado al sistema de agua, mientras el concentrado es enviado a columnas de intercambio iónico para su purificación.

IX.1.3.4. REMOCIÓN DEL CALCIO, MAGNESIO Y BORO

El producto concentrado del RO es alimentado a dos pares de columnas de intercambio iónico para remover calcio, magnesio y boro. Estas columnas de *polishing*, están cargadas con resinas convencionales de intercambio iónico.

Normalmente, en operación son usadas cuatro columnas. Las dos primeras actúan como un par adelantado y remueven todas las impurezas. Las otras dos actúan como un par retrasado, minimizando cualquier chance de contaminación. También, es posible operar con un solo par. En este caso, el esquema es un par en *loading*, un par regenerado y otro en regeneración.

Los lechos de resinas son regenerados usando primero una solución de HCl y luego una solución de NaOH. En el proceso, la alimentación es el concentrado de las unidades de RO, previamente acumulado en tanque. El producto que sale de los lechos de intercambio iónico es transferido a una serie de piletas de evaporación para una concentración final.

Hay 20 piletas de evaporación solar, que ocupan entre 30 y 40 hectáreas. Las dimensiones de una piletas típica son de 100 por 200 metros.

En la planta de SA la salmuera pasa de 600 ppm de Li a 6.000 ppm.

En las piletas de evaporación solar, la concentración de Li pasa de 6.000 ppm a 60.000 ppm.

IX.1.3.5. PLANTA DE AGUA

El agua que proviene del dique Trapiche y de cinco pozos constituye la fuente de agua cruda para abastecer a toda la operación.

En planta, el agua pasa a través de un sistema de tres filtros. Cada filtro tiene un lecho filtrante heterogéneo de tres fases. Posteriormente, el agua cruda es saneada por dosificación con hipoclorito de sodio para eliminar sustancias orgánicas.

Luego el agua filtrada pasa a través de una serie de intercambiadores de calor, donde una vez calentada es tratada químicamente con ácido clorhídrico

y anti incrustante. El agua resultante es nuevamente filtrada en un sistema de filtros para luego ingresar a las unidades de osmosis inversa de agua (RO-agua).

El RO-agua consiste de tres unidades en paralelo. El agua rechazada, rica en elementos indeseables, es usada para diversos fines (no de proceso) o desechada junto con la salmuera agotada (*spent brine*). El permeado es el producto más importante, debe contener cantidades mínimas de sustancias químicas consideradas impurezas.

El agua tratada es dosificada con bisulfito de sodio, a fin de eliminarle los restos de cloro libre, ya que éste afecta las resinas. El tanque T-2240 es la fuente común de abastecimiento de agua tratada para la planta de Carbonato de litio, la planta de Servicios Auxiliares y la planta SA.

IX.1.4. PLANTA DE CARBONATO DE LITIO

La alimentación a la planta de Carbonato de litio es la salmuera que, luego de haber sido tratada en la SA y enviada a las piletas de concentración solar, alcanza una concentración en litio de 30.000 ppm o 3 % de litio. Por otro lado, se cuenta con una planta de preparación de solución saturada de carbonato de sodio (*soda ash*) que se recibe en forma de sólido y se mezcla con agua caliente.

La alimentación de cloruro de litio del sistema de piletas es purificada primero en un equipo de intercambio iónico, para remover el exceso de boro y

calcio-magnesio. En un reactor continuo, la solución de cloruro de litio reacciona con solución de carbonato de sodio, para precipitar el carbonato de litio. La pulpa de carbonato de litio rebalsa del reactor hacia el filtro de cinta, donde se separa el líquido y se lava la torta. Esta torta de carbonato de litio es suspendida nuevamente en solución de lavado (*repulpeo*), para después ser centrifugada. El carbonato de litio es separado de la solución y lavado una vez más en la centrifuga. La torta de carbonato de litio de la centrifuga es secada y embolsada y constituye el producto final.

En el circuito de carbonato de litio, el dimensionamiento de los equipos se basa en 7.000 horas de operación de la planta por año. La figura IX.3. muestra el esquema de operaciones unitarias descritas anteriormente.

IX.1.4.1. PREPARACIÓN DE LA SOLUCIÓN DE CARBONATO DE SODIO

El carbonato de sodio en bruto es transportado hasta el área de producción y descargado en la tolva de almacenamiento desde contenedores o utilizando la estación de descarga de super sacos (*big bag*) en la tolva.

El carbonato de sodio es pesado y volcado en el tanque de suspensión. La pulpa de carbonato de sodio se bombea a un tanque, donde se completa la disolución del carbonato hasta cerca del valor de saturación. El agua para la preparación de la solución se lleva desde el tanque de agua de proceso. La



Figura IX.3. Esquema del proceso en la planta de carbonato de litio.

solución de carbonato de sodio es bombeada desde el tanque de solución y pulpa hasta un tanque de almacenamiento, luego es calentada y filtrada.

La solución de carbonato de sodio es alimentada desde el lazo de recirculación al reactor de carbonato de litio. El lazo de recirculación provee un control preciso de la temperatura de alimentación.

IX.1.4.2. PREPARACIÓN DE LA SOLUCIÓN DE CLORURO DE LITIO

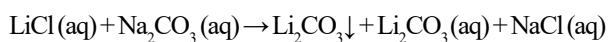
La solución de cloruro de litio es tomada desde las piletas solares (3 % de Li) y almacenada en el tanque de almacenamiento de solución de cloruro de litio. Desde este tanque es filtrada, calentada y alimentada a las columnas de intercambio iónico, donde se remueve el exceso de boro y calcio-magnesio en la solución. Una vez purificada en las columnas de intercambio iónico es almacenada en el tanque de licor de cloruro de litio.

La solución de cloruro de litio del tanque de almacenamiento, se calienta y se bombea a otro tanque de almacenamiento. Del lazo de presión constante se extrae la solución al reactor.

IX.1.4.3. REACCIÓN DE CARBONATO DE LITIO

Se cuenta con dos reactores de iguales características. Sólo un reactor opera para alcanzar la capacidad total de producción. Sin embargo, los reactores están dispuestos para funcionar en serie o en paralelo.

Las dos corrientes de alimentación al reactor entran a la altura de la superficie del líquido. El anión carbonato reemplaza al anión cloruro, tomando el catión litio. Un residuo de carbonato de litio permanece en solución:



La pulpa de carbonato de litio rebalsa desde el reactor a través de una canaleta hasta el filtro de cinta de vacío. Periódicamente, los reactores se limpian con solución de HCl. La solución ácida remueve el carbonato de litio incrustado en la superficie del reactor.

IX.1.4.4. FILTRO DE CINTA DE VACÍO

La pulpa que rebalsa de los reactores de carbonato de litio se lleva a través de una canaleta hasta el

filtro de cinta de vacío. En el filtro, el licor madre es separado de la pulpa y colectado en el recipiente de licor madre, desde donde se envía a drenaje.

La torta de carbonato de litio, a la que se le extrajo el líquido, permanece en el filtro de cinta y es lavada mediante una solución de lavado en contracorriente. El agua de lavado de la torta es la primera etapa del circuito de lavado en contracorriente. El *spray* de solución de lavado es llevado a través de la torta y colectado en el recipiente de licor débil. La solución de lavado de la torta es bombeada desde el recipiente a la canaleta de residuos.

El carbonato de litio lavado y filtrado se descarga a través de una canaleta al tanque de repulpeo.

Los residuos de la torta de carbonato de litio, que se quedan adheridos a la cinta, son lavados con agua de lavado y llevados al tanque de repulpeo. La corriente de lavado de la cinta es también el líquido que sirve de alimentación al tanque de repulpeo. La corriente de agua de lavado es la segunda etapa del circuito de lavado en contracorriente.

IX.1.4.5. REPULPEO Y ALIMENTACIÓN A LA CENTRÍFUGA

Los sólidos filtrados en filtro de cinta son re suspendidos en un tanque de repulpeo. El líquido para la pulpa es el agua de lavado en la cinta del filtro de cinta. La etapa de repulpeo es la tercera etapa del circuito de lavado en contracorriente. La pulpa de repulpeo es calentada por un serpentín calefactor alimentado con vapor.

La pulpa en el tanque de repulpeo es la alimentación a la centrífuga, por medio de una bomba centrífuga, que bombea continuamente a una caja de distribución.

La caja de distribución alterna su descarga entre la carga a la centrífuga y el reciclo de pulpa al tanque de alimentación a la centrífuga.

IX.1.4.6. CENTRÍFUGA

Luego del primer ciclo de giro se alimenta a la centrífuga. En el paso siguiente se separa el licor de repulpeo de la torta de carbonato de litio. El licor es colectado en un tanque de almacenamiento y es utilizado para lavar la torta del filtro de cinta. La separación del licor de repulpeo de la torta en la centrífuga es la cuarta etapa del circuito de lavado en contracorriente.

La torta de la centrífuga es nuevamente lavada con agua desionizada y calentada del proceso. El

agua de lavado de la centrífuga es recogida en un tanque. El agua de la centrífuga es la quinta etapa de lavado en contracorriente.

Continuando el ciclo de lavado, la torta de la centrífuga pasa a través de un ciclo de giro para secado. La centrífuga descarga la torta de carbonato de litio al secadero.

IX.1.4.7. SECADERO

El secadero de carbonato de litio tiene bandejas rotativas y es alimentado por el extremo superior por medio de un alimentador de tornillo. La torta descarga en contracorriente con el aire caliente que ingresa por la parte inferior del secadero. El sólido seco descarga a un transportador de tornillo, que lo traslada a la etapa de embolsado.

El aire de secado se calienta en un intercambiador de placas, del tipo de calentamiento indirecto, con una corriente de gases de combustión de un quemador.

Pueden alimentarse al secadero directamente los gases de combustión, si el quemador se encuentra operando con gas natural.

El filtro de mangas de carbonato de litio colecta el polvo arrastrado por el aire desde el secadero.

A intervalos fijos de tiempo se sopla aire comprimido sobre las mangas, para descargar el sólido colectado. El polvo colectado cae sobre una tolva y se alimenta a super sacos, mediante una válvula estrella. Este producto, se despacha con la identificación de "FINOS".

IX.1.4.8. EMBOLSADO DEL CARBONATO DE LITIO

El sólido seco descarga a un transportador de tornillo. Luego es elevado por un elevador de cangilones y alimentado al silo de almacenamiento, por un transportador de tornillos.

El carbonato de litio se alimenta a una zaranda vibratoria por medio de un vibrador y una válvula estrella. En la zaranda se separa un material retenido en la malla de clasificación de 60 # llamado GRUESO, mientras que el pasante se identifica como PRODUCTO.

El filtro de mangas de captación de polvos colecta los polvos arrastrados por el aire del sistema de ventilación industrial en el área de embolsado. Este material se identifica con el nombre de FINOS.

Estos tres tipos de materiales se embolsan en sacos y se despachan en lotes de 20 super sacos (*big bag*) cada uno.

IX.1.4.9. PROCESO DE REEMPACADO DEL CARBONATO DE LITIO

El objetivo del proceso es cambiar el empaque de carbonato de litio de super sacos de 900 kg a bolsas de papel y tambores de cartón.

El equipo utilizado está compuesto de un silo de almacenamiento provisto de un sistema de alimentación de sólidos, por medio de un guinche. El silo alimenta el sistema de embolsado, por medio de un transportador helicoidal provisto de un sistema de velocidad variable. El embolsado se efectúa mediante un buzón de carga, donde se fija la bolsa de papel mediante un par de mordazas accionadas por un cilindro neumático.

El buzón está provisto de un sistema de pesado con un control automático de peso.

El sistema se completa con el cierre de la bolsa, que se efectúa mediante una cinta transportadora y una cosedora manual de pedestal.

La operación consiste en izar un saco de 900 kg de carbonato de litio hasta la parte superior de la tolva utilizando el guinche. Luego se produce la descarga del sólido hasta llenar la tolva. Se coloca la bolsa de papel o la bolsa de plástico interna del tambor en el buzón de carga y se la fija mediante las mordazas y se llenan hasta alcanzar el peso deseado. El sistema es totalmente automático, se regula la velocidad del tornillo hasta alcanzar el peso en la bolsa. Luego se produce el cierre mediante la cosedora manual de pedestal.

