

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE  
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

**FACTIBILIDAD TÉCNICA DE RECIPITACION  
SELECTIVA DE METALES MEDIANTE LA  
APLICACIÓN DE DOS PROCESOS:  
INCO/SO<sub>2</sub>/aire y con H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>**

**Jorge A. Zuñiga Guy**

**Profesor Guía:  
Horacio Aros Meneses**

**2012**

# AGRADECIMIENTOS

A mi padre Jorge Zuñiga que con su constante entusiasmo y empuje me ayudo a ver la luz cuando no me era posible vislumbrarla.

A mi madre Alicia Guy que gracias a su insistencia y perseverancia me permitió continuar cada vez con más ánimos.

A mi hermano Marcelo Zuñiga que siempre se ha preocupado por mí bienestar.

A mi hijo Jorge Zuñiga que me da todos los días las fuerzas para buscar nuevos desafíos y finalizar los que he hecho míos.

A la escuela de Ingeniería Química que me ha dado las herramientas y conocimientos para crecer como persona y profesional.

A todos mis compañeros y amigos, ya que sin todos ellos esto hubiese sido mil veces más difícil.

A toda la familia de Minera Florida, por la confianza y oportunidad que me dieron para realizar este trabajo.

A Don Horacio Aros que siempre me apoyo con sus conocimientos y guía en la realización de este trabajo.

# RESUMEN

En el siguiente estudio se analizó la factibilidad de lograr disminuir impurezas, tales como cobre plomo y zinc, desde una solución con altas concentraciones en oro y plata que es alimentada a electro depositación para recuperar el oro y plata presentes.

Se estudiaron dos métodos para la remoción de las impurezas (cobre, zinc y plomo) mediante trabajos en laboratorio. Actualmente el proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE es utilizado como tratamiento de degradación de cianuro en Minera Florida Ltda. y la remoción de metales pesados mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno a la solución rica.

En base a los resultados preliminares obtenidos por el proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, presentaron mayores pérdidas de oro y plata que mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno que por lo que se optó continuar con el proceso de adición de Peróxido de Hidrógeno.

En las pruebas realizadas mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno, se trabajó con una y dos etapas de reacción, donde las pruebas con dos etapas de reacción fueron las que mejores resultados entregaron, con valores de remoción mediante la precipitación selectiva de metales de cobre de 89,10%, de zinc de 97,31% y de plomo de 96,30%, como también valores alcanzados de 0,58% y 1,57% de oro y plata respectivamente.

Para llevar a cabo el proceso de precipitación selectiva de metales se diseñó un reactor continuamente agitado, con cabezales toriesféricos y manto de 6 mm de espesor, los que cumplen con los parámetros de diseño.

Se realizó un análisis económico para un proceso con dos etapas de reacción y adición de Peróxido de Hidrógeno, situándose en distintos escenarios de capital propio, entregando todos similares resultados, un valor de VAN negativo por lo que no es rentable la implementación del proceso. Sin embargo un análisis más detallado desde el punto de vista ambiental podría entregar como resultado la implementación del proceso.

# OBJETIVOS

Se busca determinar la factibilidad de remoción de metales indeseados en la corriente de alimentación de electro obtención mediante la precipitación selectiva de metales.

## OBJETIVO GENERAL

Analizar dos métodos de precipitación selectiva, proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE y mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno a la corriente a tratar.

## OBJETIVOS ESPECIFICOS

Realizar balance de materia de proceso elegido

Realizar diseño de reactor

Realizar análisis económico del mismo.

# 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 a 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.

**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.

**Tiocianato:** Ión de cianuro o

**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.

**Electrodeposición:** Proceso unitario de deposición 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:** 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.

**Filtrado:** Operación unitaria de separación de sólido y líquido.

**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 electro depositan 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.

**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.

**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.

**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  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ , que se utiliza para proveer  $\text{SO}_2$  en solución en el proceso de tratamiento de la solución pobre con el sistema INCO/ $\text{SO}_2$ / Aire.



**Metal Doré:** Producto metalúrgico principal de la planta. Corresponde a una aleación de plata y oro.

**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.

**PPM:** Partes por millón, de es una unidad de medida de concentración, se refiere a la cantidad de unidades de la sustancia que hay por cada millón de unidades del conjunto.

**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, siendo oro y plata los metales los metales que interesan.

**Solución Tratada:** Solución acuosa alcalina que ha salido del proceso INCO.

**TMS:** Tonelada métrica seca.

## ÍNDICE

<b>AGRADECIMIENTOS.....</b>	<b>I</b>
<b>RESUMEN .....</b>	<b>I</b>
<b>OBJETIVOS.....</b>	<b>III</b>
<b>OBJETIVO GENERAL .....</b>	<b>iii</b>
<b>OBJETIVOS ESPECIFICOS .....</b>	<b>iii</b>
<b>GLOSARIO DE TERMINOS .....</b>	<b>IV</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS, TABLAS Y GRAFICOS .....</b>	<b>XII</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS.....</b>	<b>XII</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS.....</b>	<b>XIII</b>
<b>INDICE DE GRAFICOS .....</b>	<b>XV</b>
<b>CAPITULO I.....</b>	<b>1</b>
<b>ANTECEDENTES MINERA FLORIDA LTDA. ....</b>	<b>1</b>
<b>1    INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>2</b>
<b>1.1    DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA .....</b>	<b>3</b>
1.1.1 <b>UBICACIÓN .....</b>	<b>3</b>
1.1.2 <b>RESEÑA HISTÓRICA .....</b>	<b>4</b>
<b>1.2    PROCESO PRODUCTIVO .....</b>	<b>5</b>
1.2.1 <b>GEOLOGÍA .....</b>	<b>5</b>
1.2.2 <b>MINA .....</b>	<b>5</b>
1.2.3 <b>ETAPAS DE CHANCADO, MOLIENDA Y FLOTACIÓN.....</b>	<b>6</b>
1.2.4 <b>ETAPA DE LIXIVIACIÓN DE CONCENTRADO. ....</b>	<b>9</b>
1.2.5 <b>RELAVES .....</b>	<b>12</b>
1.2.6 <b>AGUA INDUSTRIAL .....</b>	<b>12</b>
1.2.7 <b>ENERGÍA ELECTRICA .....</b>	<b>12</b>
1.2.8 <b>PERMISOS AMBIENTALES.....</b>	<b>13</b>
<b>CAPITULO II.....</b>	<b>14</b>
<b>PRESENCIA DE METALES EN SOLUCIÓN .....</b>	<b>14</b>
<b>2.    INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>15</b>
<b>2.1    SOLUCIÓN RICA .....</b>	<b>17</b>
2.1.1 <b>ORO.....</b>	<b>18</b>
2.1.2 <b>PLATA.....</b>	<b>19</b>
2.1.3 <b>COBRE .....</b>	<b>20</b>

2.1.4	ZINC.....	21
2.1.5	PLOMO .....	22
<b>2.2</b>	<b>SOLUCION POBRE .....</b>	<b>24</b>
2.2.1	ORO .....	25
2.2.2	PLATA.....	26
2.2.3	COBRE .....	27
2.2.4	ZINC.....	28
2.2.5	PLOMO .....	29
<b>2.3</b>	<b>RECUPERACION DE METALES EN ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN. ....</b>	<b>30</b>
2.3.1	ORO .....	31
2.3.2	PLATA.....	32
2.3.2	COBRE .....	33
2.3.3	ZINC.....	34
2.3.4	PLOMO .....	35
<b>2.4</b>	<b>METAL DORE .....</b>	<b>37</b>
<b>2.5</b>	<b>CONCLUSIONES DEL CAPITULO .....</b>	<b>40</b>
<b>CAPITULO III.....</b>		<b>41</b>
<b>ALTERNATIVAS PARA PRECIPITACIÓN SELECTIVA .....</b>		<b>41</b>
<b>3</b>	<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>42</b>
3.1	PROCESO ACTUAL .....	43
3.2	MEJORAS ESTUDIADAS .....	44
3.2.1	PROCESO INCO/SO <sub>2</sub> /AIRE .....	44
3.2.2	PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.....	49
3.3	CONCLUSIONES DEL CAPITULO .....	53
<b>CAPITULO IV .....</b>		<b>54</b>
<b>DESARROLLO DE PRUEBAS Y ANALISIS DE RESULTADOS. ....</b>		<b>54</b>
<b>4</b>	<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>55</b>
4.1	PRUEBAS CON PROCESO INCO/SO <sub>2</sub> /AIRE. ....	56
4.1.1	PRUEBAS EN LABORATORIO.....	58
4.1.2	PRUEBAS EN PLANTA PILOTO. ....	67
4.2	PRUEBAS CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO .....	70
4.2.1	PRUEBAS DE UNA ETAPA. ....	70
4.2.2	PRUEBAS DE DOS ETAPAS.....	76
4.3	PRUEBAS DE ELECTRO-OBTENCION .....	82
4.4	CONCLUSIONES DEL CAPITULO. ....	86
<b>CAPITULO V .....</b>		<b>88</b>

<b>BALANCE DE MASA PARA LA PRECIPITACIÓN SELECTIVA DE METALES EN PRESENCIA DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO .....</b>	<b>88</b>
<b>5    INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>89</b>
<b>5.1    SUPOSICIONES.....</b>	<b>90</b>
<b>5.2    ECUACIONES UTILIZADAS EN EL BALANCE .....</b>	<b>91</b>
<b>5.3    DIAGRAMACION DEL BALANCE .....</b>	<b>92</b>
<b>5.4    CALCULOS REALIZADOS.....</b>	<b>95</b>
<b>5.5    CONCLUSIONES .....</b>	<b>102</b>
<b>CAPITULO VI .....</b>	<b>103</b>
<b>DISEÑO DE EQUIPOS .....</b>	<b>103</b>
<b>6    INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>104</b>
<b>6.1    DISEÑO DE REACTOR CSRT.....</b>	<b>105</b>
6.1.1    DETERMINACION DE VOLUMEN DEL REACTOR.....	105
6.1.2    DISEÑO DE BAFLES.....	106
6.1.3    DISEÑO DE AGITADOR.....	107
6.1.4    DISEÑO DE MOTOR AGITADOR .....	107
<b>6.2    DISEÑO MECANICO.....</b>	<b>109</b>
<b>6.2.1    CALCULO DE ESPESORES .....</b>	<b>109</b>
6.2.1.1    CARCASA.....	109
6.2.1.2    CABEZAL INFERIOR .....	111
6.2.1.3    CABEZAL SUPERIOR.....	112
6.2.2    NOZLES O BOQUILLAS .....	112
6.2.2.1    TAPA DE MANHOLE.....	113
6.2.3    ANÁLISIS DE ESFUERZOS AXIALES.....	114
6.2.3.1    ESFUERZOS POR PRESIÓN DE OPERACIÓN .....	114
6.2.3.2    ESFUERZOS POR CARGAS MUERTAS .....	116
6.2.3.2.1    CARCASA .....	116
6.2.3.2.2    CABEZAL .....	116
6.2.3.2.3    MOTOR DEL AGITADOR .....	117
6.2.3.2.4    LÍQUIDO.....	118
6.2.3.2.5    ESFUERZO GENERADO POR CARGAS MUERTAS .....	118
6.2.3.3    ESFUERZO GENERADO POR VIENTO .....	118
6.2.3.4    ESFUERZOS GENERADOS POR SISMO .....	120
6.2.3.5    DETERMINACION DE ESFUERZO CONTROLANTE.....	121
6.2.3.6    ANALISIS DE ESFUERZOS COMBINADOS.....	122
6.2.3.6.1    LADO TENSION.....	122

6.2.3.6.2	LADO COMPRESIÓN .....	124
6.2.4	DISEÑO DE SOPORTE .....	127
6.2.4.1	CRITERIO DE DISEÑO .....	128
6.2.4.2	VERIFICACION DE RESTRICCIONES.....	129
6.2.4.3	DETERMINACIÓN DE MOMENTO CONTROLANTE .....	130
<b>CAPITULO VII</b>	<b>.....</b>	<b>132</b>
<b>ANÁLISIS ECONÓMICO</b>	<b>.....</b>	<b>132</b>
7	INTRODUCCIÓN .....	133
7.1	COSTO EQUIPOS .....	134
7.2	CALCULO DE CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN .....	135
7.2.1	CAPITAL FIJO .....	135
7.3	COSTO OPERACIONAL.....	137
7.4	INGRESO Y AHORRO .....	138
7.5	TASAS .....	139
7.6	FLUJO DE CAJA.....	139
7.6.1	FLUJO DE CAJA CON CAPITAL PROPIO .....	141
7.6.2	FLUJO DE CAJA CON DOS TERCIOS DE CAPITAL PROPIO. ....	142
7.6.3	FLUJO DE CAJA CON CINCUENTA POR CIENTO DE CAPITAL PROPIO. ....	143
7.6.4	FLUJO DE CAJA CON DIEZ POR CIENTO DE CAPITAL PROPIO. ....	144
7.7	CONCLUSIONES .....	145
<b>CAPITULO VIII</b>	<b>.....</b>	<b>146</b>
<b>CONCLUSIONES</b>	<b>.....</b>	<b>146</b>
8	CONCLUSIONES .....	147
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>.....</b>	<b>148</b>
LIBROS.....	.....	149
APUNTES .....	.....	149
PAPERS .....	.....	149
<b>ANEXO A</b> .....	.....	<b>150</b>
<b>ANEXO A</b> .....	.....	<b>157</b>

# ÍNDICE DE FIGURAS, TABLAS Y GRAFICOS

## ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1: MAPA DE LA UBICACIÓN DE LA PLANTA DE BENEFICIOS DE MINERA FLORIDA LTDA. ....	3
FIGURA 2: ETAPA DE CHANCADO, PLANTA DE BENEFICIOS MINERA FLORIDA LTDA. ....	7
FIGURA 3: ETAPA DE MOLIENDA, FLOTACIÓN, PLANTA DE BENEFICIOS, MINERA FLORIDA LTDA. ....	8
FIGURA 4: ETAPA DE PRODUCCIÓN DE METAL DORÉ.....	11
FIGURA 5: EQUILIBRIO DE CN <sup>-</sup> /HCN VERSUS PH. ....	45
FIGURA 6: EFECTO DEL PH EN LA DEGRADACIÓN DE CIANURO.....	45
FIGURA 7: EFECTO DEL COBRE EN LA DEGRADACIÓN DE CIANURO.....	48
FIGURA 8: ESQUEMA DE PRUEBAS DE DOS ETAPAS CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.....	77
FIGURA 9: CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA DEL PROCESO. ....	94
FIGURA 10: FOTOGRAFÍA DE ÁNODOS Y CÁTODO, UTILIZADOS EN PRUEBAS DE LABORATORIO DE ELECTRO-OBTENCIÓN .....	158
FIGURA 11: FLUJO DE CAJA CON CAPITAL PROPIO Y VALORES DE VAN Y TIR. ....	159
FIGURA 12: FLUJO DE CAJA CON DOS TERCIOS DE CAPITAL PROPIO Y VALORES DE VAN Y TIR.....	160
FIGURA 13: FLUJO DE CAJA CON CINCUENTA POR CIENTO DE CAPITAL PROPIO Y VALORES DE VAN Y TIR.....	161
FIGURA 14: FLUJO DE CAJA CON DIEZ POR CIENTO DE CAPITAL PROPIO Y VALORES DE VAN Y TIR. ....	162

## ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1: EQUIPOS UTILIZADOS EN FAENA MINA.	6
TABLA 2: RANGOS ESPERADOS DE PRODUCCIÓN PARA LOS DISTINTOS PRODUCTOS	10
TABLA 3: EQUIPOS PRINCIPALES PLANTA LIXIVIACIÓN DE CONCENTRADO.	10
TABLA 4: PORCENTAJES NORMALIZADOS DE RECUPERACIÓN EN ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN, PARA EL PERIODO ENERO 2006 JUNIO 2007.	30
TABLA 5: PRODUCCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DE METAL DORÉ ENTRE JULIO 2006 Y JULIO 2007	37
TABLA 6: MASAS INICIALES, FINALES Y PORCENTAJE PRECIPITADO DE CADA METAL.	61
TABLA 7: MASAS INICIALES, FINALES Y PORCENTAJE PRECIPITADO DE CADA METAL.	63
TABLA 8: RESUMEN PRUEBAS N°3, 4, 5 Y 6.	65
TABLA 9: MASAS INICIALES Y FINALES DE PRUEBA REALIZADA EN PLANTA PILOTO.	68
TABLA 10: RESUMEN PRUEBAS UNA ETAPA CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO	73
TABLA 11: MASAS INICIALES Y FINALES DE PRUEBA N° 11 DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	75
TABLA 12: RESUMEN PRUEBAS DE DOS ETAPAS CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	78
TABLA 13: PORCENTAJE DE METAL PRECIPITADO EN PRUEBA N°4 Y N°13.	80
TABLA 14: RESUMEN DE PRUEBAS DE ELECTRO-OBTENCIÓN REALIZADAS EN LABORATORIO.	83
TABLA 15: CARACTERIZACIÓN DE SOLUCIÓN DE ENTRADA.	90
TABLA 16: PESO MOLECULAR Y CÁLCULO DE MOLES.	95
TABLA 17: CÁLCULO DE ESPECIES DE ENTRADA Y SALIDA PARA LA PRECIPITACIÓN DE ZINC	96
TABLA 18: CÁLCULO DE ESPECIES DE ENTRADA Y SALIDA PARA LA PRECIPITACIÓN DE PLOMO.	96
TABLA 19: CÁLCULO DE ESPECIES DE ENTRADA Y SALIDA PARA LA PRECIPITACIÓN DE COBRE.	96
TABLA 20: CÁLCULO DE ESPECIES DE ENTRADA Y SALIDA PARA LA DEGRADACIÓN DE CIANURO.	98
TABLA 21: CÁLCULO DE ESPECIES DE ENTRADA Y SALIDA PARA LA AUTODEGRADACIÓN DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	98
TABLA 22: MOLES, PESO MOLECULAR Y MASA POR ESPECIE DE CORRIENTE N°1.	99
TABLA 23: MOLES, PESO MOLECULAR Y MASA POR ESPECIE DE CORRIENTE N°2.	99
TABLA 24: MOLES, PESO MOLECULAR Y MASA POR ESPECIE DE CORRIENTE N°3.	99
TABLA 25: MOLES, PESO MOLECULAR Y MASA POR ESPECIE DE CORRIENTE N°4.	100
TABLA 26: MOLES, PESO MOLECULAR Y MASA POR ESPECIE DE CORRIENTE N°5.	100

## Índice de Tablas y Figuras.

---

TABLA 27: MASA TOTAL DE CADA CORRIENTE Y MASAS TOTALES DE ENTRADA Y SALIDA.	100
TABLA 28: PROPIEDADES DE ACERO SS316.	109
TABLA 29: VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA DISEÑO DE BOQUILLAS.	112
TABLA 30: RESUMEN DE ESPESORES DE BOQUILLAS.	114
TABLA 31 DIMENSIONES DEL REACTOR.	114
TABLA 32: ESPESORES Y DENSIDADES DE CARCASA Y CABEZAL.	114
TABLA 33: PRESIÓN DE OPERACIÓN DEL REACTOR.	114
TABLA 34: FACTORES SÍSMICOS TÍPICOS POR ZONA Y PERIODO DE OSCILACIÓN.	121
TABLA 35: VALORES ESTIMADOS DE EQUIPOS.	134
TABLA 36: VOLÚMENES USADOS Y DATOS DE INTERÉS PRUEBA N°1	151
TABLA 37: CARACTERIZACIÓN DE SOLUCIÓN RICA Y COMPORTAMIENTO DE PH A LO LARGO DE PRUEBA N°1.	151
TABLA 38: VARIACIÓN DE ORP Y TEMPERATURA A LO LARGO DE PRUEBA N°1.	151
TABLA 39: VOLÚMENES USADOS Y DATOS DE INTERÉS PRUEBA N°2	152
TABLA 40: CARACTERIZACIÓN DE SOLUCIÓN RICA Y COMPORTAMIENTO DE PH A LO LARGO DE PRUEBA N°2.	152
TABLA 41: VARIACIÓN DE ORP Y TEMPERATURA A LO LARGO DE PRUEBA N°2.	152
TABLA 42: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°3.	153
TABLA 43: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°4.	153
TABLA 44: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°5.	153
TABLA 45: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°6.	153
TABLA 46: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA PLANTA PILOTO	154
TABLA 47: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°1 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	154
TABLA 48: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°2 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	154
TABLA 49: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°3 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	154
TABLA 50: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°4 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	155
TABLA 51: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°5 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	155
TABLA 52: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°6 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	155
TABLA 53: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°7 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	155



TABLA 54: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°8 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	156
TABLA 55: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°9 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	156
TABLA 56: SEGUIMIENTO DE VARIABLES EN PRUEBA N°10 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.	156

## INDICE DE GRAFICOS

GRÁFICO 1: COMPORTAMIENTO DE EL ORO EN SOLUCIÓN RICA, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	18
GRÁFICO 2: COMPORTAMIENTO DE LA PLATA EN SOLUCIÓN RICA, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	19
GRÁFICO 3: COMPORTAMIENTO DEL COBRE EN SOLUCIÓN RICA, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	20
GRÁFICO 4: COMPORTAMIENTO DE EL ZINC EN SOLUCIÓN RICA, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	21
GRÁFICO 5: COMPORTAMIENTO DEL PLOMO EN SOLUCIÓN RICA, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	22
GRÁFICO 6: COMPORTAMIENTO DEL ORO EN SOLUCIÓN POBRE, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	25
GRÁFICO 7: COMPORTAMIENTO DEL PLATA EN SOLUCIÓN POBRE, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	26
GRÁFICO 8: COMPORTAMIENTO DEL COBRE EN SOLUCIÓN POBRE, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	27
GRÁFICO 9: COMPORTAMIENTO DEL ZINC EN SOLUCIÓN POBRE, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	28
GRÁFICO 10: COMPORTAMIENTO DEL ZINC EN SOLUCIÓN POBRE, ENTRE ENERO 2006 Y JUNIO 2007.....	29
GRÁFICO 11: PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN PARA EL ORO EN LA ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN, ENTRE ENERO DEL 2006 Y JUNIO DEL 2007. ....	31
GRÁFICO 12: PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN PARA LA PLATA EN LA ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN, ENTRE ENERO DEL 2006 Y JUNIO DEL 2007. ....	32
GRÁFICO 13: PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN PARA EL COBRE EN LA ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN, ENTRE ENERO DEL 2006 Y JUNIO DEL 2007. ....	33
GRÁFICO 14: PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN PARA EL ZINC EN LA ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN, ENTRE ENERO DEL 2006 Y JUNIO DEL 2007. ....	34

GRÁFICO 15: PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN PARA EL PLOMO EN LA ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN, ENTRE ENERO DEL 2006 Y JUNIO DEL 2007. ....	35
GRÁFICO 16: COMPOSICIÓN DE ORO Y PLATA EN METAL DORÉ, PERIODO JULIO 2006 JULIO 2007.....	38
GRÁFICO 17: COMPOSICIÓN DE COBRE, ZINC Y PLOMO EN METAL DORÉ PARA EL PERIODO JULIO 2006 JULIO 2007.....	39
GRÁFICO 18: PORCENTAJE DE METALES PRECIPITADOS EN PRUEBA.....	60
GRÁFICO 19: PORCENTAJE DE METALES PRECIPITADOS EN PRUEBA N°2.....	62
GRÁFICO 20: PORCENTAJE DE METAL PRECIPITADO EN PRUEBAS N° 3, 4, 5, Y 6. ....	65
GRÁFICO 21: PORCENTAJE DE METALES PRECIPITADOS EN PRUEBA PLANTA PILOTO. ....	68
GRÁFICO 22: PORCENTAJE DE METAL PRECIPITADO CONTRA RELACIÓN PERÓXIDO/CIANURO ADICIONADO.....	73
GRÁFICO 23: PORCENTAJE DE METAL PRECIPITADO PRUEBA N°11 CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO. ....	75
GRÁFICO 24: PORCENTAJE DE ORO Y PLATA PRECIPITADO EN PRUEBAS DE DOS ETAPAS DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.....	79
GRÁFICO 25: PORCENTAJE DE COBRE, ZINC Y PLOMO PRECIPITADO EN PRUEBAS DE DOS ETAPAS DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO.....	79
GRÁFICO 26: PORCENTAJE DE METALES PRECIPITADOS EN PRUEBA N° 4 Y N° 13. ....	81
GRÁFICO 28: ANÁLISIS DE ESFUERZOS, LADO TENSIÓN.....	124
GRÁFICO 29: ANÁLISIS DE ESFUERZOS, LADO COMPRESIÓN.....	127

# **CAPITULO I**

# **ANTECEDENTES MINERA FLORIDA**

# **LTDA.**

## 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.

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.

El proceso para obtener el Metal Doré consiste en los Procesos de Chancado, Molienda, Flotación, Lixiviación, Electro-obtención y Fundición; los que son llevados a cabo en la “Planta de Beneficios” de la empresa.

Luego de las etapas de chancado, molienda y flotación, el proceso de lixiviación genera un promedio de 11 m<sup>3</sup>/hora de Solución Rica, que contiene oro, plata, cobre, plomo, cadmio y zinc. La solución rica es filtrada, calentada y enviada al proceso de electro-obtención de metales preciosos.

En 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. Se cree que la aplicación de una etapa de remoción de metales pesados, por medio de una precipitación selectiva de metales en la solución rica, antes de la etapa de electro-obtención, permitiría operar este proceso en forma más estable y con un menor consumo eléctrico, así como una producción de Metal Doré de mayor pureza.

## 1.1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

### 1.1.1 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 San Francisco de 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.



Figura 1: Mapa de la ubicación de la planta de beneficios de Minera Florida Ltda.

## 1.1.2 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 Zinc para resolver los problemas de impurezas de plomo y zinc contenidos en los concentrados de oro, que hacían difícil su comercialización. El producto final es de 750 kilogramos al

mes de Metal Doré con 20% de oro y 78% de plata y un concentrado de zinc con una ley de 55%. El Metal Doré se vende a nivel nacional e internacional y el concentrado de zinc se exporta a Asia.

## **1.2 PROCESO PRODUCTIVO**

### **1.2.1 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 zinc, plomo y cobre.

Estos yacimientos han sido clasificados como epitermales de baja sulfidación, 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 NO – SE (fallas tensionales).

### **1.2.2 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-120E y camiones de carretera de 24 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.

Para lo expuesto anteriormente son utilizados los siguientes equipos.

### **EQUIPOS MÓVILES MINERA FLORIDA 30-04-2007**

<b>Item</b>	<b>Tipo de Equipo</b>	<b>Marca</b>	<b>Modelo</b>	<b>Año</b>	<b>ESTADO</b>
1	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Boomer H-126	1989	STAND-BY
2	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Boomer H-104	1998	STAND-BY
3	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Simba H-254	1999	
4	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Boomer H-281	1999	
5	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Boomer 281	2000	
6	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Simba H-157	1998	
7	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Simba H-1254	2003	
8	D.T.H.	Drillco	Minidrill	1996	STAND-BY
9	Scoop	Wagner	ST-2D	1994	
11	Scoop	Wagner	ST-3.5	1999	
12	Scoop	Wagner	ST-3.5	2000	
13	Scoop	Wagner	ST-710	2004	
22	Cargador Frontal Volvo, amarillo	VOLVO	L120E	2007	
23	Cargador Frontal Volvo, amarillo	VOLVO	L120E	2007	
24	Scoop	Wagner	ST-710	2006	
25	Scoop	Wagner	ST-710	2007	
26	Scoop	Wagner	ST-710	2007	
27	Jumbo Electro-Hidráulico	Atlas Copco	Rocket Boomer H-281	2007	
29	Acuñador	Bell	Bell 3 220A	2004	

Tabla 1: Equipos Utilizados en Faena Mina.

### **1.2.3 ETAPAS DE CHANCADO, MOLIENDA Y FLOTACIÓN.**

La Planta de Minera Florida Ltda., en una primera etapa, es alimentada con el mineral proveniente desde la mina, el que es transportado por medio de camiones al chancado primario, que tiene por equipo principal un Chancador modelo Jaw Master.

Una vez reducido de tamaño, el mineral es llevado a través de correas transportadoras hacia una primera etapa de clasificación, compuesta por un



harnero doble deck con mallas 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, el cual se alimenta con el mineral sobretamaño proveniente del chancado secundario, Modelo H-4000 tipo Hidrocono, a un doble de harneros, también doble deck, cuya malla de corte superior es de poliuretano de 10mm. El producto de estos harneros reúne las condiciones para pasar a la siguiente etapa.

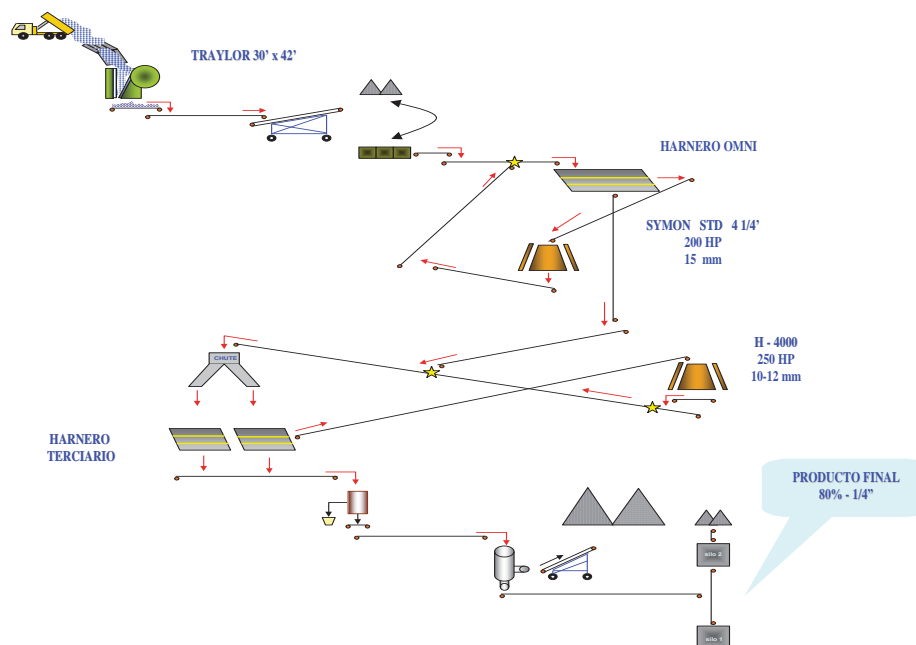


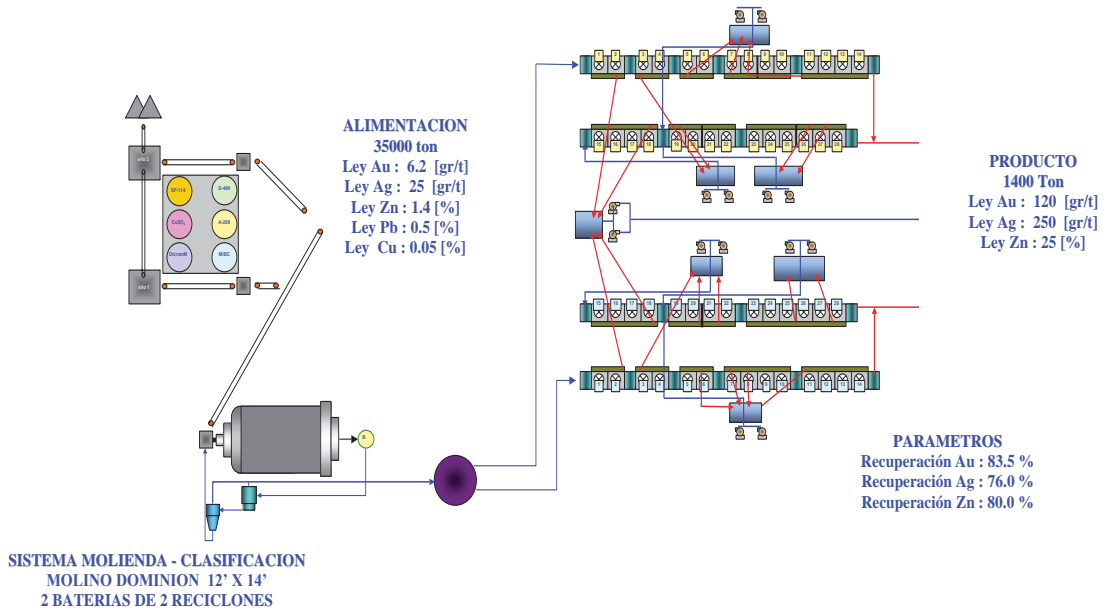
Figura 2: Etapa de Chancado, Planta de Beneficios Minera Florida Ltda.

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.

El molino tiene una capacidad de tratamiento aproximada de 1200 t/d, 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 que sale del molino es enviada hacia dos ciclones de doble efecto, el primero un ciclón plano, clasifica el mineral, saliendo 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. El segundo, un ciclón cónico, 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 y Ag, los cuales son, AF-208 (colector), SF-114 (colector) y DF-400 (espumante), luego esta pulpa pasa a los dos bancos de 28 celdas cada uno divididos en 14 Rougher, 4 Cleaner, 4 Recleaner y 6 Scavenger. El concentrado que sale de la Flotación pasa al proceso de Lixiviación y las colas agotadas son enviadas hacia el tranque de relaves



ubicado al norte de la planta.

Figura 3: Etapa de Molienda, Flotación, Planta de Beneficios, Minera Florida Ltda.

#### **1.2.4 ETAPA DE LIXIVIACIÓN DE CONCENTRADO.**

Una segunda etapa, consiste en la Lixiviación de Concentrado y una Concentradora de Zinc, que incluye: 6 estanques de lixiviación y una sala de oro, 4 celdas electrolítica, 1 filtro clarificador, 1 filtro prensa, 1 horno de retorta y 1 horno de fusión.

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 zinc, 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 zinc 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 zinc, se comercializa como concentrado de los metales nombrados.

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

Tabla 2: Rangos esperados de producción para los distintos productos

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

<b>Equipos</b>	<b>Año Instalación</b>
6 Estanques Lixiviación 50 m <sup>3</sup> c/u	2001 / 2007
2 Estanques Lixiviación 50 m <sup>3</sup> c/u	2007
2 Estanques Lixiviación 100 m <sup>3</sup> c/u	2007
5 celdas de electrolítica Summit Valley 125	2000 / 2010
1 Filtro Larox Scheibler 30 m <sup>2</sup>	
Horno de retorta Summit Valley 12MR1LPG	2000
Horno Fusión IF-130	
Horno de fusión Summit Valley T-200	2000

Tabla 3: Equipos Principales Planta Lixiviación de Concentrado.

