

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE  
INGENIERO CIVIL EN METALURGIA EXTRACTIVA

**“PROPUESTA DE RECUPERACIÓN DEL COBRE Y  
CIANURO MEDIANTE LA APLICACIÓN DE  
ELECTRO DIÁLISIS EN SOLUCIÓN BARREN,  
COMPAÑÍA MINERA DAYTON”**

**Arnaldo Astudillo Améstica**

Profesores Guías:  
Alvaro Aracena Caipa  
Carlos Carlesi Jara

**2014**

*“A los que estuvieron, están y estarán siempre”*

## **AGRADECIMIENTOS**

Primero quisiera agradecer a mis padres: Arnaldo y María Rosa, quienes siempre me dieron todo su amor y apoyo frente a toda situación, muchas gracias papá y mamá.

A los profesores Álvaro Aracena y Carlos Carlesi por su ayuda constante, compartiendo sus conocimientos para lograr llevar a cabo el presente proyecto.

A todos mis amigos y compañeros de la universidad, gracias a todos por su amistad y completar juntos este camino.

Agradezco a Edgardo Falcón y Eduardo Llanos quienes me recibieron con muy buena disposición en Compañía Minera Dayton, siempre brindándome toda su ayuda y apoyo durante mi estadía, transformándose en grandes amigos y compañeros de labores.

Finalmente agradecer a mis compañeros de carrera, Ingeniería Civil en Metalurgia Extractiva PUCV 2006, especialmente a Luis, Roberto, Cristian y a todos los demás, con quienes formamos un sólido grupo de amistad durante nuestra educación universitaria. También a Fabiola y Stefhany por toda su ayuda brindada en laboratorio durante estos últimos meses.

Muchas gracias a todos.

## RESUMEN

El presente estudio da cuenta del bajo escenario productivo que presenta la Planta ADR (Adsorción, Desorción y Regeneración de Carbón), en Compañía Minera Dayton, donde se han disminuido las recuperaciones de oro, siendo ésta menor de 90% y como consecuencia incrementándose la recuperación de cobre, registrándose sobre el 1 %.

Ante esta situación, se llevó a cabo un análisis histórico comprendidos en los años 2012 y 2013, de los indicadores planta, tales como cantidad de cobre presente en pilas, razón de dosificación de cianuro por tonelada apilada y por último la eficiencia en planta ADR, donde fue posible visualizar que la concentración de Cobre se incrementó sobre los 500 mg/L para el último periodo que comprende entre los meses de enero a marzo del año 2013, la causa de ello se debe al aumento de cobre presente en las pilas producto del cambio en la dosificación del cianuro, de 9 a 12 Ton/día; aumentando la extracción de cobre en éstas.

Al analizar las recuperaciones de cianuro y cobre, éstas alcanzan el 27% y 15% respectivamente en el circuito de electro diálisis, se identificó que no se tienen las pérdidas de cianuro libre, ya que se impide la oxidación de éste a través de la implementación de una membrana catiónica, donde por cada mol de cobre depositado en el cátodo se liberarán 3 moles de cianuro a la solución. No obstante, en las pruebas sin membrana se registra una disminución del cianuro libre, ello se debe al no haber una separación entre el ánodo y cátodo de la celda, produciéndose la oxidación del cianuro que contiene la solución barren.

Al efectuarse las pruebas de electro diálisis, se observa la generación de ácido sulfúrico producto del sulfato de sodio empleado en el ánodo para el proceso; donde éste reactivo se puede reutilizar en planta CRC (Circuito de Recuperación Cobre y Cianuro) para la etapa de acidificación, generándose un ahorro por concepto de éste reactivo.

El desarrollo de la evaluación económica del proyecto, donde se estimaron los costos necesarios para dejar la planta operando, con un caudal de 100 m<sup>3</sup>/h. Tiene como resultado del flujo de caja un VAN de US\$ 374305, y un TIR de 53%, se hace rentable la propuesta del proyecto, tomando como referencia un TMAR del 35%. Sin embargo, se debe tomar en cuenta que esta tecnología no se ha implementa a nivel de planta, lo cual puede influir en la realización de éste, la ventaja que tiene es que ya al primer año de funcionamiento, se generan ganancias por concepto de cianuro, cobre y ácido sulfúrico obtenidos durante el proceso. Donde este último, se puede reutilizar para la operación de la planta CRC (Circuito de Recuperación de Cianuro y Cobre) en la etapa de acidificación.

# ÍNDICE GENERAL

<b>CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
1.1 OBJETIVO GENERAL.....	2
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	2
<b>CAPÍTULO II: ANTECEDENTES GENERALES DE LA FAENA .....</b>	<b>3</b>
2.1 UBICACIÓN .....	3
2.2 TRATAMIENTO DEL MINERAL EXTRAÍDO .....	5
2.3 PLANTA ADR .....	6
2.4 PROCESO DE ELECTRO OBTENCIÓN (EO) .....	9
<b>CAPÍTULO III: ANTECEDENTES DEL PROBLEMA POR EL AUMENTO DE COBRE.....</b>	<b>10</b>
3.1 EFECTO DE LA LEY DE COBRE DURANTE LA OPERACIÓN .....	10
3.2 EFECTO DEL COBRE EN EL CONSUMO DE CIANURO.....	12
3.3 EFECTO DEL COBRE EN LA RECUPERACIÓN DE ORO EN PILAS DINÁMICAS.....	13
<b>CAPÍTULO IV: ALTERNATIVAS PARA LA REMOCION DE COBRE EN SOLUCIÓN BARREN .....</b>	<b>18</b>
4.1 CIRCUITO DE RECUPERACIÓN DE CIANURO Y COBRE (CRC).....	18
4.2 ELECTRO OBTENCIÓN (EO).....	21
4.3 ELECTRO DIÁLISIS (ED).....	22
4.3.1 Ley de Faraday.....	24
<b>CAPÍTULO V: PARTE EXPERIMENTAL .....</b>	<b>25</b>
5.1 ASPECTOS GENERALES .....	25
5.2 PREPARACIÓN DE SOLUCIONES.....	25
5.3 ANÁLISIS DE MUESTRAS.....	26
5.4 EQUIPO EXPERIMENTAL .....	26
5.5 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL .....	29
<b>CAPÍTULO VI: RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....</b>	<b>30</b>
6.1 CONCENTRACIÓN DE CIANURO.....	30
6.2 CONCENTRACIÓN DE COBRE.....	32
6.3 VOLTAJE Y CONDUCTIVIDAD.....	33
6.4 COMPORTAMIENTO DE pH.....	36
6.5 PRESENCIA DE SULFATO DE SODIO .....	38
<b>CAPÍTULO VII: PLANTA DE ELECTRO DIÁLISIS (ED) .....</b>	<b>40</b>
<b>CAPÍTULO VIII: ANÁLISIS ECONÓMICO .....</b>	<b>42</b>

8.1	BENEFICIOS DE LA PROPUESTA PLANTEADA .....	42
8.2	CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN.....	43
8.2.1	Estimación de Capital Fijo.....	43
8.2.2	Estimación de Capital Total de Inversión y de Trabajo.....	45
8.3	DETERMINACIÓN COSTO TOTAL DEL PRODUCTO .....	46
8.3.1	Consumo de Sulfato de Sodio.....	47
8.3.2	Estimación de Costos del Personal Planta y Supervisión .....	47
8.3.3	Servicios Generales.....	48
8.3.4	Depreciación .....	49
8.4	FINANCIAMIENTO .....	50
8.5	ESTIMACIÓN DE AHORROS POR PLANTA ED.....	50
8.6	FLUJO DE CAJA .....	52
8.7	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	55
	<b>CAPÍTULO IX: CONCLUSIONES.....</b>	<b>59</b>
	<b>CAPÍTULO X: BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>61</b>
	<b>CAPÍTULO XI: ANEXOS.....</b>	<b>63</b>
	ANEXO A: PLANTA DE ELECTRO DIÁLISIS .....	63
	ANEXO B: PLANTA CRC .....	79
	ANEXO C: PRUEBAS DE LABORATORIO.....	82

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Imagen aérea de distribución sectores planta en CMD.....	3
Figura 2.2: Diagrama de Flujo Proceso Productivo.....	4
Figura 2.3: Distribución de sectores planta chancado.....	5
Figura 2.4: Etapa de Adsorción de los complejos de oro, plata y cobre.....	6
Figura 2.5: Diagrama de flujo planta ADR en CMD.....	8
Figura 2.6: Diagrama del proceso de electro obtención de oro.....	9
Figura 3.1: Onzas de Oro-Plata y Libras de Cobre enviadas a Pilas desde Enero 2011 a Marzo 2013.....	11
Figura 3.2: Consumo kg de NaCN /Ton apilada y Libras de cobre presentes en las pilas desde Enero 2012 a Marzo 2013.....	13
Figura 3.3: Recuperación Global en Pila N°10, Fase V de pilas dinámicas.....	14
Figura 3.4: Recuperación Global en Pila N°3, Fase III de pilas dinámicas.....	15
Figura 3.5: Concentración de Cobre v/s Eficiencia en planta ADR: Enero 2012 a Marzo 2013.....	16
Figura 4.1: Diagrama de planta proceso CRC.....	19
Figura 4.2: (A) Recuperación de cobre, (B) Recuperación del cianuro, durante la operación de planta CRC en el mes de mayo 2013.....	20
Figura 4.3: Esquema del proceso de electro obtención de soluciones cianuradas.....	21
Figura 4.4: Esquema de celda con membrana catiónica.....	22
Figura 4.5: Esquema del proceso de electro diálisis de soluciones cianuradas.....	23
Figura 5.1: Vista frontal de celda ED.....	27
Figura 5.2: Vistas de celda para pruebas experimentales.....	28
Figura 5.3: Configuración del sistema de la celda.....	28
Figura 6.1: Concentración de cianuro sin trabajar con membrana catiónica.....	31
Figura 6.2: Concentración de cianuro utilizando membrana catiónica.....	31
Figura 6.3: Concentración de cobre sin trabajar con membrana catiónica.....	32
Figura 6.4: Concentración de cobre utilizando membrana catiónica.....	33
Figura 6.5: Voltaje v/s Conductividad sin trabajar con membrana catiónica.....	34

Figura 6.6: Imágenes de ánodo y cátodo en prueba experimental, sin membrana catiónica.....	34
Figura 6.7: Voltaje v/s Conductividad utilizando membrana catiónica.....	35
Figura 6.8: pH en solución sin trabajar con membrana catiónica.....	36
Figura 6.9: pH en solución utilizando con membrana catiónica.....	37
Figura 6.10: Matracas erlenmeyer de 50 ml con soluciones valoradas.....	39
Figura 7.1: Diagrama de proceso planta ED.....	41
Figura 8.1: Flujo de dinero durante la vida útil del proyecto.....	54
Figura 8.2: TIR v/s Precio Sulfato de Sodio.....	55
Figura 8.3: TIR v/s Precio de Cianuro.....	56
Figura 8.4: TIR v/s Precio del Cobre.....	57
Figura 8.5: TIR v/s Precio de Energía.....	57
Figura 8.6: TIR v/s Flujo de Solución Barren.....	58
Figura 11.1: Ubicación de Planta Piloto ED y Distribución de Procesos en CMD.....	63
Figura 11.2: Configuración de una línea de celdas en planta ED.....	64
Figura 11.3: Vista frontal celda ED.....	65
Figura 11.4: Vista superior celda ED.....	66
Figura 11.5: Esquema de Membrana en Celda.....	67
Figura 11.6: Imagen de Membrana y Tubo de Solución Barren en Celda.....	67
Figura 11.7: Bomba J-01 para impulsión de Solución Barren.....	72
Figura 11.8: Bomba J-02 para impulsión de Solución Sulfato de Sodio.....	72
Figura 11.9: Bomba J-03 para impulsión de Agua industrial.....	73
Figura 11.10: Costo de Bomba Centrífuga v/s Capacidad.....	73
Figura 11.11: Dimensiones de Tk-Agua.....	74
Figura 11.12: Dimensiones de Tk-Sulfato de Sodio.....	75
Figura 11.13: Diagrama de disociación del ácido sulfúrico a 25°C.....	82
Figura 11.14: Diagrama de disociación del ácido cianhídrico a 25°C.....	83
Figura 11.15: Diagrama de disociación del ácido carbónico a 25°C.....	84
Figura 11.16: Vistas Frontales de Sección de Celda.....	85
Figura 11.17: Dimensiones de Ánodo y Cátodo.....	85
Figura 11.18: Resultados de EAA de sodio.....	87

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 5.1: Especificaciones de Solución Barren (SB).....	26
Tabla 5.2: Especificaciones del Sulfato de Sodio ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ).....	26
Tabla 6.1: Datos de análisis de sodio y sulfato de sodio en solución presentes.....	38
Tabla 7.1: Indicadores de consumo energético planta ED.....	41
Tabla 8.1: Detalle en los Costos Equipos de Procesos.....	43
Tabla 8.2 Detalle de la estimación del Capital Fijo (Directo e Indirecto).....	44
Tabla 8.3: Costos de los Capital Total y de Trabajo.....	45
Tabla 8.4: Detalles del Costo de Producción.....	46
Tabla 8.5: Resumen de la estimación del consumo $\text{Na}_2\text{SO}_4$ .....	47
Tabla 8.6: Resumen de Costos Personal Planta y Supervisión.....	48
Tabla 8.7: Resumen de Consumo de Energía.....	49
Tabla 8.8: Cálculo de Depreciación del Proyecto.....	49
Tabla 8.9: Detalle en el Costo de Financiamiento del Proyecto.....	50
Tabla 8.10: Detalle de Ahorros por Cianuro de Sodio.....	51
Tabla 8.11: Detalle de Ahorros por Cobre.....	51
Tabla 8.12: Detalle de Ahorros por Ácido Sulfúrico.....	52
Tabla 8.13: Flujo de caja neto expresado en US\$.....	53
Tabla 11.1: Especificaciones de bombas utilizadas en planta ED.....	73
Tabla 11.2: Especificaciones de Tk-Agua.....	76
Tabla 11.3: Especificaciones de Tk- Sulfato de Sodio .....	77
Tabla 11.4: Detalles de Operación Planta CRC Mayo 2013.....	81
Tabla 11.5: Detalles Costos de Operación Planta CRC Mayo 2013.....	83
Tabla 11.6: Prueba N°1 de Electrodiálisis (Con Membrana).....	88
Tabla 11.7: Prueba N°2 de Electrodiálisis (Sin Membrana).....	88

## NOMENCLATURA

ADR: Adsorción, Desorción y Regeneración de Carbón Activado

CAPEX: Capital de Inversión

CLP: Código de Moneda, Curso Legal de Chile

CMD: Compañía Minera Dayton

COCHILCO: Comisión Chilena del Cobre

CRC: Circuito de Recuperación de Cianuro y Cobre

EAA: Espectroscopia de Absorción Atómica

ED: Electro Diálisis

EO: Electro Obtención

HDPE: Polietileno de Alta Densidad

M<sub>c</sub>: Membrana Catiónica

OPEX: Costos de Operación

P<sub>80</sub>: Tamaño de la abertura de malla por donde pasa el 80% de la masa mineral

SB: Solución Barren

TIR: Tasa Interna de Retorno

TMAR: Tasa Mínima Aceptable de Retorno

VAN: Valor Actual Neto

## **CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN**

Compañía Minera Dayton, perteneciente a partir del 2006 al grupo Lachlan Star, produce Metal Doré a través de la extracción de oro y plata desde minerales por el método de lixiviación por cianuración de minerales.

El proceso para obtener el Metal Doré consiste en los Procesos de chancado del mineral y lixiviación en pilas dinámicas. Luego de estas etapas se obtiene un flujo promedio de 1200 m<sup>3</sup>/h de solución rica, la cual contiene concentraciones sobre 0.230 mg/L de Oro. Esta solución ingresa a la Planta ADR, donde se concentra la solución mediante la adsorción del oro, desorción de éste y la regeneración del carbón activado, para luego seguir con la electroobtención y fundición.

Según lo anterior, se hace necesario remover principalmente el cobre de la solución rica, para la obtención de un metal doré de mayor calidad. En la actualidad las concentraciones de cobre han llegado a valores de 690 mg/L, lo que tiene como consecuencia un mayor consumo de cianuro, elevando los costos operacionales de la planta.

Actualmente, la planta cuenta con un sistema llamado circuito de recuperación del cobre CRC, el cual tiene como finalidad sacar del sistema este elemento en forma de un precipitado de cianuro de cobre, éste es comercialmente atractivo para otras empresas del rubro, ya que dicho precipitado se puede fundir y así poder llegar a la obtención de cobre metálico de alta pureza.

El escenario actual en que se encuentra la planta es que CRC no es capaz de poder disminuir los ppm de cobre en solución, ya que la capacidad es de sólo 100 m<sup>3</sup>/h en promedio, la memoria está enfocada a poder incorporar la tecnología de ED para la recuperación de cianuro y remoción de cobre desde el sistema.

## 1.1 OBJETIVO GENERAL

Determinar la viabilidad técnica-económica para la remoción de cobre desde Solución Barren mediante el proceso de electrodiálisis que permita tanto la recuperación del cianuro como el cobre desde el flujo que alimenta a las pilas dinámicas como permanentes pertenecientes a CMD.

## 1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Evaluar las alternativas disponibles y aplicables al proceso de producción de Metal Doré en Compañía Minera Dayton.
2. Realizar pruebas de laboratorio para la obtención de parámetros en lo que se refiere a la recuperación tanto del cobre como de cianuro por medio de ED.
3. Efectuar una evaluación económica de una planta piloto de electrodiálisis para procesar una porción del flujo para una recuperación de cianuro en el proceso industrial actual de Compañía Minera Dayton.

## CAPÍTULO II: ANTECEDENTES GENERALES DE LA FAENA

### 2.1 UBICACIÓN

La faena minera Andacollo Oro, de propiedad de Compañía Minera Dayton, se encuentra ubicada en la comuna de Andacollo, Provincia de Elqui, IV Región, en lo que se refiere a la minera la distribución de esta se puede observar en las siguiente figura donde se muestran 2 de las 3 minas a rajo abierto que tienen, la más cercana a la planta de chancado se llama “Tres Perlas”, la segunda es “Churrumata” y por último la más lejana a la operación es “Mariposa”. A un costado del área de chancado se encuentra el sector de apilamiento donde se localizan las pilas dinámicas y ripios, la fase VI que corresponde al segundo tipo de pilas se encuentra habilitada hace poco para el traslado de material proveniente de las pilas dinámicas que acabaron su tiempo de lixiviación. Continuando con la descripción de las áreas identificadas en la planta se encuentran los sectores de planta ADR, EO y fundición, donde se concentra la solución hasta obtener como producto final la barra doré, todo lo anterior se observa a continuación de mejor manera, en las Fig 2.1 y 2.2 se observan los sectores planta y también, el flowsheet correspondiente del proceso que se tiene dentro de la minera.



Figura 2.1: Imagen aérea de distribución sectores planta en CMD

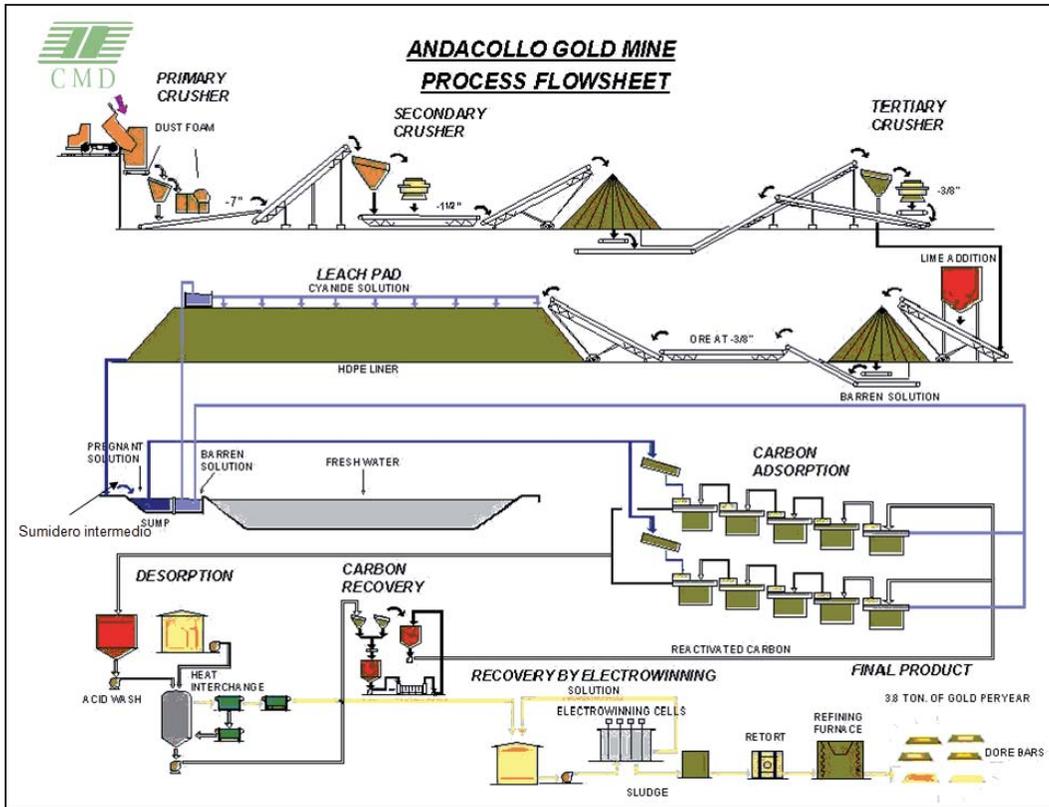


Figura 2.2: Diagrama de Flujo Proceso Productivo

## 2.2 TRATAMIENTO DEL MINERAL EXTRAÍDO

Todo comienza con la reducción de tamaño mediante el chancado, el cual comprende tres etapas, la primera consta de un chancador de mandíbulas seguido de un chancado secundario, teniéndose una capacidad operacional de 1000 Ton/h con un producto con una granulometría de 1 pulgada, la siguiente etapa de reducción consta de tres chancadores terciarios con una capacidad de 300 Ton/h cada uno, entregándose un  $P_{80}$  de 3/8 pulgadas. El proceso que sigue es del apilamiento y lixiviación, la cual consiste en depositar mineral en forma de pila sobre una geomembrana de HDPE para posteriormente poder ser sometido a una lixiviación con soluciones cianuradas de concentraciones 0.6 g/L. Todo lo mencionado con anterioridad se puede observar en la siguiente Fig 2.3 que se muestra a continuación.

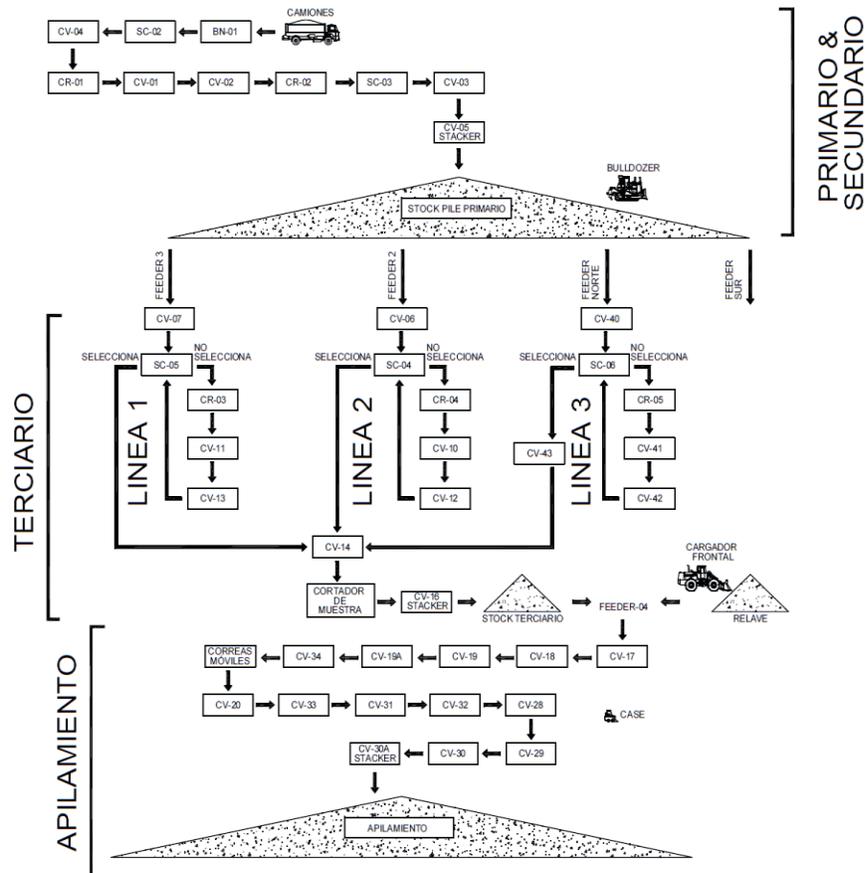


Figura 2.3: Distribución de sectores planta chancado

### 2.3 PLANTA ADR

La tercera etapa comienza con la recolección de soluciones luego del proceso de lixiviación en un sumidero antes de ingresar a la planta ADR. Estas soluciones pasan por dos líneas donde las cuales poseen 5 columnas cada una. En su interior hay carbón activado que cumple con la función de adsorber los complejos de oro-plata y por el contrario deja pasar a los de cobre dado que éstos complejos tienen un mayor tamaño de moléculas, los cuales no pueden ingresar en los sitios activos del carbón. En la Fig 2.4 se observa el efecto que tiene adicionar cianuro a la solución rica, donde los complejos de cobre aumentan su tamaño ya que captura un ión de cianuro libre lo cual impide que esta molécula pueda adherirse a los poros del carbón activado, sólo permitiendo la adsorción de los complejos de oro y plata.