El mismo equipo es utilizado para llenar tambores de cartón, utilizando un accesorio compuesto por una plataforma móvil con rodillos y sistema de pesado.

Las bolsas de papel son de 20 kg, 25 kg y 50 libras, mientras que los tambores de cartón se llenan con 100 kg de producto.

Las bolsas de papel o los tambres de cartón se acomodan sobre un *pallet* y se empacan con un film de polietileno en una paletizadora automática. Finalmente, se etiquetan los *pallets* y se almacenan en el depósito de despacho.

IX.1.4.10. PROCESO DE MOLIENDA DEL CARBONATO DE LITIO

El objeto de este proceso es reducir el tamaño de partículas del carbonato de litio producido, para alcanzar las especificaciones exigidas por los clientes.

El equipo de molienda está compuesto de un silo de almacenamiento, provisto de un sistema de

alimentación de sólidos que tiene un guinche con capacidad de izamiento apropiada. La alimentación al molino se efectúa mediante un alimentador volumétrico, provisto de un sistema de velocidad variable e inyectores de aire. La molienda se efectúa en un molino orbital, por impacto de un *jet* de aire sobre el sólido, en una cámara de molienda. El circuito se completa con un sistema de captación de polvos, por filtro de mangas y descarga al super saco.

Durante la operación del molino, el inyector de alimentación introduce el sólido suministrado por el alimentador de tornillo en la cámara de distribución primaria. La alimentación pasa a la cámara del molino a través de los puertos espaciados alrededor de la cámara primaria. Una serie de *jets* de aire de alta velocidad, ubicados en las paredes periféricas del cuerpo del molino, levantan y empujan el material contra la carga circulante del molino. La molienda ocurre por el impacto de una partícula contra otra. La fuerza centrífuga mantiene las partículas gruesas en la cámara de molienda. El producto molido es arrastrado hacia fuera por el aire de molienda remanente y es captado en el filtro de mangas. Desde este filtro se llenan los super sacos de 900 kg con el material molido.

IX.1.5. PLANTA DE CLORURO DE LITIO

El proceso productivo del cloruro de litio (LiCl) se inicia con la salmuera procedente de las piletas de evaporación solar situadas en el salar del Hombre Muerto. Desde aquí es transportada mediante camiones a la planta ubicada en la localidad de General Güemes, provincia de Salta. En primer término, la salmuera concentrada en litio (5 - 6 % en peso) es tratada para remover sulfatos con cloruro de bario. Luego se la hace circular por columnas de intercambio iónico para la remoción de calcio, magnesio y boro. Este producto pasa al pre-evaporador y después a una etapa de reducción de sodio. La cristalización es luego inducida en un cristizador de circulación forzada. El producto resultante es centrifugado, secado, enfriado, tamizado y empacado en tambores de 200 kg, 150 kg o 50 kg y sacos de 1.000 kg para su distribución comercial.

El circuito de cloruro de litio consiste principalmente de las siguientes tres secciones (Fig. IX.4.):
 A - Tratamiento con cloruro de bario - reducción de sulfato.
 B - Remoción de calcio, magnesio y boro mediante intercambio iónico.
 C - Cristalización de cloruro de litio a partir de una solución tratada.

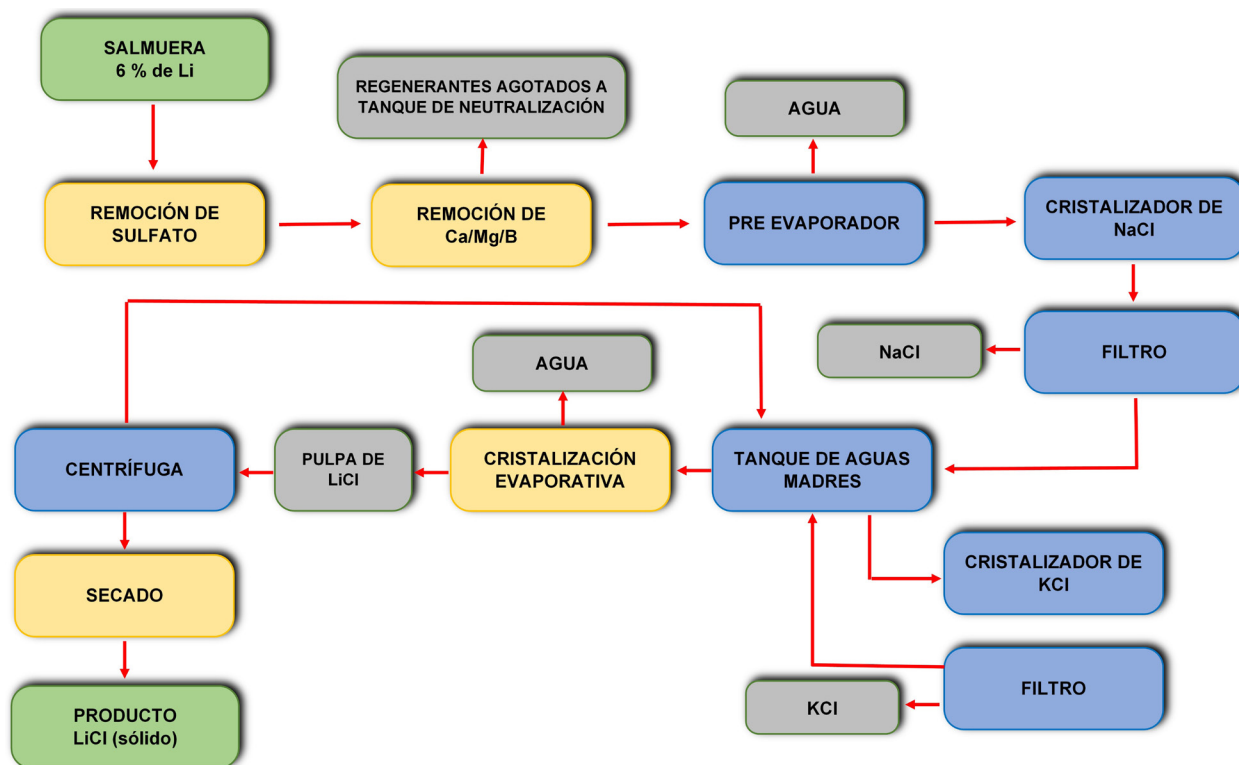


Figura IX.4. Esquema del proceso de obtención de cloruro de litio.

IX.1.5.1. REMOCIÓN DEL SULFATO

La salmuera proveniente del salar tiene una concentración de saturación de aproximadamente 6 % de litio, equivalente a 36 % de cloruro de litio, con una densidad de 1,25 g/cm³ y libre de sólidos en suspensión. Con esta característica, la salmuera es almacenada en dos tanques de 3.500 m³ cada uno. En primer lugar, la salmuera es tratada para eliminar el azufre contenido como sulfatos (SO₄²⁻). Para esto, se le agrega en un reactor cloruro de bario (BaCl₂). Precipita sulfato de bario (BaSO₄) que es separado utilizando un filtro prensa que contiene una pre capa de diatomea como auxiliar filtrante. El residuo sólido resultante, que puede contener hasta un 2 % del litio total de alimentación, es enviado al salar donde es enterrado para su disposición final.

Preparación de la salmuera

La precipitación del sulfato se realiza como un proceso *batch*. La salmuera es bombeada desde el tanque de almacenamiento a los tanques de tratamiento con cloruro de bario. En el caso de requerirse eliminar carbonato, se ajusta el pH hasta 1 - 2 con HCl, se calienta hasta 60 - 70 °C y se mantiene en ese rango por una hora con agitación para remover el exceso de carbonato en solución. Luego, el pH es ajustado a 5 - 6 con solución de NaOH. Si no se efectúa remoción de carbonato, no hay ajustes de pH en esta etapa.

Preparación de cloruro de bario

El cloruro de bario dihidratado es disuelto en un tanque, usando condensado de proceso hasta obtener una solución al 10 % (densidad: 1.083 g/ml). Dicha solución es transferida con una bomba a los tanques de tratamiento.

Precipitación y filtración de sulfato

El cloruro de bario es agregado para precipitar el ion sulfato en solución. Se agrega en defecto respecto del valor estequiométrico, ya que un residual de bario persiste en el sistema.

El sulfato de bario precipita y puede ser separado por filtración. A una temperatura por encima de 60 °C la velocidad de reacción es considerablemente más alta.

El sólido es separado en un filtro de placa y marco usando diatomea como ayuda filtrante (una bolsa de 22 kg en cada *batch* inicial luego de la limpieza del filtro). De esta forma se maximiza la retención de sólido y la recuperación de litio. Los sólidos de sulfato de bario son removidos periódicamente,

almacenados en tambores de plástico y llevados a una estación de descarga. El filtrado es almacenado en el tanque de salmuera tratada, para luego ser alimentado a las unidades de intercambio iónico para remover calcio/magnesio y boro.

IX.1.5.2. REMOCIÓN DE CALCIO, MAGNESIO Y BORO

La solución libre de sulfatos es nuevamente tratada en dos columnas con resinas de intercambio iónico, para la eliminación de calcio y magnesio. Luego en dos columnas más, para la remoción de boro, utilizando también resinas de intercambio.

La solución de salmuera pre tratada es enviada a las columnas de intercambio iónico, para remoción de calcio/magnesio usando resina Duolite C-467 de Rohm & Hass. Las columnas de intercambio iónico están arregladas de manera tal que puedan correr en serie o en paralelo (una opera y la otra regenera durante la operación). La salmuera del tratamiento para sulfato es ajustada en su pH hasta 8 - 8,2 para maximizar la capacidad de la resina. Debido a la alta concentración de cloruro de litio es preferible no superar en el lecho una velocidad espacial superior a 0,05 BV/min (3 m³/h).

Para el proceso de regeneración se utiliza ácido clorhídrico 10 %, hidróxido de sodio 5 % y agua desionizada o condensado de proceso.

La salmuera libre de calcio y magnesio es entonces alimentada a las columnas para remoción de boro, usando resina Amberlite IRA-743 de Rohm & Hass. Los arreglos y materias primas son los mismos que para las unidades de calcio/magnesio. La frecuencia de regeneración depende de la concentración de calcio, magnesio y boro en la alimentación.

La salmuera resultante es almacenada en los tanques para ser alimentada al pre evaporador.

IX.1.5.3. CRISTALIZACIÓN DEL CLORURO DE LITIO

En primer lugar, se realiza la remoción del sodio por un proceso de concentración por evaporación. Durante éste la solución es calentada a 90 °C, aumentando la concentración de litio del 6 al 7%. En esas condiciones de presión y temperatura, la solución es enfriada bruscamente a 0°C, utilizando etilenglicol, lo que provoca la precipitación selectiva del sodio como cloruro de sodio (NaCl), quedando el litio (Li⁺) en solución. La separación líquido / sólido se realiza con ayuda de filtro prensa. Este proceso también

provoca la cristalización de cloruro de potasio, del orden de 5 a 8 kg por tonelada de cloruro de litio producido. Los cristales de cloruro de potasio formados son disueltos y reenviado a las piletas con el resto de las salmueras impurificadas.

Todos los líquidos resultantes de la eliminación de las impurezas en la salmuera de litio son almacenados en dos piletas impermeabilizadas con geomembrana. En ellas se produce una pequeña concentración por evaporación, que luego es re transportada hasta el salar de Pocitos, utilizando los mismos camiones que transportaron las salmueras.

La salmuera de litio purificada es sometida a un proceso de cristalización. Éste comprende el calentamiento de la solución y la generación de vacío en el tanque cristalizador para acelerar la evaporación y provocar la cristalización del cloruro de litio por sobresaturación. Este proceso se completa con el agregado continuo de salmuera en el cristalizador. A partir de allí, se comienza a sacar en forma continua una pulpa cuya concentración de cristales de cloruro de litio se mantiene al 30 por ciento.

La separación sólido - líquido se completa con una operación de hidrociclado. A través de ella se incrementa la concentración de la pulpa a 60 - 70 % de cristales que sale por debajo (*underflow*), dirigiéndose a la centrífuga. Mientras que las porciones más livianas, constituidas por agua y micro cristales, se elevan (*overflow*) y salen a través del rebalse del hidrociclón retornando al tanque de agua madre.