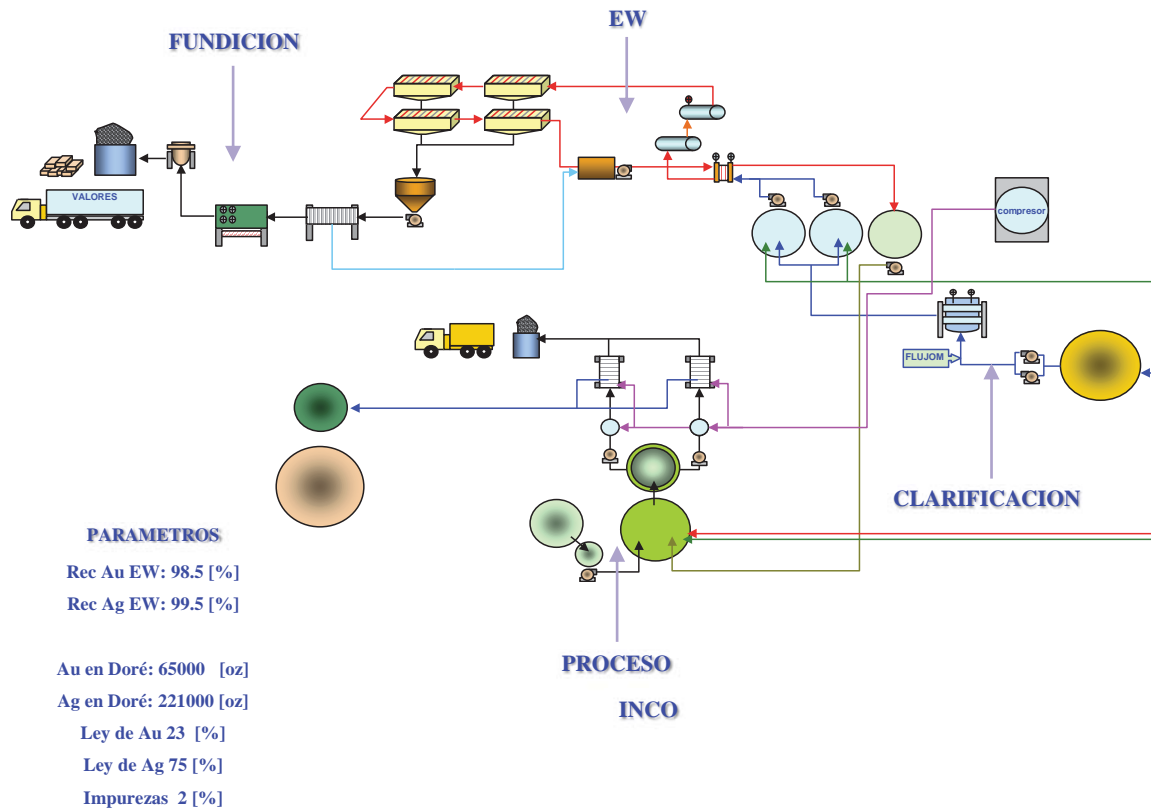


Figura 4: Etapa de Producción de Metal Doré.

### **1.2.5 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 presente año. Por otra parte, existe superficie de propiedad de la Compañía en donde actualmente se termina la construcción de un nuevo tranque adosado.

### **1.2.6 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 l/s, 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 l/s, y superficiales por 100 l/s, aprobados por la Dirección General de Aguas entre los años 1987 y 1989.

### **1.2.7 ENERGÍA ELECTRICA**

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.).

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

# **CAPITULO II**

## **PRESENCIA DE METALES EN SOLUCIÓN**



## 2. INTRODUCCIÓN.

Los procesos de lixiviación son de uso común en la industria metalúrgica. Los metales útiles suelen encontrarse en mezclas con grandes cantidades de constituyentes indeseables, y la lixiviación permite extraerlos en forma de sales solubles.

La lixiviación de oro y plata, se basa en el uso de una solución acuosa de cianuro de sodio (NaCN), que es adicionada a la pulpa mineral más la inyección de oxígeno y agitación de esta mezcla, lo que produce complejos cianurados de oro y plata durante el contacto entre el mineral y la solución de lixiviación.

La solución obtenida luego del proceso de lixiviación, contiene oro y plata como sales solubles. Así como impurezas indeseables que también han sido lixiviados desde la pulpa mineral.

Los minerales tomados en consideración, para esta memoria de título son:

- Oro
- Plata
- Cobre
- Zinc
- Plomo

Los metales antes mencionados se encuentran como complejos cianurados solubles en la corriente lixiviada, también llamada solución rica, ya que esta se encuentra cargada de oro y plata.

La cantidad de metales indeseados dentro de la solución rica, afecta la óptima operación de la siguiente etapa en el proceso, que es la etapa de electro-obtención en la que son recuperados los metales de interés de forma de barro catódico, los que a su vez son utilizados en el retorteo y fundición para la producción de Metal Doré.

Se analizó la presencia de metales en la solución lixiviada, solución rica, y en la solución de salida de él proceso de electro-obtención, sea esta la llamada solución pobre. Así como la recuperación e incidencia de los metales no deseados en la etapa de electro-obtención.

## **2.1 SOLUCIÓN RICA**

La solución rica, luego del proceso de lixiviación y un posterior filtrado, queda acondicionada para ingresar a la etapa de electro-obtención. El periodo que se reviso fue desde enero del 2006 hasta junio del 2007.

Los análisis de metales fueron realizados en los laboratorios de Minera Florida Ltda. los valores entregados corresponden a las leyes de cada mineral, entregados en ppm (partes por millón).

### 2.1.1 ORO

El oro se encuentra cómo un complejo metálico soluble en la solución rica, este forma un compuesto estable y usualmente es de la siguiente forma:  $Au(CN)_2^-$ . Este metal se busca recuperar en la posterior etapa de electro-obtención para la posterior producción de Metal Doré.

Se aprecia a continuación de manera gráfica el comportamiento del oro en la solución rica en Gráfico 1, que abarca el periodo desde enero del 2006 hasta junio del 2007.

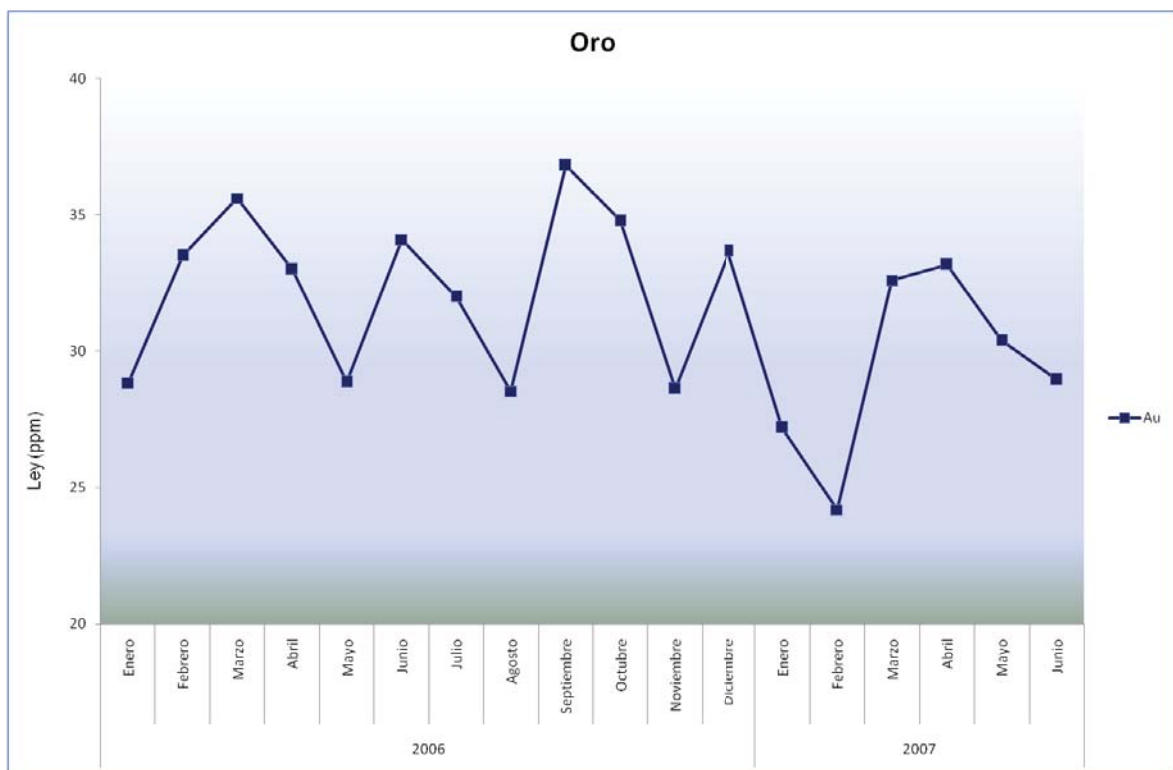


Gráfico 1: Comportamiento de el Oro en solución rica, entre Enero 2006 y Junio 2007

Es posible apreciar de Gráfico 1 , que el oro muestra un comportamiento cíclico, pero no de manera estable, el valor máximo es de 36,82 ppm, el mes de septiembre del 2006 y el mínimo de 24,18 ppm el mes de Febrero del 2007 debido a la variabilidad de la cantidad de oro presente en la solución rica, la

etapa de electro-obtención tiene que estar ajustando los parámetros operacionales en función de este y otros metales.

### 2.1.2 PLATA

La plata presente en la solución rica también se encuentra en forma de complejo metálico soluble, comúnmente de la siguiente forma  $Ag(CN)_2^-$ . Al igual que el oro, se busca recuperar la plata en el posterior proceso de electro-obtención.

El comportamiento de la plata en la solución rica, a lo largo del periodo antes mencionado, se muestra en Gráfico 2.

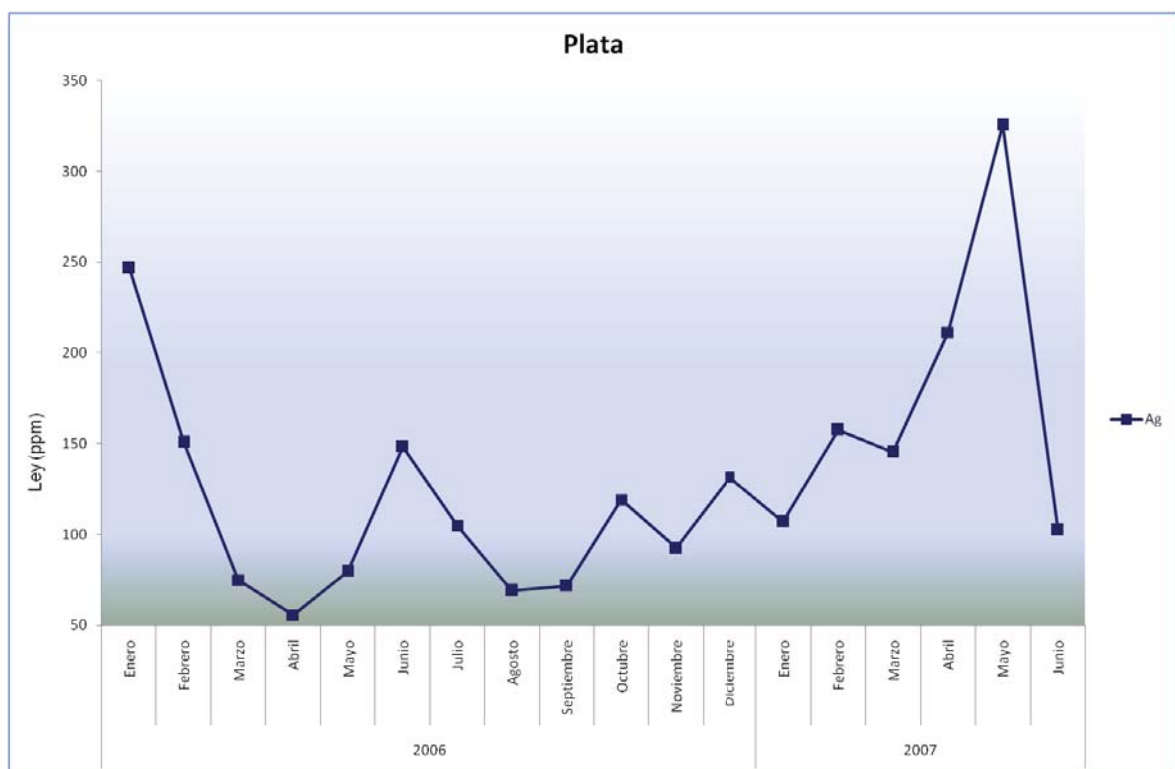


Gráfico 2: Comportamiento de la Plata en solución rica, entre Enero 2006 y Junio 2007

De Gráfico 2, se aprecia una tendencia al alza de la concentración pero al final del periodo de medición se muestra una fuerte caída en los valores de esta.

Como se mencionó anteriormente la variación de la cantidad de plata presente en la solución rica, hace que la etapa de electro-obtención tenga que ajustarse a las alzas y bajas de esta para lograr una buena recuperación de este metal. Los valores máximos y mínimos son de 325,48 y 55,41 los meses de Mayo del 2007 y Abril del 2006 respectivamente.

### 2.1.3 COBRE

El cobre se presenta en solución como un complejo de cianuro soluble, presente en solución de la siguiente forma  $Cu(CN)_3^{-2}$ .

A continuación se entrega el comportamiento del cobre durante el periodo Enero 2006 y Junio 2007, en Gráfico 3.

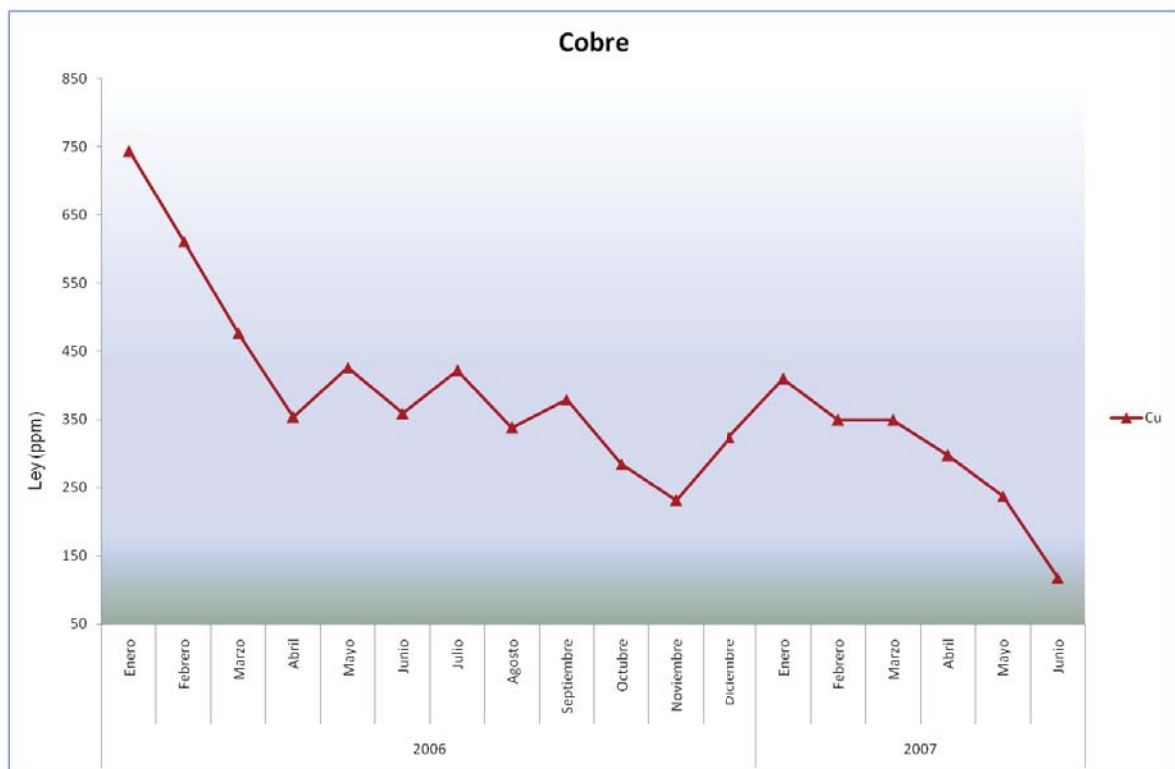


Gráfico 3: Comportamiento del Cobre en solución rica, entre Enero 2006 y Junio 2007

Se aprecia del Gráfico 3 una tendencia a la baja de la cantidad de cobre presente en solución, alcanzando un valor máximo de 743,59 en Enero del 2006 y un mínimo de 117,52 en junio del 2007.

La presencia de cobre en la etapa de electro-obtención, afecta en la producción del producto final, ya que este pasa a formar parte del barro catódico y en la etapa de retorteo y fundición es casi imposible eliminarlo.

### 2.1.4 ZINC

El zinc se encuentra presente como un complejo de cianuro soluble de la siguiente forma  $Zn(CN)_4^{-2}$ . Se muestra el comportamiento del zinc en Gráfico 4, que se muestra a continuación.

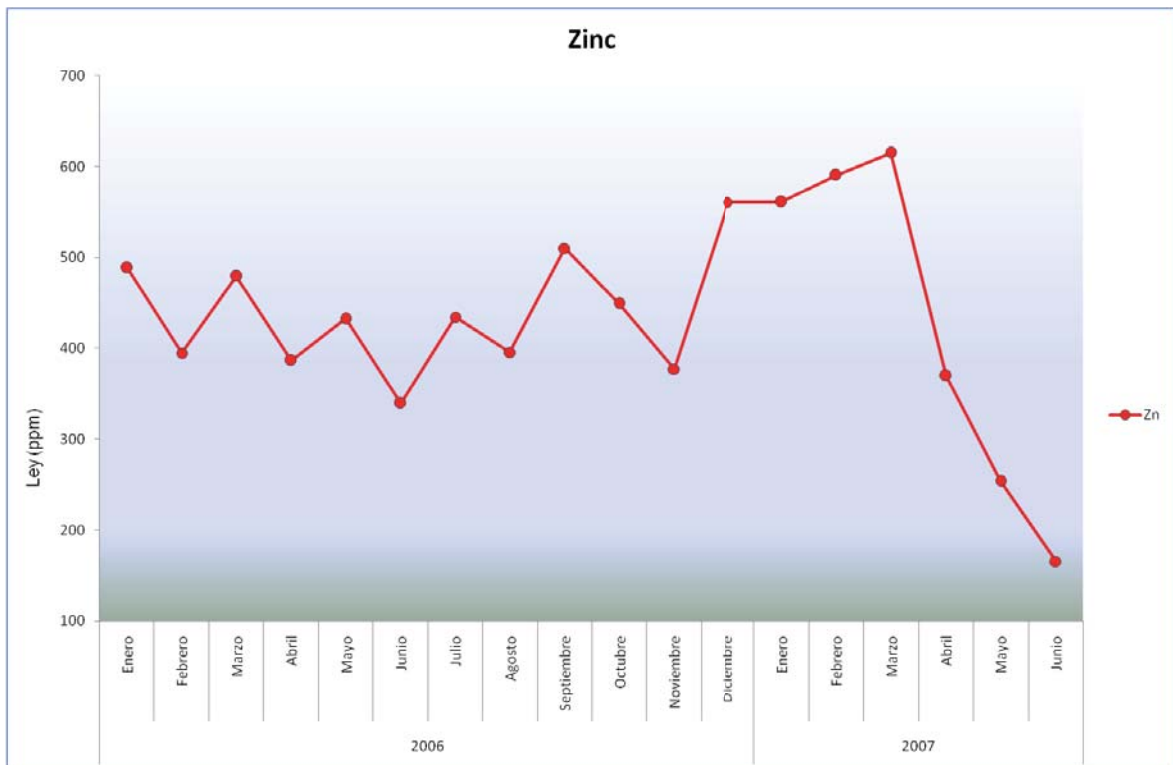


Gráfico 4: Comportamiento de el Zinc en solución rica, entre Enero 2006 y Junio 2007

Del Gráfico 4 se aprecia que el zinc muestra una tendencia al alza, en casi todo el período de estudio, pero en los últimos meses se aprecia una baja considerable en la cantidad de éste presente en la solución rica. Máxima alcanzada es de 614,87ppm en Marzo del 2007 y la mínima es de 165,61 ppm en junio del 2007. El caso del zinc tiene poca incidencia en la etapa de electro-obtención, ya que su recuperación es baja, y lo que pasa al barro catódico es factible eliminarlo por medio de la etapa de retorteo y fundición.

### 2.1.5 PLOMO

El plomo se presenta en la solución rica como un complejo de cianuro soluble, de la siguiente forma  $Pb(CN)_2$ . En Gráfico 5 se muestra el comportamiento que presentó el plomo.

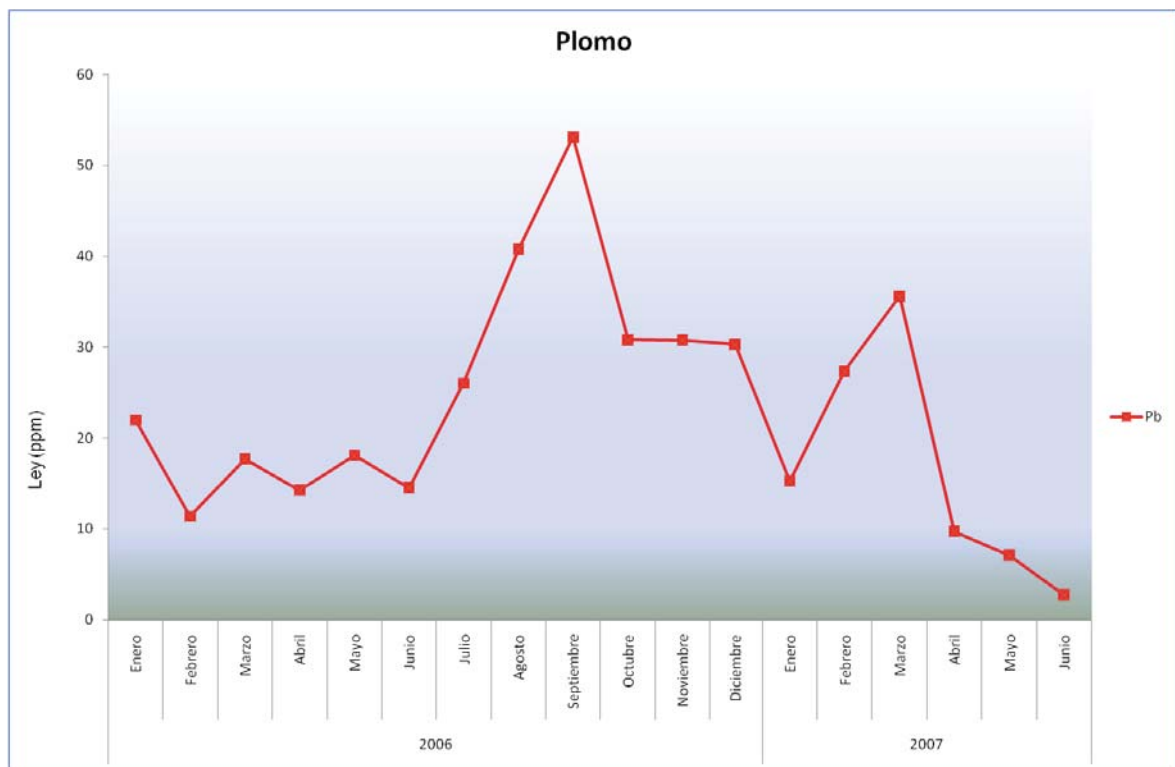


Gráfico 5: Comportamiento del Plomo en solución rica, entre Enero 2006 y Junio 2007



Se observa de Gráfico 5 , un comportamiento irregular en el plomo a lo largo del periodo estudiado, encontrándose el valor mínimo en 2,70 ppm y el valor máximo en 53,11 ppm, con un valor promedio de 22,67 ppm de plomo, entre Enero del 2006 y Junio del 2007.

## **2.2 SOLUCION POBRE**

Llámesese solución pobre a la solución que abandona la etapa de electro-obtención, la que contiene ínfimas cantidades de Oro y Plata presentes en la solución.

Se presenta a continuación la tabla con los valores medidos de oro, plata, cobre, zinc y plomo, desde Enero del 2006 hasta Junio del 2007. Cabe señalar que los valores de metales son entregados como leyes, es decir en ppm (partes por millón) del elemento y la media diaria de finos en el mes.

### 2.2.1 ORO

El oro es casi totalmente recuperado en la etapa de electro-obtención por lo que en la solución pobre su presencia es casi nula, presentándose valores bajo 1 ppm. Como se puede apreciar en Gráfico 6, que se entrega a continuación.

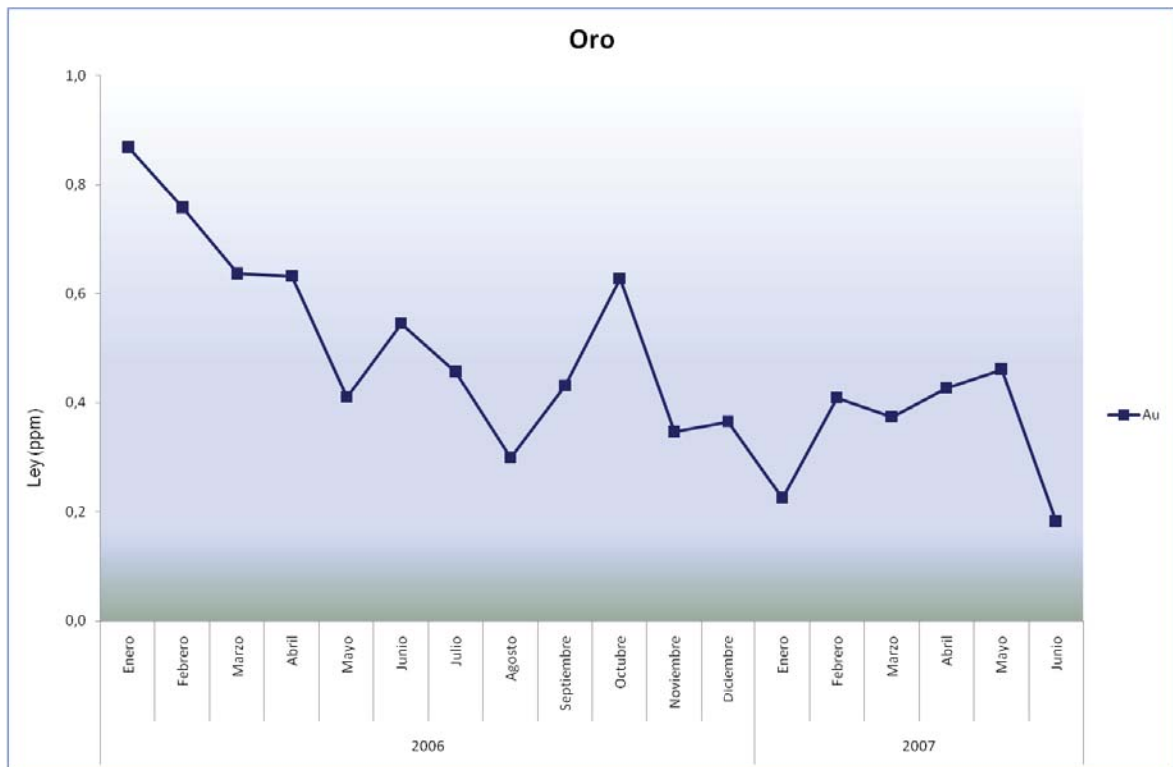


Gráfico 6: Comportamiento del Oro en solución pobre, entre Enero 2006 y Junio 2007.

Se encuentra el valor mínimo de 0,18 ppm en Junio del 2007 y el máximo de 0,87 ppm en Enero del 2006, y un valor promedio de 0,47 ppm de oro. Entre Enero 2006 Junio 2007, se advierte una alta recuperación en la etapa de electro-obtención.

## 2.2.2 PLATA

La plata al igual que el oro es recuperada casi en su totalidad de la solución rica, en la etapa de electro-obtención, se muestra de manera gráfica los valores de plata en la solución pobre en Grafico 7.

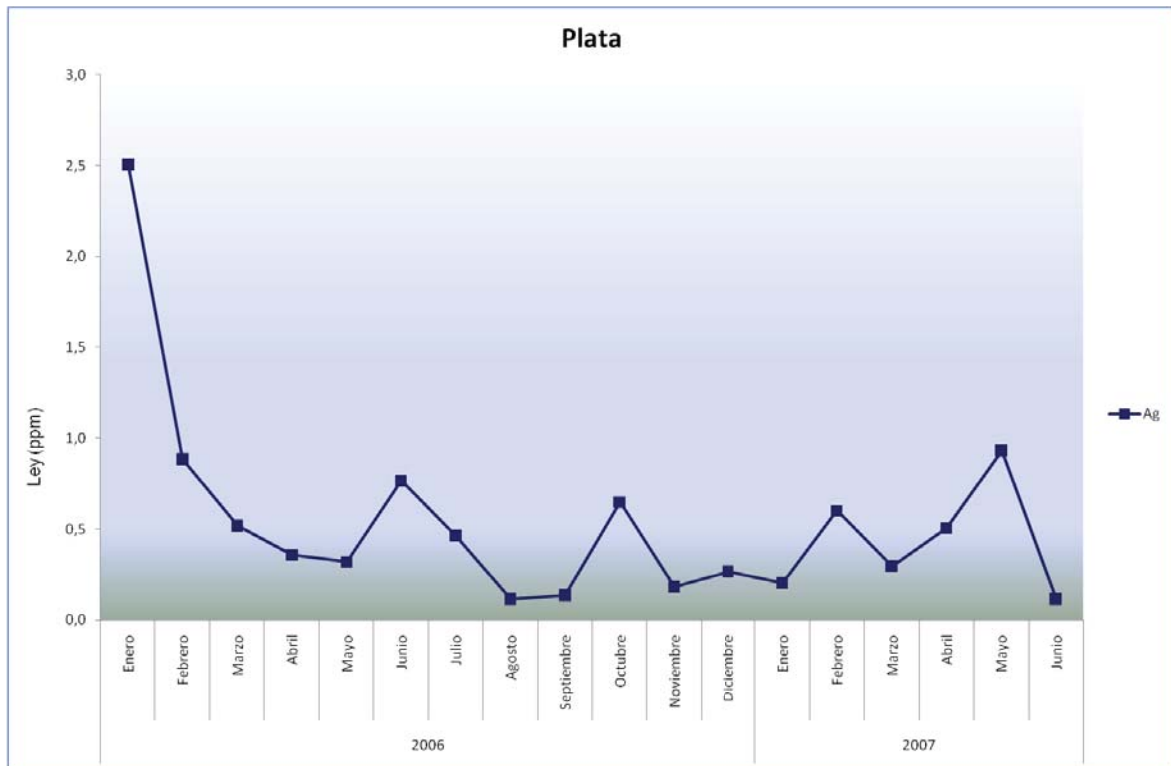


Gráfico 7: Comportamiento del Plata en solución pobre, entre Enero 2006 y Junio 2007.

De Gráfico 7, se aprecia un comportamiento errático de plata en la solución pobre, con muchas alzas y bajas, encontrando un valor mínimo de 0,11 ppm el mes de junio del 2007y un valor máximo de 2,51 ppm en Enero del 2006, con un promedio de 0,47 ppm a lo largo del periodo Enero 2006 Junio 2007.

### 2.2.3 COBRE

Al contrario que la plata y el oro, en la etapa de electro-obtención se busca evitar la recuperación cobre y que este pase a formar parte del barro catódico. Esto debido a que en las etapas de retorte y fundición la eliminación de cobre se ve obstaculizado por la cercanía del punto de fusión del cobre, 1083°C, y el oro, 1064°C. La presencia del cobre en la solución pobre a lo largo del periodo estudiado se muestra a en Grafico 8.

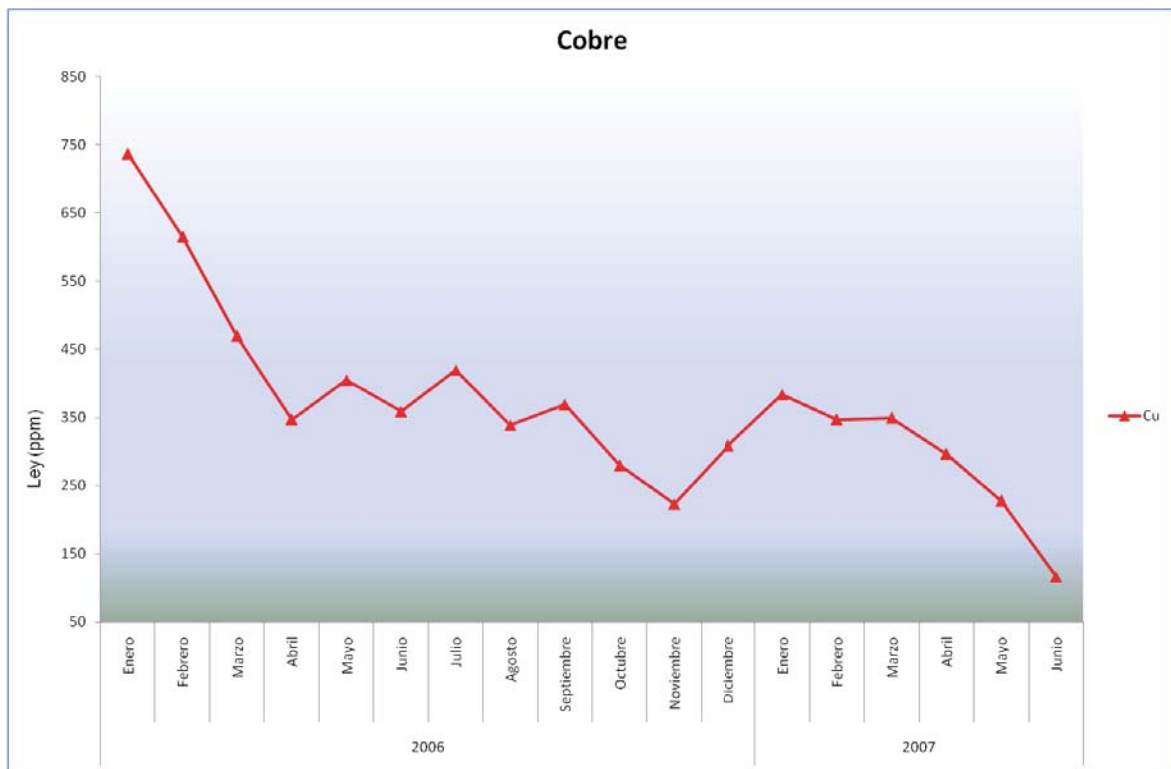


Gráfico 8: Comportamiento del Cobre en solución pobre, entre Enero 2006 y Junio 2007.

