

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATOLICA DE VALPARAISO  
FACULTAD DE INGENIERIA  
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO PARA OBTAR AL TITULO DE INGENIERO  
CIVIL EN METALURGIA EXTRACTIVA

**DISEÑO Y MONTAJE DE PLANTA PILOTO  
PARA TRATAMIENTO DE SOLUCIONES  
MINERA FLORIDA LTDA.**

**Raúl Bahamondes Araya**

**Profesor Guía:  
Horacio Aros Meneses**

**2008**

## **AGRADECIMIENTOS**

El presente trabajo simboliza la culminación de una etapa en mi vida, que hoy finalizo gracias al invaluable esfuerzo de mis padres, Victoria y Raúl.

Gracias por todo lo que me han dado, espero algún día poder retribuirlos.

Gracias también a mis hermanos, María Victoria y Eduardo por su apoyo y compañía.

Como olvidar en este momento a mis compañeros y amigos de la Universidad, gracias por hacer tan agradables estos años y espero sigamos viéndonos siempre.

Gracias también a mis profesores, por entregarme sus conocimientos y valores. Especialmente al Sr. Horacio Aros, quien me guio y apoyo en este trabajo.

Por ultimo y no menos importante, quiero agradecer a Don Miguel Fuenzalida y a Jean Pierre Mery, quienes me dieron todas las facilidades para realizar este trabajo, en Minera Florida, y en el presente siguen siendo mi apoyo como amigos y compañeros de trabajo en mi vida laboral.

## RESUMEN

El presente estudio analiza la factibilidad de disminuir el porcentaje de impurezas, principalmente cobre, en el Metal Doré (aleación principalmente de oro y plata), producto final de la empresa Minera Florida Ltda.

Se analizó los procesos involucrados en la producción del Metal Doré y las alternativas disponibles para disminuir la presencia de impurezas, con objeto de identificar en los procesos de la Planta alguna zona que pudiese ser intervenida para solucionar el problema planteado. En acuerdo con el Gerente de Planta, se centro el estudio en tres alternativas de proceso; Inhibir la Lixiviación de cobre mediante un agente químico, Remoción de cobre de la Solución Rica mediante Membranas de Nanofiltración y Precipitación de cobre de la Solución Rica mediante la Oxidación Selectiva de Cianuros (Proceso OSC).

En una primera fase del estudio se realizaron ensayos para probar las alternativas de proceso a escala de laboratorio. Se postergo la posibilidad de profundizar el estudio de la utilización de Membranas de Nanofiltración, debido a que conseguir el equipamiento necesario para probar esta alternativa demoraba alrededor de 6 meses.

Los resultados del agente químico que teóricamente inhibía la lixiviación de cobre no fueron los esperados, razón por la cual se descarto este proceso.

Las pruebas de Purificación de la Solución Rica mediante la Oxidación Selectiva de Cianuros, lograron eliminar de la solución el 90, 99 y 85 % de Cu, Zn y Pb respectivamente. Para el caso de los metales preciosos o metales de interés, el Proceso OSC mostró también resultados satisfactorios manteniéndose en solución un 99,71 % del oro y un 97,38 % de la plata.

Consecuencia de los resultados obtenidos en los ensayos de laboratorio se tomo la decisión de reproducir a nivel piloto el Proceso OSC, para esto se diseño y monto una planta piloto, la que tuvo un costo de \$ 7.049.062.

# INDICE GENERAL

Resumen.....	i
Índice General.....	ii
Índice de Tablas.....	iv
Índice de Figuras.....	v
Capitulo 1: Introducción .....	1
1.1 Objetivos .....	1
1.1.1 Objetivo General.....	2
1.1.2 Objetivos Específicos.....	2
1.2 Antecedentes Generales de la Faena .....	3
1.2.1 Ubicación .....	3
1.2.2 Reseña Histórica.....	4
1.2.3 General .....	5
1.2.4 Geología.....	5
1.2.5 Mina .....	5
1.2.6 Etapa de Chancado, Molienda y Flotación.....	6
1.2.7 Etapa de Lixiviación de Concentrado .....	8
1.2.8 Relaves .....	10
1.2.9 Personal .....	11
1.2.10 Agua Industrial .....	12
1.2.11 Energía Eléctrica.....	12
1.2.12 Permisos Ambientales .....	12
Capitulo 2: Análisis de la Presencia de cobre en las soluciones de oro y plata ....	14
2.1 Etapa de Flotación .....	17
2.2 Etapa de Lixiviación .....	22
2.3 Etapa de Electrolisis de Solución Rica .....	26
2.4 Etapa de Producción de Metal Doré.....	28
2.5 Conclusiones del Capitulo .....	31
Capitulo 3: Descripción de Procesos Planta de Lixiviación.....	33
3.1 Lixiviación.....	33
3.1.1 Ajuste y Control de las variables de Lixiviación .....	35
3.1.1.1 Concentración de Cianuro .....	36
3.1.1.2 Concentración de Oxígeno .....	38
3.1.1.3 pH de la Pulpa .....	39
3.2 Espesamiento y Filtrado .....	41
3.3 Clarificación y Circulación de Soluciones.....	43
3.4 Producción de Metal Doré .....	45
3.4.1 Electrodeposición de Solución Rica .....	45
3.4.2 Filtración de Barros y Retorteo .....	50
3.4.3 Fusión del Metal Doré.....	52

3.5 Tratamiento de Solución Pobre .....	56
3.6 Conclusiones del Capitulo .....	61
Capitulo 4: Alternativas para el Control de Impurezas en la Solución Rica .....	63
4.1 Búsqueda de Información .....	63
4.1.1 Inhibición de la Lixiviación de Cobre .....	64
4.1.2 Remoción de Cobre mediante Membranas de Nanofiltración .....	77
4.1.3 Precipitación de Cobre de Soluciones por Oxidación Selectiva de Cianuros .....	83
4.2 Conclusiones del Capitulo .....	102
Capitulo 5: Diseño de Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	104
5.1 Descripción de Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	105
5.1.1 Proceso O.S.C. ....	105
5.1.2 Proceso de Electro-Obtención .....	107
5.2 Balance de Masa Proceso O.S.C. ....	109
5.3 Diseño Básico Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	111
5.3.1 Equipos Principales. ....	111
5.3.2 Equipos Anexos. ....	112
5.3.3 Instrumentación. ....	113
5.3.4 Cañerías y Válvulas .....	114
5.3.5 Insumos Principales .....	115
5.4 Layout Planta Piloto .....	116
5.5 P&ID Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	119
5.6 Consumo de Energía Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	120
Capitulo 6: Costo Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	122
6.1 Costo Equipos Principales Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	122
6.2 Costo Equipos Anexos Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	123
6.3 Costo Equipos de Instrumentación y Control .....	123
6.4 Costo Cañerías y Válvulas Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	124
6.5 Costo Fittings Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	125
6.6 Costo Montaje Hidráulico Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	126
6.7 Costo Montaje Eléctrico Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	127
6.8 costo Total Construcción y Montaje Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	128
Capitulo 7: Conclusiones .....	130
Capitulo 8: Bibliografía .....	132
Anexo A: Memorias de Cálculos .....	134
Anexo B: Proyección de Equipos Necesarios y Evaluación Económica para Implementar Proceso Industrial O.S.C Minera Florida Ltda. ....	178
Anexo C: Glosario de Términos .....	185

Anexo D: Flowsheet Planta de Lixiviación.....	190
Anexo E: Constantes de Equilibrio de Complejos Cianurados .....	192

## INDICE DE TABLAS

Tabla N° 1: Equipos Principales Mina.....	6
Tabla N° 2: Rangos de Producción.....	9
Tabla N° 3: Equipos Principales Planta .....	10
Tabla N° 4: Características del Mineral alimentado a Flotación año 2004.....	17
Tabla N° 5: Características del Mineral alimentado a Flotación año 2005.....	17
Tabla N° 6: Características del Concentrado producido año 2004 .....	20
Tabla N° 7: Características del Concentrado producido año 2005 .....	20
Tabla N° 8: Composición de la Solución Rica año 2004 .....	22
Tabla N° 9: Composición de la Solución Rica año 2005 .....	23
Tabla N° 10: Composición de la Solución Pobre año 2004.....	23
Tabla N° 11: Composición de la Solución Pobre año 2005.....	24
Tabla N° 12: Producción y composición Metal Doré año 2004 .....	28
Tabla N° 13: Producción y composición Metal Doré año 2005 .....	29
Tabla N° 14: Condiciones Operacionales Proceso de Lixiviación.....	33
Tabla N° 15: Tiempo de Ciclo de Filtrado.....	42
Tabla N° 16: Condiciones iniciales a Electrodeposición.....	43
Tabla N° 17: Condiciones de Operación Electro-Obtención .....	46
Tabla N° 18: Temperaturas de Fusión y Ebullición de Metales .....	46
Tabla N° 19: Descripción de Procesos Planta de Lixiviación .....	53
Tabla N° 20: Reactivos Inhibidores de Cobre.....	67
Tabla N° 21: Resultados de Pruebas Experimentales Patente 5,061,459.....	67
Tabla N° 22: Parámetros Generales.....	69
Tabla N° 23: Consumo de Reactivos.....	69
Tabla N° 24: Ensayos Experimentales Programados .....	70
Tabla N° 25: Resultados Pruebas de Lixiviación con Reactivos Inhibidores de la Lixiviación de Cobre.....	71
Tabla N° 26: Resultados Pruebas de Lixiviación con Reactivos Inhibidores de la Lixiviación de Cobre.....	72
Tabla N° 27: Resultados Pruebas de Lixiviación con Reactivos Inhibidores de la Lixiviación de Cobre.....	73
Tabla N° 28: Parámetros Generales Pruebas Proceso O.S.C.....	87
Tabla N° 29: Pruebas de Oxidación Selectiva de Impurezas.....	88
Tabla N° 30: Pruebas de Oxidación Selectiva de Impurezas.....	89
Tabla N° 31: Pruebas de Oxidación Selectiva de Impurezas.....	90
Tabla N° 32: Parámetros Operacionales Pruebas de EW.....	94
Tabla N° 33: Pruebas de EW Programadas.....	95
Tabla N° 34: Pruebas de EW Programadas (2).....	96
Tabla N° 35: Resultados Pruebas de EW (Parte 1) .....	97
Tabla N° 36: Resultados Pruebas de EW (Parte 2) .....	98
Tabla N° 37: Parámetros de Diseño Equipos Principales .....	111
Tabla N° 38: Parámetros de Diseño Equipos Anexos.....	112
Tabla N° 39: Instrumentación y Control.....	113

Tabla N° 40: Cañerías y Válvulas .....	114
Tabla N° 41: Válvulas.....	115
Tabla N° 42: Insumos Principales.....	115
Tabla N° 43: Consumo Energía Planta Piloto.....	120
Tabla N° 44: Costo Equipos Principales.....	122
Tabla N° 45: Costo de Equipos Anexos .....	123
Tabla N° 46: Costo de Equipos de Instrumentación y Control .....	123
Tabla N° 47: Costo de Cañerías.....	124
Tabla N° 48: Costo de Válvulas.....	125
Tabla N° 49: Costo de Fittings.....	126
Tabla N° 50: Costo de Montaje Hidráulico.....	127
Tabla N° 51: Costo de Montaje Eléctrico.....	127
Tabla N° 52: Costo Total de Planta Piloto .....	128

## INDICE DE FIGURAS

Figura N° 1: Mapa de Ubicación Minera Florida Ltda.....	3
Figura N° 2: Etapa de Chancado .....	7
Figura N° 3: Etapa de Molienda y Flotación .....	8
Figura N° 4: Etapa de Producción de Metal Doré .....	10
Figura N° 5: Organigrama Minera Florida Ltda.....	11
Figura N° 7: Características del Mineral alimentado a Flotación año 2004 .....	18
Figura N° 8: Características del Mineral alimentado a Flotación año 2005 .....	19
Figura N° 9: Características del Concentrado producido año 2004 .....	21
Figura N° 10: Características del Concentrado producido año 2005.....	21
Figura N° 11: Composición de la Solución Rica año 2004.....	24
Figura N° 12: Composición de la Solución Rica año 2005.....	25
Figura N° 13: Concentración de Solución Pobre año 2004.....	26
Figura N° 14: Concentración de Solución Pobre año 2005.....	27
Figura N° 15: Composición del Metal Doré año 2004 .....	29
Figura N° 16: Composición del Metal Doré año 2005 .....	30
Figura N° 17: Complejos Cianurados de Cobre y Cinc .....	37
Figura N° 18: Equilibrios de HCN y CN en Solución Acuosa v/s pH.....	41
Figura N° 19: Unidad de Nanofiltración .....	81
Figura N° 20: Recuperación de Oro en Pruebas con Reactivos Inhibidores de Cobre.....	74
Figura N° 21: Recuperación de Plata en Pruebas con Reactivos Inhibidores de Cobre.....	75
Figura N° 22: Recuperación de Cobre en Pruebas con Reactivos Inhibidores de Cobre.....	76
Figura N° 23: Resultados de Au y Ag en Pruebas Proceso O.S.C.....	91
Figura N° 24: Resultados de Impurezas en Pruebas Proceso O.S.C. ....	92
Figura N° 25: Recuperaciones de Au, Ag y Cu en Pruebas de EW.....	100
Figura N° 26: Recuperaciones de Au, Ag y Cu en Pruebas de EW (2) .....	101
Figura N° 27: Proceso de Oxidación Selectiva de Cianuros .....	106
Figura N° 28: Proceso de Electro-Obtención.....	108
Figura N° 29: Balance de Masa Proceso O.S.C.....	109
Figura N° 30: Ubicación de Planta Piloto en Diagrama Industrial Minera Florida	116

Figura N° 31: Layout Planta Piloto Proceso O.S.C. ....	117
Figura N° 32: Plano Isométrico General Planta Piloto.....	118
Figura N° 33: Diagrama de Instrumentación y Proceso Planta Piloto.....	119

**CAPITULO 1**  
**INTRODUCCIÓN**

# 1. INTRODUCCIÓN

Minera Florida Ltda., perteneciente a partir del año 2006 al grupo Meridian Gold Inc., produce Metal Doré a través de la extracción de oro y plata desde minerales por el método de lixiviación por cianuración de concentrados.

El proceso para obtener el Metal Doré consiste en los Procesos de Chancado, Molienda, Flotación, Lixiviación, Electro-obtención y Fundición.

Luego de las etapas de chancado, molienda y flotación, el proceso de lixiviación genera un promedio de 10 m<sup>3</sup>/hora de Solución Rica, que contiene oro, plata, cobre, plomo, cadmio y cinc. La solución rica es filtrada, calentada y enviada al proceso de electro-obtención de metales preciosos.

En la electro-obtención no solo se deposita el oro y plata, sino también cobre, plomo y cadmio. El plomo y el cadmio son removidos en la etapa de Fundición. Sin embargo, la remoción de cobre en la etapa de Fundición se efectúa con una baja eficiencia ya que este elemento presenta un punto de fusión similar al oro, lo que se traduce en altos contenidos de cobre en el Metal Doré producido. Si el cobre en el doré es mayor a un 3 %, se aplican castigos comerciales al producto, lo que conlleva una menor rentabilidad del negocio.

Según lo anterior, se hace necesario remover principalmente el cobre de la Solución Rica, para obtener un Metal Doré de mayor calidad. En la actualidad, el control del contenido de cobre en el Metal Doré se realiza ajustando las condiciones operacionales del proceso de electro-obtención, sin embargo, los altos contenidos de cobre en el electrolito dificultan la producción de oro y plata con bajos niveles de cobre. Se estima que la aplicación del proceso de oxidación y precipitación selectiva de cobre a la solución rica (Proceso OSC), previo a la electro-obtención, permitirá operar este proceso en forma más estable y con un menor consumo eléctrico.

Según pruebas de laboratorio realizadas en Minera Florida Ltda., y en la Escuela de Ingeniería Química de la Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, la remoción de cobre puede efectuarse mediante la aplicación de una oxidación controlada de ciertos elementos contenidos en la solución rica, seguida de una filtración de los sólidos precipitados.

## **1.1 OBJETIVOS**

### **1.1.1 OBJETIVO GENERAL**

Diseñar y montar una Planta Piloto para realizar el tratamiento de soluciones, con objeto de controlar las impurezas en el Metal Doré de Minera Florida Ltda.

### **1.1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Evaluar las alternativas disponibles y aplicables al proceso de producción de Minera Florida Ltda.
- Realizar los ensayos de laboratorio para generar la información necesaria para el proceso seleccionado.
- Diseñar y montar una Planta Piloto
- Realizar pruebas de puesta en marcha a la Planta Piloto.

## 1.2 ANTECEDENTES GENERALES DE LA FAENA

### 1.2.1 Ubicación

Minera Florida Ltda., se ubica en la comuna de Alhué, Provincia de Melipilla, en la Región Metropolitana, distante 150 km al suroeste de la ciudad de Santiago. La comuna de Alhué posee una gran vegetación y una superficie de 840,6 kilómetros cuadrados, los cuales limitan al norte con Melipilla y Paine; al sur con las Cabras, Coltauco y Doñihue; al este con Rancagua, Graneros y Mostazal, y al oeste con San Pedro. A la Villa Alhué se accede por camino público asfaltado, desde allí, por un camino ripiado de 12 km se llega a la Planta. Las instalaciones de la Mina se ubican a 10 km hacia el este de la Planta. En la Figura 1 se entrega un mapa que muestra la ubicación de la faena.



FIGURA 1: MAPA DE UBICACIÓN MINERA FLORIDA LTDA

## 1.2.2 Reseña Histórica

El distrito minero Alhué es conocido desde la segunda mitad del siglo XVI por la explotación de lavaderos de oro. A fines del siglo XVIII se comienza la explotación de vetas con oro nativo y su tratamiento posterior con molienda y amalgamación en trapiches de piedra.

Alrededor de 1886 la Albion Mining Company (empresa escocesa) se instala en la Quebrada de Agua Fría y construye la primera planta de Cianuración en Chile; esta compañía opera hasta 1929.

En 1934 la Sociedad Aurífera Alhué se instala con una Planta de Flotación de 1800 TMS/mes, de beneficio, la que se mantuvo hasta 1944.

Durante las siguientes décadas no hubo actividad minera en el distrito hasta que la Sociedad Minera Maipo, filial de S.L.M. Las Cenizas, inició los trabajos de exploraciones y evaluación geológica en el año 1986; comenzando su producción en 1987. En ese mismo año se construyó una Planta Concentradora con capacidad para procesar 30.000 TMS/mes, ubicada a 10 km al oeste de la Mina base (Mina Pedro Valencia).

Hasta la fecha, S.L.Minera Maipo (y sus sucesoras a partir del año 2000, Minera Florida S.A. y a partir del año 2006 Minera Florida Ltda.), ha procesado 5.500.000 TMS, con leyes medias de 5.7 g/t de Oro y 56 g/t de Plata y ha producido 227.000 TMS de concentrado con 114 g/t de oro y 1.038 g/t de plata.

El segundo semestre del año 2001, se incorporó al proceso una Planta de Lixiviación de Concentrado y una Planta de Flotación de Cinc para resolver los problemas de impurezas de plomo y cinc contenidos en los concentrados de oro, que hacían difícil su comercialización. El producto final es 750 kilos/mes de Metal Doré con 20% de oro y 78% de plata y un concentrado de cinc con una ley de 55%. El Metal Doré se vende a nivel nacional e internacional y el concentrado de cinc se exporta a Canadá principalmente.

### **1.2.3 General**

La faena se abastece de yacimientos arrendados a Sociedad Contractual Minera Agua Fría y de yacimientos propios, a un ritmo de 35.000 TMS/mes.

### **1.2.4 Geología**

El distrito minero de Alhué, se caracteriza por la presencia de numerosos cuerpos silicios etiformes, los que contienen valores económicos de oro y plata además de la presencia subordinada de cinc, plomo y cobre.

Estos yacimientos han sido clasificados como epitermales de baja sulfidización, los que en su gran mayoría se encuentran emplazados en rocas volcánicas y volcanoclásticas de la formación Lo Valle de edad Cretácico Superior.

Las vetas están emplazadas en fallas preexistentes permitiendo subdividirlas en tres tipos: Vetas Este – Oeste (fallas antitéticas), vetas Norte – Sur (fallas de desgarre principal) y vetas NW – SE (fallas tensionales).

### **1.2.5 Mina**

El método de explotación utilizado es de Caserones Abiertos con Subniveles (Sublevel Stopping), usando perforación radial con equipos electrohidráulicos.

Las operaciones de Carguío y Transporte se efectúan mediante un servicio contratado a terceros, que se realiza con cargadores frontales del tipo Volvo L-120 y camiones de carretera de 20 toneladas.

Los trabajos de preparación son del orden de 300 m/mes, de galerías de 3.4 x 3.4 m<sup>2</sup> de sección.

	<b>AÑO FABRICACIÓN</b>
2 Jumbo de Avance Boomer H-281	1999-2000
1 Jumbo de Avance Boomer H-126	1989
Jumbo Radial Simba H-254	1999
Jumbo Boomer H-104	1998
DTH Minidrill (Drillco)	1995
2 LHD Wagner ST2D	1990
LHD Wagner ST2D	1994
2 LHD Wagner ST3.5	1999-2000
Compresor Atlas Copco GA – 1207.5	1995
Utilitario Atlas Copco Rocmec c/ ANOL CC300	2001

**TABLA 1: EQUIPOS PRINCIPALES MINA**

### **1.2.6 Etapa de Chancado, Molienda y Flotación.**

En la Figura N° 2 se muestra un diagrama de la etapa de chancado, la que se describe a continuación.

La Planta en una primera etapa es alimentada con mineral proveniente desde la mina, transportado por camiones, al chancado primario que tiene por equipo principal un Chancador modelo Jaw Master. Una vez reducido de tamaño, es llevado a través de correas transportadoras hacia una primera etapa de clasificación, compuesta por un harnero que posee dos mallas en serie, ambas de goma. El sobre tamaño pasa a un Chancador de Cono modelo Symond, esta etapa es denominada chancado secundario. El mineral bajo tamaño es alimentado en conjunto con el material chancado proveniente del Chancador Terciario, modelo H-4000 tipo Hidrocono, a un segundo harnero, el que también posee 2 mallas de clasificación, estas últimas mallas son de poliuretano y tienen una abertura de 10 mm. El producto de estos harneros, con una granulometría 100 % - 10 mm reúne las condiciones para pasar a la siguiente etapa.

El producto de chancado es dispuesto en silos de acopio desde donde se alimenta la línea de molienda, el equipo principal es un molino de 12' X 14' y tiene un motor de 1320 HP de potencia.

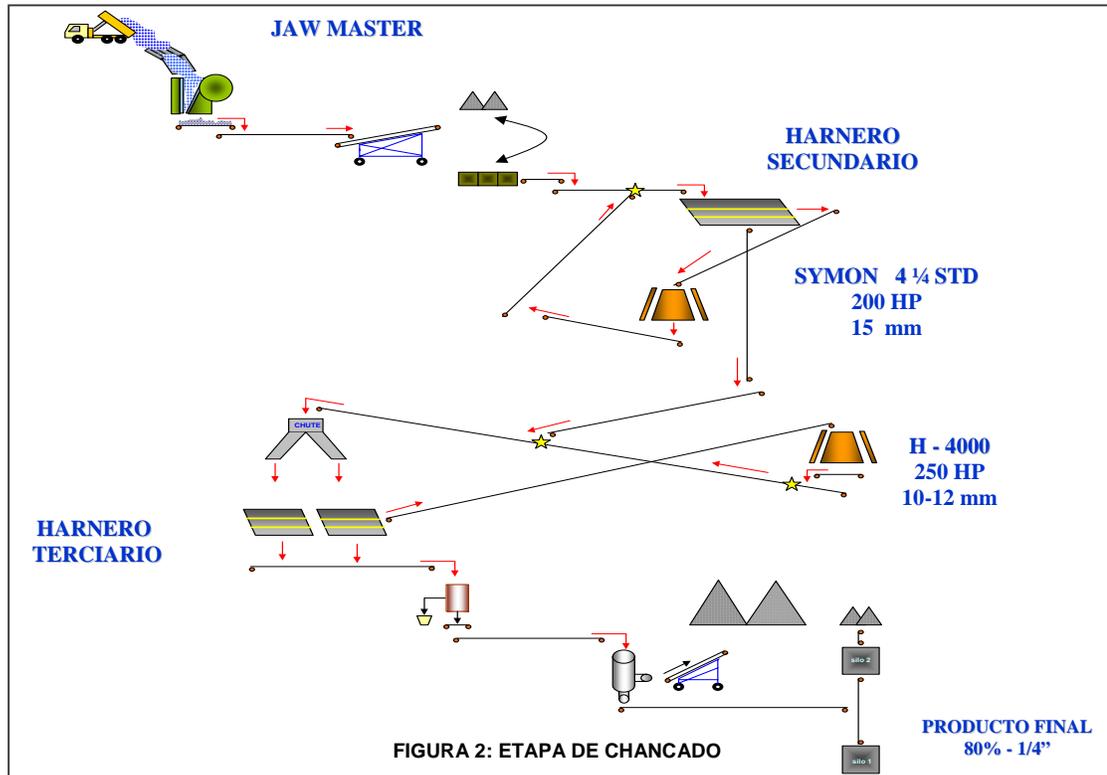


FIGURA 2: ETAPA DE CHANCADO

El molino tiene una capacidad de tratamiento aproximada de 1200 TPD, el funcionamiento de este, depende de la cantidad de agua y de la cantidad de sólidos procesados.

El grado de llenado debe estar alrededor del 43 %. La pulpa producto del molino es enviada hacia dos ciclones de doble efecto, el primero un ciclón plano, clasifica el mineral, enviando por la parte superior la pulpa fina (overflow) y por la parte inferior la pulpa más gruesa (underflow). La pulpa fina pasa al estanque acondicionador y la pulpa gruesa a un segundo ciclón, de tipo cónico. Este reclasifica el mineral enviando su overflow al estanque acondicionador y el underflow retornándolo al molino. En el estanque acondicionador, se agregan los reactivos necesarios para la etapa de Flotación de Au, Ag y Zn, los cuales son, AF-208, SF-114 y DF-400. Esta pulpa pasa a dos bancos de 28 celdas cada uno divididos en 14 Rougher, 4 Cleaner, 4 Recleaner y 6 Scavenger. El concentrado producto de la Flotación pasa a un espesador de concentrado para su posterior envío al proceso de Lixiviación y las colas agotadas son enviadas hacia el

tranque de relaves ubicado al norte de la planta. La Figura N° 3 muestra un esquema simplificado de las etapas de molienda y flotación.

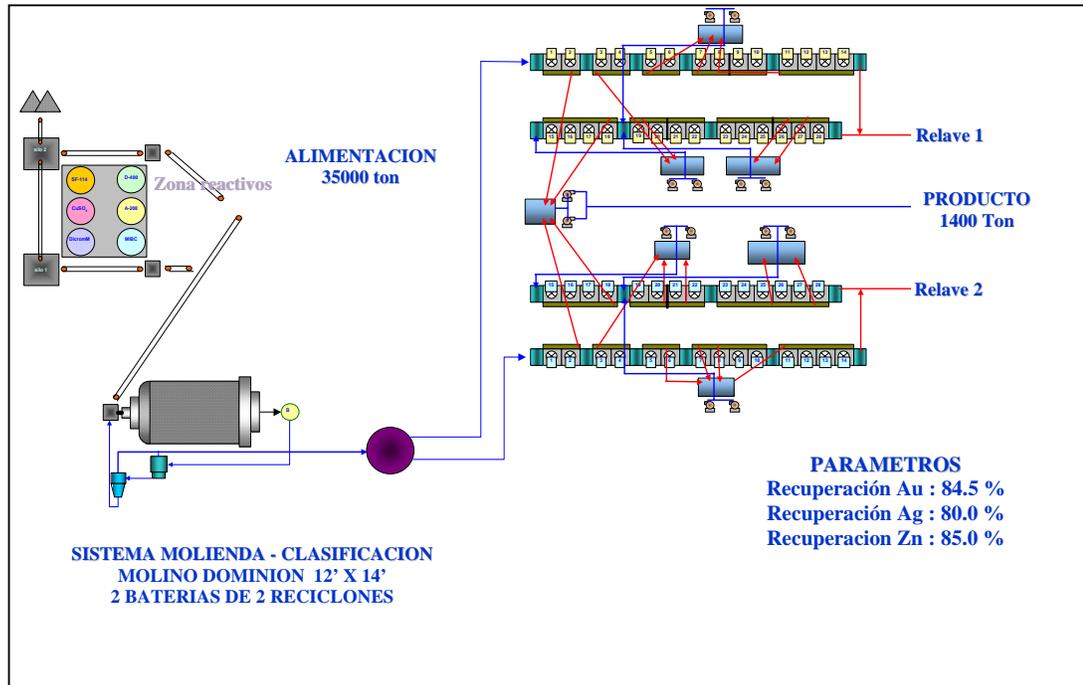


FIGURA 3: ETAPA DE MOLIENDA Y FLOTACION BULK

### 1.2.7 Etapa de Lixiviación de Concentrado

La segunda etapa, consiste en la Lixiviación de Concentrado y una Concentradora de Cinc, que incluye: 6 estanques de lixiviación y una sala de oro, 4 celdas de electro-obtención, 1 filtro clarificador, 1 filtro prensa, 1 horno de retorta y 1 horno de fusión.

En la Figura N° 4 se muestra un diagrama simplificado de la Etapa de Lixiviación de Concentrado.

El procesamiento del concentrado de metales preciosos se realiza por disolución del oro y la plata con una solución de cianuro de sodio (NaCN), seguida de la electro-obtención de estos metales desde la solución rica de lixiviación, en forma de un barro catódico que se procesa primero a temperatura media en un

horno tipo retorta para recuperar los posibles elementos volátiles y luego, en un horno basculante, se procede a fundir el material a alta temperatura produciéndose el Metal Doré, denominación dada a la aleación metálica compuesta de plata y oro.

El concentrado lixiviado y filtrado, que es rico en cinc, se reprocesa por flotación en la misma Planta Alhué, al igual que la escoria obtenida de la fusión en el horno basculante, rica en oro y plata.

La solución pobre en oro y plata, obtenida luego de la etapa de electro-obtención, se utiliza en dos puntos del proceso: una fracción menor se recircula para el repulpeo inicial del concentrado, y la fracción mayor se procesa para precipitar metales pesados, como cinc y cobre, destruyéndose como consecuencia el cianuro. La solución pobre se somete al proceso INCO, reconocida patente de abatimiento de metales y destrucción de cianuro, transformándose en agua reutilizable en el proceso. El precipitado de metales obtenido en el tratamiento de la solución pobre, rico en cobre y cinc, se comercializa como concentrado de los metales nombrados.

Los rangos esperados de producción para los distintos productos son los siguientes:

Oro	1700 - 1800	Kg/año
Plata	16000 - 18000	Kg/año
Concentrado de Zinc	6500 - 7500	ton/año
Precipitado Cu/Zn	110 - 135	ton/año

TABLA 2: RANGOS DE PRODUCCION

El producto Metal Doré es transportado por terceros a los clientes nacionales y otra parte es exportada a clientes internacionales. El Concentrado de cinc será despachado a puerto en camiones contratistas, para ser exportado.

Planta Lixiviación de Concentrado	Año Instalación
6 Estanques Lixiviación 50 m <sup>3</sup> c/u	2001
4 celdas de electroobtención Summit Valley 125	2000
1 Filtro Larox Scheibler 30 m <sup>2</sup>	2001
Horno de retorta Summit Valley 12MR1LPG	2000
Horno de fusión Summit Valley T-200	2000

TABLA 3: EQUIPOS PRINCIPALES PLANTA

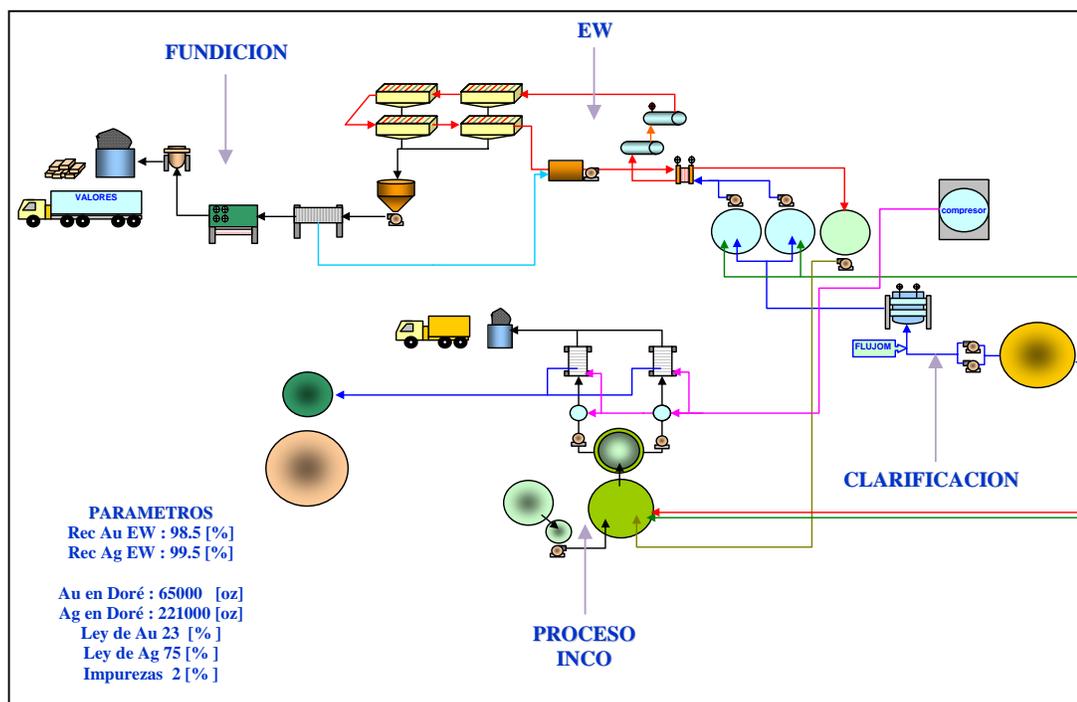


FIGURA 4: ETAPA DE PRODUCCION DE METAL DORE

## 1.2.8 Relaves

Se dispone de un tranque de relaves en operación, - aprobado por el Servicio Nacional de Geología y Minería en 1995 (Resolución N° 201) y por la Comisión Regional de Medio Ambiente, Región Metropolitana (Estudio de Impacto Ambiental, Resolución exenta N° 1333, de 1995), cuya capacidad remanente a partir de enero de 2001 es de 1.9 millones de toneladas y se completará en el curso del año 2006. Por otra parte, existe una superficie de propiedad de la

Compañía donde se terminó la construcción de un nuevo tranque, el que se encuentra en condiciones para entrar en operación.

### 1.2.9 Personal

Actualmente en la faena laboran alrededor de 240 personas en las operaciones de mina y planta. Además, existe una dotación de 90 personas de diferentes empresas contratistas que prestan distintos servicios en la faena.

A continuación se presenta el Organigrama de la estructura Gerencial de Minera Florida Ltda.

### Organigrama Minera Florida Ltda.

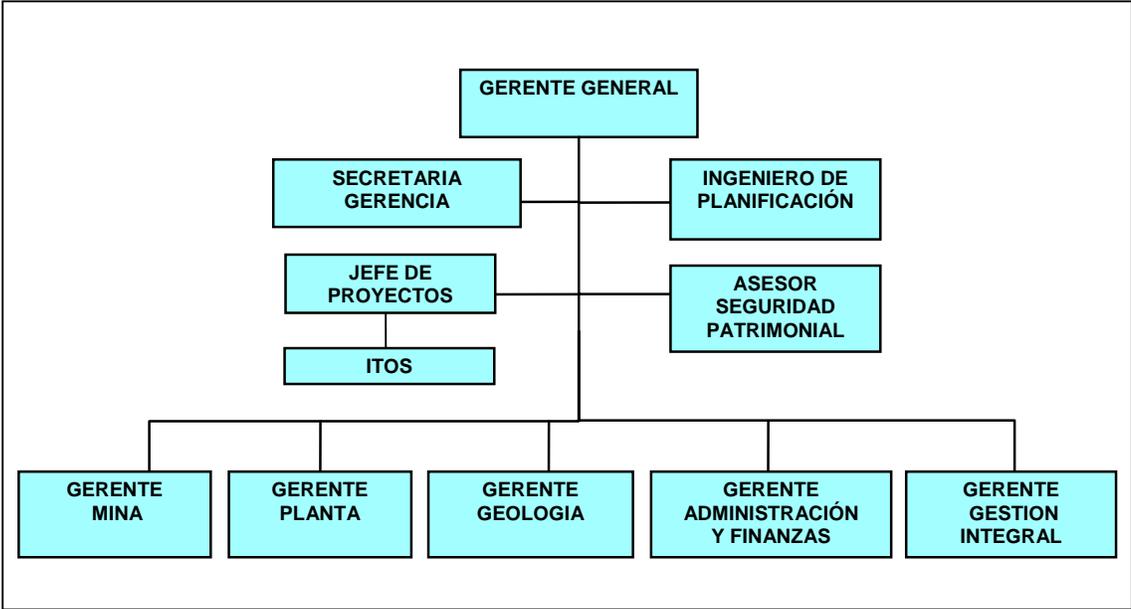


FIGURA 5: ORGANIGRAMA MINERA FLORIDA LTDA

### 1.1.10 Agua Industrial

Se utiliza una captación de aguas superficiales provenientes de la Quebrada El Roble, con una aducción de 6 km de largo. Los derechos existentes son propiedad del Fundo Agrícola Alhué, por 60 lts/seg, adquiridos junto con la compra del terreno, mediante escritura pública de compraventa del 3 de mayo de 1989. Además, existen derechos de aprovechamiento de aguas subterráneas, por

25.5 lts/seg, y superficiales por 100 lts/seg, aprobados por la Dirección General de Aguas entre los años 1987 y 1989.

### **1.1.11 Energía Eléctrica**

La energía se obtiene del Sistema Interconectado Central (S.I.C.), a través de la empresa distribuidora EMELECTRIC S.A. (Empresa Eléctrica de Melipilla, Colchagua y Maule S.A.).

### **1.1.12 Permisos Ambientales**

La faena cuenta con un Estudio de Impacto Ambiental, aprobado por la Comisión Regional de Medio Ambiente de la Región Metropolitana (COREMA, RM), mediante Resolución Exenta N° 1333 de 1995, con motivo de la ampliación del tranque de relaves, que regula las operaciones de la Planta Concentradora.

Por otra parte, mediante Resolución Exenta N° 060/2000 del 2 de febrero de 2000, la Comisión Nacional de Medio Ambiente, CONAMA, califica como ambientalmente favorable la Declaración de Impacto Ambiental del Proyecto "Lixiviación de Concentrados Alhué".

El Servicio de Salud Metropolitano del Ambiente, SESMA, otorgó el Certificado de Calificación Industrial N° 3852 del 17 de mayo de 2000, que autoriza el funcionamiento de la Planta de Lixiviación de concentrado.

Existen otros permisos sectoriales, que definen los alcances técnicos del proyecto en concordancia con las normas y reglamentos vigentes en el país.

## **CAPITULO 2**

# **ANÁLISIS DE LA PRESENCIA DE COBRE EN LAS SOLUCIONES DE ORO Y PLATA**

## 2. ANÁLISIS DE LA PRESENCIA DE COBRE EN LAS SOLUCIONES DE ORO Y PLATA

Los métodos tradicionales para recuperar metales preciosos desde minerales, incluyen el tratamiento de estos con soluciones de lixiviación cianuradas, las que provienen de la disolución de una gran variedad de compuestos de cianuro, por ejemplo cianuro de sodio (NaCN), cianuro de potasio (KCN), cianuro de calcio (Ca(CN)<sub>2</sub>), tiocianatos (NaSCN, KSCN o Ca(SCN)<sub>2</sub>) y otros. Como resultado se producen complejos cianurados de oro y plata durante el contacto entre el mineral y la solución de lixiviación. Estos complejos contienen uno o más iones de oro o plata estequiométricamente combinados con uno o más iones de cianuro [(CN)<sup>-</sup>].

Normalmente, estos complejos, consisten en Au(CN)<sub>2</sub><sup>-1</sup> y Ag(CN)<sub>2</sub><sup>-1</sup>. El complejo Au(CN)<sub>2</sub><sup>-1</sup> posee un alto nivel de estabilidad en solución. Las reacciones que representan la formación de estos complejos, mediante el contacto de una solución cianurada y minerales con contenidos de metales preciosos son:



Es importante destacar que estas reacciones ocurrirán siempre que la solución de lixiviación contenga iones cianuro, independiente del compuesto químico que los aporte. La cantidad de cianuro a adicionar, debe ser determinada por pruebas y análisis experimentales, y varía dependiendo de las características de cada mineral. La pulpa formada entre el mineral y la solución debe ser mantenida a un pH alcalino (óptimo entre 9 – 11) para mantener un alto grado de extracción de los metales preciosos.

Para contactar los minerales y la solución de lixiviación, pueden ser empleados una variedad de métodos físicos, entre ellos destacan la lixiviación en pilas o “heap leaching” y la lixiviación en tanques o “vat leaching”.

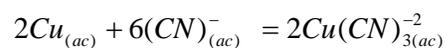
Una vez que los complejos son formados, mediante los procesos físicos nombrados, es necesario tratar la solución que los contiene para recuperar los metales preciosos en su forma elemental. Para este propósito existen distintos métodos, de los cuales principalmente se utilizan el proceso Merrill – Crowe y el proceso con Carbón Activado, seguido de Electrowinning y Fundición.

Numerosos problemas técnicos y económicos resultan en la etapa de lixiviación cuando el mineral procesado contiene cantidades sustanciales de cobre, estos problemas se manifiestan cuando esta cantidad se encuentra en un rango de 0,05 a 2 % en peso de cobre elemental o más.

Cuando este metal se encuentra presente, ocurre una reacción química paralela, la cual resulta en un excesivo consumo y pérdida de cianuro contenido en la solución de lixiviación.