Los cristales son sometidos a un proceso de centrifugado que eleva el contenido de sólido al 98 % con 2 % de humedad. El líquido residual regresa al cristalizador.

La operación de secado de los cristales se efectúa en un horno rotatorio con una temperatura de secado de aproximadamente 140 °C y alimentado a gas natural. La alimentación desde la centrífuga al secador se realiza por un tornillo transportador sinfín, con un flujo de 1 a 2 t/hora.

El proceso de enfriado de los cristales se lleva a cabo a través de un sistema de lecho oscilante e inclinado y refrigerado con agua hasta una temperatura de 40 °C (considerada óptima para evitar la elicuescencia por absorción de humedad ambiente). Se obtiene un producto sólido con un máximo de humedad del 0,1 %.

Luego se clasifica granulométricamente entre malla 10 (2 mm) y malla 80, mediante un proceso de tamizado, con el objeto de separar el material aglomerado. El rechazo, material retenido sobre

malla 10, es retornado aguas arriba a la entrada del tanque cristalizador.

Finalmente, el empaclado del producto se realiza en tambores de 200, 150 o 50 kg o bien en bolsones de 1.000 kilogramos.

La recuperación de la planta de cloruro de litio es del 92 al 93 %, referido al contenido fino de litio de alimentación sobre el contenido fino de litio en el producto final.

Los detalles de las operaciones unitarias mencionadas arriba son:

Preevaporación

Posteriormente a la reducción de sulfato y remoción de calcio, magnesio y boro, la salmuera de aproximadamente 5 - 6 % de litio (30 - 36 % de cloruro de litio) es alimentada al pre evaporador, a un caudal estacionario máximo de 3,5 m³/hora. La función del pre evaporador es concentrar la solución a través de evaporación para facilitar la cristalización selectiva de cloruro de sodio aguas abajo. La bomba de recirculación del pre evaporador circula licor a través de los tubos del calentador, retornando al cuerpo de vapor. Vapor de 50 psig condensa en el exterior de los tubos del calentador entregando su calor latente y la temperatura del licor crece a medida que pasa a través de los tubos. La salmuera es precalentada en el intercambiador. A medida que el licor ingresa al cuerpo de vapor a baja presión ocurre un *flasheo* y se libera vapor de agua de la solución que se dirige al condensador. La velocidad de evaporación de diseño es 1.560 lb/h y el cuerpo de vapor del pre evaporador opera a una presión de domo entre 0,15 y 0,25 kgf/cm² y a una temperatura de licor máxima de 103 °C.

El flujo de vapor de diseño al calentador es 2.500 lb/hora. El condensado drena hacia un tanque para luego ser tomado por la bomba de transferencia de condensado.

La salmuera concentrada en el pre evaporador es bombeada al pre enfriador y al cristalizador de rechazo de sal por medio de una bomba, a un caudal de diseño de 2,5 m³/h y con una concentración de litio de 6,0 % (36,6 % LiCl).

Los no condensables son venteados del tope del tanque interno del condensador al sistema de vacío del pre evaporador. Un eyector de simple etapa, accionado por vapor a 150 psig, crea el vacío necesario. Dicho vapor, es condensado, en un post condensador que trabaja con agua de enfriamiento en el lado de tubos, y es drenado al condensador del pre evaporador. Los no condensables son venteados a la atmósfera.

Reducción de sodio

El licor de 6,6 – 6,85 % de litio (40,5 – 41,8% LiCl), resultante del pre evaporador, es tomado por una bomba de transferencia y enviado a la línea de recirculación del cristalizador de rechazo de sal. Dicho cristalizador agitado provee el tiempo de residencia necesario para el crecimiento de cristales de cloruro de sodio. El contenido del cristalizador es recirculado por una bomba a través de los enfriadores primarios para retornar al cristalizador. El intercambio de calor con glicol en los enfriadores es controlado de manera de mantener una temperatura de pulpa de 2 °C. Una pulpa muy débil (< 1 % en peso) es mantenida en el cristalizador, ésta es bombeada luego hacia el filtro prensa, en el cual los sólidos son retenidos en el medio filtrante. El filtrado del filtro prensa fluye a través de los filtros de cartucho, donde se remueve cualquier sólido que permanezca suspendido, antes de drenar hacia el tanque de filtrado. Dicho tanque contiene entonces licor purificado de cloruro de litio, que puede ser bombeado de los tanques de alimentación al cristalizador de cloruro de litio. La torta del filtro prensa descarga intermitentemente al tanque agitado de disolución de sal. Dicha torta, que consiste mayoritariamente de cloruro de sodio, es re disuelta usando una pequeña cantidad de condensado y removida con una bomba hacia el tanque de neutralización.

Una solución re circulante de glicol forma un lazo interno que transfiere el calor del licor en el enfriador secundario. Esta configuración permite un ajustado control del delta T y de la transferencia de calor en los enfriadores primarios donde puede haber crecimiento cristalino. El glicol en el ciclo interno es recirculado por los enfriadores a través de una bomba.

Cristalización de cloruro de litio anhidro

Existen dos tanques de alimentación al cristalizador, los cuales contienen filtrado purificado proveniente del tanque de filtrado, que proveen capacidad de almacenamiento entre los sistemas de pre evaporador / rechazo de sal y de cristalización. Dichos tanques son agitados y tienen provisión de ácido clorhídrico para cuando se requiera. La salmuera de cloruro de litio es bombeada de los tanques de alimentación al tanque de agua madre por una bomba, a un caudal de diseño de 2,5 m³/hora. En el camino, la alimentación pasa por el pre calentador, donde se calienta con condensado de vapor proveniente del calentador del cristalizador. Asimismo, la salmuera puede calentarse tomando

calor de la corriente de alimentación hacia el cristalizador de sodio. El tanque de agua madre es un recipiente agitado que también recibe el rebalse del hidrociclón, el filtrado de la centrifuga y la solución del *scrubber* (opcional). Una fracción del contenido del tanque de licor madre es bombeada a tanques o bien tomada por una bomba y por recirculación a través de un sistema de remoción, compuesto por etapas de dilución, enfriamiento y filtración, se elimina parte de su contenido de potasio antes de retornarla al tanque. El efecto de la remoción será, desde el punto de vista del contenido de potasio en el cristalizador, similar al de la purga, pero con una recuperación casi total de litio. La bomba alimenta al cuerpo del cristalizador a un caudal de diseño de 9,8 m³/hora.

El cristalizador funciona de manera de concentrar la solución de cloruro de litio a través de evaporación. De esta manera induce la cristalización de cloruro de litio. Una bomba recircula el licor a través de los tubos del calentador del cristalizador y lo retorna al cuerpo de vapor. Vapor de 50 psig condensa en el exterior de los tubos, entrega su calor latente y la temperatura del licor aumenta a medida que va pasando por los tubos. Cuando el licor ingresa al cuerpo de vapor tiene lugar un *flash*, desprendiéndose vapor de agua de la solución. La sobresaturación de la solución que tiene lugar en ese momento deriva en cristalización de cloruro de litio. El cristalizador es operado con una densidad de magma (sólidos suspendidos totales) de aproximadamente 25 a 30 % en volumen. La velocidad de evaporación de diseño es 5.900 lb/h, el cuerpo de vapor opera a una presión de domo de 0,15 kgf/cm² y a una temperatura de licor de 115 °C.

El flujo de vapor al calentador es de 7.500 lb/h, éste puede ser sobrecalentado antes de ingresar a la carcasa. El condensado drena a un tanque antes de ser retornado a la planta. Una porción de este condensado provee agua para sobrecalentamiento.

La pulpa del cristalizador es tomada por una bomba y enviada al hidrociclón a un flujo de diseño de 7,0 m³/hora. La operación normal del cristalizador se realiza en condiciones de caudal de aproximadamente un 65 % de los valores de diseño.

Los vapores del cuerpo de vapor del cristalizador son sobrecalentados antes de ingresar a los tubos del condensador. El agua de enfriamiento fluye por la carcasa a aproximadamente 110 m³/hora. El condensado obtenido drena al cabezal inferior del condensador, el cual ha sido extendido para proveer

un tanque de condensado interno. Una bomba retorna el condensado a la planta a un caudal de 2,7 m³/h, usándose una parte para sobrecalentar los vapores del cristalizador.

Los no condensables son venteados desde la parte superior del tanque interno de condensado hacia el sistema de vacío. Un eyector de dos etapas, accionado con vapor de 150 psig, crea el vacío. Este vapor es condensado en un inter y un post condensador, los cuales utilizan agua de enfriamiento por los tubos. El condensado de estos equipos drena al recipiente del condensador y los no condensables son venteados a la atmósfera.

El sistema de vacío del cristalizador está provisto con un eyector auxiliar, para facilitar la rápida evacuación del sistema durante el arranque.

Centrifugación y secado del cloruro de litio

El hidrociclón sirve para espesar la pulpa de cloruro de litio antes de la centrifugación. La pulpa del cristalizador es enviada al hidrociclón con una bomba. Las porciones más livianas de la pulpa (agua y pequeños cristales) se elevan y salen a través del rebalse del hidrociclón. El rebalse drena al tanque de agua madre, la pulpa espesa sale por debajo y se dirige a la centrífuga con el 60 – 70 % de sólidos suspendidos totales.

La centrífuga deshidrata los cristales de cloruro de litio, en tanto la torta húmeda cae por un ducto hacia el tornillo transportador de alimentación al secador, a aproximadamente 3.500 lb/h según diseño (en operación normal 2.500 lb/h). El filtrado de la centrífuga drena a un tanque. El tornillo transporta la torta al secador rotativo alimentado con gas natural, donde el contacto en contracorriente con gas de combustión sirve para eliminar la humedad. Los requerimientos de aire y gas natural son 2.000 ft³/min y 18 ft³/min respectivamente.

El venteo del secador rotativo se dirige al *scrubber* de gases, pasando previamente por un *venturi*. En el *scrubber* recircula condensado de proceso, cayendo en forma de *spray*, para enfriar los gases de combustión y remover sólidos arrastrados. Los gases circulan por el tiro inducido creado por un ventilador.

IX.1.6. INSUMOS

Los insumos importados utilizados en el proceso productivo son gibbsita (hidróxido de aluminio), hidróxido de litio (HOLi), soda *ash* (carbonato de sodio anhidro – CO₃Na₂) y fluoruro de sodio (FNa).

Gibbsita e hidróxido de litio

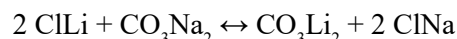
Durante el proceso productivo, la salmuera proveniente del salar del Hombre Muerto y rica en litio es tratada en primera instancia en la planta denominada SA. Aquí, es pasada por columnas que tienen la función de adsorber el litio contenido en la solución. Estas columnas, en un total de 20, están rellenas con una sustancia denominada sorbente (CLA). Tanto la gibbsita como el hidróxido de litio son usados para la fabricación de este sorbente junto con el agregado de otros compuestos tales como ácido clorhídrico (CIH).

El sorbente de cada columna dura aproximadamente 2 años. Se cambia el sorbente de 11 columnas al año.

Para producir 3.788 t de litio, en el año 2008, se usó 756 t de gibbsita y 1.112 t de hidróxido de litio. Esto da un consumo específico de 0,199 t de gibbsita / t de litio y de 0,294 t de hidróxido de litio / t de litio.

Soda Ash (CO₃Na₂)

La soda *ash* (CO₃Na₂) se consume en la planta donde se produce carbonato de litio (CO₃Li₂). El litio en el salar se encuentra como cloruro de litio (CLi). La reacción que se produce es:



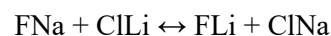
Durante el año 2008, se produjo 10.000 t de carbonato de litio y se consumieron 16.648 t de soda *ash*, lo que arroja un consumo específico medio del insumo de 1,66 t de CO₃Na₂ / t CO₃Li₂.

De acuerdo con los datos suministrados por la empresa, este consumo específico es variable de acuerdo a la operación. Durante el 2008 se tuvieron los siguientes consumos específicos reales:

Enero a julio de 2008: 1,65 t de CO₃Na₂/t CO₃Li₂
Julio a septiembre de 2008: 1,59 t de CO₃Na₂/t CO₃Li₂

Fluoruro de Sodio (FNa)

Se usa para la obtención de fluoruro de litio (FLi), de acuerdo a la siguiente reacción con el cloruro de litio proveniente del salar:



Durante el año 2008, se produjo 40 t de fluoruro de litio, se usaron en el proceso 79 t de fluoruro de sodio. En octubre de 2009 se obtuvieron 96 t de fluoruro de litio y se usaron 190 t de fluoruro de sodio. Esto arroja un consumo específico teórico para el fluoruro de sodio de 1,97 t de FNa / t FLi.