Se aprecia del Gráfico 8, un descenso en la cantidad de cobre en la solución pobre al final del periodo de estudio, encontrándose el valor mínimo 116,11 ppm y un valor máximo de 736,5, con promedio de 366,08 ppm entre Enero 2006 y Junio 2007. Se aprecia de tablas 4 y 5, Gráficos 3 y 8 una pobre recuperación de cobre en la etapa de electro-obtención.

### 2.2.4 ZINC

La recuperación de zinc en la etapa de electro-obtención es baja en comparación de lo que ocurre con el oro y la plata. Se muestra a continuación el comportamiento del zinc a lo largo del periodo de medición en la solución pobre de manera gráfica.

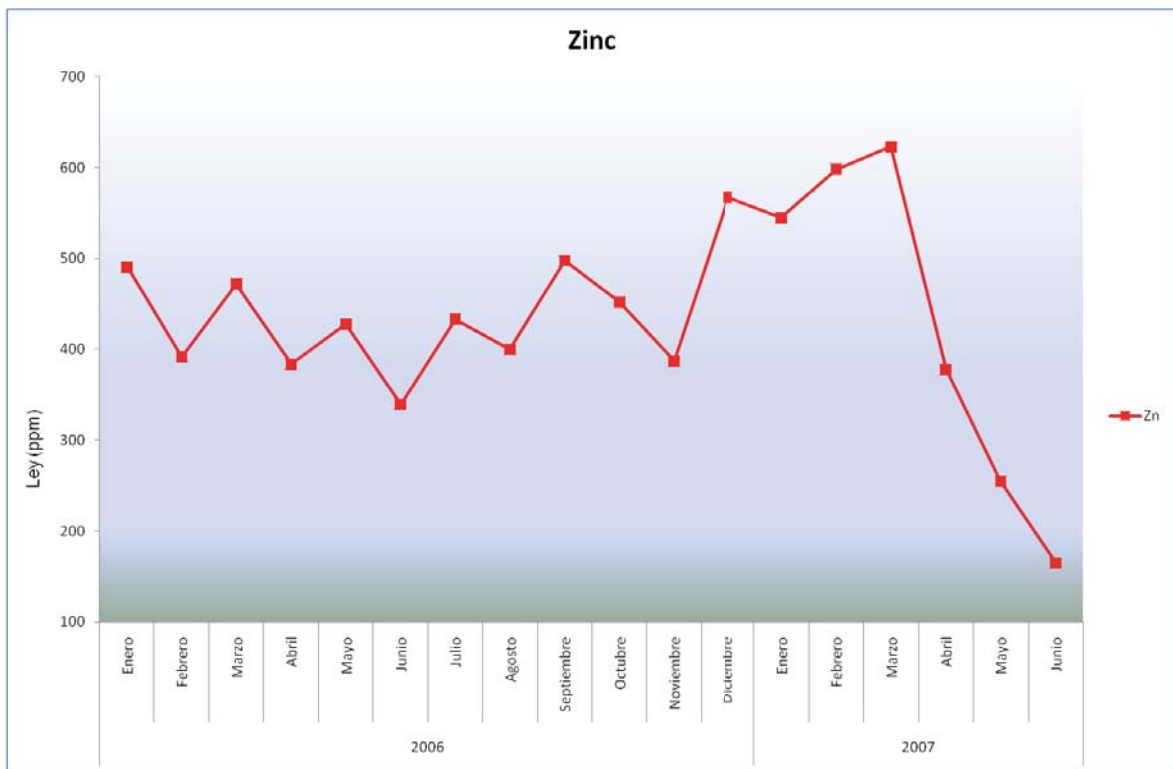


Gráfico 9: Comportamiento del Zinc en solución pobre, entre Enero 2006 y Junio 2007.

Se aprecia de Gráfico 4 y Gráfico 9 que en la etapa de electro-obtención el zinc tiene una baja recuperación lo mismo que el cobre. El zinc muestra una tendencia a la baja al final del periodo de medición al igual que en la solución rica. El valor mínimo es de 164,94 ppm en Junio del 2007, el máximo es de 622,80 ppm en Marzo del 2007 y el promedio del periodo estudiado es de 433,56 ppm.

## 2.2.5 PLOMO

La recuperación de plomo en la etapa de electro-obtención, es alta al igual que el oro y la plata, a continuación se muestra de manera gráfica el comportamiento del plomo en la solución pobre.

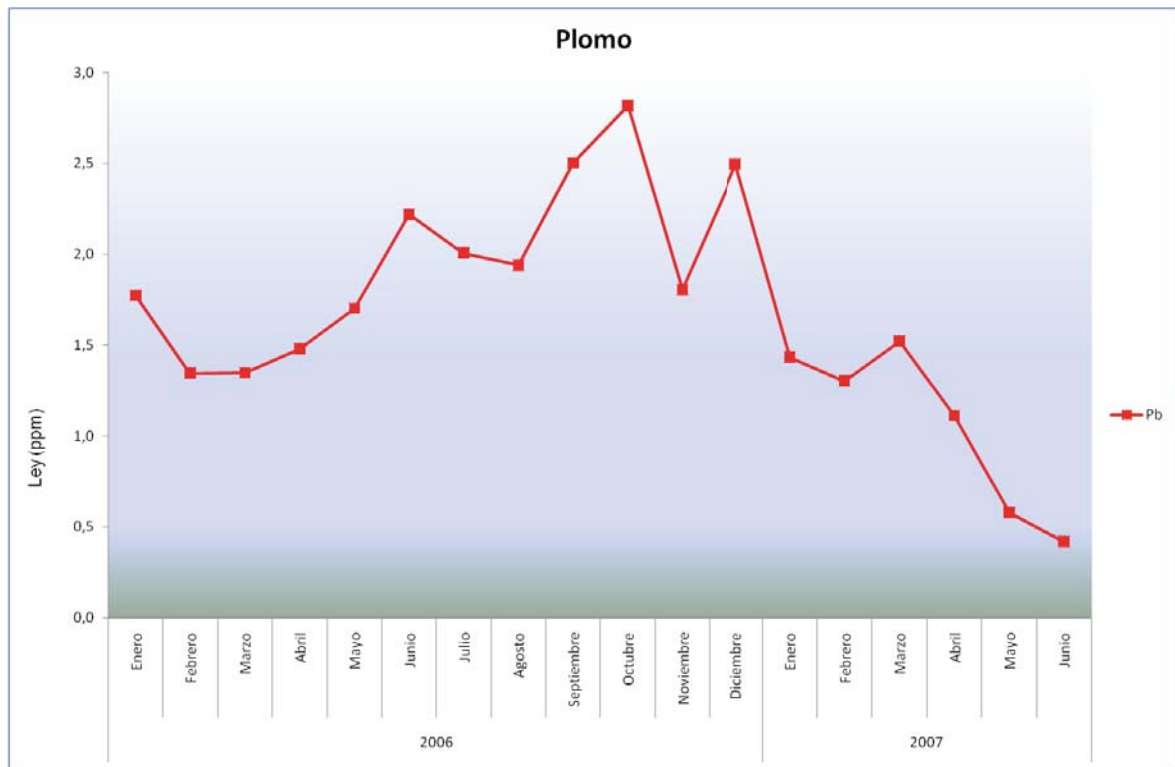


Gráfico 10: Comportamiento del Zinc en solución pobre, entre Enero 2006 y Junio 2007.

El plomo al igual que el zinc puede ser eliminado en las etapas de retorteo y fundición mediante la adición de fundentes, el valor mínimo es de 0,42 ppm en Junio el 2007, el máximo alcanzado es de 2,82 ppm en Octubre del 2006 y el promedio es de 1,66 ppm.

## 2.3 RECUPERACION DE METALES EN ETAPA DE ELECTRO-OBTENCIÓN.

Es de gran importancia entender la tasa de recuperación de metales en esta etapa, ya que antes de este punto será donde se intervendrá la corriente para producir una precipitación selectiva de metales, por lo que fue analizada la recuperación de cada metal para el periodo Enero 2006 Junio 2007.

Como se mencionó anteriormente es de fundamental importancia que la recuperación de cobre sea lo más baja posible, esto debido a que la eliminación una vez que pasa a formar parte del barro catódico es muy baja.

Porcentajes de recuperación para etapa de electro-obtención						
Año	Mes	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
2006	Enero	96,96	98,99	0,34	0,00	87,31
	Febrero	97,80	99,43	0,00	0,69	86,44
	Marzo	98,22	99,29	1,47	1,49	89,81
	Abril	98,06	99,34	1,86	0,75	86,23
	Mayo	98,55	99,57	4,71	0,79	88,20
	Junio	98,36	99,51	0,00	0,06	83,53
	Julio	98,62	99,55	0,10	0,15	89,35
	Agosto	98,94	99,82	0,00	0,00	94,66
	Septiembre	98,86	99,81	2,51	2,10	94,98
	Octubre	98,18	99,50	1,73	0,00	90,83
	Noviembre	98,79	99,78	2,03	0,00	90,99
	Diciembre	98,89	99,80	4,68	0,00	90,31
2007	Enero	99,15	99,80	5,53	2,37	89,28
	Febrero	98,27	99,63	0,82	0,00	93,50
	Marzo	98,74	99,77	0,00	0,00	94,62
	Abril	98,70	99,78	0,87	0,00	82,40
	Mayo	98,56	99,79	3,64	0,00	87,57
	Junio	99,36	99,88	1,18	0,38	78,22

Tabla 4: Porcentajes normalizados de recuperación en etapa de electro-obtención, para el periodo Enero 2006 Junio 2007.

Se muestra a continuación el porcentaje de recuperación para cada metal antes estudiado.



### 2.3.1 ORO

La recuperación de oro se encuentra entre valores de 96,96 % y 99,36 %, teniendo un promedio de 98,50 % de recuperación. A continuación se entrega de manera gráfica el porcentaje de recuperación, en el periodo estudiado.

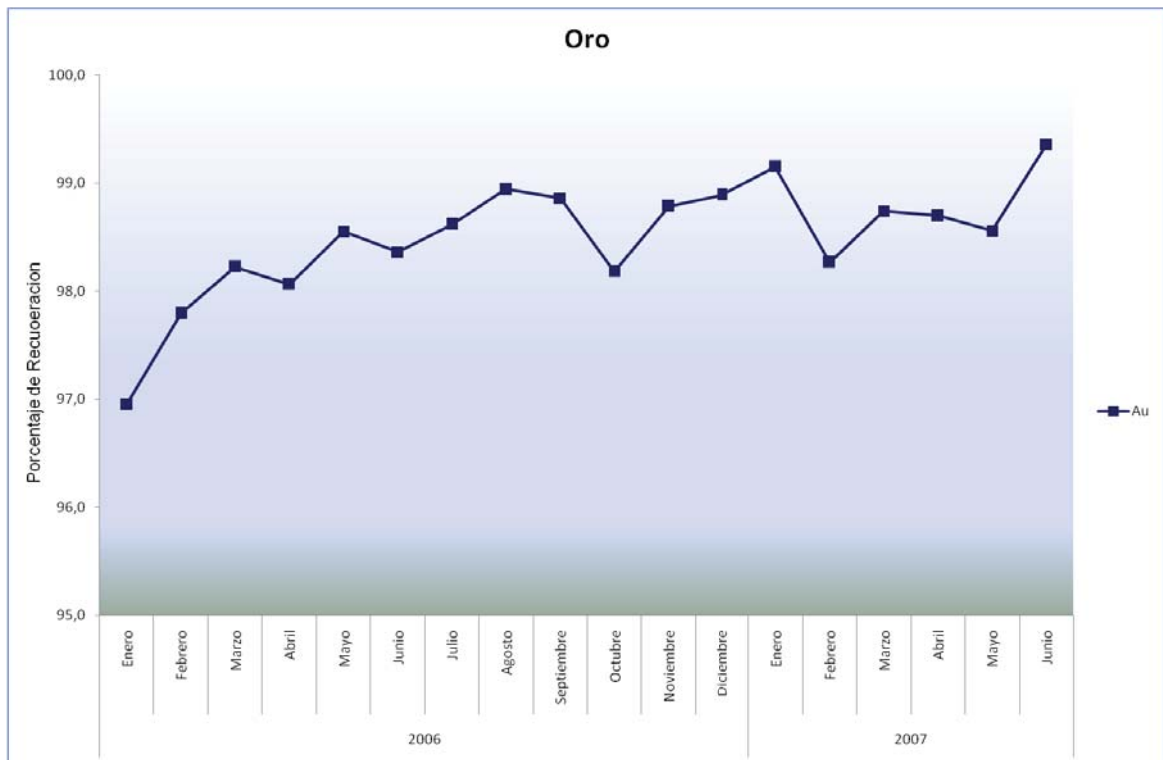


Gráfico 11: Porcentaje de recuperación para el Oro en la etapa de electro-obtención, entre Enero del 2006 y Junio del 2007.

El oro en el proceso de electro-obtención, se deposita en los cátodos por la adición de una corriente eléctrica a estos y luego pasa a formar parte del barro catódico que pasa a la siguiente etapa para la producción del metal Doré.

### 2.3.2 PLATA

La recuperación de plata en el proceso de electro-obtención se encuentra entre 98,99 % y 99,88 % de recuperación y un promedio de 99,61 %. En Grafico 12 se muestra el porcentaje de recuperación en el periodo estudiado.

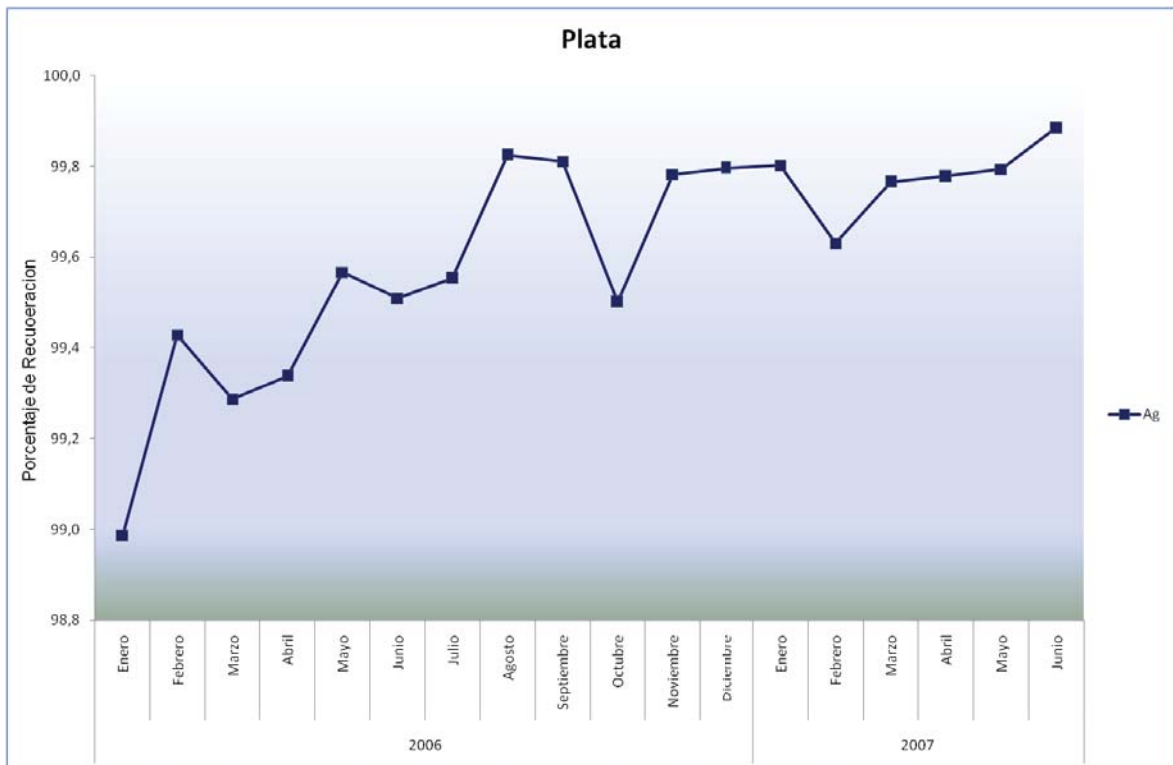


Gráfico 12: Porcentaje de recuperación para la Plata en la etapa de electro-obtención, entre Enero del 2006 y Junio del 2007.

Al igual que el oro la plata pasa a formar parte del barro catódico para la posterior producción del metal Doré.

### 2.3.2 COBRE

El porcentaje de cobre electro depositado varía entre valores de 0,00 % y 5,53 % teniendo un promedio de 2,55 %. De manera gráfica se muestra continuación el porcentaje de cobre depositado en la etapa de electro-depositado, en el periodo enero 2006 – junio 2007.

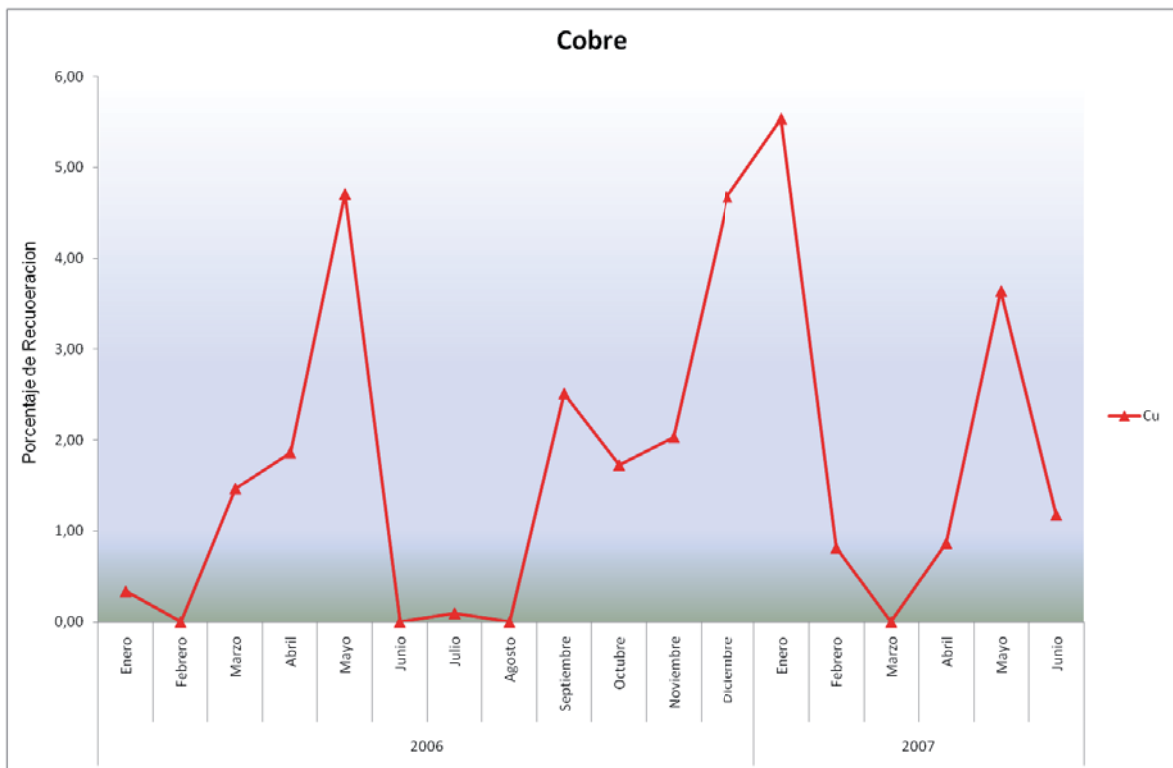


Gráfico 13: Porcentaje de recuperación para el Cobre en la etapa de electro-obtención, entre Enero del 2006 y Junio del 2007.

Del Gráfico 13 y la Tabla 4 se aprecia que la cantidad de cobre depositado es bajo, esto se logra mediante el continuo control de las corrientes de las celdas electrolíticas de electro obtención, ya que debido al cercano punto de fusión de el oro y el cobre, en las etapas posteriores, retorteo y fundición, se ve limitada la eliminación de gran parte del cobre presente, por lo que pasa a

formar parte del metal Doré, como impureza, por ende es de suma importancia lograr bajas recuperaciones de cobre en esta etapa.

### 2.3.3 ZINC

La recuperación de zinc varía entre 0,00 % y 2,37 % de recuperación, obteniéndose un promedio de 0,49 % de recuperación de zinc. En Gráfico 14 se entrega el comportamiento de la recuperación del zinc en el periodo estudiado.

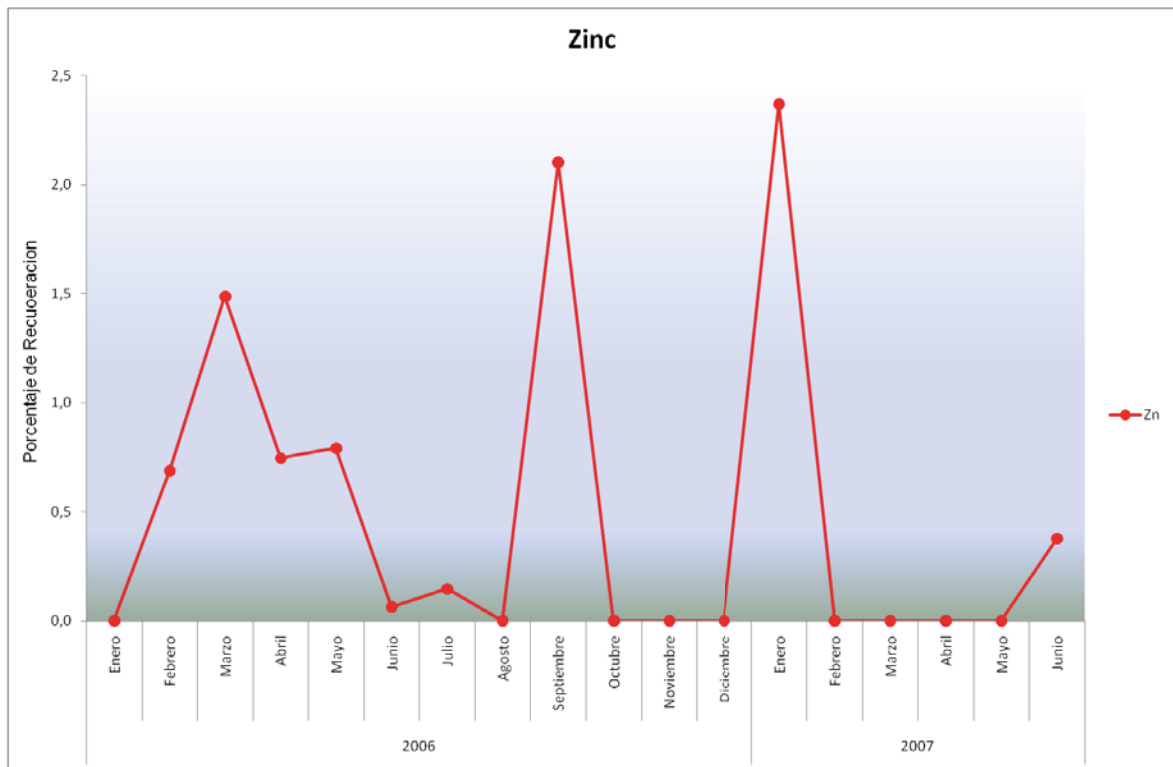


Gráfico 14: Porcentaje de recuperación para el Zinc en la etapa de electro-obtención, entre Enero del 2006 y Junio del 2007.

Al contrario que el cobre es el caso del zinc, ya que lo que es electro depositado en el barro catódico, en la etapa de electro-obtención pasando a formar parte de los barros catódicos, puede ser eliminado en las etapas

posteriores, siendo estas las etapas de retorteo y fundición, mediante la adición de fundentes.

### 2.3.4 PLOMO

El porcentaje de plomo electro depositado se encuentra entre el 78,22 % y 94,98 %, y un promedio de 88,79 %. Se muestra el comportamiento del porcentaje electro depositado en el Grafico 15 entre el periodo enero 2006 y junio 2007, que se entrega a continuación.

Como se aprecia del Gráfico 15 y de Tabla 4 el porcentaje de plomo depositado en el barro catódico es alto, en comparación con el cobre y zinc.

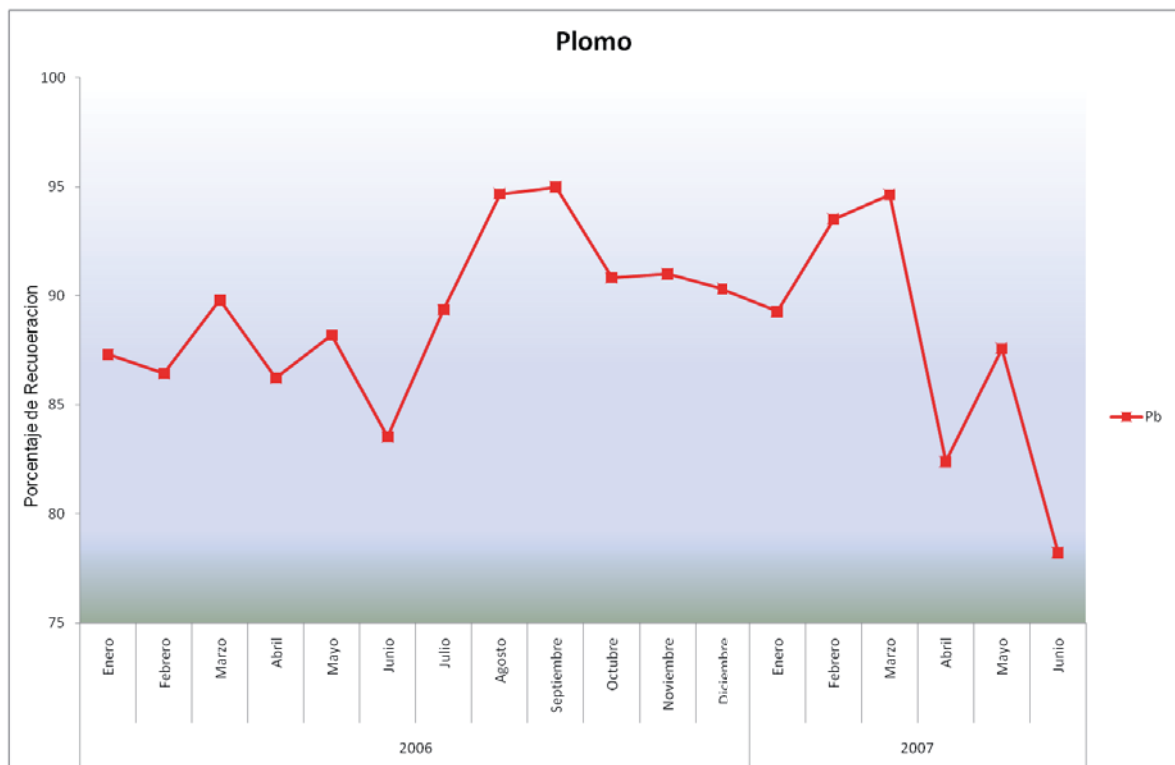


Gráfico 15: Porcentaje de recuperación para el Plomo en la etapa de electro-obtención, entre Enero del 2006 y Junio del 2007.

El plomo presente en el barro catódico es eliminado en las etapas de retorteo y fundición, mediante la adición de fundentes tales como Bórax y Sílice entre otros.

## 2.4 METAL DORE

El Metal Doré es la aleación formada principalmente por oro y plata, el que es el producto final de Minera Florida Ltda. Esta aleación debe cumplir con estándares de calidad para poder ser comercializada, siendo estas establecidas en un valor máximo de impurezas de 3 %.

Las instalaciones de Minera Florida Ltda. están diseñadas para producir un Metal Doré con un 78% de Plata y un 20% de oro aproximadamente. Se obtuvo la caracterización del metal Doré y cantidad producida por Minera Florida Ltda., para el periodo Julio 2006- Julio 2007. A continuación se entregan los datos en la Tabla 5.

Metal Doré												
Año	Mes	Kg	Ley Especies					Finos especies				
			Ley Au	Ley Ag	Ley Zn	Ley Pb	Ley Cu	Au	Ag	Zn	Pb	Cu
2006	Julio	618,06	18,98	75,69	0,03	1,62	3,17	117,29	467,80	0,19	10,02	19,57
	Agosto	338,92	24,15	71,62	0,02	1,54	2,43	81,85	242,73	0,07	5,23	8,25
	Septiembre	424,19	26,20	67,30	0,03	3,50	2,74	111,12	285,48	0,11	14,83	11,60
	Octubre	464,47	25,50	68,82	0,03	2,13	3,23	118,46	319,64	0,13	9,87	15,01
	Noviembre	478,67	18,73	75,97	0,02	2,75	0,11	89,65	363,66	0,12	13,14	0,53
	Diciembre	515,84	19,15	76,35	0,03	1,42	2,81	98,81	393,86	0,14	7,32	14,52
2007	Enero	699,53	18,45	77,33	0,03	1,94	2,01	129,09	540,97	0,23	13,55	14,09
	Febrero	975,39	14,94	78,24	0,08	3,68	2,73	145,77	763,19	0,79	35,85	26,58
	Marzo	1230,80	14,85	80,07	0,03	2,19	2,63	182,76	985,46	0,34	26,95	32,31
	Abril	1139,12	15,64	81,74	0,02	1,02	1,34	178,16	931,12	0,23	11,62	15,26
	Mayo	2608,09	8,15	90,25	0,03	1,01	0,54	212,52	2353,92	0,78	26,34	14,08
	Junio	840,08	16,93	80,18	0,03	1,84	0,51	142,19	673,56	0,22	15,49	4,28
	Julio	664,84	21,53	75,87	0,03	1,24	0,93	143,15	504,39	0,22	8,22	6,17

Tabla 5: Producción y caracterización de metal Doré entre Julio 2006 y Julio 2007

La caracterización del metal Doré a lo largo del periodo Julio 2006 Julio 2007 se entrega de manera gráfica separada para oro, plata y cobre, zinc, plomo, en los Gráficos 16 y 17 respectivamente.

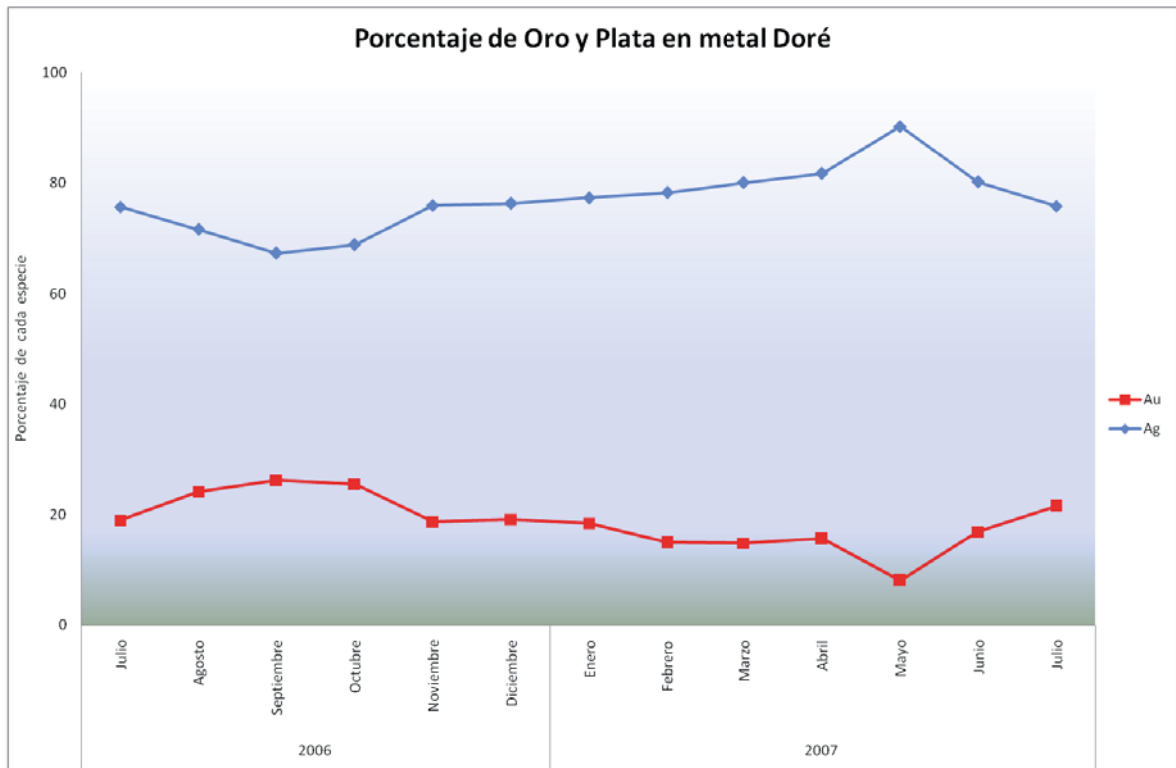


Gráfico 16: Composición de oro y plata en metal Doré, periodo Julio 2006 Julio 2007

Se aprecia de Gráfico 16 y Tabla 5 que la composición de oro varía entre un 8,15 % y un 26,20 % con un promedio de 18,71 %, y la composición de plata tiene una variación entre un 67,30 % y un 90,25 % con un promedio de 76,88 %.



