

UNIVERSIDAD NACIONAL JORGE BASADRE GROHMANN - TACNA

FACULTAD DE INGENIERÍA

Escuela Académico Profesional de Ingeniería Metalúrgica

**“DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE LIX -
SX - TF - EW DE MINERAL DE COBRE PARA LA
PRODUCCIÓN DE 30 TON/MES DE
CÁTODOS DE COBRE”**

COROCORO - BOLIVIA

TESIS

Presentado por :

Bach. FREDY EFRAÍN CORTEZ CANAZA

Para Optar el Título Profesional de:

INGENIERO METALURGISTA

**TACNA - PERÚ
2012**

UNIVERSIDAD NACIONAL JORGE BASADRE GROHMANN – TACNA

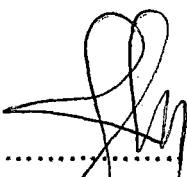
FACULTAD DE INGENIERÍA

ESCUELA ACADÉMICO PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA

“DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE LIX-SX-TF-EW DE
MINERAL DE COBRE, PARA LA PRODUCCIÓN DE 30 TON/MES DE
CÁTODOS DE COBRE”

Tesis sustentada y aprobada el día 03 de abril de 2012, estando
integrado el Jurado Calificador por:

PRESIDENTE


.....
Mgr. Carlos Gutiérrez Delgado.

SECRETARIO


.....
Ing. Daniel Zevallos Ramos.

MIEMBRO


.....
Mgr. Raúl Del Pozo Tello.

ASESOR


.....
Ing. Zoilo Valdivia Infantas

DEDICATORIA

Gracias a dios por darle un sentido profundo a mi vida.

Dedicado a mis padres MARIA Y SABINO por el apoyo incondicional e inculcarme Valores en mi formación profesional y logro de metas y mis aspiraciones

A mi hermana JULIA por su apoyo y comprensión cuando lo necesitaba

A CLAUDIA Y JOSE MARIA personas que brindaran alegría en mi vida.

A mi amigo CARLOS JUÁREZ T. por su apoyo en el trabajo y compartir sus experiencias vividas en las diferentes empresas, contribuyendo en mi desarrollo profesional

Fredy Cortez

AGRADECIMIENTOS

- En primer término, debo manifestar mi eterna gratitud a mis padres y hermanos, que inspiraron en todo momento mi desarrollo académico. Ellos me mostraron el mundo de las ciencias exactas y son los responsables últimos de que se pudiera realizar mis estudios.
- Un agradecimiento muy especial a mi querida madre , que siempre ha estado conmigo, sobre todo cuando más he necesitado su apoyo , dándome esa fuerza y amor increíble que tan sólo ella sabe entregar.
- A la Universidad Nacional Jorge Basadre Grohmann y a los docentes de la Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica, por su contribución en mi formación profesional
- A la Empresa Minera Kim Kim S.R.L - Bolivia, por su contribución en el inicio de mi formación como profesional. Representado por el señor Hyoung Woong Kim Kim de nacionalidad Koreana
- Al señor Mauricio Arnoldo Heit de nacionalidad Argentina por su contribución y formación de más conocimientos en cuanto a ver el campo de la minería y fertilizantes agrícolas con agregados de

minerales metálicos y no metálicos, en sus empresas como son:
Procesos Metalúrgicos S.A. y Fosfobol. S.A. – Bolivia.

- Al CONSORCIO “PROMINSAC” S.R.L. – Bolivia, en especial a los señores Walter Lasteros, Jurguen picardo, Gabriel Araya , por haberme acogido en su empresa y profundizar aun mas mis conocimientos en el mundo de la metalurgia
- A la empresa chilena ASERCOMET, Representado por el señor Gabriel Araya, Juan Pablo
- A la Corporación Minera del Estado Boliviano. COMIBOL, en el desarrollo como profesional en el campo de las operaciones de LIX- SX-TF-EW.
- Al señor Dindon Trank de Vietnam y su empresa Viet Han Cop. por el apoyo incondicional y desarrollo en el campo de proyectos y diseño de plantas

CONTENIDO

RESUMEN	
INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO I: GENERALIDADES DEL PROYECTO	
1.1. ANTECEDENTES.....	3
1.2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	4
1.2.1. Técnico:	5
1.2.2. Económico:	6
1.2.3. Social:	6
1.2.4. Ambientales:	6
1.3. ASPECTOS LEGALES.....	7
1.4. OBJETIVOS.....	7
1.4.1. Objetivo General.....	7
1.4.2. Objetivos Específicos	7
1.5. LOCALIZACIÓN.....	8
1.5.1. MICRO-LOCALIZACIÓN	9
1.5.2. MACRO-LOCALIZACIÓN.....	10
1.6. FACTORES PREPONDERANTES PARA LA LOCALIZACIÓN.....	11
1.7. UBICACIÓN GEOGRAFICA DE MINA	13
1.8. DEFINICIÓN DEL PROYECTO	16
1.9. IMPORTANCIA DEL PROYECTO	17
CAPITULO II: GEOLOGIA.	
2.1. GEOLOGIA REGIONAL.....	19
2.2. MINERALOGÍA DE LOS MINERALES DE COBRE.....	21
2.3. RESERVAS	22
2.3.1. CLASIFICACIÓN DE RESERVAS	22
2.3.2. RESERVAS PROBABLES	24
2.4. IDENTIFICACIÓN DE LA MATERIA PRIMA.....	25
2.4.1. SITUACION ACTUAL.....	25

CAPITULO III: FUNDAMENTO TEORICO DEL PROCESO

3.1. CONCEPTO DE LIXIVIACION.....	28
3.2. METODOS DE LIXIVIACION.....	28
3.3. REACTIVOS UTILIZADOS EN LA LIXIVIACIÓN.....	30
3.4. QUÍMICA DE LA LIXIVIACIÓN DE MINERALES DE COBRE.....	31
3.5. METODOS DE LIXIVIACIÓN DE MINERALES.....	34
3.6. PRINCIPALES REACCIONES QUÍMICAS.....	35
3.7. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA LIXIVIACIÓN DEL COBRE.....	37
3.8. LIXIVIACIÓN POR AGITACIÓN.....	44
3.9. EXTRACCIÓN POR SOLVENTES.....	49
3.9.1. Parámetros del Proceso.....	56
3.10. ELECTRO DEPOSICIÓN DE COBRE.....	68
3.10.1. Descripción General del Proceso.....	69
3.10.2. Características del Diseño de Electrodo y Celdas.....	74
3.10.3. Parámetros Operacionales y Factores del Proceso.....	77
3.10.4. Consideraciones Generales del Proceso de EW de Cobre.....	80

CAPITULO IV: ESTUDIO DE MERCADO DEL COBRE.

4.1. DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO.....	84
4.2. DEFINICIÓN DEL PRODUCTO:.....	85
4.3. USOS DEL COBRE:.....	86
4.4. OBJETIVOS.....	87
4.5. PRODUCTOS COMERCIALES:.....	88
4.6. MERCADO DEL COBRE:.....	89
4.7. PRODUCCIÓN MUNDIAL DE COBRE REFINADO.....	90
4.8. PRINCIPALES PRODUCTORES DE COBRE.....	93
4.9. DEMANDA MUNDIAL DE COBRE REFINADO.....	95
4.10. PRINCIPALES CONSUMIDORES DE COBRE EN EL MUNDO.....	102
4.11. MERCADO CONSUMIDOR EN BOLIVIA.....	104
4.12. SITUACIÓN DEL MERCADO BOLIVIANO DE COBRE.....	104
4.13. DEMANDA.....	105
4.14. POTENCIALES CLIENTES.....	106

4.15. COMERCIALIZACIÓN.....	107
4.16. CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO:.....	108
4.17. TAMAÑO DEL PROYECTO.....	109
4.17.1 Capacidad de Proyecto.....	109
4.17.2 Capacidad Diseñada.....	110

CAPITULO V: ESTUDIO TÉCNICO.

5.1. OBJETIVO DEL ESTUDIO TÉCNICO.....	111
5.2. PRUEBAS METALÚRGICAS.....	111
5.3. PRUEBAS DE LIXIVIACIÓN.....	112

CAPITULO VI: INGENIERIA Y DISEÑO DE PLANTA LIX-SX-EW.

6.1. INTRODUCCIÓN:.....	114
6.2. PRODUCCIÓN PROYECTADA:.....	114
6.3. MATERIAS PRIMAS.....	114
6.4. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE PROCESAMIENTO.....	115
6.5. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS Y CÁLCULOS.....	118
6.6. BALANCE DE MASA PROYECTADA.....	120
6.6.1. BALANCE MASA EN LA ETAPA DE SEPARACIÓN SÓLIDO - LÍQUIDO.....	120
6.6.2. BALANCE DE AGUA PROYECTADA EN LIXIVIACIÓN.....	121
6.6.3. BALANCE DE ACIDO PROYECTADA EN LIXIVIACIÓN.....	122
6.7. ETAPAS DEL PROCESO A EMPLEAR.....	122
6.7.1. ETAPA DE CONMINUCIÓN.....	122
DISEÑO DE TOLVA DE GRUESOS.....	124
SELECCIÓN DE UNA CHANCADORA PRIMARIA.....	127
SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA PRIMARIA.....	131
SELECCIÓN DE UNA ZARANDA VIBRATORIA.....	134
SELECCIÓN DE UNA CHANCADORA SECUNDARIA (CÓNICA).....	135
SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA SECUNDARIA.....	137
DISEÑO DE TOLVA DE FINOS.....	140
SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA TERCIARIA.....	142

6.7.2. ETAPA DE LIXIVIACIÓN.....	145
DISEÑO DEL REACTOR LIX.....	148
SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA.....	157
6.7.3.ETAPA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES:	160
DIAGRAMAS DE CONFIGURACIÓN DE SX	174
6.7.4. Area de Tanques:	175
6.7.5. Etapa Electro-Obtención:	186

CAPITULO VII: ESTUDIO ECONOMICO.

7.1. INVERSIÓN DE EQUIPO Y MAQUINARIA	200
7.2. COSTO OPERATIVO	202
7.3. ESTIMACIÓN DEL PROYECTO DE INVERSIÓN.....	206
7.4. INDICADORES FINANCIEROS.....	213

CONCLUSIONES

RECOMENDACIONES

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

ANEXOS

RESUMEN

El proyecto se basa en la conformación de una empresa industrial dedicada a la refinación de cobre a partir de mineral oxidado (Cuprita CuO_2 , Malaquita $\text{Cu}_2\text{CO}_3(\text{OH})_2$, Crisocola $\text{CuSiO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$) utilizando en el proceso productivo la última tecnología disponible de Lixiviación en agitación o pilas, Extracción por solventes y Electro-obtención para obtener un producto con una producción de 360 ton/año de cobre catódico de alta calidad física y química, definido en el mercado internacional como "Cátodos High Grade" 99,99% Cu., iniciando así una industria nacional de obtención de Cobre reemplazando de esta forma parte de las importaciones de cobre en el país de Bolivia.

En el proyecto se detallara el mercado al que apunta el producto, sus ventajas competitivas y se cuantificara la necesidad en el mercado de este producto, se explicaran en detalle las tecnologías aplicadas y sus beneficios con respecto a las tecnologías anteriores.

Esta fase de ingeniería tiene por finalidad obtener los parámetros mediante evaluación de pruebas metalúrgicas, cálculo y diseño de equipos para la construcción de una planta, lixiviación en agitación, extracción por solventes y electro obtención, en un área definida en el

interior de beneficio del Centro Minero de Coro coro, ubicado en la provincia de Pacajes, a 120 Km. de la Ciudad de la Paz en Bolivia.

El abastecimiento de mineral a la planta de tratamiento será abastecido por los yacimientos tipo “desmontes” ubicados en varios sectores como veta verde y otros.

La puesta en marcha de planta LIX/SX/EW se tiene prevista en un plazo máximo de seis meses, a partir de la aceptación de la ingeniería básica y detalles. Las capacidades definidas para el proyecto corresponden a una capacidad inicial de 360 t/año de cátodos de calidad High Grade y considerara la expansión y holguras para una futura expansión a 400 t/año de cátodos high grade, utilizando las soluciones provenientes de la lixiviación en agitación de minerales oxidados de cobre.

INTRODUCCIÓN

El proyecto actual plantea la producción de cobre refinado en forma de cátodos, mediante la aplicación de la tecnología actual para extracción y refinación de cobre, a fin de garantizar la producción de cobre cátodo grado A.

La crisis de la minería en América del sur, particularmente en los países de Bolivia, Perú y Chile, durante el periodo de los años 1984-1987, fue por efecto de la caída de la cotización de los principales minerales de exportación y factor determinante para el cierre de muchas minas. La más afectada por estas determinaciones fue Bolivia, un país tradicionalmente minero y dependiendo su economía de esta actividad industrial.

Hoy la minería en Bolivia y el mundo, presenta un nuevo panorama, ante el alza de los minerales en el mercado internacional por la demanda insatisfecha en el mercado de los países industrializados. Por ello, en la actualidad la minería se hace importante para la economía del país por ser una de las actividades generadora de empleos y recursos económicos para el estado, pese a ser una industria de alto riesgo y estar sujeto a factores internos y externos.

La dispersión con que aparece el cobre en la naturaleza, hace necesario someter los minerales extraídos a procesos productivos con la finalidad de obtener un metal puro.

Se expone los fundamentos para el diseño y construcción de una planta piloto para lixiviación–extracción por solventes y electrodeposición.

La planta procesará 30 toneladas por mes (tpm) en una primera etapa, posteriormente se tiene proyectado ampliar a una producción para procesar 40 tpm. El diseño se realizará sobredimensionando.

Para realizar los procesos y operaciones tenemos que instalar las siguientes secciones:

- Área de chancado.
- Área Lixiviación por agitación.
- Área de extracción por solventes SX
- Área de tanques (TF)
- Área EW.

CAPITULO I

GENERALIDADES DEL PROYECTO

1.1. ANTECEDENTES

El distrito Minero de la localidad de CoroCoro, es un yacimiento de Cu que se conoce desde hace muchos años y que se realizaron tratamientos de minerales sulfurados en mayor escala y en menor escala de sus minerales oxidados, Comibol decidió sacar adelante un proyecto para lo cual realizo una Convocatoria Pública Internacional, referido a la "Contratación Llave en Mano para las plantas SX y EW ubicado en el Centro Minero CoroCoro".

Además se tiene conocimiento que ha sido explotado desde la época del incario. Desde 1873 a 1912, American Smelting, hasta 1992 fecha de la nacionalización de las minas y cuando pasaron a formar parte de las propiedades de la COMIBOL (Corporación Minera de Bolivia).

Sin embargo, las condiciones tanto de cotización internacional, como el abastecimiento irregular de materia prima, insumos como el ácido sulfúrico, perjudicaron la concertación de los proyectos formulados.

Los sistemas Hidrometalúrgico son las más convenientes, técnica como económicamente, para la recuperación de metales a diferencia a otros procesos tradicionales.

En el país de Bolivia, se tiene empresas que aplican el proceso hidrometalúrgico de cobre como son; Kim Kim y la Comibol ambas ubicadas en CoroCoro, las cuales aplican este método de proceso para las soluciones lixiviadas.

El grupo minero Veta Verde fue estudiada e investigada desde 1921, se componía de las siguientes 13 propiedades: "San Pedro", "Juliana", "Carmen", "Victoria", "Celestina", "Celestinita", "Nuevo CoroCoro", "Isabel", "Hephestus", "HuaynaCapak", "Margarita", "Ema", y "Conclusión", con un total de 958 hectáreas.

1.2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.

El presente proyecto de investigación tecnológica, representa una necesidad inmediata, para proyectarse hacia la pequeña y mediana minería en donde se pretende desarrollar la actividad minero – metalúrgica.

En este capítulo, se procederá a detallar el tamaño y localización del proyecto. El tamaño del mismo estará en relación con el mercado, técnicas e inversiones y la localización; así como la determinación del tamaño. La localización del mismo será detallada por un análisis de macro-localización y micro-localización, y los factores preponderantes para la localización; área y límites que intervienen en el proyecto; localización política y administrativa; y por último la accesibilidad al lugar donde se ejecutará.

La aplicación del presente estudio, está sustentado por las siguientes justificaciones:

1.2.1. Técnico:

Se basa en la aplicación de tecnología avanzada en la hidrometalurgia del cobre, para la obtención de cobre catódico o electrolítico, por medio de la lixiviación en agitación (LIX), extracción por solvente (SX), área de tanques (TF) y electrodeposición (EW).

1.2.2. Económico:

La explotación y proceso de tratamiento racional y rentable de los recursos mineros, dará lugar a generar recursos económicos a la

empresa, trabajadores y sus familias, generando un movimiento económico en la región.

1.2.3. Social:

La generación de empleo directo e indirecto en la región de la Provincia de Pacajes. Y efectos multiplicadores, no solo en las actividades mineras, sino en otras actividades complementarias como el comercio, transporte, salud, educación, conllevando al crecimiento de la población. El Proyecto se realiza en base a un acuerdo social con las comunidades de la zona.

1.2.4. Ambientales:

El Proyecto se rige bajo la Ley 1333 (Ley del Medio Ambiente y Reglamento para actividades mineras).

1.3. ASPECTOS LEGALES

Los aspectos legales, en cuanto a nuestra inscripción como empresa, los permisos de instalación y construcción de la Planta Metalúrgica, está a cargo de los asesores legales y de abogados.

Todas las actividades mineras del país, se hallan dentro del marco de la ley N° 1777 (Código Minero).

1.4. OBJETIVOS.

El presente Proyecto tiene los siguientes objetivos:

1.4.1. Objetivo General

Diseñar una planta con un nuevo proceso de tratamiento de minerales, con el empleo de técnicas modernas en la lixiviación, extracción por solventes (SX) y electrowinning (EW), para obtener cobre catódico a partir de los minerales oxidados de cobre, dentro del marco de la rentabilidad.

1.4.2. Objetivos Específicos

- Conocer y entender el proceso de recuperación de Cu por hidrometalurgia a partir minerales oxidados provenientes de mina.
- Reactivación de la minería en Corocoro, por la demanda de cobre catódico en el mercado interno y países industrializados.

- Producción de cobre electrolítico fino con un bajo costo de producción aprovechando la calidad de los minerales oxidados presentes en esta región como la malaquita principalmente ($\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$)
- La generación de empleo directo a pobladores originarios y comuneros aledaños.

1.5. LOCALIZACIÓN

Se determina la mejor ubicación para poner en marcha la implementación de esta planta mostrando una ubicación geográfica donde se emplazará el proyecto determinando su macro-localización y la ubicación específica.

Descripción de la localización

Situación Geográfica población y topografía

La localidad de Corocoro se encuentra al oeste del altiplano Boliviano en la provincia Pacajes del departamento de La Paz (Latitud Sur $17^\circ 10'$, Longitud Oeste $68^\circ 27'$) a una altitud de 4 156 m.s.n.m.

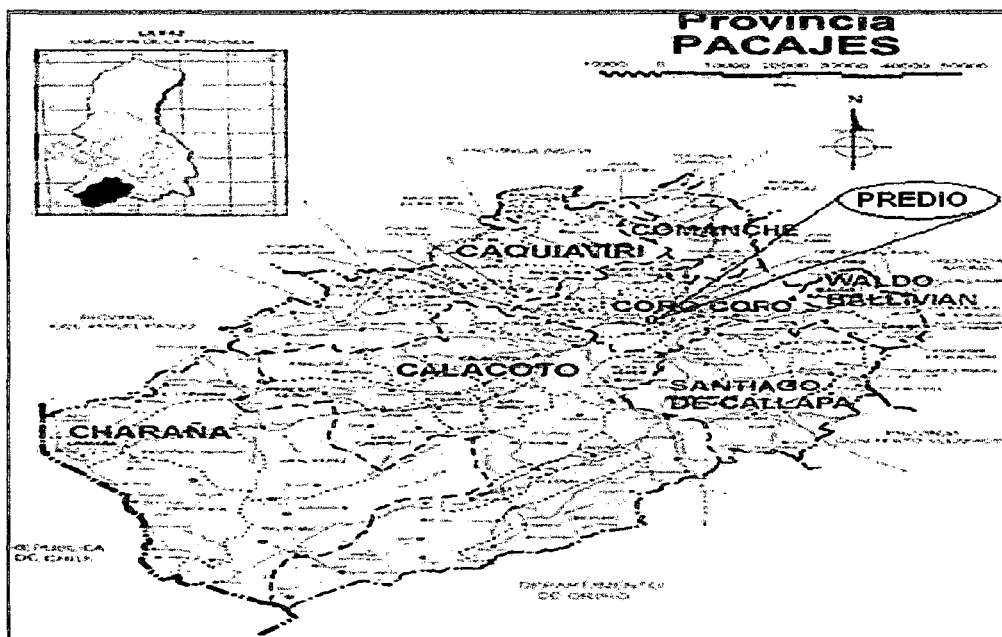
Corocoro, está conformada por una población civil, un campamento militar y un antiguo campamento minero dependiente de la Comibol; haciendo un total de casi 5000 habitantes.

La zona correspondiente a la planta metalúrgica, presenta una topografía adecuada, en el lado este existe un cerro, por el lado norte baja un pequeño río en dirección al Sur-Oeste el cual no sufrirá ningún cambio en la calidad de sus aguas.

1.5.1. MICRO-LOCALIZACIÓN

La localidad de Corocoro se encuentra al oeste del altiplano Boliviano en la provincia Pacajes del departamento de La Paz (Latitud Sur 17° 10', Longitud Oeste 68° 27') a una altitud de 4156 m.s.n.m.

A continuación se realizará una descripción específica de la ubicación del proyecto. El terreno se encuentra en la provincia de Pacajes, a una distancia de 34 Km del yacimiento principal, estando sobre el camino ripiado que va a la localidad de Corocoro – hasta la mina veta verde, con una superficie de 62 500 m².



Fuente: Propia.

Fig. N° 01. PLANO REFERENCIAL DE PLANTA

1.5.2. MACRO-LOCALIZACIÓN

El proyecto será ubicado a través de coordenadas geográficas y su respectiva localización en el departamento de la Paz.

El terreno se encuentra en el departamento de la Paz, provincia Pacajes, con las siguientes coordenadas geográficas Latitud Sur $17^{\circ} 10'$, Longitud Oeste $68^{\circ} 27'$, teniendo la siguiente carretera de acceso.

TABLA N° I: LOCALIZACIÓN DEL YACIMIENTO

De	A	Dist. Km.	Condición
La Paz	Viacha	33	Asfaltado camino principal
Viacha	Comanche	31	Carretera secundaria Asfaltado
Comanche	Corocoro	27	Carretera secundaria por terminar de alfalfar
Total		91	

Fuente: CIMAT LTDA

1.6. FACTORES PREPONDERANTES PARA LA LOCALIZACIÓN

Se determinarán a continuación los factores que se requieren para facilitar las actividades que coadyuvan a la ejecución del proyecto:

Suelo: Según estudios de suelos y datos satelitales, la calidad del mismo corresponde a un limo arcilloso compacto con contenido de grava.

Clima: El clima en Corocoro es típico del Altiplano, frío en invierno y templado en verano. Es un frío árido.

A continuación se mencionan las temperaturas más comunes proporcionadas por el Servicio Nacional de Meteorología e Hidrología:

- Temperatura medio ambiente : 284,59K
- Temperatura máxima media : 292,48K
- Temperatura máxima extrema : 295,93K

- Temperatura mínima media : 275,45K
- Temperatura mínima extrema : 269,9K

Régimen de lluvias y vientos

En esta región las descargas atmosféricas son frecuentes, presentándose dos o más veces por año, violentas granizadas o nevada.

La precipitación pluvial, alcanza una altura de 450 a 650 mm. por año, dependiendo de la época.

Flora y fauna

La fauna silvestre de la región es muy diversa y propia de esta zona altiplánica como águilas, liebre o conejo silvestre, perdiz, liquiliqui, zorrino y aves pequeñas son las especies más representativas del lugar. En razón al clima frígido la región es árida y no apta para la agricultura y la ganadería. Sin embargo, existen animales propios del altiplano (ovejas, llamas, alpacas etc.).

La flora en este lugar, también tiene algunas especies representativas como:

- *Arenaria pycnophylloides*.
- *Tetraglochin cristatum*.
- *Astragalus garbancillo*.
- *Astragalus* sp.

Comúnmente llamados en esta zona tola, paja brava, ichu, entre otros arbustos.

1.7. UBICACIÓN GEOGRÁFICA DE MINA

El distrito minero Veta Verde se encuentra situado a 25 Km. al sud de Corocoro, cantón Callapa, provincia Pacajes, departamento La Paz delimitada por las coordenadas geográficas (Ver Fig. 2):

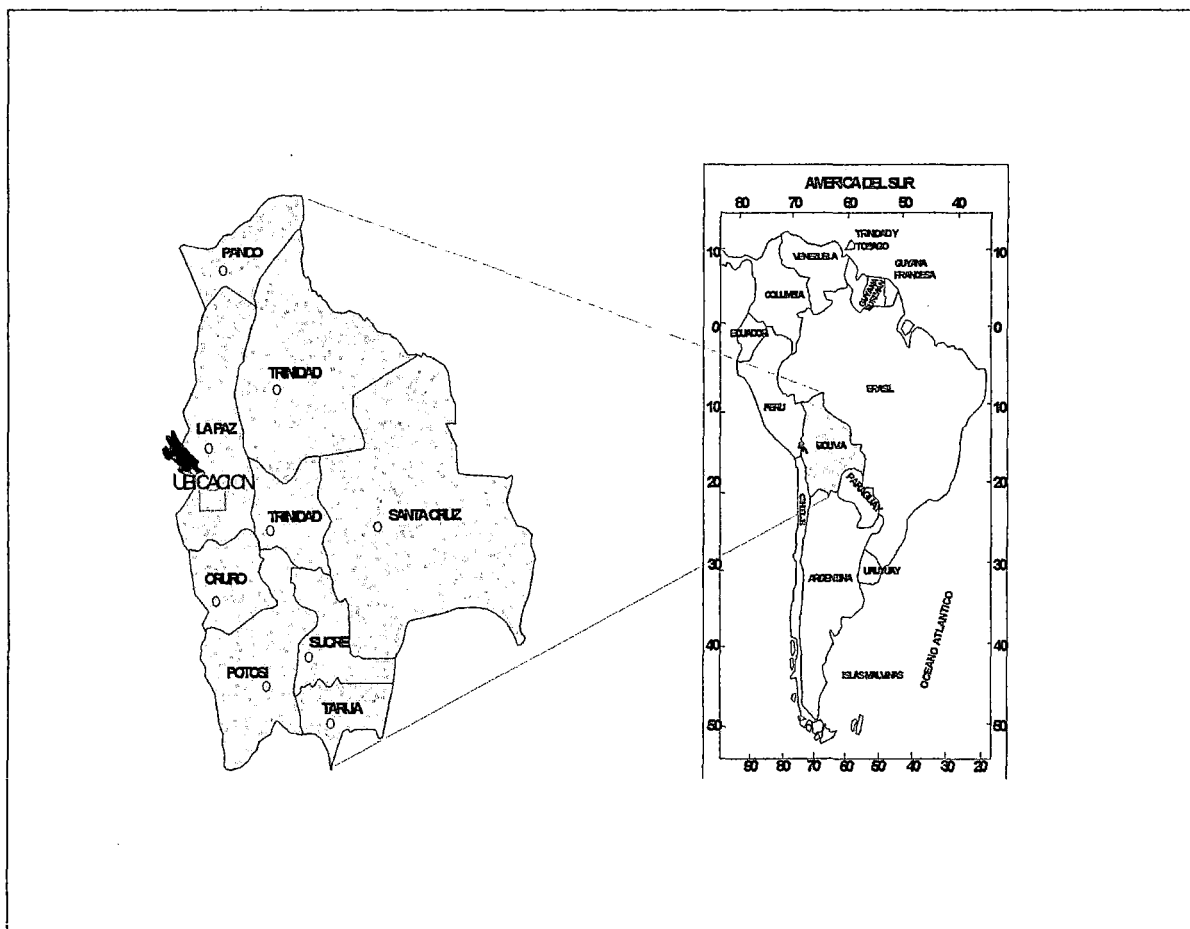
Latitud Sud 17° 19'11" - 17° 21'53"

Longitud Oeste 68° 26'58" - 68° 23'51"

Coordenadas Unidad Trasversal Mercator UTM

Norte 8085000 - 8080000

Oeste 558500 - 564000



Fuente: Elaboración CIMAT LTDA.

Fig. N°2 GRAFICA UBICACIÓN MINA

ACCESO

De La Paz, existen dos diferentes rutas para llegar a la mina, la más permanente es la carretera.

CUADROS: VÍAS DE ACCESO A MINA**TABLANº II: PRIMERA ALTERNATIVA**

De	A	Dist. Kms.	Condición
La Paz	Calamarca	60	Asfaltado camino principal
Calamarca	AyoAyo	24	Asfaltado camino principal
AyoAyo	Patacamaya	20	Asfaltado camino principal
Patacamaya	Canaviri	19	Asfaltado camino principal
Canaviri	Cruce Romero Pampa	13	Asfaltado camino principal
Cruce Romero Pampa	Mina Veta Verde	23	Camino vecinal
Total		159	

Fuente: Elaboración CIMAT LTDA.

TABLANº III: SEGUNDA ALTERNATIVA

De	A	Dist. Kms.	Condición
La Paz	Viacha	33	Asfaltado camino principal
Viacha	Comanche	31	Carretera secundaria ripiado
Comanche	Corocoro	27	Carretera secundaria ripiado
Corocoro	Mina Veta Verde	34	Camino vecinal
Total		125	

Fuente: Elaboración CIMAT LTDA.

1.8. DEFINICIÓN DEL PROYECTO

Es un proyecto para el diseño, construcción y montaje de una planta metalúrgica de tratamiento de minerales oxidados de cobre, para su beneficio y producción de cobre catódico de alta pureza.

Es un diseño de planta que no emite relaves ni efluentes como residuos. Por el contrario trabaja en circuitos de flujos en contracorriente de recirculación.

Se basa en la lixiviación de minerales oxidados de cobre con una solución de ácido sulfúrico diluido en agua; posteriormente esa solución PLS rica en cobre es concentrada y purificada en una etapa denominada extracción por solventes, en donde el PLS transfiere solo los iones de cobre a solución orgánica, quedando el PLS sin cobre y con las impurezas también disueltas en la lixiviación.

Posteriormente, el cobre capturado por la solución orgánica es re-extraído por otra solución ácida de mayor concentración (de ácido), convirtiéndose en electrolito cargado, para que luego ingrese a celdas electrolíticas y por electrolisis se recupere en forma catódica cobre metálico puro.

1.9. IMPORTANCIA DEL PROYECTO

La principal importancia del proyecto es la reactivación de la producción y exportación del cobre en Bolivia.

Basándonos en una tecnología moderna en hidrometalúrgico de cobre por medio de los procesos LIX-SX-TF-EW en Bolivia, la que hace que este proyecto sea un proyecto sui géneris. Además de la generación de empleo directo e indirecto en la región de la provincia de Pacajes.; La aplicación de este proyecto, tendrá efectos multiplicadores, no solo en las actividades mineras, sino en otras actividades complementarias como el comercio, transporte, salud, educación, conllevando al crecimiento de la población.

La extracción por solventes tiene cada vez a minimizar los costos operacionales aumentados los niveles de producción.

La hidrometalurgia permite aprovechar en condiciones remunerativas, incluso minerales de baja concentración o mineralógicamente complejas, incompatibles con la técnica y los costos de la pirometalurgia.

El uso de la extracción mediante solventes representa la mejor solución desde el punto de vista de los costos de inversión y ejercicio.

El proceso de extracción por solventes, es una alternativa de tratamiento de soluciones ricas de lixiviación diluida o concentrada, de minerales oxidados polimetálicos en comparación con otros procesos:

- a) El tratamiento LIX-EW es solo aceptable para minerales de poca impureza y control de hierro en la etapa de electrodeposición y el contenido de cobre debe ser alto.
- b) El método de cementación, si bien tiene bajo costo de instalación, tiene la desventaja de la baja calidad de producto, alto consumo de ácido, alto costo de mano de obra, altos costos operacionales y altos precios de los desechos de hierro.
- c) El método de LIX-SX-EW, sustituye al de LIX-EW, ya que la etapa de extracción por solventes permite purificar y concentrar la solución de sulfato de cobre y la obtención de un cobre catódico de alta pureza.

CAPITULO II

GEOLOGIA

2.1. GEOLOGIA REGIONAL

La edad de las formaciones geológicas corresponden al Terciario, los estratos forman el flanco oriental de un amplio sinclinal, tienen un rumbo promedio de N 40° W.; aproximadamente con esta misma dirección existe una falla que separa la formación Totorá de la Huayllamarca. La formación Totorá es de principal interés por encontrarse allí la mineralización, los estratos que varían en su inclinación desde la posición vertical hasta 50° SW, disminuyen gradualmente a medida que se alejan hacia el oeste, es decir cuanto más se aproximan al eje del sinclinal. La litología se caracteriza por la presencia de conglomerados con fragmento de roca eruptiva, especialmente de lutita cuarcífera, arcosas, areniscas y lutitas se hallan en completa alternancia; una toba con inclusiones de lutita roja, que es un excelente horizonte guía, pasa a 1,5 Km. al oeste del campamento de Veta Verde y puede seguirse por mucho más al sud de Callapa junto a las minas "Copacabana", "Resguardo", distante esta última a unos 14 Km. al oeste de Chacarilla.

Un paquete resistente a la erosión , que varía de 20 a 60 metros espesor, compuesto de conglomerados, arcosas y areniscas, llevan la mineralización de cobre del tipo singenético formando la matriz de la roca conjuntamente con minerales de hierro-manganeso.

La distribución de los cuerpos mineralizados es de forma lenticular y de dimensiones muy variables; pueden distinguirse en determinadas partes del yacimiento hasta cuatro estratos cupríferos paralelos y adyacentes separados por capas de lutitas rojas, restringidos al paquete antes citado.

La mineralización que guarda una estrecha semejanza con la formación "Dolores" del yacimiento de Corocoro, presenta una gama de especies minerales de cobre junto a óxidos de manganeso y sulfuro de plomo. Como el hecho más coincidente es el hallazgo en ambos lugares de calcocita y cobre nativo en la misma formación. La galena (PbS) debe formar núcleos diferenciados encerrados en el cuerpo mineralizado de calcocita (Cu_2S), tal como se observa en Corocoro, depósito con el que guarda mucha analogía.

En estratos más jóvenes que el descrito, se encuentra otros cuerpos mineralizados con presencia de restos de plantas fósiles carbonizadas, éstos son cada vez más pobres cuanto más jóvenes son los estratos.

En la formación Huayllamarca, se distingue un sistema de estratos cupríferos de potencial muy reducido, consistente principalmente de cuprita (Cu_2O) y de cobre nativo.

2.2. MINERALOGÍA DE LOS MINERALES DE COBRE

Los principales minerales que se presentan en los yacimientos de minerales oxidados de cobre son: malaquita, azurita, brocantita, crisocola, tenorita, cuprita y cobre nativo.

La mineralización de sulfuros secundarios está definido también por sus componentes naturales que principalmente son: covelita y calcosita. La mineralización de la zona de sulfuros hipogénicos está definido por sus componentes naturales que principalmente son: bornita y calcopirita.

2.3. RESERVAS

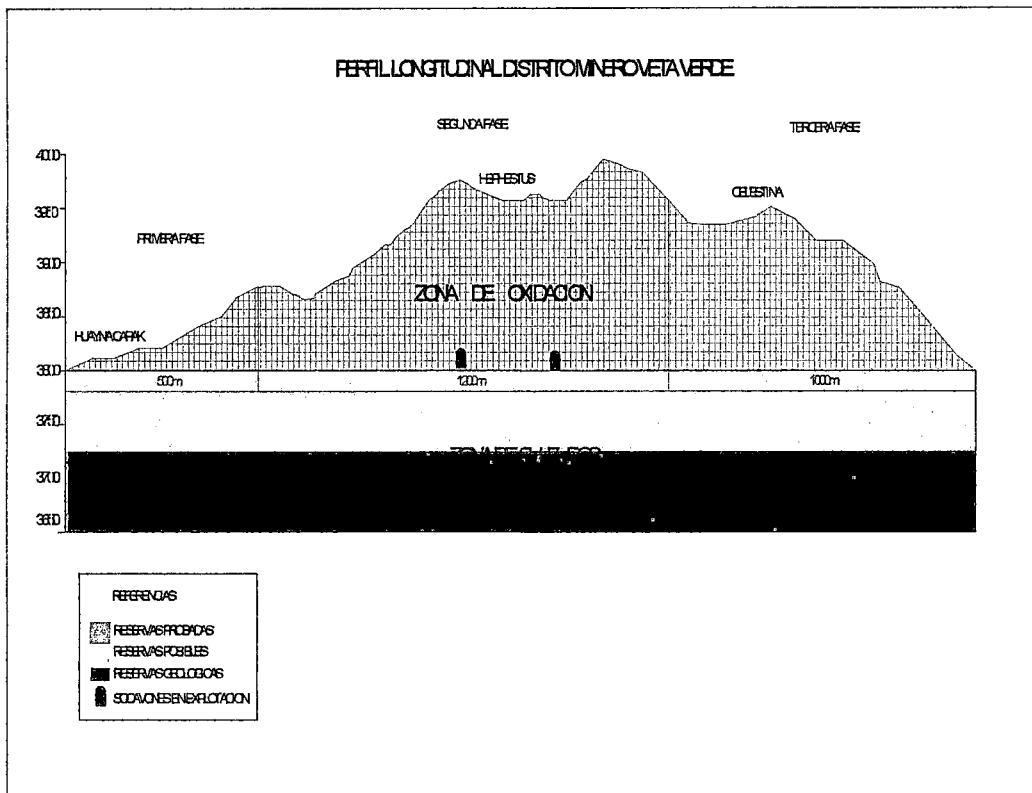
Actualmente la mina cuenta con tonelaje de reservas industriales susceptibles de explotación inmediata, por lo que es necesario encarar en el futuro labores de explotación para generar nuevas reservas industriales que prolongarán la vida de la mina, si los resultados llegaran a ser favorables.

2.3.1. CLASIFICACIÓN DE RESERVAS

En base a una información preliminar geológica ya descrita por nuestros técnicos, y con los resultados preliminares obtenidos en los procesos de muestreo y análisis químicos, se procedió a efectuar la cuantificación preliminar de las reservas en las pertenencias Guayana Capak, Hephestus, Celestina estimando entre la zona de oxidación y sulfuros como se detallarán en los siguientes acápite.

No se tiene claramente definidas las reservas de las demás pertenencias, por la falta de exploración que en nuestra propuesta se lo realizará en la tercera fase con la definición con todas las reservas existentes. Por las labores mineras preexistentes en el socavón Hephestus se lo clasificó claramente la zona de oxidación, que a partir del nivel 3 961 m.s.n.m hacia el inferior sería la zona de sulfuro que falta

explorar en su totalidad, exceptuando que van realizando pequeños piques como se nos informó mineros que van trabajando en el mencionado socavón.



Fuente: Estudios de Veta Verde GEOBOL 89, SERGIOTECCMIN

Fig.Nº3 PERFIL LONGITUDINAL MINA VETA VERDE

2.3.2. RESERVAS PROBABLES

Detallamos un resumen general de reservas probables, con los antecedentes existentes considerando los niveles de 3 895 m sector HuaynaCapak a 3 990 m sector Hephhestus y parte de Celestina, de esta manera se conoce la altura para cada uno de las secciones, considerando Nivel 0 (3 895 m), con un tenor promedio comprendido entre 2,2% como cobre soluble.

TABLA N°IV: RESERVA PROBABLES DE LA MINA VETA VERDE

RESERVAS PROBABLES DE LA MINA VETA VERDE								
SECCIONES Zona Óxidos	PARAMETROS				Volumen (m ³)	Tonelada	Factor Volumen.	Factor t.
	Longitud (m)	Ancho veta (m)	Desnivel (Altura) (m)	P.e.				
SECCION HUAYNA CAPAK	470,00	6,00	59,00	2,16	166 380,00	359 380,80	83 190,00	17 9690,40
SECCION HEPHESTUS A	1000,00	6,00	91,00	2,16	546 000,00	1 179 360,00	382 200,00	825 552,00
SECCIÓN HEPHESTUS B	500,00	6,00	85,00	2,16	255 000,00	550 800,00	204 000,00	440 640,00
SECCIÓN HEPHESTUS C	380,00	6,00	88,00	2,16	200 640,00	433 382,40	160 512,00	346 705,92
SECCIÓN CELESTINA	450,00	6,00	90,00	2,16	243 000,00	524 880,00	194 400,00	419 904,00
Total	2800,00				1 411 020,00	3 047 803,00	1 024 302,00	2 212 492,00

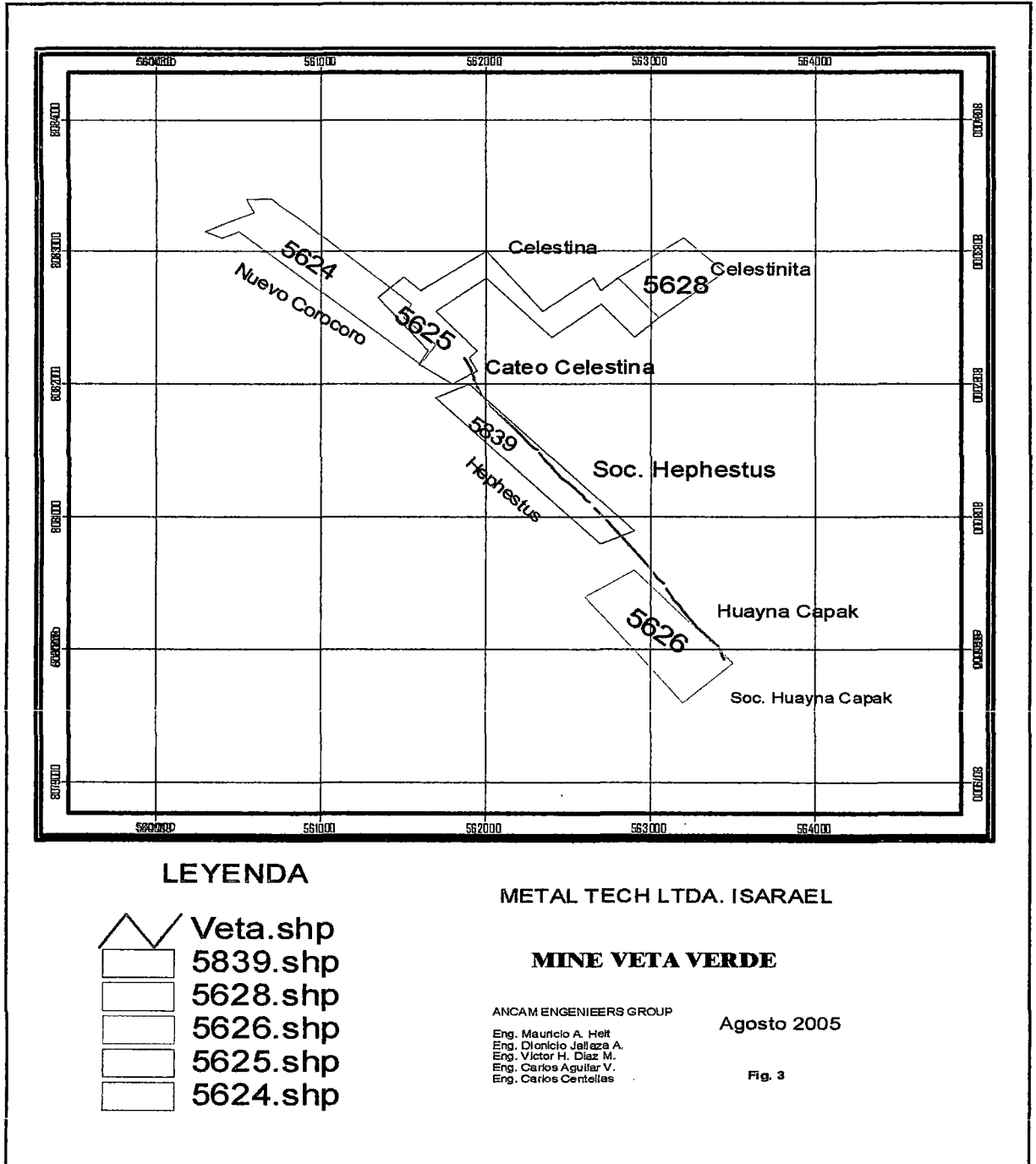
Fuente: Estudios de Veta Verde GEOBOL 89, SERGIOTECMIN

2.4. IDENTIFICACIÓN DE LA MATERIA PRIMA.

El yacimiento posible para llevar a cabo este proyecto se recomienda efectuar sobre el distrito minero “Corocoro” y “Veta Verde” que consta de 7 áreas de trabajo, principalmente se recomienda este yacimiento para que no interfiera con las operaciones que actualmente está realizando la Corporación Minera Boliviana (“COMIBOL”) en la planta hidrometalurgia Lequelequeni– Corocoro.

2.4.1. SITUACION ACTUAL

Conforme a la documentación consultada la mina actualmente se encuentra parada, sin actividad, el distrito minero Veta Verde se compone de las siguientes 7 zonas: “Celestina”, “Celestinita”, “Nuevo Corocoro”, “Hephestus”, “HuaynaCapak”, “Uchi”, “Toya”, con un total de 390 hectáreas, sin embargo se encuentra una cooperativa minera a la cual se puede comprar el material para procesarla en planta.