Lo anterior se ve reflejado en el incremento del costo de operación, ya que este está asociado principalmente a la cantidad de cianuro consumido. El excesivo consumo de este reactivo durante la lixiviación de minerales reduce la eficiencia de todo el proceso.

La reacción química descrita anteriormente se representa de la siguiente manera:



Según esta reacción, el cobre consume cantidades sustanciales de cianuro libre  $[(CN)^-]$ , y produce un complejo cobre – cianuro, esto incrementa los requerimientos globales de cianuro en la etapa de lixiviación.

Este complejo, que inicialmente consiste en  $Cu(CN)_3^{-2}$ , se introduce en el sistema sin ser mayormente afectado por los procesos de recuperación, y finalmente queda en la solución de descarte o solución barren, llamada así luego de que son recuperados de esta los metales de interés. Normalmente esta

solución barren se recircula al sistema, así el complejo  $\text{Cu}(\text{CN})_3^{-2}$  vuelve a la etapa de lixiviación, y se descompone por oxidación u otros procesos a  $\text{Cu}(\text{CN})_2^{-1}$ , durante la exposición al aire, acción bacteriana, etc. Este compuesto representa un considerable problema en la solución barren recirculada, ya que es químicamente incapaz de extraer oro desde el mineral, sin embargo se combina con los iones de cianuro frescos que son agregados al sistema. Entonces el complejo  $\text{Cu}(\text{CN})_2^{-1}$  es reconvertido nuevamente a  $\text{Cu}(\text{CN})_3^{-2}$  consumiendo dos moles de  $[(\text{CN})^-]$ .

Mientras más cobre se encuentre presente en la solución que es recirculada, más se incrementa el consumo de cianuro libre en el ciclo.

Para evitar este problema se puede no recircular la solución de descarte, lo cual genera la pérdida del cianuro libre en ella y la necesidad de contar con un proceso de destrucción o recuperación de cianuro, esto encarece los costos globales del proceso.

En adición al incremento en el consumo de cianuro, la presencia de cobre en minerales de oro, produce un aumento de las impurezas en el producto final y encarece los costos de refinación.

En el caso de Minera Florida Ltda., este último punto es muy importante, ya que el nivel de impurezas que se obtienen en el producto final, específicamente el cobre, es muy variable y en un gran porcentaje de los casos sobrepasa el nivel requerido por los clientes. Cuando esto sucede, se aplican sanciones económicas al producto.

A continuación se analizan datos reales de operación y producción de Minera Florida Ltda., de los años 2004 y 2005, con el objeto de cuantificar el problema para posteriormente evaluar alternativas de solución.

## 2.1 ETAPA DE FLOTACIÓN

A la etapa de Flotación se alimenta el mineral proveniente de la mina, tratado previamente en las etapas de chancado y molienda. El proceso consiste en una Flotación Bulk, vale decir una flotación colectiva cuyo objetivo es lograr la máxima recuperación de oro, plata y cinc, lo que trae como consecuencia la concentración de cobre, plomo y cadmio.

Las Tablas N° 4 y 5 resumen el comportamiento de los minerales alimentados a la etapa de flotación durante años 2004 y 2005.

BENEFICIO FLOTACION											
MES	Tonelaje	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
		ppm	ppm	%	%	%	Kg	Kg	Ton	Ton	Ton
ENERO	35276	6,18	30,98	1,64	0,46	0,070	218,0	1092,9	578,5	162,3	24,7
FEBRERO	32850	6,50	23,34	1,89	0,49	0,070	213,5	766,7	620,9	161,0	23,0
MARZO	35358	6,45	27,95	1,81	0,58	0,080	228,1	988,3	640,0	205,1	28,3
ABRIL	33050	6,16	43,48	1,86	0,68	0,090	203,6	1437,0	614,7	224,7	29,7
MAYO	36010	6,02	34,46	1,66	0,62	0,080	216,8	1240,9	597,8	223,3	28,8
JUNIO	35842	6,49	21,30	1,68	0,65	0,090	232,6	763,4	602,1	233,0	32,3
JULIO	38510	6,67	15,91	1,88	0,76	0,090	256,9	612,7	724,0	292,7	34,7
AGOSTO	35861	7,54	17,44	2,06	0,80	0,100	270,4	625,4	738,7	286,9	35,9
SEPTIEMBRE	35939	6,69	36,15	1,72	0,66	0,090	240,4	1299,2	618,2	237,2	32,3
OCTUBRE	35243	7,10	58,11	1,88	0,68	0,090	250,2	2048,0	662,6	239,7	31,7
NOVIEMBRE	35213	6,02	77,76	1,65	0,57	0,080	212,0	2738,2	581,0	200,7	28,2
DICIEMBRE	35249	6,83	81,88	1,80	0,69	0,090	240,8	2886,2	634,5	243,2	31,7
TOTAL AÑO	424401	6,55	39,06	1,79	0,64	0,09	2783,2	16498,8	7613,0	2709,6	361,3

TABLA 4: CARACTERISTICAS DEL MINERAL ALIMENTADO A FLOTACION AÑO 2004

BENEFICIO FLOTACION											
MES	Tonelaje	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
		ppm	ppm	%	%	%	Kg	Kg	Ton	Ton	Ton
ENERO	34552	7,29	71,77	1,69	0,69	0,100	251,9	2479,8	583,9	238,4	34,6
FEBRERO	33035	6,65	52,45	1,83	0,62	0,050	219,7	1732,7	604,5	204,8	16,5
MARZO	36150	7,22	62,93	1,79	0,67	0,090	261,0	2274,9	647,1	242,2	32,5
ABRIL	35000	7,35	89,99	1,88	0,69	0,090	257,3	3149,7	658,0	241,5	31,5
MAYO	35375	6,93	137,17	1,80	0,62	0,080	245,1	4852,4	636,8	219,3	28,3
JUNIO	34155	7,22	153,82	1,39	0,54	0,080	246,6	5253,7	474,8	184,4	27,3
JULIO	36401	7,35	146,10	1,71	0,50	0,080	267,5	5318,2	622,5	182,0	29,1
AGOSTO	35511	6,50	102,19	1,47	0,46	0,080	230,8	3628,9	522,0	163,4	28,4
SEPTIEMBRE	35282	7,22	181,98	1,66	0,60	0,080	254,7	6420,6	585,7	211,7	28,2
OCTUBRE	35409	6,05	118,39	1,45	0,49	0,080	214,2	4192,1	513,4	173,5	28,3
NOVIEMBRE	33476	6,93	179,84	1,50	0,45	0,080	232,0	6020,3	502,1	150,6	26,8
DICIEMBRE	36152	6,58	157,72	1,36	0,38	0,070	237,8	5701,9	491,7	137,4	25,3
TOTAL AÑO	420498	6,94	121,20	1,63	0,56	0,08	2918,7	51025,1	6842,4	2349,3	336,9

TABLA 5: CARACTERISTICAS DEL MINERAL ALIMENTADO A FLOTACION AÑO 2005

Para una mejor visualización de las tablas de datos mostradas, se grafican las variables más relevantes, Figuras N° 7 y 8, para el caso la ley de alimentación a la Planta de Flotación v/s los meses de los años 2004 y 2005. Cabe destacar que las leyes de Au y Ag se encuentran expresadas en ppm (gr/ton) y las leyes de Cu, Zn y Pb se encuentran expresadas en porcentajes.

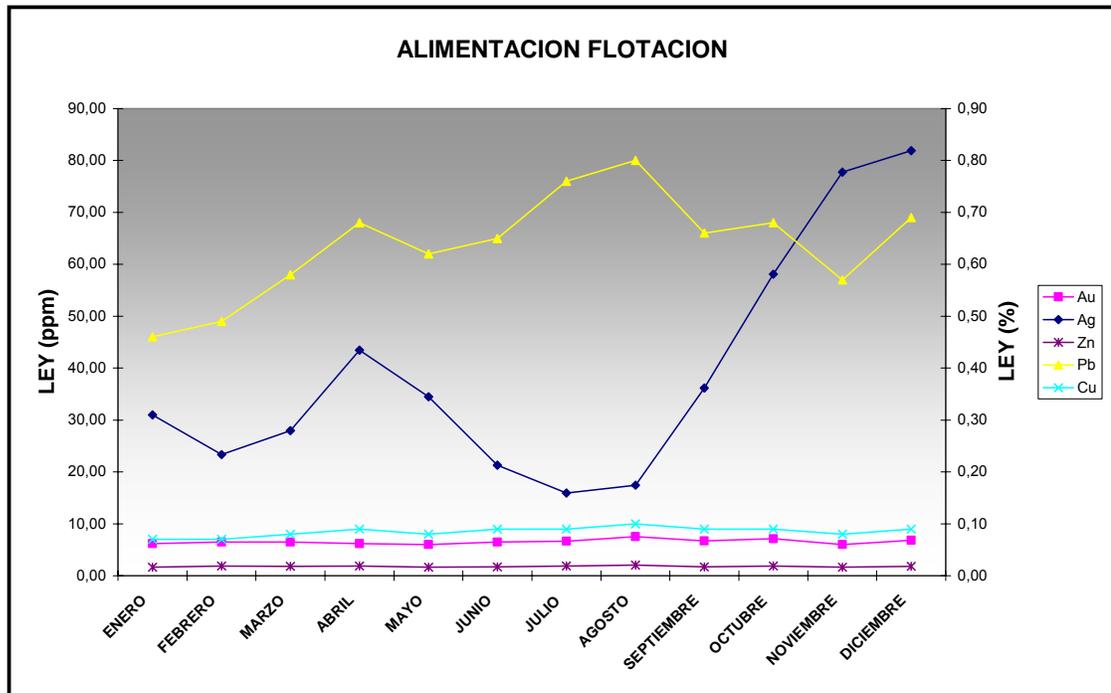


FIGURA 7: CARACTERISTICAS DEL MINERAL ALIMENTADO A FLOTACION AÑO 2004

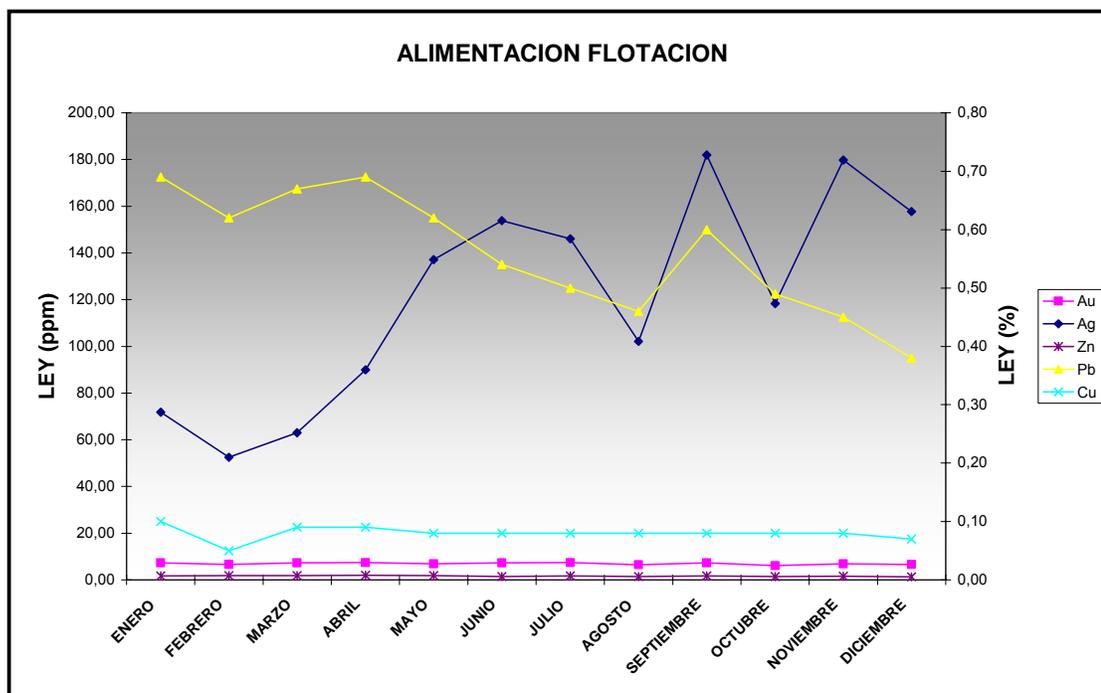


FIGURA 8: CARACTERISTICAS DEL MINERAL ALIMENTADO A FLOTACION AÑO 2005

Como se aprecia en las Figuras N° 7 y 8, las leyes de cabeza del oro, cinc, plomo y cobre mantienen un valor uniforme durante el intervalo de tiempo, el oro se mantiene en un rango de 6 a 7 ppm, el cinc varia entre un 1,5 a 1,8 %, el plomo entre un 0,04 y un 0,07 % y el cobre mantiene valores entre un 0,07 y un 0,1 %. La ley de plata muestra un incremento, desde 30 ppm a comienzos del 2004 hasta llegar a valores sobre las 150 ppm en el 2005.

La concentración de las impurezas, producto de la Flotación colectiva, es apreciable claramente en las Tablas N° 6 y N° 7, que detallan las características de los concentrados producidos.

CONCENTRADO FLOTACION											
MES	Tonelaje	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
		ppm	ppm	%	%	%	Kg	Kg	Ton	Ton	Ton
ENERO	1555	117,01	539,00	24,30	8,10	1,300	182,0	838,1	377,9	126,0	20,2
FEBRERO	1461	122,08	425,19	29,00	8,70	1,400	178,3	621,1	423,6	127,1	20,5
MARZO	1738	110,22	480,40	25,71	9,42	1,420	191,6	834,9	446,8	163,7	24,7
ABRIL	1400	121,40	621,24	29,20	11,50	1,700	169,9	869,7	408,8	161,0	23,8
MAYO	1596	112,64	633,58	27,10	12,12	1,600	179,8	1011,3	432,5	193,4	25,5
JUNIO	1633	118,89	381,06	24,60	10,60	1,400	194,1	622,3	401,7	173,1	22,9
JULIO	1546	132,35	306,12	26,56	12,17	1,570	204,6	473,3	410,6	188,1	24,3
AGOSTO	1640	137,72	308,95	29,54	13,82	1,800	225,9	506,7	484,5	226,6	29,5
SEPTIEMBRE	1616	124,96	667,00	28,30	13,06	1,690	201,9	1077,9	457,3	211,0	27,3
OCTUBRE	1626	129,19	1045,23	26,82	12,56	1,820	210,1	1699,9	436,2	204,3	29,6
NOVIEMBRE	1383	128,80	1643,24	29,50	13,19	1,900	178,1	2272,8	408,0	182,4	26,3
DICIEMBRE	1437	140,69	1627,41	27,59	11,91	1,560	202,1	2337,9	396,4	171,1	22,4
TOTAL AÑO	18631	124,66	723,20	27,35	11,43	1,60	2318,5	13165,8	5084,3	2127,9	296,9

TABLA 6: CARACTERISTICAS DEL CONCENTRADO PRODUCIDO AÑO 2004

CONCENTRADO FLOTACION											
MES	Tonelaje	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
		ppm	ppm	%	%	%	Kg	Kg	Ton	Ton	Ton
ENERO	1500	141,03	1339,05	26,89	11,40	1,480	211,5	2008,6	403,4	171,0	22,2
FEBRERO	1215	151,80	1154,91	28,58	12,81	1,450	184,4	1403,2	347,2	155,6	17,6
MARZO	1550	141,48	1218,11	28,94	12,77	1,620	219,3	1888,1	448,6	197,9	25,1
ABRIL	1500	144,10	1742,71	28,56	13,91	1,660	216,2	2614,1	428,4	208,7	24,9
MAYO	1533	134,38	2627,21	28,50	13,66	1,490	206,0	4027,5	436,9	209,4	22,8
JUNIO	1594	129,89	2734,96	30,40	9,96	1,510	207,1	4360,6	484,7	158,8	24,1
JULIO	1707	131,73	2586,42	28,50	10,30	1,440	224,8	4414,2	486,4	175,8	24,6
AGOSTO	1754	110,51	1716,80	30,86	10,40	1,470	193,9	3011,6	541,3	182,4	25,8
SEPTIEMBRE	1758	121,73	3030,60	30,20	11,40	1,400	214,1	5329,0	531,0	200,5	24,6
OCTUBRE	1878	95,78	1875,20	29,20	8,90	1,430	179,9	3521,4	548,3	167,1	26,9
NOVIEMBRE	1734	112,34	2911,24	28,80	9,00	1,500	194,8	5049,3	499,5	156,1	26,0
DICIEMBRE	1676	122,48	2944,06	27,73	8,32	1,345	205,3	4935,1	464,9	139,5	22,5
TOTAL AÑO	19400	128,10	2156,77	28,93	11,07	1,48	2457,3	42562,7	5620,7	2122,8	287,1

TABLA 7: CARACTERISTICAS DEL CONCENTRADO PRODUCIDO AÑO 2005

La ley de cobre en el concentrado producido alcanza entre un 1 a 2 % del concentrado.

Este contenido de cobre en el concentrado disminuye la eficiencia del proceso de lixiviación, en esta etapa no es posible minimizar la concentración de cobre, debido a la caracterización mineralógica del mineral, de hacerlo se perdería eficiencia en la recuperación de los metales de interés.

Por lo anterior en la etapa de Flotación no se considerara evaluar alternativas, para controlar el contenido de cobre en el producto, estas deberán evaluarse en las etapas posteriores del proceso.

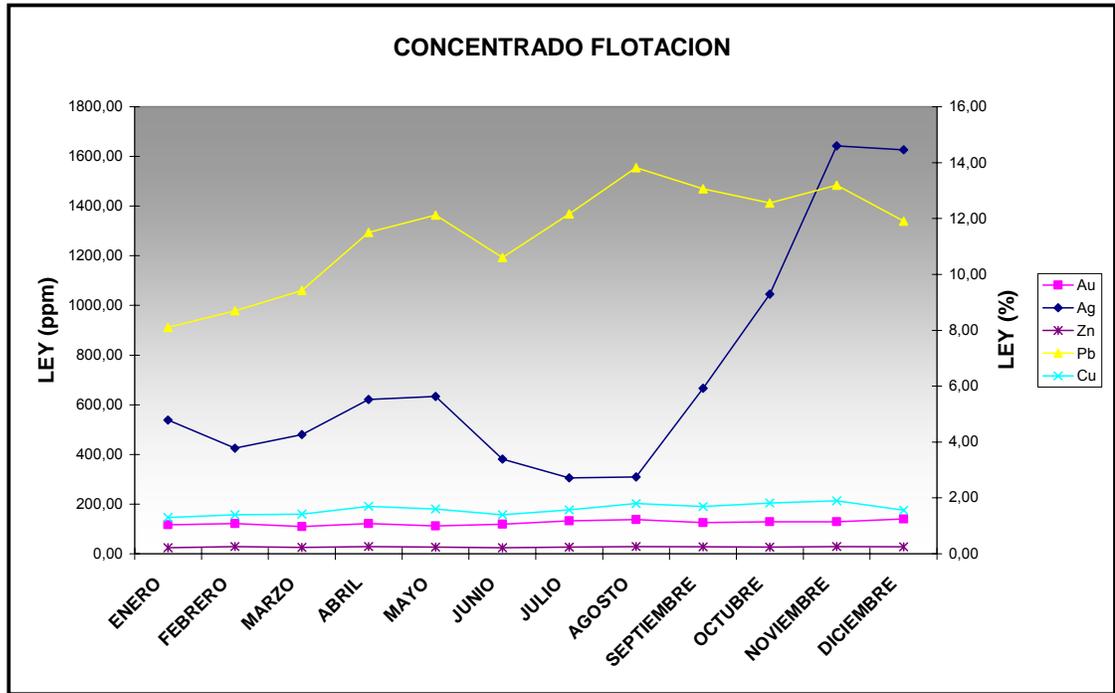


FIGURA 9: CARACTERISTICAS DEL CONCENTRADO PRODUCIDO AÑO 2004

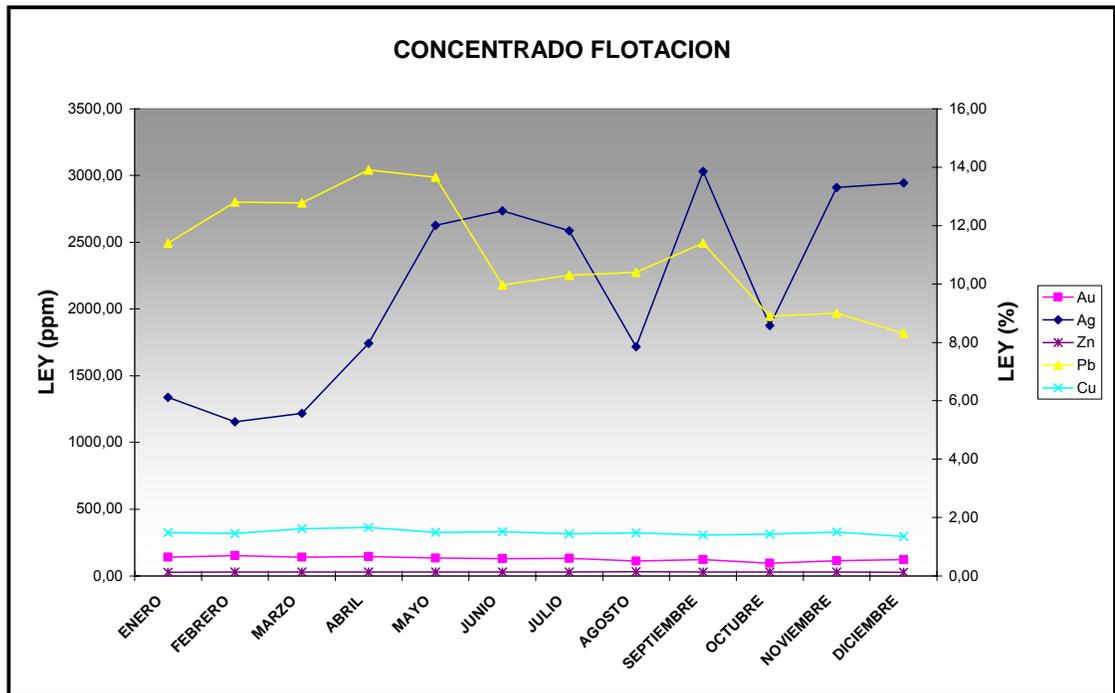


FIGURA 10: CARACTERISTICAS DEL CONCENTRADO PRODUCIDO AÑO 2005

## 2.2 ETAPA DE LIXIVIACIÓN

En la etapa de Lixiviación la materia prima es el concentrado proveniente de la etapa de Flotación, este se contacta con una solución cianurada proveniente de la disolución de NaCN y como producto se obtiene la Solución Rica que contiene los metales lixiviables como complejos cianurados de oro, plata, cinc, plomo, cadmio y cobre principalmente.

De acuerdo a información estadística de los años 2004 y 2005, la Solución Rica presentó las concentraciones de los elementos principales mostradas en las Tablas N° 8 y 9. Dichos datos muestran que el nivel promedio del cobre para el año 2005 alcanza las 700 ppm como valor máximo, este valor se encuentra sobre los parámetros de diseño de la planta.

SOLUCION RICA											
MES	M3	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
		ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	Kg	Kg	Kg	Kg	Kg
ENERO	5653	29,8	105,6	303,6	3,4	277,3	168,5	597,1	1716,3	19,2	1567,6
FEBRERO	6033	29,6	79,0	288,3	15,6	228,0	178,7	476,6	1739,3	94,1	1375,5
MARZO	6703	31,7	92,4	256,2	4,4	210,5	212,4	619,4	1717,3	29,5	1411,0
ABRIL	6413	25,6	131,6	215,0	5,4	212,0	164,2	844,0	1378,8	34,6	1359,6
MAYO	6793	25,7	111,7	157,7	3,7	155,9	174,4	758,5	1071,3	25,1	1059,0
JUNIO	6755	27,7	69,1	167,2	4,0	149,3	187,4	466,7	1129,4	27,0	1008,5
JULIO	6992	27,7	69,1	167,2	4,0	149,3	194,0	483,1	1169,1	28,0	1043,9
AGOSTO	6989	31,2	54,4	187,4	8,8	184,8	217,7	380,0	1309,8	61,5	1291,6
SEPTIEMBRE	6330	38,2	146,2	241,2	7,9	289,1	241,7	925,7	1526,7	50,0	1829,9
OCTUBRE	6788	30,0	187,8	274,5	13,7	359,4	203,6	1274,8	1863,3	93,0	2439,6
NOVIEMBRE	6320	27,3	269,7	248,5	17,3	454,9	172,8	1704,6	1570,5	109,3	2875,0
DICIEMBRE	6194	31,7	283,1	408,8	25,1	353,3	196,0	1753,4	2532,0	155,5	2188,2
TOTAL AÑO	77963	29,68	133,31	242,97	9,44	251,98	2311,4	10283,8	18724	726,9	19449

TABLA 8: COMPOSICION DE LA SOLUCION RICA AÑO 2004

SOLUCION RICA											
MES	M3	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au ppm	Ley Ag ppm	Ley Zn ppm	Ley Pb ppm	Ley Cu ppm	Au Kg	Ag Kg	Zn Kg	Pb Kg	Cu Kg
ENERO	6281	32,7	239,8	363,6	23,4	350,2	205,2	1506,4	2283,8	147,0	2199,6
FEBRERO	6060	29,5	173,7	390,0	29,7	335,0	179,0	1052,6	2363,4	180,0	2030,1
MARZO	6622	32,1	213,8	343,6	28,0	287,7	212,7	1416,0	2275,3	185,4	1905,1
ABRIL	7033	29,8	279,2	182,7	16,9	251,0	209,7	1963,8	1285,1	118,9	1764,9
MAYO	7008	28,4	459,8	264,4	35,4	348,9	198,8	3222,2	1852,9	248,1	2445,1
JUNIO	6454	31,1	540,5	300,4	43,1	324,6	200,8	3488,6	1938,8	277,9	2095,0
JULIO	6936	31,4	566,4	297,5	46,4	280,0	218,1	3928,8	2063,1	321,7	1941,9
AGOSTO	7198	26,1	372,4	378,3	61,2	351,2	188,0	2680,3	2723,0	440,5	2527,9
SEPTIEMBRE	5779	35,9	820,7	458,6	75,0	492,0	207,6	4742,8	2650,2	433,4	2843,3
OCTUBRE	6765	25,8	463,3	542,1	115,9	634,9	174,5	3134,1	3667,3	784,1	4295,0
NOVIEMBRE	6225	29,5	701,1	545,5	89,6	637,3	183,5	4364,3	3395,7	557,9	3967,4
DICIEMBRE	6892	27,5	539,0	472,2	24,7	699,9	189,7	3714,9	3254,2	170,1	4823,5
TOTAL AÑO	79253	29,99	447,48	378,24	49,10	416,05	2367,7	35214,9	29753	3865,0	32839

TABLA 9: COMPOSICION DE LA SOLUCION RICA AÑO 2005

La alta concentración de cobre en la solución rica obliga a efectuar un control y ajuste permanente de las condiciones operacionales en el proceso posterior, la etapa de electro-obtención, para lograr una baja recuperación de este metal. Las concentraciones de la solución pobre que abandona las celdas electrolíticas se muestra en las Tablas N° 10 y 11.

SOLUCION POBRE											
MES	M3	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au ppm	Ley Ag ppm	Ley Zn ppm	Ley Pb ppm	Ley Cu ppm	Au Kg	Ag Kg	Zn Kg	Pb Kg	Cu Kg
ENERO	5653	0,5	0,5	295,5	0,9	188,5	2,5	3,0	1670,5	5,1	1065,6
FEBRERO	6033	0,6	0,4	294,1	1,6	220,3	3,3	2,4	1774,3	9,7	1329,1
MARZO	6703	0,5	0,6	256,7	0,9	202,3	3,5	3,8	1720,7	6,0	1356,0
ABRIL	6413	0,4	0,7	216,9	0,7	213,0	2,4	4,2	1391,0	4,5	1366,0
MAYO	6793	0,4	0,6	159,7	0,8	154,9	2,6	3,8	1084,8	5,4	1052,2
JUNIO	6755	0,4	0,4	168,0	0,9	146,5	2,8	2,4	1134,8	6,1	989,6
JULIO	6992	0,4	0,3	224,1	1,7	213,7	2,9	1,7	1567,0	11,9	1494,2
AGOSTO	6989	0,5	0,3	189,5	1,6	181,8	3,3	1,9	1324,5	11,2	1270,7
SEPTIEMBRE	6330	0,5	0,6	242,1	1,4	277,5	2,9	4,0	1532,4	8,9	1756,5
OCTUBRE	6788	0,5	0,9	274,5	1,6	352,4	3,1	6,4	1863,3	10,9	2392,1
NOVIEMBRE	6320	0,4	1,4	244,0	1,9	446,4	2,6	8,5	1542,1	12,0	2821,2
DICIEMBRE	6194	0,5	1,4	404,4	25,1	353,3	2,9	8,8	2504,7	155,5	2188,2
TOTAL AÑO	77963	0,45	0,66	247,46	3,26	245,88	35,0	51,0	19110	247,0	19081

TABLA 10: COMPOSICION DE LA SOLUCION POBRE AÑO 2004

SOLUCION POBRE											
MES	M3	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
		ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	Kg	Kg	Kg	Kg	Kg
ENERO	6281	0,5	1,2	362,0	3,3	332,6	3,1	7,5	2273,7	20,7	2089,1
FEBRERO	6060	0,4	0,9	393,6	4,4	327,0	2,7	5,3	2385,2	26,7	1981,6
MARZO	6622	0,5	1,1	343,6	2,5	281,1	3,2	7,1	2275,3	16,8	1861,4
ABRIL	7033	0,5	1,4	182,5	2,3	245,4	3,2	9,8	1283,8	16,0	1726,0
MAYO	7008	0,4	2,3	269,5	1,9	340,7	3,0	16,1	1888,7	13,3	2387,6
JUNIO	6454	0,5	2,7	300,4	2,5	369,5	3,0	17,4	1938,8	16,4	2384,8
JULIO	6936	0,5	2,8	295,7	2,3	266,0	3,3	19,6	2050,7	15,7	1844,8
AGOSTO	7198	0,4	1,9	378,3	3,1	336,6	2,8	13,4	2723,0	22,5	2422,9
SEPTIEMBRE	5779	0,9	4,1	457,5	7,1	479,7	5,2	23,7	2643,9	41,0	2772,2
OCTUBRE	6765	0,4	2,3	549,2	5,1	580,2	2,6	15,7	3715,3	34,5	3925,0
NOVIEMBRE	6225	0,7	7,0	545,5	3,9	611,2	4,6	43,6	3395,7	24,0	3804,7
DICIEMBRE	6892	0,7	5,4	472,2	1,7	687,3	4,7	37,2	3254,2	11,5	4736,7
TOTAL AÑO	79253	0,53	2,75	379,16	3,34	404,77	41,4	216,5	29828	259,2	31937

TABLA 11: COMPOSICION DE LA SOLUCION POBRE AÑO 2005

Los altos contenidos de impurezas se aprecian gráficamente en las Figuras N° 11 y 12, que muestran las concentraciones de la Solución Rica durante los años 2004 y 2005.

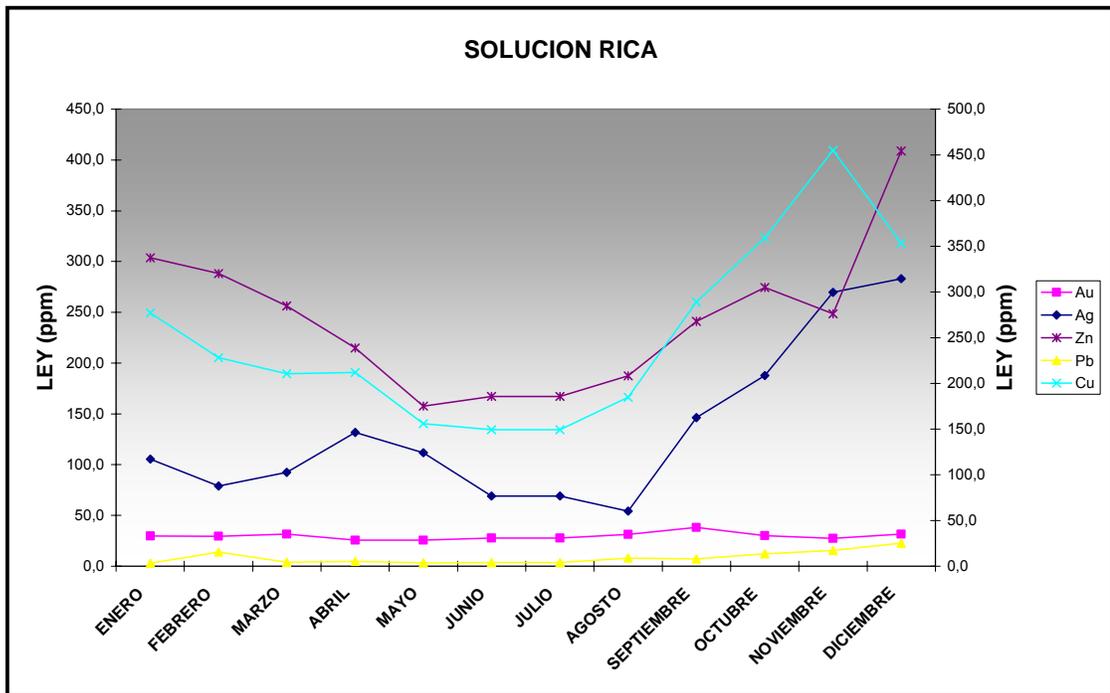


FIGURA 11: CONCENTRACION DE SOLUCION RICA AÑO 2004

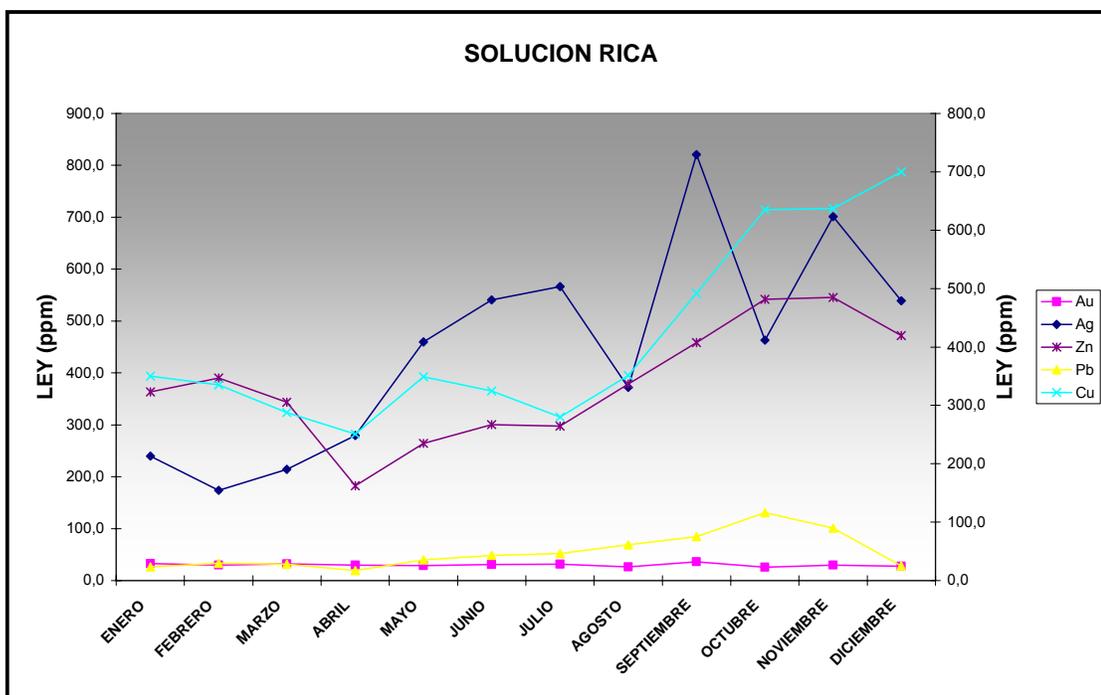


FIGURA 12: CONCENTRACION DE SOLUCION RICA AÑO 2005

Durante el año 2005 el cobre mostró aumentar sostenidamente en la solución rica, situación que es observada en la Tabla N° 8 y en la Figura N° 12. El elemento cinc mostró un comportamiento ligeramente cíclico y con una tendencia al aumento, información que es entregada en la Tabla N° 8 y en la Figura N° 12.

El plomo, durante el año 2005, presentó una tendencia al aumento durante prácticamente todo el año, sin embargo, el último mes disminuye fuertemente a un valor menor que el promedio anual. La presencia de cierto contenido de plomo en la etapa posterior, la electrólisis, es considerada como beneficiosa. Sin embargo, el plomo tiene incidencia en el consumo de energía eléctrica en el proceso electrolítico. Los datos recopilados de este elemento se muestran en la Tabla N° 8 y en la Figura N° 12.

La etapa de lixiviación muestra una oportunidad de intervención al proceso con objeto de disminuir el contenido de impurezas en la solución, mediante un posible tratamiento hidrometalúrgico, el cual debe definirse.

## 2.3 ETAPA DE ELECTRÓLISIS DE SOLUCION RICA

La Electrólisis de solución rica o Electro-obtención es la etapa posterior a la Lixiviación, donde el producto de esta, que contiene los complejos cianurados de oro y plata, además del cobre, plomo, cinc y cadmio, es tratado para recuperar los metales de interés en la forma de barro catódico que posteriormente será tratado en la etapa de retorteo y fundición para producir el Metal Doré.

La Solución Rica posterior a la electrólisis y ahora sin los complejos de oro y plata casi en su totalidad (98,5 % y 99 % de recuperación respectivamente) es denominada Solución Pobre.

Esta solución, tal como muestran las Tablas N° 10 y 11 y las Figuras N° 13 y 14 refleja la baja recuperación de cobre y cinc que se mantiene en esta etapa (5 % y 2 % aproximadamente). En el caso del plomo la recuperación es alta, al igual que en el caso del oro y la plata.

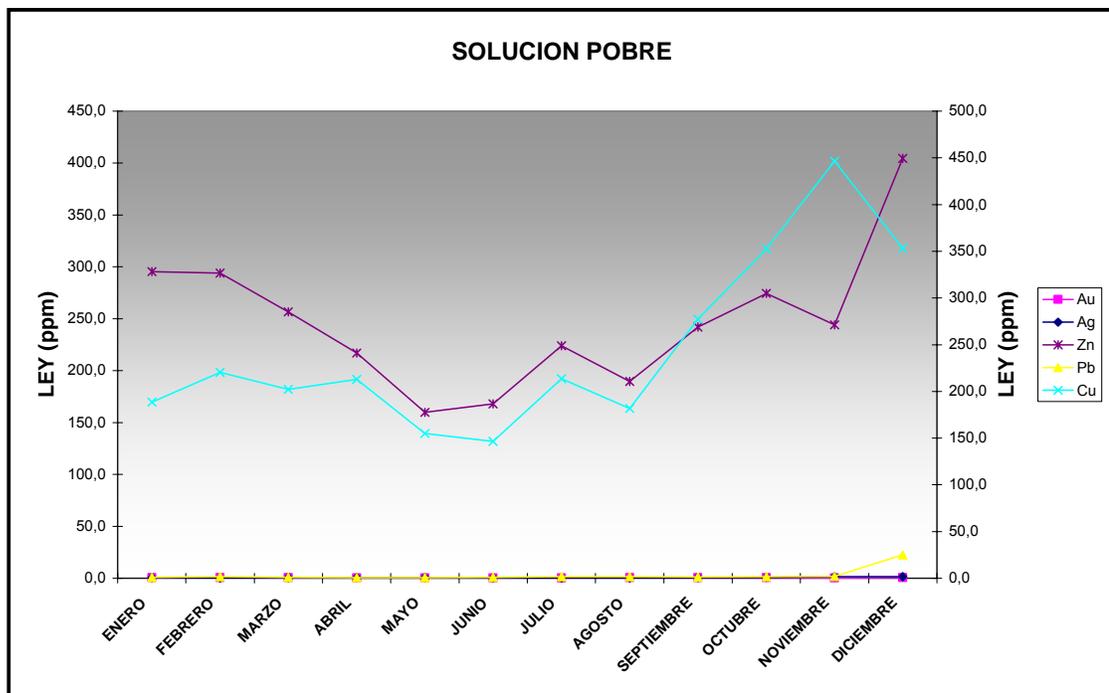


FIGURA 13: COMCENTRACION SOLUCION POBRE AÑO 2004

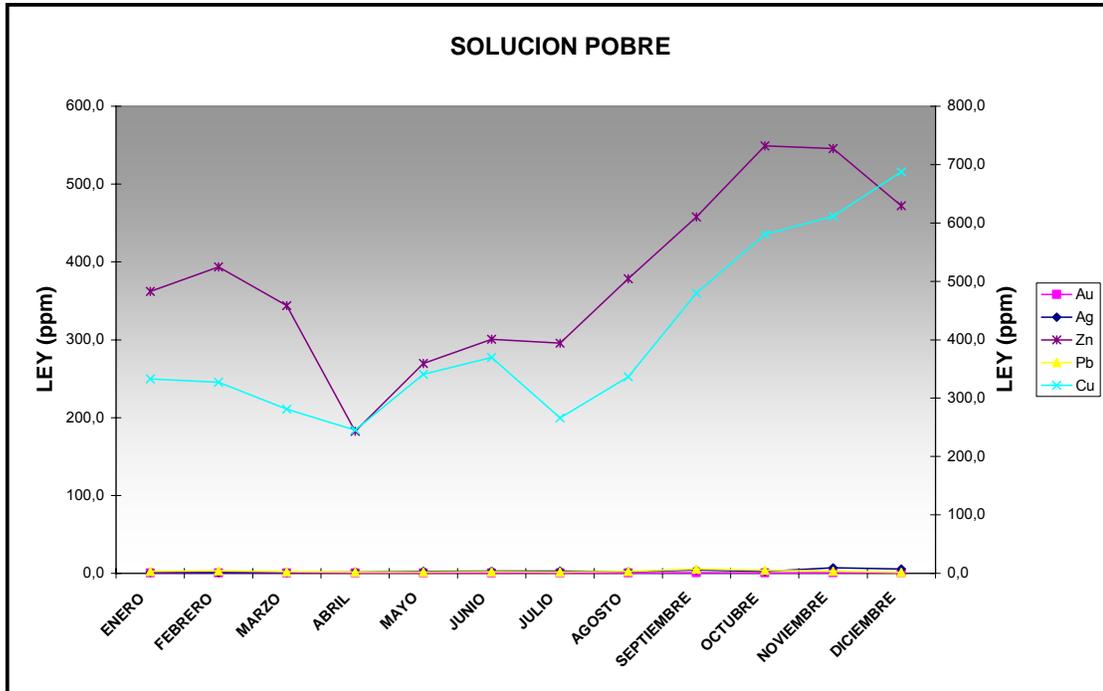


FIGURA 14: CONCENTRACION SOLUCION POBRE AÑO 2005

El control que se realiza en la etapa, a través de la regulación de los amperajes suministrados a cada celda electrolítica, es muy efectivo al momento de cuantificar los niveles de recuperación en lo que refiere a las concentraciones de cobre, los niveles de recuperación no superan el 5%, sin embargo esta cantidad en las etapas posteriores no es removida en su totalidad (debido al cercano punto de fusión del oro y el cobre) y pasa a formar parte del Metal Doré, distinto es el caso del plomo y el cinc, en el primero la recuperación es cercana al 100 % pero en la etapa de retorteo y fundición es eliminado al agregar fundentes tales como Borax, Sílice, Fluorita, Calcita y Nitrato de Sodio. En el caso del cinc la recuperación es baja, y lo que pasa al barro catódico también es eliminado en la etapa de retorteo y fundición.