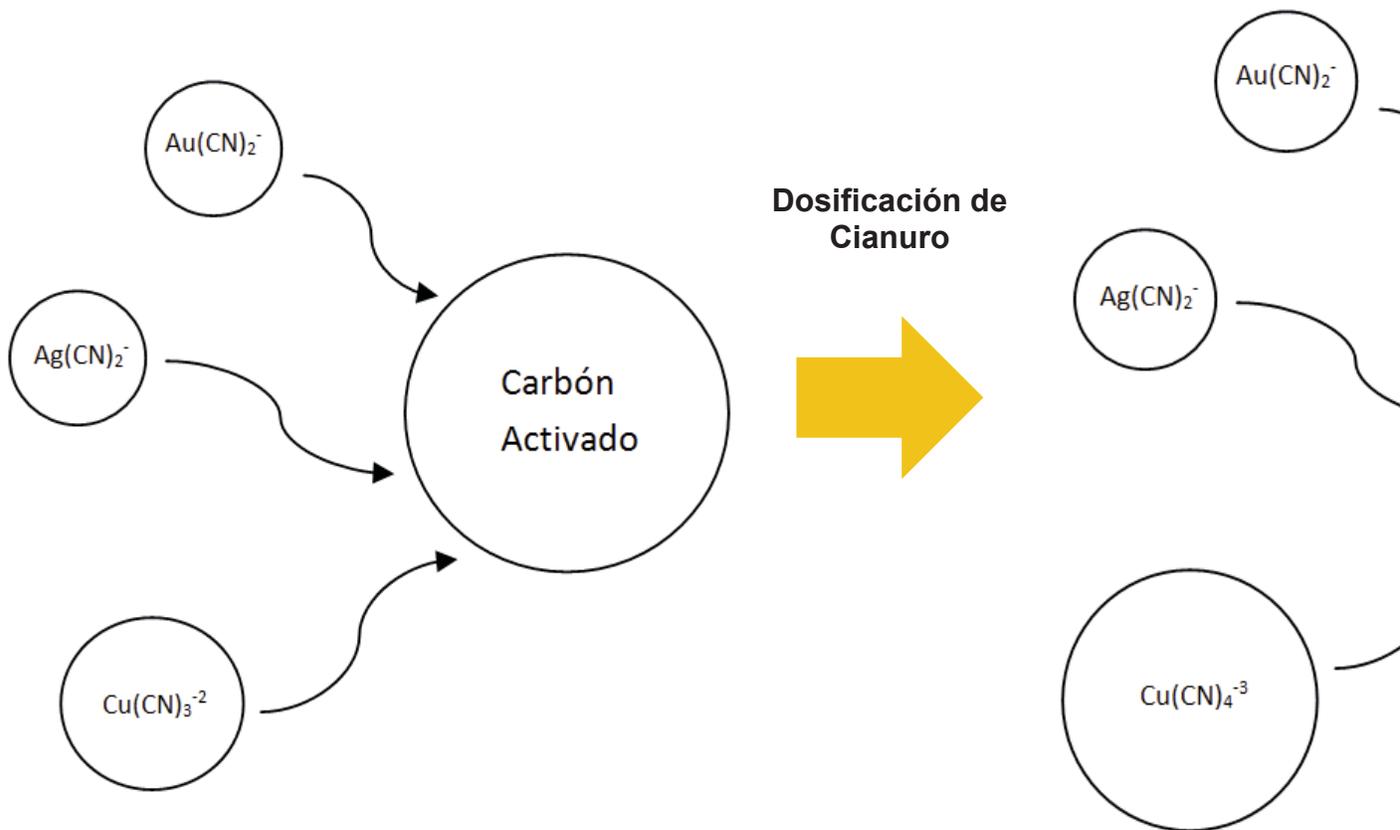


Figura 2.4: Etapa de Adsorción de los complejos de oro, plata y cobre

La reacción de adsorción de oro se puede ver en la ecuación (1). Luego, sigue la etapa de elusión a una temperatura de  $180^\circ\text{C}$  donde el carbón cargado es traspasado a una columna

para poder desorber los elementos contenidos en éste, donde por medio de un lavado en frío se extrae el cobre, posteriormente se realiza un lavado en caliente (desorción), permitiendo captar el oro y la plata en solución, las reacciones que ocurren durante este proceso corresponden a las reacciones (2) y (3) que se dan a conocer más adelante, donde en ésta última se emplea NaOH para poder basificar la superficie del carbón. El producto final es una solución mayormente concentrada en oro y plata, pero con una menor cantidad de cobre.



Con lo que se refiere al carbón activado después de la elución, este debe ser sometido a una regeneración por medio de una limpieza química con la utilización de reactivos tales como los ácidos clorhídrico y nítrico, después se reactiva por medio de un horno regenerador de carbón a temperaturas que oscilan entre unos 650 a 750 °C con vapor de agua.

A continuación en la Fig 2.5 se muestra un diagrama en el cual se da a conocer toda la configuración que comprende a la planta ADR.

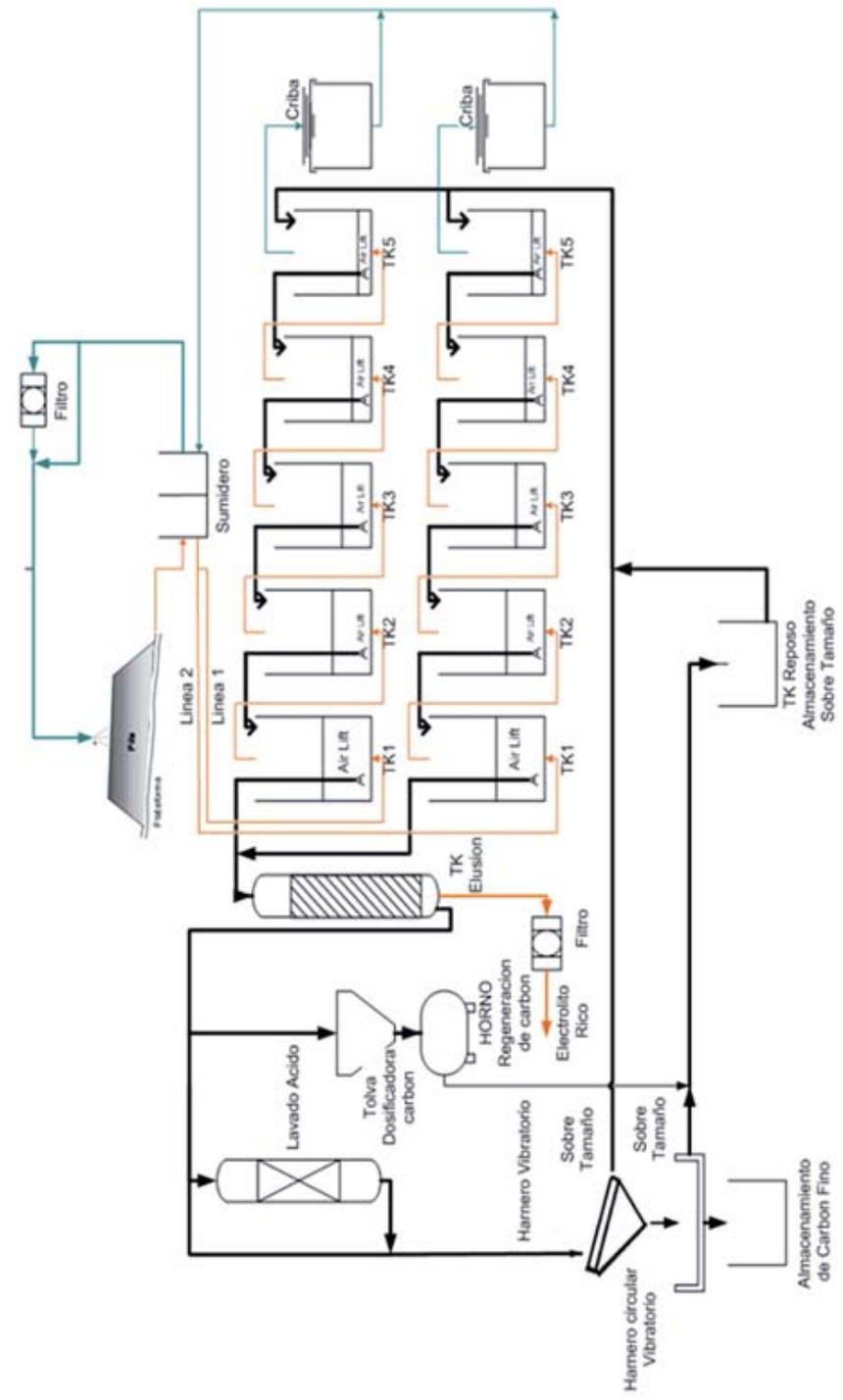


Figura 2.5: Flowsheet de Planta ADR en Compañía Minera Dayton

## 2.4 PROCESO DE ELECTRO OBTENCIÓN (EO)

Este proceso consiste en recuperar el metal desde una solución rica debidamente acondicionada (solución electrolito), y depositarlo en un cátodo, utilizando un proceso de electrólisis. El proceso de electro obtención en Cía. Minera Dayton se lleva a cabo haciendo fluir una solución cianurada concentrada en oro, obtenida en el proceso de elusión, por un circuito cerrado, que consta de 2 estanques de acumulación y 3 celdas de electro obtención conectadas en serie.

La solución rica obtenida en la etapa de elución (desorción del oro desde el carbón), es una solución concentrada de oro. Este valor puede variar con concentraciones típicas de cabeza son entre 60-120 mg/L de oro. Se almacena en 2 estanques acumuladores que en su totalidad suman 40 m<sup>3</sup>, agitando constantemente para tener una cabeza uniforme.

La solución es agotada durante 8 horas a través de tres celdas de electrodeposición de 1 m<sup>3</sup> cada una, que operan en serie con un voltaje de 2.8 – 3.0 [V] y entre 820-850 [A] de intensidad de corriente. La solución fluye por las celdas en un circuito cerrado por 7 horas y los 40 m<sup>3</sup> se procesan en forma batch hasta agotar la solución alcanzando al final una concentración menor a 1 ppm de oro. En la Fig 2.6 se muestra el proceso ya descrito.

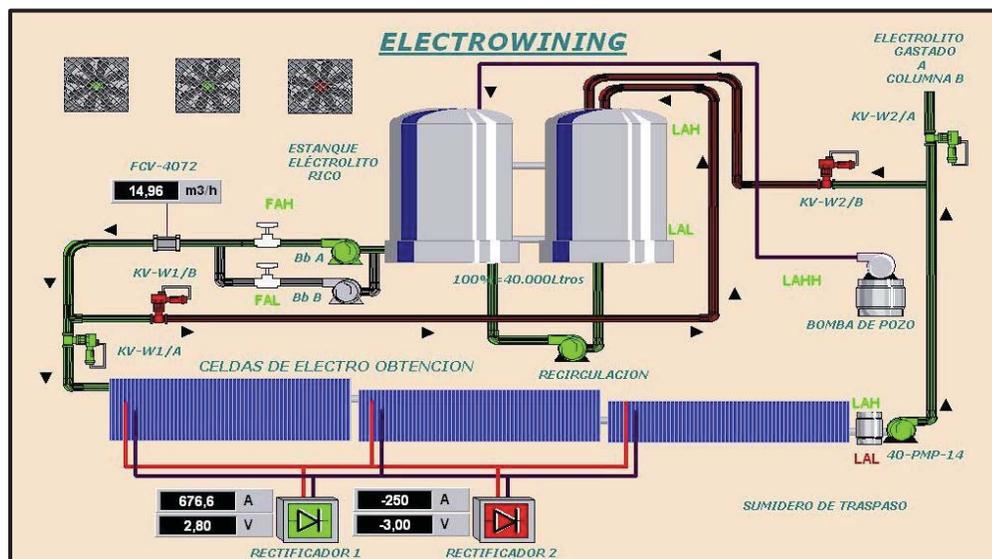


Figura 2.6: Diagrama del proceso de electro obtención de oro

## **CAPÍTULO III: ANTECEDENTES DEL PROBLEMA POR EL AUMENTO DE COBRE**

En este capítulo se dará a conocer la problemática presente que tiene el efecto del cobre en el rendimiento de la planta, esto implica dar a conocer la situación desde apilamiento hasta la etapa de adsorción en planta ADR. Para ello se presentarán las situaciones donde el cobre se encontraba en un margen no superior a 500 mg/L donde las eficiencias de los procesos se mantienen en rango admisibles para realizar una comparación con el segundo caso donde se observa que efecto tiene el cobre en la operación, considerándose que la cantidad de este elemento supera los 500 mg/L ya indicados con anterioridad.

Algunas definiciones a considerar son las siguientes:

**Solución Rica:** Es la solución que proviene desde las pilas, ya sean tanto dinámicas como permanentes, producto de la lixiviación de los minerales de las distintas pilas bajo riego, luego todas estas soluciones forman un solo flujo que es enviado a planta para su posterior procesamiento.

**Solución Pobre:** Llamada solución barren, solución que contiene bajas cantidades de oro (menor a 0.020 mg/L) y otros metales, donde queda concentrada en cobre y cianuro libre.

### **3.1 EFECTO DE LA LEY DE COBRE DURANTE LA OPERACIÓN**

De acuerdo a la información recopilada provenientes de la operación se puede comprender la situación actual en que se encuentra la minera, ya que las cantidades de cobre enviadas a pilas dinámicas se ha incrementado en forma considerable a través de los meses, a consecuencia de ello se optó por incrementar la dosificación de cianuro, llegando a estar en 0.6 g/L de cianuro libre en solución, esto permite que las dinámicas se mantengan la recuperación de un 73% con leyes sobre 0.52 g/Ton de Au.

El incremento de la cantidad de cobre en el sistema se debe a consecuencia que en el transcurso de los meses comprendidos entre Septiembre a Diciembre del año 2012, llegando a estar sobre 160000 libras de cobre enviadas a pilas (Oct - Nov de 2012), también otro indicador analizado es la Ley de oro que se tiene desde Septiembre 2012 a Febrero de 2013 el cual llega a estar en 0.45 g/Ton, en contraste de los 800 g/Ton de Cobre que tenía dicho

mineral, esto último se debe a que en los primero dos meses del año 2013 la mayor cantidad de mineral procesado en la Planta de Chancado era proveniente de “Tres Perlas”, este posee elevadas leyes de cobre, lo cual afecta la operación de la planta en lo que se refiere a eficiencias de las etapas de procesamiento de la Planta. A continuación se muestra en la Fig 3.1 como la cantidad de cobre que se encuentra por inventario en pilas dinámicas se observó un incremento en los últimos meses de operación.

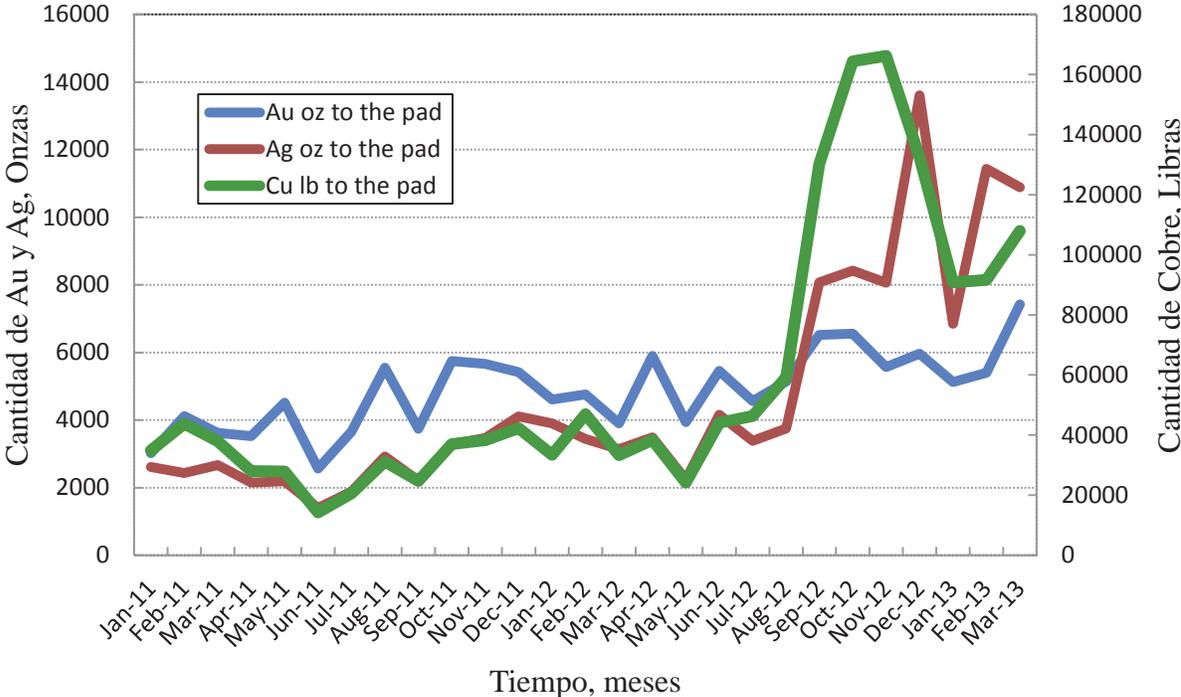


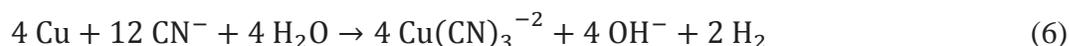
Figura 3.1: Onzas de Oro-Plata y Libras de Cobre enviadas a Pilas desde Enero 2011 a Marzo 2013

De la Fig 3.1 se puede observar la baja en la cantidad de onzas de oro en los últimos meses debido a que el mineral apilado tenía un incremento en las leyes de cobre, y como contrapuesta a la disminución de las onzas de oro enviadas a tales pilas. Como medida para aumentar el inventario de oro, se optó por la adición de relaves que contienen leyes sobre 0.6 g/Ton provenientes desde “Relave Aguilera” a mediados del mes de Diciembre del 2012, pero como efecto secundario es que éstos poseen elevadas cantidades de cobre, no obstante el tamaño de partícula es menor al que entrega la planta de chancado, es por ello que si se adiciona una gran cantidad de relaves, las partículas al tener menor tamaño tienden a

compactarse, lo cual afecta en la percolación de la pila, sufriendose la generación de pozas en la superficie de la pila.

### 3.2 EFECTO DEL COBRE EN EL CONSUMO DE CIANURO

El Cobre para ser lixiviado necesita más cianuro que el oro y la plata, esto se entiende al comparar la cantidad de cianuro en las reacciones (4) y (5) con la (6), donde esta última se observa que se necesitan 12 moles de cianuro en vez de 8 como es para las otras reacciones restantes, es por ello que a partir del mes de Septiembre 2012 se incrementa la dosificación de cianuro por toneladas apilada para que no se genere una disminución de concentración del oro en la solución rica, ya que como aumentó el inventario de cobre en las pilas, tiene como consecuencia una mayor tasa de lixiviación, es así que se tiene un incremento de cianuro, generando inconvenientes en la recuperación del oro, ello se debe a la competencia que tiene el cobre sobre el oro para ser lixiviado por el cianuro. Por lo tanto, para optar por un aumento en la dosis de cianuro, se asegura que el oro y la plata sean lixiviados, estableciéndose que la concentración de cianuro libre en solución debería permanecer en 0.6 g/L.



La Fig 3.2 muestra la cantidad de cianuro de sodio adicionado al sistema para lixiviación y también el inventario en libras de cobre en las pilas. Se observan dos escenarios durante los meses de operación; el primero se puede ver que en los meses comprendidos entre enero y agosto del año 2012, las cantidades de cobre presentes en las pilas eran bajas, por lo que se optó por una disminución en la adición de cianuro por tonelada apilada, pero a partir del mes de septiembre, el cobre aumentó de manera muy significativa. Para contrarrestar este incremento, se decidió por aumentar la dosis del cianuro, pero también esto conllevó al aumento en la extracción de cobre, que se observa en los meses de enero a marzo del 2013.

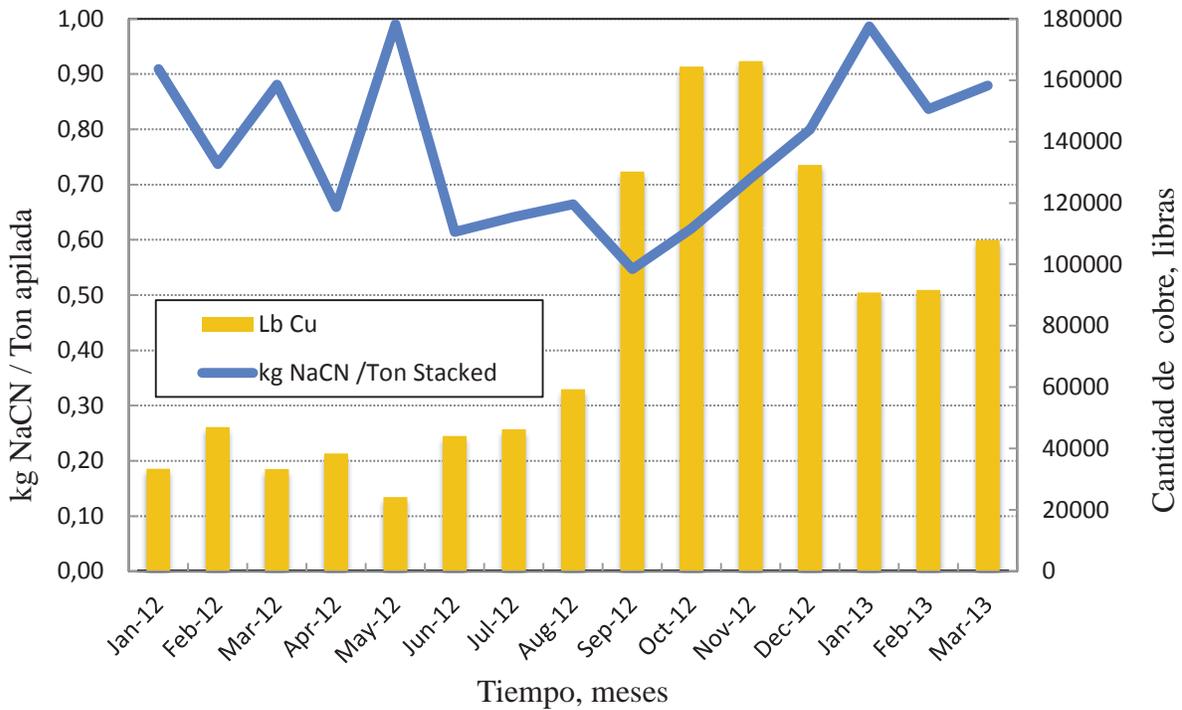


Figura 3.2: Consumo kg de NaCN /Ton apilada y Libras de cobre presentes en las pilas desde Enero 2012 a Marzo 2013

### 3.3 EFECTO DEL COBRE EN LA RECUPERACIÓN DE ORO EN PILAS DINÁMICAS

En la siguiente Fig 3.3 se muestra el comportamiento en la recuperación global de oro que posee la pila N°10 en fase V, la cual fue apilada en los primeros días del mes de enero 2013. En dicha figura se puede observar que la curva real de extracción de oro llega al budget (recuperación esperada) estipulado por la empresa, alcanzando cerca del 73% de extracción en 115 días de operación. Lo anterior se pudo mantener sin grandes alteraciones en la vida útil de esta pila por el incremento en la dosificación del cianuro, llegando a consumir 12 Ton/día de este reactivo por día por el aumento de las leyes de cobre, es decir, independiente de la cantidad de cobre en la pila, igual se alcanza la extracción de oro dada por la empresa, sin embargo, se ve afectado el consumo de cianuro, el cual aumentó desde 9 a 12 Ton/día.

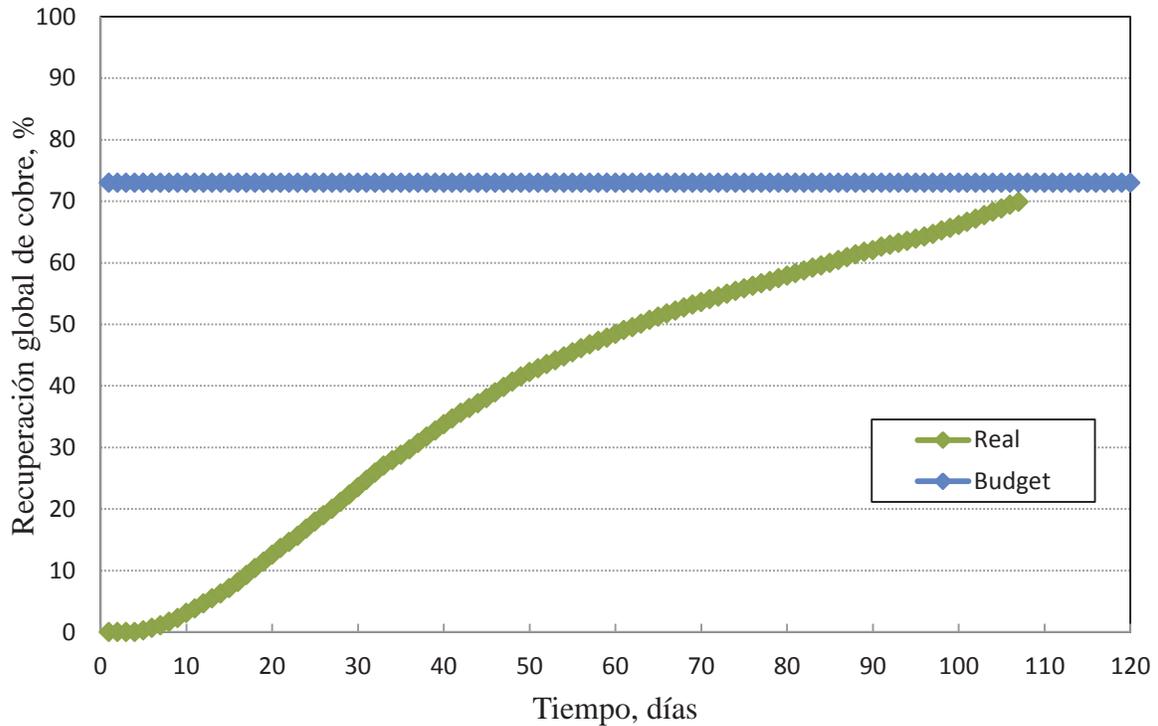


Figura 3.3: Recuperación Global en Pila N°10, Fase V de pilas dinámicas

Sin embargo en la Fig 3.4 se muestra como fue el rendimiento de la pila N°3 en Fase III que es también del tipo dinámica. Ésta fue apilada en el mes de octubre del 2012. En esta figura se puede llegar a observar que la recuperación global de Au llega sólo a un 55% y no a la que se espera de acuerdo al modelo de recuperación (73%), aunque su vida útil se extendió en 15 días más de los 4 meses habituales que tienen dichas pilas, pero aún así no se obtuvo un incremento en la recuperación de oro. Lo anterior se debe al aumento en la cantidad del cobre apilado en el presente mes y en donde se estuvo lixiviando con 9 Ton/día de cianuro (caso contrario a la pila N°10), dando un efecto negativo en la recuperación global de oro.

