

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE  
INGENIERO CIVIL EN METALURGIA EXTRACTIVA

**ESTUDIO DE TRATAMIENTO DE SOLUCIÓN  
POBRE DE PLANTA EW, MINERA FLORIDA  
LTDA.**

**Francisco Navia Astudillo**

Profesor Guía:  
Horacio Aros Meneses

**2008**

## **Agradecimientos.**

A mis padres y familia por todo el apoyo incondicional que me brindaron, no solo durante esta etapa de mi vida, si no que durante toda mi vida.

A las familias de mis padres.

A la Escuela de Ingeniería Química, por las herramientas y conocimientos entregados durante estos años.

A mis compañeros, tanto de mi generación como de otras, por la amistad y apoyo. Sin esta ayuda hubiera sido más difícil conseguir este logro.

A todo el personal de Minera Florida Ltda. representada por Don Alejandro Gordon por la gran oportunidad que me dieron y la confianza que depositaron en mi para realizar este trabajo. Además, por todo el apoyo y amistad que me dieron todos los que trabajan en Minera Florida Ltda.

A Raúl, Channy y Profesor Horacio Aros, este trabajo no es solo mió sino que de ustedes también.

## **Resumen.**

El proceso de lixiviación de Oro, en Minera Florida, se realiza con cianuro de Sodio. El remanente de este reactivo que queda en el proceso requiere de un tratamiento posterior para ser degradado debido a su alta toxicidad. El tratamiento aplicado es el Proceso INCO, pero este tiene un efecto secundario, la alta producción de iones sulfatos. Esta Memoria de Título presenta el estudio de alternativas para la disminución del contenido de sulfatos en los Riles de Minera Florida. Sin que se vea afectada la degradación de cianuro.

La primera opción para eliminar los sulfatos fue aplicar un método de abatimiento de sulfatos a la solución producida por el Proceso INCO llamada Solución Tratada. Se presentan los ensayos experimentales realizados con Cal e Hidróxido de Bario Octa-hidratado para abatir los sulfatos de la Solución Tratada. Los ensayos experimentales mostraron que el Hidróxido de Bario Octa-hidratado es capaz de abatir completamente los iones sulfatos desde la Solución Tratada desde 17.000 ppm a menos de 100 ppm, no así la Cal que solo puede llegar a una concentración de 2.000 ppm.

La segunda opción fue reemplazar el Proceso INCO, que es el que genera los sulfatos, por otro que no introduzca sulfatos al sistema. Se presentan los ensayos experimentales realizados con Peróxido de Hidrógeno para la degradación de cianuro libre. También se realizó una prueba piloto a nivel industrial con Peróxido de Hidrógeno utilizando el reactor INCO. El Peróxido de Hidrógeno cumple eficazmente con el propósito de degradar el cianuro libre, logrando bajar la concentración de cianuro desde un máximo de 7.500 ppm a menos de 1 ppm y de esta manera reemplazar al Proceso INCO.

Los balances de masa se enfocaron en tres alternativas. La primera alternativa es el abatimiento de sulfatos de la Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado. La segunda alternativa es la degradación de cianuro con Peróxido de Hidrógeno. La tercera alternativa es usar un tratamiento que combina los dos procesos.

Para la primera alternativa se tiene un consumo de 1.755 toneladas de Hidróxido de Bario Octa-hidratado anuales. Para la segunda alternativa se tiene un consumo de 1.585 toneladas de Peróxido de Hidrógeno anuales. Para la tercera alternativa se tiene un consumo de 539 toneladas de Peróxido de Hidrógeno anuales y 516 toneladas de Hidróxido de Bario Octa-hidratado anuales.

En lo referente a la Evaluación Económica para las tres alternativas se tiene que: la primera alternativa de abatimiento de sulfatos de la Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado da un Capital de Inversión de USD 1.832.330,5 y un Costo de Operación de USD 3.378.520 anuales. La segunda alternativa de degradación de cianuro libre con Peróxido de Hidrógeno da un Capital de Inversión de USD 1.410.947 y un Costo de Operación de USD 1.092.954 anuales. La tercera alternativa referente a usar un tratamiento que combina los dos procesos da un Capital de Inversión de USD 2.786.296,4 y un Costo de Operación de USD 1.722.733,2 anuales.

Para la Factibilidad Económica se calculó el VAN para cada una de las alternativas y se compararon con el proceso usado. El actual Proceso INCO que tiene un VAN de USD 3.940.907 es el menor, por lo tanto, si se considera que la alta concentración de sulfatos producida no presenta problemas debido a la recirculación de la Solución Tratada a la planta, es más conveniente económicamente continuar con el Proceso INCO y no hacer algún cambio al proceso.

Por otro lado, si la concentración de sulfatos comienza a causar problemas y se tienen que tomar medidas para bajar la concentración con algún tipo de tratamiento, la alternativa 2, referente al reemplazo total del Proceso INCO por uno con Peróxido de Hidrógeno es la alternativa más conveniente, ya que su VAN es de USD 6.818.039 que es el menor VAN de las tres alternativas.

# Indice

<b>Introducción.....</b>	<b>1</b>
<b>Capítulo 1: Antecedentes de Minera Florida Ltda.....</b>	<b>2</b>
1.1.- Antecedentes de la Faena.....	3
1.1.1.- Ubicación.....	3
1.1.2.- Reseña Historica.....	4
1.1.3.- Geología.....	5
1.1.4.- Recurso Hídrico.....	6
1.1.5.- Energía Electrica.....	6
1.1.6.- Permisos Ambientales.....	6
1.1.7.- Relaves.....	7
1.2.- Departamentos de Trabajo.....	8
1.2.1.- Personal.....	8
1.2.2.- Organigramas Globales de Minera Florida Ltda.....	8
1.3.- Mina.....	10
1.4.- Planta Concentradora.....	11
<b>Capítulo 2: Tratamiento Actual, Proceso INCO.....</b>	<b>13</b>
2.1.- Solución Pobre.....	14
2.2.- Tratamiento Actual, Proceso INCO.....	16
2.3.- Solución Tratada.....	23
2.4.- Análisis del Tratamiento con el Proceso INCO.....	25
2.4.1.- Problemas Ambientales.....	28
2.4.2.- Alternativas de Estudio.....	29
<b>Capítulo 3: Alternativas de Tratamiento.....</b>	<b>30</b>
3.1.- Abatimiento de Sulfatos en Solución Tratada.....	31
3.1.1.- Tratamiento Químico con Precipitación Mineral.....	32
3.1.1.1.- Uso de Cal (Lima y Limonita).....	32
3.1.1.2.- Uso de Sales de Bario.....	34
3.1.1.3.- Proceso Savmin.....	36
3.1.2.- Tratamiento por Membranas.....	37
3.1.2.1.- Osmosis Inversa.....	38
3.1.2.2.- Electro-diálisis y Electro-diálisis Reversa.....	40
3.1.3.- Tratamiento por Intercambio Iónico.....	42
3.1.3.1.- GYP-CIX.....	42
3.2.- Métodos de Tratamiento de Cianuro Libre.....	45
3.2.1.- Métodos Físicos.....	45
3.2.1.1.- Hidrólisis/Destilación.....	45
3.2.2.- Métodos de Adsorción.....	46
3.2.2.1.- Carbón Activado.....	46
3.2.2.2.- Resinas.....	47
3.2.3.- Métodos de Oxidación.....	48
3.2.3.1.- Ozono.....	48
3.2.3.2.- Peróxido de Hidrógeno.....	49

<b>Capítulo 4: Ensayos Experimentales.....</b>	<b>54</b>
4.1.- Acerca de los Ensayo Experimentales.....	55
4.2.- Tratamiento de Solución Tratada.....	56
4.2.1.- Pruebas con Cal.....	56
4.2.2.- Pruebas con Hidróxido de Bario Octa-hidratado.....	62
4.2.3.- Alternativas para Abatimiento de Sulfatos no Utilizadas en Ensayos.....	70
4.2.3.1.- Membranas.....	70
4.2.3.2.- Intercambio Iónico.....	70
4.3.- Reemplazo del Proceso INCO.....	71
4.3.1.- Pruebas con Peróxido de Hidrógeno.....	71
4.3.2.- Alternativas para el Reemplazo del Proceso INCO no Utilizadas en Ensayos.....	86
4.3.2.1.- Hidrólisis/Destilación.....	86
4.3.2.2.- Resinas.....	86
4.3.2.3.- Carbón Activado.....	86
4.3.2.4.- Ozono.....	86
4.4.- Prueba Piloto a Nivel Industrial.....	87
4.5.- Análisis de los Resultados Experimentales.....	95
<b>Capítulo 5: Balances de Masa.....</b>	<b>96</b>
5.1.-Balances de Masa.....	97
5.2.- Balance de Masa de Tratamiento de Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado.....	98
5.2.1.- Variación de Consumo de Hidróxido de Bario Octa-hidratado.....	101
5.3.- Balance de Masa de Tratamiento de Solución Pobre con Peróxido de Hidrógeno.....	102
5.3.1.- Variación del Consumo de Peróxido de Hidrógeno.....	108
5.4.- Balance de Masa de Tratamiento Combinado Utilizando las dos Alternativas Juntas.....	109
<b>Capítulo 6: Diseño de las Alternativas de Proceso.....</b>	<b>113</b>
6.1.- Alternativa 1, Hidróxido de Bario Octa-hidratado.....	114
6.1.1.- Reactor.....	114
6.1.2.- Agitador del Reactor.....	116
6.1.3.- Estanque Preparación Hidróxido de Bario.....	120
6.1.4.- Agitador del Estanque de Preparación.....	121
6.1.5.- Alimentador de Tornillo.....	122
6.1.6.- Estanque de Almacenamiento de Hidróxido de Bario.....	123
6.1.7.- Agitador del Estanque de Almacenamiento.....	124
6.1.8.- Bomba de Alimentación de Hidróxido de Bario.....	126
6.1.9.- Bomba de Alimentación al Filtro.....	129
6.1.10.- Filtro.....	131
6.1.11.- Piscina de Contención.....	131
6.2.- Alternativa 2, Peróxido de Hidrógeno.....	133
6.2.1.- Almacenamiento y Distribución de Peróxido de Hidrógeno.....	133
6.2.2.- Reactores.....	134
6.2.3.- Agitadores.....	136
6.2.4.- Bomba de Alimentación al Filtro.....	138
6.2.5.- Filtro.....	140
6.2.6.- Piscina de Contención.....	140

6.3.- Alternativa 3, Los Tratamientos Combinados.....	142
6.3.1.- Equipos.....	142
6.3.2.- Piscina de Contención.....	142
<b>Capítulo 7: Evaluación Económica.....</b>	<b>144</b>
7.1.- Alternativa 1, Hidróxido de Bario Octa-hidratado.....	145
7.1.1.- Estimación de Costo de Equipos.....	145
7.1.1.1.- Costo de Reactor.....	145
7.1.1.2.- Costo de Estanque Preparación Hidróxido de Bario.....	146
7.1.1.3.- Costo de Estanque Almacenamiento Hidróxido de Bario.....	146
7.1.1.4.- Alimentador de Tornillo.....	146
7.1.1.3.- Costo de Filtro.....	147
7.1.1.4.- Costo de Bombas.....	147
7.1.2.- Capital de Inversión.....	148
7.1.2.1.- Capital Fijo.....	148
7.1.2.2.- Capital de Trabajo.....	149
7.1.2.3.- Capital de Inversión Total.....	149
7.1.3.- Costo de Operación.....	150
7.1.3.1.- Costos Directos.....	150
7.1.3.2.- Costos Indirectos.....	154
7.1.3.3.- Costos de Operación Total.....	154
7.2.- Alternativa 2, Peróxido de Hidrógeno.....	155
7.2.1.- Estimación de Costo de Equipos.....	155
7.2.1.1.- Costo de Reactores.....	155
7.2.1.2.- Costo de Filtro.....	155
7.2.1.3.- Costo de Bomba.....	155
7.2.2.- Capital de Inversión.....	156
7.2.2.1.- Capital Fijo.....	156
7.2.2.2.- Capital de Trabajo.....	157
7.2.2.3.- Capital de Inversión Total.....	157
7.2.3.- Costo de Operación.....	158
7.2.3.1.- Costos Directos.....	158
7.2.3.2.- Costos Indirectos.....	159
7.2.3.3.- Costos de Operación Total.....	159
7.3.- Alternativa 3, Los Tratamientos Combinados.....	160
7.3.1.- Estimación de Costo de Equipos.....	160
7.3.1.1.- Costo de Bomba.....	160
7.3.2.- Capital de Inversión.....	161
7.3.2.1.- Capital Fijo.....	161
7.3.2.2.- Capital de Trabajo.....	162
7.3.2.3.- Capital de Inversión Total.....	162
7.3.3.- Costo de Operación.....	163
7.3.3.1.- Costos Directos.....	163
7.3.3.2.- Costos Indirectos.....	164
7.3.3.3.- Costos de Operación Total.....	165
7.4.- Factibilidad Económica de las Alternativas.....	166
<b>Conclusiones.....</b>	<b>168</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>170</b>

<b>Anexo.....</b>	<b>174</b>
A.- Con Respecto a los Procesos de la Planta Concentradora.....	175
A.1.- Conminución.....	175
A.2.- Molienda y Flotación de Oro.....	177
A.3.- Planta de Lixiviación de Concentrados.....	179
A.4.- Planta de Flotación de Zinc.....	182
B.- Con Respecto a la Norma Medioambiental.....	184
C.- Con Respecto al Diseño de Equipos.....	185
C.1.- Agitadores.....	185
C.2.- Para el Diseño de Bombas.....	188
D.- Con Respecto a Equipamiento para Peróxido de Hidrógeno.....	190
D.1.- Isotanques.....	190
D.2.- Tuberías y Válvulas para Peróxido de Hidrógeno.....	192
D.3.- Bombas.....	193
E.- Con Respecto a Costos.....	194



## **Introducción.**

Los efluentes mineros (RILES), o aguas efluentes generados en actividades mineras pueden causar grandes problemas ambientales debido a su alto potencial de contaminación de los recursos hídricos superficiales o subterráneos, es por esto que se deben manejar con la mayor seguridad posible.

El método más utilizado en la minería del oro es la lixiviación del mineral a través de cianuro. Este proceso, conocido como cianuración, se basa en la solubilidad del oro en soluciones diluidas de cianuro. Luego el oro es recuperado desde la solución cianurada, y el resto de la solución es desechada. Este efluente de cianuración es altamente tóxico por contener cianuro libre en solución, por lo cual es tratado para oxidar el cianuro libre y dentro de los tratamientos, Minera Florida Ltda. utiliza el Proceso INCO, el cual conlleva otro problema, una alta producción de sulfatos.

Los sulfatos en altas concentraciones pueden ser nocivos para la actividad biológica, contaminan los cauces, y además pueden llegar a dañar la estructura y bases de construcciones, sobre todo construcciones de concreto. Estas aguas siempre están asociadas a una coloración ocre-amarillenta de los lechos de ríos y lagos afectados, y un incremento de la turbiedad de las aguas.

En el caso de la disminución del contenido de sulfatos, los métodos analizados incluyen: precipitación mineral (o co-precipitación), tratamientos a través de membranas e intercambio iónico y en diferentes condiciones de reactivos y pH. Se realizaron pruebas de laboratorio con el método de precipitación mineral utilizando Cal e Hidróxido de Bario Octahidratado.

También se revisaron los métodos de degradación de cianuro para ver si era posible reemplazar el Proceso INCO por un método que genere menos riles. El método seleccionado fue la oxidación de cianuro con Peróxido de Hidrógeno. Se realizaron pruebas de laboratorio con este reactivo y también una prueba piloto a nivel industrial.

# Capítulo 1

---

## **Antecedentes de Minera Florida Ltda.**

## 1.1.- Antecedentes de la Faena.

### 1.1.1.- Ubicación.

Minera Florida Ltda. se ubica en la comuna de Alhué, Provincia de Melipilla, Región Metropolitana, distante a 150 km al suroeste de la ciudad de Santiago. La comuna de Alhué una dimensión de 840,6 kilómetros cuadrados, los cuales limitan al norte con Melipilla y Paine; al sur con las Cabras, Coltauco y Doñihue; al este con Rancagua, Graneros y Mostazal, y al oeste con San Pedro. Se accede por camino público asfaltado hasta la localidad de Villa Alhué. Desde allí, por un camino ripiado de 12 km se llega a la Planta de Beneficio. Las instalaciones de la Mina se ubican a 10 km hacia el este de la Planta (camino ripiado).

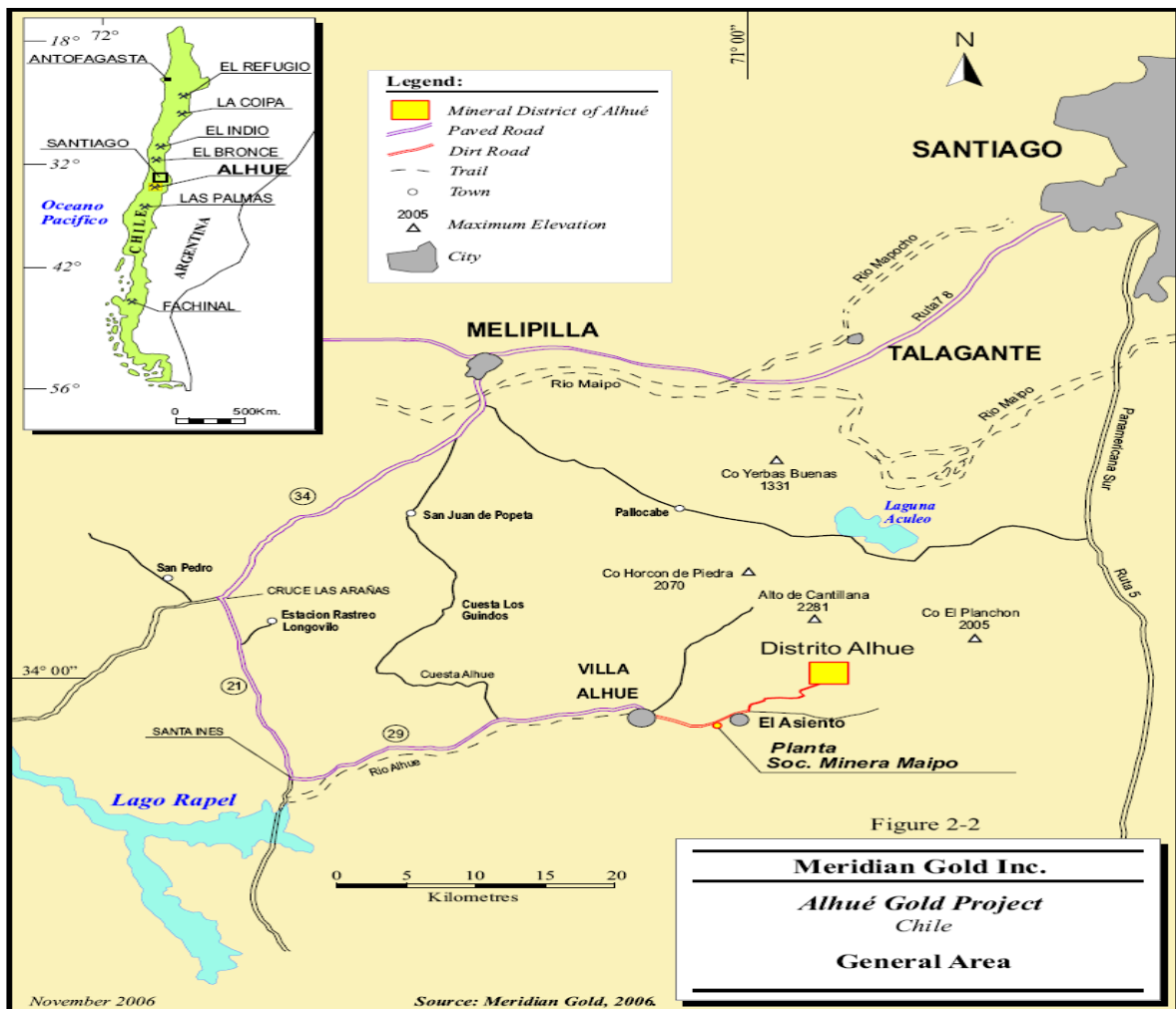


Figura 1.1: ubicación de la faena.

### **1.1.2.- Reseña Histórica.**

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

En el año 1886 aproximadamente, la Albion Mining Company (empresa escocesa) se instala en la Quebrada de Agua fría, construyendo y poniendo en marcha la primera planta de Cianuración en Chile, la cual opera hasta 1929.

En 1934 la Sociedad Aurífera Alhué construye y pone en marcha una Planta de Flotación de 1800 TMS/mes de beneficio, la que se mantuvo hasta 1944.

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

El segundo semestre del año 2001, se incorporó al proceso una Planta de Lixiviación de Concentrado para resolver los problemas de impurezas de plomo y zinc contenidos en los concentrados de oro, que hacían difícil su comercialización. Además, se construye una Planta de Flotación de Zinc alimentada por los sólidos de la lixiviación. El producto final son 750 kilos/mes de metal doré con 20% de oro y 78% de plata y 6.000 toneladas de concentrado de zinc de 55%. El metal doré se vende a Codelco Ventana y el concentrado de zinc se exporta a Asia.

En el segundo semestre de 2005, la empresa firma un acuerdo con Meridian Gold Company (Meridian) para realizar exploraciones durante 18 meses con un valor de US 5.000.000, para luego tener la opción de compra por US 100.000.000. En julio de 2006,

Meridian compra definitivamente la empresa, pasándose a llamar Minera Florida Ltda. Hasta la fecha, la empresa ha procesado más de 6.500.000 TMS, con leyes medias de 5.7 g/t de Oro y 56 g/t de Plata, llegando sobre 1,2 millones de onzas de oro.

### **1.1.3.- Geología.**

El distrito minero de Alhué esta ubicado en la cordillera de la costa, Chile Central. Se caracteriza por la presencia de mineralización de oro y polimetales que están alojadas en vetas de cuarzo y stockwork, que a su vez, están entre roca vulcanoclástica y andesítica de la formación Lo Valle del Cretácico Superior. Estos yacimientos han sido clasificados como epitermales de baja sulfidización. Estas vetas y estructuras, además están asociadas a alteración hidrotermal.

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

La mineralización de oro en el área de la mina de Alhué esta como oro nativo electrum (AuAg) asociados con minerales sulfurados como pirita, calcopirita, escalerita y galena como también magnetita. Esta mineralización esta comúnmente asociada a alteración hidrotermal, la cual incluye cuarzo, adularia (adularia), epidota, clorita y actinolita (actinolite). Algunas vetas muestran zonas metálicas, con zonas ricas en plata en la parte superior de la vena, una zona rica en oro en la parte central y una zona rica en zinc en la parte baja de la vena.

#### **1.1.4.- Recurso Hídrico.**

Se utiliza una captación de aguas superficiales provenientes de la Quebrada El Roble, con una aducción de 6 km de largo. Los derechos existentes son propiedad del Fundo Agrícola Alhué, por 60 lts/seg, adquiridos junto con la compra del terreno, mediante escritura pública de compraventa del 3 de mayo de 1989. Además, existen derechos de aprovechamiento de aguas subterráneas, por 25.5 lts/seg, y superficiales por 100 lts/seg, aprobados por la Dirección General de Aguas entre los años 1987 y 1989.

#### **1.1.5.- Energía Eléctrica.**

La energía se obtiene del Sistema Interconectado Central (S.I.C.), a través de la empresa distribuidora EMELECTRIC S.A. (Empresa Eléctrica de Melipilla, Colchagua y Maule S.A.). la potencia que se utiliza mensualmente es 3,5 MWatts.

#### **1.1.6.- Permisos Ambientales.**

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

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

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

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

### **1.1.7.- Relaves.**

Hay un tranque de relaves fuera de servicio que fue aprobado por el Servicio Nacional de Geología y Minería en 1995 (Resolución N° 201) y por la Comisión Regional de Medio Ambiente, Región Metropolitana (Estudio de Impacto Ambiental, Resolución exenta N° 1333, de 1995), cuya capacidad remanente a partir de enero de 2001 era de 1.9 millones de toneladas y se completó en el curso del año 2006. El nuevo tranque, llamado tranque adosado, entró en funcionamiento en noviembre del 2006. La superficie dispuesta para este tranque es de 40 hectáreas, lo que da lugar para 6 millones de toneladas de material.

## 1.2.- Recurso Humano.

### 1.2.1.- Personal.

Actualmente en la faena laboran 263 personas en las operaciones de mina, concentradora y funciones administrativa. Además, existe una dotación de 90 personas de diferentes empresas contratistas que prestan distintos servicios en la faena.

### 1.2.2.- Organigramas Globales de Minera Florida Ltda.

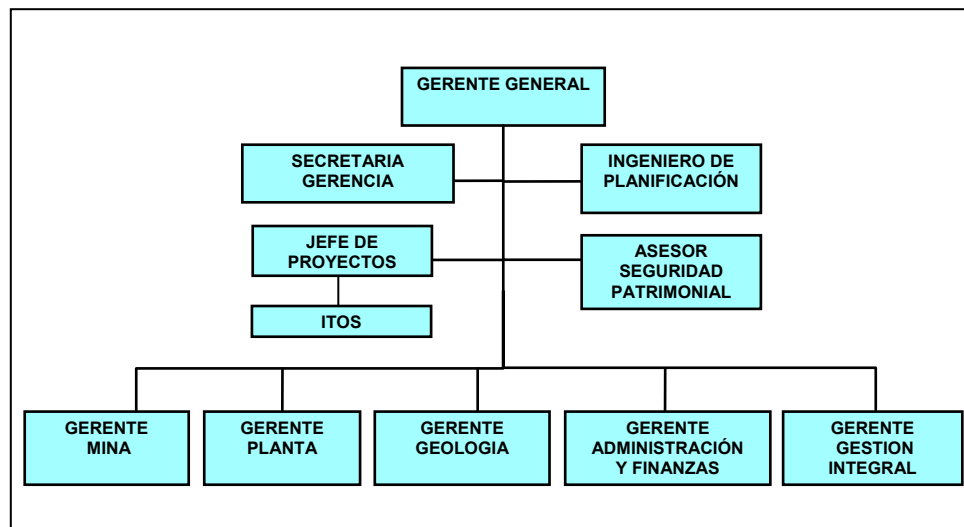


Figura 1.2: Organigrama de la Gerencia de Minera Florida Ltda.



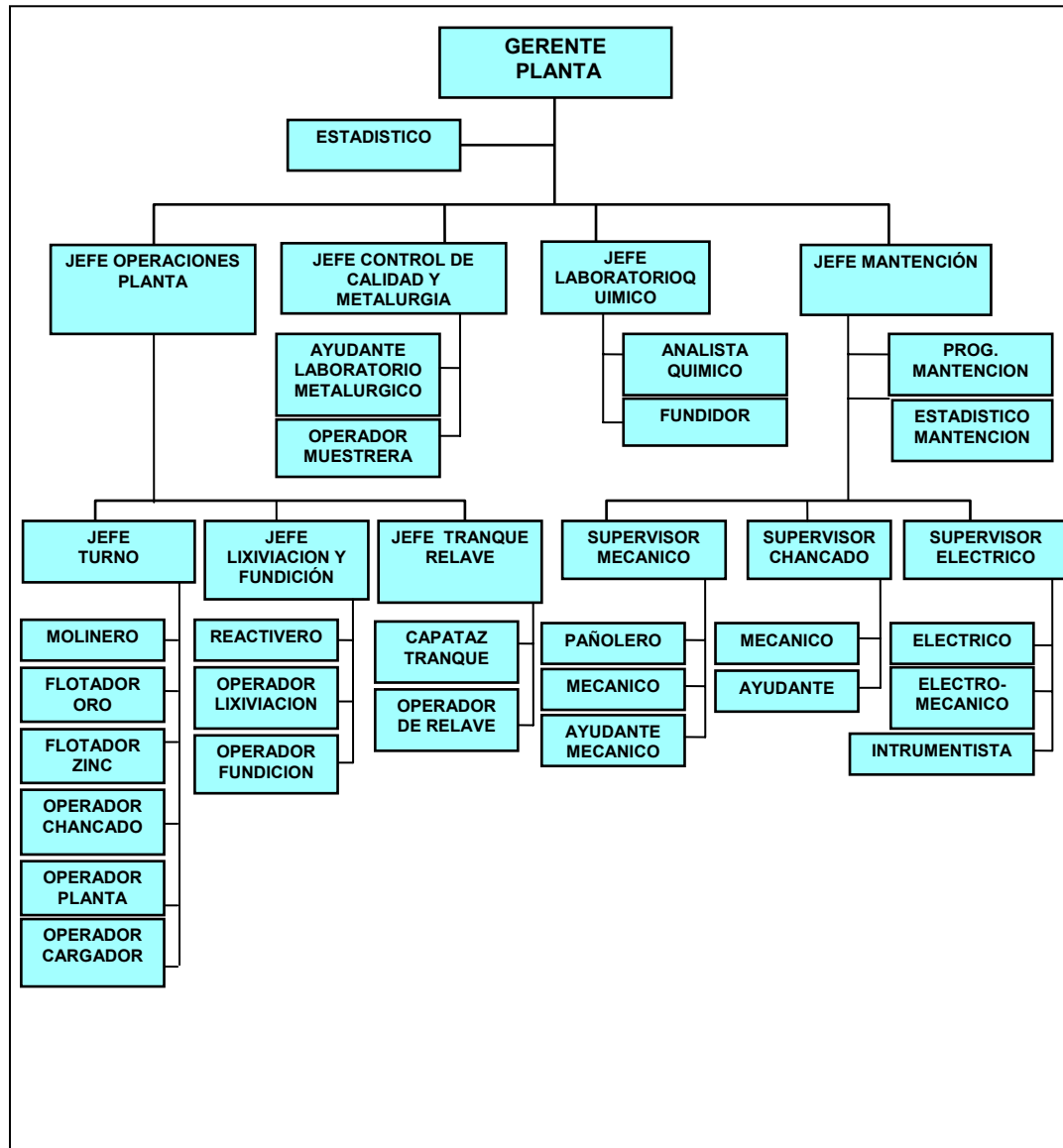


Figura 1.3: Organigrama de la Gerencia de Planta de Minera Florida Ltda.

### 1.3.- Mina Subterránea.

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

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

Los trabajos de preparación son del orden de 300 m/mes, de galerías de 3.4x3.4 m<sup>2</sup> de sección.

Tabla 1.1: Equipos Principales de la Mina.	
Equipos	Año Fabricación
2 Jumbo de Avance Boomer H-281	1999-2000
1 Jumbo de Avance Boomer H-126	1989
Jumbo Radial Simba H-1254	1999
Jumbo Radial Simba H-1254	2007
Jumbo Boomer H-104	1998
DTH Minidrill (Drillco)	1995
1 LHD Wagner ST2D	1990
2 LHD Wagner ST 710	2007
2 LHD Wagner ST3.5	1999-2000
Compresor Atlas Copco GA – 1207.5	1995
Compresor Atlas Copco GA -132	2007
Utilitario Atlas Copco Rocmec c/ ANOL CC300	1991
2 Cargadores Volvo L 120	2007

## **1.4.- Planta Concentradora.**

En la planta de procesamiento (Figura 1.4), el mineral es chancado en tres chancadores que están en un circuito cerrado junto con harneros vibratorios. El mineral chancado es alimentado a un molino de bolas donde es reducido aún más y luego pasado por un circuito con ciclones para una clasificación de tamaño.

El mineral que tiene el tamaño adecuado es enviado a dos líneas de flotación idénticas. Los productos de esta flotación son: un concentrado de flotación bulk (Oro, Plata y Zinc) y las colas de la planta, que son bombeadas al tranque de relaves.

El concentrado bulk es espesado y lixiviado con NaCN. La pulpa lixiviada es enviada a otro espesador, donde la corriente superior contiene el oro y la plata (solución rica) y la corriente inferior contiene los sólidos sulfurados de Zinc. Estos sólidos son filtrados.

La solución rica es calentada y enviada a 4 celdas de electro-obtención donde un lodo de oro y plata es depositado en los cátodos. El lodo es lavado, filtrado y secado antes de ser fundido a metal dore en un horno. La solución pobre es enviada a un circuito de destrucción de cianuro a través del proceso INCO.

Los sólidos filtrados son alimentados a la planta de flotación de zinc a una razón de 1400 ton/mes para producir un concentrado de zinc. El concentrado de zinc es enviado a una refinería en Europa. Las recuperaciones metalúrgicas históricas son aproximadamente 80% para oro, 65% para plata y 52% para zinc.

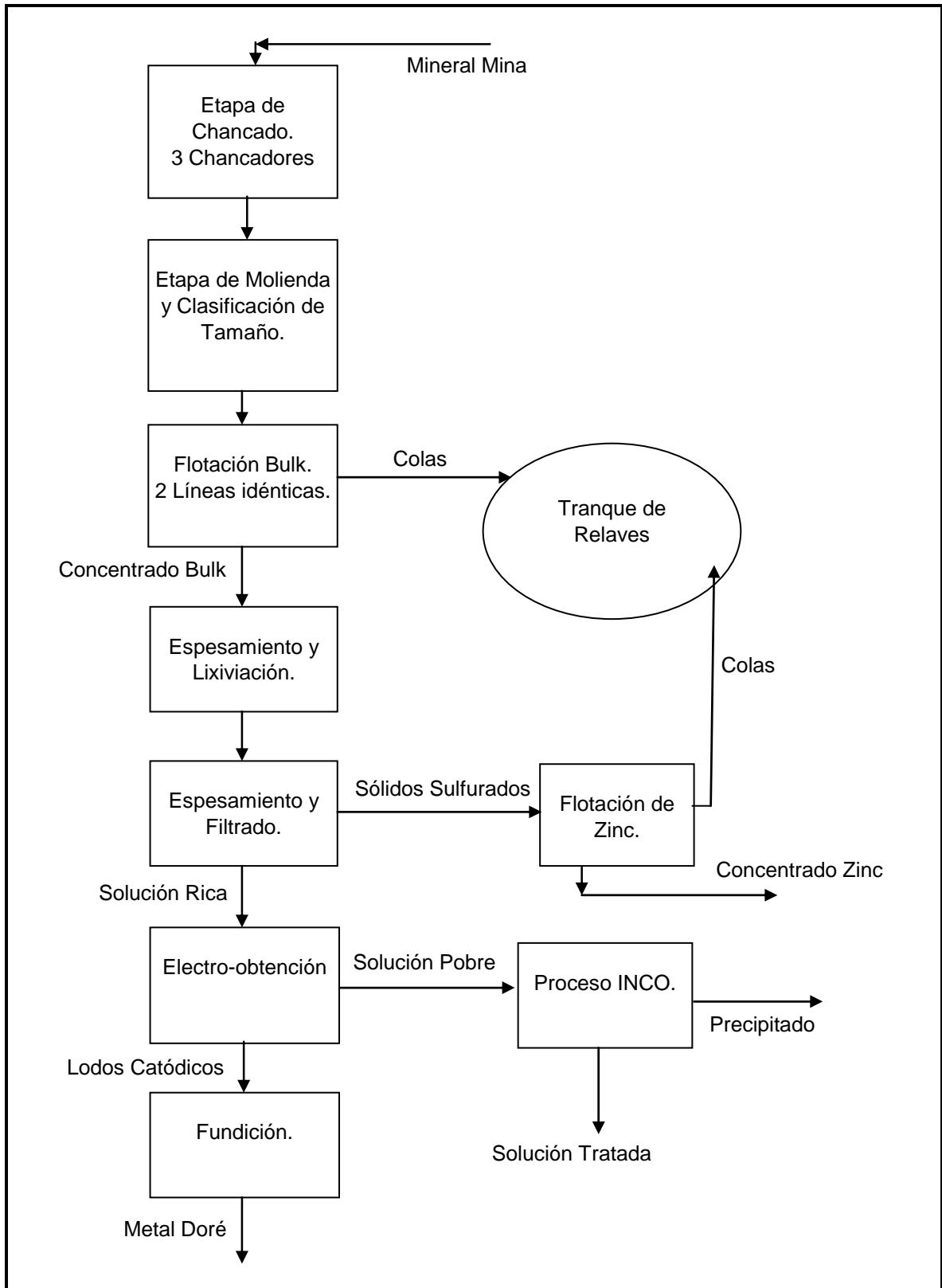


Figura 1.4: Esquema Global de la Planta Concentradora.

# Capítulo 2

---

## Tratamiento Actual, Proceso INCO.

## **2.1.- Solución Pobre.**

La Solución Rica proveniente del proceso de lixiviación pasa por una etapa de electro-obtención que tiene por misión recuperar el Oro y la Plata. Esta etapa produce un Lodo Catódico y una Solución Pobre, la cual es el efluente residual obtenido del proceso de electro-obtención.

Se debe recordar que el agente lixivante en esta faena es el Cianuro de Sodio, el cual disuelve el Oro y la Plata, pasándolos a solución como iones. Para que la recuperación de Oro sea casi un 100%, y además la recuperación de Plata este sobre el 75%, la adición de cianuro debe ser en exceso. Esto se debe a que los demás metales que constituyen el concentrado también consumen cianuro, así como el mineral sin valor.

Este exceso de cianuro queda en la Solución Rica como cianuro libre en concentraciones que pueden ir desde 2 a 7 g/l. Esta Solución Rica entra a las celdas de electro-obtención, donde a través de corriente eléctrica se recupera el Oro y la Plata. La solución obtenida es la Solución Pobre que contiene casi la misma concentración de cianuro libre, además de los metales que se disolvieron junto con el Oro y la Plata (Cu, Zn y Pb principalmente).

Esta Solución Pobre debe ser tratada debido a este contenido de cianuro, ya que es altamente tóxico. Exposiciones de corto tiempo pueden causar efectos a la salud como respiración rápida, temblores y otros efectos neurálgicos. Exposiciones de largo tiempo pueden causar pérdida de peso, efectos a la tiroides y daños al sistema nervioso. Por esta razón, el cianuro debe ser degradado o removido desde las aguas de desecho o de procesos.

La Tabla 2.1 y la Tabla 2.2 muestran las concentraciones promedio de los principales componentes de la Solución Pobre.

Tabla 2.1: Concentración promedio de CN libre en g/l.						
	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
<b>N° de Días</b>	31	28	30	29	31	29
<b>Promedio</b>	2,32	2,72	3,69	4,07	4,51	3,5

Además, con el total de días (178 días) se obtuvo el promedio de cianuro libre para los seis meses, el cual fue de 3,47 g/l (o 3,47 Kg/m<sup>3</sup>) de cianuro libre.

Tabla 2.2: Ley promedio de metales en solución pobre Periodo Enero-Junio 2007						
Mes	N° de Días	Ley Promedio Mensual (ppm)				
		Au	Ag	Cu	Zn	Pb
Enero	31	0,2	0,2	383,4	544,5	1,4
Febrero	28	0,4	0,6	346,9	598,0	1,3
Marzo	30	0,4	0,3	349,3	622,8	1,5
Abril	29	0,4	0,5	296,2	377,8	1,1
Mayo	30	0,5	0,9	228,1	254,7	0,6
Junio	29	0,2	0,1	116,1	164,9	0,4
Meses	N° de Días	Ley Promedio 6 Meses (ppm)				
		Au	Ag	Cu	Zn	Pb
Ene/Jun	178	0,35	0,44	287,4	427,6	1,1

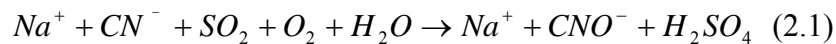
Se tomaron muestras de la solución pobre para ser analizadas por la concentración de sulfatos. Estas muestras fueron enviadas al laboratorio del CIMM (Centro de Investigación Minero Metalúrgico) en Santiago, donde fueron analizadas por el método de “Determinación de Sulfato Disuelto por Calcinación de Residuos” NCh2313/18 (todas las muestras fueron analizadas con el mismo método). Los resultados se muestran en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3: Concentraciones de iones Sulfatos en la Solución Pobre		
	N° de Muestra	Sulfatos (ppm)
	M-1	5751
	M-2	5503
	M-3	5294
	M-4	4563
	M-5	4487
	M-6	4468

## 2.2.- Tratamiento Actual, Proceso INCO.

Las estrictas regulaciones ambientales para la descarga de cianuro hace necesario aplicar procesos para remover las concentraciones de cianuro de las aguas de procesos. Hay varias técnicas que se usan en el tratamiento de cianuros en efluentes.