Por lo expuesto anteriormente, se concluye que en la etapa de electrolisis el control actual de la recuperación de impurezas, particularmente el cobre, es de alta eficiencia, pero se ve limitado por privilegiar las recuperaciones de oro y plata.

Considerando lo expuesto, es deseable alimentar a la etapa de Electrowinning una solución rica que posea una menor concentración de cobre que las actuales, para obtener un Metal Doré de más alta calidad.

Además, una disminución de las concentraciones de los elementos cobre, plomo y cinc en la solución rica, permitiría un control más estable de la operación de electro-obtención y un menor consumo energético en la etapa anteriormente mencionada

## 2.4 PRODUCCIÓN DE METAL DORÉ

Metal Doré se denomina a la aleación principalmente de oro y plata, producto final de Minera Florida Ltda., este producto para su comercialización debe tener características de pureza definidas.

El diseño de la Planta considera producir un Doré que contenga al menos un 98 % de pureza, 78 % de Ag y 20 % de Au aproximadamente.

PRODUCCION DORE											
MES	Kg	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
		ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	Kg	Kg	Kg	Kg	Kg
ENERO	775,6	21,4	76,6	0,1	1,4	0,9	166,0	594,1	0,8	10,9	7,0
FEBRERO	703,1	25,0	67,4	0,1	3,8	3,5	175,8	473,9	0,7	26,7	24,6
MARZO	1011,8	18,8	75,2	0,3	3,0	2,0	190,2	760,9	3,0	30,4	20,2
ABRIL	1053,9	15,3	79,7	0,2	2,0	2,7	161,2	840,0	2,1	21,1	28,5
MAYO	946,2	17,6	77,4	0,0	1,2	1,0	166,5	732,4	0,0	11,4	9,5
JUNIO	662,0	27,4	67,6	1,6	0,0	0,9	181,4	447,5	10,6	0,0	6,0
JULIO	589,2	33,0	60,0	0,1	3,4	4,0	194,4	353,5	0,6	20,0	23,6
AGOSTO	637,2	33,7	59,3	0,0	2,4	4,4	214,7	377,9	0,3	15,3	28,0
SEPTIEMBRE	1051,4	17,9	75,1	0,0	2,0	3,7	188,2	789,6	0,5	21,0	38,9
OCTUBRE	1579,8	12,7	80,3	0,0	2,5	5,6	200,6	1268,6	0,8	39,5	88,5
NOVIEMBRE	1924,0	8,8	88,2	0,1	1,6	1,9	169,3	1697,0	1,9	30,8	36,6
DICIEMBRE	1982,7	9,7	87,3	0,0	2,0	1,9	192,3	1730,9	0,0	39,7	37,7
TOTAL AÑO	12916,9	20,11	74,51	0,22	2,11	2,71	2200,8	10066,1	21,3	266,6	349

TABLA 12: PRODUCCION Y COMPOSICION METAL DORE AÑO 2004

PRODUCCION DORE											
MES	Kg	Ley Especies					Finos especies				
		Ley Au ppm	Ley Ag ppm	Ley Zn ppm	Ley Pb ppm	Ley Cu ppm	Au Kg	Ag Kg	Zn Kg	Pb Kg	Cu Kg
ENERO	1771,7	11,3	83,7	0,0	2,4	2,8	200,2	1482,9	0,7	42,5	49,6
FEBRERO	1277,8	13,7	81,3	0,1	2,3	2,0	175,1	1038,9	0,7	29,4	25,6
MARZO	1694,5	12,3	82,7	0,0	1,9	3,3	208,4	1401,4	0,5	32,2	55,9
ABRIL	2224,0	9,3	87,7	0,0	1,2	1,1	206,8	1950,4	0,5	26,7	24,5
MAYO	3499,4	5,6	91,4	0,0	0,8	0,4	196,0	3198,5	1,0	28,0	14,0
JUNIO	3782,4	5,2	91,8	0,0	0,9	0,4	196,7	3472,2	0,7	34,0	15,1
JULIO	4231,1	5,0	92,0	0,0	1,1	0,9	211,6	3892,6	0,8	46,5	38,1
AGOSTO	2933,6	6,3	90,7	0,0	0,7	2,2	184,8	2660,8	1,1	20,5	64,5
SEPTIEMBRE	5064,8	4,0	93,0	0,0	0,7	1,5	202,6	4710,3	1,0	35,5	76,0
OCTUBRE	3376,6	5,1	91,9	0,0	0,8	1,7	172,2	3103,1	1,0	27,0	57,4
NOVIEMBRE	4638,8	3,9	93,1	0,0	2,3	1,4	180,9	4318,7	1,0	106,7	64,9
DICIEMBRE	4683,1	4,1	92,9	0,1	1,3	3,5	192,0	4350,6	2,5	60,9	163,9
TOTAL AÑO	39177,8	7,15	89,35	0,02	1,37	1,77	2327,3	35580,3	11,6	489,9	650

TABLA 13: PRODUCCION Y COMPOSICION METAL DORE AÑO 2005

Las Tablas N° 12 y 13 entregan la caracterización del Metal Dore de los años 2004 y 2005 donde destaca que en un tercio de los meses el producto supera el 3 % de concentración de cobre, los estándares exigidos por los clientes no se cumplen y cuando esto sucede se aplican multas económicas.

Las Figuras N° 12 y 13 muestran una representación gráfica de lo expuesto anteriormente.

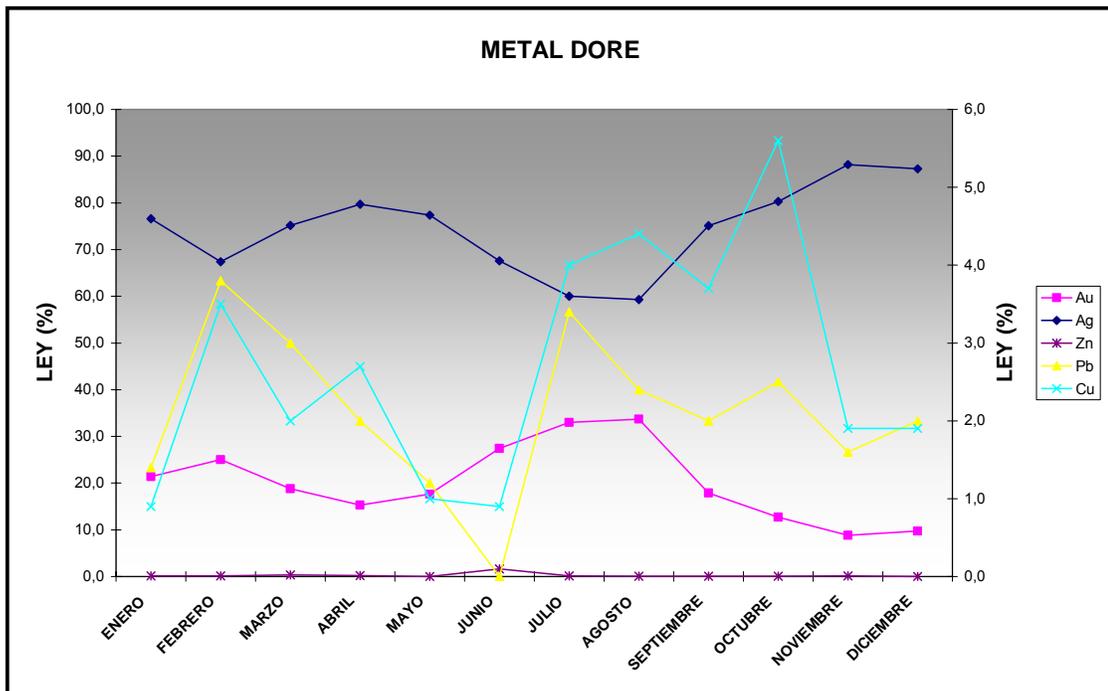


FIGURA 15: COMPOSICION METAL DORE AÑO 2004

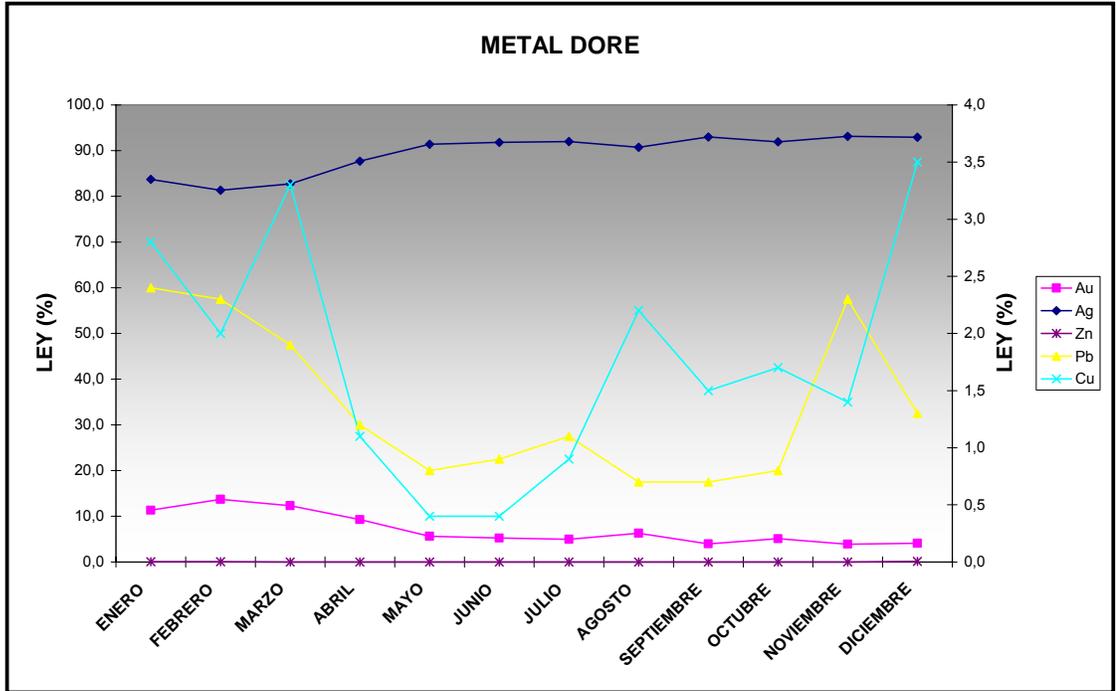


FIGURA 16: COMPOSICION METAL DORE AÑO 2005

Aun cuando el tratamiento pirometalúrgico al barro es efectivo, un barro electrolítico con menores impurezas implica un Metal Doré de mas alta calidad, por lo tanto el esfuerzo de purificar debe ser realizado previo a esta etapa.

## 2.5 CONCLUSIONES DEL CAPITULO

De acuerdo a la práctica operacional, en la etapa de Flotación no es factible controlar la concentración de las impurezas debido a que esto llevaría a disminuir la recuperación de las especies valiosas. En la etapa de Electro-obtención el control realizado en la planta es muy eficiente y logra una baja depositación de cobre, sin embargo no es suficiente debido a que el porcentaje que se recupera no logra ser completamente eliminado en la etapa de retorteo y fundición, afectando finalmente la calidad del Metal Doré.

Como consecuencia de esto las alternativas de estudio para disminuir las impurezas en el producto final se centraron en la etapa de Lixiviación, en esta etapa se buscó las alternativas de solución.

Las alternativas serán orientadas a buscar los siguientes objetivos:

- Inhibir previo ó en la etapa de lixiviación la disolución del cobre y otras impurezas.
- Extraer las impurezas desde las soluciones de lixiviación mediante técnicas disponibles, las que fueron investigadas en bibliografía adecuada al tema, y se presentan en el Capitulo 4.

## **CAPITULO 3**

# **DESCRIPCIÓN DE PROCESOS PLANTA DE LIXIVIACIÓN**

### 3. DESCRIPCIÓN DE PROCESOS PLANTA DE LIXIVIACIÓN

Con objeto de conocer los procesos involucrados en la Planta de Lixiviación de Concentrados, las variables de operación involucradas y posteriormente poder visualizar una posible solución al problema de impurezas en el Metal Doré, a continuación se analiza detalladamente cada proceso incluido en la planta de Lixiviación de Concentrados.

En el Anexo D “Diagrama Planta de Lixiviación” se adjunta flowsheet ilustrativo de los procesos y equipos descritos en este capítulo.

#### 3.1 LIXIVIACIÓN

El concentrado se lixivia por agitación en forma continua en una serie de seis estanques, para disolver oro y plata contenidos en él. La lixiviación del oro y la plata se realiza con solución de cianuro de sodio que se agrega a la pulpa de concentrado en presencia de oxígeno. Como es típico en la lixiviación de concentrados de sulfuros, la concentración de cianuro y su consecuente consumo son relativamente altos, como también es largo el tiempo de lixiviación.

Las condiciones operacionales normales para el proceso de lixiviación se listan en la Tabla N° 14:

Caudal de Pulpa	3,5 m3/h nominal
	4,2 m3/h máximo
Porcentajes de Sólidos	45% en peso
Tamaño de partícula P80	56 micrones
Densidad de Pulpa	1,48 – 1,5 t/m3
Temperatura	10 – 20 °C
Concentración de Cianuro	7,5 g/l NaCN
PH en la Pulpa	10,5 – 11
Caudal de Aire a 66 Kpag	600 Nm3/h en total
Concentración de O2 en Pulpa	3 – 6 ppm
Tiempo de Lixiviación	72 horas a caudal máximo

TABLA 14: CONDICIONES OPERACIONALES PROCESO LIXIVIACION

Bajo estas condiciones se pueden esperar extracciones de hasta 98% del oro y del 92% de la plata contenidas en el concentrado alimentado al proceso. El consumo de cianuro de sodio será alrededor de 20 kg NaCN/t concentrado.

Pruebas metalúrgicas realizadas para evaluar el efecto de la recirculación de la solución de cianuro indican que las extracciones de oro y plata se ven deterioradas por la acumulación de metales básicos y de otras especies en el circuito de lixiviación. Por lo tanto, se ha restringido la utilización de la solución descargada o pobre a la cantidad necesaria para ajustar el porcentaje de sólidos de la pulpa que ingresa al proceso.

El concentrado que se impulsa desde el espesador de 30 pies de diámetro con un contenido de sólidos de 45 a 55% en peso, debe ser repulpeado con solución pobre; que se recicla al proceso para ajustar el contenido de sólidos a 45% en peso.

Este ajuste se realiza en el estanque de Alimentación a Lixiviación 01-TK-01, que es de acero revestido en goma neopreno y tiene 8 m<sup>3</sup> de capacidad. En este mismo estanque se adiciona solución de cianuro de sodio previamente preparada, mediante la bomba dosificadora 06-PP-63. Solo se agrega reactivo alcalinizante si el pH de la pulpa es inferior a 10, y esto se hace adicionando una solución de NaOH al 50% mediante la bomba dosificadora 06-PP-65. El concentrado alimentado al proceso se muestrea mediante el muestreador automático de pulpa 01-SA-S1, que toma incrementos cada 5 minutos para obtener un compósito por turno.

La pulpa acondicionada cae por gravedad desde el estanque 01-TK-01 al cajón recolector 01-PB-01, desde donde es impulsada por la bomba peristáltica 01-PP-01 al primero de seis estanques con agitadores conectados en serie. Estanques de Lixiviación 01-TK-02 a 07. Estos estanques de 56,4 m<sup>3</sup> de capacidad son de 4 m de diámetro x 4,5 m de altura, y están contruidos en acero revestido en goma. La pulpa se traspasa por gravedad de un estanque a otro, a través de tuberías. Además, los estanques tienen tuberías adicionales de traspaso superior de pulpa, para permitir bypass de cualquiera de ellos, si fuera

requerido.

Existen cañerías para adicionar solución de cianuro y solución de hidróxido de sodio a cualquiera de los seis estanques de lixiviación. Sin embargo, se espera que la alcalinidad de la solución pobre recirculada y la de la solución de cianuro agregada en el estanque 01-TK-01 sean suficientes para mantener el pH de la pulpa en el rango de 10,5 a 11. Para la adición de oxígeno al proceso cada estanque de lixiviación tiene conectada una cañería a un burbujeador interior, por el que se le puede adicionar aire de baja presión (66 kPag) a la pulpa agitada, a un caudal nominal de 100 Nm<sup>3</sup>/h.

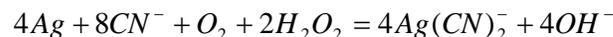
La pulpa ya lixiviada que sale del último estanque de lixiviación cae al cajón recolector 01-PB-02, desde donde una de las bombas peristálticas 01-PP-04/05 (una en operación y la otra en stand-by) bombea pulpa al espesador de lixiviación. Este espesador, que es de 40 pies de diámetro, alimenta pulpa a la filtración del concentrado lixiviado.

### 3.1.1 AJUSTE Y CONTROL DE LAS VARIABLES DE LIXIVIACIÓN

La disolución del oro en soluciones alcalinas de cianuro requiere además un oxidante como el oxígeno y forma un solo complejo estable como se indica en la siguiente reacción:



La plata se lixivia en forma similar al oro, pero a menor velocidad, formándose el siguiente complejo cianurado:



El concentrado polimetálico que se lixivia en esta planta contiene oro, plata, electrum (aleación de oro y plata), cantidades menores de sulfuro de plata y

principalmente sulfuros metálicos como blenda (ZnS), galena (PbS) y concentraciones menores de calcopirita (CuFeS<sub>2</sub>). La ganga es de silicatos y carbonatos.

En la lixiviación, ocurre una disolución parcial de estos sulfuros metálicos, lo que significa el consumo de parte del cianuro y del oxígeno presente en la pulpa y la contaminación de la solución rica que se envía a recuperación de los metales preciosos. La disolución parcial de los carbonatos de la ganga, sin embargo, tiene poco efecto en los consumos de cianuro y oxígeno.

La eficiencia del proceso de lixiviación se puede ver modificada por diferentes variables que pueden requerir ajuste y control durante la operación. Las tres variables más importantes para el control del proceso son las siguientes:

- a) Concentración de cianuro.
- b) Concentración de oxígeno.
- c) pH de la pulpa.

A continuación se entregan antecedentes sobre el control operacional de estas tres variables.

### **3.1.1.1 Concentración de Cianuro**

Las numerosas pruebas metalúrgicas de lixiviación con cianuro que se han realizado con concentrados de Alhué muestran que la concentración de cianuro libre no debe ser superior a 10 g/l NaCN ni tampoco inferior a 5 g/l NaCN. En estas pruebas se determinó que la condición óptima para lixiviar el concentrado obteniendo buenas extracciones de oro y plata y un moderado consumo de cianuro es con una concentración de cianuro libre de 7,5 g/l NaCN.

El consumo de cianuro en este proceso está determinado principalmente por factores tales como: el tiempo total de lixiviación (a mayor tiempo de lixiviación mayor consumo); la concentración de cianuro libre (a mayor concentración mayor consumo); la presencia de minerales de plata en el concentrado (que requieren

alta concentración de cianuro para la disolución de la plata); y por la presencia de sulfuros metálicos en el concentrado que reaccionan con cianuro, generando varios complejos de cianuro y iones de tiocianato, SCN<sup>-</sup>. En particular, la disolución de cobre y zinc produce varios complejos de cianuro, con 2,3 y hasta 4 moléculas de CN, tales como muestra la Figura N° 17:

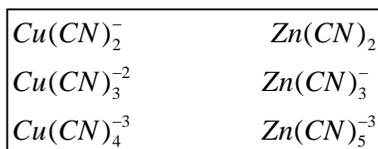


FIGURA 17: COMPLEJOS CIANURADOS DE COBRE Y ZINC

La estrategia para el control de la concentración de cianuro libre en la lixiviación del concentrado debe ser agregar la cantidad necesaria de cianuro para maximizar la extracción de oro y plata y mantener reducida la extracción de los otros metales presentes en el concentrado. La cinética de extracción del oro es relativamente rápida y normalmente antes de 24 horas ya ha alcanzado su máxima extracción. Sin embargo, la plata tiene una cinética más lenta y su máxima extracción se alcanza en un tiempo que normalmente varía entre 48 y 72 horas. Por lo tanto, la adición de cianuro debe realizarse preferentemente en el estanque de alimentación y probablemente en los 3 o 4 primeros estanques de lixiviación, según sea la extracción de la plata y el consumo total de cianuro. La adición de cianuro en los últimos estanques de lixiviación sólo será necesaria si la cinética de lixiviación de la plata es muy lenta y si la disolución de otros metales no es muy significativa.

El control de la concentración de cianuro en la lixiviación del concentrado es simple, ya que para obtener una determinada concentración objetivo de cianuro libre (o cianuro no acomplexado, CN<sup>-</sup>) solo se requiere la adición de solución concentrada de cianuro de sodio al estanque de alimentación y/o a los estanques de lixiviación.

Para el ajuste de la concentración de cianuro libre en las diversas etapas de la lixiviación por agitación se dispone de solución de 20% en peso de NaCN, lo que corresponde a una concentración de 230 kg NaCN / m<sup>3</sup> de solución.

El caudal de solución de NaCN para ajustar una concentración de 7,5 g/l NaCN se calcula en unidades de l/h según la siguiente expresión, obtenida desde la Ingeniería Básica del Proyecto de Lixiviación de Concentrados Alhué:

$$Q_{\text{NaCN}} = (Q_{\text{pulpa}} \times \rho_{\text{pulpa}} * (1-\% \text{ sólidos}/100) * 7,5 + Q_{\text{sp}} \times (7,5-C_{\text{sp}})) / (230-7,5) * 10^3$$

Donde:

$Q_{\text{NaCN}}$ : Caudal de solución de cianuro de sodio ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

$Q_{\text{pulpa}}$ : Caudal de pulpa ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

$\rho_{\text{pulpa}}$ : Densidad de pulpa ( $\text{t}/\text{m}^3$ )

$Q_{\text{sp}}$ : Caudal de solución pobre ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

$C_{\text{sp}}$ : Concentración de cianuro en solución pobre (g/l)

Así, al caudal nominal de pulpa  $Q_{\text{pulpa}} = 3,5 \text{ m}^3/\text{h}$ , que viene desde el espesador de concentrado con 50% de sólidos y densidad  $\rho_{\text{pulpa}} = 1,5 \text{ t}/\text{m}^3$ , y que se le agrega un caudal de solución pobre  $Q_{\text{sp}} = 0,61 \text{ m}^3/\text{h}$  con una concentración  $C_{\text{sp}} = 1,5 \text{ g/l NaCN}$ , le corresponde un caudal de solución de cianuro de 105 l/h.

### 3.1.1.2 Concentración de Oxígeno

El control de la concentración del agente oxidante para la reacción de cianuración, oxígeno disuelto, normalmente es más difícil que el control de la concentración de cianuro. Esto se debe a que la máxima concentración de oxígeno disuelto está limitada por la máxima solubilidad del oxígeno en una solución acuosa en condición atmosférica, que es de 8,2 mg  $\text{O}_2/\text{l}$  a 25 °C y 1 atm.

Para entregar oxígeno a la pulpa contenida en los estanques de lixiviación se dispone de un manifold de distribución de aire de baja presión que permite entregar hasta 100  $\text{Nm}^3/\text{h}$  de aire de 66 kPag a cada estanque. Esto quiere decir que se puede entregar un caudal másico máximo de oxígeno de 27,5 kg  $\text{O}_2/\text{h}$  por cada estanque. Esta cantidad es bastante superior a la necesaria para saturar de oxígeno la pulpa que avanza por el proceso de lixiviación y también es bastante

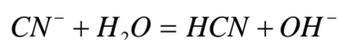
superior a la cantidad estequiométrica necesaria para lixiviar los metales preciosos del concentrado.

El ajuste del caudal de aire a los diferentes estanques de lixiviación se hará según los valores indicados en los dos medidores de oxígeno disuelto que están instalados en la serie de estanques. Uno de los medidores está en el primer estanque y el otro está en el tercer estanque de la serie. Se espera que la concentración de oxígeno medida varíe en el rango de 3 y 6 mg O<sub>2</sub>/l, siendo menor en el estanque que tendría mayor ritmo de consumo de oxígeno, el primer estanque.

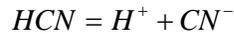
Es importante destacar que en pruebas metalúrgicas a pequeña escala realizadas sin aireación forzada se obtuvieron resultados similares de extracción de metales preciosos a los obtenidos en las pruebas con aireación forzada. Esto indica que la aireación forzada puede no ser crítica para la operación eficiente del proceso de lixiviación. Sin embargo, el diseño del sistema de lixiviación fue concebido para entregar un buen grado de flexibilidad operacional en el control de la concentración de oxígeno disuelto.

### **3.1.1.3 pH de la Pulpa**

El valor de esta variable está determinado por las características de estabilidad química del reactivo lixivante. Es así como la operación de la lixiviación con cianuro debe hacerse a pH alcalino o básico, idealmente superior a 10. Esto se debe a que los iones cianuro se hidrolizan en agua formando HCN como lo muestra la siguiente reacción:



El HCN (ácido cianhídrico) es un ácido débil que se disocia parcialmente en agua de la siguiente manera:



A pH 9,3 la mitad de la cantidad total de cianuro en solución existe como HCN y la otra mitad como iones  $CN^-$ . En cambio a pH 10,2 más del 90% del cianuro total existe como iones  $CN^-$ , como se muestra en la Figura N° 18. Esto es importante, porque el HCN tiene una presión de vapor relativamente alta y por lo tanto en condiciones ambientales se volatiliza fácilmente en la superficie del líquido, causando la pérdida de cianuro de la solución y peligro para la salud de los operadores.

Otras consideraciones para elegir el valor adecuado de pH para lixiviar metales preciosos están en los siguientes factores:

- a) a pH superior a 11 el valor resultante de la viscosidad de la pulpa puede ser significativo para el consumo de potencia en agitación.
- b) a pH inferior a 10, además de la pérdida de cianuro por volatilización, se aumenta la velocidad de disolución de sulfuros metálicos, tales como los de cobre y zinc presentes en el concentrado.

Para mantener el pH sobre 10 se usará una solución al 50% de hidróxido de sodio, que puede ser adicionada a cualquiera de los estanques de lixiviación y también al estanque de alimentación a la lixiviación. Existen cuatro sensores de pH distribuidos en los estanques mencionados.

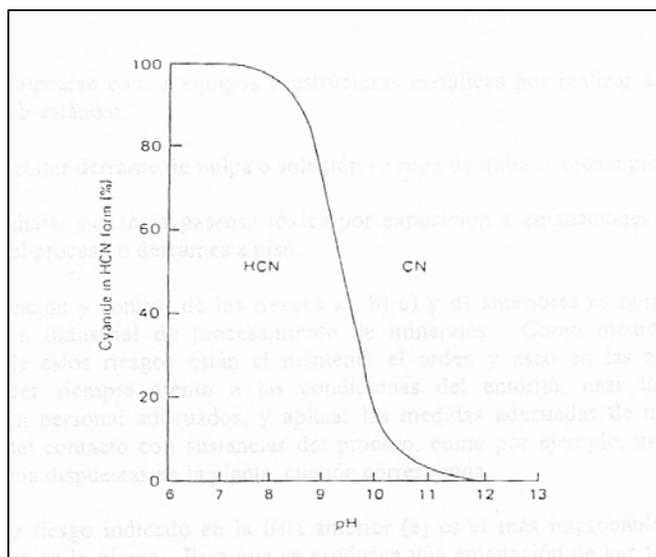


FIGURA 18: EQUILIBRIO DE HCN Y CN<sup>-</sup> EN SOLUCIÓN ACUOSA VS PH

Las pruebas metalúrgicas a pequeña escala indicaron que prácticamente no hay necesidad de ajustar pH durante la lixiviación del concentrado, debido a que la alcalinidad natural del concentrado y el aporte de alcalinidad de la solución de cianuro de sodio permiten que el pH resultante sea igual o superior a 10,5.

### 3.2 ESPESAMIENTO Y FILTRADO

Una vez que la pulpa formada por concentrado lixiviado y solución rica de la lixiviación abandona la serie de seis estanques de lixiviación se procede a la separación de ambos componentes de ese flujo en dos operaciones unitarias consecutivas: espesamiento y filtrado. La operación de filtrado está programada para ser realizada durante 14 horas/día, en dos turnos de 7 horas efectivas cada uno.

La pulpa de concentración nominal 45% de sólidos descarga desde el último estanque de lixiviación hacia un cajón recolector de pulpa (01-PB-02). Desde este cajón, la pulpa se impulsa por una de las dos bombas peristálticas instaladas allí (01-PP-04 o 01-PP-05) hacia el muestreador automático de pulpa 02-SA-21 y desde éste se descarga finalmente en el feedwell del espesador convencional de 40 pies de diámetro. El muestreador de pulpa toma incrementos

cada 5 minutos para obtener un compósito por turno.

El underflow del espesador, con concentración de 60-65% de sólidos, es descargado con una bomba de desplazamiento positivo que impulsa pulpa hacia el estanque de alimentación del filtro de presión Larox durante las 14 horas al día que opera el filtrado y que impulsa la pulpa de retorno al feedwell del espesador durante el resto del tiempo.

El overflow del espesador se descarga hacia el pozo de recolección de solución rica, desde donde se impulsa solución con una de las dos bombas centrífugas verticales instaladas allí (02-PP-22 o 02-PP-23) hacia el estanque de alimentación al clarificador (03-TK-31). Estas bombas funcionan como bombas de sumidero, operando entre dos niveles en el pozo.

Durante el periodo de operación de filtrado, la pulpa almacenada en el estanque de alimentación al filtro de presión es bombeada al filtro de acuerdo a la secuencia de filtración establecida en este filtro, que es el programa extendido con lavado de queque intermedio. El tiempo total de ciclo es 10 min, según el siguiente programa:

Impulsión de pulpa	1	min
Prensado 1	1	min
Lavado de queque	2	min
Prensado U	1	min
Soplado de aire	2	min
Apertura y descarga de queque	3	min

TABLA 15: TIEMPO CICLO DE FILTRADO

El queque de concentrado lixiviado se descarga en la correa transportadora ubicada bajo el filtro y se transporta hacia la cancha de concentrado. Tanto la solución filtrada como la solución de lavado del queque se descargan gravitacionalmente en el pozo de recolección de solución rica, donde se juntan con el overflow del espesador.

### 3.3 CLARIFICACION Y CIRCULACION DE SOLUCION

La solución rica de lixiviación, que proviene del líquido claro obtenido en la operación de espesamiento y del filtrado y solución de lavado obtenido en el filtro de presión, se recibe en un estanque de cabeza para el proceso de clarificación de esta solución. La clarificación es un proceso de remoción de partículas sólidas finas desde la solución por el paso de ésta a través de elementos filtrantes que retienen las partículas por absorción, dispuestos en un estanque vertical cerrado. La solución ya clarificada se descarga en uno de los estanques de almacenamiento de solución rica desde donde se puede impulsar esta solución hacia las celdas de electrodeposición, pasando previamente por un conjunto de intercambiadores de calor/calentadores eléctricos que ajusta la temperatura de entrada de esta solución al proceso de electrodeposición.

Las siguientes serán las condiciones operacionales normales para la clarificación y el calentamiento de la solución rica que se alimenta al proceso de electrodeposición:

Caudal de solución rica a clarificación	8,4	m3/h nominal
	10,1	m3/h máximo
Concentración de sólidos en entrada clarificador	1.000	mg/l máximo
Concentración de sólidos en salida clarificador	10	mg/l máximo
Duración normal de ciclo de clarificación	120	h/ciclo
Duración de ciclo de limpieza clarificador	2	h/ciclo
Caudal de solución rica a calentamiento	8,7	m3/h nominal
(12 h de limpieza celdas electrolíticas/semana)	12	m3/h máximo
Temperatura de la solución rica clarificada	5	°C mínimo
	20	°C máximo
Temp. de la solución a la salida del int. de calor	25	°C mínimo
	40	°C máximo
Temp. de la solución a la salida de los calentadores	60	°C mínimo
	70	°C máximo

TABLA 16: CONDICIONES INICIALES A ELECTRODEPOSITAION (SOLUCION RICA)

La solución rica sin clarificar que viene desde el pozo de recolección de solución rica se descarga en el estanque de alimentación al clarificador (03-TK-31), de 108 m<sup>3</sup> de capacidad con 5 m de diámetro x 5,5 m de altura. Desde este estanque se impulsa continuamente solución hacia el filtro clarificador, por una de

las dos bombas de alimentación al clarificador que esté en operación (03-PP-31 o 03-PP-37).

El filtro clarificador es un filtro de mangas Larox Scheibler de 30 m<sup>2</sup> de área filtrante que funciona por el principio de absorción de las partículas en tela de filtración. Este filtro opera en forma continua filtrando hasta que la presión diferencial a través de él alcanza un valor de 1,4 bar o 140 kPa. Cuando se alcanza el valor límite de presión diferencial se detiene el ciclo de filtración y comienza el ciclo de limpieza del filtro. Este ciclo de limpieza consiste de la aplicación de flujos de agua de lavado y retrolavado y aire comprimido en una secuencia definida por el proveedor del equipo.

La solución rica clarificada que sale del filtro se descarga en alguno de los dos estanques de almacenamiento (03-TK-32 o 03-TK-33) de 50,2 m<sup>3</sup> de capacidad con 4 m de diámetro x 4 m de altura. Desde allí se impulsa continuamente solución hacia el conjunto intercambiadores de calor/calentadores de solución, por la bomba de solución rica correspondiente al estanque que esté en operación (03-PP-34 o 03-PP-35).

El conjunto de intercambiadores de calor/calentadores de solución está compuesto por un intercambiador de calor de placas de 3,6 m<sup>2</sup> de área de intercambio y dos calentadores eléctricos de 400 kW cada uno. La solución pasa primero por el intercambiador de placas, donde se precalienta con solución pobre que se impulsa desde la electrodeposición, y luego pasa por los dos calentadores en serie para terminar de calentarse antes de descargarse en las celdas electrolíticas. Dependiendo de la temperatura que logre la solución rica en el paso por el intercambiador de placas y el primer calentador, el segundo calentador puede operar a plena capacidad, con capacidad intermedia o no operar.

## **3.4 PRODUCCIÓN DEL METAL DORÉ**

### **3.4.1 ELECTRODEPOSITACIÓN DE SOLUCIÓN RICA**

La solución rica es impulsada hacia el segundo nivel del Gold Room desde su estanque de almacenamiento (03-TK-32 o 03-TK-33) mediante la bomba centrífuga 03-PP-34. Esta solución se dirige primero al intercambiador de calor 03-HX-31, pasando luego por los calentadores 03-HE-32 y 31 puestos en línea, entrando luego a la primera de cuatro celdas electrolíticas de acero inoxidable 304 con revestimiento de polipropileno (04-EC-41/42/43/44), equipos conectados hidráulicamente en serie, a una temperatura de 70°C y con un caudal de 12 m<sup>3</sup>/h.

Cada celda electrolítica tiene una capacidad de 3.5 m<sup>3</sup> y consta, de 33 cátodos de malla de acero inoxidable y 36 ánodos de placa perforada, también de acero inoxidable. Cada una posee un rectificador de corriente (04-RE-41 a 44), con una salida nominal de amperaje continuo de 0 - 2.000 A con 0 – 12 V. El voltaje normal de celda estará en el rango de 2 a 5 volts y el amperaje normal estará en el rango de 800 – 1200 A.

Sobre cada celda existe un sistema de ventilación conectado a un ducto común que tiene un ventilador de 4.000 pies cúbicos por minuto (cfm) de capacidad (04-FA-41), con descarga a la atmósfera. El ventilador permite barrer los gases que se generan en la celda, principalmente amoníaco e hidrógeno, y a la vez mantener frías las barras de corriente.

El procesamiento de la solución por electrodeposición es de una sola pasada, por 10 que la solución pobre que sale de última celda electrolítica descarga en el cajón decantador de retorno de solución pobre (04-PB-41) y desde allí es impulsada por la bomba centrífuga 04-PP-43 hacia el intercambiador de calor 03-HX-31, para descargar finalmente en el estanque de solución pobre 05-TK-53.

En forma periódica el barro catódico rico en oro-plata, depositado en la malla de los cátodos y en el fondo de las celdas se removerá con un chorro de

agua a presión (20 psig), formándose una pulpa de barro catódico que caerá por gravedad desde el fondo cónico de las celdas al estanque colector de lados 04-TK-41. El ciclo de cosecha se realizará normalmente 2 días a la semana y el tiempo de cosecha y lavado de cátodos será del orden de 6 horas/ciclo.

Este es un proceso continuo, cuyas condiciones operacionales normales serán:

Caudal de diseño solución rica:	12	m3/h
Caudal nominal solución rica:	8,7	m3/h
Composición típica solución rica:	30	mg/l Au
	250	mg/l Ag
	980	mg/l Cu
	1.130	mg/l Zn
PH:	11-11,5	
Celdas electrolíticas:	4	
Temperatura solución en entrada celda:	60-70	°C
Voltaje:	2-5	V
Amperaje:	800-1200	A

**TABLA 17: CONDICIONES DE OPERACIÓN ELECTRO-OBTENCION**

Bajo estas condiciones se pueden esperar eficiencias de depositación de 98% para el oro y 96% para la plata. También se puede esperar depositación de cantidades menores de cobre y zinc. De esta manera la composición típica para las soluciones de entrada y salida al conjunto de celdas electrolíticas, solución rica y solución pobre, respectivamente, será como sigue:

Solución Rica		Solución Pobre	
Au	30 mg/l	Au	0,5 mg/l
Ag	250 mg/l	Ag	10 mg/l
Cu	980 mg/l	Cu	900 mg/l
Zn	1300 mg/l	Zn	1200 mg/l

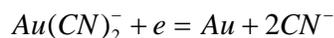
**TABLA 18: CARACTERIZACION DE SOLUCION RICA Y SOLUCION POBRE**

### 3.4.1.1 AJUSTE Y CONTROL DE LAS VARIABLES DE LA ELECTRODEPOSITACIÓN

Este proceso se realiza aplicando un voltaje a través de un par de electrodos inmersos en la solución a tratar. Las reacciones que se producen en la celda electrolítica son las siguientes:

#### Reacción catódica:

En el cátodo se produce la reducción del oro, como lo indica la reacción, además de la plata y otros metales como cobre, plomo, zinc, etc.



La depositación del metal ocurre a potenciales bajo aproximadamente 0,7 V, aunque el potencial exacto al cual la reacción comienza depende de las condiciones de la solución, tales como, conductividad, concentración de especies iónicas presentes y temperatura.

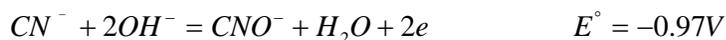
#### Reacción Anódica:

La reducción en el cátodo es acompañada por una reacción de oxidación en paralelo en el ánodo, usualmente la oxidación del agua para formar oxígeno:



Esta reacción tiende a disminuir el pH de la solución en la cercanía del ánodo.

Además, el cianuro podría ser oxidado a cianato en el ánodo, según la siguiente reacción:



Luego, podría hidrolizarse para formar amoníaco y dióxido de carbono según la reacción siguiente, aunque esto ocurre muy lentamente a pH mayor a 10:



Esta reacción es el motivo del olor a amoníaco que puede detectarse sobre las celdas de Electro-obtención.

Varios otros complejos cianurados de otros metales como Ag, Hg Y Pb serán reducidos con preferencia al oro a los voltajes aplicados para la reducción de éste. La plata, cuando se encuentra en concentración mayor a la del oro se deposita antes que éste, sin embargo, a medida que la concentración de plata va cayendo el oro se co-deposita.

Debe tenerse presente que bajas concentraciones de plomo en el electrolito (alrededor de 1 mg/l) tienen un efecto beneficioso en la depositación del oro al actuar de catalizador, en cambio altas concentraciones de plomo pueden afectar adversamente esta reacción, depositándose conjuntamente o antes que el oro, contaminando el producto catódico final.

Los potenciales de reducción del cobre, fierro, zinc y níquel son más negativos que aquel necesario para la reducción del oro, y su depositación a los potenciales aplicados para el oro es posible, dependiendo de su concentración en el electrolito.

La presencia de cobre en concentraciones inferiores a 300 mg/l es beneficiosa para la depositación del oro, por un mecanismo similar al del plomo. Sin embargo, aún a esas concentraciones el cobre se deposita, contaminando el

barro catódico. Esta codepositación es mayor a medida que se trabaja con un voltaje mayor.