De acuerdo a los datos aportados por la empresa el consumo específico real es de 1,922 t de FNa / t FLi.

CONSIDERACIONES GENERALES

Como todo proceso donde ocurre una reacción química, la producción a obtener depende de la composición cuali - cuantitativa de los insumos, de la tecnología del propio proceso, de las condiciones fisicoquímicas de cada operación, de las variables operativas tales como caudales de alimentación y del rendimiento de la reacción química, condicionada a su vez, por los valores de las variables fisicoquímicas. Esto conduce a que las relaciones de consumos específicos sean diferentes en cada campaña. Se suma a esto, el hecho de que la producción no se realiza de manera continua debido a las variaciones de demanda en el mercado.

Al momento de la visita, septiembre de 2010, ese rango se vio reducido debido a optimizaciones en el diseño de ciertos equipos de proceso, que llevaron a menores consumos y a variaciones cuantitativas en la composición de la salmuera y en las variables de proceso (caudales, temperaturas de soluciones, etc.), dentro de las vigentes condiciones de control de estas variables para los mayores valores. En general, podemos decir que la eficiencia de reacción, estaba en el rango de 85 a

90 % y el consumo de carbonato de sodio anhidro, respecto del teórico, excedía a éste en un rango entre 10 a 20 %.

IX.1.7. CAPACIDAD INSTALADA

El cuadro IX.1. aporta las capacidades instaladas de cada planta.

Cabe destacar que el fluoruro de litio se produce, según la demanda, en la misma planta de carbonato en forma alternada.

IX.1.8. PRODUCTOS OBTENIDOS

En la operación industrial descrita se obtienen dos productos comercializables. Carbonato de litio, generado en la planta ubicada en el salar del Hombre Muerto, y cloruro de litio obtenido en la planta de General Güemes. En ambos casos, la granulometría y el envase son de acuerdo a las solicitudes de los clientes. El producto se comercializa en tambores de 200, 150 o 50 kg o bien en bolsones de 1.000 kilogramos. Los nombres específicos, con los cuales se los exporta, son Carbonato de litio, anhidro, 99 % y Cloruro de litio, Grado Técnico.

En el cuadro IX.2. se presentan las especificaciones del cloruro de litio y los resultados de los análisis químicos para 14 lotes de exportación.

PLANTA	UBICACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA
Planta SA	Salar del Hombre Muerto	3.800 t de litio/año
Planta de carbonato de litio	Salar del Hombre Muerto	10.000 t de CO ₃ Li ₂ /año
Planta de cloruro de litio	General Güemes	7.500 t de CLi/año
Fluoruro de litio	Salar del Hombre Muerto	100 a 150 t de FLi/año

Cuadro IX.1. Capacidades instaladas en cada planta.

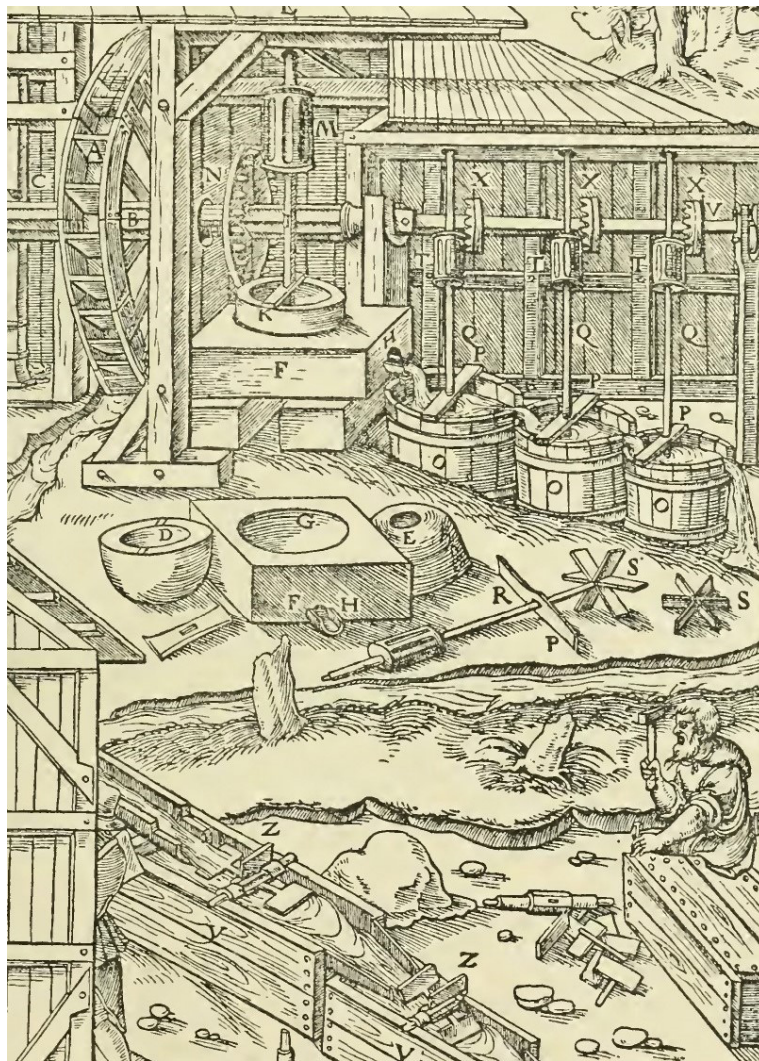
ESPECIFICACIONES	LOTES															
	Min	Max	5041	5042	5043	5044	5045	5046	5047	5060	5061	5062	5063	5064	5065	5066
LiCl %	98,45	-	99,2	99,17	99,24	99,22	99,22	99,20	99,19	99,28	99,32	99,30	99,25	99,23	99,20	99,22
H ₂ O %	-	0,6	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Alcalinidad como Li ₂ CO ₃ %	-	0,03	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,02	0,02	0,02	0,02
KCl %	-	0,42	0,33	0,33	0,33	0,35	0,36	0,36	0,36	0,30	0,23	0,26	0,29	0,31	0,31	0,31
NaCl %	-	0,38	0,35	0,35	0,32	0,32	0,33	0,33	0,33	0,31	0,32	0,33	0,33	0,34	0,33	0,34
CaCl ₂ %	-	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₄ ppm	-	100	47	47	45	49	49	43	44	39	31	29	32	35	36	36
Fe ₂ O ₃ ppm	-	10	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
B ppm	-	10	0	0	0	0	1	1	0	0	0	0	1	0	0	0
Insolubles en ácido ppm	-	100	31	31	30	39	36	35	21	18	38	46	35	37	35	37
pH, (2% solución acuosa)	-	9	9	9	9	8	9	8	9	8	8	8	8	8	8	8

Cuadro IX.2. Informes de análisis químicos de lotes de cloruro de litio.

CAPÍTULO X

DERIVADOS DEL BORO

BORAX ARGENTINA



X. 1. BORAX ARGENTINA

La empresa Bórax Argentina es concesionaria de distintas operaciones mineras a lo largo de la Puna de Salta y Jujuy.

La mina Tincalayu está ubicada en el sector noroccidental del salar del Hombre Muerto (provincia de Salta). De ella se extrae tincal con 22 % de B_2O_3 . El mineral es beneficiado en la planta de concentración que se encuentra en el lugar y luego, en Campo Quijano, alimenta a la planta de refinación para la obtención de bórax decahidratado y bórax pentahidratado (Neobor), o bien, en planta de fusión para la obtención de bórax anhidro (Dehybor).

El yacimiento Sijes está ubicado en las adyacencias del salar Pastos Grandes (provincia de Salta). Aquí se extrae hidroboracita y colemanita, ambas se procesan en una planta de beneficio ubicada en el mismo yacimiento. Se produce hidroboracita 42 % de B_2O_3 , hidroboracita 37 % de B_2O_3 (A6), hidroboracita 40 % de B_2O_3 (A6 Especial), hidroboracita 25 % de B_2O_3 (A5) y colemanita.

La mina Santa Rosa se ubica en Sijes (provincia de Salta). De ella se extrae ulexita al 34 % de B_2O_3 , la cual es enriquecida manualmente y luego procesada en la planta de fusión de Campo Quijano para la obtención de Boroglas (ulexita anhidra).

La mina Diablillos está ubicada en salar de Diablillos (provincia de Salta). De aquí se extrae ulexita al 33 % de B_2O_3 , que es enriquecida manualmente. Posteriormente es procesada en la planta de fusión de Campo Quijano para la obtención de Boroglas, también alimenta a la planta de ácido bórico para obtener Optibor (ácido bórico).

La mina Porvenir se ubica en el salar de Cauchari (provincia de Jujuy) y de ella se extrae ulexita. Hay una planta de concentración ubicada en el mismo salar. Luego el mineral es procesado en la planta de fusión de Campo Quijano para la obtención de Boroglas y también alimenta a la planta de ácido bórico para obtener Optibor.

X.1.1. LAS MENAS DE BORATOS

En todos los casos la explotación de los yacimientos es a cielo abierto. En el cuadro X.1. se resumen las principales especies minerales de boratos y los yacimientos en las que son extraídas:

X.1.2. LOS PROCESOS DE BENEFICIO

X.1.2.1. PLANTA TINCALAYU

El mineral ROM (*run of mine*) extraído de la mina Tincalayu ingresa a la trituración primaria, donde un molino a impacto lo reduce a una granulometría inferior a 4 pulgadas. Luego, el mineral es depositado en una playa adyacente a mina, donde se realiza una mezcla de lotes de mineral a efectos de obtener una mayor uniformidad en su composición. Posteriormente, mediante camiones, se lo transporta a la playa de la planta de concentración.

Desde el año 2005, el proceso de concentración en la planta Tincalayu se realiza por métodos en seco. La figura X.1. esquematiza el proceso.

Síntesis del proceso de concentración

El mineral como sale de mina es triturado por un triturador de mandíbulas a una granulometría inferior a 3 pulgadas. Luego pasa a un molino de martillo, que se encuentra en circuito cerrado con una zaranda vibratoria (pre selectora), que entrega un mineral de $- \frac{1}{2}$ pulgada. El pasante de la zaranda pre selectora va a una segunda zaranda vibratoria selectora, también ajustada a $\frac{1}{2}$ ", que se encuentra en circuito cerrado con el molino de martillo.

El mineral molido a $- \frac{1}{2}$ " es transportado a un molino de rodillos estriados Ferrel Ros, que entrega un producto de $- 4 \#$. Este mineral es tratado en zarandas vibratorias Rotex, con una abertura de malla de 60 #. El material pasante, $- 60 \#$, se extrae del circuito como colas finas, mientras que el mineral retenido por la zaranda, con una granulometría $- 4 + 60 \#$, queda en condiciones granulométricas óptimas para ser tratado por los separadores magnéticos.

Se encuentran operando cuatro separadores magnéticos marca Improsi. De ellos se obtiene una cola magnética, con 8 a 9 % de B_2O_3 , que se junta con las colas finas para su deposición final. El concentrado de los separadores magnéticos tiene un 21 a 22 % de B_2O_3 y se lo estoquea en la playa de concentrado, para su posterior transporte a la planta de Campo Quijano.