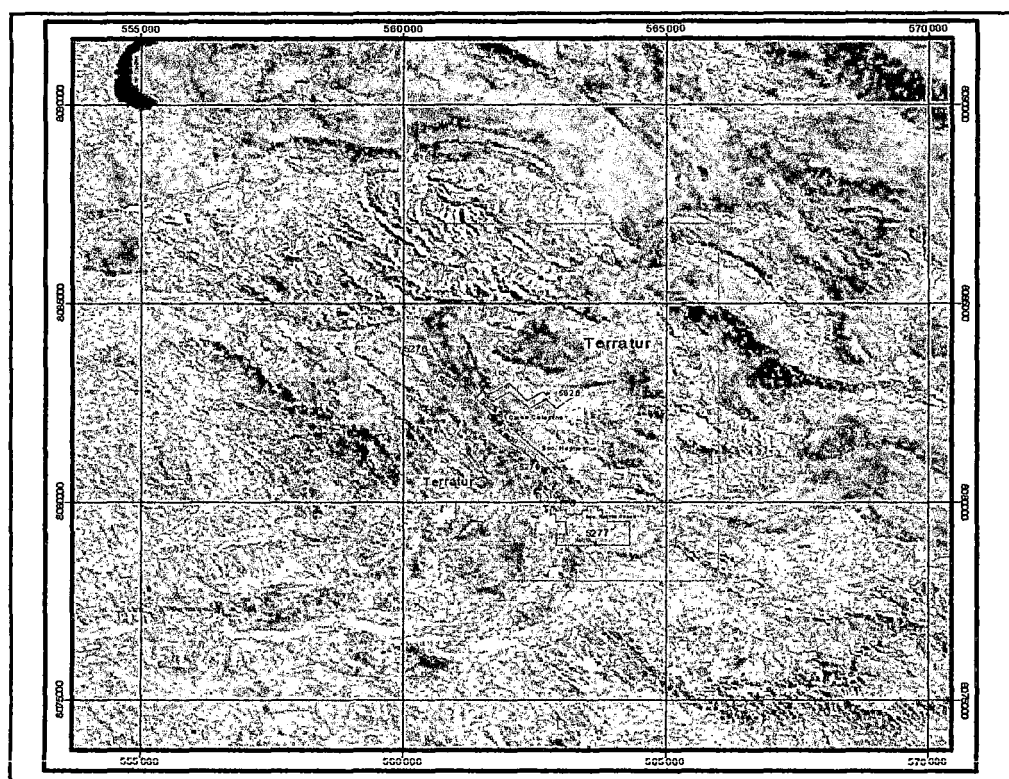
Fuente: Estudios de Veta Verde GEOBOL 89, SERGIOTECMIN

Fig.Nº4. PLANO DE LAS CONCESIONES DE LA MINA VETA VERDE

TABLA N°V: AREAS DE TRABAJO EN MINA VETA VERDE

AREAS DE TRABAJO	
Áreas	Hectáreas
Celestina	49
Celestinita	20
Nuevo Corocoro	45
Hephestus	30
HuaynaCapak	40
Uchi	34
Toya	172
Total	390

Fuente: Estudios de Veta Verde GEOBOL 89, SERGIOTECMIN



Fuente: Estudios de Veta Verde GEOBOL 89, SERGIOTECMIN

Fig. N° 5. IMAGEN LANDSAT Y MINA VETA VERDE

CAPITULO III

FUNDAMENTO TEÓRICO DEL PROCESO

3.1. CONCEPTO DE LIXIVIACION

Es un proceso hidrometalúrgico que consiste, en la recuperación en forma iónica de metales valiosos (Cuy, Zn, Au, etc.) de los minerales primarios y/o secundarios por reacciones de disolución efectuadas a condiciones de temperatura ambiente por intermedio soluciones acuosas.

Iones: Materia con carga eléctrica que se obtiene al disolver un compuesto químico. Pueden ser de dos clases, con carga positiva o cationes Cu^{2+} , H^+ , Na^+ , etc. Y con carga negativa o aniones SO_4^{4-} , NO_3^{3-} , CO_2^{-} , etc.

Solución Acuosa (fase acuosa): Es una mezcla líquida de agua con algún compuesto químico ácido o básico disuelto en ella que permiten contener iones metálicos.

3.2. METODOS DE LIXIVIACION

En la industria se practican varios métodos para métodos para contrastar la fase sólida con la solución acuosa extractante en un espacio confinado. La selección del método de lixiviación depende de:

- Características físicas y químicas de la mena.
- Características mineralógicas.
- Ley de la mena.
- Solubilidad del metal útil en la fase acuosa.
- La cinética de disolución.
- Magnitud de tratamiento.
- Facilidad de operación.

La hidrometalurgia del uranio y del cobre, presenta las mayores variedades de métodos para lixiviación, entre estos tenemos:

- a) Lixiviación in-situ.
- b) Lixiviación en botaderos.
- c) Lixiviación en pilas.
- d) lixiviación en bateas.
- e) lixiviación en reactores agitados.
- f) Lixiviación en autoclave o reactor a presión.

Otra clasificación más generalizada puede ser la siguiente:

1. Lixiviación de menas :

- Menas de alta ley.
- Menas de baja ley.

2. Lixiviación de concentrados productos de tratamiento:

- Concentrados de flotación.
- Colas de proceso.
- Calcinas.
- Lodos Anódicos.

3.3. REACTIVOS UTILIZADOS EN LA LIXIVIACIÓN

Los Reactivos usados para lixiviar minerales deben en general ser baratos, fáciles de regenerar y capaces de disolver rápidamente los minerales deseados pero no los minerales de ganga.

Los disolventes que se utilizan en la lixiviación incluyen tanto soluciones ácidas como alcalinas, así como también algunas sales, pero el ácido sulfúrico es el que se emplea universalmente. Esto se debe en parte, a su eficiencia como disolvente y en parte a que es fácil de conseguir y de bajo costo; es fácil de manejar y su pérdida durante el proceso son bajas.

La disolución de minerales oxidados requiere de la presencia de un oxidante. Los más usados son el oxígeno y los iones férricos.

Soluciones alcalinas como hidróxido de amonio con oxígeno o carbonato de amonio mas hidróxido de amonio se usan para lixiviar menas de cobre nativo y carbonatos metálicos (azurita y malaquita).

La ventaja de usar una solución de lixiviación alcalina con una ganga carbonatada (calcita, dolomita) es que la solución alcalina no ataca los minerales de ganga, mientras que el uso de lixiviación ácida consumiría una cantidad considerable de ácido debido al ataque de la ganga.

Cuando el cobre se lixivia con una solución alcalina conteniendo amoníaco, el cobre se puede precipitar como CuO mediante calentamiento, lo cual también expulsa el amoníaco y el dióxido de carbono de la solución permitiendo la recuperación de estos gases.

3.4. QUÍMICA DE LA LIXIVIACIÓN DE MINERALES DE COBRE

Los minerales oxidados de cobre se disuelven rápidamente en ácido sulfúrico diluido. Los minerales oxidados de cobre más fáciles de

lixiviar son los sulfatos (chalcantita) y sulfatos básicos (ancrerita y brocantita) enseguida vienen los carbonatos (malaquita y azurita), la atacamita y la tenorita.

La cuprita en cambio necesita la presencia de un oxidante para disolverse completamente. Los silicatos de cobre son los que tienen una cinética de lixiviación más lenta. En cualquier sistema de lixiviación es inestable la co-dilución de otros elementos de impurezas, generándose soluciones poli-iónicas que deben ser purificadas antes de recuperar el cobre desde las soluciones. En algunos casos los productos de la reacción misma de lixiviación son impurezas dañinas. Este es el caso de la atacamita que produce iones Cl^- los cuales provocan problemas en la recuperación de cobre desde las soluciones de lixiviación. Otro ejemplo lo constituye la lixiviación de crisocola. La crisocola, que es uno de los minerales oxidados más abundantes, tiene una cinética de lixiviación relativamente lenta y como producto de su lixiviación se obtiene sílice coloidal. Esta sílice provoca serios problemas en los sistemas de SX. Los minerales sulfurados de cobre no son solubles en ácido sulfúrico diluido a menos que exista un agente oxidante en la solución. Aun entonces las reacciones de lixiviación son muy lentas a menos que las condiciones oxidantes del sistema sean extremadamente fuertes. Los oxidantes más

usados en la lixiviación de minerales sulfurados de cobre son el oxígeno y el ion férrico.

TABLA N°VI: Composición de los minerales de cobre y su solubilidad

Mineral	Composición	%Cu	Solubilidad
Azurita	$2\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$	55,3	Fácilmente soluble en ácido
Malaquita	$\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$	57,6	Fácilmente soluble en ácido
Crisocola	$\text{CuSiCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	36,1	Soluble en ácido
Tenorita	CuO	79,7	Soluble en ácido
Atacamita	$\text{CuCl}_2 \cdot 3\text{Cu}(\text{OH})_2$	50,5	Soluble en ácido
Antlerita	$\text{CuSO}_4 \cdot 2\text{Cu}(\text{OH})_2$	53,8	Soluble en ácido
Brocantita	$\text{CuSO}_4 \cdot 3\text{Cu}(\text{OH})_2$	56,2	Soluble en ácido
Cuprita	Cu_2O	88,8	Soluble en ácido y Fe^{3+}
Dioptosa	$\text{CuSiO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$	57,9	Soluble en ácido
Calcosita	Cu_2S	79,8	Soluble en ácido y Fe^{++}
Covelita	CuS	66,4	Soluble en ácido y Fe^{3+}
Bornita	CuFeS_4	63,3	Parcialmente soluble en ácido y Fe^{3+}
calcopirita	CuFeS_2	34,6	Parcialmente soluble en ácido y Fe^{3+}

Fuente: Propia

3.5. METODOS DE LIXIVIACION DE MINERALES.

TABLA N° VII: RESUMEN DE METODOS DE LIXIVIACIÓN DE MINERALES

Resumenediferentestécnicasdelixiviaciónde minerales				
RangosdeAplicación yResultados	MétodosdeLixiviación			
	EnBotaderos	EnPilas	Percolación	Agitación
Leydel mineral	Bajaley	Baja-media	Media-alta	Altaley
Tonelaje	Grande	Granamediano	Ampliorango	Ampliorango
Inversión	Mínima	media	Mediaaalta	alta
Granulometría	Corridodemina	Chancado grueso	Chancado medio	Molienda húmeda
Recuperacionestípicas	40a50%	50a70%	70a80%	80a90%
Tiempodetratamiento	Variosaños	Variassemanas	Variosdías	horas
Calidaddesoluciones	Diluidas (1-2gplCu)	Diluidas (1-6gplCu)	Concentradas (20-40gplCu)	Medianas (5-15gplCu)
Problemasprincipalesen suaplicación	-recuperación incompleta, -reprecipitación deFe yCu, -canalizaciones, -evaporación -pérdidasde soluciones -soluciones muydiluidas.	-recuperación incompleta, -requiere de grandesáreas, -canalizaciones, - precipitaciones, -evaporación.	-bloqueo por finos, -requiere de más inversión, -manejode materiales, -necesidadde Mayorcontrolen laplanta.	-molienda, -lavadoen contracorriente, -tranquede relaves, -inversiónmuy alta, -controlde la plantaes más sofisticado.

Fuente: Propia

3.6. PRINCIPALES REACCIONES QUÍMICAS

a. Disolución de minerales oxidados de cobre

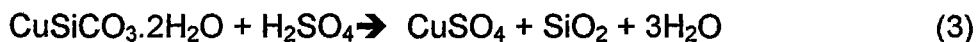
Azurita



Malaquita



Crisocola



Tenorita



Atacamita

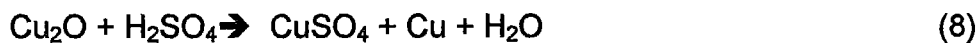
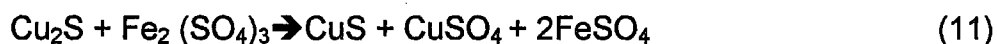
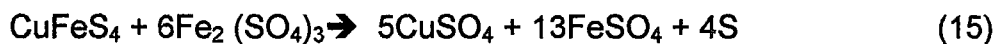
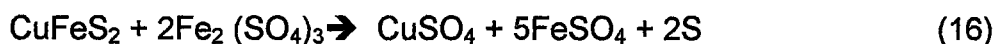


Antlerita



Brocantita



Cuprita**Disolución de minerales sulfurados de cobre****Calcosita****Covelita****Bornita****Calcopirita**

Acción de los lixiviantes con los componentes de la ganga

Pirita (FeS_2)

No es atacada ni por ácido sulfúrico ni en mezclas con sulfato férrico.

Pirrotita (FeS)

Se disuelve fácilmente en medio de ácido sulfúrico con sulfato férrico.

Arsenoprita (FeAsS_4)

Se disuelve menos fácilmente con los anteriores lixiviantes.

Limonita ($2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$)

Fácilmente soluble en ácido sulfúrico.

3.7. FACTORES QUE INFLUYEN EN LA LIXIVIACIÓN DE MINERALES DE COBRE

La lixiviación de cobre depende de diversos factores que también son comunes en otros metales.

Naturaleza del mineral

La lixiviación depende de las propiedades físicas y químicas del mineral. La naturaleza de la ganga, también influye decisivamente. Si es muy calcárea (mayor de 10%), el consumo de ácido se hace antieconómico, o si es muy silicosa es muy rebelde al ataque del disolvente.

Tamaño de partícula

El objeto de triturar el mineral antes de la lixiviación, es desde luego facilitar el contacto del disolvente con el mineral, así como la separación posterior del solvente en un tiempo razonable.

La granulometría del mineral está en función de:

- El tipo de mineralización.
- Porosidad del mineral.
- Forma de distribución del mineral.
- Porcentaje de finos producidos en el chancado.

Los minerales densos se lixivian más lentamente que los porosos. Y los minerales de grano fino por lo general se lixivian mejor que aquellos que tienen grano grueso. Si el mineral es muy poroso no necesita ser de grano fino.

Concentración del disolvente

Es otro factor importante que va a incidir en el costo del proceso. Por lo tanto, es vital encontrar el consumo óptimo de ácido para cada etapa del proceso. Para elegir tanto la concentración de la solución como

el disolvente que se va a utilizar, es cuestión de buscar el equilibrio de algunos factores.

Tiempo de contacto

El tiempo de contacto es un valor muy importante, especialmente cuando se lixivian sulfuros cuya solubilidad es lenta. Generalmente el "tiempo de contacto" se refiere tan solo al tiempo durante el cual el mineral está en contacto con el líquido lixivante recién preparado. Cada etapa lleva un control de tiempo dependiente de las variables que coexisten en el proceso y orientado a lograr la máxima recuperación en el menor tiempo posible.

Temperatura del disolvente

La temperatura es importante, puesto que la solubilidad de los sulfuros de cobre aumenta considerablemente cuando se aumenta la temperatura del disolvente agregado.

PH

La acidez de la solución es muy importante para los posteriores procesos de recuperación del cobre, el pH de la solución debe estar entre 1,8 y 2

Cinética de la lixiviación

La velocidad con que se llega al estado de equilibrio de una fase, involucrada en un proceso de un determinado elemento se denomina cinética.

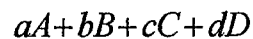
En cinética se acostumbra a distinguir a dos tipos de reacciones; homogéneas y heterogéneas. El primer término se refiere a reacciones que ocurren dentro de una sola fase, es decir, entre las moléculas de un gas o en una solución.

Una reacción se denomina heterogénea si hay más de una fase involucrada. Por ejemplo, la corrosión de un metal, disolución de un mineral o precipitación de un metal con hidrogeno puede incluir difusión en una solución.

En un sistema cinético complejo el progreso de la reacción puede seguirse ya sea midiendo la velocidad de desaparición de reactivos o la velocidad de aparición de productos. La cantidad de cada uno dependerá de la estequiometría global de la reacción. Esto se puede expresar mejor en términos de la velocidad racional r_r que es la velocidad de aparición o

desaparición de un componente dado dividido por su coeficiente estequiométrico.

Reacción general:



$$r_r = \frac{dn_A}{a} = \frac{dn_B}{b} = -\frac{dn_C}{c} = -\frac{dn_D}{d} \quad (1)$$

En general, para reacciones heterogéneas la etapa controlante de la velocidad puede ser una sola o una combinación de las siguientes etapas:

- a. Difusión de reactivos desde el seno de la solución a la superficie del sólido.
- b. Reacción de los reactivos en o con la superficie sólida.
- c. Difusión de productos desde la superficie al seno de la solución.
- d. Si la reacción produce un sólido o deja un residuo sólido poroso hay dos etapas adicionales que son:
 - Difusión de reactivos a través de la capa de producto sólido.
 - Difusión de productos a través de la capa de producto sólido.

Difusión hacia la superficie del sólido.

Básicamente la difusión es un proceso que tiende a igualar concentraciones dentro de una fase. La fuerza impulsora es el gradiente de concentración dentro de la fase, y la concentración en todo instante está relacionada con la coordenada de difusión, el gradiente de concentración y la influencia de la concentración y temperatura en el coeficiente de difusión. La primera ley de Fick para la difusión es:

$$J = -D \frac{\partial C}{\partial x} \quad (2)$$

Donde J es la cantidad de material que difunde por unidad de tiempo. C es la concentración, x la coordenada de posición y D es el coeficiente de difusión. En la mayoría de los sistemas Hidrometalúrgicos se introduce poco error si se considera que el coeficiente de difusión es constante e independiente de la concentración. En reacciones de disolución o precipitación de un sólido, la difusión a través de una zona adyacente a la interface sólido líquido puede ser controlante de la velocidad.

Debido a la influencia de los parámetros del estado sólido, la velocidad de reacción superficial a menudo se relaciona tanto al área superficial tanto como a la concentración de sitios reactivos por unidad de

área disponible para la reacción. La expresión cinética general para una reacción de primer orden se escribe:

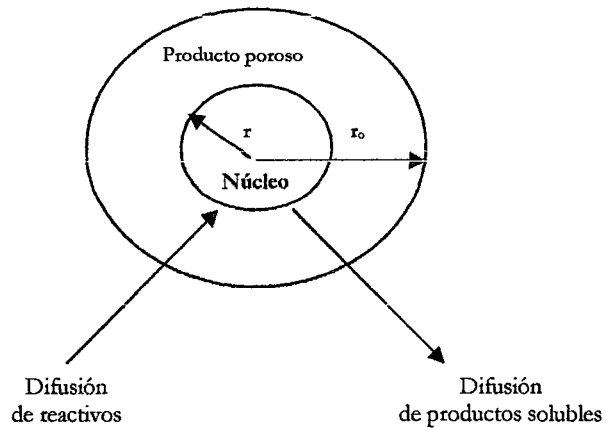
$$\frac{dn}{dt} = -ACK_0K \quad (3)$$

Donde A es el área superficial del sólido, C es la concentración en la solución, K es la constante de velocidad y K_0 es la concentración de sitios superficiales potencialmente reactivos. En un caso especial es aquel en el cual un producto formado ocupa el mismo volumen que la fracción del sólido que ha reaccionado. En procesos Hidrometalúrgicos esto normalmente significaría que la porosidad en el producto compensaría por la masa neta removida durante la lixiviación. Este caso es aplicable a muchos casos en la lixiviación de menas oxidadas y sulfuradas como también a la reacción de algunas partículas de minerales puras.

El resultado neto es un núcleo recesivo con una capa de material poroso alrededor como se ilustra en la figura. El radio original de la partícula es r_0 y el radio del núcleo sin reaccionar es r.

La expresión cinética en este caso es:

$$\frac{dn_A}{dt} = -\frac{4\pi r^2}{\partial} \frac{dC_B}{dr} \quad (4)$$



Fuente: Propia

Fig.6 PARTÍCULA REACCIONANDO CON DIFUSIÓN A TRAVÉS DE UNA CAPA DE PRODUCTO.

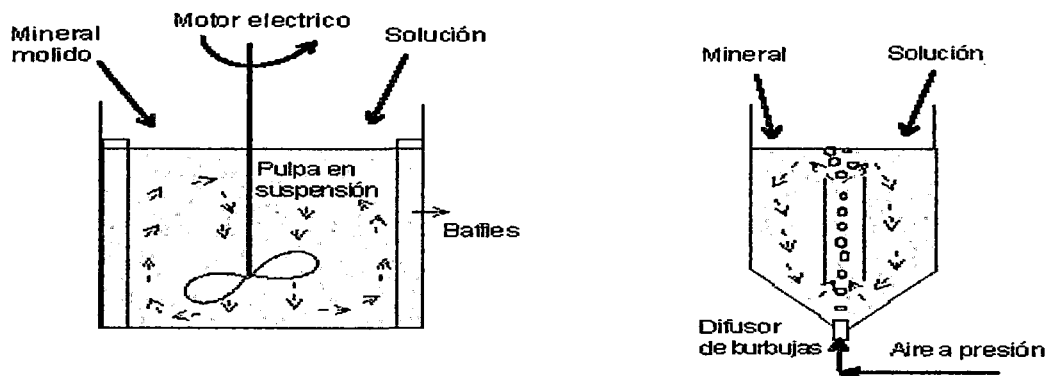
3.8. LIXIVIACIÓN POR AGITACIÓN

Consiste en previamente chancar y moler en húmedo el mineral, a una granulometría generalmente bajo 100 mallas Tyler, para posteriormente lixiviarlo en forma de pulpa en estanques agitados.

La operación lixiviación es continua, pasando la lapulpalixiviada y filtrada, obteniéndose soluciones clarificadas con concentraciones por lo general alrededor de 5 – 15 gpl de cobre.

Este sistema se justifica para minerales oxidados, cuyas especies de cobre son de rápida cinética de disolución y sus leyes superiores al 5% en cobre, debido a que los costos de inversión y operación son altos.

Las extracciones de cobre resultan por lo general sobre el 90% debido en gran parte a la molienda previa efectuada al mineral, favoreciendo con ello la cinética de disolución de las especies oxidadas.



Fuente: Propia

Fig. N°7. AGITACIÓN MECÁNICA Fig. N°8. AGITACIÓN NEUMÁTICA

Consideraciones preliminares

Aun cuando la lixiviación por agitación es una tecnología que presenta características muy positivas para la recuperación de especies solubles, nunca debe olvidarse que hay otras técnicas alternativas que no pueden pasarse por alto.

Tomar a prioridad una decisión en favor a la lixiviación por agitación puede constituir un error de grandes proporciones. Prácticamente lo único que podría afirmarse con certeza es que ella aventaja a la lixiviación en percoladores y por agitación, por razones de mejor recuperación.

La decisión en favor de la lixiviación por agitación solo puede adoptarse luego de análisis basado en el comportamiento metalúrgico de la mena, determinado exhaustivamente en pruebas de laboratorio, que deberá clasificar el proceso metalúrgico completo necesario para obtener el máximo de recuperación y determinar cuáles son los costos asociados a las diversas etapas.

Las pruebas metalúrgicas deberán evaluarse principalmente:

- Relación: grado de chancado vs recuperación, cinética
- Relación: consumo de reactivos vs recuperación y concentración de reactivo.
- Influencia y condiciones de la cinética y recuperación.
- Concentraciones de especies en soluciones obtenidas.
- Influencia del tamaño de partícula

- pH de trabajo.
- Control de impurezas y manejo de descartes y ripios.
- Influencia de la recirculación de soluciones tratadas en la planta de recuperación.

Estanques de proceso

En un sistema de lixiviación en agitación se encuentran normalmente los siguientes tipos de estanques para poder almacenar las soluciones provenientes de la lixiviación por agitación.

a. Estanques principales

- Estanque de solución rica y fuerte: Corresponde al estanque receptor de solución de alta concentración desde los reactores de lixiviación, previo a su envío a la planta de tratamiento posterior. Existen en un número determinado por las etapas en contracorriente del proceso de lixiviación.
- Estanque de solución agotada o refino: Recoge las soluciones tratadas desde la planta de procesamiento posterior, previo a su retorno a la área de lixiviación por agitación.

b. Estanques auxiliares

- Estanque de agua industrial: Necesarios en caso de no disponer de un suministro regular y para mantener una reserva de agua para atender pérdidas a la atmósfera por evaporación y arrastre, pérdidas por humedad residual en los rípios agotados y necesidades del proceso
- estanques de proceso decantando los sólidos suspendidos.
- Estanque de emergencia: Sirve para almacenar soluciones en caso de emergencia en la operación.

Es conveniente dejar líneas de interconexión entre los estanques para dotar al sistema de flexibilidad operacional para atender emergencias e imprevistos.

3.9. EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

Una vez que la solución circula por las pilas o agitación estas llegara a una concentración de, aproximadamente 10 a 15 gramos por litro de Cu y estas soluciones son depositadas en una poza de solución rica, De la misma poza se bombeara a la planta de extracción por solventes.

En el proceso global de la extracción por solventes se distinguen tres momentos fundamentales que consisten en:

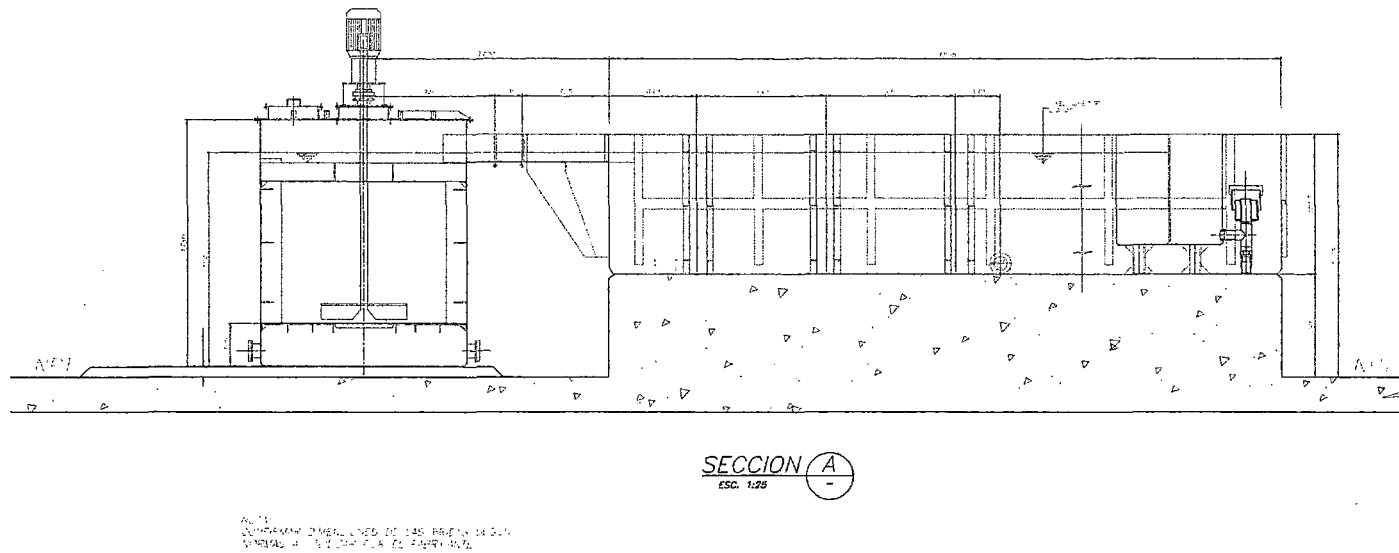
- 1) El líquido extractante (fase orgánica) se agrega a la solución primaria de lixiviación (fase acuosa) en un recipiente con agitación turbulenta, y se conecta con el ión metálico, este ión de interés es transferido desde la fase acuosa (solución de lixiviación) a la orgánica, a través de la interface de dos líquidos no miscibles (Extracción).
- 2) Enseguida, este complejo extractante - ión metálico (fase orgánica) es separado de la solución por medio de las piletas de decantación en donde se separan la fase orgánica cargada y la solución primaria ya pobre en cobre pero con altas impurezas. La fase superior corresponde a la capa orgánica, que se mantiene allí debido a su menor peso específico. Donde luego es llevado a una solución secundaria pobre en el ión metálico y sin impurezas de otro tipo. (Separación de fases).

3) En esta etapa se produce un proceso igual al primero, pero con el ion metálico que viaja en sentido contrario. En esta solución secundaria se produce la re extracción. Es decir, el elemento de interés es liberado de la fase orgánica y es nuevamente devuelto a la solución, la que al estar exenta de impurezas es óptima para el proceso siguiente de EW. (Reextracción o Stripping).

El líquido que denominamos "orgánico" es una mezcla de dos componentes, el extractante (cognisLix 9097N) 20% - 23% y el disolvente (Shell o oxform) 80% - 77%. El extractante es el encargado de la captura del cobre y el disolvente es el que permite la separación de las fases.

Estos procesos ocurren en recipientes estanques de (PRFV) fibra de vidrio reforzada con resina antiácida vinilester (Derrakane 411) 100% impermeables, que en su parte superior son abiertos.

Cada recipiente contiene básicamente dos partes una de mezcla de fases (con agitación) y otro de separación de fases que es un decantador continuo con flujo laminar de los líquidos



Fuente: Propia

Fig. N°9: VISTA LATERAL DE LOS MEZCLADORES DECANTADORES, CON SU MEZCLADOR DE AGITACIÓN

En la figura 9. La Parte superior, de este rebalsa al decantador (en celeste), y dentro de este las canaletas de doble entrada para la separación de las fases, en rojo las copas de rebalse de acuoso, y en fucsia los refuerzos perimetral.

Para recuperar metales, el reactivo orgánico debe reunir varios requisitos:

- Extraer el Cu selectivamente desde la solución acuosa o PLS.
- Liberar el Cu extraído a una solución acuosa de alta acidez (electrolito)
- Ser estable en el tiempo de uso.
- No inflamable, no tóxico, no cancerígeno.
- Ser soluble en un diluyente de baja solubilidad en soluciones acuosas.

Igualmente el diluyente debe reunir ciertos requisitos físicos y químicos para facilitar el contacto entre las fases acuosas y orgánicas e igualmente la separación de fases luego del mezclado. Estos son:

- Solubilizar el extractante en estado líquido.
- Tener muy baja solubilidad de la fase acuosa.
- Tener alta temperatura de inflamación.

- Ser estable en un amplio rango de condiciones de operación

Los objetivos principales de la SX son: concentración y purificación.

Bases del proceso.

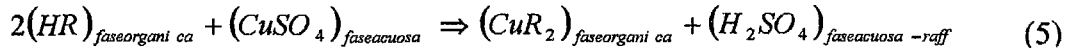
La solución acuosa (fase acuosa) está conformada por la mezcla de agua con ácido sulfúrico (con pH 2) conteniendo los iones metálicos recuperados en la etapa de lixiviación como son: cobre, hierro, aluminio, manganeso, molibdeno, etc. A esta solución también le llamamos PLS (PregnantLeachSolution).

La solución orgánica (fase orgánica) está conformada por la mezcla de un diluyente (hidrocarburo de alta pureza) con un extractante orgánico de cobre.

Etapas de extracción

Es la recuperación selectiva del Cu^{2+} por medio de la solución orgánica desde las soluciones acuosas ácidas producto de la etapa de lixiviación (PLS)

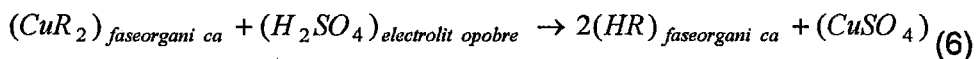
La reacción química de esta etapa es la siguiente:



Como podemos notar los iones de cobre de la fase acuosa son intercambiados con los iones hidrogeno disociados de la fase orgánica, de modo que la fase acuosa empobrecida en cobre, llamada raff, va siendo cada vez más ácida.

Etapas de re-extracción

Es la etapa donde el cobre conseguido por la fase orgánica en la etapa de extracción es transferido a una solución acuosa fuertemente ácida (180 gpl) llamado electrolito descargado. Esta solución aumenta su concentración de cobre y es utilizado luego como electrolito cargado para el proceso de electrodeposición.



En la etapa de re extracción el cobre contenido en el orgánico cargado se re-extrae por acción del alto contenido de ácido del electrolito pobre, resultando así la transferencia de cobre desde la fase orgánica a la fase acuosa, mientras que el acuoso rico en cobre (electrolito rico) se ha

despojado del ácido estequiométricamente equivalente al cobre transferido; La fase orgánica desprovista de cobre que fluye desde el decantador de re extracción se denomina orgánico descargado y se recicla hacia las etapas de extracción para reiniciar el proceso en circuito cerrado.

Como podemos ver en la formula, el cobre de la fase orgánica es intercambiado por el hidrogeno de la fase acuosa electrolítica de manera que esta aumenta su concentración de cobre y la fase orgánica recupera su ion de hidrogeno y se encuentra nuevamente en condiciones de ingresar a la etapa de extracción.

Cuanto más ácida la solución y más alta la temperatura, mayor será la eficiencia de re extracción del cobre.

3.9.1. Parámetros del Proceso

Parámetros de extracción

La reacción química de intercambio iónico, uno de los parámetros más importantes, que controla el equilibrio de la reacción o el sentido del desplazamiento de ésta es el contenido de ácido de la fase acuosa; de ahí que el comportamiento o las características de extracción de cobre de un reactivo está regido por la acidez del medio. Lo mismo sucede con varios otros elementos que bajo ciertas condiciones de pH pueden ser extraídos. Por ejemplo a pH 2 el cobre (II) es fuertemente extraído, el hierro férrico es débilmente extraído, mientras que el Ni y Co (II) no son extraídos. Sin embargo a pH > 4 los cuatro metales son fuertemente extraídos.

En esta etapa se consideran los siguientes parámetros de operación:

a. Capacidad máxima del solvente de cobre.

La capacidad máxima depende fundamentalmente de la concentración del extractante (cognisLix 9097N) 20% - 23% y. En el diluyente (Shell o oxform). Utilizado en las pruebas a 80% - 77%.) y el pH de la solución acuosa (pH 2).

A mayor concentración de extractante y a más alto pH la capacidad será mayor, pero a medida que aumenta la cantidad de extractante, la separación de las dos fases acuosa y orgánica, se hace más debido a que aumenta la viscosidad de la mezcla.

b. Concentración de extractante

La variable concentración del extractante (en nuestro caso de Lix. 9097N en el diluyente es el más importante ya que esta en relación con el ratio de extracción de cobre.

A una concentración dada, al subir el pH del PLS, la capacidad máxima tiende a un límite.

c. pH de la solución acuosa PLS.

El pH de la solución acuosa inicial PLS es la segunda variable en importancia. A menor acidez (es decir mayor pH) mayor será la transferencia o extracción de cobre. Pudiendo trabajar en el rango de 1.8 a 2, tomando en cuenta que más allá del pH 2 el extractante captura otros iones aparte del cobre.

d. Relación de volumen de fase acuosa a volumen de fase orgánica.

La relación entre el flujo de solución acuosa y el flujo de solución orgánica en el mezclador, tiene su incidencia notoria en la extracción,

quedando demostrado que cuando menos sea el flujo de solución orgánica, más baja será la extracción. La relación O/A debe ser de 1/1.

e. Tiempo de mezclado.

El tiempo de mezclado es otra variable de consideración que influye en la mayor o menor extracción del ion cobre. Correspondiendo una mezcla promedio de 3 minutos por etapa. El tiempo se determinara de acuerdo al diseño de las celdas y a las pruebas de laboratorio.

f. Tiempo de separación de fases

El tiempo de retención en el separador de fases (sedimentador) es también de consideración, ya que con tiempos de retención adecuados se logra separar totalmente las fases, evitando de esta manera los atrapamientos de orgánico y acuoso.

g. Continuidad de fase.

Se llama continuidad de fase a la predominancia de una de las fases en la relación de mezclado si existe la predominancia de orgánico la continuidad es orgánica y si existe predominancia de fase acuosa la continuidad es acuosa. La continuidad de fase deseada se obtiene manteniendo el flujo de esta ligeramente más alto que el flujo de la otra

fase. En una continuidad acuosa se logra una separación de fases más rápida y se evita los atrapamientos de acuoso en el orgánico cargado. Esta continuidad es de poca viscosidad y coloración más clara y también se caracteriza por su alta conductividad eléctrica.

h. Banda de dispersión o interfaces acuoso/orgánico.

Zona donde se produce la separación de las dos fases en el sedimentador. Aquí la emulsión proveniente del mezclador se rompe y el orgánico se filtra a través de la banda, mientras que el acuoso baja a su fase.

Es aconsejable que esta interface tenga el espesor mínimo posible y se ubique siempre en el nivel medio del sedimentador.

Parámetros de re extracción

a. Relación O/A en mezcladores.

La relación entre el flujo de solución acuosa electrolítica y el flujo de solución orgánica en el mezclador, tiene también incidencia notoria en la re extracción.

b. Temperatura del electrolito.

La temperatura del electrolito influye decisivamente incrementando la eficiencia de la re extracción de cobre y a la vez que acelera la separación de las fases de esta etapa, influyendo indirectamente en forma similar en la etapa de extracción, siendo recomendable entre 303 k. y 308 k.

c. Contenido de cobre en la solución electrolítica de reextracción.

El contenido de cobre en la solución electrolítica debe variar entre 35 a 40 gpl aproximadamente para no restarle acidez (concentración de ácido libre) al electrolito y pueda despojar al orgánico cargado la mayor cantidad de cobre.

d. Contenido de ácido sulfúrico en la solución de re extracción.

Cuanto más ácido libre tenga el electrolito, mayor será la eficiencia de transferencia, pudiendo conservarse la acidez libre en 170 gpl.

e. Tiempo de mezclado.

Al igual que la etapa de extracción. El tiempo de reacción o agitación de las fases es de 3 minutos aproximadamente por etapa, para asegurar una buena eficiencia de reextracción y obtener un orgánico descargado con menor cantidad de cobre.

f. Separación de fases.

A través de un control minúsculo de la relación O/A, altura de orgánico en el separador y una menor banda de dispersión debe conseguirse una buena separación de fases orgánicas y acuosas, controlando los atrapamientos de orgánico y acuoso.

g. Continuidad de fases.

Se debe tener el mismo criterio de la etapa de extracción.

En la etapa de reextracción es aconsejable trabajar en continuidad orgánica.

h. Banda de dispersión o interface acuoso/orgánico.

Se debe tener en cuenta el mismo criterio de la etapa de extracción.

Principales equipos o instalaciones de la planta SX

- Laguna de almacenamiento de solución de PLS.
- Mezcladores.(mixers).
- Decantadores.
- Vertederos.
- Estanques coalescedores.
- Estanque pulmón solución orgánica.
- Estanque pulmón solución refino.

- Estanque pulmón solución electrolito rico.
- Estanque pulmón solución electrolito gastado.
- Estanque colector de borras.
- Estanque de agua de lavado de filtros.
- Celdas columnares.
- Filtros de electrolito.
- Estanque para solución de las borras.
- Filtro para tratamiento de orgánico con arcilla.
- Intercambiadores de calor electrolito/agua caliente.
- Centrifuga para tratamiento de borras.
- Estanque de almacenamiento de orgánico contaminado.
- Estanque para tratamiento de borras.

Funciones de los equipos e instalaciones principales

- Lagunas de almacenamiento de soluciones de lixiviación PLS: Están destinados a recepcionar las soluciones producidas en la lixiviación (adecuada capacidad. En su diseño debe considerarse la decantación de sólidos, tiempo de residencia y la alimentación por

gravidad al proceso de SX que es una alternativa económicamente interesante, pero que depende de la topografía del terreno.

- **Mezcladores:** Son cámaras de mezcla para producir el contacto íntimo y el intercambio o transferencia química. Factores que tienen incidencia en la performance de estos equipos son: tiempo de residencia, velocidad de agitación, sólidos en suspensión contenidos, ingreso de aire, razón de fases, continuidad de fases.
- **Decantadores:** Son piscinas a las que ingresa la dispersión para que se produzca la coalescencia o la separación de ambas bases por el efecto de la fuerza gravitacional, debido a la diferencia de densidades. Factores a considerar en el efecto de coalescencia son: flujo específico, banda de dispersión, velocidad de desplazamiento, tiempo de separación de fases, altura de fases.
- **Vertederos:** Son las canaletas ubicadas al final de los decantadores, para recibir por rebase las fases ya separadas. Los atrapamientos de una fase en la otra se deben controlar en éstos; Aquí se muestra para determinar atrapamientos y para hacer determinaciones analíticas para efecto de balances.
- **Coalescedores:** Son estanques rellenos con material organofílicos, en la forma de virutas, filamentos o mallas que facilitan la separación

orgánico/acuoso (coalescencia) para lo cual se hace pasar la corriente de orgánico del circuito, produciendo la separación y decantando el acuoso arrastrado que se retira vía drenaje que poseen estos equipos.

- Estanque pulmón de solución orgánica: Estanque receptor de la solución orgánica cargada ubicado al final del circuito, sirve depulmón para el bombeo de vuelta al proceso. Requiere tener dimensiones que permitan un tiempo de residencia para coalescer al máximo del acuoso arrastrado por atrapamiento.
- Laguna de almacenamiento de solución refino: Receptores de todo el refino efluente del proceso SX, pulmón para el bombeo de la solución que retorna a la lixiviación.
- Se requiere que tenga dimensiones adecuadas para asegurar la operación sin interrupciones de las pilas y para coalescer el orgánico arrastrado. Se debe considerar bomba flotante auxiliar u otros equipos para captar y recuperar el orgánico acumulado en la superficie.
- Estanque pulmón de solución electrolito rico: Recepciona, almacena y sirve de pulmón para el bombeo del electrolito rico producido, hacia los circuitos de limpieza; en su superficie puede eventualmente

producirse acumulación de solución orgánica, cuya recuperación debe considerarse.

- Estanque pulmón de solución de electrolito gastado: Receptor de las soluciones que retornan del proceso de electrólisis y que en parte se mezcla con electrolito rico para constituir la mezcla que alimenta las celdas, la otra parte se bombea al proceso de SX.
- Estanque colector de borras:Recepciona y acumula las borras retiradas desde los decantadores para su envío hacia los equipos de tratamiento, para la recuperación de la solución orgánica.
- Estanque de agua de lavado de filtros: Es un pulmón de agua de buena calidad para realizar el retro - lavado de los lechos filtrantes, con el fin de remover los sólidos y el orgánico retenido.
- Celdas columnares: Celdas para flotar con aire el orgánico arrastrado en la solución electrolito rico, generalmente se usan como complemento preliminar para mejorar la eficiencia de los equipos de filtración.
- Filtros de electrolito: Filtros duales con lechos de granate y antracita, que tienen la finalidad de retener las partículas de orgánico y sólidos en suspensión para disponer de un electrolito tan limpio como sea posible para alimentar las celdas de electrodeposición.

- Estanque para sólidos de las borras: Acumula los sólidos resultantes de los tratamientos de las borras para recuperar solución orgánica. Los sólidos generalmente se descartan como material inservible.
- Filtro para el tratamiento del orgánico con arcilla: Filtro que opera con un queque de arcilla y que restituye las propiedades de separación de fases de la solución orgánica, que se ha contaminado con productos de degradación o con sustancias tenso-activas.
- Intercambiadores de calor - Electrolito/agua caliente: Equipo destinado a transferir calor desde agua caliente al electrolito que va a la electrodeposición para acondicionarlo térmicamente para el proceso de electrólisis.
- Centrifuga para el tratamiento de borras: Reactor donde se realiza la ruptura de crudo mediante acción centrifuga, para recuperar la solución orgánica contenida.
- Estanque de almacenamiento de orgánico contaminado: Receptor de orgánico que requieren de acondicionamiento antes de retornar al proceso.

Control del proceso.

En un proceso de SX/EW no se requiere excesiva instrumentación, pero es imperativo contar con control automático de ciertas variables, ya que hay varias corrientes de líquido interactuando bajo ciertas condiciones de relación de fases, tiempo de residencia, flujos específicos y velocidades de desplazamiento, que deben configurar un sistema estable y eficiente.

La instrumentación requerida es de dos tipos: para mantener determinados caudales y para prevenir desestabilizaciones las cuales generalmente van conectadas a alarmas.

El control de los adecuados caudales en la nave electrolítica es esencial, ya que por ejemplo flujos insuficientes de electrolitos frescos en las celdas producirían caída de concentración de cobre y esto se traduciría en pobre calidad catódica.

3.10. ELECTRO DEPOSICIÓN DE COBRE

Electro-obtención

El electrolito limpio (solución acida de sulfato de cobre) hecho a partir de agua de osmosis y ácido sulfúrico, proveniente de la última etapa de la extracción por solventes es transportado por bomba centrífuga hasta las celdas de electro obtención, con una concentración entre 40 a50 gramos por litro de cobre

Sumergidas dentro de estas celdas están las placas (cátodos) en donde se deposita el metal (Cu) de la solución. La solución circula de estas celdas estancas al depósito de electrolito circulante permanentemente entrando solución de alta concentración y saliendo solución pobre de cobre de aprox. 35 gramos por litro. Esta solución pobre vuelve a la etapa de extracción a recoger más cobre, repitiéndose la operación. Los cátodos están listos para ser retirados en un periodo aproximado de 6 a 7 días dependiendo de la intensidad de corriente aplicada, la capa de cobre formada sobre los cátodos de acero inoxidable, deben ser aproximadamente de 3 mm de cada lado, debiendo pesar unos 45 Kg cada cara.

Sobre las 2 celdas electrolíticas se encuentra un puente grúa que levanta y retira los cátodos para el despegue manual del cobre y luego volver a colocar los cátodos permanentes para cumplir un nuevo ciclo.

3.10.1. Descripción General del Proceso

El proceso de electro obtención de cobre constituye la etapa terminal del proceso de beneficio de minerales oxidados y mixtos de cobre, que contempla las siguientes operaciones unitarias:

- Chancado.
- Lixiviación por agitación.
- Extracción por solventes.
- Área de tanques (TF)
- Electrodeposición de cobre.

El objetivo de la última etapa del proceso es producir cátodos de cobre de elevada pureza. Para lograr este objetivo, el licor procedente de la etapa de lixiviación es purificado y concentrado en cobre en la planta de extracción por solventes y se conduce a una batería de celdas de electrodeposición donde se producen los cátodos de cobre con una pureza de 99,99%. En la nave de electrodeposición, las celdas

electrolíticas se encuentran conectadas al rectificador de corriente mediante un enclavamiento eléctrico paralelo. La tecnología actual contempla el uso de cátodos permanentes de acero inoxidable 316L y ánodos laminados de una aleación Pb-Ca-Sn.

El electrolito proveniente de SX, y que ingresa a las celdas de EW de cobre presenta por lo general la siguiente composición química:

Cobre	:	40 – 50	gpl
Ácido	:	150 – 180	gpl
Fe total	:	0,5 – 1,5	gpl
Cloruro	:	< 30	ppm
Mn	:	30 – 80	ppm

Aditivos:

Guartec	:	150 – 300 g/t Cu
Sulfato de cobalto:		100 – 150 g/t

Las condiciones de operación en una planta de electro deposición que utiliza tecnología de cátodos permanentes.

TABLA VIII: VARIABLES GENERALES DE OPERACIÓN EN EW.

Densidad de corriente	:	100 – 250 A/m ²
Flujo de electrolito a celda	:	según diseño.
Distribución de electrolito	:	convencional
Distancia cátodo – ánodo	:	90 – 110 mm
Ciclo de depósito	:	7 días mínimos.
Temperatura	:	313,15 – 321,15K
Ánodos Pb–Ca–Sn laminados	:	6 mm
Cátodos permanentes	:	acero inoxidable 316L 3 – 3,3 mm

Fuente: Propia

Bases electroquímicas y técnicas del proceso

Al pasar la corriente provoca la deposición de cobre en el cátodo, mientras en el ánodo se descompone el agua dando lugar a burbujas de oxígeno O_2 e iones H^+ que a su vez originan H_2SO_4 .