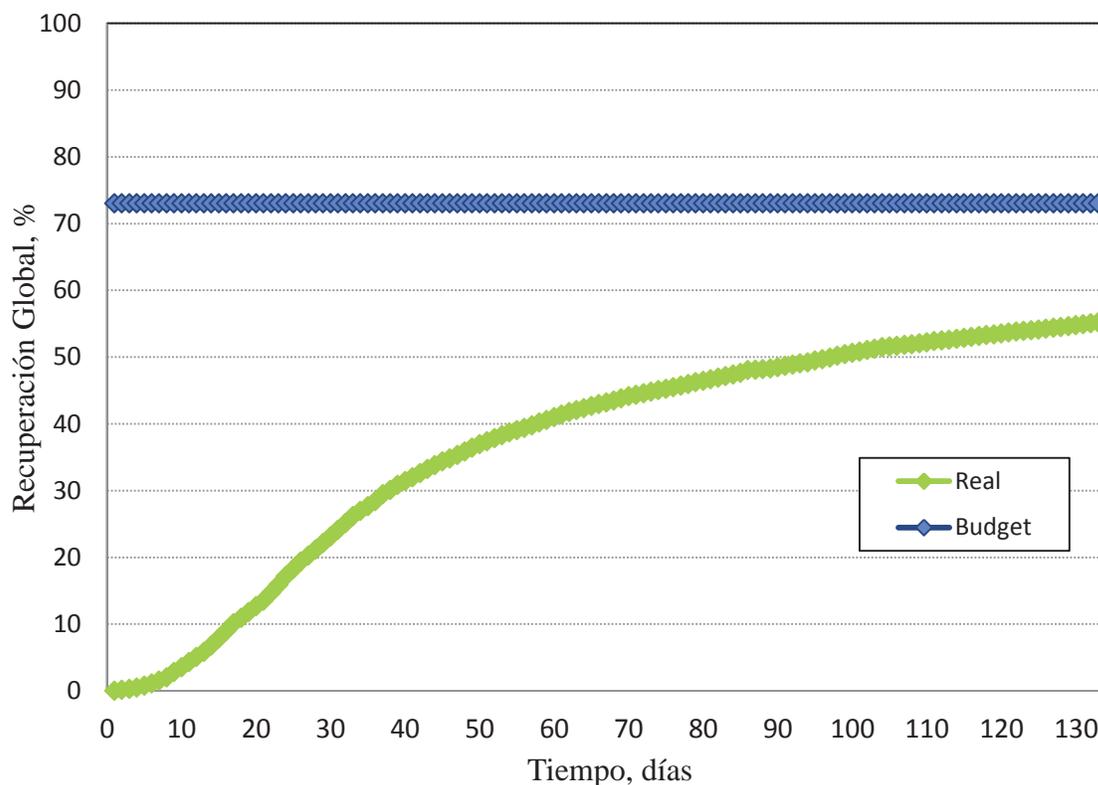


Figura 3.4: Recuperación Global en Pila N°3, Fase III de pilas dinámicas

### 3.4 PLANTA ADR PARA TRATAMIENTO DE SOLUCIONES DE ORO

La planta tiene como finalidad recuperar el oro desde soluciones cianuradas (solución rica) proveniente desde la etapa de lixiviación, la cual tiene como objetivo concentrar el oro y poder separar el cobre de éste, de modo que recupere tanto cobre en la siguiente etapa de electro obtención. La eficiencia de la planta es generalmente de un 90% para la adsorción del oro y de 1% para el cobre.

#### 3.4.1 Influencia de la presencia de cobre sobre la eficiencia planta ADR

En la Fig 3.5 se observa que durante el transcurso del año 2012 las cantidades de cobre presentes en solución no tuvieron grandes fluctuaciones no superando los 450 mg/L, excepto el mes de diciembre donde ya superó la barrera de los 500 mg/L que se tiene como límite superior para que la operación no tenga grandes inconvenientes. Ya en el año 2013, las

cantidades de cobre se ven muy incrementadas teniendo un efecto negativo en la lixiviación, producto de la consecuencia del aumento de cianuro para poder lixiviar el oro.

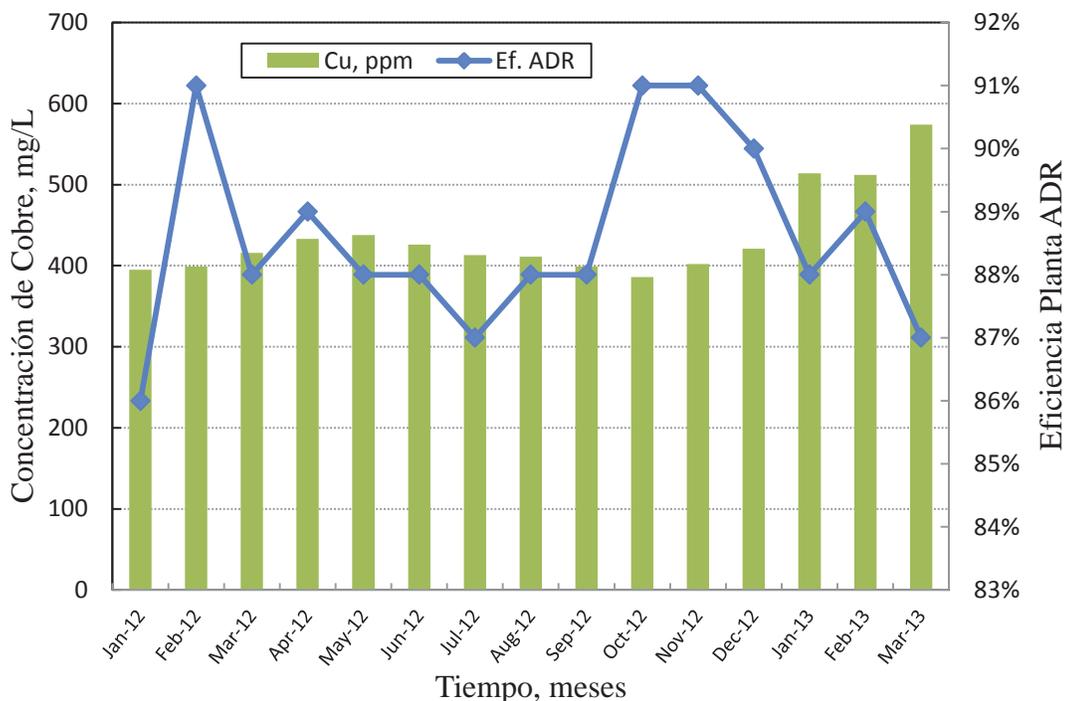


Figura 3.5: Concentración de Cobre v/s Eficiencia en planta ADR: Enero 2012 a Marzo 2013

A partir del año 2013 la concentración de cobre presente en solución superó los 550 mg/L, esto se puede entender de mejor manera observando los análisis anteriores. En cuanto a las eficiencias de la planta ADR, se observa que entre los meses de octubre y noviembre del año 2012, esta se mantiene en un 90%, pero ya en noviembre en adelante se logra observar una tendencia en la disminución de la eficiencia debido a que la concentración de cobre se incrementa en la solución, lo cual tiene como consecuencia un efecto negativo en la recuperación de oro por parte del carbón activado.

A modo de resumen, la presencia de cobre en grandes cantidades en la minería del oro es perjudicial para el proceso de recuperación de oro. El aumento de las leyes de cobre del mineral enviado a pilas dinámicas durante el transcurso de octubre a diciembre de 2012, desbalanceó el sistema, por lo tanto, las eficiencias en los procesos de adsorción del oro se han visto afectadas, por lo cual se optó por aumentar la dosificación de cianuro para que la concentración de oro se vea incrementada en la solución.

Para poder mitigar el efecto del aumento del cobre, actualmente minera Dayton se utiliza en proceso de remoción del cobre mediante planta CRC, la cual consta en inicialmente en acidificar la solución barren con ácido sulfúrico, para luego filtrar la solución de esta etapa y así separar el precipitado de  $\text{CuCN}$ , liberándose ácido cianhídrico. En cuanto al cianuro liberado en el proceso anterior, éste se vuelve a estabilizar mediante un lavado con  $\text{NaOH}$  para volver el cianuro libre a la fase acuosa, y también así poder modificar el pH de la solución tratada anteriormente, con el objetivo de mejorar las etapas de procesamiento de la solución rica en oro dentro de la planta. Sin embargo, existen otras tecnologías que serán estudiadas en los siguientes capítulos.

## **CAPÍTULO IV: ALTERNATIVAS PARA LA REMOCION DE COBRE EN SOLUCIÓN BARREN**

En esta sección se analizaran 3 métodos de remoción de cobre desde solución barren proveniente de la etapa de adsorción a fin de poder disminuir la cantidad de cobre. El primer método llamado Circuito de Recuperación de Cianuro y Cobre (CRC) que se utiliza actualmente empleado en la minera, la segunda será la Electro Obtención (EO) por último la tercera se tiene la Electro Diálisis (ED). A continuación se dará una descripción de cada una de las tecnologías, indicándose la metodología y los productos obtenidos de cada proceso.

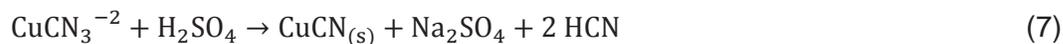
### **4.1 CIRCUITO DE RECUPERACIÓN DE CIANURO Y COBRE (CRC)**

Se tiene otro proceso como alternativa, que tiene como objetivo principal la remoción de cobre mediante la forma de un precipitado de cianuro de cobre, el cual se obtiene mediante 3 etapas (Acidificación, Basificación y Lavado de gases).

A continuación, en la Figura 4.1 se muestra el flowsheet de la planta CRC donde se puede apreciar todas sus etapas, distribución de equipos y almacenamiento de reactivos. la primera etapa llamada “Acidificación” consta en el traspaso de la solución a la salida de las líneas de adsorción que se poseen en la planta, ésta llega a un estanque, el cual se adiciona ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) concentrado para así disminuir de manera drástica el pH de la solución hasta un valor de 3.0, en estas condiciones la gran mayoría de los complejos se descomponen liberándose el cianuro en estado libre ( $CN^-$ ) y también como ácido cianhídrico (HCN), luego los gases producidos en esta etapa se envían para su lavado y así liberar las emanaciones generadas según la norma medioambiental. Luego de la “Acidificación”, se continúa con la segunda etapa denominada “Filtración”, donde se tienen 2 líneas con filtros donde se retiene el precipitado de cobre saliente del proceso, estos son cosechados día por medio o hasta que la presión en éstos lleguen a 100 psi. Por último se tiene la tercera etapa, donde se realiza la “Basificación” que consta de la adición de soda líquida al 20% en volumen previamente preparada, el cual es almacenada en 4 estanques con capacidad de  $30\ m^3$ , teniéndose una autonomía de 6 días de operación, esta etapa tiene como objetivo que todo el cianuro que se liberó anteriormente vuelva a ser estable en solución. Este proceso ocurre, si la adición de soda permite ajustar el pH saliente del proceso a 10.5.

Las reacciones involucradas en el proceso son las siguientes:

Primera Etapa: Acidificación



Segunda y Tercera Etapa: Basificación

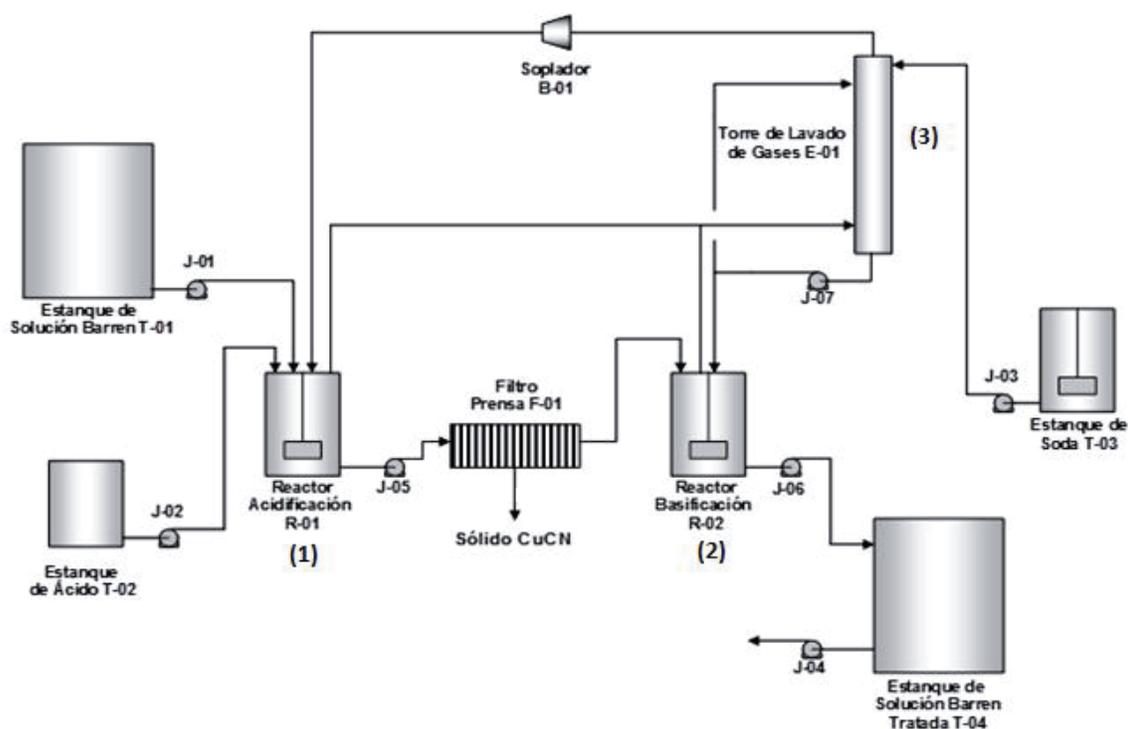
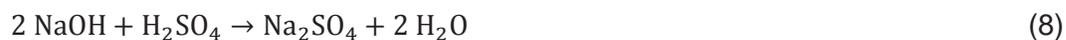


Figura 4.1. Diagrama de planta proceso CRC

En la Fig 4.2, se pueden observar los rendimientos que tiene dicha tecnología, para ello se toma como referencia de operación el mes de mayo 2013 donde se logra ver que la recuperación de cobre y cianuro alcanzan valores de un 82% y de un 45% respectivamente cuando la planta está en un funcionamiento normal diario, la planta tuvo una operación de 21 días con un volumen procesado de 44833 m<sup>3</sup> durante el transcurso del mes.

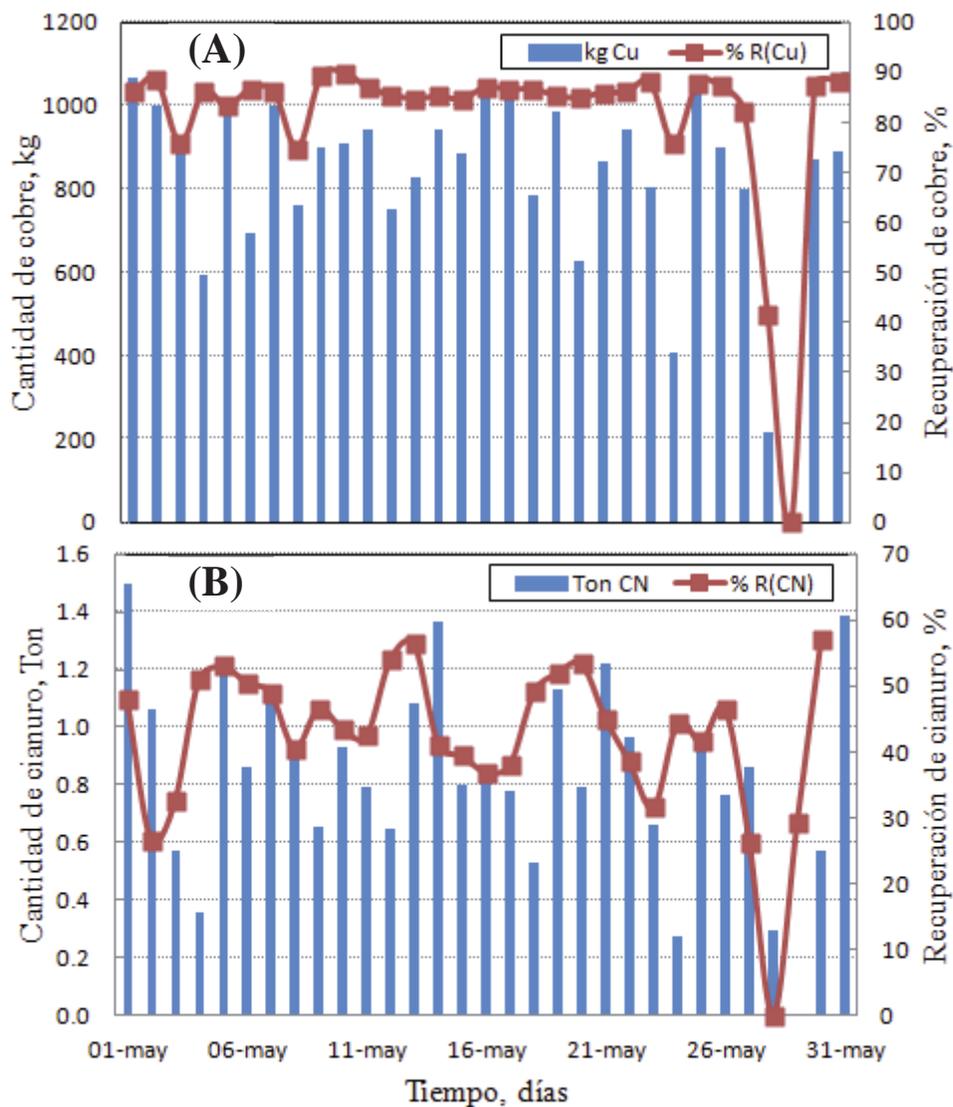


Figura 4.2: (A) Recuperación de cobre, (B) Recuperación del cianuro, durante la operación de planta CRC en el mes de mayo 2013

## 4.2 ELECTRO OBTENCIÓN (EO)

Este proceso consiste en la electrólisis de cobre mediante el tratamiento de solución barren, en la Fig 4.3 se puede observar un esquema del proceso, donde en el ánodo se genera la descomposición del agua (reacción (16)) y a su vez también el cianuro libre en solución se oxida generándose amoníaco (reacción (17)) y cianato ( $\text{CNO}^-$ ) (reacción (18)). Paralelamente, en el cátodo, se produce la reducción del complejo  $\text{Cu}(\text{CN})_3^{-2}$  a cobre metálico, dejando el cianuro libre (reacción 19) y por último se genera otra descomposición del agua (reacción (20)) dentro de la solución, también esta se da cuando se realiza la EO de la solución que se envía después de la elución en planta ADR.

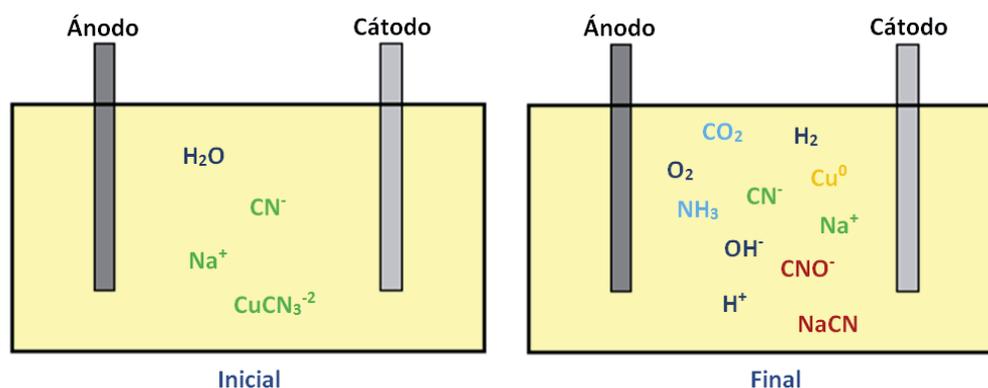


Figura 4.3: Esquema del proceso de electro obtención de soluciones cianuradas. Ánodo: Grafito; Cátodo: Acero Inoxidable 316 L

### 4.3 ELECTRO DIÁLISIS (ED)

Consiste en el transporte de iones a través de una membrana catiónica y/o aniónica, mediante la aplicación de un potencial eléctrico externo entre electrodos.

En la Fig 4.4 se tiene que la solución alimentada contiene iones como especies iónicas positivas ( $M^+$ ), negativas ( $M^-$ ) y neutras ( $N^0$ ), de las cuales sólo los positivos se transportan a través de la membrana catiónica y se concentran en la zona del cátodo, debido a que se le aplica un voltaje, causando la migración de los iones a sus respectivos electrodos. La membrana de intercambio catiónica permite la transferencia de cationes, no dejando que ocurra la transferencia de aniones. En cambio la membrana del tipo aniónica, permite la transferencia de aniones e inhibe la transferencia de cationes.

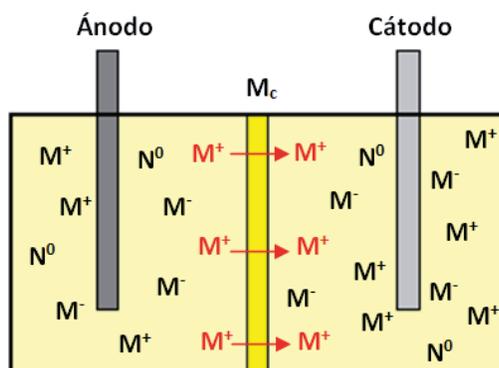


Figura 4.4: Esquema de celda con membrana catiónica

También es muy importante controlar permanentemente los parámetros que influyen directamente sobre el sistema, como son: caudal de anolito y catolito, densidad de corriente, conductividad, pH, área catódica, temperatura, etc.

La electrodiálisis surge como una alternativa de mejora al proceso convencional de electrólisis de solución rica proveniente de planta ADR, ya que permite impedir la oxidación de cianuro en una celda electrolítica, recuperando gran parte de este reactivo.

En la Fig 4.5 se observa la electrólisis del cobre desde la solución cianurada alcalina, se produce mediante la reducción del complejo ( $Cu(CN)_3^{-2}$ ) en la zona del cátodo, éste se reduce formando cobre metálico ( $Cu^0$ ) y liberando el cianuro en la solución ( $CN^-$ ) (reacción (13)). Como reacción catódica secundaria, el agua reacciona formando hidrógeno gaseoso ( $H_2$ ) junto a iones hidroxilos ( $OH^-$ ) (reacción (14)). En el ánodo, el agua contenida en la solución

reacciona desprendiendo oxígeno (O<sub>2</sub>) (reacción (10)). Además se hace uso de una membrana catiónica que separa el ánodo y cátodo, lo que impide la oxidación del cianuro en el ánodo ampliando la posibilidad de efectuar su recuperación y posterior recirculación a la pila. Las áreas separadas por la membrana se denominan anolito y catolito, entre los cuales se produce el traspaso de los cationes de sodio (Na<sup>+</sup>) a través de la membrana, lo que hace posible que estos iones se combinen con el cianuro libre presente en el catolito para formar cianuro de sodio (NaCN).

Las reacciones antes descritas se muestran a continuación:

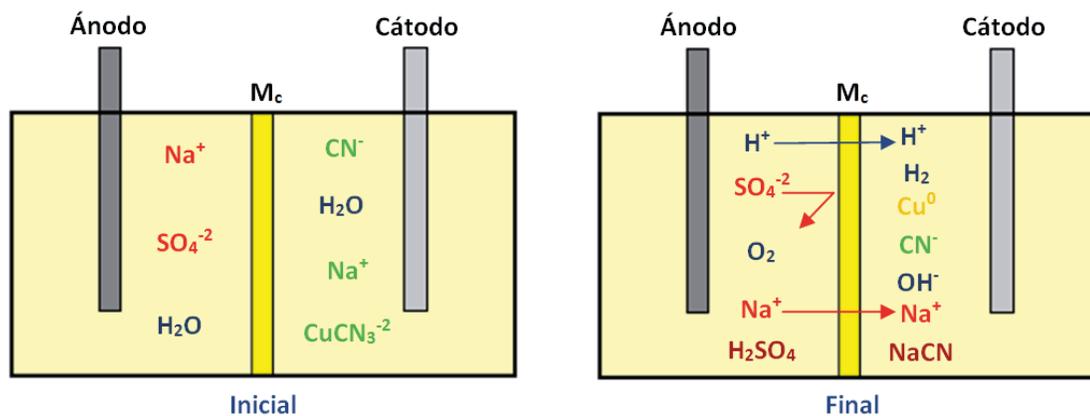
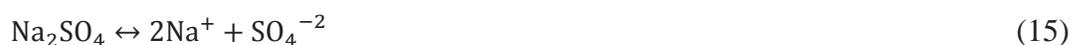


Figura 4.5: Esquema del proceso de electrodiálisis de soluciones cianuradas. Ánodo: Grafito; Cátodo: Acero Inoxidable 316 L

### 4.3.1 Ley de Faraday

Para determinar la cantidad teórica de cobre depositado producto del uso de corriente, se emplea la ley de Faraday. Donde se establece una relación precisa entre la cantidad del cambio químico producido por la energía eléctrica y la cantidad de esta última empleada para tal fin.

- i) El peso del metal depositado (W) en un cierto tiempo (t), es proporcional a la corriente (I) aplicada.
- ii) A corriente constante, la cantidad del metal depositado es proporcional al tiempo de la electrólisis
- iii) A corriente constante y dentro de un cierto tiempo, los pesos de los metales depositados son proporcionales a sus pesos equivalentes (PM/n)

La relación fundamental de Faraday será la siguiente:

$$W = \frac{I \cdot PM \cdot t}{n \cdot F} \quad (17)$$

W: peso del metal depositado, expresado en gramos, (g)

I: intensidad de corriente aplicada, expresada en amperes, (A)

t: tiempo durante el cual se aplicó la corriente, expresado en segundos, (s)

PM: peso molecular de la sustancia que se está depositando, expresado en g/mol

n: estado de valencia de la sustancia que se deposita, adimensional

F: constante de Faraday, siendo su valor de 96500 y se expresa en C/mol

## **CAPÍTULO V: PARTE EXPERIMENTAL**

### **5.1 ASPECTOS GENERALES**

Para evaluar la aplicación de una membrana en la etapa durante el EO, se han propuesto dos series de pruebas, las cuales tienen como objetivos comparar ambos procesos en la recuperación de cianuro y cobre respectivamente. La primera experiencia sería una el uso de la membrana del tipo catiónica que dejara pasar los iones de sodio y para el segundo caso será sin membrana, dichos ensayos permitirán verificar como afecta la incorporación de una separación física entre las zonas anódicas y catódicas. Es por ello que para evaluar técnicamente los índices metalúrgicos (recuperación de cobre, cianuro, pH, voltaje, conductividad, consumo de sulfato de sodio y generación de ácido sulfúrico) en esta etapa, se propuso una serie de pruebas de laboratorio que fueron realizadas en las dependencias de la universidad, los resultados fueron enviados para ser analizados en CMD y así ser utilizados para una posterior evaluación técnica económica del proyecto.

### **5.2 PREPARACIÓN DE SOLUCIONES**

Las soluciones a utilizar son dos, la primera corresponde a Solución Barren (SB) la cual proviene de CMD que irá en la sección catódica de la celda, utilizándose de manera directa para las experiencias a realizar. La segunda solución es un electrolito sintético que contiene sulfato de sodio ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) con una concentración de 10 g/L, esta concentración fue estimada tomando en cuenta estudios anteriores de investigaciones realizadas, ya que si la concentración de éste es muy elevada, se satura formando cristales de sulfato de sodio, es por ello que la cantidad recomendada para las pruebas realizadas fue de 10 g/L y no otra. A continuación se muestran en las Tablas 5.1 y 5.2 las especificaciones de cada solución ocupada para las pruebas.