El transporte entre etapas del proceso se realiza por gravedad, a través de equipos tales como cintas transportadoras, roscas y elevadores a cangilones, que son accionados por la energía

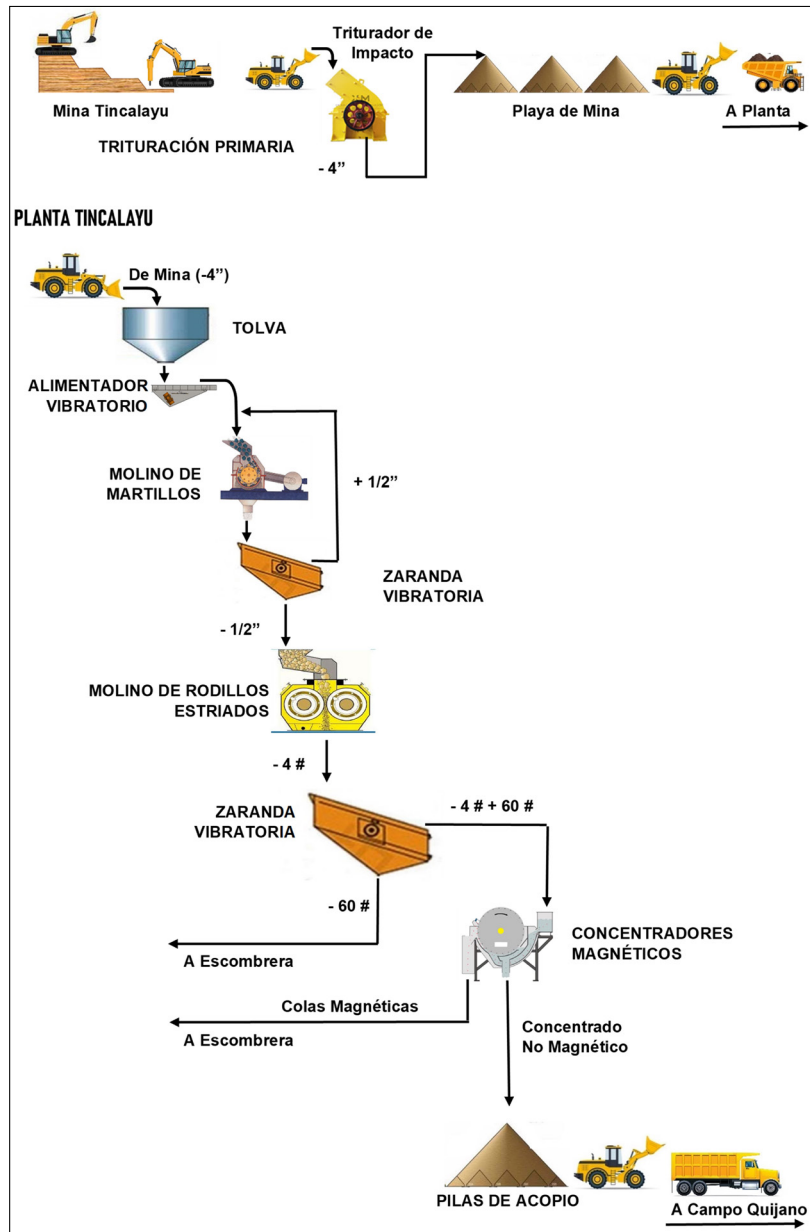


Figura X.1. Diagrama de flujo del proceso de beneficio en la mina Tincalayu.

MINERAL	FÓRMULA TEÓRICA	YACIMIENTO / MINA
Ulexita	$\text{NaCaB}_5\text{O}_6(\text{OH})_6 \cdot 5(\text{H}_2\text{O})$	Porvenir, Sijes/Santa Rosa
Hidroboracita	$\text{CaMg}(\text{B}_3\text{O}_4(\text{OH})_3)_2 \cdot 3(\text{H}_2\text{O})$	Sijes/Monte Azul/Monte Amarillo
Bórax	$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_5(\text{OH})_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$	Tincalayu
Colemanita	$\text{Ca}_2\text{B}_6\text{O}_{11} \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	Sijes/Esperanza/Santa Rosa
Inyoita	$\text{CaB}_3\text{O}_3(\text{OH})_5 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	Sijes/Monte Azul
Kernita	$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_6(\text{OH})_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	Tincalayu

Cuadro X.1. Principales especies minerales de boratos y lugares de extracción.

eléctrica que suministran grupos electrógenos con motores diésel.

El acopio del producto se realiza en playas descubiertas, desde donde se realiza el carguío a camiones para su despacho a Campo Quijano.

X.1.2.2. PLANTA SIJES

En la planta Sijes se realizan procesos secos de reducción de tamaño, clasificación y concentración de la materia prima mineral (hidroboracita o cole-

manita) procedente de la mina, a los fines de obtener un producto cuya granulometría esté de acuerdo a especificaciones técnicas. En la figura X.2. se muestra un diagrama de flujo.

El mineral como sale de mina es alimentado a un triturador de mandíbulas (trituración primaria) que lo reduce a menos 2 o 3 pulgadas. Este material es descargado a una parrilla fija para eliminar trozos mayores e impurezas. En estas condiciones el material se estoquea en las playas de mineral.

De acuerdo a los programas de producción, el mineral es alimentado a un triturador de mandíbulas Dibaco con una abertura de 1/2 pulgada. Este producto pasa a un triturador cónico marca Thelsmit, que reduce el mineral a menos 4 #; para luego ser tomado por una zaranda vibratoria Rotex con una abertura de malla de 60 #. El pasante de esta zaranda - 60 # es rechazado como colas finas, mientras que el retenido + 60 # pasa a un molino de rodillos estriados Ferrel Ros con una separación de 4 #. De

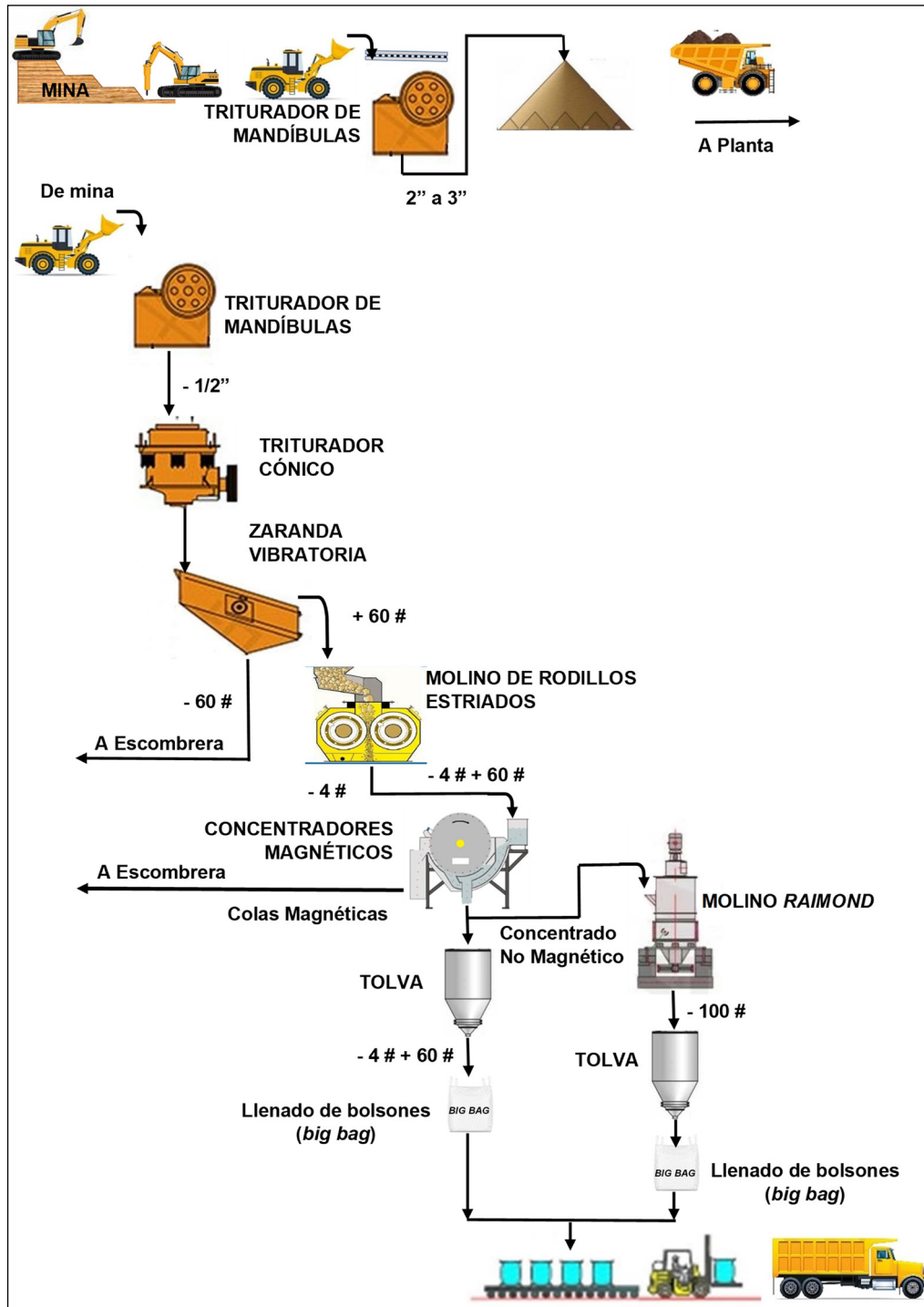


Figura X.2. Diagrama de flujo del proceso de beneficio en la mina Sijes.

esta forma, el mineral queda en condiciones para el proceso de separación magnética.

En la Planta Sijes operan cinco separadores magnéticos Improsi. De aquí se obtienen colas magnéticas, que, junto con las colas finas, se depositan adecuadamente. El concentrado no magnético, con una granulometría máxima de 4 #, puede ser envasado en *big bag* y luego ser transportado a Campo Quijano. Desde allí va al mercado o se procede a una última disminución de tamaño, de acuerdo al requerimiento del cliente. Esto se hace en un molino Raimond, que entrega un producto a – 100 # que se envasa en *big bag* para su comercialización.

Además de los equipos de trituración mencionados, se utilizan cintas y roscas transportadoras, elevadores a cangilones, transportes vibratorios y zarandas clasificadoras, que en todos los casos funcionan con motores eléctricos. El manipuleo y transporte de materias primas y productos se realiza con un cargador frontal, un camión y un auto elevador, que utilizan gasoil como combustible.

Todas las etapas del proceso de planta Sijes constan de operaciones en seco. No se utiliza agua ni ningún agregado líquido, por lo tanto, no genera efluentes líquidos. En las trituraciones se generan residuos, denominados rechazos o colas, que corresponden a los finos pasantes por las zarandas clasificadoras de las distintas etapas. Estas colas son subproductos que ya tienen salida comercial.

Sólo se incorpora al producto el envase en que se comercializa, que puede ser bolsa o bolsón de polipropileno (*big bag*).

Los productos minerales obtenidos en Planta Sijes son:

- Colemanita
- Hidroboracita F, con un contenido de 40 a 42 % de B_2O_3
- Hidroboracita AG, con un contenido de 36 % de B_2O_3
- Hidroboracita AG Especial, con un contenido de 38 % de B_2O_3 molido a – 100 #

X.1.2.3. PLANTA PORVENIR

El proceso de tratamiento de Ulexita no requiere agua ni incorpora otros insumos. Consiste en secado y clasificación.

El secado se realiza mediante la extensión del mineral, proveniente de mina, en una playa para la reducción de humedad a través de la exposición al sol. La clasificación se hace mediante selección manual en playa y posterior zarandeo.

Los únicos residuos del proceso son los desechos (rechazos) generados en la clasificación. La figura X.3. muestra el proceso descripto.

X.1.2.4. PLANTA CAMPO QUIJANO

La empresa ccesionaria posee en la localidad de Campo Quijano (provincia de Salta) la sede principal de su administración y las instalaciones fabriles que constan de tres Plantas: de refinación, de fusión y de ácido bórico. Esta última comenzó a operar en agosto de 2003.

Sus procesos productivos concentran las materias primas minerales producidas en las minas y elaboran boratos refinados y anhidros.

Proceso de refinación - planta de bórax

El proceso de refinación consiste en tratar el tincal, materia prima a granel producto de la planta de concentración ubicada en mina Ticalayu, mediante separaciones físicas realizadas a temperaturas superiores a la ambiental. Como insumos se utilizan agua, floculante y soda Solvay (carbonato de sodio).

Esta planta trabaja a una capacidad actual de 200 t/día de tincal en la alimentación, tiene una capacidad ociosa del aproximadamente 50 % y posee un *stock* en playa planta de 5.000 a 6.000 toneladas. Representa el consumo de un mes.