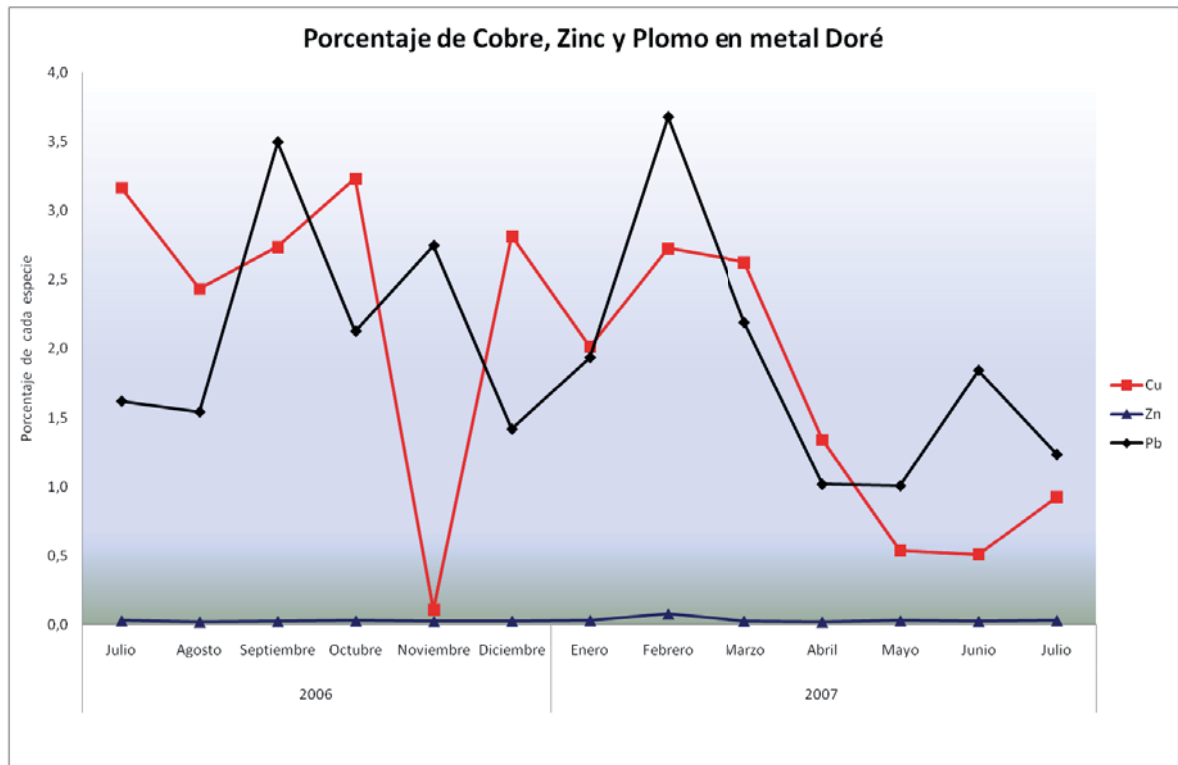


Gráfico 17: Composición de Cobre, Zinc y Plomo en metal Doré para el periodo Julio 2006 Julio 2007

En el Gráfico 17 se aprecia el plomo alcanza valores similares al de cobre, y el porcentaje de zinc no sobre pasa el 0,09 %. Los valores máximos para el cobre, zinc y plomo presentes en el metal Doré son de un 3 %, valores sobre estos son sancionados con multas.

El tratamiento pirometalúrgico que es realizado al barro electrolítico, es capaz de eliminar gran parte de las impurezas que este contiene, pero aun así un barro con una menor cantidad de impurezas, implicaría un Metal Doré de mayor calidad, por lo que es importante remover las impurezas antes de esta etapa.

## 2.5 CONCLUSIONES DEL CAPITULO

De lo planteado es posible decir que al tener una menor presencia de impurezas, sean estas cobre, zinc y plomo, la solución rica que entra a la etapa de electro-obtención producirá un barro electrolítico con una menor cantidad de impurezas, con lo que el producto final, metal Doré, podría ser producido con una mayor pureza.

La remoción de plomo desde la solución rica al barro electrolítico, tiene un valor medio de 88,79 % del total de plomo que ingresa al proceso de electro obtención, por lo que casi todo el plomo que ingresa pasa a formar parte del barro catódico, el que es la materia prima para la producción de metal Doré.

Se aprecia de Tabla 5 y Gráfico 17, que hay valores de cobre y plomo presente en el metal Doré, que superan el 3 %, lo que como se mencionó se encuentra sobre los límites aceptados por el cliente, los que implican multas a la empresa.

Y el punto no menos importante es que se lograría una disminución en la cantidad de plomo presente en la etapa de fundición.

## **CAPITULO III**

# **ALTERNATIVAS PARA PRECIPITACIÓN SELECTIVA**

### 3 INTRODUCCIÓN

Se presenta a continuación la descripción de las alternativas examinadas para lograr la purificación de una solución rica en oro y plata, mediante la precipitación selectiva de metales, como hidróxidos metálicos, y degradación del cianuro presente.

Las alternativas estudiadas fueron:

- Precipitación selectiva mediante la adición de Metabisulfito de sodio, Soda cáustica y aire.
- Precipitación selectiva mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno.

La primera alternativa estudiada es utilizada principalmente como una etapa para degradar el cianuro presente en solución, y como consecuencia de esta se produce la precipitación de metales pesados que se encuentren en solución. Este método fue estudiado a nivel de pruebas de laboratorio, en instalaciones de minera Florida y de una planta piloto, ubicada en minera Florida en área de tratamiento de soluciones, trabajando con un máximo de 1 m<sup>3</sup> de solución rica.

La segunda alternativa estudiada tiene una gran gama de aplicaciones en distintos rubros, los que van desde purificación de aguas, blanqueo de pulpa de papel, hasta el uso domestico como desinfectante de heridas. Las pruebas realizadas con este reactivo solo fueron a nivel de laboratorio sin llegar a concretarse pruebas de pilotaje para volúmenes medios.

Ambos casos buscan la precipitación de metales pesados como hidróxidos metálicos y la degradación del cianuro a cianato. Estos dos procesos serán explicados en este capítulo.

### 3.1 PROCESO ACTUAL

En el proceso actual la solución rica, cargada con oro y plata, ingresa a la planta de Electro-Obtención, posterior a una etapa de filtrado, eliminando así los sólidos en suspensión provenientes de la etapa de lixiviación, pero el proceso no cuenta con ninguna etapa de remoción de metales disueltos, que se presentan en forma de compuestos cianurados, antes de entrar a la planta de Electro-obtención, por esto se propone instalar una etapa de remoción de metales pesados, mediante una precipitación selectiva, y degradación de cianuro.

El fin de agregar esta etapa de purificación, es el de:

- Disminuir la presencia de metales indeseados en el proceso de electro obtención, sean estos cobre, zinc y plomo.
- Alargar la vida útil de los cátodos.
- Mejorar el ambiente de trabajo en la planta de Electro-Obtención.

## 3.2 MEJORAS ESTUDIADAS

### 3.2.1 PROCESO INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE

Proceso de oxidación química para la degradación de cianuro y precipitación de metales pesados, desarrollado por las empresas canadienses INCO y NORANDA.

En el proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, el cianuro libre y el cianuro acomplejado débil con metales, se degrada a cianato, que es entre 3000 y 5000 veces menos tóxico que el cianuro, y los metales pesados precipitan como hidróxidos metálicos, este proceso es aplicable tanto a soluciones como a lodos y el tiempo de reacción es relativamente corto.

La corriente a tratar, solución rica, se introduce a un reactor mezclador, donde también es adicionado metabisulfito de sodio, soda cáustica y aire inyectado a presión, en el reactor es necesario mantener ciertas condiciones de operación, una de ellas es mantener el pH de la solución con valores entre 9,00 y 9,50. Debido a que con valores de pH inferiores a 9,00 se encuentra presente HCN en solución, en porcentajes considerables, debido a esto se adiciona hidróxido de sodio para mantener la solución con un pH superior a 9,00. En la figura 5, se aprecia de manera clara el equilibrio entre CN<sup>-</sup> y HCN molecular<sup>1</sup>. La degradación del cianuro también se ve afectada por el pH de la solución, como es posible verlo en la figura 6.

---

<sup>1</sup> Logsdon, Mark J. Hagelstein, Karen. Mudder, Terry I. El Manejo Del Cianuro En La Extracción Del Oro. pag 15-16.

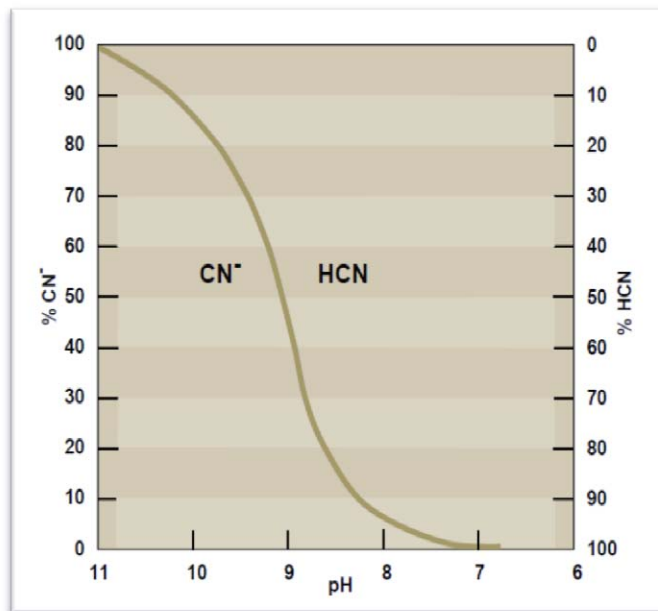


Figura 5: Equilibrio de CN⁻/HCN versus pH.

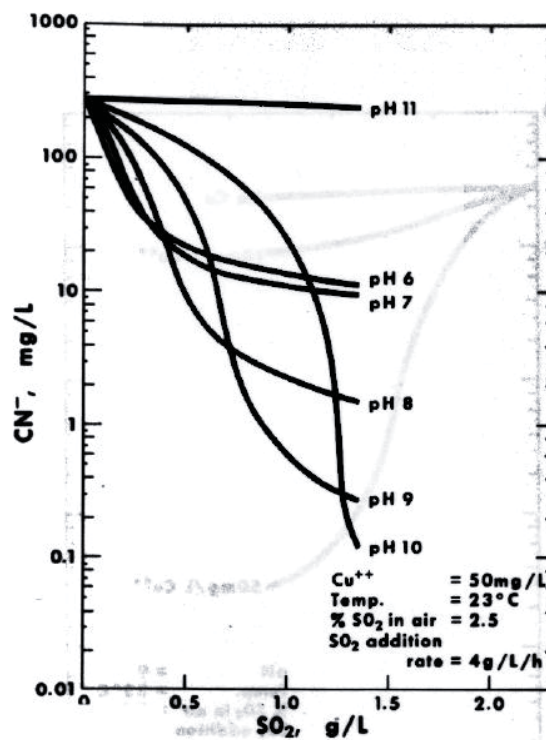


Figura 6: Efecto del pH en la degradación de Cianuro<sup>2</sup>.

<sup>2</sup> Comercial Operation of INCO'S SO<sub>2</sub>/AIR Cyanide Removal Process. Tucson, Arizona December 1984.

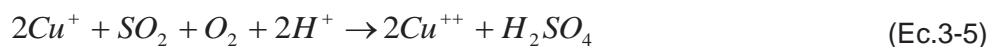
La degradación del cianuro procede como sigue:



Las ecuaciones mostradas entregan las distintas reacciones para degradación de cianuro libre a cianato ecuación 3-1 y degradación de tiocianato ecuación 3-2. Estas reacciones pueden ser catalizadas por cationes de níquel o cúpricos, sin embargo los cianuros presentes como SAD (Strong Acid Dissociation) no son degradados en este proceso.

El oxígeno necesario para que estas reacciones sean posibles es inyectado como aire a baja presión al fondo del reactor, una vez que se encuentra en solución el oxígeno reacciona inmediatamente con el  $SO_2$  presente para lograr la degradación del cianuro ( $CN^{-}$ ), cabe señalar que una baja transferencia de oxígeno repercutirá en la degradación del cianuro.

La disociación de los metales cianurados débiles de cobre y zinc se entregan en las ecuaciones 3-3 y 3-4 respectivamente y la oxidación del cobre de cuproso a cúprico como se muestra en la ecuación 3-5.





Los metales presentes en solución precipitan como hidróxidos metálicos, las reacciones de precipitación para cobre, zinc y plomo se entregan a continuación en las ecuaciones 3-6, 3-7 y 3-8 respectivamente:



La cantidad teórica de  $SO_2$  para la degradación de cianuro libre es de 2,46 gramos de  $SO_2$  por cada gramo de cianuro oxidado, pero en la práctica el uso real fluctúa dentro de 3,00 a 5,00 gramos de  $SO_2$  por gramo de cianuro degradado<sup>3</sup>, esto es debido a reacciones químicas paralelas.

Es común la adición de un catalizador a la solución como sulfato de cobre penta-hidratado, en una concentración de un 10 % a un 20 % de la concentración inicial de cianuro libre, sin embargo en los casos que ya hay cobre presente en solución, se puede reducir o eliminar la adición de sulfato de cobre. Este es el caso para la solución a tratar ya que hay gran cantidad de cobre presente en la solución, la figura 7, entrega el comportamiento de la degradación de cianuro en función de la cantidad de cobre presente en solución, a pH 9,00 y una temperatura de 23°C.

---

<sup>3</sup> Botz M., Overview Of Cyanide Treatment Methods, pag 3.

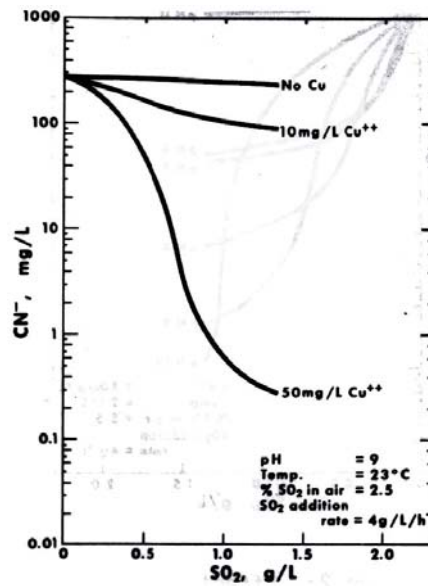
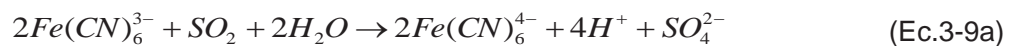
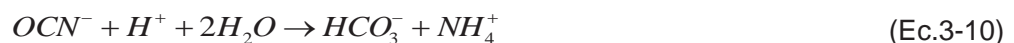


Figura 7: Efecto del cobre en la degradación de cianuro.

La remoción de hierro en este proceso comienza con la reducción de hierro del estado férrico al estado ferroso, Luego se elimina el complejo de cianuro ferroso por medio de precipitación ya sea con cobre, níquel o zinc, como se muestra a en ecuaciones 3-9a y 3-9b.



Usualmente la degradación del tiocianato se limita dentro del 10 a 20% en el proceso y esta dado por la ecuación 3-2, y la hidrólisis del cianato ocurre como se muestra a continuación en la ecuación 3-10:



El cianato es estable en condiciones básicas pero se descompone en medio básico para formar iones amonio como se muestra en la ecuación 3-10.

### 3.2.2 PERÓXIDO DE HIDRÓGENO

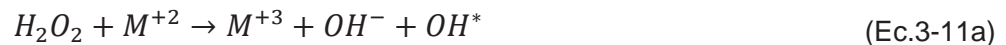
El Peróxido de Hidrógeno es un oxidante menos poderoso que el ozono, pero su gran ventaja es que no introduce nuevos iones al sistema, ya que sus subproductos son agua y oxígeno. Ya que el Peróxido de Hidrógeno no genera residuos peligrosos, se prefiere como oxidante en muchas industrias.

La descomposición del Peróxido de Hidrógeno para formar oxígeno y agua con la evolución de calor se expresa con la siguiente ecuación:

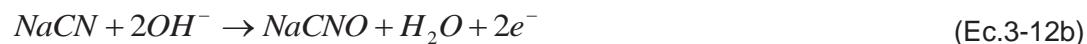


Esta reacción es exotérmica, es decir libera calor, a medida que la reacción se lleva a cabo, la cantidad de energía liberada es de 1240 BTU por cada lb de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> al 100% de pureza.

Los pasos intermedios para la degradación de Peróxido de Hidrógeno, catalizada por un metal del tipo M<sup>+3</sup>, entregando como productos finales agua y oxígeno se entregan a continuación en las ecuaciones 3-11a a 3-11e.

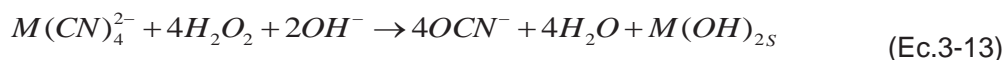


La ecuación de degradación de cianuro, por la oxidación de éste, mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno se entrega a continuación, en conjunto con las reacciones de oxidación y reducción:

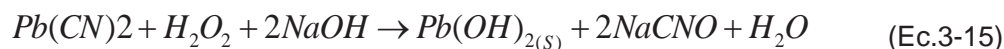
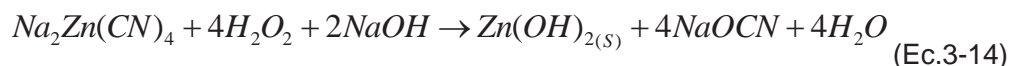


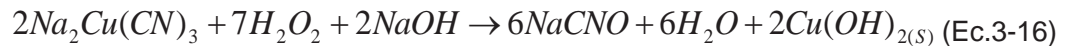
Las ecuaciones 3-12a y 1-12b muestran las semi-reacciones de reducción y oxidación respectivamente, las que forman la ecuación 3-12, que muestra la degradación de cianuro a cianato.

Los metales presentes en solución como complejos cianurados, precipitan como hidróxidos metálicos, y la velocidad de reacción dependerá de la velocidad de disociación de los metales así como de la temperatura y la cantidad de Peróxido de Hidrógeno adicionado, la ecuación 3-13 se aprecia de forma general la reacción de precipitación de metales cianurados.



Mediante esta ecuación el Peróxido de Hidrógeno puede oxidar complejos metálicos cianurados débiles, tales como cobre, zinc y otros. A continuación se entregan las reacciones para cada metal cianurado que se tiene en cuenta para este trabajo:





Los complejos metálicos cianurados presentes en el efluente a tratar precipitan como hidróxidos metálicos como se aprecia en las ecuaciones 3-14, 3-15 y 3-16, teniendo un pH óptimo para la precipitación de estos metales entre 9,00 y 9,50<sup>4</sup>

El consumo de Peróxido de Hidrógeno no solo se limita a la degradación de cianuros, ya que paralelamente pueden estar ocurriendo otras reacciones que consumen Peróxido de Hidrógeno, esto dependiendo de los compuestos y elementos que estén presentes en la solución a tratar, como tiocianatos, sulfuros y metales con un bajo estado de oxidación. Algunas de estas reacciones se muestran en las ecuaciones 3-17 y 3-18.



Los complejos cianurados de hierro no son llevados a cianatos mediante la oxidación de estos por el Peróxido de Hidrógeno, sino que son retirados de la solución mediante precipitación de estos, llevándolos a formar un complejo de cobre-hierro-cianuro, como se muestra en la ecuación 3-19:




---

<sup>4</sup> Destruction of cyanide by hydrogen peroxide in tailings slurries from low bearing sulphidic gold ores, M. Kitis, A. Akcil, E. Karakaya, N.O. Yigit, June 2004.

Los cianatos producidos por las reacciones serán hidrolizados a amoniaco y bicarbonato, ecuación 3-20. La tasa de hidrólisis será más rápida en un medio básico, convirtiéndose de él 20 al 30 % del cianuro a amoniaco a lo largo del proceso.



Un estudio realizado en la universidad de Bening, Nigeria, por el departamento de Ingeniería Química, analizó los parámetros óptimos para la precipitación de plomo, zinc y cobre de una solución sin presencia de cianuro y trabajada a nivel de laboratorio<sup>5</sup>.

Donde se denota que el pH óptimo para la precipitación de los metales antes nombrados es de 7,60 hasta 8,00, de ahí en adelante se aprecia una leve disminución en la remoción de los metales pero quizás es debido a la formación de complejos hidróxidos solubles. La presencia de iones de cobre ( $\text{Cu}^{2+}$ ) favorece la remoción de los metales antes mencionados pero con el aumento del ion cobre disminuye la remoción. La temperatura que mostró mejores porcentajes de remoción de metales fue a 30 °C, ya que la descomposición del Peróxido de Hidrógeno ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) se ve favorecida a medida que aumenta la temperatura y la disminución en el porcentaje de remoción puede deberse a la abundancia de iones  $\text{OH}^-$  los que aumentan la dificultad en la difusión de iones metálicos presentes.

Se ha realizado un balance de masa para este proceso se analiza en el siguiente capítulo.

---

<sup>5</sup> Badmus M.A.O, Audu T.O.K y Unyata B.U. Removal of heavy metal from industrial wastewater using hydrogen peroxide.

### 3.3 CONCLUSIONES DEL CAPITULO

Las opciones mencionadas anteriormente para lograr una remoción de metales pesados como cobre, zinc y plomo, tanto el proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, como la adición de Peróxido de Hidrógeno, precipitan los metales como hidróxidos metálicos.

Las características del proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE hace más compleja la estabilización del sistema, sumado a esto la introducción de sulfatos al proceso hace que se introduzcan más iones a un sistema que de por sí ya es complejo, la hacen la alternativa menos atractiva entre las presentes.

Por otra parte la adición de Peróxido de Hidrógeno a la solución rica no adiciona al sistema nuevos iones, ya que los subproductos de la reacción de descomposición del Peróxido de Hidrógeno son agua y oxígeno, por lo que se aprecia como la alternativa más atractiva.

## **CAPITULO IV**

# **DESARROLLO DE PRUEBAS Y ANALISIS DE RESULTADOS.**



## 4 INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presentan las metodologías usadas para las distintas pruebas realizadas y los resultados obtenidos de estas. Fueron realizadas pruebas para los dos métodos expuestos en el capítulo 3, para lograr la precipitación selectiva de metales, sean estos cobre, zinc y plomo.

En la primera parte se muestra la metodología usada para las pruebas del proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, para posteriormente entregar los resultados a las pruebas realizadas, lo mismo ocurre para las pruebas realizadas mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno a la solución.

En las pruebas realizadas fueron medidos los siguientes parámetros:

- Temperatura.
- pH.
- Potencial de Oxido-Reducción.
- Concentración inicial de metales presentes.
- Concentración final de metales.

Tanto las concentraciones de metales iniciales como finales se entregan como leyes de éstas, ya mencionado esto no será necesario una explicación de este punto en cada gráfico o tabla mostrado dentro de este capítulo.

## 4.1 PRUEBAS CON PROCESO INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE.

Para las pruebas realizadas fue necesario tener un dispositivo que inyectara aire a baja presión a un reactor mezclador para poder lograr una adecuada homogenización de la solución y lograr que el oxígeno pase a formar parte de la solución y así reaccionar con el SO<sub>2</sub> presente. Esto se logró utilizando una celda de flotación, que fue facilitada para este propósito por Minera Florida Ltda.

Lo que se busca al realizar estas pruebas es encontrar el punto óptimo de operación para lograr la precipitación selectiva de metales como hidróxidos metálicos, sean estos cobre, zinc y plomo. Basándose en pruebas realizadas anteriormente en Minera Florida Ltda., se procedió a realizar pruebas a nivel de laboratorio y en una planta piloto habilitada para este tipo de pruebas. Las pruebas a nivel de laboratorio fueron realizadas en una celda de flotación adecuada para estos experimentos, el volumen de solución rica utilizada para estas pruebas fue de 3 litros de solución, la cual fue homogenizada antes de comenzar las pruebas.

El objetivo de las pruebas fue lograr la precipitación del cobre, zinc y plomo, sin la precipitación del oro y la plata presentes en solución, la degradación de cianuro se produce a la par con la precipitación de metales.

El metabisulfito de sodio adicionado fue en función de la cantidad de cianuro libre (CN<sup>-</sup>) presente en solución, sin tomar en cuenta la cantidad de cianuro como complejos metálicos presentes en solución, en un principio, estos fueron tomados en cuenta para el balance de materia y la cantidad necesaria para la precipitación de metales y la consecuente degradación del cianuro que esta conlleva.

El hidróxido de sodio adicionado fue para lograr mantener el pH de la solución con valores sobre 9,0, para controlar la cantidad de HCN presente en solución.

### 4.1.1 PRUEBAS EN LABORATORIO.

Las pruebas buscan emular pruebas realizadas anteriormente en Minera Florida donde es factible la precipitación de cobre, zinc y plomo sin interferir en la cantidad de oro y plata presente en solución, también se logró la degradación del cianuro presente en solución.

Para las pruebas realizadas se trabajó con solución rica, que fue sacada de la línea de alimentación de la etapa de electro-obtención. No es posible entregar una caracterización general de la solución para todas las pruebas pero si para cada una de ellas debido a que la composición de la solución no fue constante, debiéndose realizar análisis antes de cada prueba para tener la caracterización de la solución con la que se estaba trabajando.

La realización de las pruebas siguió el mismo procedimiento para cada una de ellas variando en algunos casos parámetros como la temperatura y el tiempo de residencia para ver el comportamiento de la precipitación de metales, como hidróxidos metálicos, y degradación de cianuro, a cianato.

La metodología seguida para las pruebas realizadas a nivel de laboratorio se entrega a continuación:

- Separar solución rica a utilizar de línea de alimentación a proceso de Electro-Obtención.
- Medición de cianuro libre ( $CN^-$ ), presente en la muestra.
- Medir volumen a utilizar de solución rica.
- Homogenización y ajuste de temperatura a la que se trabajará la prueba, mediante una plancha calefactora situada bajo la celda de flotación que hará de reactor agitador.
- Iniciar la inyección de aire a baja presión, y volver a estabilizar la solución a la temperatura deseada.

- Una vez estabilizada la solución rica a la temperatura deseada se procederá a medir temperatura, ORP (potencial de oxido-reducción) y pH.
- Ya medidas las variables antes mencionadas se procede a la adición de metabisulfito de sodio, de forma paulatina y constante a la solución rica.
- Adición de hidróxido de sodio (NaOH), para mantener pH dentro del rango de valores de 9,00 – 9,50. Adicionar gotas de este cada vez que el pH se encuentre bajo 9,00.
- Iniciar mediciones de temperatura, pH y ORP.
- Toma de muestras, para posterior análisis de metales y cianuro presente en la solución.
- Repetir los dos pasos anteriores la cantidad de veces que sea necesario dependiendo de la duración de la prueba y el comportamiento de los ORP.
- Cuando se dé por terminada la prueba se tomará una última muestra de solución para analizar metales y cianuro presente en ésta.
- El volumen de la solución restante fue medido para cuantificar el volumen de solución perdida por efecto de la evaporación.

Se entregan a continuación las pruebas realizadas.

- **Prueba N° 1**

Para esta prueba fueron utilizados tres litros de solución rica, la concentración de cianuro libre presente fue de 3,78 gr/l y fueron adicionados 255 ml de metabisulfito de sodio. Se trabajó a una temperatura de 70 °C, que se mantuvo a lo largo de la prueba, y su duración fue de 4 horas. A lo largo de la prueba fueron tomadas muestras para entender el comportamiento de la solución a lo largo del tiempo (Anexo A, Tabla 38).

Se produjo como se esperaba una precipitación de metales, la que fue cuantificada al finalizar la prueba N°1, de manera grafica se pueden apreciar el porcentaje precipitado para cada metal en Gráfico 18, que se muestra a continuación.

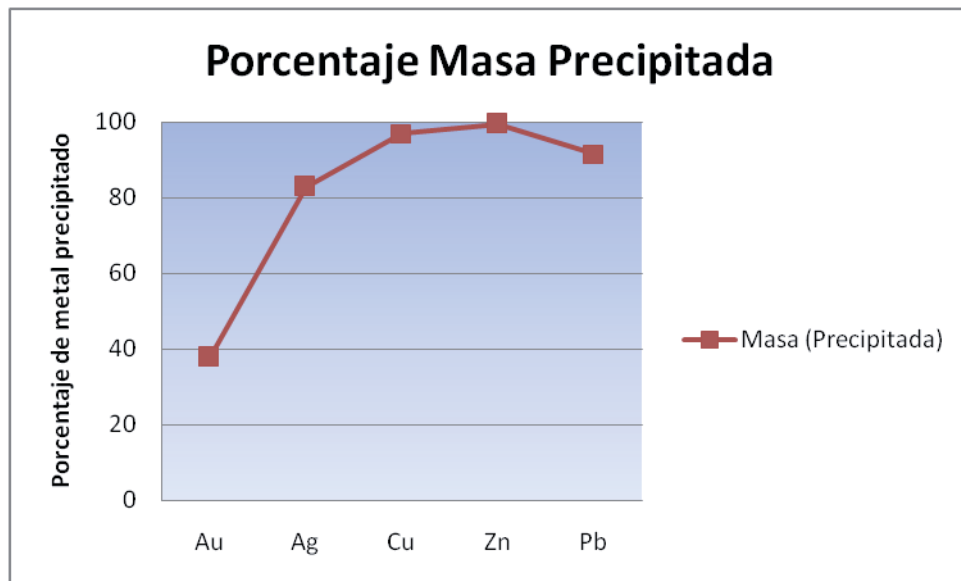


Gráfico 18: Porcentaje de metales precipitados en Prueba.

De Gráfico 18 se puede apreciar que tanto el oro como la plata precipitaron, precipito un 37,70 % de oro y un 82,90 % de la plata presente en solución. Para el cobre, zinc y plomo se obtuvo una precipitación del 97,00 %, 99,50 % y 91,50 % respectivamente. La precipitación de los metales se produce una vez que el ORP se encuentra cercano a valores de cero, esto se aprecia revisando los datos de la caracterización de la solución en función del tiempo y la variación de ORP a lo largo de la prueba (Anexo A, Tabla 38 y Tabla 39).

La precipitación de plata, cobre, zinc y plomo se presenta a las 3 horas de comenzada la prueba con valores de ORP de -2 mV.

Las leyes y masas, iniciales y finales de cada metal, así como los volúmenes iniciales y finales de la solución se entregan a en Tabla 6.

<b>RESULTADOS</b>	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Cu</b>	<b>Zn</b>	<b>Pb</b>	<b>Unidad</b>
<b>Ley Inicial</b>	47,00	261,00	532,00	894	22,6	ppm
<b>Volumen Inicial</b>	3,00	3,00	3,00	3	3	l
<b>Masa Inicial</b>	0,141	0,783	1,596	2,682	0,068	gr
<b>Volumen Final</b>	2,31	2,31	2,31	2,31	2,31	l
<b>Ley Teórica Final</b>	61	339	691	1161	29	ppm
<b>Ley Experimental Final</b>	38	58	20,9	5,6	2,5	ppm
<b>Masa Final</b>	0,088	0,134	0,048	0,013	0,006	gr
<b>Masa (Precipitada)</b>	37,7	82,9	97,0	99,5	91,5	%

Tabla 6: Masas iniciales, finales y porcentaje precipitado de cada metal.

Se observa en la prueba realizada que el valor de cianuro inicial es de 3,78 gr/l y al finalizar de 0,01 gr/l. con lo que se logra remover gran parte del cianuro que se encuentra presente

- **Prueba N°2**

Esta prueba se llevo a cabo con tres litros de solución rica la que entrego una concentración de cianuro libre de 3,36 gr/l. la temperatura de operación fue de 80°C, para cuantificar el efecto de la temperatura. Para lograr la precipitación de metales se adiciono 140 ml de metabisulfito, la duración de la prueba fue de 1,2 horas aproximadamente. (Anexo A, Tabla 41). Al igual que la prueba anterior se realizo un seguimiento de la solución a lo largo del tiempo (Anexo A, Tabla 42).

La precipitación de metales como porcentaje muestran en Gráfico 19, del que se entiende que la cantidad de oro y plata precipitada fue menor que en la prueba anterior.

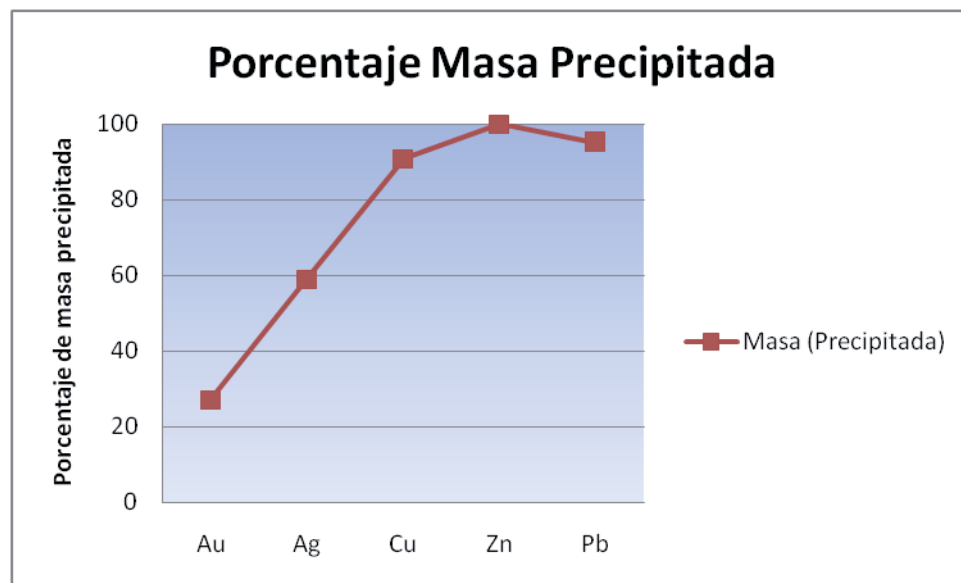


Gráfico 19: Porcentaje de metales precipitados en Prueba N°2

La precipitación de oro, plata, cobre, zinc y plomo, estuvo presente en la prueba N°2 con los siguientes valores 27,00 %, 59,00 %, 90,90 %, 100,00 % y 95,00 % respectivamente, las masas iniciales y finales se pueden ver en Tabla 7.



<b>RESULTADOS</b>	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Cu</b>	<b>Zn</b>	<b>Pb</b>	<b>Unidad</b>
<b>Ley Inicial</b>	47	261	532	894	22,6	ppm
<b>Volumen Inicial</b>	3	3	3	3	3	l
<b>Masa Inicial</b>	0,141	0,783	1,596	2,682	0,068	gr
<b>Volumen Final</b>	2,10	2,10	2,10	2,10	2,10	l
<b>Ley Teórica Final</b>	67	373	760	1277	32	ppm
<b>Ley Experimental Final</b>	49	153	69,4	0,3	1,6	ppm
<b>Masa Final</b>	0,103	0,321	0,146	0,001	0,003	gr
<b>Masa (Precipitada)</b>	27,0	59,0	90,9	100,0	95,0	%

Tabla 7: Masas iniciales, finales y porcentaje precipitado de cada metal.