Tabla 5.1: Especificaciones de Solución Barren (SB)

<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Cobre	774	mg/L
Cianuro libre	0.80	g/L
Conductividad	11.77	mS
pH	10.69	

Tabla 5.2: Especificaciones del Sulfato de Sodio ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ )

<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Sulfato de Sodio	10	g/L
Sodio	3.24	g/L
Conductividad	10.54	mS
pH	5.22	

### 5.3 ANÁLISIS DE MUESTRAS

Se caracterizaron las muestras obtenidas durante las experiencias mediante la técnica de Espectroscopia de Absorción Atómica (EAA) tanto para las muestras de cianuro como para las de sulfato. Para las muestras que contenían sulfato también se les realizó volumetría para cuantificar la cantidad de ácido generado durante las pruebas. Para todas las muestras se realizaron mediciones de pH y conductividades.

### 5.4 EQUIPO EXPERIMENTAL

Para todas las pruebas con el uso de membrana (catiónica del tipo IONSEP Shc) y también sin esta, se utilizó una celda de tipo acrílica mostrada en la Fig 5.1, la cual posee dos compartimientos, uno para la zona anódica y la otra catódica, el diseño de esta facilita el uso para ocuparla para pruebas con y sin membrana, ya que posee en la parte del medio un sello a través de gomas para así evitar las posibles filtraciones que se puedan tener. A continuación se muestra en la Fig 5.2 imágenes de la celda tanto sus respectivas partes como también la configuración completa del sistema donde se pueden observar las bombas utilizadas, la fuente

de poder ocupada, al igual que pH-metro y conductímetro para la realización de mediciones de parámetros operacionales. En la Figura 5.3 se observa la celda con sus respectivas conexiones, donde la sección izquierda corresponde al ánodo con el electrodo de plomo y en la derecha el cátodo, como electrodo se usó una malla de acero inoxidable 3.16 L. Los equipos utilizados fueron una fuente de poder para la aplicación de corriente y dos bombas para favorecer la turbulencia de las soluciones. Con lo que se refiere a las especificaciones de la celda, el tipo de material empleado es de acrílico, otras detalles tales como dimensiones de ésta se pueden encontrar en el Anexo C, sección C-2.

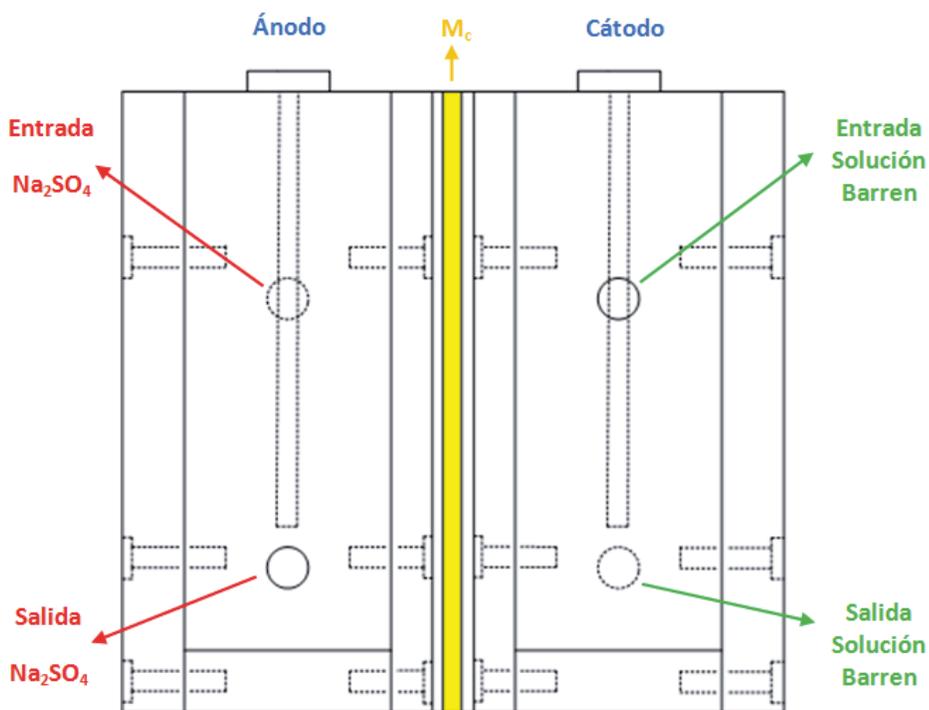


Figura 5.1: Vista frontal de celda ED



Figura 5.2: Vistas de celda para pruebas experimentales

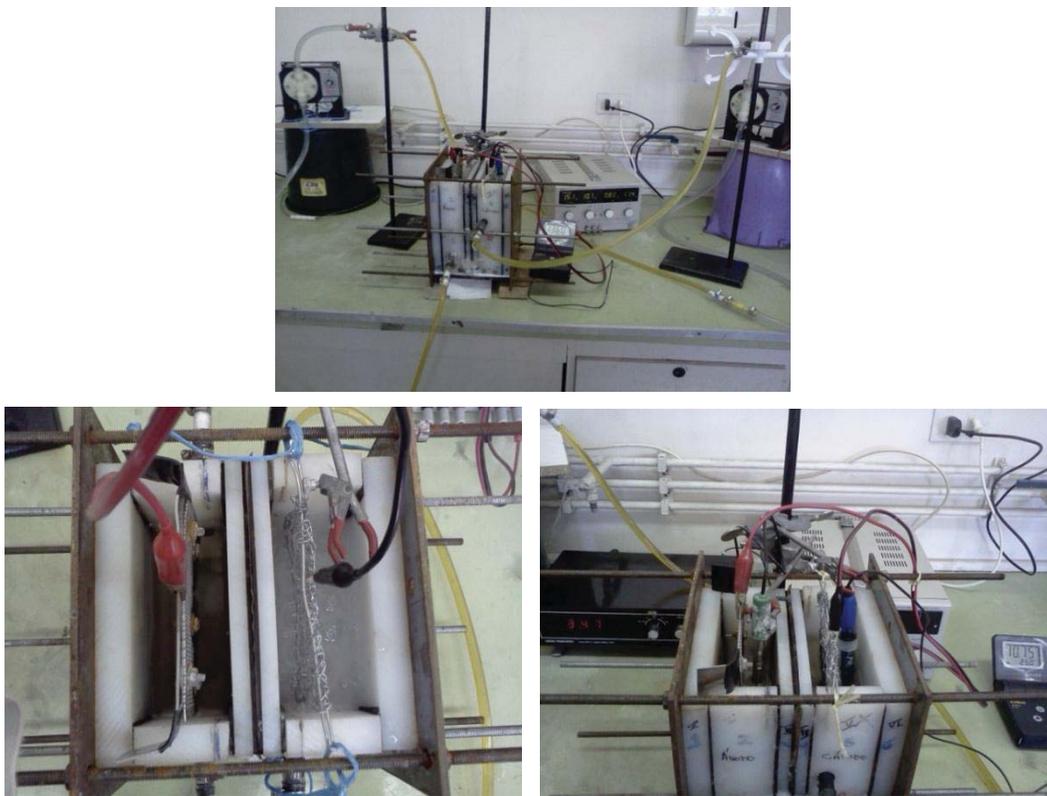


Figura 5.3: Configuración del sistema de la celda

## 5.5 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

La prueba se inicia mediante la aplicación de una corriente de 1.50 [A] (ver Anexo C, sección C-4), con un voltaje inicial de 10 Volts. La toma de muestras son a intervalos de 30 minutos durante 4 horas que dura cada prueba, para ello se toman muestras de 20 mL, a las cuales se les analiza la conductividad y pH, los otros análisis de concentraciones se toman 10 mL de solución para posteriormente estos son enviados a EAA. El número de muestras totales tomadas corresponden a 37, donde tres de estas son de la sección anódica, estas últimas muestras se sacaron al final de cada una de las tres experiencias realizadas.

## CAPÍTULO VI: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 6.1 CONCENTRACIÓN DE CIANURO

En la Fig 6.1, se observan dos comportamientos de la curva que son explicadas a continuación:

- i) Al reducirse el complejo  $\text{CuCN}_3^{-2}$  para producir cobre y cianuro libre, éste reacciona con iones hidróxidos para formar el anión cianato según la reacción (11). Esto produce un consumo de cianuro tal como se muestra en los primeros tiempos (0 a 1.5 horas) de trabajo experimental.
- ii) Además, el cianuro libre producido por la reducción del complejo  $\text{CuCN}_3^{-2}$  es consumido por el  $\text{OH}^-$  para producir amoníaco según la reacción (12), esto fue evidenciado mediante olor en el ambiente típico cuando se trabaja con celdas de electro obtención.
- iii) Luego que se generó la saturación en el sistema con cianato, ésta especie empezaría a reaccionar para formar bicarbonato según la reacción (18). Con ello, se libera cianuro deteniéndose el incremento de ésta especie, tal como se observa en la Fig 6.1 después de las 1.5 horas. (el diagrama de disociación en el anexo C, sección C-1 se observa la predominancia de la especie bicarbonato de acuerdo pH que se tiene en solución)



En la Fig 6.2, se puede observar un incremento de cianuro libre que se encuentra presente en la solución producto de que se tenía una separación entre el ánodo y cátodo mediante una membrana catiónica, esto no permite la oxidación de los iones cianuro haciendo que todo el cianuro liberado producto de la reducción del cobre permanezca en solución. Logrando el objetivo principal, el cual es poder recircular al proceso el cianuro libre para el respectivo riego en la lixiviación de pilas.

Resumiendo, mediante el uso de la membrana catiónica, por cada mol del complejo  $\text{CuCN}_3^{-2}$  reducido se liberan 3 moles de cianuro, mientras que si no se utiliza membrana sólo se libera 1 mol de cianuro (hasta las 1.5 horas de trabajo). Después de las 1.5 horas de trabajo se vuelven a producir 3 moles de cianuro, es decir, llega a la misma condición de generación del cianuro libre que la trabajada con membrana catiónica.

La recuperación de cianuro alcanza un 27% cuando se tiene el uso de membrana, pero sin membrana se logra sólo un 19%.

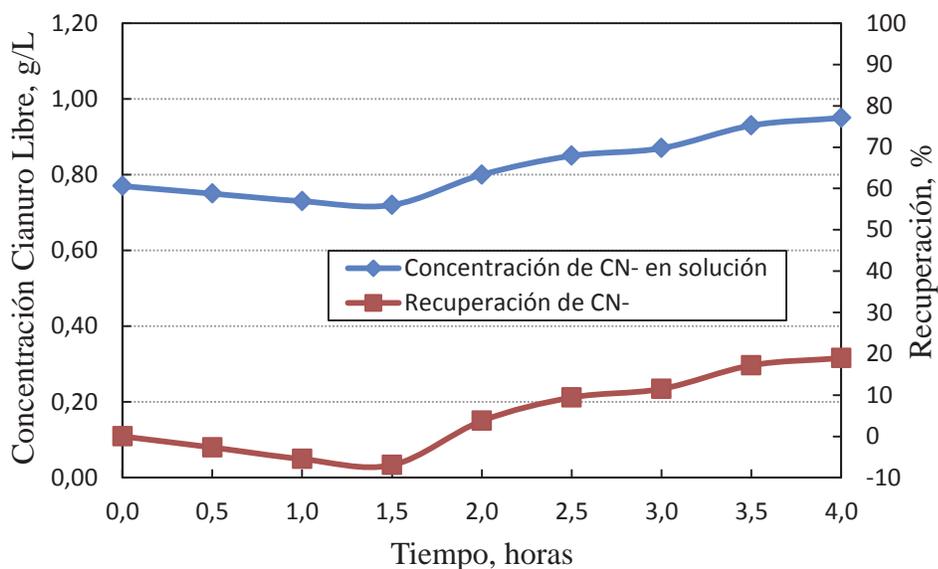


Figura 6.1: Concentración de cianuro sin trabajar con membrana catiónica

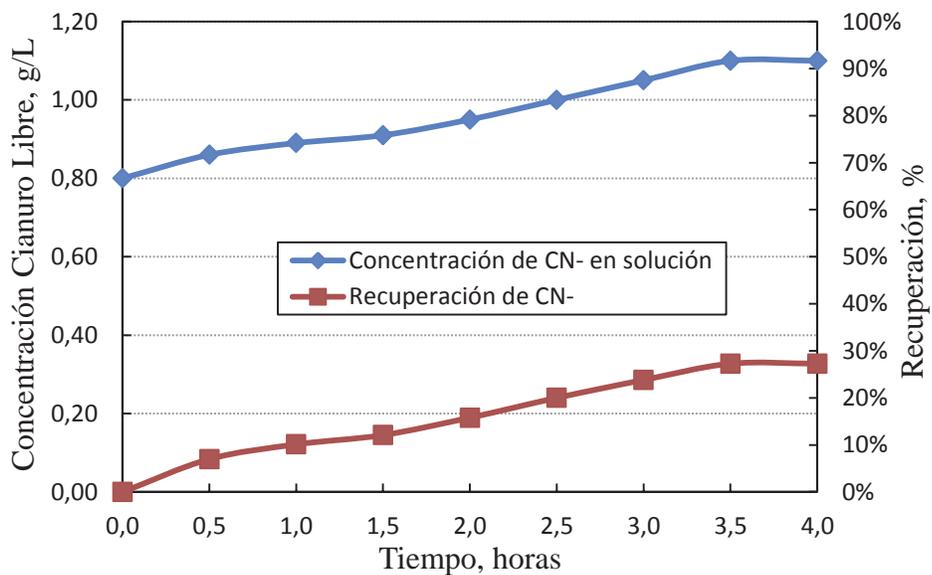


Figura 6.2: Concentración de cianuro utilizando membrana catiónica

## 6.2 CONCENTRACIÓN DE COBRE

De la Fig 6.3 donde no se utiliza membrana catiónica la tendencia a la disminución de la concentración del cobre es la misma que en el caso anterior pero con una mayor velocidad de depositación, los cuales fueron de 0.19 g/h. Esto es producto de que al no haber separación alguna entre las zonas del ánodo-cátodo, los electrones tienen una mayor migración hacia el cátodo, la cantidad de cobre depositado fue de 0.7744 g con una eficiencia del 5.4 %. No obstante, hay que tener en cuenta que el volumen de solución barren utilizado fue el doble al no haber una membrana que divida la celda.

También hay que tener en consideración que las concentraciones de cobre que se tienen son en mg/L es por ello que el proceso de reducción del cobre está dominada por la transferencia de masa, a esto último se puede deber que se tienen bajas eficiencias en la recuperación del cobre.

Sin embargo, para el caso de la Fig 6.4, se logra observar una disminución en la concentración del cobre presente en solución, dicho efecto es debido a la reducción del complejo  $\text{CuCN}_3^{-2}$  en el cátodo. Desde un cálculo teórico de Faraday se puede obtener que la masa teórica depositada fueron 14.23 g de cobre. En base a los datos obtenidos desde las mediciones de concentraciones del cobre en solución después de 4.0 horas, la cantidad de cobre depositado fue de 0.1466 g y a una velocidad de 0.04 g/h. Por lo tanto, la eficiencia de depositación fue de 1.03 %.

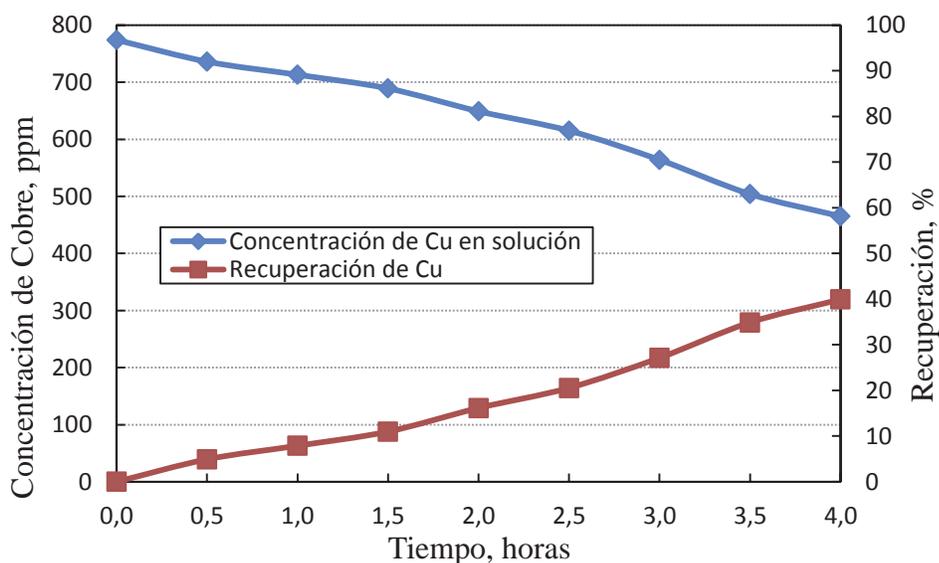


Figura 6.3: Concentración de cobre sin trabajar con membrana catiónica

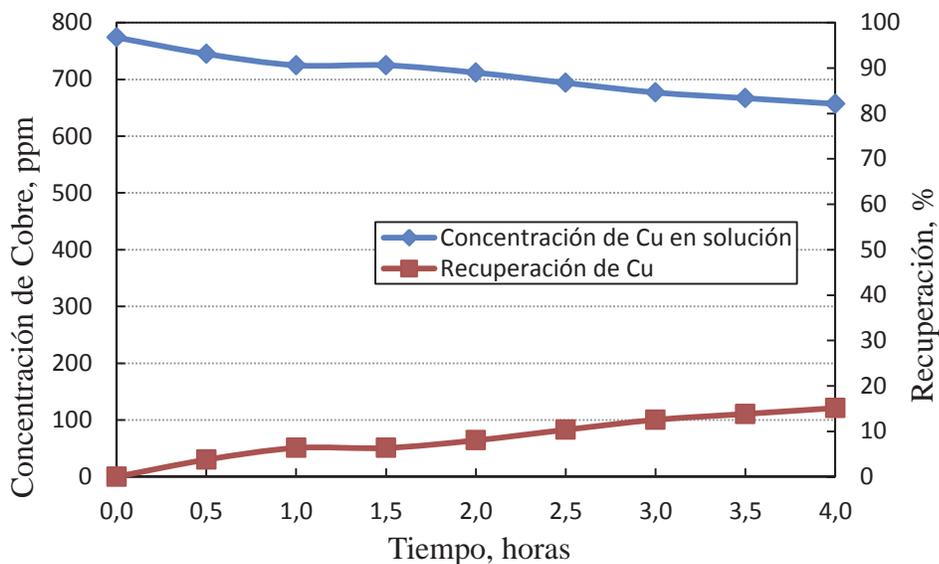


Figura 6.4: Concentración de cobre utilizando membrana catiónica

### 6.3 VOLTAJE Y CONDUCTIVIDAD

En la Fig 6.5 se muestran el comportamiento del voltaje y la conductividad en la celda con el uso de membrana catiónica. Al cabo de 2.0 horas de operación se genera una discordancia ya que el voltaje toma una tendencia de aumentar, sin embargo la conductividad tiene un comportamiento a disminuir levemente, de esto último se puede comprender lo que sucede con el aumento de voltaje, es decir, en esos instantes que se generó este fenómeno, la superficie del ánodo y cátodo estuvieron cubiertas por una capa blanca debido a la generación del bicarbonato (dificultando el traspaso de los electrones), lo que provocó el aumento en el registro del voltaje en la celda. El cambio en los voltajes fueron de 10.9 a 10.1 volts durante las 2.0 primeras horas, esta disminución registrada se debe al incremento del pH en solución (10.7) producto de la generación de iones  $\text{OH}^-$  liberados por la descomposición del agua en el cátodo. Posterior a las 2.0 horas el voltaje se incrementa, llegando a 10.7 volts a consecuencia de la capa de bicarbonato generada, produciéndose una mayor resistencia a través de la celda en el traspaso de corriente.

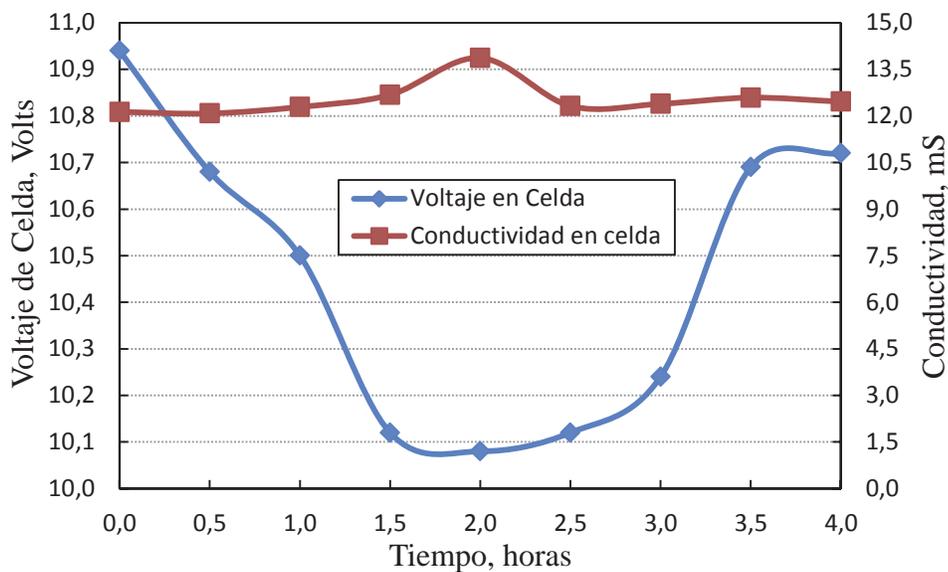


Figura 6.5: Voltaje v/s Conductividad sin trabajar con membrana catiónica

En la Fig 6.6 se tienen las fotografías de los electrodos después de finalizar la prueba experimental, donde se logra observar que en el ánodo se forma una capa de color blanca, y el cátodo quedó también recubierto con la misma. En estas imágenes se observan la formación del compuesto de bicarbonato generado sobre las superficies de los electrodos, siendo más evidente en el cátodo.



Figura 6.6: Imágenes de ánodo y cátodo en prueba experimental, sin membrana catiónica

En la Fig 6.7 la conductividad es inversamente proporcional al voltaje, ya que es favorecida por las reacciones involucradas como es el caso de la generación de ácido sulfúrico, que se genera en el área del ánodo, y en el cátodo se logra observar que la conductividad es ligeramente mayor que en la otra sección, ello se debe a que producto del uso de membrana se acumula una cantidad considerable de iones sodio, producto del traspaso a través de la membrana catiónica, lo cual tiene como efecto beneficioso aumentando la conductividad, entonces los electrones se les dificulta menos transferencia a través de la celda. El voltaje de la celda al cabo de las cuatro horas cambia de 9.9 a 7.4 volts. El cambio de las conductividades registradas para el ánodo fue de 10.6 a 19.3 mS y para del cátodo de 11.8 a 21.8 mS, las diferencias observadas de conductividades entre electrodos es debido al cambio en el pH y la generación de  $H_2SO_4$ , haciendo que se vuelva más fácil el traspaso de electrones en él.

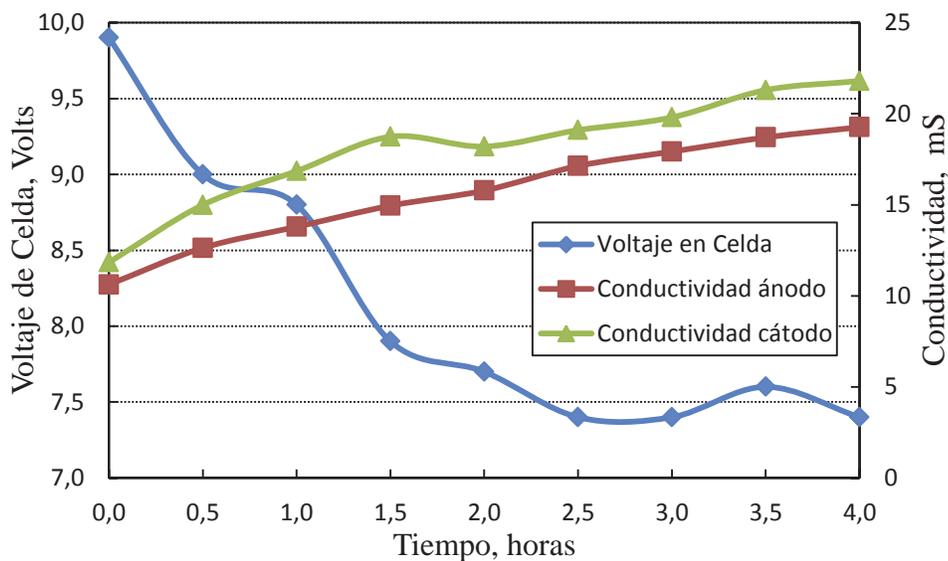


Figura 6.7: Voltaje v/s Conductividad utilizando membrana catiónica

## 6.4 COMPORTAMIENTO DE pH

En la Fig 6.8, donde no se utiliza membrana, las reacciones son las mismas, sin embargo, el cianuro no se encuentra aislado del ánodo llegando a oxidarse y también generando amoníaco, de esto último se puede entender del porque el valor de pH no se logra incrementar tan significativamente como es el caso contrario donde si se usa la membrana, debido a que los iones hidroxilos liberados no logran entrar en contacto con el ánodo, así evitándose la oxidación del cianuro en la solución. La generación del amoníaco y de cianato es debido a que los iones hidroxilos reaccionan con el cianuro libre en el ánodo, dando como efecto la baja en el pH si se compara con el caso donde si se emplea la membrana catiónica.

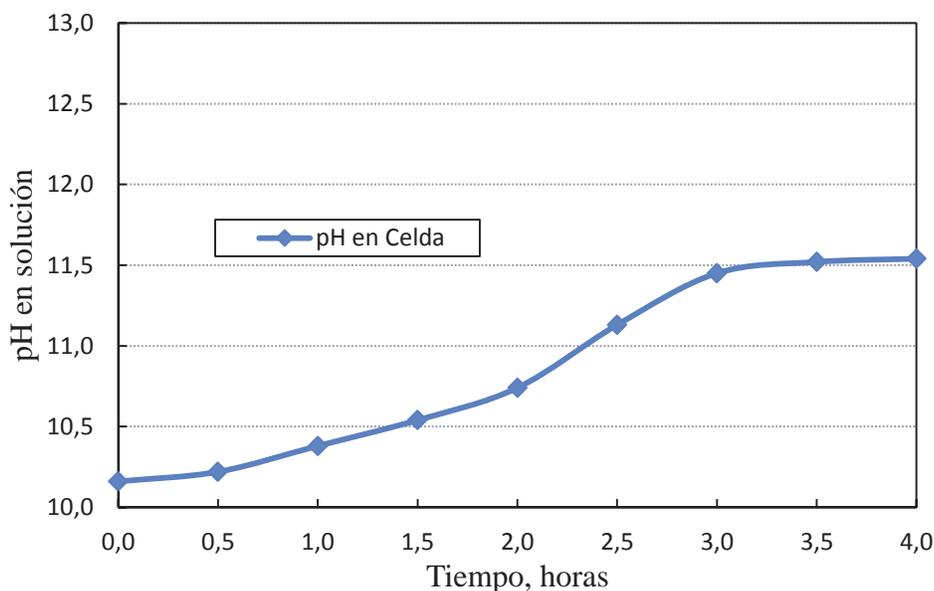


Figura 6.8: pH en solución sin trabajar con membrana catiónica

Desde el instante que se da inicio a la prueba se puede notar un cambio de forma notoria en los valores de pH en zona de la celda. Con respecto al sitio del ánodo, la solución tiene un pH inicial de 5.22. En la Fig 6.9, donde se usó la membrana catiónica se observa que los valores entre ánodo y cátodo se van a los extremos, ello se debe a las reacciones (13) y (16) que están ocurriendo dentro de la solución, en el ánodo el agua tiende a descomponerse, generándose como productos oxígeno y protones, los primeros se pueden observar de forma muy clara durante la prueba ya que en la superficie, se logran ver pequeñas burbujas liberadas y para el caso de los protones se comprueban mediante el pH que se tiene en la solución, también hay otra reacción involucrada donde el sulfato que está inmerso tiende a juntarse con los protones

para la generación de ácido sulfúrico (ver diagrama de disociación en el anexo C, sección C-1 se observa la predominancia de la especie sulfato de acuerdo pH en solución), el cual captura la mayoría de protones, dando como resultado que el pH en la parte del cátodo no se vea afectado, producto del traspaso de protones hacia esa área ya que la cantidad que logra difundirse, no es considerable producto de la retención que el bisulfato causa con los protones en el área del ánodo.