La eficiencia de la electrodeposición se puede ver modificada por diferentes variables que pueden requerir ajuste y control durante la operación. Las variables más importantes son las siguientes:

a) Temperatura de la solución. Operar a una temperatura alta (mayor a 60°C) tiene las siguientes ventajas en la electrodeposición del oro:

- 1) Aumenta el coeficiente de difusión del complejo cianurado (disminuye la corriente de operación)
- 2) Aumenta la conductividad de la solución (disminuye el voltaje de operación)
- 3) Disminuye la solubilidad del oxígeno, reduciendo así la cantidad de oxígeno disponible para su reducción en el cátodo (mejora la eficiencia de corriente)

b) Voltaje de celda. El voltaje y la corriente que deben ser aplicados a una celda, están relacionados entre sí y dependen de las condiciones de la solución, incluyendo conductividad, pH, temperatura y concentración de todas las especies iónicas presentes. Normalmente, se debería aplicar un voltaje del orden de 2 a 5 V para asegurar un buen porcentaje de electrodeposición de oro y plata. Cuando la concentración de plata de la solución es muy alto respecto de la concentración de oro, el voltaje deberá ser aumentado, con el peligro, de aumentar la depositación de metales como cobre y cinc.

Un aspecto importante que debe tenerse en cuenta para la buena operación es mantener la corriente y el voltaje de celda lo más bajo posible, en un rango de 2 a 5 V correspondiente con una buena eficiencia de depositación

de metales preciosos. A medida que el cátodo se envejece se tendrá que aumentar el voltaje para mantener la corriente a la que se opera con el cátodo nuevo. Esto producirá con el tiempo depósito permanente de cobre sobre la malla de acero inoxidable del cátodo, y éste tendrá que ser reemplazado.

- c) Corriente de celda y eficiencia de corriente, la velocidad de depositación aumenta al aumentar la corriente, hasta la corriente límite, punto en el cual se obtiene la máxima eficiencia de corriente en el sistema. Sobre el valor límite, el exceso de corriente es consumido por reacciones laterales, principalmente la reducción de agua a hidrógeno, pero también por la reducción de oxígeno y otros metales presentes en la solución. Normalmente se aplicará una corriente entre 800 y 1200 A, llegando hasta un máximo posible de 2000 A, obteniendo una eficiencia de corriente para el oro entre 2 y 15%.
- d) El valor del pH determina la conductividad de la solución, la cual a su vez determina la caída de potencial (voltaje) a través de la celda; mientras más alta la conductividad, más baja es la pérdida de energía eléctrica en calentamiento de la solución y por lo tanto menor el voltaje requerido. Lo típico es operar con una conductividad en el electrolito del orden de 2 S/m. La conductividad se ve aumentada por la adición de un electrolito adecuado, como el hidróxido de sodio.

Además de su efecto en la conductividad de la solución, el pH es también importante en la estabilidad de los electrodos. Los electrodos de acero inoxidable se corroen en soluciones a pH menores que 10,5 o concentración de NaOH inferior a 1%. Esta corrosión aumenta la concentración de iones cromo y fierro en la solución, las que pueden entonces producir reacciones laterales y reducir la eficiencia de la celda.

### 3.4.2 FILTRACIÓN DE BARROS Y RETORTEO

El ciclo de cosecha se realizará normalmente 2 días a la semana. El sistema de cosecha consiste de mangueras para lavado de las celdas, un estanque de almacenamiento, una bomba peristáltica para alimentar la pulpa a un filtro prensa que permite retener el barro catódico. Este sistema ha sido diseñado para obtener hasta 350 kg de barro catódico húmedo (20% humedad promedio) por cosecha.

El barro catódico rico en oro-plata, depositado en la malla de los cátodos y en el fondo de las celdas se removerá con un chorro de agua de proceso a presión (20 psig), formándose una pulpa de barro catódico que caerá por gravedad desde el fondo cónico de las celdas al estanque colector de lodos 04-TK-41.

El barro catódico almacenado en el estanque colector de lodos 04-TK-41 del primer nivel del Gold Room será alimentado mediante la bomba de impulsión de lodos 04-PP-41 al filtro de prensa 04-FL-4I de marco de polipropileno de 630x630 mm y 13 placas. Este es un filtro de prensa, modelo Sperry E24 de 7.06 m<sup>2</sup> de área filtrante y 0.099 m<sup>3</sup> de capacidad.

El queque de barro catódico que se descarga desde el filtro prensa en 8 bandejas de acero inoxidable, se introduce al horno de retorta 04-MR-41, donde se secará y se recuperará cadmio y eventualmente mercurio en un ciclo de a lo menos 42 horas. El horno de retorta es de 12 pies cúbicos de capacidad (340 l, que corresponden a 850 kg para una densidad de 2,5 kg/l), de acero inoxidable con combustión a gas licuado, con dos condensadores, bomba de vacío y trampa para metales volátiles.

La remoción de mercurio y cadmio del barro catódico por destilación se lleva a cabo a temperaturas entre 500 y 700°C, lo que permite volatilizar estos metales. Estas temperaturas son similares a aquellas aplicadas para la tostación de metales, por lo que además de la destilación del mercurio y el cadmio se

producen otras reacciones incompletas (porque no existe suficiente oxígeno), como es la oxidación de metales base como: cobre, plomo, zinc y fierro.

La temperatura de operación de retorta se sube gradualmente, para que el material a tratar se seque completamente antes de que el mercurio y el cadmio se volatilicen, y para dar tiempo a una difusión de estos metales a la superficie sólida. Las altas temperaturas se mantienen por 4 horas aproximadamente para asegurar la completa evaporación de los metales. La retorta es operada bajo una pequeña presión negativa y con un pequeño caudal de nitrógeno para arrastrar los gases generados. Los gases de mercurio y cadmio son evacuados a un sistema de condensación con agua, donde condensan en recipientes separados.

El ciclo de calentamiento del horno de retorta es programable. Se comienza un calentamiento lento hasta 200°C en 120 minutos y se mantiene a esa temperatura durante 240 minutos (4 horas). Luego se inicia un calentamiento más rápido para llegar a 500°C en 240 minutos, se mantiene a esa temperatura durante 600 min (10 horas). Finalmente el horno sigue su calentamiento hasta 700°C en 240 min (4 horas) y se mantiene en esa temperatura por 600 min (10 horas). El enfriamiento del horno hasta temperatura ambiente requerirá a lo menos 8 horas adicionales, completando un ciclo total de cosecha y retorteo de 48 horas, considerando 6 horas para la operación de lavado de cátodos y filtración.

### **3.4.3 FUSIÓN DEL METAL DORÉ**

La fusión de metal doré se realizará normalmente 2 días a la semana, en un ciclo combinado con la operación de cosecha y retorteo. El sistema de fusión consiste de un horno de fusión basculante con crisol de carburo silicio, un equipo de moldeo de metal doré, un sistema de extracción de gases conectado a un filtro de mangas y ollas de escoria. Este sistema ha sido diseñado para obtener hasta 190 kg de metal doré por cosecha.

La obtención de metal doré se realiza por fusión del barro catódico proveniente de la retorta. El proceso de fusión se realiza calentando el barro catódico en presencia de fundentes formadores de escoria a temperaturas superiores al punto de fusión de los componentes de la carga, normalmente entre 1200 y 1400°C. Esta temperatura máxima debe ser mantenida a lo menos por 1,5 horas para asegurar la completa separación de las impurezas (metales base como cobre y zinc) en la escoria. El oro y la plata fundidos forman una aleación (metal doré) que es más pesada que la escoria y cae al fondo del crisol.

Como referencia se indican a continuación las temperaturas de fusión y ebullición de los metales y compuestos que están involucrados en el proceso de fusión.

Metal / Compuesto	Punto Fusión (°C)	Punto Ebullición (°C)
Au	1.064	2.808
Ag	961	2.210
Hg	-38.9	357
Cd	321	767
Zn	420	907
Pb	327	1.744
Cu	1.083	2.595
SiO <sub>2</sub>	1.723	2.230
PbO	886	-
ZnO	1.975	-
Na <sub>2</sub> B <sub>4</sub> O <sub>7</sub> ·x10H <sub>2</sub> O	75	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	851	-
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.072	2.980

TABLA 19: TEMPERATURAS DE FUSION Y EBULLICION DE METALES INVOLUCRADOS EN PROCESO

Los fundentes usados en este proceso son mezclas de sílice, bórax y nitrato de sodio. La sílice usualmente forma la base de la escoria, ya que tiene la capacidad de disolver la mayoría de los óxidos metálicos. Estos rompen la matriz de la sílice, incorporando el oxígeno del oxido en la estructura modificada. Sin embargo, la sílice tiene un alto punto de fusión (1723 °C) y tiende a formar una

escoria altamente viscosa, la cual podría atrapar a los metales preciosos. La adición de borato de sodio o bórax,  $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ , reduce el punto de fusión y la viscosidad. La reacción del bórax con los óxidos metálicos es análoga al de la sílice. El nitrato de sodio se incorpora a la mezcla del fundente cuando se requiere una oxidación más severa, por ejemplo, para la fusión de barro catódico con alta concentración de cobre, debido a la alta proporción de oxígeno disponible en este reactivo.

Respecto de los fundentes que se usan en este proceso es necesario tener en cuenta lo siguiente:

- a) La sílice y el bórax son componentes "ácidos" de la escoria, es decir, los que reaccionan con o "neutralizan" a los óxidos de metales que son "básicos". A medida que la fusión procede, la acidez de la escoria se reduce gradualmente, a medida que los metales van reaccionando con los fundentes. Una vez completa la reacción, la escoria debe ser neutra o débilmente ácida, para proteger el crisol de la corrosión.
- b) En algunas ocasiones podría ser necesario agregar carbonato de sodio,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  o ceniza de soda, para aumentar la fluidez de la escoria. Esto mejora la claridad de la escoria y decrece su viscosidad, lo que permite reducir el atrapamiento de los metales preciosos en la escoria.
- c) La adición de una cantidad excesiva de  $\text{NaNO}_3$  en la mezcla de fundente puede producir espuma y/o oxidar parte de la plata, lo que aumentaría la pérdida de este metal precioso en la escoria. Además, generará un gran ataque químico (corrosión) al crisol, acortando su vida útil.

La cantidad de fundente a usar depende de la cantidad inicial de metales preciosos y otras impurezas de la carga. La composición de la mezcla de fundente, por su parte, se selecciona para optimizar la calidad de la escoria y maximizar la vida del crisol y del recubrimiento refractario del horno. Como normalmente la carga será barro catódico de alto contenido de oro y plata con bajo nivel de impurezas y los metales base debieran oxidarse parcialmente en la

retorta, la cantidad de mezcla de fundente no debe superar el 30% en peso de la carga de barro catódico y la composición típica de esta mezcla debería ser 60% bórax, 25% sílice y 15% nitrato de sodio. Si el contenido de cobre del barro catódico es bajo (menor a 10% en peso) se debe disminuir el porcentaje de nitrato de sodio, aumentando correspondientemente el de sílice.

La fusión se realiza dentro de un crisol SC 250 LL de 50 litros de capacidad de trabajo (aproximadamente 100 kg de carga de barro catódico + fundentes). El crisol está instalado en un horno de fusión basculante MIFCO modelo T-200, con quemador de gas licuado y sistema hidráulico de volteo. El horno cuenta con una campana de extracción de gases conectada a un filtro de mangas Torit, instalado al exterior del edificio Gold Room. El residuo sólido colectado por este filtro se descarga automáticamente a un tambor de recolección.

La preparación de la carga para la" fusión se realiza cargando cuidadosamente al crisol primeramente la mezcla de fundentes y luego sobre ésta, la carga de barro catódico. El crisol se llena aproximadamente 70% del volumen total (71 litros), para permitir el movimiento y expansión de la carga.

El proceso de fusión no debe realizarse a un ritmo de combustión parejo. La válvula de paso de aire de combustión debe estar completamente abierta y la regulación se hace con la válvula de paso de gas licuado. Se aplica inicialmente aproximadamente un 60% de la potencia del horno. El operador debe fijarse cuidadosamente, ya que la mezcla de fundentes se funde primero y la carga se mueve y expande en el crisol. El operador debe "manejar" el horno, de manera de ajustar la potencia para mantener el equilibrio en el nivel de la carga hasta que esta esté totalmente fundida. Sólo al final de la fusión se aplicará la máxima potencia por a lo menos 1,5 horas.

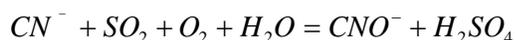
Una vez finalizada la fusión se interrumpe la combustión, de manera que el horno pueda voltearse para que la escoria pueda ser vaciada en una olla de escoria y luego el resto de la carga se vacíe en los moldes de ánodos. El molde de fierro es recubierto con una lechada de cal refractaria, para que el ánodo sea fácilmente separable del molde al enfriarse.

### 3.5 TRATAMIENTO DE SOLUCIÓN POBRE

La solución pobre en oro y plata, obtenida luego de la etapa de electrodeposición, se procesa para precipitar metales pesados, como cobre y zinc y destruir el cianuro remanente. La solución ya procesada se utiliza como agua de proceso.

La solución pobre será tratada mediante el proceso INCO SO<sub>2</sub>/aire. Este proceso oxida ambos, el cianuro libre (CN<sup>-</sup>) y el cianuro acomplejado débilmente con metales como cobre, zinc y níquel a cianato (CNO<sup>-</sup>). El cianato es dos ordenes de magnitud menos tóxico que el cianuro.

La disolución de los metales preciosos en la solución alcalina de cianuro forma aniones complejos estables, generando un exceso de cianuro en la solución. Este exceso de cianuro en solución se llama cianuro libre. La oxidación del cianuro libre a cianato en el Proceso INCO puede ser representada por la siguiente ecuación:



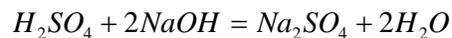
Esta reacción requiere de cobre disuelto como catalizador. El proceso de cianuración provee suficiente cobre soluble en la solución pobre, como complejo cianurado de cobre, lo que elimina la necesidad de agregarlo como sulfato de cobre. El requerimiento teórico de SO<sub>2</sub>, de acuerdo a la reacción anterior, es 2,46 partes en peso por una parte de cianuro. Sin embargo, la dosis de SO<sub>2</sub> es mayor debido a su consumo por otras reacciones químicas paralelas.

El mejor rango de pH para la destrucción del cianuro es 8,0 a 9,5. La adición de solución de metabisulfito de sodio, que aporta SO<sub>2</sub> disuelto, baja el pH que trae la solución desde el proceso de electrodeposición y su ajuste al valor requerido en este proceso se controla por la adición de hidróxido de sodio. Una excesiva disolución de hidróxido en la solución pobre puede requerir una adición extra de SO<sub>2</sub> por sobre el requerido normalmente para lograr el pH necesario.

La temperatura casi no tiene efecto en la reacción de oxidación del cianuro, pero la composición de la solución pobre sí puede tener un gran efecto en la reacción (Este efecto ha sido determinado en experiencias de laboratorio).

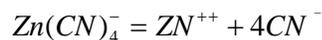
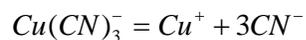
El oxígeno para la reacción es proveído por aire de baja presión que se inyecta al fondo del estanque de reacción. Debido a la baja solubilidad del oxígeno en agua, y su baja velocidad de transferencia entre la fase gaseosa y la solución, sólo una pequeña fracción del oxígeno agregado al fondo del reactor es transferido a la solución. Una vez en solución, el oxígeno reacciona de inmediato con el  $SO_2$  y el cianuro. Una transferencia insuficiente de oxígeno limitará la destrucción de cianuro.

El ácido sulfúrico generado durante la oxidación del cianuro y otras reacciones de oxidación es neutralizado con NaOH en el reactor para formar un sulfato, como sigue:

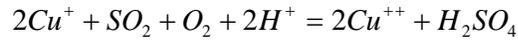


Además de oro y plata, una cantidad variable de otros metales como cobre, zinc, plomo y fierro son lixiviados durante el proceso de cianuración, generando complejos cianurados débiles. Además también los sulfuros reactivos como pirrotita pueden también reaccionar con el cianuro formando tiocianato ( $SCN^-$ ) o producir, compuestos sulfurados parcialmente oxidados como tiosulfato.

En el Proceso INCO los complejos cianurados débiles de cobre y zinc se disocian como sigue:

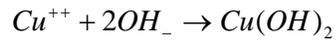


El ion cuproso en solución es oxidado en el Proceso INCO a ion cúprico como sigue:

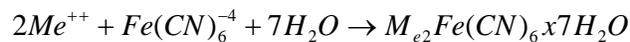


El sulfito y el tóxicano mantendrán algo del  $Cu^+$  en solución como  $CuSO_3^-$  o  $Cu(SCN)_2^-$ .

Los iones metálicos liberados precipitan como hidróxidos metálicos y el cianuro liberado es oxidado a cianato, de acuerdo a la reacción principal:



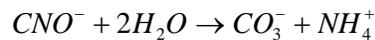
Los complejos cianurados fuertes de fierro no son descompuestos por el Proceso INCO, pero son removidos como precipitados insolubles de ferrocianuros metálicos, aprovechando la presencia de iones de metales base ( $Me^{++}$ ) presentes en la solución, en una reacción como sigue:



Generalmente, en el Proceso INCO menos del 10% del tóxicano ( $SCN^-$ ) es oxidado a cianato, como sigue:



El ion cianato ( $CNO^-$ ) es inestable y se hidroliza a iones amonio y carbonato, como sigue:



Esta reacción es acelerada a pH bajo (8-8,5). El ion carbonato precipita como carbonato de calcio. El ion amonio ( $NH_4$ ) está en equilibrio con amoníaco ( $NH_3$ ), por lo que algo de éste escapa de la solución como amoníaco gas.

La operación del Proceso INCO en esta planta se ha diseñado para operar en forma continua hasta 20 h/día, y será como sigue:

La solución pobre será continuamente impulsada desde el estanque de solución pobre (05-TK-53) por la bomba centrífuga 05-PP-53 hasta el reactor de destrucción de cianuro de una etapa (estanque 05-TK-51 de 5 m diámetro x 5,5 m altura con 108 m<sup>3</sup> de capacidad). La entrada de la solución al interior del estanque es a través de una cañería (downcorner) que la descarga en la zona del agitador del estanque. La adición de aire se realiza por debajo del impulsor del agitador para asegurar una rápida dispersión y para promover la transferencia de O<sub>2</sub> a la solución. El SO<sub>2</sub> se agregará como solución de metabisulfito de sodio al 30%. Una solución de NaOH al 50% se agregará continuamente para mantener el pH alrededor de 9,0. El tiempo de retención para el caudal de solución en condiciones de diseño de 10,9 m<sup>3</sup>/h es de aproximadamente 9 horas.

La solución tratada saldrá del reactor y caerá por gravedad a un estanque decantador de solución tratada 05-TK-56. La solución sobrenadante va a un cajón de traspaso de solución tratada, desde donde es impulsada hasta el estanque de almacenamiento de agua de proceso (05-TK-55) y la solución con mayor contenido de sólido será impulsada desde el fondo del estanque decantador por una bomba peristáltica hasta un filtro de prensa de marco de 630 x 630 mm y 13 placas (05-FL-51). Este filtro prensa tiene una capacidad de retener hasta 150 kg de precipitado de densidad 1,3 kg/l por ciclo de filtración. Para ayudar a la filtración de este precipitado, se cuenta con una instalación auxiliar de preparación y dosificación de material de tierra de diatomea de precapa, estanque 05-TK-52 y agitador 05-AG-52.

La solución obtenida en el filtro va al estanque de agua de proceso al igual que la solución proveniente del estanque decantador de solución tratada. El sólido filtrado, precipitado de cobre y cinc, va a un sector de almacenamiento.

Cuando el filtro prensa no está en servicio, durante la apertura de las placas y hasta que el filtro esté preparado para comenzar a filtrar, con su correspondiente carga de material de precapa, la solución tratada se descargará

sólo hacia el cajón de traspaso de solución y desde allí se impulsará al estanque de agua de proceso. Si la solución tratada que sale del estanque decantador tiene un gran contenido de sólidos en suspensión, se deberá detener la alimentación de solución pobre al reactor hasta que el filtro prensa esté en servicio.

La planta cuenta con un estanque de emergencia (05-TK-54) para acumular solución pobre que no pueda ser tratada por el proceso INCO cuando esta instalación esté fuera de servicio. El estanque de emergencia 05-TK-54, de 7 m de diámetro x 6,5 m de altura, se encuentra en una piscina rectangular de hormigón armado con revestimiento de placas de HDPE de 3 mm en paredes y en el piso.

### **3.6 CONCLUSIONES DEL CAPITULO**

Luego de completar la Descripción de los Procesos involucrados en la Planta de Lixiviación de Concentrados (PLC) Minera Florida Ltda., se logró un conocimiento, teórico y en terreno, de las líneas de proceso, equipos e instrumentación con que cuenta la planta. Conociendo las variables antes mencionadas es posible visualizar claramente las variables críticas, tales como concentraciones de metales en solución, tiempos de residencia de las principales etapas, flujos de operación y cantidad y tipo de reactivos utilizados.

También fue posible visualizar el espacio físico, la disponibilidad de electricidad, agua industrial y otros insumos con los que la planta actualmente cuenta, esto en caso de la posible incorporación de un nuevo proceso.

## **CAPITULO 4**

# **ALTERNATIVAS PARA EL CONTROL DE IMPUREZAS EN SOLUCIÓN RICA**

## **4. ALTERNATIVAS PARA EL CONTROL DE IMPUREZAS EN SOLUCIÓN RICA**

Para el cumplimiento del objetivo general, se elaboró un plan de trabajo que básicamente consistió en la búsqueda y análisis de información, selección de alternativas de proceso, ejecución de ensayos de laboratorio que permitieran confirmar los datos técnicos disponibles o generar la información requerida, el desarrollo de los balances de materiales y la evaluación preliminar de costos de los procesos seleccionados.

### **4.1 BUSQUEDA DE INFORMACIÓN**

Los resultados de la búsqueda de información arrojaron numerosas posibles soluciones al problema de impurezas en la solución rica, principalmente cobre, que se adecuan al proceso de Minera Florida Ltda. En reunión efectuada con el Gerente de Planta, se acordó priorizar el estudio de 3 alternativas, las que en una primera etapa se trabajaron a escala de laboratorio para luego una de ellas ser llevada a nivel de Planta Piloto. Cabe destacar que 2 de las alternativas son procesos patentados y la tercera corresponde a la adaptación de un proceso actualmente existente en la planta.

Estos procesos explicados por separado mas adelante se encuentran ampliamente detallados, y en el caso de las patentes muestran resultados, basados en pruebas experimentales.

Las alternativas investigadas fueron las siguientes:

4.1.1 Inhibición de la Lixiviación de Cobre

4.1.2 Remoción de cobre mediante Membranas de Nanofiltración

4.1.3 Precipitación de Cobre de soluciones por Oxidación Selectiva de Cianuros

### 4.1.1 INHIBICIÓN DE LA LIXIVIACIÓN DE COBRE

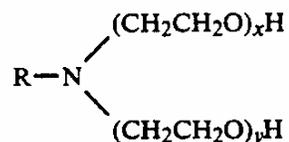
Como una primera alternativa se estudió la patente registrada con fecha 29 de Octubre de 1991 en EEUU numero 5,061,459 "Prevention of copper dissolution during cyanidation of gold ores".

Esta patente describe un proceso para tratar minerales de oro que contengan impurezas de cobre, el método consiste principalmente en prevenir la disolución del cobre en la etapa de lixiviación, mediante el previo acondicionamiento del mineral en la molienda con un agente activador de superficie en la forma de una amina grasa, preferentemente una amina grasa etoxilada, este agente reduce el alto consumo de cianuro que es causado por la disolución de cobre, el efecto se produce por una pasivación de la superficie del mineral.

En este tipo de proceso el cobre no es removido del sistema, pero su tendencia a formar complejos cianurados disminuye durante la etapa de lixiviación.

El agente de superficie a utilizar consiste en aminas primarias, secundarias, terciarias y cuaternarias o mezclas de ellas, poseen características de solubilidad y dispersabilidad en agua, y no producen complicaciones posteriores en el proceso de lixiviación.

Ejemplos de estos agentes son del tipo:



Donde x e y representan números enteros y preferentemente  $x + y = 2$ .

La cantidad del agente requerido dependerá de la cantidad de cianuro que consuma el mineral que contiene las impurezas de cobre, también de la cantidad óptima para reducir la disolución de cobre a un costo razonable, para esto los parámetros deben ser cuantificados a nivel experimental. Como referencia se sabe que el gasto de reactivo varía desde 0,01 – 1 Kg./Ton de mineral tratado.

Normalmente los minerales de metales preciosos, previo a la lixiviación, son reducidos de tamaño para favorecer su extracción. Los tamaños de partícula típicos para este tipo de proceso varían desde 1 a 500 micrones. El agente activador de superficie deberá ser agregado antes o durante la molienda, para favorecer el contacto producido por la agitación entre el mineral de cobre y este. Deberá ser agregado en solución acuosa o disperso. Con la adición del agente durante o antes de la molienda, puede utilizarse un exceso y este ser removido por filtración, esto no es esencial y se puede evitar y obtener resultados satisfactorios simplemente agregando la cantidad necesaria, para esto se debe conocer la relación cantidad óptima de agente por tonelada de mineral a tratar. En el caso de que el proceso requiera una etapa de molienda acompañada de la cianuración, el agente no perjudicará la extracción del oro.

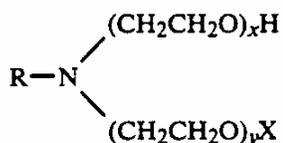
El mineral molido conteniendo el agente activador de superficie puede ser procesado por cianuración normalmente, no se necesitan mayores cambios por la presencia de este reactivo.

En adición a los beneficios obtenidos por la reducción de la extracción de cobre y la baja en el consumo de cianuro, se espera un aumento de la extracción de oro.

El tratamiento con este tipo de agentes no está limitado a un proceso que contenga una etapa de molienda, ya que puede también adicionarse durante la etapa de cianuración o lixiviación.

La patente se encuentra ilustrada por los siguientes ejemplos:

La Tabla N° 20 muestra un rango de agentes activadores usados en el tratamiento de minerales que contienen metales preciosos y también impurezas de cobre. Los reactivos Ethomeen son un grupo de ethoxylated alkyl aminas que poseen la siguiente estructura:



Donde  $X + Y = 2,5$  y  $15$  para los agentes designados 12, 15 y 25 respectivamente. Estos fueron proporcionados por los Laboratorios Akzo Chemie. Ethoduomeen and Armeen O fueron también proporcionados por Akzo Chemie y Duoteric fue proporcionado por ABM Chemicals.

Todos estos reactivos fueron probados en solución/dispersión al 0,1 % con excepción de Armeen O y Duoteric. Armeen O fue preparado como una dispersión isopropanol (10 %) - agua. Duoteric H 12 fue suministrado en solución acuosa de isopropanol y diluido con agua hasta la concentración requerida.

Los minerales utilizados en las pruebas provienen según la patente de Hope Brook mine, en Canadá, son del tipo sulfuros. El contenido de cobre en las muestras varía desde un 0,42 % a 0,05 % en peso. El ejemplo mostrado en la Tabla N° 21 corresponde a un contenido de 0,42 % como calcopirita.

Todas las muestras fueron molidas en un rodillo de 5 litros a un 60 % en peso de sólidos para lograr un tamaño de partícula 80 % menor a 75 micrones. Para realizar la comparación las muestras fueron molidas con y sin los reactivos tal como muestra la Tabla N° 21.

Cada muestra molida fue descargada en botellas de vidrio y les fue agregada agua para reducir la densidad de pulpa hasta un 30 – 35 % en peso de sólidos. El Ph ajustado a 11 – 11,5 por la adición de hidróxido de calcio, luego se le adicionó el cianuro de sodio (1,8 Kg/t mineral) y se lixivio por 72 horas. La pulpa obtenida fue luego filtrada y se le realizó análisis de oro y cobre por absorción

atómica, el cianuro libre se mide mediante un electrodo selectivo. El residuo fue secado y analizado por ensayo a fuego, el porcentaje de extracción del oro se obtuvo basado en las soluciones y el residuo analizado.

Se observó que el uso de agentes activadores de superficie resultó en el incremento de la extracción de oro, reducción de la extracción de cobre o la reducción del consumo de cianuro de sodio. La reducción en el consumo de cianuro de sodio fue muy alta y es atribuible a la reducción en la extracción de cobre.

TRADE NAME	CHEMICAL NAME	TIPYCAL ALKYL DISTRIBUTION						APEARANCE	TESTED AS
		C 10	C12	C14	C16	C18	C20		
ETHOMEEN C/12	Cocobis(2-hydroxyetyl)amine	3	58	22	10	7		Liquid	Dispersion
ETHOMEEN C/15	Polyoxyethylenecocoamine	3	58	22	10	7		Liquid	Solution
ETHOMEEN C/25	Polyoxyethylenecocoamine	3	58	22	10	7		Liquid	Solution
ETHOMEEN T/12	Tallow bis(2-hydroxyetyl)amine		1	4	31	64	tr.	Liquid/Paste	Dispersion
ETHOMEEN T/15	Polyoxyethylene tallowamine		1	4	31	64	tr.	Liquid	Solution
ETHOMEEN T/25	Polyoxyethylene tallowamine		1	4	31	64	tr.	Liquid	Solution
ETHOMEEN S/12	Oleylbis(2-hydroxyetyl)amine		1	4	12	82	tr.	Heavy Liquid	Dispersion
ETHOMEEN S/15	Polyoxyethylene oleylamine		1	4	12	82	tr.	Liquid	Solution
ETHOMEEN S/25	Polyoxyethylene oleylamine		1	4	12	82	tr.	Liquid	Solution
ETHUDUOMEEN			1	4	31	64	tr.	Liquid	Solution
DUOTERIC H/12	Blend of Amines	Not Available						Liquid	Iso-P
ARMEEN O	Oleylamine (95 % primary)							Paste	

TABLA 20: REACTIVOS INHIBIDORES DE CU (PATENTE 5,061,459)

REAGENT (Kg/Ton)	Gold Extn. %	Copper Extn. Kg/Ton	Reduction Cu Disolved %	SCN Formed Kg/Ton	NaCN Consumed Kg/Ton
None	71.8	0.37	-	0.52	1.44
Ethomeen C/12 (0.14)	72.6	0.19	49	0.21	0.83
Ethomeen T/25 (0.97)	75.8	0.39	0	0.61	1.53
Ethomeen S/12 (0.32)	68	0.17	54	0.14	0.74
Duoteric H/12 (1.06)	83.5	0.15	59	0.19	0.68
Duoteric H/12* (0.20)	83.0	0.27	27	0.37	1.00
Armeen O (0.10)	75.5	0.28	24	0.35	1.14
Ethoduomeen (0.5)	81.8	0.23	38	N.D.	0.99

TABLA 21: RESULTADOS PRUEBAS EXPERIMENTALES (PATENTE 5,061,459)

#### **4.1.1.1 ENSAYOS EXPERIMENTALES**

El proceso proveniente de la patente numero 5, 061, 459 “Prevention of copper dissolution during cyanidation of gold ores” se reprodujo a nivel de laboratorio. Para esto, el primer paso fue conseguir los reactivos listados en la Tabla N° 20 “Reactivos inhibidores de Cu (PATENTE 5,061,459)”. Por ser la lista de estos muy extensa, y además ser reactivos poco comunes, se consiguió los que habían dado mejores resultados en los ensayos mostrados en la patente: ETHOMEEN S/12, ETHOMEEN C/12 Y DUOTERIC H/12.

Una vez conseguidos los reactivos originales o las alternativas químicas de otros Laboratorios (diferencias solo en el nombre comercial), se programó un set de ensayos experimentales en base a las condiciones definidas en la patente y bajo los parámetros reales de operación de Minera Florida Ltda.

A continuación se muestran los reactivos conseguidos, los ensayos experimentales realizados y sus respectivos resultados.

#### **REACTIVOS**

- GEMUL DS – 7: Alternativa a ETHOMEEN S/12, Laboratorio MATHIESEN S.A.C.
- HYAEA – O02: Alternativa a ETHOMEEN S/12, Laboratorio JIANGSU FEIXIANG CHEMICAL CO., LTD.
- COCOAMINE 2EO: Alternativa a ETHOMEEN C/12, Laboratorio JIANGSU FEIXIANG CHEMICAL CO., LTD.
- CIRRASOL G – 3780A: Alternativa a ETHOMEEN S/12, Laboratorio UNIQUEMA
- ETHOMEEN S/12: Muestra original Laboratorio AKZO NOBEL

Los ensayos experimentales se realizaron con el objetivo de reproducir de manera cercana a la realidad, el proceso de Lixiviación de la Planta de Minera Florida Ltda., agregando previo a la etapa de lixiviación, el reactivo inhibidor de la

lixiviación del cobre y así disminuir la recuperación de este metal. Los parámetros operacionales de la planta, tales como tiempo de lixiviación, pH, concentración de cianuro y oxígeno disuelto se fijaron de acuerdo a los parámetros reales. La concentración del reactivo y su tiempo de acondicionamiento se fijaron de acuerdo a los datos bibliográficos (Patente Numero 5, 061 ,459).

En la Tabla N° 22 se listan los parámetros bajo los cuales serán realizados los ensayos experimentales.

<b>PARAMETROS GENERALES</b>		
Masa Muestra	1500	gr
Sólidos en Pulpa	40 - 45	%
Concentración de Cianuro	13	gr/l
Tiempo de Lixiviación	72	Hr
Oxígeno Libre	5 - 7	ppm
Ph	11,5 - 12	

TABLA N°22: PARAMETROS GENERALES

El consumo y la concentración de los reactivos inhibidores de la lixiviación de cobre a utilizar varia dependiendo del reactivo, para los reactivos conseguidos se utilizo:

<b>CONSUMO DE REACTIVOS</b>		
ETHOMEEN S/12	0,32	Kg/ton
ETHOMEEN C/12	0,14	Kg/ton

TABLA N°23: CONSUMO DE REACTIVOS

La concentración de ambos reactivos se fijó en 0,1 % en solución acuosa, es necesario destacar que los consumos de reactivos fueron calculados en base a un mineral que contiene un 0,42 % de cobre. Tal como muestran las Tablas N° 6 y 7 (Capítulo 2), el mineral tratado en la planta de lixiviación contiene porcentajes de cobre entre 1 y 2 % por lo que en los ensayos experimentales se varió el consumo

de los reactivos con el fin de encontrar el óptimo. El tiempo de acondicionamiento del reactivo, previo a la lixiviación, se fijó en 30 minutos con agitación constante para cada prueba.

Los ensayos experimentales programados fueron:

Nº	PRUEBA	REACTIVO	GASTO
			Kg/ton
1	Lixiviación Estándar Minera Florida		
2	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	GEMUL DS-7	0,32
3	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	GEMUL DS-7	0,96
4	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	HYAEA – 002	0,32
5	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	HYAEA – 002	0,96
6	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	COCOAMINE 2EO	0,14
7	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	COCOAMINE 2EO	0,42
8	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	CIRRASOL G – 3780 <sup>a</sup>	0,32
9	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	CIRRASOL G – 3780 <sup>a</sup>	0,96
10	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	ETHOMEEN S/12	0,32
11	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	ETHOMEEN S/12	0,96
12	Lixiviación Estándar Minera Florida + Reactivo	ETHOMEEN S/12	1,6

TABLA Nº24: ENSAYOS EXPERIMENTALES PROGRAMADOS

La prueba numero 1 se utilizó como parámetro de comparación (Blanco) para ver la efectividad de cada reactivo.

Los resultados de cada prueba se muestran en base a análisis de las muestras líquidas y muestras sólidas obtenidas en cada prueba, ambos análisis fueron realizados en los laboratorios de Minera Florida Ltda. Las muestras líquidas se analizaron mediante Absorción Atómica y las sólidas mediante Volumetría o Ensayo a Fuego, dependiendo del elemento a analizar.

Tomando como referencia dichos análisis se calculó la recuperación de cada elemento, y se comparó con la prueba en blanco.

Las Tablas Nº 25, 26 y 27 muestran los resultados de las pruebas realizadas.

PRUEBA	ITEM	MUESTRA SOLIDA			MUESTRA LIQUIDA			RECUPERACION		
		Au	Ag	Cu	Au	Ag	Cu	Au	Ag	Cu
		ppm	ppm	%	ppm	Ppm	Ppm	%	%	%
1	Cabeza	93,8	874	2,01	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	4	170	1,78	60	358	1220	95,7	80,6	11,4
	48 Horas	2,8	120	1,72	68	380	1635	97,0	86,3	14,4
	72 Horas	2,8	120	1,72	72	400	1935	97,0	86,3	14,4
2	Cabeza	93,8	874	2,01	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	19,9	198	1,84	72	142	1204	78,8	77,4	8,5
	48 Horas	19,3	221	1,77	102	172	1365	79,4	74,7	11,9
	72 Horas	18,6	204	1,72	118	256	1435	80,2	76,7	14,4
3	Cabeza	93,8	874	2,01	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	20,1	236	1,92	68	136	1240	78,6	73,0	4,5
	48 Horas	19,6	229	1,86	96	184	1368	79,1	73,8	7,5
	72 Horas	19,5	212	1,77	114	260	1520	79,2	75,7	11,9
4	Cabeza	93,8	874	2,01	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	20,3	193	1,77	86,2	365	1156	78,4	80,0	11,9
	48 Horas	17,5	185	1,65	92,5	425	1472	81,3	78,8	17,9
	72 Horas	17,5	185	1,65	96,3	465	1580	81,3	78,8	17,9

. TABLA Nº 25: RESULTADOS PRUEBAS DE LIXIVIACION CON REACTIVOS INHIBIDORES DE LA LIXIVIACION DE COBRE

PRUEBA		MUESTRA SOLIDA			MUESTRA LIQUIDA			RECUPERACION		
		Au	Ag	Cu	Au	Ag	Cu	Au	Ag	Cu
		ppm	ppm	%	ppm	ppm	Ppm	%	%	%
5	Cabeza	93,8	874	2,01	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	19,9	221	1,84	72	468	1465	78,8	74,7	8,5
	48 Horas	19,3	198	1,77	85	523	1920	79,4	77,4	11,9
	72 Horas	18,2	185	1,72	112	678	2700	80,6	78,8	14,4
6	Cabeza	93,8	874	2,01	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	48 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	72 Horas	12,6	25,6	1,45	108	256	3,9	86,6	97,1	27,9
7	Cabeza	93,8	874	2,01	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	48 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	72 Horas	13,2	24,8	1,47	115	264	1022	86,0	97,2	26,9
8	Cabeza	80,5	200	1,8	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	48 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	72 Horas	22,6	102	1,46	24	72	358	71,3	49,0	18,9

TABLA Nº 26: RESULTADOS PRUEBAS DE LIXIVIACION CON REACTIVOS INHIBIDORES DE LA LIXIVIACION DE COBRE

PRUEBA	ITEM	MUESTRA SOLIDA			MUESTRA LIQUIDA			RECUPERACION		
		Au	Ag	Cu	Au	Ag	Cu	Au	Ag	Cu
		ppm	ppm	%	ppm	ppm	Ppm	%	%	%
9	Cabeza	80,5	200	1,8	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	48 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	72 Horas	21,9	96	1,51	31	84	346	72,8	52	16,1
10	Cabeza	80,5	200	1,8	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	48 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	72 Horas	20,3	91	1,89	22	65,3	193	74,8	54,5	-5
11	Cabeza	80,5	200	1,8	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	48 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	72 Horas	19,6	98	1,64	22	65,3	227	75,7	51	8,9
12	Cabeza	80,5	200	1,8	-	-	-	-	-	-
	24 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	48 Horas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	72 Horas	18,9	103	1,68	26	66,8	200	76,5	48,5	6,7

TABLA N° 27: RESULTADOS PRUEBAS DE LIXIVIACION CON REACTIVOS INHIBIDORES DE LA LIXIVIACION DE COBRE

La Prueba numero 1 denominada Prueba Lixiviación Estándar Minera Florida, que se realizó bajo las mismas condiciones de la Planta de Lixiviación (Definidas en el punto 5.2.2), obtuvo resultados muy cercanos a la realidad operacional. Esta Prueba se utilizó como parámetro de comparación para cuantificar la efectividad de los reactivos para el objetivo propuesto.

Al analizar las Figuras N° 20 y 21, se distingue la clara influencia de los reactivos en la recuperación de oro y recuperación de plata. Todas las pruebas presentaron recuperaciones más bajas que la prueba estándar, exceptuando la prueba número 7, donde en el caso de la plata ocurre lo contrario, se elevó la recuperación y superó en un amplio margen a la prueba estándar (Mayor a un 10 %).