El tiempo de duración se reduce considerablemente por la temperatura de operación. La precipitación de plata, zinc y plomo se presenta a los 50 minutos de iniciada la prueba, con un valor de ORP de -362 mV, la precipitación de cobre comienza a los 60 minutos con un valor de ORP de 8 mV (Anexo A, Tabla 43)

El cianuro fue reducido en casi su totalidad entregando valores cercanos a cero, partiendo de una concentración inicial de 3,36 gr/l.

Debido a las pérdidas de volumen por efectos de la evaporación las pruebas debieron ser realizadas con una mayor cantidad de volumen de solución rica por lo que se escogió una celda de flotación de mayor volumen. Las siguientes pruebas fueron realizadas siguiendo el mismo procedimiento mencionado anteriormente, con la salvedad que se utilizaron 6 litros de solución rica para estas pruebas.

- **PRUEBAS Nº 3, 4, 5 y 6.**

Estas pruebas fueron realizadas con 6 litros de solución rica, debido a la pérdida de solución por efecto de evaporación. Fueron realizadas mediante el procedimiento explicado anteriormente. Fue adicionado una relación de 7,00 a 7,20 gramos de metabisulfito de sodio por cada gramo de cianuro libre (CN<sup>-</sup>) presente en solución.

Las pruebas fueron realizadas a 70 °C tratando de mantener la temperatura constante a lo largo de la prueba. La agitación y inyección de aire a baja presión fue igual para todas las pruebas. La duración de las pruebas fue definida por el comportamiento del ORP (potencial de oxidación-reducción). Durante las pruebas las soluciones presentan diversos colores y tonalidades, con los que se podría seguir la precipitación de los hidróxidos si no se cuenta con medición de ORP.

En las pruebas realizadas se logró una precipitación de metales como se había previsto, pero no se contaba con que el oro y la plata precipitaran significativamente en conjunto con los demás metales presentes. A continuación en la Tabla 8, se entregan un resumen de los datos obtenidos en las pruebas Nº3, 4, 5 y 6, en esta se entregan la relación de metabisulfito de sodio /cianuro libre presente, temperatura de operación, duración de la prueba, ORP, porcentaje de metal precipitado y cianuro libre (CN<sup>-</sup>) inicial. El porcentaje precipitado de metal se entrega de manera grafica en el Gráfico 20.

Pruebas Metabisulfito de Sodio					
Nº	3	4	5	6	
Volumen Solucion Rica ( l )	6	6	6	6	
Relacion metabisulfito de sodio/ cianuro P/P.	7,04	7,13	7,19	7,07	
Temparatura Operación	70	70	70	70	
Duracion de la prueba	5 H.	35 min.	70 min.	4 H.	
ORP.					
	Iniciales	-306	-377	-415	-448
	Finales	11	30	33	-165
	Primera Precipitacion	-150	-169	3	-20
Porcentaje de metal precipitado					
	Oro	27,60	46,28	49,38	39,08
	Plata	20,50	79,58	49,68	32,49
	Cobre	99,61	87,97	99,96	40,38
	Zinc	91,27	99,48	96,91	99,95
	Plomo	91,19	98,01	99,96	77,59
Cianuro libre Inicial ( gr/l )		3,36	2,65	2,44	3,12

Tabla 8: Resumen pruebas N°3, 4, 5 y 6.

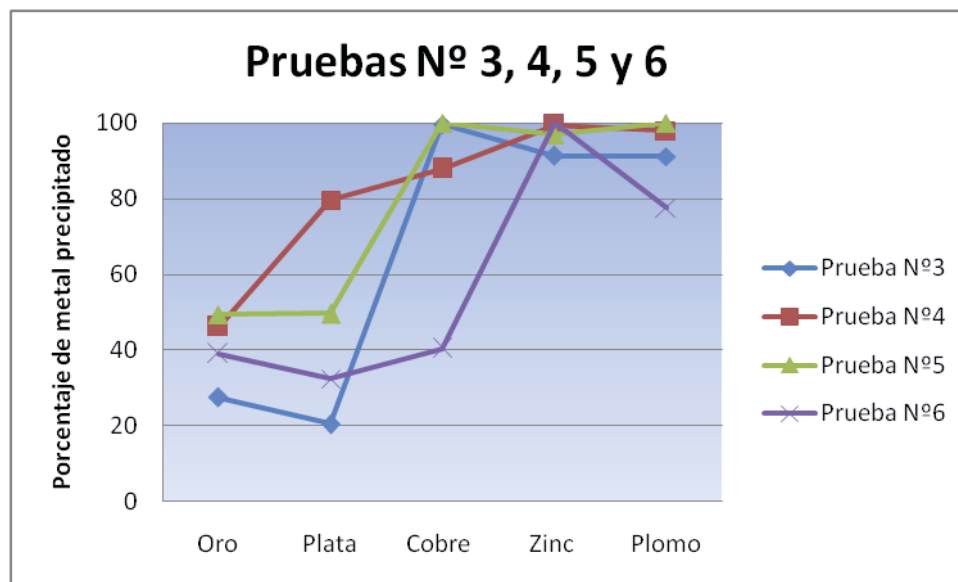


Gráfico 20: Porcentaje de metal precipitado en pruebas N° 3, 4, 5, y 6.

La primera precipitación que se menciona en la Tabla 8, se refiere a los valores de ORP en que comienza la precipitación de metales, los primeros en precipitar son el zinc, el plomo y el cobre. La precipitación de oro y plata, no es posible precisar en qué momento ocurre, el comportamiento de la plata se muestra errático a lo largo de las pruebas. La precipitación comienza una vez que los valores de ORP se encuentran cercanos a los -150 mV.

El cianuro libre presente fue reducido en casi su totalidad llevando este a valores menores a 0,10 ppm, partiendo hasta de 3,36 gr/l de este. El pH de operación se mantuvo dentro de 9,00 a 9,50, mediante la adición de hidróxido de sodio (NaOH), el seguimiento a las leyes de metales, cianuro, temperatura, pH y ORP a lo largo de las pruebas N° 3, 4, 5 y 6, se encuentran en Anexo A, Tablas 44, 45, 46 y 47.

De las pruebas realizadas se puede decir que es factible la precipitación de cobre, zinc y plomo en valores sobre el 90%, pero se precipitará con ellos por lo menos un 27% de oro y 20 % de plata, presentes en la solución. Trabajando con una relación en peso de metabisulfito de sodio / cianuro libre de 7,04, un pH de 9,00 a 9,50 y una temperatura de operación de 70°C.

### 4.1.2 PRUEBAS EN PLANTA PILOTO.

Tratando de emular las pruebas en laboratorio a una escala mayor, fueron realizadas pruebas en una planta piloto acondicionada para este proceso, en la cual se trabajó con solución rica, la que fue sacada de la línea de ingreso al proceso de electro-obtención, el volumen medio tratado fue de 1 m<sup>3</sup> de solución rica.

Las pruebas realizadas a esta envergadura fueron desalentadoras, ya que el ORP nunca llegó a valores cercanos a -160 mV, que fue el valor que se encontró en pruebas de laboratorio que comenzaba la precipitación de metales, a esto sumado el hecho que a la mitad de las pruebas el medidor de ORP mostró lecturas erráticas, el control de temperatura nunca se logró ya que no se contaba con un sistema adecuado para mantener la temperatura de operación, 70°C. Aún así se llevaron a cabo pruebas, pero prácticamente no se logró la precipitación ni de cobre, zinc o plomo.

La adición de metabisulfito de sodio, para las pruebas se mantuvo en una relación aproximada de 7 gramos de metabisulfito de sodio por cada gramo de cianuro libre presente en solución. Se trabajó con un agitador mecánico de características similares al usado en el proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE utilizado en Minera Florida Ltda.

Los mejores resultados obtenidos se entregan en la Tabla 9, de esta se aprecia la pobre precipitación de metales que se obtuvo de esta prueba, siendo el más alto el de el zinc con un 19,70 % precipitados de este, el cobre presentó una precipitación de 16,10 %, el plomo precipitó un 5,30 % y la plata un 0,60 %, no se presentó una precipitación de oro. De manera gráfica se entrega el porcentaje de cada metal precipitado en Gráfico 21.

<b>RESULTADOS</b>	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Cu</b>	<b>Zn</b>	<b>Pb</b>	<b>Unidad</b>
<b>Ley Inicial</b>	36	178	429	361	19	ppm
<b>Volumen Inicial</b>	1000	1000	1000	1000	1000	l
<b>Masa Inicial</b>	36	178	429	361	19	gr
<b>Volumen Final</b>	1000	1000	1000	1000	1000	l
<b>Ley Teórica Final</b>	36	178	429	361	19	ppm
<b>Ley Experimental Final</b>	36	177	360	290	18	ppm
<b>Masa Final</b>	36	177	360	290	18	gr
<b>Masa (Precipitada)</b>	0,0	0,6	16,1	19,7	5,3	%

Tabla 9: masas iniciales y finales de prueba realizada en planta piloto.

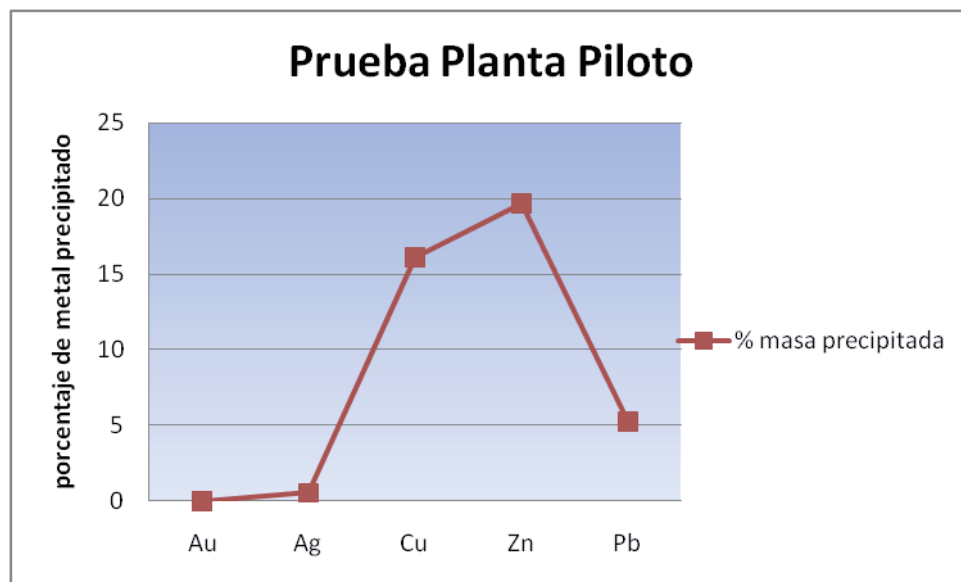


Gráfico 21: porcentaje de metales precipitados en prueba Planta Piloto.

La prueba mencionada tuvo una duración de 6 horas, en las que no se presentó ningún cambio significativo en la solución, las únicas variaciones considerables fueron: la disminución de la temperatura a lo largo de la prueba, ya que no se contaban con medios para mantener la solución a la temperatura

de operación, 70°C y la degradación de cianuro que llegó hasta valores inferiores a 1gr/l. (Anexo A, Tabla 48).

## **4.2 PRUEBAS CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO**

En estas pruebas se busca encontrar si es posible la precipitación selectiva de metales, con la menor precipitación de oro y plata de por medio. Las pruebas realizadas para este propósito fueron llevadas a cabo en un vaso precipitado de 1 litro, la solución fue agitada mediante una plancha agitadora, se trabajó a temperatura ambiente, ya que la reacción ocurre en cosa de minutos y al trabajar a mayores temperaturas la reacción sería aún más rápida, sin embargo, a mayor temperatura se espera que produciría mayor descomposición espontánea del Peróxido de Hidrógeno, liberando oxígeno.

La solución rica utilizada para estas pruebas fue sacada de la línea de alimentación a la planta de electro-obtención.

### **4.2.1 PRUEBAS DE UNA ETAPA.**

Estas pruebas fueron realizadas con un volumen de solución rica de 800 ml, con agitación mecánica mediante una plancha agitadora, se trabajó a temperatura ambiente. El Peróxido de Hidrógeno adicionado se encontraba en forma de solución al 50% en peso. Se varió la adición de Peróxido de Hidrógeno, entregándose esta como relación Peróxido de Hidrógeno contra cianuro libre presente en peso.

Las pruebas de una etapa se realizaron siguiendo el siguiente procedimiento:

- Separar solución rica a utilizar de línea de alimentación a proceso de Electro-Obtención.



- Medición de cianuro libre ( $\text{CN}^-$ ), presente en la muestra.
- Medir volumen a utilizar de solución rica.
- Homogeneización de la solución, mediante agitación por medio de plancha agitadora.
- Una vez estabilizada la solución rica, se procederá a medir temperatura, ORP (potencial de oxido-reducción) y pH.
- Ya medidas las variables antes mencionadas se procede a la adición de Peróxido de Hidrógeno, de forma paulatina y constante a la solución rica.
- Iniciar mediciones de temperatura, pH y ORP cada 15 minutos.
- Toma de muestras cada 15 minutos, para posterior análisis de metales y cianuro presente en la solución.
- Cuando se dé por terminada la prueba se toma una última muestra de solución para analizar metales y cianuro presente en ésta.

Las pruebas realizadas mostraron que es factible la precipitación selectiva de cobre, plomo y zinc con una precipitación ínfima de oro y plata. Con la variación de la cantidad de Peróxido de Hidrógeno adicionado se encontró que la relación óptima, entre Peróxido de Hidrógeno / Cianuro libre, se encuentra en 2,10 y valores menores de esta relación.

Al trabajar con una relación Peróxido de Hidrógeno / cianuro libre (en adelante a esta relación se referirá como relación peróxido/cianuro) de 2,1 se logró precipitar un 68,32 % de cobre, 79,86 % de zinc y 82,14 % de plomo, sin embargo fueron precipitados, en una menor cantidad, oro y plata junto con ellos, 6,25 % y 4,67% respectivamente. Para lograr una mayor cantidad de precipitación de cobre, zinc y plomo es necesario adicionar una mayor cantidad de Peróxido de Hidrógeno, con lo que se aumentaría la relación peróxido/cianuro, pero con una relación mayor se produciría una precipitación mayor de oro y plata presentes en solución.

La precipitación de metales se apreció una vez que el ORP alcanzó valores cercanos o superiores a 200 mV.

El cianuro fue degradado a valores menores a 1 gramo por litro, obteniéndose incluso valores menores a 1 ppm de cianuro presente para algunas de las pruebas realizadas. Para la prueba en que se utilizó una relación peróxido/cianuro de 2,10 el valor final de cianuro libre fue de valores menores a 0,30 gr/l.

Un resumen de las pruebas de una etapa se muestra en Tabla 10, donde se muestra la relación peróxido/cianuro utilizada, ORP iniciales y finales, porcentaje de metal precipitado y cianuro libre inicial. De manera gráfica se puede apreciar el porcentaje de cada metal precipitado en Gráfico 22.

Pruebas Peroxido de Hidrogeno											
Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
Volumen Solucion Rica ( ml )	800	800	800	800	800	800	800	800	800	800	
Relacion Peroxido de Hidrogeno / Cianuro P/P.	1,3	1,6	1,8	2,1	2,4	2,6	2,9	3,1	3,4	3,9	
Temparatura Operación	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	
Duracion de la prueba (Hr.)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
ORP.											
	Iniciales	-124	-86	-62	-73	-246	-293	-202	-138	-180	-155
	Finales	171	173	109	96	152	134	138	102	81	88
Porcentaje de metal precipitado											
	Oro	0,00	0,00	6,25	6,25	5,56	0,00	0,00	5,88	5,88	5,88
	Plata	0,00	1,32	0,66	4,67	98,40	99,12	98,99	98,51	98,64	98,11
	Cobre	0,00	0,00	31,68	68,32	94,91	99,31	91,43	89,52	89,42	80,67
	Zinc	0,00	18,62	77,40	79,86	97,68	96,84	95,77	95,11	93,58	85,70
	Plomo	8,70	12,50	76,92	82,14	92,00	90,91	91,30	81,25	75,00	88,24
Cianuro libre Inicial ( gr/l )											
		2,91	2,91	2,91	2,91	2,91	2,91	2,91	2,91	2,91	2,91

Tabla 10: Resumen Pruebas una etapa con Peróxido de Hidrógeno

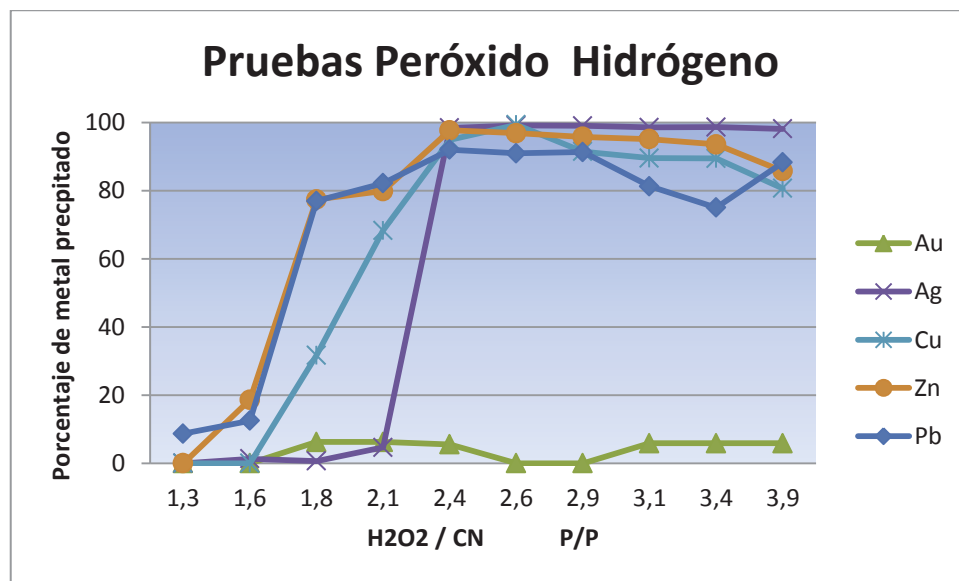


Gráfico 22: Porcentaje de metal precipitado contra relación peróxido/cianuro adicionado.

De Gráfico 22 y Tabla 10 se aprecia que al trabajar con una relación peróxido/cianuro superior a 2,10 comenzará a aumentar el porcentaje de plata precipitado llegando hasta valores de 99,31 %, mientras que los valores de cobre, zinc y plomo llegarían a valores sobre el 90,00 % de precipitación, pero por otro lado el porcentaje de precipitación de oro llega a valores del orden de 6,25 %, lo que aún es alto.

Al trabajar con una relación de 1,80 de peróxido/cianuro se puede precipitar 31,68% del cobre, 77,40 % del zinc y 76,92 % del plomo, con un porcentaje de precipitación de 6,25 % de oro y 0,66 % de plata.

La variación de la remoción del oro con respecto a trabajar con una relación peróxido/cianuro de 1,80 ó 2,10 es nula, pero la del cobre aumenta considerablemente, el aumento en la precipitación de plata también se ve incrementado, pero de una manera mucho menor.

El seguimiento de leyes de metales en ppm, cianuro libre en gr/l, potencial de oxido reducción (ORP) en mV y pH se encuentran en Anexo A, Tabla 49 a 58.

Fue realizada una prueba con un volumen de 10 litros, trabajando con la relación Peróxido/cianuro de 2,00. Esta prueba tuvo una duración de 1 hora, la metodología seguida para el desarrollo de esta prueba fue el mismo que se mencionó al comienzo de este punto. Las leyes iniciales y finales así como el porcentaje precipitado de cada metal se aprecia en Tabla 11, de esta se aprecia que el porcentaje de oro precipitado es de 0,00 %, el de plata de 2,10 %, de cobre 50,40 %, de zinc 86,90 % y de plomo 90,20 %. El cianuro fue degradado a valores menores a 1 gr/l. Se entrega de manera gráfica el porcentaje precipitado de cada metal en Gráfico 23.

<b>Prueba N°11 Peróxido de Hidrógeno</b>	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Cu</b>	<b>Zn</b>	<b>Pb</b>	<b>Unidad</b>
<b>Ley Inicial</b>	27	95	113	143	16,3	ppm
<b>Volumen Inicial</b>	10000	10000	10000	10000	10000	ml
<b>Masa Inicial</b>	0,27	0,95	1,13	1,43	0,16	gr
<b>Volumen Final</b>	10000	10000	10000	10000	10000	ml
<b>Ley Teórica Final</b>	27	95	113	143	16	ppm
<b>Ley Experimental Final</b>	27	93	56	18,7	1,6	ppm
<b>Masa Final</b>	0,27	0,93	0,56	0,19	0,02	gr
<b>Masa (Precipitada)</b>	0,0	2,1	50,4	86,9	90,2	%

Tabla 11: masas iniciales y finales de prueba N° 11 de Peróxido de Hidrógeno.

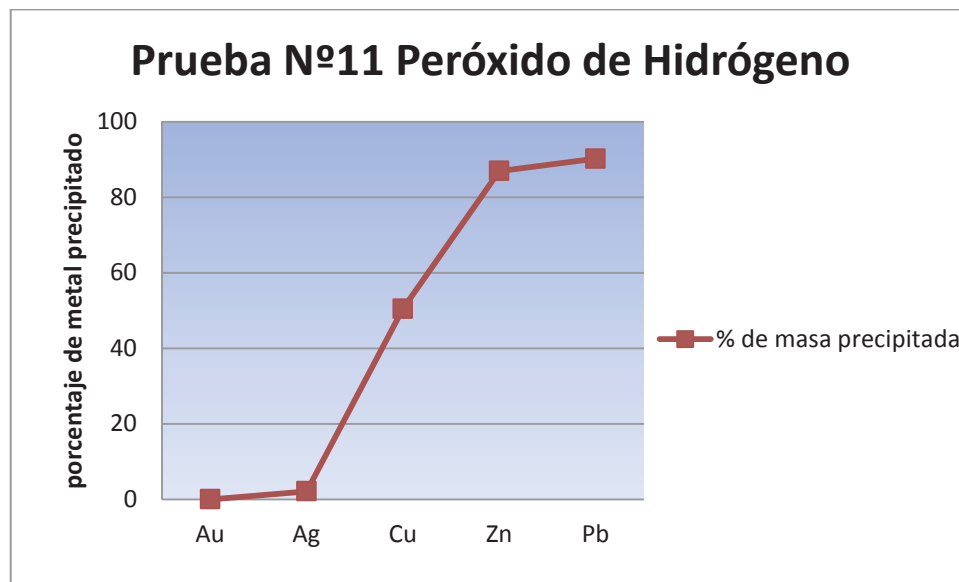


Gráfico 23: porcentaje de metal precipitado prueba N°11 con Peróxido de Hidrógeno.

De esta prueba se obtiene una menor precipitación que en la prueba N°4, en la que se utilizó la relación peróxido/cianuro de 2,10, disminuyendo el porcentaje de plata y oro precipitado, el porcentaje precipitado de cobre y zinc también fue menor, no así el de plomo, que aumentó.

### 4.2.2 PRUEBAS DE DOS ETAPAS.

Con estas pruebas se busca mejorar los resultados obtenidos en las pruebas de una etapa, sea esto disminuir el porcentaje precipitado de oro y plata y aumentar el porcentaje precipitado de cobre, zinc y plomo. Por otra parte se busca verificar si es posible disminuir el consumo de Peróxido de Hidrógeno, asociado a reacciones indeseables de descomposición del mismo, eliminando de la solución el sólido precipitado.

Estas pruebas constan de dos etapas de reacción con Peróxido de Hidrógeno, y una etapa intermedia de filtrado, las variables medidas fueron temperatura y pH, no fue factible para estas pruebas la medición de ORP, debido a que el instrumento necesario no se encontraba en condiciones adecuadas, para la realización de las pruebas.

Se trabajó con pruebas Batch en el laboratorio, las pruebas serán llevadas a cabo a temperatura ambiente, y con agitación mecánica, la relación peróxido/cianuro se mantuvo en 2,10. El esquema de las etapas se muestra a continuación en la figura 8.

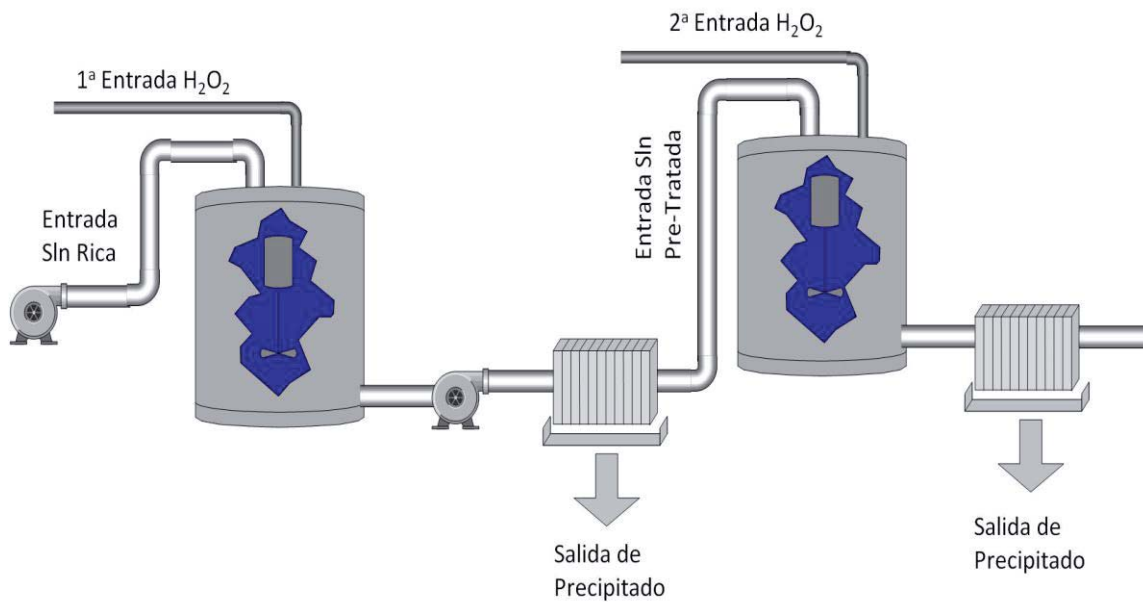


Figura 8: Esquema de pruebas de dos etapas con Peróxido de Hidrógeno.

El procedimiento que se siguió para la realización de las pruebas fue el siguiente:

- Sacar solución de corriente de entrada a proceso de electro-obtención.
- Tomar muestra inicial para medición de metales y cianuro presente en ella
- Agitación durante 5 minutos para homogeneizar la solución.
- Antes de la adición de Peróxido de Hidrógeno medir temperatura y pH.
- Adicionar una parte del Peróxido de hidrógeno necesario para la prueba.
- Una vez transcurridos 60 minutos finalizar la primera etapa de la prueba.
- Toma de muestra de la solución.
- Posterior a la toma de muestra filtrar la solución para eliminar el precipitado producido.
- Agitar por 5 minutos la solución filtrada.
- Antes de añadir el Peróxido de Hidrógeno medir temperatura y pH.
- Adicionar el volumen restante de Peróxido de Hidrógeno.
- Terminar la prueba pasados 60 minutos desde la segunda adición de Peróxido de Hidrógeno.
- Medir temperatura y pH.
- Tomar muestra final de la prueba.

En estas pruebas el Peróxido de Hidrógeno se adicionó en distintas proporciones para las pruebas, cada prueba fue realizada en duplicado, a continuación se muestra un cuadro resumen de las pruebas más representativas realizadas, en la Tabla 12.

Pruebas Peróxido de Hidrógeno							
Nº		12	13	14	15	16	17
Volumen Solución Rica ( ml )		800	800	1000	1000	1000	1000
Relación Peróxido de Hidrógeno / Cianuro P/P.		2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1
Temperatura Operación		Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.	Amb.
Duración de la prueba (Hr.)		2	2	2	2	2	2
Porcentaje de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> adicionado por etapa							
	Etapa N°1	60	60	70	70	50	50
	Etapa N°2	40	40	30	30	50	50
Porcentaje de metal precipitado							
	Oro	0,60	0,58	4,55	4,55	1,43	1,36
	Plata	1,54	1,57	4,82	4,88	1,30	1,16
	Cobre	89,18	89,10	53,64	53,95	60,14	60,98
	Zinc	97,43	97,31	51,52	51,20	61,82	61,22
	Plomo	96,00	96,30	76,90	79,56	83,33	83,82
Cianuro libre Inicial ( gr/l )		6,53	6,53	5,95	5,95	5,95	7,15

Tabla 12: Resumen pruebas de dos etapas con Peróxido de Hidrógeno.

De Tabla 12 se observa que la mejor relación de adición de Peróxido de Hidrógeno encontrada fue de 60/40 %, el 60 % del peróxido calculado a adicionar, mediante la relación peróxido/cianuro de 2,10, fue adicionada a la primera etapa de reacción, mientras que el 40 % restante se adicionó posterior a la filtración que tenía como objetivo retirar los precipitados que se formaron por la primera adición de Peróxido de Hidrógeno. De manera gráfica se entrega el porcentaje de metales precipitados para cada una de las pruebas que se encuentran en Tabla 12, en los gráficos 24 y 25, mostrándose de forma separada el comportamiento de la plata y el oro, al resto de los metales.



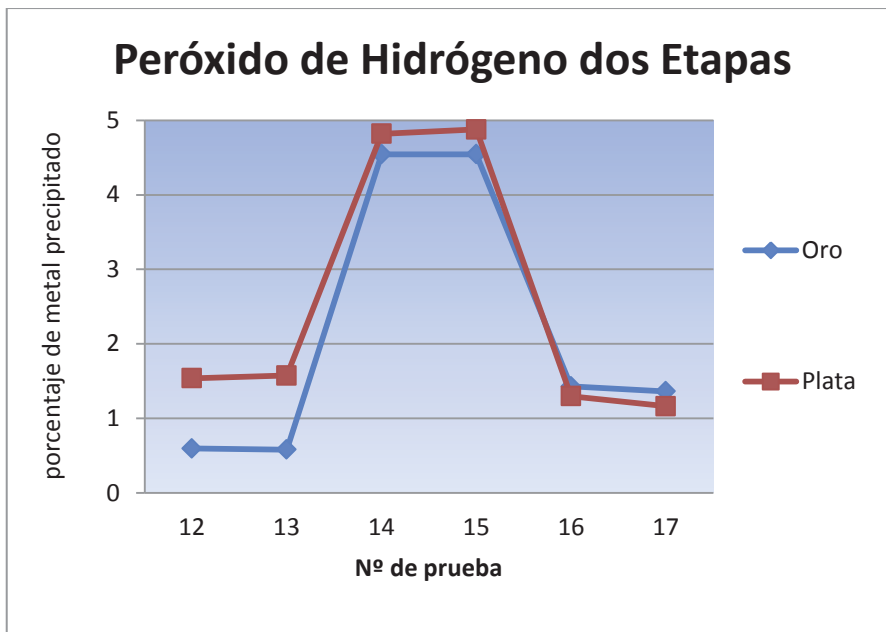


Gráfico 24: Porcentaje de oro y plata precipitado en pruebas de dos etapas de Peróxido de Hidrógeno.

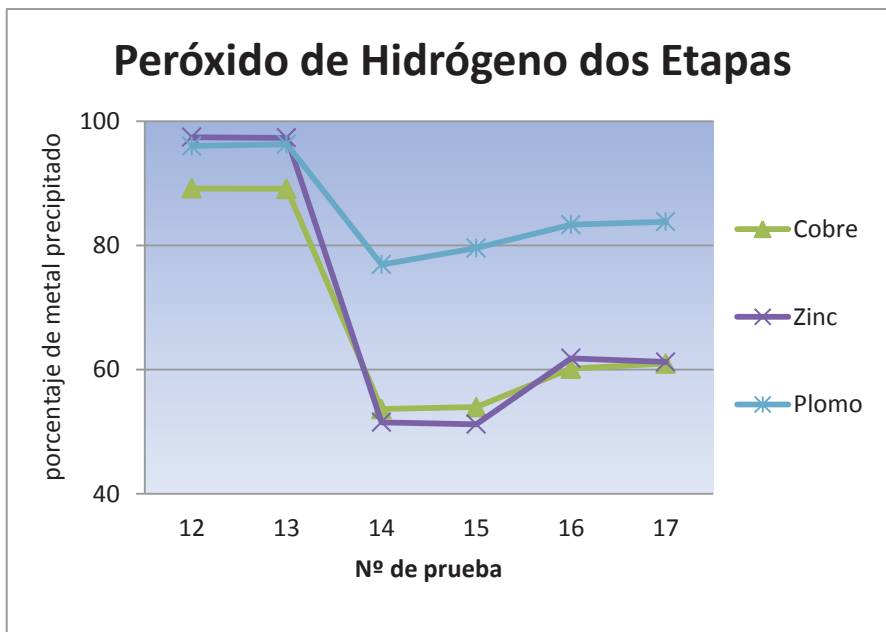


Gráfico 25: Porcentaje de cobre, zinc y plomo precipitado en pruebas de dos etapas de Peróxido de Hidrógeno.

De la Tabla 12 y el Gráfico 25, se observa que las pruebas 12 y 13 son las únicas que logran precipitar sobre el 80% del cobre, zinc y plomo presentes, con un porcentaje de precipitación de oro que no sobrepasa el 1% y de plata no sobrepasa el 2 %. Mientras que en las pruebas 14 y 15 la precipitación de cobre y zinc no llegó más allá de un 54%, sin embargo el porcentaje de plomo precipitado llegó a valores cercanos al 80%. En las pruebas 16 y 17 el porcentaje de plomo precipitado llegó a valores superiores al 80%, el cobre y el zinc no sobrepasaron el 62 %.

En comparación con las pruebas de una etapa, prueba N° 4 versus prueba N°13, se aprecia un incremento en el porcentaje de metal precipitado en el cobre, zinc y plomo, así como una leve disminución del porcentaje de precipitación del oro y la plata. La Tabla 13 entrega una comparación entre la prueba N°4 y la N° 13.