En los procesos de oxidación con azufre, el cianuro en la solución es oxidado a cianato usando dióxido de azufre o sulfato ferroso y aire en la presencia de iones de cobre.



El ácido sulfúrico formado en la reacción es neutralizado con Cal ( $Ca(OH)_2$ ). El cianato formado puede ser menos toxico para el ambiente y las personas que el cianuro. Higgs and Associates (1992) informaron que el cianato es entre 3000 y 5000 veces menos tóxico que el cianuro<sup>1</sup>.

La International Nickel Company's (INCO)  $SO_2$ /air process, es uno de los dos procesos con dióxido de azufre patentados. El otro está patentado por Noranda Inc. El equipamiento requerido para el proceso con  $SO_2$  es relativamente simple. El efluente a tratar es introducido a un estanque agitado, donde reacciona con dióxido de azufre o con metabisulfito de sodio ( $Na_2S_2O_5$ ), que es un reactivo alternativo que proporciona el dióxido de azufre. El consumo teórico-estequiométrico es de 2.64 kg de  $SO_2$  por kg de  $CN^-$ .

INCO ha informado que las dosis actuales están en el orden de 4 a 7 kg de  $SO_2$  por kg de  $CN^-$ <sup>2</sup>. El aire es esparcido dentro del estanque. El sulfato de cobre en muchos casos no es necesario agregarlo, debido a que el efluente viene con iones de cobre y el pH es controlado con Cal.

---

<sup>1</sup> Referencia [1]. Pag. 5.

<sup>2</sup> Referencia [1]. Pag. 7.



El pH óptimo está en el rango de 8 a 10. Estas condiciones se mantienen a través de medidores de pH, los cuales accionan, automáticamente en la mayoría de los casos, mecanismos que van agregando cal cada vez que el pH se sale del rango.

Las pruebas realizadas por INCO mostraron que una corriente de alimentación puede reducir su concentración de cianuro total desde 1680 mg/l a 0,13 mg/l de cianuro total, usando un tiempo de residencia de 97 minutos en un reactor de una etapa. Otras pruebas desde plantas piloto indican que se pueden alcanzar concentraciones bajo 0,1 mg/l de cianuro total<sup>3</sup>.

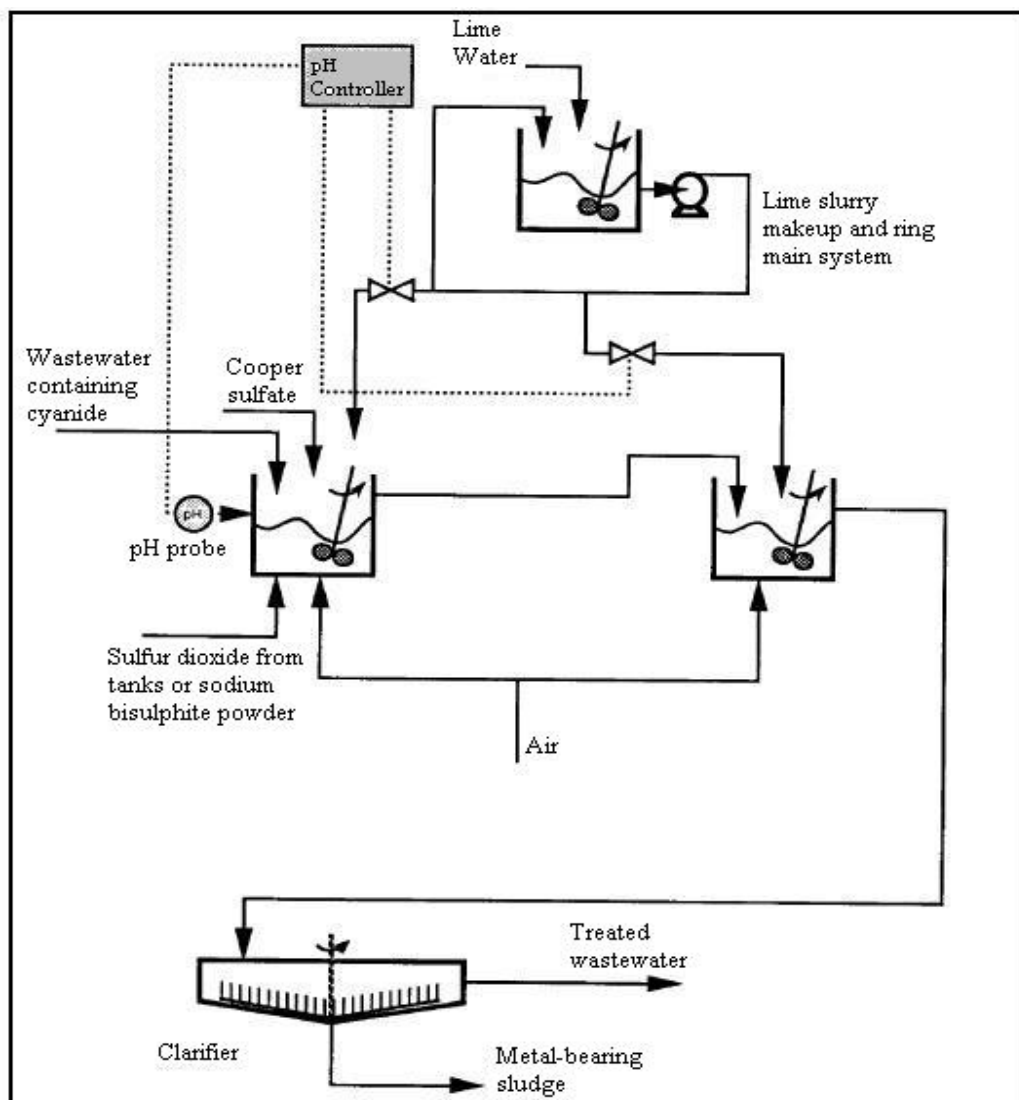


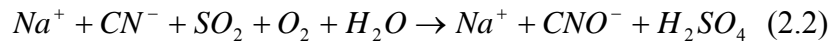
Figura 2.1: Esquema del proceso INCO.

<sup>3</sup> Referencia [1]. Pag. 7.

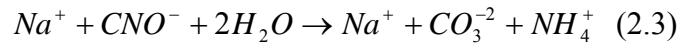
En el caso de Minera Florida Ltda., el método utilizado es el Proceso INCO, con la diferencia de utilizar soda cáustica (NaOH) como neutralizante en vez de cal, y utilizar metabisulfito de sodio como reactivo que aporta el dióxido de azufre.

La solución a la que se le aplica este proceso es a la solución pobre obtenida de la etapa de electro-obtención de Oro y Plata. Esta solución pobre es tratada para degradar el cianuro remanente (cianuro libre principalmente) y además, precipitar metales pesados como zinc y cobre, que en solución alcalina de cianuro forman aniones complejos estables.

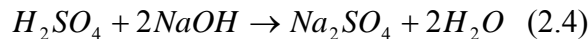
El cianuro libre es oxidado a cianato a través de la reacción principal:



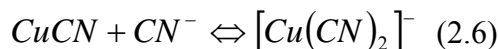
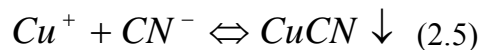
El ión cianato ( $CNO^-$ ) es inestable y se hidroliza a iones amonio y carbonato, a través de la siguiente reacción:

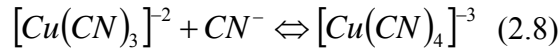
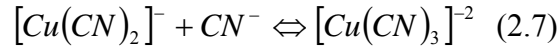


El ácido sulfúrico generado durante la oxidación del cianuro (reacción principal) y otras reacciones de oxidación, son neutralizados con soda cáustica en el reactor para formar sulfato de sodio, a través de la siguiente reacción:



Los complejos cianurados débiles de cobre pueden ser varios, dependiendo de múltiples factores. La fuerza iónica y la composición de la solución de lixiviación pueden influir en la composición del complejo de cobre formado, así como también, la concentración de cianuro libre de la solución. El comportamiento del cobre en soluciones cianuradas es el siguiente:





Dependiendo de la concentración de cianuro libre presente y el pH de la solución, todas o cualquiera de las especies de estas reacciones pueden estar presentes en equilibrio.

Como se muestra en la figura 2.2, la formación de  $[Cu(CN)_2]^-$  es favorecida por un pH menor a 6 y a muy bajas concentraciones de cianuro. La formación de  $[Cu(CN)_4]^{3-}$  ocurre preferentemente a pH alto y altas concentraciones de cianuro.

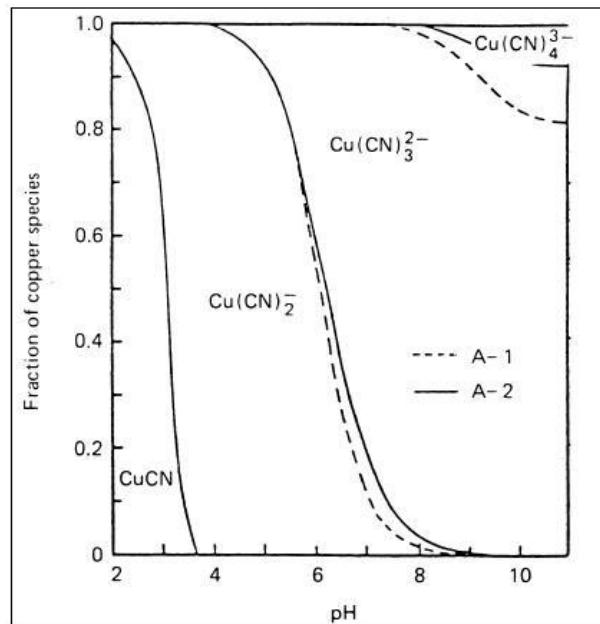
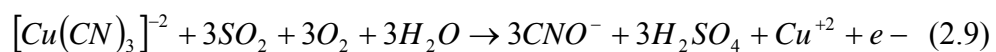


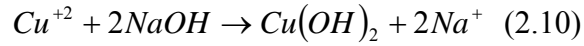
Figura 2.2: Diagrama de distribución de complejos de cianuro de cobre según pH (Marsden y House, 1992)<sup>4</sup>.

El pH de la solución pobre es sobre 11, por lo tanto, el complejo de cianuro de cobre predominante sería  $[Cu(CN)_3]^{2-}$ . El orden de las reacciones sería el siguiente:

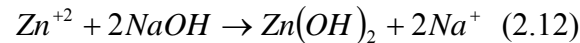
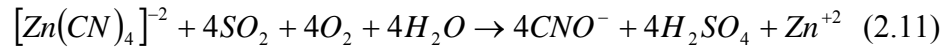


<sup>4</sup> Referencia [2]. Pag. 4B-3

La soda agregada como neutralizante reacciona con el cobre, lo cual permite precipitarlo como hidróxido:



En el caso del zinc, las reacciones son algo parecidas a las del cobre, ya que el comportamiento de los complejos cianurados de zinc siguen la misma secuencia.



Finalmente, los hidróxidos metálicos de cobre y zinc formados precipitan. Después de esto la solución, que ahora pasa a ser llamada solución tratada, es filtrada para retirar los precipitados. El precipitado de metales de cobre y zinc, obtenido en el tratamiento de la solución pobre es comercializado como concentrado de cobre y zinc.

La solución tratada, denominación dada a la solución pobre una vez que se ha oxidado el cianuro libre presente en ella, posee concentraciones de sulfatos que se encuentran entre las 15.000 y 20.000 ppm, debido a la reacción 2.1, que produce ácido sulfúrico.

Este nivel de concentración puede generar problemas del tipo medioambiental y posibles problemas metalúrgicos a la operación de la planta, debido a que la solución tratada se utiliza como agua de proceso.

La operación del Proceso INCO en esta planta se ha diseñado para operar en forma continua hasta 20 h/día, y funciona de la siguiente manera (Figura 2.3):

La solución pobre es continuamente impulsada desde el estanque de solución pobre (05-TK-53) por la bomba centrífuga 05-PP-53 hasta el reactor de destrucción de cianuro de una etapa (estanque 05-TK-51 de 5 m diámetro x 5,5 m altura con 98,4 m<sup>3</sup> de capacidad).

La entrada de la solución al interior del estanque es a través de una cañería (downcomer) que la descarga en la zona del agitador del estanque. La adición de aire se realiza por debajo del impulsor del agitador para asegurar una rápida dispersión y para promover la transferencia de O<sub>2</sub> a la solución.

El SO<sub>2</sub> se agrega como solución de metabisulfito de sodio al 30%. Se agrega una solución de soda cáustica al 50% continuamente para mantener el pH alrededor de 9,0. El tiempo de retención para el caudal de solución en condiciones de diseño de 10,9 m<sup>3</sup>/h es de aproximadamente 9 horas.

La solución tratada sale del reactor y cae por gravedad a un estanque decantador de solución tratada 05-TK-56 desde donde es impulsada desde el fondo por dos bombas peristálticas hasta dos filtros de prensa de marco de 630 x 630 mm y 13 placas (05-FL-51 y 05-FL-52). Los filtro prensa tiene una capacidad de retener hasta 150 kg de precipitado de densidad 1,3 kg/l por ciclo de filtración.

La solución obtenida en el filtro va al estanque de agua de proceso (05-TK-55). El sólido filtrado, el cual es en su mayoría un precipitado de cobre y zinc, va a un sector de almacenamiento.

Cuando el filtro prensa no está en servicio, durante la apertura de las placas y hasta que el filtro esté preparado para comenzar a filtrar, con su correspondiente carga de material de pre-capa, la solución tratada es descargada sólo hacia el cajón de traspaso de solución y desde allí se impulsa al estanque de agua de proceso.

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

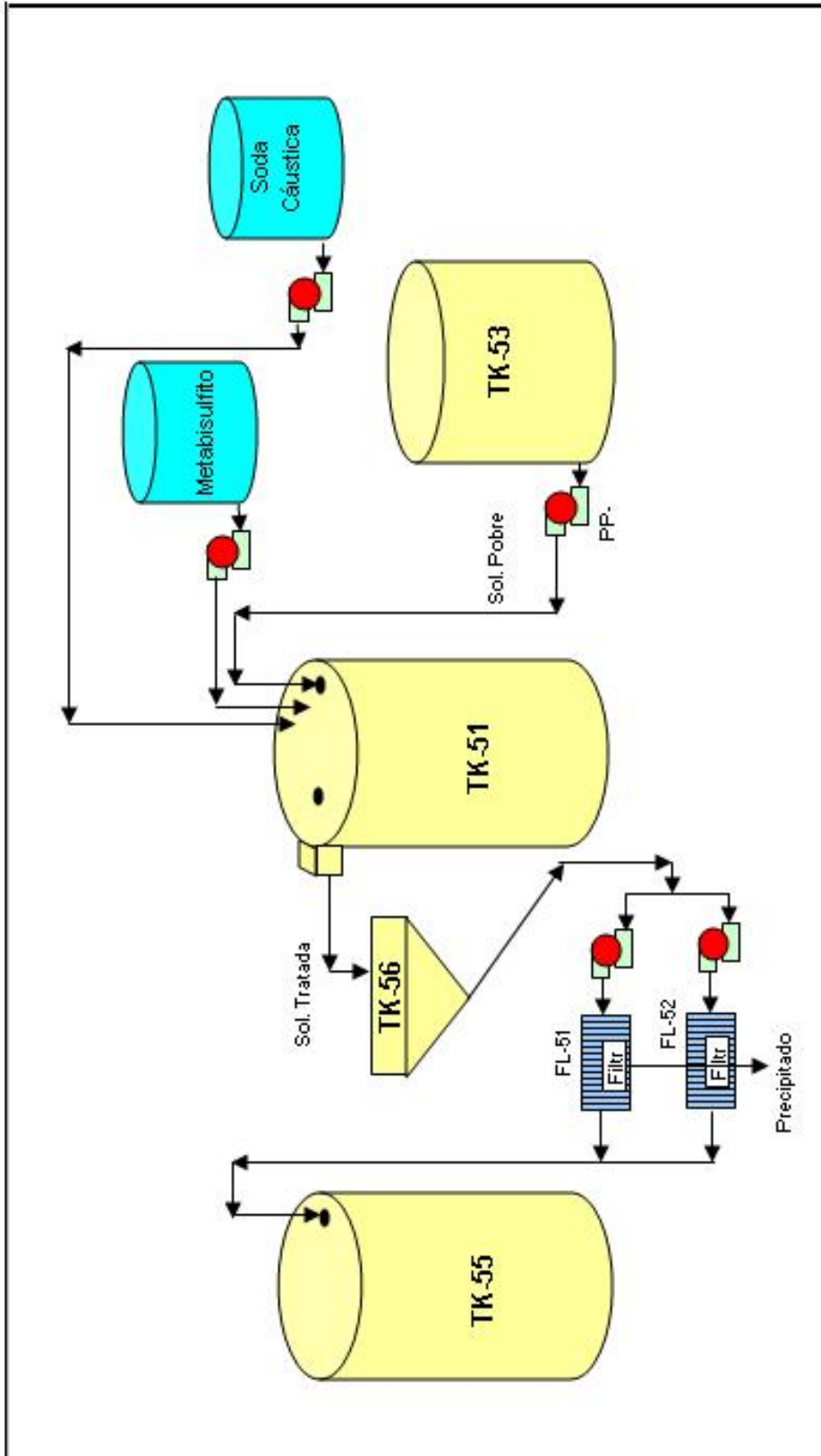


Figura 2.3: Esquema del proceso INCO.

### 2.3.- Solución Tratada.

La solución proveniente del proceso INCO de degradación de cianuro es denominada Solución Tratada. El proceso INCO es eficiente en la degradación de cianuro libre a cianato, logrando llegar a concentraciones de cianuro total menores a 4 ppm. Además, como beneficio extra, precipita los iones metálicos de cobre, zinc y plomo como hidróxidos metálicos.

La desventaja del proceso INCO es la producción de una alta concentración de aniones sulfatos, que a su vez se suma a la concentración inicial que trae la Solución Pobre, llegando a concentraciones que van desde las 15.000 a 20.000 ppm. Esto es producto de la reacción 2.1, la cual genera ácido sulfúrico, que luego es neutralizado con soda cáustica, produciendo finalmente sulfato de sodio.

La Tabla 2.4 muestra las concentraciones promedio de cianuro total del periodo Enero-Junio de 2007.

	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
N° de Días	31	28	30	29	31	29
Promedio	1,62	2,13	3,32	3,04	2,75	1,98

Además, con el total de días (178 días) se obtuvo el promedio de cianuro total para los seis meses, el cual fue de 2,47 mg/l (o 2,47 g/m<sup>3</sup>) de cianuro total.

No se cuenta con la información de la concentración de los metales en la Solución Tratada debido a que no se les hace un seguimiento y por lo tanto no están en la base de datos de leyes.

Se tomaron muestras de la solución tratada para ser analizadas por la concentración de sulfatos. Los datos mostrados en la Tabla 2.5 muestran el aumento significativo de la concentración de los iones sulfatos producto de las reacciones de Metabisulfito en el Proceso INCO.

Tabla 2.5: Concentraciones de iones Sulfatos en la Solución Tratada.	
Nº de Muestra	Sulfatos (ppm)
M-1	14200
M-2	16991
M-3	18653
M-4	17542
M-5	19475
M-6	17423



## 2.4.- Análisis del Tratamiento con el Proceso INCO.

Como se mencionó anteriormente, el proceso INCO es eficiente en la degradación de cianuro, pero conlleva una alta producción de iones sulfato que se suma a la concentración entrante en la Solución Pobre.

La Solución Tratada, además de ser utilizada como agua de reposición al proceso, se ocupa en las siguientes etapas:

- Lavado del concentrado lixiviado en la etapa de filtración en el filtro de presión.
- Lavado de cátodos.
- Retro-lavado del filtro clarificador.

La fracción de la Solución Tratada que se utiliza como agua de reposición al proceso va a un estanque denominado Piscina Australiana. A esta piscina llega además el agua recuperada del tranque de relave. Debido a la alta concentración de sulfatos que contiene la Solución Tratada, aumenta la concentración de este anión en el agua de la piscina. A su vez, el agua de la piscina es la que alimenta a la planta con agua de proceso, lo cual, al parecer afecta la eficiencia de algunos procesos, como por ejemplo, los de flotación.

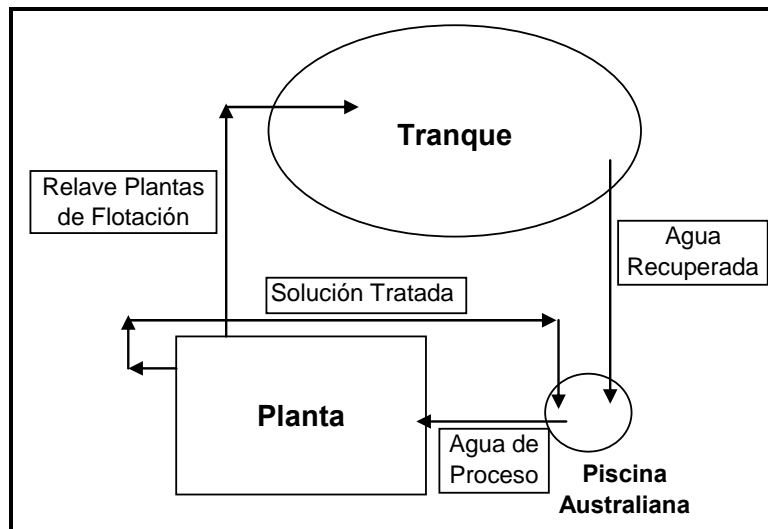


Figura 2.4: Esquema global de la distribución de las aguas.

Esta configuración hace que el agua de proceso que entra a la planta vaya aumentando su concentración de iones sulfatos con el tiempo. Además, el agua de proceso puede ir afectando la concentración de iones sulfato en el agua del tranque, esto debido a los relaves de la flotación de oro y de la flotación de zinc.

A solicitud de Minera Florida Ltda., el Area de Monitoreo Ambiental de CIMM Tecnologías y Servicios S.A., Sede Santiago realiza el servicio denominado “Monitoreo de RILes en Planta de Minera Florida Ltda.”.

Dicho programa fue establecido en la Resolución Exenta N° 1333/95 de la Comisión Regional del Medio Ambiente, conforme a la aprobación del estudio de Impacto Ambiental del proyecto “Ampliación Tranque de Relaves Alhué”, con la finalidad de determinar la influencia del proyecto en la calidad de las aguas superficiales, **aguas claras del proceso** y aguas subterráneas.

El monitoreo se realiza de acuerdo a lo establecido en el D.S. N°90/2000, específicamente, lo relacionado a los temas:

- Técnicas de Muestreo
- Preservación
- Manejo de Muestras

Para el análisis de los parámetros se utiliza la metodología establecida en las normas chilenas Oficializadas Serie NCh 2313 “Aguas Residuales-Métodos de Análisis, del Instituto de Normalización, INN”.

El programa requerido en la Resolución Exenta N° 1333/95 se realiza trimestralmente, específicamente, los meses de marzo, junio, septiembre y diciembre de cada año, entregando el informe al mes siguiente.

Como el proceso INCO produce un impacto en la concentración de sulfatos del agua de proceso en la piscina australiana, se pueden analizar las mediciones en este punto y compararlos con los límites máximos permitidos por el decreto “**Norma de Emisión para la regulación de Contaminantes Asociados a las Descargas de Residuos Líquidos a Aguas Marinas y Continentales Superficiales**” D.S N°90/2000. Los resultados de los últimos 5 muestreos se entregan en la Tabla 2.6.

Tabla 2.6: Concentración de sulfatos en la piscina australiana y concentración máxima permitida para descarga.			
	Fecha	Relave mg/l	DS N°90/2000 mg/l
	Mar-06	1606	1000
	Jun-06	1670	1000
	Sep-06	2034	1000
	Dic-06	2525	1000
	Mar-07	3098	1000

Como se puede apreciar, la concentración de sulfatos está por sobre la norma, pero esta agua se retorna en su totalidad y no se descarga a ningún curso de agua, por lo tanto, no se infringe la norma pero impide la evacuación de aguas en alguna ocasión que se requiera.

También podemos ver que la concentración de sulfatos ha ido en aumento, esto debido al proceso INCO, el cual genera un efluente con concentraciones sobre 15.000 ppm de sulfatos.

### 2.4.1.- Problemas Ambientales

Los sulfatos en altas concentraciones pueden ser nocivos para la actividad biológica (pueden ser mortales para peces y crustáceos de río, afectan al ganado y destruyen cultivos y riberas), contaminan los cauces, y además esas aguas pueden llegar a dañar la estructura y cimentación de construcciones, sobre todo construcciones de concreto. Estas aguas siempre están asociadas a una coloración ocre-amarillenta de los lechos de ríos y lagos afectados, y un incremento de la turbiedad de las aguas.

Los residuos líquidos industriales (riles) de todas las industrias en Chile, se rigen por el Decreto Supremo 90/2000, el cual **“Establece la Norma de Emisión para la Regulación de Contaminantes Asociados a las Descargas de Residuos Líquidos a Aguas Marinas y Continentales Superficiales”**. Para que se pueda descargar un efluente industrial, este tiene que cumplir con estas normas de emisión.

En la actualidad, los riles de Minera Florida Ltda. no se rigen bajo esta norma, ya que esta considera como cuerpos de agua receptor o cuerpo receptor a: *curso o volumen de agua natural o artificial, marino o continental superficial, que recibe la descarga de residuos líquidos. No se comprenden en esta definición los cuerpos de agua artificiales que contengan, almacenen o traten relaves y/o aguas lluvias o desechos líquidos provenientes de un proceso industrial o minero*<sup>5</sup>.

Por esto, en estricto rigor Minera Florida Ltda. no tiene problemas ambientales, ya que no descarga riles a aguas continentales superficiales (ríos o lagos), ya que todos los riles van al tranque de relaves, donde son mantenidos y recirculados a la planta como agua de proceso. Pero esto causa otro problema, ya que el volumen de riles que llega al tranque es superior al volumen de agua que se recupera. Por lo tanto se está produciendo una acumulación de agua en el tranque, lo que se suma al volumen extra producido por lluvias estacionales.

---

<sup>5</sup> Referencia [3]. Pagina 9.

## **2.4.2.- Alternativas de Estudio.**

Tomando en consideración el análisis efectuado a la Solución Pobre y a la Solución Tratada, se tienen dos vías de estudio:

1. **Abatimiento de los iones sulfato en la Solución Tratada:** como el único defecto del proceso INCO es la alta concentración de iones sulfato que se produce, una de las alternativas es estudiar métodos de abatimiento de sulfatos. Este tratamiento iría enfocado a la Solución Tratada.
2. **Reemplazo del Proceso INCO:** la otra alternativa es el reemplazo del proceso INCO, mas específicamente, estudiar otros agentes oxidantes que permitan degradar el cianuro libre a cianato, logrando los niveles de cianuro total requeridos (bajo 4 ppm). Además, que permitan tener un proceso limpio.

# Capítulo 3

---

## Alternativas de Tratamiento.

### **3.1.- Abatimiento de Sulfatos en Solución Tratada.**

Como se mencionó en el capítulo 2, el proceso INCO produce una alta concentración de sulfatos. La primera opción es aplicar un método de abatimiento de Sulfatos a la Solución Tratada. Los métodos mostrados en este capítulo están documentados de buena manera y la mayoría de los tratamientos han sido probados en pruebas de laboratorio o en plantas pilotos, pero a nivel industrial no se encontró información relevante.

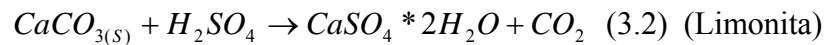
Los tratamientos analizados se separan en tres categorías principales, las cuales a su vez se subdividen en procesos mas detallados. Los tratamientos globales son:

- Tratamiento Químico con Precipitación Mineral.
- Tratamiento con Membranas.
- Tratamiento por Intercambio Iónico.

### 3.1.1.- Tratamiento Químico con Precipitación Mineral.

#### 3.1.1.1.- Uso de Cal (Lima y Limonita).

La Cal es el medio que normalmente se ocupa para la neutralización de efluentes ácidos (compuestos principalmente por ácido sulfúrico). Esta neutralización también permite la eliminación de sulfatos a través de la precipitación de yeso,  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ . Las reacciones involucradas pueden ser 2:



Los niveles de concentración de sulfatos obtenidos con este tratamiento dependen de la solubilidad del yeso, la que, a su vez, dependiendo de la composición y la fuerza iónica de la solución, varía entre 1500 y 2000 mg/l<sup>6</sup>. Considerando los niveles de sulfato relativamente altos que quedan en el agua después del tratamiento, este método podría ser utilizado como pretratamiento y no como un método con el cual se pueda llegar a niveles aceptables, tanto como para agua de procesos o como para agua de descarte.

Uno de los métodos utilizados es el proceso lima/limonita integrado, el cual ha sido capaz de reducir la concentración de sulfatos hasta 1200 mg/l. Los pasos son los siguientes:

1. Neutralización con limonita para llegar a un pH cercano a la neutralidad, que da como productos  $\text{CO}_2$  y precipitación de yeso.
2. Tratamiento con lima para llegar a un pH 12 para precipitar algunos metales y resaltar la precipitación de yeso.
3. Ajuste del pH con  $\text{CO}_2$  (recuperado de la fase 1) con precipitación de  $\text{CaCO}_3$ .

---

<sup>6</sup> Referencia [4]. Página 3-1.



En este caso se usó agua ácida con una concentración de 3000 mg/l como agua de alimentación, logrando bajarla a 1200 mg/l. Este proceso produce un lodo de yeso y limonita. La limonita producida se recircula a la primera etapa. Este proceso puede, además, eliminar metales disueltos<sup>7</sup>.

Dependiendo del grado de automatización, el proceso de tratamiento requiere bajo a moderado monitoreo y mantenimiento, sobre todo en comparación con otras estrategias de tratamiento.

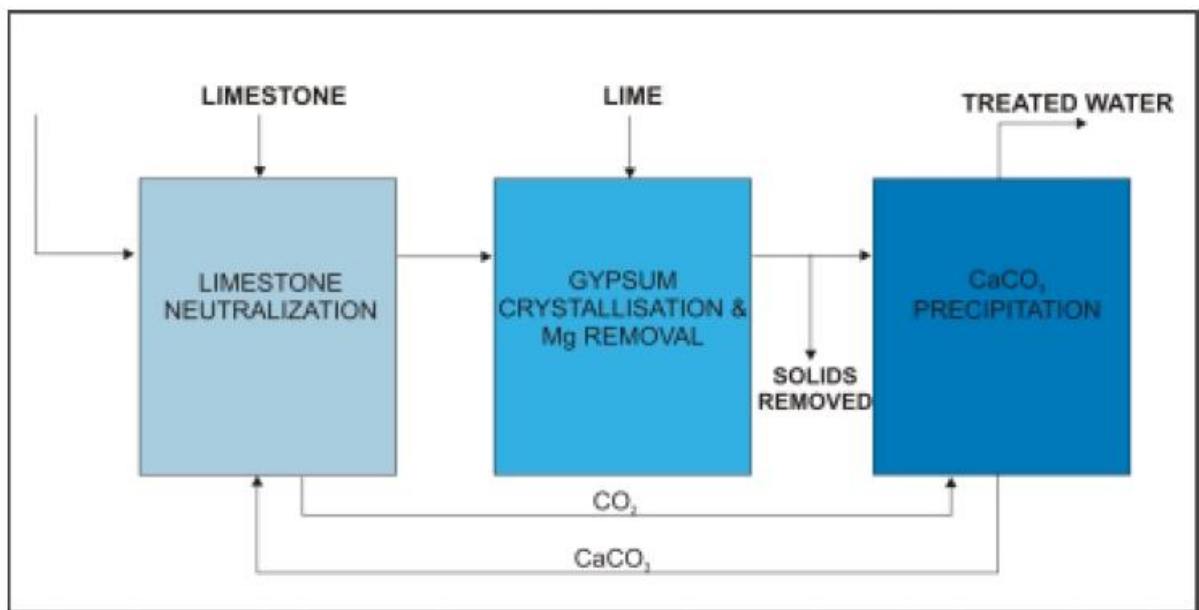
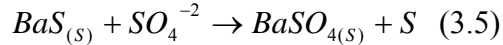
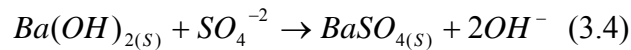
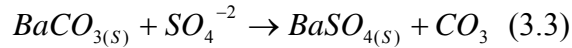


Figura 3.1: Esquema de un proceso de tratamiento integrado Lima/Limonita.

<sup>7</sup> Referencia [4]. Página 3-1.

### 3.1.1.2.- Uso de Sales de Bario.

Las Sales de Bario son comúnmente utilizadas para la eliminación de sulfatos a través de la precipitación de Barita ( $BaSO_4$ ). Este proceso se basa en la muy baja solubilidad de la Barita en soluciones acuosas, precipitando con facilidad. Las sales de bario más utilizadas son Hidróxido de Bario ( $Ba(OH)_2$ ), Carbonato de Bario ( $BaCO_3$ ) y Sulfuro de Bario ( $BaS$ ).



Tanto el hidróxido de bario como el sulfuro de bario son altamente efectivos en remover sulfatos en todo el rango de pH. El carbonato de bario es menos efectivo bajo condiciones neutras a fuertemente alcalinas, además de condiciones fuertemente ácidas.

L. E. Kun estudió la remoción de sulfato con carbonato de bario y obtuvo buenos resultados<sup>8</sup>. También puntualizó tres problemas del proceso:

1. Un alto tiempo de residencia.
2. Altas concentraciones de bario disuelto en el agua tratada cuando se agrega una cantidad sobre el estequiométrico (exceso).
3. El alto costo del carbonato de Bario.

Como las sales de bario tienen un alto costo, en todos los procesos se trata de reciclar el sulfato de bario producido para minimizar costos. La idea es convertir el sulfato de bario obtenido a otra sal de bario, por ejemplo  $BaS$  o  $BaCO_3$ . El problema con esta conversión es la complejidad de esta, además de tener que trabajar muchas veces con  $H_2S$  (subproducto habitual) y las altas temperaturas que se requieren para la conversión del sulfato de bario (sobre  $1000^\circ C$ ), el cual se tiene que descomponer térmicamente.

---

<sup>8</sup>Referencia [5]. Página 11.

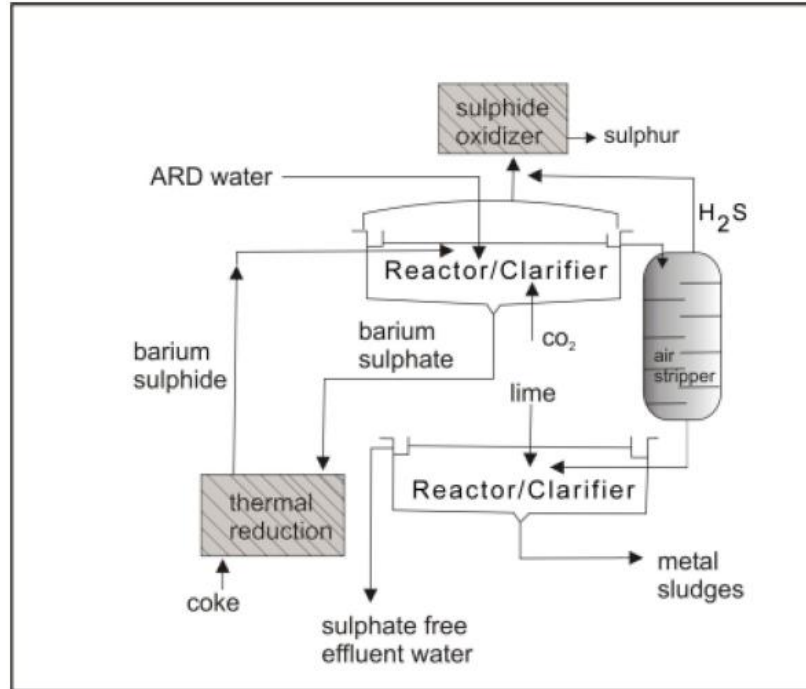


Figura 3.2: Esquema de proceso de tratamiento con BaS.

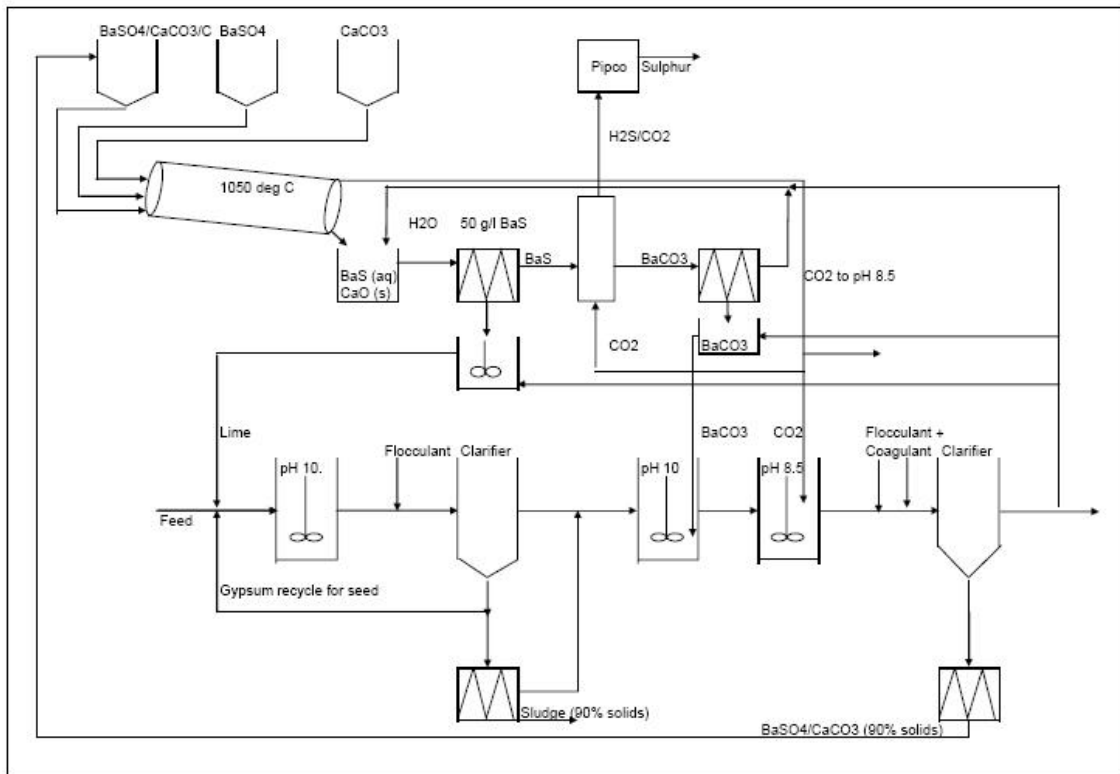


Figura 3.3: Esquema de proceso de tratamiento con BaCO<sub>3</sub>.

### 3.1.1.3.- Proceso Savmin.

El proceso Savmin usa reacciones de precipitación durante etapas sucesivas para remover sulfatos disueltos desde drenaje rocoso ácido. En la primera etapa se agrega lima al agua de alimentación para elevar el pH a 12 aproximadamente para precipitar metales.

Después de remover los metales, en la segunda etapa se le agrega al agua cristales de yeso para catalizar la precipitación de yeso desde la solución sobresaturada. Una porción del yeso es recirculado como cristales catalizadores. En la tercera etapa se agrega hidróxido de aluminio al agua, la cual todavía esta sobresaturada en yeso. La adición de hidróxido de aluminio permite la precipitación de ettringita ( $3CaO \cdot 3CaSO_4 \cdot Al_2O_3 \cdot 31H_2O$ ).



La precipitación de ettringita ocurre entre pH 11,6 y 12, removiendo calcio y sulfato. El pH elevado es mantenido agregando lima. La ettringita es removida a través de espesamiento y filtrado. En la cuarta etapa la corriente de agua de desecho (pH 11,7; sulfato disuelto <200 mg/l) es tratada con  $CO_2$  para bajar el pH<sup>9</sup>. Esto provoca la precipitación de  $CaCO_3$  relativamente puro y es removido por filtración.