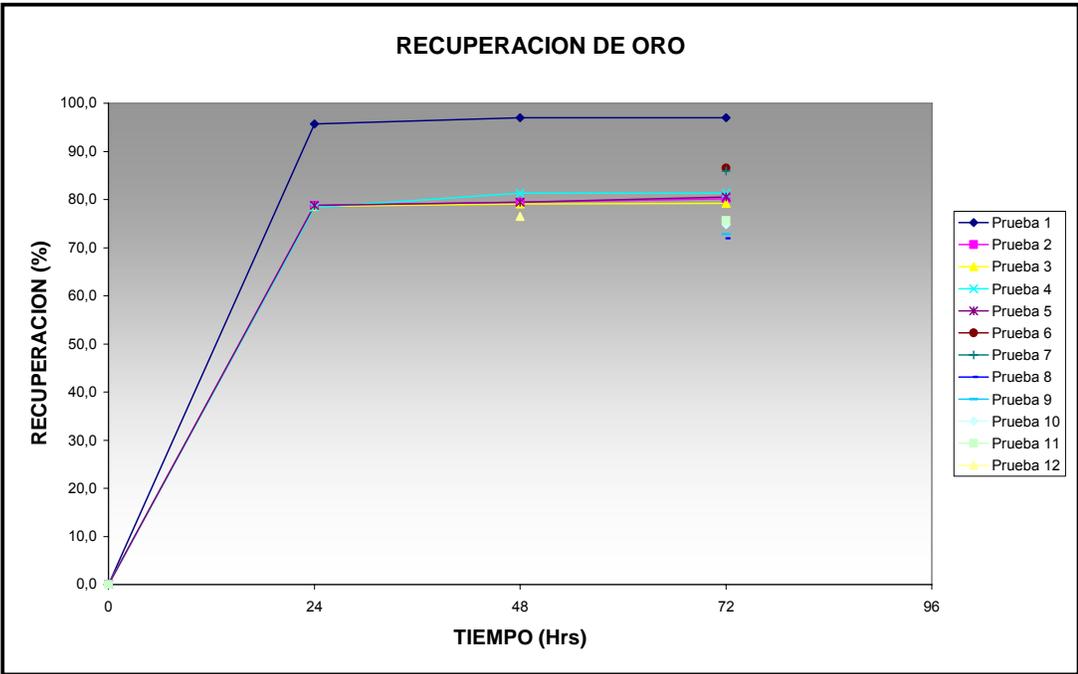


FIGURA N° 20: RECUPERACION DE ORO EN PRUEBAS CON REACTIVOS INHIBIDORES DE CU

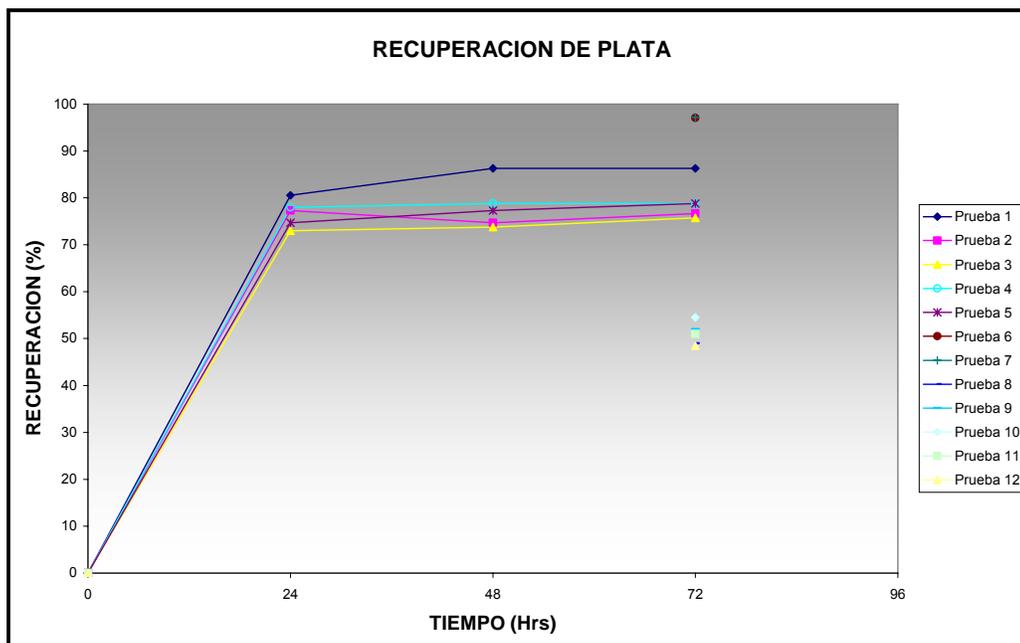


FIGURA N° 21: RECUPERACION DE PLATA EN PRUEBAS CON REACTIVOS INHIBIDORES DE CU

El parámetro antes discutido es muy importante ya que cualquier tipo de cambio que se realice al proceso no puede considerar disminuir las recuperaciones de oro y plata (98% del oro y del 92% de la plata). Por consiguiente y sin considerar los resultados obtenidos en lo respecto al cobre, que también fueron analizados, la posibilidad de considerar este proceso para un estudio más completo fue descartada.

Al analizar la Figura N° 22, que muestra la recuperación del cobre, se demuestra que en cerca de un 50 % de las pruebas la recuperación del cobre fue inferior a la prueba estándar, lo cual cumple el objetivo de la prueba. Sin embargo estos resultados están limitados debido a la influencia negativa de los reactivos en la recuperación de los metales preciosos.

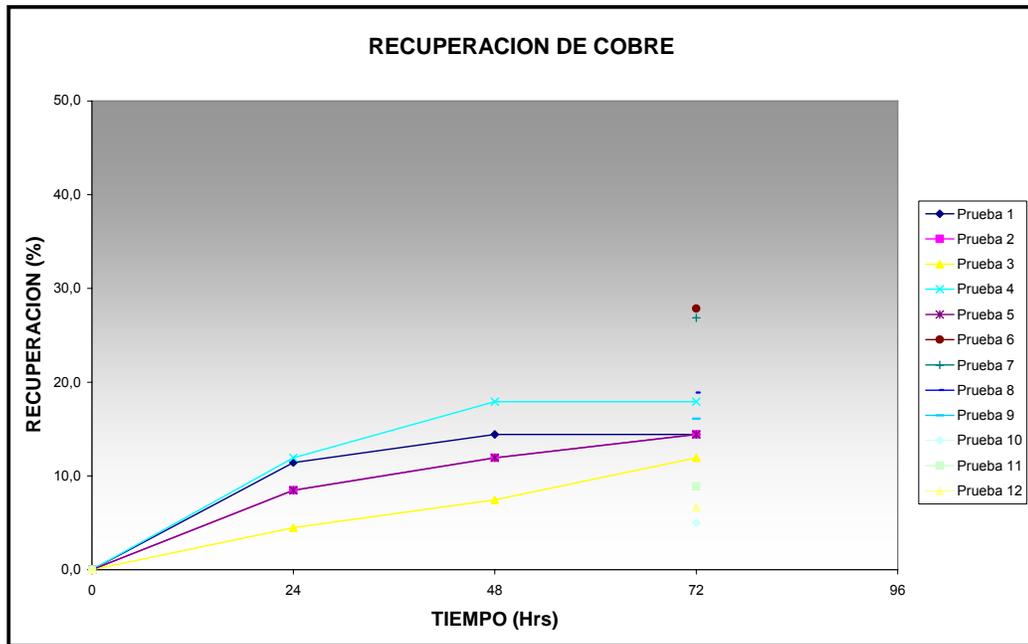


FIGURA N° 22: RECUPERACION DE COBRE EN PRUEBAS CON REACTIVOS INHIBIDORES DE CU

Como se menciona anteriormente esta alternativa de tratamiento fue descartada por mostrar una influencia negativa en la recuperación de metales preciosos, esta decisión se tomó junto al Gerente de Planta.

#### **4.1.2 REMOCIÓN DE COBRE MEDIANTE MEMBRANAS DE NANOFILTRACIÓN**

Este proceso consiste en la patente registrada con fecha 5 de Octubre de 1999 en EEUU Numero 5, 961, 833 “Method for separating and isolating gold from copper in a gold processing system”.

La patente describe de manera general los procesos utilizados para el tratamiento de minerales de oro, particularmente un método para separar efectivamente el oro desde el cobre en minerales que contienen ambos metales. Como resultado, oro elemental puro puede ser producido desde minerales que contengan impurezas de una manera altamente efectiva y económica, evitando altos consumos de reactivos (Cianuro).

El proceso que sugiere esta patente propone una manera especializada de remover el cobre indeseado (complejo cobre – cianuro), desde los sistemas de extracción de oro, cuando el mineral a ser tratado posee esta impureza. Como resultado de esto, los costos de producción son reducidos y se contribuye a un aumento de la eficiencia de operación. Se dice que el proceso es aplicable a una gran variedad de tratamientos basados en cianuración, incluyendo los distintos tipos de lixiviación existentes (Heap leaching o Vat leaching). También es compatible con los procesos posteriores de recuperación del oro, como el Merrill – Crowe, Carbón Activado y otros.

Este método posee una gran versatilidad y lista los siguientes beneficios:

- Una manera de tratar minerales de oro con altas impurezas de cobre de manera económicamente rentable, sin un consumo excesivo de reactivos. (Compuestos de Cianuro).
- Un incremento en la eficiencia global del proceso debido a la disminución del consumo de reactivos.

- La disminución de otro tipo de insumos incluidos en el sistema, incluidos carbón activado o cinc dependiendo del sistema de recuperación bajo consideración.
- Una reducción en el consumo de electricidad si es que el proceso involucra una etapa de Electrowinning.
- Una reducción en el tiempo utilizado en la etapa de fundición para producir el oro elemental.
- En el caso de obtener un beneficio económico, existe la posibilidad de recuperar el cobre que es separado del sistema.
- La gran versatilidad de procesos a los cuales puede ser aplicado incluyendo todos los procesos basados en la cianuración de minerales de oro.
- Incrementa la pureza del producto final, el dore, disminuyendo sus impurezas.
- Otras relacionadas.

#### **4.1.2.1 FUNDAMENTO DEL PROCESO**

Se plantea un proceso, el cual constituye en una etapa designada para la separación del complejo oro – cianuro del complejo cobre – cianuro eficientemente. Específicamente el equipo que permite esta separación se conoce como Membrana de Nanofiltración.

La separación de ambos complejos ocurre debido a que al poner en contacto la solución que los contiene (solución proveniente de la etapa de lixiviación), con la membrana de nanofiltración, esta última permite el paso de los

complejos oro – cianuro y retiene el paso de los complejos cobre- cianuro. De esta manera una o más membranas de nanofiltración pueden ser empleadas para lograr la separación efectiva de estos complejos.

La membrana de nanofiltración produce específicamente un permeato, que contiene los complejos oro – cianuro, y un retentado, que posee los complejos cobre – cianuro. Los parámetros de operación del proceso deben ser definidos mediante ensayos experimentales y se pueden ajustar a requerimientos particulares, según se necesite.

El producto de la lixiviación es directamente contactado con la unidad de nanofiltración, que consiste en un conducto tubular el cual en su interior posee las membranas de nanofiltración. El sistema de separación, esta basado en una o preferentemente en múltiples unidades de nanofiltración. Una unidad de nanofiltración es ilustrada de manera esquemática en la Figura N° 19, estas unidades pueden ser configuradas en serie, en paralelo o una combinación de ambas. El arreglo a utilizar, dependerá de una variedad de factores incluyendo la caracterización química del producto de la lixiviación y su contenido, la capacidad total del sistema, el flujo del producto de lixiviación, la capacidad de la membrana de nanofiltración considerada, y otros factores determinados por ensayos preliminares.

Un factor importante a considerar previo a la filtración es la adición de un antiescalante, este será necesario cuando el producto de la lixiviación contiene más de 0.1 g/l de iones de calcio. Este puede provenir desde el mineral tratado y/o del uso de aguas duras en la preparación de la pulpa a lixiviar. La adición del antiescalante previene la formación de precipitados de calcio u otras sales solubles (p.e.  $\text{CaSO}_4$  y/o  $\text{CaCO}_3$ ) durante la nanofiltración. Estos pueden bloquear la membrana reduciendo así la eficiencia operacional del sistema. La cantidad y composición del antiescalante a utilizar depende de numerosos factores incluyendo la caracterización química del producto de lixiviación, su pH, la cantidad de calcio disuelta en este líquido y otros factores excéntricos. También serán necesarios ensayos experimentales para determinar la cantidad y tipo de antiescalante necesario a utilizar.

Para el problema planteado, las condiciones de operación de las membranas de nanofiltración poseen numerosas ventajas, la más importante de ellas es la capacidad de lograr la separación efectiva entre los complejos oro – cianuro y los complejos cobre – cianuro. Este alto grado de separación es consecuencia de la capacidad de estas membranas para diferenciar entre iones metálicos basado en la carga de estos, la base científica de esta ocurrencia no se encuentra completamente estudiada.

Diferentes membranas de nanofiltración que cumplen las características requeridas se encuentran en el mercado, una unidad representativa es producida por Desalination Systems, Inc. Of Escondido, California bajo el nombre DESAL – 5. Esta membrana esta configurada en forma de un cartridge alargado (esquematisado en la Figura N° 19), cada cartridge tiene cerca de 40 pulgadas de largo y entre 4 y 8 pulgadas de diámetro. El cartridge se compone de un recubrimiento (102) un principio (104) y un final (106) ambos abiertos para que el fluido pase a través de su interior. En el centro del cartridge se encuentra un conducto central (110) que posee numerosas aberturas (112). Rodeando este conducto se encuentran múltiples capas de membranas filtrantes en forma de espiral (114).

Asociadas a estas capas de material filtrante se encuentran también capas de un material poroso sobre ellas (116) y bajo ellas (120) entre las cuales las capas de material filtrante se encuentran atrapadas.

En uso, el fluido a ser tratado entra por el principio del conducto en la dirección de la flecha “X”. El fluido capaz de pasar las capas filtrantes entra al conducto interior y es denominado permeato, este proceso se produce en dirección de la flecha “Y” (para el caso este contiene los complejos de oro cianuro), y entre las capas filtrantes se forma un retentato (contiene los complejos cobre – cianuro). El permeato es colectado y como resultado se encuentra listo para abandonar el conducto en dirección de la flecha “P”, el retentato pasa a través del conducto y lo abandona en su final en dirección de la flecha “R”.

De esta manera se produce la separación efectiva de los complejos oro – cianuro, de los complejos cobre – cianuro.

Cabe destacar que los complejos de plata - cianuro, también comúnmente formados en las etapas de lixiviación de minerales de oro, debido a que generalmente se encuentran asociados, poseen características similares a los complejos oro – cianuro y por lo tanto se ven afectados de la misma manera que estos.

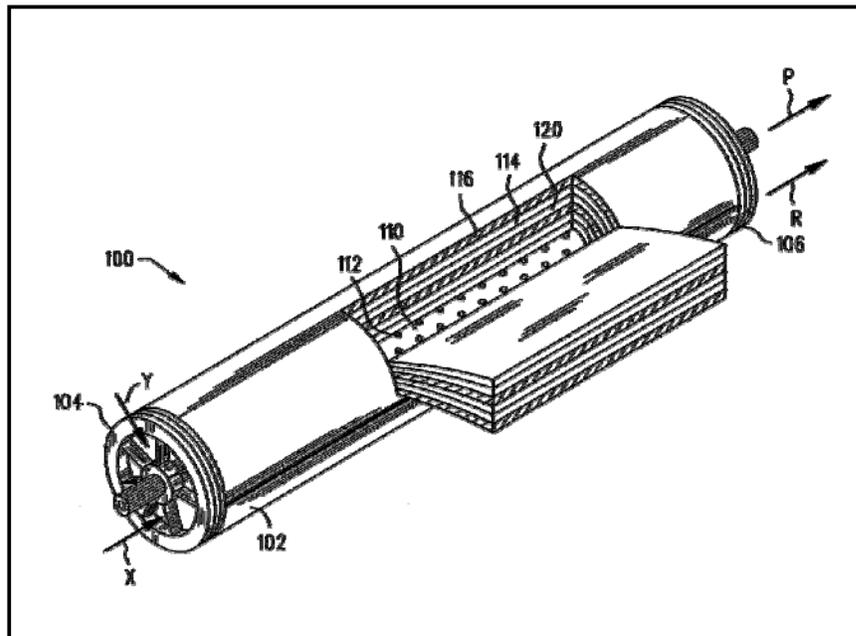


FIGURA N° 19: UNIDAD DE NANOFILTRACION

La patente numero 5, 961, 833 “Method for separating and isolating gold from copper in a gold processing system”, finalmente solo se analizó de manera teórica, debido a que los equipos e insumos necesarios para realizar ensayos experimentales, por ser elementos que no se producen en serie debían ser enviados a fabricar, específicamente las Membranas de Nanofiltración, y el tiempo de entrega se estimaba en 5 meses. El estudio completo debía llevar este tiempo por lo que se postergo esta alternativa.

Para completar esta etapa hubiese sido necesario contar con Membranas de Nanofiltración que posean las características descritas en la patente, además

de un equipo que proporcione las condiciones de operación ideales a las que trabajen estas membranas (Se puede utilizar un equipo de Osmosis Inversa).

### 4.1.3 PRECIPITACIÓN DE COBRE DE SOLUCIONES POR OXIDACIÓN SELECTIVA DE CIANUROS (PROCESO OSC)

El cianuro libre forma complejos con muchas especies de metales, principalmente con metales de transición, estos complejos varían extensamente en estabilidad y solubilidad.

Las constantes de estabilidad de algunos de los más importantes complejos de cianuros metálicos, contenidos en la Solución Rica de Minera Florida, están dados en el Anexo D. Estos complejos pueden ser clasificados en 3 grandes categorías, denominadas cianuros libre ( $\text{HCN}$ ,  $\text{CN}^-$ ), cianuros débiles disociables en ácido o “weak acid disociable” (WAD,  $\log K < 30$ ) y cianuros fuertes ( $\log K > 30$ ).

Estas categorías se utilizan extensamente en el análisis de soluciones de proceso, puesto que ayudan a describir el comportamiento de las especies de cianuro presentes, simplificando de manera significativa los procedimientos analíticos.

Una mezcla de anhídrido sulfuroso y aire oxida preferentemente el cianuro libre y los cianuros débilmente complejados, tales como aquellos de elementos como el cinc, plomo y cobre. El cianuro es oxidado a cianato. Este proceso puede realizarse en un rango de pH entre 7.0 y 9.5.

Para neutralizar el ácido sulfúrico formado por las reacciones es necesario agregar hidróxido de sodio o cal para mantener el pH en el valor deseado. Los tiocianatos presentes se oxidan de manera parcial y los iones metálicos precipitan como hidróxidos.

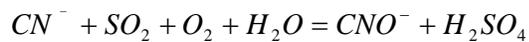
El  $\text{SO}_2$  requerido puede ser suministrado como metabisulfito de sodio o  $\text{SO}_2$  gaseoso y el oxígeno mediante la inyección de aire a la solución. El tiempo

de retención de la solución en el reactor varia normalmente dependiendo de la composición de la solución tratada, en el rango de 1 a 9 horas.

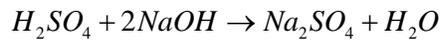
El requerimiento teórico de SO<sub>2</sub> para reaccionar con el cianuro es de 2,46 Kilos de SO<sub>2</sub> por Kilo de cianuro. Sin embargo, la dosificación es siempre mayor debido al consumo de SO<sub>2</sub> por otras reacciones.

La destrucción del cianuro libre presente en la solución permite la disociación de los complejos débiles y de los moderadamente fuertes en su ion metálico y en la liberación de nuevos iones cianuro.

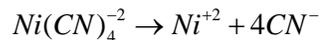
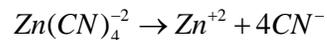
La reacción principal es la siguiente:



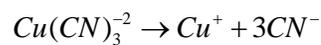
El ácido sulfúrico es neutralizado por el hidróxido de sodio:



Los cianuros débilmente complejados son disociados como sigue:



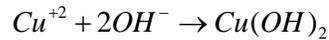
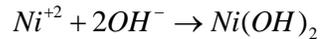
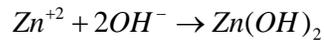
El complejo moderadamente fuerte de cobre se disocia en:



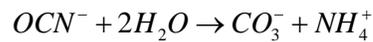
Los iones cuprosos libres son oxidados a ion cúprico:



Los iones metálicos libres precipitan luego como hidróxidos del metal:



Además, el ion cianato es inestable, hidrolizándose a iones amonio y carbonato:



En el caso del tratamiento de una solución que contiene oro y plata, luego de ocurrir las reacciones anteriormente descritas podría producirse parcialmente la precipitación de dichos metales preciosos, debido a un exceso de anhídrido sulfuroso, un tiempo de residencia muy extenso, un potencial de oxidación alto, además de otras consideraciones. Por lo tanto, el control de las reacciones y las condiciones operacionales deben ser monitoreados cuidadosamente.

Este proceso se visualiza como el mas prometorio y factible de ser aplicado en Minera Florida Ltda.

#### **4.1.3.1 ENSAYOS EXPERIMENTALES**

El proceso OSC (Oxidación Selectiva de Cianuros) descrito anteriormente, de manera teórica, fue probado mediante ensayos experimentales. Para esto fue necesario definir los parámetros operacionales bajo los que las pruebas se realizaron, conseguir los reactivos y equipos necesarios y finalmente definir el set de ensayos experimentales que se realizaron.

#### **REACTIVOS Y EQUIPOS**

Para los ensayos de laboratorio de esta experiencia se contó con los siguientes reactivos y equipos:

- METABISULFITO DE SODIO
- SODA CAUSTICA
- AIRE (INYECTADO A PRESION)
- CELDA AGITADA MECANICAMENTE
- CALEFACTOR
- MEDIDOR DE PH
- MEDIDOR DE O<sub>2</sub> DISUELTO

Para probar empíricamente la aseveración que podría ser posible precipitar desde la solución rica los elementos no deseados, considerando las características de estos, tales como su comportamiento de formación de complejos débiles de cianuro, o complejos moderadamente fuertes como los de cobre, se procedió a realizar ensayos de laboratorio aplicando el proceso de oxidación selectiva de cianuros, proceso OSC. El principal objetivo del tratamiento fue disminuir significativamente y en forma preferente el cobre desde la solución rica, disminuir el contenido de otras impurezas tales como cinc y plomo, de la solución rica y mantener en solución los metales preciosos.

Para realizar las pruebas, se utilizó una celda metálica con agitación mecánica, donde fue dispuesta la solución rica, esta celda fue calefaccionada hasta que la solución alcanzó una temperatura adecuada para cada ensayo, luego se comenzó la agitación y la adición de los reactivos según un programa de pruebas establecido. En estas condiciones deberá producirse la precipitación de las impurezas.

Los parámetros a los que fue realizada cada prueba, vale decir tiempo de residencia, temperatura, pH, cantidad de reactivo a adicionar, etc. fueron definidos en base al marco teórico y ajustados de acuerdo a los resultados obtenidos.

En la Tabla N° 28 se listan los parámetros bajo los cuales fueron realizados los ensayos experimentales.

PARAMETROS GENERALES		
TIEMPO	3 - 9	Hrs
PH	8 - 9,5	
TEMPERATURA	60 -70	° C
VOLUMEN DE SOLUCION	3 - 5	Lt
VOLUMEN DE METABISULFITO	Varia según la muestra	Lt

**TABLA N° 28 PARAMETROS GENERALES PRUEBAS PROCESO OSC**

Los resultados de cada prueba se entregan como porcentajes de la especie precipitada en base a la masa inicial de dichas especies, que contenía la solución antes de ser tratada por el proceso. Estos son los resultados finales de cada prueba, los análisis fueron realizados en los laboratorios de Minera Florida Ltda. Las muestras líquidas se analizaron mediante Absorción Atómica y las sólidas mediante Volumetría o Ensayo a Fuego dependiendo del elemento a analizar.

A continuación se muestran las Tablas N° 29, 30 y 31 resumidas con los datos más relevantes de las pruebas realizadas.

PRUEBA			TIEMPO	TEMP.	CN <sup>-</sup>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
			Hr	° C	gr/l					
1	Concentración Inicial	ppm	9	70	2,5	34	48	434	498	28,8
	Concentración Final	ppm				67	50,5	245	23,2	7,6
	Precipitado	gr				0,0028	0,0875	0,9835	1,4638	0,0765
	Precipitado	%				2,794	60,73	75,5	98	88,6
2	Concentración Inicial	ppm	3	50	2,5	34	48	434	498	28,8
	Concentración Final	ppm				42	57,9	409	22,04	2,4
	Precipitado	gr				No genero precipitado				
	Precipitado	%				No genero precipitado				
3	Concentración Inicial	ppm	3	70	2,07	30	66	424	380	9
	Concentración Final	ppm				39	60,4	12,1	4,5	2,9
	Precipitado	gr				0,0003	0,0059	1,2442	1,1296	0,0194
	Precipitado	%				0,3564	3,0034	97,8	99,1	74,4
4	Concentración Inicial	ppm	3	70	1,52	30	66	424	380	8,7
	Concentración Final	ppm				40	63,1	10,8	10,1	2,6
	Precipitado	gr				0,0006	0,0063	1,2485	1,118	0,0204
	Precipitado	%				0,6296	3,159	98,2	98,1	78,3

TABLA Nº 29: PRUEBAS DE OXIDACION SELECTIVA DE IMPUREZAS

PRUEBA			TIEMPO	TEMP.	CN <sup>-</sup>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
			Hr	° C	gr/l					
5	Concentración Inicial	ppm	3	60	1,52	30	66	424	380	8,7
	Concentración Final	ppm				38	79	245	2	1,2
	Precipitado	gr				0,0005	0,0024	0,722	1,1355	0,0234
	Precipitado	%				0,5452	1,2256	56,8	99,6	89,7
6	Concentración Inicial	ppm	3	60	2,52	37	64	348	436	21,7
	Concentración Final	ppm				50	89	90	2,4	1,1
	Precipitado	gr				0,0002	0,0008	0,846	1,3027	0,0627
	Precipitado	%				0,1848	0,4123	81	99,6	96,3
7	Concentración Inicial	ppm	3	60	2,22	38	49,2	314	389	22
	Concentración Final	ppm				42	47,9	6,6	1	2,2
	Precipitado	gr				0,0002	0,0051	0,9242	1,1643	0,0601
	Precipitado	%				0,1728	3,4688	98,1	99,8	91
8	Concentración Inicial	ppm	3	60	2,07	38	49,2	314	389	22
	Concentración Final	ppm				45	50,4	6,7	0,5	2,8
	Precipitado	gr				0,0003	0,0033	0,9246	1,1657	0,0587
	Precipitado	%				0,236	2,2179	98,2	99,9	89

TABLA Nº 30: PRUEBAS DE OXIDACION SELECTIVA DE IMPUREZAS

PRUEBA			TIEMPO	TEMP.	CN <sup>-</sup>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
			Hr	° C	gr/l					
9	Concentración Inicial	ppm	3	60	2,07	38	49,2	314	389	22
	Concentración Final	ppm				53	65	4	2,3	2,3
	Precipitado	gr				0,0002	0,0045	0,9334	1,1621	0,0611
	Precipitado	%				0,1781	3,045	99,1	99,6	92,5
10	Concentración Inicial	ppm	3	60	1,5	35	52	321	357	11,8
	Concentración Final	ppm				37	47,9	7,8	0,6	2
	Precipitado	gr				0,0002	0,0039	0,9414	1,0693	0,0299
	Precipitado	%				0,1781	2,4744	97,8	99,8	84,4
11	Concentración Inicial	ppm	3	60	1,5	35	52	321	357	11,8
	Concentración Final	ppm				37	42,8	12	0,8	1,4
	Precipitado	gr				0,0003	0,0044	0,9299	1,0688	0,0315
	Precipitado	%				0,3238	2,8455	96,6	99,8	89,1
12	Concentración Inicial	ppm	3	60	2,66	29	64	425	386	34,5
	Concentración Final	ppm				31	50	36,5	0,3	1,8
	Precipitado	gr				0,0005	0,0095	1,9578	1,9218	0,1643
	Precipitado	%				0,0005	2,9673	92,1	99,9	95,2

TABLA Nº 31: PRUEBAS DE OXIDACION SELECTIVA DE IMPUREZAS

Al analizar la Figura N° 23, que muestra los resultados de las pruebas de oxidación selectiva de cianuros, se aprecia que los metales preciosos (oro y plata) permanecen en su gran mayoría en solución (solución rica) después de aplicar el tratamiento propuesto, exceptuando la Prueba 1 (esta prueba no se logro controlar las condiciones de operación), solo precipita en promedio un 0,29 % de la masa de oro (exceptuando la prueba 1). En el caso de la plata el porcentaje de la masa precipitada alcanza un 2,62 %.

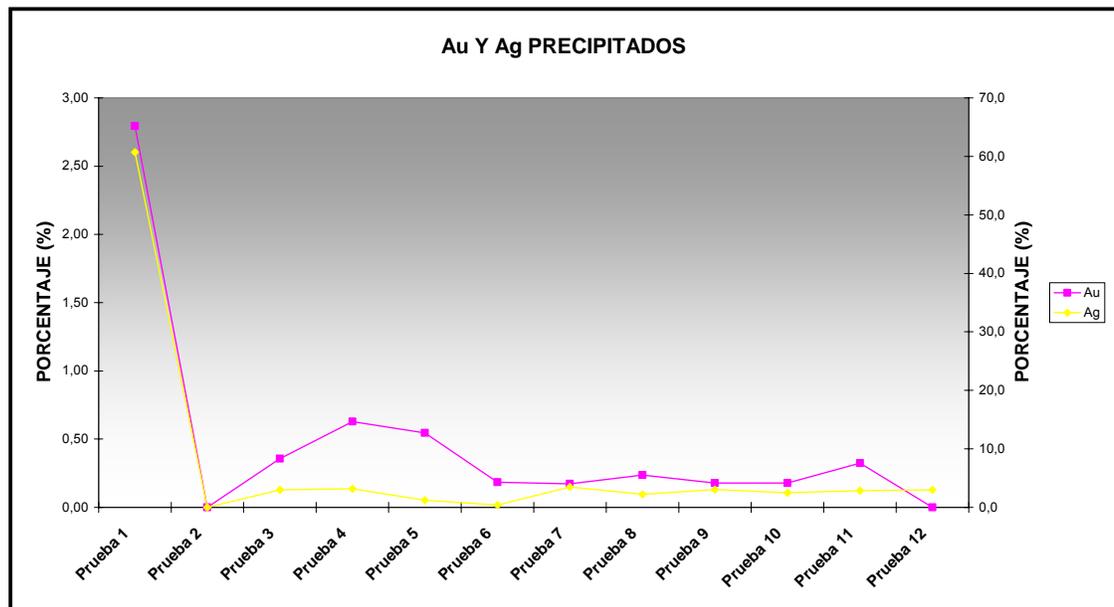


FIGURA N° 23: RESULTADOS AU Y AG PRUEBAS PROCESO OSC

En cuanto a las impurezas, mostradas en la Figura N° 24, se puede observar que precipitan en su gran mayoría, la masa de cobre precipita sobre un 90 %, el cinc en un 99 % y el plomo en un 85 % como promedio.

Como consecuencia de lo anterior, la solución rica se concentra en los metales valiosos y se purifica de los metales indeseados, resultando en una solución rica prácticamente libre de impurezas.

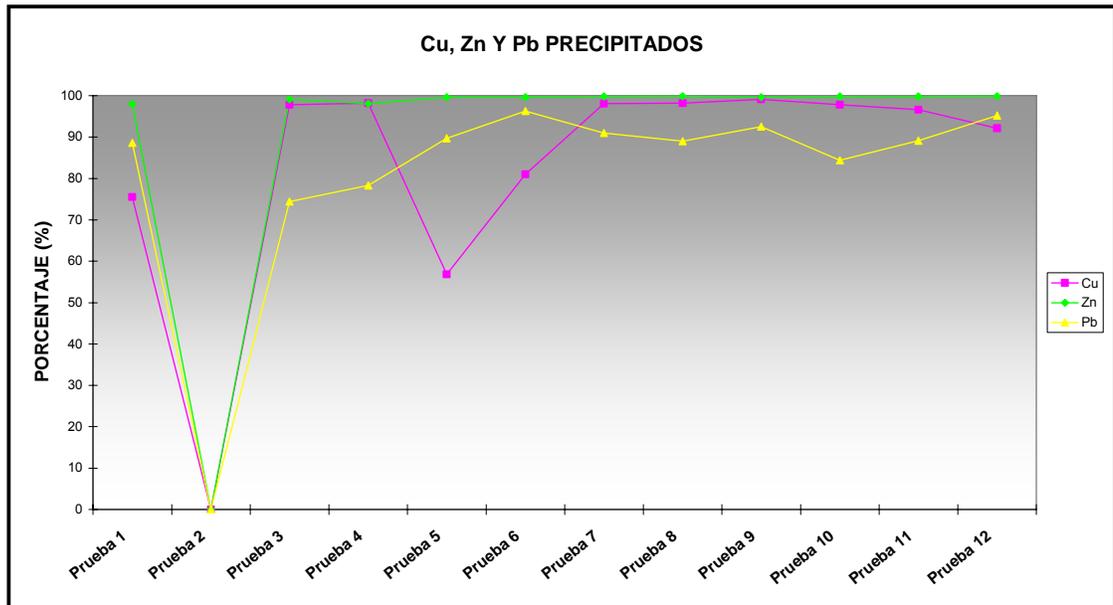


FIGURA N° 24: RESULTADOS IMPUREZAS PRUEBAS PROCESO OSC

En base a los resultados mostrados, se aprecia que el objetivo de purificar la solución rica de las impurezas contenidas, principalmente el cobre, y mantener los metales preciosos en solución en una primera instancia fue cumplido. Solo precipitaron cantidades despreciables de los metales preciosos.

La solución rica resultante del proceso, concentrada en metales preciosos, posee características distintas a la que se trata en los procesos posteriores de la planta, principalmente baja su contenido de cianuro libre desde 2,5 a 3 gr/l hasta un rango de 1 a 5 ppm. Este cambio no debería incidir negativamente en el proceso posterior, la etapa de Electro-obtención de solución rica, ya que el cianuro libre no es una variable determinante en este proceso. Para corroborar esto la solución rica tratada fue electro depositada, a nivel de laboratorio, y se evaluó su comportamiento.

#### **4.1.3.2 ELECTRÓLISIS DE SOLUCIÓN RICA TRATADA EN EL PROCESO O.S.C.**

La solución rica tratada en el proceso de Oxidación Selectiva de Cianuros, ahora prácticamente libre de impurezas y con una concentración de cianuro total de 1 a 5 ppm, fue sometida a pruebas de electrolisis para corroborar que dicho proceso no produce un efecto negativo en la etapa de Electro-obtención de oro y plata.

Para esto se programo un set de ensayos experimentales que incluye conseguir reactivos y equipos, pruebas de electrolisis a nivel de laboratorio y análisis de resultados.

##### **REACTIVOS Y EQUIPOS**

- SOLUCION RICA TRATADA EN PROCESO O.S.C.
- ELECTRODOS DE ACERO INOXIDABLE (SS – 316)
- FUENTE DE PODER
- VASOS PRECIPITADOS
- AMPERIMETRO
- MEDIDOR DE PH
- TERMOMETRO
- CABLES CONECTORES

Las pruebas de electrolisis de solución rica tratada en el proceso O.S.C. se fijaron con el objetivo de igualar o mejorar los estándares del proceso de Electrowinning de Minera Florida Ltda., y así comprobar que el Proceso O.S.C. no influye de manera negativa en esta etapa, consistieron en tomar un volumen definido de solución tratada en el Proceso O.S.C., caracterizarla mediante análisis y posteriormente elcetrodepositarla. La corriente teórica necesaria para el proceso será calculada mediante la Ley de Faraday, a la cual se aplicara una eficiencia definida para estimar la corriente real. Las pruebas se realizaran en vasos precipitados de 500 cm<sup>3</sup>.

Los parámetros de operación de las pruebas serán definidos en base a los reales de Minera Florida Ltda. Los cátodos y ánodos a utilizar serán de acero SS – 316, el mismo utilizado en la planta, con la diferencia que no se encuentran perforados, lo cual para el objetivo no es una cualidad determinante. Al ser realizadas las pruebas en vasos precipitados la solución no se encontrara en continuo movimiento, como en la planta donde el proceso es continuo, para intentar emular esta condición a determinadas pruebas se le aplicara una agitación constante.

En la Tabla N° 33 se muestran los parámetros operacionales:

PARAMETROS OPERACIONALES		
VOLUMEN DE SOLUCION	250	Cm <sup>3</sup>
TIEMPO DE RESIDENCIA	1,4	Hrs
PH DE SOLUCION	11,5 - 12	
CORRIENTE TEORICA	SEGÚN PRUEBA	Amperes
EFICIENCIA DE CORRIENTE	10	%
CORRIENTE REAL	SEGÚN PRUEBA	Amperes
TEMPERATURA	70-75	° C
AGITACION	SEGÚN PRUEBA	

**TABLA N° 32: PARAMETROS OPERACIONALES PRUEBA EW**

Definidos los parámetros operacionales comunes a las pruebas se programa específicamente las que serán realizadas, la Tabla N° 34 define específicamente las pruebas programadas:

Nº	PRUEBA	CORRIENTE	AGIT.
		mA	
1	Electrolisis Estándar Minera Florida c/Sln Rica	62,6	SI
2	Electrolisis Estándar Minera Florida c/Sln Rica	62,6	NO
3	Electrolisis Estándar Minera Florida c/Sln Tratada O.S.C.	107	SI
4	Electrolisis Estándar Minera Florida c/Sln Tratada O.S.C.	107	NO
5	Electrolisis Estándar Minera Florida c/Sln Tratada O.S.C.	50,1	SI
6	Electrolisis Estándar Minera Florida c/Sln Tratada O.S.C.	50,1	NO

TABLA Nº 33: PRUEBAS DE EW PROGRAMADAS

Las pruebas se realizaran en pares (1 y 2, 2 y 3, etc), ya que el circuito será conectado en serie en cada par de pruebas con el objetivo de entregar la misma corriente a ambas, para así comparar efectivamente la diferencia entre la prueba que posee agitación y la que no.

La prueba numero uno, se utilizara como parámetro de comparación (Blanco) para medir el efecto del proceso O.S.C., ya que esta será realizada con solución rica sin tratamiento.

Después de realizadas las pruebas esquematizadas anteriormente se programo un nuevo set, con el objetivo de controlar la recuperación de cobre, manteniendo las de plata y oro. Para esto se uso el método que utiliza en Planta, este consiste en reducir la corriente suministrada en las celdas 3 y 4 progresivamente. Para trasladar este método a los ensayos de laboratorio se disminuirá la corriente suministrada a la pruebas a los 42 minutos aproximadamente, esto equivale a las celdas 3 y 4 de la planta.

Las nuevas pruebas a realizar serán:

Nº	PRUEBA	CORRIENTE (1)	CORRIENTE (2)	AGIT.
		mA	mA	
7	Electrolisis Estándar Minera Florida c/SIn Tratada O.S.C.	40	20	SI
8	Electrolisis Estándar Minera Florida c/SIn Tratada O.S.C.	30	20	SI
9	Electrolisis Estándar Minera Florida c/SIn Tratada O.S.C.	30	15	SI

TABLA N° 34: PRUEBAS DE EW PROGRAMADAS (2)

Este nuevo set de pruebas será realizado bajo los mismos parámetros considerados para las anteriores pruebas, salvo que se eliminan las pruebas sin agitación (Basado en los resultados del primer set de pruebas, Tabla N° 33).

Los resultados de las pruebas se muestran en base a las concentraciones de las soluciones antes y después de realizadas las pruebas, conociendo estos valores se calcula el porcentaje de recuperación para cada especie.

En el primer set de pruebas la recuperación fue calculada a un tiempo de 84 minutos (Tiempo de residencia de la planta) y al final de la prueba, 3 horas, esto con el objetivo de medir si esta variable experimentaba una mejora en el tiempo.

En el segundo set de pruebas la recuperación fue calculada solo a los 84 minutos, ya que basado en los resultados del primer set de pruebas, el tiempo es el óptimo para alcanzar las recuperaciones de plata y oro con los amperajes aplicados.

PRUEBA			TIEMPO	AMPERAJE	AGITAC.	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
			Hr	mA						
1	Concentración Inicial	ppm	3	62,6	Si	53	65	4	2,3	1,8
	Concentración 84 Min.	ppm				0,4	0,3	0	-	-
	Concentración Final	ppm				0,4	1,4	0	-	-
	Recuperación 84 Min.	%				99,3	99,6	100	-	-
	Recuperación Final	%				99,3	98	100	-	-
2	Concentración Inicial	ppm	3	62,6	No	53	65	4	2,3	1,8
	Concentración 84 Min.	ppm				10	25	0	-	-
	Concentración Final	ppm				6,9	12,6	0	-	-
	Recuperación 84 Min.	%				81,9	63,1	100	-	-
	Recuperación Final	%				88	82,2	100	-	-
3	Concentración Inicial	ppm	3	107	Si	32	53	326	373	10
	Concentración 84 Min.	ppm				0,6	0,7	235	-	-
	Concentración Final	ppm				0,3	0,2	120	-	-
	Recuperación 84 Min.	%				98,2	98,7	30,8	-	-
	Recuperación Final	%				99,1	99,7	66,1	-	-
4	Concentración Inicial	ppm	3	107	No	32	53	326	373	10
	Concentración 84 Min.	ppm				10,6	18,8	335	-	-
	Concentración Final	ppm				4,6	8	320	-	-
	Recuperación 84 Min.	%				68,2	65,9	1,3	-	-
	Recuperación Final	%				86,8	86,1	9,7	-	-

TABLA Nº 35: RESULTADOS PRUEBAS DE EW (PARTE 1)

PRUEBA			TIEMPO	AMPERAJE	AGITAC.	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
			Hr	mA						
5	Concentración Inicial	ppm	3	50,1	Si	42	47,9	6,6	1	2,2
	Concentración 84 Min.	ppm				0,5	0,7	0,2	-	-
	Concentración Final	ppm				0,5	0,7	0,3	-	-
	Recuperación 84 Min.	%				98,9	98,6	97,1	-	-
	Recuperación Final	%				98,9	98,7	95,8	-	-
6	Concentración Inicial	ppm	3	50,1	No	42	47,9	6,6	1	2,2
	Concentración 84 Min.	ppm				12,5	23,2	2,1	-	-
	Concentración Final	ppm				0,3	16,9	0,3	-	-
	Recuperación 84 Min.	%				71,4	53,5	69,5	-	-
	Recuperación Final	%				99,3	67,5	95,8	-	-

TABLA Nº 35: RESULTADOS PRUEBAS DE EW (PARTE 2)

PRUEBA			TIEMPO	AMPERAJE	AGITAC.	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
			Hr	mA						
7	Concentración Inicial	ppm	1,4	40 – 20	Si	42	47,9	6	1	2,2
	Concentración Final	ppm				0,8	1,1	3,5	2	0,7
	Recuperación	%				98,1	97,7	41,7	-	-
8	Concentración Inicial	ppm	1,4	30 – 20	Si	42	47,9	6	1	2,2
	Concentración Final	ppm				3	4,3	2,6	0,9	0,8
	Recuperación	%				92,9	91	56,7		
9	Concentración Inicial	ppm	1,4	30 – 15	Si	42	47,9	6	1	2,2
	Concentración Final	ppm				6,4	14	3,2	1,4	1
	Recuperación	%				84,8	70,8	66,7	-	-

TABLA Nº 36: RESULTADOS PRUEBAS DE EW

La Prueba numero 1, denominada Prueba Electrolisis Estándar Minera Florida c/SIn. rica, que fue realizada bajo las mismas condiciones del proceso de planta (Definidas en el punto 5.4.2), obtuvo resultados muy cercanos a la operación industrial, 99,3 % recuperación para el oro y 99,6 % de recuperación para la plata a los 84 minutos (Tiempo de residencia real de las celdas de Minera Florida), comparados con los reales 98,5 % para oro y 99 % en la plata. La prueba numero 2, que se realizo bajo las mismas condiciones que la prueba 1 exceptuando la agitación obtuvo resultados muy inferiores, como se observa en la Figura N° 25 solo alcanzó un 88 % para el oro, atribuidos al menor grado de difusión de los iones metálicos al encontrarse la solución estática.