<b>Prueba Una Etapa v/s Prueba Dos Etapas</b>			
N° Prueba		<b>4</b>	<b>13</b>
Volumen Solución Rica ( ml )		800	800
Relación Peróxido de Hidrógeno / Cianuro P/P.		2,1	2,1
Temperatura Operación		Amb.	Amb.
Duración de la prueba (Hr.)		1	2
Porcentaje de metal precipitado			
	Oro	6,25	0,58
	Plata	4,67	1,57
	Cobre	68,32	89,10
	Zinc	79,86	97,31
	Plomo	82,14	96,30
Cianuro libre Inicial ( gr/l )		2,91	6,53

Tabla 13: porcentaje de metal precipitado en prueba N°4 y N°13.

De la Tabla 13 se aprecia el aumento en la precipitación de cobre de 68,32 % a 89,1 %, de zinc de 79,86 % a 97,31 % y de plomo de 79,86 % a 97,31 %, sumado a este aumento se presentó la disminución en el porcentaje precipitado de oro y plata, de 6,25 % a 0,58 % y de 4,67 % a 1,57 % respectivamente. De manera gráfica se entrega la comparación de ambas pruebas en el Gráfico 26, que se entrega a continuación.

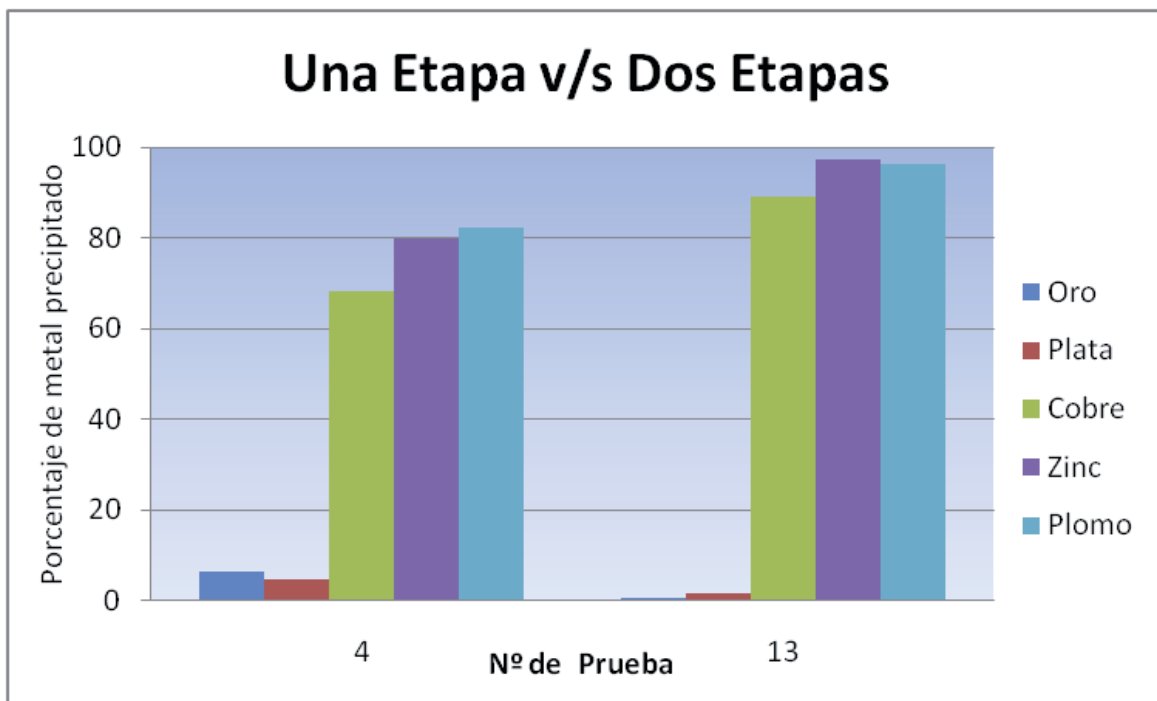


Gráfico 26: Porcentaje de metales precipitados en prueba N° 4 y N° 13.

Se ha observado de las pruebas realizadas que los precipitados tienen influencia en la degradación del Peróxido de Hidrógeno. Al ir precipitando se incrementa el requerimiento para el sistema en el que se está trabajando, por lo que sería recomendable trabajar con dos etapas de reacción en vez de trabajar con solo una etapa de reacción.

### 4.3 PRUEBAS DE ELECTRO-OBTENCION

Con las pruebas de electro-obtención realizadas se pretende igualar o mejorar la recuperación de oro y plata que posee Minera Florida, y a la vez corroborar que la precipitación selectiva no produce efectos negativos en la etapa de Electro-obtención.

De anteriores pruebas realizadas por Minera Florida Ltda. se determino que el tratamiento de precipitación selectiva mediante el método INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, no tiene efectos negativos en el proceso de electro-obtención, por lo que fueron realizadas pruebas para la precipitación selectiva de metales mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno.

Las pruebas fueron realizadas en vasos precipitados en los que se introdujeron dos ánodos y un cátodo de acero inoxidable (SS-316), trabajando con un litro de solución previamente tratada con Peróxido de Hidrógeno para lograr la precipitación de metales, sean estos cobre, zinc y plomo se trabajó a una temperatura de 70°C. Para simular el continuo movimiento en que se encuentra la solución en la planta de electro-obtención de Minera Florida Ltda. se mantuvo una agitación continua a lo largo de las pruebas.

Para la realización de estas pruebas fue necesario contar con una fuente de poder, una plancha agitadora calefactora y un termómetro. Fueron preparados cátodos y ánodos de acero inoxidable (SS-316), ambos perforados para mejorar la circulación de la solución, los cátodos fueron recubiertos por una malla de acero inoxidable (SS-316) para simular los cátodos existentes en la planta de electro-obtención de Minera Florida Ltda. (Anexo A, Figura 10).

El objetivo de esta prueba fue encontrar la cantidad de corriente necesaria para lograr un depósito rico en oro y plata, con la menor cantidad de impurezas

tales como cobre, zinc y plomo. En las diferentes pruebas realizadas se fue variando el amperaje administrado a la celda electrolítica, para encontrar el punto óptimo de operación. Para estas nuevas condiciones de trabajo (bajos contenidos de impurezas en la solución a tratar).

Fueron desarrolladas 7 pruebas en las que se varió la corriente, manteniéndose constante la agitación y temperatura de la solución, en la Tabla 14 se entrega un resumen de las pruebas el que incluye el volumen utilizado de solución rica tratada mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno (ml.), temperatura de operación (°C), duración de la prueba (min.), corriente utilizada (mA.), y porcentaje recuperado de cada metal (%).

Pruebas Electro-Obtencion							
Nº	1	2	3	4	5	6	7
Volumen Solucion Rica ( ml. )	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Temperatura Operación (°C)	70	70	70	70	70	70	70
Duracion de la prueba (min.)	90	90	90	90	90	90	90
Corrente utilizada (mA.)	10	50	90	100	120	180	150
Porcentaje de metal recuperado							
Oro	6,73	88,32	98,06	98,90	98,52	99,25	99,25
Plata	38,09	99,22	99,89	99,70	99,13	99,89	99,68
Cobre	15,47	5,66	68,18	89,89	94,22	99,27	97,87
Zinc	92,22	16,70	5,49	22,05	53,37	96,01	50,19
Plomo	3,00	8,13	10,46	38,93	29,60	85,63	86,62

Tabla 14: Resumen de pruebas de electro-obtención realizadas en laboratorio.

Manteniendo la densidad de corriente utilizada en Minera Florida Ltda, aprox.  $11,50 \text{ A/m}^2$  y trabajando con un área sumergida del cátodo de  $103,50 \text{ cm}^2$ , se obtuvo una corriente de 119 mA, que es la que se debería ocupar para simular las condiciones de operación de Minera Florida Ltda. pero se observa de la Tabla 14 que al trabajar con la corriente obtenida las recuperaciones de oro y plata son superiores al 98,00 %, pero la recuperación de cobre llega a valores superiores al 94,00 %, por lo que fue necesario trabajar con corrientes menores

a esta para lograr una buena relación recuperación oro, plata versus la recuperación de cobre.

De estas pruebas se aprecia que la recuperación de oro y plata puede llevarse a valores similares al de la planta que se opera en Minera Florida Ltda., que son 98,50 % y 99,00 % para oro y plata respectivamente. La mejor relación recuperación oro, plata versus recuperación de cobre se observa en la prueba N°3, la que se trabajo con una corriente de 90 mA, donde la recuperación de oro y plata llega a valores de 98,06 % y 99,89 % respectivamente, mientras la recuperación de cobre solo llega a valores de 68,18%, se aprecia de mejor manera en Gráfico 27 lo expuesto.

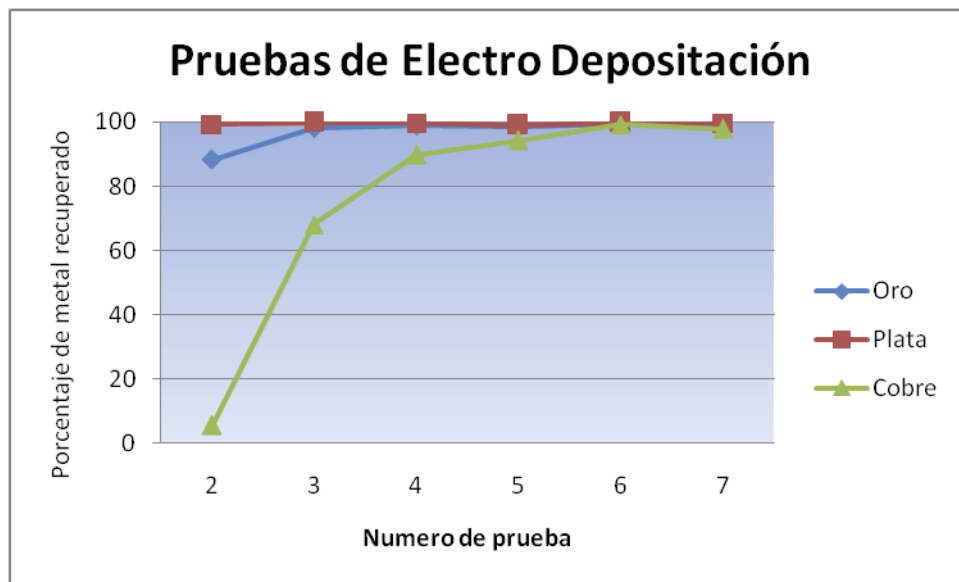


Gráfico 27: Porcentaje de recuperación de metales en pruebas de electro-obtención N° 2 a N°7.

Si se considera que la cantidad de cobre, zinc y plomo al inicio de las pruebas es menor que la cantidad que se encuentra presente en la solución rica sin tratar, se logra una disminución en la cantidad de masa recuperada mediante electro-obtención. Esto queda más claro, teniendo en cuenta que la

concentración de cobre que se encuentra en solución rica está sobre 100 ppm llegando hasta valores de 600 e incluso 700 ppm, la de zinc sobre 100 ppm llegando hasta 600 ppm y la de plomo sobre 2 ppm llegando hasta 50 ppm.

La máxima concentración de impurezas en la solución rica tratada se encuentra en directa relación con el porcentaje de impurezas que se obtienen en el barro que se recolecta de las celdas de electro-obtención, en la Tabla 14 se entregan los porcentajes de impurezas presentes en el barro seco, en esta se observa que el porcentaje de Plomo presente en 16 de los 18 meses se presenta valores sobre el 3 %, el Cobre presenta valores superiores a 3 % en 7 de los 18 meses y el Zinc presenta valores superiores al 3%, por 3 de los 18 meses.

Los valores máximos que se pueden permitir en la solución rica tratada mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno, para el cobre, teniendo en cuenta que el máximo porcentaje de remoción en la etapa de electro obtención es de 5,53 % en el mes de Enero del 2008,

## 4.4 CONCLUSIONES DEL CAPITULO.

Los resultados obtenidos de las pruebas del proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, muestran que si bien es factible, la precipitación de gran parte del cobre, zinc y plomo, llegando hasta valores sobre el 99,00 %, 91,00 % y 91,00 % de precipitación respectivamente, esta se ve acompañada de la remoción mediante precipitación de parte de oro y plata presente, en valores de 27,60 % y 20,50 % del total presente en la solución rica.

Los resultados de las pruebas realizadas mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno a la solución rica en una etapa de reacción, muestran que la precipitación selectiva de metales es posible, con una baja precipitación de oro y plata involucrada. Precipitando un porcentaje de cobre, zinc y plomo de 68,32 %, 79,86 % y 82,14 % respectivamente, y removiendo oro y plata en 6,25 % y 4,67 % respectivamente.

Trabajando con dos etapas de reacción al adicionar Peróxido de Hidrógeno se aprecia que hay una remoción de cobre, zinc y plomo de 89,10 %, 97,31 % y 96,30 % respectivamente, así como una remoción de oro y plata de 0,58 % y 1,57 % respectivamente.

Las pruebas de electro-obtención mostraron que es posible llegar a valores similares de recuperación que actualmente se alcanzan en Minera Florida Ltda. con una corriente de 90 mA, obteniendo porcentajes de recuperación de 98,06 %, 99,89 %, para oro, plata y porcentajes de remoción de 68,18 %, 5,49 % y 10,46 % cobre, zinc y plomo respectivamente.

Con lo que se demuestra que el proceso de precipitación selectiva mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno en dos etapas de reacción es el que mejores resultados entrega y no afecta a la etapa de electro-obtención. Por lo tanto el



diseño de equipos, el balance de masa y la evaluación económica se hará en este proceso.

## **CAPITULO V**

# **BALANCE DE MASA PARA LA PRECIPITACIÓN SELECTIVA DE METALES EN PRESENCIA DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO**

## 5 INTRODUCCIÓN

Se entrega el balance de masa realizado para la precipitación selectiva de metales pesados, mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno a una corriente de solución rica.

El balance de materia fue realizado para lograr encontrar la cantidad necesaria de peróxido de hidrógeno a adicionar para que precipitaran los metales indeseados presentes en solución.

Las reacciones involucradas para la realización de este balance, así como los supuestos y la caracterización de la solución base utilizada son entregadas a lo largo de este capítulo.

## 5.1 SUPOSICIONES

Para llevar a cabo el balance de masa fue necesario realizar suposiciones, ya que no es conocido el proceso a cabalidad.

El balance de masa se realizó basado en los siguientes supuestos:

- Se trabaja con un flujo de 11 m<sup>3</sup>/h
- Se asume una base de cálculo de 1 hora.
- El oro y la plata presentes en solución no reaccionan.
- Todo el cobre, plomo y zinc presentes en solución reaccionan.
- Todo el cianuro libre (CN<sup>-</sup>) presente es degradado a cianato (CNO).
- El cobre precipita como Cu(OH)<sub>2</sub>.
- El plomo precipita como Pb(OH)<sub>2</sub>.
- El zinc precipita como Zn(OH)<sub>2</sub>.
- Los sólidos del proceso salen con un 40% de humedad.
- Se trabajará con solución de Peróxido de Hidrógeno al 50% en peso.
- La cantidad de peróxido de hidrógeno que se descompone en agua y oxígeno es de un 30 % del total de Peróxido de Hidrógeno adicionado.

La corriente de entrada, solución rica, posee la siguiente caracterización.

<b>Composición de Corriente N°1 (Solución Rica)</b>					
ppm					gr/l
Au	Ag	Zn	Cu	Pb	CN-
35	144	147	101	3	8

Tabla 15: Caracterización de solución de entrada.

De Tabla 15 se rescatan las concentraciones de especies en solución que son tomados en cuenta para la realización del balance de materia.

## 5.2 ECUACIONES UTILIZADAS EN EL BALANCE

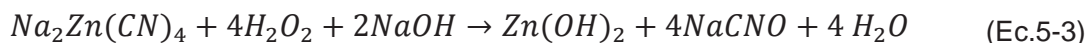
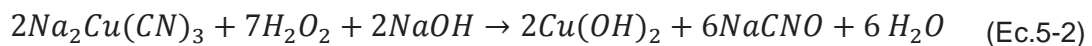
Las ecuaciones a utilizar para explicar la precipitación selectiva de metales y la degradación de cianuro se entregan a continuación.

Hay que entender que parte del Peróxido de Hidrógeno se descompondrá a medida que la reacción es llevada a cabo, esto por la presencia del precipitado, que es un catalizador en la reacción de descomposición, debido a eso es que se asume que un 30% del total adicionado reaccionara para convertirse en agua y oxígeno, como se muestra en la ecuación 5-1.



La precipitación de metales ocurre por la oxidación de los complejos cianurados débiles, los que precipitan como hidróxidos metálicos.

Las reacciones para cobre, plomo y zinc se entregan a continuación.



Se aprecia de las ecuaciones 5-2, 5-3 y 5-3 que los complejos cianurados de cobre, zinc y plomo precipitan como hidróxidos metálicos, en presencia de Peróxido de Hidrógeno e hidróxido de sodio, el cianuro presente a su vez reacciona para degradarse a cianato.

La degradación de cianuro a cianato se produce mediante la oxidación de éste por la presencia de Peróxido de Hidrógeno, a continuación se entrega la ecuación de la degradación.



De la ecuación 5-4, se aprecia que la estequiometría de la ecuación es uno a uno, por lo que por cada mol de cianuro libre presente será necesaria la presencia de un mol de Peróxido de Hidrógeno para que la reacción se lleve a cabo, lo que a su vez generará un mol de cianato y agua.

### 5.3 DIAGRAMACION DEL BALANCE

El balance fue realizado en una planilla de cálculo Excel.

Para desarrollar el balance es necesario tener claro las corrientes de entrada y salida del sistema y los compuestos que se encuentran presentes en ellas, con lo que se logrará una mayor claridad en la realización del balance.

El proceso consta de dos corrientes de entrada y tres de salida. Se entrega a continuación las especies que componen cada corriente, en la figura 9 se muestra el diagrama de las corrientes de entrada y salida.

La solución a tratar será la corriente N°1, en la que encontramos los siguientes compuestos:

<b>Especie</b>
NaAu(CN) <sub>2</sub>
NaAg(CN) <sub>2</sub>
Na <sub>2</sub> Zn(CN) <sub>4</sub>
Pb(CN) <sub>2</sub>
Na <sub>2</sub> Cu(CN) <sub>3</sub>
NaCN libre
NaOH
H <sub>2</sub> O

La solución de Peróxido de Hidrógeno al 50 % en peso será la corriente N°2 y está compuesta por:

<b>Especie</b>
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>
H <sub>2</sub> O

El oxígeno liberado a la atmosfera por la reacción de autodegradación de Peróxido de Hidrógeno será la corriente N°3 y está compuesta por:

<b>Especie</b>
O <sub>2</sub>

La corriente líquida que abandona el proceso, sin sólidos en ella será la corriente N°4, la que tendrá los siguientes compuestos:

<b>Especie</b>
NaAu(CN) <sub>2</sub>
NaAg(CN) <sub>2</sub>
Na <sub>2</sub> Zn(CN) <sub>4</sub>
Pb(CN) <sub>2</sub>
Na <sub>2</sub> Cu(CN) <sub>3</sub>
NaCN libre

NaOH
H <sub>2</sub> O
NaCNO

La descarga de sólidos del proceso será considerada la corriente N°5, y está constituida por las siguientes especies:

<b>Especie</b>
Zn(OH) <sub>2</sub>
Pb(OH) <sub>2</sub>
Cu(OH) <sub>2</sub>
H <sub>2</sub> O

Representada de manera gráfica quedaría de la siguiente forma

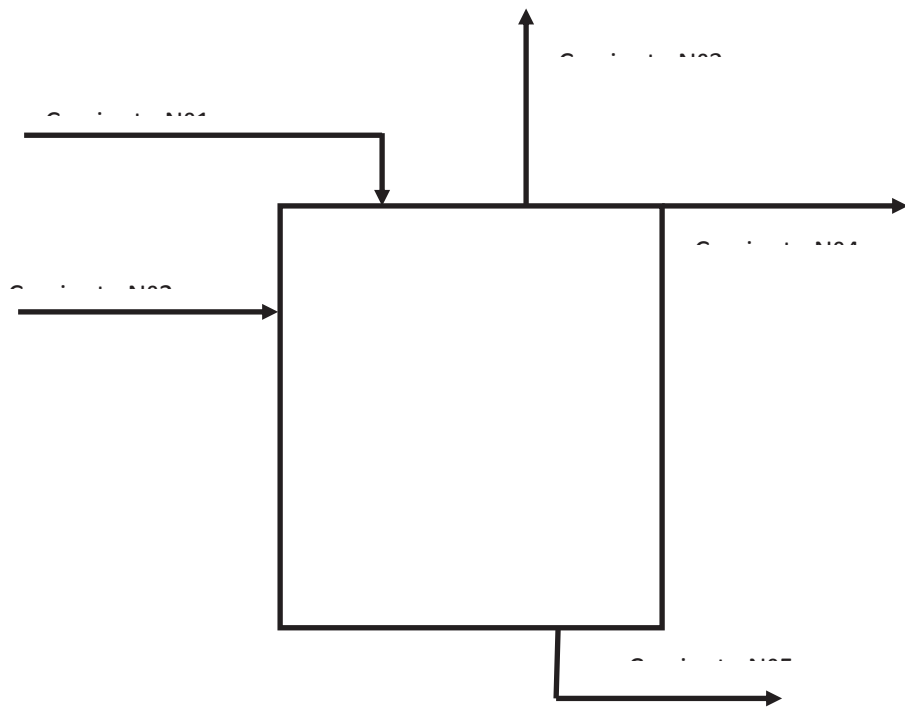


Figura 9: Corrientes de entrada y salida del proceso.



## 5.4 CALCULOS REALIZADOS

Es necesario calcular los moles presentes de las especies interesadas para poder llevar a cabo el balance. Se realiza el cálculo de los gramos presentes y con el peso molecular de estos son calculados los moles de los compuestos a reaccionar.

Solución de Entrada					
Especie	ppm	gr/l	Pm	g	moles
Au	35	-	196,97	385,00	1,95
Ag	144	-	107,87	1584,00	14,68
Zn	147	-	65,38	1617,00	24,73
Cu	101	-	63,55	1111,00	17,48
Pb	3	-	207,2	33,00	0,16
CN <sub>L</sub>	-	8	26,01	88000,00	3383,31

Tabla 16: Peso molecular y cálculo de moles.

En la Tabla 16 son destacadas en amarillo las celdas que entregan el valor de la concentración de cada especie, en partes por millón (ppm), con la salvedad del cianuro libre que es entregado en gramos por litro (g/l).

Una vez conocidos los moles es posible plantear las reacciones y calcular la cantidad de Peróxido de Hidrógeno necesario para lograr la precipitación de metales, lo que se realiza para cada una de las especies seleccionadas. Las ecuaciones a utilizar son las ecuaciones 5-2, 5-3 y 5-4. Se muestran las tablas donde fueron calculados los pesos moleculares para cada especie así como los moles involucrados en las reacciones y la masa de los productos obtenidos.

$Na_2Zn(CN)_4 + 4H_2O_2 + 2NaOH \rightarrow Zn(OH)_{2(s)} + 4NaOCN + 4H_2O$					
Especie	Entra	Reacciona	Produce	Sale	Kg salida
$Na_2Zn(CN)_4$	24,7	24,7		0,0	0,000
$H_2O_2$	98,9	98,9		0,0	0,000
NaOH	49,5	49,5		0,0	0,000
$Zn(OH)_2$			24,7	24,7	2,458
NaOCN			98,9	98,9	6,430
$H_2O$			98,9	98,9	1,781

Tabla 17: Cálculo de especies de entrada y salida para la precipitación de zinc

$Na_2Pb(CN)_4 + 4H_2O_2 + 2NaOH \rightarrow Pb(OH)_{2(s)} + 4NaCNO + 4H_2O$					
Especie	Entra	Reacciona	Produce	Sale	Kg salida
$Na_2Pb(CN)_4$	0,2	0,2		0,0	0,000
$H_2O_2$	0,6	0,6		0,0	0,000
NaOH	0,3	0,3		0,0	0,000
$Pb(OH)_2$			0,2	0,2	0,038
NaCNO			0,6	0,6	0,041
$H_2O$			0,6	0,6	0,011

Tabla 18: Cálculo de especies de entrada y salida para la precipitación de plomo.

$2Na_2Cu(CN)_3 + 7H_2O_2 + 2NaOH \rightarrow 6NaCNO + 6H_2O + 2Cu(OH)_{2(s)}$					
Especie	Entra	Reacciona	Produce	Sale	Kg salida
$Na_2Cu(CN)_3$	17,5	17,5		0,0	0,000
$H_2O_2$	61,2	61,2		0,0	0,000
NaOH	17,5	17,5		0,0	0,000
NaCNO			52,4	52,4	3,409
$H_2O$			52,4	52,4	0,944
$Cu(OH)_2$			17,5	17,5	1,705

Tabla 19: Cálculo de especies de entrada y salida para la precipitación de cobre.

De las Tablas 19, 20 y 21 se obtienen la cantidad de moles producidos en la reacciones de precipitaciones de zinc, plomo y cobre, así como para la degradación del cianuro que se encuentra presente en los complejos metálicos.

Para la degradación de cianuro libre en solución se entrega a continuación la Tabla 11, en la que se muestran los moles a reaccionar y producidos de la ecuación 5-4.

$NaCN + H_2O_2 \rightarrow NaCNO + H_2O$					
Especie	Entra	Reacciona	Produce	Sale	Kg salida
NaCN	3383,3	3383,3		0,0	0,000
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	3383,3	3383,3		0,0	0,000
NaCNO			3383,3	3383,3	219,915
H <sub>2</sub> O			3383,3	3383,3	60,900

Tabla 20: Cálculo de especies de entrada y salida para la degradación de cianuro.

Teniendo en cuenta que un 30% del total de Peróxido de Hidrógeno adicionado se descompone en agua y oxígeno, al total de moles necesarios para la precipitación de metales y degradación de cianuro será necesario multiplicarlos por 0,30 y divididos por 0,70 lo que entregara la cantidad de peróxido que se auto degrada, como se muestra en ecuación 5-1. Se entrega en la Tabla 21 los moles de Peróxido de Hidrógeno que reaccionaran produciendo oxígeno y agua, así como la masa de oxígeno y agua que se producen en esta reacción.

$H_2O_2 \rightarrow H_2O + \frac{1}{2} O_2$					
Especie	Entra	Reacciona	Produce	Sale	Kg salida
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	1518,9	1518,9		0,0	0,000
H <sub>2</sub> O			1518,9	1518,9	27,340
O <sub>2</sub>			759,4	759,4	24,302

Tabla 21: Cálculo de especies de entrada y salida para la autodegradación de Peróxido de Hidrógeno.

Conocidos los moles de producto de cada reacción se calcula la masa, como se muestra en las tablas 19, 20, 21, 22 y 23, y con estos valores se calcula la masa de entrada y salida de las distintas corrientes. Se entregan a continuación los moles, peso molecular y masa de cada especie por corriente, así como la masa total de la corriente, en las tablas 24, 25, 26, 27 y 28.

<b>Corriente N°1</b>			
<b>Especie</b>	<b>moles</b>	<b>PM</b>	<b>Kg</b>
NaAu(CN) <sub>2</sub>	2,0	272,0	0,532
NaAg(CN) <sub>2</sub>	14,7	182,9	2,685
Na <sub>2</sub> Zn(CN) <sub>4</sub>	24,7	215,4	5,327
Pb(CN) <sub>2</sub>	0,2	357,2	0,057
Na <sub>2</sub> Cu(CN) <sub>3</sub>	17,5	187,6	3,279
NaCN libre	3383,3	49,0	165,782
NaOH	67,3	40,0	2,690
H <sub>2</sub> O	611111,1	18,0	11000,000
<b>TOTAL C. N°1</b>			<b>11180,353</b>

Tabla 22: Moles, peso molecular y masa por especie de corriente N°1.

<b>Corriente N°2</b>			
<b>Especie</b>	<b>moles</b>	<b>PM</b>	<b>kg</b>
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	5063,0	34,0	172,140
H <sub>2</sub> O	9563,4	18,0	172,140
<b>TOTAL C. N°2</b>			<b>344,281</b>

Tabla 23: Moles, peso molecular y masa por especie de corriente N°2.

<b>Corriente N°3</b>			
<b>Especie</b>	<b>moles</b>	<b>Pm</b>	<b>Kg</b>
O <sub>2</sub>	531,6	32,0	17,012
<b>TOTAL C. N°3</b>			<b>17,012</b>

Tabla 24: Moles, peso molecular y masa por especie de corriente N°3.

<b>Corriente N°4</b>			
<b>Especie</b>	<b>moles</b>	<b>PM</b>	<b>Kg</b>
NaAu(CN) <sub>2</sub>	2,0	272,0	0,532
NaAg(CN) <sub>2</sub>	14,7	182,9	2,685
Na <sub>2</sub> Zn(CN) <sub>4</sub>	0,0	215,4	0,000
Na <sub>2</sub> Pb(CN) <sub>4</sub>	0,0	357,2	0,000
Na <sub>2</sub> Cu(CN) <sub>3</sub>	0,0	0,0	0,000
NaCN libre	0,0	0,0	0,000
NaOH	0,0	0,0	0,000
H <sub>2</sub> O	624256,7	18,0	11236,621
NaCNO	3535,3	65,0	229,796
<b>TOTAL C N°4</b>			<b>11469,634</b>

Tabla 25: Moles, peso molecular y masa por especie de corriente N°4.

<b>Corriente N°5</b>			
<b>Especie</b>	<b>moles</b>	<b>Pm</b>	<b>Kg</b>
Zn(OH) <sub>2</sub>	24,7	99,4	2,458
Pb(OH) <sub>2</sub>	0,2	241,2	0,038
Cu(OH) <sub>2</sub>	17,5	97,6	1,705
H <sub>2</sub> O	155,6	18,0	2,801
<b>TOTAL C. N°5</b>			<b>7,003</b>

Tabla 26: Moles, peso molecular y masa por especie de corriente N°5.

Al tener las masas de las corrientes se procede a realizar la suma de las corrientes de entrada y de salida por separado, lo que entrega el total de masa ingresado al sistema y el total de salida con lo que es posible realizar el balance de flujos másicos como se muestra a continuación.

<b>Entrada</b>		<b>Salida</b>		
<b>Kg</b>		<b>Kg</b>		
<b>Corriente N°1</b>	<b>Corriente N°2</b>	<b>Corriente N°3</b>	<b>Corriente N°4</b>	<b>Corriente N°5</b>
11180,353	344,281	24,302	11493,329	7,003
11524,634		11524,634		

Tabla 27: Masa total de cada corriente y masas totales de entrada y salida.

Es posible apreciar de Tabla 27, que la masa que entra es la misma que sale por lo que el balance es consistente con la ley de conservación de materia.

Al conocer la cantidad necesaria a adicionar de solución de Peróxido de Hidrógeno al 50% en peso y el total de cianuro libre a degradar se puede calcular la razón Peróxido de Hidrógeno / cianuro libre en peso, esta razón tiene un valor de 3,912 Kg de Peróxido de Hidrógeno al 50% por cada Kg de cianuro libre presente en solución.

## 5.5 CONCLUSIONES

En una planilla Excel se realizan los cálculos de la cantidad necesaria de Peróxido de Hidrógeno para lograr la precipitación de cobre, plomo y zinc así como para degradar el cianuro libre presente en una corriente con la composición que se muestra en Tabla 15.

Se toma como base de cálculo 11 m<sup>3</sup>/h ya que este es el flujo que se procesa en la planta de Minera Florida

El consumo de Peróxido de Hidrógeno teórico para la corriente a tratar, con las composiciones dadas en Tabla 15 es de 344,281 kg solución de peróxido al 50% en peso.

Del total de Peróxido de Hidrógeno teórico a adicionar la cantidad que se auto degrada produciendo agua y oxígeno es de 51,462 Kg de Peróxido de Hidrógeno puro, es decir 103,264 kg de peróxido de hidrógeno al 50 % en peso.

La relación entre Kg de Peróxido de Hidrógeno por Kg de cianuro libre presente en la solución a tratar es de 3,912 p/p.



# **CAPITULO VI**

## **DISEÑO DE EQUIPOS**

## 6 INTRODUCCIÓN

Será diseñado un reactor constantemente agitado (CSRT), para el proceso de purificación de solución rica, mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno en dos etapas, así como la selección de equipos a utilizar para llevar a cabo la operación de este.

Ya que son necesarios dos reactores, se trabajara con reactores gemelos, por lo que solo serán entregados los cálculos para un reactor. Teniendo en cuenta las características del Peróxido de Hidrógeno se opto por trabajar con acero austenitico SS 316.

## 6.1 DISEÑO DE REACTOR CSRT

Suposiciones para el diseño del reactor.

- Altura del líquido igual al 140 % del diámetro útil interno, recomendado para viscosidades menores a 25 Cp. (1)
- Caudal de vaciado de 5,5 m<sup>3</sup> en 30 minutos. (2)
- Presión interna 1 atmósfera, 10 años de servicio. (3)
- Diámetro de agitador 0,3 diámetro interno efectivo. (4)
- Propiedades de solución rica se toman como las del agua. (5)
- Altura de reactor igual a 120 % de altura de líquido. (6)

### 6.1.1 DETERMINACION DE VOLUMEN DEL REACTOR

Dándose un diámetro interno del reactor de 3 metros es posible calcular la altura de líquido que estará presente en el reactor, utilizando la suposición (1) y la ecuación 6-1.

$$H_{liq} = 1,4 * D_{util} \quad (\text{Ec.6-1})$$

$$H_{liq} = 4,2 \text{ m}$$

Teniendo el diámetro y la altura de líquido, por medio de la ecuación de volumen de un cilindro, es posible calcular el volumen de líquido en el interior del reactor, mediante la ecuación 6-2

$$V_{liq} = \frac{\pi * D_{util}^2 * H_{liq}}{4} \quad (\text{Ec.6-2})$$

$$V_{liq} = 29,7 \text{ m}^3$$

La altura total de reactor asumiendo la suposición (6), esta será la altura de equipo sin tomar en cuenta los cabezales, se calcula mediante la ecuación 6-3.

$$H_r = 1,2 * H_{liq} \quad (\text{Ec.6-3})$$

$$H_r = 5 \text{ m}$$

### 6.1.2 DISEÑO DE BAFLES

Diseño estándar de bafles, según Walas <sup>6</sup>, se calcula mediante ecuación 6-4 el ancho y mediante ecuación 6-5 la altura de los bafles.

$$W = \frac{D_{util}}{12} \quad (\text{Ec.6-4})$$

$$L = H_{liq} \quad (\text{Ec.6-5})$$

Donde W es el ancho del baffle y H es la altura en metros.

$$W = 0,25 \text{ m}$$

$$H = 4,2 \text{ m}$$

Serán utilizados 4 bafles igualmente espaciados, uso estándar de bafles.