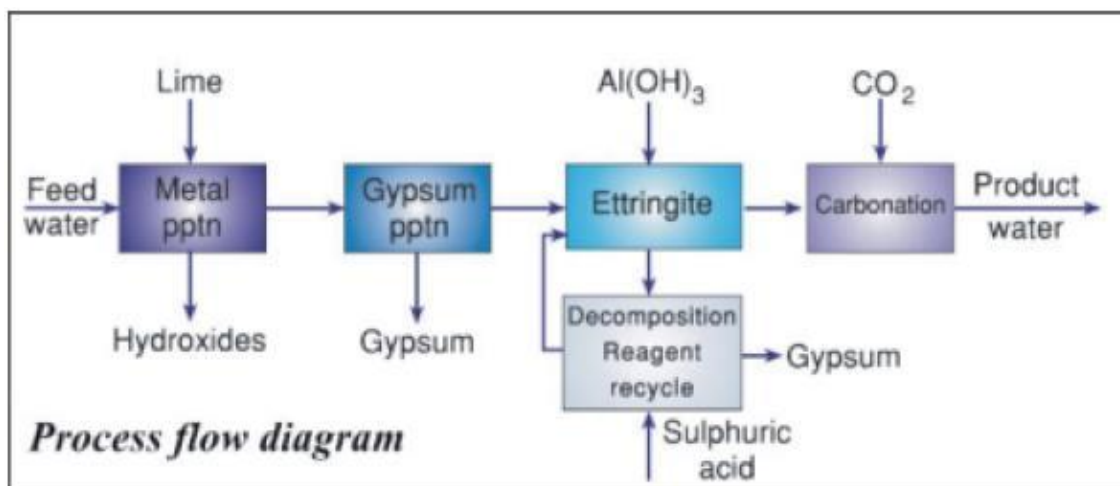


Figura 3.4: Esquema del proceso Savmin.

<sup>9</sup> Referencia [4]. Página 3-4.

### 3.1.2.- Tratamiento por Membranas.

Las membranas son usadas en dos procesos de tratamientos comercialmente importantes, Electro-diálisis y Osmosis Inversa. En los dos tratamientos, la función de la membrana es distinta.

En electro-diálisis, un potencial eléctrico es usado para mover los iones disueltos a través de la membrana, dejando el agua limpia atrás. En cambio, la osmosis inversa usa presión alta para que pase el agua por una membrana semipermeable, quedando los iones atrás, dejando el agua pura.

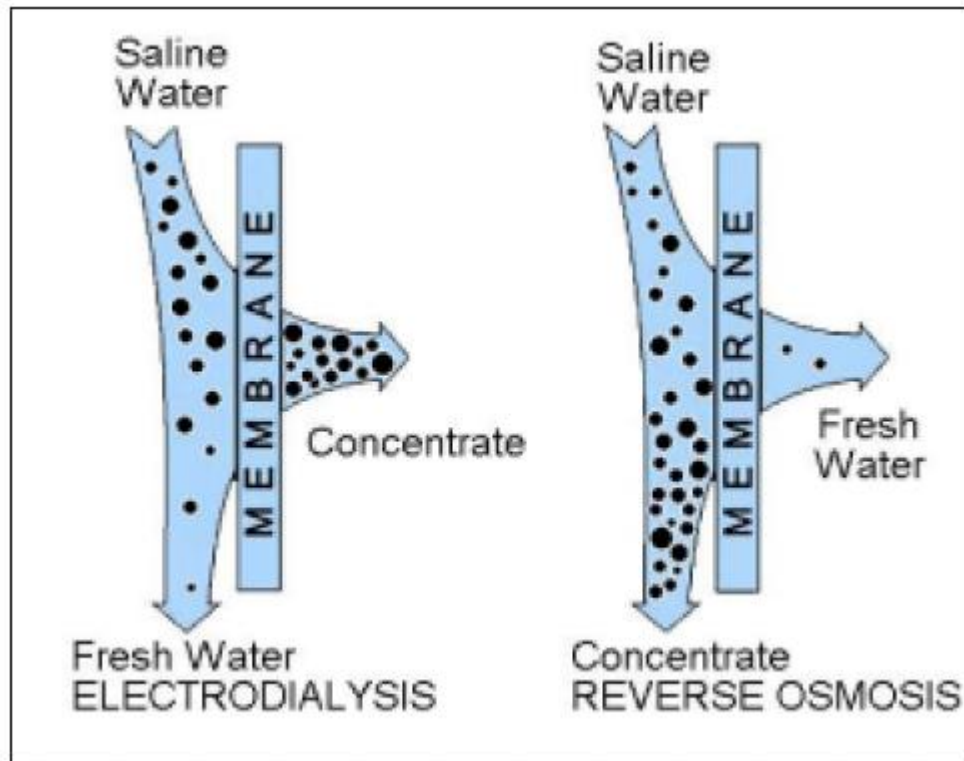


Figura 3.5: Función de las membranas en Electro-diálisis y Osmosis Inversa.

### **3.1.2.1.- Osmosis Inversa.**

En osmosis inversa el agua de alimentación es bombeada a alta presión a un estanque cerrado donde es forzada a pasar a través de una membrana semipermeable. Esta membrana deja pasar el agua pero no los iones sulfatos, los cuales quedan atrás, concentrándose en el agua remanente y por ende aumentando su concentración.

Un sistema de osmosis inversa consiste en 4 componentes básicos: pre-tratamiento, bomba de alta presión, ensamblaje de la membrana y post-tratamiento.

Para evitar el ensuciamiento de la membrana por sólidos suspendidos, precipitación mineral o crecimiento microbiano, el agua de alimentación debe ser pre-tratada, habitualmente a través de filtración. Se requiere de una bomba de alta presión para suministrar presiones que van desde 17 a 27 bar para aguas de alimentación salobres y presiones entre 54 y 80 bar para agua de alimentación salina. La mayor parte de energía utilizada en osmosis inversa es usada en el suministro de presión.

El ensamblaje de la membrana consiste en un estanque presurizado y una membrana capaz de soportar un gradiente de presión alto. El ensamblaje de la membrana puede estar dentro de una variedad de configuraciones dependiendo de la manufactura y la calidad del agua de alimentación esperada. Los 2 ensamblajes mas comúnmente usados son el “espiral” y el de “fibra hueca”.

El post-tratamiento se refiere al acondicionamiento del agua tratada (ajuste de pH, alcalinidad y dureza) y preparación para los distribuidores. Los sistemas de tratamiento por osmosis inversa pueden producir agua de alta calidad (por ejemplo, agua bebible). Los costos de operación y agua recuperada pueden variar considerablemente, dependiendo de la calidad de agua de alimentación usada.

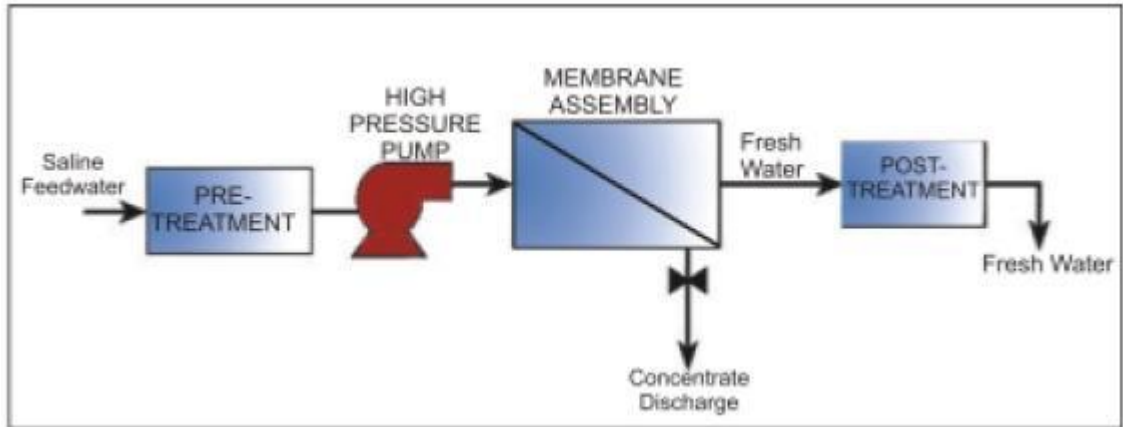


Figura 3.6: Componentes básicos de una planta de Osmosis Inversa.

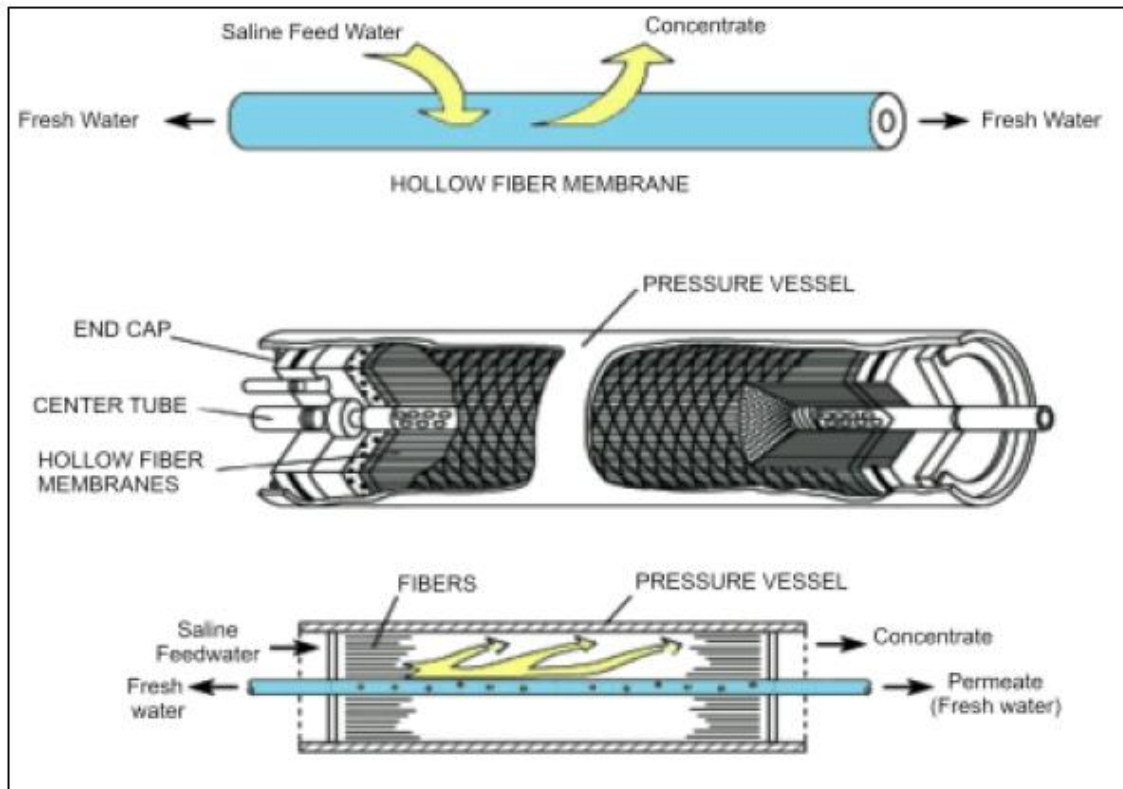


Figura 3.7: Ensamblaje de una membrana de Osmosis Inversa

### **3.1.2.2.- Electro-diálisis y Electro-diálisis Reversa.**

La electro-diálisis (ED) es un proceso de separación con membrana que esta basado en la migración de iones a través de membranas selectivas como resultado de una fuerza eléctrica. En ED solo las sales disueltas (por ejemplo iones cargados) se mueven a través de las membranas, no las moléculas del agua sin carga. El agua de alimentación se separa en 2 corrientes en paralelo por cada unidad de membrana. Una es progresivamente agotada en iones disueltos (agua limpia), mientras que la otra es enriquecida con los iones disueltos (agua concentrada)

Los aniones en el agua de alimentación son atraídos por el electrodo positivo y solo pueden pasar a través de la membrana selectiva para aniones pero no a través de la membrana selectiva para cationes. Para los cationes es lo inverso. Debido al arreglo de las membranas selectivas (membranas catiónicas y aniónicas intercaladas), los cationes y aniones son atrapados en la corriente concentrada mientras que las moléculas de agua son dejadas atrás en la corriente de agua limpia. Cada par de membranas (una catiónica y una aniónica) es llamado una celda. La unidad básica de ED consiste en varios cientos de pares de celda conectadas con electrodos y son llamados stack de membranas.

La electro-diálisis Reversa (EDR) opera bajo el mismo principio que la ED. La diferencia radica en que a intervalos regulares (varias veces por hora), la polaridad de los electrodos es cambiada y las corrientes de concentrado y agua limpia se intercambian. Inmediatamente después de cada cambio de polaridad el agua limpia es descargada hasta que el stack es limpiado y la calidad del agua restaurada.

La mayor ventaja de la reversión de polaridad (EDR) es que la celda es periódicamente limpiada y los depósitos en las membranas son minimizados. La EDR requiere menos pre-tratamiento químico que la ED para prevenir el ensuciamiento de las membranas y también es capaz de tratar agua con más altas concentraciones de sólidos suspendidos que la osmosis inversa.



Una unidad de EDR consiste en 5 componentes básicos: pre-tratamiento, stack de membranas, bomba de baja presión, suministro de energía para corriente directa y post-tratamiento.

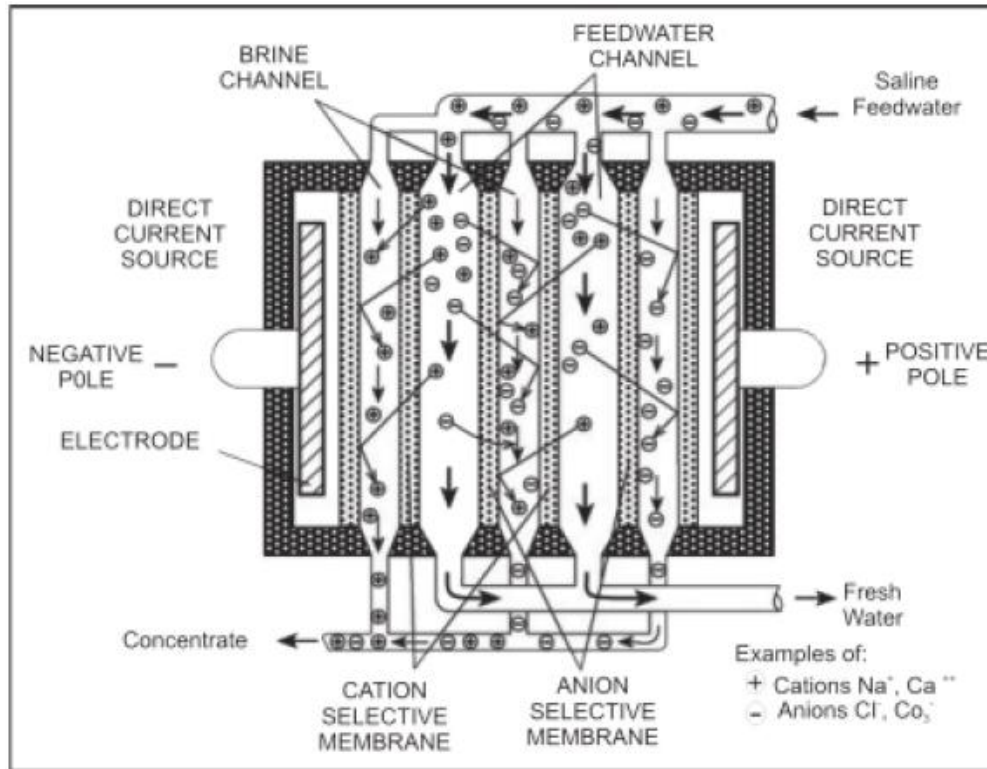


Figura 3.8: Movimiento de los iones en el proceso de Electro-diálisis.

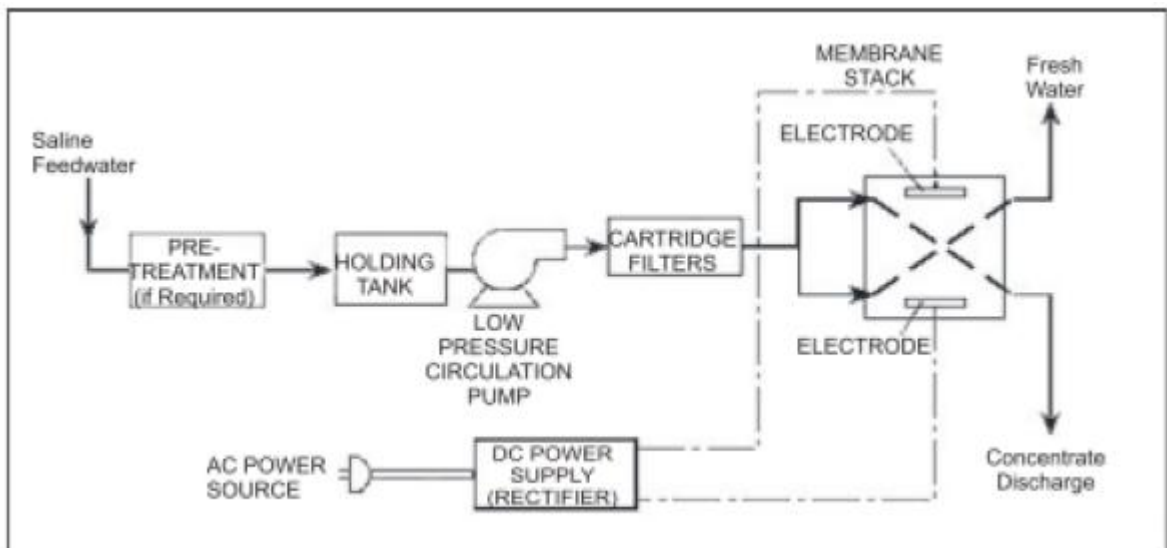


Figura 3.9: Componentes de una planta de Electro-diálisis.

### 3.1.3.- Tratamiento por Intercambio Iónico

#### 3.1.3.1.- GYP-CIX.

El intercambio iónico es una reacción química en la que los iones libres móviles de un sólido (el intercambiador de iones) se cambian por distintos iones de carga similar de una disolución. El intercambiador debe tener una estructura de malla abierta, ya sea orgánica o inorgánica, que retenga los iones sobre sí y que permita a su vez, el paso de otros iones.

Los intercambiadores de iones son compuestos orgánicos o inorgánicos, naturales o sintéticos. Entre los más utilizados actualmente se encuentran las resinas de intercambio iónico. Éstas son redes tridimensionales de polímeros orgánicos insolubles a la que se adhieren grupos funcionales, los cuales son el origen de sus propiedades de intercambio iónico.

La carga de los iones intercambiables solubles se equilibra con una carga igual, pero de signo contrario, que está sobre la red; aunque los iones intercambiables son solubles en agua no pueden eliminarse de la resina a menos que sean sustituidos por un número equivalente de iones cargados de forma semejante. Los parámetros característicos de los intercambiadores iónicos son:

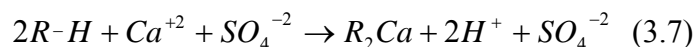
**Capacidad de intercambio:** Se define como la cantidad de iones que una resina puede intercambiar en determinadas condiciones experimentales. Depende del tipo de grupo activo y del grado de entrecruzamiento de la matriz y se expresa en equivalentes por litro de resina, o por gramo. (Un equivalente es el peso molecular en gramos del compuesto dividido por su carga eléctrica).

**Capacidad específica teórica:** Se denomina así al número máximo de sitios activos del intercambiador por gramo. Este valor suele ser mayor que la capacidad de intercambio, ya que no todos los sitios activos son accesibles a los iones en disolución.

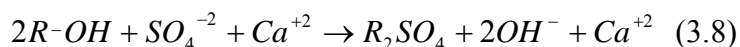
**Selectividad:** Propiedad de los intercambiadores iónicos por la que un intercambiador muestra mayor afinidad por un ión que por otro. La selectividad de una resina por un ión determinado se mide con el coeficiente de selectividad, K.

GYP-CIX es una tecnología de intercambio iónico que es usada para retirar los iones principales desde el agua. El intercambio iónico es bastante bueno para remover iones sulfato desde el agua.

El agua no tratada es bombeada a la sección de carga de cationes donde pasa por múltiples etapas de contacto fluidizado. Los cationes son removidos del agua de alimentación a través de intercambio catiónico con una resina de ácido fuerte (R-H):



Después de que la resina catiónica a eliminado los cationes, el agua es bombeada a una torre de degasificación donde la alcalinidad de carbonato es removida. Después de remover los carbonatos disueltos, el agua es bombeada a la sección de carga de aniones en donde pasa por múltiples etapas de contacto fluidizado. Los aniones como  $SO_4^{-2}$  son removidos del agua de alimentación a través de intercambio aniónico con la resina de base débil (R-OH):



El agua tratada tiene un pH neutro y es baja en calcio y sulfatos. El número de etapas de contacto usadas depende de la calidad del agua de alimentación usada y la calidad requerida en el agua tratada.

La diferencia entre el proceso GYP-CIX con otros procesos típicos de intercambio iónico para la eliminación de sulfatos esta en que el proceso GYP-CIX usa una técnica de regeneración distinta y de bajo costo que produce yeso como producto de desecho sólido.

A diferencia de la regeneración convencional de las resinas de intercambio iónico con NaOH y HCl, GYP-CIX utiliza  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$  para regeneración de las resinas:

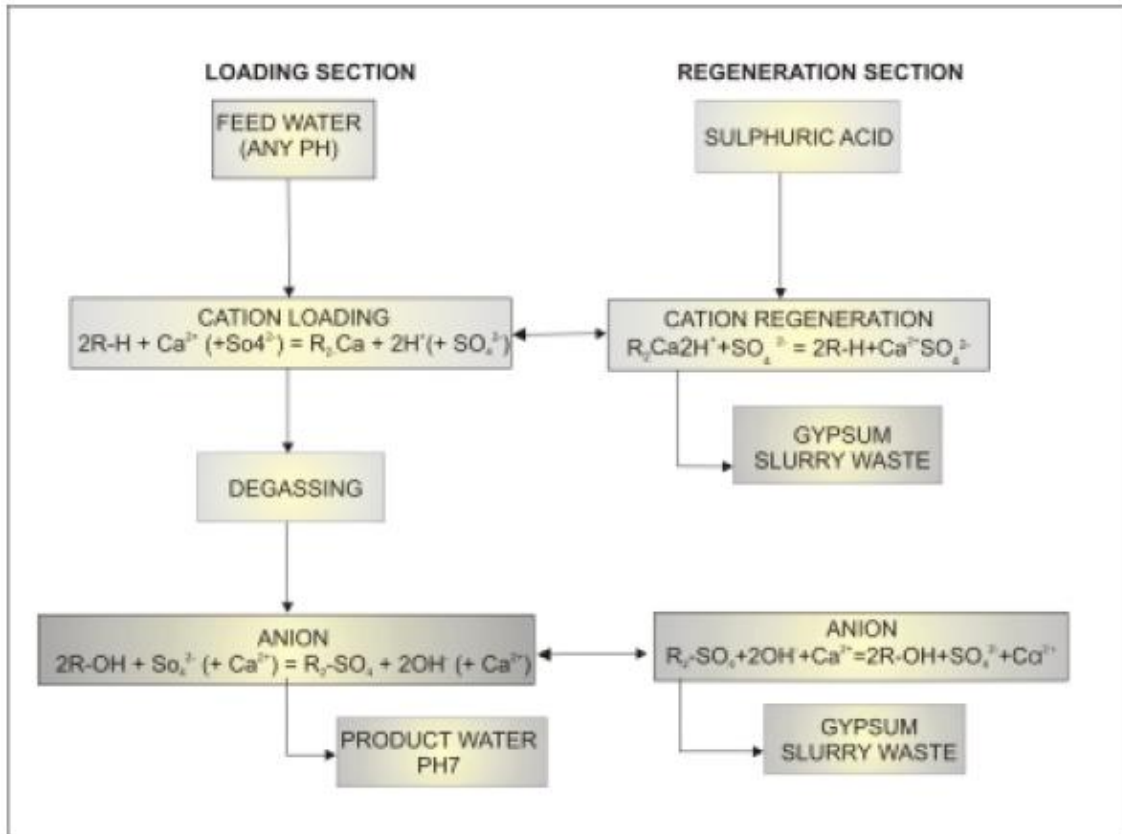
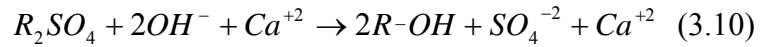
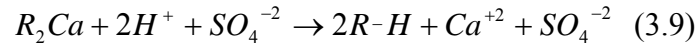


Figura 3.10: Esquema simplificado del proceso GYP CIX

## 3.2.- Métodos de Tratamiento de Cianuro Libre.

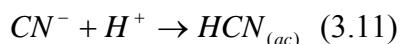
Se han realizado varias investigaciones para estudiar la efectividad de los procesos de separación y oxidación de cianuro y se a llegado a la conclusión que el método aplicado depende de la especie de cianuro que este presente, las cuales pueden ser cianuro libre ( $CN^-$  y  $HCN$ ), tiocianato ( $SCN^-$ ), ácidos débiles disociables (WADs por sus siglas en ingles) y ácidos fuertes disociables (SADs por sus siglas en ingles), ya que dependiendo de la especie, pueden ser tratados por un método y no por otro.

### 3.2.1.- Métodos Físicos.

La revisión de los métodos físicos esta centrada en la capacidad para tratar el cianuro libre, por lo tanto, se mencionaran solo estos métodos.

#### 3.2.1.1.- Hidrólisis/Destilación.

El cianuro libre hidroliza naturalmente en agua para producir cianuro hidrogenado ( $HCN_{ac}$ )



El cianuro hidrogenado puede ser volatilizado (destilado) y luego capturado y concentrado para ser recirculado. Esto debido a la presión de vapor que tiene (100kPa a 26°C) la cual esta por sobre la del agua (34 kPa a 26°C) y un punto de ebullición (79°C) menor al del agua (100°C). La separación de cianuro puede ser lograda a temperaturas elevadas y/o a presiones reducidas.

La velocidad de destilación se puede incrementar aumentando la velocidad de agitación, la razón aire/solución y el área superficial en la interfase aire/solución. El gas de cianuro hidrogenado puede ser capturado y concentrado para reciclaje, en torres de absorción convencionales. También puede ser venteado a la atmósfera cuando se tiene un medioambiente calido y árido.

### **3.2.2.- Métodos de Adsorción.**

La revisión de los métodos de adsorción esta centrada en la capacidad para tratar el cianuro libre, por lo tanto, se mencionaran solo estos métodos.

#### **3.2.2.1.- Carbón Activado.**

Los carbones activos o activados son preparados típicamente a través de una descomposición termoquímica parcial de materiales carbonaceos, principalmente madera, carbón y cáscaras de coco. Las características de adsorción cambian con el método de preparación y materiales.

Debido a que los carbones activados tienen una alta porosidad y área superficial, las capacidades y velocidades de adsorción son bastante altas. Sin embargo la adsorción no es muy selectiva, cationes, aniones y especies neutras pueden ser adsorbidas en forma simultánea en varios sitios vía intercambio iónico, solvatación y quelación.

Los carbones activados son utilizados regularmente en sistemas empaquetados para tratar aguas de desecho y gases. Se utiliza principalmente a concentraciones diluidas de cianuro.

En la lixiviación de Oro con cianuro, los sistemas empaquetados son usualmente evitados y han dado paso al uso de operaciones continuas, como por ejemplo los procesos de carbón en columna, carbón en lixiviado y carbón en pulpa.

### **3.2.2.2.- Resinas.**

Las resinas son, usualmente, camas poliméricas que contienen una variedad de grupos funcionales con capacidades de quelación o intercambio iónico. Pueden ser selectivas y tener una alta capacidad de adsorción dependiendo si las propiedades de quelación o intercambio iónico son fuertes o débiles.

Las resinas que son depositadas en sustratos como películas delgadas son usadas predominantemente en sistemas empacados, mientras que las resinas que no necesitan un sustrato son usadas comúnmente en sistemas continuos como los usados con carbón activado en operaciones con oro.

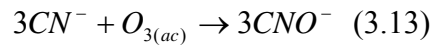
Los complejos de metales cianurados son adsorbidos mas fuertemente pero esta adsorción depende de cual resina se esta usando y como la solución o la resina han sido pre-tratadas. El tiocianato parece adsorberse débilmente. Al parecer, las resinas pueden ser más efectivas a nivel de costos que el carbón activado, ya que tienen una mayor resistencia orgánica, regeneran de forma más eficiente, tienen una vida más larga y desorben más rápidamente.

### 3.2.3.- Métodos de Oxidación.

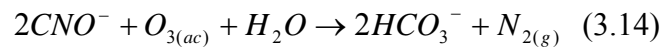
El método más utilizado para la degradación de cianuro es a través de la adición de agentes oxidantes. La revisión de los métodos de oxidación esta centrada en la capacidad para tratar el cianuro libre, por lo tanto, se mencionaran solo estos métodos.

#### 3.2.3.1.- Ozono.

La ozonización para la degradación de cianuro es bastante eficiente, debido al alto poder oxidante del ozono. El ozono reacciona con el cianuro para formar cianato a través de dos posibles mecanismos:



Si se continúa agregando ozono, el cianato se convierte en carbonato y gas de nitrógeno.

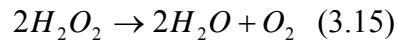


Las desventajas del ozono es que no se puede trabajar sobre pH 11, debido a la destrucción del ozono por los hidróxidos y el alto costo de la generación de ozono.



### 3.2.3.2.- Peróxido de Hidrógeno.

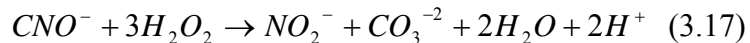
La habilidad del Peróxido de Hidrógeno para reducir el cianuro es bien conocida y bastante utilizada en tratamientos batch de efluentes mineros. El uso del Peróxido de Hidrógeno es bastante favorable para el medioambiente, ya que no produce agentes contaminantes secundarios, ya que un exceso de este producto solo se va a descomponer en agua y oxígeno a través de la siguiente reacción:



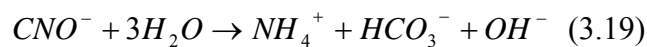
El Peróxido de Hidrógeno ( $H_2O_2$ ) es menos oxidante que el ozono, pero a menudo es considerado mejor por ser relativamente económico, soluble en agua y de fácil manejo y almacenamiento. En los sistemas basados en reactores, el Peróxido de Hidrógeno puede ser usado como un oxidante para cianuro. La reacción principal es:



Cuando se agrega Peróxido de Hidrógeno en exceso, se forma nitrito, carbonato y eventualmente nitrato:



Por otra parte, el cianato se hidroliza de acuerdo con las siguientes reacciones:

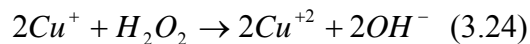
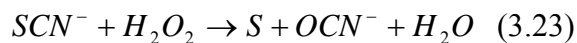
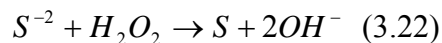


La cantidad de cianuro oxidado es dependiente de la concentración de cianuro, concentración en exceso de Peróxido de Hidrógeno y la temperatura. La introducción de un catalizador puede también jugar un papel importante, como por ejemplo el cobre. Sin embargo, el cobre reacciona con el amoníaco para formar un complejo de cobre tetramino. El cianato no sigue oxidándose a dióxido de carbono y nitrógeno, en cambio se hidroliza para formar amoníaco y e iones de amonio. La reacción es muy lenta a pH alcalino e incrementa su velocidad a medida que el pH baja.

En el caso de los complejos metálicos cianurados, la velocidad de reacción depende de la velocidad de disociación del complejo. Esta disociación puede ser influenciada en algún grado ajustando la cantidad de Peróxido de Hidrógeno agregada. Los metales son precipitados como hidróxidos cuando los complejos metálicos cianurados son disociados. La reacción, en la cual también participa el Peróxido de Hidrógeno es la siguiente:



Además, el Peróxido de Hidrógeno no solo es consumido por el cianuro en la solución, ya que pueden ocurrir reacciones paralelas que reaccionan con el Peróxido de Hidrógeno en forma competitiva, dependiendo de los elementos y compuestos que están en la solución a tratar, como por ejemplo sulfuros, tiocianatos e iones metálicos en un estado de oxidación bajo:



El Peróxido de Hidrógeno es exitoso oxidando los ácidos WAD pero no tiene efecto sobre los ácidos SAD y el tiocianato. Este método ha sido incorporado a varias operaciones mineras en Canadá y Estados Unidos como un proceso primario de destrucción de cianuro y como procesos de emergencia en stand by.

Hay dos procesos que se han diseñado y patentado para la destrucción de cianuro libre. El primero es conocido como el proceso Kastone y fue desarrollado por la Dupont en 1974 y Mathre y Devries en 1981. Este proceso utiliza una solución de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> al 41% con unos pocos mg/l de formaldehído y cobre. El segundo proceso fue desarrollado por Degussa Corporation, usando una solución de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y sulfato de cobre en varias concentraciones, aunque es común no emplear las sales de cobre, debido a la presencia de cobre dentro de las corrientes tratadas.

#### Ventajas de los procesos con Peróxido de Hidrógeno:

- Proceso relativamente simple de diseñar y operar.
- Casi todas las formas de cianuro incluyendo complejos pueden ser bajadas a niveles aceptables.
- Los metales pesados son reducidos significativamente a través de precipitación.
- El proceso es adaptable para operaciones batch y continuas.
- El proceso puede ser usado en pulpas o en soluciones clarificadas.
- No se requiere un control de pH muy estricto, ya que el pH se mantiene casi constante.
- El proceso no produce una gran cantidad de lodos de desecho.
- No se forman compuestos tóxicos intermedios y no deja residuos químicos indeseados en la solución tratada.

#### Desventajas de los procesos con Peróxido de Hidrógeno:

- Los costos del Peróxido de Hidrógeno pueden ser altos en algunos países.
- Se requieren altas dosis de reactivos para remover el amoníaco y el tiocianato.
- Puede requerirse tratamiento adicional si el efluente tratado contiene concentraciones de amoníaco, tiocianato y metales sobre la norma.
- Altas concentraciones de Ni<sup>+2</sup> en solución pueden descomponer al Peróxido de Hidrógeno.

Un estudio realizado en Colombia a nivel de laboratorio en el instituto de minerales (CIMEX) de la Universidad Nacional de Colombia, el cual tenía como objetivo determinar la

mejor proporción de  $H_2O_2$  a  $CN^-$  para reducir el cianuro a niveles permisibles y conocer los tiempos requerido para que ocurra la reacción, mostró ser bastante eficiente en la reducción de cianuro libre. Las muestras reaccionaron durante cuatro horas con agitación periódica.

Cabe mencionar que las muestras tratadas por ellos eran pulpas minerales. Esto explica el tiempo de residencia relativamente largo obtenido. Además, experimentaron con dos tipos de muestras, provenientes de dos zonas del país distintas.

Las características iniciales de las muestras de Marmato-Caldas que se trataron en esta experiencia y los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Característica	Valor
Pulpa (ton)	141,9
Líquido (ton)	52,5
Sólido (ton)	89,3
Densidad de pulpa (g/l)	1850
Sólidos (%)	63.0
G. E. Sólidos	3700
Caudal de la pulpa (l/s)	1,23 l
$[CN^-]$ (ppm)	650 - 800

Figura 3.11: Concentraciones de cianuro en las muestras de Marmato-Caldas, Colombia.

$H_2O_2/CN^-$	Tiempo (h)				pH	
	1	2	3	4	Inicial	Final
1	530	452	360	308	10.5	8.56
1.5	400	250	217	191	10.5	8.60
2.0	217	191	178	165	10.5	8.42
2.5	178	105	60	50	10.5	8.59
3.0	150	100	75	50	10.5	8.79
3.5	120	90	65	30	10.5	8.50

Figura 3.12: Resultados obtenidos de las pruebas realizadas.

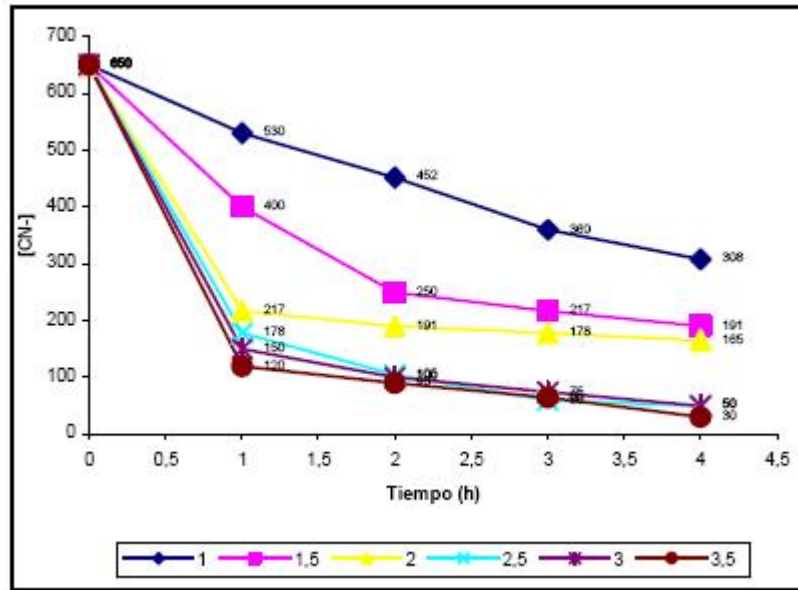


Figura 3.13: Gráfico de concentraciones de cianuro con razones de 1 a 3,5 de  $H_2O_2/CN^-$ .

Como se puede ver en las figuras 3.12 y 3.13, el mejor resultado obtenido en CIMEX fue una concentración final de cianuro total de 30 ppm después de 4 horas de tratamiento con una razón  $H_2O_2/CN^-$  de 3,5.

CIMEX concluyó que desde el punto de vista económico, el tratamiento con Peróxido de Hidrógeno puede ser ventajoso en lo que se refiere a costos de reactivos pero que sin embargo se necesitaría de una inversión inicial para la construcción de reactores de tratamiento y gastos energéticos<sup>10</sup>.

<sup>10</sup> Referencia [6]. Página 42.

# Capítulo 4

---

## Ensayos Experimentales.

## **4.1.- Acerca de los Ensayo Experimentales.**

Los ensayos experimentales se utilizan para analizar la factibilidad técnica de algún procedimiento en particular. Además pueden ser de bastante utilidad para estimar consumos de reactivos, tiempos de reacción, condiciones óptimas de operación, etc.

En el caso de los ensayos experimentales de abatimiento de sulfatos de Solución Tratada, estos se enfocaron en dos tipos de tratamientos:

- Pruebas con Cal.
- Pruebas con Hidróxido de Bario Octa-hidratado.

En el caso de los ensayos experimentales de reemplazo del Proceso INCO, estos se enfocaron en un solo tratamiento:

- Degradación de cianuro a través de Peróxido de Hidrógeno.

Se escogieron estos tres tratamientos debido al alcance de los reactivos en términos de costos y disponibilidad, además de la simpleza de las pruebas. Las otras alternativas requieren de equipamiento especial con el cual no se contaba.

Los ensayos para el abatimiento de sulfatos consisten en pruebas pequeñas de 100 y 200 ml con agitación magnética y son para ver la capacidad de abatimiento de sulfatos de la Cal y del Hidróxido de Bario Octa-hidratado y estimar las condiciones de operación.

Los ensayos para el reemplazo del Proceso INCO también son pruebas pequeñas de 800 ml con agitación magnética y 10 litros con agitación mecánica y son para ver la capacidad de degradación de cianuro libre del Peróxido de Hidrógeno y estimar las condiciones de operación.

## 4.2.- Tratamiento de Solución Tratada.

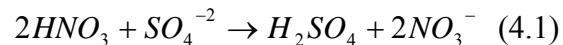
### 4.2.1.- Pruebas con Cal

La Cal es el medio que normalmente se ocupa para la neutralización de efluentes ácidos (compuestos principalmente por ácido sulfúrico), por lo tanto, se necesita un ambiente ácido para que este tratamiento funcione. Debido a esta razón, las pruebas se realizaron, primero adicionando ácido nítrico a la solución tratada con la intención de bajar el pH inicial que esta entre 8,5 y 10, y luego adicionar la cal. La solución proveniente del proceso INCO tiene un color azul fuerte, característico de soluciones que contienen una alta concentración de sulfato de cobre.



Figura 4.1: Fotografía de la solución INCO con su característico color azul.

El ácido nítrico utilizado en las pruebas viene al 70%. La reacción que probablemente ocurre al agregar el ácido nítrico a la solución tratada es la siguiente:



La solución comienza a burbujear y se torna color verde claro. Una vez alcanzado el valor requerido de pH, este no se mantiene y tiende a subir nuevamente, lo cual da a entender que la reacción es reversible.