TABLA IX: REACCIONES ELECTROQUÍMICAS PREDOMINANTES EN EL PROCESO DE ELECTROOBTENSIÓN SON:

REACCIONES	V° (volts/ESH)
En el cátodo: $Cu^{2+} + 2e = Cu$	0,34
$Fe^{3+} + e = Fe^{2+}$	0,77
En el ánodo : $H_2O = \frac{1}{2} O_2 + 2H^+ + 2e$	1,23
$Fe^{2+} = Fe^{3+} + e$	0,77
Reacción global: $Cu^{2+} + SO_4^- + H_2O \rightarrow Cu^0 + \frac{1}{2} O_2 + 2H^+ + SO_4^-$	-0,89

Fuente: Propia

Las reacciones electroquímicas secundarias que también pueden tener lugar en los electrodos son principalmente las siguientes:

TABLA X: RESUMEN DE METODOS DE LIXIVIACIÓN DE MINERALES

REACCIONES	V° (volts/ESH)
En el cátodo : $2\text{H}^+ + 2\text{e} = \text{H}_2$	0,00
En el ánodo : $\text{Pb} + \text{SO}_4^- = \text{PbSO}_4 + 2\text{e}$	-0,36
$\text{Pb}^{2+} + 2\text{H}_2\text{O} = \text{PbO}_2 + 4\text{H}^+ + 2\text{e}$	1,46
$\text{Mn}^{2+} + 4\text{H}_2\text{O} = \text{MnO}_4^- + 8\text{H}^+ + 5\text{e}$	1,51
$2\text{Cl}^- = \text{Cl}_2 + 2\text{e}$	1,36
$\text{Co}^{2+} = \text{Co}^{3+} + \text{e}$	1,62

Fuente: Propia

Asumiendo que el potencial de celda está comprendido entre 1,8 y 2,2 v., desde un punto de vista termodinámico prácticamente todas las reacciones indicadas pueden ocurrir sobre los electrodos.

Cabe señalar que la sobre tensión anódica está comprendida en un rango de potencial $n_a = 0,4 - 0,6$ v y la sobre tensión catódica $n_c = -0,100 - (-0,05)$ v. Por otra parte la caída óhmica en el electrolito $Rl = 0,4 - 0,6$ v. Se considera también por perdida en los contactos 0,1 v.

Cinética de Reacciones

La velocidad de reacciones depende de las condiciones de operación y de la actividad catalítica que presenta cada electrodo.

Por otra parte en el seno del electrolito pueden ocurrir reacciones de óxido – reducción. Estas reacciones dependen de la naturaleza y de la concentración de las impurezas que se encuentran presentes en solución.

En condiciones normales de operación, la cinética de las reacciones de electro deposición de cobre y de desprendimiento de oxígeno son controladas por transferencia de carga eléctrica. El depósito catódico tiende a crecer en base a cristales orientados en el campo, de tamaño adecuado con textura de conjunto y sin macro porosidades (deposito tipo TC en la clasificación de Fisher).

Sin embargo la calidad del depósito catódico depende de varios factores, en los que destacan entre otros, la verticalidad de los electrodos, la distribución de corriente en el electrodo, la concentración de aditivos y lo homogéneo de la distribución de iones cúpricos disponibles para la reacción.

3.10.2. Características del Diseño de Electrodo y Celdas

El cátodo permanente se compone de tres elementos básicos: la plancha del electrodo, la barra de suspensión y las franjas protectoras.

- La plancha de electrodo es de acero inoxidable 316L: El acero inoxidable 316L es un acero austenítico de bajo contenido de carbón, con elementos metálicos aleantes que contribuyen a mejorar las propiedades del acero inoxidable en medios en el que es susceptible de ocurrir corrosión localizada: corrosión intergranular, por picado y cavernosa. Los elementos de aleación son los siguientes:

- 6-8% Cr
- 10-14% Ni
- 2-3% Mo

La superficie de la plancha de acero inoxidable 316L se encuentra cubierta con una fina película de óxido de cromo, transparente, muy adherente y conductora electrónica. Como elemento catódico en electroobtención y electro refinación, es asiento para la reducción de iones cúpricos y otras reacciones parásitas.

El espesor de la plancha es de 3 – 3,3 mm y la terminación superficial es estándar 2B, con una rugosidad superficial controlada conforme a normas ISO R1 302. Las dimensiones en general mantienen una configuración de 1m x 1m con un sobre tamaño con respecto al ánodo (30 – 50 mm) en todas las aristas sumergidas. Para el manejo de los electrodos con la grúa en la nave, los cátodos poseen ganchos soldados a la barra soporte o ventanas simétricas en la parte superior de la plancha.

- La barra soporte puede ser de cobre o de acero inoxidable de bajo contenido de carbono soldada a la plancha del electrodo. La soldadura es de punto, de alta resistencia mecánica y no altera la estabilidad dimensional de la plancha.

Para obtener la conductividad eléctrica necesaria, la barra de suspensión tiene una capa de 2,5 mm de espesor de cobre de alta pureza y conductividad

- Las franjas protectoras impiden que el cobre penetre y se deposite en los bordes del electrodo. Las cubrejuntas son de PVC y se fijan a la plancha con pasadores de plástico. El borde inferior de electrodo se deja libre para el normal despegue del depósito catódico de cobre en cada cara. En algunos casos es necesario cubrir la base del cátodo con una cera de elevado punto de fusión (363,15K) o simplemente con una cobre junta igual a las utilizadas en los bordes.
- Ánodos: Los ánodos son de una aleación de plomo, calcio y estaño forjados en frío presentando ventajas como: son dimensionalmente más estables en densidades de corriente altas; la corrosión es delgada y uniforme y permite el uso total del espesor del ánodo; la soldadura entre la barra de suspensión y la plancha ofrece una diferencia de potencial menor y ahorra electricidad.

3.10.3. Parámetros Operacionales y Factores del Proceso.

Las condiciones de operación que se recomienda para garantizar la larga vida útil del cátodo, eficiencia operacional, flexibilidad operacional, facilidad en el desmontaje del cobre, pureza del depósito, entre otros son las siguientes:

- Contenido de cobre: La planta debe operar con un contenido no menor de 35 gpl de cobre. Si el contenido baja de este valor, la calidad del cobre catódico se deteriora y en consecuencia habrá un mayor contenido de azufre en el depósito. La presencia de más de 50 gpl puede provocar la formación de cristales de cobre en las tuberías y pasivación de los ánodos.
- Contenido de ácido: 150 a 180 gpl: Si la concentración pasa de los 180 gpl la corrosión del ánodo es mayor, es necesario incrementar el líquido del electrolito. Si hay menor de 150 gpl el cobre catódico depositado será blando y difícil de desmontar. También reduce la conductividad del electrolito y por consiguiente aumenta el costo de electricidad.
- Concentración de cobalto 100 a 150 ppm (si el contenido de Mn en el electrolito es alto) Si la concentración de cobalto baja de 100 ppm el

sobre-potencial del ánodo aumenta. Reduce la resistencia a la corrosión del ánodo de plomo y por tanto su vida útil.

- Cloruros Cl^- menos de 30 ppm: Si el nivel cloruros sobrepasa 30 ppm, revisar el nivel de cloruros en la solución del electrolito y PLS. En esta concentración se incrementa la posibilidad de picaduras del acero inoxidable del cátodo, por lo que el deslaminado se hace difícil.
- Orgánico 0 ppm: El orgánico que está presente en el electrolito de la planta electrolítica puede afectar la distribución del depósito de los cristales de cobre por lo que resulta un depósito quebradizo con mayor cantidad de impurezas. El orgánico se adhiere a las planchas de acero inoxidable y el resultado será una quemadura orgánica que produce una pobre presencia del cátodo de cobre.
- Hierro 0,5 a 1,5 gpl: el nivel de operación del hierro en el electrolito depende de la cantidad de hierro transferida a través de la extracción por solventes. En la medida que aumenta el hierro en el electrolito disminuye la eficiencia de corriente y en cierto grado mejora la calidad del cátodo. Sin embargo, si el cátodo es de baja calidad el hierro será atrapado, lo que llevara a un aumento de impurezas del depósito.
- Flujo de celdas: Mantener siempre el caudal del electrolito dentro de una celda tan alto como sea posible, pero de acuerdo al diseño

máximo. Si la solución baja más allá de dicho nivel, la calidad del depósito catódico se puede deteriorar, y hay más posibilidad de que el electrolito disminuya a menos de 30 gpl.

- Reactivo Guartec: 150 a 300 g/t Cu catódico: Las tasa de adición son específicas para cada planta. Cuando se agrega el electrolito, este reactivo puede ayudar como agente suavizante para lograr un buen deposito de cobre a alta densidad de corriente y a baja temperatura del electrolito.
- Densidad de corriente: El nivel óptimo es de 280 A/m^2 . A niveles de corriente de 280 a 300 A/m^2 se puede obtener cobre catódico de buena calidad en condiciones constantes de operación. La influencia de otros factores (temperatura, contenido de cobre y flujo de celda) se hace crítica.
- Temperatura de la celda 313a 321K: Es importante mantener la temperatura tan constante como sea posible para minimizar el desprendimiento de óxido de plomo en el ánodo
- Una temperatura menor de 30 puede dar como resultado un grano más grueso y por consiguiente cobre catódico de menor calidad. Una temperatura mayor de 321K puede degradar el orgánico en la planta de extracción por solventes.

3.10.4. Consideraciones General del Proceso de EW de Cobre.

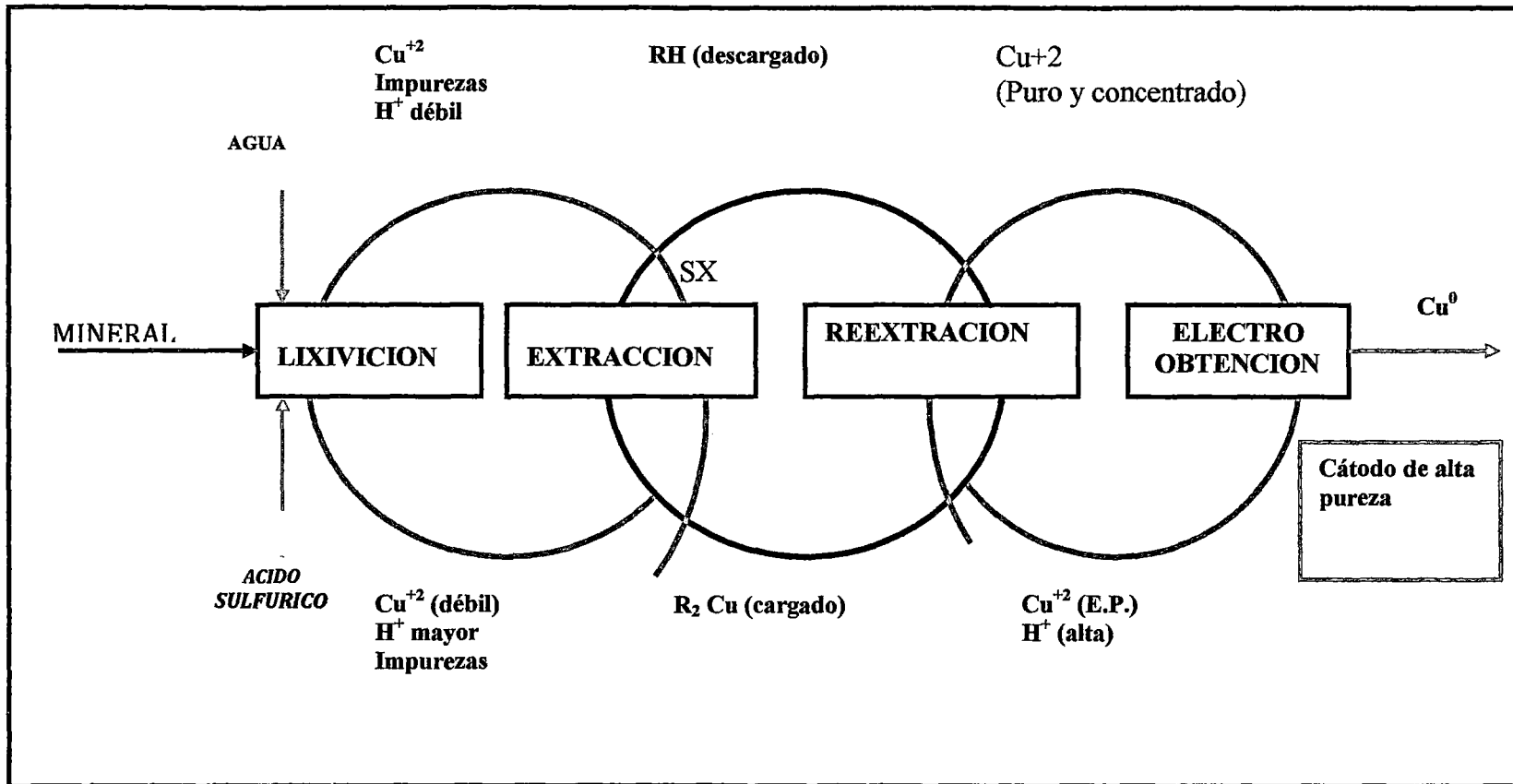
Neblina ácida.

Las plantas de electro deposición generan una neblina ácida producto de la reacción de oxidación del agua en el ánodo. Los mecanismos utilizados para el control de emisión de la neblina ácida se basan en el empleo de un manto de bolas de polipropileno (2 o más capas de polipropileno de 12 – 20 mm) o BB'S que son extrusiones plásticas de 3 a5 mm con las que se forma capas sobre el electrolito de las celdas de EW para contener la neblina ácida.

Quemado orgánico.

El quemado orgánico es una mezcla de cobre fino y orgánico que se co-deposita en el cátodo. El orgánico arrastrado en el electrolito de avance, permanece en la superficie de la solución y se adhiere a las placas de acero inoxidable en el momento de ser cargadas a la celda.

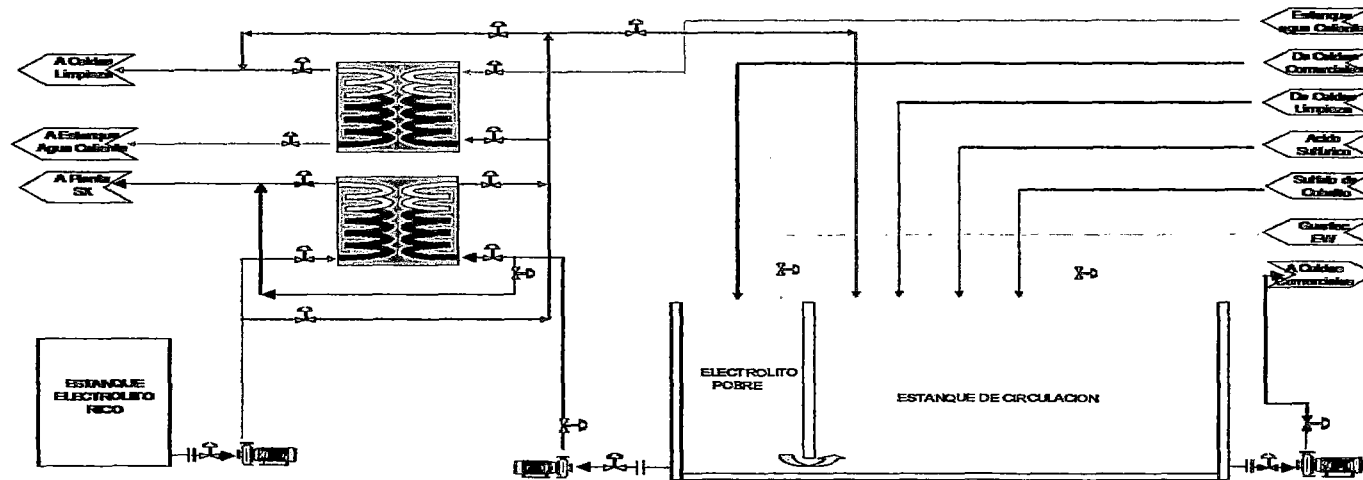
En general, el orgánico se remueve del electrolito de avance a la planta de E.O. en celdas de flotación en columnas o en celdas Jamson y posteriormente se filtra la solución en filtros de sólidos finos. La concentración de orgánico en el electrolito de la planta de E.O. no debe sobrepasar de 30 ppm.



Fuente: Vilcosac SRL

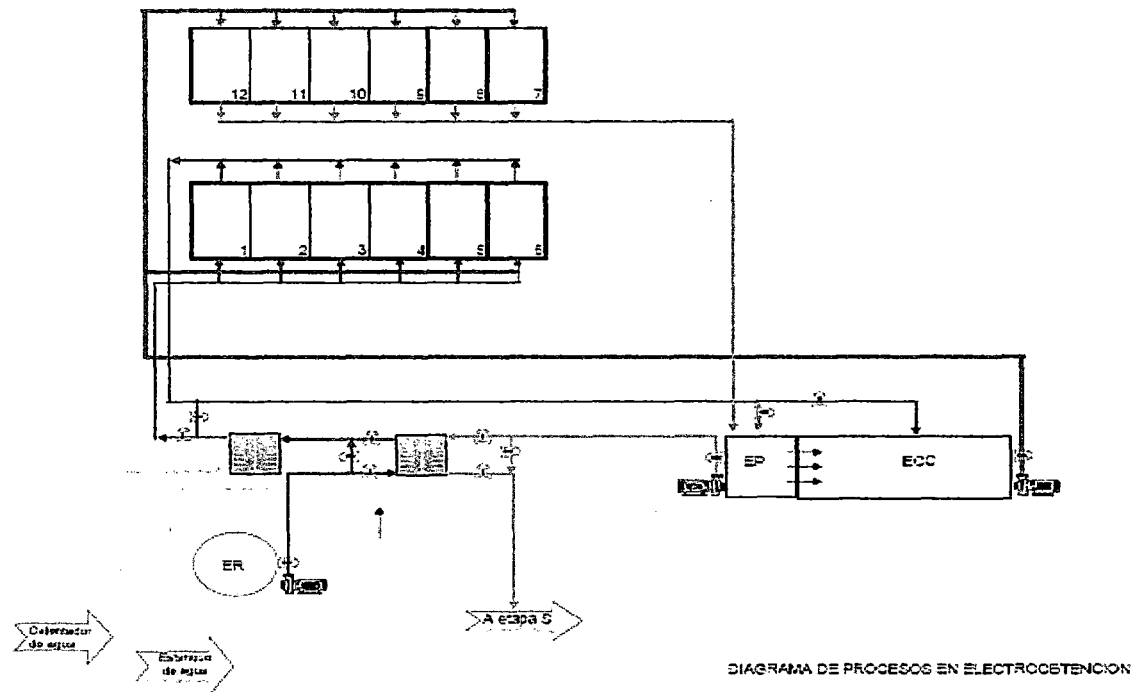
Fig. N° 10: CUADRO ESQUEMÁTICO DEL PROCESO GENERAL.

En el grafico se puede ver el esquema de los circuitos de calentamiento y enfriamiento del electrolito debido a que el proceso de reextracción en la etapa de S1, se realiza a temperatura ambiente, entre 298 K. y 303 K. y el proceso electrolítico, entre 313 K. y 318 K., el cual también es exotérmico. Por eso para optimizar los procesos los flujos se calientan y se enfrían en equipos de transmisión de calor de placas con flujos cruzados



Fuente: Propia

Fig. N° 11: CUADRO ESQUEMÁTICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.



El grafico anterior representa el esquema de alimentación a las celdas, todas se alimentan en forma paralela mediante bomba, con un distribuidor de flujos en la parte mas baja de las mismas y se descarga por rebalse y vuelve al estanque de electrolito circulante mediante un colector en forma gravitacional

Fuente: Propia

Fig. N° 12: CUADRO ESQUEMÁTICO DE ELECTRODEPOSICION.

CAPITULO IV

ESTUDIO DE MERCADO DEL COBRE.

4.1. DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO.

El cobre es un elemento metálico que provino de las profundidades de la Tierra hace millones de años, impulsado por los procesos geológicos que esculpieron nuestro planeta. Y al llegar cerca de la superficie dio origen a diversos tipos de yacimientos.

En su manifestación más evidente aparece en vetas con muy alto contenido de cobre, e incluso como cobre nativo o natural, una peculiaridad que permitió su descubrimiento por parte de sociedades primitivas cuando apenas se iniciaban en el conocimiento de los metales. Estos yacimientos son conocidos como 'vetiformes'.

Pero estos depósitos de cobre en estado natural o de muy alta pureza abastecieron a la humanidad durante largo tiempo, que después de varios años se fueron agotando.

En la actualidad la mayor parte del cobre disponible aparece disperso en grandes áreas, mezclado con material mineralizado y con roca estéril. Estos son los yacimientos porfídicos, que sólo pudieron ser explotados cuando se desarrollaron las habilidades metalúrgicas necesarias para separar y recuperar el metal.

Hay una gran cantidad de compuestos que contienen cobre, que se clasifican en dos grupos:

- los minerales sulfurados
- los minerales oxidados.

El porcentaje de cobre presente en estos minerales es conocido como 'ley de cobre', y su valor es variable.

4.2. DEFINICIÓN DEL PRODUCTO:

Características del cobre:

1. Elemento metálico de color rojo pardo, brillante maleable y dúctil.
2. Más pesado que el níquel y más duro que el oro y la plata.
3. Símbolo químico, Cu.
4. Punto de fusión 1358 K.

5. Densidad 8,94
6. Muy buen conductor de la electricidad y el calor.
7. Presenta alto grado de acritud(se vuelve quebradizo si es sometido a martilleo).
8. Posee gran resistencia la corrosión atmosférica.
9. Es completamente reciclable.

Las características del cobre catódico LME grado "A" están regidas por las normas Internacionales "ASTM-B115" .

4.3. USOS DEL COBRE:

Los usos tanto industriales como domésticos están condicionados por algunas de sus propiedades:

- Su elevada conductividad eléctrica permite su empleo en aplicaciones como: cables, hilo, piezas varias de aparatos eléctricos.
- Su elevada conductividad térmica, permite su utilización en utensilios domésticos, en la industria de la alimentación y química (alambiques) y en las aplicaciones de equipos térmicos (intercambiadores, depósitos refrigeradores, radiadores).

- Su facilidad de trabajo, hace que sea usado para la embutición como para la unión por auto soldadura o por soldadura con estaño.
- Su resistencia a la corrosión atmosférica normal debida a la formación de una capa impermeable a base de carbonato básico de cobre (cardenillo) hace que se utilice para recubrimientos de techumbres o en canalizaciones de agua.
- Hay numerosas aleaciones las más conocidas son:

4.4. OBJETIVOS

El estudio busca factibilidad económica del establecimiento de una planta de obtención de cobre, para la sustitución de cobre refinado de grado electrolítico que ingresa al país, seleccionar los potenciales clientes y niveles de precios manejados en el mercado local.

Objetivos puntuales:

- Determinar si nuestra producción se puede vender en el mercado nacional.
- Establecer la porción de mercado que se ocupara.
- Conocer el estado actual del mercado del cobre electrolítico.

- Definir hacia donde es dirigido nuestro producto, para así poder pronosticar su demanda y oferta.
- Analizar ventajas y desventajas competitivas de nuestro producto.
- Tener una visión de los horizontes de venta máxima posible, y los niveles mínimos de ventas.

4.5. PRODUCTOS COMERCIALES:

Cobre Electrolítico LME Grado A: Tiene un 99,99% de Cu. Regido por la norma "ASTM – B115".

El Cobre normal (Off-Grade): de 99,25%, muy empleado en la fabricación de latones.

El cobre de 96 a 97% (fuera de especificación): Empleado para la fabricación de aleaciones ordinarias.

El cobre Electrolítico:

Es obtenido por los procedimientos electrolíticos (electro-obtención o electro-refinación) con una pureza no inferior al 99,99% utilizado en forma de planchas, tubos hilos y objetos embutidos por laminado, batido estampado, trefilado y embutido.

En las Telecomunicaciones:

- Cable doble retorcido y coaxial
- Cable recubierto, conectores y relés

En la producción y transmisión de energía eléctrica

- Cables de potencia
- Cable esmaltado
- Distribuidores
- Transformadores

4.6. MERCADO DEL COBRE:

El cobre es un "commodity" es decir, una materia prima sin un importante grado de diferenciación. Se explota en más de 50 países, entre los principales y en orden descendiente de producción se encuentran: Chile, Estados Unidos, Indonesia, Canadá, Perú, Australia y México.

En el corto y mediano plazo, tanto la oferta como la demanda de cobre presentan un comportamiento inelástico, es decir varían en menor proporción que la variación del precio, sobretodo en el corto plazo el precio

puede sufrir fluctuaciones importantes debido a operaciones de tipo especulativas no respaldadas.

Estas variaciones de consumo y producción se deben a diversos factores algunas veces difíciles de evaluar globalmente, pero se debe en gran parte a la apertura de mercados como el de china y la gran demanda de este producto que es índice de desarrollo para los países.

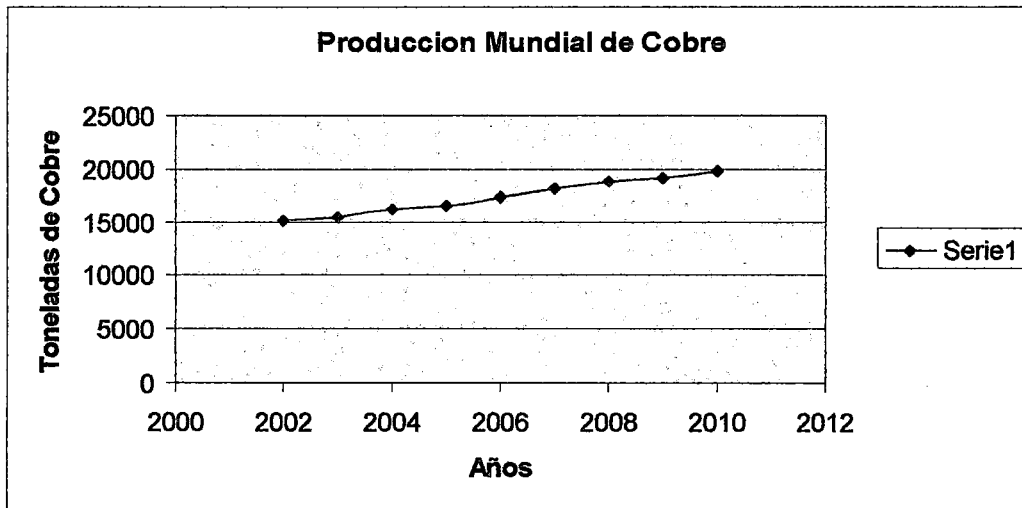
(<http://www.procobre.org/procobre/index.html>)

4.7. PRODUCCIÓN MUNDIAL DE COBRE REFINADO (MILES DE T. DE COBRE FINO)

TABLA N°XI: PRODUCCION MUNDIAL DE COBRE REFINADO

Años	Electro Refinado ¹⁵	Electro obtenido ¹⁶	Refinado primario ¹⁷	Refinado secundario ¹⁸	Total
2002	10 474	2 678	13 152	1 880	15 032
2003	10 769	2 743	13 512	1 930	15 442
2004	11 477	2 772	14 249	2 030	16 279
2005	11 769	2 765	14 534	2 100	16 634
2006	12 247	2 886	15 133	2 190	17 323
2007	12 802	3 063	15 865	2 280	18 145
2008	13 257	3 233	16 490	2 380	18 870
2009	13 276	3 514	16 790	2 430	19 220
2010	13 608	3 648	17 256	2 500	19 756
Var prom anual %	3,3	3,9	3,5	3,6	3,5

Fuente: información extraída de base de datos cochilco



Fuente: información extraída de base de datos Cochilco

Fig. N° 13: PRODUCCION MUNDIAL DEL COBRE

En base a la producción de concentrados de cobre esperados y la capacidad de fusión existente en el período 2002-2010, se espera como se observa en la tabla, que la producción de cátodos electro refinados muestre un crecimiento promedio anual de 3,3 %, alcanzando hacia el año 2010 un total mundial de 13 608 miles de toneladas de cobre fino, 69% del abastecimiento total de cobre refinado en el mundo.

Cobre electro obtenido.

La producción de cátodos electro obtenidos, provenientes del tratamiento de minerales por la vía hidrometalúrgica, como se observa en

la tabla tendrá un crecimiento promedio anual de 3,9 %, en el período analizado, alcanzando hacia el año 2010 una producción de 3 648 miles de toneladas de cobre fino, representando el 18% del total del abastecimiento de cobre refinado en el mundo.

Cobre refinado primario.

Con las producciones comentadas en los puntos anteriores, se espera que la producción de cobre refinado primario (electro refinado más electro obtenido) tenga en el período un crecimiento promedio anual de 3,5 %, alcanzando hacia el año 2010, una producción total de 17 256 miles de t. de cobre fino, representando aproximadamente el 87 % del abastecimiento mundial de cobre refinado.

Cobre refinado secundario

En lo que se refiere al cobre refinado procedente del reciclaje de chatarra, procesada en fundiciones y refinerías secundarias, se espera que su producción alcance a 2 500 miles de t. en el año 2010, con un crecimiento promedio anual de 3,6 %, representando aproximadamente el 13 % del abastecimiento mundial de cobre refinado.

Cobre refinado total.

Como se observa en la tabla, se espera que la producción mundial total de cobre refinado tenga un crecimiento promedio anual, durante el período analizado, de 3,5 %, alcanzando hacia el año 2010 una producción de 19 756 miles de t. de cobre fino, resultante de las 17 256 miles de t. de cobre refinado primario y de las 2 500 miles de t. de cobre fino de refinado procedente de lo reciclaje de la chatarra

4.8. PRINCIPALES PRODUCTORES DE COBRE

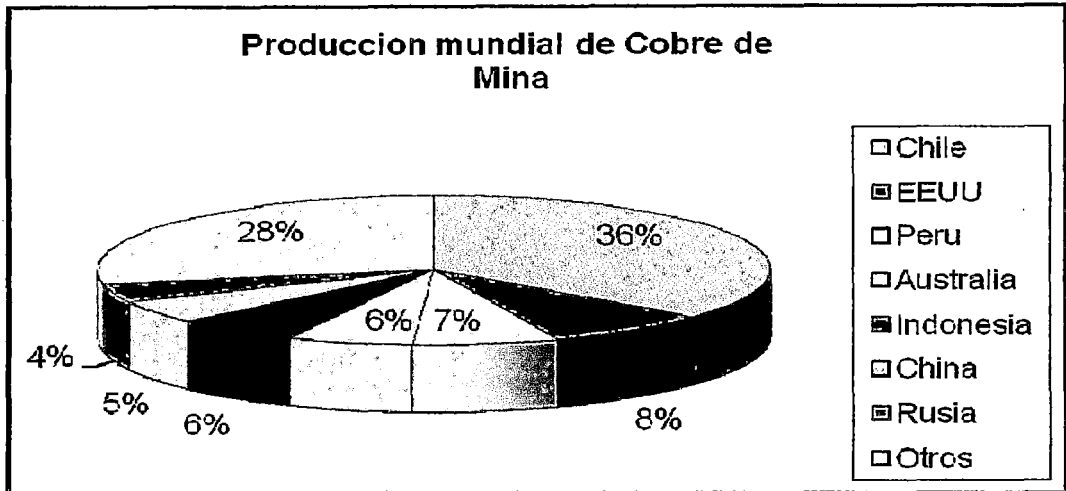
PRODUCCION MUNDIAL DE COBRE DE MINA

Cifras en miles de toneladas de cobre, año 2006

Pais	mill. ton/año	%
Chile	5.375	36
Estados Unidos	1.235	8
Perú	975	7
Australia	960	6
Indonesia	875	6
China	715	5
Rusia	658	4
Otros	4.197	28
Total	14.990	

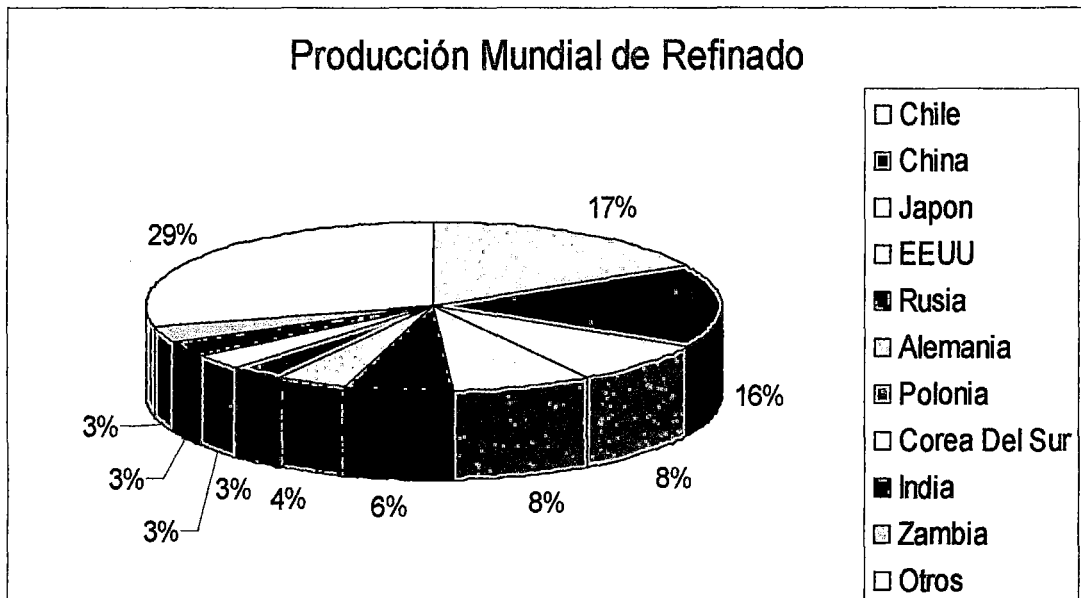
Fuente: extraído de www.procobre.org

Fig. N° 14: PRODUCCION MUNDIAL DE COBRE DE MINA



Fuente: información extraída de www.procobre.org

Fig. N°15: PRODUCCION MUNDIAL DE COBRE DE MINA



Fuente: información extraída de www.procobre.org

Fig. N°16. PRODUCCION MUNDIAL DE REFINADO

Se deduce de los datos anteriores, que países como China, Japón, Rusia, Polonia y Alemania, importan minerales de cobre y los refinan en sus países ya que tienen mayor producción de cobre refinado que explotación de mineral, en algunos casos nula, esto se debe al gran valor agregado que se le da al producto una vez purificado y también al valor estratégico que implica ser productor de cobre, para un país industrializado o en vías de industrialización, lo que alienta al proyecto en cuestión.

4.9. DEMANDA MUNDIAL DE COBRE REFINADO

Como se observa en la tabla siguiente, se espera que la demanda mundial de cobre refinado alcance a 20 016 miles de t de cobre fino hacia el año 2010, creciendo a una tasa promedio anual de 3,7 %, mostrando el mayor incremento la región de Asia, donde ha jugado y jugará un papel muy importante China, país que el año 2 002 pasó a ser el mayor consumidor mundial con una participación de 37,4 %, esperándose que dicha participación alcance el año 2 010 a más de 39 %. Igualmente, se espera que tengan una gran relevancia en la demanda de la región India, Sud corea, la Federación Rusa y países emergentes de esa región como Indonesia, Tailandia y en menor escala, Vietnam y Corea del Norte.

TABLA N°XII: DEMANDA MUNDIAL DE COBRE REFINADO POR ÁREAS GEOGRÁFICAS

(Miles de t de cobre fino)

	África	América	Asia	Europa	Oceanía	Total Mundial
2002	145	3 651	6 972	4 013	177	14 958
2003	152	3 737	7 278	4 025	182	15 474
2004	155	3 876	7 572	4 360	187	16 150
2005	160	4 016	7 919	4 493	192	16 780
2006	168	4 165	8 276	4 628	196	17 433
2007	174	4 310	8 652	4 766	200	18 102
2008	179	4 449	9 035	4 916	204	18 783
2009	185	4 586	9 338	5 069	208	19 386
2010	192	4 724	9 659	5 229	212	20 016
Var prom anual %	3,6	3,3	4,2	3,4	2,3	3,7

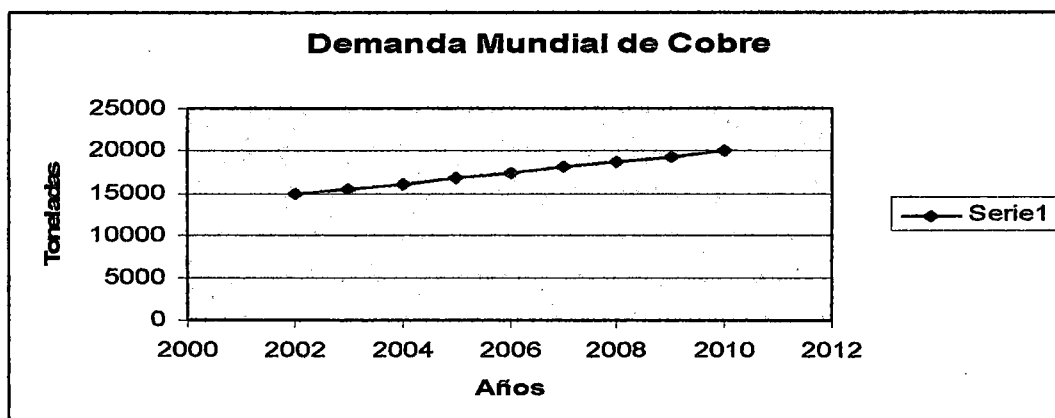
Fuente: información extraída de base de datos Cochilco

TABLA N°XIII: EVOLUCIÓN DE LA DEMANDA MUNDIAL DE COBRE REFINADO

(Miles tde cobre fino)

Años	Mundo	Mundo Occidental	Ex Bloque del Este y china
2002	14 958	11 562	3 396
2003	16 474	11 872	3 602
2004	16 150	12 349	3 801
2005	16 780	12 785	3 995
2006	17 433	13 232	4 201
2007	18 102	13 695	4 407
2008	18 783	14 131	4 652
2009	19 386	14 579	4 807
2010	20 016	15 039	4 977
Var prom anual %	3,7	3,3	7,9

Fuente: información extraída de base de datos Cochilco



Fuente: información extraída de base de datos Cochilco

Fig.N° 17. DEMANDA MUNDIAL DEL COBRE

Como se observa en la tabla se espera que la demanda mundial de cobre refinado hacia el año 2010, tenga una participación de 75 % del mundo occidental y 25 % del ex Bloque del Este y China.

TABLA N°XIV: TASAS DE CRECIMIENTO DE LA DEMANDA MUNDIAL DE COBRE REFINADO (%)

Períodos	Mundo	Mundo Occidental	Ex Bloque del Este y China
1950-1954	3,1	2,6	6,3
1955-1959	3,7	2,1	12,6
1950-1959	4,3	3,5	8,6
1960-1964	6,2	6,5	4,7
1965-1969	3,6	3,3	4,8
1960-1969	4,7	4,6	5,0
1970-1974	3,4	2,8	5,6
1975-1979	7,1	8,4	3,5
1970-1979	3,4	2,9	5,1
1980-1984	1,4	1,9	-0,3
1985-1989	3,2	4,1	0,2
1980-1989	1,8	2,2	0,4
1990-1994	1,7	3,9	-10,1
1995-1999	3,9	3,8	4,4
1990-1999	3,1	3,7	0,1
2000-2004	1,8	-0,7	11,7
2005-2009	3,7	3,3	4,7
2000-2009	2,8	1,5	7,8
2002-2010	3,7	3,3	4,9

Fuente: información extraída de www.procobre.org

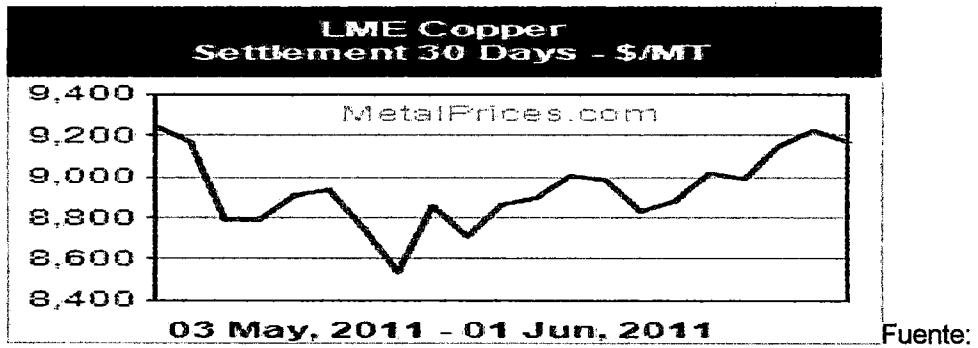
Se puede concluir que la tasa de crecimiento promedio anual de la demanda mundial de cobre refinado, en la primera mitad de esta década, alcanzó sólo a 1,6 %, menos de la mitad de la tasa alcanzada en el quinquenio 94-99, producto de la crisis de demanda que ha venido afectando a los principales países consumidores, sin embargo, en la segunda mitad podría aumentar a una tasa promedio anual de 3,7 %, retomando los niveles de crecimiento observado en los años 90. Considerando el crecimiento económico del PBI de China que es uno de los principales consumidores.