Para el caso del cátodo el incremento del pH se justifica producto de la descomposición del agua se liberan iones hidroxilos y a su vez se libera hidrógeno sobre la superficie de la malla, la identificación de estas moléculas tienen la misma explicación como fue para el caso del oxígeno en el área anódica, también se da una reacción secundaria donde los protones que lograron traspasar la membrana catiónica se reducen rápidamente en forma de hidrógeno, no generándose alteración alguna en los valores de pH, la gran cantidad de iones hidroxilo en el área catódica tienen como beneficio que el cianuro libre tenga una mayor estabilidad, esto se logra comprobar observando el diagrama de disociación del ácido cianhídrico (ver anexo C, sección C-1) donde a valores de pH superiores de 10.5, el cianuro es estable y no se tiene el riesgo de tener ácido cianhídrico (especie tóxica).

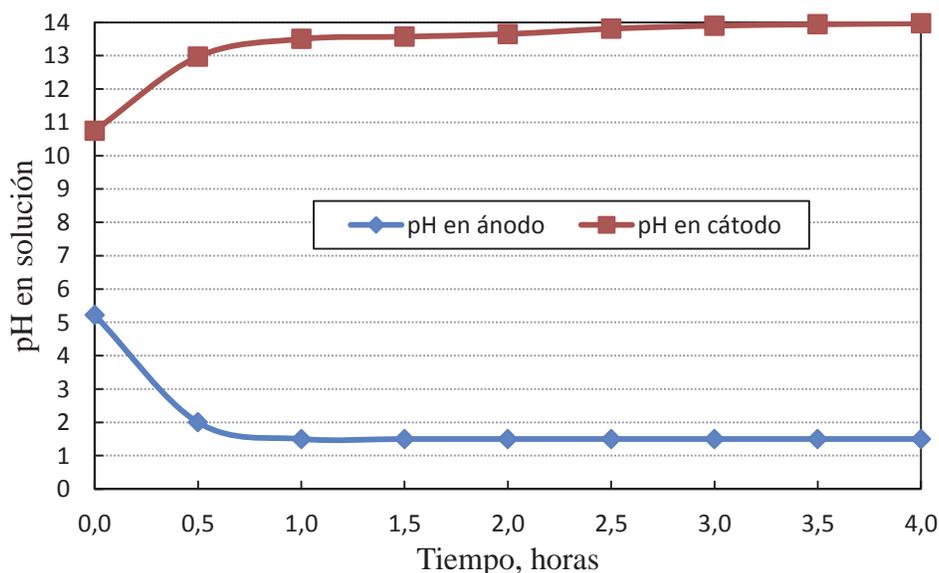


Figura 6.9: pH en solución utilizando con membrana catiónica

En el Anexo C, sección C-2 se adjuntan los valores de pH obtenidos como así también algunas imágenes tomadas durante las experiencias donde se logra observar los papeles de pH donde se puede observar claramente el valor de pH se mantiene en 1.5.

## 6.5 PRESENCIA DE SULFATO DE SODIO

También se estudió el comportamiento del sodio, para conocer el transporte de éste hacia el cátodo y el consumo de sulfato respectivo, según la reacción (16). Lo anterior fue desarrollado mediante las pruebas con membranas, es decir, las soluciones finales eran extraídas desde el ánodo para ser enviadas a EAA y analizadas por sodio. Para la parte del cátodo no se le realizaron análisis alguno de sodio ya que se sabe inicialmente la cantidad de sodio que tiene la solución empleada para el proceso (0.71 g/L).

A continuación se muestra la Tabla 7.1, donde se pueden observar las respectivas lecturas de sodio y la cantidad en sulfato de sodio, estas pruebas se realizaron por triplicado. Con los resultados obtenidos se pudo determinar que la cantidad de sodio traspasado, durante las 4 horas es de aproximadamente un 50%. Con este resultado, la concentración del sulfato de sodio disminuye desde 10 a 5 g/L, es decir, la cantidad de éste es menor porque el sodio se transportó hacia el cátodo a través de la membrana catiónica, dejando libre el bisulfato en el compartimiento del ánodo. Con ello, éste reaccionaría con los protones producidos por la oxidación del agua en el ánodo (ver reacción (13)), para así finalmente formar ácido sulfúrico llegando a valores de 7.45 g/L  $H_2SO_4$ . Lo beneficioso que en la parte del cátodo, el cianuro libre en la solución se vuelve más estable, producto del aumento en la presencia del iones sodio en la parte catódica, lo cual tiene como objetivo principal dicho proceso para así poder reutilizar el cianuro regenerado al circuito de lixiviación en las pilas.

Tabla 6.1: Datos de análisis de sodio y sulfato de sodio en solución presentes

<b>Datos</b>	<b>Sulfato de Sodio</b>	<b>Sodio</b>
Concentración inicial [g/L]	10.00	3.24
Concentración final [g/L]	5.13	1.66
Consumo [g/L]	4.87	1.58
% Consumo	49%	49%

Inicialmente, la solución en el ánodo es de sólo sulfato de sodio, no teniéndose cantidad alguna de ácido sulfúrico (pH 5.22). Producto de la generación del  $\text{H}_2\text{SO}_4$  el pH disminuyó. Los valores de acidez obtenidos son elevados, éste reactivo se puede volver a reutilizar, para la planta CRC en donde la etapa de acidificación ocupa ácido sulfúrico para el proceso.

En la Fig 6.10 se presenta una imagen como resultado de las volumetrías realizadas por triplicado, donde se puede observar el color amarillo característico, conforme a lo que se menciona en el procedimiento estándar para la determinación de acidez en soluciones.

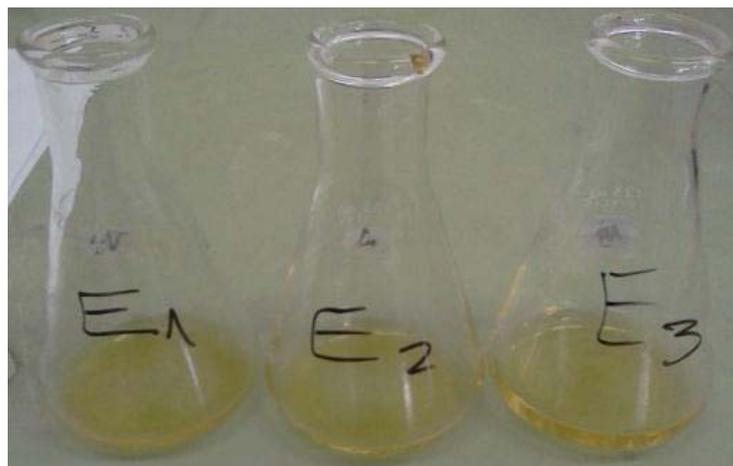


Figura 6.10: Matraces erlenmeyer de 50 ml con soluciones valoradas

En el Anexo C, sección C-5 se adjunta el procedimiento de cómo se realizaron las titulaciones de las muestras por triplicado tomadas, al igual que como se preparó la solución de  $\text{NaOH}$  0.2 N para la posterior valoración.

## CAPÍTULO VII: PLANTA DE ELECTRO DIÁLISIS (ED)

Con la información obtenida del capítulo anterior, se saben las recuperaciones de planta (cianuro y cobre), al igual que la cantidad de ácido sulfúrico generado durante el proceso de electrólisis. En la Fig 7.1 se muestra el diagrama de proceso, donde se tienen todas las distribuciones de la planta, donde se observan los estanques de preparación de sulfato de sodio (E-1) y del almacenamiento de agua (E-2). Las bombas a utilizar serán tres, la primera (J-01) se emplea para la impulsión de la solución barren que proviene de la etapa de adsorción en planta ADR, para que alimente las cinco líneas de celdas, la segunda bomba (J-02) tiene como función poder impulsar la solución de sulfato de sodio saliente del proceso, para ser recirculada durante la operación, y la tercera bomba (J-03) que será utilizada para el traspaso del agua hacia E-1, cuando se necesite preparar nuevamente sulfato de sodio y así poder alimentar las líneas de los ánodos en la planta. El flujo a tratar de solución barren es de 100 m<sup>3</sup>/h, donde se necesitan 84 m<sup>3</sup>/h de solución con una concentración de 10 g/L Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Las celdas a utilizar son 50, con una capacidad de 2 m<sup>3</sup>/h donde se encontraran separados el ánodo del cátodo mediante una membrana catiónica. Los electrodos a emplear serán de carbono para el ánodo, ya que este no reaccionará con la solución de sulfato de sodio y para el cátodo, se empleará una malla de acero inoxidable 316 L donde se depositará el cobre reducido del complejo CuCN<sub>3</sub><sup>-2</sup>. El cianuro recuperado se enviará directamente al sumidero N°3, para que finalmente pueda lixiviar las pilas. Con respecto al ácido sulfúrico generado durante el proceso, cuando la concentración llegue a 10 g/L H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> se procederá a reemplazar la solución de sulfato de sodio por una nueva. La solución retirada, se trasladará para su utilización en la etapa de acidificación en planta CRC.

Las recuperaciones de cianuro y cobre, que tendrá la planta ED de acuerdo a los resultados obtenidos, serán de un 15 % y 27 % del cianuro respectivamente, para un caudal de 100 m<sup>3</sup>/h de solución barren.

En el anexo A, se pueden encontrar las especificaciones del proyecto, tales como la ubicación dentro de planta (sección A-1), configuración de las líneas y la conformación de la celda (sección A-2). En la Tabla 7.1 se observan los consumos de energía de las distintas especies recuperadas por el proceso ED, en la sección A-3 se detalla el cálculo respectivo de cada uno de los parámetros.

Tabla 7.1: Indicadores de consumo energético planta ED

Parámetro	Valor	Unidades
Cobre	80.16	kWh/kg
Cianuro	65.27	kWh/kg
Cianuro de Sodio	34.64	kWh/kg
Ácido Sulfúrico	34.61	kWh/kg
Solución Barren	0.802	kWh/m <sup>3</sup>
Corriente	7.67	kA

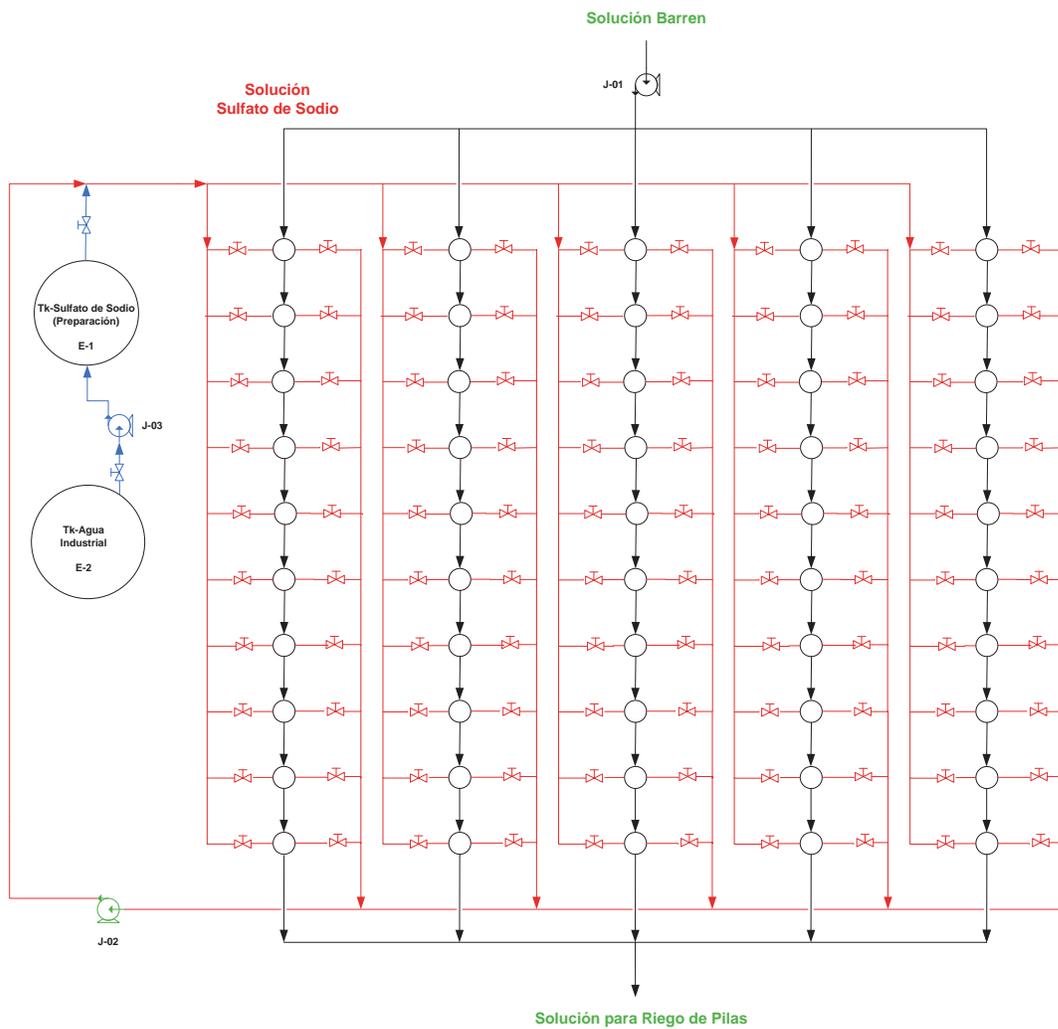


Figura 7.1: Diagrama de proceso planta ED

## **CAPÍTULO VIII: ANÁLISIS ECONÓMICO**

El siguiente capítulo tiene como objetivo evaluar económicamente el proyecto. Antes de efectuar inversiones en la adquisición de equipos y su instalación en planta, es necesario determinar los costos de dichas inversiones para considerar si la empresa, para cual fue realizado el presente estudio tiene la capacidad económica para desarrollarlo o si no es recomendable la realización de éste proyecto. Para llevar a cabo esto, se estimará el capital de inversión necesario para el desarrollo de la propuesta, siendo necesario determinar el costo total del producto, para así finalmente poder efectuar un flujo de caja neto y así obtener indicadores económicos (VAN, TIR y Análisis de Sensibilidad) para la rentabilidad del proyecto.

### **8.1 BENEFICIOS DE LA PROPUESTA PLANTEADA**

La propuesta a presentar en esta memoria tiene como fin el optimizar el proceso de recuperación del cianuro, al igual que la remoción del cobre desde solución barren para así poder disminuir los costos de operación, en que incurren por el incremento en la adición del cianuro para la lixiviación de las pilas. En el presupuesto anual de la planta sólo se consideraban un consumo de 9 TPD de cianuro, en vez de las 12 que se tienen actualmente, ésta diferencia en cuanto a valor monetario es de US\$ 9450 diarios.

Los costos de implementación de celdas ED (20% costo planta CRC) no son elevados, si se optara por la posibilidad de aumentar la capacidad en planta CRC, al doble de su procesamiento actual (100 m<sup>3</sup>/h) de solución barren. De acuerdo a las estimaciones realizadas por el área de proyectos de la minera, los costos ascenderían a US\$ 2500000 para ampliar su capacidad de tratamiento.

La diferencia en los gastos involucrados para la implementación de planta ED, son debidos a que los equipos necesarios para dejar operándola son la fuente de poder (100 kW) necesaria para la electrólisis, el consumo total para el proceso es de 80.16 kw, pero hay que tener en consideración que las concentraciones de cobre en solución se van modificando, por ello es que se da una holgura de un 20% más del necesario por si se hay un imprevisto (aumento) en los mg/L de cobre presentes en solución. Las bombas para la impulsión de soluciones y los estanques de almacenamiento para los reactivos (sulfato de sodio, solución barren y agua) del

proceso. En el anexo A-4 se indican las estimaciones de los equipos utilizados para el desarrollo del proyecto, al igual que las cotizaciones respectivas realizadas.

## 8.2 CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN

La inversión total corresponderá a la suma del capital fijo y capital de trabajo, por tanto abarca todas las inversiones para dejar la planta lista para ser operada.

### 8.2.1 Estimación de Capital Fijo

Para la estimar el CAPEX de la inversión del proyecto, se recurrió a identificar y cotizar los distintos equipos del proceso. Teniendo la valorización de éstos, se utilizó el Método de los Porcentajes<sup>[2]</sup> para determinar el monto de la inversión. A continuación en la Tabla 8.1 se muestra un resumen, donde se tienen las estimaciones tanto del capital directo como indirecto expresado en US\$.

Tabla 8.1: Detalle en los Costos Equipos de Procesos

<b>Equipos de Procesos</b>			
Precio del Dólar	528	CLP	
<b>Celdas (sin Membrana)</b>			
Cantidad	Costo CLP/Unidad	CLP	US
100	90000	9000000	17045
<b>Bombas</b>			
N°	Solución	Costo CLP/Unidad	US
J-01	Barren	7128000	13500
J-02	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6072000	11500
J-03	Agua	4276800	8100
<b>Estanques</b>			
Cantidad	Costo CLP/Unidad	CLP	US
1	580800	580800	1100
1	1350480	1350480	2558
<b>Fuente de Poder</b>			
Cantidad	Costo CLP/Unidad	CLP	US
1	10000000	10000000	18939

Tabla 8.1: Detalle en los Costos Equipos de Procesos (Continuación)

<b>Membranas</b>			
Cantidad m <sup>2</sup>	Costo US/m <sup>2</sup>	CLP	US
35,8	250	4719089	8938
<b>Costo Total de Equipos Planta (US)</b>			<b>69080</b>

Las referencias de los costos asociados (cotizaciones) de cada equipo se pueden encontrar en el anexo A, sección A-4. Con los costos involucrados en la adquisición de los equipos, se procede a determinar los capitales fijos directos e indirectos necesarios para poder desarrollar el proyecto. En la Tabla 8.2 se observa la estimación en los capitales respectivos, detallándose cada ítem.

Tabla 8.2 Detalle de la estimación del Capital Fijo (Directo e Indirecto)

<b>Capital Fijo</b>	<b>195724</b>	<b>US\$</b>
<b>Directo</b>		<b>US\$</b>
Equipos de Procesos	--	69080
Instalación de Equipos	--	25267
Instrumentación y Control	25% Costo Equipos	17270
Tuberías de Procesos	10% Costo Equipos	6908
Instalación Eléctrica	13% Costo Equipos	8980
Edificios de Planta	0%	0
Servicios de Planta	0%	0
Terrenos	0%	0
Preparación de Terrenos	0%	0
<b>Total (Capital Fijo Depreciable)</b>		<b>127506</b>
<b>Indirecto</b>		<b>US\$</b>
Ingeniería y Supervisión	15% Costo Equipos	10362
Gastos de Construcción	0% Capital Fijo Directo	0
Honorarios Contratista	5% Capital Fijo Directo	6375
Gastos Legales	2% Capital Fijo Directo	2550
Contingencias	25% Costo Directos e Indirectos	48931
<b>Total</b>		<b>68218</b>

### 8.2.2 Estimación de Capital Total de Inversión y de Trabajo

Para la determinación de estos 2 ítems, se encuentra la relación donde se sabe que el Capital de Trabajo corresponde a un 15% del Capital Total de Inversión, no obstante este último corresponde a la suma de los Capitales Fijos y de Trabajo, planteándose las siguientes expresiones que se muestran a continuación.

$$\text{Capital}_{\text{Trabajo}} = 15\% * \text{Capital}_{\text{Total Inversión}} \quad (19)$$

$$\text{Capital}_{\text{Total Inversión}} = \text{Capital}_{\text{Fijo}} + \text{Capital}_{\text{Trabajo}} \quad (20)$$

En la Tabla 8.3 se muestran las cantidades de dinero necesarias para el total de inversión como también del capital de trabajo de acuerdo a la resolución de las ecuaciones (19) y (20).

Tabla 8.3: Costos de los Capital Total y de Trabajo

<b>Capitales</b>		
Total de Inversión	279606	US\$
Total de Trabajo	83882	US\$

### 8.3 DETERMINACIÓN COSTO TOTAL DEL PRODUCTO

En la Tabla 8.4 se detallan los costos involucrados en la producción (OPEX) anual de la planta ED, para obtener los valores se ha utilizado el Método de Porcentajes<sup>[2]</sup>.

Tabla 8.4: Detalles del Costo de Producción, OPEX

<b>Costos Total del Producto (Con Depreciación)</b>		<b>479988</b>	<b>US\$</b>
<b>Capital Fijo</b>			
		<b>195724</b>	<b>US\$</b>
<b>Costos Directos (Variables)</b>			
Materias Primas	35%	CTP	97978
Personal Planta	15%	CTP	30000
Supervisión	35%	P P	10500
Servicios Generales (Energía)	--	--	142954
Mantenimiento y Reparación	30%	Capital Fijo	58717
Suministros de Operación	15%	M y R	8808
Gastos de Laboratorio	15%	PP	4500
Patentes y Royalties	3%	CTP	14400
<b>Total (US\$)</b>			<b>367856</b>
<b>Costos Indirectos (Fijos)</b>			
Depreciación	lineal	8 años	7772
Contribuciones e impuestos	8%	Capital Fijo	15658
Seguros	10%	Capital Fijo	19572
<b>Total (US\$)</b>			<b>43002</b>
<b>Costos Generales de Planta</b>	60%	P P + S +M y R	<b>59530</b>
<b>Gastos Generales de Empresa</b>			
Gastos de Administración	6%	CTP	28799
Gastos de Distribución y Ventas	3%	CTP	14400
Investigación y Desarrollo	5%	CTP	23999
<b>Total (US\$)</b>			<b>67198</b>
<b>Imprevistos</b>	10%	CTP	<b>47999</b>

En el ítem de Mantenimiento y Reparación, se considera un mayor porcentaje del habitual (20%) producto de que las celdas deben tener una revisión más minuciosa que otros equipos

debido a ésta posee soluciones con pH extremos (ácido y básico), es por ello que se adiciona un mayor porcentaje en este ítem.

### 8.3.1 Consumo de Sulfato de Sodio

En la Tabla 8.5 se dan a conocer los parámetros para necesario en la determinación del consumo de cianuro. En las pruebas de laboratorio realizadas se pudo cuantificar de forma experimental, de cuál sería el consumo del sulfato de sodio.

Tabla 8.5: Resumen de la estimación del consumo  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

<b>Materia Prima (Sulfato de Sodio)</b>			
Precio	90	US\$/Ton	
Costo	97978	US\$/año	
<b>Consumo</b>			
Concentración $\text{Na}_2\text{SO}_4$	1.5	g/L	
Tiempo de operación	1.0	h	
Flujo Volumétrico	84	$\text{m}^3/\text{h}$	
<b>Flujo Másico</b>			
kg/h	Ton/día	Ton/mes	Ton/año
126	3.0	91	1089

### 8.3.2 Estimación de Costos del Personal Planta y Supervisión

En la Tabla 8.6 se muestran los gastos a incurrir cuando se encuentre operativa la planta, no se considera el uso de gran personal ya que en el transcurso de la operación, ya que sólo se deben monitorear los pH involucrados en el proceso, al igual que realizar el adecuado desmonte de las celdas para el retiro del cobre desde los cátodos. Con respecto a la supervisión se sabe que corresponde al 15% de los costos involucrados del personal planta empleados para la operación.

Tabla 8.6: Resumen de Costos Personal Planta y Supervisión

<b>Sueldos Personal Planta + Supervisión</b>			<b>40500</b>	<b>US\$/año</b>
<b>Sueldos Personal Planta</b>			<b>30000</b>	<b>US\$/año</b>
Detalle	US/Trabajador	Cantidad	US/mes	US\$/año
Operador	1500	1	1500	18000
Ayudante	1000	1	1000	12000
<b>Supervisión</b>			<b>10500</b>	<b>US\$/año</b>

### 8.3.3 Servicios Generales

En la Tabla 8.7 se dan a conocer los consumos respectivos de energía por equipos, que se tienen presupuestados para la puesta de la operación de la planta ED. Para este ítem el agua de proceso no se considera ya que CMD, posee sus propios pozos de donde se extrae ésta, no incurriéndose en gasto alguno. Sin embargo, con respecto al empleo de electricidad la tarifa de consumo corresponde a 0.15 US\$/kWh, donde los equipos involucrados en el uso de ella serán la fuente de poder, para el funcionamiento de las celdas y las tres bombas de impulsión para las soluciones, que se tienen dentro del proceso (barren, sulfato de sodio y agua).

Tabla 8.7: Resumen de Consumo de Energía

<b>Energía</b>		<b>142954</b>	<b>US\$/Año</b>	
<b>Costo</b>		<b>0.15</b>	<b>US\$/kWh</b>	
<b>Fuente de Poder</b>				
<b>Consumo (kWh)</b>		<b>US\$/h</b>	<b>US\$/Año</b>	
<b>100</b>		<b>15</b>	<b>129600</b>	
<b>Bombas (1 HP=736 W)</b>				
<b>Detalle</b>	<b>HP</b>	<b>kWh</b>	<b>US\$/h</b>	<b>US\$/Año</b>
J-01	5.5	4.0	0.61	5246
J-02	5.5	4.0	0.61	5246
J-03	3.0	2.2	0.33	2862
			<b>Total</b>	<b>13354</b>

### 8.3.4 Depreciación

En la Tabla 8.8 se muestra la estimación de como se deprecia el proyecto a través de su vida útil, donde se considera que es del tipo lineal, teniéndose un valor residual al finalizar este correspondiente a un 10% del costo de equipos.