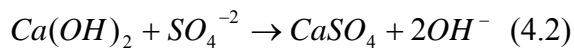
Figura 4.2: Fotografía de la solución después de agregar el ácido nítrico (pH<1).

Se realizaron pruebas a distintos pH (5, 3 y 1), para ver a que valor funciona mejor la Cal. Se probó experimentalmente cual era la cantidad necesaria de ácido nítrico para llegar a estos valores de pH.

Tabla 4.1: Volúmenes necesarios de ácido nítrico para bajar el pH de la solución INCO a 5, 3 y menor a 1.

V muestra (ml)	pH inicial	HNO <sub>3</sub> (ml)	pH ácido
400	9,53	1,1	5
400	9,48	1	5
400	9,73	2,2	3
400	9,66	2,4	3
400	10,2	5	0,54
400	9,8	5	0,5

En las primeras pruebas que se realizaron, la cal se adicionó en cantidad estequiométrica y con un 100% de exceso. La reacción considerada para el abatimiento de los sulfatos con Cal fue la reacción 4.2:



El volumen de la muestra tratada fue de 400 ml y se varió el pH. La concentración de sulfatos para esta prueba no era conocida y se supuso en 20.000 ppm, ya que este es el valor más alto que ha llegado esta concentración en análisis realizados por Minera Florida.

Tabla 4.2: Detalle del primer set de pruebas con HNO<sub>3</sub> y cal.

N° prueba	Identificación	Estequiometría	pH inicial	pH ácido	g Cal	pH alcalino
1	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	100%	9,27	0,7	5	5,16
2	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	100% exceso	9,42	0,68	10	10,9
3	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	100%	9,53	3	5	12,5
4	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	100% exceso	9,48	3	10	12,53
5	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	100%	9,73	5	5	12,58
6	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	100% exceso	9,66	5	10	12,73



Figura 4.3: Fotografía de la solución después de agregar la Cal.

Las pruebas tuvieron un tiempo de agitación de 10 minutos. Después de esto se dejaron decantar y se filtraron.



Figura 4.4: Fotografía de la solución al dejarla decantar (derecha) y filtrada (izquierda).

Se puede apreciar en la fotografía de la Figura 4.4 que con la cal se produce un precipitado blanco. Este corresponde al sulfato de calcio formado ( $\text{CaSO}_4$ ). Los análisis mostraron que la concentración inicial de sulfatos en la solución pobre era de 16.991 ppm y no 20.000 ppm como se supuso. Los resultados de estas pruebas se muestran en la Tabla 4.3:

Tabla 4.3: Concentración inicial y final de sulfatos en el primer set de pruebas con cal.			
	N° prueba	ppm sulfatos	
		Inicial	Final
	1	16991	5193
	2	16991	3629
	3	16991	13699
	4	16991	13341
	5	16991	14485
	6	16991	13952

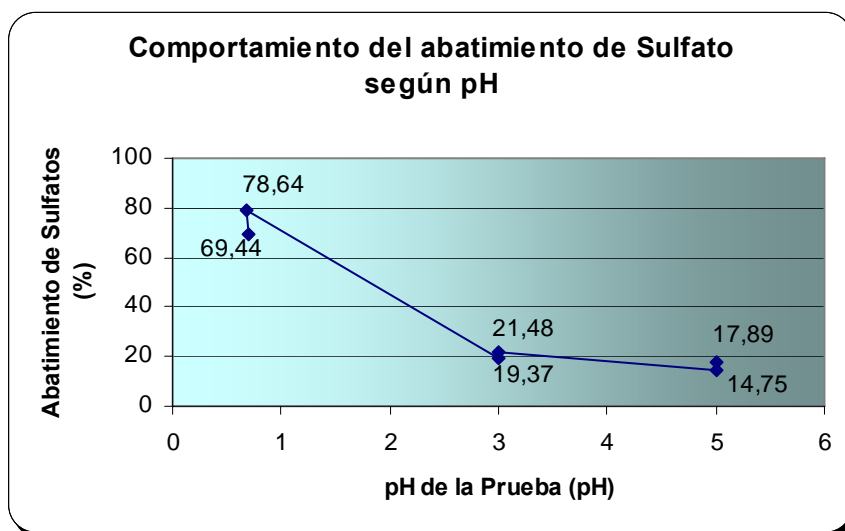


Figura 4.5: Gráfico de porcentaje de abatimiento de sulfatos en relación al pH de la prueba.

Se puede apreciar en la Figura 4.5 que los mejores resultados fueron cuando el pH de la solución tratada se baja a un valor menor a uno, ya que a un pH más alto la reacción de la cal con el sulfato tiene un porcentaje de conversión bastante bajo. También se puede rescatar que se debe utilizar exceso de cal, ya que las pruebas con un 100% de exceso (10 gramos), fueron las de mejores resultados.

Tomando en consideración los resultados anteriores, las siguientes pruebas se hicieron solo a pH menor a uno, la cual se detalla en la Tabla 4.4. Además, se les agregó una mayor cantidad de cal para ver si se podía eliminar una mayor cantidad de sulfatos, aunque se sabía por antecedentes bibliográficos que la concentración de sulfatos no debería bajar más allá de las 1500 ppm<sup>11</sup> con este tratamiento. Para estas pruebas la concentración de sulfatos era conocida (14.200 ppm).

Tabla 4.4: Detalle del segundo set de pruebas con HNO<sub>3</sub> y cal.

N° prueba	Identificación	Estequeometría	pH inicial	pH acido	g Cal	pH alcalino
7	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	100% exceso	10,2	0,54	<b>6,1</b>	9
8	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	150% exceso	9,8	0,5	<b>7,7</b>	10
9	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	200% exceso	9,9	0,45	<b>9,2</b>	11,7
10	Sol Tratada + HNO <sub>3</sub> + Cal	250% exceso	9,9	0,64	<b>10,7</b>	11,3

Las pruebas tuvieron un tiempo de agitación de 10 minutos. Después de esto se dejaron decantar y se filtraron. Los resultados de estas pruebas se muestran en la Tabla 4.5:

Tabla 4.5 : Concentración inicial y final de sulfatos en el segundo set de pruebas con cal y concentración final de nitratos.

N° prueba	ppm sulfatos		ppm nitrato
	Inicial	Final	
7	14200	2600	1200
8	14200	2400	1200
9	14200	1800	1200
10	14200	2400	1200

Como se ve en la Tabla 4.5, un mayor exceso de cal no produce mejores resultados. También se puede ver que queda en la solución una concentración de nitratos, producto del ácido nítrico. Esta concentración de nitratos puede evidenciar la reacción 4.1 propuesta anteriormente, para la adición de ácido nítrico. Esta concentración de nitratos también es perjudicial, ya que esta por sobre lo permitido, por lo tanto, se debe buscar otra forma de bajar el pH de la solución INCO si se quiere utilizar este tratamiento.

<sup>11</sup> Referencia [4]. Página 3-1.

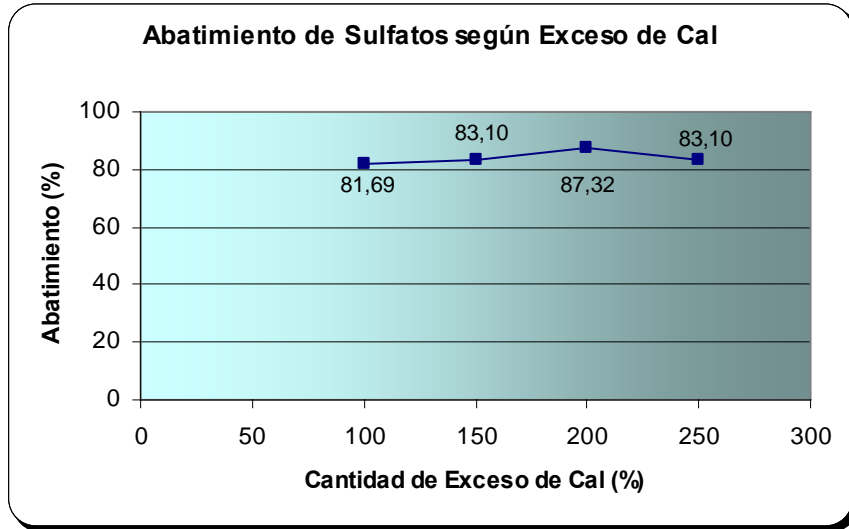


Figura 4.6: Gráfico de porcentaje de abatimiento de sulfatos según exceso de Cal.

El gráfico de la Figura 4.6 muestra que este tratamiento químico con Cal con precipitación mineral es capaz de abatir ligeramente sobre el 80% de los iones sulfato utilizando sobre un 100% de exceso de Cal.

#### 4.2.2.- Pruebas con Hidróxido de Bario Octa-hidratado.

Esta sal de bario se puede utilizar a cualquier pH<sup>12</sup>, por lo tanto no es necesario modificar el pH de la solución INCO.

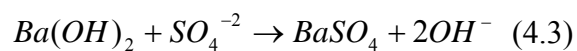
La solución proveniente del proceso INCO tiene un color azul fuerte, característico de soluciones que contienen una alta concentración de sulfato de cobre.



Figura 4.7: Fotografía de la solución INCO con su característico color azul.

Las pruebas se realizaron agregando el Hidróxido de Bario, primero como una solución al 5%, después como una solución al 3% y finalmente en forma directa como sólido. También se utilizaron distintas cantidades de hidróxido de Bario en exceso y déficit.

La reacción considerada para el abatimiento de los sulfatos con Hidróxido de Bario fue la reacción 4.3:



---

<sup>12</sup> Referencia [4]. Página 3-2.

Las pruebas con una solución al 5% de hidróxido de bario fueron con 100 ml de solución tratada y por duplicado. El detalle de las pruebas se muestra en la Tabla 4.6:

Tabla 4.6: Detalle de las pruebas con hidróxido de bario al 5%.					
Nº prueba	Identificación	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	Ba(OH) <sub>2</sub> *8H <sub>2</sub> O (g)	Ba(OH) <sub>2</sub> (5%) (ml)
1	Sol Tratada	1	50% déficit	1,78	35,6
2	Sol Tratada	1	50% déficit	1,78	35,6
3	Sol Tratada	1,9	25% déficit	3,56	71,2
4	Sol Tratada	1,9	25% déficit	3,56	71,2
5	Sol Tratada	2,9	15% exceso	5,34	106,8
6	Sol Tratada	2,9	15% exceso	5,34	106,8

Las pruebas con una solución al 3% de hidróxido de bario fueron con 100 ml de solución tratada y por duplicado. El detalle de las pruebas se muestra en la Tabla 4.7:

Tabla 4.7: Detalle de las pruebas con hidróxido de bario al 3%.					
Nº prueba	Identificación	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	Ba(OH) <sub>2</sub> *8H <sub>2</sub> O (g)	Ba(OH) <sub>2</sub> (3%) (ml)
7	Sol Tratada	1	50% déficit	1,78	60
8	Sol Tratada	1	50% déficit	1,78	60
9	Sol Tratada	1,9	25% déficit	3,56	118,6
10	Sol Tratada	1,9	25% déficit	3,56	118,6
11	Sol Tratada	2,9	15% exceso	5,34	178
12	Sol Tratada	2,9	15% exceso	5,34	178

Las pruebas agregando el hidróxido de bario sólido fueron con 200 ml de solución tratada. El detalle de las se muestra en la Tabla 4.8:

Tabla 4.8: Detalle de las pruebas con hidróxido de bario sólido.				
Nº prueba	Identificación	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	Ba(OH) <sub>2</sub> *8H <sub>2</sub> O (g)
13	Sol Tratada	1,9	50% déficit	3,56
14	Sol Tratada	3,9	25% déficit	7,12
15	Sol Tratada	5,8	15% exceso	10,7

Todas las pruebas tuvieron un tiempo de agitación de 10 minutos. Después de esto se dejaron decantar y se filtraron.



Figura 4.8: Fotografía de la solución después de agregar el hidróxido de bario.

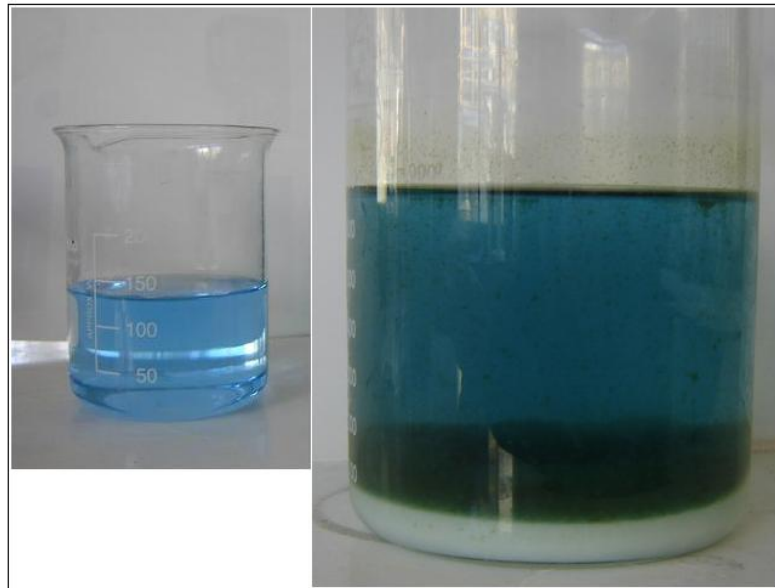


Figura 4.9: Fotografía de la solución al dejarla decantar (derecha) y filtrada (izquierda).

Se puede apreciar en la fotografía de la Figura 4.9 que con el Hidróxido de Bario se producen dos precipitados, uno blanco correspondiente al sulfato de bario formado ( $\text{BaSO}_4$ ) y uno oscuro correspondiente a metales que precipitan como hidróxidos metálicos.

Las muestras fueron filtradas antes de ser analizadas. Los resultados de estas pruebas se muestran en la Tabla 4.9:



Tabla 4.9: Concentración inicial y final de sulfatos en el primer set de pruebas con hidróxido de bario.

N° prueba	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	ppm sulfatos	
			Inicial	Final
1	1	50% déficit	14200	5695
2	1	50% déficit	14200	6658
3	1,9	25% déficit	14200	2076
4	2,9	15% exceso	14200	5
5	2,9	15% exceso	14200	66
6	1	50% déficit	14200	5490
7	1	50% déficit	14200	5860
8	1,9	25% déficit	14200	1697
9	1,9	25% déficit	14200	1788
10	2,9	15% exceso	14200	12
11	2,9	15% exceso	14200	12
12	1,9	50% déficit	14200	8786
13	3,9	25% déficit	14200	4559
14	5,8	15% exceso	14200	14

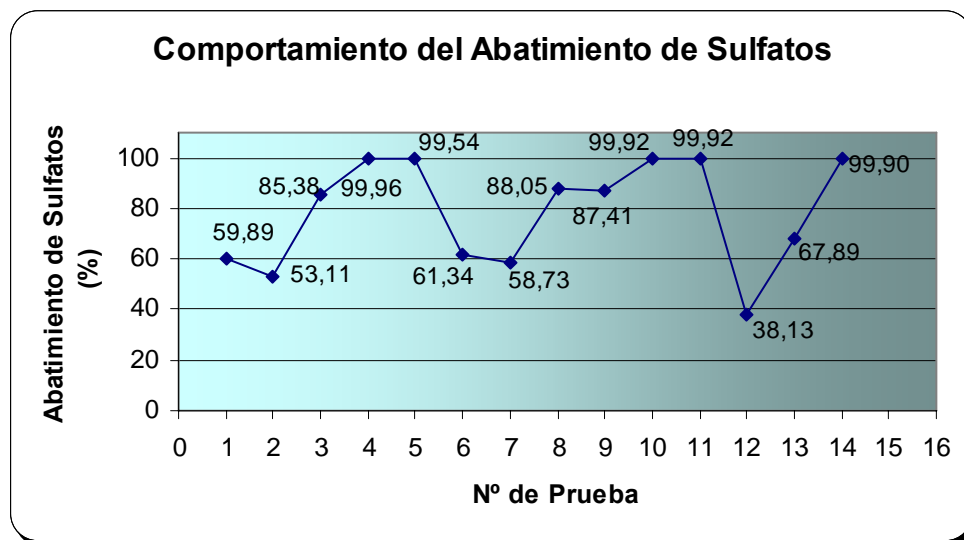


Figura 4.10: Grafico de porcentaje de abatimiento de sulfato en el primer set de pruebas con hidróxido de bario.

Como se puede apreciar en la Tabla 4.9, los mejores resultados obtenidos fueron en las pruebas 5, 6, 11, 12 y 15, a las cuales se les agrego hidróxido de bario con un exceso de 15%, todos bajo las 70 ppm.

Las pruebas donde la sal de Bario se agrego sólida fueron menos eficientes que las demás, pero con el exceso se logró llegar a los 14 ppm. Esto permite disminuir la cantidad de agua en un eventual proceso de abatimiento de sulfato, ya que al preparar una solución de la sal de bario, ya sea a un 5% o a un 3%, el volumen de solución necesario seria aproximadamente igual al volumen de solución tratada a tratar.

Se realizó otro set de pruebas más. Se hicieron pruebas con cantidades menores que el estequeométrico para ver si se podía utilizar menos reactivo y con cantidades en exceso, esto para ver cual era la cantidad optima de reactivo necesario para lograr la concentración de sulfatos requerida. Además, se realizaron pruebas con Hidróxido de Bario Octa-hidratado sólido. La concentración de la solución de Hidróxido de Bario fue de 5%.

Además, a estas pruebas se les midió el pH inicial y el pH final para ver si este varía durante la reacción. También, a las muestras se les hizo un análisis por Bario para ver cuanto queda en la solución tratada, ya que este elemento tiene un límite de descarga que hay que controlar.

Las pruebas con cantidades menores al estequeométrico y con una solución al 5% de Hidróxido de Bario fueron con 100 ml de solución tratada. El detalle de las pruebas se muestra en la Tabla 4.10:

Nº prueba	Identificación	pH inicial	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	Ba(OH) <sub>2</sub> (5%) (ml)	pH final
1	Sol Tratada	10,3	1,36	45% déficit	50	13,6
2	Sol Tratada	10,4	1,52	40% déficit	56	13,6
3	Sol Tratada	10,3	1,63	35% déficit	60	13,6
4	Sol Tratada	10,3	1,8	30% déficit	66	13,7
5	Sol Tratada	10,4	1,9	25% déficit	70	13,7
6	Sol Tratada	10,3	2,1	20% déficit	76	13,7

Las pruebas con cantidades mayores al estequeométrico y con una solución al 5% de Hidróxido de Bario fueron con 100 ml de solución tratada. El detalle de las pruebas se muestra en la Tabla 4.11:

Tabla 4.11: Detalle de las pruebas con hidróxido de bario al 5%, con exceso.						
Nº prueba	Identificación	pH inicial	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	Ba(OH) <sub>2</sub> (5%) (ml)	pH final
7	Sol Tratada	9,64	2,5	100%	94	12,8
8	Sol Tratada	9,71	2,8	10% exceso	104	12,8
9	Sol Tratada	9,69	3	20% exceso	110	12,8
10	Sol Tratada	9,8	3,3	30% exceso	120	12,9
11	Sol Tratada	9,85	3,5	40% exceso	128	12,9
12	Sol Tratada	9,78	3,8	50% exceso	140	12,9

Las pruebas agregando el Hidróxido de Bario sólido fueron con 200 ml de solución tratada. El detalle de las se muestra en la Tabla 4.12:

Tabla 4.12: Detalle de las pruebas con hidróxido de bario sólido.					
Nº prueba	Identificación	pH inicial	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	pH final
13	Sol Tratada	10,3	2,7	45% déficit	13,6
14	Sol Tratada	10,3	3,6	30% deficit	13,7
15	Sol Tratada	9,78	5	100%	12,9
16	Sol Tratada	9,84	6,6	30% exceso	13

Como se puede ver el pH si cambia, subiendo en promedio tres puntos en cada prueba. Esto debería ser causado por la liberación de los iones OH<sup>-</sup> de la molécula de Hidróxido de Bario durante la reacción con lo iones sulfato.

Todas las pruebas tuvieron un tiempo de agitación de 10 minutos. Después de esto se dejaron decantar y se filtraron.

Tabla 4.13: Concentración inicial y final de sulfatos del segundo set de pruebas con hidróxido de bario y la concentración final de bario.					
N° prueba	Ba(OH) <sub>2</sub> (g)	Estequeometría	ppm sulfatos		ppm Bario
			Inicial	Final	
1	1,36	45% déficit	14200	17000	6
2	1,52	40% déficit	14200	9180	10,8
3	1,63	35% déficit	14200	7760	4,7
4	1,8	30% déficit	14200	6090	4,2
5	1,9	25% déficit	14200	5210	9
6	2,1	20% déficit	14200	3890	4
7	2,5	100%	14200	291	5,7
8	2,8	10% exceso	14200	30	12
9	3	20% exceso	14200	20	19
10	3,3	30% exceso	14200	7	3,6
11	3,5	40% exceso	14200	5	677
12	3,8	50% exceso	14200	5	1982
13	2,7	45% déficit	14200	21200	4,5
14	3,6	30% deficit	14200	16300	1,7
15	5	100%	14200	856	4,3
16	6,6	30% exceso	14200	5	-

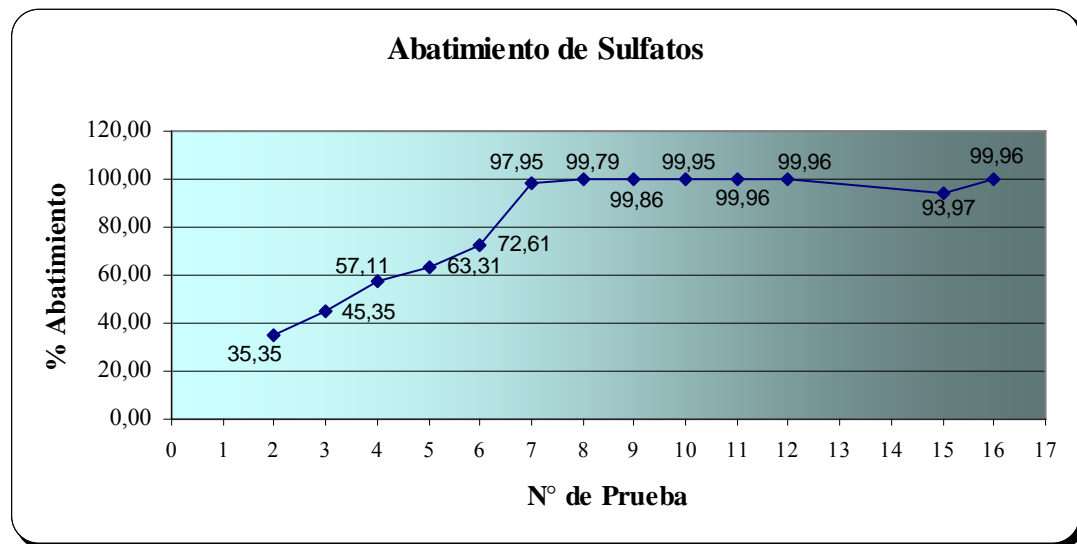


Figura 4.11: Grafico de porcentaje de abatimiento de sulfato en el segundo set de pruebas con hidróxido de bario.

Como se puede apreciar en la Tabla 4.13, los mejores resultados obtenidos fueron en las pruebas 7 a la 12, y la 16. Estas fueron a las cuales se les agrego Hidróxido de Bario en cantidades estequeométricas y exceso, casi todas bajo las 100 ppm. Las prueba 1, 13 y 14 donde se obtuvo una concentración mayor a la inicial puede ser algún error de procedimiento,

debido a una homogenización incompleta de la muestra o bajo tiempo de residencia, o algún error de análisis, pero esto último es improbable. Por esta razón estas pruebas no fueron incluidas en el grafico, ya que serian valores negativos en el porcentaje de abatimiento.

Las pruebas donde la sal de Bario se agregó sólida nuevamente fueron menos eficientes que las demás, pero con el exceso se logró llegar a las 5 ppm.

### **4.2.3.- Alternativas para Abatimiento de Sulfatos no Utilizadas en Ensayos.**

#### **4.2.3.1.- Membranas.**

No se realizaron pruebas de osmosis inversa y de electro-diálisis ya que no se contaba con las herramientas y equipos necesarios para realizarlas en el laboratorio.

En el caso de la osmosis inversa, se pudo tener un contacto con la empresa Orbitek. Esta empresa informó que la osmosis inversa era capaz de realizar el tratamiento. No se encontró información referente a las capacidades del método de electro-diálisis, y tampoco de alguna empresa que pudiera proveer este sistema en Chile.

#### **4.2.3.2.- Intercambio Iónico.**

Este método no fue utilizado, ya que en la búsqueda de resinas para realizar las pruebas de laboratorio, la empresa proveedora de resinas Orbitek informó que la capacidad de estas resinas para sacar los iones sulfatos de las aguas era efectiva con concentraciones menores a 6000 ppm de sulfatos.

La solución tratada contiene una concentración de entre 15000 a 20000 ppm de iones sulfatos, por lo tanto el intercambio iónico no es una alternativa viable técnicamente, ya que no es capaz de procesar las concentraciones de sulfatos de la solución tratada.

### 4.3.- Reemplazo del Proceso INCO.

#### 4.3.1.- Pruebas con Peróxido de Hidrógeno.

La mejor forma de eliminar los sulfatos es no introducir la fuente productora de los sulfatos. Se realizaron pruebas con Peróxido de Hidrógeno ( $H_2O_2$ ) para ver su comportamiento en la eliminación de cianuro libre ( $CN^-$ ).

La reacción considerada para la oxidación de cianuro libre con Peróxido de Hidrógeno fue la reacción 4.4:



Basándose en el comportamiento del proceso INCO, y además, la información encontrada, específicamente las pruebas realizadas en Universidad Nacional de Colombia, las primeras pruebas de laboratorio (pruebas 1 y 2) tuvieron un tiempo de residencia de 3 horas.

El volumen tratado en cada prueba fue de 800 ml, se midió el pH y la temperatura, y se tomaron muestras cada 30 minutos. La concentración inicial de cianuro libre en la muestra era de 7,46 g/l medido con el método de titulación con Nitrato de Plata. Se agregó el Peróxido de Hidrógeno en cantidad estequiométrica (13,1 ml de  $H_2O_2$ ).



Figura 4.12: Fotografía de la solución pobre.

Después de 2 a 3 minutos de agregado el Peróxido de Hidrógeno comienza un burbujeo (Figura 4.13), el cual se podría deber a la liberación del átomo de oxígeno.



Figura 4.13: Fotografía del momento en que empieza a burbujear la solución después de agregar  $H_2O_2$ .

El burbujeo se vuelve cada vez más consistente, llegando después de 5 a 6 minutos de agregado el Peróxido de Hidrógeno a ponerse blanca la solución (Figura 4.14).



Figura 4.14: Fotografía del momento en que la solución se torna blanca.



Finalmente, después de 8 a 9 minutos de agregado el Peróxido de Hidrógeno, la solución se torna café oscura en un cambio bastante rápido (Figura 4.15). Además, se produce una espuma abundante, la cual va desapareciendo a medida que pasa el tiempo (Figura 4.16).



Figura 4.15: Fotografía del momento cuando la solución se torna café y con abundante espuma.



Figura 4.16: Fotografía después de desaparecida la espuma, indicando el final de la reacción.

Tabla 4.14: Detalle de los datos tomados en la primera prueba (izquierda) y segunda prueba (derecha)					
Prueba		1	Prueba		2
Vol Muestra		800 ml	Vol Muestra		800 ml
Conc CN libre		7.46 g/l	Conc CN libre		7.46 g/l
gramos H2O2		7,8	gramos H2O2		7,8
Vol H2O2		13.01 ml	Vol H2O2		13.01 ml
tiempo (min)	pH	T (°C)	tiempo (min)	pH	T (°C)
0	11,7	12,8	0	11,4	14,1
20	11	26,6	20	10,6	27,8
40	11,11	24	40	10,6	25,3
60	10,6	21,7	60	10,6	23,5
80	10,6	20,6	80	10,7	22,5
100	10,6	19,6	100	10,7	21,4
120	10,6	18,8	120	10,7	21
140	10,6	18,5	140	10,7	20,6
160	10,6	18,1	160	10,7	20,4
180	10,6	17,9	180	10,7	20,1

Como se puede apreciar en la Tabla 4.14, al agregar el Peróxido de Hidrógeno aumenta la temperatura en aproximadamente 15 grados, mostrando que la reacción es exotérmica. Luego disminuye, mostrando que la reacción ha terminado. El pH baja en aproximadamente 1 punto y luego se mantiene constante.

Las muestras fueron tomadas cada 30 minutos, se filtraron y se enviaron a análisis al laboratorio químico de Minera Florida Ltda. donde a través de un espectrofotómetro se determinó la concentración de cianuro total. Los resultados de la concentración de cianuro total se muestran a continuación:

Tabla 4.15: Detalle de la concentración de cianuro en función del tiempo de la primera prueba (izquierda) y la segunda prueba (derecha).					
tiempo (min)	Conc CN total (ppm)	tiempo (min)	Conc CN total (ppm)	tiempo (min)	Conc CN total (ppm)
0	7460	0	7460	0	7460
30	2	30	2	30	2
60	1	60	2	60	2
90	2	90	2	90	2
120	2	120	1	120	1
150	2	150	1	150	1
180	2	180	1	180	1

La Tabla 4.15 muestra que a los 30 minutos la concentración de cianuro total requerida (bajo las 3 ppm) ya se a logrado. Por lo tanto, se puede ver que no es necesario un tiempo de residencia tan largo, y que el tiempo ideal estaría bajo los 30 minutos.

Después de ver los resultados se programaron 2 pruebas más (pruebas 3 y 4) con un tiempo de residencia de 1 hora. Esto para asegurarse de que la reacción termina bajo los 30 minutos.

El volumen tratado en cada prueba fue de 800 ml, se midió el pH y la temperatura, y se tomaron muestras cada 10 minutos. La concentración inicial de cianuro libre en la muestra era de 7,46 g/l medido con el método de titulación con Nitrato de Plata. Se agregó el Peróxido de Hidrógeno en cantidad estequiométrica (13,1 ml de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>). Los cambios en la solución fueron los mismos que las pruebas de 3 horas y en tiempos aproximadamente iguales, 2 a 3 minutos comienza el burbujeo, 5 a 6 minutos se produce el color blando y al minuto 8 aproximadamente se torna café oscura en forma inmediata.

Tabla 4.16: Detalle de los datos tomados en la tercera prueba (izquierda) y cuarta prueba (derecha).					
Prueba		3	Prueba		4
Vol Muestra		800 ml	Vol Muestra		800 ml
Conc CN libre		7.46 g/l	Conc CN libre		7.46 g/l
gramos H2O2		7,8	gramos H2O2		7,8
Vol H2O2		13.01 ml	Vol H2O2		13.01 ml
tiempo (min)	pH	T (°C)	tiempo (min)	pH	T (°C)
0	10,45	12,9	0	10,43	13,9
5	9,8	22,3	5	9,75	21,2
10	9,65	27,9	10	9,65	28,3
15	9,6	28,1	15	9,6	28,7
20	9,61	27,6	20	9,6	28,4
25	9,62	26,8	25	9,61	27,8
30	9,63	26,2	30	9,62	27,2
35	9,64	25,7	35	9,62	26,7
40	9,64	25,2	40	9,63	26,3
45	9,65	24,8	45	9,63	25,8
50	9,65	24,4	50	9,63	25,5
55	9,65	24	55	9,63	25,1
60	9,65	23,7	60	9,63	24,8

Como se puede apreciar en las Tabla 4.16, al agregar el Peróxido de Hidrógeno aumenta la temperatura en aproximadamente 15 grados, mostrando que la reacción es exotérmica. Luego disminuye, mostrando que la reacción ha terminado. El pH baja en aproximadamente 1 punto y luego se mantiene constante.

Las muestras fueron tomadas cada 10 minutos, se filtraron y se mandaron a análisis al laboratorio químico de Minera Florida Ltda. donde a través de un espectrofotómetro se determino la concentración de cianuro total.

Tabla 4.17: Detalle de la concentración de cianuro en función del tiempo de la tercera prueba (izquierda) y la cuarta prueba (derecha).

tiempo (min)	Conc CN total (ppm)	tiempo (min)	Conc CN total (ppm)
0	7460	0	7460
10	1	10	<1
20	<1	20	<1
30	<1	30	<1
40	<1	40	<1
50	<1	50	<1
60	1	60	<1

La Tabla 4.17 muestra que nuevamente a los 10 minutos se logra la concentración de cianuro total requerida, bajo las 3 ppm. Estas pruebas confirman que el tiempo de reacción es menor a 30 minutos.

Luego de esto se realizaron dos pruebas más (pruebas 5 y 6), partiendo desde una temperatura más alta, ya que la solución pobre que viene desde electro-obtención, tiene una temperatura de alrededor de 35 a 40 °C.

El volumen tratado en cada prueba fue de 800 ml, se midió el pH y la temperatura. La concentración inicial de cianuro libre en la muestra era de 7,46 g/l medido con el método de titulación con Nitrato de Plata. Se agregó el Peróxido de Hidrógeno en cantidad estequiométrica (13,1 ml de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>). Las temperaturas iniciales fueron 49°C y 35°C.

La intención era hacer las pruebas por una hora y tomar muestras cada 10 minutos, pero los cambios en la solución ocurrieron mucho más rápido, aproximadamente de 1 a 1,5 minutos comienza el burbujeo, 2 a 2,5 minutos se produce el color blando y 3 a 3,5 minutos aproximadamente se torna café oscura en forma inmediata. También se observaron cambios en la espuma formada, ya que esta se produjo más rápido y con mayor abundancia. Debido a esto, se tomaron muestras cada 5 minutos y las pruebas solo fueron de 30 minutos.

Además, en la segunda prueba se tomaron datos de pH y temperatura cada 3 minutos para ver de mejor forma como iba variando la temperatura en relación al tiempo.

Tabla 4.18: Detalle de los datos tomados en la quinta prueba (izquierda) y sexta prueba (derecha).

Prueba		5	Prueba		6
Vol Muestra		800 ml	Vol Muestra		800 ml
Conc CN libre		7.46 g/l	Conc CN libre		7.46 g/l
gramos H2O2		7,8	gramos H2O2		7,8
Vol H2O2		13.01 ml	Vol H2O2		13.01 ml
tiempo (min)	pH	T (°C)	tiempo (min)	pH	T (°C)
0	10,21	49	0	10,6	35
5	10,25	59,6	3	10,15	49
10	10,3	56	6	10,15	47,4
15	10,3	52,8	9	10,15	45,8
20	10,3	50,3	12	10,15	44,1
25	10,3	48	15	10,16	42,8
30	10,3	45,8	18	10,16	41,4
			21	10,17	40,2
			24	10,17	39
			27	10,17	37,8
			30	10,18	36,3

Como se puede apreciar en las Tabla 4.18, al agregar el Peróxido de Hidrógeno aumenta la temperatura, mostrando que la reacción es exotérmica, aunque en la primera prueba (Prueba 5) no sube los 15 grados como en las pruebas con temperatura ambiente sino que aproximadamente 10 grados.

En la segunda prueba (Prueba 6) si aumenta en aproximadamente 15 grados. Luego disminuye, mostrando que la reacción ha terminado. Estas pruebas muestran que el pH se mantiene casi constante durante toda la prueba.

Las muestras tomadas cada 5 minutos se filtraron y se enviaron a análisis al laboratorio químico de Minera Florida Ltda. donde a través de un espectrofotómetro se determinó la concentración de cianuro total.

Tabla 4.19: Detalle de la concentración de cianuro en función del tiempo de la quinta prueba (izquierda) y la sexta prueba (derecha).					
	tiempo (min)	Conc CN total (ppm)		tiempo (min)	Conc CN total (ppm)
	0	7460		0	7460
	5	1		5	1
	10	<1		10	1
	15	1		15	<1
	20	1		20	<1
	25	1		25	<1
	30	1		30	<1

La Tabla 4.19 muestra que con una temperatura más alta también se logra la concentración de cianuro total requerida, bajo las 3 ppm. La diferencia es que con una temperatura inicial más alta se puede llegar a un tiempo de reacción de 5 minutos.

En base a las pruebas anteriores, se realizaron dos pruebas con un volumen mayor (pruebas 7 y 8), esto para ver si el comportamiento de la reacción se veía afectado cuando el volumen aumentaba considerablemente.

El volumen tratado en estas pruebas fue de 10 litros, se midió el pH y la temperatura, y se tomaron muestras cada 10 minutos. La concentración inicial de cianuro libre en la prueba 7 era de 7,46 g/l medido con el método de titulación con Nitrato de Plata. Se agregó el Peróxido de Hidrógeno en cantidad estequiométrica (163 ml de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>). Esta prueba fue de 40 minutos y la recopilación de datos de pH y temperatura fue cada 2 minutos para ver el comportamiento, sobre todo de la temperatura.

La concentración inicial de cianuro libre en la prueba 8 era de 3 g/l medido con el método de titulación con Nitrato de Plata. Se agregó el Peróxido de Hidrógeno en cantidad estequiométrica (65.5 ml de  $H_2O_2$ ). Esta prueba tuvo una duración mayor (80 minutos) y la recopilación de datos de pH y temperatura fue cada 4 minutos para ver el comportamiento, sobre todo de la temperatura.



Figura 4.17: Fotografía de la solución pobre, el reactor plástico utilizado y el mecanismo de agitación.

En la prueba 7, después de 2 a 3 minutos de agregado el Peróxido de Hidrógeno, comenzó el burbujeo. El burbujeo fue cada vez más consistente, llegando después de 5 a 6 minutos de agregado el Peróxido de Hidrógeno a ponerse blanca la solución.



Figura 4.18: Fotografía del momento en que la solución se torna blanca.

Finalmente, después de 8 a 9 minutos de agregado el Peróxido de Hidrógeno, la solución se torna café oscura en un cambio bastante rápido. Además, se produce una espuma abundante, la cual va desapareciendo a medida que pasa el tiempo.



Figura 4.19: Fotografía del momento cuando la solución se torna café y con abundante espuma.

La prueba 8 tuvo un comportamiento distinto, ya que el burbujeo fue casi imperceptible, el color blanco se obtuvo pasado los 35 minutos y el color café se obtuvo a los 42 minutos aproximadamente, siendo el tiempo de reacción casi cuatro veces más que en la prueba 7.

La diferencia entre las pruebas 7 y 8 podría deberse a dos motivos; primero el pH inicial, el cual es distinto en las dos pruebas con una diferencia de más de medio punto, y segundo la concentración inicial de cianuro libre. Lo más probable es que estas dos variables dependan una de otra.

Como se puede ver en la Tabla 4.20, en las pruebas 7 y 8 la solución se torna café en un rango de pH aproximado de 10,1 a 10,3. Aunque el tiempo de reacción fue distinto, el pH de reacción fue bastante cercano.



Tabla 4.20: Detalle de los datos tomados en la séptima prueba (izquierda) y octava prueba (derecha) de 10 litros.					
Prueba		7	Prueba		8
Vol Muestra		10 litros	Vol Muestra		10 litros
Conc CN libre		7.46 g/l	Conc CN libre		3 g/l
gramos H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>		97,55	gramos H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>		39,2
Vol H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>		163 ml	Vol H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>		65.5 ml
tiempo (min)	pH	T (°C)	tiempo (min)	pH	T (°C)
0	10,7	13,5	0	11,41	7,9
2	10,04	16,1	4	10,29	8,4
4	10,04	19,4	8	10,23	8,9
6	10,09	22,8	12	10,23	9,4
8	10,1	25,1	16	10,15	10
10	10	29	20	10,25	10,5
12	9,96	29,5	24	10,27	11
14	9,94	29,8	28	10,27	11,5
16	9,93	30,1	32	10,3	11,8
18	9,94	30,1	36	10,3	12,1
20	9,94	29,9	40	10,3	12,3
22	9,94	29,8	44	10,3	12,5
24	9,94	29,7	48	10,3	12,8
26	9,94	29,5	52	10,3	13,5
28	9,94	29,4	56	10,3	13,5
30	9,94	29,2	60	10,3	13,5
32	9,92	29,1	64	10,2	13,6
34	9,93	28,9	68	10,2	13,6
36	9,93	28,8	72	10,2	13,6
38	9,93	28,6	76	10,2	13,6
40	9,92	28,5	80	10,2	13,6

Como se puede apreciar en la Tabla 4.20, en la prueba 7, al agregar el Peróxido de Hidrógeno aumenta la temperatura en este caso casi 20 °C. Luego disminuye, mostrando que la reacción ha terminado. El pH baja en aproximadamente 1 punto y luego se mantiene constante.