TABLA N°XV: BOLSA DE METALES DE LONDRES LME - PRECIOS DEL COBRE E INVENTARIOS:

Precios del Cobre e Inventarios - Bolsa de Metales de Londres LME					
Fecha	€/lb	US\$/t	Var	Inventario en t	Var
2011-05-20	407,439	8 982,5		466 250	
2011-05-23	400,568	8 831,0	-1,7%	468 175	0,4%
2011-05-24	402,858	8 881,5	0,6%	469 250	0,2%
2011-05-25	409,095	9 019,0	1,5%	469 375	0,0%
2011-05-26	407,802	8 990,5	-0,3%	468 225	-0,2%
2011-05-27	415,082	9 151,0	1,8%	469 475	0,3%

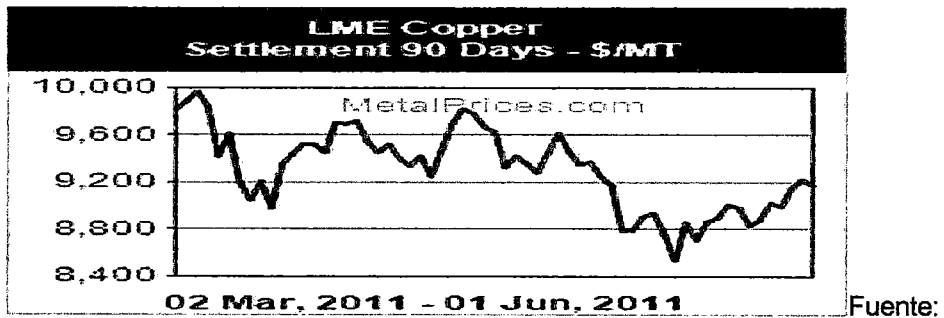
Fuente: información extraída de www.procobre.org

Precio Cobre LME (1)



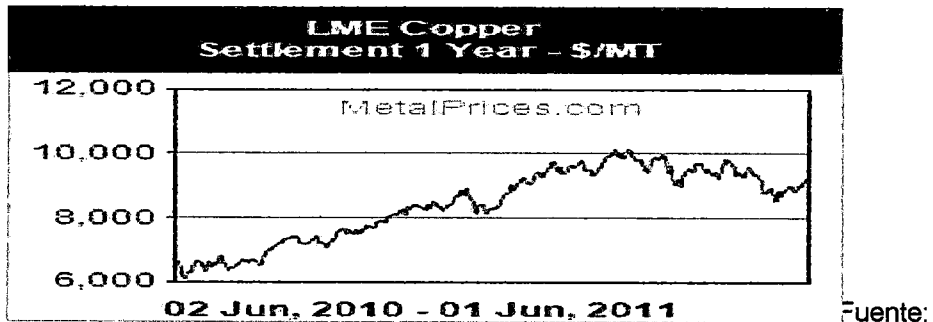
información extraída de www.metalprices.com

Fig. N° 18: PRECIO DEL COBRE



información extraída de www.metalprices.com

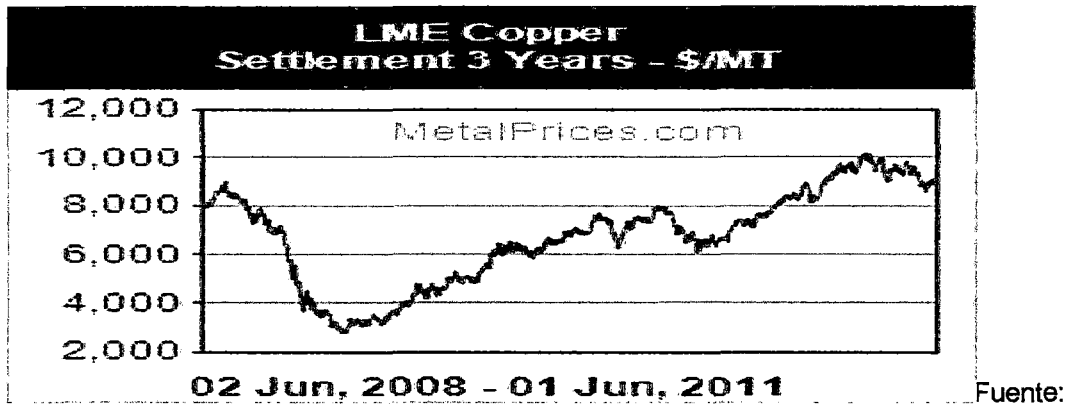
Fig. N° 19: PRECIO DEL COBRE



información extraída de www.metalprices.com

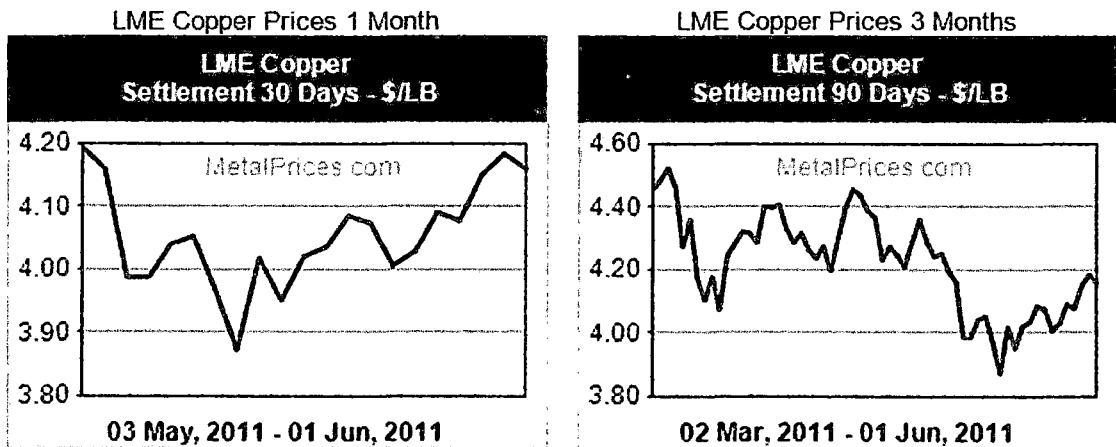
Fig. N° 20. PRECIO DEL COBRE

Cotización precio Cobre USD/tBolsa de Metales de Londres LME



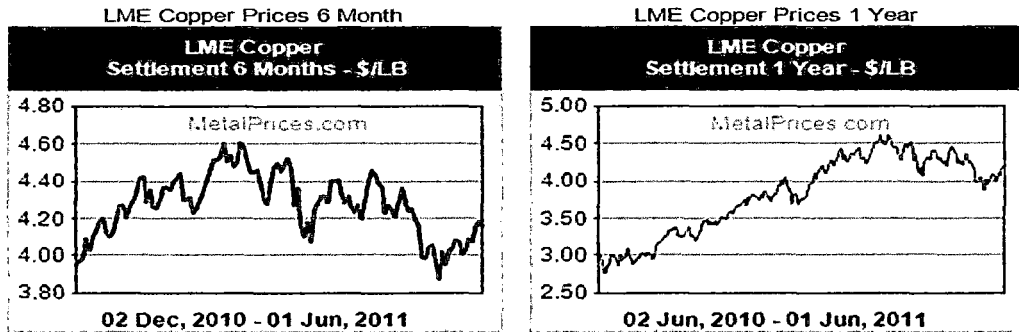
información extraída de www.metalprices.com

Fig. N° 21: PRECIO DEL COBRE



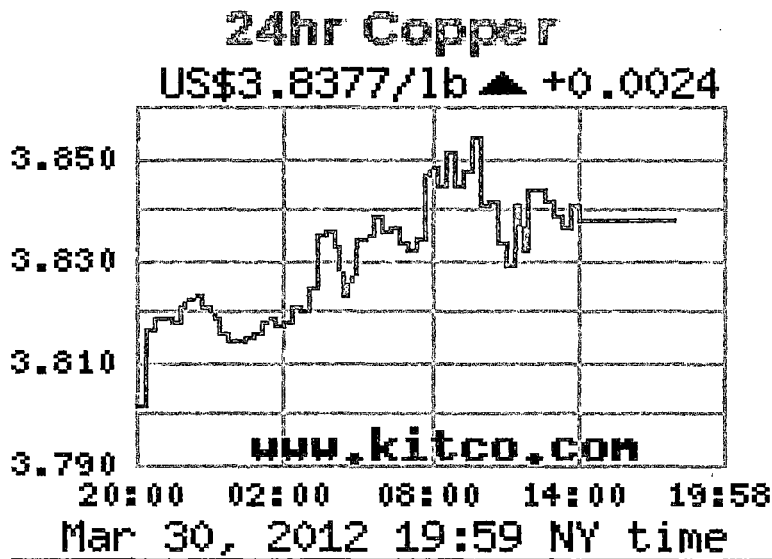
Fuente: información extraída de www.metalprices.com

Fig. N° 22. PRECIO DEL COBRE



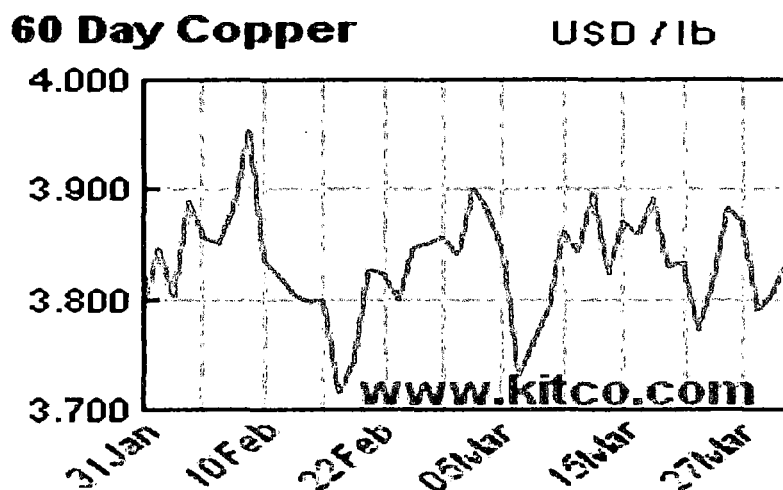
Fuente: información extraída de www.metalprices.com

Fig. Nº 23. PRECIO DEL COBRE



Fuente: información extraída de www.kitco.com









Fig. Nº 24: COTIZACION DE COBRE (\$/lb)



Fuente: información extraída de www.kitco.com

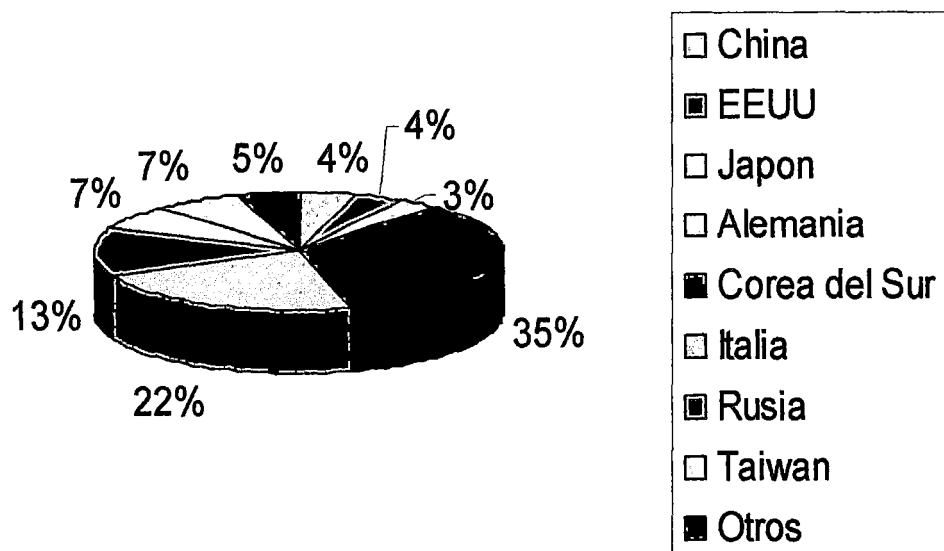
Fig. N° 25: HISTORICO DE PRECIOS (\$/lb)

4.10. PRINCIPALES CONSUMIDORES DE COBRE REFINADO EN EL MUNDO

Cifras en miles de toneladas de cobre, año 2006			
País		mill. ton/año	%
China		3.950	22
Estados Unidos		2.335	13
Japón		1.275	7
Alemania		1.220	7
Corea del Sur		805	5
Italia		730	4
Rusia		725	4
Taiwan		610	3
Otros		5.980	34
Total		17.630	

Fuente: información extraída de www.procobre.org

Fig. N° 26: PRINCIPALES CONSUMIDORES EN EL MUNDO



Fuente: información extraída de www.kitco.com

Fig. N° 27: PRINCIPALES CONSUMIDORES EN EL MUNDO

De esta tabla se deduce que los mayores consumidores son los países más industrializados en donde el cobre refinado es materia prima de otros productos terminados de mayor valor agregado tales como motores eléctricos, electrónicos y diversidad de maquinarias que son reexportables, y mientras la demanda de estos productos crezca, también crecerá la demanda de cobre.

4.11. MERCADO CONSUMIDOR EN BOLIVIA.

La producción de 30 t/mes .de cobre catódico en la primera fase, cubrirá parte de los requerimientos de cobre metálico del consumidor en el mercado interno.

Los principales consumidores de cobre metálico en el país, son las empresas mineras privadas, yacimientos petrolíferos fiscales de Bolivia y la industria manufacturera de conductores eléctricos como Plasmar y Cablebol. Para cubrir la demanda insatisfecha del consumidor, el país recurre a la importación de cobre metálico como: barras, planchas, perfiles, tubos, láminas y alambres, estos últimos para la fabricación de conductores eléctricos.

4.12. SITUACIÓN DEL MERCADO BOLIVIANO DE COBRE

En Bolivia no existe producción de cobre refinado primario, todo el cobre refinado consumido provienen principalmente de importaciones Chilenas, peruanas, con un gran nivel de pureza. Los principales consumidores de cobre metálico en el país, son las empresas mineras

privadas, yacimientos petrolíferos fiscales de Bolivia y la industria manufacturera de conductores eléctricos como Plasmar y Cablebol.

Para cubrir la demanda insatisfecha del consumidor, el país recurre a la importación de cobre metálico como: barras, planchas, perfiles, tubos, láminas y alambres, estos últimos para la fabricación de conductores eléctricos.

4.13. DEMANDA.

Demanda Histórica del Cobre.

TABLA N° XVI: DEMANDA HISTÓRICA EN TONELADAS MÉTRICAS FINAS.

DEMANDA HISTÓRICA							
DEMANDA/AÑO	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Minería Privada	175	180	180	180	180	190	190
YPFB	100	110	110	120	125	130	130
PLASMAR	3500	3550	3600	3670	3670	3800	3800
CABLEBOL	3000	3100	3000	3200	3250	3300	3300
Artesanías	70	80	75	80	85	87	88
Otros	50	55	60	70	70	50	70
Total	6895	7075	7025	7320	7380	7557	7578

Fuente: ministerio de minería y metalurgia.

La tendencia de la demanda se determinó en base a datos estadísticos históricos, en la, se observa una proyección positiva. Existe un crecimiento promedio de la TAC en 0,28 %. La mayor demanda es para la fabricación de conductores eléctricos por Plasmar y Cablebol.

4.14. POTENCIALES CLIENTES

En un principio nos insertaríamos en el mercado abarcando clientes de grandes revendedores de cobre chileno que son algunas de estas mismas empresas grandes que aparte de consumir abastecen al pequeño consumidor, y a medida de que el mercado boliviano vaya creciendo se buscara conquistar ese aumento de consumo.

Los potenciales clientes son las empresas consumidoras de cobre electrolítico en Bolivia:

Estas empresas son:

- MINERÍA PRIVADA.
- YPFB.
- PLASMAR.
- CABLEBOL.
- ARTESANÍAS.
- COPPERMOL S.A.
- OTROS.

Precio del Cobre que tomará el Proyecto.

El precio del cobre que tomará el proyecto como referencia para establecer los ingresos, es de 2,50 \$/lb.f, precio bastante conservador ya que en la actualidad del mes de marzo del año 2012 es de 3,8377 \$/lb.f,

que se dio en el mercado internacional. Se supone que los acontecimientos de carácter político social, que sucedieron en el pasado actuarán de igual manera en el futuro, lo que contribuirá al establecimiento de un buen nivel del precio de cobre por un tiempo determinado, lo que favorecerá al presente proyecto, realizar sus proyecciones futuras, como la ampliación de la planta de procesamiento e ingresar en la segunda fase que es la explotación de masivos.

4.15. COMERCIALIZACIÓN.

La unidad de comercialización del cobre más utilizada es la libra fina. Tanto en el mercado interno y externo el cobre metálico se comercializará de acuerdo a su pureza, en cambio bajo la forma de concentrado de mineral por su contenido metálico. Tradicionalmente los volúmenes más grandes de cobre metálico, se venden a grandes empresas manufactureras de cables eléctricos, como Plasmar, Cablebol y Faderpa, que son los mercados potenciales de consumo. Generalmente quienes compran cobre en el mercado interno toman el precio promedio de la semana para sus transacciones. El producto del proyecto (cobre catódico con una pureza del 99,99 % de Cu) se destinará en su integridad al mercado interno. El mercado interno tiene un carácter oligopsónico,

porque son pocas las empresas las que centralizan la adquisición de este metal e imponen condiciones de transacción internamente el canal que empleará el proyecto para llegar al comercializador final es el directo, en otros términos pasara del productor al consumidor final, prescindiendo de intermediarios.

4.16. CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO:

Teniendo en cuenta el panorama analizado podemos decir que la capacidad de planta adoptada, de 30 toneladas/mes, puede introducirse en el mercado boliviano, cubriendo un 5,2% del mercado actual, y lograr que el producto se afiance en el mercado y los clientes lo conozcan.

Los datos estadísticos de este estudio nos dicen que el consumo de cobre mundial va a seguir creciendo a una tasa aproximada del 3,7% anual, que va a ser representativo al crecimiento del consumo en Bolivia, y que no se espera que sea correspondido con el crecimiento de la oferta del metal, lo que nos da un panorama favorable hacia el futuro en cuanto a precios y venta del producto. También vemos que tendríamos una posición estratégica en el mercado debido a que seríamos los primeros y únicos productores en el país, lo que nos da la posibilidad de manejar mejor la

forma y el plazo de pago así como los premios por calidad, también tendríamos una ventaja frente a nuestros competidores extranjeros, debido a las complicaciones que implican las importaciones y despachos de aduana.

4.17. TAMAÑO DEL PROYECTO

4.17.1. Capacidad de Proyecto

El proyecto tiene la capacidad de instalar un área de lixiviación por agitación , con el espacio suficiente para el transporte, acarreo, conminucion del mineral; un área de pozos de retención de PLS y RAFF; un área de extracción por solventes, que cuenta con un tren de 3 etapas de extracción y 1 de re-extracción; un área de electro-obtención, con capacidad de 10 celdas electrolíticas y un total de hasta 12 cátodos por celda; y un área de patio de tanques, donde se encuentra los reactores pulmones de todos los flujos presentes en el proceso, reactores como filtros, plata de osmosis inversa , planta de borras ,columnas de recuperación de orgánico, intercambiadores de calor, tanques de almacenamiento y adición de aditivos para el proceso como es: sulfato ferroso, quartexs , sulfato de cobalto; además tuberías; un área específica donde se tiene y almacena ácido sulfúrico

concentrado; un área de rectificador eléctrico, transformadores y control eléctrico; laboratorios; talleres; almacenes; maestranza; salón de entretenimiento y vivienda de staff

4.17.2. Capacidad Diseñada

La Planta Metalúrgica está diseñada para la producción de cobre de 360 t/año a una densidad de corriente de 200 A/m² pudiendo aumentar la producción hasta 400 t/año de cobre según se incremente la densidad de corriente hasta 250 A/m². Este incremento sería según determinación metalúrgica bajo condiciones adecuadas.

El proceso cuenta con cuatro etapas fundamentales.

- Lixiviación por agitación (LIX)
- Extracción por solventes (SX)
- Área de tanques (TF)
- Electrodeposición. (EW)

CAPITULO V

ESTUDIO TÉCNICO

5.1. OBJETIVO DEL ESTUDIO TÉCNICO

En el estudio técnico se desarrolla el diseño de la planta industrial de LIX-SX-EW, para una capacidad de 360 t. cátodo/año, con la posibilidad de realizar una ampliación a futuro, determinando también el capital humano de trabajo necesario.

5.2. PRUEBAS METALÚRGICAS

Las pruebas metalúrgicas realizadas a nivel de Laboratorio fueron en lixiviación y en extracción por solventes.

Para las pruebas de lixiviación, se tuvo que realizar en base a vasos agitados para poder determinar el consumo de ácido, la ley en cobre del mineral y posible contenido de impurezas como el hierro principalmente.

Se pudo aprovechar también el determinar las características físicas del mineral. Para las pruebas de extracción por solventes se

escogió un tipo de extractante adecuado, según los fabricantes, para el tipo de mineral que nosotros tenemos. El reactivo es el extractante (cognis) Lix 9097N. En las pruebas de SX en laboratorio se utilizó como diluyente el oxform SX 80 común, obteniendo buenos resultados.

5.3. PRUEBAS DE LIXIVIACIÓN

Consideraciones Preliminares

Para las primeras pruebas en vasos agitados se considera la buena calidad del mineral y su contenido de cobre, así como también, el contenido de carbonatos que, en este caso son consumidores de ácido sulfúrico. El porcentaje de ácido en solución será del 5%.

Metodología

Se aplica las pruebas en vasos agitados y luego, conociendo el comportamiento del mineral se hará la lixiviación en columnas.

Variables del proceso de lixiviación

Las variables a considerar son:

- Peso de muestra : 400 g.
- Granulometría : m -100
- Concentración de ácido : 5%
- Porcentaje de sólidos : 30%
- Tiempo de agitación : 4 h.
- Velocidad de agitación : 600 rpm

Características del mineral

Mineral oxidado de cobre, carbonatos de tipo malaquita, azurita en su mayoría.

Propiedades físicas del mineral

Densidad aparente : 1,52 g/ml

Angulo de reposo : 40°

Análisis químico del mineral

Ley de cobre total : 6,86 %

Ley de cobre soluble : 6,085 %

% de hierro : 0,26 %

Consumo de ácido

El resultado final del consumo de ácido fue de 85,39 Kg por tonelada de mineral.

CAPITULO VI

INGENIERIA Y DISEÑO DE PLANTA LIX-SX-EW

6.1. INTRODUCCIÓN:

Los aspectos de ingeniería son de suma importancia para el diseño y construcción de la Mini - planta de LIX- SX-EW.

Este proyecto tiene por objetivo el diseño y construcción de una planta con un sistema continuo de lixiviación, extracción por solventes, complementando con un proceso de electrodeposición.

6.2. PRODUCCIÓN PROYECTADA:

De acuerdo a la capacidad de abastecimiento de mineral y teniendo en cuenta que según el análisis de mercado existe un sector del cual la planta podrá abastecerse, se determinó una producción del proyecto de 360 t/año de cobre fino.

6.3. MATERIAS PRIMAS

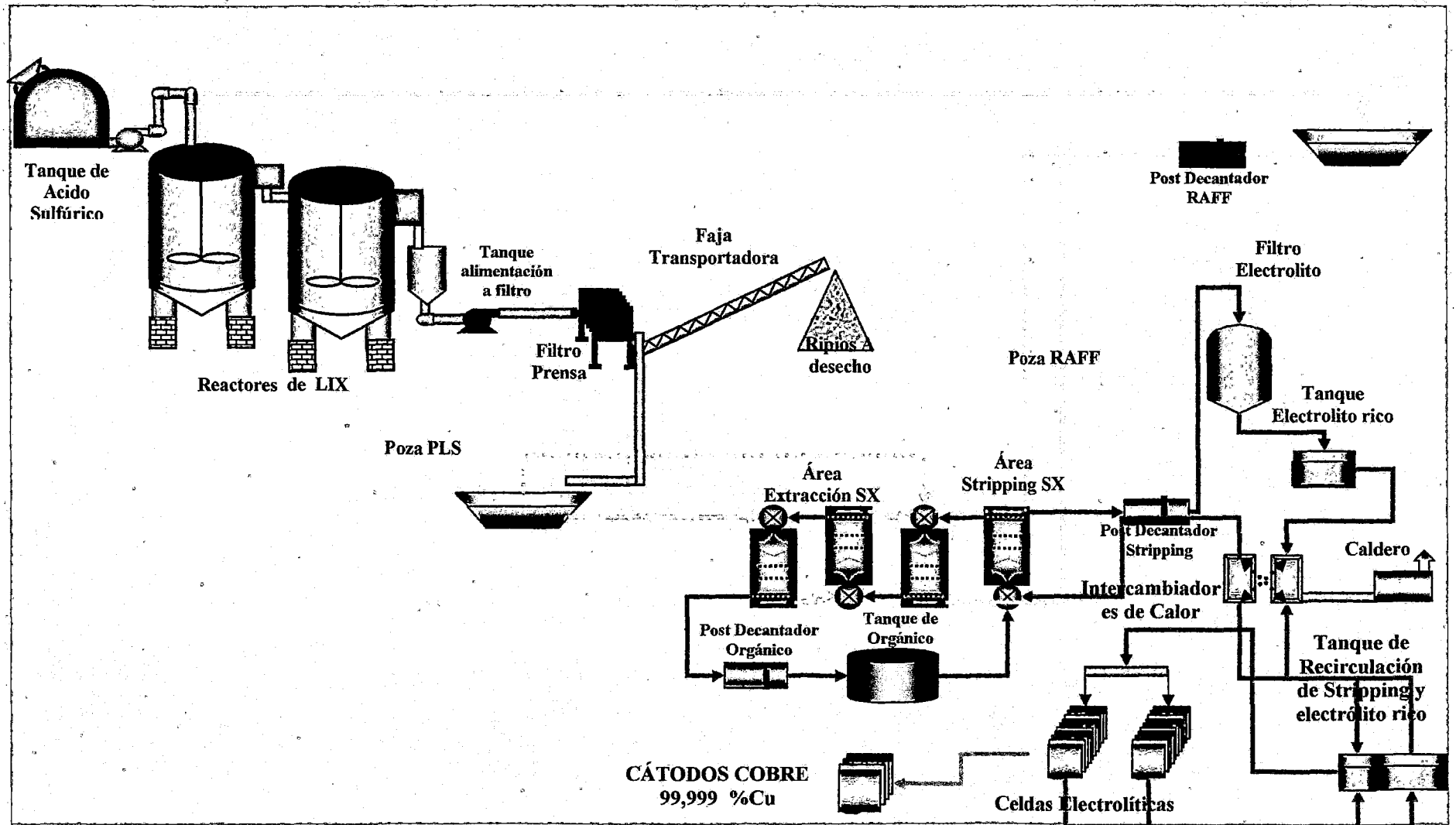
Mineral de cobre oxidado (cuprita, malaquita, crisocola) 5 a 9% Cu.
ácido sulfúrico (H_2SO_4) 98 % .

Agua desmineralizada (>200 ppm Cl)(la cual es producida en la planta O. I.) agua industrial (para el proceso de lixiviación)

6.4. DESCRIPCIÓN DEL MODELO DE PROCESAMIENTO

A continuación se detallaran los pasos del modelo de producción que adoptaremos para el proyecto describiendo los fenómenos físicos-químicos que suceden en el proceso y las maquinas que están involucradas y luego se presentaran los cálculos que se requirieron para dimensionar la maquinaria a emplear.

El diseño de un circuito de lixiviación por agitación,extracción por solventes, área de tanques (TF) y electro-obtención se realiza durante la fase de Ingeniería conceptual del proyecto, siendo revisada durante las fases de Ingeniería básica y de detalle.



Fuente: Propia

Fig. Nº 28: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO LIX – SX -EW

En el grafico se pueden apreciar los flujos en color celeste son los de PLS, que son las soluciones provenientes del filtro prensa con 10 a 20 gpl (gramos por litro), vemos que entran en las etapas E1, E2, y E3, en contracorriente con la solución de orgánico que se encuentra en color naranja, y finalmente, retorna a la posa de refino, con concentraciones de 0,5 a 0,8 gpl. Se ve que en cada ciclo la fase orgánica es primero descargada en la etapa S1 y luego cargada nuevamente con el PLS, teniendo como punto de partida y llegada el post- decantador de orgánico cargado.

Los flujos en color azul son los que representan el electrolito, los cuales tienen dos circuitos diferenciados, el primero cargarse con el orgánico en la etapa S1, pasar a un post-decantador de electrolito para evitar arrastres de orgánico, luego un filtro por gravedad, y de ahí de nuevo a su punto de partida el estanque de electrolito circulante. Este es el punto de conexión donde hace el segundo circuito a las celdas de electro obtención.

6.5. CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS Y CÁLCULOS

TABLA N° XVII:BASE DE DATOS:

BALANCE DE PROCESOS EN PLANTA DE CÁTODOS		
Base de Calculo	360,00	t. Cátodos/año
Producción de Cátodos	1,00	t.Cátodos/día
Producción de Cátodos	30,00	t. Cátodos/mes
Rendimiento de mineral por tonelada de Cobre fino	13,96	t. mineral/ton Cobre
Disponibilidad de Planta SX/EW	98,63	%
Disponibilidad de Planta	360,00	Días
Transferencia de Cobre a EW	365,00	t. Cu/año
Transferencia de Cobre desde SX	365,00	t. Cu/año
Transferencia de Cobre desde SX	1,00	t. Cu/día
Transferencia de Cobre desde SX	41,67	K. Cu/hora

Consumo de Agua en Planta, m³/día		
Área	m³/día	Distribución, %
Consumo en Proceso	18,02	68,19
Evaporación Piscinas	0,3	0,39
Limpieza Filtros	0,80	7,09
Impregnación en Ripios	2,10	8,76
Consumo en EW	5	12,98
Consumo campamento y otros	2	2,60
Total	28,21	100,00

CONSUMO DE AGUA PROCESO		
TOTAL	28	m³/día
VOLUMEN TOTAL CONSUMO DE AGUA	846	m³/mes

Fuente: Propia

Mineral en Base Seca								
Cátodos (Ton/Mes)	Recuperación Global (%)	Cobre Fino requerido en Mineral (Ton)	Cu Ley (%)	Flujo de Mineral ton/mes	Ciclo de Lixiviación, (Horas/Reactores)	Mineral en Proceso de Lixiviación, ton	Altura del Reactor (m)	Densidad Mineral (Ton/m3)
30,00	90%	33	7,0%	417	3	419	2,5	1,9

SX/Electro-obtención								
Transferencia de Cu en SX kg/h	Concentración Cu en Electrolito Rico, g/l	Concentración Cu en Electrolito Pobre, g/l	Corte de Cu Re extracción g/l	Flujo Electrolito Pobre m3/h	Concentración Cu en PLS g/l	Eficiencia en SX Extracción %	Corte Cu Extracción g/l	Concentración Cu en Refino g/l
42	45	42	3	2,3	24	90	23,18	0,8
Flujo PLS a SX m3/h	Conc. Orgánico (%)	Transferencia Neta g/l Cu x 1% v/v reactivo	Razón O/A Extracción	Flujo de Orgánico m3/h	Cu en Orgánico Cargado (g/l)	Cu en Orgánico Descargado g/l	Corte de Cu en Orgánico g/l	Razón O/A Re-extracción
1,89	22%	0,335	1,1	1,89	8,37	1,95	6,42	1,52

Consumo de Acido en Planta, Ton/mes				
Lixiviación		EW		Total, Acido Neto
Dosificación kg/t. Mineral	Consumo ton/mes	Acido EW kgs/t. Mineral	Consumo ton/mes	ton ácido/Mes
85	36	6	2,51	38

Fuente: Propia

6.6. BALANCE DE MASA PROYECTADA

6.6.1. BALANCE MASA EN LA ETAPA DE SEPARACIÓN SÓLIDO/LÍQUIDO

De acuerdo al diagrama de flujo para hacer la separación de sólido/líquido, se emplea un filtro prensa, el cual se encargara de realizar la separación, recuperando así, la solución impregnada (PLS), para esto se cuenta con un tanque recepción de forma cónica, para recepcionar la pulpa cuando el filtro este en la fase de descarga, la solución filtrada es descarga en una poza para ser bombeada a la etapa de extracción por solventes.

TABLA N° XVIII: CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO DE DESPULPADO

CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO DESPULPADO	
Proceso de Filtrado (filtro Prensa)	
% Sólidos (p/p)	25%
Flujo de Pulpa (l./min)	34,62
Tiempo de Filtrado (h/Batch)	3,0
Flujo de Agua de Lavado (l/Batch)	100,00
% Humedad en Rípios	15,00%
Flujo de Solución PLS (l/min)	27,65
Flujo de Solución PLS (m ³ /h)	1,66
Descarga de Rípios (Kg/Batch)	2007,90
Descarga de Rípios (t/Batch)	2,01

Fuente: Propia

6.6.2. BALANCE DE AGUA PROYECTADA EN LIXIVIACIÓN

En base al balance de masa anterior podemos calcular el balance agua en toda el circuito de lixiviación y separación sólido/líquido, para esto se pretende emplear el 60% del flujo de Raff, que sale de SX, con el objetivo de reutilizar el agua.

TABLA N° XIX.: BALANCE DE AGUA EN LIX.

BALANCE DE AGUA EN LIX	
Flujo Total Agua Requerido (l/min)	29,10
Flujo Total Agua Requerido (m ³ /h)	1,75
Flujo de Raff (l/min)	16,59
Flujo de Raff (m ³ /h)	1,00
Flujo de Agua Fresca l/min)	12,51
Flujo de Agua Fresca (m ³ /h)	0,75
Flujo Total Agua Adicionado (l/min)	29,10
Flujo Total Agua Adicionado (m ³ /h)	1,75

Fuente: Propia

En resumen el área de la planta de lixiviación, consumirá 0,75 m³/h para mantener operaciones en el proceso de lixiviación y separación sólido/líquido, llegando a utilizar para mantener operaciones en planta solo el 40% de agua fresca en el proceso productivo.

6.6.3. BALANCE DE ACIDO PROYECTADA EN LIXIVIACIÓN

TABLA N° XX: BALANCE DE ACIDO EN LIX.

BALANCE DE ACIDO EN LIXIVIACIÓN	
Flujo de Acido requerido (g/min)	824,50
Flujo de Acido Requerido (l/min)	0,42
Flujo de Acido requerido (l/h)	24,98
Contenido ácido Raff (gpl)	126,81
Flujo Total Acido Adicionado (g/min)	697,69
Flujo Total Acido Adicionado (l/min)	0,35
Flujo Total Acido Adicionado (l/h)	21,14

Fuente: Propia

Con esto la dosificación de ácido al circuito de lixiviación es de 42 kg/h, para poder mantener un consumo de 85 Kg/t. de mineral, debido a que el Raff que ingresan al reactor contienen acido libre.

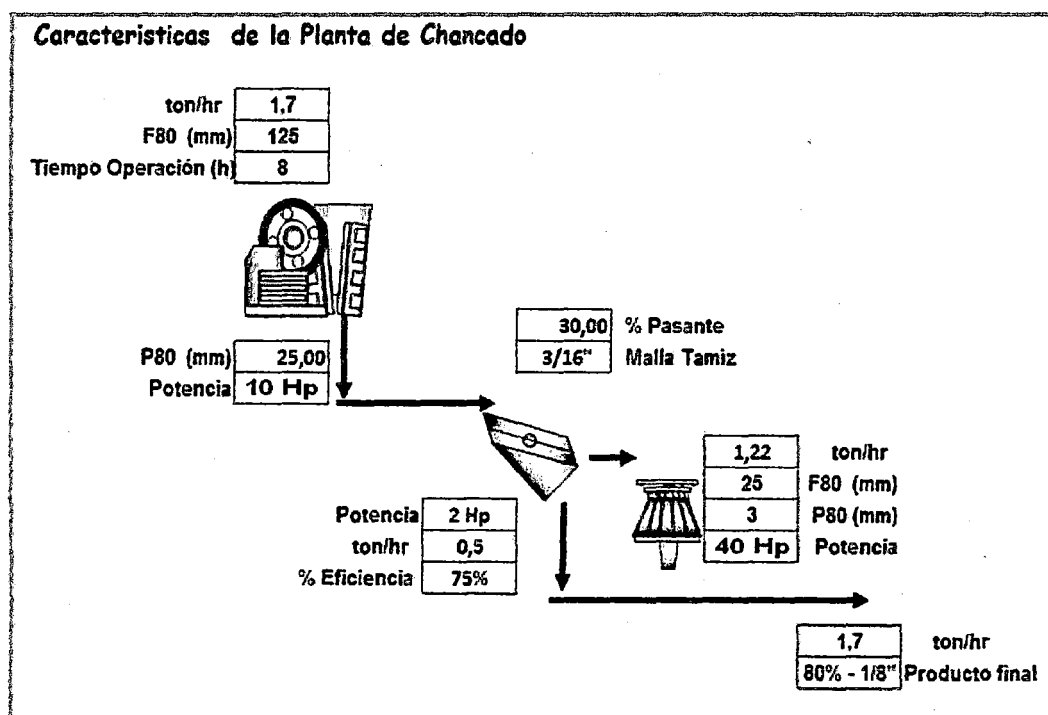
6.7. ETAPAS DEL PROCESO A EMPLEAR

6.7.1. ETAPA DE CONMINUCIÓN

El chancado o trituración es una operación metalúrgica unitaria principal que constituye la primera etapa de preparación mecánica en el proceso de conminución, cuya función es la reducción de grandes trozos de roca como de 125 mm a fragmentos pequeños del orden de 37,5 mm a 25,0 mm, en le chancado primario y partículas finales entre 4,69 mm a

3,13 mm en el chancado secundario liberando los minerales valiosos de la ganga, utilizando fuerzas de compresión. Es una operación en seco.

Esta operación se lleva a cabo en máquinas robustas y pesadas denominadas chancadoras o trituradoras que se mueven lentamente en una trayectoria fija y que ejercen grandes presiones a bajas velocidades. La energía que se gasta en la trituración es convertida en gran parte en sonido y calor, por lo que se acepta generalmente que la eficiencia de chancado es muy baja.



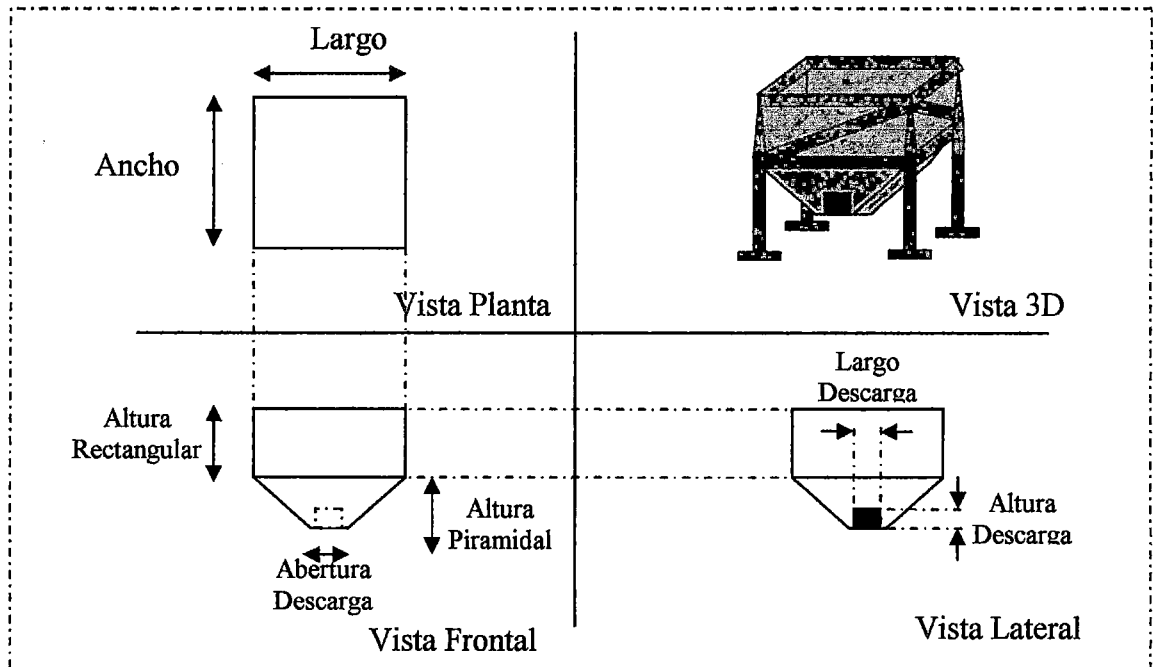
Fuente: Propia

Fig. N°29: CARACTERISTICAS DE LA PLANTA DE CHANCADO

DISEÑO DE TOLVA DE GRUESOS

Las tolvas de gruesos son generalmente de forma paralelepípedocónico de sección cuadrada o rectangular, fabricadas a la mayoría de casos de concreto armado cuando son de gran magnitud, se utiliza bastante en madera o de hierro cuando la capacidad a trabajar es mínima en comparación a la gran minería. En la parte superior se coloca una parrilla hecha de barrillas de hierro (tipo hierro corrugado de construcción 1,25 mm), la cual no permite el paso del mineral más grande que la boquilla de descarga o tamaño de recepción de la chancadora, esto con la finalidad de evitar atascamientos y paradas de planta. Estos trozos grandes de mineral que quedan sobre la parrilla son retirados para reducirlos de tamaño.

Para determinar las dimensiones de una tolva paralelepípedo de sección cuadrada se debe hacer el siguiente análisis.



Fuente: Propia

Fig. N° 30: CARACTERISTICAS DE LA TOLVA DE GRUESOS

CÁLCULOS REALIZADOS:

El criterio tomado para este cálculo se estimó que la tolva trabajara al 50% de la capacidad requerida por la etapa de LIX (14 t/día), de esta manera se llenara 2 veces dicha tolva que alimentara a la chancadora primaria, también se considera un 20% más por perdida de espacios intersticiales que pueda existir entre partículas del mineral, obteniendo al final una tolva con una capacidad de 8,5 t.

TABLA N° XXI: CALCULO DE DISEÑO DE LA TOLVA DE GRUESOS

CALCULO DE TOLVA DE GRUESOS	
Capacidad Chancado (t)	14
Capacidad Tolva (t)	7,0
densidad relativa del mineral	1,6
Volumen de Tolva (m ³)	5,23
DIMENSIONES DE LA PARTE RECTANGULAR (m)	
Altura Rectangular	1
Largo	2
Ancho	2
Volumen de la parte rectangular (m ³)	4
DIMENSIONES DE LA PARTE PIRAMIDAL (m)	
Altura Piramidal	1
Largo	2
Ancho	2
Angulo de descarga (grados °)	45
Volumen de la parte rectangular (m ³)	1,33
Volumen total de la tolva (m ³)	5,33
DIMENSIONES DE LA DESCARGA (m)	
Altura	0,3
Largo	0,3

CALCULO DE TOLVA DE GRUESOS	
Altura Total (m)	2
Capacidad Tolva (m ³)	5,3
Capacidad Tolva (t)	8,53

Fuente: Propia

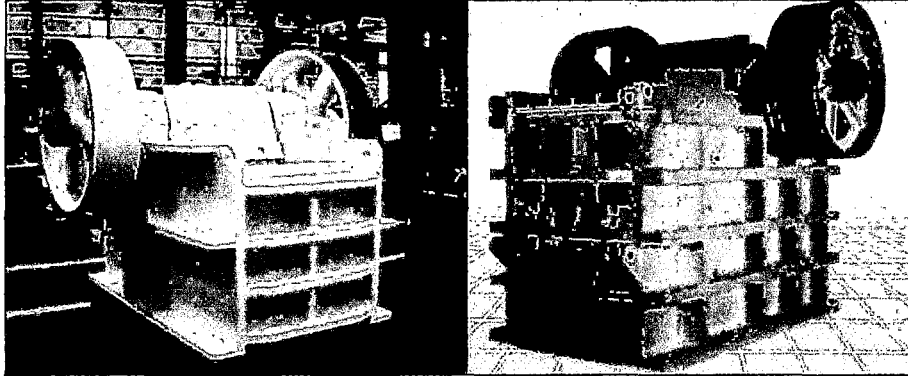
SELECCIÓN DE UNA CHANCADORA PRIMARIA

Esta operación se efectúa en chancadoras de mandíbula generalmente en la pequeña minería y mediana minería, y trituradoras giratorias en la gran minería. Generalmente operan en circuito abierto.

TRITURADORAS DE MANDÍBULA O QUIJADA.

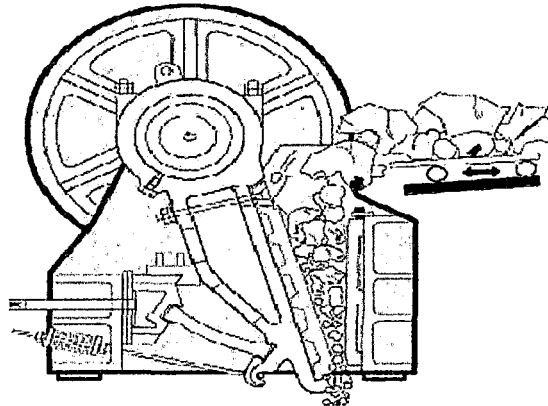
Este tipo de máquinas producen la fragmentación del mineral por compresión y los elementos molturadores no se juntan y que están constituidos por dos mandíbulas con muelas una fija y la otra móvil, situadas en forma divergente formando un ángulo de aproximadamente 26°.

La mandíbula móvil se aleja a una velocidad que depende del tamaño de la máquina, acercándose a la mandíbula fija, fracturando el mineral contenido entre ellas, luego la mandíbula móvil se aleja de la fija, permitiendo el avance del material triturado hacia la zona inferior que es más estrecha, repitiendo este hecho o ciclo hasta que el mineral abandona la máquina por la abertura de descarga.



Fuente: Propia

Fig. N° 31: EQUIPO A ADQUIRIR (CHANCADORA DE QUIJADA).



Fuente: Propia

Fig. N° 32: VISTA LATERAL DEL EQUIPO A ADQUIRIR

Una chancadora de quijada es un equipo pesado para cargas extremas de trabajo y por lo tanto su construcción es sólida. Por lo general se estructura principal está hecha de planchas soldadas de acero templado. Las quijadas se construyen de acero fundido y tienen muelas responsables de acero al manganeso. Esta muelas por lo general son

acanaladas o corrugadas, sobre todo cuando se emplea para minerales duros y abrasivos.

SELECCIÓN DE LA CHANCADORA:

De acuerdo a nuestro diseño se pretende tomar mineral de un máximo de 125 mm (5") y se pretende rebajarlo a una granulometría de 80% - 2,54 mm (1"), para esto nos da coeficiente de reducción de 5, lo cual nos indica que se puede lograr dicha reducción en una sola etapa.

TABLA Nº XXII: DATOS DE LA CHANCADORA

Datos Chancadora			
Unidad	Pulgadas	Milímetros	
Ancho	6	150	
Largo	10	250	
Alimentación a la Chancadora		Pulgadas	Micras
		5	125 000
Producto de la Chancadora		1	25 000
Capacidad Neta de la Chancadora		t/h	tm/h
		4,00	3,63
Capacidad Real de la Chancadora		t/h	tm/h
		3,61	3,27
índice de trabajo (Kw-h/t)			17,5
Incrementando el requerimiento de mineral en un 30% (t/h)			4,25
Potencia requerida (Hp)			5,75
Potencia necesaria (80%) (Hp)			7,5

Fuente: Propia

De acuerdo al cuadro anterior podemos llegar a procesar en promedio 3,27 t/h lo que nos da un tiempo aproximado de 5 horas, para llegar a acumular 15 t/día.

Características de la chancadora según catalogo:

De acuerdo a calculo anterior y al requerimiento de la etapa de LIX, se obtiene una chancadora con las siguientes características de la empresa TRUEMAX (www.truemax.cn) HANGZHOU TRUEMAX MACHINERY & EQUIPIMENT CO.LTD, e-mail: sales@truemax.cn, con el modelo PE – 150 X 250.

Tamaño máximo de alimentación: 125 mm (5")

Rango ajustable de descarga en el Set: 10 mm a 40 mm (2/5" a 1" 3/5")

Capacidad de Chancado: 0,6 a 3 m³/h

Velocidad: 300 rpm

Potencia del motor: 10 HP

Peso del equipo sin motor: 810 kilos

Dicho producto será transportador por una faja transportadora que alimentara a la zaranda vibratoria, y el rechazo de esta alimentara a la chancadora secundaria.

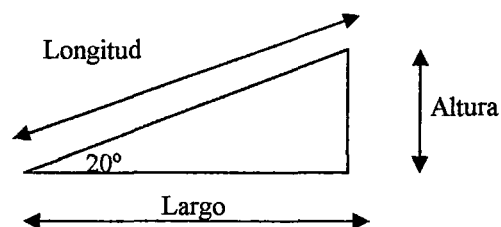
SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA PRIMARIA

Es el equipo de transporte de mineral seco a granel más utilizado en una Planta Industriales, el cual se compone de una faja o correa sin fin que se mueve sobre dos poleas y un serie de rodillos o polines portadores o de carga y de retorno.

Estas fajas transportadoras se fabrican en una amplia gama de tamaños y materiales y se diseñan para trabajar horizontalmente o a cierta considerable inclinación y en sentido ascendente o descendente.

SELECCIÓN DE LA FAJA TRANSPORTADORA:

El ángulo de trabajo para esta faja será de 20° , la altura total de descarga de esta faja será de 3,3 metros, de acuerdo al siguiente esquema se calcula las dimensiones de la faja.



$$\operatorname{tag}20 = \frac{\text{Altura}}{\text{Largo}} \quad \text{Largo} = \text{Altura} / \tan 20^\circ = 3,3 / \operatorname{tag}20 = 9,066 \approx 9,1m$$

$$\text{Longitud} = \sqrt{\text{Largo}^2 + \text{Altura}^2} = \sqrt{9,1^2 + 3,3^2} = 9,67m \approx 9,70m$$

Cálculo del ancho de la faja transportadora.

Utilizando siguiente fórmula:

$$W = \sqrt{\frac{V}{3}}$$

Dónde:

$$V = \frac{3,5}{1,6} = 2,19m^3 = 2,19m^3 \times 35,314 pie^3 / m^3 = 77,34 pie^3 / 80\% = 96,68 pie^3$$

Considerando que el material presenta una granulometría intermedia (1 1/2" a 1" pulgadas), tenemos:

$$W = \sqrt{\frac{96,68}{3}} = 5,67 pulg.$$

Empleando un coeficiente de seguridad del 20 %, tenemos:

$$W = \frac{5,67}{0,80} = 7,1 pulg \times \frac{25,4mm}{1 pulg} = 180,34mm$$

Según catálogo de Phoenix elegimos una faja transportadora de 200 mm de ancho, sin embargo por considerando futuras ampliaciones de capacidad es aconsejable optar por ancho de faja de 300 mm

Cálculo de la potencia requerida.