---

<sup>6</sup> Stanley M., Walas, Chemical Process Equipment 287

### 6.1.3 DISEÑO DE AGITADOR.

- Según criterio de Dikey<sup>7</sup>, el que relaciona la viscosidad de la solución y la razón entre la altura de líquido y el diámetro útil del reactor, es necesario un solo agitador, el que se ubica a un tercio (1/3) de la altura del líquido tomando como referencia el fondo de la carcasa.
- Agitador tipo pitchet blade, con 6 hojas con una inclinación de 45°.
- Diámetro de aspas 0,6 diámetro útil a utilizar, valor conservador especial para líquidos de baja viscosidad.

Por lo tanto:

$$D_{aspas} = 0,3 * D_{util} = 0,3 * 3 = 0,9 \text{ m}$$

### 6.1.4 DISEÑO DE MOTOR AGITADOR

- Es aceptada  $N \propto D_{aspas}^{-\frac{5}{3}}$  para criterio de diseño ya que se busca un eficiente mezclado inicial.
- Sobredimensionamiento de la potencia del motor en un 30 %.

$$N_{RPS} \approx D_{aspas}^{-\frac{5}{3}} \tag{Ec.6-6}$$

$$P = \frac{N_p * N_{rpm}^3 * D_{aspas}^5 * S}{1,523 * 10^{13}} \tag{Ec.6-7}$$

---

<sup>7</sup> Stanley M., Walas, Chemical Process Equipment, Cap. 10, pág. 288.

Donde:

$N_{rps}$  : rps agitador.

$N_{rpm}$  : rpm agitador.

$D_{aspas}$  : Diámetro aspaspulg.

$N_p$  : Número de potencia.<sup>8</sup>

$S$  : Gravedad específica del fluido.

$P$  : Potencia del motor [HP].

Evaluando las ecuaciones 6-6 y 6-7 se obtiene:

$$N_{rps} = 0,9^{-\frac{5}{3}} = 1,19$$

$$N_{rpm} = 1,19 * 60 = 71,52$$

$$P = \frac{1,2 * 71,52^2 * (39,37 * 0,9)^3 * 1}{1,523 * 10^{12}} = 1,61 [Hp]$$

Aplicando el sobredimensionamiento:

$$P_{hidraulica} = 1,61 * 1,3 = 2,09 [Hp]$$

Debido a que el agitador se encontrara sometido a la presión atmosférica, más la presión que ejerce el líquido, habrá que ajustar su potencia como sigue:

$$P = 2,09 * \left( 1 + \frac{1000 * 9,0 * 4,2}{101325} \right) = 2,94 [Hp]$$

---

<sup>8</sup> Stanley M., Walas, Chemical Process Equipment, Cap. 10, pág. 292

## 6.2 DISEÑO MECANICO

Se diseña en acero austenitico SS316 sin revestimiento interior, como revestimiento externo solo será usada pintura epoxica, sus principales propiedades se pueden apreciar en la Tabla 28, que se entregan a continuación:

Densidad ASTM s316	8027	Kg/m <sup>3</sup>
Esfuerzo de tension f	80.000	PSI
Factor de seguridad	3	η
f admisible	26667	PSI
Eficiencia de soldadura	0,85	(0-1)

Tabla 28: Propiedades de acero SS316.

La eficiencia de soldadura no contempla pruebas ni ensayos.

### 6.2.1 CALCULO DE ESPESORES

#### 6.2.1.1 CARCASA

Para los cálculos de espesores serán utilizados los métodos de diseño por ASME.

$$t = \frac{P \cdot R_i}{E \cdot f - 0,6 \cdot P} \quad (\text{Ec.6-8})$$

Donde:

$t$  = Espesor (pulg.).

$P$  = Presión de operación (PSI).

$R_i$  = Radio interno de la columna (pulg.).

$E$  = Eficiencia de soldadura.

$f$  = Esfuerzo admisible (PSI).

El espesor esta dado por la presión de líquido que se encuentra en el reactor mas la presión atmosférica, de modo que se tomara para el diseño cuando se encuentra sometido a la mayor presión, que será cuando se encuentre operativo.

$$P_i = P_{atm} + P_H$$

$$P_i = P_{atm} + \rho_{liq} * g * X$$

$$P_H = 1000 * 9,8 * 4,2 = 41160 [Pa] = 0,41 [Atm]$$

$$P_i = 1 + 0,41 = 1,41 [Atm] = 20,7 [PSI] \approx 21 [PSI]$$

$$R_i = R_{util}$$

Evaluando ecuación 6-8 se obtiene

$$t = \frac{21 * 3000}{0,85 * 26667 - 0,6 * 21} = 1,39 [mm]$$

Sumando 3 mm de factor de corrosión.

$$t_c = 1,39 + 3 = 4,39 [mm]$$

Estandarizando a 5 mm, se calcula el radio como sigue

$$R_{ext} = R_i + t_c = 1500 + 5 = 1505 [mm]$$



### 6.2.1.2 CABEZAL INFERIOR

Se utiliza la ecuación ASME para cabezales toriesféricos y material base acero SS316, como se muestra en ecuaciones 6-9, 6-10, 6-11, 6-12, 6-13 y 6-14,

$$V_{cabezal} = 0,0809 * D_{int}^3 = 2,184 [m^3] \quad (\text{Ec.6-9})$$

$$H_{cabezal} = \frac{2,184}{0,513 * D_{int}} = 0,473 [m] \quad (\text{Ec.6-10})$$

$$L = 0,75 * D_{int} \quad (\text{Ec.6-11})$$

$$irc = 100 \quad (\text{Ec.6-12})$$

$$M = \frac{1}{4} * \left( 3 + \sqrt{\frac{L}{irc}} \right) \quad (\text{Ec.6-13})$$

$$M = \frac{1}{4} * \left( 3 + \sqrt{\frac{2250}{100}} \right) = 1,936$$

$$t_{cab} = \frac{P_i * L * M}{2 * f * E - 0,2 * P_i} \quad (\text{Ec.6-14})$$

$$t_{cab} = \frac{21 * 2250 * 1,936}{2 * 26667 * 0,85 - 0,2 * 21} = 2,02 [mm]$$

Agregando 3 mm, por factor de corrosión, se calcula el espesor final como sigue

$$t_{cab} = 2,02 + 3 = 5,02 [mm]$$

Estandarizando a 6 mm, se obtiene

$$H_{cab} = 0,473 + 0,006 = 0,479 [m]$$

### 6.2.1.3 CABEZAL SUPERIOR

Idéntico al cabezal inferior

## 6.2.2 NOZLES O BOQUILLAS

En el diseño de boquillas las dimensiones serán definidas por la velocidad de diseño y el caudal volumétrico. En la Tabla 29 se muestran velocidades recomendadas.

Fluido	Velocidad (pie/s)	Velocidad (m/s)
Líquido	4 a 10	1,2 a 3
Vapor saturado	33 a 49	10 a 15
Gas	80 a 120	25 a 37

Tabla 29: Velocidades recomendadas para diseño de boquillas.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (\text{Ec.6-15})$$

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{Ec.6-16})$$

Donde:

A = Área de flujo

Q = Caudal volumétrico

V = Velocidad de diseño.

D<sub>int</sub> = Diámetro interno de boquilla.

Asumiendo valida la suposición (2) y dándose una velocidad de diseño de 9 pie/s, evaluando las ecuaciones 6-15 y 6-16 se obtiene:

$$A = \frac{0,108*144}{9} = 1,73[\text{pulg}^2]$$

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4*1,73}{\pi}} = 1,48 [\text{pulg}] \approx 1\frac{1}{2} [\text{Pulg}]$$

Se asume valido este valor para todos las boquillas que transporten líquidos, vale decir, Peróxido de Hidrógeno, solución rica, y descarga del reactor.

El tamaño de manhole se estableció en 24 pulg de tamaño, por el que se podrán realizar trabajos de mantención, inspección o reparación.

#### 6.2.2.1 TAPA DE MANHOLE

El espesor de la tapa de manhole se calcula mediante la ecuación ASME, ecuación 6-17, para tapas planas, ajustada con pernos C = 0,162<sup>9</sup>,

$$t = D_{int} \sqrt{\frac{C*P}{f*E}} \quad (\text{Ec.6-17})$$

$$t = 2,44[\text{mm}]$$

Estandarizando queda en 3 mm el espesor de la tapa del manhole.

El espesor de las boquillas es calculada mediante la ecuación 6-8, a continuación se entregan los cálculos para las boquillas en la Tabla 30, se utilizaron la propiedades de cañerías estándar cedula 40.

---

<sup>9</sup> Lloyd E. Brownel, Edwin H. Young Process Equipment Desingn, apéndice H, pag 363.

	DN	Di	Do	t dis	tstd
	pulg	pulg	pulg	pulg	pulg
manhole	24	22,626	24,00	0,0105	1
alimentacion H2O2	2	2,067	2,375	0,0010	1
Alimentacion solucion rica	2	2,067	2,375	0,0010	1
Venteo de gases	4	4,026	4,5	0,0019	1
Salida solucion	2	2,067	2,375	0,0010	1

Tabla 30: Resumen de espesores de boquillas.

### 6.2.3 ANÁLISIS DE ESFUERZOS AXIALES

A continuación se entregan los datos relevantes del reactor, dimensiones, espesores y presión de operación, en tablas 6-4, 6-5 y 6-6.

Carcasa	m	mm
Altura	5	5000
D int	3	3000
D ext	3,01	3010

Tabla 31 dimensiones del reactor.

Area	Espesor t	densidad
	m	Kg/m <sup>3</sup>
Carcasa	0,0050	8027
Cabezal	0,0060	8027

Tabla 32: espesores y densidades de carcasa y cabezal.

P op Interna	Pa	PSI
	142928,3	21,00

Tabla 33: Presión de operación del reactor.

#### 6.2.3.1 ESFUERZOS POR PRESIÓN DE OPERACIÓN

Mediante ecuación 6-18 se calcula el esfuerzo axial del estanque

$$f_x = \frac{P_i * d_o}{4 * t_c} \quad (\text{Ec.6-18})$$

Donde:

$f_x$	esfuerzo axial por presion de op	Pa
$P_i$	Presion interna	Pa
$d_o$	diametro externo	m
$t_c$	espesor carcasa	m

Evaluando ecuación 6-18 se obtiene:

$$f_x = \frac{142928,3 * 3,01}{4 * 0,005} = 2151790,15 \text{ [Pa]}$$

### 6.2.3.2 ESFUERZOS POR CARGAS MUERTAS

#### 6.2.3.2.1 CARCASA

Para el cálculo de cargas muertas se utilizan las ecuaciones 6-19 y 6-20.

$$M_c = \pi * (R_o^2 - R_i^2) * H * \rho \quad (\text{Ec.6-19})$$

$$f_c = \rho * g * H \quad (\text{Ec.6-20})$$

Donde:

$M_c$	Masa carcasa	Kg
$R_o$	radio externo	m
$R_i$	radio interno	m
$H$	altura de carcasa	m
$\rho$	densidad del acero	Kg/m <sup>3</sup>
$f_c$	esfuerzo axial de la carcasa	Pa
$g$	aceleracion de gravedad	9,8 m/s

Evaluando las ecuaciones 5-19 y 5-20 se obtiene:

$$M_c = \pi * (1,51^2 - 1,5^2) * 8027 * X$$

$$M_c = 378,89 * X \text{ [Kg]}$$

$$f_c = 378,89 * 9,8 * X$$

$$f_c = 78664,6 * X \text{ [Pa]}$$

Debido a que la altura es la variable a analizar no es remplazada en las ecuaciones, dejándose como variable X.

#### 6.2.3.2.2 CABEZAL

Para espesores menores a 25 mm se tiene:

$$M_{cab} = \rho * V_{cab} = S_{cab} * t_{cab} * \rho_{cab} \quad (\text{Ec.6-21})$$

$$S_{cab} = \frac{\pi * D_{eq}^2}{4} \quad (\text{Ec.5-22})$$

$$D_{eq} = D_o + \frac{D_o}{42} + 2 * Sf + \frac{2}{3} irc \quad (\text{Ec.6-23})$$

$$f_{cab} = \frac{M_{cab} * g}{\pi * D_o * t_c} \quad (\text{Ec.6-24})$$

Donde:

D eq	diametro equivalente	m
Sf	Standard Straight Flanges	m
f cab	esfuerzo axial del cabezal	Pa
M cab	Masa cabezal	Kg
t cab	espesor del cabezal	m

Evaluando las ecuaciones 6-21, 6-22, 6-23 y 6-24 se obtienen los siguientes resultados

$$D_{eq} = 3,01 + \frac{3,01}{42} + 2 * 0,0381 + \frac{2}{3} * 0,1 = 3,22 [m]$$

$$S_{cab} = \pi * \frac{3,22^2}{4} = 8,17 [m^2]$$

$$M_{cab} = 8,17 * 0,006 * 8027 = 393,3 [Kg]$$

$$f_{cab} = \frac{393,3 * 9,8}{\pi * 3,01 * 0,006} = 67933,91 [Pa]$$

### 6.2.3.2.3 MOTOR DEL AGITADOR

$$f_{mag} = \frac{M_{mag} * g}{\pi * D_o * t_c} \quad (\text{Ec.5-25})$$

Estimación de la masa del motor del agitador en 50 kg, por lo que al evaluar la ecuación 6-25 se obtiene:

$$f_{mag} = \frac{50 \cdot 9,8}{\pi \cdot 3,01 \cdot 0,006} = 10363,58 [Pa]$$

#### 6.2.3.2.4 LÍQUIDO

$$M_{liq} = V_{liq} \cdot \rho_{liq} \quad (Ec.6-26)$$

$$f_{liq} = \frac{M_{liq} \cdot g}{\pi \cdot D_o \cdot t_c} \quad (Ec.6-27)$$

Evaluando las ecuaciones 6-26 y 6-27 se obtienen los siguientes valores:

$$M_{liq} = 29,7 \cdot 1000 = 29688,05 [Kg]$$

$$f_{liq} = \frac{29688,05 \cdot 9,8}{\pi \cdot 3,01 \cdot 0,006} = 6153488,37 [Pa]$$

#### 6.2.3.2.5 ESFUERZO GENERADO POR CARGAS MUERTAS

Este está dado por la sumatoria de cargas como se muestra a continuación en la ecuación 6-28:

$$f_{PM} = f_c + f_{cab} + f_{liq} + f_{mag} \quad (Ec.6-28)$$

$$f_{PM} = 6234905,72 + 48664,60 \cdot X$$

#### 6.2.3.3 ESFUERZO GENERADO POR VIENTO

Considerando los datos de viento correspondiente a la región metropolitana en la que la dirección del viento predominante es del suroeste, siendo más persistente en el verano, con una intensidad media de 22 km/h,



aproximadamente unos 12 nudos. La presión barométrica es de 29,9 pulg de mercurio, con un factor de altura de 1 y un factor de forma de 0,6 correspondiente a equipos cilíndricos se obtiene:

$$P_W = 0,004 * \frac{B}{30} * v_W^2 * F_S * F_H \quad (\text{Ec.6-29})$$

$$D_{ef} = \frac{(D_o - D_i)}{2} + \sum d_i (\text{cañerías}) + 2 * t_{\text{aislacion}} \quad (\text{Ec.6-30})$$

$$f_w = \frac{P_W * D_{ef} * X^2}{2 * \pi * t_c * R_o^2} \quad (\text{Ec.5-31})$$

Donde:

Pw	Presion del viento	PSI
D ef	Diámetro efectivo	m
B	Presion barometrica	pulg Hg
Vw	velocidad del viento	Nudos
Fs	Factor de forma	0,6
Fh	Factor de Altura	1
f w	Esfuerzo axial del viento	Pa

Evaluando las ecuaciones 6-29, 6-30 y 6-31, se obtiene:

$$P_W = 0,004 * \frac{29,9}{30} * 12^2 * 0,6 * 1 * \frac{6894,75}{144} = 16,49 [Pa]$$

Ya que el equipo no considera ni piping ni aislación, la ecuación 6-30 queda reducida a la media aritmética de diámetros, como se muestra a continuación.

$$D_{ef} = \frac{(3,01 - 3)}{2} = 3,01 [Pa]$$

Ya obtenidos la presión de viento Pw y el diámetro efectivo, es posible calcular el esfuerzo axial del viento mediante la ecuación 6-31, obteniéndose:

$$f_W = \frac{16,49 \cdot 3,01 \cdot X^2}{2 \cdot \pi \cdot 0,006 \cdot 1,51^2} = 696,47 \cdot X^2 \text{ [Pa]}$$

#### 6.2.3.4 ESFUERZOS GENERADOS POR SISMO

Para realizar los cálculos de esfuerzos generados por sismos es necesario calcular el periodo, el que se calcula mediante la ecuación 6-32 que se entrega a continuación así como la ecuación 6-33 para calcular los esfuerzos por sismo.

$$T = \sqrt{\frac{W_t \cdot H^4}{E \cdot R_0^3 \cdot t_c}} \quad (\text{Ec.6-32})$$

$$f_s = \frac{C \cdot M_t \cdot g \cdot X^2 \cdot \left(H - \frac{X}{3}\right)}{\pi \cdot H^2 \cdot R_0^2 \cdot t_c} \quad (\text{Ec.6-33})$$

Donde:

C	Factor sismico	
Mt	Masa total del equipo	Kg
T	Periodo de osilacion	s
Wt	Masa lineal del equipo	kg/m
E	Modulo de young	Pa
fs	Esfuerzos originado por sismo	Pa

$$M_T = M_c + M_{cab} + M_{liq} + M_{mag} = 32025,82 \text{ [Kg]}$$

$$W_T = \frac{M_T}{H} = \frac{32025,82}{5} = 6405,16 \text{ [Kg/m]}$$

Evaluando la ecuación 6-32 se obtiene, teniendo en cuenta que E para aceros es de 2E11 Pa.

$$T = \sqrt{\frac{6405,16 \cdot H^4}{2E11 \cdot 1,51^3 \cdot 0,006}} = 0,01 \text{ [s]}$$

Teniendo el periodo se puede encontrar la constante C, que es el factor sísmico, de la Tabla 34 que se entrega a continuación.

Zona sísmica	Coeficiente sísmico, C		
	Periodo		
	< 0,4 sec	0,4 - 1 sec	> 1 sec
1	0,05	0,02/t	0,02
2	0,1	0,04/T	0,04
3	0,2	0,08/t	0,08

Tabla 34: factores sísmicos típicos por zona y periodo de oscilación.<sup>10</sup>

Debido a que Chile es una zona sísmica en la tabla N°7 nos situamos en la Zona 3 y con el periodo calculado, 0,01 s, encontramos que el valor para el coeficiente sísmico a usar es de 0,2.

Evaluando la ecuación 6-33 se obtiene:

$$f_s = \frac{0,2 \cdot 32025,82 \cdot 9,8 \cdot X^2 \cdot \left(5 - \frac{X}{3}\right)}{\pi \cdot 5^2 \cdot 1,51^2 \cdot 0,006}$$

$$f_s = 352852,82 \cdot X^2 - 23523,52X^3 \text{ [Pa]}$$

### 6.2.3.5 DETERMINACION DE ESFUERZO CONTROLANTE

Es necesario determinar el máximo esfuerzo generado por viento y por sismo para encontrar el esfuerzo controlante, esto ocurrirá en el tope de el

---

<sup>10</sup> Brownell LI, Young E, Process Equipment Design.

reactor por lo que se evaluarán las ecuaciones con la altura máxima, es decir con  $X = 5$  m.

### **VIENTO**

$$f_w = 696,47 * X^2 \text{ [Pa]}$$

$$f_w = 628,19 \text{ [Pa]}$$

### **SISMO**

$$f_s = 352852,82 * X^2 - 23523,52X^3 \text{ [Pa]}$$

$$f_s = 5880879,09 \text{ [Pa]}$$

Claramente se aprecia que el esfuerzo controlante es el generado por sismo, esto es concordante con las dimensiones del equipo ya que este posee un gran peso y no es de una altura considerable.

#### **6.2.3.6 ANALISIS DE ESFUERZOS COMBINADOS**

Se analizará el equipo, tanto estando no operativo como operativo, para corroborar si el equipo resiste en caso de que no sea así se deberá aumentar el espesor del equipo.

##### **6.2.3.6.1 LADO TENSION**

El esfuerzo total axial total está dado por la ecuación 6-34, que se entrega a continuación.

$$f_T = E * f_{ADM} \tag{Ec.6-34}$$

Donde:

$f_t$	Esfuerzo axial total	Pa
$f_{adm}$	Esfuerzo admisible de material	Pa
E	Eficiencia de soldadura	

Evaluando la ecuación 6-34 se obtiene el siguiente valor.

$$f_T = 0,85 * 26667 * 6897,757 [Pa]$$

$$f_T = 156349158,7 [Pa]$$

### OPERATIVO

$$f_T = f_S + f_X - f_{PM} \quad (\text{Ec.6-35})$$

Evaluando la ecuación 6-35 se llega a:

$$156349158,7 = 352852,8X^2 - 23523,5X^3 + 3119,8 - (6234905,7 + 78664,6 * X)$$

Cuya solución numérica es de  $X = -14,26$ .

### NO OPERATIVO

$$f_T = f_S - f_{PM}$$

$$156349158,7 = 352852,8X^2 - 23523,5X^3 - (6234905,7 + 78664,6 * X)$$

Cuya solución numérica es de  $X = -18,98$

Ambas soluciones indican que el equipo resiste, pero para apreciar de mejor forma las ecuaciones se presentaran de manera gráfica, en Gráfico 28.

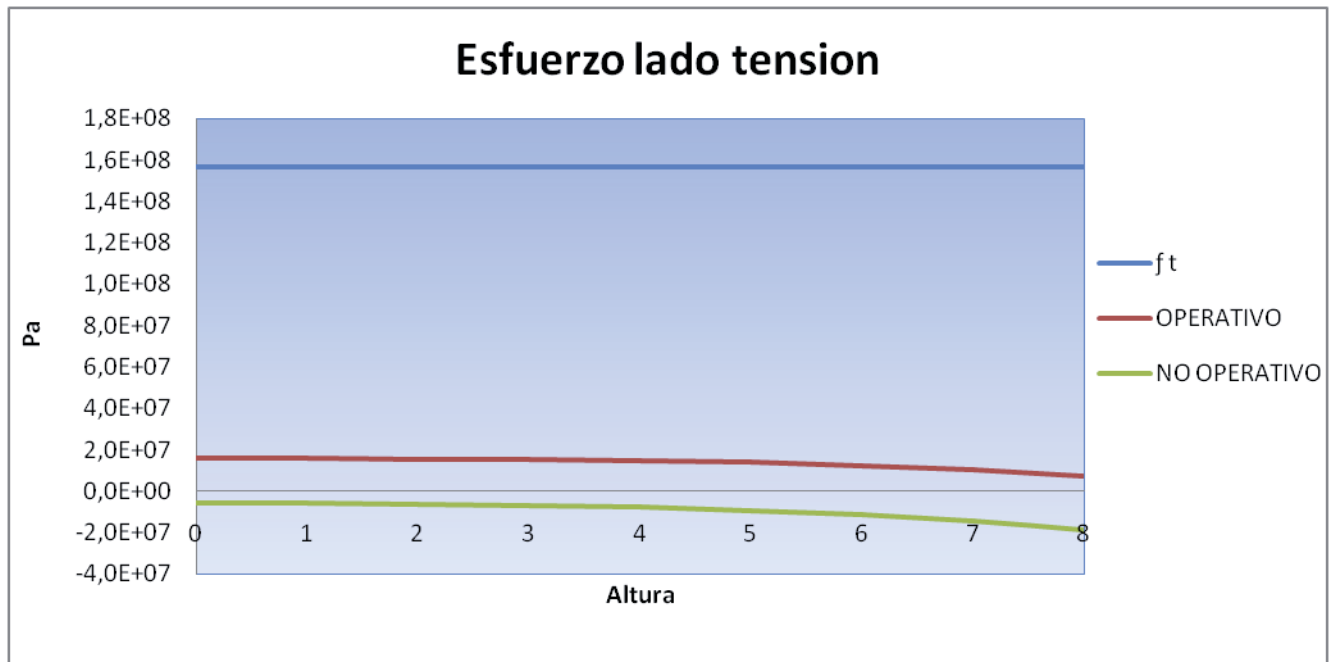


Gráfico 28: Análisis de esfuerzos, lado tensión

Como se puede apreciar de Gráfico 28 los esfuerzos del equipo tanto cuando esta operativo como no, no superan el esfuerzo axial total, lo que indica que el equipo resiste con un espesor de 5 mm.

#### 6.2.3.6.2 LADO COMPRESIÓN

El esfuerzo axial total esta dado al igual que en el análisis anterior por la ecuación 6-34. A continuación se entregan las ecuaciones necesarias para realizar el cálculo.

$$f_T = E * f_{ADM} \quad (\text{Ec.6-34})$$

$$f_{ADM} = 1,5 * 10^6 * \frac{\sqrt{t_y * t_x}}{R_o} \leq \frac{1}{3} * YP \quad (\text{Ec.6-35})$$

$$t_y = t_c + \frac{A_y}{l_y} \quad (\text{Ec.6-36})$$

$$t_x = t_c + \frac{A_x}{l_x} \quad (\text{Ec.6-37})$$

Donde:

f t	Esfuerzo axial total	Pa
f adm	Esfuerzo admisible de material	Pa
E	Eficiencia de soldadura	
t <sub>y</sub>	Espesor ponderado de anillos circunferenciales	
t <sub>x</sub>	Espesor ponderado de anillos longitudinales	
A <sub>y</sub>	Ares transversal del perfil	
A <sub>x</sub>	Ares transversal del perfil	
L <sub>y</sub>	Separacion anillos circunferenciales	
L <sub>x</sub>	Separacion anillos transversales	
YP	Yield point del material	Pa
YP	80.000	PSI

Debido a que el quipo no cuenta con anillos los valores del área transversal y separación entre anillos es de cero, quedando las ecuaciones 6-36 y 6-37 como sigue.

$$t_y = 0,005 [m]$$

$$t_x = 0,005 [m]$$

Evaluando la inecuación 6-35 se obtiene.

$$f_{ADM} = 1,5 * 10^6 * \sqrt{\frac{0,006*0,006}{1,51}} * 6893,757 \leq \frac{1}{3} 80000 * 6893,757 [Pa]$$

$$f_{ADM} = 34359254,15 \leq 183833520,00 [Pa]$$

Utilizando el menor valor de la inecuación anterior se calcula el esfuerzo total axial, mediante la ecuación 6-34, quedando de la siguiente manera.

$$f_T = 34359254,15 * 0,85 [Pa]$$

$$f_T = 29205366,03 [Pa]$$

### OPERATIVO

$$f_T = f_S - f_X + f_{PM} \quad (\text{Ec.6-38})$$

Evaluando la ecuación 6-38 se obtiene.

$$29205366,03 = 352852,8X^2 - 23523,5X^3 - 3119,8 + (6234905,7 + 78664,6 * X)$$

Con una solución numérica de  $X = -3,32$

### NO OPERATIVO

$$f_T = f_S + f_{PM} \quad (\text{Ec.6-39})$$

Evaluando la ecuación 6-39, se obtiene.

$$29205366,03 = 352852,8X^2 - 23523,5X^3 + (6234905,7 + 78664,6 * X)$$

Con una solución numérica de  $X = -6,77$

Al igual que se hizo con el análisis del lado tensión se analiza de forma gráfica la ecuaciones para un mejor entendimiento, estas se presentan en Gráfico 29.



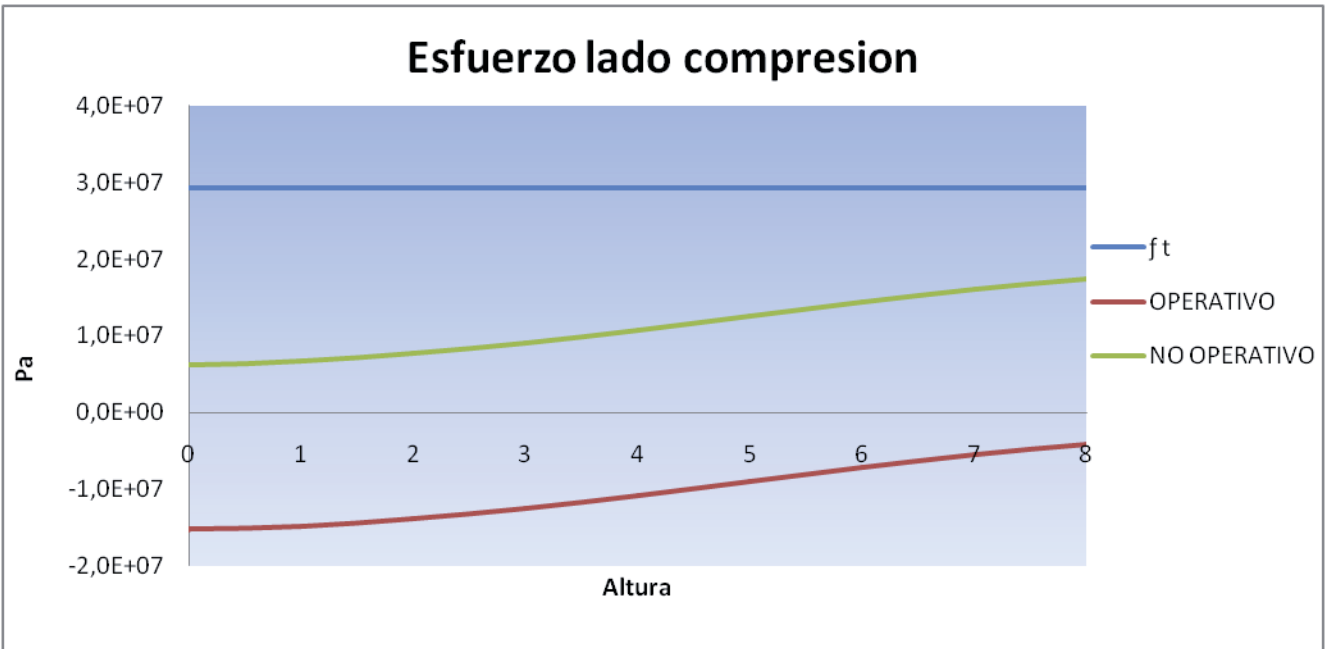


Gráfico 29: Análisis de esfuerzos, lado compresión

Se aprecia que los esfuerzos estando tanto como operativo como no operativo se encuentran bajo la curva del esfuerzo total, por lo que el equipo resiste con un espesor e 6 mm.

#### 6.2.4 DISEÑO DE SOPORTE

El equipo diseñado, al no ser de gran altura puede soportarse mediante un soporte tipo patas.

Se selecciono el perfil C4, por la poca cantidad de vértices que este posee, para minimizar los efectos de corrosión en el perfil. Tabla con características de este perfil se entrega a continuación, en Tabla 31.

<i>Datos</i>	<i>Dimensiones</i>	<i>unidades</i>
<b>C4</b>	<b>9 x 2 1/2</b>	
<b>L</b>	<b>59</b>	<b>pulg</b>
<b>r</b>	<b>0,65</b>	<b>pulg</b>
<b>A</b>	<b>5,86</b>	<b>pulg<sup>2</sup></b>
<b>n</b>	<b>4</b>	

Tabla 6-4: Características del perfil C4<sup>11</sup>

#### 6.2.4.1 CRITERIO DE DISEÑO

Restricciones:

- $\frac{L}{R} < 120$
- $f_{ADM} \leq 15000 [PSI]$

Donde el  $f_{ADM}$  está dada por la ecuación 6-40

$$f_{AMD} = \frac{18000}{1 + \frac{(L/R)^2}{180000}} \quad (\text{Ec.6-40})$$

Para una columna empotrada en compresión, se tienen las siguientes ecuaciones.

$$F_{MAX} = \frac{W_t}{n} + \frac{8 * (M_{EXT} / D_p)}{n} \quad (\text{Ec.6-41})$$

$$M_w = \frac{1}{2} * P_w * D_{ef} * H^2 \quad (\text{Ec.6-42})$$

---

<sup>11</sup> Brownell LI, Young E, Process Equipment Design, Apendice G, pag 353

$$M_s = \frac{2}{3} * C * W_t * (H + L) \quad (\text{Ec.6-43})$$

Es necesario que se cumpla esta condición para que el perfil escogido sea satisfactorio.

$$\frac{F_{MAX}}{A} < f_{ADM} \quad (\text{Ec.5-44})$$

Donde:

<b>L</b>	<b>Largo de patas</b>	<b>pulg</b>
<b>r</b>	<b>radi de giro del perfil</b>	
<b>F max</b>	<b>Carga maxima</b>	<b>N</b>
<b>Wt</b>	<b>Peso total del equipo</b>	<b>N</b>
<b>n</b>	<b>numero de patas</b>	
<b>Mext</b>	<b>Momento maximo</b>	<b>Nm</b>
<b>Dp</b>	<b>diametro del circulo de pernos ≈ Do</b>	
<b>Mw</b>	<b>Momento maximo por viento</b>	<b>Nm</b>
<b>Ms</b>	<b>Momento maximo por sismo</b>	<b>Nm</b>
<b>A</b>	<b>Area de seccion transversal del perfil</b>	<b>m</b>

#### 6.2.4.2 VERIFICACION DE RESTRICCIONES

Serán evaluadas las restricciones mencionadas en el punto 6.2.4.1

$$\frac{59}{0,65} < 120$$

$$f_{AMD} = \frac{18000}{1 + \frac{(59/0,65)^2}{180000}}$$

Obteniéndose lo siguiente:

<b>L/r</b>	<b>90,8</b>	<b>&lt; 120</b>
<b>f adm</b>	<b>12348,0</b>	<b>&lt; 15000</b>

Ya que ambas restricciones cumplen, se puede decir que el perfil cumple con los requerimientos mecánicos.