En la prueba 8, el pH inicial es mayor, esto podría deberse a la menor concentración inicial de cianuro libre, aunque tiene un comportamiento parecido, bajando ligeramente sobre un punto. La temperatura tiene un comportamiento totalmente diferente, solo subiendo casi 6 °C.

Tabla 4.21: Detalle de la concentración de cianuro en función del tiempo de la séptima prueba (izquierda) y la octava prueba (derecha).					
tiempo (min)		Conc CN total (ppm)	tiempo (min)		Conc CN total (ppm)
0		7460	0		3000
10		1	40		1
20		1	50		1
30		1	60		1
40		1	70		1
			80		1

La Tabla 4.21 muestra que, en la prueba 7, a una concentración inicial de cianuro libre de 7,46 g/l, nuevamente a los 10 minutos se logra la concentración de cianuro total requerida, bajo las 3 ppm. En la prueba 8 esto cambio y solo se consiguió la concentración deseada pasados los 40 minutos, tiempo donde la solución se tornó café.

En la prueba 7 de 10 litros se midió la temperatura y el pH cada dos minutos para ver los incrementos de temperatura con respecto al tiempo y la variación del pH con respecto al tiempo.

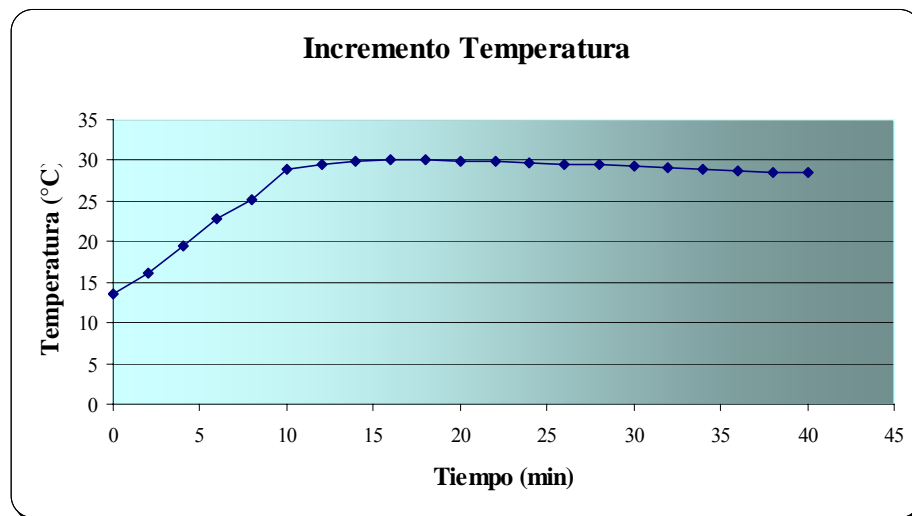


Figura 4.20: Gráfico de la variación de la temperatura con respecto al tiempo en la prueba de 10 litros.

El gráfico de la Figura 4.20 muestra un incremento de más de 15 °C en los primeros 10 minutos, tiempo en el cual ocurren todos los cambios visuales de la solución, desde el burbujeo hasta el color café oscuro. El incremento sigue prácticamente una línea recta. Luego la temperatura se mantiene por los próximos 15 minutos y comienza a descender.

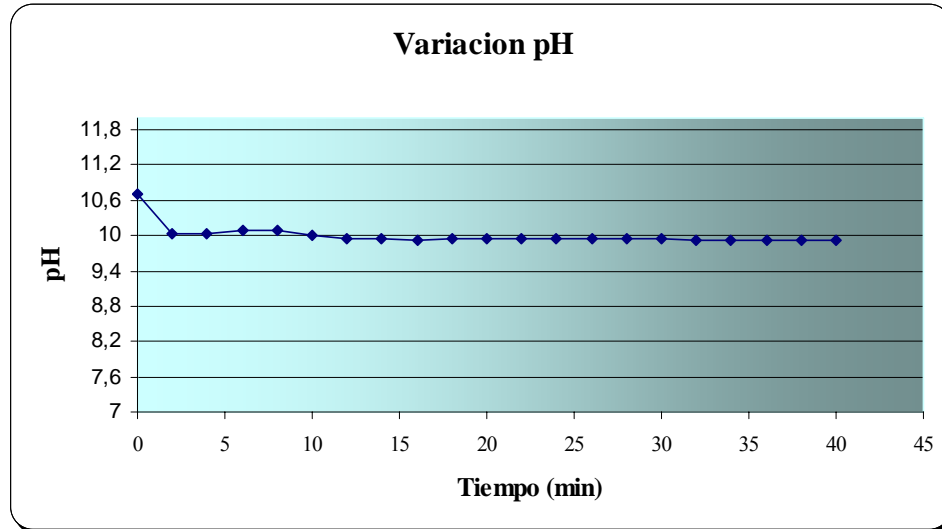


Figura 4.21: Gráfico de la variación del pH con respecto al tiempo en la prueba de 10 litros.

El gráfico de la Figura 4.21 muestra una disminución del pH de poco menos de 1 grado en los primeros 2 minutos. El pH solo baja cuando se le agrega el Peróxido de Hidrógeno, debido a que el pH de este reactivo es 4,3. Luego el pH se mantiene constante durante todo el resto de la prueba.

El proceso INCO, además de degradar de cianuro, precipita los metales presentes en la solución pobre (Cu y Zn principalmente), el cual es vendido como concentrado de cobre. Por esta razón, a cada una de las pruebas con Peróxido de Hidrógeno se les hizo un análisis por concentración de metales a la solución remanente con el método de Absorción Atómica, ya que como se vio anteriormente, el tratamiento con Peróxido de Hidrógeno también produce un precipitado. Los resultados de estos análisis se muestran a continuación:

	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	Cd
<b>Sol Pobre</b>	0,4	0,7	299	334	0,5	0,3
<b>Prueba 1</b>	0,4	0,5	81	71	0,1	0,1
<b>Prueba 2</b>	0,4	0,3	66	67	0,2	0,1
<b>Prueba 3</b>	0,7	0,8	72	63	0,4	0,1
<b>Prueba 4</b>	0,7	0,4	58,4	64	0,3	0,1
<b>Prueba 5</b>	0,7	0,5	15,6	30,1	0,5	0,1
<b>Prueba 6</b>	0,7	0,2	20,8	47,8	0,7	0,1
<b>Prueba 7</b>	0,5	0,2	62	53	0,6	0,1

Tabla 4.22: Concentración inicial de metales de la solución pobre y concentración final de metales en la prueba 8.						
	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	Cd
<b>Sol Pobre</b>	0,2	0,1	154	118	0,4	0,1
<b>Prueba 8</b>	0,2	0,1	4,9	2,1	0,3	0,1

Como se puede observar en las Tablas 4.21 y 4.22, la precipitación de metales (especialmente Cu y Zn) es bastante alta.

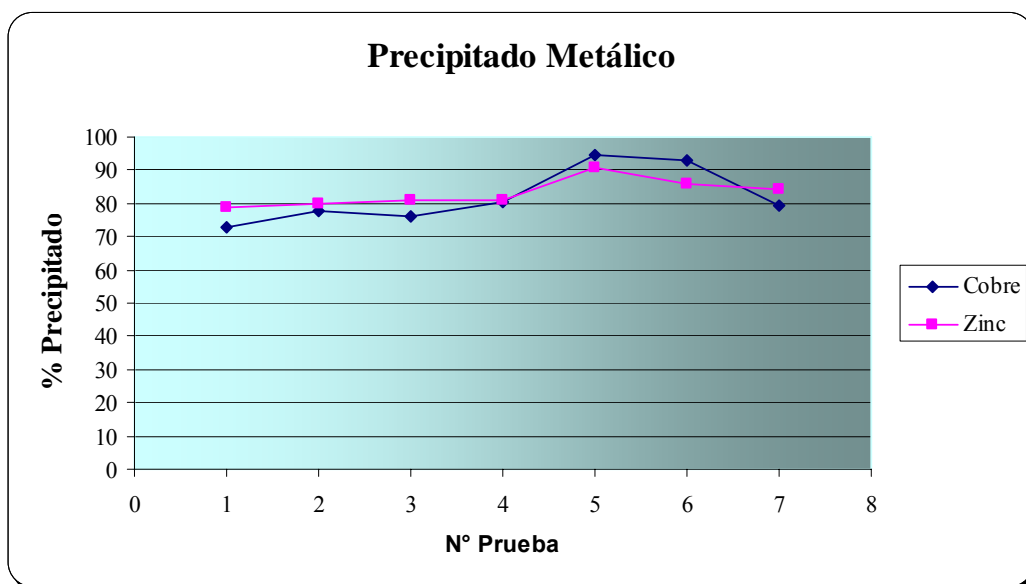


Figura 4.21: Porcentaje precipitado (abatido) de cobre y zinc en las pruebas 1 a 7.

El gráfico de la Figura 4.21 muestra que en el caso del cobre precipita sobre el 70% y sobre el 90% en las pruebas con temperatura (pruebas 5 y 6). En el caso del zinc precipita sobre el 78% y sobre el 85% en las pruebas con temperatura (pruebas 5 y 6).

El comportamiento del Oro y la Plata podría deberse a una distribución no homogénea de estos metales en la solución pobre o a la evaporación de la solución en el tratamiento debido al aumento de la temperatura. El plomo precipita también, aunque en una prueba su concentración subió. Esto puede deberse a un error de procedimiento. El cadmio precipita en su mayoría en todas las pruebas.

En la prueba 8 de 10 litros se aprovecho de coleccionar el precipitado. Este fue puesto en el horno para ser secado y luego fue pesado, dando 5,9 gramos. Haciendo una aproximación con este dato, se podrían producir casi 0,6 kilos de precipitado seco por metro cúbico de solución pobre tratada. Este precipitado también se envió a análisis. Los resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.23: Ley de los metales en el precipitado de la prueba 8.				
Ley				
ppm		%		
Au	Ag	Zn	Cu	Pb
3,8	407	21,19	14,45	1,36

Estas leyes mostradas en la Tabla 4.23 comprueban que la precipitación de metales es bastante alta, así como su humedad, la cual esta por sobre el 70%. Además, estas leyes son concordantes con las obtenidas en el precipitado actual del Proceso INCO.

### **4.3.2.- Alternativas para el Reemplazo del Proceso INCO no Utilizadas en Ensayos.**

#### **4.3.2.1.- Hidrólisis/Destilación.**

La hidrólisis, al tener en su procedimiento la formación de HCN gaseoso es una alternativa bastante riesgosa para realizarla en laboratorio. Esto es aún más riesgoso si el laboratorio no cuenta con la infraestructura y los equipos necesarios para realizar esta experiencia. Debido a estas razones no se pensó en realizar pruebas con este método.

#### **4.3.2.2.- Resinas.**

No se obtuvo información referente a donde se podían adquirir resinas que fueran capaces de tratar cianuro libre.

#### **4.3.2.3.- Carbón Activado.**

No se probó esta alternativa, ya que no está en el alcance de esta investigación. Además, cuando se tiene una concentración de iones metálicos en la solución, el carbón activado puede atraparlos más rápidamente que al cianuro libre.

#### **4.3.2.4.- Ozono.**

En el caso del ozono, este reactivo por sí solo es bastante riesgoso. Esto debido a su alta toxicidad. El riesgo está en que se debe utilizar en concentraciones que pueden afectar gravemente la salud. Además, se tendría que contar con un ozonizador, pero debido a su valor comercial, no se podía contar con él. También, no se hubiera podido realizar alguna prueba piloto a nivel industrial, ya que el reactor no es el adecuado para manejar este tipo de reactivo.

## 4.4.-Prueba Piloto a Nivel Industrial

Basado en los parámetros obtenidos en los ensayos de laboratorio se programó una Prueba Piloto a Nivel Industrial con objeto de determinar de manera preliminar la factibilidad técnica de utilizar Peróxido de Hidrógeno para la degradación de cianuro en la Planta de Lixiviación de Concentrados.

En el diseño de la prueba se contó con el apoyo de la empresa SUN S.A en los ámbitos Técnico y Seguridad debido a la complejidad del manejo de este reactivo.

El primer paso fue implementar las condiciones para la operación con Peróxido de Hidrógeno. Dentro de esta implementación, se determinó entre los profesionales de SUN S.A. y Minera Florida Ltda. que para un ensayo de corto tiempo, el reactor usado en la degradación de cianuro con metabisulfito de sodio (reactor INCO) cumplía con las condiciones necesarias para realizar la prueba.

Se realizaron modificaciones y trabajos para tener una alimentación segura de Peróxido de Hidrógeno al reactor. La alimentación de Peróxido de Hidrógeno fue a través de una bomba proporcionada por el proveedor de Peróxido de Hidrógeno, y estaba conectada a un bin que se mantuvo fijo y que era constantemente relleno.

Se utilizaron tuberías de acero inoxidable para la toda la línea de alimentación de Peróxido de Hidrógeno. La línea tuvo que ser pre-acondicionada (pasivación) con ácido nítrico para que el Peróxido de Hidrógeno no se descompusiera por posible contaminación con residuos dentro de la línea.

Después de realizado el montaje y el pre-acondicionamiento, se realizaron pruebas y ensayos para asegurar la seguridad y eficiencia de la línea.

La alimentación de solución pobre mantuvo las condiciones de operación estándar (Proceso INCO). Además se elimino la adición de aire y la adición de Hidróxido de Sodio.

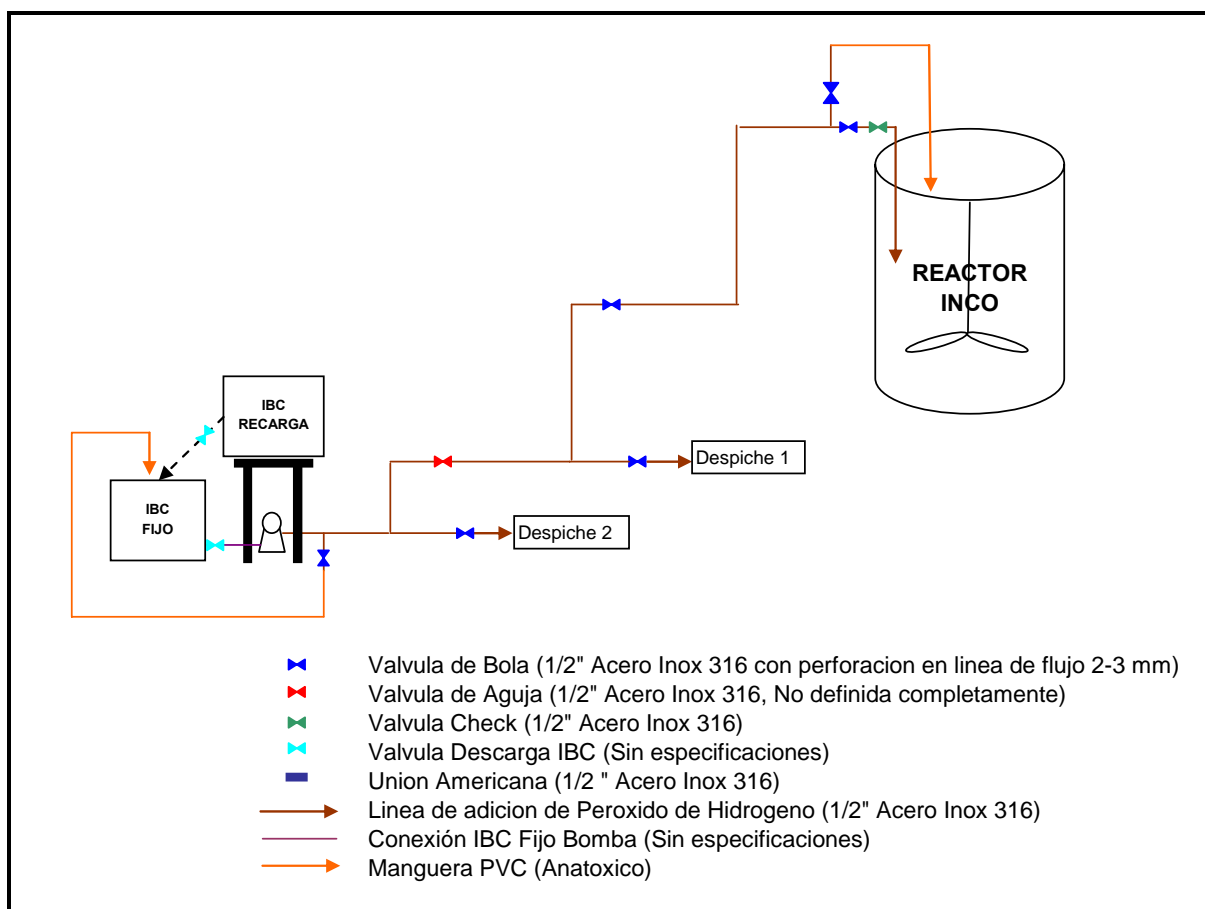


Figura 4.22: Esquema de la prueba piloto a escala industrial realizada.

La cantidad de Peróxido de Hidrógeno a adicionar se calculó en base a la reacción química que representa al proceso. En un principio se adicionó el reactivo de manera estequiométrica y se fue aumentando el flujo a medida que avanzaba la prueba. La reacción química considerada es la reacción 4.1:



La alimentación de solución pobre, tanto en la forma de ingresar al reactor, como la cantidad, fue la misma que con el metabisulfito de sodio.

La prueba se inició el día martes 5 de junio de 2007 a las 12:00 horas. La solución pobre tenía una concentración de 4,3 g/l de CN libre medido con el método de titulación con Nitrato de Plata. Se partió con el reactor vacío (100 m<sup>3</sup> de capacidad) y una alimentación de



11 m<sup>3</sup>/hr de solución pobre y 109 l/hr de Peróxido de Hidrógeno. El reactor demoró 9 horas en llenarse, siendo 9 horas el tiempo de residencia. Se comenzó a tomar muestras y datos a las 16:00 horas, cuando el reactor estaba a la mitad de su capacidad y se dio inicio al sistema de agitación (aspas). Los resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.24: Datos tomados en turno B el 05-06-2007

Turno	B			Fecha	05/06/2007		
Conc CN libre (g/l)		4,3					
Tiempo (hr)	Caudal Sol Pobre (m3/hr)	Temp SP (°C)	pH SP	Caudal H2O2 (l/hr)	pH ST	Temp ST (°C)	Conc CN Total (ppm)
16:00	11	35	11,5	100	10,28	41	22
17:00	11			130	10,5	42,7	21
18:00	11			130	10,1	45,1	18
19:00	11			150	9,76	47	15
20:00	11			140	9,77	46,9	18
21:00	11			135	9,77	46,9	20
22:00	11			135	9,78	46,8	21
23:00	11			135	9,77	46,7	19

Tabla 4.25: Datos tomados en turno C el 06-06-2007

Turno	C			Fecha	06/06/2007		
Conc CN libre (g/l)		4,62					
Tiempo (hr)	Caudal Sol Pobre (m3/hr)	Temp SP (°C)	pH SP	Caudal H2O2 (l/hr)	pH ST	Temp ST (°C)	Conc CN Total (ppm)
0:00	11,1	34	11,24	128,57	10,55	37	16
1:00	11,1			128	10,59	40	14
2:00	11,1			133	10,65	39	16
3:00	11,1			125	10,29	41	10
4:00	11,1			132	10,43	32	14
5:00	11,1			132	10,33	34	14
6:00	11,1			133	10,44	37	16
7:00	11,1			145	10,4	41	15

Como se puede apreciar en la Tabla 4.24, desde un principio la concentración de CN total es bastante baja, aunque no esta en el rango propuesto (bajo 4 ppm). La solución tratada era de color blanca y se podía apreciar un precipitado blanco con una apariencia bastante viscosa, todo esto agregando el Peróxido de Hidrógeno en cantidad estequiométrica.

Estas condiciones se mantuvieron por todo el turno B y el turno C, llegando a obtener una concentración de CN<sup>-</sup> total de 15 ppm en promedio. La temperatura del reactor varió bastante entre estos 2 turnos en un rango de 15 °C entre los dos turnos aproximadamente.

Tabla 4.26: Datos tomados en turno A el 06-06-2007

Turno	A			Fecha	06/06/2007		
Conc CN libre (g/l)		4,84					
Tiempo (hr)	Caudal Sol Pobre (m3/hr)	Temp SP (°C)	pH SP	Caudal H2O2 (l/hr)	pH ST	Temp ST (°C)	Conc CN Total (ppm)
8:00	11,1	34	11,77	157	10,52	40	13
9:00	--			160	10,36	40	4
10:00	11,1			220	10,25	43	11
11:00	11,1			220	10,25	41	11
12:00	11,1			215	10,3	39	12
13:00	10,1			215	10,35	41	11
14:00	10,1			215	10,35	42	11
15:00	10,1			245	10,4	42	11

Debido a que la concentración de CN<sup>-</sup> total se estancó en aproximadamente 11 ppm, se decidió parar la alimentación de solución pobre por una hora, pero no la de Peróxido de Hidrógeno. Esto para darle un tiempo de acondicionamiento, lo cual permitió bajar la concentración de CN<sup>-</sup> total a 4 ppm, luego de esto se reinició la alimentación normal de solución pobre.

Tabla 4.27: Datos tomados en turno B el 06-06-2007

Turno	B			Fecha	06/06/2007		
Conc CN libre (g/l)		5					
Tiempo (hr)	Caudal Sol Pobre (m3/hr)	Temp SP (°C)	pH SP	Caudal H2O2 (l/hr)	pH ST	Temp ST (°C)	Conc CN Total (ppm)
16:00	10,1	37	11,4	245	9,52	51,1	3
17:00	10,1			245	9,5	51,3	12
18:00	10,1			245	9,49	51,6	11
19:00	10,1			245	9,48	51,7	6
20:00	--			245	9,48	51,8	14
21:00	10,1			245	9,49	51	7
22:00	10,1			245	9,49	51	12
23:00	10,1			245	9,5	51	14

La concentración de CN<sup>-</sup> total nuevamente subió sobre 10 ppm lo que llevo a tomar la decisión de subir el caudal de Peróxido de Hidrógeno en aproximadamente 75%. La concentración de CN<sup>-</sup> total se mantuvo en el rango de las 10 ppm. Además, se decidió introducir aire al reactor.

Tabla 4.28: Datos tomados en turno C el 07-06-2007

Turno	C			Fecha	07/06/2007		
Conc CN libre (g/l)		5					
Tiempo (hr)	Caudal Sol Pobre (m3/hr)	Temp SP (°C)	pH SP	Caudal H2O2 (l/hr)	pH ST	Temp ST (°C)	Conc CN Total (ppm)
0:00	10,1	30	11,7	327	9,5	51	14
1:00	10,1			325	9,5	51	12
2:00	10,1			313	9,5	51	12
3:00	10,1			333	9,5	51,1	11
4:00	10,1			335	9,48	51	14
5:00	10,1			343	9,46	55	8
6:00	10,1			342	9,44	52	8
7:00	10,1			342	9,41	52,6	9

Tabla 4.29: Datos tomados en turno A el 07-06-2007

Turno	A			Fecha	07/06/2007		
Conc CN libre (g/l)		5					
Tiempo (hr)	Caudal Sol Pobre (m3/hr)	Temp SP (°C)	pH SP	Caudal H2O2 (l/hr)	pH ST	Temp ST (°C)	Conc CN Total (ppm)
8:00	10,1	30	11,7	342	9,38	52,8	7
9:00	10,1			340	9,36	53,6	6
10:00	10,1			340	9,35	53,9	8
11:00	10,1			340	9,35	53,5	8
12:00	--			--	9,39	53,3	8
13:00	--			--	9,4	53	8

El caudal de Peróxido de Hidrógeno se fue aumentando cada vez mas, llegando al 200% de exceso, logrando llevar la concentración de CN<sup>-</sup> total bajo 10 ppm y obteniendo el color café de la solución como el obtenido en las pruebas de laboratorio.

El cambio en el pH entre la solución pobre y la solución tratada mantuvo el comportamiento mostrado en laboratorio, bajando en aproximadamente un punto.

Además, se tomaron muestras de la solución pobre y de la solución tratada para realizarles análisis por metales disueltos. Esto para ver el comportamiento de los metales y su posible precipitación como hidróxidos.

Tabla 4.30: Leyes de metales en Soluciones Pobre y Tratada						
<b>Turno B 05/06/2007</b>	<b>Ley (ppm)</b>					
	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Zn</b>	<b>Cu</b>	<b>Pb</b>	<b>Cd</b>
Solucion Pobre	0,2	0,1	183	138	0,4	0,1
Solucion Tratada	0,2	0,1	14,3	112	0,3	0
<b>Turno C 06/06/2007</b>	<b>Ley (ppm)</b>					
	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Zn</b>	<b>Cu</b>	<b>Pb</b>	<b>Cd</b>
Solucion Pobre	0,2	0,1	171	135	0,3	0,1
Solucion Tratada	0,2	0,1	13,5	112	0,5	0
<b>Turno A 06/06/2007</b>	<b>Ley (ppm)</b>					
	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Zn</b>	<b>Cu</b>	<b>Pb</b>	<b>Cd</b>
Solucion Pobre	0,2	0,1	178	138	0,1	0,1
Solucion Tratada	0,2	0,1	7,9	98	0,4	0
<b>Turno B 06/06/2007</b>	<b>Ley (ppm)</b>					
	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Zn</b>	<b>Cu</b>	<b>Pb</b>	<b>Cd</b>
Solucion Pobre	0,2	0,1	180	136	0,3	0,1
Solucion Tratada	0,2	0,1	14,2	110	0,2	0
<b>Turno C 07/06/2007</b>	<b>Ley (ppm)</b>					
	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Zn</b>	<b>Cu</b>	<b>Pb</b>	<b>Cd</b>
Solucion Pobre	0,2	0,1	138	109	0,3	0,1
Solucion Tratada	0,2	0,1	25	106	0,4	0
<b>Turno A 07/06/2007</b>	<b>Ley (ppm)</b>					
	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Zn</b>	<b>Cu</b>	<b>Pb</b>	<b>Cd</b>
Solucion Pobre	0,2	0,1	147	114	0,2	0,1
Solucion Tratada	0,2	0,1	19,4	91	0,2	0

El precipitado obtenido fue diferente al obtenido habitualmente con el metabisulfito de sodio. Es más fino y de un color mas claro y provocó algunos problemas en los filtros ya que al ser tan fino, los filtros se saturaban rápidamente debido a la formación de una pre-capa, la cual impedía que la solución pasara con normalidad. También se tomó una muestra del precipitado para ser analizada y los resultados fueron los siguientes:

Tabla 4.31: Ley de los metales en el precipitado obtenido				
<b>Ley</b>				
<b>ppm</b>		<b>%</b>		
<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Zn</b>	<b>Cu</b>	<b>Pb</b>
2	55	36,09	6,19	0,07

En todos los turnos se tomaron muestras de solución pobre y solución tratada para ver el comportamiento de los iones sulfato. Las muestras fueron filtradas y enviadas al laboratorio del CIMM (Centro de Investigación Minero Metalúrgico) en Santiago, donde fueron analizadas por el método de “Determinación de Sulfato Disuelto por Calcinación de Residuos”.

Tabla 4.32: Concentraciones de iones Sulfatos por turnos en Solución Pobre y Solución Tratada en prueba piloto industrial			
	Turno / Fecha	Concentración Sulfatos ppm	
		Solución Pobre	Solución Tratada
	TB / 05-06-2007	5751	5819
	TC / 06-06-2007	5503	5536
	TA / 06-06-2007	5294	5409
	TB / 06-06-2007	4563	5096
	TC / 07-06-2007	4487	4685
	TA / 07-06-2007	4468	4897

Los resultados de la Tabla 4.32 muestran que la concentración de iones sulfatos permanece casi constante. El tratamiento de degradación de cianuro con Peróxido de Hidrógeno no tiene efectos sobre los iones sulfatos.

Los resultados mostrados en las Tablas 4.24 a la 4.29 indican que el cianuro residual presente en la solución pobre, proveniente del proceso de electro-obtención, no alcanzó a ser degradado hasta los límites deseados (menor a 4 ppm) utilizando Peróxido de Hidrógeno. Aún utilizando bastante exceso de Peróxido de Hidrógeno no se logró bajar de 8 ppm aproximadamente.

Las explicaciones para estos resultados podrían ser varias. Una de ellas, la cual debiera ser la principal, es la interferencia que produce el precipitado formado. Este precipitado sería el responsable de que la reacción 4.4 de descomposición de Peróxido de Hidrógeno pase a ser la reacción principal y no la reacción de degradación del cianuro libre. Los metales en estado sólido descomponen rápidamente el Peróxido de Hidrógeno.

Otra explicación podría ser que la implementación del proceso no haya sido la más adecuada, al no poder controlar algunas variables, como por ejemplo el caudal de Peróxido de Hidrógeno.

También, durante toda la prueba, la concentración inicial de cobre en la solución pobre se mantuvo en el rango de 100 a 140 ppm, valor inferior al normal en la operación y al que se utilizó en los ensayos de laboratorio el cual bordeaba los 300 ppm. Esto pudo haber perjudicado la oxidación del cianuro libre debido a que el cobre actúa como catalizador en la reacción.

Los análisis realizados a las muestras líquidas, mostrados en la Tabla 4.30 dejan ver que el zinc es removido sobre un 90%, no así el cobre, el cual solo precipita entre 10 y un 20%, a diferencia del laboratorio donde precipitaba sobre el 85%.

## **4.5.- Análisis de los Resultados Experimentales.**

En el caso de las pruebas de tratamiento con Cal e Hidróxido de Bario Octa-hidratado se pueden sacar las siguientes conclusiones:

Analizando los resultados de las pruebas de laboratorio con Cal, se puede estimar que la cantidad de ácido nítrico necesario para llevar la Solución Tratada a un pH menor a uno es aproximadamente entre 1,5 a 2 ml de ácido nítrico por 100 ml de Solución Tratada. También, a través del análisis de estos resultados, se puede estimar que la cantidad de cal sería sobre 2 gramos de cal (utilizando un 100% de exceso) por gramo de sulfato de Solución Tratada. Aunque no se alcanzan las concentraciones de sulfatos requeridas (1000 ppm), este es un método bastante eficaz si se considera como un pre-tratamiento.

A través del análisis de los resultados de las pruebas de laboratorio, se puede estimar que la cantidad de Hidróxido de Bario (octa-hidratado) por gramo de sulfato de Solución Tratada daría un gasto de 3,3 gramos de Hidróxido de Bario (octa-hidratado). Este tratamiento resultó ser bastante eficaz, ya que se logró bajar la concentración de sulfatos a prácticamente cero cuando se utilizó la cantidad estequiométrica.

El Peróxido de Hidrógeno mostró ser un excelente método para la degradación de cianuro. Tanto las pruebas de laboratorio como la prueba piloto dieron muy buenos resultados. Se puede concluir que un exceso de un 20% de Peróxido de Hidrógeno sería un estimado para el proceso.

Esta alternativa es capaz de reemplazar al Proceso INCO con la ventaja de no producir compuestos secundarios (como la producción de sulfatos debido a la formación de ácido sulfúrico con el proceso INCO), ya que solo produce agua. Esto también permite no tener que adicionar soda para el control del pH. Además, el análisis del precipitado muestra que los metales tienen un comportamiento bastante parecido al Proceso INCO, siendo posible precipitar los complejos cianurados metálicos.

# Capítulo 5

---

## Balances de Masa.



## 5.1.- Balances de Masa.

El balance de masa tiene como objetivo cuantificar cuanta masa de cada uno de los compuestos que participan de la reacción, entran y salen del proceso. Los datos obtenidos de los balances de masa son utilizados para estimar los costos en materias primas de los procesos y además para diseñar las capacidades de los equipos involucrados.

Los cálculos de los balances de masa se enfocaron en los siguientes tipos de tratamientos:

- Abatimiento de Sulfatos en Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado.
- Degradación de cianuro a través de Peróxido de Hidrógeno (Reemplazo Proceso INCO).
- Tratamiento combinado utilizando los 2 tratamientos anteriores.

Se escogieron los primeros dos tratamientos ya que demostraron en los ensayos experimentales ser efectivos en los objetivos de cada uno. El tercer tratamiento se analiza para ver la conveniencia de utilizar los dos procesos anteriores juntos. Se dejó afuera el tratamiento con Cal debido a que no logró llegar a las condiciones finales buscadas.

## 5.2.- Balance de Masa de Tratamiento de Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado.

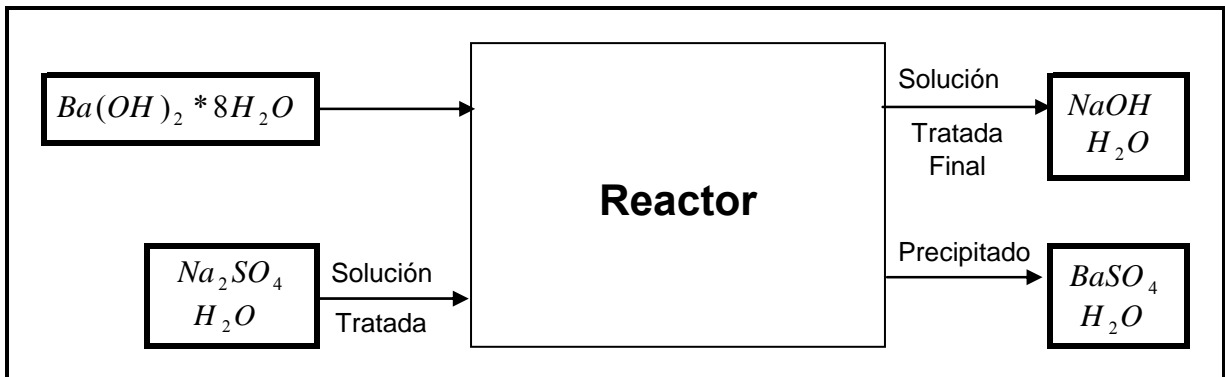
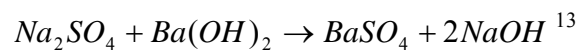


Figura 5.1: Esquema para el balance de masa del tratamiento de la solución Tratada con Hidróxido de Bario.

El 66% de la Solución Tratada proveniente del Proceso INCO es recirculada a otros procesos y el 34% restante va a descarte. En la eventualidad de tener que realizar un tratamiento a la Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado solo habría que tratar este 34% de descarte.

En el caso de la concentración de los iones sulfato en la Solución Tratada, se va a suponer la concentración más alta que se obtuvo de los análisis de los ensayos experimentales de abatimiento de sulfatos, esto es 17.000 ppm aproximadamente. Este valor es el que se va a utilizar para realizar el cálculo de consumo de Hidróxido de Bario Octa-hidratado requerido por el proceso.

Los cálculos se basaron en una alimentación de Solución Tratada de 3,74 m<sup>3</sup>/hr correspondiente al 34% de descarte (base de cálculo 1 hora). La reacción considerada para el abatimiento de sulfatos por medio de Hidróxido de Bario y que se va a utilizar para el balance de masa es:



<sup>13</sup> Referencia [4]. Página 3-2

Se va a considerar una conversión de 100% y el Hidróxido de Bario Octa-hidratado se va a utilizar en cantidad estequiométrica. Además, los metales que precipitan con este tratamiento no se van a tomar en cuenta para el balance de masa, ya que la precipitación de estos se debe al ambiente altamente básico que se produce, lo cual hace que los metales (que ya vienen como hidróxidos disueltos desde el Proceso INCO), terminen de precipitar. Por lo tanto no hay consumo de Hidróxido de Bario Octa-hidratado debido a los metales.

Tabla 5.1: Balance de masa teórico del proceso, utilizando cantidades estequiométricas.			
Compuesto	Entra (kg)	Reacciona (%)	Sale (kg)
$Na_2SO_4$	94,031	100	--
$Ba(OH)_2$	113,583	100	--
$BaSO_4$	--	--	154,645
$NaOH$	--	--	52,969
<b>Total</b>	<b>207,614</b>		<b>207,614</b>

Para realizar el cálculo del balance de masa del agua se toma en consideración una humedad de 20% en el precipitado obtenido. En el balance del agua se debe considerar también que el Hidróxido de Bario esta octa-hidratado y es una solución al 5% p/p.

Tabla 5.2: Balance de masa al agua.					
Compuesto	Entra (kg)			Sale (kg)	
	Sol Tratada	Dilución	H. de Bario	Sol Tra. Final	Precipitado
$H_2O$	3646	3970,11	95,370	7672,785	38,661
<b>Total</b>		<b>7711,447</b>		<b>7711,447</b>	

Finalmente se realizó el balance de masa de los flujos de entrada y salida con todos los compuestos, incluido el agua.

Tabla 5.3: Balance de masa de flujos.				
	Entrada		Salida	
	Sol. Tratada (kg)	H. de Bario Octa (kg)	Sol. Tra. Final (kg)	Precipitado (kg)
		3740	4179,06	7725,75
<b>Total</b>		<b>7919,060</b>	<b>7919,060</b>	

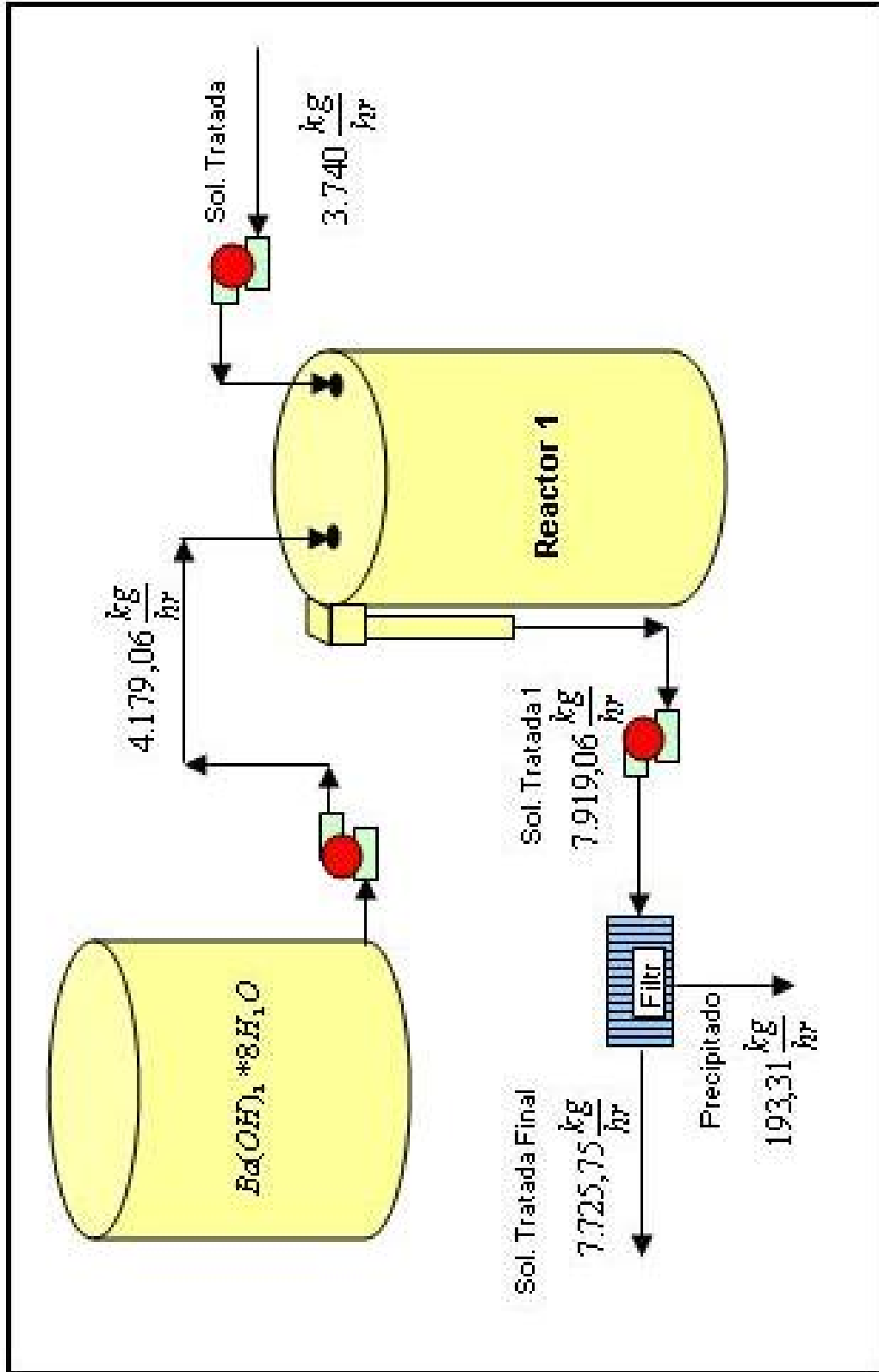


Figura 5.2: Flujos másicos del balance de masa.