Cálculo del Kw para poner en marcha la Faja Transportadora.

$$L = 9,7 \text{ m} \quad C = 0,016 \text{ (de tabla) y} \quad v = 1 \text{ m/s}$$

$$N_1 = C * L * v = 0,016 * 9,7 * 1 = 0,16 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw adicional para vencer la resistencia.

$$N_2 = 0,00015 * L * Q = 0,0015 * 9,7 * 3,5 = 0,051 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw para elevar la carga a una altura H.

$$N_3 = \frac{H * Q}{367}$$

Pero

$$H = \text{sen}(20^\circ) * 9,7 = 3,31 \text{ m}$$

$$N_3 = \frac{3,31 * 3,5}{36,7} = 0,32 \text{ Kw}$$

Cálculo de la potencia de accionamiento de la faja transportadora.

$$N_o = 1,27(0,16 + 0,051 + 0,32) = 0,67 \text{ Kw}$$

$$N_o = 0,67 \text{ Kw} * 1,341 \frac{\text{HP}}{1 \text{ Kw}} = 0,90 \text{ HP}$$

Pero como la eficiencia es de sólo el 75% tenemos:

$$P_{\text{neto}} = \frac{0,90}{0,75} = 1,2 \text{ HP} \cong 1,5 \text{ HP}$$

SELECCIÓN DE UNA ZARANDA VIBRATORIA

Para lograr una regular estimación de las dimensiones de una zaranda, se debe tener en cuenta una serie de variables referentes al diseño del equipo, a las características del mineral y a las de operación, que van a determinar la velocidad de paso de las partículas a través de una superficie cribante. Estas variables ya han sido descritas en los equipos anteriores.

$$\text{Total de pasante en alimentación } (-1/8") = 3,5 \times 0,35 = 1,23 \text{ t/h}$$

$$\text{Densidad del mineral } \rho_m = 1,8 \text{ Kg./m}^3$$

Utilizamos la siguiente fórmula:

$$AC = \frac{t/h. \text{ pasante de la alimentación}}{Cx\rho_b \times FxExDxSxOxW}$$

Dónde:

$$C = \frac{0,55 t/h}{0,0929 m^2} = 5,92 t/m^2 h \quad \rho_b = \frac{1,800}{1,602} = 1,123$$

Valor de los factores que se obtienen de las tablas dadas.

$$F = 1 \quad E = 1 \quad (95\%) \quad D = 1 \quad (\text{un sólo piso}) \quad S = 1,15 \quad (\text{t-Cap})$$

$$\text{Tonelada seca por hora} = 31,578 \times 0,93 = 29,368 \text{ t/h}$$

Reemplazando datos tenemos:

$$AC = \frac{3,3 \text{ ton/h}}{5,92 \times 1,123 \times 1 \times 1 \times 1 \times 1,15} = 0,43 \text{ m}^2$$

Aplicamos 15% para compensar espacios ocupados por barras, soportes y elementos de sujeción de la malla en la armadura de la criba.

$$AC = 0,43 + 0,065 = 0,50 \text{ m}^2.$$

$$AC = a \times l \rightarrow l = 2a \rightarrow a = \sqrt{\frac{AC}{2}} = \sqrt{\frac{0,50}{2}} = 0,5 \text{ m}$$

$$a = 0,5 \text{ m} \rightarrow 1,67 \text{ pies} \cong 2 \text{ pies}$$

$$l = 2 \times 0,5 = 1,0 \text{ m} \rightarrow 3,33 \text{ pies.} \cong 4 \text{ pies.}$$

Dimensiones de la criba vibratoria = 2 pies x 4 pies HP = 2,0

SELECCIÓN DE UNA CHANCADORA SECUNDARIA (CÓNICA)

El chancado secundario constituye la segunda etapa de la conminución que comprende a la reducción de tamaños de una alimentación proveniente de la descarga de la chancadora primaria hasta productos que alimentarán las etapas de molienda, en algunos casos y en otros al chancado terciario.

El tamaño de reducción de $-1\frac{1}{2}$ " ó -1 " a $3/16$ " ó $1/8$ " representa un radio de reducción de 8. Esta operación se efectúa en chancadoras cónicas tipo Symons estándar o hidrocónicas.

Determinación de las dimensiones de la chancadora secundaria de cono.

Datos.

$$F_{80} = 25\,000\mu\text{m}$$

$$P_{80} = 3\,125\mu\text{m}$$

$$W_i = 17,5 \text{ Kw-h/t}$$

Capacidad de tratamiento = 3,5 t/h

$$Q_R = 3,5 \times \frac{100}{100 - 40} = 5,83 \text{ t/h}$$

Cálculo del consumo de energía.

Reemplazando datos tenemos:

$$W_{Chs} = 17,5 \left[\frac{10}{\sqrt{3125}} - \frac{10}{\sqrt{25000}} \right] = 2,02 \text{ Kw-h/t}$$

Cálculo de la potencia requerida.

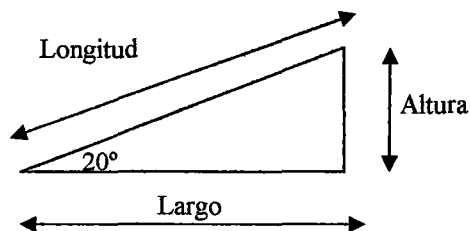
$$P_m = 2,02 \frac{Kw - h}{t} \times 5,83 \frac{t}{h} \times 1,341 \frac{HP}{Kw} = 15,79 HP$$

$$P_m = \frac{15,79}{0,9} = 19,74 HP \approx 20 HP$$

Según catálogo podemos seleccionar un a Chancadora de cono estándar de 1 pies 6 pulgadas de diámetro con un motor de 25 HP y una capacidad de 8 t/h. Set de 1/8". Este es el diagrama del problema.

SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA SECUNDARIA

El ángulo de trabajo para esta faja será de 20°, la altura total de descarga de esta faja será de 3,45 metro, de acuerdo al siguiente esquema se calcula las dimensiones de la faja.



$$\text{tag} 20 = \frac{\text{Altura}}{\text{Largo}} \quad \text{Largo} = \text{Altura} / \tan 20^\circ = 3,45 / \text{tag} 20 = 9,48 \approx 9,5m$$

$$\text{Longitud} = \sqrt{\text{Largo}^2 + \text{Altura}^2} = \sqrt{9,5^2 + 3,45^2} = 10,106m \approx 10,10m$$

Cálculo del ancho de la faja transportadora.

Utilizando siguiente fórmula:

$$W = \sqrt{\frac{V}{3}}$$

Dónde:

$$V = \frac{3,5}{1,6} = 2,19m^3 = 2,19m^3 \times 35,314 pie^3 / m^3 = 77,34 pie^3 / 80\% = 96,68 pie^3$$

Considerando que el material presenta una granulometría intermedia (80% - 3mm (1/8")), tenemos:

$$W = \sqrt{\frac{96,68}{3}} = 5,67 pulg.$$

Empleando un coeficiente de seguridad del 20 %, tenemos:

$$W = \frac{5,67}{0,80} = 7,1 pulg \times \frac{25,4mm}{1 pulg} = 180,34mm$$

Según catálogo de Phoenix elegimos una faja transportadora de 200 mm de ancho, sin embargo por considerando futuras ampliaciones de capacidad es aconsejable optar por ancho de faja de 300 mm

Cálculo de la potencia requerida.

Cálculo del Kw para poner en marcha la Faja Transportadora.

$$L = 10,1 \text{ m} \quad C = 0,016 \text{ (de tabla) y} \quad v = 1 \text{ m/s}$$

$$N_1 = C * L * v = 0,016 * 10,1 * 1 = 0,16 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw adicional para vencer la resistencia.

$$N_2 = 0,00015 * L * Q = 0,0015 * 10,1 * 3,5 = 0,053 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw para elevar la carga a una altura H.

$$N_3 = \frac{H * Q}{367}$$

Pero

$$H = \text{sen}(20^\circ) * 10,1 = 3,45 \text{ m}$$

$$N_3 = \frac{3,45 * 3,5}{367} = 0,33 \text{ Kw}$$

Cálculo de la potencia de accionamiento de la faja transportadora.

$$N_o = 1,27(0,16 + 0,053 + 0,33) = 0,69 \text{ Kw}$$

$$N_o = 0,67 \text{ Kw} * 1,341 \frac{\text{HP}}{\text{Kw}} = 0,91 \text{ HP}$$

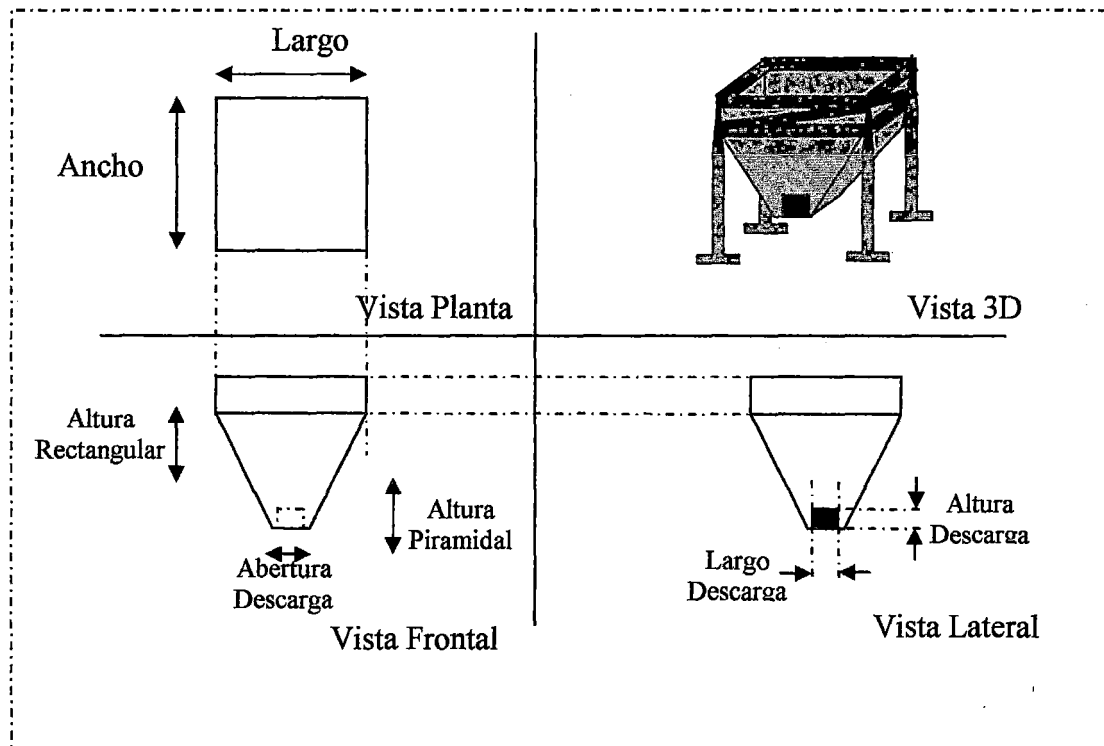
Pero como la eficiencia es de sólo el 75% tenemos:

$$P_{\text{neto}} = \frac{0,91}{0,75} = 1,2 \text{ HP} \cong 1,5 \text{ HP}$$

DISEÑO DE TOLVA DE FINOS

Las tolvas de finos son de forma cilíndrica con un fondo cónico o de forma cuadrada y piramidal (para volumen pequeño se opta por esta última debido a que presenta una menor pérdida de material en su construcción), las cuales se fabrican con planchas de acero.

Para determinar las dimensiones, se hace el siguiente análisis.



Fuente: Propia

Fig. N° 33: DISEÑO DE TOLVA DE FINOS

CÁLCULOS REALIZADOS:

El criterio tomado para este cálculo se estimó que la tolva trabajara al 140% de la capacidad requerida por la etapa de LIX (14 t/día), de esta manera se asegura que la etapa de LIX tenga mineral para seguir trabajando en caso se tenga que hacer una parada de los equipos de chancado, teniendo así 10 horas (6 t excedentes) para solucionar los problemas en la etapa de chancado, obteniendo al final una tolva con una capacidad de 20 t, teniendo así capacidad para posibles ampliaciones.

TABLA N° XXIII: CALCULO DE LA TOLVA DE GRUESOS

CALCULO DE TOLVA DE GRUESOS	
Capacidad LIX (t/24h)	14
Capacidad Tolva (t)	16,8
densidad relativa del mineral	1,8
Volumen de Tolva (m ³)	11,1
DIMENSIONES DE LA PARTE RECTANGULAR (m)	
Altura Rectangular	0,5
Largo	3
Ancho	3
Volumen de la parte rectangular (m ³)	4,5
DIMENSIONES DE LA PARTE PIRAMIDAL (m)	
Altura Piramidal	2,2
Largo	3
Ancho	3
Angulo de descarga (grados °)	56
Volumen de la parte rectangular (m ³)	6,60
Volumen total de la tolva (m³)	11,1

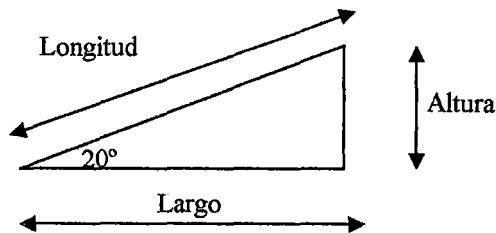
DIMENSIONES DE LA DESCARGA (m)	
Altura	0,15
Largo	0,15

CALCULO DE TOLVA DE FINOS	
Altura Total	2,7
Capacidad Tolva (m ³)	11,1
Capacidad Tolva (t)	20,0

Fuente: Propia

SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA TERCIARIA

El ángulo de trabajo para esta faja será de 20°, la altura total de descarga de esta faja será de 3,0 metros, de acuerdo al siguiente esquema se calcula las dimensiones de la faja.



$$\operatorname{tag} 20 = \frac{\text{Altura}}{\text{Largo}} \quad \text{Largo} = \text{Altura} / \tan 20^\circ = 3,0 / \operatorname{tag} 20 = 8,24 \approx 8,30 \text{ m}$$

$$\text{Longitud} = \sqrt{\text{Largo}^2 + \text{Altura}^2} = \sqrt{8,3^2 + 3,0^2} = 8,83 \text{ m} \approx 8,8 \text{ m}$$

Cálculo del ancho de la faja transportadora.

Utilizando siguiente fórmula:

$$W = \sqrt{\frac{V}{3}}$$

Dónde:

$$V = \frac{0,625}{1,6} = 0,40m^3 = 0,40m^3 \times 35,314 pie^3 / m^3 = 14,13 pie^3 / 80\% = 17,66 pie^3$$

Considerando que el material presenta una granulometría intermedia (80% -1/8"), tenemos:

$$W = \sqrt{\frac{17,66}{3}} = 2,43 pulg.$$

Empleando un coeficiente de seguridad del 20 %, tenemos:

$$W = \frac{2,43}{0,80} = 3,0 pulg \times \frac{25,4mm}{1 pulg} = 76,2mm$$

Según catálogo de Phoenix elegimos una faja transportadora de 100 mm de ancho, sin embargo por considerando futuras ampliaciones de capacidad es aconsejable optar por ancho de faja de 300 mm

Cálculo de la potencia requerida.

Cálculo del Kw para poner en marcha la faja transportadora.

$$L = 8,8 \text{ m} \quad C = 0,016 \text{ (de tabla) y} \quad v = 1 \text{ m/s}$$

$$N_1 = C * L * v = 0,016 * 8,8 * 1 = 0,14 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw adicional para vencer la resistencia.

$$N_2 = 0,00015 * L * Q = 0,0015 * 8,8 * 3,5 = 0,053 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw para elevar la carga a una altura H.

$$N_3 = \frac{H * Q}{367}$$

Pero

$$H = \text{sen}(20^\circ) * 10,1 = 3,45 \text{ m}$$

$$N_3 = \frac{3,45 * 3,5}{36,7} = 0,33 \text{ Kw}$$

Cálculo de la potencia de accionamiento de la faja transportadora.

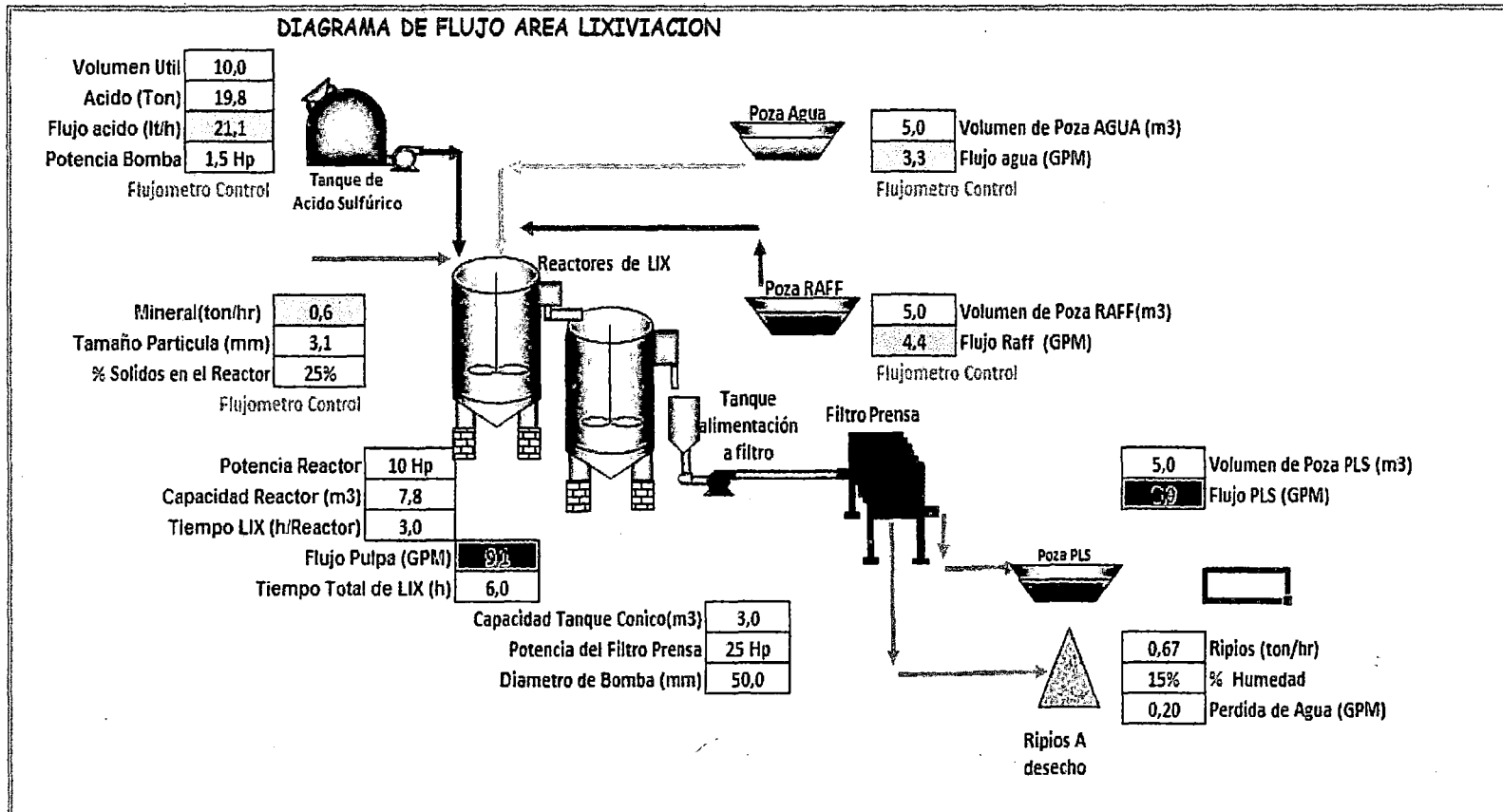
$$N_o = 1,27(0,16 + 0,053 + 0,33) = 0,69 \text{ Kw}$$

$$N_o = 0,67 \text{ Kw} * 1,341 \frac{\text{HP}}{1 \text{ Kw}} = 0,91 \text{ HP}$$

Pero como la eficiencia es de sólo el 75% tenemos:

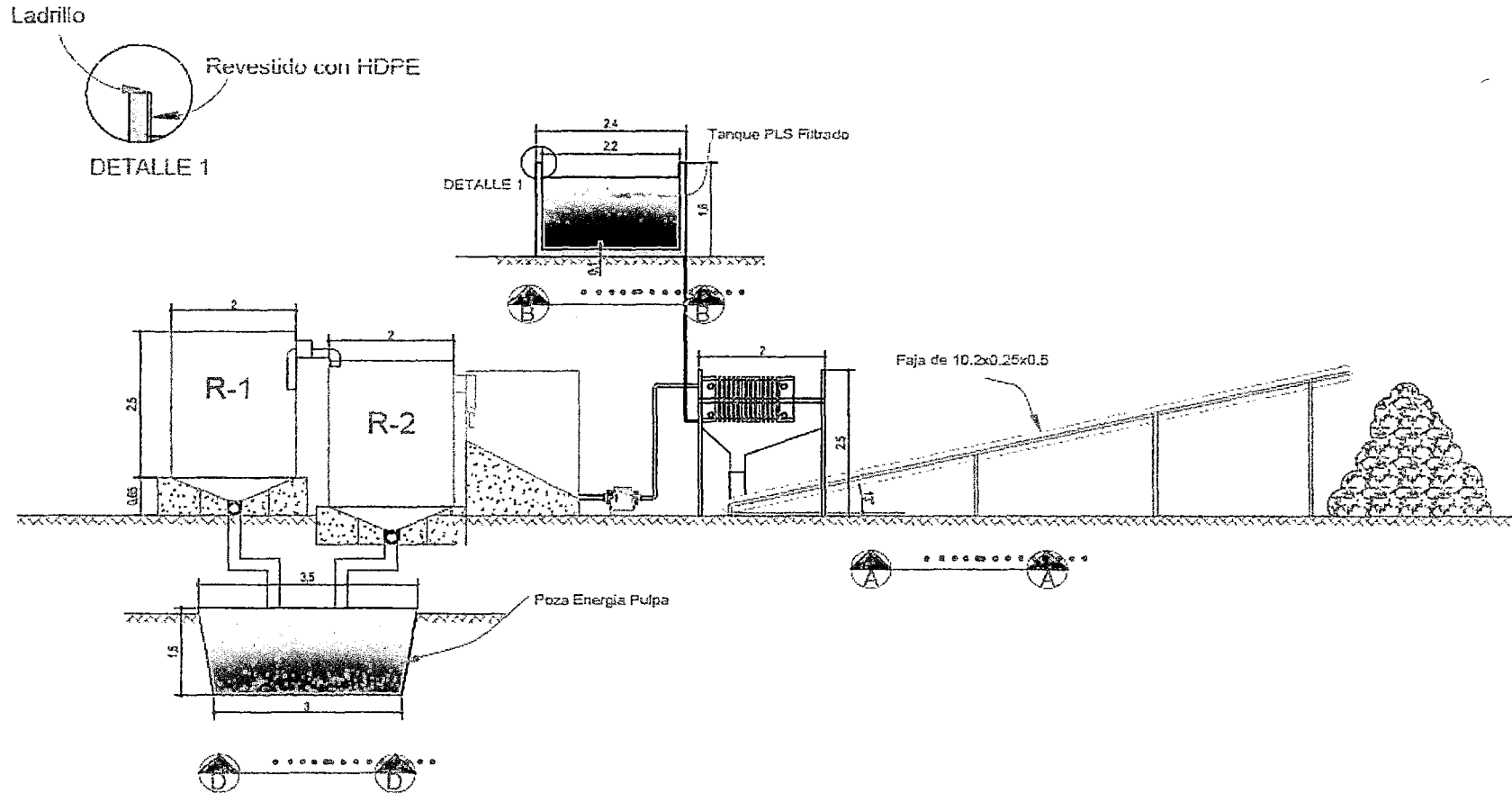
$$P_{\text{neto}} = \frac{0,91}{0,75} = 1,2 \text{ HP} \cong 1,5 \text{ HP}$$

6.7.2. ETAPA DE LIXIVIACIÓN



Fuente: elaboración de diseño propia

Fig. N°34: CIRCUITO DE LIXIVIACION



Fuente: elaboración de diseño propia

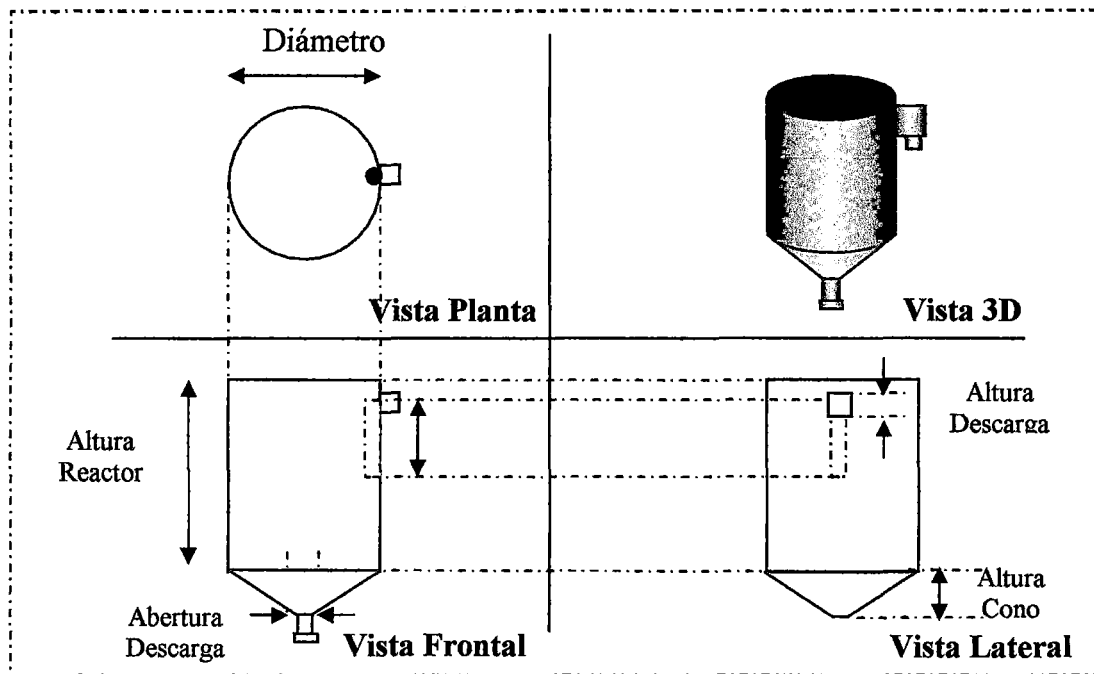
Fig. N°35: PLANO VISTA DE PERFIL DEL AREA DE LIXIVIACION

El Proceso de lixiviación para minerales de la zona de Corocoro, (mineral referencia), tiende a tener una muy buena cinética, en base a ensayos realizados, se determinó que el mineral tiende a tener una recuperación del 90% a las 4 horas de lixiviación, trabajado a una granulometría de 80% - $\frac{1}{4}$ " , para lo cual no hace falta llevarlo a molienda a granulometrías cercanas a las 150 μ m, puesto que la composición que presenta estos mineral predomina la crisocola y la malaquita, y en menor medida Cuprita, (normalmente es por este tipo de mineral "Cuprita" que se tiende a realizar una molienda fina, debido a su baja cinética de lixiviación).

Debido a esto para mejorar más aun la cinética del mineral es que se pretende bajar la granulometría a 80% - 3 mm($\frac{1}{8}$ "), lo suficientemente fino para logra una recuperación cercanas al 90%, en aproximadamente 2 a 3 horas, manteniendo un consumo referencial de 85 kg ácido/ t mineral, en la practica el consumo diaria tiende a bajar debido a que al recircular RAFF, este lleva consigo acido libre y iones cobre los cuales son nuevamente atrapados en la etapa de extracción por solventes.

DISEÑO DEL REACTOR LIX

El reactor LIX, son de forma cilíndrica con un fondo plano, las cuales se fabrican con planchas de acero. Para determinar las dimensiones, se hace el siguiente análisis.



Fuente: elaboración de diseño propia

Fig. N°36: REACTOR DE LIXIVIACION

CÁLCULOS REALIZADOS:

El criterio tomado para este cálculo se estimó que para un tiempo de residencia de 3 horas por reactor, empleando dos en la operación de lixiviación para maximizar el tiempo mejorando así la cinética, llegando a recuperaciones por encima del 90%, de esta manera también es posible poder procesar mayor cantidad de mineral manejando variables en la operación.

TABLA N° XXIV: CARACTERÍSTICAS DE PROCESO EN EL REACTOR LIX.

Características del proceso en el Reactor LIX	
% Sólidos (p/p)	25,00
Dilución (3 partes agua x 1 de sólido)	3,00
Capacidad por Reactor m ³	7,80
Altura de reactor (m)	2,50
Diámetro del reactor (m)	2,00
Total de Reactores LIX	2,00
Densidad aparente	1,90
Tiempo Residencia (Hr./Reactor)	3,00
Flujo de Alimentación de Mineral (Kg/min)	9,70
Flujo de Alimentación de Agua (Kg/min)	29,10
Flujo de Pulpa (l/min)	34,62
Flujo de Pulpa (gal/min)	9,15

Fuente: elaboración propia

TABLA N° XXV: DIMENSIONES DEL REACTOR LIX.

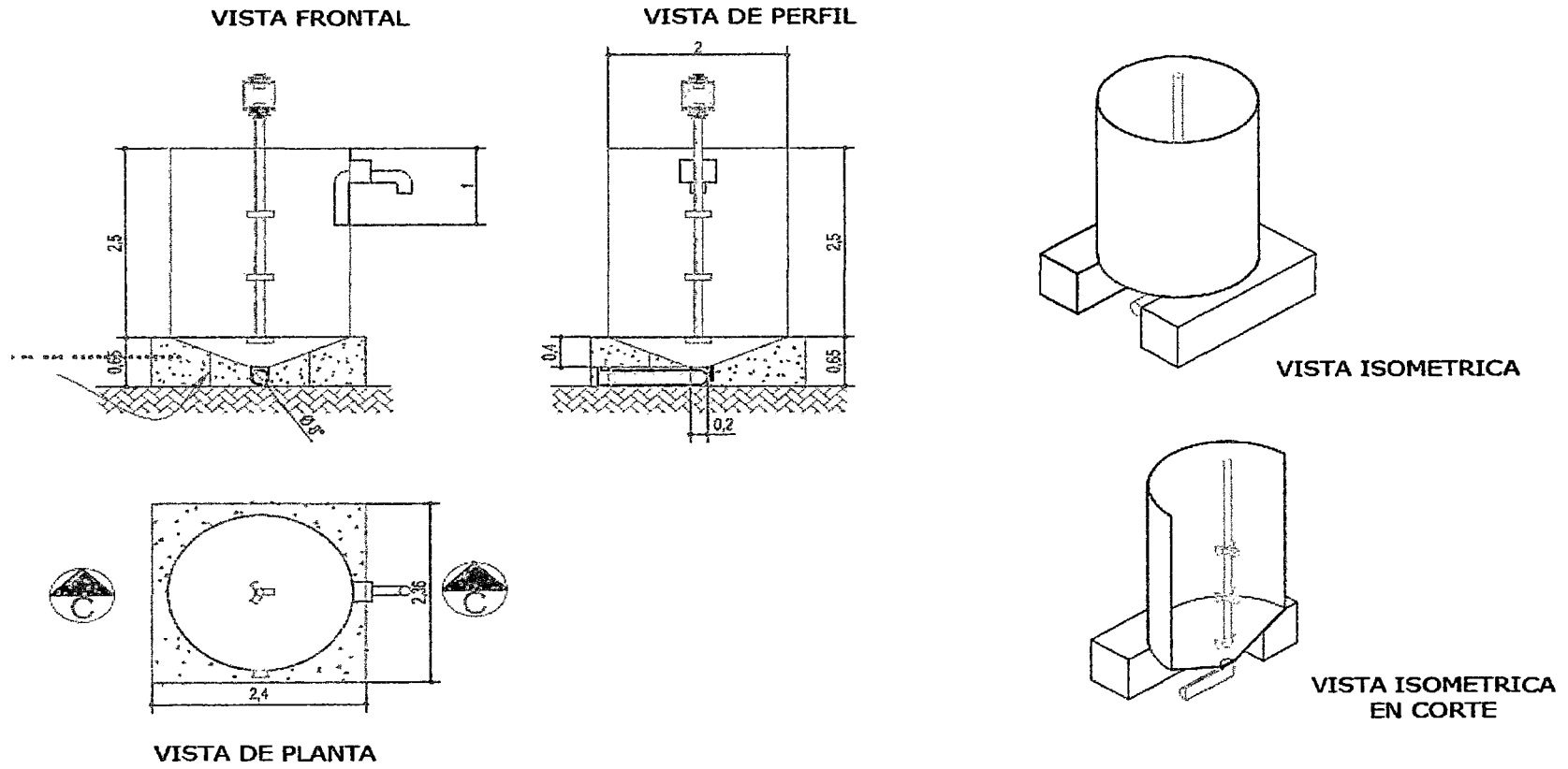
DIMENSIONES DEL REACTOR (m)	
Altura (m)	2,5
Diámetro (m)	2
Volumen de la parte Cilíndrica (m ³)	7,85
DIMENSIONES PARTE CÓNICA	
Altura (m)	0,4
Diámetro (m)	2
Volumen de parte Cónica (m ³)	1,6
Volumen total de Reactor (m ³)	8,26

Fuente: Propia

TABLA N° XXVI: DIMENSIONES DE LA DESCARGA DE REBOSE

DIMENSIONES DE LA DESCARGA POR REBOSE (m)	
altura	0,3
largo	0,3
profundidad	0,3
Volumen de la parte rectangular (m ³)	0,03
Diámetro de Descarga de Emergencia	8"

Fuente: Propia

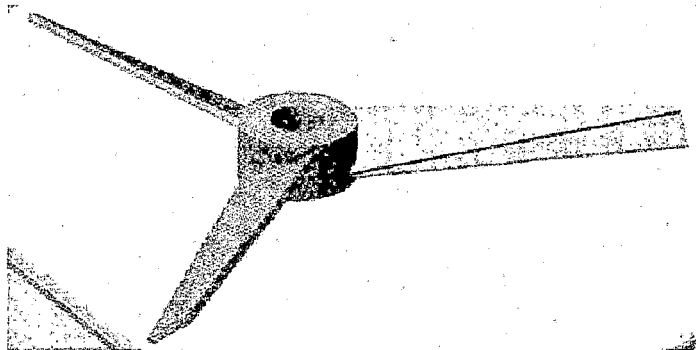


Fuente: Propia

Fig. N° 37: PLANO DEL REACTOR DE LIXIVIACION

Características del reactor LIX

- Motor Reductor: 20 Hp
- Revolución de trabajo: 385 rpm
- Material: Acero Inox 316-L
- Diámetro de Hélice: 30 cm
- Angulo de inclinación de la Hélice: 30°
- Diámetro del Tronco o Eje: 10 cm (4pulg)
- # Hélices empleadas por reactor: 2 (dispuestas con flujo opuestos)



Fuente: Propia

Fig. N° 38: HELICE A EMPLEAR EN EL PROCESO

CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE ÁCIDO

Características del Tanque de Acido:

Material: Acero, Fibra de vidrio reforzada o HDPE.

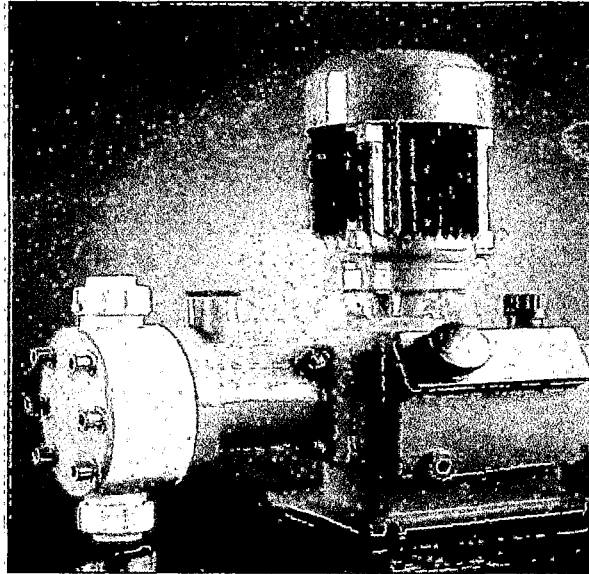
TABLA N° XXVII: DIMENSIONES DE TANQUE DE ACIDO

DIMENSIONES DEL TANQUE ACIDO (M)	
Altura	2,5
Diámetro	2,5
Volumen tanque (m ³)	12,3

Fuente: Propia

Para llevar el ácido sulfúrico desde el tanque hasta el reactor 1, y una línea hacia el área de EW, se tiene puede contar una bomba dosificadora de 11 a 46 l/h, manejando presiones de 10 bar, el cual cuenta con una regulación manual de 0 a 100%, mediante un actuador electrónico o neumático, configurable para diferentes funciones de control y regulación, el material en las partes de contacto son de PVC, acero AISI 316, diafragma de teflón.

A continuación se muestra una figura de la bomba dosificadora, de la empresa DAGS, equipos y sistemas de dosificación, procedencia Argentina - Buenos Aires, e-mail: dags@satlink.com

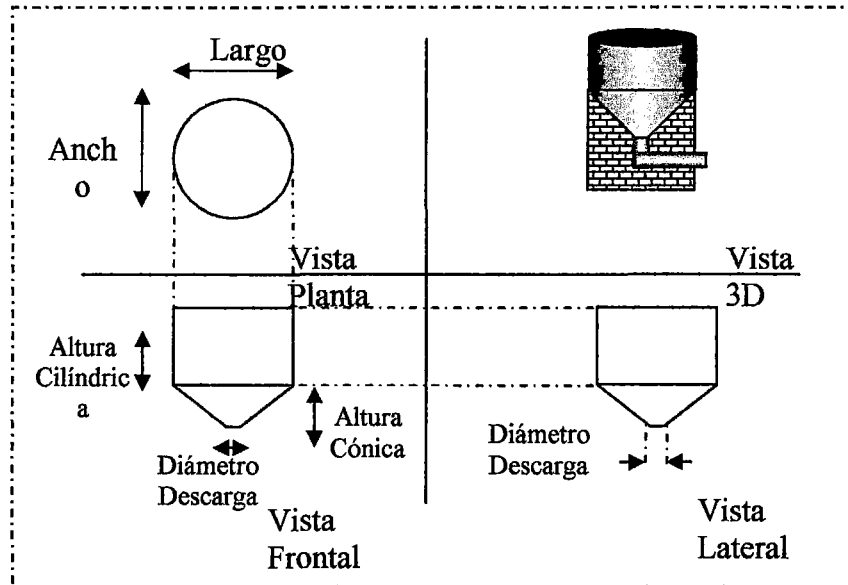


Fuente: Propia

Fig. N° 39: BOMBA DE DOSIFICACION A EMPLEAR EN EL PROCESO

CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE RECEPCIÓN

Este tanque tiene la función de recibir la pulpa de los reactores, así como también contenerla cuando el filtro este en la etapa de descarga y limpieza. Este tanque puede ser de fibra de vidrio.



Fuente: Propia

Fig. N° 40: CARACTERISTICAS DEL TANQUE DE RECEPCION

TABLA N° XXVIII: TANQUE DEL PLS TURBIO

CALCULO DE TANQUE PLS TURBIO	
DIMENSIONES DE LA PARTE CILÍNDRICA (m)	
Altura	1,2
Diámetro	1,8
Volumen de la parte Cilíndrica (m ³)	2,5
DIMENSIONES DE LA PARTE CÓNICA (m)	
Altura	0,5
Diámetro	1,8
Angulo de descarga (grados °)	34
Volumen de la parte rectangular (m ³)	1,3
VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE PLS TURBIO (m³)	3,8

Fuente: Propia

CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO PRENSA

El filtro de Prensa, es una máquina de alto rendimiento desarrollada para la filtración de minerales metálicos, minerales industriales, carbón y relaves. El filtro presenta un diseño y una estructura mecánica sencilla, con pocas piezas móviles.

Gracias al uso de un sistema hidráulico de cilindros paralelos para el cierre y sellado de las placas del filtro, podemos proveer un diseño compacto y una estructura portante de peso reducido. Se utilizan placas de filtración de polipropileno para una adecuada resistencia química y un peso reducido.

Material Filtrante:

Constan de un paquete filtrante con placas y telas de polipropileno, soportado en un bastidor compuesto de dos cabezales y dos travesaños, en acero. El paquete filtrante se abre y cierra mediante un dispositivo electrohidráulico.

Descripción de acuerdo a catalogo:

Capacidad: 3,0 t/h

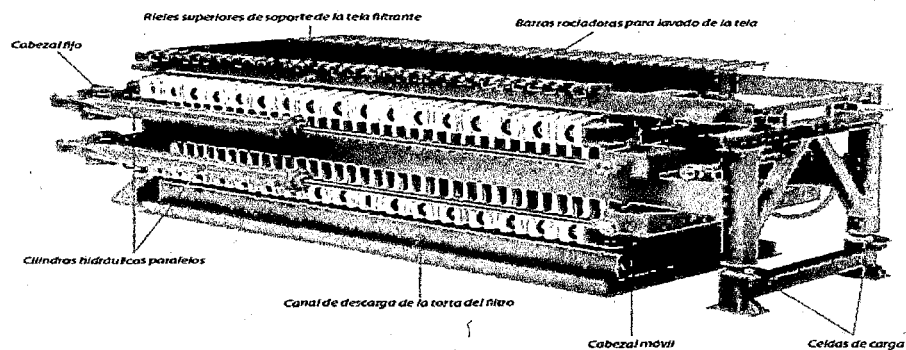
Modelo: C-1200 (Empresa ERAL, equipos y procesos S.A.)

De Cámaras: 16

Diámetro de Bomba: 50 mm (2 Pulgadas)

Potencia: 19 Kw (25 HP)

Descarga: con sacudida de placas.

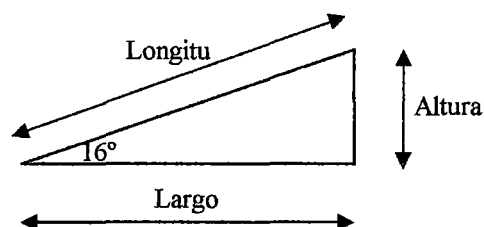


Fuente: Propia

Fig. N° 41: FILTRO PRENSA A EMPLEAR EN EL PROCESO

SELECCIÓN DE UNA FAJA TRANSPORTADORA

El ángulo de trabajo para esta faja será de 16° , la altura total de descarga de esta faja será de 2,8 metro, de acuerdo al siguiente esquema se calcula las dimensiones de la faja.



$$\operatorname{tag}16^{\circ} = \frac{\text{Altura}}{\text{Largo}} \quad \text{Largo} = \text{Altura} / \tan 16^{\circ} = 2,8 / \operatorname{tag}16^{\circ} = 9,79 \approx 9,80m$$

$$\text{Longitud} = \sqrt{\text{Largo}^2 + \text{Altura}^2} = \sqrt{9,8^2 + 2,8^2} = 10,19m \approx 10,20m$$

Cálculo del ancho de la faja transportadora.

Utilizando siguiente fórmula:

$$W = \sqrt{\frac{V}{3}}$$

Dónde:

$$V = \frac{0,540}{1,9} = 0,60m^3 = 0,60m^3 \times 35,314 \text{ pie}^3 / m^3 = 21,19 \text{ pie}^3 / 80\% = 26,50 \text{ pie}^3$$

Considerando que el material presenta una granulometría intermedia (80% -1/8"), tenemos:

$$W = \sqrt{\frac{26,50}{3}} = 2,97 \text{ pu lg.}$$

Empleando un coeficiente de seguridad del 20 %, tenemos:

$$W = \frac{2,97}{0,80} = 3,7 \text{ pu lg.} \times \frac{25,4mm}{1 \text{ pu lg.}} = 94,3mm$$

Según catálogo de Phoenix elegimos una faja transportadora de 100 mm de ancho, sin embargo por considerando futuras ampliaciones de capacidad es aconsejable optar por ancho de faja de 300 mm

Cálculo de la potencia requerida.

Cálculo del Kw para poner en marcha la Faja Transportadora.

$$L = 10,2 \text{ m} \quad C = 0,016 \text{ (de tabla) y} \quad v = 1 \text{ m/s}$$

$$N_1 = C * L * v = 0,016 * 10,2 * 1 = 0,16 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw adicional para vencer la resistencia.

$$N_2 = 0,00015 * L * Q = 0,00015 * 10,2 * 3,5 = 0,00053 \text{ Kw}$$

Cálculo del Kw para elevar la carga a una altura H.

$$N_3 = \frac{H * Q}{367}$$

Pero

$$H = \text{sen}(16^\circ) * 10,2 = 2,8 \text{ m}$$

$$N_3 = \frac{2,8 * 3,5}{36,7} = 0,27 \text{ Kw}$$

Cálculo de la potencia de accionamiento de la faja transportadora.

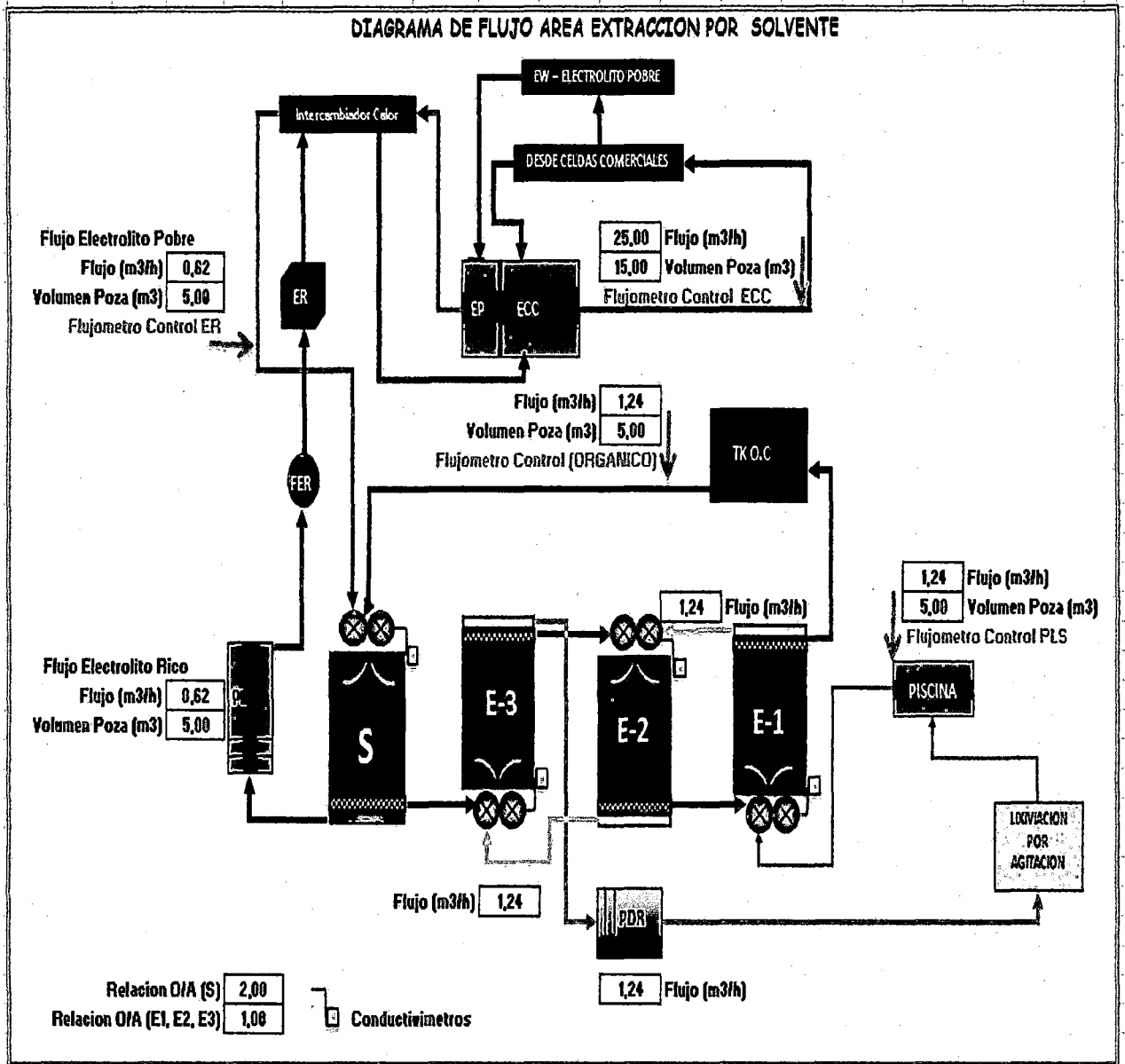
$$N_o = 1,27(0,16 + 0,00053 + 0,27) = 0,61 \text{ Kw}$$

$$N_o = 0,61 \text{ Kw} * 1,341 \frac{\text{HP}}{\text{Kw}} = 0,82 \text{ HP}$$

Pero como la eficiencia es de sólo el 75% tenemos:

$$P_{\text{neto}} = \frac{0,82}{0,75} = 1,1 \text{ HP} \cong 1,5 \text{ HP}$$

6.7.3. ETAPA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES:



Fuente: Elaboración de diseño propia

Fig. Nº 42: ETAPA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

CONCENTRACIÓN DE ORGÁNICO A UTILIZAR:

Debido a que se manejara un PLS, con 10 gpl de cobre, y oscilara en un pH entre 1 a 2, que es un rango aceptable para llevar al cabo el proceso de SX, en base al reactivo a emplear se puede obtener que la transferencia de cobre en el promedio será de 0,385 g/l por cada 1% v/v de reactivo.