La prueba 1 se utilizó como parámetro de comparación para cuantificar las posibles variaciones que puedan ocurrir en la etapa de electrolisis al utilizar solución tratada en el Proceso O.S.C.

Las pruebas 3 y 5 ambas realizadas con solución tratada en el Proceso O.S.C. (Solo se diferencian en que provienen de distintos ensayos), obtuvieron recuperaciones de 98,2 y 98,9 % respectivamente para Au y 98,7 y 98,6 % para Ag. Estos resultados (cuantificados a lo 84 minutos) indican que el Proceso O.S.C. no presenta una influencia negativa en la etapa de Electrowining, ya que las recuperaciones obtenidas son equivalentes a las obtenidas en la prueba estándar (Prueba 1). Existen diferencias que se asumen consecuencia del error asociado de análisis.

Los valores antes analizados pueden ser visualizados en la Figura N° 25, esta muestra una comparación entre las pruebas 1 a 6 en lo que refiere a Recuperaciones de Au, Ag y Cu.

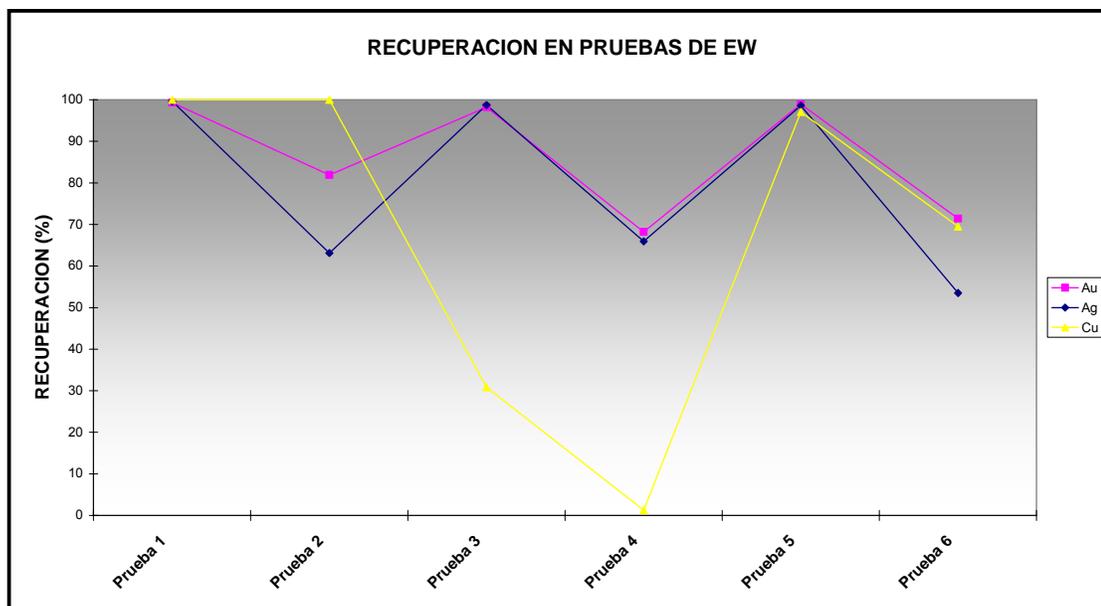


FIGURA N° 25: RECUPERACIONES DE AU, AG Y CU EN PRUEBAS DE EW

Las pruebas 7, 8 y 9 (Realizadas con el objetivo de controlar la recuperación de Cu manteniendo en sus estándares las recuperaciones de Au y Ag) muestran, específicamente en la prueba 7 que es posible reproducir a nivel de laboratorio el control planteado. En esta prueba la recuperación de Au y Ag alcanzaron 98,1 y 97,7 % respectivamente, el Cu alcanzo un 41,1 % valor bajo comparado con los obtenidos en las pruebas en que no se realizo la variación de los amperajes, en estas las recuperaciones de cobre bordeo el 100 % (Pruebas 1 y 5). Los valores son comparados con las pruebas en que se utilizo agitación, ya que en las otras las recuperaciones de todos los elementos disminuyeron.

Las pruebas 8 y 9 presentaron recuperaciones de Au y Ag bajas y alta en el caso del Cu, en comparación con la prueba 7. Esto se puede explicar debido a que la corriente suministrada en estas pruebas en la primera etapa fue baja, lo que desfavoreció la depositación del Au y la Ag.

Los valores analizados se pueden observar en la Figura N° 26 que muestra las pruebas 7, 8 y 9 en cuanto a las recuperaciones de Au, Ag y Cu.

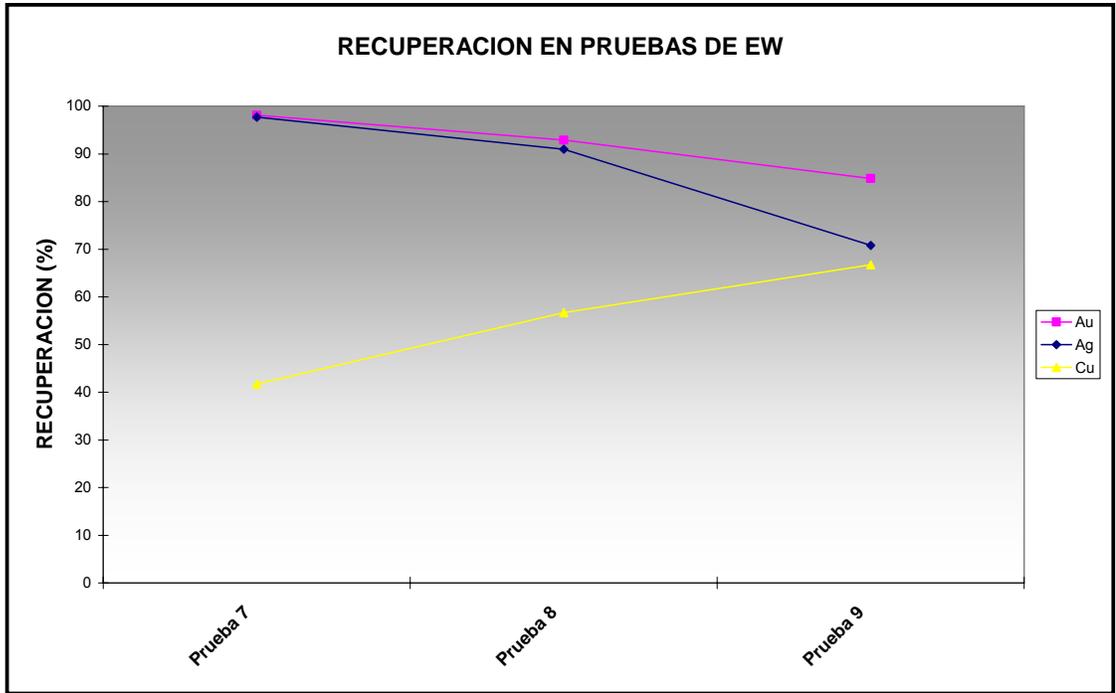


FIGURA Nº 26: RECUPERACIONES DE AU, AG Y CU EN PRUEBAS DE EW (2)

## 4.2 CONCLUSIONES DEL CAPITULO

Los resultados de los ensayos experimentales realizados con los reactivos inhibidores de la Lixiviación de Cobre, no fueron positivos. En todos los ensayos realizados se registro una disminución en la Recuperación de los metales preciosos (Oro y Plata), sin mostrar efectos significativos en la recuperación de las impurezas. Debido a la baja en la Recuperación de Oro y Plata, cuantificada en un 15 y 20 % respectivamente, se descartó continuar con el estudio de esta alternativa.

Los resultados de los ensayos experimentales realizados basados en la Oxidación Selectiva de Cianuros, fueron positivos. En las pruebas realizadas, se observo una precipitación de las impurezas contenidas en la solución, cuantificadas en 90 %, 99 % y 85 % como promedios para el Cobre, Zinc y Plomo respectivamente. En el caso de los metales preciosos, Oro y Plata, se mantuvieron en solución en un 99.71 y 97.38 % como promedios respectivamente, cumpliendo las expectativas de la prueba.

Se realizaron Pruebas de Electro-Winning, también a nivel de Laboratorio, a la solución tratada mediante el Proceso de Oxidación Selectiva de Cianuros (OSC), ahora en condiciones distintas, principalmente su contenido de cianuro libre (Disminuye de 4 a 5 gr/l a < 10 ppm), los resultados mostraron que el Proceso OSC no presenta una influencia negativa en la etapa de EW. En los ensayos una prueba con Solución Rica estándar de la Planta y la prueba con Solución Rica tratada mediante OSC presentaron recuperaciones de Oro y Plata de la misma magnitud (98.5 y 99 % respectivamente).

Como consecuencia de los ensayos experimentales a nivel de laboratorio, se decide profundizar el estudio del Proceso de Oxidación Selectiva de Cianuros, mediante el Diseño y Construcción de una Planta Piloto.

## **CAPITULO 5**

# **DISEÑO PLANTA PILOTO PROCESO OSC**

## **5. DISEÑO PLANTA PILOTO PROCESO O.S.C.**

En este capítulo se proyecta el diseño de la Planta Piloto Proceso OSC, para una futura realización de ensayos experimentales para la obtención de datos de diseño y confirmar algunos aspectos relevantes para los procesos OSC y Electro – Obtención, tales como:

- **Determinación de Tiempos de Residencia en Reactores:** Se realizarán pruebas operacionales con distintos tiempos de residencia, distintas temperaturas y concentraciones de impurezas, estimadas de 1 a 9 horas.
- **Determinación de todas las variables de operación:** Se efectuarán pruebas que permitan optimizar la operación y establecer los parámetros para una operación segura desde el punto de vista de salud del personal y del medio ambiente.
- **Selección de Telas para Filtro Prensa:** Se realizarán pruebas a distintos parámetros de operación donde se obtendrán datos sobre la granulometría del precipitado que se forma.

## 5.1 DESCRIPCIÓN DE PLANTA PILOTO PROCESO OSC

La Planta Piloto de Minera Florida para el Proceso de Oxidación Selectiva (Proceso OSC), ha sido diseñada para tratar 1 m<sup>3</sup>/h de solución rica proveniente del proceso de lixiviación de minerales auríferos.

### 5.1.1 PROCESO OSC

La Figura N° 27 muestra un diagrama del Proceso OSC. La solución rica, alimentada desde la planta industrial, a la temperatura deseada para los ensayos mediante el ajuste de los calefactores industriales, es mezclada con una solución de cianuro de cobre, que ha sido previamente preparada en el **Estanque de Preparación T-01** y que es impulsada por la **Bomba J-01**, para ajustar la concentración de cobre a los valores establecidos para los ensayos. La mezcla es posteriormente alimentada al **Reactor de Oxidación, R-01**.

El Reactor R-01 posee agitación mecánica de la solución, efectuada por el **Agitador AG-01**. Además, el reactor es alimentado con una solución de metabisulfito de sodio al 30 % en peso, aire y con hidróxido de sodio al 50 % en peso. Adicionalmente, el reactor posee un ducto para la alimentación opcional de anhídrido sulfuroso gaseoso.

La solución resultante en R-01 es recibida en el **Estanque Acumulador, T-02**. Mediante la **Bomba J-02**, la solución tratada es alimentada al **Filtro F-01**, para el retiro de los sólidos formados. La solución filtrada, denominada solución rica descobrizada, es enviada a la etapa de electro-obtención.

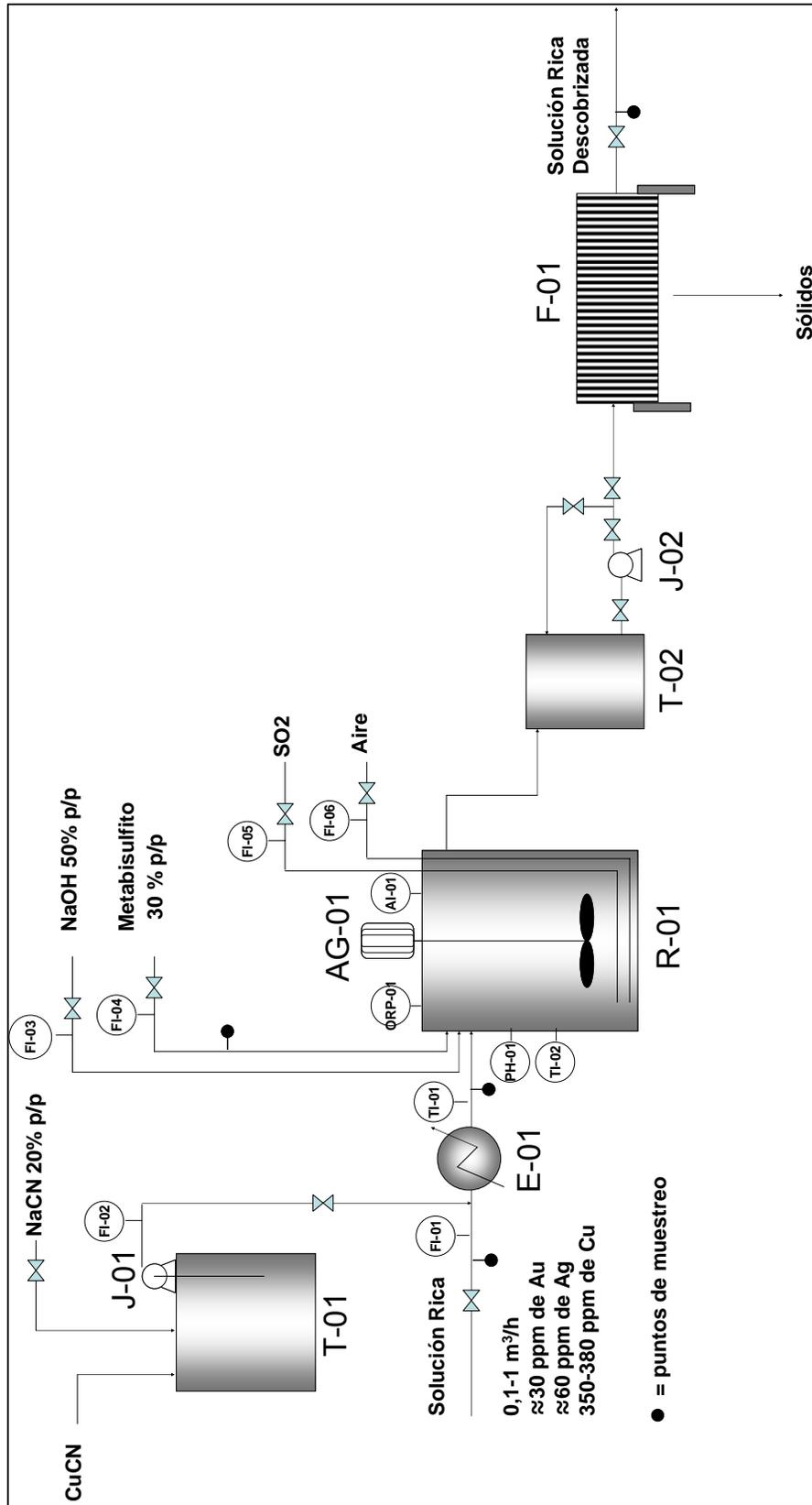


FIGURA Nº 27: PROCESO DE OXIDACIÓN SELECTIVA DE CIANUROS

## 5.1.2 PROCESO DE ELECTRO - OBTENCIÓN

La Figura N° 28 muestra un diagrama del proceso de electro-obtención.

La solución rica descobrizada, proveniente del Proceso OSC es recibida en el **Estanque de Almacenamiento T-03**. Mediante la **Bomba J-03**, la solución es enviada desde el estanque T-03, donde la solución es calentada por el **Calefactor Eléctrico E-01**, hacia las **Celdas de Electro-obtención, EW-01/04**.

Las celdas descargan la solución en el **Estanque de Solución Pobre, T-04**. La solución pobre es enviada, mediante la **Bomba J-04**, hacia los límites de batería de la planta piloto o a través del circuito de recirculación hacia T-03.

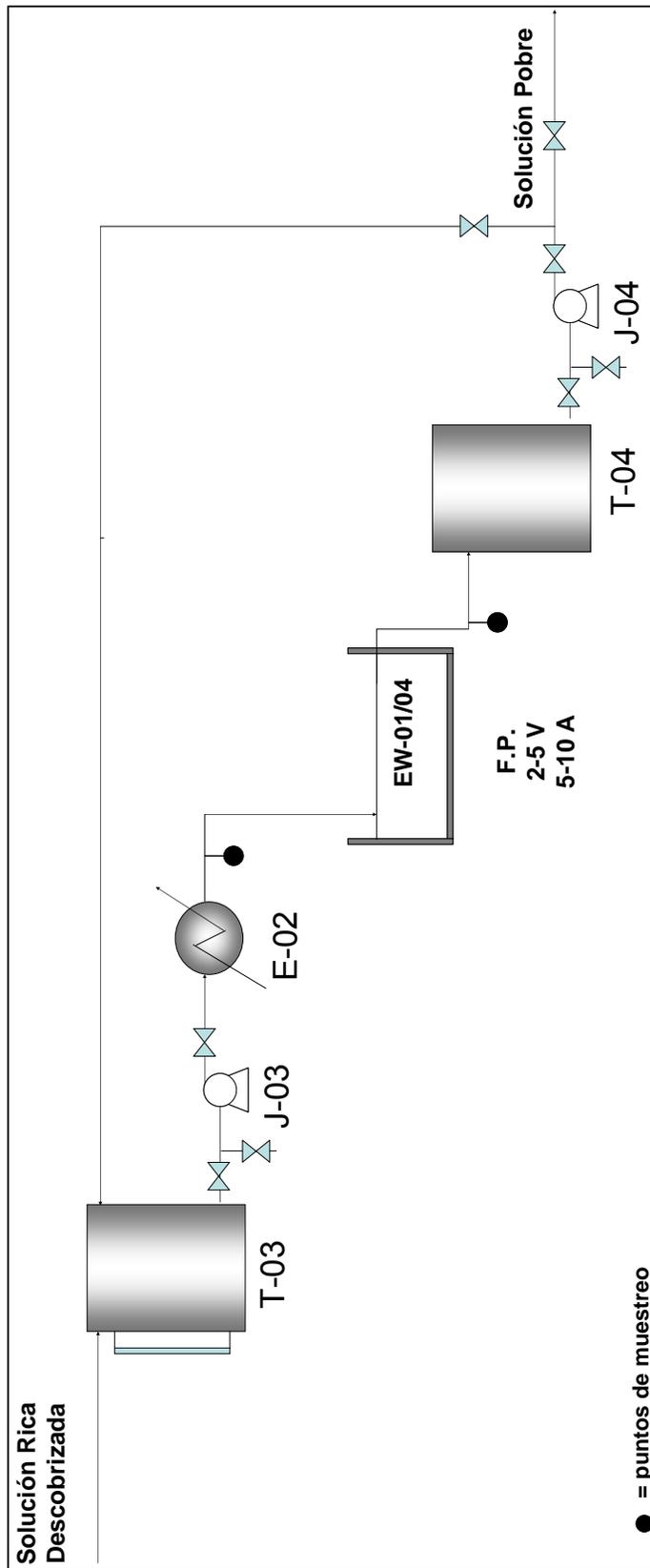
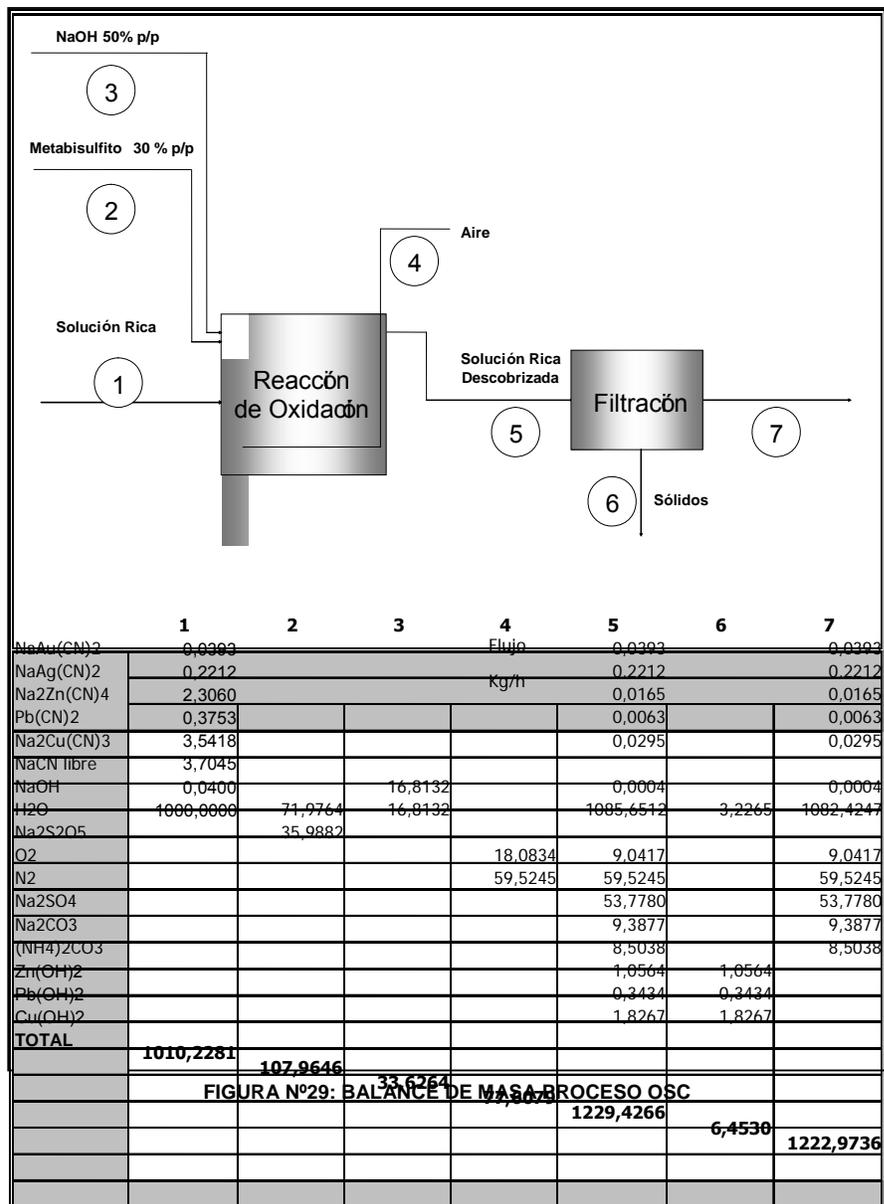


FIGURA Nº 28: PROCESO DE ELECTRO- OBTENCION

## 5.2 BALANCE DE MASA PROCESO OSC

El balance de masa que se muestra en la Figura N° 29 fue evaluado en valores cercanos a las máximas concentraciones de impurezas tales como Cobre (1200 ppm), Cinc (700 ppm) y Plomo (300 ppm) encontrados en la Solución Rica durante el año 2005. Para la evaluación de los insumos y determinación de los productos del proceso OSC, se elaboró una planilla Excel.



De acuerdo al balance de materiales para el tratamiento de 1 m<sup>3</sup>/h de Solución Rica, a las concentraciones de impurezas antes indicadas, se requiere la adición de 105 kg/h de Metabisulfito de Sodio (30% en peso), 33 kg/h de Hidróxido de Sodio (50% en peso) y 66 m<sup>3</sup>/h de aire (25 °C). A través del tratamiento se obtiene 1.150 kg/h de Solución Tratada, a pH 9, con 10 ppm de Cobre y 5 ppm de Plomo y Cinc. Los sólidos producidos (Hidróxidos de Cinc, Plomo y Cobre) totalizan 6 kg/h con 50% de Humedad. El gas emitido en el proceso, con aproximadamente 92% de Nitrógeno y 8% de Oxígeno, es de 68 m<sup>3</sup>/h (70 °C), conteniendo 5 ppm de SO<sub>2</sub>.

## 5.3 DISEÑO BASICO PLANTA PILOTO PROCESO OSC

### 5.3.1 EQUIPOS PRINCIPALES

En la Tabla N° 38 se muestra, un resumen con los parámetros de diseño de los equipos principales que componen la Planta Piloto (Proceso OSC). La memoria de cálculos correspondiente a los equipos detallados se encuentra en el ANEXO A.

ÍTEM	TAG	DATOS DE DISEÑO
Reactor de Oxidación	R-01	<p><b>Cuerpo Equipo</b>  Material Acero 304  Diámetro: 1.1 m  Altura: 1.35 m  Bafles: 4  Diseño: Cilíndrico, fondo plano, tapa superior plana con soporte para agitador y salida gases.</p> <p><b>Ductos Alimentación</b>  Solución Rica: ½”  Metabisulfito: 20mm (HDPE)  Hidróxido de Sodio: 20 mm (HDPE)  Aire: ¾”</p> <p><b>Ductos Salida</b>  Solución Tratada: 2”  Salida Gases: 3”  Drenaje: ½”</p>
Agitador de Reactor	AG-01	Material Acero Inoxidable Potencia: 1 HP RPM: 176
Estanque Preparación de CuCN	T-01	Contenedor Plástico: 250 litros
Estanque Pulmón Sln. Tratada	T-02	Contenedor Plástico: 1 m <sup>3</sup>
Est. Almacenamiento Sln. Tratada	T-03	Contenedor Plástico: 1 m <sup>3</sup>
Est. Almacenamiento Sln. Pobre	T-04	Contenedor Plástico: 1 m <sup>3</sup>

Celdas de Electrowinning	EW-01/04	Material Celda: Vidrio o Acero Capacidad: 14 litros Cátodos: Malla acero 10 x 12 cm <sup>2</sup> Ánodos: SS 316L 10 x 12 cm <sup>2</sup>
Filtro Prensa	F-01	
Fuente de Poder	FP-01	Voltaje: 40 V cc Amperaje: 10 A regulable

TABLA N° 37, PARAMETROS DE DISEÑO EQUIPOS PRINCIPALES

### 5.3.2 EQUIPOS ANEXOS

La Tabla N° 39 muestra los equipos anexos que se utilizaran en la Planta Piloto (Proceso OSC). La memoria de cálculos correspondiente a los equipos detallados se encuentra en el ANEXO A.

ÍTEM	TAG	DATOS DE DISEÑO
Bomba de Preparación de CuCN	J-01	4 litros/hora
Bomba de Filtro Prensa	J-02	1 m3/hora
Bomba de Solución Tratada a EW	J-03	1 m3/hora
Bomba de Solución Pobre	J-04	1 m3/hora
Calefactor de Solución a EW	E-01	Potencia: 5 a 10 KW AC 220 V (Valor Estimado) Manta Calefactora y/o Calefactor de Inmersión

TABLA N° 38, PARAMETROS DE DISEÑO EQUIPOS ANEXOS

### 5.3.3 INSTRUMENTACION

La Planta Piloto (Proceso OSC) ha sido diseñada con la instrumentación básica necesaria para la ejecución de pruebas a nivel piloto.

Debido a la necesidad de modificar las variables operacionales durante los ensayos programados se decidió contar con instrumentación básica con controles manuales.

La planta piloto cuenta con rotámetros, pH metros, medidor de potencial de oxidación (ORP), termocuplas, etc., detallados posteriormente.

Los análisis de las muestras líquidas obtenidas en los ensayos serán realizados mediante la técnica absorción atómica, disponible en Minera Florida Ltda.

La caracterización de los sólidos requerirá de análisis de humedad y composición, también disponibles en Minera Florida Ltda.

La Tabla N° 40 muestra el equipamiento necesario para el control adecuado de las variables de operación de la Planta Piloto (Proceso OSC).

ÍTEM	TAG	DATOS DE DISEÑO
Flujómetro Solución Rica	FI-01	1300 litros/hora
Flujómetro CuCN	FI-02	70 litros/hora
Flujómetro de Soda	FI-03	35 litros/hora
Flujómetro de Metabisulfito	FI-04	100 litros/hora
Flujómetro de Dióxido de Azufre	FI-05	12 m <sup>3</sup> /hora
Flujómetro de Aire	FI-06	65 m <sup>3</sup> /hora
Termocupla de Solución Rica	TI-01	0 a 100 °C
Termocupla de Reactor de Oxidación	TI-02	0 a 100 °C
PH-metro Reactor de Oxidación	PH-01	0 a 14 c/compensador de temperatura

ORP-meter de Reactor de Oxidación	ORP-01	0 a 1999 mV (Escala Múltiple)
-----------------------------------	--------	-------------------------------

TABLA Nº 39, INSTRUMENTACION DE CONTROL

### 5.3.4 CAÑERÍAS Y VALVULAS

La Tabla Nº 41 muestra un resumen de las cañerías, con las especificaciones técnicas en cuanto a material y dimensiones, necesarias para el montaje de la Planta Piloto (Proceso OSC).

ITEM	MATERIAL	LARGO (Metros)
Cañería de ½ “	HDPE	97.536
Cañería de ¾ “	HDPE	8.445
Cañería de 1 “	HDPE	1.4
Cañería de 3 “	HDPE	6.946
Cañería de 3/8 “	ACERO INOX 316	0.912
Cañería de ½ “	ACERO INOX 316	25.617
Cañería de 1 “	ACERO INOX 316	6.669
Cañería de ¾ “	ACERO INOX 316	5.76
<b>TOTAL</b>		<b>153.285</b>

TABLA Nº 40: CAÑERIAS Y VALVULAS

La Tabla N° 42 muestra un resumen de las válvulas, con las especificaciones técnicas en cuanto a tipo y dimensiones, necesarias para el montaje de la Planta Piloto (Proceso OSC),

ITEM	MATERIAL	TIPO	CANTIDAD
Válvula ½ “	HDPE	Bola	7
Válvula ½ “	HDPE	Aguja	3
Válvula 1 “	HDPE	Bola	3
Válvula 3/8 “	ACERO INOX 316	Bola	1
Válvula ½ “	ACERO INOX 316	Bola	10
Válvula ½ “	ACERO INOX 316	Aguja	1
Válvula ½ “	ACERO INOX 316	Retención	2
Válvula 1 “	ACERO INOX 316	Bola	9
Válvula ¾ “	ACERO INOX 316	Aguja	1
<b>TOTAL</b>			<b>37</b>

TABLA N° 41: VALVULAS

### 6.3.5 INSUMOS PRINCIPALES

La Tabla N° 43 , muestra los insumos necesarios para la operación de la Planta Piloto (Proceso OSC), el total de estos exceptuando el Anhídrido Sulfuroso y el Cianuro de Cobre serán tomados de las líneas de proceso de la Planta de Lixiviación de Concentrados (PLC) de Minera Florida Ltda.

ÍTEM
Cianuro de Cobre (Sólido)
Cianuro de Sodio (20 % en peso)
Solución de Metabisulfito de Sodio (30 % en peso)
Anhídrido Sulfuroso (gaseoso)

Solución de Hidróxido de Sodio (50 % en peso)
Aire de Planta
Agua
Energía Eléctrica

TABLA Nº 42: INSUMOS PRINCIPALES

## 5.4 LAYOUT DE PLANTA PILOTO

De acuerdo al diagrama industrial de Minera Florida, la **Planta Piloto** podría ser ubicada en la zona comprendida por los estanques de solución rica y los filtros de solución pobre tratada en Proceso Inco, como se muestra esquemáticamente en Figura Nº 30.

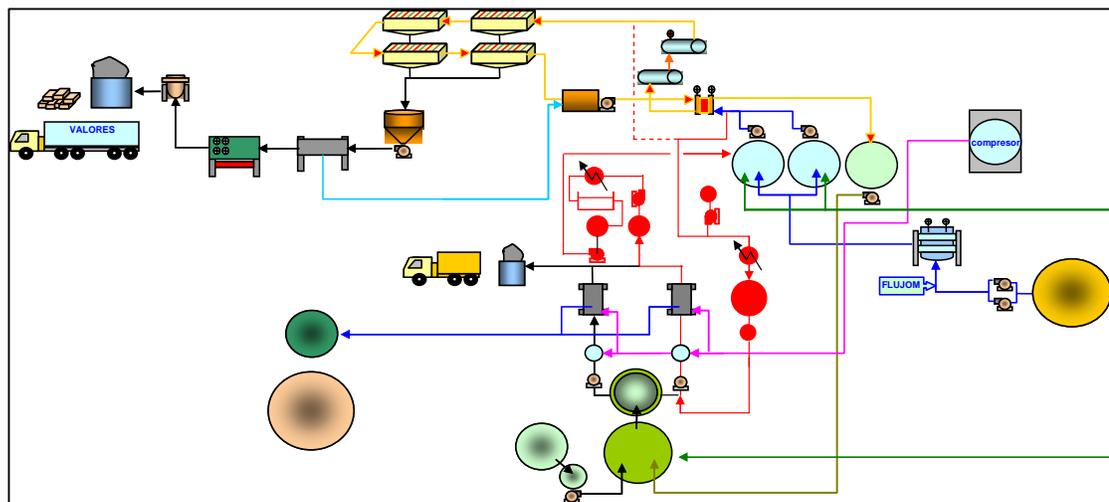
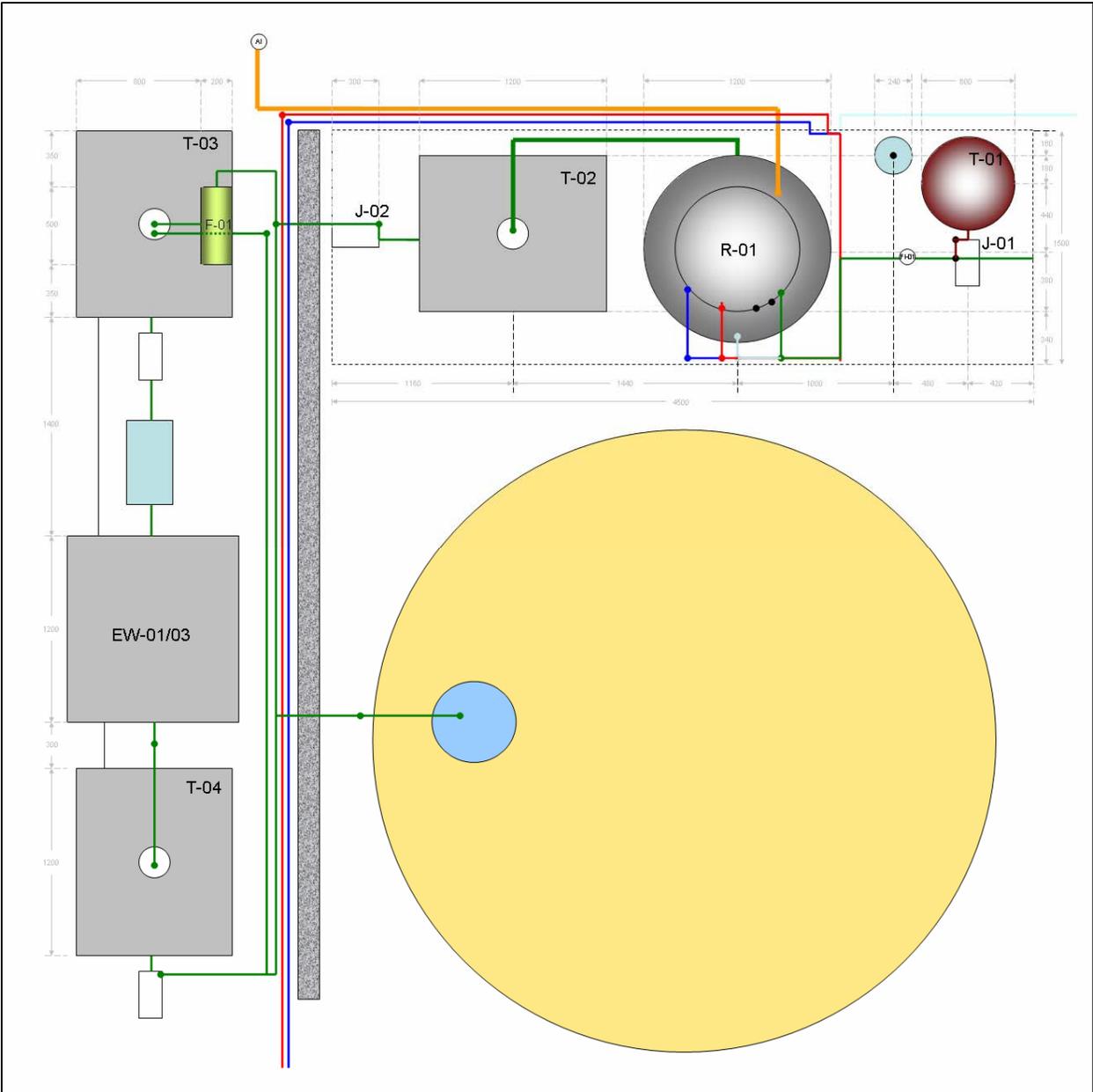


FIGURA Nº 30 : UBICACIÓN PLANTA PILOTO EN DIAGRAMA INDUSTRIAL MINERA FLORIDA

En la Figura N° 31 se presenta el Layout correspondiente a la Planta Piloto (Proceso OSC), este contiene la ubicación de los equipos principales y equipos anexos, además del trazado de cañerías establecido.

El layout seleccionado presenta ventajas comparativas a otras alternativas estudiadas; facilita la operación, demarcándose una zona de operación bien definida. La ubicación de las líneas de cañerías no interfiere la operación de la planta industrial, las válvulas e instrumentación se encuentran en alturas adecuadas.

FIGURA N° 31 LAYOUT PLANTA PILOTO (PROCESO OSC)



La Figura N° 32 muestra el Plano Isométrico General de la Planta Piloto (Proceso OSC). En base a este se proyecta realizar el montaje de las líneas y equipos pertenecientes a la Planta Piloto.

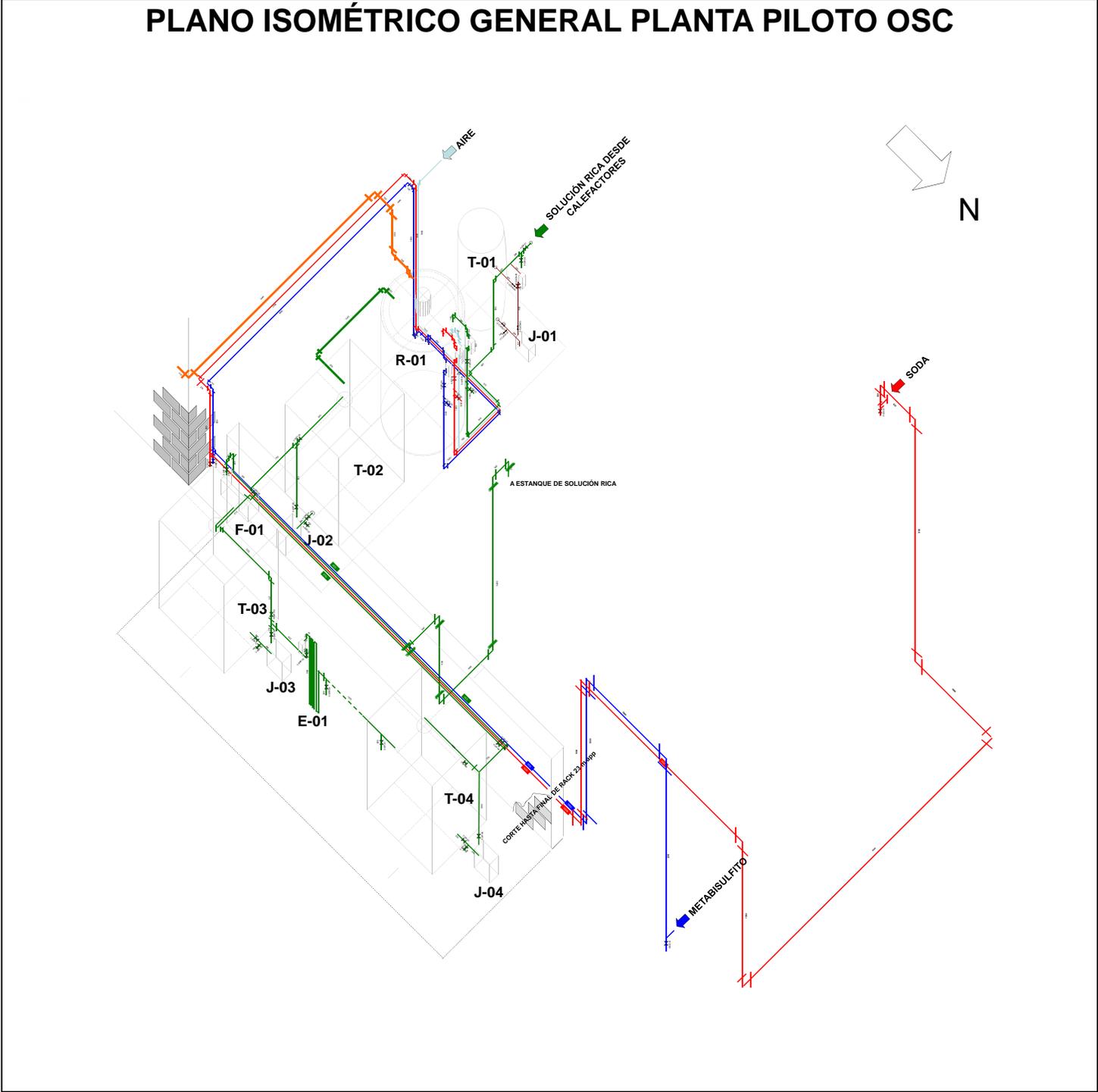


FIGURA N° 32 PLANO ISOMETRICO GENERAL PLANTA PILOTO (PROCESO OSC)



## 5.6 CONSUMO DE ENERGIA PLANTA PILOTO PROCESO OSC

En la Tabla N° 44 se detalla la estimación del consumo energético que tiene la Planta Piloto (Proceso OSC).