Tabla 8.8: Cálculo de Depreciación del Proyecto

	<b>Año 0</b>	<b>Año 1</b>	<b>Año 2</b>	<b>Año 3</b>	<b>Año 4</b>	<b>Año 5</b>	<b>Año 6</b>	<b>Año 7</b>	<b>Año 8</b>
Costo	69080								
Depreciación Anual		7772	7772	7772	7772	7772	7772	7772	7772
Depreciación Acumulada		7772	15543	23315	31086	38858	46629	54401	62172
Valor de Libro	69080	61309	53537	45766	37994	30223	22451	14680	6908

## 8.4 FINANCIAMIENTO

El costo del proyecto será en un 30% por un préstamo el cual será pagado en 6 años considerando la opción de tener dos años de gracia a una tasa de interés del 25% sobre la deuda impaga. En la Tabla 8.9 se muestran los costos implicados en el pago del préstamo solicitado para poder llevar a cabo el proyecto, donde se puede observar que ya al sexto año no se tiene deuda alguna.

Tabla 8.9: Detalle en el Costo de Financiamiento del Proyecto

	<b>Año 0</b>	<b>Año 1</b>	<b>Año 2</b>	<b>Año 3</b>	<b>Año 4</b>	<b>Año 5</b>	<b>Año 6</b>	<b>Año 7</b>	<b>Año 8</b>
Deuda	83882	83882	83882	69333	51147	28415	0	0	0
Amortización	--	0	0	14549	18186	22732	28415	0	0
Interés	--	20970	20970	20970	17333	12787	7104	0	0
Cuota	--	--	--	35519	35519	35519	35519	0	0

## 8.5 ESTIMACIÓN DE AHORROS POR PLANTA ED

Los ingresos a percibir del proceso son tres, el primero se muestra en la Tabla 8.10 producto de la recuperación del cianuro a través del proceso de ED, teniendo un precio de venta de US\$ 3400 por tonelada, En la Tabla 8.11 se detallan los ingresos percibidos, por concepto del cobre que se deposita en el cátodo debido a la reducción dentro del proceso, de acuerdo al valor estimado obtenido de la fuente COCHILCO se tiene que es 3.28 US\$/lb. En la Tabla 8.12 se observa los ingresos a recibir del ácido sulfúrico, producto a la generación de este reactivo en la parte anódica de las celdas, donde el precio de venta será a 156 US\$/Ton.

Tabla 8.10: Detalle de Ahorros por Cianuro de Sodio

<b>Cianuro de Sodio</b>		
<b>Precio</b>	<b>3400</b>	<b>US\$/Ton</b>
Flujo	100	m <sup>3</sup> /h
<b>Concentración (g/l)</b>		
Inicial	Final	Δ
0.80	1.10	0.30
<b>Producto</b>	15.0	kg/h
	99.4	Ton/Año
	<b>337824</b>	<b>US\$/Año</b>

Tabla 8.11: Detalle de Ahorros por Cobre

<b>Cobre</b>		
<b>Precio</b>	<b>3.28</b>	<b>US\$/lb</b>
Flujo	100	m <sup>3</sup> /h
Concentración	774	mg/L
Eficiencia	15 %	--
<b>Producto</b>	4.6	kg/h
	67676	lb/Año
	<b>221639</b>	<b>US\$/Año</b>

Tabla 8.12: Detalle de Ahorros por Ácido Sulfúrico

<b>Ácido Sulfúrico</b>		
<b>Precio</b>	<b>156</b>	<b>US\$/Ton</b>
Flujo	84	m <sup>3</sup> /h
Concentración	1.5	g/L
Tiempo	1.0	h
	126	kg/h
<b>Producto</b>	<b>835</b>	<b>Ton/Año</b>
	<b>65101</b>	<b>US\$/Año</b>

La cantidad total de ingresos a recibir de forma anual por concepto de cianuro, cobre y ácido sulfúrico ascenderán a unos US\$ 624564, los cuales pueden ir variando debido a que los precios de estos reactivos no son fijos a través del tiempo, donde el más sensible será el cianuro de sodio por su alto precio en comparación a los otros.

## 8.6 FLUJO DE CAJA

Para poder determinar este ítem se deben tener las siguientes consideraciones que se presentan a continuación:

- ✓ Precio del Dólar: 528 CLP/US\$
- ✓ Capital Depreciable: Tipo lineal a 8 años, sin valor residual
- ✓ Préstamo: 30 % Capital Total de Inversión
- ✓ Valor de Salvamento: 10 % Costo Total de Equipos
- ✓ Tasa para el cálculo del VAN: 10 %
- ✓ Vida Útil de Planta: 8 años
- ✓ TMAR utilizada: 35 %

Tabla 8.13: Tabla 8.13: Flujo de Caja expresado en US\$

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingresos	+	624564	624564	624564	624564	624564	624564	624564	624564
Costo Total Producto	-	479988	479988	479988	479988	479988	479988	479988	479988
Utilidad Operacional	=	144576	144576	144576	144576	144576	144576	144576	144576
Venta de Activo (Antes de Impuesto)	+								0
Intereses	-	20970	20970	20970	17333	12787	7104	0	0
Perdida del Ejercicio Anterior	-	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad Antes de Impuesto	=	123605	123605	123605	127242	131789	137472	144576	144576
Impuesto (17%)	-	21013	21013	21013	21631	22404	23370	24578	24578
Depreciación	+	7772	7772	7772	7772	7772	7772	7772	7772
Amortización	-	0	0	14549	18186	22732	28415	0	0
Perdida del Ejercicio Anterior	+	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor de Libro (Último Año)	+								6908
Préstamo	+	83882							
Capital de Trabajo	+								83882
Capital Total de Inversión	-	279606							
Flujo de Caja Neto (US\$)	=	-195724	110364	110364	95815	94424	93458	127769	218559
VAN		\$ 374.305							
TIR		53%							

De la Tabla 8.13, se desprende que el proyecto se considera rentable ya que el TMAR para este caso fue de 35%, del flujo de caja se obtuvo un valor de TIR de 53% y un VAN correspondiente a US\$ 374305. De la Figura 8.1 se observa que el playback, se cumple al primer año y que las ganancias en los dos primeros años se tienen cifras positivas, pero en los siguientes 4 años bajan, ello se debe a que a partir del tercer año se comienza con el pago del financiamiento (30% de la inversión total realizada). A partir del séptimo año las ganancias se incrementan, ya que no hay grandes desembolsos que realizar durante la vida útil del proyecto

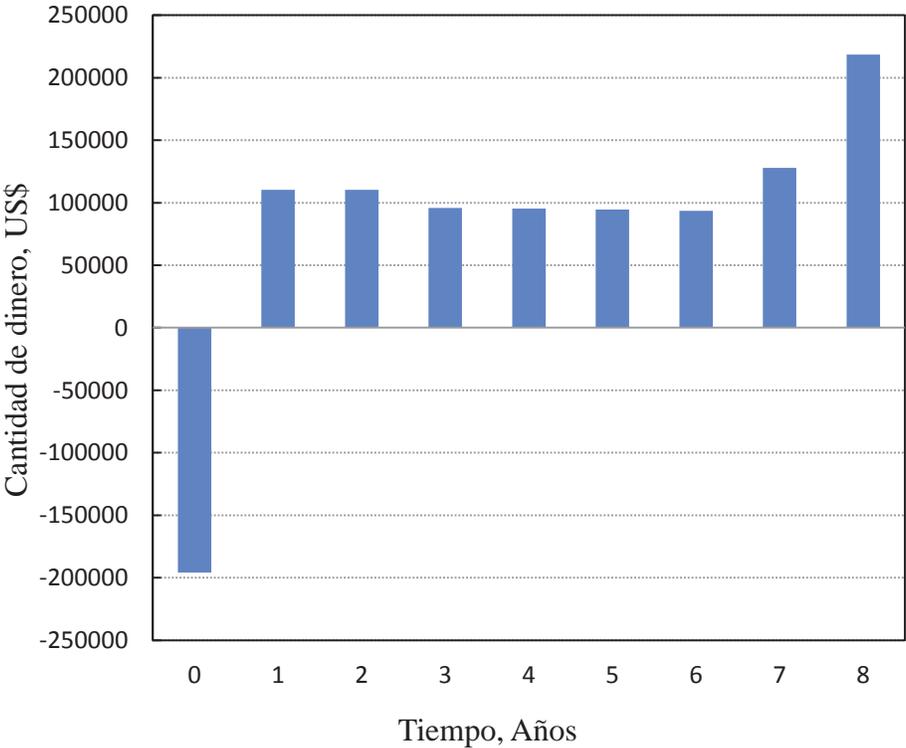


Figura 8.1: Flujo de dinero durante la vida útil del proyecto

## 8.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Para el estudio económico se debe señalar con la mayor exactitud las condiciones que son más susceptibles ante un cambio en los costos de la operación, para ello se analizarán los parámetros que afectan de manera más sensible al proceso de la planta ED, esto se llevara a cabo mediante el análisis del TIR obtenido en cada flujo de caja, comparándose con el TMAR estipulado por la empresa para la aprobación del proyecto (35%), el cual fijará un mínimo para el desarrollo del proyecto. Las variables a estudiar serán las siguientes.

- ✓ Precio del Sulfato de sodio
- ✓ Precio del Cianuro
- ✓ Precio del Cobre
- ✓ Precio de Energía
- ✓ Capacidad de flujo procesado de Solución Barren

En la Fig 8.2, se observan los valores que toma el TIR a los distintos precios que tendrá el sulfato de sodio, el precio actual para el proyecto se fijó en 90 US\$/Ton para un TIR de 53%. Para la ejecución del proyecto se determinó que el mínimo aceptable deberá ser de un 35% (TMAR), obteniéndose un valor de 125 US\$/Ton de sulfato de sodio.

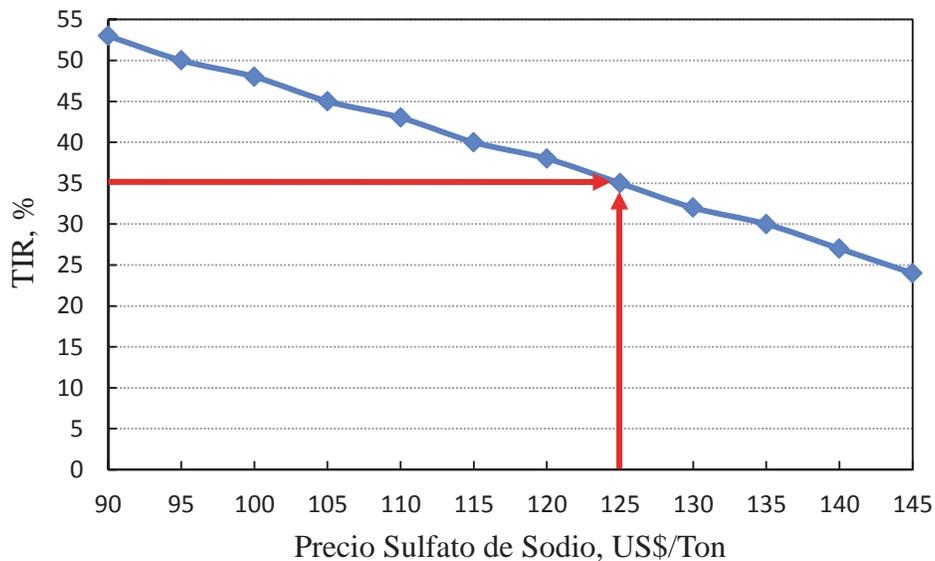


Figura 8.2: TIR v/s Precio Sulfato de Sodio

El precio del cianuro ha ido incrementándose en el último tiempo, haciendo que los costos de operación se vean aumentados. Lo beneficioso de este proyecto, es que se obtiene como producto cianuro a consecuencia de la recuperación del cobre. En la Fig 8.3 se tiene como varia el TIR de acuerdo al precio del cianuro que se tendrá, actualmente el precio está en unos 3400 US\$/Ton, lo cual da un valor de 53% del TIR, haciendo que el proyecto sea rentable. Si el precio del cianuro se viera afectado, generándose un descenso en éste, el mínimo para realizar el proyecto es con un valor de 3000 USD/Ton.

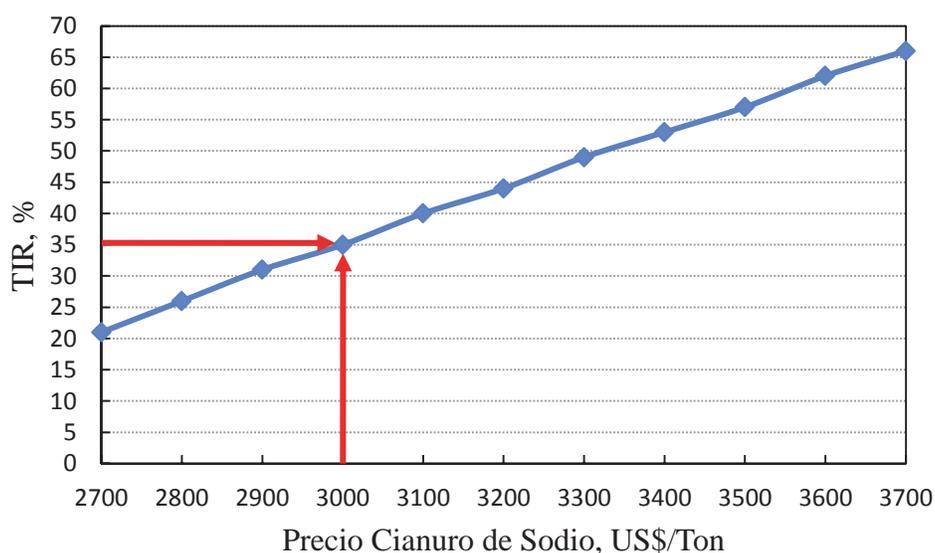


Figura 8.3: TIR v/s Precio de Cianuro

En la Fig 8.4, se tiene como cambia el TIR de acuerdo al precio del cobre para que el proyecto sea debe tener un precio de unos 2.7 US\$/lb, ésta variable es unas de las más sensibles producto de que se encuentra en constante cambio el precio del cobre, actualmente se fija en unos 3.28 US\$/lb, los cuales están alejados del mínimo. No obstante, la eficiencia que tiene el cobre durante la operación es de un 15%, de acuerdo a las pruebas experimentales desarrolladas, al ser baja ésta no tiene una gran influencia en el valor del TIR, no así como el cianuro debido a su elevado precio.

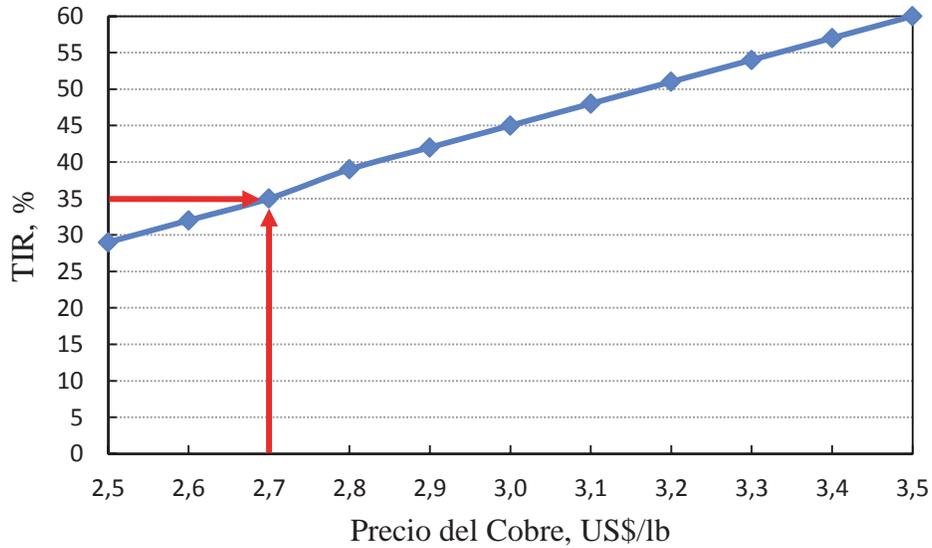


Figura 8.4: TIR v/s Precio del Cobre

El precio de la energía actualmente se encuentra en unos 0.15 US\$/kWh, al ser éste un costo de la operación, disminuirá el valor del TIR. Los costos de energías no son grandes en comparación con otros proyectos, tomando como referencia planta CRC, donde la cual consume unos 300 kWh, en cambio la planta ED emplea para su operación. 103 kWh. El precio se encuentra regido por contratos ya estipulados, en este caso con la empresa CONAFE, es por ello que ésta variable no será tan crítica como las anteriores mencionadas. En la Fig 8.5 se observa donde se alcanza el TMAR (35%), a un precio de 0.19 US\$/kWh.

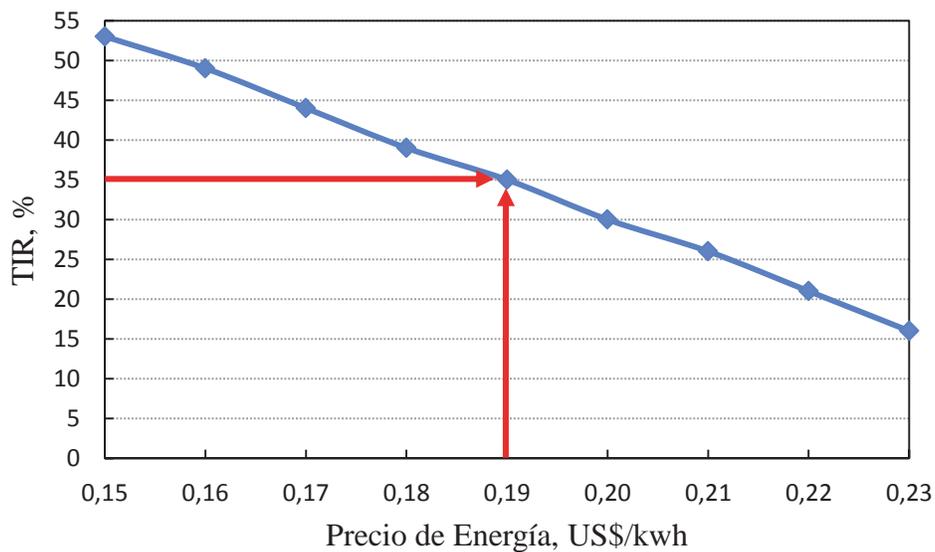


Figura 8.5: TIR v/s Precio de Energía

En la Fig 8.6 se tiene como afectará el flujo de solución barren a tratar por la planta al proyecto, lográndose observar que éste parámetro es muy sensible, debido a que para el dimensionamiento se estimó un flujo total de  $100 \text{ m}^3/\text{h}$ , si el valor de éste se ve disminuido en un 7 % ya alcanza el mínimo para que el proyecto sea ejecutado. Hay que tener en cuenta también que no siempre la planta se encontrará operación en su capacidad de diseño, ya sea por imprevistos, mantenciones o cosecha de cátodos. El mínimo de flujo esperado a procesar por la planta es de unos  $93 \text{ m}^3/\text{h}$ .

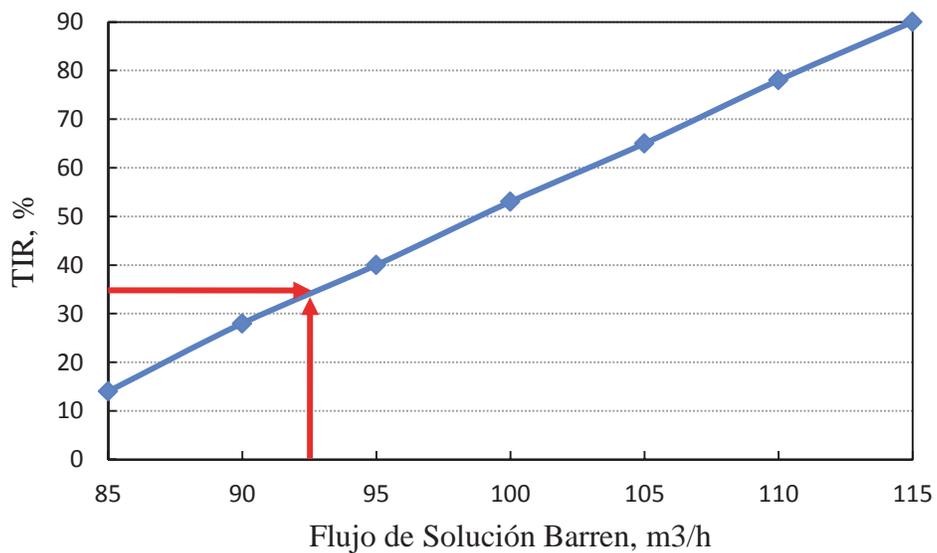


Figura 8.6: TIR v/s Flujo de Solución Barren

## CAPÍTULO IX: CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos en las pruebas experimentales realizadas, arrojaron que el proceso de electrodiálisis es factible con el uso de membrana catiónica. Para el caso donde se usa ésta, la eficiencia del cobre no es alta (15 %), pero ello no importa ya que el objetivo principal en esta memoria, es la recuperación de cianuro del complejo  $\text{CuCN}_3^{-2}$  para así poder recircular al sistema de lixiviación, disminuyéndose los gastos por concepto de la mayor dosis de cianuro (9 a 12 TPD).

El sulfato de sodio utilizado como electrolito en el ánodo, durante la electrólisis se genera ácido sulfúrico (7.45 g/L) producto de la descomposición del agua en el ánodo.

El bisulfato en solución, retiene los protones para poder formar ácido sulfúrico, impidiendo el traspaso hacia el cátodo.

El beneficio es que el electrolito se puede reutilizar para la etapa de acidificación en planta CRC, ya que en ésta se necesita ácido sulfúrico para tratar la solución barren.

Sin embargo, cuando no se emplea membrana catiónica, el cianuro libre en solución presenta una disminución durante las primeras 1.5 horas de la prueba, ello se debió por la oxidación del cianuro en amoníaco y cianato, donde el último se descompone formando bicarbonato en toda la superficie en la celda, incrementando el voltaje.

La eficiencia del cobre alcanza el 40 %, ello se debió a que el volumen de solución barren utilizado fue el doble usado (2.5 L), que para las pruebas con membrana catiónica. No obstante, la eficiencia del cianuro es 19 % el cual es menor, comparándose con la otra prueba (27 %).

En lo que refiere al proyecto la inversión a realizarse es mucho menor (US\$ 374305) de que si se optara por ampliar la capacidad de la planta CRC (US\$ 2500000) al doble de la actual. Esta diferencia, se debe a que no se necesita de grandes instalaciones a realizar, sólo se deben ensamblar las celdas que tienen un costo relativamente bajo (US\$ 171 por unidad).

Los mayores gastos inferidos serán el uso de una fuente de poder (US\$ 18939), de corriente continua para la alimentación de energía hacia cada una de las celdas (50 unidades) y el uso

de bombas de impulsión para las soluciones del proceso (US\$ 33100). La materia prima utilizada, sólo es sulfato de sodio que se alimenta en las zonas de cada ánodo del conjunto de celdas.

Del análisis de sensibilidad, las variables que más afectan al flujo de caja serán el precio de la tonelada del cianuro y la cantidad de solución barren a procesar por la planta ED.

La tonelada de cianuro se encuentra en US\$ 3400, donde del flujo de caja se tiene un TIR de 53 %, no obstante, el valor mínimo que debe tener para que el proyecto siga siendo atractivo es de US\$ 3000.

En cuanto a la solución barren, un pequeño cambio en el volumen hace que el TIR cambie de manera considerable, la capacidad de diseño es 100 m<sup>3</sup>/h, siendo la capacidad mínima aceptable (TIR 35%) de 93 m<sup>3</sup>/h.

En definitiva se alcanza el objetivo propuesto, obtener una propuesta atractiva en la cual se basa la prefactibilidad del proyecto, donde se busca un ahorro en el consumo de cianuro.

## CAPÍTULO X: BIBLIOGRAFÍA

1. Peter and Timmerhaus, “Plant design and economics for chemical engineers”, 2003 3<sup>a</sup> Edición, pp 150-165.
2. Luís Vega, “Apuntes del curso de Ingeniería Económica”, 2011, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
3. Domic, E.M, Hidrometalurgia, fundamentos, procesos y aplicaciones, 2001, Chile, pp 278-281.
4. Marcos Gonzalez. Curso Hidrometalurgia. Apuntes de curso, 2009, Universidad de Atacama, pp 136-161.
5. Raúl Bahamondes Araya, Diseño y montaje de planta piloto para tratamiento de soluciones Minera Florida Ltda, 2008, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp 14-32.
6. C. Jiménez Velasco, F. Nava Alonso, A. Uribe Salas, Medición de cianuro libre por volumetría en presencia de especies cobre-cianuro. Determinación del punto final visual y potenciométrico, Cinvestav-Ipn Unidad Saltillo, 2010, México, pp 1-6
7. Manuel Aguirre Torres, Recuperación de Oro desde Relaves Comparando Procesos Carbon in Leaching y Aglomeración, 2011, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp 3-15; 124-145.
8. Rodrigo Flores Barahona, Estudio de Perfectibilidad Técnico-Económico de Diseño de una Planta Hidrometalúrgica, 2013, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp 137-150.
9. Dante Aguirre Bravo, Prefactibilidad Técnica y Económica para el Diseño de una Planta Combinada de Ácido Sulfúrico y Dióxido de Azufre Elemental, 2011, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp 111-126.

10. Rolando Velásquez Caballero, Prefactibilidad Técnica y Económica en Negocio de Óxidos Optimizando Planta de Chancado en Codelco División El Salvador, 2012, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp 67-78.
11. Ana Vásquez Aravena, Recuperación y Generación de Ácido desde Efluentes Líquidos por Electrodiálisis, 2012, Universidad Técnica Federico Santa María, Chile, pp 40-44.
12. A.J.B. Dutra, G.P. Rocha, F.R. Pombo, Copper recovery and cyanide oxidation by electrowinning from a spent copper-cyanide electroplating electrolyte, 2007, Federal University of Rio de Janeiro, Brazil, pp 3-6.
13. B. Rosemberg, F. A. Lemos, The electrochemical speciation of copper cyanide complexes, 2002, Centro de Tecnología Mineral, Suecia, pp 3-4.
14. Andrea Lillo, Electrodiálisis de Soluciones Cianuradas, 2010, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp 1-8.
15. Víctor Gómez, Electrodiálisis de Soluciones: Aplicación en Descubrizado de Soluciones Cianuradas, 2009, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Chile, pp 7-41.
16. Bettoli S.A., Remoción de Cobre Solución Barren, Ingeniería de Detalles, 2006, Chile, pp 1-5.
17. Arnaldo Astudillo, Modelación del Comportamiento de las Concentraciones de Oro, Plata y Cobre en el Circuito de EW, 2012, Compañía Minera Dayton, Chile, pp 8-15.
18. F. Aguirre, Procesos de Destrucción de Complejos Cianurados, 2010, Universidad Nacional de San Luis, Argentina, pp- 3-4.
19. Universidad Nacional de Colombia, Capítulo 1 Ácidos y Bases, Pp 24, Disponible online: <<http://www.bdigital.unal.edu.co/1735/2/9583367125.2.pdf>> [Consulta 27 de Diciembre 2013], pp 23-24.

## CAPÍTULO XI: ANEXOS

En esta sección se muestran todas las configuraciones de partes en el ensamble de la celda con sus respectivas partes, datos operacionales planta CRC y la información utilizada para las pruebas en laboratorio desarrolladas.