En el siguiente cálculo se determina la concentración aproximada del reactivo adecuado.

$$\begin{aligned} \% \text{ Reactivo necesario} &= \frac{\left(\text{Cobre a transferir en } \frac{\text{g}}{\text{l}} \right) * (\text{Eficiencia extracción } \%) }{\text{Cu que transfiere cada } 1\%} \\ \% \text{ Reactivo necesario} &= \frac{(10 \text{ g/l}) * (90 \%) }{0,385 \frac{\text{g}}{\text{l}} \text{ por } 1\% \text{ v/v}} \\ \% \text{ Reactivo necesario} &= 23,4\% \end{aligned}$$

VARIABLES DE OPERACIÓN DEL PROCESO:

Características Del Acuoso:

El acuoso lo constituye el licor de la lixiviación, el cual tuvo que ser diluido para la concentración deseada:

$$PLS = 12,0 \text{ gplCu}$$

$$pH = 2$$

La solución rica debe estar cristalina sin suspensión de sólidos, para una buena purificación y evitar problemas de borras.

Razón De Fases O/A:

En base a ensayos a nivel laboratorio para diferentes relaciones O/A, con orgánico al 23,5% v/v. los resultados fueron:

Etapa de extracción:

O/A	CU (ORG.), GPL	CU (ACUOSO), GPL
50/50 (1/1)	8,5761	1,4239
60/50 (1,2/1)	8,9042	1,0958
70/50 (1,4/1)	9,1541	0,8459

Se recomienda trabajar con la relación 60/50 (O/A=1,2) en condiciones normales y en caso de incremento de cobre en la solución preñada se recomienda trabajar con 70/50 (O/A=1,4), mientras mas concentrado sea el PLS la relación será mayor.

VELOCIDAD DEL AGITADOR:

Se toma como referencia datos de plantas industriales empleando el siguiente factor:

$$N^3 D^2 \leq 21$$

Dónde:

N= Revoluciones/segundo

D= Diámetro en Pies.

Si el valor de la expresión es mayor a 21 se obtiene gotas más finas, las cuales necesitan mayor tiempo de separación de fases, si es menor o igual a 21 se obtienen gotas grandes (dispersión primaria), que se separan fácilmente, disminuyendo por tanto los tiempos de separación de fases y las contaminaciones o pérdidas del reactivo por arrastres.

CALCULO RPM:

Para D= 3,28 pies

De acuerdo a la ecuación tenemos:

$$N^3 \leq 21/(3,28)^2$$

$$N^3 \leq 1,952$$

$$N \leq \sqrt[3]{1,952}$$

$$N \leq 1,250$$

De donde se obtiene que N = 1,25 rev/s, o 75 rpm, siendo esta la elocidad del impeler, dentro del mixers.

CALCULO DE LA POTENCIA DE MEZCLA:**Datos:**

Concentración del extractante: 23,5 % v/v

Viscosidad Mezcla, μm : 8,51 cP (0,34 lb/(pies*min))

Diámetro medio de gota, dg: 300 μm

Velocidad, N: 75

Densidad promedio mezcla: 0,97 t/m³ (75,30 lb/pie³)

DETERMINACIÓN (NUMERO DE REYNOLDS) N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{ND^2\rho m}{\mu m}$$

$$N_{Re} = \frac{75 * 2,3^2 * 75,30}{0,34}$$

$$N_{Re} = 8,79 * 10^4$$

Para las constantes:

$p=1,31$; $b=0,5$; $h=D=2,28$

DETERMINACIÓN DE NÚMERO DE REYNOLDS OPERACIONAL:

$$N_{Po} = A_1 + \frac{A_2}{N_{Re}}$$

Dónde:

$$A_1 = \frac{27 * p b h}{(2D^2)}$$

$$A_1 = \frac{27 * 1,31 * 0,5 * 2,28}{(2 * (2,28)^2)}$$

$$A_1 = 3,88$$

$$A_2 = \frac{27h}{D}$$

$$A_1 = \frac{27 * 2,28}{2,28}$$

$$A_1 = 27$$

$$N_{PO} = 3,88 + \frac{27}{8,79 * 10^4}$$

$$N_{PO} = 3,07 * 10^4$$

DETERMINACIÓN DE POTENCIA REQUERIDA:

Para $g_c = 9,8 \text{ m/s}^2 (= 1,16 \times 10^5 \text{ pie/min}^2)$,

$$P = f_s * N_{Po} * N^3 D^5 * \rho m / g_c$$

$$P = 1,6 \text{ kW}$$

$$P = 2,1 \text{ Hp}$$

Características de trabajo de los motores de los mixers primario y secundario del área de extracción por solventes Comibol- Corocoro.

TABLA N° XXIX: CARACTERISTICAS DE LOS MOTORES-COMIBOL

Tren	Mixers	RPM	Frecuencia, Hz	HP
Re-extracción, (S)	Primario	120	24	7,5
	Secundario	120	26	1,5
Extracción 1, (E1)	Primario	120	28	7,5
	Secundario	120	27	1,5
Extracción 2, (E2)	Primario	128	30	7,5
	Secundario	124	29	1,5
Extracción 3, (E3)	Primario	124	31	7,5
	Secundario	124	32	1,5

Fuente: Propia

TABLAN°XXX: CARACTERÍSTICAS DE LOS MOTORES SX (DISEÑO)

Tren	Mixers	RPM	Frecuencia, Hz	HP
Re-extracción, (S)	Primario	75	50	2
	Secundario	75	50	1,5
Extracción 1, (E1)	Primario	75	50	2
	Secundario	75	50	1,5
Extracción 2, (E2)	Primario	75	50	2
	Secundario	75	50	1,5
Extracción 3, (E3)	Primario	75	50	2
	Secundario	75	50	1,5

Fuente: Propia

Basándonos en el balance de masa anterior, y sabiendo la cantidad de cobre a transferir y su concentración en las soluciones, podemos hacer una base de cálculo para el dimensionamiento de los equipos principales de esta etapa: Mixers, decantadores, y post-decantadores:

Mezclador (Mixer):

Para asegurar el íntimo contacto entre las dos fases y la transferencia del cobre de una a la otra el tiempo de residencia de cómo mínimo 3 minutos de mezcla, por eso las dimensiones de los mixers:

Diámetro. Ø 1,0 m.

Altura. 1,5 m.

Altura de nivel de rebalse de 1,4 m.

Lo que nos da un volumen útil de $0,88 \text{ m}^3$ (se cuenta con 2 mixers)
Los caudales que deben ingresar son $1,2 \text{ m}^3/\text{h}$ de PLS fresco, $0,6 \text{ m}^3/\text{h}$ (Re-circulación) y $1,2 \text{ m}^3/\text{h}$ de Orgánico, lo que nos da $0,05 \text{ m}^3/\text{min}$, entonces el volumen útil sobre este caudal nos da el tiempo de residencia dentro del mismo que es 12 minutos y 36 s. Lo cual está muy por encima del tiempo mínimo pero por una cuestión operativa de futuras ampliaciones y tamaño mínimo de planta se utiliza las medidas mencionadas.

Decantadores (Settler):

Para el diseño de los decantadores se tienen en cuenta dos factores determinantes:

1º El tiempo de separación de fases que por experimentación y datos del fabricante del orgánico se encuentran entre 25 minutos y 45 minutos.

2º La velocidad lineal de avance de cada fase, en las que hay que asegurar un flujo laminar sin turbulencias que pueden ocasionar dispersión entre la división de fases, para eso calculamos:

Altura útil de rebalse $0,80 \text{ m}$.

Ancho útil de los decantadores 3,0 m.

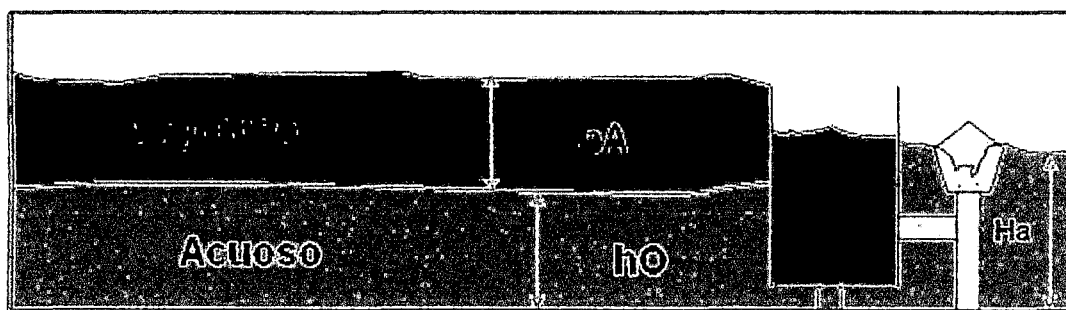
Largo útil de separación hasta los vertederos (canaletas) 3,0 m.

Lo que nos da un volumen útil de $7,2 \text{ m}^3$.

Caudal de flujo $0,050 \text{ m}^3/\text{min}$

Así satisfacemos con creces la 1ª condición de tiempo de residencia con 144 minutos 0 segundos, asegurándose un aumento de flujo en ampliaciones futuras y una separación de fases mucho más segura evitando así cualquier posibilidad de arrastres de una fase dentro de la otra y generando una zona de interface mucho más pequeña.

Para la 2ª condición tenemos que introducir el concepto de alto de banda de cada fase, como se ve en la figura h_A es la altura de banda de la fase orgánica y h_O es la altura de banda de la fase acuosa.



Fuente: Propia

Fig. Nº 43: ETAPA DE EXTRACCION POR SOLVENTES

Ha: se define como 30 cm.

hO: es el restante de la altura útil de rebalse (80 cm) que serían 50 cm.

Entonces dentro del decantador tenemos:

Volumen total de orgánico: 2,7 m³

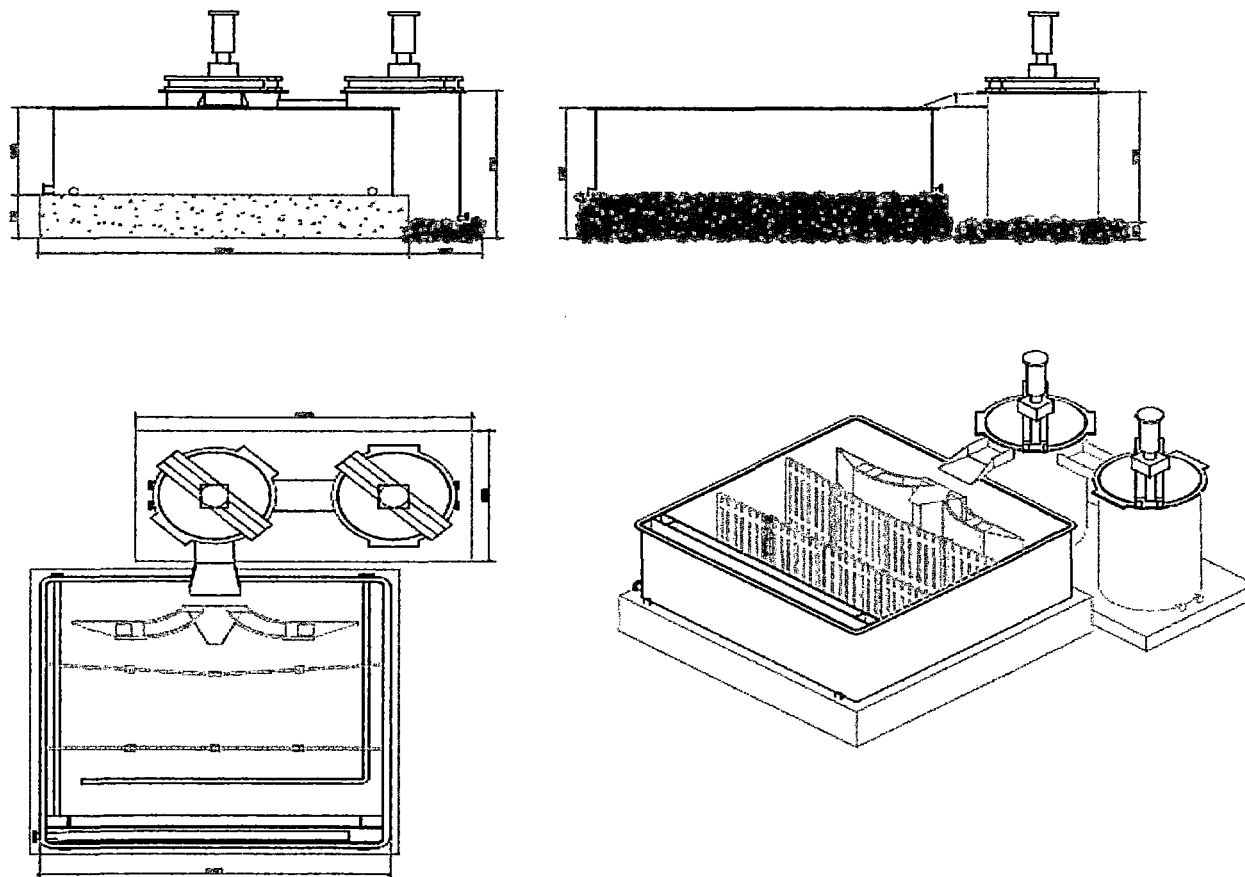
Área de desplazamiento 1,04 m², largo total de área de separación 2,6 m

Caudal de orgánico 0.020 m³/min

Tiempo de residencia de la fase orgánica 135 min 0 s., entonces velocidad lineal 0,0192 m/min. Lo cual nos asegura un flujo laminar en las fases satisfaciendo la 2ª condición de diseño.

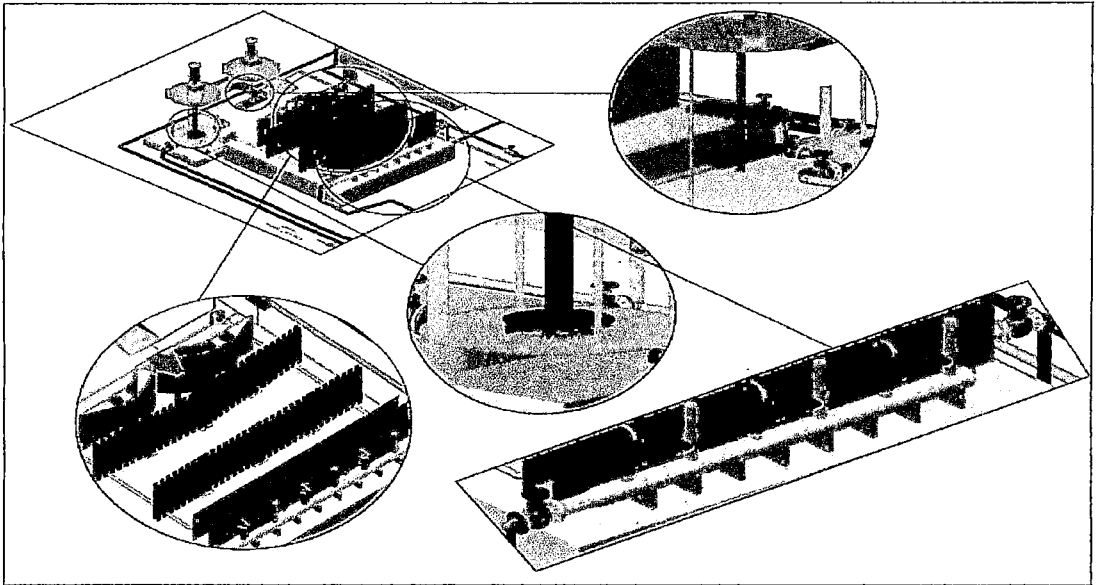
En circuito de SX ha sido diseñado para trabajar a una capacidad de 34% de su capacidad nominal, debido a que en la etapa de LIX se cuenta con 6 horas de lixiviación, y teniendo como referencia que el mineral de la zona de CoroCoro tiene a llegar a una recuperación del 90% a las 2 horas de proceso por el método de lixiviación por agitación, esto nos da una utilización del 30% de la capacidad nominal, de esta manera ambos circuitos podrán trabajar sin problemas en futuras ampliaciones de capacidad, según requiera la operación pudiendo llegar a manejar un flujo máximo en todo el circuito de 9,45 m³/h, con este flujo se llega a la capacidad nominal de planta 95 t/mes de cobre fino en transferencia.

Grafico del mezclador - decantador



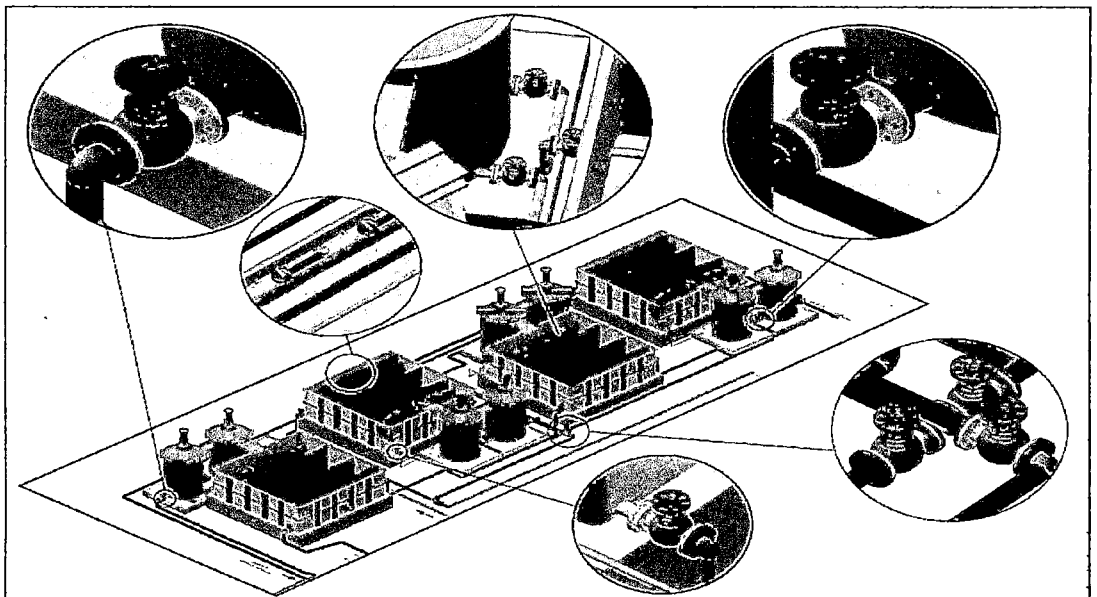
Fuente: Propia

Fig. N°44: MESCLADOR – DECANTADOR



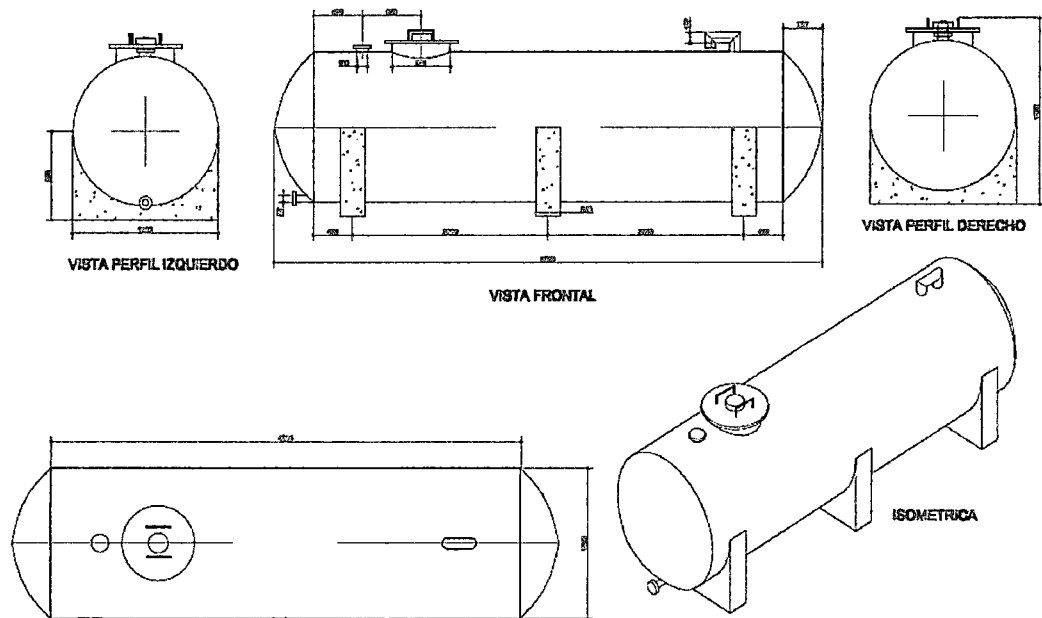
Fuente: Propia

Fig. N° 45: VISTA INTERNA EN 3D MIXER – SETTLER EN EL AREA DE SX.



Fuente: Propia

Fig. N° 46: VISTA EXTERNA EN 3D MIXER – SETTLER EN EL AREA DE SX.



Fuente: Propia VISTA DE PLANTA

Fig. N° 47: TANQUE DE DILUYENTE

ESPECIFICACIONES DEL CIRCUITO DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

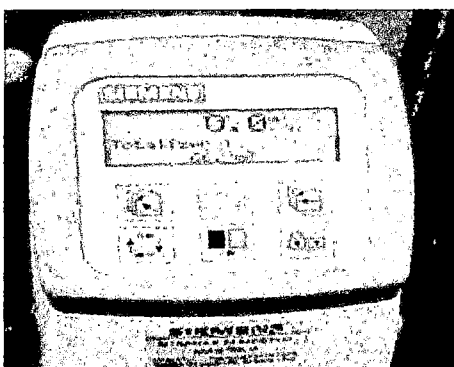
La configuración del circuito de extracción por solventes según diseño esta contara con 3 etapas de extracción y una de re-extracción. Además se detalla las líneas de circulación de soluciones de entrada y salida (orgánico, PLS, Raff, E. rico, E. pobre), además la configuración en serie y en paralelo óptimo. , según diseño se emplearan tuberías llaves:

- Tubería de avance de 3"
- Tubería de re-circulación 2"
- Llaves tipo globo para tuberías de avance (25 unid.)
- Llaves tipo palanca para tuberías de re- circulación (12 unid.)

En SX se contara con 4 flujómetros y 4 Conductímetros de control

Flujómetro

- Flujómetro de PLS entrada a SX (en serie)
- Flujómetro de PLS de entrada a SX (En paralelo)
- Flujómetro de orgánico cargado
- Flujómetro de electrolito pobre

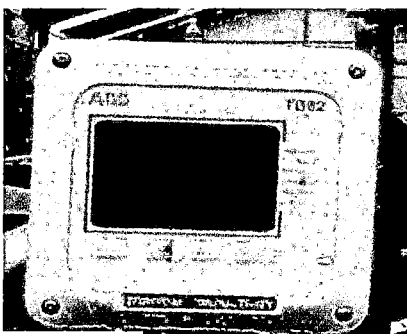


Fuente: Propia

Fig. N° 48: FLUJOMETRO

Conductímetros

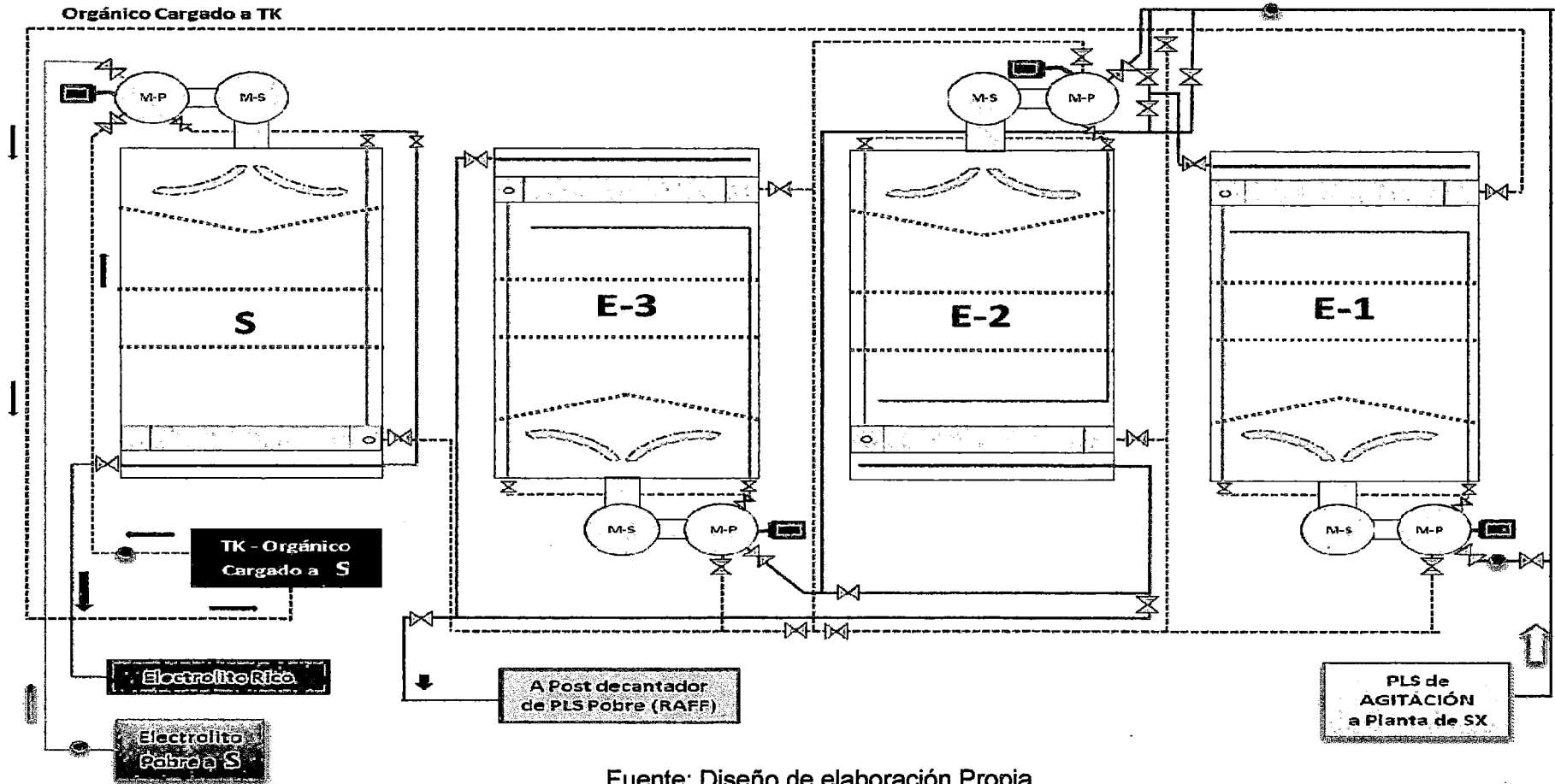
- **Conductímetros en los trenes E1-E2-E3-S**



Fuente: Propia

Fig. N° 49: CONDUCTIMETRO.

DIAGRAMAS DE CONFIGURACIÓN DE SX



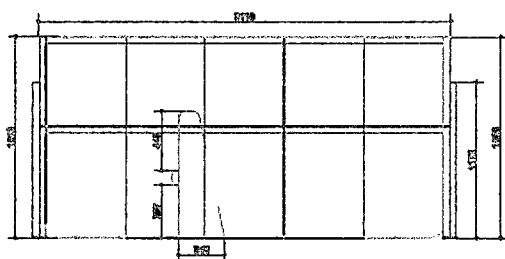
Fuente: Diseño de elaboración Propia

Fig. Nº 50: DIAGRAMAS DE CONFIGURACIÓN DE SX

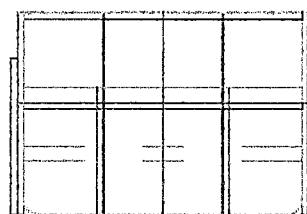
6.7.4. Área de Tanques:

Post-Decantadores:

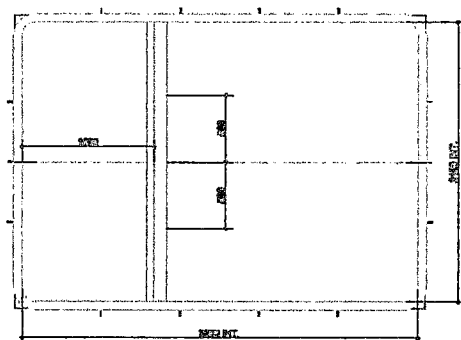
Los post-decantadores estarán diseñados para garantizar la separación posterior de cualquier arrastre que se haya producido de una fase en la otra y los criterios de diseño son los mismos que para los decantadores, un tiempo de residencia y una velocidad de flujo que aseguren la separación.



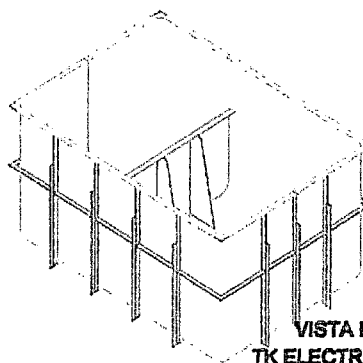
VISTA ISOMETRICA
TK ELECTROLITO RICO



TK ELECTROLITO RICO
VISTA ISOMETRICA



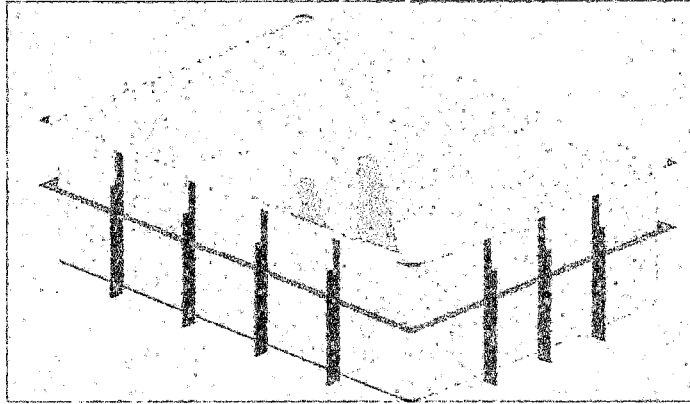
VISTA ISOMETRICA
TK ELECTROLITO RICO



VISTA ISOMETRICA
TK ELECTROLITO RICO

Fuente: Diseño de elaboración Propia

Fig. N° 51: POST DECANTADOR



Fuente: Diseño de elaboración Propia

Fig. N° 52: POST - DECANTADOR

ESPECIFICACIONES DEL CIRCUITO DE TANQUES

En el área de tanques se requerirá tuberías de 3" para toda la configuración, y de 2" para la línea de agua tratada y 4" para tubería que lleva el electrolito cargado o circulante a las celdas de EW.

Además se emplearan las siguientes bombas:

- 2 bombas para mover el orgánico en el circuito de 6 m³/h. (5,5 Hp).
- 2 bombas del post-electrolito rico de 5 m³/h. (5 Hp).
- 2 bombas electrolito rico 5 m³/h (5 Hp).
- 2 bombas del post-decantador PLS pobre a lixiviación 5 m³/h (5 HP).
- 2 bombas del tanque de circulación a SX de 6 m³/h (5,5 Hp).
- 2 bombas del tanque de circulación a celdas EW de 25 m³/h (11,5 Hp).

- 2 bombas del tanque PLS a circuito de SX 5 m³/h (5Hp)
- 1 bomba del sumidero de 3 m³/h (3Hp).
- 1 bomba de agua tratada al tanque de circulación de 3 m³/h (3 Hp).

ADICIÓN DE REACTIVOS

ALTURA DE ARENA (GRANATE) Y ANTRACITA (CARBÓN)

Altura de Arena (granate)	:	35 cm (dato estimado)
Altura de Antracita (Carbón)	:	25 cm (Dato estimad)

DOSIFICACIÓN DE COBALTO:

Se considera los siguientes ítems

Volumen del electrolito	:	25m ³
Cobalto en el sistema	:	200 a 250 ppm (promedio 225)
Peso molecular del Co	:	58,93
Peso molecular del CoSO ₄	:	281,1
Peso de una bolsa	:	21 Kg.
Límite máximo de cobalto	:	280 ppm

- **Determinación de cobalto en el sistema:**

$$CoenSist = \frac{V_{electrolito} \times PM_{CoSO_4} \times ppm_{Co}}{1000 \times PM_{Co}}$$

$$CoenSist = \frac{25 \times 281,1 \times 225}{1000 \times 58,9}$$

$$CoenSist = 26.85 \text{ KgCo}$$

➤ **Determinación de Peso de cobalto que se debe agregar:**

$$KgCoporañadir = \frac{(280 - ppmCo) \times Coensist.}{ppmCo}$$

$$KgCoporañadir = \frac{(280 - 225) \times 26.85}{225}$$

$$KgCoporañadir = 6.56 \text{ KgCo}$$

DOSIFICACIÓN DE GUARTEC:

La dosificación del Guartec está en función de la producción diaria de cobre catódico.

Se considera los siguientes ítems

Producción de cobre diario : 1000 kg/día

Guartec en el sistema : 600 a 700 g (promedio 650)

$$ConsumoGuartec = \frac{650 \times Produccion}{1000000}$$

$$ConsumoGuartec = \frac{650 \times 1000}{1000000}$$

$$ConsumoGuartec = 0,65 \text{ kg/dia}$$

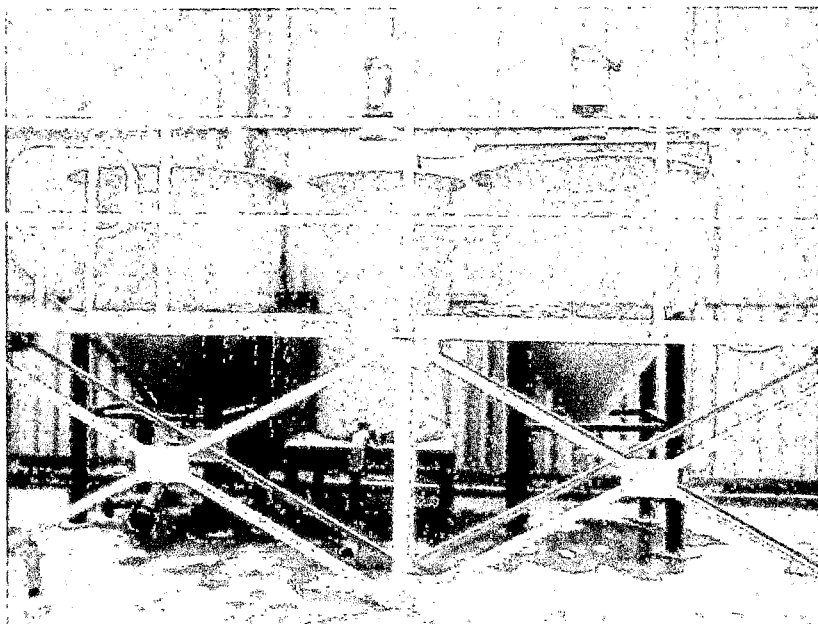
PLANTA DE BORRAS:

En todo proceso de SX como consecuencia de la agitación de fases acuosa y orgánica en presencia de sólidos en suspensión, generalmente arrastrados en la fase acuosa, se produce una emulsión estable, llamada borra, que se localiza en la interface Acuoso-Orgánico de los estanques decantadores.

Esta borra está constituida por una mezcla de fase acuosa y fase orgánica más sólidos en suspensión y aire.

Se concentra en el rebalse del decantador y flota entre orgánico y acuoso y a veces directamente sobre el orgánico en el caso de emulsiones con gran proporción de aire.

La generación de borras produce aumento de los arrastres, lo que sumado al orgánico atrapado en la borra impacta en los costos y calidad del producto.



Fuente: Propia

Fig. N° 53: IMAGEN PLANTA DE BORRAS

La borra puede corresponder a una emulsión de continuidad acuosa estabilizada por sólidos arcillosos del tipo caolinita, montmorrillonita, nontronita y cloritas. Los elementos principales lo constituyen el silicio, aluminio, cobre y hierro.

Las tasas de formación de borra fluctúan entre 0,10 – 0,70 l/m³ de alimentación en períodos críticos, con valores normales de 0,15 – 0,30 l/m³. Una operación satisfactoria presenta niveles de borra en los decantadores de 5 cm.

Considerando todos los aspectos señalados anteriormente, surge la necesidad de contar con un procedimiento adecuado para extraer, tratar y recuperar el orgánico atrapado en estas borras.

Actualmente, en la mayoría de las instalaciones Hidrometalúrgico que trabajan con plantas de extracción por solventes, el tratamiento de las borras utiliza el procedimiento patentado por Chuquicamata conocido como de ruptura mecánica y que está caracterizado por el desarrollo de las siguientes etapas secuenciales:

- Remoción de borra primaria de decantadores y acumulación en estanque lavador.
- Lavado de la borra primaria con lluvia de refino y descarte de acuoso con sólidos.
- Ruptura mecánica mediante adición de la borra primaria lavada sobre orgánico de operación en estanque agitado.
- Se debe mantener continuidad orgánica.
- Decantación de la mezcla anterior.

- Descarte de acuoso con sólidos en suspensión y retorno de la borra secundaria de alta estabilidad y contenidos de sólidos al estanque de lavado.
- Retorno del orgánico recuperado de la borra a la operación.
- Repetición del ciclo acorde con la disponibilidad de borra en la planta.

Las principales características del proceso de ruptura mecánica son:

- Equipo - Reactor cilíndrico con fondo cónico de 45° y 4 baffles equidistantes cada 90°.
- Razón orgánico/borra – 1,5
- Continuidad de fases - Orgánica.
- Tiempo de agitación - Mínimo 40 minutos - Máximo 120 minutos.
- Velocidad periférica - 825 – 1216 pié/min.
- Relación diámetro estanque/diámetro impeller - 2
- Tipo de agitador - 4 aspas, axial. Velocidad variable.
- Tiempo de decantación - Mínimo 12 horas - máximo 24 horas.
- Borra secundaria generada – 0,25 – 0,30 m³/m³ borra inicial.
- Destino despiches acuoso + sólido - Sumidero o refino.
- Destino orgánico recuperado de borra - De preferencia E2.

El procedimiento descrito, permite en un circuito cerrado obtener recuperaciones de orgánico desde borras cercanas a 95%.

Un resumen de las ventajas comparativas más importantes de esta tecnología frente al proceso de centrifugación son las siguientes:

- Menores inversiones y costos de operación.
- Mínimos requerimientos de limpieza y mantención.
- Mínima instrumentación y control.
- Alta capacidad de tratamiento y eficiencia.
- Materiales de construcción simples.
- Gran versatilidad ante cambios en tasas de formación de borras.

El equipamiento puede ser utilizado para otras actividades adicionales de la planta de Sx, como preparación de orgánico de make up y también para restaurar las propiedades de separación de fases del orgánico de operación mediante tratamiento con arcillas, aunque en esta última aplicación, se requiere una operación cuidadosa para minimizar los sólidos en suspensión en el orgánico tratado.

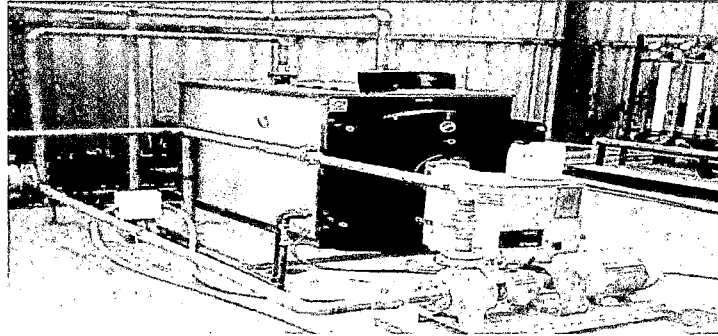
Requerimiento de equipo:

- 1 Moto-Reductor de 5 Hp, con variador de frecuencia para accionar el impeler del reactor de ruptura mecánica.
- 1 Moto-Reductor de 3 Hp, con variador de frecuencia para accionar el impeler del reactor de Orgánico limpio.
- 1 bomba de 2 m³/h, de 3 Hp, para trasladar del reactor de acumulación al reactor de ruptura y de este, al reactor de orgánico limpio.
- 1 bomba colectora de doble diafragma para extraer las borras de los trenes en SX de una capacidad de 1,5 m³/h.
- 20 metros de manguera corrugada de 2" para extraer las borras y depositarlas en el reactor de acumulador de borras.



Fuente: Propia

Fig. N° 54: INTERCAMBIADOR DE CALOR



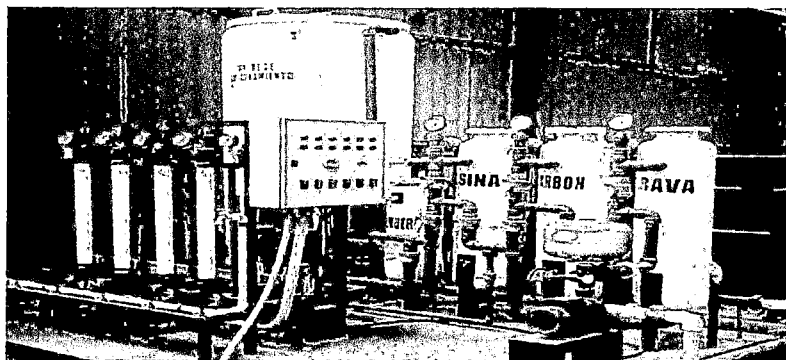
Fuente: Propia

Fig. N° 55: CALDERO DE VAPOR

- Se requiere 3 estructuras de intercambio de calor, Un caldero de con una capacidad de 2000 kg Vapor/h.
- Una bomba de 3 m³/h con una potencia de 3 Hp.
- Un sistema de asilamiento en las tuberías que llevan el vapor (revestimiento de lana de vidrio).

SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA (DE-CLORACIÓN):

- Planta de osmosis inversa con una capacidad de 5 m³/día.



Fuente: Propia

Fig. N° 56: PLANTA DE OSMOSIS

6.7.5. Etapa Electro-Obtención:

El dimensionamiento del tamaño de esta etapa se rige principalmente por la ley de Faraday que nos define los equivalentes electroquímicos de los metales, y por medio de esta tenemos el factor para el cobre, que en términos prácticos se definen como:

Factor para el Cu: 1 ,18576 G./A. hora
 0, 02844 Kg/A. Día

La cantidad de masa de cobre que se deposita esta afectado, principalmente por el equivalente electroquímico ya definido, la corriente aplicada en amperes por tiempo en cada celda.

Se define como:

$$Q_r = E_e \times A \times t \times n^{\circ}C \times N / 100$$

Dónde:

- Q = masa real de metal depositado (gramo).
- E_e = equivalente electroquímico (gramo/ampere-hora).
- A = corriente aplicada (amperes).
- t = tiempo durante el cual se aplica corriente (hora).
- n[°]C = número de celdas electrolíticas.
- N = eficiencia de corriente (%).

$$Q_r = 1,18576 \text{ g/amp. H.} \times 3905 \text{ amp.} \times 24 \text{ h.} \times 10 \text{ celdas} \times 90 / 100$$

$$Q_r = 1\,024\,496,6 \text{ g/ día} = 1\,000 \text{ ton/día} = 30\,000 \text{ t./Mes}$$

VOLTAJE DE CELDA Y CONSUMO DE ENERGÍA

Cabe hacer notar que, a partir de la relación que da cuenta de la masa real de metal depositado se observa que esta es solo función de la corriente eléctrica y su tiempo de aplicación; sin embargo, se debe considerar el voltaje asociado a tal corriente eléctrica puesto que este define el consumo de energía eléctrica y los costos asociados a la electrodeposición de cobre. El voltaje de celda V , está constituido por la sumatoria de caídas de potencial debidas a factores como:

Potencial de reacción, corresponde a la energía que se necesita entregar al sistema para Realizar la reacción de electro deposición de cobre. 0,92 volt.

Potencial de polarización anódico	0,6 – 1,0 volt.
Potencial de polarización catódico	0,05 – 0,1 vol
Resistencia por contactos eléctricos	0,1 volt.
Resistencia óhmica del electrolito de	0,15 – 0,5 volt.