#### 6.2.4.3 DETERMINACIÓN DE MOMENTO CONTROLANTE

$$M_T = M_c + 2 * M_{cab} + M_{liq} + M_{mag} \quad (\text{Ec.6-45})$$

Evaluando la ecuación 6-45 se tiene

$$M_T = 1894,5 + 2 * 393,3 + 29688,05 + 50 = 32419,13 \text{ [Kg]}$$

$$W_T = 32419,13 * 9,8 = 317707,45 \text{ [N]}$$

Se evalúan las ecuaciones 6-42 y 6-43, para encontrar el momento controlante.

$$M_w = \frac{1}{2} * 16,49 * 3,01 * (5,95)^2$$

$$M_w = 876,14 \text{ [Nm]}$$

$$M_s = \frac{2}{3} * 0,2 * 317707,45 * (5 + 1,5)$$

$$M_s = 275285,28 \text{ [Nm]}$$

Se aprecia claramente que controla sismo, lo que era de esperarse, ya que el equipo no es de una altura considerable y posee un gran peso. Ahora que ya se sabe qué momento es el controlante se puede calcular la carga máxima, mediante la ecuación 6-41.

$$F_{MAX} = \frac{317707,45}{4} + \frac{8 * \left(\frac{275285,28}{3,01}\right)}{4}$$

$$F_{MAX} = 262341,999 \text{ [N]}$$

Finalmente se corrobora que se cumpla con la ecuación 6-44.

$$\frac{262341,999}{5,86 \cdot 0,00645} * 0,000145 < 12348,0 [PSI]$$
$$10064,18 < 12348,0 [PSI]$$

Se cumple con la restricción por lo que el perfil seleccionado resiste el peso del equipo.

# **CAPITULO VII**

# **ANÁLISIS ECONÓMICO**

## 7 INTRODUCCIÓN

Para el análisis económico del proceso de precipitación selectiva de metales mediante la adición de Peróxido de Hidrógeno, se utilizará como base el precio de los reactores gemelos necesarios, este fue diseñado en el capítulo anterior. Y se estimara el capital fijo de inversión directo e indirecto, así como gastos por insumos recursos humanos y por mantención, también se realizara el cálculo de van del proceso con una vida útil de 10 años.

Se utilizara el método de Lang (porcentajes), procesos con fluidos y sólidos, ya que hay que tomar en cuenta el material precipitado para la estimación de valores.

## 7.1 COSTO EQUIPOS

Los valores de los equipos necesarios para la operación del proceso serán valores estimados<sup>12</sup>.

El volumen del reactor es de 35 m<sup>3</sup>, con un agitador de 2,1 Hp.

A continuación se entregan los valores estimados para los equipos necesarios, así como los gastos de envío en la Tabla 35.

Equipo	Costo US\$
Reactor	400.000
agitador	20.000
Bomba	8.000
filtro	50.000
Gastos de Envío	47.800
Subtotal equipos entregados (E.E)	525.800

Tabla 35: Valores estimados de equipos.

Tanto el costo del reactor como el del agitador y la bomba tienen que ser considerados dos veces, en la tabla entregada ya están considerados de esta manera.

---

<sup>12</sup> Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus, Ronald E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers.



## 7.2 CALCULO DE CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN

### 7.2.1 CAPITAL FIJO

En este punto serán tomadas en cuenta todas las inversiones y gastos involucrados en la compra de terrenos adquisición de equipos, cañerías instrumentos, aislación, fundaciones, etc., además de los costos de preparación de terreno, montaje y gastos de administración hasta que la planta se encuentre lista para operar.

#### COSTOS DIRECTOS

Debido a que el terreno se encuentra disponible, perteneciente a Minera Florida Ltda. este costo no será tomado en cuenta, así como la construcción de edificios para el proceso.

A continuación se entrega una lista con los puntos tomados en cuenta para los cálculos y los costos de cada uno de estos.

<b>Costos Directos</b>	<b>% E.E.</b>	<b>US\$</b>
Instalación	39	205.062
Instrumentación y Control	26	136.708
Piping	31	162.998
Sistema Eléctrico	10	52.580
Edificios de la planta	0	0
Mejoras de Suelo	12	63.096
servicios de planta	55	289.190
<b>SUBTOTAL CAPITAL FIJO DIRECTO</b>	<b>173</b>	<b>909.634</b>

La base para la realización de estas estimaciones fue el costo de equipos de proceso.

## COSTOS INDIRECTOS

Estos incluyen los costos de ingeniería, supervisión y construcción de la obra, honorarios de contratista, y gastos de contingencia. A continuación se entrega un listado con los puntos tomados en consideración y los valores de estos.

<b>Costos Indirectos</b>	% E.E.	US\$
Ingeniería y Supervisión	32	168.256
Gastos en construcción	34	178.772
Gastos legales	4	21.032
Honorarios Contratista	19	99.902
Contingencias	37	194.546
<b>SUBTOTAL CAPITAL FIJO INDIRECTO</b>	<b>126</b>	<b>662.508</b>

Las estimaciones de estos valores fueron en base al costo de equipos de proceso.

La inversión total de capital fijo está dada por la suma de costos directos e indirectos el valor estimado es de:

	% E.E	US\$
SUBTOTAL CAPITAL FIJO DIRECTO	220	1.146.244
SUBTOTAL CAPITAL FIJO INDIRECTO	163	662.508
<b>INVERSION DE CAPITAL TOTAL</b>	<b>383</b>	<b>1.572.142</b>

15 % Inversión  
de Capital

Capital de Trabajo	Total	235.821
--------------------	-------	---------

También se entrega el valor estimado de Capital de trabajo, que se calculo como el 15 % de la inversión de capital total.

## 7.3 COSTO OPERACIONAL

Dentro del costo de operación del proceso se incluyen los gastos por reactivos, mano de obra de operarios y mantención del proceso, se entrega a continuación un listado de los ítems considerados y el costo de estos.

<b>Insumos</b>	US\$/año	
Peróxido de Hidrógeno	479.002	
Total de Insumos	<hr/> 479.002	
<b>Recursos Humanos</b>	US\$/año	
Operador Planta	22.101	
Mecánico	22.101	
Total de recursos Humanos	<hr/> 44.202	
<b>Mantención</b>	% FCI	US\$
Mantenciones y reparaciones	0,07	1.100
Total de Mantención		<hr/> 1.100

El total de costos operacionales esta dado por la suma de el costo de insumos, mantención y recursos humanos, y se entrega a continuación.

	US\$
Total de Insumos	479.002
Total de recursos Humanos	44.202
Total de Mantención	1.100
<b>TOTAL CAPITAL FIJO</b>	<hr/> <b>524.304</b>

## 7.4 INGRESO Y AHORRO

Se entregan a continuación los ingresos por venta de precipitado y el posible ahorro que provocaría la implementación del proceso de precipitación de metales pesados por medio de la adición de Peróxido de Hidrógeno en Minera Florida Ltda.

### INGRESOS

Los ingresos generados son por conceptos de venta del precipitado, que se obtiene, que posee similares características al obtenido por el proceso de destrucción de cianuro INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, utilizado en Minera Florida Ltda., a continuación se entrega el valor estimado.

<b>Ingresos</b>	<b>US\$/año</b>
Precipitados generados	682

### AHORRO

Al igual que el ingreso, el ahorro o mejor dicho el posible ahorro es en medida de que se implemente el proceso de precipitación de metales por medio de la adición de peróxido y se remueva del actual proceso la etapa de destrucción de cianuro y por otra parte se podría estar ahorrando en la planta de electro-obtención y en los castigos por contaminación de cobre en el Metal Doré. A continuación se muestra un estimado de dicho ahorro.

<b>Ahorro</b>	<b>US\$/año</b>
Metabisulfito de sodio (INCO)	350.000

Hidróxido de sodio (INCO)	90.000
Castigos (Cu en Metal Doré)	160.000
Electricidad (EW)	150.000
Total ahorros	<u>750.000</u>

Como se menciona estos valores son valores estimados, basados en las pruebas realizadas, datos de Minera Florida Ltda., y observaciones hechas por operarios y jefes de área de minera Florida Ltda., para una mejor aproximación es conveniente realizar más pruebas para corroborar estas estimaciones.

## 7.5 TASAS

Para la realización del cálculo de flujo de caja del proceso de precipitación selectiva de metales por medio de la adición de Peróxido de Hidrógeno, fue necesario fijarse una tasa de interés.

<b>Tasas</b>	%
Interés	10
Impuesto	19

Se opto por trabajar con una tasa de interés de 10 % lo que es una buena aproximación a la realidad, por otro lado el impuesto está fijado en un 19 %.

## 7.6 FLUJO DE CAJA

Fueron realizados cuatro flujos de caja, para el análisis del proceso, estos se detallan a continuación.

Supuestos

- Vida útil del proceso de 10 años.
- Depreciación lineal a diez años.
- Se asumen validos tanto los ingresos como el ahorro planteado en el punto 6.4
- Tasa de interés anual de 10 %.

### **7.6.1 FLUJO DE CAJA CON CAPITAL PROPIO**

Este caso se trabajó asumiendo que todo el capital de inversión es aportado por la empresa, con una tasa de impuesto de 19 %. En este caso no se considera ni interés ni amortización, ya que no se ha pedido ningún préstamo. A continuación se entrega el flujo de caja para un periodo de 10 años.

Para este caso fue calculado el VAN y el TIR para establecer la rentabilidad del proyecto.

Se puede apreciar en Anexo A, Figura 11, el cálculo de flujo de caja de este escenario.

### **7.6.2 FLUJO DE CAJA CON DOS TERCIOS DE CAPITAL PROPIO.**

Para este caso se planteo que se trabajaría con un tercio del capital prestado de alguna institución financiera con una tasa de interés anual de 10 %, a continuación se entrega el flujo de caja realizado.

Se puede apreciar en Anexo A, Figura 12, el cálculo de flujo de caja de este escenario.

Para este caso solo se tomo como inversión la cantidad que aportara la empresa. También fue calculado el VAN y el TIR para establecer su viabilidad económica.



### **7.6.3 FLUJO DE CAJA CON CINCUENTA POR CIENTO DE CAPITAL PROPIO.**

En este caso se planteo la posibilidad de pedir a alguna entidad financiera la mitad del capital total de inversión, con una tasa de interés anual de 10 %, el flujo de caja calculado se muestra a continuación.

Se puede apreciar en Anexo A, Figura 13, el cálculo de flujo de caja de este caso.

Al igual que el caso anterior se tomo como capital de inversión solo la cantidad que aporta la empresa, en este caso la mitad del capital total calculado, la tasa interés anual utilizada fue de 10%.

#### **7.6.4 FLUJO DE CAJA CON DIEZ POR CIENTO DE CAPITAL PROPIO.**

En este caso se planteo la posibilidad de financiar el 90 % del capital total de inversión calculado, mediante préstamo a alguna entidad financiera, el flujo de caja obtenido se entrega a continuación.

Al igual que en los casos anteriores se asume valida la suposición de una tasa de interés anual de 10%. Fueron calculados el VAN y TIR, para establecer su viabilidad económica.

El cálculo de flujo de caja de este caso se encuentra en Anexo A, Figura

14

## **7.7 CONCLUSIONES**

Se aprecia de lo expuesto anteriormente que los casos planteados no entregan una satisfactoria evaluación económica, siendo en todos casos el valor del VAN negativos.

Esto hace que la implementación del proceso no sea atractivo desde el punto de vista económico, por lo que sería necesario estudiar a fondo los posibles ahorros planteados y los ingresos generados, con lo que podría tornarse en una posibilidad su implementación.

Hay que tener en cuenta el hecho que esta etapa además de precipitar los metales indeseados, conlleva una degradación de cianuro, con lo que sería factible la eliminación de la etapa posterior de degradación de cianuro, como ya fue planteado, sumado a esto se evita introducir nuevos elementos, al proceso, por lo que sería una alternativa a tomar en cuenta.

# **CAPITULO VIII**

# **CONCLUSIONES**

## 8 CONCLUSIONES

De todo lo expuesto en la presente memoria se concluye:

- La alternativa de precipitación selectiva mediante el proceso INCO/SO<sub>2</sub>/AIRE, no entregó resultados satisfactorios, ya que no se logra evitar la precipitación de plata y oro en las pruebas realizadas, por lo que fue descartada, ya que no presenta beneficio el remover el cobre, zinc y plomo, si esto conlleva la remoción de parte de la plata y el oro presentes en solución.
- Mediante la remoción de metales por medio de adición de Peróxido de Hidrógeno, se logró remover el cobre, zinc y plomo, en un 68,32% 79,86% y 82,14% respectivamente, con una ligera remoción de oro y plata de 6,25% y 4,67%
- Trabajando con dos etapas de reacción se obtuvieron mejores resultados que con una etapa, entregando valores de 0,58% y 1,57% de remoción para oro y plata. También se vio aumentada la remoción de cobre zinc y plomo, con valores de 89,10% 97,31% y 96,3% respectivamente.
- Se diseñó un reactor cilíndrico de espesor de 5 mm en la carcasa y cabezales torisféricos de 6 mm, resistiendo con estos valores las condiciones de operación normal definidas en capítulo VI.
- El análisis económico realizado muestra que la instalación de la etapa no es rentable, en medida de los supuestos realizados.

# **BIBLIOGRAFIA**

## LIBROS

- Brownell, LI and Young, E.1976. Process Equipment Design. Wiley & Sons.
- Walas, Stanley M. 1990. Chemical Process Equipment, Selection and Design. Washington: Butterwohort-heinemann Series in Chemical Engineering.
- Perry, Rovert H 1999. Perry´s Chemical Engineers´ Handbook, Seventh edition. New York: The McGraw-Hill.
- Peters, Max S., Timerhaus, Klaus D., West, Ronald E. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fifth Edition. McGraw Hill.

## APUNTES

- Olguín, G. Diseño Mecánico, EIQ-541
- Vega, L. Ingeniería Económica, EIQ-657

## PAPERS

- Logsdon, Mark J. Hagelstein, Karen. Mudder, Terry I. El Manejo Del Cianuro En La Extraccion Del Oro. Pdf
- Botz M., Overview Of Cyanide Treatment Methods.
- M. Kitis, A. Akcil, E. Karakaya, N.O. Yigit, Destruction of cyanide by hydrogen peroxide in tailings slurries from low bearing sulphidic gold ores, June 2004.
- Badmus M.A.O, Audu T.O.K y Unyata B.U. Removal of heavy metal from industrial wastewater using hydrogen peroxide.

# **ANEXO A**

# **TABLAS**



Anexo A

Prueba Solucion Rica INCO		
Volumen Solucion Rica	3	l
Concentracion Cianuro libre	3,78	gr/l
Masa Cianuro libre	11,34	gr
Volumen Metabisulfito adicionado	0,255	l
Masa metabisulfito	137,7	gr
Relacion Metabisulfito Cianuro	12,14	P/P
Temperatura operaci3n	70	°C
Tiempo de Duraci3n de la Prueba	4	Hr
Volumen final de solucion	2,31	l

Tabla 36: Volúmenes usados y datos de interés Prueba N°1

PRUEBA INCO (SOLUCIONES)	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	
INCO 00 (Hora 0)	31	192	296	523	6,7	3,78	10,5
INCO 01 (Hora 1)	31	184	311	542	10	1,73	9,59
INCO 02 (Hora 2)	34	200	312	425	12,3	0,93	9,61
INCO 03 (Hora 3)	34	76	75	9,8	1,5	0,1	9,64
INCO 04 (Hora 4)	38	58	20,9	5,6	2,5	0,01	9,5

Tabla 37: Caracterizaci3n de Soluci3n rica y comportamiento de PH a lo largo de Prueba N°1.

PRUEBA INCO (SOLUCIONES)	ORP	Temp
	mV	°C
INCO 00 (Hora 0)	-147	80
INCO 01 (Hora 1)	-399	79,7
INCO 02 (Hora 2)	-362	80,1
INCO 03 (Hora 3)	8	78
INCO 04 (Hora 4)	32	79,6

Tabla 38: Variaci3n de ORP y Temperatura a lo largo de Prueba N°1.

Anexo A

Prueba Solucion Rica INCO		
Volumen Solucion Rica	3	l
Concentracion Cianuro libre	3,36	gr/l
Masa Cianuro libre	10,08	gr
Volumen Metabisulfito adicionado	0,14	l
Masa metabisulfito	75,6	gr
Relacion Metabisulfito Cianuro	7,50	P/P
Temperatura operaci3n	80	°C
Tiempo de Duraci3n de la Prueba	1,17	Hr
Volumen final de solucion	2,1	l

Tabla 39: Volúmenes usados y datos de interés Prueba N°2

PRUEBA INCO (SOLUCIONES)	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	
INCO 00 (Minuto 0)	47	261	532	894	22,6	3,36	10,8
INCO 01 (Minuto 30)	47	255	534	685	42,5	1,52	9,22
INCO 02 (Minuto 50)	45	256	533	0,4	2,4	0,2	9,21
INCO 03 (Minuto 60)	46	45	22,2	7,9	1,6	0	9,21
INCO 04 (Minuto 70)	49	153	69,4	0,3	1,6	0	9,11

Tabla 40: Caracterización de Soluci3n rica y comportamiento de PH a lo largo de Prueba N°2.

PRUEBA INCO (SOLUCIONES)	ORP	Temp
	mV	°C
INCO 00 (Minuto 0)	-147	80
INCO 01 (Minuto 30)	-399	79,7
INCO 02 (Minuto 50)	-362	80,1
INCO 03 (Minuto 60)	8	78
INCO 04 (Minuto 70)	32	79,6

Tabla 41: Variaci3n de ORP y Temperatura a lo largo de Prueba N°2.

Anexo A

<i>PRUEBA N° 3 INCO</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Hora 0)	47	261	849	532	22,6	3,36	-306	70	10,8
INCO 01 (Hora 1)	33	248	10,5	394	1	0	-150	71,5	9,21
INCO 02 (Hora 2)	35	226	0,2	390	0,1	0	-47	69,3	9,18
INCO 03 (Hora 3)	38	242	0,1	408	0,7	0	-49	68	9,25
INCO 04 (Hora 4)	40	254	1,7	453	1,3	0	-33	70,6	9,04
INCO 05 (Hora 5)	41	250	2,5	94	2,4	0	11	73,1	8,99

Tabla 42: Seguimiento de variables en prueba N°3.

<i>PRUEBA N° 4 INCO</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	25	167	308	488	16,4	2,65	-377	70	10,18
INCO 01 (Minuto 20)	27	23,3	110	2,8	0,6	0,28	-169	71,4	8,96
INCO 02 (Minuto 25)	28	3,3	7,3	0,9	0,7	0,21	40	72,9	8,99
INCO 03 (Minuto 35)	28	59,1	71	5,2	0,5	0,31	30	72,8	9,14

Tabla 43: Seguimiento de variables en prueba N°4.

<i>PRUEBA N° 5 INCO</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	24	163	474	290	13,1	2,44	-415	70	11,05
INCO 01 (Minuto 45)	24	3,1	7	6,2	1,2	0,22	3	74,8	9,3
INCO 02 (Minuto 50)	24	59,5	0,3	11,4	0,8	0,16	30	72,3	9,21
INCO 03 (Minuto 55)	25	117	0,1	18,1	0,6	0,1	26	70,5	9,23
INCO 04 (Minuto 60)	25	130	0,1	21,3	0,07	0,01	26	75,6	9,23
INCO 05 (Minuto 70)	25	138	0,2	29	0,01	0,01	33	72,2	9,15

Tabla 44: Seguimiento de variables en prueba N°5.

<i>PRUEBA N° 6 INCO</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Hora 0)	29	187	407	685	23,1	3,12	-448	70	10,45
INCO 01 (Hora 1)	31	200	432	0,4	2,2	0,05	-165	72,1	9,15
INCO 02 (Hora 2)	33	211	459	0,9	2,7	0,05	-153	69,5	9,18
INCO 03 (Hora 3)	36	229	400	0,5	1,5	0,05	-12	70,8	9,29
INCO 04 (Hora 4)	39	240	432	0,6	6,9	0,05	-20	71,5	9,2

Tabla 45: Seguimiento de variables en prueba N°6.

Anexo A

<i>Prueba Planta Piloto</i>	Au ppm	Ag ppm	Cu ppm	Zn ppm	Pb ppm	CN gr/l	ORP mV	Temp °C	PH
INCO 00 (Hora 0)	36	178	361	429	19,0	5,65	-268	70,0	10,70
INCO 01 (Hora 1)	36	200	322	405	2,2	0,05	-330	66,7	9,50
INCO 02 (Hora 2)	35	211	324	396	2,7	0,05	-279	60,0	9,28
INCO 03 (Hora 3)	36	229	326	404	1,5	0,05	-250	54,6	9,36
INCO 04 (Hora 4)	37	240	328	397	6,9	0,05	-202	46,3	9,31
INCO 05 (Hora 5)	33	240	394	363	6,9	0,05	-200	44,5	9,30
INCO 06 (Hora 6)	36	240	290	360	6,9	0,05	-200	44,5	9,00

Tabla 46: Seguimiento de variables en Prueba Planta Piloto

<i>Prueba N°1 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au ppm	Ag ppm	Cu ppm	Zn ppm	Pb ppm	CN gr/l	ORP mV	Temp °C	PH
INCO 00 (Minuto 0)	15	147	100	143	2,3	2,91	-124	13,2	11,38
INCO 01 (Minuto 15)	16	148	102	145	2	0,58	239	14,6	10,54
INCO 02 (Minuto 30)	16	148	105	152	1,6	1,32	218	15,6	10,56
INCO 03 (Minuto 45)	15	148	102	144	2,2	0,94	196	16,2	10,60
INCO 04 (Minuto 60)	15	147	100	143	2,1	1,02	171	16,5	10,74

Tabla 47: Seguimiento de variables en Prueba N°1 con Peróxido de Hidrógeno.

<i>Prueba N°2 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au ppm	Ag ppm	Cu ppm	Zn ppm	Pb ppm	CN gr/l	ORP mV	Temp °C	PH
INCO 00 (Minuto 0)	16	151	103	145	2,4	2,91	-86	13,2	11,47
INCO 01 (Minuto 15)	15	151	103	53	1,3	0,35	238	14,6	10,48
INCO 02 (Minuto 30)	15	149	104	108	2,1	0,35	216	15,6	10,6
INCO 03 (Minuto 45)	16	150	103	112	2,2	0,35	182	16,2	10,67
INCO 04 (Minuto 60)	16	149	103	118	2,1	0,35	173	16,5	10,72

Tabla 48: Seguimiento de variables en Prueba N°2 con Peróxido de Hidrógeno.

<i>Prueba N°3 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au ppm	Ag ppm	Cu ppm	Zn ppm	Pb ppm	CN gr/l	ORP mV	Temp °C	PH
INCO 00 (Minuto 0)	16	151	101	146	2,6	2,91	-62	13,2	11,44
INCO 01 (Minuto 15)	15	148	45,3	14,4	0,5	0,35	199	15,3	10,42
INCO 02 (Minuto 30)	15	150	46	6,5	0,3	0,35	192	16,8	10,54
INCO 03 (Minuto 45)	15	149	58,9	14,6	0,4	0,35	162	17,5	10,61
INCO 04 (Minuto 60)	15	150	69	33	0,6	0,2	109	17,8	10,61

Tabla 49: Seguimiento de variables en Prueba N°3 con Peróxido de Hidrógeno.

Anexo A

<i>Prueba N°4 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	16	150	101	147	2,8	2,91	-73	13,3	11,47
INCO 01 (Minuto 15)	15	149	19	9	0,4	0,35	226	15,5	11,4
INCO 02 (Minuto 30)	15	147	24	16,1	0,4	0,35	187	16,9	10,54
INCO 03 (Minuto 45)	15	147	43	29,8	0,3	0,35	142	17,6	10,54
INCO 04 (Minuto 60)	15	143	32	29,6	0,5	0,3	96	17,7	10,61

Tabla 50: Seguimiento de variables en Prueba N°4 con Peróxido de Hidrógeno.

<i>Prueba N°5 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	18	150	108	138	2,5	2,91	-246	10,8	11,7
INCO 01 (Minuto 15)	17	45	8,9	25,8	0,2	0,3	275	13,1	10,33
INCO 02 (Minuto 30)	17	5,1	7,5	6	0,2	0,3	267	14,4	10,26
INCO 03 (Minuto 45)	16	4,6	8,2	4,6	0,2	0,3	215	15,9	10,34
INCO 04 (Minuto 60)	17	2,4	5,5	3,2	0,2	0,1	152	16,4	10,29

Tabla 51: Seguimiento de variables en Prueba N°5 con Peróxido de Hidrógeno.

<i>Prueba N°6 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	17	147	106	136	2,2	2,91	-293	11	11,24
INCO 01 (Minuto 15)	17	2,8	10,6	10,7	0,3	0,1	281	13	10,22
INCO 02 (Minuto 30)	16	3	12,6	6,8	0,2	0,1	248	14,1	10,33
INCO 03 (Minuto 45)	17	2,3	12,4	6,6	0,2	0,1	196	15,3	10,32
INCO 04 (Minuto 60)	17	1,3	0,73	4,3	0,2	0,1	134	16,2	10,25

Tabla 52: Seguimiento de variables en Prueba N°6 con Peróxido de Hidrógeno.

<i>Prueba N°7 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	17	148	112	142	2,3	2,91	-202	11,9	11,19
INCO 01 (Minuto 15)	17	2,8	12,1	15,1	0,2	0,3	253	14,7	10,25
INCO 02 (Minuto 30)	16	2,5	9,3	5,7	0,2	0,3	210	16,1	10,25
INCO 03 (Minuto 45)	14	1,5	8,4	5,5	0,1	0,3	142	17,3	10,21
INCO 04 (Minuto 60)	17	1,5	9,6	6	0,2	0,1	138	17,5	10,21

Tabla 53: Seguimiento de variables en Prueba N°7 con Peróxido de Hidrógeno.

Anexo A

<i>Prueba N°8 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	17	148	105	137	1,6	2,91	-138	11,7	11,2
INCO 01 (Minuto 15)	17	3,3	28,2	23,2	0,7	0,3	274	14,6	10,22
INCO 02 (Minuto 30)	16	2,6	12,8	8,4	0,2	0,3	153	16,9	10,21
INCO 03 (Minuto 45)	16	2	8,9	8,4	0,3	0,3	121	17,1	10,16
INCO 04 (Minuto 60)	16	2,2	11	6,7	0,3	0,3	102	17,2	10,17

Tabla 54: Seguimiento de variables en Prueba N°8 con Peróxido de Hidrógeno.

<i>Prueba N°9 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	17	147	103	137	1,6	2,91	-180	12,6	11,14
INCO 01 (Minuto 15)	16	3,3	17,7	17	0,2	0,3	261	15,9	10,17
INCO 02 (Minuto 30)	16	2,1	12,6	10	0,3	0,3	114	18,3	10,09
INCO 03 (Minuto 45)	15	1,7	8,8	8	0,2	0,3	110	18,4	10,09
INCO 04 (Minuto 60)	16	2	10,9	8,8	0,4	0,1	81	18,4	10,09

Tabla 55: Seguimiento de variables en Prueba N°9 con Peróxido de Hidrógeno.

<i>Prueba N°10 Peroxido de Hidrogeno</i>	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	CN	ORP	Temp	PH
	ppm	ppm	ppm	ppm	ppm	gr/l	mV	°C	
INCO 00 (Minuto 0)	17	148	105	142	1,7	2,91	-155	12,4	11,16
INCO 01 (Minuto 15)	16	3,7	17,8	17,8	0,2	0,3	248	16,1	10,14
INCO 02 (Minuto 30)	16	2,3	11,8	11,8	0,3	0,3	122	18	10,05
INCO 03 (Minuto 45)	16	2,8	2,2	2,2	0,3	0,3	92	18,1	10,00
INCO 04 (Minuto 60)	16	2,8	20,3	20,3	0,2	0,3	88	18,1	10,00

Tabla 56: Seguimiento de variables en Prueba N°10 con Peróxido de Hidrógeno.

# **ANEXO A**

# **FIGURAS**

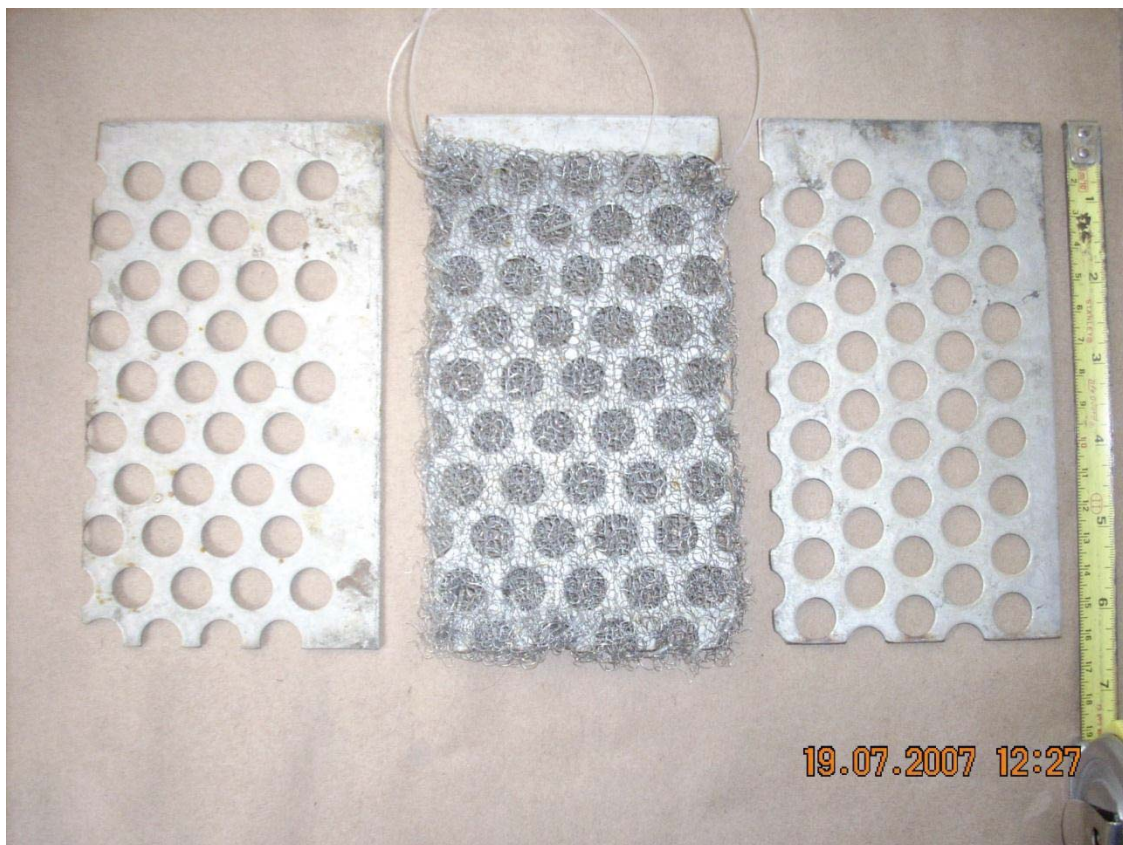


Figura 10: Fotografía de ánodos y cátodo, utilizados en pruebas de laboratorio de electro-obtención



## ANEXO A

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Impuesto											
interes											
	19 %										
	10 %										
Inversion	1.572.142										
Capital de Trabajo											235.821
Ingreso Anual		682	682	682	682	682	682	682	682	682	682
total ahorros		750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000
Costo operacional		524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304
FCAI		226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378
Depreciacion		84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654
Interes		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Renta Grabable		141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724
Impuestos		26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928
Amortizacion		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor de Salvamento											
FCDI	-1.572.142	199.450	199.450	199.450	199.450	199.450	199.450	199.450	199.450	199.450	435.272
Van	-141.109										
Tir	6,34%										

Figura 11: Flujo de caja con capital propio y valores de VAN y TIR.

## ANEXO A

Dividendo	52.405 US\$										
Interes	52.405 US\$										
Impuesto	19 %										
interes	10 %										
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversion	1.048.095										
Capital de Trabajo											235.821
Ingreso Anual		682	682	682	682	682	682	682	682	682	682
total ahorros		750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000
Costo operacional		524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304
FCAI		226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378
Depreciacion		84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654
Interes		52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405
Renta Grabable		89.319	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724	141.724
Impuestos		16.971	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928	26.928
Amortizacion		52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405
Valor de Salvamento											
FCDI	-1.048.095	104.598	94.641	94.641	94.641	94.641	94.641	94.641	94.641	94.641	330.462
Van	-94.339	US\$									
Tir	2,08%										

Figura 12: Flujo de caja con dos tercios de capital propio y valores de VAN y TIR

## ANEXO A

Dividendo	78.607 US\$										
Interes	52.405 US\$										
Impuesto	19 %										
interes	10 %										
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversion	786.071										
Capital de Trabajo											235.821
Ingreso Anual		682	682	682	682	682	682	682	682	682	682
total ahorros		750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000
Costo operacional		524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304
FCAI		226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378
Depreciacion		84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654
Interes		52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405	52.405
Renta Grabable		89.319	89.319	89.319	89.319	89.319	89.319	89.319	89.319	89.319	89.319
Impuestos		16.971	16.971	16.971	16.971	16.971	16.971	16.971	16.971	16.971	16.971
Amortizacion		78.607	78.607	78.607	78.607	78.607	78.607	78.607	78.607	78.607	78.607
Valor de Salvamento											
FCDI	-786.071	78.395	78.395	78.395	78.395	78.395	78.395	78.395	78.395	78.395	314.217
Van	-70.748 US\$										
Tir	4,20%										

Figura 13: Flujo de caja con cincuenta por ciento de capital propio y valores de VAN y TIR

## ANEXO A

Dividendo	141.493 US\$										
Interes	70.746 US\$										
Impuesto	19 %										
interes	10 %										
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversion	157.214										
Capital de Trabajo											235.821
Ingreso Anual		682	682	682	682	682	682	682	682	682	682
total ahorros		750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000	750.000
Costo operacional		524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304	524.304
FCAI		226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378	226.378
Depreciacion		84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654	84.654
Interes		70.746	70.746	70.746	70.746	70.746	70.746	70.746	70.746	70.746	70.746
Renta Grabable		70.978	70.978	70.978	70.978	70.978	70.978	70.978	70.978	70.978	70.978
Impuestos		13.486	13.486	13.486	13.486	13.486	13.486	13.486	13.486	13.486	13.486
Amortizacion		141.493	141.493	141.493	141.493	141.493	141.493	141.493	141.493	141.493	141.493
Valor de Salvamento											
FCDI	-157.214	653	653	653	653	653	653	653	653	653	236.474
Van	-14.286	US\$									
Tir	4,49%										

Figura 14: Flujo de caja con diez por ciento de capital propio y valores de VAN y TIR