### ANEXO A: PLANTA DE ELECTRO DIÁLISIS

#### A-1: UBICACIÓN PLANTA ED



Figura 11.1: Ubicación de Planta Piloto ED y Distribución de Procesos en CMD

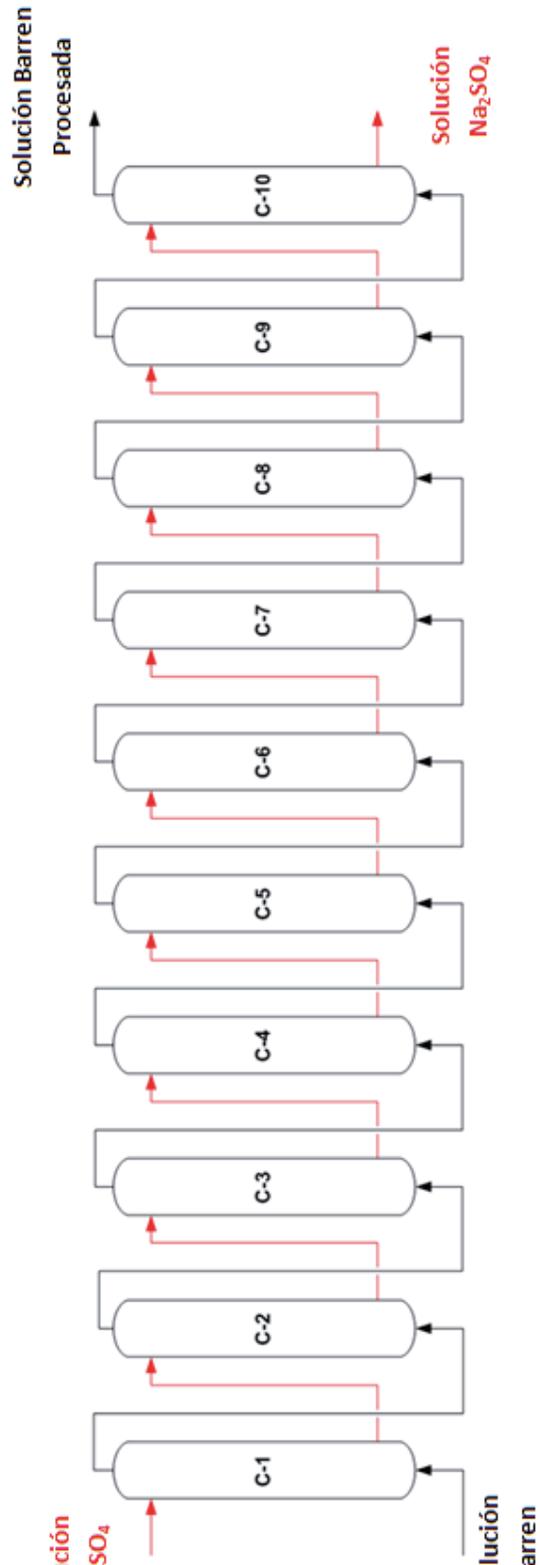


Figura 11.2: Configuración de una línea de celdas en planta ED

## A-2: CONFIGURACIÓN CELDA ED

En la Fig 11.3 se muestra la vista frontal una sección de cada parte de la celda, indicándose también las entradas y salidas de los flujos involucrados (solución barren y sulfato de sodio).

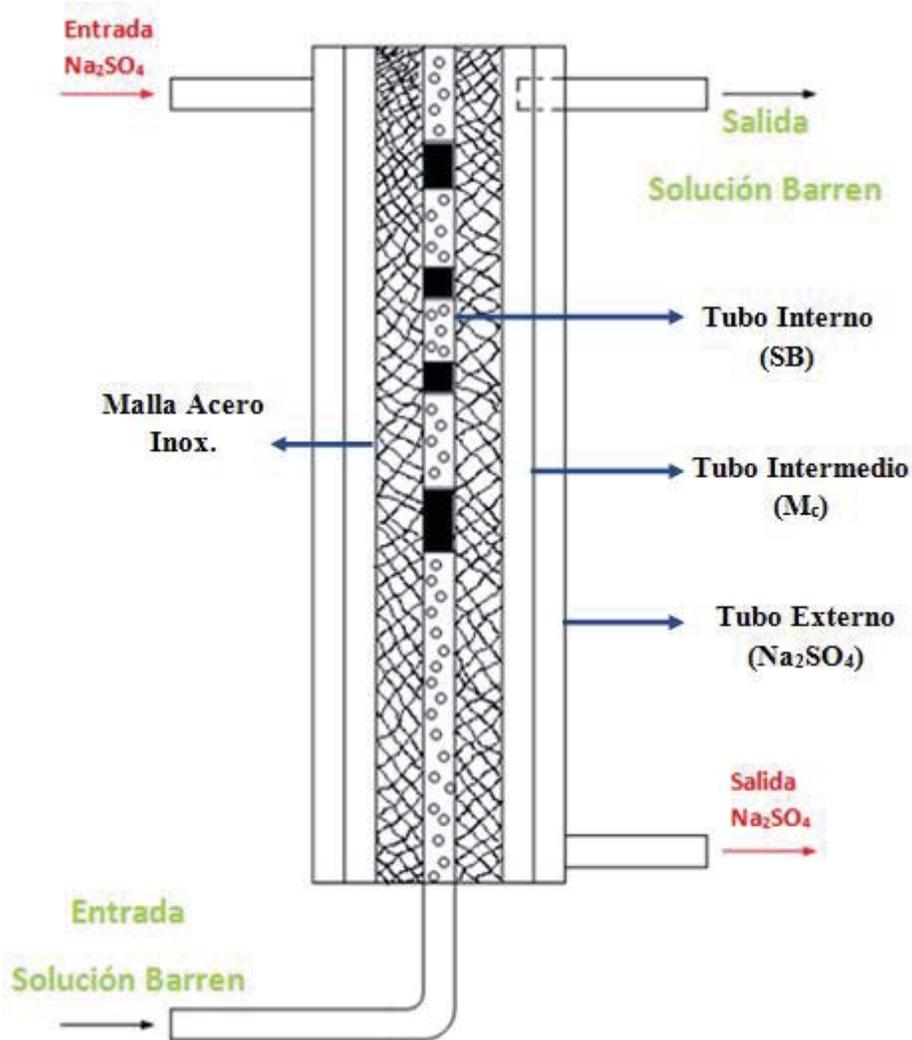


Figura11.3: Vista frontal celda ED

En las Fig. 11.4, 11.5 y 11.6 se tiene el detalle de la celda, en la primera imagen se tiene la vista superior, indicándose los respectivos componentes al igual que los flujos de solución respectivos. En la segunda figura, se tiene como será el arreglo del tubo intermedio, donde hay 6 rectángulos de área disponible que estarán recubiertos por la membrana catiónica. En la última figura, se observa el ensamble tanto del tubo interno que ingresa la solución barren a la celda y el tubo intermedio que contiene la membrana catiónica.

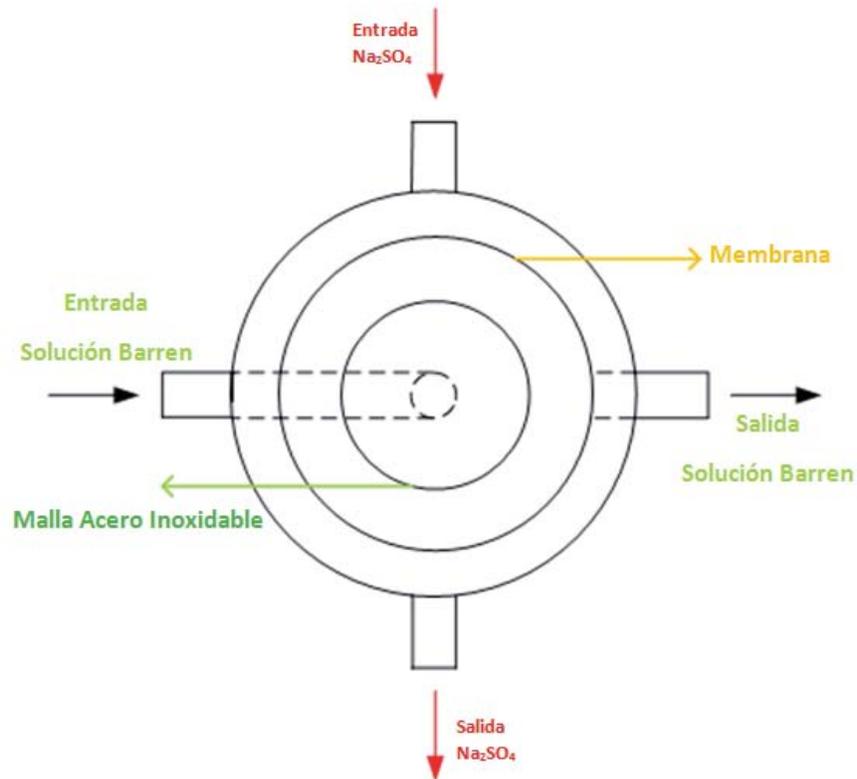


Figura 11.4: Vista superior celda ED

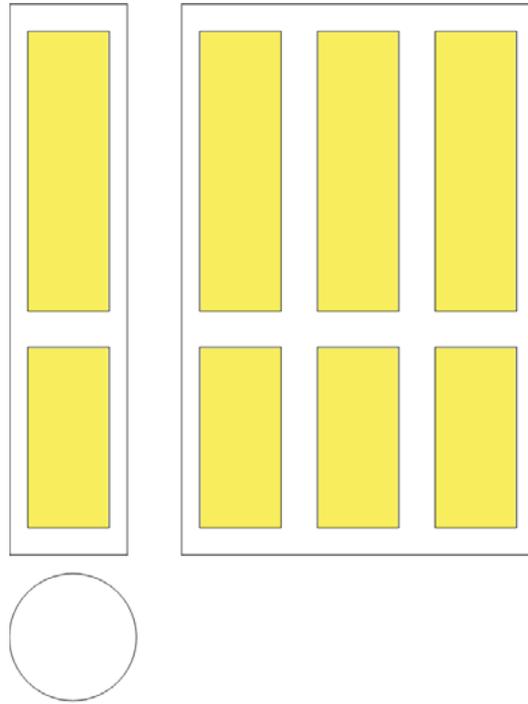


Figura11.5: Esquema de Membrana en Celda



Figura11.6: Imagen de Membrana y Tubo de Solución Barren en Celda

### A-3: INDICADORES OPERACIONALES PLANTA ED

#### Consumo Teórico

$$\frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} = \frac{V \cdot n \cdot F}{PM \cdot t} = \frac{10.45[\text{V}] \cdot 2 \cdot 96500 \left[ \frac{\text{C}}{\text{mol}} \right]}{63.536 \left[ \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right] \cdot 3600[\text{s}]} = 8.82 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} \right]$$

V: voltaje aplicado, expresado en voltio, (V)

n: estado de valencia de la sustancia que se deposita, adimensional

F: constante de Faraday, siendo su valor de 96500 y se expresa en C/mol

t: tiempo durante el cual se aplicó la corriente, expresado en segundos, (s)

PM: peso molecular de la sustancia que se está depositando, expresado en g/mol

#### Consumo Proceso ED

Cobre

$$\frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} = \frac{\text{Consumo}_{\text{Teórico}}}{\eta_{\text{Cu}}} = \frac{8.82 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} \right]}{0.11} = 80.16 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} \right]$$

Cianuro

$$\left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCN}} \right] = 80.16 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} \right] \cdot PM_{\text{Cu}} \left[ \frac{\text{kgCu}}{\text{kgmol Cu}} \right] \cdot \frac{1 \text{ kgmol Cu}}{3 \text{ kgmol CN}} \cdot \frac{1}{PM_{\text{CN}} \left[ \frac{\text{kgCN}}{\text{kgmol CN}} \right]}$$

$$\left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCN}} \right] = 80.16 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} \right] \cdot 63.536 \left[ \frac{\text{kgCu}}{\text{kgmol Cu}} \right] \cdot \frac{1 \text{ kgmol Cu}}{3 \text{ kgmol CN}} \cdot \frac{1}{26.007 \left[ \frac{\text{kgCN}}{\text{kgmol CN}} \right]} = 65.27 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCN}} \right]$$

### Cianuro de Sodio

$$\left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgNaCN}} \right] = 65.27 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCN}} \right] \cdot \text{PM}_{\text{CN}} \left[ \frac{\text{kgCN}}{\text{kgmol CN}} \right] \cdot \frac{1 \text{ kgmol CN}}{1 \text{ kgmol NaCN}} \cdot \frac{1}{\text{PM}_{\text{NaCN}} \left[ \frac{\text{kgNaCN}}{\text{kgmol NaCN}} \right]}$$

$$\begin{aligned} \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgNaCN}} \right] &= 65.27 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCN}} \right] \cdot 26.007 \left[ \frac{\text{kgCN}}{\text{kgmol CN}} \right] \cdot \frac{1 \text{ kgmol CN}}{1 \text{ kgmol NaCN}} \cdot \frac{1}{49.007 \left[ \frac{\text{kgNaCN}}{\text{kgmol NaCN}} \right]} \\ &= 34.64 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgNaCN}} \right] \end{aligned}$$

### Ácido Sulfúrico

$$\left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgH}_2\text{SO}_4} \right] = 65.27 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCN}} \right] \cdot \text{PM}_{\text{CN}} \left[ \frac{\text{kgCN}}{\text{kgmol CN}} \right] \cdot \frac{1 \text{ kgmol CN}}{1 \text{ kgmol Na}} \cdot \frac{1 \text{ kgmol Na}}{0.5 \text{ kgmol SO}_4} \cdot \frac{1 \text{ kgmol SO}_4}{1 \text{ kgmol H}_2\text{SO}_4} \cdot \frac{1}{\text{PM}_{\text{H}_2\text{SO}_4} \left[ \frac{\text{kgH}_2\text{SO}_4}{\text{kgmol H}_2\text{SO}_4} \right]}$$

$$\begin{aligned} \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgH}_2\text{SO}_4} \right] &= 65.27 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCN}} \right] \cdot 26.007 \left[ \frac{\text{kgCN}}{\text{kgmol CN}} \right] \cdot \frac{1 \text{ kgmol CN}}{1 \text{ kgmol Na}} \cdot \frac{1 \text{ kgmol Na}}{0.5 \text{ kgmol SO}_4} \cdot \frac{1 \text{ kgmol SO}_4}{1 \text{ kgmol H}_2\text{SO}_4} \cdot \frac{1}{98.079 \left[ \frac{\text{kgH}_2\text{SO}_4}{\text{kgmol H}_2\text{SO}_4} \right]} \\ &= 34.61 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgH}_2\text{SO}_4} \right] \end{aligned}$$

### Solución Barren

$$80.16[\text{kWh}] \rightarrow 100 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right]$$

$$x[\text{kWh}] \rightarrow 1 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right]$$

$$x \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} \right] = \frac{80.16[\text{kWh}] \cdot 1 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right]}{100 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right]} = 0.802[\text{kWh}]$$

### Corriente a enviar

$$I = \frac{\text{Consumo}_{\text{Teórico}}}{\text{Voltaje}} = \frac{80.16 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kgCu}} \right]}{10.45 \text{ [V]}} = 7.67 \left[ \frac{\text{kA}}{\text{kgCu}} \right]$$

## A-4: DETALLE DE EQUIPOS UTILIZADOS

### Fuente de Poder



**Cliente: Compañía Minera Dayton**

**N0: CLI 2082I3B-01**

**Fecha: 12 -Abril-2013**

ITEM	Equipo, Modelo	Cant.	Precio Unitario (US\$)	Precio Total (US\$)
01	Fuente de Poder, Yh- gf- 1000a15v	01	18.939	18.939
<b>Precio Total (USD):</b>				<b>18.939</b>



## Especificaciones Técnicas

Parámetros	
Corriente de salida	10000a( 0~10000 A, continuamente ajustable)
Tensión de salida	Dc 120 v( 0~120 v continuamente ajustable)
Potencia nominal de salida	100 kw
Modo de control	Modo de corriente constante/constante de voltaje de modo puede ser seleccionado
Ondulación	Menos de 5% en el voltaje clasificado
Corriente constante control de la precisión	& le; 1%
Eficiencia	& ge; 89%(a plena carga)
Método de enfriamiento	de aire de refrigeración
Grado de protección	no menos de ip54

## Bombas

Tabla 11.1: Especificaciones de bombas utilizadas en planta ED

Bomba	Tipo	pH	m <sup>3</sup> /h	GPM	psi	GPM x psi	US\$
<b>J-01</b>	Centrífuga	11	100	440	150	66000	13500

Bomba	Tipo	pH	m <sup>3</sup> /h	GPM	psi	GPM x psi	US\$
<b>J-02</b>	Centrífuga	2,5	84	370	150	55500	11500

Bomba	Tipo	pH	m <sup>3</sup> /h	GPM	psi	GPM x psi	US\$
<b>J-03</b>	Centrífuga	7	5	4.40	50	220	8100



Figura 11.7: Bomba J-01 para impulsión de Solución Barren



Figura 11.8: Bomba J-02 para impulsión de Solución Sulfato de Sodio

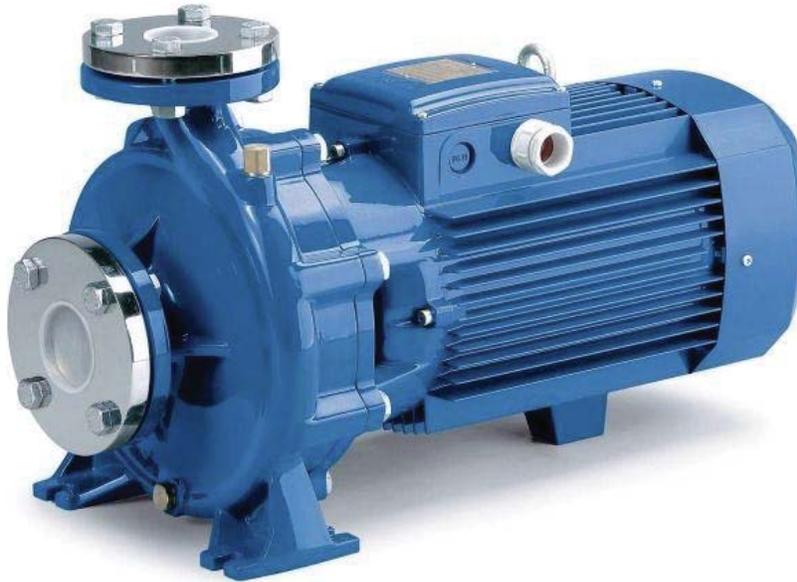


Figura 11.9: Bomba J-03 para impulsión de Agua industrial

A continuación, en la Fig 11.10, se muestra cual es el costo respectivo de cada bomba donde el color rojo representa a la bomba J-01 (Solución Barren) y la de color verde es la J-02 (Solución Sulfato de Sodio); para el caso de la bomba J-03 (Agua), se utilizó como referencia el precio estimado en un proyecto anterior llamado planta CIL.

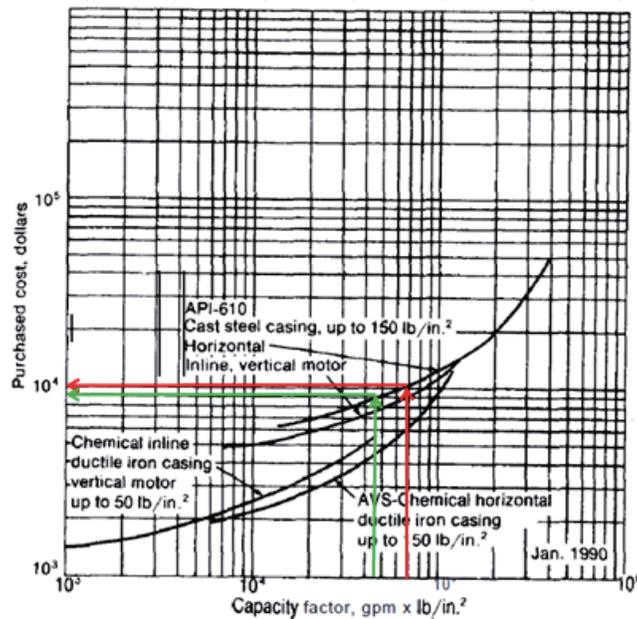


FIGURE 14-41  
Cost of centrifugal pumps. Price includes motor.

Figura 11.10: Costo de Bomba Centrífuga v/s Capacidad

## Estanques

### Tk-Agua (E-1)

El precio de referencia fue de tomado con respecto al proyecto de planta CIL, utilizándose la misma capacidad de dicho equipo.

Tabla 11.2: Especificaciones de Tk-Agua

Dimensiones E-1		
Diámetro	3.3	m
Área	8.6	m <sup>2</sup>
Altura	2.5	m
Volumen	21.4	m <sup>3</sup>

Costo	1100	US\$
-------	------	------

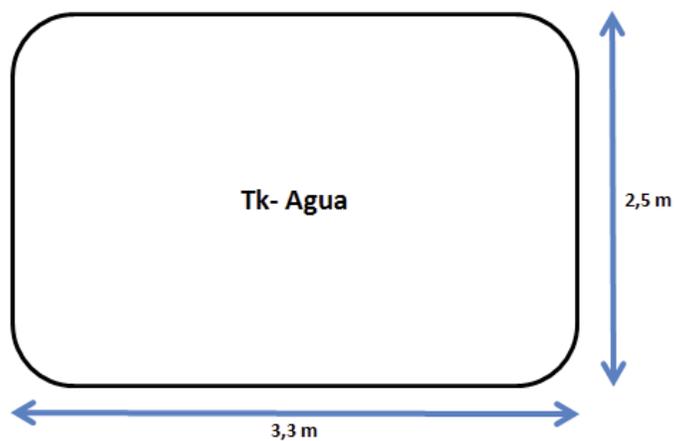


Figura 11.11: Dimensiones de Tk-Agua

### Tk-Sulfato de Sodio (E-2)

Como se conoce tanto el precio y el volumen de otro estanque de almacenamiento (E-1), se empleará el método de escalamiento por capacidad.

Tabla 11.3: Especificaciones de Tk-Sulfato de Sodio

Dimensiones E-2		
Diámetro	4,0	m
Área	12,6	m <sup>2</sup>
Altura	6,0	m
Volumen	75,4	m <sup>3</sup>

$$C_2 = C_1 \cdot \left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)^x, \text{ donde } x = 0.67$$

$$C_2 = 1100 \cdot \left(\frac{75.4}{21.4}\right)^{0.67} = \text{US\$ } 2528$$



Figura 11.12: Dimensiones de Tk-Sulfato de Sodio

## Membrana



**Cliente: Compañía Minera Dayton**

**Fecha: 23 -Abril-2013**

ITEM	Elemento	Cant. (m <sup>2</sup> )	Precio Unitario (US\$/m <sup>2</sup> )	Precio Total (US\$)
01	Membrana Catiónica, IONSEP Shc	35.8	250	8938
<b>Precio Total (USD):</b>				<b>8938</b>



## Especificaciones Técnicas

Modelo	Espesor (mm)	Cont. Agua (%)	Cap. Intercambio (mol/kg)	Presión Máx. (MPa)	Coef. Difusión (cm <sup>2</sup> *h*mol/l)	Selectividad Iónica (%)
Mc	0.42	45	2.4	0.6	4.7	91
Hc	0.42	40	2.2	0.6	3.2	92
Shc	0.30	25	2.0	0.6	0.6	97

### Cálculo Área de Membrana Total

Área de Membrana (m <sup>2</sup> )			Total	35.8
			Celda	0.36
[Cu] inicial (ppm)	[Cu] final (ppm)	Q (m <sup>3</sup> /hr)	k <sub>m</sub>	
			m/s	m/hr
700	250	100	0.0016	5.76

$$A_{\text{Total}} = -2 \cdot \ln \left( \frac{[\text{Cu}]_{\text{final}}}{[\text{Cu}]_{\text{inicial}}} \right) \cdot \frac{Q}{k_m} = -2 \cdot \ln \left( \frac{700}{250} \right) \cdot \frac{100}{5.76} = 35.8 \text{ m}^2$$

### Celda



### Cotización de Celda, sin membrana (Homecenter Sodimac)

Fecha: 18 -Julio-2013

Gasto Total Celda	
CLP	US\$
90000	170.45

Tubos (PCV)				
Elemento	Medidas	Cantidad	CLP/Unidad	CLP
Externo	5" (125 mm); 2 m	1	3110	3110
Membrana	3" (75 mm); 2m	1	1920	1920
Interno	1" (25 mm); 2m	1	400	400
			<b>Total</b>	<b>5430</b>

Tubo Externo				
Elemento	Medida	Cantidad	CLP/Unidad	CLP
Codo (90°)	1"	2	550	1100
Anillo de goma	1/4"	4	250	1000
Válvula de globo	1"	4	2490	9960
Unión Americana	1"	4	1750	7000
Tapa	5"	2	1990	3980
Uniones de Anillos	5"	2	1390	2780

Pernos de Anclaje	1"	16	1290	20640
Unión de Estanque	1"	2	1590	3180
Copla Transición	1"	2	2990	5980
Collarín	5"	2	3990	7980
Adhesivo	250 ml	1	2990	2990
Silicona	300 ml	1	1990	1990
			<b>Total</b>	<b>68580</b>

<b>Tubo de Membrana</b>				
Elemento	Medida	Cantidad	CLP/Unidad	CLP
Abrazaderas	75-95 mm	2	1900	3800
Barra de Cabrono	25 mm*1 m	1	150	150
Perno Acero Inox. (Ánodo)	3/4 "	1	7990	7990
			<b>Total</b>	<b>11940</b>

<b>Tubo Interno</b>				
Elemento	Medida	Cantidad	CLP/Unidad	CLP
Tapones	1 "	5	420	2100
Malla Acero Inox.	1m*1 m	4	450	1800
Perno Acero Inox. (Cátodo)	3/4 "	1	150	150
			<b>Total</b>	<b>4050</b>