De acuerdo a los factores mencionados anteriormente, se puede estimar el valor de voltaje de celda V

$$\text{Celda V} = 1,82 - 2,62 \text{ V}$$

Por ende con este dato podemos calcular la potencia máxima que consumirá la nave de electrowinning:

Tenemos en cuenta que tenemos 10 celdas conectadas en serie.

$$\text{Potencia Total: } 22 \text{ Volts} \times 3905 \text{ amperes} = 85,92 \text{ KVA}$$

$$(2.2 \text{ Volts} \times 10 \text{ celdas}) = 22 \text{ Volts.}$$

TABLAN°XXXI: CUADRO DE PRODUCCION DE COBRE

Cobre fino	t/mes	t. día
producción	30	1

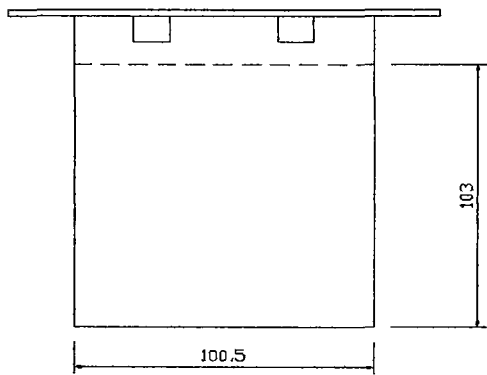
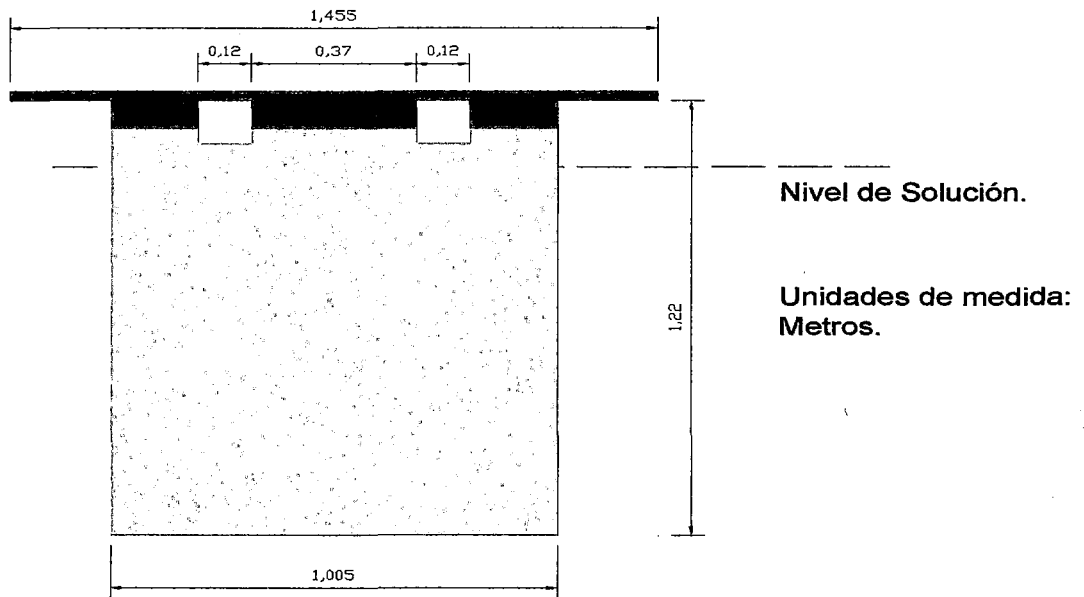
Características del área EW

Calculo del cátodo de Cu/días		
	Unidad	
Producción de Cátodos	t.	1000
Numero de celdas		10
Numero de cátodos en celda		9
Numero de lados		2
Tiempo de Cosecha	días	9
Peso del Cátodo-lado-día	kg	5,56
peso en 1 hora	gr	231,48
Peso de Cosecha	Kg	50,00
Calculo de la intensidad	Amp.	3905,49
DENS. DE CORRIENTE	Amp./m ²	216,97
Intensidad por celda	Amp.	390,55
Potencia eléctrica total	kv-planta	85,92

Fuente: Propia

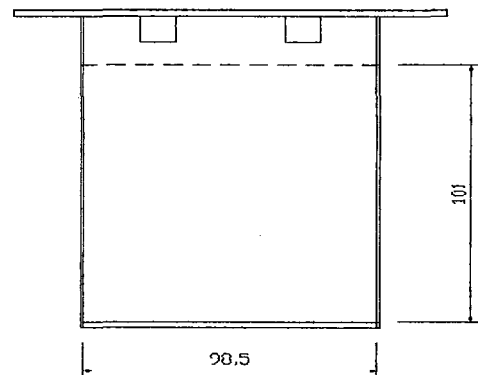
Fig. N° 57: GRAFICO CARACTERISTICO DEL AREA EW

CARACTERÍSTICAS DE LOS ELECTRODOS DE ELECTRODEPOSICIÓN:



Dimensiones del cátodo:

100.5 cm x 103 cm



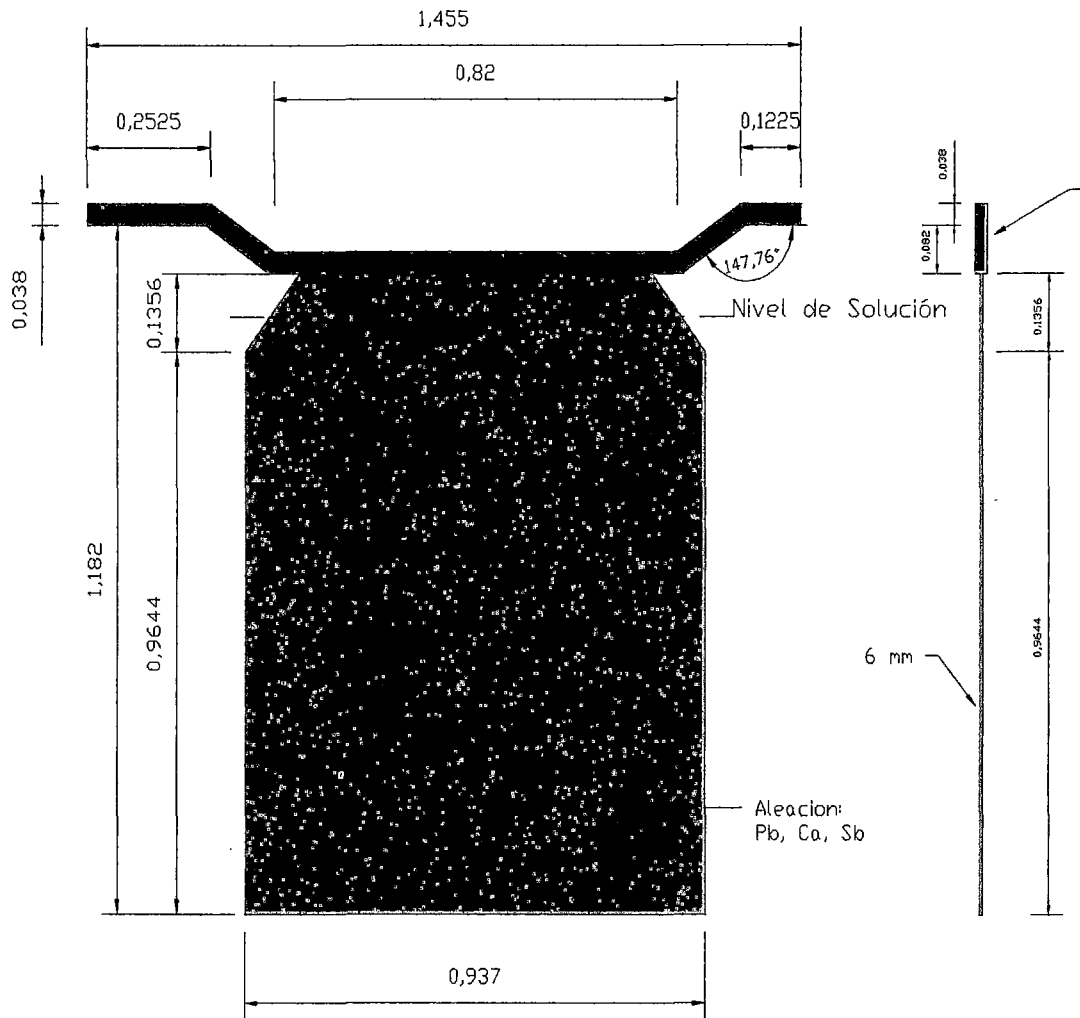
Dimensiones del área catódica:

98.5 cm x 101 cm

Area catodica: 9948.5 cm²

Fuente: Propia

Fig. N° 58: CARACTERÍSTICAS DEL CATODO



Fuente: Propia

Fig. N° 59: CARACTERISTICAS DEL ANODO

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO SX-TANQUES-EW

El agitador principal ó impulsor proporciona el desnivel necesario para la transferencia de soluciones entre las diferentes etapas, además proporciona una buena homogenización de la mezcla de las dos fases que son inmiscibles asegurando una elevada eficiencia de mezclado, adicionalmente se considera en el diseño la aplicación de un agitador auxiliar, para lograr un eficiente sistema de mezclado, que garantice una buena transferencia de masa entre las fases con mínimo de atrapamiento de acuoso/orgánico y orgánico/acuoso.

Ambos mezcladores son diseñados con un sistema de velocidad variable para un óptimo control de los parámetros de transferencia de masa, tamaño de gota y succión interetapas.

Los equipos son diseñados con un sistema de recirculación de soluciones acuosa y/o orgánica para asegurar la razón O/A de operación definida en cada una de las etapas del proceso SX, además de la flexibilidad para controlar el flujo operacional con las continuidades de fases correspondientes. La razón O/A de operación se puede variar entre

0,7/1 a 1,4/1 controlando el flujo de recirculación que ingresa a cada mezclador.

El diseño de las unidades para re-extracción y lavado siguen un criterio similar a los equipos de extracción, utilizando un mezclador principal y un agitador auxiliar ambos de diseño cilíndrico.

La etapa de re-extracción es diseñada con recirculación de acuoso solamente para control de razón de fases y transferencia de masa entre el orgánico cargado y el electrolito pobre proveniente de la etapa de electro obtención. La distribución de la salida del flujo total a lo ancho del decantador se logra mediante un mecanismo adecuado tipo picket fence, que asegure una caída de presión antes y después del mecanismo de manera que asegure una distribución uniforme.

En la medida que avanzan las fases acuosa y orgánica a lo largo del decantador, una tercera fase denominada banda de dispersión aparece con un perfil de distribución característico que depende entre otros factores, de la calidad del orgánico, de la formación de borras, de la

calidad del solvente y factores de diseño como flujo específico de decantación y velocidad lineal de fase acuosa y orgánica.

Esta banda de dispersión se minimiza con un mecanismo utilizado en la mayoría de las plantas de extracción por solventes en el mundo, denominado pickettfence.

Estos dispositivos son diseñados con un criterio de aumento de la coalescencia mediante el paso del flujo total por una superficie sinuosa. En el extremo de descarga de los decantadores existe un vertedero fijo para descarga del orgánico y una canaleta con un vertedero ajustable de acuoso el cual facilita el control de las alturas de fases de orgánico y acuoso.

Estos vertederos están conectados con puntos de salida de soluciones que se interconectan con los mezcladores correspondientes ó bien una salida hacia un estanque como es caso del orgánico cargado y post decantadores para el caso de solución refino y electrolito rico.

Todos los decantadores se ubican dentro de un galpón, el cual cumple con las siguientes funciones:

- Dar un entorno medioambiental adecuado para el sector.
- Disminuir las pérdidas de solvente por evaporación.
- Mantener una temperatura constante en las soluciones, evitando fluctuaciones que interfiere en el proceso SX.
- Limpieza del sector.
- Facilidad de control para el operador.
- Protección para lluvias.
- Protección para polvo ambiental que es perjudicial para el proceso SX.
- Protección de los equipos de SX.

Estos equipos deben contar con una red de incendio a base de espuma y línea de agua de alta presión. En las etapas de extracción el PLS generado en la lixiviación entra en contacto en contracorriente con la fase orgánica descargada, produciendo un orgánico cargado y refino. La fase orgánica está constituida por un extractante selectivo para cobre diluida en un solvente comercial de alto punto de inflamación.

El refino fluye por gravedad a un estanque post decantador de refino, este estanque se diseña con deflectores internos y tiempo de

residencia de 15 minutos para la coalescencia final del orgánico arrastrado en el refino, adicionalmente el diseño del post decantador de refino dispone de un distribuidor de flujo y dos picketfence para coalescencia secundaria y sistema para recuperación de orgánico.

Periódicamente se puede elevar el nivel del post decantador para recuperar el orgánico en forma manual.

La mezcla de orgánico y acuoso recuperado desde el post decantador de refino es colectada en un estanque apropiado y enviada mediante bombeo a la planta SX en etapas de extracción ó bien a planta de tratamiento de borras, según corresponda.

El orgánico cargado pasa a un estanque con diseño apropiado para coalescencia de acuoso y posterior recuperación mediante traspaso por bombeo a planta SX en forma permanente a un caudal que no altere la dinámica de los fluidos de operación. El diseño corresponde a un estanque de bajo perfil con dispositivos para distribución de flujos y barreras coalescedoras.

El orgánico cargado entra a un primer compartimiento donde pasa por un sistema de distribución del flujo a lo ancho del estanque, posteriormente pasa a un coalescedor de arrastres de acuoso, donde gran parte del acuoso arrastrado es recolectado y removido mediante bombeo permanente a vertedero de acuoso en etapa E1 de planta SX.

El orgánico sale del decantador por un vertedero hacia el sector donde están ubicadas las bombas de proceso que cumplen la función de impulsar el orgánico a la etapa de lavado en planta SX.

El orgánico cargado lavado pasa luego a una etapa de re-extracción, donde es contactado para su descarga con electrolito pobre de alto contenido de ácido libre, proveniente de la descarga de electrolito producido en el proceso de Electro-obtención.

El electrolito rico saliente de la etapa de re-extracción, pasa a través de un post decantador de electrolito con la finalidad de remover la mayor parte de arrastres de orgánico que puedan producirse, este equipo se diseña con un tiempo de residencia de 25 minutos para efecto de coalescencia de orgánico. Adicionalmente se diseña este equipo con

elementos de distribución de flujos y doble picketfence para favorecer la coalescencia del orgánico y su posterior recuperación en forma manual.

Periódicamente se puede elevar el nivel del post decantador de electrolito para recuperar el orgánico en canaleta diseñada para este propósito, esto se logra restringiendo ó cerrando la válvula de salida del post decantador.

El electrolito rico sale del post decantador mediante un vertedero de flujo inferior hacia un pozo de bombas. Desde este estanque el electrolito es transferido a un filtro de cuarzo/antracita/con material oleofílico, desde donde se remueve el orgánico que no alcanza a ser recuperado en el post decantador de electrolito, además los elementos del filtro permiten la retención de sólidos en suspensión.

Posteriormente el electrolito limpio se envía al estanque de electrolito rico desde donde se tiene la alternativa de bombearlo a las celdas de limpieza en EW ó bien al estanque de recirculación de electrolito.

Previo al envío de electrolito rico a una de las dos alternativas que cuenta la planta en EW, el electrolito es precalentado en tres

intercambiadores de calor, para alcanzar una temperatura de 318 a 321 K (45 a 48 °C) antes de iniciar su avance a EW ó bien al estanque de circulación en la zona de estanques de planta SX/EW.

El drenaje gravitacional de mezcladores decantadores se realiza mediante tuberías directamente a piscina de refino en caso que se requiera.

La borra formada en los decantadores es removida mediante bomba de diafragma y enviada al estanque de borras para decantación y tratamiento.

En la planta de tratamiento de borras, se tratan las borras mediante adición de orgánico de proceso limpio al estanque agitador dispuesto para este fin.

Este proceso de ruptura asegura una separación de los componentes principales, acuoso orgánico y una fase dispersa con contenidos de sólidos/acuoso/orgánico denominado borra secundaria.

CAPITULO VII

ESTUDIO ECONOMICO

7.1. TABLA N° XXXII:INVERSIÓN DE EQUIPO Y MAQUINARIA

Etapas del proceso		Cap. nominal	Potencia	Periodo de funcionamiento	Precio
Cantidad	Molienda			Continuo	USD
1	Tolva Gruesos	5,3 m ³	-	12 h./día	2 500
1	Chancadora a Mandíbulas 10"X16"	7 t/h	10 Hp	12 h/día	7 000
1	cinta transportadora (10 Metros)	2 t/h	3 Hp	8 h/día	2 500
1	Zaranda Vibratorio	4 t/h	5 Hp	8 h./día	3 000
1	Chancadora Cónico	5 t/h	25 Hp	8 h./día	14 000
1	Cinta transportadora (10 Metros)	4 t/h	3 Hp	8 h./día	2 500
1	Tolva Finos	11 m ³	-	24h/día	3 000
1	Cinta transportadora (8,5 Metros)	1 t./h	3 Hp	24h/día	3 000

antidad	Lixiviación (LX)			Continuo	Precio en USD
2	Tanque ácido	10 m ³	-	24h/día	4 000
1	Bomba dosificadora ácido	11 - 46 l/h	3 Hp	24h/día	4 000
2	Reactores LIX	7,8 m ³	10 Hp	24h/día	14 000
1	Poza emergencia	40 m ³	-	24h/día	3 000
1	Tanque receptor	2 m ³	-	24h/día	3 000
1	Cinta transportadora (10 Metros)	7,5 t/h	5 Hp	24h/día	3 500
1	Tanque cónico PLS turbio	2 m ³	-	24h/día	1 500
1	Filtro prensa	10 Cámaras	15 Hp	24h/día	20 000
1	Tanque de PLS filtrado	12 m ³	-	24h/día	3 000
1 + 1 = 2	Bomba de PLS	5 m ³ /h	10hp	24h/día	6 000

Cantidad	Extracción por solventes (SX)			Continuo	Precio en U\$D
1	Tanque orgánico cargado	10 m ³	-	24h/día	5 000
1	Tanque para diluyente	5 m ³	-	24h/día	3 000
8	Mezcladores	1,7 m ³	3Hp	24h/día	50 000
4	Decantadores	9 m ³	-	24h/día	25 000
1 + 1 = 2	Bomba orgánico	5 m ³ /h	5,5 Hp	24h/día	6 000
2 + 2 = 4	Bomba electrolito	5m ³ /h	5 Hp	24h/día	6 000
1 + 1 = 2	Bomba filtro electrolito	10m ³ /h	5 Hp	24h/día	6 000
1 + 1 = 2	Bomba refino	15m ³ /h	5 Hp	24h/día	6 000
1 + 1 = 2	Bomba recirculación EW	65 m ³ /h	25 Hp	24h/día	12 000
4	Post decantadores	10 m ³	-	24h/día	24 000
1	Planta de tratamiento de borras	2 m ³	7 Hp	8 h/día	15 000
2	Filtro de electrolito	12 m ³	-	24h/día	16 000

Cantidad	Electro obtención (EW)			Continuo	Precio en U\$D
1	Planta osmosis	10 m ³	-	12h/día	15 000
1	Tanque agua osmosis	10 m ³	-	12h/día	1 000
1	Bomba agua	0,5 m ³ /h	3Hp	24h/día	1 500
1	Transformador	100 kva	-	24h/día	12 000
1	Rectificador	5000 A 20 V	-	24h/día	18 000
10	Celdas electrolítica	3,2 m ³	-	24h/día	30 000
-	Bus bar y conexiones de cobre	Diámetro 30 mm	-	24h/día	8 500
120	Cátodos inoxidable	1 m X 1 m	-	24h/día	54 000
130	Ánodos de plomo	1 m X 1 m	-	24h/día	71 500
1	Grúa puente	5 t	-	12h/día	15 000
1	Tina de lavado de cátodos	3,5 m ³	-	24h/día	10 000
2	Extractor de gases	-	3 Hp	24h/día	6 000
3	Intercambiadores calor	-	-	24h/día	15 000
1	Caldero vapor	2000 Kg/h	5 Hp	24h/día	20 000
1	Ablandador de agua	2 m ³	3 Hp	24h/día	5 000

Cantidad	Laboratorio Químico Planta			Continuo	Precio en USD
1	Laboratorio Químico	-		24 h/día	5 000
2	Equipo Absorción	Lámparas	Cu, Fe, Co, Mn, Cl, Pb	24 h/día	54 000
Total de costo en Equipo					615 000

Fuente: Propia

7.2. TABLA N° XXXIII: COSTO OPERATIVO

COSTO DE REACTIVOS EN SX - EW		
MATERIA PRIMA DIRECTA	US\$/ t de MINERAL	US\$/ t de Cobre Fino
Costo del mineral	95	1381,91
Costo transporte	15	
Mineral de cobre puesto en planta	110	

MATERIA PRIMA INDIRECTA	US\$/ t	US\$/ t de Cobre Fino
Ácido sulfúrico	300,00	381,07
Extractante	12 000,00	120,00
Diluyente	1 600,00	48,00

DESCRIPCION	Consumo	Costo US\$/Kg	US\$/ t de Cobre Fino
Guartec (Kg/t Cu)	0,65	29	19,00
Sulfato de cobalto (Kg/t Cu)	0,25	68	17,00
SUB TOTAL			584,92
GASTOS DE FABRICACION		Precio	US\$/ T. DE

		Unit(US\$)	Cobre Fino
Energía	Consumo (Kw/t Cu)	US\$ / Kw/h	578,13
	1 850,00	0,25	
Consumo Gas Industrial (Mpie ³)		6,80	226,67
Agua de proceso		1,50	42,32
Aceites y lubricantes		4,50	4,50
Diesel maquina		0,85	21,25
Costo de Disposición de ripios		3,5	44,97
Elementos para el taller		4,0	4,00
SUB TOTAL			921,83
TOTAL			2 889

Fuente: Propia

Se determina el costo operativo, de la planta en base al costo de los ítem más significativos, que intervienen en el proceso productivo como son:

- El costo de materia directa (Mineral de Cobre).
- El costo de materia indirecta (Orgánico, ácido sulfúrico, Sulfato de Cobalto, Guartec).
- Gastos de fabricación (Costo de energía, agua, gas, diesel, etc.).

PLANILLA DE SUELDOS										
MANO DE OBRA DIRECTA										
ÁREA DE TRABAJO	CARGO	FUNCIÓN	TURNO	CANTIDAD	TOTAL PERSONAL	SUELDO (Bs)	TOTAL MES (US\$)	TOTAL AÑO (US\$)	AGUINALDO	TOTAL SUELDOS (US\$)
Área Chancado	Jefe Área	Control del proceso	1	1	1	3 500	500	6 000	500	6 500
	Operarios	Realizar tarea indicadas por el supervisor	1	1	1	2 800	400	4 800	400	5 200
	Maquinista		1	1	1	3 000	429	5 143	429	5 571
Área Lixiviación	Jefe Área	Control del proceso	1	1	1	3 500	500	6 000	500	6 500
	Operarios	Realizar tarea indicadas por el supervisor	3	2	6	2800	2 400	28 800	2 400	31 200
Área SX	Jefe Área	Control del proceso	1	1	1	3 500	500	6 000	500	6500
	Operarios	Realizar tarea indicadas por el supervisor	3	2	6	2 800	2 400	28 800	2 400	31 200
Área EW	Jefe Área	Control del proceso	1	1	1	3 500	500	6 000	500	6 500
	Operarios	Realizar tarea indicadas por el supervisor	3	2	6	2 800	2 400	28 800	2 400	31 200
	Maquinista		1	1	1	3 000	429	5 143	429	5 571
TOTAL DE PERSONAL REQUERIDO					25		10 457	125 486	10 457	135 943

Fuente: Propia

MANO DE OBRA INDIRECTA					
Cargo	Costo (Básico) Mensual (Bs)	Costo (Básico) Mensual US\$	TOTAL AÑO (US\$)	AGUINALDO	TOTAL SUELDOS (US\$)
Superintendente Operaciones Planta	7 000	1 000	12 000	1 000	13 000
Mecánico Planta	3 000	429	5143	429	5 571
Electricista Planta	3000	429	5143	429	5 571
Jefe de Laboratorio	3000	429	5 143	429	5 571
Laboratorista	2800	400	4 800	400	5 200
Total		2 686	32 229	2 686	34 914

Fuente: Propia

RESUMEN DE COSTOS Y GASTOS		
MANO DE OBRA DIRECTA	US\$/ Año	135 943
MANO DE OBRA INDIRECTA	US\$/ Año	34 914
Carga Social (US\$/Año)	25%	42 714
MATERIA PRIMA DIRECTA	US\$/ t Año	552 764
MATERIA PRIMA INDIRECTA	US\$/ t Año	233 969
GASTOS de Fabricación	US\$/ t Año	368 732
Servicio de Finanzas y Contabilidad	US\$/ Año	9 600
Costo de Mantenimiento	US\$/ Año	30 750
Total de Costo (US\$/Año)		1 409 386
Total de Costo (US\$/ t Cu Fino)		3 915
Total de Costo (US\$/Lb Cu Fino)		1,78

Fuente: Propia

7.3. ESTIMACIÓN DEL PROYECTO DE INVERSIÓN

OBRAS CIVILES:

				US\$	
Construcción	Descripción	Dimensiones	m ²	Costo P/m ²	Costo Total
Ingreso y salida de camiones	Portones metálicos corredizos	3m x 4m	12,00	65,00	780
Acopio de Mineral	Piso de cemento reforzado con malla de hierro	10m x 10m	100,00	50,00	5.000
Área de trituración	Techo de chapa a un agua y piso de cemento reforzado sin paredes	10m x 5m	50,00	80,00	4 000
Área Reactores de Lixiviación	Techo de chapa a un agua y Piso de cemento revestido con fibra	10m x 10m	100,00	180,00	18 000
Nave de SX	Galpón con techo parabólico de chapa y estructura de hierro. Piso de cemento, y excavación para estanques en nivel inferior	10m x 15m	150,00	265,00	39 750
Nave de EW	Galpón con techo de chapa y estructura de hierro a un agua con piso de cemento y cerramientos a media altura	10m x 15 m	150,00	265,00	39 750
Oficinas	Edificio en una planta construcción de hormigón	10m x 10m	100,00	250,00	25 000
Total					132 280

Fuente: Propia

Celdas electrolítica	30,000	10	0,10	3 000	3 000	3 000	3 000	3 000	3 000	3 000	3 000	3 000	3 000
Buss bar y conexiones de cobre	8,500	10	0,10	850	850	850	850	850	850	850	850	850	850
Cátodos Inox	54,000	10	0,10	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400
Ánodos de Plomo	71,500	10	0,10	7 150	7 150	7 150	7 150	7 150	7 150	7 150	7 150	7 150	7 150
Grúa Puente	15,000	10	0,10	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500
Tina de lavado de Cátodos	10,000	10	0,10	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000	1 000
Extractor de Gases	6,000	10	0,10	600	600	600	600	600	600	600	600	600	600
Intercambiadores Calor	15,000	10	0,10	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500	1 500
Caldero Vapor	20,000	10	0,10	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000	2 000
Ablandador de Agua	5,000	10	0,10	500	500	500	500	500	500	500	500	500	500
Laboratorio Químico	5,000	10	0,10	500	500	500	500	500	500	500	500	500	500
Equipo Absorción	54,000	10	0,10	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400	5 400
Subtotal Amortizaciones anuales de Producción				61 500	61 500	61 500	61 500	61 500	61 500	61 500	61 500	61 500	61 500
Obra física Inicial	132,280	20	0,05	6 614	6 614	6 614	6 614	6 614	6 614	6 614	6 614	6 614	6 614
Total Depreciaciones P/ año				68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114

Fuente: Propia

REACTIVOS A EMPLEAR:

COSTO DE REACTIVOS EN SX - EW			
DESCRIPCIÓN	Consumo	Costo US\$/m³	SUB TOTAL
Extractante Orgánico	3	12 000	36 000
Diluyente	12	1 600	19 200
SUB TOTAL (Orgánico para iniciar Operación)			55 200
DESCRIPCION	Consumo	Costo US\$/Kg	SUB TOTAL
Goma-guard (Kg/t Cu)	6,5	29	5 655
Sulfato de cobalto (Kg/t Cu)	4,5	68	9 180
Esferas anti niebla (Kg)	150	9	1 350
SUB TOTAL (Reactivos para iniciar Operación)			16 185
TOTAL en US\$			71 385

Fuente: Propia

ANÁLISIS FINANCIERO DEL PROYECTO DE INVERSIÓN

CAPITAL DE TRABAJO POR EL METODO DEL PERIODO DE DESFASE		
Periodo	Año 1- 4	Año 4 – 10
Costo Anual Calculado	1 263 089	1 513 469
Costo diario	3 461	4 146
<i>Nd</i>	30	30
ICT	103 816	124 395
Diferencia (Capital de trabajo a Incrementar)		20 579

Fuente: Propia

PRESUPUESTO DE
INGRESOS

DETALLE	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Precio de venta U\$D		6 300	6 300	6 300	6 300	6 300	6 300	6 300	6 300	6 300	6 300
Cantidad proyectada en Toneladas		360	360	360	450	450	450	450	450	450	450
Venta de Cobre fino U\$D		2 268 000	2 268 000	2 268 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000

Fuente: Propia

ITEM	PERIODO										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos		2 268 000	2 268 000	2 268 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000	2 835 000
Costos Variables		-1 039 918	-1 039 918	-1 039 918	-1 299 897	-1 299 897	-1 299 897	-1 299 897	-1 299 897	-1 299 897	-1 299 897
Costos Fijos		-213 571	-213 571	-213 571	-213 571	-213 571	-213 571	-213 571	-213 571	-213 571	-213 571
Serv. de Finanzas y Cont.		-9 600	-9 600	-9 600	-9 600	-9 600	-9 600	-9 600	-9 600	-9 600	-9 600
Depreciación		-68 114	-68 114	-68 114	-68 114	-68 114	-68 114	-68 114	-68 114	-68 114	-68 114
Utilidad antes Impuesto		936 797	936 797	936 797	1 243 817	1 243 817	1 243 817	1 243 817	1 243 817	1 243 817	1 243 817
Impuesto (%)	25,00%	234 199	234 199	234 199	310 954	310 954	310 954	310 954	310 954	310 954	310 954
Utilidad Neta		702 598	702 598	702 598	932 863	932 863	932 863	932 863	932 863	932 863	932 863
Depreciación		68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114	68 114
Inversión en Capital de trabajo	-103 816	-	-	-	-20 579	-	-	-	-	-	-
Inversión Inicial	-904 765	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión en Mantenimiento		-30 750	-30 750	-30 750	-30 750	-30 750	-30 750	-30 750	-30 750	-30 750	-30 750
Valor de desecho											1 008 581
Flujo de Caja	-1 008 581	739 962	739 962	739 962	949 648	970 227	970 227	970 227	970 227	970 227	1 978 808

Fuente: Propia

7.4. INDICADORES FINANCIEROS

Los indicadores financieros determinados por el método anterior arrojan los siguientes resultados:

TABLA N° XXXIV:INDICADORES FINANCIEROS

TIR	77%
VAN	2 726 986
Tasa Descuento	20%
Periodo de Repago (meses)	16 Meses

Fuente: Propia

El Periodo de repago que arroja el proyecto es de 1 año y 4 mes aproximadamente, este es el tiempo en que el negocio devuelve la inversión realizada. Destacamos así que la atractiva rentabilidad de este proyecto compensa los riesgos a los que está sometido, transformándolo en viable

CONCLUSIONES

1. El proyecto referido al tratamiento hidrometalúrgico de minerales oxidados de cobre con una ley de 8% en CoroCoro Bolivia el cual será sometido a un proceso de lixiviación por agitación en tanques de 7,8 m³, para obtener solución de PLS y luego por el sistema de extracción por solventes y electrodeposición para obtener cátodos de cobre de 99,99%. Resulta factible técnicamente.
2. Los principales parámetros de operación ley de cabeza, dosificación de reactivos, tiempo de agitación, temperatura, electrolito rico, en circuito cerrado se han establecido para un desarrollo eficiente.
3. La producción de 30 t/mes .de cobre catódico en la primera fase, cubrirá parte de los requerimientos de cobre metálico del consumidor en el mercado interno.
4. El precio del cobre que tomará el proyecto como referencia para establecer los ingresos, es de 2,50 \$/lb.f, precio bastante conservador ya que en la actualidad la cotización promedio del año 2012es de 3,83 \$/lb.f, que se dio en el mercado internacional

5. El proyecto tiene una alta rentabilidad conforme el estudio económico financiero, con un TIR de 77% y un VAN positivo a una tasa de descuento del 20%.

6. Este proyecto cumple con los requerimientos de mercadeo necesarios como para ser desarrollado, se posee la tecnología y el Know- How para implementarlo. Las variables ambientales estudiadas están controladas, dentro de la legislación vigente.

7. El proyecto puede ser llevado a cabo por empresas mineras de mediana envergadura así como también a inversores interesados en el sector.

RECOMENDACIONES

1. En el yacimiento explorado al tener definido el área de la mineralización, se puede hacer más estudios una red con intervalos de 15 a 20 m y en las intersecciones se puede realizar pozos de hasta 4 m. de profundidad para obtener datos más precisos para el cálculo de las reservas existentes más reales, siendo muy importante el análisis químico parámetro que definirá la ley del mineral a extraer.
2. Como se trata de un yacimiento secundario de tipo sedimentario el sistema de explotación que más se recomienda es el de "CIELO ABIERTO", esto en razón a las características del mineral. Para realizar este tipo de explotación, primeramente se tiene que realizar un desencape de todo el material sedimentario que se encuentra por encima del horizonte mineralizado, posteriormente recién se tendría que explotar el mineral valiosos y no mezclar con el material estéril, que afectaría la ley negativamente.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

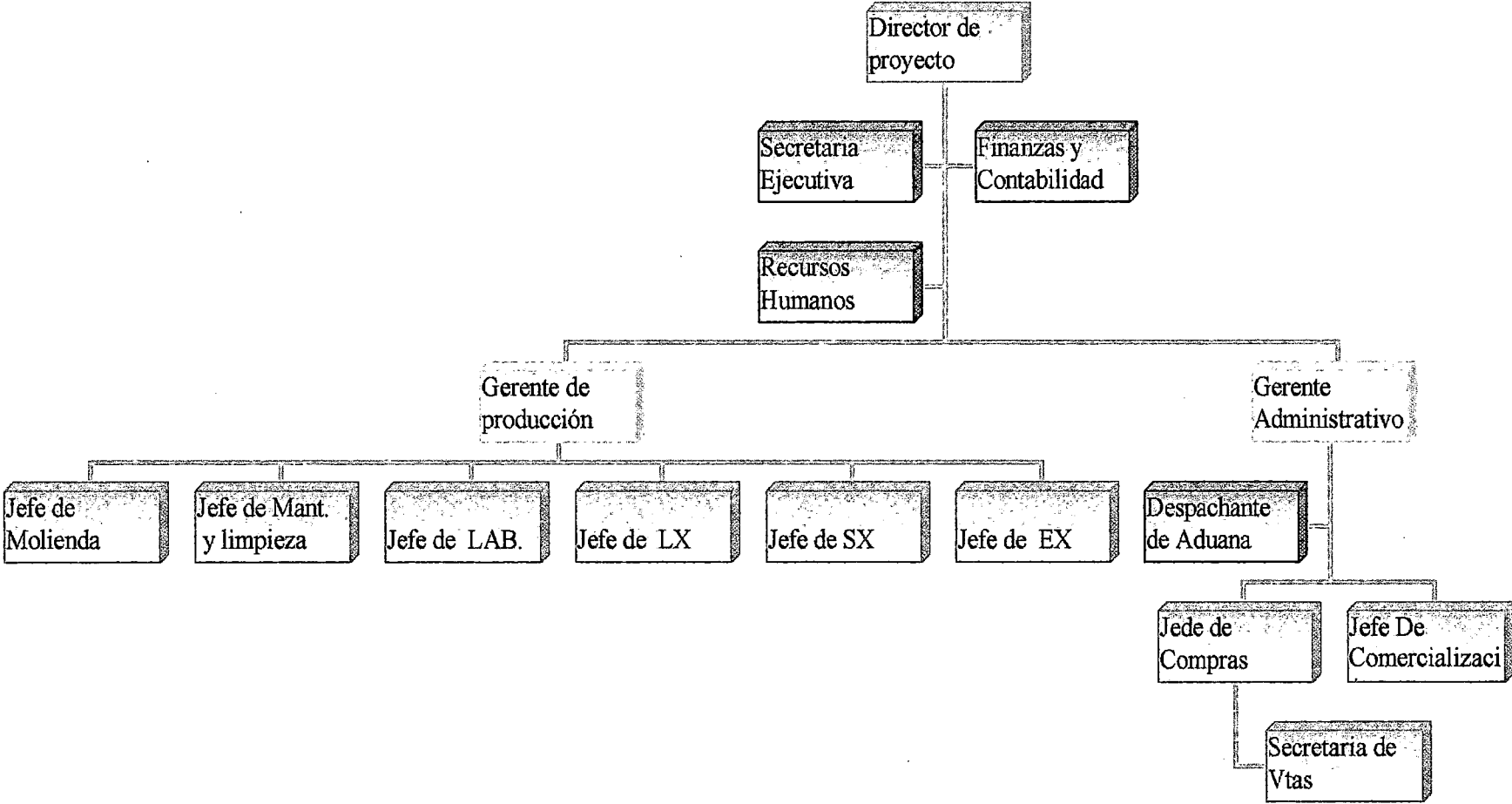
- Bruynesteyn A., Duncan D.W., "Biological Leaching of Sulfide Ores", Division of Applied Biology, Mineral Leaching Consultants, Vancouver, Canada. "Mineral Bioleaching", Mineral Leaching Consultants, Canada.
- Chae, D. And Wadsworth, M. Modeling of the Leaching of Oxide Copper Ores. US Bureau of Mines
- Domic Esteban; 2004; Empast; HIDROMETALURGIA FUNDAMENTOS, PROCESOS Y APLICACIONES.
- Fuentes Juan C. G.(Operador Planta lix/sx/ew);2004 HIDROMETALURGIA: CONCEPTOS TEORICOS Y OPERACIONALES.
- Habashi Fathi, "Chalcopyrite's Chemistry and Metallurgy", Department of Mining and Metallurgy, Laval University, Quebec City, Canada.
- HYDROPROCESS 2006 "I Taller internacional de procesos hidrometalurgicos Editor: Jesus M. Casas de Prada. "Libro del encuentro".
- Sapag Chain, Nassir; SAPAG CHAIN, Reinaldo; 2003; PREPARACION Y EVALUACION DE PROYECTOS; Universidad de Chile; Ed. Mcgraw-Hill; Interamericana; cuarta Ed.; México.

- Stoner, James A. F.; FREEMAN, Edward R.; GILBERT, Daniel JR.;
2000; ADMINISTRACION, Pearson Education; sexta Ed., México.
- SITIO WEB:
- Aduana Argentina AFIP www.aduana.gov.ar
- Cochilco www.cochilco.com.cl
- Codelco www.codelcoeduca.cl
- London Metal Exchange www.lme.co.uk
- ProCobre www.procobre.org

ANEXOS

- **ORGANIGRAMA DE LA EMPRESA**
- **GLOSARIO**
- **PRUEBAS DE LIXIVIACIÓN VETA VERDE**
- **PLANOS**

ORGANIGRAMA DE LA EMPRESA



GLOSARIO

ÁCIDO SULFÚRICO

Es un químico líquido, denso e incoloro que se usa mucho para lixiviar

DILUYENTE:

El diluyente permite reducir la viscosidad, gravedad específica y el costo volumétrico del extractante y queda caracterizado por su composición química.

DRENAJE:

Es la acción de evacuación de la solución rica por medio de cañerías corrugadas y perforadas, colocadas longitudinalmente debajo de la pila de mineral.

EXTRACCIÓN POR SOLVENTES: (SX)

Es un proceso en la cual se purifica el solvente para obtener el metal valioso por medio de soluciones.

EXTRACTANTE:

Son aquellos reactivos capaces de formar quelatos o iones complejos con la especie que extraen, está involucrado directamente en la reacción química que causa la transferencia de masa.

FUSIÓN

Es un proceso por el cual los minerales y concentrados se calientan y funden

INUNDACIÓN:

Es la acción de cubrir la superficie de la pila con la solución lixivante debido a una percolación pobre, ya que los finos pueden acumularse en algún nivel dentro de la pila taponeándolo.

LIXIVIACIÓN: (LIX)

Es un proceso en el cual el mineral valioso es disuelto en forma de iones en soluciones por un disolvente diluido.

MINERALES DE COBRE

Rocas naturales que contienen minerales de cobre.

MODIFICADORES:

Su función es favorable la coalescencia del sistema. Se suele emplear alcoholes de cadena larga u otros.

ÓXIDOS

Son minerales de cobre generalmente útiles para lixiviación y que contienen minerales con contenido de cobre, como la crisocola, la malaquita y la azurita, entre otros. Estos minerales oxidados existen frecuentemente sobre zonas con sulfuros primarios, secundarios y mezclado.

PERMEABILIDAD:

Es la capacidad de la solución lixivante de penetrar a las partículas de minerales, tal penetración puede tener lugar por los límites del grano o por micro estructuras de la partícula.

PERCOLACIÓN:

Es la manera en la cual la solución lixivante fluye por gravedad a través del mineral en el cual constituye la pila.

PLS (según sus siglas en inglés)

Solución cargada de lixiviación. Es el agua cargada con cobre ácido que se genera a partir del almacenamiento y la lixiviación en pila. La solución cargada de lixiviación se usa en el proceso de extracción por solventes y electroextracción.

QUEST FOR ZERO

Es una iniciativa aplicable a toda la compañía para mejorar las operaciones hasta llegar a cero accidentes, cero discrepancias de producción y cero percances medioambientales.

REFINADO

Es el proceso para eliminar las pequeñas impurezas de los metales, tales como los ánodos de cobre, a través de un proceso de purificación electrolítica.

SOLUCION PLS (PREGNANT LEACHING SOLUTION):Es la solución impregnada de cobre obtenida de la lixiviación ósea una codisolucion de impurezas junto con las especies de interés. Es necesario purificar estas soluciones.

SOLVENTE:

Es un líquido orgánico, mezcla de diluyente más extractante en las diferentes proporciones que requiere el proceso. El solvente es la fase orgánica.

SULFUROS PRIMARIOS (calcopirita)

Son minerales dominados por el sulfuro, como la calcopirita y la bornita, que se encuentran típicamente debajo de los minerales de sulfuro secundarios.

SULFUROS SECUNDARIOS

Es una zona de mineralización de cobre enriquecido que se encuentra debajo de los óxidos y por encima de las zonas con sulfuros primarios. La mineralización se caracteriza por la calcocita y la covellita.

SX/EW, extracción por solventes y electro extracción

Es un proceso de dos etapas que primero extrae y eleva los iones de cobre de soluciones de lixiviación de baja categoría a un electrólito concentrado y luego deposita metal de cobre puro en cátodos usando un proceso electrolítico.