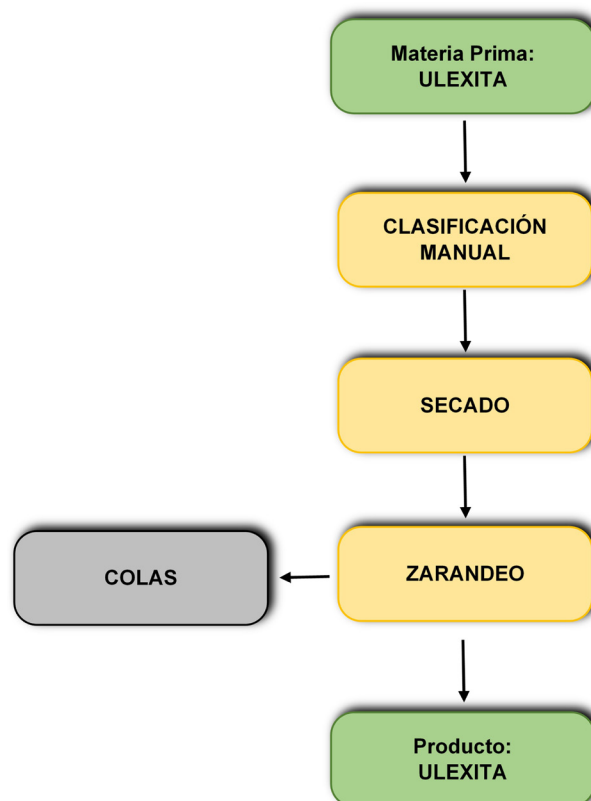


Figura X.3. Esquema de beneficio en la mina Porvenir.

Este proceso consta de varias etapas: alimentación, disolución y clasificación hidráulica, decantación y centrifugación de barros, granulación (cristalización), centrifugación y secado y envasado (Fig. X.4.).

Alimentación

El mineral que alimenta esta planta tiene una ley media de 22 % de B₂O₃, una humedad de 2 % y un tamaño de - 4 #. La alimentación es de 180 y 210 t/día.

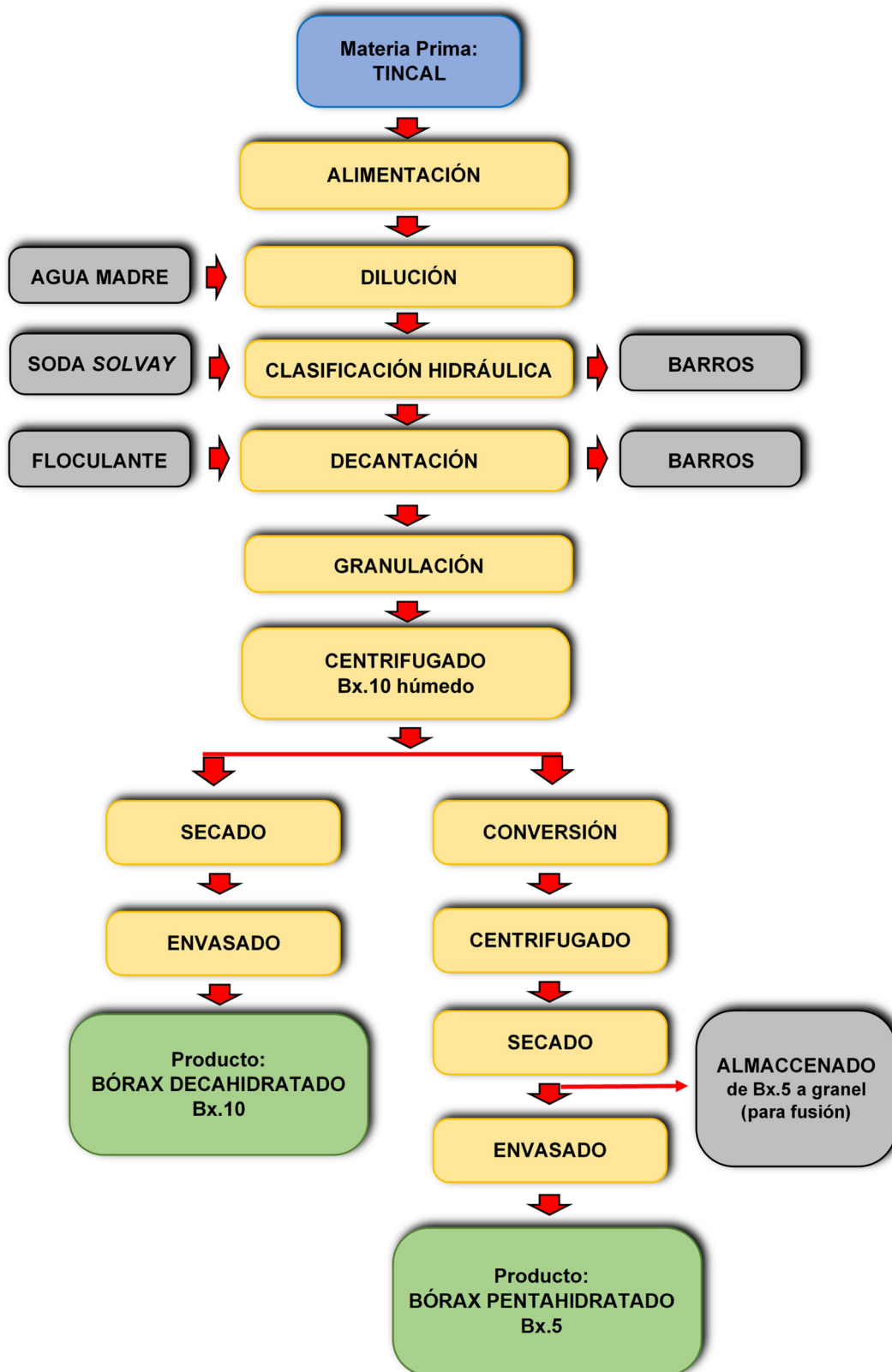


Figura X.4. Esquema del beneficio en la planta de Campo Quijano.

El tincal es cargado y transportado por un cargador frontal hacia tolvas que descargan sobre una cinta transportadora, que alimenta de materia prima al proceso en forma continua. En este punto se realiza el muestreo manual de alimentación cada hora, haciendo un común por día.

Disolución y clasificación hidráulica

El tincal se mezcla con agua madre (10 % de B_2O_3 en disolución) a alta temperatura en disolventes continuos. La disolución se realiza a más de 85 °C con agitación. De esta manera se forma una pulpa que se trata en clasificadores hidráulicos tipo Akins (cuentan con tres). Aquí se separan la solución de rebalse, que contiene el bórax disuelto, y los barros (ganga de arcilla y arena), que se evacúan del proceso hacia un área de descarte controlada.

Decantación y centrifugación de barros

El sólido en suspensión que no se extrajo en el proceso anterior y que se encuentra como arcillas dispersas se elimina con la ayuda de un floculante.

La decantación consiste en tratar con floculante a la solución procedente del rebalse de los clasificadores Akins, provocando la separación de barros finos y obteniendo una solución clarificada y rica en bórax (Fig. X.5).

La dosificación del floculante (polímero orgánico) es de 1 kg/hora. La decantación se produce en cuatro espesadores en serie. El barro obtenido es lavado en dos espesadores auxiliares utilizando el agua sobrenadante, como agua madre en el resto del proceso.

Granulación (cristalización)

En esta etapa se provoca la formación de granos de bórax mediante el enfriamiento de la solución clarificada, llevándola a 35 °C. Esta operación *batch* se realiza en tanques granuladores provistos de agitadores y de un serpentín de refrigeración. Se cuenta con 12 tanques granuladores de 16.000 l cada uno.

Centrifugación de bórax decahidratado (Bx-10)

En dos centrifugas continuas se separan los granos de bórax (tetraaborato de sodio decahidratado) del agua madre. En esta etapa se obtiene un Bx-10 húmedo (8 a 10 % de humedad) que puede ser destinado a secado y envasado. También puede ser derivado a conversión para la obtención de Borax-5 (tetraaborato de sodio pentahidratado).

Secado y envasado de bórax decahidratado (Bx-10)

El Bx-10 húmedo ingresa a un secador rotativo, donde se realiza el secado con aire caliente. Luego, el producto seco es clasificado a - 12 #, en un circuito cerrado de zaranda y molino de martillo. El producto final es depositado en silos, desde donde se realiza el envasado en *big bag* o bolsas de 25 kilogramos.

Conversión, centrifugación, secado y envasado de Neobor (Bx-5)

El Bx-5 se obtiene mediante la conversión del Bx-10. El proceso consiste en un calentamiento, a 60 °C en horno, por el cual se liberan 5 moléculas de agua de Bx-10. Posteriormente el proceso continúa

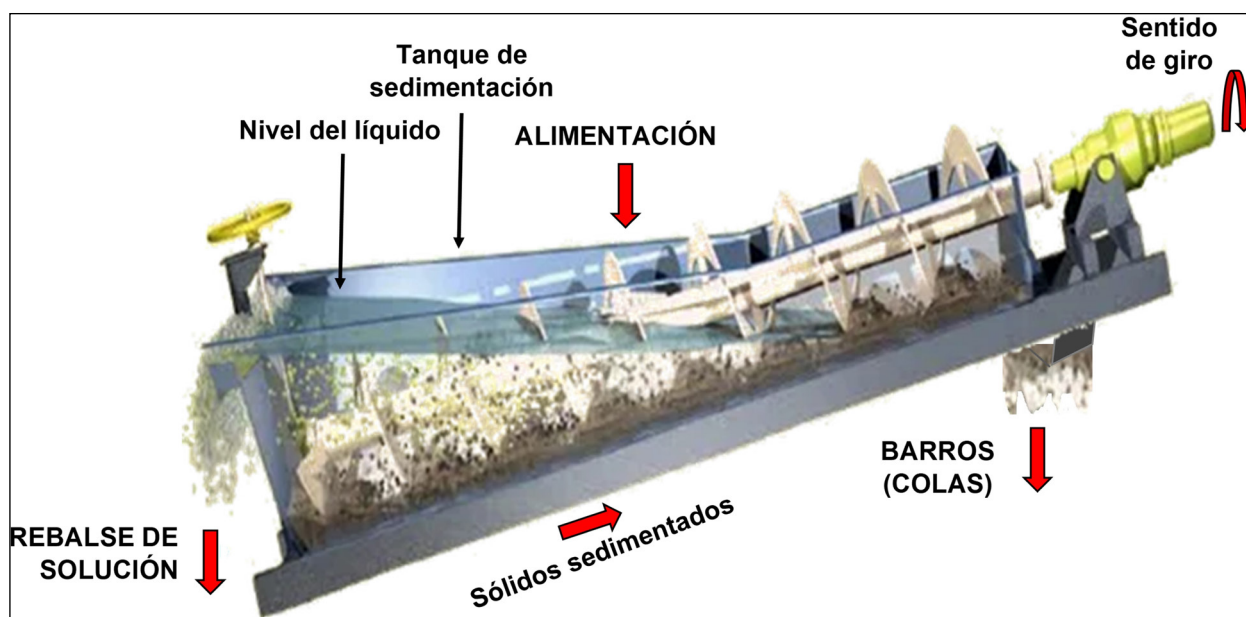


Figura X.5. Esquema de funcionamiento de un clasificador hidráulico tipo Akins.

de manera análoga al Bx-10. Es decir, separación del agua madre del Bx-5 mediante una centrífuga, secado en secador rotativo, clasificación a - 12 # en circuito cerrado y posterior envasado en *big bag* de 1.350 kg o bolsas de 25 kilogramos. Finalmente, se paletiza en 54 bolsas por *pallet*.

El Bx-5 también puede destinarse como materia prima para la elaboración de bórax anhidro. En tal caso, es almacenado a granel en silos ubicados en la planta de fusión.

El transporte entre las etapas del proceso se realiza por gravedad y a través de equipos tales como: cintas y roscas transportadoras, bombas, elevadores a cangilones y transportadores vibratorios.

El proceso utiliza vapor provisto por calderas que consumen gas natural como combustible.

Proceso de anhidración – planta de fusión

El proceso de anhidración de la planta de fusión consiste en eliminar la humedad y el agua molecular de la materia prima utilizada (Bórax-5, ulexita o colemanita) para obtener un producto anhidro.