### 5.2.1.- Variación del Consumo de Hidróxido de Bario Octa-hidratado.

El consumo del Hidróxido de Bario Octa-hidratado depende directamente de la concentración de sulfatos con la que venga la Solución Tratada. A partir de esto se puede ver como varía el consumo a distintas concentraciones de sulfato y de esta manera, estimar un gasto de Hidróxido de Bario Octa-hidratado aproximado.

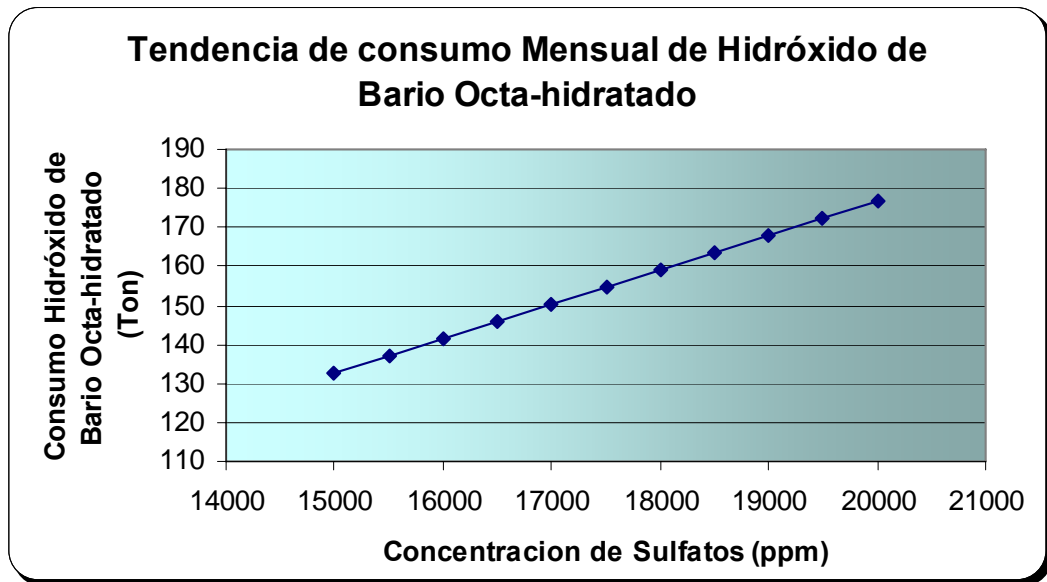


Figura 5.3: Gráfico de la tendencia del consumo Mensual de Hidróxido de Bario Octa-hidratado en relación a la concentración de sulfatos mensual promedio.

### 5.3.- Balance de Masa de Tratamiento de Solución Pobre con Peróxido de Hidrógeno.

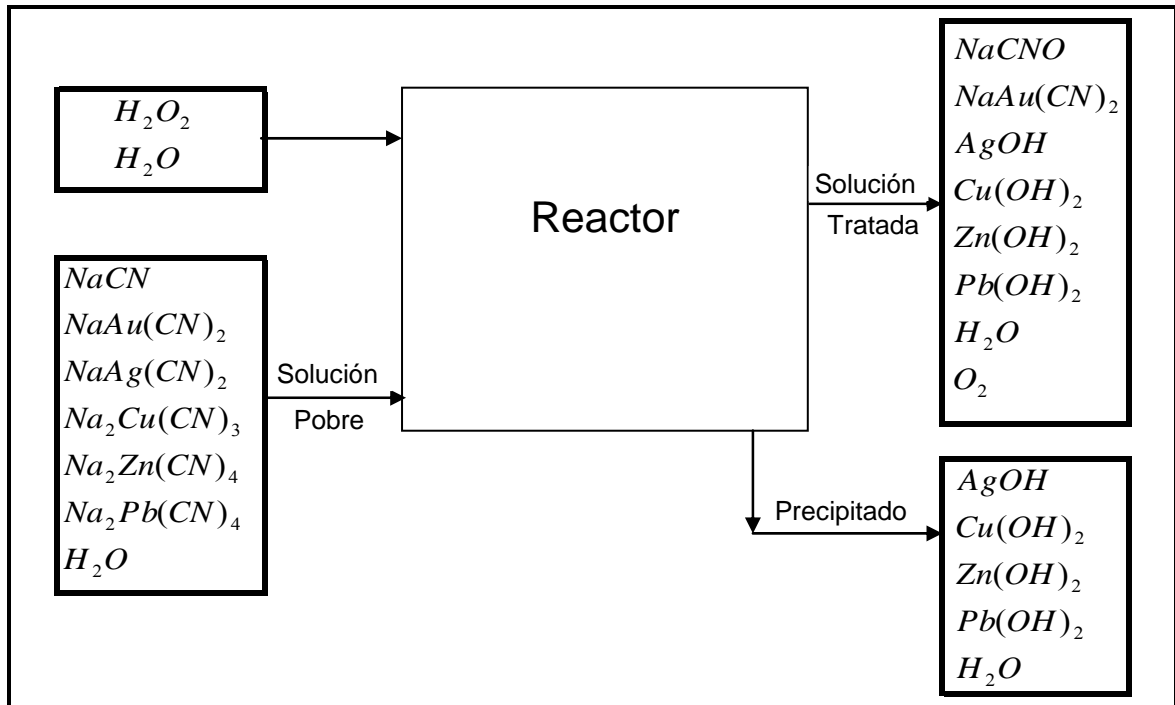


Figura 5.4: Esquema para el balance de masa del tratamiento de Solución Pobre con Peróxido de Hidrógeno.

En el caso de la concentración de cianuro libre en la solución pobre, se hizo un seguimiento de su concentración durante un periodo de 6 meses (Enero a Junio de 2007).

Tabla 5.4: Concentración promedio de CN libre en g/l.

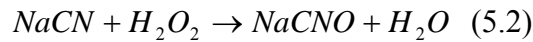
	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
N° de Días	31	28	31	29	31	30
Promedio	2,32	2,72	3,63	4,07	4,51	3,49

El valor que se va a utilizar para realizar el cálculo de consumo de Peróxido de Hidrógeno requerido por el proceso es el valor promedio mensual más alto de los seis meses, el mes de Mayo.

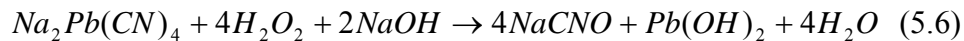
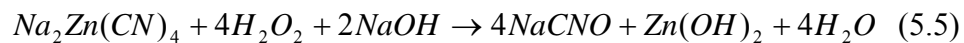
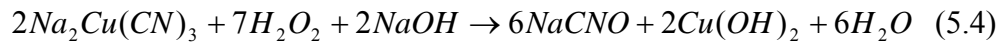
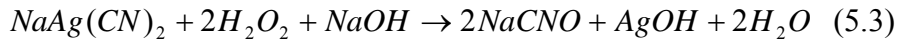
En el caso de la concentración de los metales en la solución pobre se utilizaron los resultados de leyes obtenidos en las primeras siete pruebas de laboratorio. Esto porque la concentración de metales en el inicio fue la misma concentración en las 7 pruebas.

Tabla 5.5: Concentración inicial de metales de la solución pobre en las pruebas de laboratorio 1 a la 7.					
	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
Sol Pobre	0,4	0,7	299	334	0,5

En base a estos promedios se realizó el balance de masa. También los cálculos se basaron en una alimentación de solución pobre de 11 m<sup>3</sup>/hr (base de cálculo 1 hr). La reacción considerada para la degradación del cianuro libre para el balance de masa fue:



Las reacciones de metales cianurados consideradas para el balance de masa fueron<sup>14</sup>:



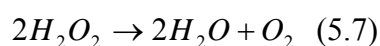
Con respecto al oro, este no se tomo en cuenta, ya que los análisis realizados a la solución tratada mostraron que salía una concentración más alta de la que entraba, como muestra la Tabla 5.4. Esto condujo a la suposición de que el complejo cianurado de oro no se ve afectado por la adición de Peróxido de Hidrógeno. El oro sale como complejo cianurado de oro en la solución tratada.

Esta suposición explicaría también la concentración de cianuro total que queda en la solución tratada, la cual en la mayoría de las pruebas fue menor a 1 ppm, ya que, a través de algunos cálculos relacionados con los pesos moleculares se llega a que la concentración de

<sup>14</sup> Referencia [7]. Página 522.

cianuro que esta ligada con el oro en la solución tratada tendría una concentración de aproximadamente 0,1 ppm.

Por lo que se pudo concluir de la prueba piloto industrial, el consumo de Peróxido de Hidrógeno será mayor al estequiométrico, esto debido al precipitado formado. Este exceso de Peróxido de Hidrógeno será un 20% y va a ser agregado en la segunda etapa de tratamiento, después del filtrado. Por lo tanto, también se va a considerar la reacción de descomposición de Peróxido de Hidrógeno.



Los resultados, tomando como base de cálculo una hora y tomando solo en cuenta el agua que se produce a causa de las reacciones, son los siguientes:

Tabla 5.6: Balance de masa teórico del proceso.			
Compuesto	Entra (g)	Reacciona (%)	Sale (g)
<i>NaCN</i>	93457,916	100	--
<i>H<sub>2</sub>O<sub>2</sub></i>	94388,220	100	--
<i>NaAu(CN)<sub>2</sub></i>	6,076	0	6,076
<i>NaAg(CN)<sub>2</sub></i>	13,055	100	--
<i>Na<sub>2</sub>Cu(CN)<sub>3</sub></i>	9707,985	100	--
<i>Na<sub>2</sub>Zn(CN)<sub>4</sub></i>	12100,328	100	--
<i>Na<sub>2</sub>Pb(CN)<sub>4</sub></i>	9,482	100	--
<i>NaOH</i>	6567,182	100	--
<i>NaCNO</i>	--	--	148688,815
<i>AgOH</i>	--	--	8,914
<i>Cu(OH)<sub>2</sub></i>	--	--	5048,931
<i>Zn(OH)<sub>2</sub></i>	--	--	5583,739
<i>Pb(OH)<sub>2</sub></i>	--	--	6,403
<i>H<sub>2</sub>O</i>	--	--	49504,370
<i>O<sub>2</sub></i>	--	--	7402,998
<b>Total</b>	<b>216250,243</b>		<b>216250,243</b>



Los resultados obtenidos en la Tabla 5.6 no muestran la separación de la masa entre solución tratada y precipitado que sale. Para realizar el cálculo de esta separación se utilizaron las concentraciones promedio de los metales en la solución tratada de las siete pruebas de laboratorio.

	<b>Au</b>	<b>Ag</b>	<b>Cu</b>	<b>Zn</b>	<b>Pb</b>
<b>Prueba 1</b>	0,4	0,5	81	71	0,1
<b>Prueba 2</b>	0,4	0,3	66	67	0,2
<b>Prueba 3</b>	0,7	0,8	72	63	0,4
<b>Prueba 4</b>	0,7	0,4	58,4	64	0,3
<b>Prueba 5</b>	0,7	0,5	15,6	30,1	0,5
<b>Prueba 6</b>	0,7	0,2	20,8	47,8	0,7
<b>Prueba 7</b>	0,5	0,2	62	53	0,6
<b>Promedio</b>	0,6	0,4	53,7	56,6	0,4

Con este promedio de las concentraciones de metales, podemos calcular la masa de metales que quedan en solución y que precipitan. Para esto se hace la suposición de que los metales que quedan en solución quedan como hidróxidos metálicos, pero disueltos. Los metales que precipitan, también están como hidróxidos metálicos.

<b>Compuesto</b>	<b>Sale (g)</b>	
	<b>Sol Tratada</b>	<b>Precipitado</b>
$NaAu(CN)_2$	6,076	0
$NaCNO$	148688,815	0
$AgOH$	5,275	3,638
$Cu(OH)_2$	906,540	4142,391
$Zn(OH)_2$	945,510	4638,229
$Pb(OH)_2$	5,122	1,281
<b>Total</b>	<b>150557,338</b>	<b>8785,538</b>

Para realizar el cálculo del balance de masa del agua se toma en consideración una humedad de 60% en el precipitado obtenido. En el balance del agua se debe considerar

también que la concentración del Peróxido de Hidrógeno en este caso es 50% p/p y el resto es agua.

Tabla 5.9: Balance de masa al agua				
Compuesto	Entra (kg)	Se Produce (kg)	Sale (kg)	
			Sol Tratada	Precipitado
$H_2O$	10972,526	49,504	11008,852	13,178
<b>Total</b>	<b>11022,031</b>		<b>11022,031</b>	

Finalmente se realizó el balance de masa de los flujos de entrada y salida con todos los compuestos, incluido el agua.

Tabla 5.10: Balance de masa de flujos				
	Entrada		Salida	
	Sol. Pobre (kg)	$H_2O_2$ (kg)	Sol. Tratada (kg)	Precipitado (kg)
		11000	188,776	11166,813
<b>Total</b>	<b>11188,776</b>		<b>11188,776</b>	

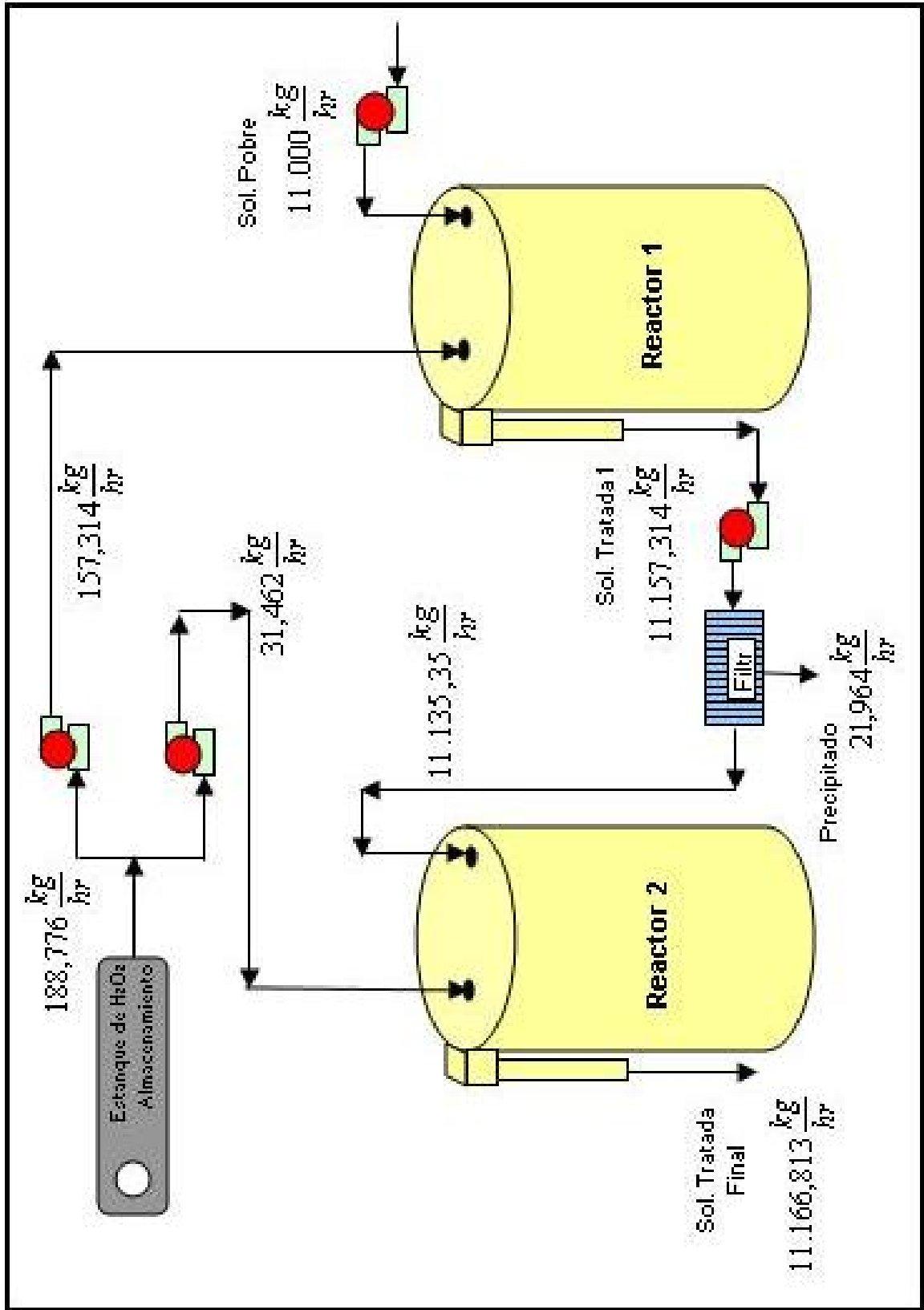


Figura 5.5: Flujos másicos del balance de masa.

### 5.3.1.- Variación del Consumo de Peróxido de Hidrógeno.

El consumo del Peroxido de Hidrógeno depende directamente de la concentración de cianuro libre con la que venga la Solución Pobre. A partir de esto se puede ver como varía el consumo a distintas concentraciones de cianuro libre y de esta manera, estimar un caudal de Peroxido de Hidrógeno (50%) aproximado.

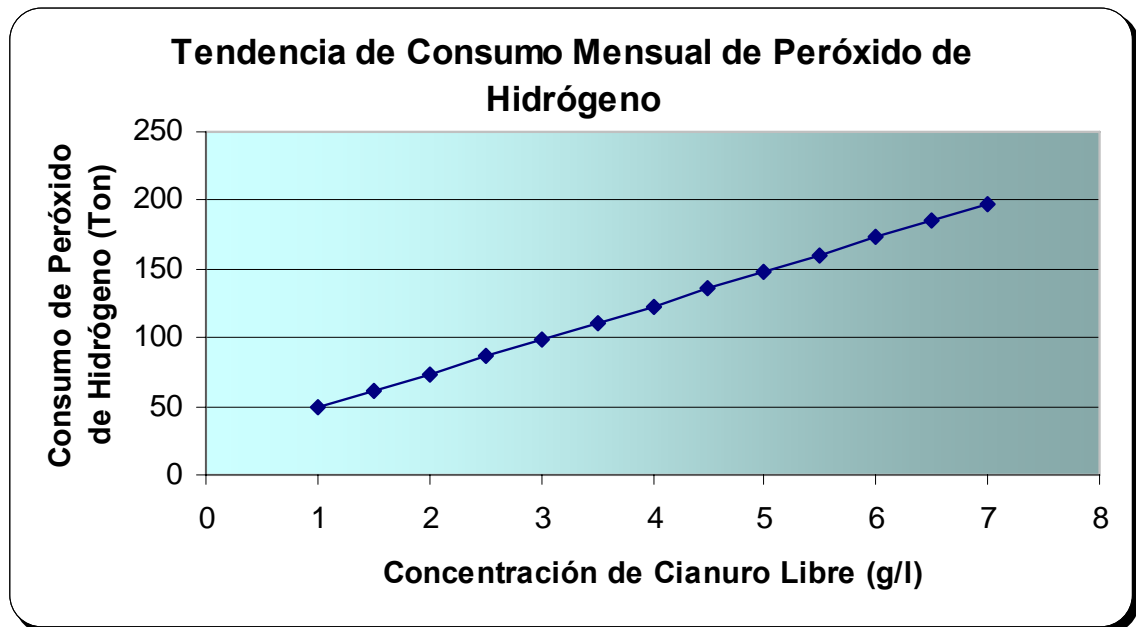


Figura 5.6: Gráfico de la tendencia del consumo Mensual de Peróxido de Hidrógeno en relación a la concentración de cianuro libre mensual promedio.

## 5.4.- Balance de Masa de Tratamiento Combinado Utilizando las dos Alternativas Juntas.

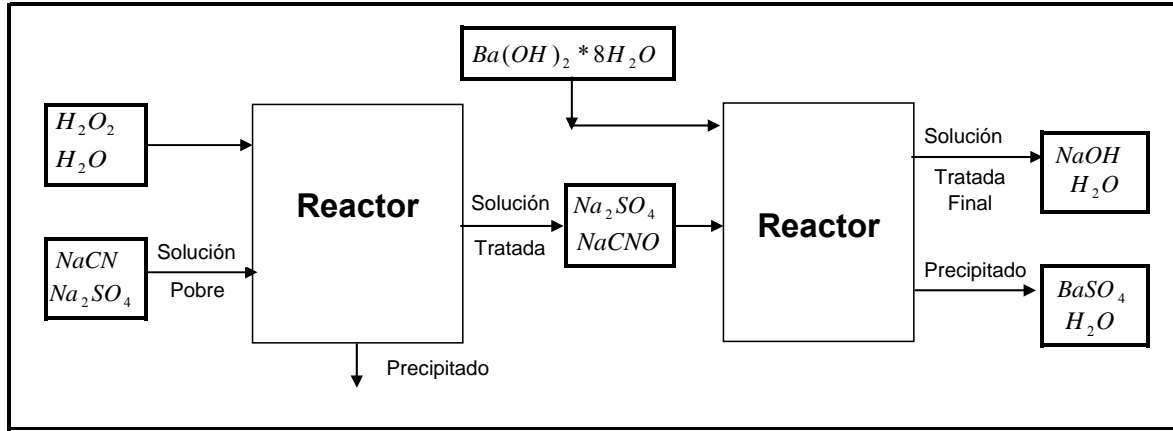


Figura 5.7: Esquema para el balance de masa del tratamiento combinado.

Esta alternativa corresponde a tratar con Peróxido de Hidrógeno el 34% que se debe descartar, en paralelo al Proceso INCO (que solo trataría el 66% restante de la Solución Pobre). Además, hacer un tratamiento secundario con Hidróxido de Bario Octa-hidratado a la solución obtenida con el Peróxido de Hidrógeno.

En el caso del Peróxido de Hidrógeno se utilizan las mismas concentraciones de cianuro libre y metales (Tabla 5.4, Tabla 5.5 y Tabla 5.7). También se utiliza un 20% de exceso.

En el caso de la concentración de los iones sulfato en la solución proveniente del tratamiento con Peróxido de Hidrógeno, se va a considerar 5.000 ppm. Este valor es el que se va a utilizar para realizar el cálculo de consumo de Hidróxido de Bario Octa-hidratado requerido por el proceso.

Las suposiciones y reacciones son las mismas que en los balances de masa anteriores. Los cálculos se basaron en una alimentación de Solución Pobre de  $3,74 \text{ m}^3/\text{hr}$  correspondiente al 34% de descarte (base de cálculo 1 hora).

Para la sección con Peróxido de Hidrógeno tenemos:

Compuesto	Entra (g)	Reacciona (%)	Sale (g)
<i>NaCN</i>	31775,691	100	--
<i>H<sub>2</sub>O<sub>2</sub></i>	32091,995	100	--
<i>NaAu (CN)<sub>2</sub></i>	2,066	0	2,066
<i>NaAg (CN)<sub>2</sub></i>	4,439	100	--
<i>Na<sub>2</sub>Cu(CN)<sub>3</sub></i>	3300,715	100	--
<i>Na<sub>2</sub>Zn(CN)<sub>4</sub></i>	4114,112	100	--
<i>Na<sub>2</sub>Pb(CN)<sub>4</sub></i>	3,224	100	--
<i>NaOH</i>	2232,842	100	--
<i>NaCNO</i>	--	--	50554,197
<i>AgOH</i>	--	--	3,031
<i>Cu(OH)<sub>2</sub></i>	--	--	1716,636
<i>Zn(OH)<sub>2</sub></i>	--	--	1898,471
<i>Pb(OH)<sub>2</sub></i>	--	--	2,177
<i>H<sub>2</sub>O</i>	--	--	16831,486
<i>O<sub>2</sub></i>	--	--	2517,019
<b>Total</b>	<b>73525,083</b>		<b>73525,083</b>

Compuesto	Sale (g)	
	Sol Tratada	Precipitado
<i>NaAu (CN)<sub>2</sub></i>	2,066	0
<i>NaCNO</i>	50554,197	0
<i>AgOH</i>	1,794	1,237
<i>Cu(OH)<sub>2</sub></i>	308,224	1408,413
<i>Zn(OH)<sub>2</sub></i>	321,473	1576,998
<i>Pb(OH)<sub>2</sub></i>	1,741	0,435
<b>Total</b>	<b>51189,495</b>	<b>2987,083</b>

Para la sección con Hidróxido de Bario Octa-hidratado tenemos:

Tabla 5.13: Balance de masa teórico, utilizando cantidades estequiométricas.			
Compuesto	Entra (kg)	Reacciona (%)	Sale (kg)
$Na_2SO_4$	28,075	100	--
$Ba(OH)_2$	33,913	100	--
$BaSO_4$	--	--	46,174
$NaOH$	--	--	15,815
<b>Total</b>	<b>61,989</b>		<b>61,989</b>

Para realizar el cálculo del balance de masa del agua se toma en consideración una humedad de 60% en el precipitado obtenido con Peróxido de Hidrógeno y 20% en el precipitado obtenido con Hidróxido de Bario Octa-hidratado. En el balance del agua se debe considerar también que la concentración del Peróxido de Hidrógeno en este caso es 50% p/p y el resto es agua y que el Hidróxido de Bario esta octa-hidratado y es una solución al 5% p/p.

Tabla 5.14: Balance de masa al agua						
Compuesto	Entra				Sale	
	Sol Pobre (kg)	$H_2O_2$	H. de Bario (kg)	Se Produce (kg)	Sol Tratada (kg)	Precipitados (kg)
$H_2O$	3670,49	32,09	1213,86	16,83	4917,25	16,02
<b>Total</b>	<b>4933,27</b>				<b>4933,27</b>	

Finalmente se realizó el balance de masa de los flujos de entrada y salida con todos los compuestos, incluido el agua.

Tabla 5.15: Balance de masa de flujos					
	Entrada			Salida	
	Sol. Pobre (kg)	$H_2O_2$ (kg)	H. de Bario Octa (kg)	Sol. Tratada (kg)	Precipitados (kg)
		3740	64,18	1247,77	4986,77
<b>Total</b>	<b>5051,96</b>			<b>5051,96</b>	

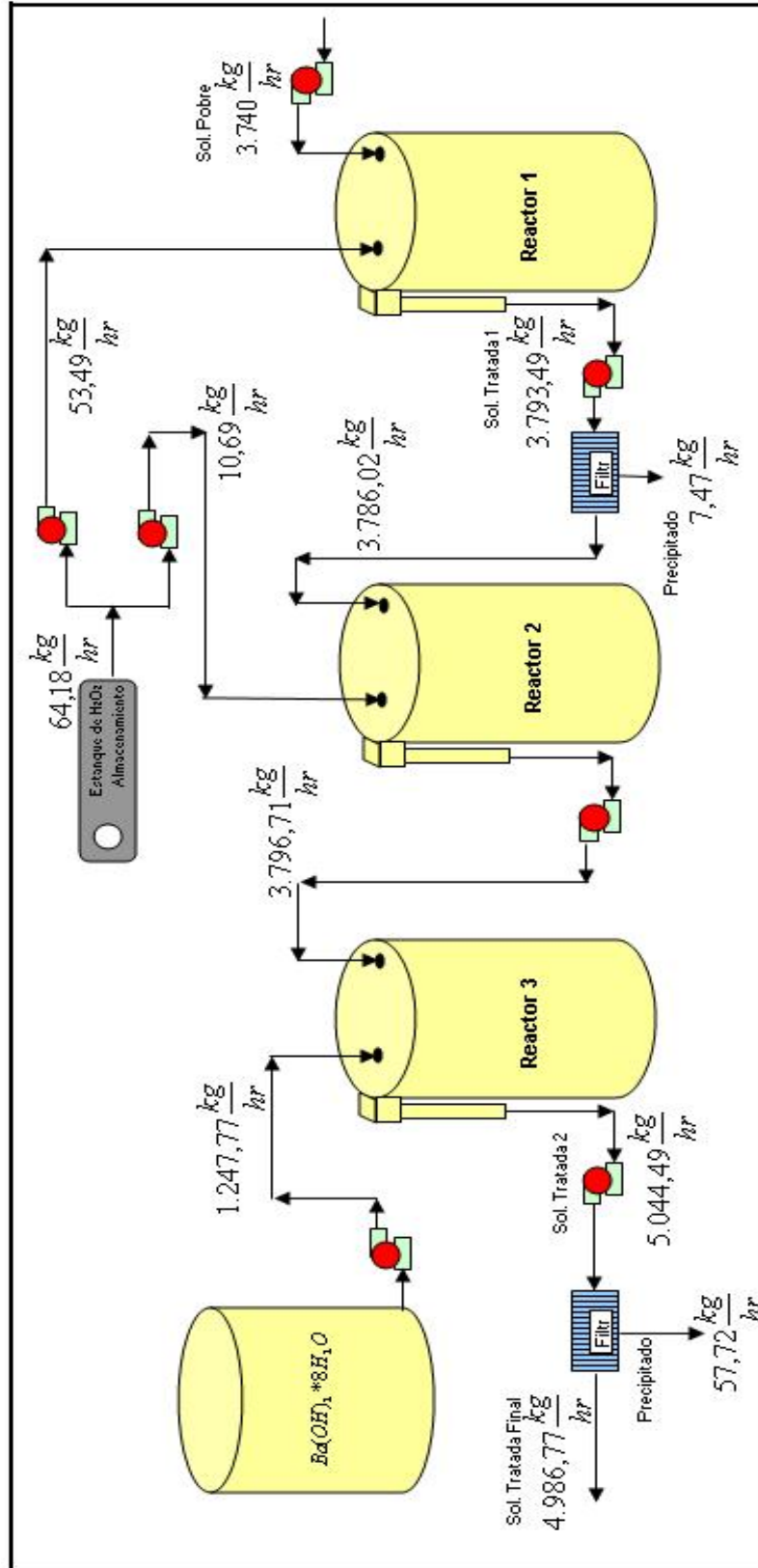


Figura: 5.8: Flujos másicos del balance de masa.



# Capítulo 6

---

## **Diseño de Alternativas.**

## 6.1.- Alternativa 1, Hidróxido de Bario Octa-hidratado.

### 6.1.1.- Reactor.

El reactor es un estanque cilíndrico vertical con agitación. Tiene un volumen de tratamiento de 25 m<sup>3</sup> y sus medidas son 3 m de diámetro y 4 m de altura. La alimentación de Solución Tratada es a través de una tubería que entra por el tope del reactor, llegando hasta una profundidad de 2 m por dentro del reactor (Downcomer). La alimentación de Hidróxido de Bario Octa-hidratado es a través de una cañería que va a llegar a 2 metros de profundidad del reactor (Downcomer). Esto para asegurar una buena homogeneidad del reactor.

La descarga de la solución del reactor es por rebose en el tope del reactor. Este rebose se encuentra a 0,5 m del tope. El reactor tiene cuatro baffles equidistantes para asegurar una buena distribución de la solución tratada y el Hidróxido de Bario Octa-hidratado. De esta manera, se asegura la no formación de un vórtice. Estos baffles tienen una longitud igual al 10% del diámetro del reactor<sup>15</sup> (30 cm). Los baffles están separados 5 cm de la pared del reactor.

Para estimar el tiempo de residencia que proporciona el reactor se puede hacer un cálculo sencillo.

$$\tau = \frac{V}{Q_{Ba} + Q_{ST}}$$

Donde:

V : Volumen reactor (m<sup>3</sup>).

Q<sub>Ba</sub> : Caudal de alimentación de Hidróxido de Bario Octa-hidratado (m<sup>3</sup>/hr).

Q<sub>ST</sub> : Caudal de alimentación de Solución Tratada (m<sup>3</sup>/hr).

Por lo tanto:

$$\tau = \frac{25}{4,18 + 3,74} = 3,15.hr$$

---

<sup>15</sup> Referencia [8]. Página 18-10.

El reactor cuenta con una entrada para hombre en la parte baja. Esto para realizar mantenimiento y limpieza periódica de los reactores. El material para el reactor es Acero Carbono por su resistencia estructural y está recubierto interiormente por caucho natural, ya que el caucho no sufre efectos cuando se trabaja con Cianuro de Sodio o Hidróxido de Bario<sup>16</sup>.

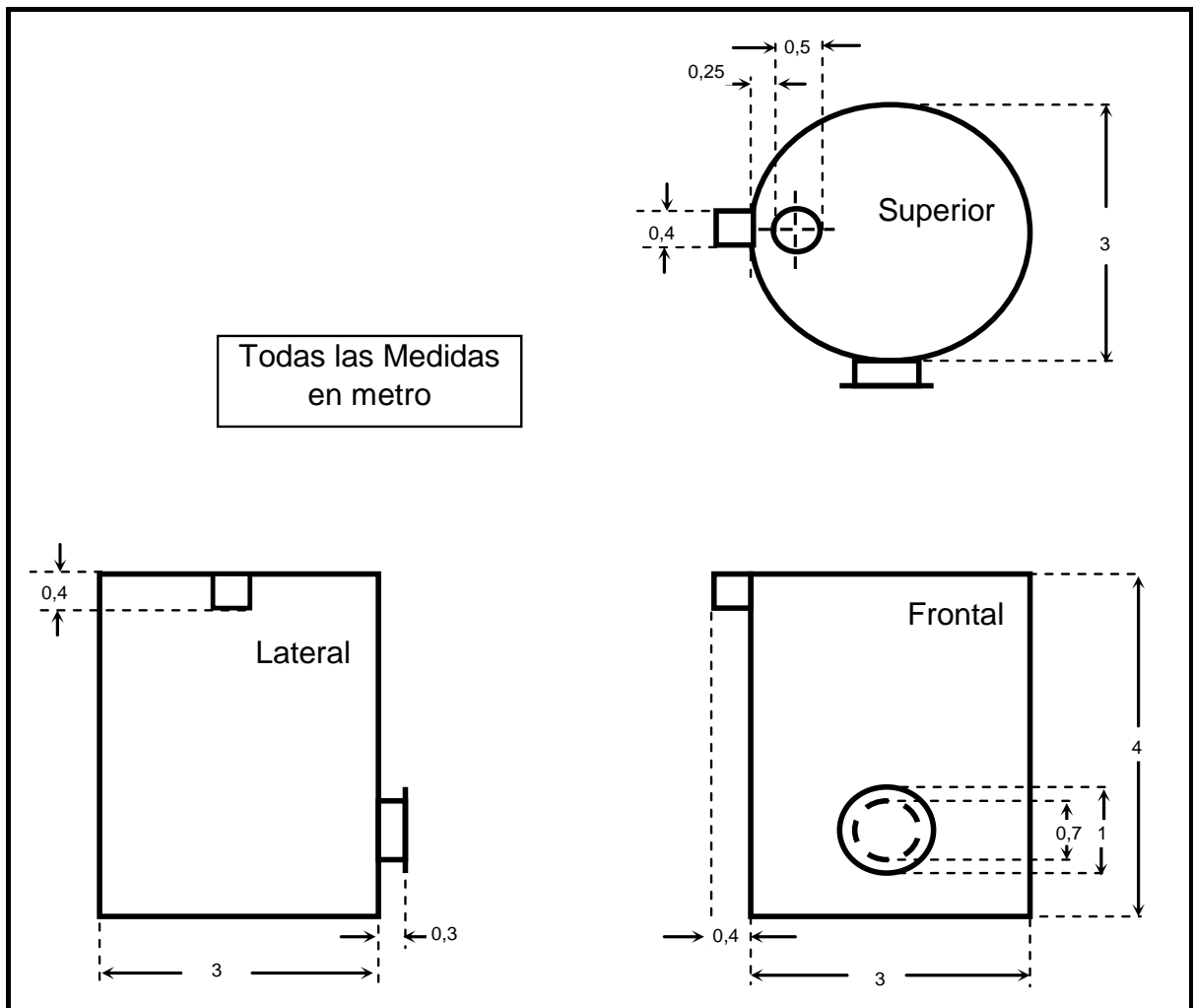


Figura 6.1: Medidas del reactor de abatimiento de sulfatos con Hidróxido de Bario.

<sup>16</sup> Referencia [9]. Página R-1 a R-10.

### 6.1.2.- Agitador del Reactor.

El agitador se ubica a una distancia igual a 1/3 del diámetro de este del fondo del reactor. Esto debido a la necesidad de mantener sólidos en suspensión.

El agitador es de tipo propulsor marino con 3 hojas (Propeller). Este agitador es de tipo axial, ya que estos permiten un movimiento del líquido desde las aspas hacia el fondo del reactor. El material de construcción es Acero Carbono recubierto con caucho natural, ya que el caucho no sufre efectos cuando se trabaja con Cianuro de Sodio o Hidróxido de Bario.

El diámetro del agitador es igual a un tercio del diámetro útil del reactor (valor conservador, especial para líquidos de baja viscosidad). En estanques de gran tamaño, para tener una mayor eficiencia en la potencia, se puede utilizar un agitador de diámetro mayor a menor velocidad (rpm). En este caso, la velocidad del agitador (N) va a ser de 60 rpm.

Calculo de diámetro del agitador.

$$D = \frac{1}{3} * T$$

Donde

D : Diámetro del agitador.

T : Diámetro del reactor.

Por lo tanto

$$D = \frac{1}{3} * 3 = 1m = 39,4 \text{ pulg}$$

Para el diseño del agitador es preciso conocer las propiedades físicas del fluido, en este caso la Solución Tratada, que se introduce al reactor. Se va a suponer las propiedades del agua a 50 °C debido a que la fracción de sólidos en la solución es bastante baja (0,5%)

Densidad $\rho_B$		Viscosidad $\mu_B$	
(g/cm <sup>3</sup> )	(lb/pie <sup>3</sup> )	(cP)	(lb/hr-pie)
1	62,4	0,5448	1,318

Se deben conocer las características geométricas de todos los equipos y componentes involucrados.

Tabla 6.2: Medidas de las características geométricas del reactor y agitador.				
Característica	Simbolo	SI (m)	S Ingles (pie)	S Ingles (pulg)
<b>Reactor</b>				
Diametro Reactor	T	3	9,84	118,11
Ancho de Baffles	B	0,3	0,98	11,81
Profundidad del Liquido	H	2,7	8,86	106,30
<b>Agitador</b>				
Diametro Agitador	D	1,0	3,28	39,37
Ancho de Hoja	W	0,3	0,98	11,81
Largo de Hoja	L	0,45	1,48	17,72
Distancia entre Agitador y Fondo	Z	1,0	3,28	39,37

Se debe calcular el número de Reynolds para saber si el movimiento del fluido es turbulento o no. (Para este cálculo N en rph).

$$N_{Re} = \frac{D^2 * N * \rho B}{\mu B} = \frac{3,28^2 * 3.600 * 62,4}{1,318} = 1.833.197$$

El número de Reynolds se utiliza para encontrar el número de potencia ( $N_p$ ), el cual es parte de la formula para calcular la potencia del agitador. El número de potencia es un valor adimensional que esta relacionado con la geometría del equipamiento.

Para valores del número de Reynolds mayores a  $10^5$ , se puede considerar que el flujo turbulento esta totalmente desarrollado<sup>17</sup>. Además, el valor del número de potencia se vuelve constante en estas condiciones<sup>18</sup>. Estos valores se encuentran tabulados para distintos tipos de agitadores. Una de estas tablas utiliza factores que relacionan las medidas geométricas del equipamiento (Anexo C, página 186).

<sup>17</sup> Referencia [10]. Página 129.

<sup>18</sup> Referencia [11]. Página 6.

Factores	Relaciones	Valores
S1	T/D	3
S2	Z/D	1
S3	L/D	0,45
S4	D/W	3,33
S5	T/B	10
S6	H/D	2,5
S7	Nº de Hojas	3
S8	Pitch	2D
S9	Nº de Baffles	4

Con estos factores se busca en la Tabla C.1 (Anexo C, página 187) el valor de Np. En este caso se busca para un agitador de propulsión marina (propeller). A partir de esta tabla, tenemos que Np tiene un valor de 0,9.

Finalmente, el cálculo para la potencia necesaria para el agitador se realiza con una formula sencilla. (Para este cálculo, N en rps y  $g_c$  32,2 pie-lb<sub>m</sub>/lb<sub>f</sub>-seg<sup>2</sup>)

$$P = \frac{N_p * \rho B * N^3 * D^5}{g_c * 550} = \frac{0,9 * 62,4 * 1^3 * 3,28^5}{32,2 * 550} = 1,2hp$$

Aplicando una eficiencia del motor de 80%.

$$P = \frac{1,2}{0,8} = 1,5hp$$

El agitador con la potencia más cercana es de 2 HP.