**PRUEBAS DE CINÉTICA DE
LIXIVIACIÓN DEL MINERAL VETA
VERDE – COROCORO - BOLIVIA**

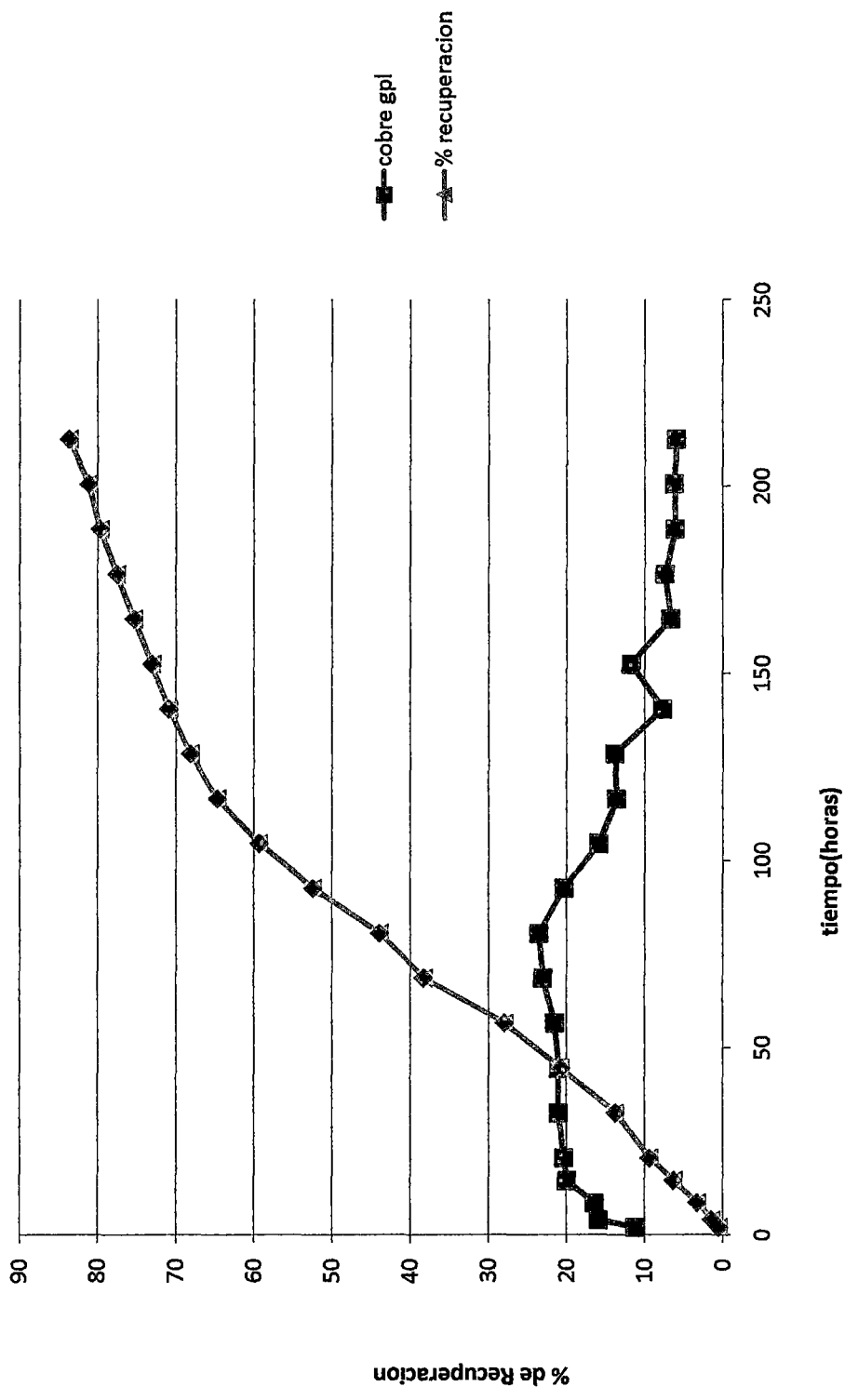
PRUEBAS METALURGICAS DE LA CINETICA DE LIXIVIACION MINA VETA VERDE - COROCORO

Peso del mineral:	25 Kg	Conc. Sol. Lixivante:	35 gpl
Grav. del mineral:	8%	Flujo:	9 ml/min
Cu soluble:	7,89%	Vol. Sol. Lixivante:	84,19 Lt
Cu fino:	1972,5 Gr	Tiempo Aprox de Lix:	6,50 días
Granulometria:	1/2" Pulg	pH:	1,5
Densidad Aparente:	1,38 gr/ml	Inicio de riego:	04:59 p.m.
Consumo de acido:	117,86 gr/kg	Tiempo de percol.:	7:31 hrs
% H esteq. Curado:	0%	Altura inicial:	100 cm
H+ curado:	0 ml	Altura final:	91 cm
Tiempo curado:	0 Hr	% Reducción de Vol.:	9 %

RESULTADOS FINALES	
Vol. Regado:	116,74 Lt
Acido utilizado:	4086 Gr
Vol. Cosechado:	113,25 Lt
Conc. Cu:	14,57 gpl
Conc. Ac.:	11,00 gpl

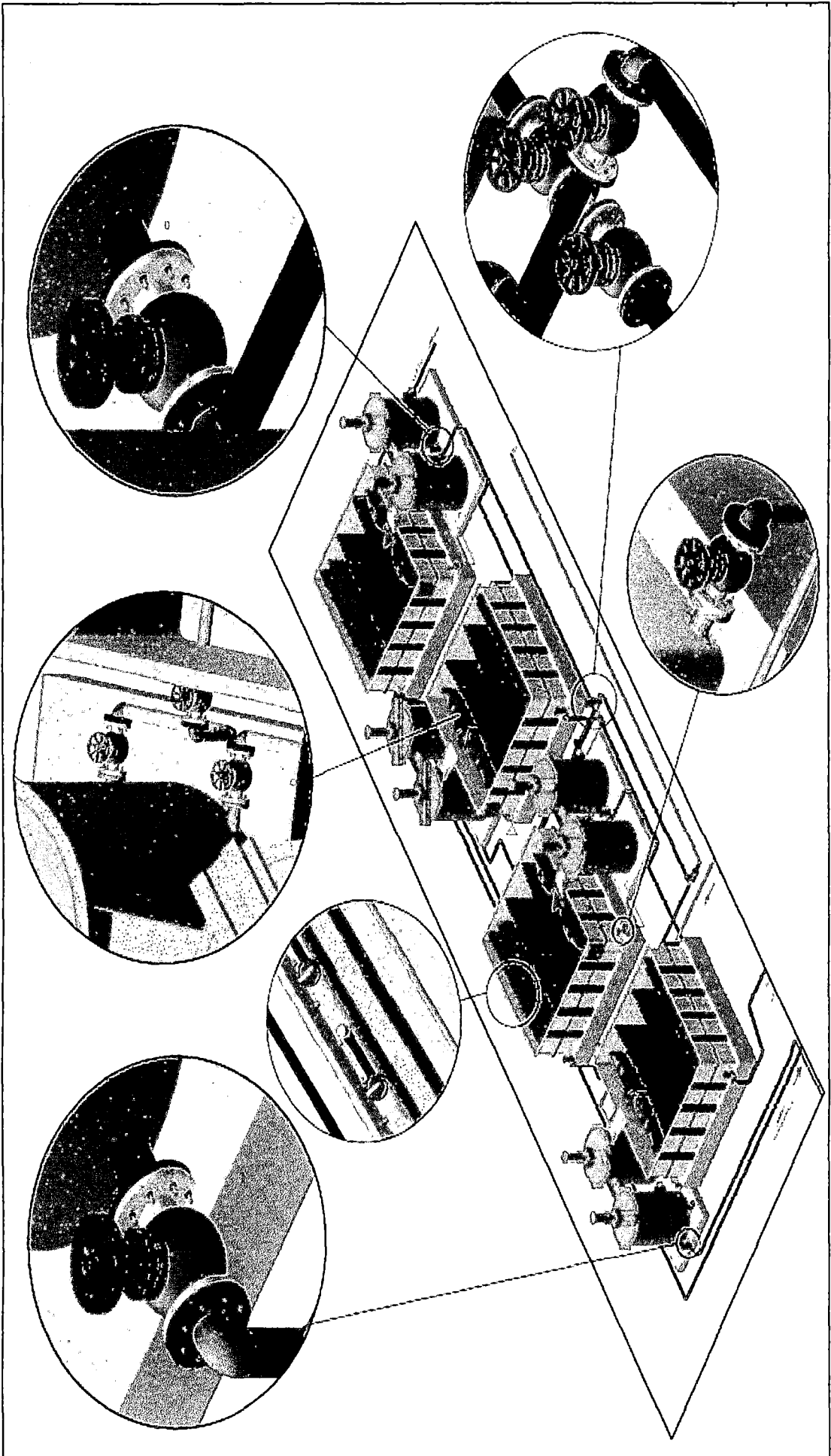
N°	FECHA	HORA	Tiempo parcial (horas)	Tiempo Acum (horas)	Alimentación		Recepcion		Flujo ml/min	Cu gpl	H2SO4 gpl	H2SO4 Parc. gr	H2SO4 Acum. Gr	Cu. Parc. Gr	Cu. Acum. Gr	Cu. Ext. Parc%	Cu. Ext. Acum%
					Vol Parc. Lt.	Vol.Acum Lt	Vol Parc. Lt.	Vol Acum Lt									
1	16/04/2008	2:30 a.m.	2,0	2,0	4,50	4,50	0,88	0,88	7,9	11,27	0	0,00	0,00	9,9	9,9	0,50	0,50
2	16/04/2008	4:30 a.m.	2,0	4,0	1,25	5,75	1,12	2,00	10,4	15,88	0	0,00	0,00	17,8	27,7	0,90	1,41
3	16/04/2008	9:00 a.m.	4,5	8,5	2,50	8,25	2,23	4,23	9,3	16,39	0	0,00	0,00	36,5	64,3	1,85	3,26
4	16/04/2008	3:00 p.m.	6,0	14,5	2,25	10,50	3,00	7,23	6,3	19,97	0	0,00	0,00	59,9	124,2	3,04	6,30
5	16/04/2008	9:00 p.m.	6,0	20,5	2,75	13,25	3,00	10,23	7,6	20,38	0	0,00	0,00	61,1	185,3	3,10	9,40
6	17/04/2008	9:00 a.m.	12	32,5	3,75	17,00	4,09	14,32	5,2	21,00	0	0,00	0,00	85,8	271,1	4,35	13,75
7	17/04/2008	9:00 p.m.	12	44,5	6,55	23,55	6,60	20,92	9,1	21,02	0	0,00	0,00	138,8	409,9	7,04	20,78
8	18/04/2008	9:00 a.m.	12	56,5	6,14	29,69	6,59	27,51	8,5	21,51	0	0,00	0,00	141,7	551,6	7,18	27,97
9	18/04/2008	9:00 p.m.	12	68,5	9,00	38,68	8,84	36,35	12,5	23,05	0	0,00	0,00	203,8	755,4	10,33	38,30
10	19/04/2008	9:00 a.m.	12	80,5	5,42	44,10	4,73	41,08	7,5	23,56	0,65	3,07	3,07	111,4	866,8	5,65	43,94
11	19/04/2008	9:00 p.m.	12	92,5	8,00	52,10	8,26	49,34	11,1	20,28	6,79	56,07	59,15	167,5	1034,3	8,49	52,44
12	20/04/2008	9:00 a.m.	12	104,5	8,75	60,85	8,62	57,96	12,2	15,88	12,94	111,57	170,72	136,9	1171,2	6,94	59,38
13	20/04/2008	9:00 p.m.	12	116,5	6,75	67,60	7,73	65,68	9,4	13,59	14,24	110,02	280,73	105,0	1276,2	5,32	64,70
14	21/04/2008	9:00 a.m.	12	128,5	6,75	74,35	4,95	70,63	9,4	13,83	14,56	72,07	352,81	68,5	1344,7	3,47	68,17
15	21/04/2008	9:00 p.m.	12	140,5	6,75	81,10	7,00	77,63	9,4	7,68	21,35	149,45	502,26	53,8	1398,4	2,73	70,90
16	22/04/2008	9:00 a.m.	12	152,5	3,65	84,75	3,20	80,83	5,1	11,78	20,06	73,14	575,39	42,9	1441,4	2,18	73,07
17	22/04/2008	9:00 p.m.	12	164,5	7,01	91,75	6,74	87,58	9,7	6,66	17,15	115,66	691,05	44,9	1486,3	2,28	75,35
18	23/04/2008	9:00 a.m.	12	176,5	5,98	97,74	5,88	93,45	8,3	7,43	16,5	96,94	787,99	43,7	1529,9	2,21	77,56
19	23/04/2008	9:00 p.m.	12	188,5	7,00	104,74	6,89	100,34	9,7	6,15	21	144,69	932,68	42,4	1572,3	2,15	79,71
20	24/04/2008	9:00 a.m.	12	200,5	4,71	109,45	4,51	104,85	6,5	6,2	22,97	103,59	1036,28	28,0	1600,3	1,42	81,13
21	24/04/2008	9:00 p.m.	12	212,5	7,29	116,74	8,40	113,25	10,1	5,94	24,91	209,19	1245,47	49,9	1650,2	2,53	83,66

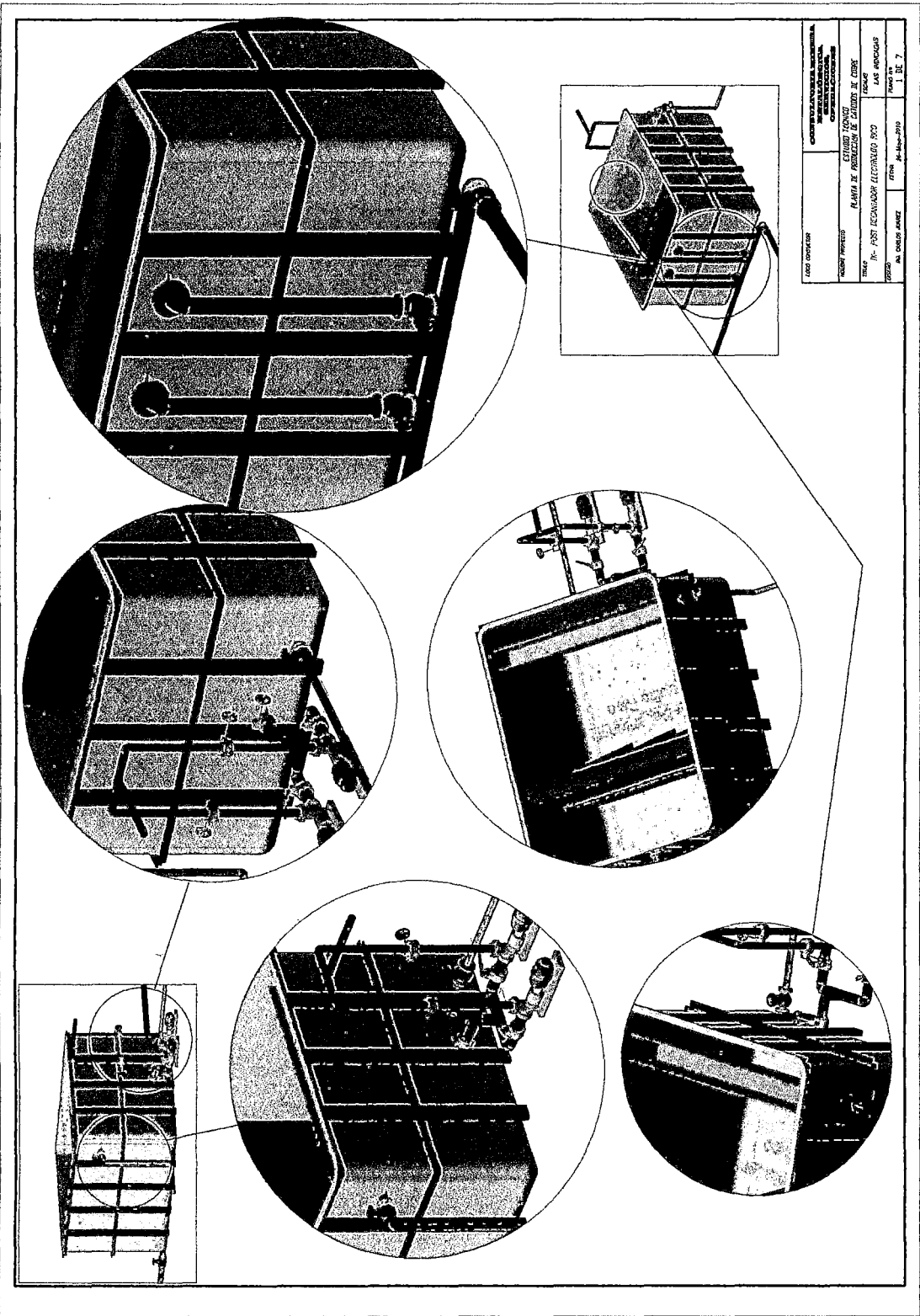
LEY DE COSECHA Y RECUPERACION VS TIEMPO



PLANOS EN 2D Y 3D (VISTAS)

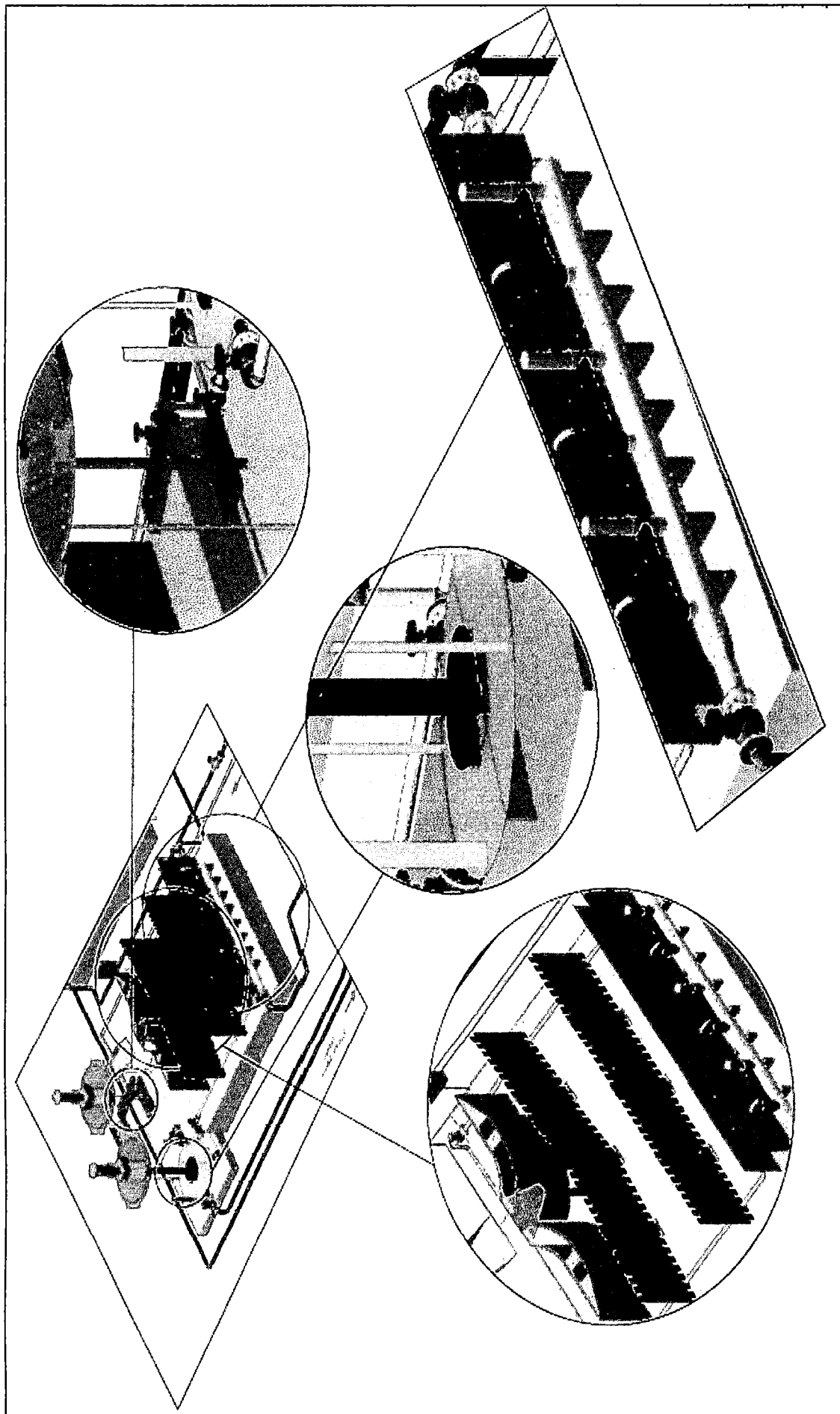
VISTA DE SX. EN 3D



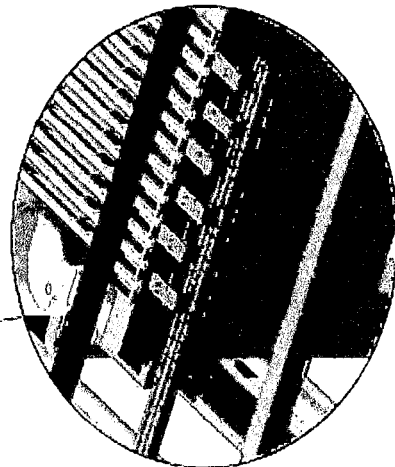
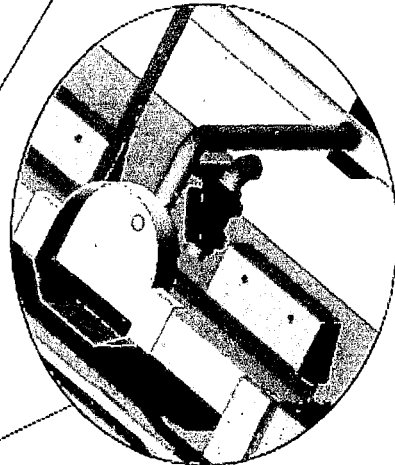
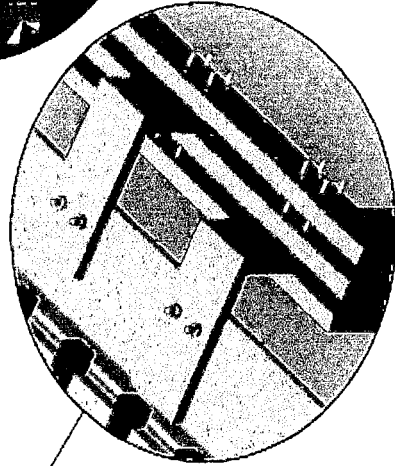
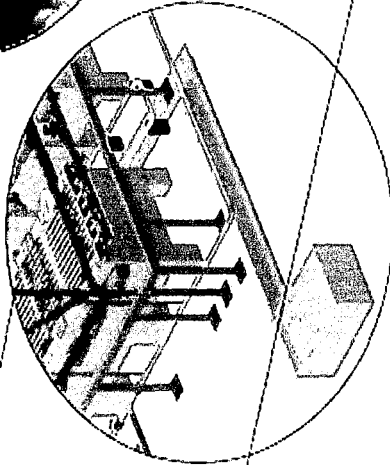
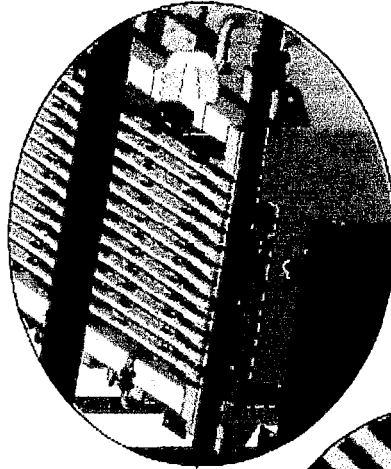
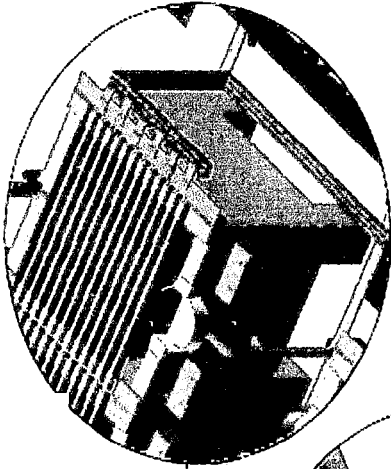
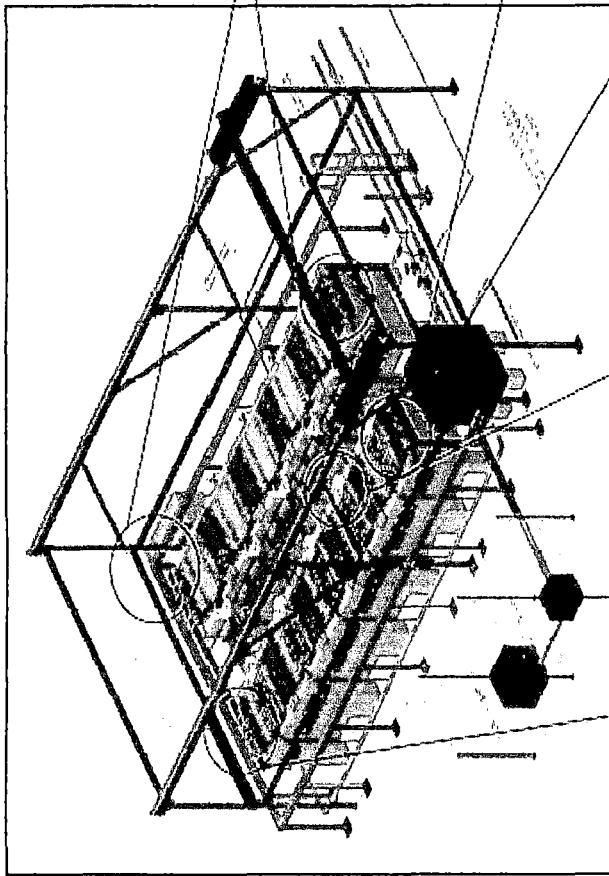


CENTRO DE CONTROL Y REGULACION PARA LA INDUSTRIA DE LA ZONA INDUSTRIAL	
ESTUDIO TECNICO DE PROYECTO Y DISEÑO DE CABLES	PLAN DE CABLES
TITULO PL- PROYECTO DE CABLES DE CABLES	PLAN DE CABLES
AUTOR ING. CARLOS RAMIREZ	FECHA 14-Sept-1970
ESCALA 1:1	HOJA No. 7 DE 7

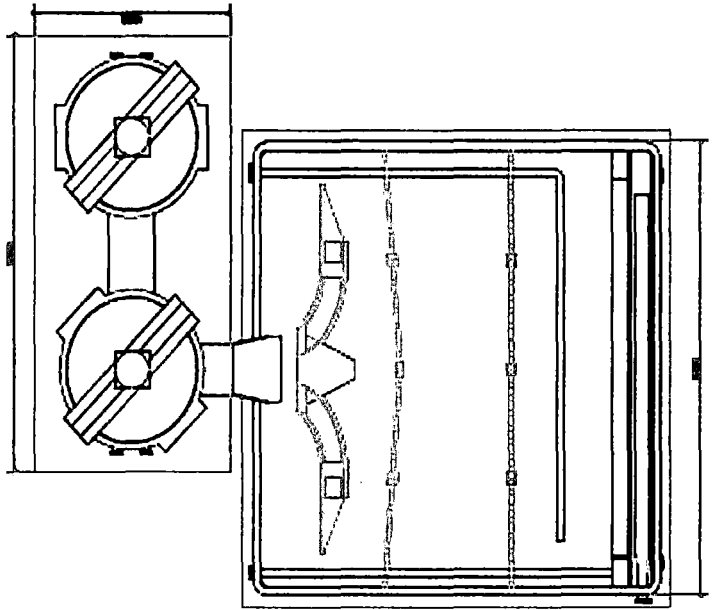
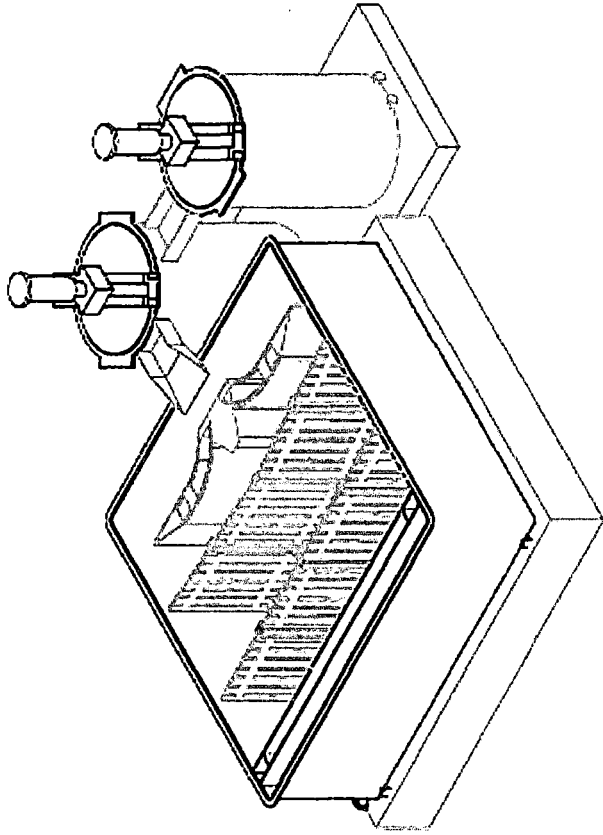
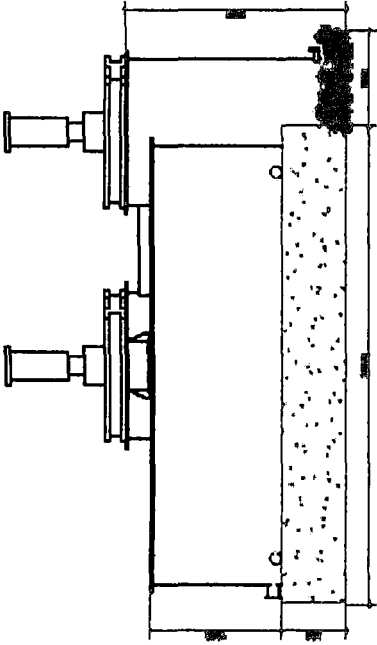
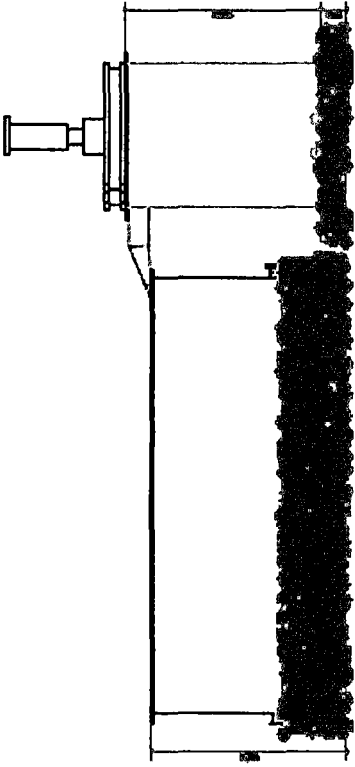
VISTA DE SX. EN 3D

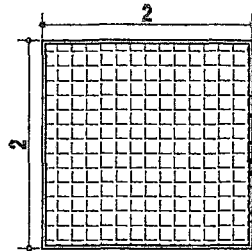


VISTA DE EW. EN 3D



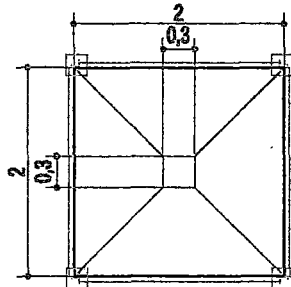
MEZCLADOR DECANTADOR





DETALLE DE LA MALLA

- Malla Fierro de 1/2"
- Abertura de 5" (12.5 cm.)
- Marco de Fierro Angular de 2" x 1/8"
- Colocado sobre la Tolva de Gruesos con una Angulo de 15°



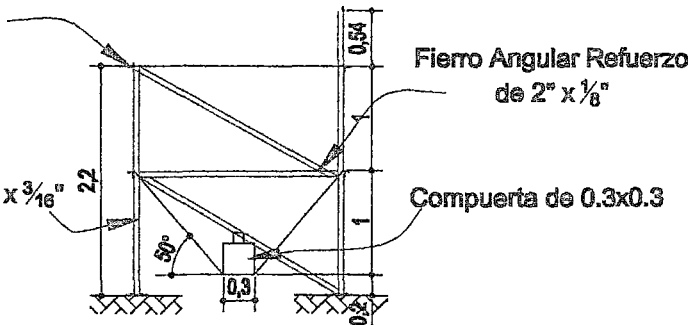
DETALLE TOLVA DE GRUESOS

- Capacidad 5m³
- Densidad del Mineral 1.6
- Carga a soportar 8 Ton.
- Espesor de la Plancha 3mm
- Estructura de Soporte Fierro Angular 4 de 2 1/2" x 3/16"
- Estructura de Refuerzo Fierro Angular 10 de 2" x 1/8"
- 4 Platinas en patas para anclar al suelo

Anciaje de Platina
Espesor 10mm

Fierro Angular Refuerzo
de 2" x 1/8"

Fierro Angular de 2 1/2" x 3/16"

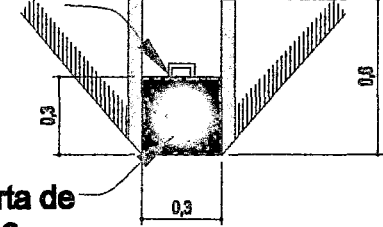


Fierro Angular Refuerzo
de 2" x 1/8"

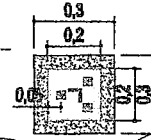
Compuerta de 0.3x0.3

Rieles de 20 mri

Sujetador



Compuerta de
Plancha 3mm



Fierro Angular
de 2 1/2" x 3/16"

Tuerca de 20 mm

Plancha de 20 mm

Soldadura

Pernos de Anclaje

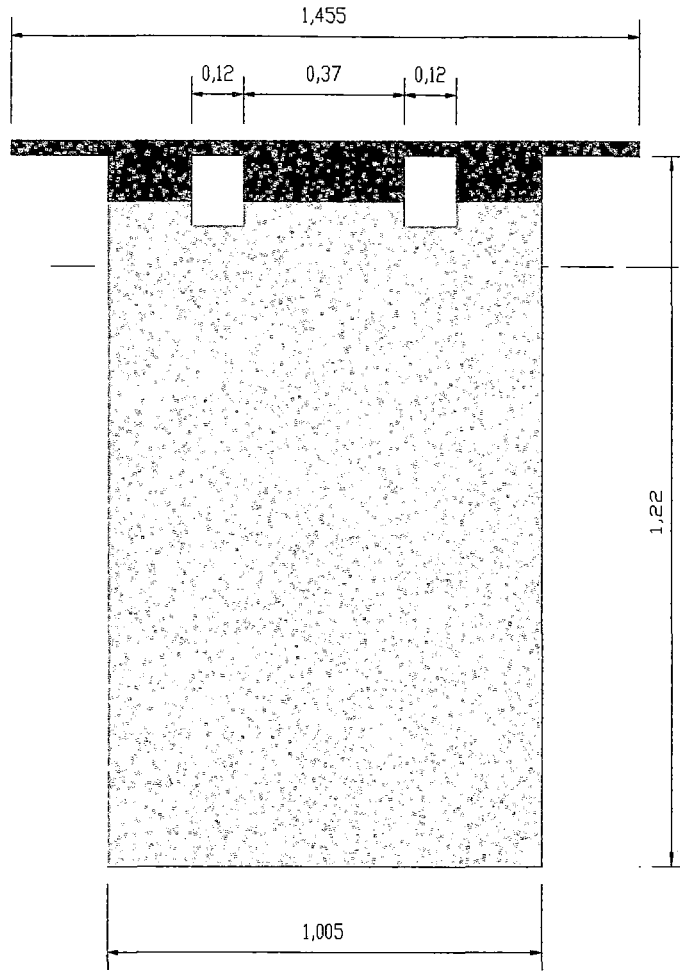
Base de H°

DETALLE DE ANCLAJE

- 3 Pernos de Anclaje ϕ 10 mm
- 3 Tuercas ϕ 20 mm
- 2 Planchas espesor 10 mm
- Base de H°

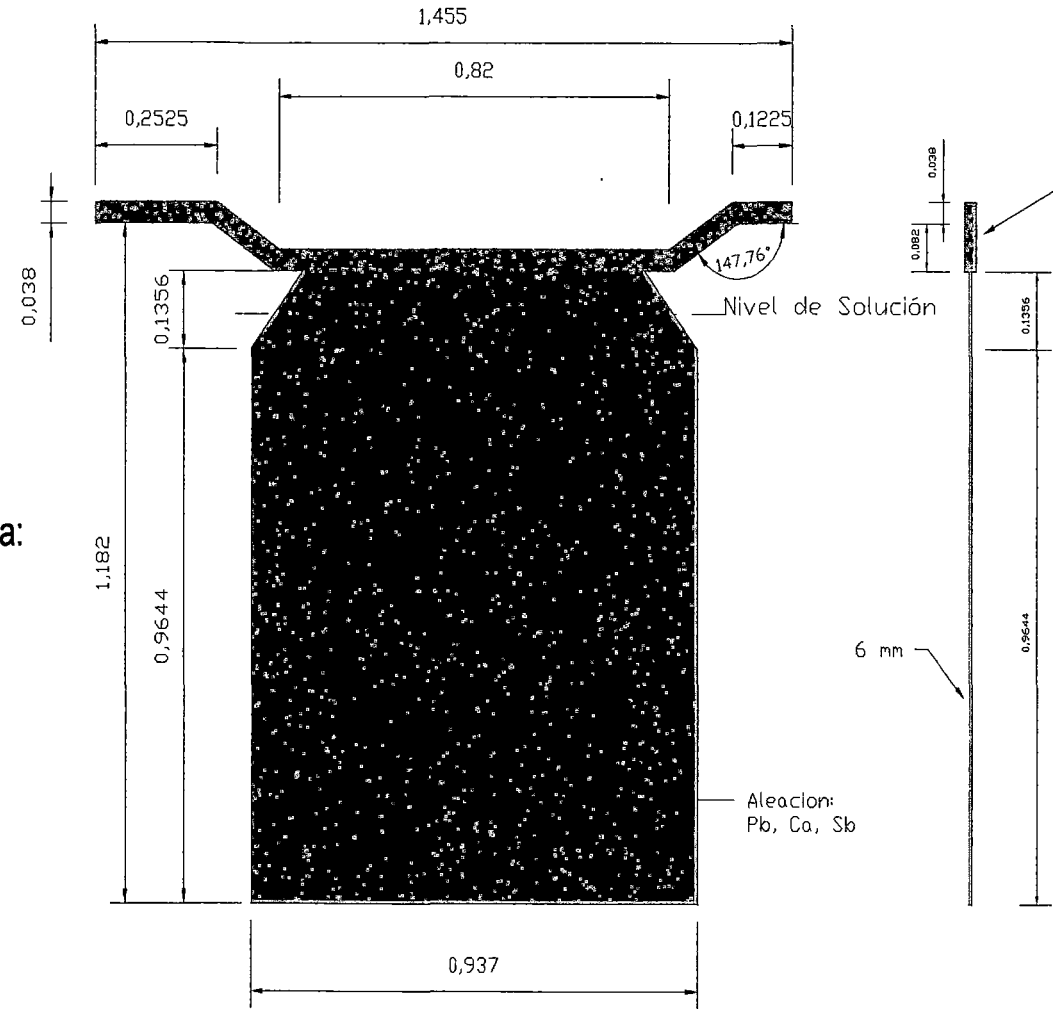
LOGO CONSULTOR		
NOMBRE PROYECTO		ESTUDIO TÉCNICO PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CÁTODOS DE COBRE
TÍTULO		ESCALAS LAS INDICADAS
DETALLE DELA TOLVA DE GRUESOS		
DISEÑO	FECHA	PLANO N°
ING. CARLOS JUAREZ	26-Mayo-2010	2 DE 7

ELECTRODOS: ANODO Y CATODO

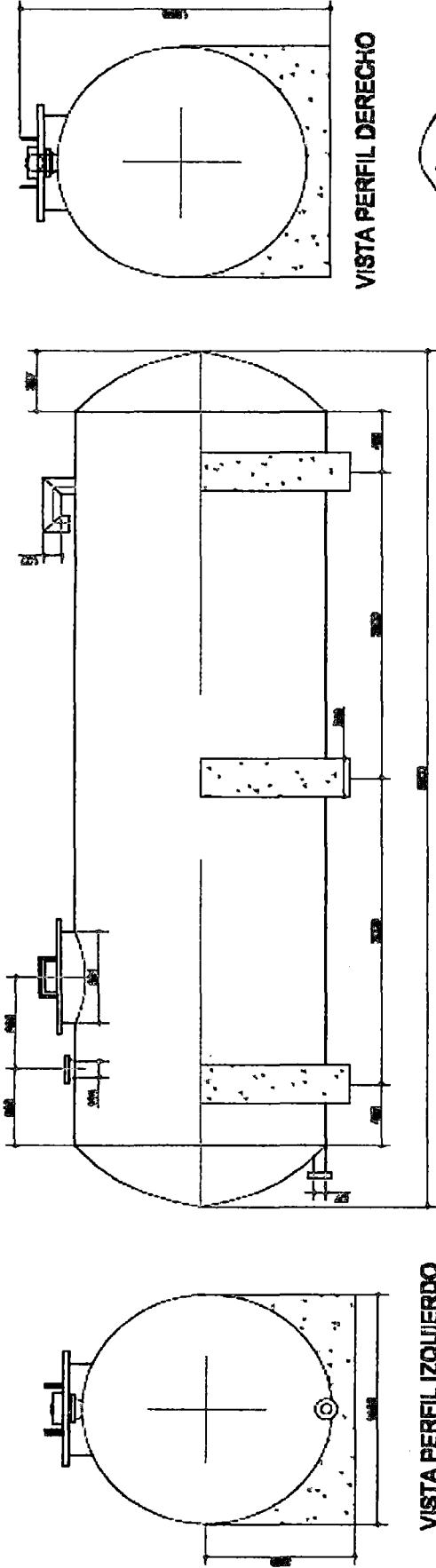


Nivel de Solución.

Unidades de medida:
Metros.



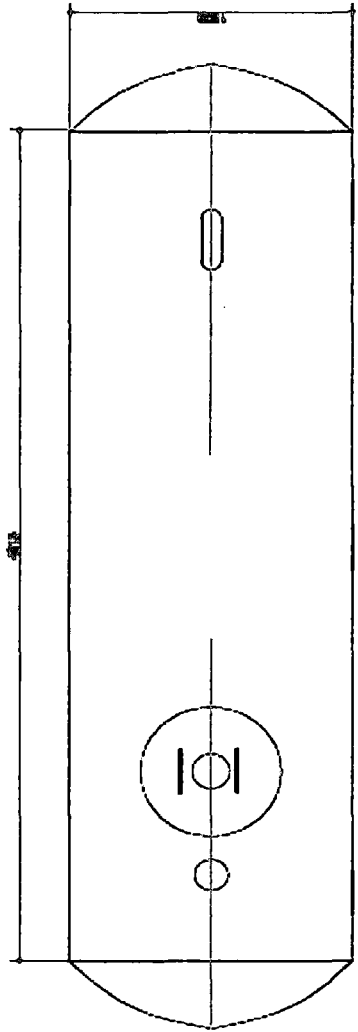
TANQUE DEL DILUYENTE



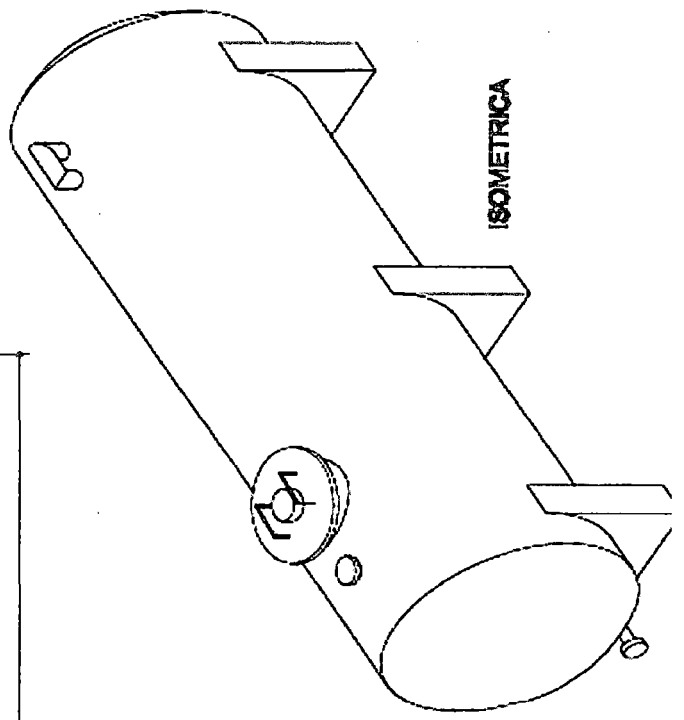
VISTA PERFIL IZQUIERDO

VISTA PERFIL DERECHO

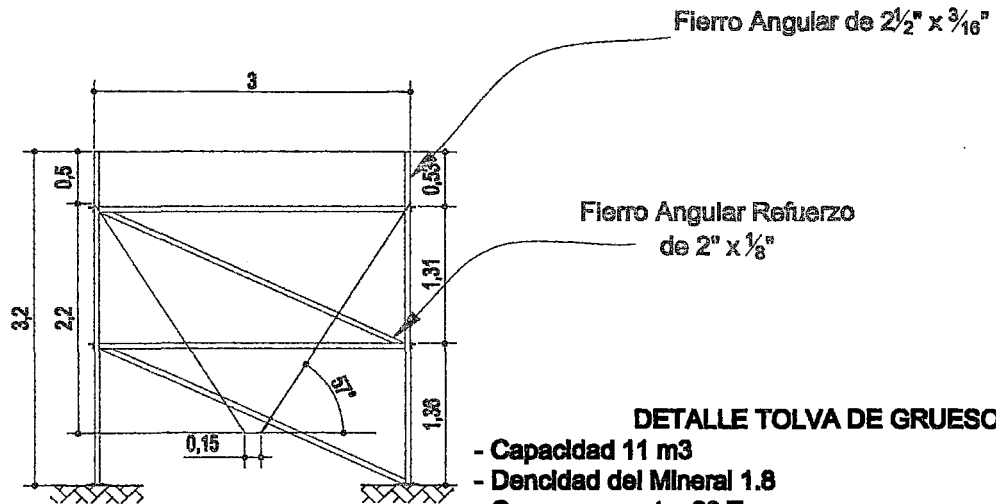
VISTA FRONTAL



VISTA DE PLANTA

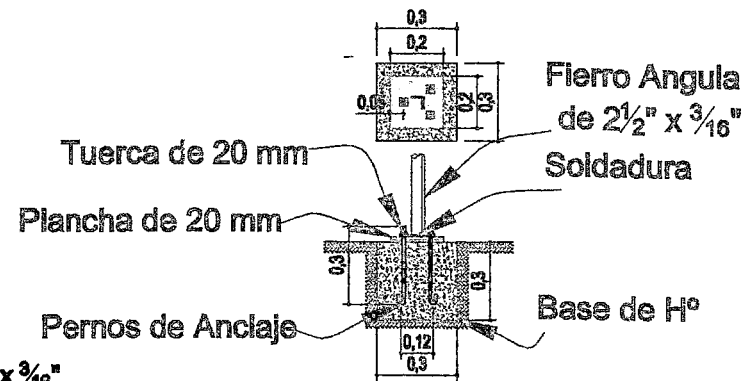
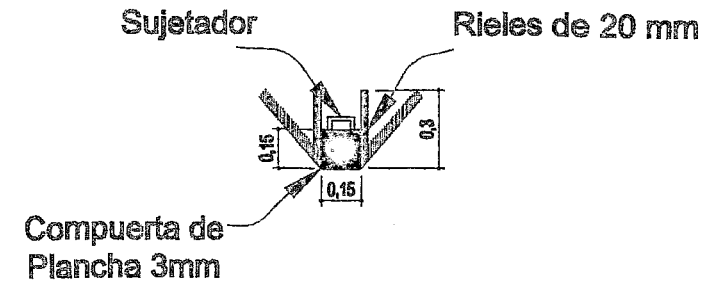
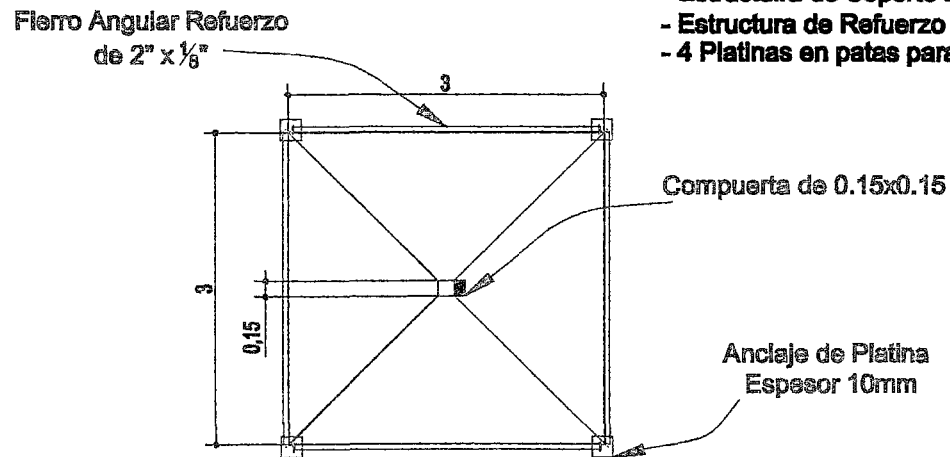


ISOMETRICA



DETALLE TOLVA DE GRUESOS

- Capacidad 11 m³
- Densidad del Mineral 1.8
- Carga a soportar 20 Ton.
- Espesor de la Plancha 3mm
- Estructura de Soporte Fierro Angular 4 de 2 1/2" x 3/16"
- Estructura de Refuerzo Fierro Angular 10 de 2" x 1/8"
- 4 Platinas en patas para anclar al suelo



DETALLE DE ANCLAJE

- 3 Pernos de Anclaje ϕ 10 mm
- 3 Tuercas ϕ 20 mm
- 2 Planchas espesor 10 mm
- Base de H°

LOGO CONSULTOR		
NOMBRE PROYECTO		ESTUDIO TÉCNICO PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CÁTODOS DE COBRE
TÍTULO		ESCALAS LAS INDICADAS
DETALLE DE LA TOLVA DE FINOS		
DISEÑO	FECHA	PLANO N°
ING. CARLOS JUAREZ	26-Mayo-2010	3 DE 7