Para ello se dispone de tres líneas de proceso en paralelo, cuyo equipo principal es el horno. Aquí se realiza la fusión de la materia prima y se logra la liberación de todo el contenido de agua en forma de gases. Además del horno, que utiliza gas natural como combustible, cada línea dispone de equipos de transporte, molienda y clasificación. Esto permite reducir el producto a una granulometría comercial para finalmente ser envasado.

El horno trabaja a 1.000 °C, a los 742 °C se tiene el punto de fusión del bórax. El fundido es enfriado por cilindros laminadores y refrigerados con agua. Se produce una lámina semejante a un vidrio, que es transportada por una cinta y un transportador helicoidal vibratorio. La reducción a - 12 # se realiza con molinos de martillo, en circuito cerrado con zaranda vibratoria. En el proceso de anhidración no se incorporan otros insumos.

De acuerdo a la materia prima que alimenta al horno se obtienen distintos productos (Fig. X.6. a y b).

Planta de ácido bórico

El proceso de fabricación de ácido bórico consiste en tratar el mineral ulexita con ácido sulfúrico para posteriormente, mediante separaciones físicas, obtener un producto refinado de aspecto granular y de color blanco. Las operaciones unitarias de la fabricación de ácido bórico son: reacción química, centrifugación, cristalización, filtración y secado (Fig. X. 7.).

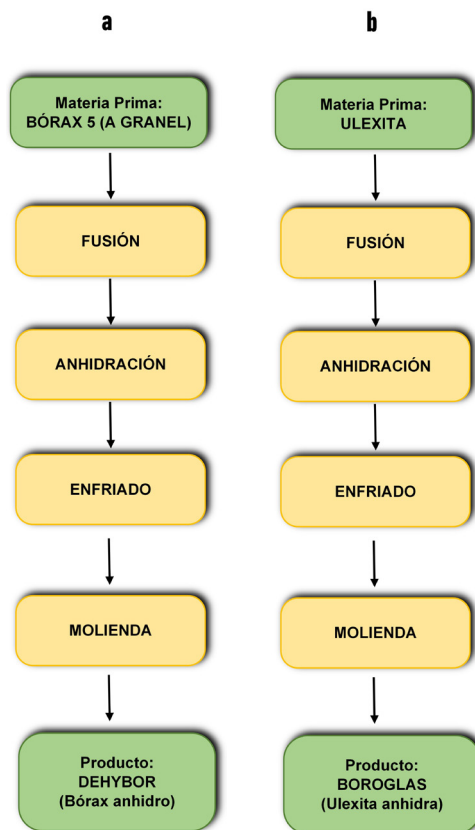


Figura X.6. a. Obtención de bórax anhidro, alimentando al horno con bórax 5 y b. Obtención de ulexita anhidra, alimentando el horno con ulexita.



Figura X.7. Esquema de las operaciones en la planta de ácido bórico.

Reacción química

El mineral de ulexita es tratado en un equipo reactor con ácido sulfúrico, agua madre del proceso y vapor. Esto provoca la disgregación del mineral y disuelve las sales de boro. La disolución se produce en dos reactores con agitación a 75 °C. Los reactores trabajan en serie y en forma continua, a un pH de 3,7.

La ulexita utilizada proviene de mina Porvenir o de mina Diablillos, posee una concentración de 28 a 30 % de B_2O_3 y una granulometría de – 4 pulgadas. La capacidad de la planta es de 90 a 110 t/día. Previo a la alimentación a la planta, la ulexita se desagrega en un molino de impacto en circuito abierto.

En el ataque químico con ácido sulfúrico se produce sulfato de calcio, que es insoluble y queda en fase sólida junto con la arcilla y sulfato de sodio, que queda en fase acuosa y se elimina con el agua madre y el BO_3H_3 .

La solución proveniente de los reactores es tratada por un tornillo clasificador tipo Akins, que tiene por objeto eliminar los insolubles en forma de barros. La solución obtenida es tratada en un decantador y con el agregado de floculantes se produce la precipitación del resto de las arcillas. De esta forma se obtiene una solución limpia y clarificada que es llevada al proceso de cristalización.

Centrifugación

El barro obtenido en el decantador es lavado con aguas madres para recuperar el ácido bórico contenido. Luego es centrifugado en una centrífuga Alfa Laval. El sólido es descartado a una laguna impermeabilizada mientras que la solución es rein-gresada al circuito.

Cristalización

En esta etapa se provoca la formación de cristales de ácido bórico mediante el enfriamiento, a 28 – 30 °C, de la solución clarificada proveniente de la decantación. Para ello se utilizan ocho tanques granuladores provistos de un serpentín de refrigeración y agitación. Este proceso dura aproximadamente dos horas por tanque.

Filtración

La solución que ya contiene cristales de ácido bórico es sometida a filtración. Un sistema de diferencia de presión mediante vacío separa el ácido bórico en estado sólido y húmedo. La solución separada (agua madre) puede ser recirculada al proceso o evacuada a la laguna de evaporación. En esta etapa se incorpora agua proveniente de la red pública, que ayuda al lavado del ácido bórico separado en la filtración.

Secado

El ácido bórico húmedo ingresa a un secador rotativo donde se realiza el secado con aire caliente. Luego, el producto seco es depositado en un silo para después ser envasado.

En el proceso se utiliza vapor provisto por calderas que utilizan gas natural como combustible.

El transporte entre las etapas del proceso se realiza a través de equipos tales como: cintas y roscas transportadoras, elevadores a cangilones, bombas y conductos. Otras instalaciones y equipos utilizados son: torres de enfriamiento de agua, tanques de almacenamiento, auto elevador y pala cargadora.

Razón de concentración

La relación estéril – mineral en mina Tincalayu es de 6:1. Esto significa que para extraer 100.000 t de mineral se debe mover 600.000 t de estéril, material que queda en las escombreras de mina. Estas 100.000 t de mineral se someten a una primera clasificación en zarandas antes de ingresar a la planta Tincalayu. Aquí se obtienen 68.000 t de alimentación a la planta que produce unas 32.000 t de tincal concentrado por separación magnética (razón de concentración de 32 por ciento. Este concentrado se usa como alimentación en la planta de Campo Quijano para la elaboración de distintos productos, arrojando los siguientes tonelajes (a abril de 2011): 5.250 t de BX 10 (bórax decahidratado), 4.910 t de Neobor (bórax pentahidratado) y 660 t de Dehybor (bórax anhidro).

La razón de concentración (relación entre el peso de la alimentación a un proceso y el peso del concentrado obtenido) para las distintas etapas del proceso de la deshidratación es:

- De tincal (mineral) a Bx-10: 2 a 2,2
- De Bx-10 a Bx-5 (Neobor): 1,31
- De Neobor a bórax anhidro (Dehybor): 1,5

X.1.2.5. PRODUCTOS OBTENIDOS Y ESPECIFICACIONES

El contenido de B_2O_3 (%) de los productos elaborados por la empresa se resumen en el cuadro X.2.

Las especificaciones técnicas de los productos obtenidos se pueden ver en las figuras X.8. y X.9.

Los principales usos de los productos del bórax son:

- Fritas y esmaltes en la industria cerámica.
- Fibra de vidrio.
- Vidrio, en todas sus formas.
- Perboratos y detergentes.
- Agricultura (nutriente).
- Celulosa, para blanquear el papel.
- Fundiciones y soldaduras, como fundente.

PRODUCTO COMERCIAL	TIPO DE PRODUCTO	COMPOSICIÓN	FÓRMULA TEÓRICA	B ₂ O ₃ (%)
Bórax Decahidratado	Técnico granular	Tetraborato de sodio decahidratado	(Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O)	≥ 36,4
Neobor A	Bórax pentahidratado	Tetraborato de sodio pentahidratado	(Na ₂ B ₄ O ₇ ·5H ₂ O)	≥ 47,3
Dehybor A	Bórax anhidro	Tetraborato de sodio anhidro	(Na ₂ B ₄ O ₇)	≥ 68,4
Boroglas	Ulexita anhidra	Pentaborato de sodio y calcio anhidro	CaNaB ₅ O ₉	≥ 48,5
Optibor A	Ácido bórico técnico granular	Ácido ortobórico	H ₃ BO ₃	≥ 56,0
Colemanita F	Natural Polvo	Hexaborato de calcio pentahidratado	Ca ₂ B ₆ O ₁₁ ·5H ₂ O	≥ 35,0
Hidroboraquita F	Natural Polvo	Hexaborato de calcio y magnesio hexahidratado	CaMgB ₆ O ₁₁ ·6H ₂ O	≥ 41,0
Hidroboraquita A.6E	Natural Polvo	Hexaborato de calcio y magnesio hexahidratado	CaMgB ₆ O ₁₁ ·6H ₂ O	≥ 38,0

Cuadro X.2. Contenido de B₂O₃ de los productos.

Borax Decahidratado

Técnico Granular

Tetraborato de Sodio Decahidratado
 $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$
 CAS No. 1303-96-4

Borax Decahidratado Técnico Granular es un producto de libre flujo, blanco y cristalino fabricado, en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Típicos	Garantizados
B_2O_3 %	36.9	≥ 36.4
Producto Equivalente %	101.1	≥ 99.7
Na_2O %	16.4	≥ 16.2
SO_4 ppm	25	≤ 60
Cl ppm	700	≤ 1000
Fe ppm	12	≤ 18

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
1.40 (ASTM N°14)	0	≤ 1
0.106 (ASTM N°140)	70	≥ 65

Dehybor® A

Borax Anhidro

Tetraborato de sodio anhidro
 $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7$
 CAS No. 1330-43-4

Dehybor® A Borax Anhidro es un producto de libre flujo, blanco y cristalino, fabricado en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Típicos	Garantizados
B_2O_3 %	68.6	≥ 68.4
Producto Equivalente %	99.1	≥ 98.8
Na_2O %	30.5	≥ 30.4
SO_4 ppm	40	≤ 70
Cl ppm	700	≤ 1200
Fe ppm	180	≤ 350

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
1.40 (ASTM N°14)	0	≤ 1
0.106 (ASTM N°140)	84	≥ 80

Neobor® A

Borax Pentahidratado

Tetraborato de sodio pentahidratado
 $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$
 CAS No. 12179-04-3

Neobor® A Borax Pentahidratado es un producto de libre flujo, blanco y cristalino, fabricado en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Típicos	Garantizados
B_2O_3 %	47.8	≥ 47.3
Producto Equivalente %	100.0	≥ 99.0
Na_2O %	21.3	≥ 21.1
SO_4 ppm	25	≤ 70
Cl ppm	400	≤ 800
Fe ppm	14	≤ 21

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
1.40 (ASTM N°14)	0	≤ 1
0.106 (ASTM N°140)	85	≥ 80

Optibor® A

Ácido Bórico Técnico Granular

Ácido Ortobórico
 H_3BO_3
 CAS No. 10043-35-3

Optibor® A, Ácido Bórico Técnico Granular, es un producto de libre flujo, blanco y cristalino fabricado en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Típicos	Garantizados
B_2O_3 %	56.2	≥ 56.0
Producto Equivalente %	99.8	≥ 99.5
SO_4 ppm	310	≤ 600
Cl ppm	200	≤ 350
Fe ppm	4	≤ 7

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
0.425 (ASTM N°40)	5	n.a.
0.075 (ASTM N°200)	90	≥ 85

Figura X.8. Especificaciones técnicas de los productos Bórax Decahidratado, Neobor A, Dehybor A y Optibor A.