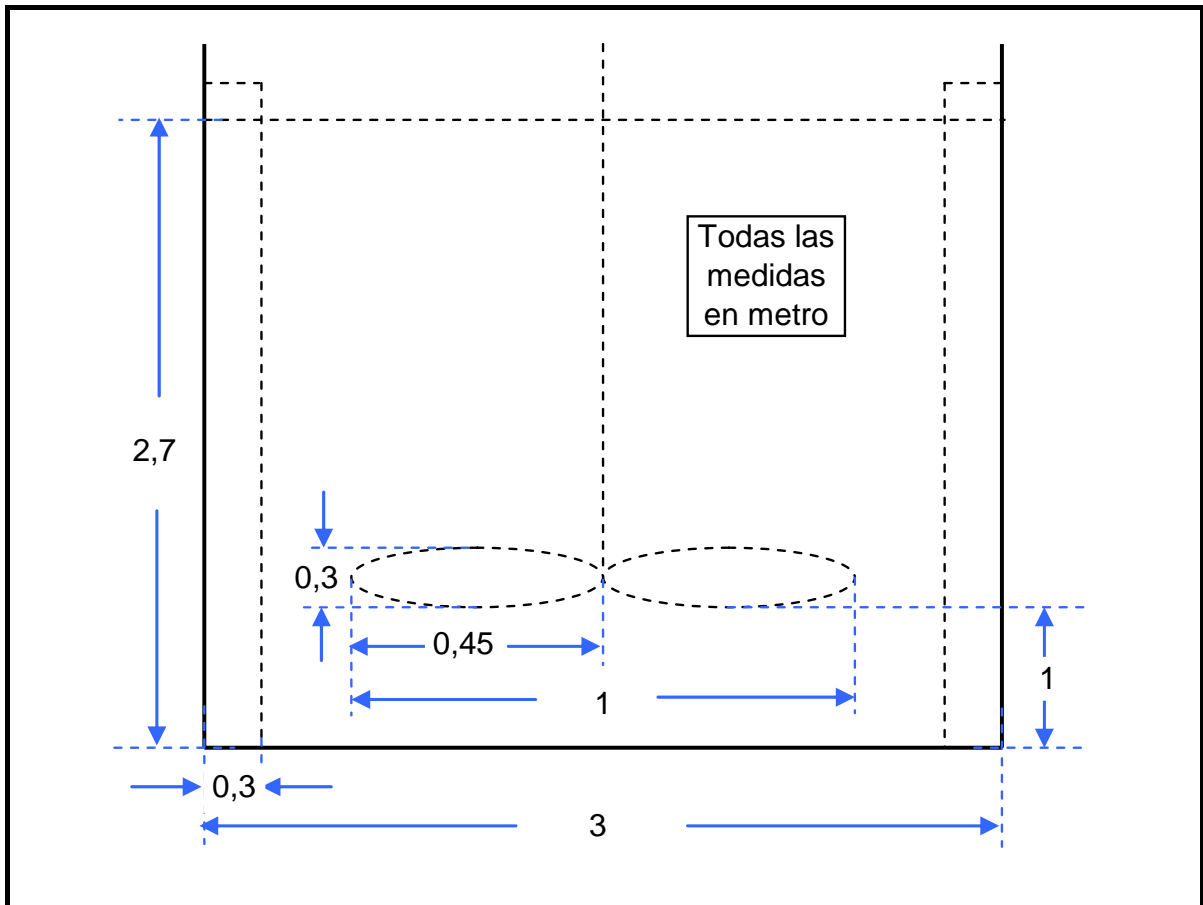


Figura 6.2: Medidas para el diseño del agitador del reactor de abatimiento de sulfatos con Hidróxido de Bario.

### 6.1.3.- Estanque de Preparación de Hidróxido de Bario.

Es un estanque cilíndrico vertical con agitación. La alimentación total a este estanque es aproximadamente  $4,1 \text{ m}^3/\text{hr}$ . Esta solución debe tener un tiempo mínimo de residencia de 30 minutos para la disolución completa del hidróxido de bario. El estanque tiene un volumen de  $2,65 \text{ m}^3$ . El estanque no tiene tapa superior y la alimentación de hidróxido de bario y agua es por arriba. La descarga de la solución es por rebose en el tope del estanque. El estanque tiene cuatro baffles equidistantes y tienen una longitud igual al 10% del diámetro del estanque. El material para el estanque es Acero Carbono recubierto interiormente por caucho natural<sup>19</sup>. El tiempo de residencia es:

$$\tau = \frac{2,65}{4,1} = 0,65 \text{hr} = 39 \text{mi}$$

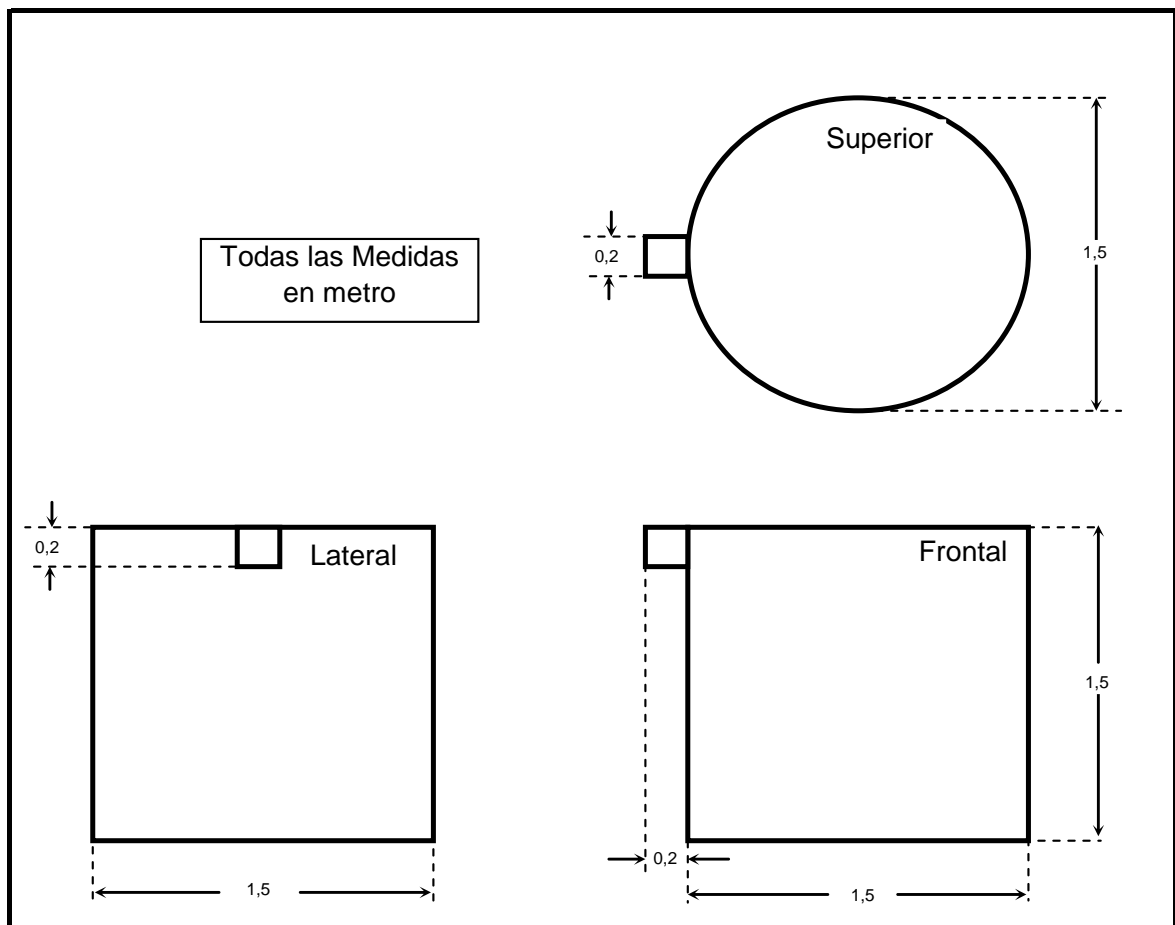


Figura 6.3: Medidas del estanque de preparación de Hidróxido de Bario.

<sup>19</sup> Referencia [9]. Página R-1 a R-10.



### 6.1.4.- Agitador de Estanque de Preparación.

Los pasos para el diseño son los mismos para todos los agitadores y se van a considerar las mismas suposiciones. Se van a considerar las propiedades físicas del agua.

Calculo de diámetro del agitador.

$$D = \frac{1}{3} * 1,5 = 0,5m = 19,69 \text{ pulg}$$

Tabla 6.4: Medidas de las características geométricas del estanque y agitador.				
Característica	Símbolo	SI (m)	S Ingles (pie)	S Ingles (pulg)
<b>Estanque</b>				
Diámetro Estanque	T	1,5	4,92	59,06
Ancho de Baffles	B	0,15	0,49	5,91
Profundidad del Líquido	H	1,2	3,94	47,24
<b>Agitador</b>				
Diámetro Agitador	D	0,5	1,64	19,69
Ancho de Hoja	W	0,15	0,49	5,91
Largo de Hoja	L	0,225	0,74	8,86
Distancia entre Agitador y Fondo	Z	0,5	1,64	19,69

$$N_{Re} = \frac{D^2 * N * \rho B}{\mu B} = \frac{1,64^2 * 3.600 * 62,4}{2,42} = 249.666$$

Tabla 6.5: Valores de los factores para Np.			
	Factores	Relaciones	Valores
	S1	T/D	3
	S2	Z/D	1,00
	S3	L/D	0,45
	S4	D/W	3,33
	S5	T/B	10
	S6	H/D	2,70
	S7	Nº de Hojas	3
	S8	Pitch	2D
	S9	Nº de Baffles	4

$$P = \frac{N_p * \rho B * N^3 * D^5}{g_c * 550 * 0,8} = \frac{0,9 * 62,4 * 1^3 * 1,64^5}{32,2 * 550 * 0,8} = 0,05hp$$

Agitador con potencia de 0,25 HP.

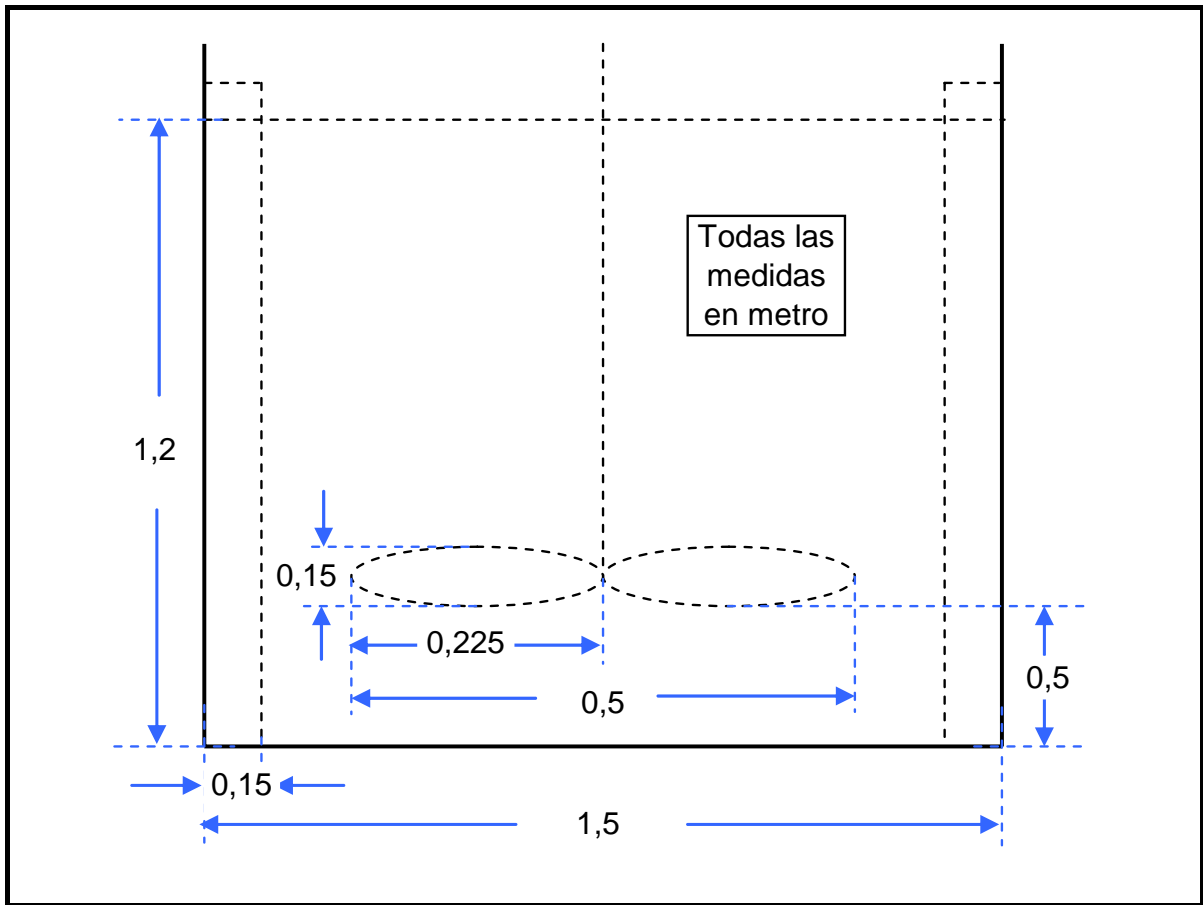


Figura 6.4: Medidas para el diseño del agitador del estanque de preparación de Hidróxido de Bario.

### 6.1.5.- Alimentador de Tornillo.

El hidróxido de bario va a ser alimentado al estanque de preparación a través de un alimentador de tornillo “Summerlot Twin” de 12" X 14'. Esta construido de acero inoxidable 316L, tiene una capacidad de 40 pie<sup>3</sup> (1,13 m<sup>3</sup>) y un motor de 5 HP.

### 6.1.6.- Estanque de Almacenamiento de Hidróxido de Bario.

Es un estanque cilíndrico vertical con agitación. Tiene un volumen de  $44 \text{ m}^3$  (consumo aproximado de un turno) y sus medidas son 4 m de diámetro y 4 m de altura. La descarga de Hidróxido de Bario Octa-hidratado es por abajo. El estanque tiene cuatro baffles equidistantes que tienen una longitud igual al 10% del diámetro del estanque. El estanque cuenta con una entrada de hombre en la parte baja. Esto para realizar mantenimiento y limpieza periódica del estanque. El material para el estanque es Acero Carbono recubierto interiormente por caucho natural<sup>20</sup>.

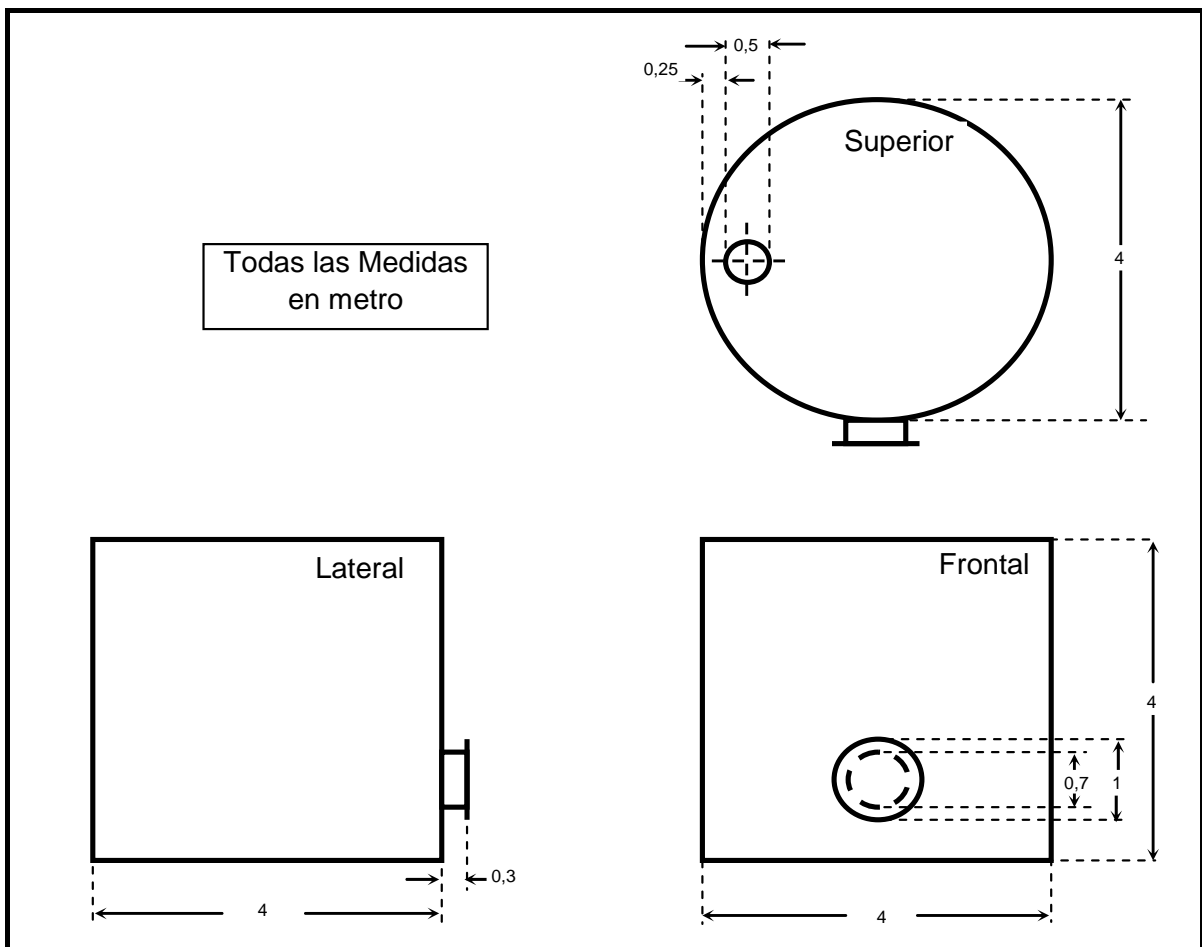


Figura 6.5: Medidas del estanque de preparación de Hidróxido de Bario.

<sup>20</sup> Referencia [9]. Página R-1 a R-10.

### 6.1.7.- Agitador del Estanque de Almacenamiento.

Calculo de diámetro del agitador.

$$D = \frac{1}{3} * 5 = 1,7m = 65,6 \text{ pulg}$$

Tabla 6.6: Medidas de las características geométricas del estanque y agitador.				
Característica	Simbolo	SI (m)	S Ingles (pie)	S Ingles (pulg)
<b>Reactor</b>				
Diametro Estanque	T	4	13,12	157,48
Ancho de Baffles	B	0,4	1,31	15,75
Profundidad del Liquido	H	3,6	11,81	141,73
<b>Agitador</b>				
Diametro Agitador	D	1,3	4,37	52,49
Ancho de Hoja	W	0,4	1,31	15,75
Largo de Hoja	L	0,6	1,97	23,62
Distancia entre Agitador y Fondo	Z	1,3	4,37	52,49

$$N_{Re} = \frac{D^2 * N * \rho B}{\mu B} = \frac{4,37^2 * 3.600 * 62,4}{2,42} = 1.772.697$$

Tabla 6.7: Valores de los factores para Np.			
	Factores	Relaciones	Valores
	S1	T/D	3
	S2	Z/D	1
	S3	L/D	0,45
	S4	D/W	3,33
	S5	T/B	10
	S6	H/D	3
	S7	Nº de Hojas	3
	S8	Pitch	2D
	S9	Nº de Baffles	4

$$P = \frac{N_p * \rho B * N^3 * D^5}{g_c * 550 * 0,8} = \frac{0,9 * 62,4 * 1^3 * 4,37^5}{32,2 * 550 * 0,8} = 6,35hp$$

El agitador tiene una potencia de 7 HP.

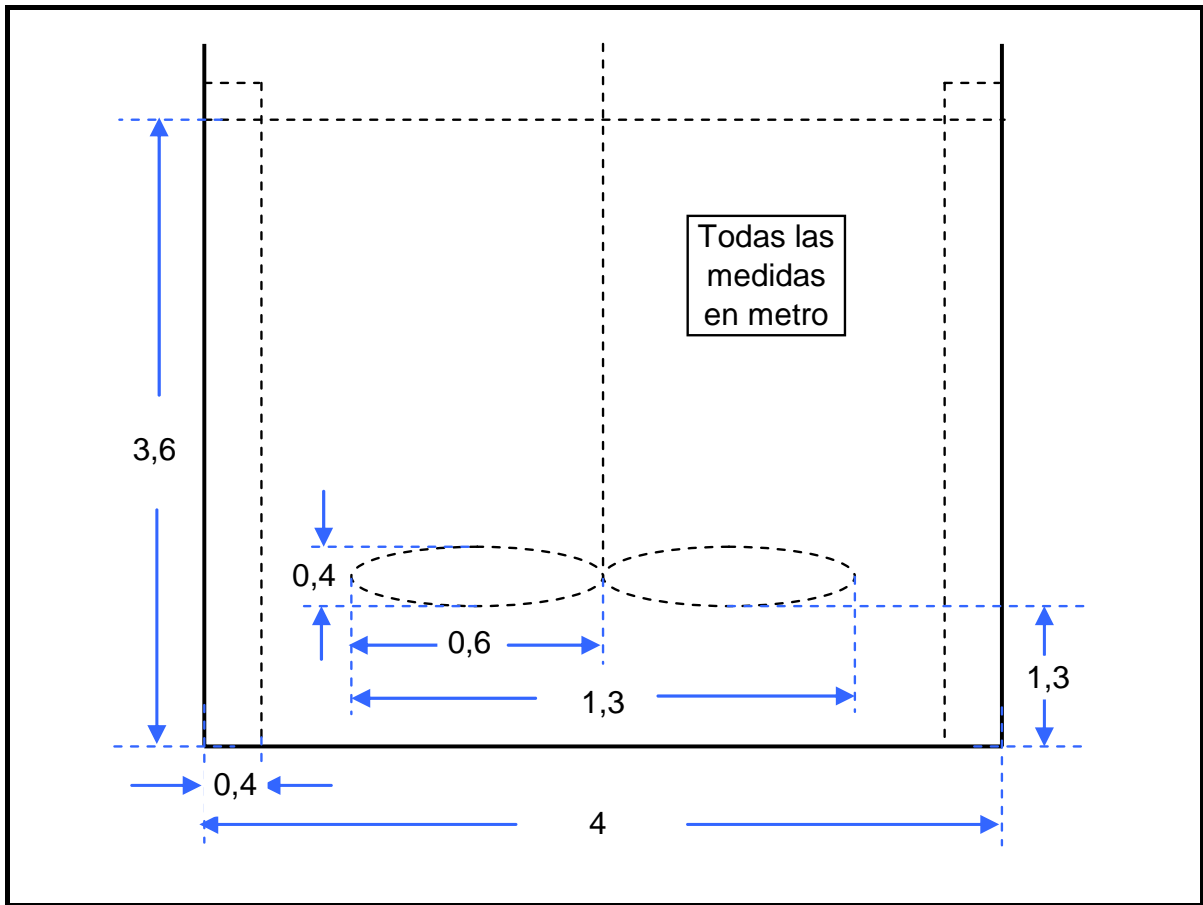


Figura 6.6: Medidas para el diseño del agitador del estanque de almacenamiento de Hidróxido de Bario.

### 6.1.8.- Bomba de Alimentación de Hidróxido de Bario.

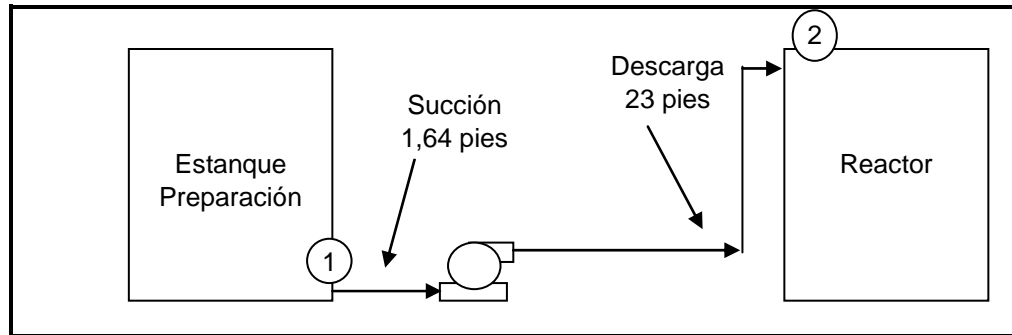


Figura 6.7: Esquema para el cálculo de potencia de bomba de Hidróxido de Bario.

Tomando los puntos 1, 2, succión y descarga para Bernoulli<sup>21</sup>:

$$B_1 = B_s + hf_s$$

$$B_D = B_2 + hf_D$$

$$B_D - B_s = B_2 - B_1 + hf_s + hf_D$$

$$B_D - B_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + hf_s + hf_D$$

Si consideramos que:

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, \text{ por ser estanques atmosféricos.}$$

$$\frac{\Delta V^2}{2g_c} \text{ es despreciable.}$$

Finalmente nos queda:

$$\Delta H = B_D - B_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} + hf_s + hf_D$$

Donde:

$hf_s$ : Pérdidas en la succión.

$hf_D$ : Pérdidas en la descarga.

$\Delta Z$ : Diferencia de altura entre 1 y 2.

<sup>21</sup> Referencia [12]. Página. 101

Para la succión y descarga se va a considerar cañería 40 ST, con un diámetro nominal de 3 pulgadas. Se van a suponer las propiedades del agua para todos los cálculos.

Para la velocidad dentro de la cañería en la succión y descarga:

$$V = \frac{Q}{A}$$

Donde:

- V: Velocidad (pie/s).  
 Q: Caudal (pie<sup>3</sup>/s).  
 A: Área cañería (pie<sup>2</sup>).

$$V = \frac{0,041}{\pi * \left(\frac{3,068}{12 * 2}\right)^2} = 0,8 \frac{pie}{s}$$

Se debe calcular el número de Reynolds. Además, con el diámetro de la cañería se encuentra la rugosidad relativa ( $\epsilon/D$ ) en la Figura C.4 (Anexo C, página 188). Con estos dos datos se obtiene el factor de fricción de la Figura C.5 (Anexo C, página 189), el cual se utiliza para el cálculo de las pérdidas en la cañería. Este factor de fricción es el mismo para la succión y la descarga, ya que es la misma cañería para los dos tramos.

$$Re = \frac{D * V * \rho}{\mu}$$

Donde:

- D: Diámetro de cañería (pie).  
 V: Velocidad del fluido (pie/s).  
 $\rho$ : Densidad del fluido (lb/pie<sup>3</sup>).  
 $\mu$ : Viscosidad del fluido (lb/pie-s).

$$Re = \frac{3,068 * 0,8 * 62,4}{12 * 6,72 * 10^{-4}} = 18.957$$

- $\epsilon/D$ : 0,00058 (para acero comercial).  
 f: 0,027 (factor de fricción)

**Perdidas en succión:**

Longitud cañería: 1,64 pies.

Con la ecuación de Darcy<sup>22</sup> se calculan las perdidas:

$$hf_s = f * \frac{L}{D} * \frac{V^2}{2g_c}$$

Donde:

L: Largo equivalente de la cañería.

D: Diámetro de cañería.

V: Velocidad del fluido.

$$hf_s = 0,027 * \frac{1,64 * 12}{3,068} * \frac{0,8^2}{2 * 32,2} = 0,002 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

**Perdidas en descarga:**

Longitud cañería: 23 pies.

2 Codos estándar: 16 pies.

Entrada estanque: 1 altura de velocidad.

$$hf_s = 0,027 * \frac{39 * 12}{3,068} * \frac{0,79^2}{2 * 32,2} + \frac{0,8^2}{2 * 32,2} = 0,051 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

Finalmente:

$$\Delta H = 13,12 + 0,002 + 0,051 = 13,17 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

$$Potencia = \frac{\Delta H * \rho * Q}{550 * \eta} * 1,1 = \frac{13,17 * 62,4 * 0,041}{550 * 0,6} * 1,1 = 0,11 hp$$

Tipo de Bomba Centrífuga, caudal 4,2 m<sup>3</sup>/hr, acero inoxidable y de 0,5 HP.

<sup>22</sup> Referencia [12]. Página 106.



### 6.1.9.- Bomba de Alimentación al Filtro.

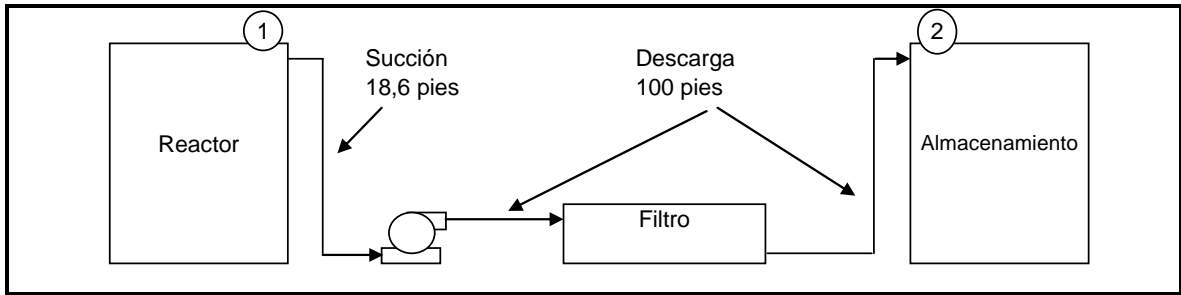


Figura 6.8: Esquema para el cálculo de potencia de bomba de alimentación filtro.

Tomando los puntos 1, 2, succión y descarga para Bernoulli:

$$B_D - B_S = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + hf_s + hf_D + \frac{\Delta P_F}{\rho}$$

Si consideramos que:

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, \text{ por ser estanques atmosféricos.}$$

$$\frac{\Delta V^2}{2g_c} \text{ es despreciable.}$$

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} = 0, \text{ ya que el punto 1 y el punto 2 tienen la misma altura.}$$

$$\frac{\Delta P_F}{\rho} \text{ Presión de operación del Filtro.}$$

Finalmente nos queda:

$$\Delta H = B_D - B_S = hf_s + hf_D + \frac{\Delta P_F}{\rho}$$

Para la succión y descarga se va a considerar cañería 40 ST, con un diámetro nominal de 5 pulgadas. Se van a suponer las propiedades del agua para todos los cálculos. El filtro opera a una presión de 70 psi. Velocidad dentro de la cañería en la succión y descarga:

$$V = \frac{0,07768}{\pi * \left(\frac{5,017}{12 * 2}\right)^2} = 0,566 \frac{pie}{s}$$

$$Re = \frac{5,017 * 0,566 * 62,4}{12 * 6,72 * 10^4} = 21.968$$

$\varepsilon/D$ : 0,00032 (para acero comercial).

f: 0,026 (factor de fricción)

**Perdidas en succión:**

Longitud cañería: 18,06 pies.

2 Codos estándar: 32 pies.

$$hf_s = 0,026 * \frac{50,06 * 12}{5,017} * \frac{0,566^2}{2 * 32,2} = 0,016 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

**Perdidas en descarga:**

Longitud cañería: 100 pies.

2 Codos estándar: 32 pies.

Entrada estanque: 1 altura de velocidad.

$$hf_s = 0,026 * \frac{132 * 12}{5,017} * \frac{0,566^2}{2 * 32,2} + \frac{0,566^2}{2 * 32,2} = 0,046 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

**Presión de operación del filtro (70 psi):**

$$\frac{\Delta P_F}{\rho} = \frac{70 * 144}{62,4} = 161,53 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

Finalmente:

$$\Delta H = 0,016 + 0,046 + 161,53 = 161,6 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

$$Potencia = \frac{\Delta H * \rho * Q}{550 * \eta} * 1,1 = \frac{161,6 * 62,4 * 0,07}{550 * 0,6} * 1,1 = 2,6hp$$

Tipo de Bomba Peristáltica, caudal 7,2 m<sup>3</sup>/hr, acero inoxidable y de 3 HP.

### **6.1.10.- Filtro.**

El filtro estará ubicado después de la primera etapa de degradación, en la cual debiera generarse la mayor cantidad de precipitado. Minera Florida Ltda. encargó recomendaciones de filtros a algunas empresas distribuidoras. El filtro seleccionado fue el “Delkor Press 1000x20-30”, el cual tiene las siguientes características:

- Marco principal, acero carbono y pintado con pintura epóxica.
- Diseño de barra lateral.
- Movimiento y arreglo de platos con cilindro hidráulico.
- Mecanismo automático de cambio de plato
- Platos de polipropileno: 20 platos, 1000x1000mm expandible a 30 platos.
- Grosor de la cámara 32mm.
- Pack de potencia hidráulica con motor eléctrico.
- Set de telas filtrantes.

Además cuenta con un panel de control PLC e incluye los manifold y las válvulas.

### **6.1.11.- Piscina de Contención.**

La piscina de contención debe contener a todos los equipos, teniendo una altura mínima de medio metro de altura. Además, esta piscina debe estar impermeabilizada completamente. Para este caso se puede utilizar una superficie de Caucho Natural.

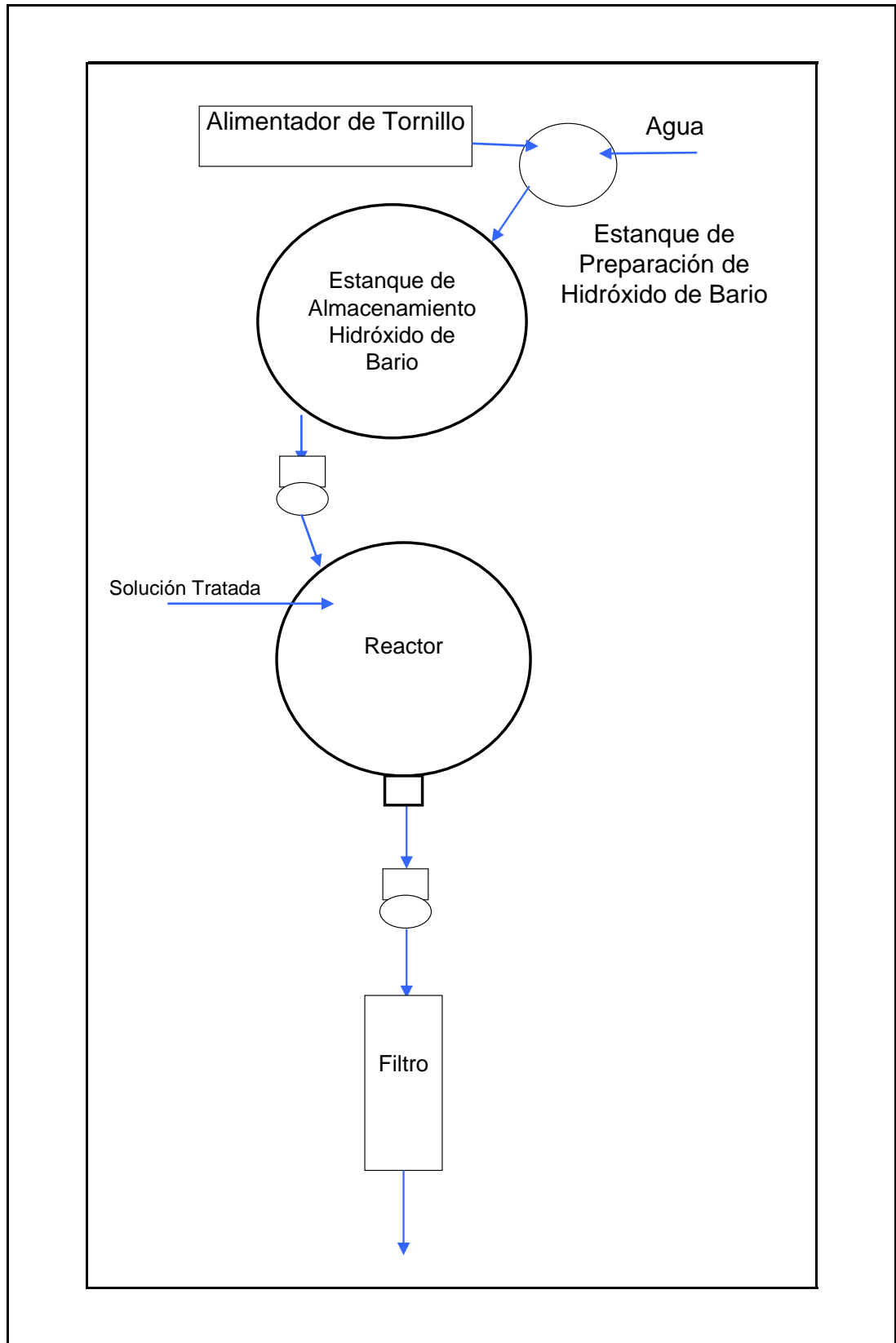


Figura 6.9: Layout Alternativa 1.

## **6.2.- Alternativa 2, Peróxido de Hidrógeno.**

### **6.2.1.- Almacenamiento y Distribución de Peróxido de Hidrógeno.**

Para este proceso es necesario contar con un sistema de almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno, esto debido a que el consumo volumétrico es bastante alto. El diseño del sistema de almacenamiento y distribución del Peróxido de Hidrógeno lo hace el proveedor, tanto para los isotanques como las líneas de alimentación del proceso.

Los isotanques de almacenamiento van a ser proporcionados por el proveedor de Peróxido de Hidrógeno, en este caso SUN S.A.. Estos tienen el mismo diseño de los isotanques ocupados por SUN S.A. para almacenamiento en su planta de Santiago. Las líneas y las bombas también son proporcionadas por SUN S.A..

SUN S.A. se encarga también del montaje y puesta en marcha de todos los equipos relacionados con el almacenamiento y la distribución, incluido las bombas. Algunas de las principales características de los equipos utilizados se incluyen en el Anexo D (página 190).

### 6.2.2.- Reactores.

Los dos reactores son estanques cilíndricos verticales con agitación y son iguales. Tienen un volumen de tratamiento de 44 m<sup>3</sup> y sus medidas son 4 m de diámetro y 4 m de altura. La alimentación de Solución Pobre es a través de una tubería que entra por el tope del reactor, llegando hasta una profundidad de 3 m por dentro del reactor (Downcomer).

La alimentación de Peróxido de Hidrógeno es a través de una cañería que va a llegar a 3 metros de profundidad del reactor (Downcomer). Esto para asegurar una buena homogeneidad en la distribución del Peróxido de Hidrógeno dentro del reactor y de esta manera lograr un buen mezclamiento con la solución pobre dentro del reactor.

La descarga de la solución en ambos reactores es por rebose en el tope del reactor. Este rebose se encuentra a 0,5 m del tope. El reactor debe contar con un medidor de pH para tener un control de esta variable y de esta manera prevenir la formación de HCN<sup>-</sup>. Además, debe tener un medidor de temperatura.

Los reactores tienen cuatro baffles equidistantes para asegurar una buena distribución de la solución pobre y el Peróxido de Hidrógeno. De esta manera, se asegura la no formación de un vórtice. Estos baffles tienen una longitud igual al 10% del diámetro de los reactores (40 cm).

$$\tau = \frac{44}{11} = 4hr \text{ (Tiempo de residencia de cada reactor)}$$

Los reactores cuentan con una entrada para hombre en la parte baja. Esto para realizar un mantenimiento y limpieza periódica de los reactores.

A través de búsqueda bibliográfica sobre compatibilidad entre materiales y Peróxido de Hidrógeno, se llegó a la conclusión de que el material más conveniente para el reactor es Acero Carbono por su resistencia estructural y recubierto interiormente con HDPE<sup>23</sup>.