ITEM	TAG	DETALLE ITEM	UNIDAD
Agitador Reactor R-01	AG-01	1	HP
Bomba de Preparación de CuCN	J-01	1	HP
Bomba de Filtro Prensa	J-02	0.5	HP
Bomba de Solución Tratada a EW	J-03	1	HP
Bomba de Solución Pobre	J-04	1	HP
Calefactor de Solución a EW	E-01	10	HP
Fuente de Poder	FP-01	0.5	HP
<b>TOTAL</b>		15	HP

TABLA N° 43: CONSUMO DE ENERGIA PLANTA PILOTO

## **CAPITULO 6**

# **COSTO PLANTA PILOTO PROCESO OSC**

## 6. COSTO PLANTA PILOTO PROCESO OSC

### 6.1 COSTO EQUIPOS PRINCIPALES PLANTA PILOTO PROCESO OSC

Los valores mostrados en la Tabla N° 44 corresponden al costo real de los equipos principales adquiridos para la Construcción y Montaje de la Planta Piloto (Proceso OSC), los proveedores de estos equipos son los que actualmente utiliza Minera Florida Ltda.

Para la compra de estos equipos se llamo a licitación a los distintos proveedores disponibles, adjudicándose el trabajo quien presento la mejor oferta en términos económicos y tiempo de entrega. Algunos de los equipos considerados en el diseño de la Planta Piloto se encontraban disponibles, por lo tanto el costo de estos se asumió como cero. Las cotizaciones presentadas por los distintos proveedores son mostradas en el Anexo B.

ÍTEM	PROVEEDOR	COSTO (\$)
Reactor de Oxidación	S.H. Minería	1.828.000
Agitador de Reactor	S.H. Minería	450.000
Estanque Preparación de CuCN	Disponible	0
Estanque Pulmón Sln. Tratada	A.R.G.	300.000
Est. Almacenamiento Sln. Tratada	A.R.G.	300.000
Est. Almacenamiento Sln. Pobre	A.R.G.	300.000
Celdas de Electrowinning	Peveirelli Hnos.	51.000
Filtro Prensa	Disponible	0
Fuente de Poder	O Y P Comercial Ltda.	294.118
<b>TOTAL</b>		<b>3.523.118</b>

TABLA N° 44 "COSTO EQUIPOS PRINCIPALES"

## 6.2 COSTO EQUIPOS ANEXOS PLANTA PILOTO PROCESO OSC

La Tabla N° 45 muestra el costo real de los equipos anexos adquiridos para el montaje de la Planta Piloto (Proceso OSC), en el caso de estos equipos se encontraban en su gran mayoría disponibles en Minera Florida Ltda., el costo de los equipos disponibles se asumió cero. Solo se necesito realizar la compra de un calefactor de solución.

ÍTEM	PROVEEDOR	COSTO (\$)
Bomba de Preparación de CuCN	Disponible MFL	0
Bomba de Filtro Prensa	Disponible MFL	0
Bomba de Solución Tratada a EW	Disponible MFL	0
Bomba de Solución Pobre	Disponible MFL	0
Calefactor de Solución a EW	Albin Trotter Ind S.A.	63.918
<b>TOTAL</b>		<b>63.918</b>

TABLA N° 45 "COSTO EQUIPOS ANEXOS"

## 6.3 COSTO EQUIPOS DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

Para realizar un adecuado control de las variables involucradas en la operación de la Planta Piloto (Proceso OSC) se realizo la compra de los equipos necesarios.

El costo de estos equipos se muestra en la Tabla N° 46.

ÍTEM	PROVEEDOR	COSTO (\$)
Flujómetro Solución Rica	Veto y Cia. Ltda.	55.000
Flujómetro CuCN	Veto y Cia. Ltda.	45.200
Flujómetro de Soda	Veto y Cia. Ltda.	45.200
Flujómetro de Metabisulfito	Veto y Cia. Ltda.	45.200

Flujómetro de Dióxido de Azufre	-	No Realizado
Flujómetro de Aire	Vignola	208.000
Termocupla de Solución Rica	Veto y Cia. Ltda..	28.674
Termocupla de Reactor Oxidación	Veto y Cia. Ltda..	28.674
PH-metro Reactor de Oxidación	Disponible	0
ORP-meter de Reactor de Oxidación	Vignola	270.000
<b>TOTAL</b>		<b>725.948</b>

TABLA N° 46" COSTO EQUIPOS DE INSTRUMENTACION Y CONTROL"

## 6.4 COSTO CAÑERÍAS Y VÁLVULAS PLANTA PILOTO PROCESO OSC

Las cañerías necesarias para el montaje de la Planta Piloto (Proceso OSC) en su mayoría se encontraban disponibles en Minera Florida Ltda., el costo de las cañerías disponibles se asumió cero. Solo se necesito comprar cañería de ½" de HDPE y cañería de 1" de Acero Inoxidable 316, el costo correspondiente a estas se muestra en la Tabla N° 47.

ITEM	MATERIAL	PROVEEDOR	COSTO (\$)
Cañería de ½ "	HDPE	Teconplas S.A:	117.800
Cañería de 3/4 "	HDPE	Disponible	0
Cañería de 1 "	HDPE	Disponible	0
Cañería de 3 "	HDPE	Disponible	0
Cañería de 3/8 "	ACERO INOX 316	Disponible	0
Cañería de ½ "	ACERO INOX 316	Disponible	0
Cañería de 1 "	ACERO INOX 316	Acermet S:A.	96.200
Cañería de 3/4 "	ACERO INOX 316	Disponible	0

“			
<b>TOTAL</b>			<b>214.000</b>

TABLA N° 47" COSTO CAÑERIAS"

La Tabla N° 48 muestra el costo de las válvulas adquiridas para el montaje de la Planta Piloto (Proceso OSC).

ITEM	MATERIAL	TIPO	PROVEEDOR	COSTO (\$)
Válvula ½ “	HDPE	Bola	Megametal S.A.	35.245
Válvula ½ “	HDPE	Aguja	-	No Utilizada
Válvula 1 “	HDPE	Bola	Megametal S.A	10.242
Válvula 3/8 “	ACERO INOX 316	Bola	Valyval S.A	4.960
Válvula ½ “	ACERO INOX 316	Bola	Valyval S.A	51.000
Válvula ½ “	ACERO INOX 316	Aguja	Valyval S.A	35.800
Válvula ½ “	ACERO INOX 316	Retención	Valyval S.A	47.400
Válvula 1 “	ACERO INOX 316	Bola	Valyval S.A	133.200
Válvula ¾ “	ACERO INOX 316	Aguja	Valyval S.A	49.850
<b>TOTAL</b>				<b>367.697</b>

TABLA N° 48" COSTO VALVULAS"

## 6.5 COSTO FITTINGS PLANTA PILOTO PROCESO OSC

La Tabla N° 49 muestra el costo del fitting necesario para el montaje de la Planta Piloto (Proceso OSC).

ITEM	MATERIAL	CANT.	PROVEEDOR	COSTO (\$)
TEE ½ ”	ACERO INOX 316	7	Valyval S.A	12.600
TEE ¾ “	ACERO INOX 316	2	Valyval S.A	5.010
RED. 1 ” x ½ “	ACERO INOX 316	4	Valyval S.A	8.760
CODO 90° ½ “	ACERO INOX 316	16	Valyval S.A	19.040
RED. ½ “ x 3/8	ACERO INOX 316	2	Valyval S.A	2.400
CODO 90° 20 mm.	HDPE	45		37.620
TEE 25 mm.	PVC	2		300
RED. 25 x 20 mm.	HDPE	1		1.062
CODO 90° 25 mm.	HDPE	6		5.352
CODO 90° 90 mm.	HDPE	3		32.421
CODO 90° ¾”	ACERO NEGRO	12		7.032
BUSHING 1 ½” x ½”	ACERO INOX 316	2	Valyval S.A	13.960
<b>TOTAL</b>				<b>145.557</b>

TABLA N° 49”COSTO FITTINGS”

## 6.6 COSTO MONTAJE HIDRÁULICO PLANTA PILOTO PROCESO OSC

Una vez definida la ubicación de los equipos principales, equipos anexos y la instrumentación se procedió a cotizar el montaje de las cañerías, bombas y válvulas. La Tabla N° 50 muestra el proveedor a quien se asigno el trabajo y el costo de este.

<b>ITEM</b>	<b>PROVEEDOR</b>	<b>COSTO (\$)</b>
MONTAJE HIDRAULICO	GONZALO PAEZ MELO	320.000
<b>TOTAL</b>		<b>320.000</b>

TABLA N° 50" COSTO MONTAJE HIDRAULICO"

## 6.7 COSTO MONTAJE ELÉCTRICO PLANTA PILOTO PROCESO OSC

Una vez completado el montaje de equipos principales, equipos anexos, cañerías y válvulas de la Planta Piloto (Proceso OSC) se procedió a cotizar el montaje eléctrico de todos los equipos e instrumentos. Para esto se considero la instalación de un panel de control, desde este se puede iniciar o terminar el funcionamiento de los equipos eléctricos de la planta. La Tabla N° 51 muestra el proveedor a quien se asigno el trabajo y el costo de este, anexo al costo del montaje eléctrico se entrega también el costo de un convertidor de frecuencia recomendado por el proveedor quien realizo el trabajo.

<b>ITEM</b>	<b>PROVEEDOR</b>	<b>COSTO (\$)</b>
MONTAJE ELECTRICO	FLD LTDA.	1.545.000
VARIADOR DE FRECUENCIA	WEG CHILE S.A.	143.284
<b>TOTAL</b>		<b>1.688.284</b>

TABLA N° 51" COSTO MONTAJE ELECTRICO"

## 6.8 COSTO TOTAL CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE PLANTA PILOTO

La Tabla N° 52 muestra el costo Total por Item de la Construcción y Montaje Planta Piloto Proceso OSC.

<b>ITEM</b>	<b>COSTO (\$)</b>
EQUIPOS PRINCIPALES	3.523.118
EQUIPOS ANEXOS	63.918
EQUIPOS DE INSTRUMENTACION Y CONTROL	725.948
CAÑERIAS	214.000
VALVULAS	367.697
FITTINGS	145.557
MONTAJE HIDRAULICO	320.000
MONTAJE ELECTRICO	1.688.824
<b>TOTAL</b>	<b>7.049.062</b>

TABLA N° 52" COSTO TOTAL PLANTA PILOTO"

**CAPITULO 7**  
**CONCLUSIONES**

## 7. CONCLUSIONES

De acuerdo a los resultados obtenidos en los ensayos de laboratorio, en la búsqueda del objetivo de disminuir la presencia de impurezas en el Metal Doré, se concluye que la alternativa de utilizar los agentes químicos que inhiben la lixiviación del cobre y otras impurezas, no son efectivos para el mineral y condiciones de operación de Minera Florida Ltda., debido a que disminuyen las recuperaciones de oro y plata bajo un 80 % como promedio (en ambos metales). Comparando este valor con los estándares de 98 % y 92 % de oro y plata respectivamente en la etapa de lixiviación, la alternativa no es económicamente factible.

El Proceso OSC (Oxidación Selectiva de Cianuros) mostro resultados satisfactorios a nivel de laboratorio, lográndose disminuir en gran parte las impurezas de la Solución Rica. Específicamente se logro una remoción del 90, 99 y 85 % de Cu, Zn y Pb respectivamente. Para el caso de los metales preciosos o metales de interés, el Proceso OSC mostro también resultados satisfactorios manteniéndose en solución un 99,71 % del oro y un 97,38 % de la plata. .

El Diseño y Montaje de la Planta Piloto para reproducir el Proceso OSC se completo con éxito, el costo total de esta planta fue de \$ 7.048.522. Se realizaron las pruebas eléctricas, a la instrumentación y las pruebas hidráulicas obteniendo resultados satisfactorios en todos los aspectos.

La Planta Piloto quedo en condiciones para ser operada por el personal, de Minera Florida, a quien se entregue la responsabilidad de realizar la siguiente etapa de pruebas.

**CAPITULO 8**  
**BIBLIOGRAFÍA**

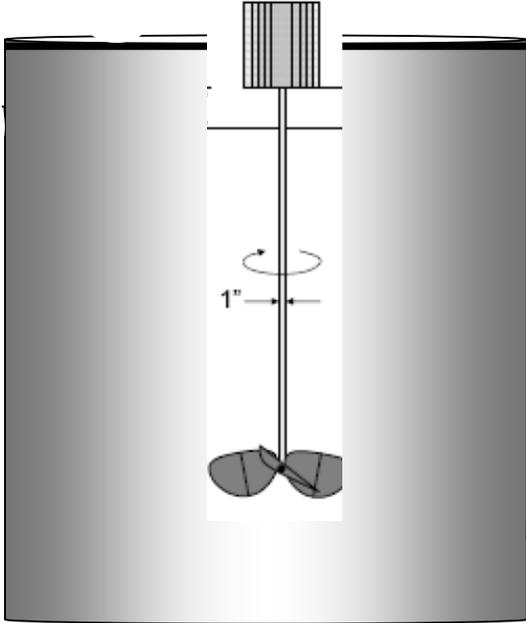
## 8. BIBLIOGRAFÍA

1. US PATENT N° 5,667,557 "Hydrometallurgical extraction and recovery of copper, gold, and silver via cyanidation and electrowinning". 5 Febrero de 1984
2. US PATENT N° 5,061,459 "Prevention of copper dissolution during cyanidation of gold ores". 29 Octubre de 1991
3. US PATENT N° 5,961,833 "Method for separating and isolating gold from copper in a gold processing system". 5 de Ocyubre de 1999
4. Informe Técnico MF 25 "Disminución de la concentración de cobre durante la flotación colectiva, Minera Florida" SGS Lakefield, Abril de 2004.
5. Informe Tecnico MF 32 "Cinética de Lixiviación de Concentrados en condiciones estándares, Minera Florida" SGS Lakdefield, Agosto de 2007.
6. Hidrometalurgia: Fundamentos, procesos y aplicaciones "Esteban M. Domic M." Febrero de 2003
7. Ingeniería Básica Proyecto Lixiviación de Concentrados, Minera Florida. Jacobs Engineering, Abril de 2000.
8. Manual de Operación, Planta de Lixiviación de Concentrado "Minera Florida S.A." Febrero de 1999.

**ANEXO A**  
**MEMORIAS DE CALCULOS**

## A.1 REACTOR DE OXIDACIÓN R-01

De acuerdo a los tiempos de residencia óptimos obtenidos en los ensayos de laboratorio se diseñó el Reactor de Oxidación R-01, este se operara a un caudal máximo de 1 m<sup>3</sup>/hora de solución rica.

<b>EQUIPO</b>	<b>: REACTOR DE OXIDACION PLANTA PILOTO PROCESO OSC</b>	
<b>TAG</b>	<b>: R - 01</b>	
		
<b>CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS</b>		
<b>ESPECIFICACIÓN ÍTEM</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>ESPECIFICACIONES</b>
Capacidad	M <sup>3</sup>	1.283
Diámetro interno	mm	1100
Altura	mm	1350
Espesor	mm	3

- Cuerpo Reactor

Tipo:	Cilíndrico
Fondo:	Plano
Tapa:	Plana
Material:	Acero al Carbón (A-304).
Recubrimiento interno:	Engomado (Goma VULCO)

- Dimensiones

- Volumen ( $V_{\text{reac}}$ ).

$$V_{\text{reac}} = \pi \cdot r^2 \cdot h$$

$$V_{\text{reac}} = 1.283m^3$$

- Recubrimiento interno.

Mínimo recomendado (De acuerdo a condiciones de operación) = 2 [mm]

- Espesor Coraza.

Mínimo recomendado (De acuerdo a condiciones de operación) = 3[mm]

- Ducto Alimentación Solución Rica

Haciendo valida la ecuación y basado en el balance de masa se calcula el diámetro del ducto de alimentación de Solución Rica:

$$F_D = A \cdot v$$

Donde:

$$F_D = \text{FlujodeDiseño} = 16666.6 \text{ cm}^3 / \text{min}$$

$$v = \text{VelocidadLiquido} = 12801.6 \text{ cm} / \text{min}$$

$$A = \text{AreadeCañeria} = 1.3 \text{ cm}^2$$

$$D_c = \text{DiametroCañeria} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1.28 \text{ cm}$$

$$D_{CE} = \text{DiametroCañeriaStd} = 1/2" (\text{AceroInoxidable})$$

- Ducto Descarga Solución Rica Tratada Proceso OSC

Haciendo valida la ecuación y basado en el balance de masa se calcula el diámetro del ducto de alimentación de Solución Rica Tratada Proceso OSC:

$$F_D = A \cdot v$$

Donde:

$$F_D = \text{FlujodeDiseño} = 21666.58 \text{ cm}^3 / \text{min}$$

$$v = \text{VelocidadLiquido} = 12801.6 \text{ cm} / \text{min}$$

$$A = \text{AreadeCañeria} = 1.7 \text{ cm}^2$$

$$D_c = \text{DiametroCañeria} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1.47 \text{ cm}$$

$$D_{CE} = \text{DiametroCañeriaStd} = 240 \text{ mm} (\text{HDPE})$$

- Ducto Alimentación Metabisulfito de Sodio (Concentración 0.54 Kg/l)

Haciendo valida la ecuación y basado en el balance de masa se calcula el diámetro del ducto de alimentación de Metabisulfito de Sodio:

$$F_D = A \cdot v$$

Donde:

$$F_D = \text{FlujodeDiseño} = 3240.7 \text{ cm}^3 / \text{min}$$

$$v = \text{VelocidadLiquido} = 12801.6 \text{ cm} / \text{min}$$

$$A = \text{AreadeCañeria} = .253 \text{ cm}^2$$

$$D_c = \text{DiametroCañeria} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 0.567 \text{ cm}$$

$$D_{CE} = \text{DiametroCañeriaStd} = 20 \text{ mm (HDPE)}$$

- Ducto Alimentación Hidróxido de Sodio (50 % p-p)

Haciendo valida la ecuación y basado en el balance de masa se calcula el diámetro del ducto de alimentación de Hidróxido de Sodio:

$$F_D = A \cdot v$$

Donde:

$$F_D = \text{FlujodeDiseño} = 5307.5 \text{ cm}^3 / \text{min}$$

$$v = \text{VelocidadLiquido} = 12801.6 \text{ cm} / \text{min}$$

$$A = \text{AreadeCañeria} = 0.415 \text{ cm}^2$$

$$D_c = \text{DiametroCañeria} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 0.73 \text{ cm}$$

$$D_{CE} = \text{DiametroCañeriaStd} = 20 \text{ mm (HDPE)}$$

- Ducto Salida de Gases

Haciendo valida la ecuación y basado en el balance de masa se calcula el diámetro del ducto de salida de gases Proceso OSC:

$$F_D = A \cdot v_g$$

Donde:

$$F_D = \text{FlujodeDiseño} = 68m^3 / \text{hora}$$

$$v = \text{VelocidadGas} = 43894.2cm / \text{min}$$

$$A = \text{AreadeCañeria} = 1.55E - 3cm^2$$

$$D_c = \text{DiametroCañeria} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 4.44cm$$

$$D_{CE} = \text{DiametroCañeriaStd} = 3" (\text{AceroInoxidable})$$

- Ducto Alimentación de Aire

Haciendo valida la ecuación y basado en el balance de masa se calcula el diámetro del ducto de alimentación de aire:

$$F_D = A \cdot v_a$$

Donde:

$$F_D = \text{FlujodeDiseño} = 66m^3 / \text{hora}$$

$$v_a = \text{VelocidadAire} = 87788.4cm / \text{min}$$

$$A = \text{AreadeCañeria} = 7.51E - 4cm^2$$

$$D_c = \text{DiametroCañeria} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 3.03cm$$

$$D_{CE} = \text{DiametroCañeriaStd} = 40mm (\text{HDPE} - \text{PN30})$$

- Ducto de Drenaje

Haciendo valida la ecuación y basado en el balance de masa se calcula el diámetro del ducto de drenaje del rector:

$$F_D = A \cdot v$$

Donde:

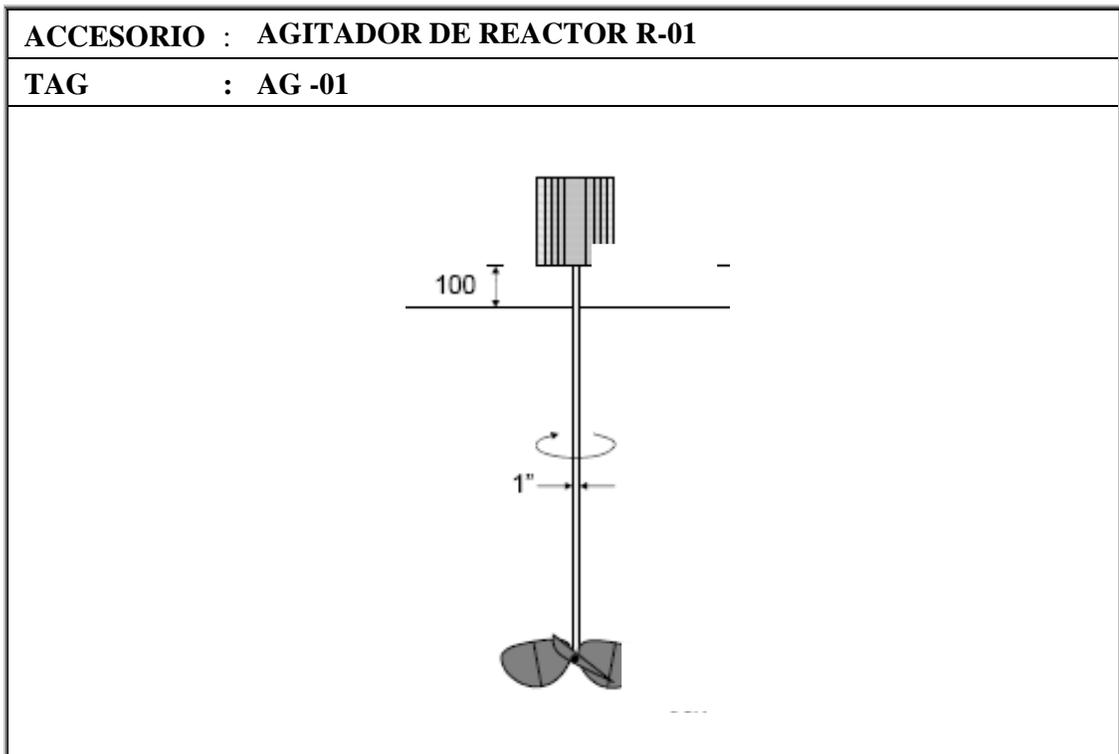
$$F_D = \text{FlujodeDiseño} = 16666.6 \text{ cm}^3 / \text{min}$$

$$v = \text{VelocidadLiquido} = 12801.6 \text{ cm} / \text{min}$$

$$A = \text{AreadeCañeria} = 1.3 \text{ cm}^2$$

$$D_c = \text{DiametroCañeria} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1.28 \text{ cm}$$

$$D_{CE} = \text{DiametroCañeriaStd} = 1/2" (\text{AceroInoxidable})$$



### CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS

ESPECIFICACIÓN ÍTEM	UNIDAD	
Tipo de Agitador		Paleta
Velocidad	rpm	352
Diámetro Giro	mm	660
Longitud Paleta	mm	500
Numero de Aspas		4
<b>MOTOR</b>		
Potencia	HP	1
Voltaje	V	380
Frecuencia	Hz	50

- Diseño del Agitador
- Suposiciones
  - Diámetro del agitador igual al 60% del diámetro de volumen útil. (Criterio diseñador agitador paleta).
  - Sobredimensionamiento de 30%.
- Diámetro Giro Aspas.

$$D_a = 0,6 \cdot D_l = 0,6 \cdot 1100 = 660 [mm]$$

- Potencia Motor Agitador.

$$P = C \cdot L^3 \cdot S \cdot N^3 \cdot D^{1.1} \cdot W^{0.3} \cdot H^{0.6}$$

P, potencia motor agitador, [HP].

L, longitud de la paleta, 500 [mm] = 1.64 [pie]

S, densidad del líquido, 62.4 [Kg/l] = 85.52 [lb/pie<sup>3</sup>].

N, velocidad paleta, 352 rpm = 5.86 rps.

D, diámetro estanque, 1.350 [mm] = 4.43 [pie].

W, ancho paleta, 50 [mm] = 0.164 [pie] .

H, altura del líquido, 1.050 [mm] = 3.44 [pie].

Z, viscosidad absoluta, 6,5 Cp = 0.0044 [lb/pie · s]

C, coeficiente de potencia, adimensional. [Walas, Stanley M. 1990. Chemical process equipment, selection and design. Washington: Butterwhort-Heinemann series in chemical engineering.]

$$\frac{L^2 \cdot N \cdot S}{Z} = \frac{1.64^2 \cdot 5.86 \cdot 85.52}{0.0044} = 306.337 \Rightarrow C = 0.0000021$$

Por lo tanto,

$$P = 0,0000021 * 1.64^3 \cdot 85,52 \cdot 5.86^3 \cdot 4,43^{1.1} \cdot 0,164^{0.3} \cdot 3.44^{0.6} = 0.99 \text{ [HP]}.$$

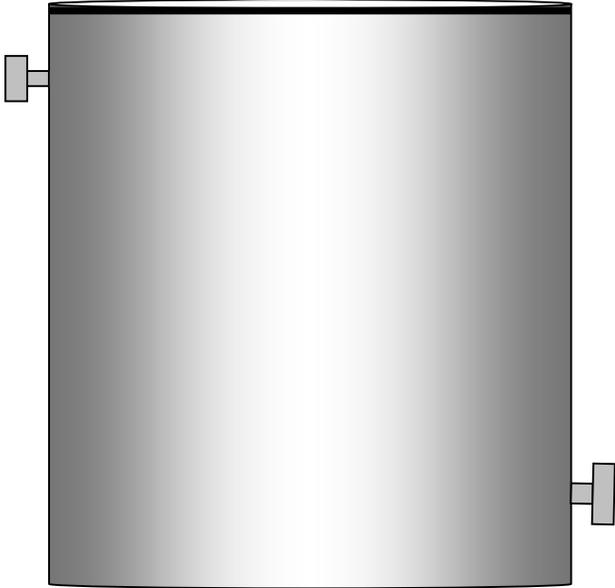
$$P_{\text{HIDRAULICA}} = 1.3 \cdot P = 1.2998$$

$$P_{\text{DISEÑO}} = 1.56 \cdot P_{\text{HIDRAULICA}} = 2[\text{HP}]$$

## A.2. ESTANQUES DE ALMACENAMIENTO PLANTA PILOTO PROCESO OSC

### A.2.1 ESTANQUE PREPARACION DE CuCN

Se considera CuCN para aumentar la concentración de cobre en la solución rica, en caso de ser necesario, para este efecto se estima el consumo máximo de CuCN 4 litros/hora (Máximo 24 horas de operación).

<b>EQUIPO</b>	: ESTANQUE PREPARACION CuCN	
<b>TAG</b>	: T-01	
		
<b>CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS</b>		
<b>ESPECIFICACIÓN ÍTEM</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>ESPECIFICACIONES</b>
Capacidad (Estanque Cilíndrico)	M <sup>3</sup>	0.25
Díámetro interno	Mm	510
Altura	Mm	1250

Espesor	Mm	2
---------	----	---

- Requerimientos

1. Capacidad normal de servicio igual a 200 [litros].
2. Capacidad de Seguridad 50 [litros].
3. Tiempo Duración 3 meses.
4. No debe contar con cabezal superior (Abierto para preparación de reactivo)

- Cuerpo Estanque

Tipo: Cilíndrico.

Material: Polipropileno.

- Dimensiones

- Espesor\_Mínimo de acuerdo a condiciones de operación = 2 [mm]

- Ductos.

- Descarga CuCN (Succión bomba J-01)

Diámetro: 1 [pulg]

- Ducto Limpieza

Diámetro: 2 [pulg]

## A.2.2 ESTANQUE RECEPCION DE SOLUCION TRATADA

Se considera Estanque T-02 para la recepción de la solución tratada en Reactor R-01. Este estanque almacenara la solución tratada y los sólidos producidos en el proceso para luego enviar ambos a etapa de filtrado.

<b>EQUIPO</b>	<b>: ESTANQUE RECEPCION DE SOLUCION TRATADA</b>	
<b>TAG</b>	<b>: T-02</b>	
		
<b>CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS</b>		
<b>ESPECIFICACIÓN ÍTEM</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>ESPECIFICACIONES</b>
Capacidad (Estanque Cubico)	M <sup>3</sup>	1.2
Altura	Mm	1200
Ancho	Mm	1000
Largo	Mm	1000
Espesor	Mm	2

- Requerimientos

1. Capacidad normal de servicio igual a 1 [m3].
2. Capacidad de Seguridad 0.2 [m3].
3. Tiempo Duración 3 meses.
4. Espesor 2 mm
5. Tolerancia a temperatura de 70 °C

- Cuerpo Estanque

Tipo: Cubico.

Material: Polipropileno.

- Dimensiones

- Espesor\_Mínimo de acuerdo a condiciones de operación = 2 [mm]

- Ductos

- Descarga Solución Tratada (Reactor R-01)

Diámetro: 2 [pulg]

- Ducto Succión (Succión Bomba J-02)

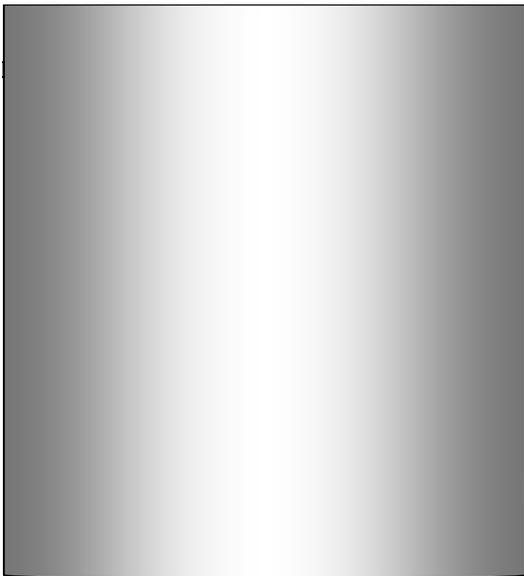
Diámetro: 1 [pulg]

- Ducto Limpieza

Diámetro: 2 [pulg]

### A.2.3 ESTANQUE RECEPCION DE SOLUCION TRATADA

Se considera Estanque T-03 para la recepción de la solución Filtrada en Filtro de Placas F-01. Este estanque almacenara la solución filtrada para luego enviarla a la etapa de Electro – Winning.

<b>EQUIPO</b>	<b>: ESTANQUE RECEPCION DE SOLUCION FILTRADA</b>	
<b>TAG</b>	<b>: T-03</b>	
		
<b>CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS</b>		
<b>ESPECIFICACIÓN ÍTEM</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>ESPECIFICACIONES</b>
Capacidad (Estanque Cubico)	M <sup>3</sup>	1.2
Altura	Mm	1200
Ancho	Mm	1000
Largo	Mm	1000
Espesor	Mm	2

- Requerimientos

1. Capacidad normal de servicio igual a 1 [m3].
2. Capacidad de Seguridad 0.2 [m3].
3. Tiempo Duración 3 meses.
4. Espesor 2 mm
5. Tolerancia a temperatura de 70 °C

- Cuerpo Estanque

Tipo: Cubico.  
Material: Polipropileno.

- Dimensiones

- Espesor Mínimo de acuerdo a condiciones de operación = 2 [mm]

- Ductos

- Descarga Solución Filtrada (Filtro de Placas F-01)

Diámetro: 2 [pulg]

- Ducto Succión (Succión Bomba J-03)

Diámetro: 1 [pulg]

- Ducto Limpieza

Diámetro: 2 [pulg]

## A.2.4 ESTANQUE RECEPCION DE SOLUCION AGOTADA EN EW

Se considera Estanque T-04 para la recepción de la solución tratada en el Proceso de Electro-Winning E-01. Este estanque almacenara la solución tratada para luego retornarla mediante bomba J-04 a la Planta Industrial.

<b>EQUIPO</b>	<b>: ESTANQUE RECEPCION DE SOLUCION TRATADA EW</b>	
<b>TAG</b>	<b>: T-04</b>	
		
<b>CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS</b>		
<b>ESPECIFICACIÓN ÍTEM</b>	<b>UNIDAD</b>	<b>ESPECIFICACIONES</b>
Capacidad (Estanque Cubico)	M <sup>3</sup>	1.2
Altura	Mm	1200
Ancho	Mm	1000
Largo	Mm	1000
Espesor	Mm	2

- Requerimientos

1. Capacidad normal de servicio igual a 1 [m3].
2. Capacidad de Seguridad 0.2 [m3].
3. Tiempo Duración 3 meses.
4. Espesor 2 mm
5. Tolerancia a temperatura de 70 °C

- Cuerpo Estanque

Tipo: Cubico.

Material: Polipropileno.

- Dimensiones

- Espesor Mínimo de acuerdo a condiciones de operación = 2 [mm]

- Ductos.

- Descarga Solución Tratada Electro-Winning (EW-01)

Diámetro: 2 [pulg]

- Ducto Succión (Succión Bomba J-04)

Diámetro: 1 [pulg]

- Ducto Limpieza

Diámetro: 2 [pulg]

### A.3 DISEÑO FILTRO PRENSA F – 01

- Suposiciones.

1. Masa de sólidos (Hidróxidos de Cu y Zn principalmente) húmedos igual a 6,45 [Kg/h], 8 horas resultan 51.6 [Kg.]
2. El diseño de este equipo se realiza a partir de datos de filtrado de pulpa a nivel de laboratorio, como se describe a continuación.

- Consideraciones

- Medio Filtrante: Tela Marca Reicotex 4024.

Área Filtrante (laboratorio) ( $A_0$ ):

Diámetro	Área	
[cm]	[cm <sup>2</sup> ]	[pie <sup>2</sup> ]
11.5	103.87	0.11

Pulpa: Hidróxidos de Cobre y Zinc principalmente en solución con bajo contenido de CN total (< 1 ppm).

Masa		Volumen		W	
[Kg]	[Lb]	[l]	[pie <sup>3</sup> ]	[Kg/l]	[Lb/pie <sup>3</sup> ]
405	892.87	740	26.13	0.55	34.17

Densidad aparente del sólido ( $\rho_{as}$ ):

[gr/cm <sup>3</sup> ]	[Lb/ pie <sup>3</sup> ]
1,5	93,64

Densidad aparente del sólido ( $\rho_{as}$ ):

[gr/cm <sup>3</sup> ]	[Lb/ pie <sup>3</sup> ]
1,9	118,61

Viscosidad de la pulpa ( $\mu$ ):

$$\ln\left(\frac{\mu_m}{\mu_l}\right) = \left[ \frac{2,5 \cdot \phi_s}{(1 - 1,25 \cdot \phi_s)} \right] \quad (\text{Correlación de Mooney's})$$

Fracción volumétrica del sólido ( $\hat{y}_s$ ): 0,030.

Viscosidad del líquido ( $\mu_l$ ): 1,9 (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50%, 30 °C)

[cp]	[Lb/ (pie s)]
2,06	1,38 x10 <sup>-3</sup>

Presión de Vacío (- $\Delta P$ ).

[mmHg]	[Lb/pie <sup>2</sup> ]
550	1531,9

1. Calculo de la resistencia específica de la torta (r):

Ecuación del sistema:

$$\frac{\Delta T}{\Delta V} = \left[ \frac{\mu \cdot \alpha \cdot w}{(g_c \cdot A_0^2 \cdot (-\Delta P))} \right] \cdot [V + V_e]$$

Donde:

$$y = \frac{\Delta T}{\Delta V}$$

$$b = \left[ \frac{\mu \cdot \alpha \cdot w}{(g_c \cdot A_0^2 \cdot (-\Delta P))} \right]$$

$$x = V$$

$$a = \left[ \frac{\mu \cdot \alpha \cdot w}{(g_c \cdot A_0^2 \cdot (-\Delta P))} \right]$$

Regresión Lineal a partir de los datos empíricos:

$$y = a \cdot x + b$$

$$y = 571,32 \cdot x + 69,375$$

$$R^2 = 0.8125$$

<b>b</b>		<b>a</b>	
[s/l <sup>2</sup> ]	[s/(pie <sup>3</sup> ) <sup>2</sup> ]	[s/l]	[s/(pie <sup>3</sup> )]
571,32	458.108,54	69,375	1.964,48

De la ecuación:  $a = b \cdot V_e$

<b>Ve</b>	
[l]	[pie <sup>3</sup> ]
0,121	4,288 x 10 <sup>-3</sup>

Con b:  $\alpha = \left[ \frac{b \cdot g_c \cdot A_0^2 \cdot (-\Delta P)}{(\mu \cdot w)} \right]$

$$g_c = 62,2 \left[ \frac{pie \cdot pie^2}{s^2} \right]$$

Luego:  $\alpha = 5,5 \cdot 10^{10} \left[ \frac{pie}{Lb} \right]$

2. Cálculo de la superficie específica de la torta (S<sub>0</sub>).

$$\alpha = \left( \frac{5 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot S_0^2}{(\rho_s \cdot \varepsilon^3)} \right) \quad \text{Donde} \quad \varepsilon = \frac{1 - \rho_{as}}{\rho_s} = 0,210$$

$$S_0 = 124.380,67 \text{ [pie}^2/\text{pie}^3 \text{ de sólidos]}$$

3. Cálculo del Área de filtrado (A).

A partir del balance de masa

$$L \cdot A \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_s = w \cdot (V + \varepsilon \cdot L \cdot A)$$

Espesor de la torta filtrada (L):

[cm]	[pie]
3	0,0984

Volumen de filtrado en la torta ( $\varepsilon \cdot L \cdot A$ ) [pie<sup>3</sup>] = 6,62 (masa sólido/  $\rho_s$ )

Volumen total de pulpa ( $V + \varepsilon \cdot L \cdot A$ ) [pie<sup>3</sup>] = 218,51 (Volumen líquido + volumen filtrado)

Luego:

$$A = 87,855 \text{ [pie}^3\text{]}$$

1. Cálculo del número de placas (o marcos) del filtro (Nm).

$$A = a^2 \cdot Nm$$

Lado de placa (o marco) del filtro (a):

[cm]	[pie]
77,2	2,533

Luego:

$$Nm = 13,69$$

2. Re-cálculo de los valores

Número de placas reales: 14

Área de filtración real:

[cm <sup>2</sup> ]	[pie <sup>2</sup> ]
83.446,24	89,82

Espesor de la torta

[cm]	[pie]
2,93	0,0963

Porcentaje de llenado de la placa (o marco): 97,81%

Caída de Presión del filtro:

$$(-\Delta P) = \left[ \frac{\mu \cdot \alpha \cdot w}{(g_c \cdot A_0^2 \cdot t)} \right] \cdot \left[ \frac{V^2}{2 + V_e \cdot V} \right]$$

<b>Tiempo (t)</b>	
[min]	[s]
240	14.400

<b>(-ΔP)</b>	
[mmHg]	[Lb/pie <sup>2</sup> ]
608,6	14.400

#### A.4 SELECCIÓN CALEFACTOR DE SOLUCION (CALEFACTOR ELECTRICO SUMERGIBLE)

Se selecciona Calefactor Eléctrico Sumergible E – 01 de acuerdo al volumen de Solución Tratada a calentar, se considera como temperatura deseada 70 ° C y que la solución en el momento de ser calentada se encontrara a 15 ° C. El volumen de solución a calentar se estima en un máximo de 100 litros por prueba.