Boroglas® Ulexita Anhidra

Pentaborato de sodio y calcio anhidro
B₅O₉Na Ca
CAS No. 92908-33-3

Boroglas Ulexita Anhidra es un producto de libre flujo, fabricado en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Típicos	Garantizados
B ₂ O ₃ %	50	≥ 48.5
Producto Equivalente %	75	≥ 72.7
Na ₂ O %	11	n.a.
CaO %	18.6	n.a.
Cl %	2.6	n.a.
Fe ₂ O ₃ %	0.8	≤ 1.0

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
1.40 (ASTM N°14)	1	≤ 3
0.106 (ASTM N°140)	90	≥ 85

Hidroboracita A.6 E

Natural Polvo

Hexaborato de calcio y magnesio hexahidratado
B₆O₁₁Ca Mg · 6 H₂O
CAS No. 12046-12-7

Hidroboracita A.6 E Natural Polvo es un producto de libre flujo, fabricado en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Garantizados
B ₂ O ₃ %	≥ 38
B %	≥ 11.8
Fe ₂ O ₃ %	≤ 1.0
Producto Equivalente %	≥ 75.2

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
2.000 (ASTM N°10)	1	≤ 3

Hidroboracita F Natural Polvo

Hexaborato de calcio y magnesio hexahidratado
B₆O₁₁Ca Mg · 6 H₂O
CAS No. 12046-12-7

Hidroboracita F Natural Polvo es un producto de libre flujo, fabricado en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Típicos	Garantizados
B ₂ O ₃ %	42	≥ 41
Producto Equivalente %	83.1	≥ 81.1
CaO %	13.5	n.a.
MgO %	10.0	n.a.
SiO ₂ %	7.0	≤ 7.5
Fe ₂ O ₃ %	0.5	≤ 0.7

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
0.250 (ASTM N°60)	0.3	≤ 0.9
0.150 (ASTM N°100)	2	≤ 9
0.075 (ASTM N°200)	12	≤ 16
0.045 (ASTM N°325)	22	≤ 36

Colemanita F

Natural Polvo

Hexaborato de calcio pentahidratado
B₆O₁₁Ca₂ · 5 H₂O
CAS No. 1318-33-8

Colemanita F Natural Polvo es un producto de libre flujo, fabricado en Argentina por Borax Argentina S.A.

Especificación Técnica

	Típicos	Garantizados
B ₂ O ₃ %	37	≥ 35
Producto Equivalente %	72.8	≥ 68.9
CaO %	23.8	n.a.
SO ₄ %	4.2	n.a.
Cl %	0.10	n.a.
Fe ₂ O ₃ %	0.8	n.a.

Especificación granulométrica

Medida de malla mm	Típicos % retenidos acumulados	Garantizados % retenidos acumulados
0.425 (ASTM N°40)	5	n.a.
0.045 (ASTM N°325)	50	n.a.

Figura X.9. Especificaciones técnicas de los productos Boroglas, Hidroboracita A.6 E, Hidroboracita F y Colemanita F.

GLOSARIO DE TÉRMINOS EN INGLÉS

<i>Arpon feeder</i>	Alimentador de placas
<i>Barren solution</i>	Solución pobre
<i>Batch</i>	Proceso discontinuo
<i>Big bag</i>	Bolsones
<i>Blend</i>	Mezcla
<i>Bowl</i>	Revestimiento cóncavo de triturador
<i>Brine</i>	Salmuera
<i>Bullion</i>	Aleación de oro y plata
<i>By pass</i>	Equipo en derivación
<i>Carbon in leach</i>	Carbón en lixiviación
<i>Chips</i>	Trozos pequeños de roca
<i>Choke feed</i>	Alimentación de saturación en un triturador de cono
<i>Chute</i>	Tolva
<i>Cleaner</i>	Flotación de limpieza
<i>Conveyor</i>	Cinta transportadora
<i>Crush</i>	Triturado
<i>Deck</i>	Piso de una zaranda
<i>Dumpers</i>	Camión minero
<i>Electrowining</i>	Electro-refinación o electro-obtención
<i>Feeder</i>	Alimentador
<i>Feedwell</i>	Pozo o boca de alimentación
<i>Flow sheet</i>	Diagrama de flujo
<i>Gape</i>	Tamaño máximo que acepta un triturador de mandíbulas
<i>Hopper clarifiers</i>	Clarificador de cono
<i>Jigs</i>	Equipo de concentración gravitacional
<i>Layners</i>	Geomembrana
<i>Loading</i>	Cargando
<i>Loading recycle</i>	Carga reciclada
<i>Manifold</i>	Colector/a
<i>Open pit</i>	Mina a cielo abierto
<i>Ore pass</i>	Chimenea de paso de mineral
<i>Overflow</i>	Fracción fina de un hidrociclón o espesador
<i>Pebles</i>	Guijarros
<i>Polishing</i>	Refinar
<i>Pregnant solution</i>	Solución rica
<i>Rake</i>	Raspador
<i>Reclaimer</i>	Recuperador
<i>Rougher</i>	Flotación gruesa o primaria
<i>Run of mine (ROM)</i>	Mineral como viene de mina (alimentación a planta)
<i>Scavenger</i>	Flotación intermedia o de agotamiento
<i>Scrubber</i>	Lavador o depurador
<i>Set</i>	Tamaño del producto de descarga de un triturador de mandíbulas o cono

<i>Setting</i>	Cierre de un triturador
<i>Short head</i>	Cabeza corta (de triturador)
<i>Skip</i>	Ascensor de mineral
<i>Soda ash</i>	Carbonato de sodio
<i>Spent brine</i>	Salmuera agotada
<i>Spent o waste brine</i>	Salmuera agotada
<i>Spray</i>	pulverizado
<i>Srinkage</i>	Realce sobre saca
<i>Stacker</i>	Apilador
<i>Stand by</i>	Equipo de reserva
<i>Stock</i>	Acopio
<i>Stockpile</i>	Pila de acopio o reserva
<i>Stockwork</i>	Red de mineralización
<i>Stripping</i>	Desorción
<i>Toggle plate</i>	Placa de palanca en un triturador de mandíbulas
<i>Transfer</i>	Equipo de transferencia
<i>Triper</i>	Complemento para las cintas transportadoras para descargar el producto a lo largo de toda su longitud
<i>Trommel</i>	Tambor clasificador o criba giratoria
<i>Underflow</i>	Fracción gruesa de un hidrociclón o espesador
<i>Vortex finder</i>	Buscador de remolino

TRABAJOS CITADOS EN EL TEXTO Y LECTURA RECOMENDADA

- Adams, M. D. 2016. Gold Ore Processing: Project Development and Operations. Vol. 15, 10140 pp. Elsevier.
- Ballester, A., Verdeja, L. F., Sancho, J. 1999. Metalurgia extractiva. Volumen I: Fundamentos. Ed. Síntesis. 507 pp.
- Brown, K., Davis, L. & Smith, R. 2021. Optimization of cyanide and residence time in gold recovery. *Mining Engineering*, 73(5), 123-134. <https://doi.org/10.19150/me.2021.07305>
- Cerro Vanguardia S.A. 2009. Guía de capacitación. Descripción general de procesos, 180 pp.
- Coeur Argentina S.R.L. 2019. Manual de operación de la planta de la operación de la mina Martha. Informe inédito.
- Coeur Argentina S.R.L. 2019. Flow sheet de la operación de la mina Martha, 1 pp.
- GT Ingeniería S.A. 2019. Capítulo III – Descripción del Proyecto. 5° Actualización Informe de Impacto Ambiental de Explotación. Unidad Minera San José. Minera Santa Cruz S.A. https://minpro.santacruz.gob.ar/wp-content/uploads/2023/11/180220_017_MSC_SJ_5AIIA_Capitulo3_Rev06.pdf.
- Habashi, F. 2000. A Textbook of Hydrometallurgy, 2nd Edition. Doi: 13. 10.1016/S0892-6875(00)00127-8.
- Instituto Tecnológico Geominero de España (ITGE) 1994. Minería Química. Ed. Instituto Tecnológico Geominero de España. 200 pp. España.
- Jeffrey, M. I., Breuer, P. L. 2000. The kinetics of the dissolution of gold in alkaline cyanide solution: An electrochemical study. *Hydrometallurgy*, 57(3): 223-233.
- Jones, A. 2022. Estimation techniques in mineral processing. *International Journal of Mineral Processing*, 169: 105-120. <https://doi.org/10.1016/j.minpro.2022.169>
- Jones, K., Brown, M., García, R. 2019. Effects of air pressure on gold leaching efficiency. *Minerals Engineering*, 125: 74-79. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2018.08.003>
- Lee, M. 2019. Advances in mineral concentration estimation. *Journal of Metallurgy*, 125(4), 89- 102. <https://doi.org/10.1007/s00125-019-0125-4>
- Marsden, J., House, I. 1992. The Chemistry of Gold Extraction, Ellis Horwood, New York. <https://www.saimm.co.za/Journal/v092n10p282.pdf>
- Mina Pirquitas Inc. 2008. Proyecto Minas Pirquitas, Manual de Operaciones, Capítulo 1, Descripción del Proceso Metalúrgico. 96 pp.
- Minera Aguilar S.A. 2003. Manual de operación de la planta de la mina El Aguilar. Informe inédito.
- Minera Aguilar S.A. 2007. Presentación Power Point (fundición Palpalá), Flow sheet por sectores. 6 pp. Informe inédito.
- Minera Aguilar S.A. 2009. Flow sheet de la mina El Aguilar, 1pp. Flow sheet por sectores – presentación Power Poit, 6 pp.
- Minera Alumbreira Ltd. 2009. Descripción del proceso y variables de la flotación, Planta de Molibdeno. 7 pp. Informe inédito.
- Minera Andacollo Gold S.A. 2006. Manual de operación de la planta de la mina Andacollo. Informe inédito.
- Minera Argentina Gold S.A. 2009. Veladero Mine. Lom Report, 2009. Prepared and Compiled by: VELADERO MINE Technical Services Department, South American Regional Business Unit, San Juan – Argentina, 77 pp.
- Minera Santa Cruz S.A. 2019. 5° Actualización Informe de Impacto Ambiental de Explotación 2018.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Marmol, G., Uribarri, R., Machado, G. 2010. Proyecto: Reconocimiento de Procesos Productivos Mineros. Muestreo de Productos Mineros Exportables - Mina Gualcamayo, 22 pp., Buenos Aires, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4236>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Marmol, G., Machado, G. 2011. Proyecto: Reconocimiento de Procesos Productivos Mineros. Muestreo de Productos Mineros Exportables - Mina Martha, 20 pp., Buenos Aires, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4237>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Marmol, G., Machado, G. 2012. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina Andacollo, 15 pp., Buenos Aires, enero 2012, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4253>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Marmol, G., Machado, G., Uribarri, R. 2012. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina Veladero. 17 pp. Buenos Aires, noviembre 2012, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4256>.

- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G., Machado, G., Uribarri, R. 2013. Reconocimiento de Procesos Productivos Mineros y Muestreo de Productos Mineros Exportables - Cerro Vanguardia. 48 pp. Buenos Aires, agosto 2013, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4281>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G., Machado, G. 2014. Proyecto: Reconocimiento de Procesos Productivos Mineros. Muestreo de Productos Mineros Exportables. Proyecto Fénix. 28 pp. Buenos Aires, julio 2014, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4303>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G., Machado, G. 2015. Proyecto: Reconocimiento de Procesos Productivos Mineros. Muestreo de Productos Mineros Exportables - Mina San José. 42 pp. Buenos Aires, mayo 2015, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4306>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G., Machado, G. 2016. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina Bajo de la Alumbra. 31 pp. Buenos Aires, junio de 2016, Servicio Geológico Minero Argentino. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4307>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G. 2017. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina El Aguilar. 48 pp. Buenos Aires, febrero de 2017, Servicio Geológico Minero Argentino. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4314>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G. 2018. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables. Establecimientos de Bórax Argentina. 26 pp. Buenos Aires, enero 2018, Servicio Geológico Minero Argentino. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4313>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G. 2019. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina Casposo. 35 pp. Buenos Aires, febrero de 2019, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4468>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G., Uribarri, R. 2020. Proyecto: Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina Pirquitas. 53 pp. Buenos Aires, marzo 2020, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4381>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G. 2021. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina Sierra Grande. 22 pp. Buenos Aires, enero 2021, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4379>.
- Parra, R., Cozzi, G., Del Mármol, G., Machado, G., Uribarri, R. 2022. Reconocimiento de procesos productivos mineros y muestreo de productos mineros exportables - Mina Manantial Espejo. 17 pp. Buenos Aires, mayo de 2022, Servicio Geológico Minero Argentino. Instituto de Geología y Recursos Minerales. Instituto de Tecnología Minera. <https://repositorio.segemar.gov.ar/handle/308849217/4483>.
- Sutulov, A. 1963. Flotación de Minerales. Instituto de Investigaciones Tecnológicas. Universidad de Concepción. 328 pp.
- Troy Resources Argentina Ltd. 2010. Proyecto Casposo, Descripción de la Planta de Proceso de Au y Ag, Calingasta-San Juan-Argentina, 36 pp.