## ANEXO B: PLANTA CRC

Tabla 11.4: Detalles de Operación Planta CRC Mayo 2013

RESUMEN MES		Flujo [m <sup>3</sup> /h]	Horas Op	Volumen [m <sup>3</sup> ]	ENTRADA			SALIDA		
Día	Turno				[Cu] mg/L	[CN-] g/L	pH	[Cu] mg/L	[CN-] g/L	pH
		87.4	507.7	44383	672	0.66	10.13	100	1.24	10.50
01-may	A	88	10.6	933	648	0.60	10.09	88	1.40	10.10
	B	96	10.0	960	660	0.62	10.05	95	1.40	10.10
02-may	A	86	10.0	860	650	0.61	10.03	62	1.48	11.70
	B	87	10.0	870	657	0.61	10.06	89	0.97	9.30
03-may	A	89	9.5	846	650	0.60	10.09	61	0.65	9.10
	B	93	11.0	1023	653	0.62	10.06	256	1.14	10.6
04-may	A	92	4.3	391	656	0.61	10.09	96	0.80	9.40
	B	91	7.3	660	658	0.61	10.10	87	1.04	10.15
05-may	A	84	11.5	966	656	0.62	10.02	137	1.27	10.9
	B	100	8.5	850	656	0.63	10.03	84	1.28	10.0
06-may	A	93	6.3	581	656	0.62	10.03	96	1.28	10.5
	B	84	7.6	638	656	0.62	10.07	80	1.37	11.1
07-may	A	88	11.0	968	654	0.62	10.11	77	1.17	10.6
	B	95	8.4	797	656	0.63	10.10	105	1.37	11.9
08-may	A	74	10.0	740	670	0.60	10.04	99	1.27	11.3
	B	81	9.9	798	667	0.62	10.06	240	1.13	10.3
09-may	A	88	9.0	792	664	0.63	10.06	66	1.05	9.90
	B	74	9.9	729	660	0.63	10.03	75	1.07	10.1
10-may	A	84	8.0	672	668	0.63	10.09	67	1.02	9.90
	B	87	9.9	857	660	0.64	10.08	68	1.42	12.0
11-may	A	87	10.0	870	671	0.63	10.03	68	1.02	9.50
	B	87	8.6	744	669	0.64	10.03	108	1.25	10.4
12-may	A	103	7.8	808	668	0.63	10.11	101	1.18	10.0
	B	74	7.0	518	665	0.63	10.13	94	1.02	10.1
13-may	A	101	8.5	859	667	0.63	10.16	94	1.37	10.7
	B	64	9.5	608	667	0.63	10.16	111	1.37	10.7
14-may	A	84	10.5	882	662	0.63	10.16	90	1.48	11.7
	B	97	8.0	776	670	0.64	10.17	108	1.43	11.3
15-may	A	77	10.1	778	665	0.63	10.20	97	0.87	9.90
	B	88	9.0	792	670	0.64	10.16	109	1.41	10.8

Tabla 11.4: Detalles de Operación Planta CRC Mayo 2013 (Continuación)

16-may	A	93	9.6	888	660	0.65	10.19	90	1.00	9.80
	B	97	9.0	873	677	0.73	10.10	84	1.30	10.3
17-may	A	94	9.9	926	680	0.70	10.13	99	1.00	9,00
	B	97	9.0	873	677	0.73	10.10	84	1.30	10.3
18-may	A	94	9.9	926	680	0.70	10.13	99	1.00	9.00
	B	77	5.5	424	670	0.70	10.02	82	1.30	10.5
19-may	A	89	9.0	801	690	0.70	10.14	102	1.40	11.5
	B	92	9.5	874	688	0.70	10.00	101	1.35	11.0
20-may	A	86	6.5	559	663	0.64	10.07	105	1.40	11.5
	B	69	8.0	552	673	0.68	10.10	98	1.35	11.0
21-may	A	97	8.0	776	685	0.73	10.12	99	1.40	11.5
	B	78	9.0	702	677	0.70	10.15	93	1.70	11.3
22-may	A	96	8.5	811	674	0.71	10.20	95	1.44	11.9
	B	86	9.5	813	676	0.71	10.20	95	1.17	9.50
23-may	A	69	8.0	552	674	0.71	10.21	80	1.03	9.90
	B	90	8.9	797	677	0.72	10.23	82	1.33	10.7
24-may	A	88	4.8	418	699	0.75	10.28	170	1.17	9.50
	B	101	3.5	348	699	0.75	10.28	170	1.03	9.90
25-may	A	94	8.8	827	695	0.70	10.20	88	1.33	10.7
	B	99	8.9	876	686	0.69	10.20	82	1.18	10.3
26-may	A	94	7.0	658	690	0.70	10.20	78	1.18	10.3
	B	102	8.3	842	690	0.72	10.26	99	1.25	10.1
27-may	A	86	9.0	774	690	0.70	10.20	98	1.25	10.1
	B	81	7.9	636	690	0.72	10.20	150	1.41	11.4
28-may	A	65	5.8	378	694	0.70	10.22	115	1.48	12.1
	B	0	0.0	0	0	0.00	0.00	0	0.00	0.00
29-may	A	0	0.0	0	0	0.00	0.00	0	0.00	0.00
	B	0	0.0	0	0	0.00	0.00	0	0.00	0.00
30-may	A	86	9.3	796	691	0.71	10.20	81	0.74	9.10
	B	72	9.0	648	689	0.71	10.18	93	1.56	11.1
31-may	A	85	8.8	744	688	0.71	10.21	75	1.68	11.1
	B	91	8.0	728	682	0.71	10.21	87	1.62	11.1

Tabla 11.5: Detalles Costos de Operación Planta CRC Mayo 2013

<b>Precio del Dólar</b>	503	CLP
-------------------------	-----	-----

<b>Profit</b>	0	US\$
---------------	---	------

**INSUMOS Y ENERGIA**

<b>Ácido Sulfúrico</b>	156	US\$/Ton
<b>Soda Líquida</b>	330	US\$/Ton
<b>Tierra Diatomea</b>	0.03	US\$/Ton
<b>Nalco</b>	1883	US\$/Ton
<b>Energía</b>	0.15	US\$/kw

<b>Ácido Sulfúrico</b>	106.8	Ton
<b>Soda Líquida</b>	188	Ton
<b>Tierra Diatomea</b>	3.2	Ton
<b>Nalco</b>	1.2	Ton
<b>Energía</b>	152295	kw

**COSTO OPERACIÓN**

<b>Ácido Sulfúrico</b>	16654	US\$
<b>Soda Líquida</b>	62040	US\$
<b>Tierra Diatomea</b>	0.1	US\$
<b>Nalco</b>	2324	US\$
<b>Energía</b>	22844	US\$

<b>TOTAL</b>	103862	US\$
--------------	--------	------

**PRODUCTOS**

<b>Cobre</b>	1.95	US\$/Lb
<b>Cianuro de Sodio</b>	3150	US\$/Ton

<b>Cobre</b>	11534	Lb
<b>Cianuro de Sodio</b>	25.8	Ton

**INGRESOS**

<b>Cobre</b>	22548	US\$
<b>Cianuro de Sodio</b>	81314	US\$

<b>TOTAL</b>	103862	US\$
--------------	--------	------

## ANEXO C: PRUEBAS DE LABORATORIO

### C- 1: TERMODINÁMICA DE SOLUCIONES

#### Ácido Sulfúrico

En la Fig 11.13 se puede observar el diagrama de disociación del ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) a sulfato ( $\text{SO}_4^{-2}$ ) y bisulfato ( $\text{HSO}_4^-$ ). A valores superiores de pH 1.5, se incrementa la cantidad del sulfato y en el caso contrario de cantidad muy bajas de pH para el caso de esta memoria, la especie predominante será el bisulfato, el cual tiene la capacidad de generar más fácilmente ácido sulfúrico debido al incremento de protones que se tendrá en solución. Las ecuaciones (1) y (2) involucradas muestran la disociación del ácido sulfúrico.

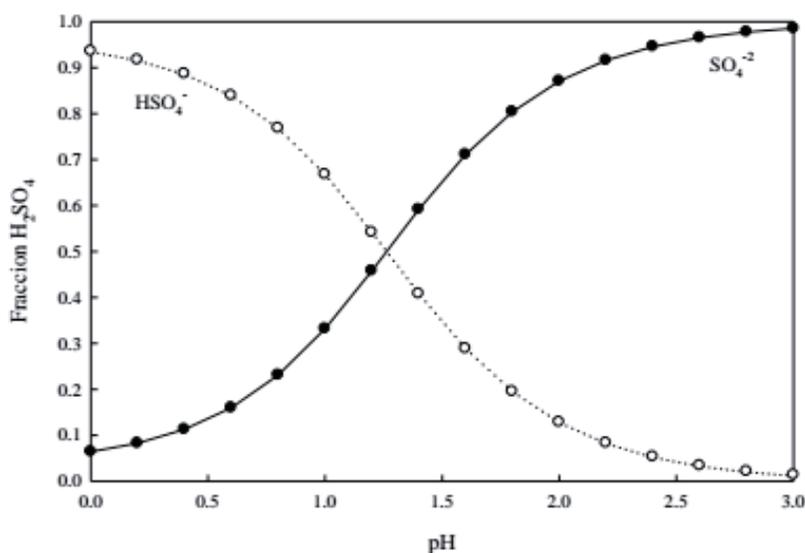


Figura 11.13: Diagrama de disociación del ácido sulfúrico a 25°C [11]

## Ácido Cianhídrico

En el diagrama que se muestra en la Fig 11.14 se puede observar que la presencia de cianuro está presente como ácido cianhídrico (HCN) al disminuir el pH de 11, se debido a que hay abundantes iones de hidrógeno presentes. Este ácido puede volatilizarse y dispersarse en el aire. Cuando el pH es superior a 10.5, hay pocos iones de hidrógeno presentes y casi todo el cianuro libre está presente como cianuro libre (CN<sup>-</sup>). En condiciones normales de temperatura y presión, las concentraciones de HCN y CN<sup>-</sup> son iguales a un valor de pH de aproximadamente 9.4. La reacción (9) muestra la disociación del ácido cianhídrico.

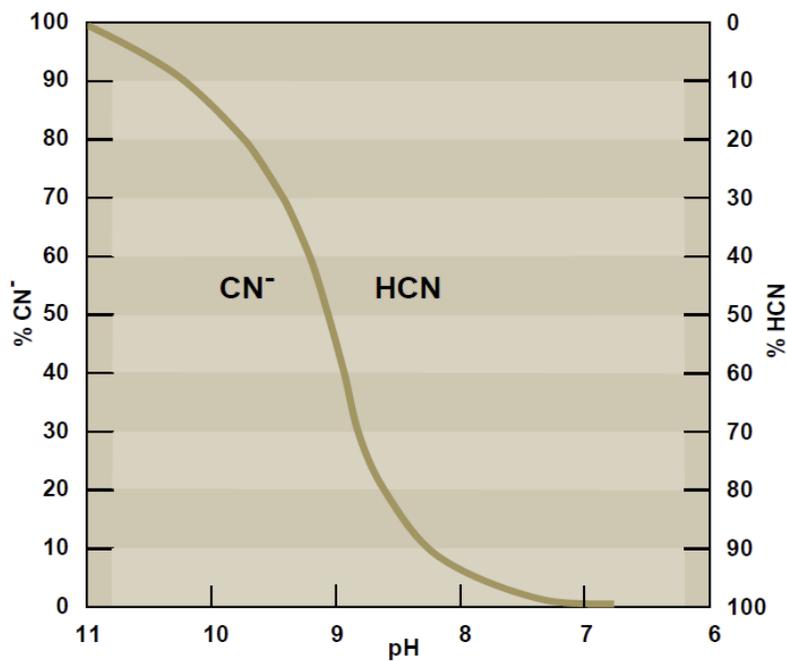
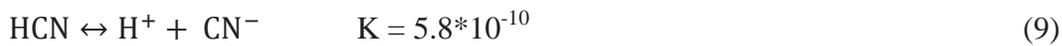


Figura 11.14: Diagrama de disociación del ácido cianhídrico a 25°C [15]

## Ácido Carbónico

De la Fig 11.15 se desprende cual especies serán las predominantes en cada rango de pH, para el caso de esta memoria el rango de importancia serán los valores superiores de 9.4, donde las especies serán el bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ) y el carbonato ( $\text{CO}_3^{2-}$ ). La generación del bicarbonato se debe a que el cianato ( $\text{CNO}^-$ ) se hidroliza producto de las condiciones en la solución (elevada concentración de cianuro 0.8 g/L), por lo cual hay una mayor cantidad de cianuro disponible a oxidarse en esta última especie, teniéndose como resultado la generación de los iones bicarbonato. Las reacciones (10) y (11) muestran la disociación del ácido carbónico.

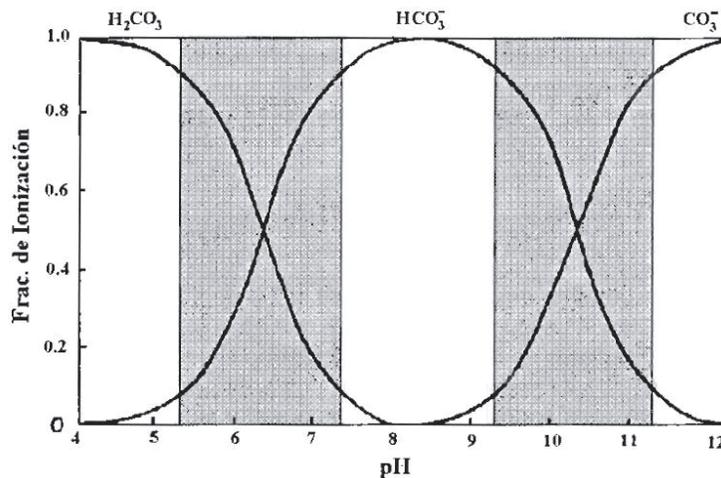


Figura 11.15: Diagrama de disociación del ácido carbónico a 25°C <sup>[19]</sup>

## C-2: CELDA DE LABORATORIO ED

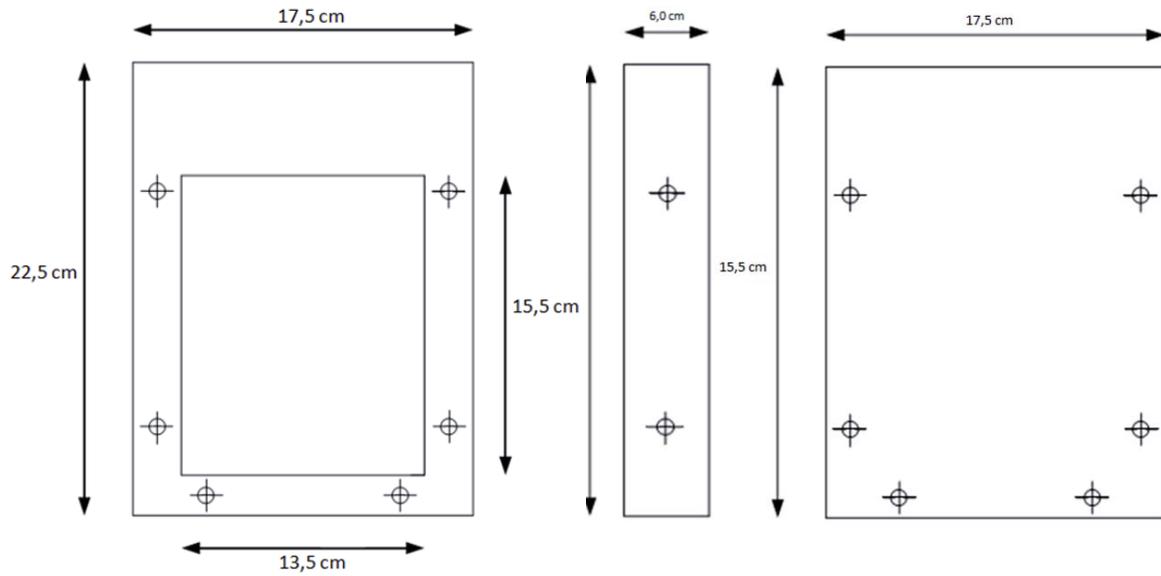


Figura 11.16: Vistas Frontales de Sección de Celda

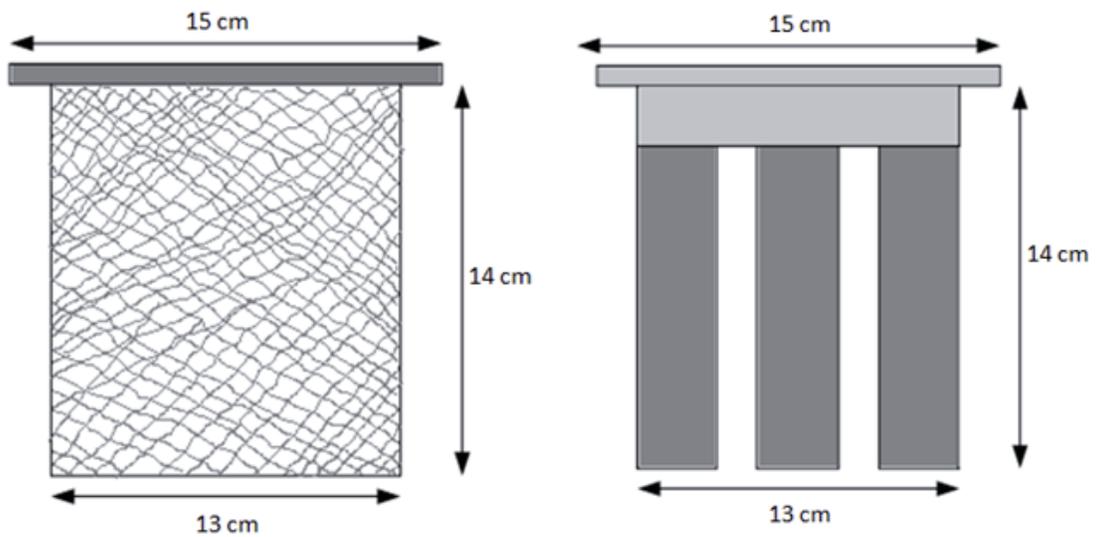


Figura 11.17: Dimensiones de Ánodo y Cátodo

### C-3: ANÁLISIS DE MUESTRAS

Tabla 11.6: Prueba N°1 de Electrodiálisis (Con Membrana)

N° Muestra	Tiempo (min)		Voltaje (V)	Conductividad (mS)		pH	
	Min	Hora		Ánodo	Cátodo	Ánodo	Cátodo
1	0	0.0	9.9	10.62	11.84	5.22	10.75
2	30	0.5	9.0	12.63	14.99	2.00	12.97
3	60	1.0	8.8	13.79	16.85	1.50	13.50
4	90	1.5	7.9	14.95	18.74	1.50	13.57
5	120	2.0	7.7	15.78	18.20	1.50	13.65
6	150	2.5	7.4	17.13	19.10	1.50	13.81
7	180	3.0	7.4	17.92	19.80	1.50	13.90
8	210	3.5	7.6	18.70	21.30	1.50	13.94
9	240	4.0	7.4	19.26	21.80	1.50	13.97
		$\bar{x}$	<b>8.12</b>				

Tabla 11.7: Prueba N°2 de Electrodiálisis (Sin Membrana)

N° Muestra	Tiempo (min)		Voltaje (V)	Conductividad	pH
	Min	Hora		(mS)	Celda
1	0	0.0	10.94	12.13	10.32
2	30	0.5	10.68	12.08	11.22
3	60	1.0	10.50	12.29	11.70
4	90	1.5	10.12	12.68	12.02
5	120	2.0	10.08	13.87	12.16
6	150	2.5	10.12	12.32	12.20
7	180	3.0	10.24	12.39	12.26
8	210	3.5	10.69	12.59	12.26
9	240	4.0	10.72	12.46	12.28
		$\bar{x}$	<b>10.45</b>		

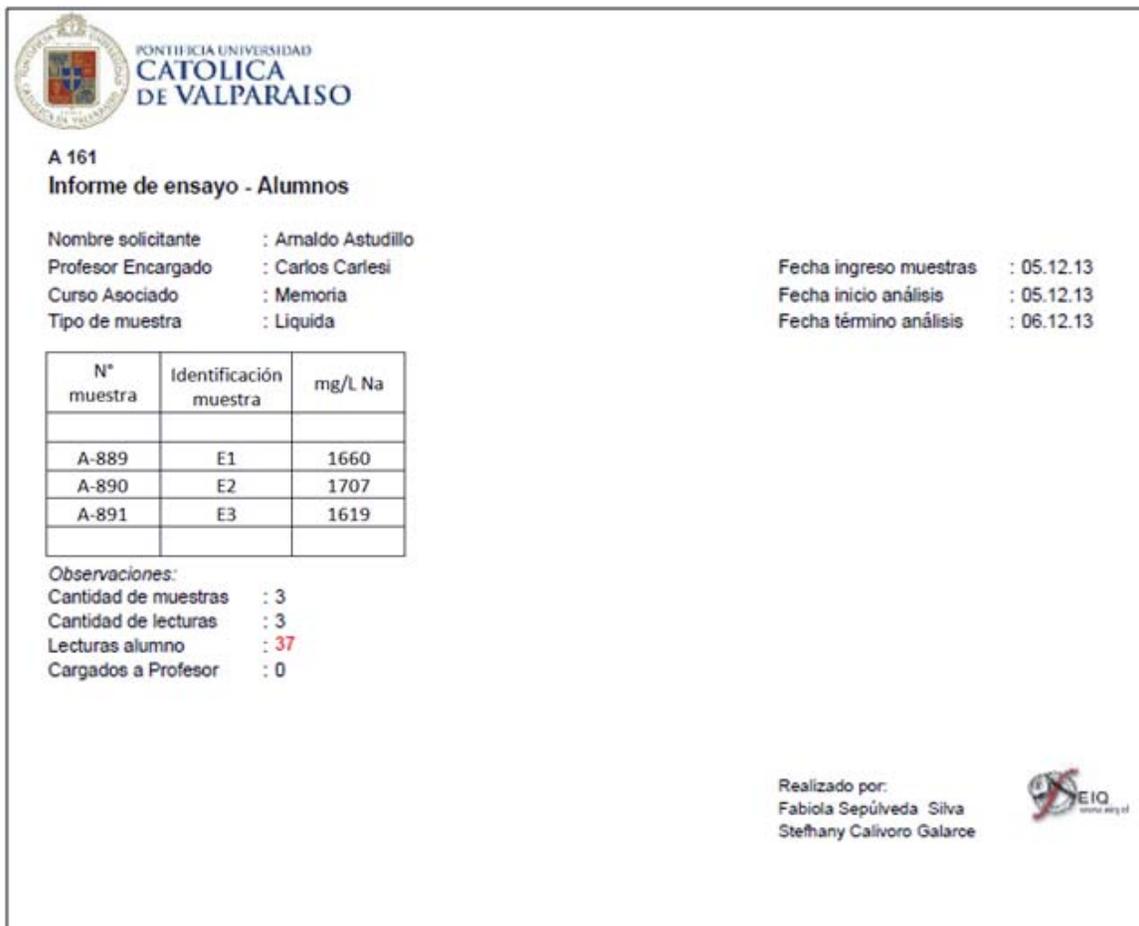


Figura 11.18: Resultados de EAA de sodio

#### C-4: CÁLCULO DE CORRIENTE APLICADA CELDA ED

$$\text{Volumen}_{(\text{inicial})} = 13.5 \text{ cm} * 15 \text{ cm} * 5.8 \text{ cm} = 1175 \text{ cm}^3$$

$$\text{Volumen}_{(\text{final})} = 13.5 \text{ cm} * 16 \text{ cm} * 5.8 \text{ cm} = 1253 \text{ cm}^3$$

$$\Delta V = \text{Volumen}_{(\text{final})} - \text{Volumen}_{(\text{inicial})} = 1253 - 1175 \text{ cm}^3 = 78 \text{ cm}^3$$

$$\Delta V = V_{\text{Cátodo}} = 0.078 \text{ lt}$$

$$V_{\text{Cátodo}} = A_{\text{Cátodo}} * h_{\text{Cátodo}} \rightarrow A_{\text{Cátodo}} = \frac{V_{\text{Cátodo}}}{h_{\text{Cátodo}}} = \frac{0.078 \times 10^{-3} \text{ m}^3}{0.16 \text{ m}} = 4.87 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$\rho_{\text{corriente}} = \frac{I}{A_{\text{Cátodo}}} \left[ \frac{\text{A}}{\text{m}^2} \right] \rightarrow I = \rho_{\text{corriente}} * A_{\text{Cátodo}} = 300 \frac{\text{A}}{\text{m}^2} * 4.87 \times 10^{-3} \text{m}^2$$

$$I = 1.46 \text{ A}$$

De lo anterior se obtiene que la corriente aplicada para el proceso tenga una densidad de corriente de unos  $300 \text{ A/m}^2$  se le debe aplicar 1.46 de corriente al circuito de ED.

## C-5: PROCEDIMIENTO

### Determinación de Acidez en soluciones

Tomar una alícuota de 5 a 10 mL, transferir a un Erlenmeyer de 125 mL.

Si el pH de la muestra es menor a 3.8 adicionar 3 gotas de solución anaranjado de metilo y titular con solución de NaOH 1 N hasta observar un cambio de color rojo naranja a amarillo. El valor obtenido en este caso corresponde a la acidez mineral.

Si el pH de la muestra es mayor a 3.8 tomar nuevamente la alícuota y adicionar 3 gotas de solución de fenolftaleína; titular con solución de NaOH 1 N hasta el cambio de incoloro a rosa. El valor obtenido en este caso corresponde a la acidez

### Cálculo:

$$\text{Acidez como } \text{mg}_{\text{CaCO}_3}/\text{l} = \frac{A * B}{\text{ml}_{\text{muestra}}} * 50000$$

Donde:

A: ml de NaOH usado en la titulación

B: Normalidad del NaOH

ml<sub>muestra</sub>: usado para análisis

$$\text{Para informar como } \text{mg}_{\text{H}_2\text{SO}_4}/\text{l} \rightarrow \frac{\text{mg}_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{\text{l}} = \frac{\text{mg}_{\text{CaCO}_3}}{\text{l}} * 0.98$$

$$*\text{el factor } 0.98 \text{ corresponde a: } \frac{\text{PM}_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{\text{PM}_{\text{CaCO}_3}} = \frac{98}{100} = 0.98$$

## Acidez

### Reactivos

- Solución de ftalato ácido de potasio 0.05 N (estándar primario) [PM = 204.23 g/mol]  
Secar a 120°C por 2 horas, enfriar en desecadora y pesar lo más exactamente posible 2.0423 g diluir en 200 ml.
- Solución de NaOH estándar 1 N [PM = 40 g/mol]

Pesar 40 g de reactivo, diluir en 1 litro aforado, transferir a un frasco de polipropileno.

\*Estandarizar la solución de NaOH 1 N con 25 mL de ftalato en presencia de fenolftaleína (viraje de incoloro a fucsia).

### Cálculo de Normalidad del NaOH

$$N_{\text{NaOH}} = \frac{25 \text{ mL} * N_{\text{BTK}}}{\text{mL}_{\text{NaOH}}}$$

#### Donde:

25 mL: Volumen de solución patrón de ftalato ácido de potasio.

$N_{\text{BTK}}$ : Normalidad de la solución de ftalato ácido de potasio.

$N_{\text{NaOH}}$ : Normalidad de la solución de NaOH.

$\text{mL}_{\text{NaOH}}$ : Volumen gastado de NaOH.

#### \*Solución incolora anaranjado de metilo [pH: 3.7]

Diluir 500 mg de naranjo de metilo en 100 mL de agua. Como indicador alternativo se puede usar azul de bromofenol, (100 mg de sal sódica en 100 mL de agua) o una mezcla de los dos.

**\*Solución de fenolftaleína [pH: 8.3]**

Diluir 500 mg de fenolftaleína en 50 mL de etanol al 96% y 50 ml de agua destilada, adicionar gotas de NaOH 0.02 N hasta la aparición de una débil coloración rosa.