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Donde :

$$Q = \text{Energia}$$

$$m = \text{masa}$$

$$Cp = \text{Capacidad Calorifica}$$

$$\Delta T = \text{Variacion de Temperatura}$$

Se estima que la solución aproxima sus propiedades físico-químicos a las del agua pura, debido a que las concentraciones de metales que posee son muy pequeñas.

$$Q = 100 \cdot 4.051 \cdot (70 - 15)$$

$$Q = 22280.5 \frac{KJ}{h} = 6.19 Kw/h$$

Se utilizara un factor de seguridad del 30 % en la selección del calefactor para asegurar su efectividad.

$$Q = 6.19 \cdot F_{seg} = 6.19 \cdot 1.3$$

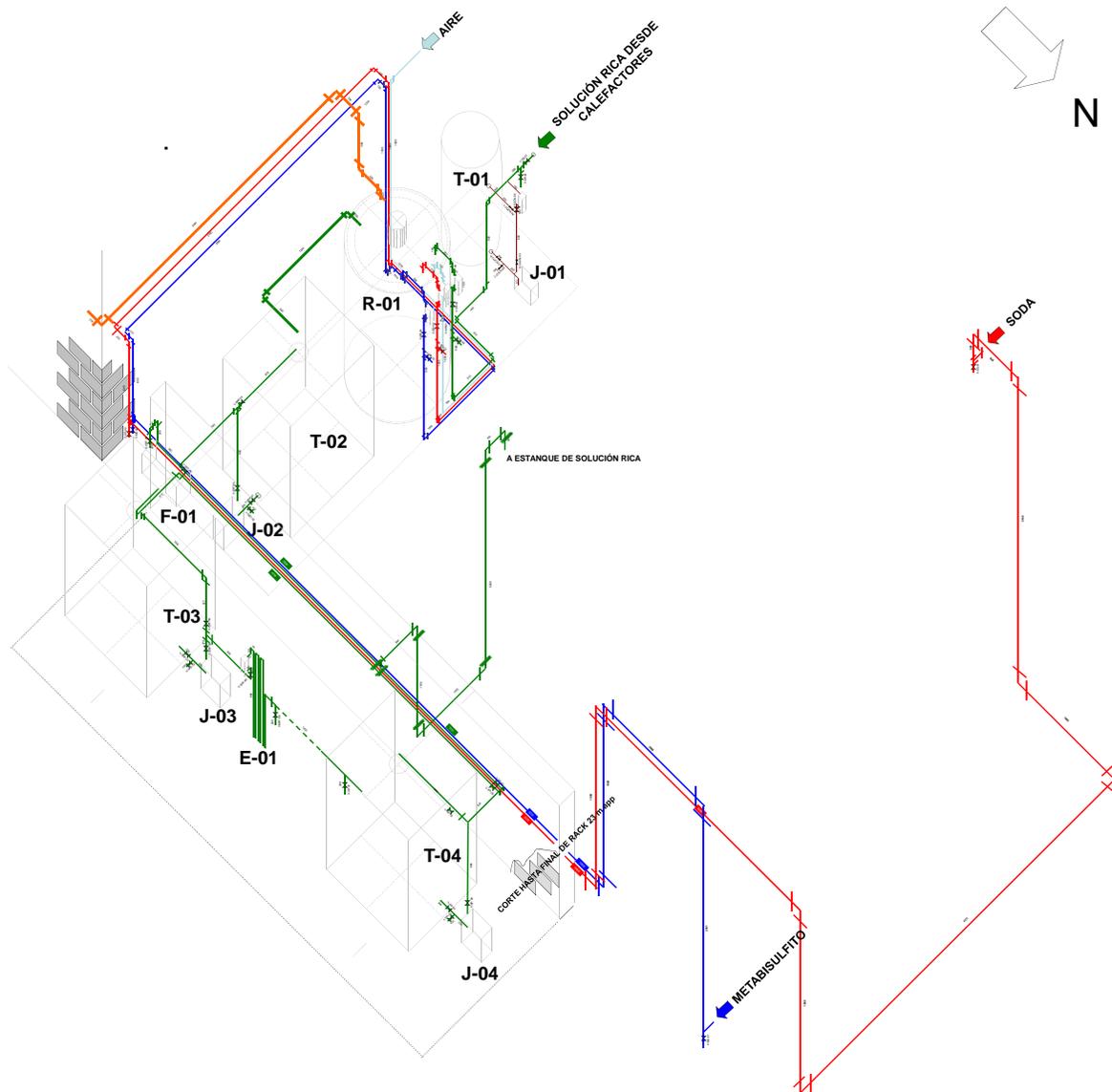
$$Q = 8.047$$

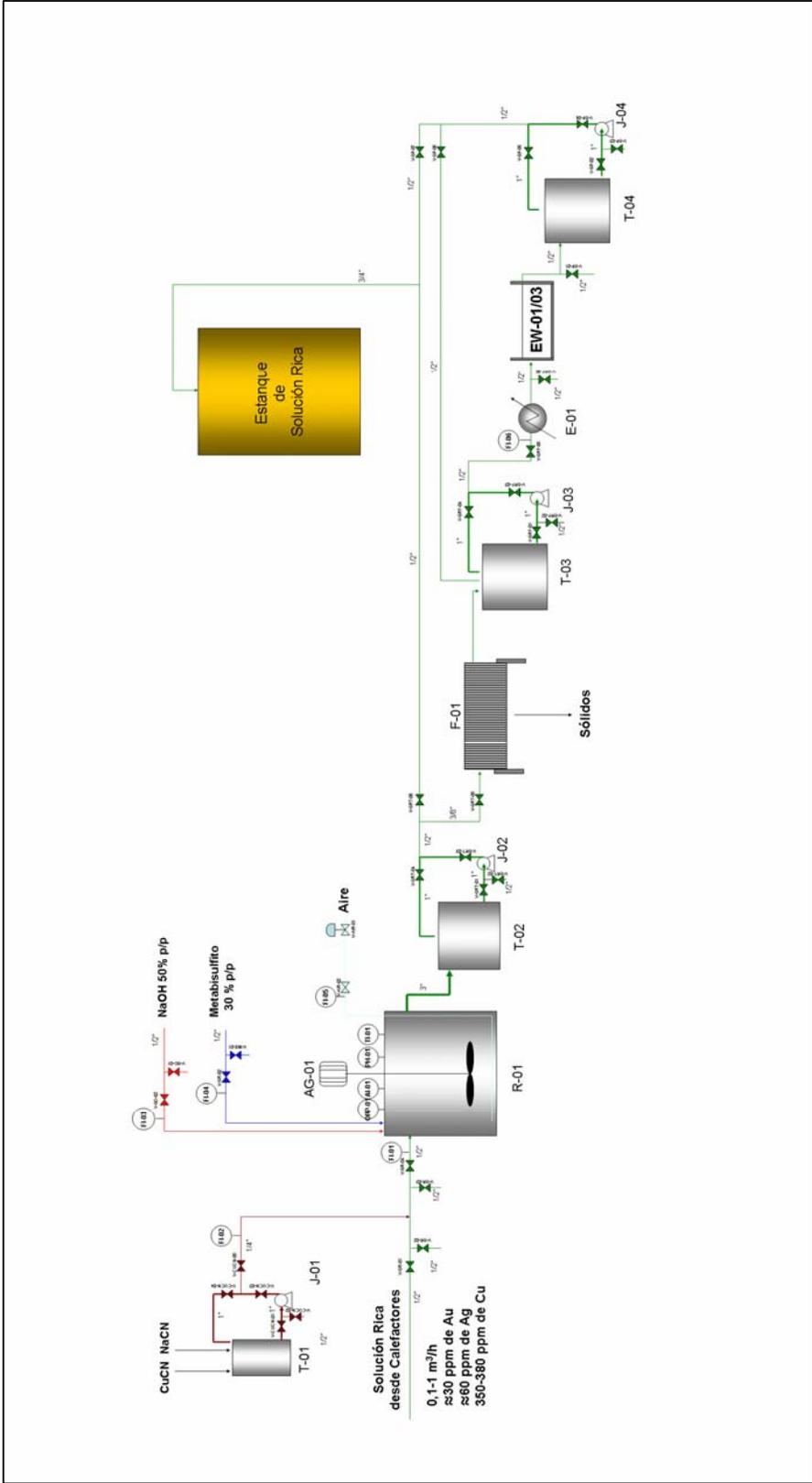
El calefactor a utilizar deberá contar con una potencia de al menos 8.047 KW/h

## A.5 SELECCIÓN BOMBAS CENTRIFUGAS IMPULSORAS

Para la selección de las bombas impulsoras se utilizara el plano isométrico general Planta Piloto OSC y el Diagrama de Instrumentación y Proceso (Ambos mostrados en las siguientes figuras).

### PLANO ISOMÉTRICO GENERAL PLANTA PILOTO OSC





A Continuación se muestra el método de selección utilizado para determinar las potencias adecuadas de las bombas correspondientes a la Planta Piloto Proceso OSC.

- Ecuación de Bernoullí

Se realiza un balance de energía entre los puntos a considerar para la selección de la bomba en el sistema:

$$B_1 = B_2 + h_{ft} + h_p + W \quad (\text{Ec. A.5.1})$$

$$B_i = \frac{Z_i \cdot g}{g_c} + \frac{v_i^2}{2 \cdot g_c} + \frac{P_i}{\rho} \quad (\text{Ec. A.5.2})$$

$$h_p = \frac{\Delta P}{\rho} \quad (\text{Ec. A.5.3})$$

$$P = \frac{W \cdot \rho \cdot Q}{550 \cdot \varepsilon} \quad (\text{Ec. A.5.4})$$

Donde:

$h_{ft}$	=	pérdidas totales por fricción [pie lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub> ]
$h_p$	=	pérdidas totales por caída de presión d equipos [pie lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub> ]
$W$	=	trabajo de la bomba [pie lb <sub>f</sub> /lb <sub>m</sub> ]
$Z_i$	=	altura [pie]
$v_i$	=	velocidad [pie/seg]
$P_i$	=	presión [lb <sub>f</sub> /pie <sup>2</sup> ]
$\rho$	=	densidad [lb <sub>m</sub> /pie <sup>3</sup> ]
$g$	=	aceleración de gravedad [pie/seg <sup>2</sup> ]
$g_c$	=	constante de ley de Newton [lb <sub>m</sub> pie/lb <sub>f</sub> seg <sup>2</sup> ]

- Q = caudal del fluido [pie<sup>3</sup>/seg]
- μ = eficiencia hidráulica
- P = potencia del motor [HP]

- Pérdidas Totales por Fricción

Se considera las pérdidas originadas por succión y por descarga y se determinan mediante la siguiente ecuación:

$$h_{ft} = h_{fs} + h_{fd} \quad (\text{Ec. A.5.5})$$

$$h_{fs} = f_s \cdot \frac{Le_s}{DI_s} \cdot \frac{v_s^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. A.5.6})$$

$$h_{fd} = \frac{Le_d}{DI_d} \cdot \frac{v_d^2}{2 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. A.5.7})$$

Donde:

- $h_{fs}, h_{fd}$  = pérdidas de succión y descarga [pie lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>]
- $f_s, f_d$  = factor de fricción en succión y descarga
- DI = diámetro interno de succión y descarga [pulg]
- v = velocidad de succión y descarga [pie/seg]
- Le = largo total equivalente de la cañería incluyendo accesorios [pie]

- Factor de Fricción

El factor de fricción depende del número de Reynolds y del factor  $\epsilon/D$ , el cual se obtiene de la Figura A.5.1. El factor de fricción se determina de la Figura A.5.2.

Figura A.5.1 Rugosidad Relativa

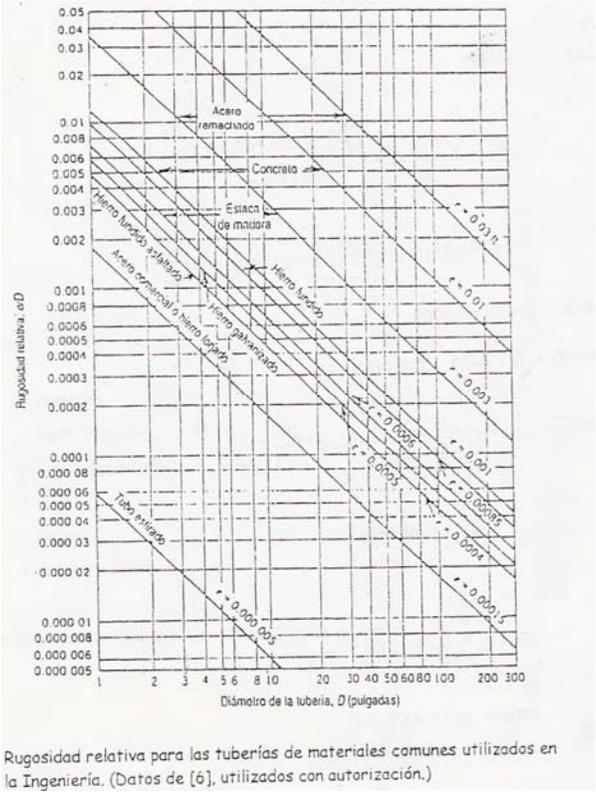
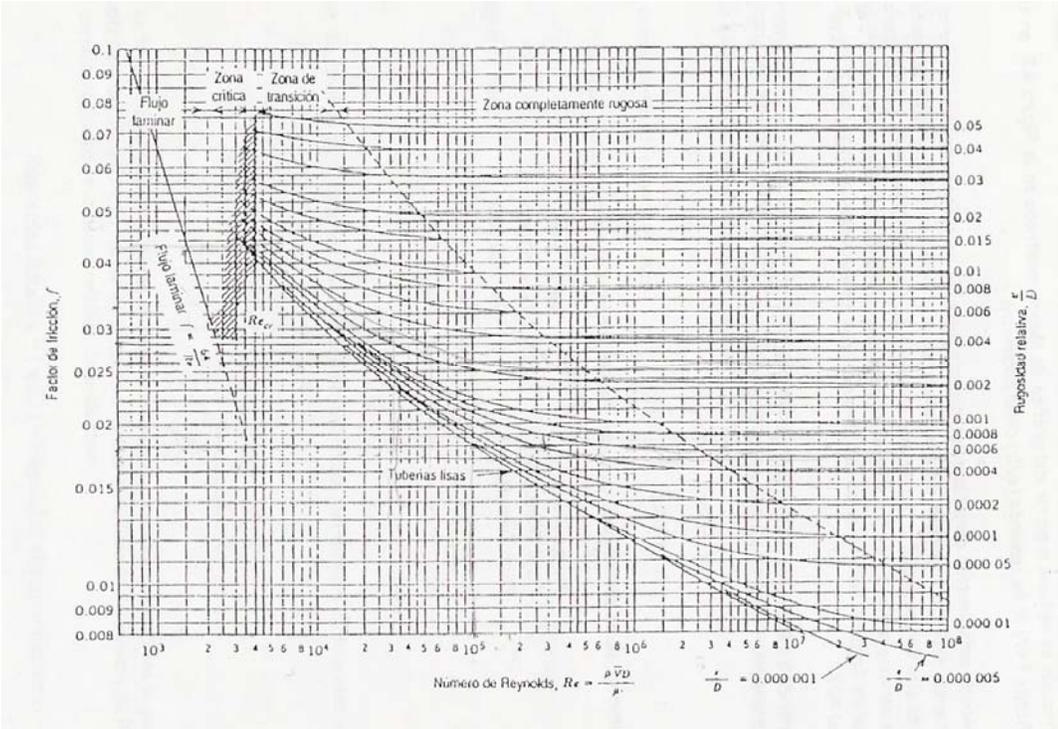


Figura A.5.2 Moody



El número de Reynolds se determina para succión y descarga mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Re} = \frac{DI \cdot v_i \cdot \rho_i}{\mu_i} \quad (\text{Ec. } )$$

Donde:

DI	=	diámetro interno para succión y descarga [pie]
v	=	velocidad de succión y descarga [pie/seg]
$\mu$	=	viscosidad para succión y descarga [lb/pie seg]
$\rho$	=	densidad para succión y descarga [lb <sub>m</sub> /pie <sup>3</sup> ]

#### 4.2.1 Velocidad de Succión y Descarga

La velocidad de succión y descarga se determina utilizando la ecuación de continuidad:

$$v = \frac{Q}{A} \quad (\text{Ec. A.5.8})$$

El área de succión y descarga se determina mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi \cdot DI^2}{4} \quad (\text{Ec. A.5.9})$$

Donde:

Q	=	caudal de fluido [pie <sup>3</sup> /seg]
A	=	área de succión, descarga [pie <sup>2</sup> ]

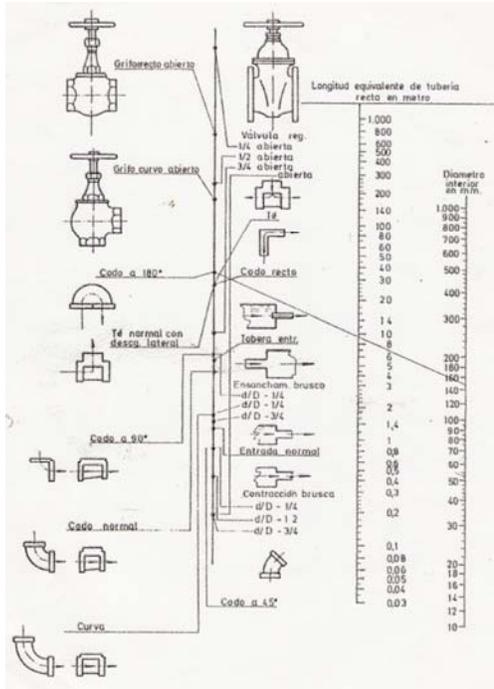
- Método de Cálculo

Para calcular la potencia de la bomba se sigue el siguiente método:

1. Calcular  $B_i$  conociendo las condiciones de operación de los equipos.
2. Estimar el largo total equivalente de la cañería tanto para la succión como para la descarga.
3. Calcular la velocidad de succión y descarga conociendo el caudal y el diámetro interno.
4. Calcular el número de Reynolds para succión y descarga.
5. Obtener el factor  $\epsilon/D$  para succión y descarga de la Figura A.5.1
6. Obtener el factor de fricción para succión y descarga de la Figura A.5.2
7. Determinar las pérdidas por fricción para succión y descarga.
8. Calcular el trabajo de la bomba.
9. Determinar la potencia requerida considerando una eficiencia del 60 % y un factor de seguridad de 1,25.

- Cálculo del Largo Total Equivalente

Los largos equivalentes para las válvulas y fittings se muestran en la Figura A.5.3  
Figura A.5.3 Pérdidas de Carga



### A.5.1 Selección Bomba J – 02

- Q = 1 [m<sup>3</sup>/hr]
- D<sub>s</sub> = 1 [pulg]
- D<sub>d</sub> = 1 [pulg]
- Z<sub>1</sub> = 0 [pie]
- Z<sub>2</sub> = 16, 4 [pie]
- v<sub>1</sub> = 0 [pie/seg]
- P<sub>1</sub> = 14,7 [psi]
- P<sub>2</sub> = 14,7 [psi]

$$v_2 = \frac{35.31 \text{ pie}^3 / \text{hr}}{0.00545 \text{ pie}^2} = 1.8 \text{ pie} / \text{seg}$$

- Largo Total Equivalente de Succión

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		1.64
Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Entrada Ordinaria	1	1.5
Total		33.14

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 1.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		3.28
Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Reducción a ½"	1	1
Total		34.28

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 2.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de ½ [pulg]		22.96
Válvula de Bola (Abierta)	1	15
Codo Estándar	6	10.8
Tee Estándar	2	10
Total		58.76

- Cálculo de las Perdidas

- Cálculo de las Pérdidas de Succión

$$\text{Re} = \frac{0.0833 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 13923$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0018 \quad \text{Acero Comercial}$$

$$f = 0.032$$

$$h_{fs} = 0.032 \cdot \left( \frac{33.14}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 0.64$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 1.

$$\text{Re} = \frac{0.0833 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 13923$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.018 \quad \text{Acero Comercial}$$

$$f = 0.032$$

$$h_{fd1} = 0,032 \cdot \left( \frac{34.28}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32,2} \right) = 0.663$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 2.

$$\text{Re} = \frac{0.0416 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 6962$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.015$$

$$f = 0.05$$

$$h_{fd2} = 0.05 \cdot \left( \frac{58.76}{0.0416} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 3.55$$

- Cálculo de las Perdidas Totales

$$h_f = 0.64 + 0.663 + 3.55 = 4.853 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

- Cálculo del Trabajo

$$-W = \frac{1.8^2}{2 \cdot 32.2} + 16.4 + 4.853 = 21.3 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

- Cálculo de la Potencia

$$P = \frac{21.3 \cdot 62.4 \cdot 0.0098}{550 \cdot 0.6} = 0.04 \quad [HP]$$

$$P_{real} = 0.04 \cdot 1.25 = 0.05 \quad [HP]$$

Se estandariza la potencia de la bomba a 1/8 HP (Disponible para la instalación)

#### A.5.2 Selección Bomba J – 01

$$Q = 0.004 [\text{m}^3/\text{hr}]$$

$$D_s = 1 [\text{pulg}]$$

$$D_d = 1 [\text{pulg}]$$

$$Z_1 = 0 [\text{pie}]$$

$$Z_2 = 6.56 [\text{pie}]$$

$$v_1 = 0 [\text{pie}/\text{seg}]$$

$$P_1 = 14.7 [\text{psi}]$$

$$P_2 = 14.7 [\text{psi}]$$

$$v_2 = \frac{0.141 \text{ pie}^3 / \text{hr}}{0,00545 \text{ pie}^2} = 0.0071 \text{ pie} / \text{seg}$$

- Largo Total Equivalente de Succión

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		1.64
Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Entrada Ordinaria	1	1.5
Total		33.14

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 1.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		3.28
Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Reduccion a 1/2"	1	1
Total		34.28

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 2.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1/2 [pulg]		13.12
Válvula de Bola	1	15

(Abierta)		
Codo Estándar	3	5.4
Total		33.52

- Cálculo de las Perdidas
- Cálculo de las Perdidas de Succión

$$Re = \frac{0.0833 \cdot 0.0071 \cdot 62.4}{6.72 \cdot 10^{-4}} = 55 \quad (\text{Flujo Laminar})$$

$$f = \frac{64}{Re} = \frac{64}{55}$$

$$f = 1.164$$

$$h_{fs} = 1.164 \cdot \left( \frac{33.14}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{0.0071^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 0.0004$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 1.

$$Re = \frac{0.0833 \cdot 0.0071 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 55 \quad (\text{Flujo Laminar})$$

$$f = \frac{64}{Re} = \frac{64}{55}$$

$$f = 1.164$$

$$h_{fd1} = 1.164 \cdot \left( \frac{34.28}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{0.0071^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 0.0004$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 2.

$$Re = \frac{0.0416 \cdot 0.0071 \cdot 62.4}{6.72 \cdot 10^{-4}} = 55 \quad (\text{Flujo Laminar})$$

$$f = 1.164$$

$$h_{fd2} = 1.164 \cdot \left( \frac{33.52}{0.0416} \right) \cdot \left( \frac{0.0071^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 0.0007$$

- Cálculo de las Perdidas Totales

$$h_f = 0.0004 + 0.0004 + 0.0007 = 0.0015 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

- Cálculo del Trabajo

$$-W = \frac{0.0071^2}{2 \cdot 32.2} + 6.56 + 0.0015 = 6.56 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

Cálculo de la Potencia

$$P = \frac{6.56 \cdot 62.4 \cdot 0.0071}{550 \cdot 0.6} = 0.0088 \quad [HP]$$

$$P_{real} = 0.0088 \cdot 1.25 = 0.011 \quad [HP]$$

Se estandariza la potencia de la bomba a 1/8 HP (Disponible para la instalación)

### A.5.3 Selección Bomba J – 03

$$Q = 1 \text{ [m}^3\text{/hr]}$$

$$D_s = 1 \text{ [pulg]}$$

$$D_d = 1 \text{ [pulg]}$$

$$Z_1 = 0 \text{ [pie]}$$

$$Z_2 = 6.56 \text{ [pie]}$$

$$v_1 = 0 \text{ [pie/seg]}$$

$$P_1 = 14,7 \text{ [psi]}$$

$$P_2 = 14,7 \text{ [psi]}$$

$$v_2 = \frac{35.31 \text{ pie}^3 / \text{hr}}{0,00545 \text{ pie}^2} = 1.8 \text{ pie / seg}$$

Largo Total Equivalente de Succión

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		1.64
Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Entrada Ordinaria	1	1.5
Total		33.14

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 1.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		3.28

Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Reduccion a ½"	1	1
Total		34.28

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 2.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de ½ [pulg]		19.6
Válvula de Bola (Abierta)	3	45
Codo Estándar	4	7.2
Tee Estándar	3	15
Total		84.1

- Cálculo de las Perdidas
- Cálculo de las Perdidas de Succión

$$Re = \frac{0.0833 \cdot 1.8 \cdot 62.4}{6.72 \cdot 10^{-4}} = 13923$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0018 \quad \text{Acero Comercial}$$

$$f = 0.032$$

$$h_{fs} = 0.032 \cdot \left( \frac{33.14}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 0.64$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 1.

$$\text{Re} = \frac{0.0833 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 13923$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.018 \quad \text{Acero Comercial}$$

$$f = 0.032$$

$$h_{fd1} = 0,032 \cdot \left( \frac{34,28}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32,2} \right) = 0.663$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 2.

$$\text{Re} = \frac{0.0416 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 6962$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.015$$

$$f = 0.05$$

$$h_{fd2} = 0.05 \cdot \left( \frac{84.1}{0.0416} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32,2} \right) = 5.1$$

- Cálculo de las Perdidas Totales

$$h_f = 0.64 + 0.663 + 5.1 = 6.40 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

- Cálculo del Trabajo

$$-W = \frac{1.8^2}{2 \cdot 32,2} + 6.56 + 6.4 = 13.01 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

- Cálculo de la Potencia

$$P = \frac{13.01 \cdot 62.4 \cdot 0.0098}{550 \cdot 0.6} = 0.024 \quad [HP]$$

$$P_{real} = 0.024 \cdot 1.25 = 0.03 \quad [HP]$$

Se estandariza la potencia de la bomba a 1/8 HP (Disponible para la instalación)

#### A.5.4 Selección Bomba J – 04

- Q = 1 [m<sup>3</sup>/hr]
- D<sub>s</sub> = 1 [pulg]
- D<sub>d</sub> = 1 [pulg]
- Z<sub>1</sub> = 0 [pie]
- Z<sub>2</sub> = 6.56 [pie]
- v<sub>1</sub> = 0 [pie/seg]
- P<sub>1</sub> = 14,7 [psi]
- P<sub>2</sub> = 14,7 [psi]

$$v_2 = \frac{35.31 \text{ pie}^3 / \text{hr}}{0,00545 \text{ pie}^2} = 1.8 \text{ pie} / \text{seg}$$

- Largo Total Equivalente de Succión

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		1.64
Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Entrada Ordinaria	1	1.5

Total		33.14
-------	--	-------

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 1.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de 1 [pulg]		3.28
Válvula de Bola (Abierta)	1	30
Reduccion a ½"	1	1
Total		34.28

- Largo Equivalente de Descarga. Cañería 2.

Se consideran los siguientes accesorios:

	Cantidad	Largo [pie]
Largo de cañería de ½ [pulg]		16.4
Válvula de Bola (Abierta)	2	30
Codo Estándar	8	14.4
Tee Estándar	2	10
Total		70.8

- Cálculo de las Perdidas
- Cálculo de las Perdidas de Succión

$$Re = \frac{0.0833 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 13923$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0018 \quad \text{Acero Comercial}$$

$$f = 0.032$$

$$h_{fs} = 0.032 \cdot \left( \frac{33.14}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 0.64$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 1.

$$\text{Re} = \frac{0.0833 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 13923$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.018 \quad \text{Acero Comercial}$$

$$f = 0.032$$

$$h_{fd1} = 0,032 \cdot \left( \frac{34.28}{0.0833} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32,2} \right) = 0.663$$

- Cálculo de las Pérdidas de Descarga. Cañería 2.

$$\text{Re} = \frac{0.0416 \cdot 1.8 \cdot 62,4}{6,72 \cdot 10^{-4}} = 6962$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.015$$

$$f = 0.05$$

$$h_{fd2} = 0.05 \cdot \left( \frac{70.8}{0.0416} \right) \cdot \left( \frac{1.8^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 4.28$$

- Cálculo de las Perdidas Totales

$$h_f = 0.64 + 0.663 + 4.28 = 5.583 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

- Cálculo del Trabajo

$$-W = \frac{1.8^2}{2 \cdot 32.2} + 6.56 + 5.583 = 12.2 \quad [\text{pie lb}_f/\text{lb}_m]$$

- Cálculo de la Potencia

$$P = \frac{12.2 \cdot 62.4 \cdot 0.0098}{550 \cdot 0.6} = 0.022 \quad [HP]$$

$$P_{real} = 0.022 \cdot 1.25 = 0.028 \quad [HP]$$

Se estandariza la potencia de la bomba a 1/8 HP (Disponible para la instalación)

## **ANEXO B**

# **PROYECCIÓN DE EQUIPOS NECESARIOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA PARA IMPLEMENTAR PROCESO INDUSTRIAL O.S.C. EN MINERA FLORIDA LTDA**

## B.1. EQUIPOS INDUSTRIALES Y EVALUACION ECONOMICA PROCESO INDUSTRIAL O.S.C.

El presente anexo muestra una proyección de los equipos necesarios para aplicar el Proceso O.S.C. de forma industrial en Minera Florida Ltda., también se presenta una evaluación económica al proyecto considerando los beneficios y costos asociados.

Los equipos e insumos se cotizaron con los proveedores que utiliza Minera Florida normalmente, se adjuntan como anexo las cotizaciones de los equipos principales.

La Tabla N° 53 Muestra el costo de los equipos industriales necesarios para realizar el Proceso O.S.C. y sus características.

<b>Equipo/Identificación</b>	<b>Costo US\$</b>
Reactor de Oxidación R – 01	100.000
Agitador Reactor AG – 01	8.000
Bomba de Solución Rica P.TK – 01	4.000
Bomba de Metabisulfito de Sodio P.TK – 02	4.000
Bomba de Hidróxido de Sodio P.TK – 03	4.000
Filtro Prensa F – 01	26.486
<b>TOTAL</b>	<b>146.486</b>

TABLA N° 53 EQUIPOS INDUSTRIALES PROCESO O.S.C.

## B.1 CAPITAL TOTAL DE INVERSION

### B.1.1 Capital Fijo

#### Inversión de Capital Fijo Directo

	US\$	Porcentajes
Equipos de Procesos	146.486	100%
Instalación de los equipos	73.243	50%
Instrumentación y Control	73.243	50%
Piping, fitting y válvulas	87.892	60%
Instalaciones eléctricas	14.649	10%
Edificios de la Planta	0	0%
Servicios de la Planta	43.946	30%
Terrenos	0	0%
Preparación Terreno	14.649	10%

Subtotal Capital Fijo Directo	<b>454.108</b>
----------------------------------	----------------

#### Inversión de Capital Fijo Indirecto

Ingeniería y Supervisión	43.946	30%
Gastos de Construcción	14.649	10%
Honorario Contratista	22.930	2%

Subtotal Capital Fijo Indirecto	<b>81.525</b>
------------------------------------	---------------

Gastos Puesta en Marcha	11.719	8%
Contingencias	29.298	20%

<b>Total Capital Fijo</b>	<b>576.650</b>
---------------------------	----------------

Costos Asociados  
al Proceso

## Insumos

	Costo Unitario	Cantidad	US\$/año
Meta bisulfito de Sodio			400.000
Hidróxido de Sodio			100.000

<b>Total Insumos</b>			<b>500.000</b>
----------------------	--	--	----------------

## Recursos Humanos

	Costo Unitario	Cantidad	US\$/año
Operador Planta	32.000 US\$/año/un	0,1 unidad	3.200
Mecánico	32.000 US\$/año/un	0,1 unidad	3.200

<b>Total Recursos Humanos</b>			<b>6.400</b>
-------------------------------	--	--	--------------

## Mantenimiento

	Costo Unitario	Cantidad	US\$/año
Mantenimiento Anual	15.000	0,5	7.500

<b>Total Mantenimiento</b>			<b>7.500</b>
----------------------------	--	--	--------------

<b>Costo Total del Proceso</b>			<b>513.900</b>
--------------------------------	--	--	----------------

<b>Capital de Trabajo (15% Total Inversión)</b>			<b>101.762</b>
---	--	--	----------------

<b>Capital Total de Inversión</b>			<b>678.412</b>
-----------------------------------	--	--	----------------

## B.2 FLUJO DE CAJA PROCESO O.S.C.

### B.2.1 INFORMACION

#### Ingresos

Precipitado Proceso O.S.C.	600	TPA
Valor	1	US\$/ton
<b>Ingreso</b>	<b>600</b>	<b>US\$/año</b>

#### Ahorro

Meta bisulfito de Sodio (Destrucción Cianuro)	350.000	<b>US\$/año</b>
Hidróxido de Sodio	90.000	<b>US\$/año</b>
Electricidad (EW)	150.000	<b>US\$/año</b>
Castigos (% Cu Metal Dore)	160.000	<b>US\$/año</b>
<b>Total Ahorros</b>	<b>750.000</b>	<b>US\$/año</b>

#### Tasas

Interés	10%
Impuesto	19%

**FLUJO DE CAJA PROCESO O.S.C.**

Años	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	339.206										
Capital de Trabajo											101.762
Ingreso Anual		600	600	600	600	600	600	600	600	600	600
Total Ahorros		750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000
Costo Operacional		513.900	513.900	513.900	513.900	513.900	513.900	513.900	513.900	513.900	513.900
FCAI		<b>236.700</b>									
Depreciación		43.946	43.946	43.946	43.946	43.946	43.946	43.946	43.946	43.946	43.946
Intereses		33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921
Renta Gravable		<b>158.833</b>									
Impuestos		30178	30178	30178	30178	30178	30178	30178	30178	30178	30178
Amortización		33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921	33.921
Valor de Salvamento											0
FCDI	<b>-339.206</b>	<b>138.680</b>	<b>240.442</b>								

VAN	501.958,69	US\$
TIR	40%	%

## **BIBLIOGRAFIA CORRESPONDIENTE AL ANEXO**

1. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Peters, Timmerhaus, West. Quinta Edición, Figura B – 6, página 893. Año 1998
2. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Peters, Timmerhaus, West. Quinta Edición, Figura 14 – 33, página 690. Año 1998
3. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Peters, Timmerhaus, West. Quinta Edición, Figura 14 – 31, página 689. Año 1998
4. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Peters, Timmerhaus, West. Quinta Edición, Figura 13 – 15, página 628. Año 1998

## **ANEXO C**

### **GLOSARIO DE TERMINOS**

## C. GLOSARIO DE TERMINOS

En esta sección se incluye la descripción de los términos y expresiones técnicas más frecuentes en el texto de esta Memoria. Estos se han organizado en forma alfabética y son los siguientes:

**Aire de Baja Presión:** Flujo de aire obtenido por un soplador rotatorio de desplazamiento positivo. La presión nominal de este flujo de aire es 66 kPag. Este tipo de aire se usa para la aireación de la pulpa en los estanques de lixiviación del concentrado y para la aireación en el estanque de tratamiento de la solución pobre.

**Aire de Alta Presión:** Flujo de aire obtenido por un compresor de tipo tomillo rotativo. La presión nominal de este flujo de aire es 800 kPag. Este tipo de aire se usa para las operaciones de limpieza de los diferentes tipos de filtros de las instalaciones del proyecto y para requerimientos misceláneos (red de 10 estaciones de servicio distribuidas en la planta).

**Balance Metalúrgico:** Balance de entrada, salida y cambio de inventario de materiales y elementos químicos en la planta durante un período establecido. El balance normal establecerá durante un período mensual el tonelaje de materia prima (concentrado) tratado, las producciones de producto principal (metal doré) y subproductos y los cambios de inventario de los productos intermedios.

**Barro Catódico:** Producto metalúrgico intermedio que se produce en el proceso de electrodeposición de metales desde la solución que circula por las celdas electrolíticas. Este es un producto de alta densidad y rico en metales preciosos que se acumula sobre las mallas de los cátodos y en el fondo cónico de las celdas electrolíticas.

- Cianato:** Ión de cianuro oxidado, CNO, que se obtiene por oxidación de ión cianuro libre, por ejemplo en la reacción principal del Proceso INCO/SO<sub>2</sub>/ Aire.
- Cianuración:** Proceso de lixiviación que utiliza cianuro de sodio como reactivo químico para lixiviar oro y plata desde el concentrado polimetálico.
- Cianuro Acomplejado:** Ión de cianuro, CN<sup>-</sup>, que está químicamente ligado a un catión metálico en una solución alcalina. Los complejos débiles de cianuro se pueden disociar fácilmente generando iones metálicos en solución e ión cianuro libre.
- Cianuro de Sodio:** Reactivo químico, de fórmula NaCN, que se utiliza para lixiviar oro y plata desde el concentrado polimetálico.
- Cianuro Libre:** Ión de cianuro, CN, que no está químicamente ligado a un catión metálico en una solución alcalina. Corresponde a un excedente de cianuro respecto del cianuro requerido para formar complejos aniónicos estables de metales.
- Celda Electrolítica:** Equipo industrial que se utiliza en el proceso unitario de electrodeposición. La celda electrolítica en esta planta es de fondo cónico y tiene una capacidad volumétrica de 3,5 m<sup>3</sup> y utiliza ánodos de acero inoxidable y cátodos de malla de acero inoxidable.
- Clarificación:** Operación unitaria que permite filtrar partículas de pequeño diámetro que están contenidas en la solución rica del proceso, produciendo una clarificación de esta solución.
- Electrodeposición:** Proceso unitario de depositación electrolítica de metales disueltos en una solución acuosa de cianuro sobre cátodos contenidos en una celda electrolítica. Se procesa una

solución rica en oro y plata y se obtiene luego de la pasada por el proceso una solución pobre, que mantiene la mayor parte de su contenido inicial de metales como cobre y zinc.

**Escoria Doré:** Subproducto metalúrgico obtenido después de la fusión del barro catódico y de la producción de metal doré, en un horno basculante. Su matriz es silíceo y contiene óxidos metálicos y pequeñas cantidades de metal doré.

**Espesamiento:** Operación unitaria de aumento de densidad de una pulpa por decantación de sólidos. El espesamiento de la pulpa de concentrado lixiviado se realiza en un espesador convencional de 40 pies de diámetro.

**Filtrado:** Operación unitaria de separación de sólido y líquido de una pulpa. La operación de filtrado de la pulpa de concentrado lixiviado que se espesa en el espesador de 40 pies de diámetro se realizan en un filtro de presión Larox, con etapa intermedia de lavado del queque.

**Fundentes:** Reactivos químicos utilizados en el proceso de fusión de barro catódico que permiten formar una escoria que puede contener los metales básicos que se electrodepositan junto a los metales preciosos. Se utilizan como fundentes: sílice para dar la matriz de la escoria, borax para ajustar la viscosidad de la escoria y nitrato de sodio para oxidar los metales básicos.

**Fusión:** Proceso unitario que permite separar a alta temperatura los metales preciosos contenidos en el barro catódico de los metales básicos, como cobre y zinc. Se separan dos fases: escoria y metal doré.

**Gold Room:** Edificio industrial de la Planta de Lixiviación que contiene todos los equipos para producir metal doré por

electrodeposición de barro catódico seguida de la fusión de este barro.

**Hidróxido de Sodio:** Reactivo químico, de fórmula NaOH, que se utiliza para dar alcalinidad (subir pH) a las soluciones de lixiviación, electrodeposición y tratamiento de solución pobre.

**Horno Basculante:** Equipo industrial para fusión de una carga de barro catódico y fundentes. Su operación de basculación (giro sobre un eje horizontal) permite descargar, colar, dos fases distintas: escoria y metal doré.

**Horno de Retorta:** Equipo industrial para calentamiento controlado de barro catódico y destilación de metales volátiles a temperaturas de hasta 750 °C.

**Inventario:** Cantidad acopiada de un producto intermedio del proceso al final de un período de balance. Los productos intermedios pueden ser sólidos o soluciones.

**Lixiviación:** Proceso unitario de disolución en una solución de cianuro de metales contenidos en el concentrado alimentado a la planta. La lixiviación se realiza por agitación en una serie de seis estanques.

**Metabisulfito de Sodio:** Reactivo químico, de fórmula Na<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, que se utiliza para proveer SO<sub>2</sub> en solución en el proceso de tratamiento de la solución pobre con el sistema INCO/SO<sub>2</sub>/ Aire.

**Metal Doré:** Producto metalúrgico principal de la planta. Corresponde a una aleación de plata y oro. Se producirá moldeado en forma de ánodos para electrorefinación.

**Muestra:** Cantidad fraccionaria de un flujo de proceso obtenida en

forma periódica o sin periodicidad para realizar análisis de su composición física y/o química.

**Proceso INCO:** Proceso patentado por la empresa canadiense INCO y que permite tratar solución pobre para precipitar metales pesados, como zinc y cobre, y destruir su contenido de cianuro.

**P&ID:** Diagrama que representa los equipos y las líneas de todos los flujos del proceso, con sus válvulas, fittings e instrumentos (con indicación de la interconexión entre ellos y con el sistema de control y supervisión). Esta sigla se deriva de la expresión en Inglés "Piping and Instrumentation Diagram".

**Solución Pobre:** Solución acuosa alcalina que ha sido procesada por electrodeposición y que contiene mínimas concentraciones de metales preciosos.

**Solución Rica:** Solución acuosa alcalina que se obtiene en el proceso de lixiviación y que contiene los metales extraídos desde el concentrado.

**Solución Tratada:** Solución acuosa alcalina que ha salido del proceso INCO.

## **ANEXO D**

# **FLWSHEET PLANTA DE LIXIVIACIÓN**

## **ANEXO E**

# **CONSTANTES DE EQUILIBRIO DE COMPLEJOS CIANURADOS**

Formula Química	Constante de Estabilidad
CN <sub>(aq)</sub>	G°=41.2 Kcal/mol
HCN <sub>(aq)</sub>	G°=48.6
[Fe(CN) <sub>6</sub> ] <sup>4-</sup>	logB <sub>6</sub> =35.4
[Fe(CN) <sub>6</sub> ] <sup>3-</sup>	logB <sub>6</sub> =43.6
NiCN <sup>-</sup>	logK <sub>1</sub> =43.6
CuCN <sub>2</sub> <sup>-</sup>	logB <sub>2</sub> =16.26
CuCN <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	logB <sub>3</sub> =21.66
CuCN <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	logB <sub>4</sub> =23.1
ZnCN <sup>+</sup>	logK <sub>1</sub> =5.3
Zn(CN) <sub>2(aq)</sub>	logB <sub>2</sub> =11.07
Zn(CN) <sub>3</sub> <sup>-</sup>	logB <sub>3</sub> =16.05
Zn(CN) <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	logB <sub>4</sub> =19.62
Zn(CN) <sub>5</sub> <sup>-3</sup>	logB <sub>5</sub> =20.17
AgCN <sub>2</sub> <sup>-</sup>	logB <sub>2</sub> =20.48
AgCN <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	logB <sub>3</sub> =21.4
AgCN <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	logB <sub>4</sub> =20.8
AgCN(s)	pK <sub>sp</sub> =15.66
AuCN <sub>2</sub> <sup>-</sup>	logB <sub>2</sub> =39.3
Au(CN) <sub>4</sub> <sup>-</sup>	logB <sub>2</sub> =56
CdCN <sup>+</sup>	logB <sub>1</sub> =6.01
CdCN <sub>2(aq)</sub>	logB <sub>2</sub> =11.12
CdCN <sub>3</sub> <sup>-</sup>	logB <sub>3</sub> =16.65
CdCN <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	logB <sub>4</sub> =17.92
Referencia, The Chemistry of Gold Extraction Section 6.1, Page 263	