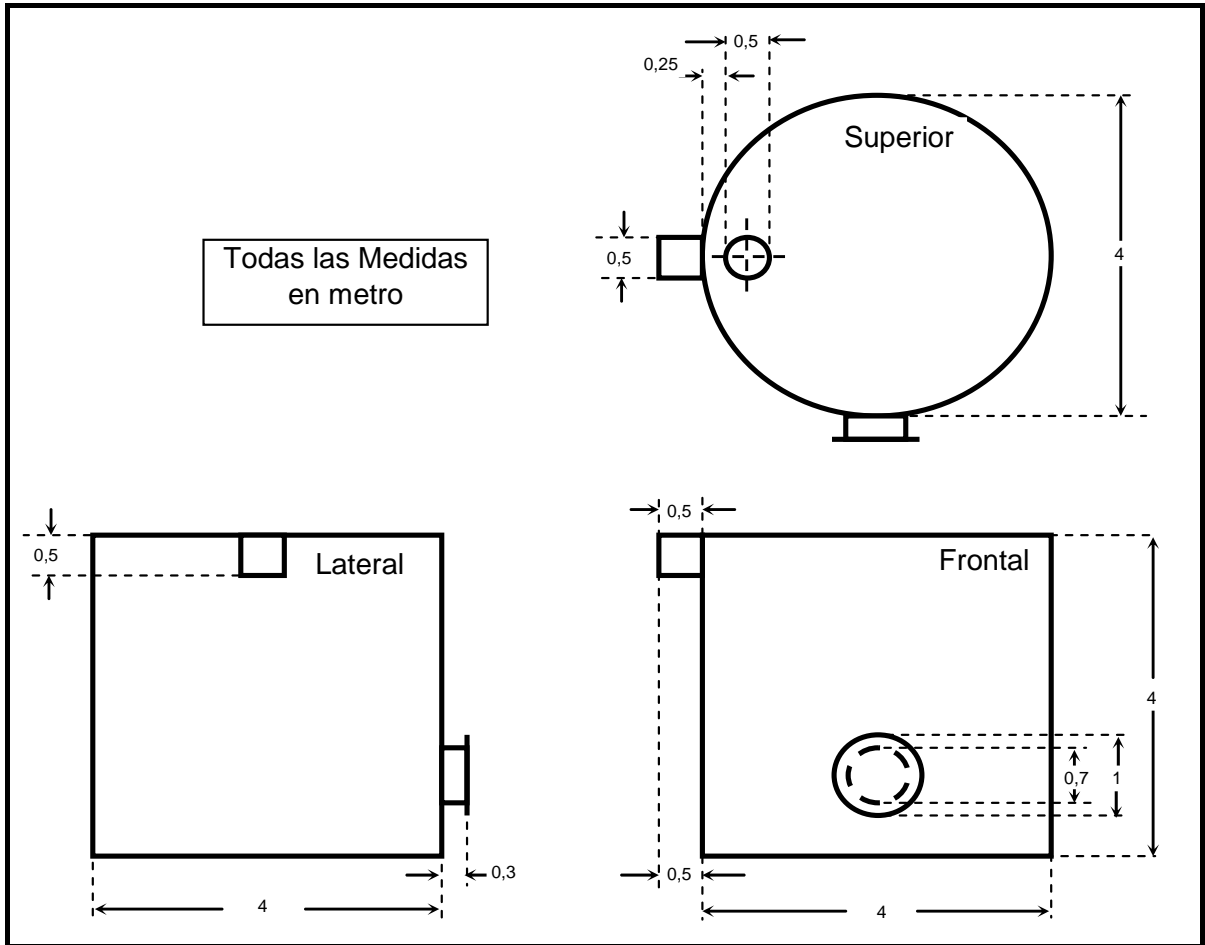


Figura 6.10: Medidas de los reactores de degradación de cianuro con Peróxido de Hidrógeno.

<sup>23</sup> Referencia [9]. Página R-1 a R-10.

### 6.2.3.- Agitadores.

Los agitadores son iguales para los dos reactores y son de tipo propulsor marino de Acero Carbono recubiertos con HDPE. Se van a considerar las propiedades físicas del agua. En este caso, la velocidad del agitador (N) va a ser de 60 rpm.

Calculo de diámetro del agitador.

$$D = \frac{1}{3} * 4 = 1,33m = 52,5 \text{ pulg}$$

Tabla 6.8: Medidas de las características geométricas del reactor.				
Característica	Simbolo	SI (m)	S Ingles (pie)	S Ingles (pulg)
<b>Reactor</b>				
Diametro Estanque	T	4	13,12	157,48
Ancho de Baffles	B	0,4	1,31	15,75
Profundidad del Liquido	H	3,6	11,81	141,73
<b>Agitador</b>				
Diametro Agitador	D	1,3	4,37	52,49
Ancho de Hoja	W	0,4	1,31	15,75
Largo de Hoja	L	0,6	1,97	23,62
Distancia entre Agitador y Fondo	Z	1,3	4,37	52,49

$$N_{Re} = \frac{D^2 * N * \rho B}{\mu B} = \frac{4,37^2 * 3.600 * 62,4}{1,318} = 3.259.017$$

Tabla 6.9: Valores de los factores para Np.			
	Factores	Relaciones	Valores
	S1	T/D	3
	S2	Z/D	1
	S3	L/D	0,45
	S4	D/W	3,33
	S5	T/B	10
	S6	H/D	2,7
	S7	Nº de Hojas	3
	S8	Pitch	2D
	S9	Nº de Baffles	4

$$P = \frac{N_p * \rho B * N^3 * D^5}{g_c * 550 * 0,8} = \frac{0,9 * 62,4 * 1^3 * 4,37^5}{32,2 * 550 * 0,8} = 6,35hp$$

Los agitadores deben tener una potencia de 7 HP cada uno.



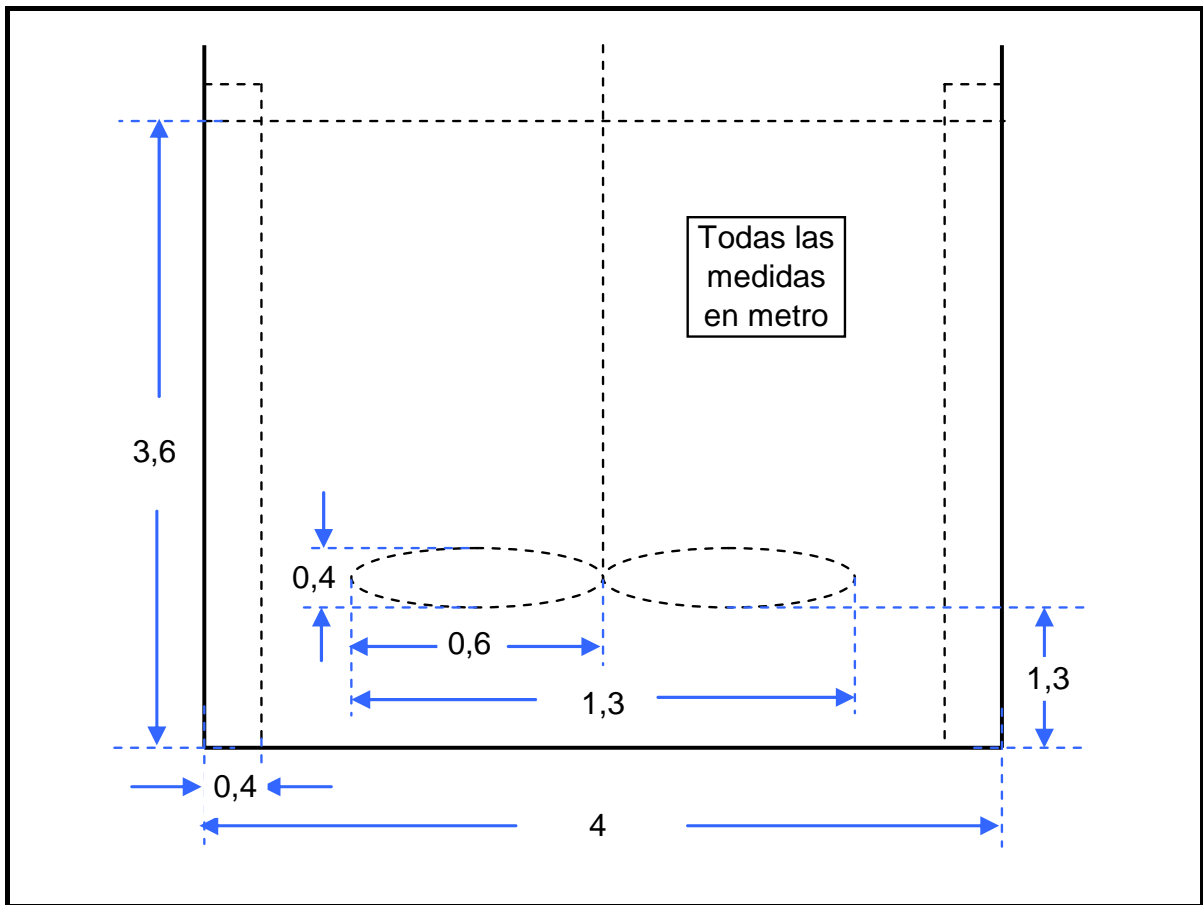


Figura 6.11: Medidas para el diseño del agitador de los reactores de degradación de cianuro con Peróxido de Hidrógeno.

### 6.2.4.- Bomba de Alimentación al Filtro.

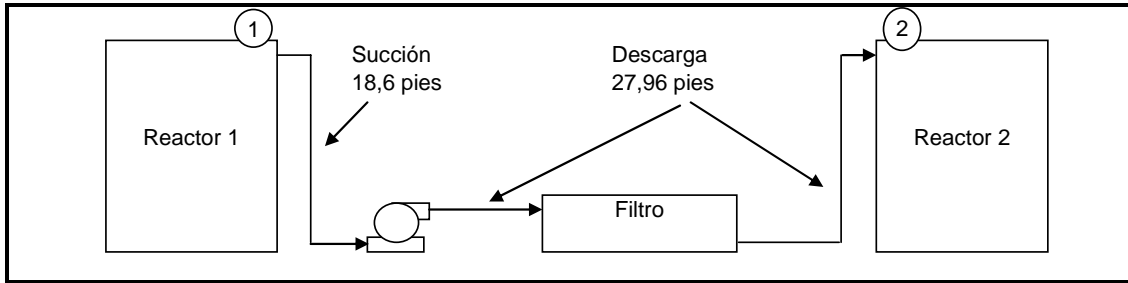


Figura 6.12: Esquema para el cálculo de potencia de bomba de alimentación filtro.

Tomando los puntos 1, 2, succión y descarga para Bernoulli:

$$B_D - B_S = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + hf_s + hf_D + \frac{\Delta P_F}{\rho}$$

Si consideramos que:

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, \text{ por ser estanques atmosféricos.}$$

$$\frac{\Delta V^2}{2g_c} \text{ es despreciable.}$$

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} = 0, \text{ ya que el punto 1 y el punto 2 tienen la misma altura.}$$

$$\frac{\Delta P_F}{\rho}: \text{ Presión de operación del Filtro.}$$

Finalmente queda:

$$\Delta H = B_D - B_S = hf_s + hf_D + \frac{\Delta P_F}{\rho}$$

Para la succión y descarga se va a considerar cañería 40 ST, con un diámetro nominal de 5 pulgadas. Se van a suponer las propiedades del agua para todos los cálculos. Presión de operación del filtro es 70 psi. Para la velocidad dentro de la cañería en la succión y descarga:

$$V = \frac{0,108}{\pi * \left(\frac{5,017}{12 * 2}\right)^2} = 0,79 \frac{pie}{s}$$

$$Re = \frac{5,017 * 0,79 * 62,4}{12 * 6,72 * 10^4} = 30670$$

$\varepsilon/D$ : 0,00032 (para acero comercial).

f: 0,026 (factor de fricción)

**Perdidas en succión:**

Longitud cañería: 18,06 pies.

2 Codos estándar: 32 pies.

$$hf_s = 0,026 * \frac{50,06 * 12}{5,017} * \frac{0,79^2}{2 * 32,2} = 0,031 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

**Perdidas en descarga:**

Longitud cañería: 27,96 pies.

2 Codos estándar: 32 pies.

Entrada estanque: 1 altura de velocidad.

$$hf_s = 0,026 * \frac{59,96 * 12}{5,017} * \frac{0,79^2}{2 * 32,2} + \frac{0,79^2}{2 * 32,2} = 0,046 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

**Presión de operación del filtro(70 psi):**

$$\frac{\Delta P_F}{\rho} = \frac{70 * 144}{62,4} = 161,53 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

Finalmente:

$$\Delta H = 0,031 + 0,046 + 161,53 = 161,6 \frac{pie * lbf}{lbm}$$

$$Potencia = \frac{\Delta H * \rho * Q}{550 * \eta} * 1,1 = \frac{161,6 * 62,4 * 0,108}{550 * 0,6} * 1,1 = 3,63$$

Tipo de Bomba Peristáltica, caudal 11 m<sup>3</sup>/hr, acero inoxidable y de 4HP.

### **6.2.5.- Filtro.**

Es el mismo filtro considerado para la alternativa 1, “Delkor Press 1000x20-30”.

### **6.2.6.- Piscina de Contención.**

Dentro de las consideraciones de diseño que se deben tener en cuenta, es de bastante importancia que las instalaciones, tanto como para el almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno, como para el proceso de degradación de cianuro en si, deban localizarse dentro de un área encerrada por un dique para contener cualquier derrame que pueda ocurrir

Esta área encerrada por el dique debe tener un drenaje controlado, normalmente cerrado, para permitir la dilución y el lavado de cualquier derrame de alguna solución de Peróxido de Hidrógeno. El drenaje de Peróxido de Hidrógeno no debe contener ningún material orgánico. En los confines restringidos del drenaje, el espacio de gas arriba del líquido será enriquecido de oxígeno.

Si se agrega Peróxido de Hidrógeno a cualquier sustancia orgánica en este drenaje puede presentar un riesgo importante de explosión en la fase de vaporización. Por consiguiente, segregue los drenajes del Peróxido de Hidrógeno y de los compuestos orgánicos. Una manguera de agua, una ducha o regadera de seguridad y una estación de lavado de ojos deben instalarse muy cerca del área de almacenamiento.

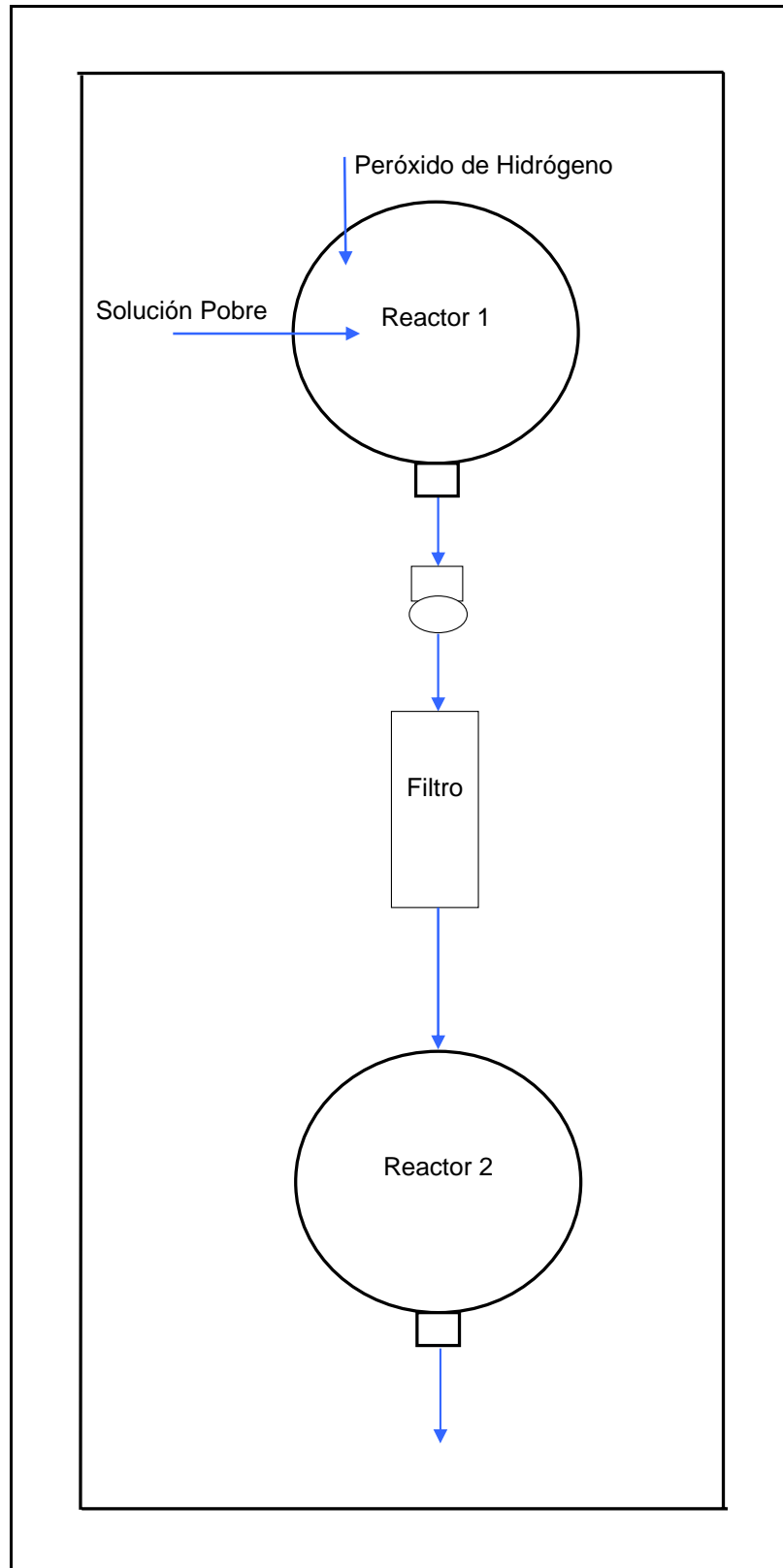


Figura 6.13: Layout alternativa 2.

## **6.3.- Alternativa 3, Los Tratamientos Combinados.**

### **6.3.1.- Equipos.**

Para esta alternativa se van a considerar los mismos diseños de las alternativas 1 y 2. Esto por si falla alguno de los tratamientos, el otro pueda operar a toda capacidad.

Los equipos son:

- 2 Reactores de 44 m<sup>3</sup>, acero carbono con revestimiento, con agitadores de 7 HP.
- 1 Reactor de 25 m<sup>3</sup>, acero carbono con revestimiento, con agitador de 2 HP.
- 1 Estanque para preparación de Hidróxido de Bario, de 2,64 m<sup>3</sup>, acero carbono con revestimiento, con agitador de 0,25 HP.
- 1 Estanque de almacenamiento de Hidróxido de Bario, de 44 m<sup>3</sup>, acero carbono con revestimiento, con agitador de 7 HP.
- 1 Alimentador de Tornillo “Summerlot Twin” de 12" X 14'.
- Bomba Centrífuga, caudal 4,2 m<sup>3</sup>/hr, acero inoxidable y de 0,5 HP.
- Bomba Peristáltica, caudal 7,2 m<sup>3</sup>/hr, acero inoxidable y de 3 HP.
- Bomba Peristáltica, caudal 11 m<sup>3</sup>/hr, acero inoxidable y de 4 HP.
- 2 Filtros “Delkor Press 1000x20-30”.
- Bomba Centrífuga, caudal 3,8 m<sup>3</sup>/hr, acero inoxidable y de 0,5 HP.

### **6.3.2.- Piscina de Contención.**

La piscina de contención debe tener las mismas características que la piscina de la alternativa 2, ya que en este proceso también se va a utilizar Peróxido de Hidrógeno. Con las mismas consideraciones para el drenaje e instalaciones de seguridad.

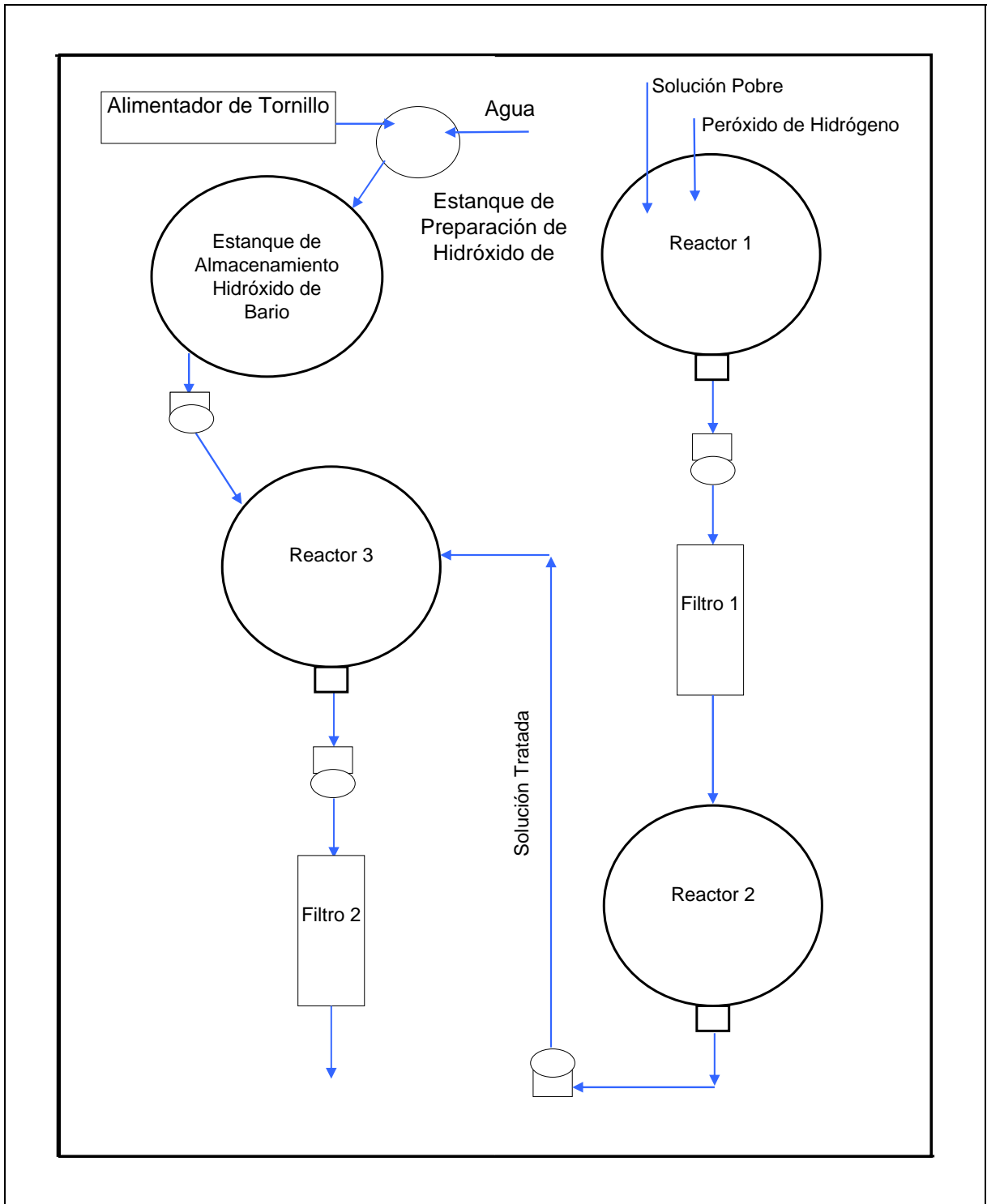


Figura 6.14: Layout alternativa 3.

# Capítulo 7

---

## **Evaluación Económica.**



## 7.1.- Alternativa 1, Hidróxido de Bario Octa-hidratado.

### 7.1.1.- Estimación de Costo de Equipos.

#### 7.1.1.1.- Costo de Reactor.

Como el reactor es un estanque cilíndrico vertical con agitación, el costo se basará en este tipo de estanques. Existen gráficos que relacionan el volumen del estanque con el costo y el material de construcción<sup>24</sup>. Uno de estos gráficos se utilizó para estimar el costo del reactor.

El volumen del reactor es de 25 m<sup>3</sup>. A través de la Figura E.1 (Anexo E, página 194) se tiene que el costo estimado para un estanque con agitación incluida y de acero carbono es de aproximadamente US\$ 35.000. Por lo tanto:

La Figura E.1 entrega el costo para el año 2002, el cual debe ser actualizado. La actualización del costo se hace a través de los índices de Marshall & Swift de costo de equipamiento<sup>25</sup>. En el caso del índice del 2007, se va a utilizar el índice del primer cuarto del 2007.

$$\text{Costo.Est} = 35.000 * \frac{1362,7}{1104,2} = 43.193,7.\text{dolares}$$

Además, se supone un 20% del costo de los estanque para aranceles, transporte y seguros.

$$\text{Costo.Est} = 43.193,7 * 1.2 = 51.832,4.\text{dolares}$$

---

<sup>24</sup> Referencia [13]. Página .

<sup>25</sup> Referencia [14]. Página 68.

### **7.1.1.2.- Costo de Estanque Preparación Hidróxido de Bario.**

El volumen del estanque es de 2,65 m<sup>3</sup> y es de acero carbono. El costo es de aproximadamente US\$ 10.000. Por lo tanto:

$$\text{Costo.Est} = 10.000 * \frac{1362,7}{1104,2} * 1.2 = 14.809,3.\text{dolares}$$

### **7.1.1.3.- Costo de Estanque Almacenamiento Hidróxido de Bario.**

El volumen del estanque es de 44 m<sup>3</sup> cada uno, es de acero carbono y su costo es de aproximadamente US\$ 50.000. Además, se supone un 20% del costo de los estanque para aranceles, transporte y seguros. Por lo tanto:

$$\text{Costo.Est} = 50.000 * \frac{1362,7}{1104,2} * 1.2 = 74.046,4.\text{dolares}$$

### **7.1.1.4.- Alimentador de Tornillo.**

Cotización en Fedequip (<http://www.fedequip.com>) 16.000 dólares. A este valor se le debe agregar los costos de aranceles, transporte y seguros. Estos van a ser el 20% del costo del equipo.

$$\text{Costo.Ali} = 16.000 * 1.2 = 19.200.\text{dolares}$$

### 7.1.1.5.- Costo de Filtro.

Cotización realizada por Minera Florida Ltda..

Tabla 7.1: Costo de Filtro Prensa	
Componentes	Costo US\$
Filtro Prensa Delkor	99.300
Panel de Control con PLC	12.000
Manifold y Valvulas	14.700
Repuestos puesta en marcha	1.500
Repuestos primer año	14.700
<b>Total</b>	<b>142.200</b>

Además, se supone un 20% del costo total del filtro para aranceles, transporte y seguros.

$$\text{Costo.Est} = 142.200 * 1.2 = 170.640.\text{dolares}$$

### 7.1.1.6.- Costo de Bombas.

Cotización realizada por Minera Florida Ltda..

- Bomba alimentación de Hidróxido de Bario: 360 dólares (en Chile, IVA incluido).
- Costo Bomba de Alimentación al Filtro: 4.000 dólares. Se supone un 20% del costo total del filtro para aranceles, transporte y seguros.

$$\text{Costo.Est} = 4.000 * 1.2 = 4.800.\text{dolares}$$

## 7.1.2.- Capital de Inversión.

### 7.1.2.1.- Capital Fijo.

El capital fijo se va a estimar con el Método de los Porcentajes<sup>26</sup>. Estas son estimaciones preliminares y se requieren los costos de los equipos principales, en este caso del reactor, el estanque, el filtro y las bombas. A través de porcentajes se estiman los gastos en instrumentación, piping, sistema eléctrico, etc. El método de los Porcentajes tiene un rango de exactitud de +/- 20 a 30%. El porcentaje se aplica al costo de los equipos puestos en la planta (esto es incluyendo los gastos de transporte, seguros e impuestos). En este caso se van a utilizar los valores para plantas con procesos sólido-líquido.

Tabla 7.2: Capital Fijo de alternativa 1 utilizando el Método de Porcentajes.		
Item	Porcentaje %	Costo US\$
<b>Costos Directos</b>		
Equipos principales comprados		279.742,6
Gastos de Transporte, Seguros e Impuestos		55.945,5
Sub-Total		335.668,1
Instalación de equipos comprados	39	130.918,4
Instrumentacion	26	87.278,9
Piping	31	104.063,3
Sistema eléctrico	10	33.568,8
Mejoras de Suelo	12	40.282,6
Total Costos Directos		731.800,1
<b>Costos Indirectos</b>		
Ingeniería y Supervisión	32	107.420,2
Gastos de construcción	34	114.134
Gastos legales	4	13.427,5
Honorarios de contratista	19	63.780,7
Contingencia	37	124.204,6
Total Costos Indirectos		422.967
<b>Total Capital Fijo</b>		<b>1.154.767,1</b>

<sup>26</sup> Referencia [13]. Página .

### 7.1.2.2.- Capital de Trabajo.

El capital de trabajo son los gastos necesarios para que la planta comience a funcionar. Estos gastos incluyen las materias primas e insumos, pagos de sueldo y todo gasto operacional que se necesite, para un tiempo determinado. En este caso se tomaran dos meses de operación.

$$Cap.Trabajo = \frac{3.378.520,5}{12} * 2 = 563.086,7.dolares$$

#### 7.1.2.2.1.- Costos Puesta en Marcha.

Los gastos de la puesta en marcha pueden ir como parte de la inversión requerida o como un gasto del primer año de operación de la planta dependiendo de las políticas de la empresa. Estos gastos pueden alcanzar de 8 a 10% del capital fijo. En este va a ser un 10%.

$$Costo = 1.154.767,1 * 0.1 = 115.476,71.dolares$$

### 7.1.2.3.- Capital de Inversión Total.

El capital de inversión total se obtiene sumando el capital fijo y el capital de trabajo, donde este ultimo incluye los costos de puesta en marcha de la planta.

Tabla 7.3: Capital de Inversión Total de alternativa 1.	
Item	Costo US\$
Capital Fijo	1.154.767,1
Capital de Trabajo	563.086,7
Costos Puesta en Marcha	114.476,7
<b>Capital de Inversión Total</b>	<b>1.832.330,5</b>

### 7.1.3.- Costo de Operación.

Comprenden todos los gastos relacionados con la operación de la planta. En este caso se dividen en costos directos e indirectos.

#### 7.1.3.1.- Costos Directos.

También llamados costos variables. Incluyen todos los gastos directamente relacionados con la operación de la planta.

##### 7.1.3.1.1.- Materias Primas.

Para este tratamiento, además de considerar los gastos en consumo de Hidróxido de Bario Octa-hidratado, debemos tomar en cuenta los gastos en materias primas del proceso INCO. Esto debido a que esta alternativa de tratamiento es posterior al Proceso INCO.

Para tener una idea del consumo de Metabisulfito de Sodio y Soda Cáustica se hizo un seguimiento de su consumo durante un periodo de 6 meses (Enero a Junio de 2007).

Tabla 7.4: Consumo de Metabisulfito de Sodio y Soda Cáustica.

Mes	Cianuro Libre (g/l)	Metabisulfito de Sodio (Ton)	Soda Cáustica (Ton)
Enero	2,32	65	27,72
Febrero	2,72	69	26,51
Marzo	3,63	77	30,21
Abril	4,07	81	32,86
Mayo	4,51	82	28,78
Junio	3,49	68	25,58

Además, la Tabla 7.5 muestra la concentración de cianuro libre en cada mes. Para los cálculos de costos del consumo de Metabisulfito de Sodio y Soda Cáustica se toma en cuenta el mes que tiene la concentración de cianuro libre más alta. En esta caso el mes de mayo con una concentración de 4,51 g/l y esta se va a extender al año.

Tabla 7.5: Costo de reactivos, Minera Florida.	
Reactivo	Costo (US\$/Ton)
Metabisulfito de Sodio	461,53
Soda Cáustica	361,53
Hidróxido de Bario Octa-hidratado	1500

Costo anual de Metabisulfito de Sodio y Soda Cáustica:

$$\text{Costo} = (82 * 461,53 + 28,78 * 361,53) * 12 = 579.003,48.\text{dolares}$$

Para el consumo de Hidróxido de Bario Octa-hidratado se asume una concentración de sulfatos en la Solución Tratada de 17.000 ppm y utilizando los resultados del balance de masa, además de un flujo de 3,74 m<sup>3</sup>/hr y que va a funcionar las 24 horas del día, 350 días al año, tenemos, anualmente:

$$\text{Consumo} = \frac{208,953 * 24 * 350}{1000} = 1.755,2.\text{ton}$$

$$\text{Costo} = 1.755,2 * 1.500 = 2.632.807,8.\text{dolares}$$

Finalmente, juntando los costos en materias primas del Proceso INCO con los del tratamiento de la Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado tenemos el siguiente costo anual:

$$\text{Costo} = 579.003,48 + 2.632.807,8 = 3.211.811,3.\text{dolares}$$

### 7.1.3.1.2.- Personal y Supervisión.

Dentro del personal se considera un operario a tiempo completo por turno, siendo tres turnos diarios, más un cuarto operario en descanso. En relación a la supervisión, se cuenta con un supervisor de área, el cual va a dedicar un día a la semana en el tratamiento de la Solución Pobre, por lo tanto se considera solo la quinta parte del sueldo del supervisor.

Cargo	N° Personas	Costo Mensual (US\$)	Costo Anual (US\$)
Supervisor	1	800	9.600
Operario	4	5.200	62.400
<b>Total</b>			<b>72.000</b>

### 7.1.3.1.3.- Servicios.

Dentro de los servicios solo se va a considerar el servicio eléctrico ya que no se utiliza otro servicio en el tratamiento. Dentro del servicio eléctrico están las bombas del proceso y los agitadores de los reactores. Estos equipos van a funcionar 24 horas al día, 350 días al año. Además, se considera la iluminación del área de trabajo, la cual va a funcionar un promedio de 12 horas diarias los 365 días del año. El costo del kilowatt-hora es 11 centavos de dólar.

Fuente	Cantidad	Potencia (KW)	Costo Anual (US\$)
Bomba Ali. Ba(OH) <sub>2</sub>	1	0,373	313,3
Bomba Ali. Filtro	1	3	1.879,9
Agitador Reactor	1	1,492	1.253,3
Agitador Estanque P.	1	0,186	156,6
Agitador Estanque Al.	1	5,22	4.386,5
Motor Ali. Tornillo	1	3,73	3.133,2
Tubo Fluorescente	8	0,04	140,2
Poste	2	0,4	350,4
<b>Total</b>			<b>11.613,4</b>



#### **7.1.3.1.4.- Mantenimiento y Reparación.**

El costo de mantenimiento y reparación se puede estimar a través de un porcentaje del valor físico de la planta. En este caso, se puede considerar un porcentaje bajo (4%) ya que la planta no tiene equipos delicados o materiales de alto costo.

$$\text{Costo} = 1.166.175,7 * 0.04 = 46.647.\text{dolares}$$

#### **7.1.3.1.5.- Suministros de Operación.**

En las operaciones pueden ser muchos los suministros necesarios para operar la planta que no pueden ser considerados como materias primas. Dentro de estos suministros se encuentran, por ejemplo, las telas de reposición para el filtro. En este caso, como las telas tienen un costo alto, supondremos un porcentaje mayor al 15% de mantenimiento y reparación que se usa habitualmente. Este será un 40%.

$$\text{Costo} = 46.647,03 * 0.40 = 18.658,8.\text{dolares}$$

#### **7.1.3.1.6.- Laboratorio.**

El laboratorio realiza las pruebas diarias de medición de cianuro libre, cianuro total y leyes de metales. Para tener una estimación rápida este costo puede tomarse entre un 10 y 20% del costo de personal de la planta. En este caso utilizaremos un 20% del personal de la planta.

$$\text{Costo} = 72.000 * 0.20 = 14.400.\text{dolares}$$

### 7.1.3.2.- Costos Indirectos.

También llamados costos fijos. Son los gastos que siempre están presentes, aunque la planta esté parada. No dependen de la operación.

#### 7.1.3.2.1.- Seguros.

El Hidróxido de Bario no es un producto de riesgo, por lo tanto se va a considerar un 1% del valor de los equipos para seguros.

$$\text{Costo} = 339.004,5 * 0,01 = 3.390,04.\text{dolares}$$

#### 7.1.3.3.- Costos de Operación Total.

El costo de operación total se obtiene sumando los costos directos y los costos indirectos.

Tabla 7.8: Resumen de Costos de Operación de alternativa 1.	
Item	Costo Anual US\$
<b>Costos Directos</b>	
Materias Primas	3.211.811,3
Personal y Supervisión	72.000
Servicios	11.613
Mantenimiento y Reparación	46.647
Suministros de Operación	18.658,8
Laboratorio	14.400
Total Costos Directos	3.375.130,5
<b>Costos Indirectos</b>	
Seguros	3.390
Total Costos Indirectos	3.390
<b>Total Costos de Operación</b>	
	3.378.520,5

## **7.2.- Alternativa 2, Peróxido de Hidrógeno.**

### **7.2.1.- Estimación de Costo de Equipos.**

#### **7.2.1.1.- Costo de Reactores.**

El volumen de los reactores es de 44 m<sup>3</sup> cada uno, son de acero carbono y su costo es de aproximadamente US\$ 50.000. Además, se supone un 20% del costo de los estanque para aranceles, transporte y seguros. Por lo tanto:

$$\text{Costo.Est} = 2 * 50.000 * \frac{1362,7}{1104,2} * 1.2 = 148.092,7 \text{ dolares}$$

#### **7.2.1.2.- Costo de Filtro.**

El costo del Filtro es el mismo que para la alternativa, ya que es el mismo filtro.

$$\text{Costo.Est} = 142.200 * 1.2 = 170.640 \text{ dolares}$$

#### **7.2.1.3.- Costo de Bomba.**

Cotización realizada por Minera Florida Ltda.. Costo Bomba de Alimentación al Filtro: 5.000 dólares. Se supone un 20% del costo total del filtro para impuestos, transporte y seguros.

$$\text{Costo.Est} = 5.000 * 1.2 = 6.000 \text{ dolares}$$

## 7.2.2.- Capital de Inversión.

### 7.2.2.1.- Capital Fijo.

El capital de inversión se va a estimar con el Método de los Porcentajes. En este caso se van a utilizar los valores para plantas con procesos sólido-líquido.

Tabla 7.9: Capital Fijo de alternativa 2 utilizando el Método de Porcentajes.		
Item	Porcentaje %	Costo US\$
<b>Costos Directos</b>		
Equipos principales comprados		270.610,6
Gastos de Transporte, Seguros e Impuestos		54.122,1
Sub-Total		324.732,7
Instalación de equipos comprados	39	126.645,8
Instrumentacion	26	84.430,5
Piping	31	100.667,1
Sistema eléctrico	10	32.473,3
Mejoras de Suelo	12	38.967,9
Total Costos Directos		707.917,3
<b>Costos Indirectos</b>		
Ingeniería y Supervisión	32	103.914,5
Gastos de construcción	34	110.409,1
Gastos legales	4	12.989,3
Honorarios de contratista	19	61.699,2
Contingencia	37	120.151,1
Total Costos Indirectos		409.163,2
<b>Total Capital Fijo</b>		<b>1.117.080,6</b>

### 7.2.2.2.- Capital de Trabajo.

$$Cap.Trabajo = \frac{1.092.954}{6} = 182.159.dolares$$

### 7.2.2.2.1.- Costos Puesta en Marcha.

$$Costo = 1.117.080,6 * 0.1 = 111.708,06.dolares$$

### 7.2.2.3.- Capital de Inversión Total.

El capital de inversión total se obtiene sumando el capital fijo y el capital de trabajo, donde este ultimo incluye los costos de puesta en marcha de la planta.

Tabla 7.10: Capital de Inversión Total de alternativa 2.	
Item	Costo US\$
Capital Fijo	1.117.080,6
Capital de Trabajo	182.159,0
Costos Puesta en Marcha	111.708,06
<b>Capital de Inversión Total</b>	<b>1.410.948</b>

## 7.2.5.- Costo de Operación.

### 7.2.5.1.- Costos Directos.

#### 7.2.5.1.1.- Materias Primas.

Costo de Peróxido de Hidrógeno al 50%, utilizando la concentración del mes de mayo y los valores de la Tabla 5.3 del balance de masa. Además, considerando un 20% de exceso y que trabaja las 24 horas del día y 350 días al año:

$$\text{Consumo} = \frac{\left(\frac{94.388,22}{0,5}\right) * 24 * 350}{1.000.000} = 1.585,72 \text{ ton}$$

$$\text{Costo.Anual} = 1.585,72 * 580 = 919.718,8 \text{ dolares}$$

#### 7.2.5.1.2.- Servicios.

Tabla 7.11: Consumo eléctrico de alternativa 2.

Fuente	Cantidad	Potencia (KW)	Costo Anual (US\$)
Bomba Sol. Pobre	1	0,746	626,6
Bomba Ali. Filtro	1	5,5	4.620
Agitador	2	5,6	9.408
Bomba Ali. H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	2	0,746	1.256,3
Tubo Fluorescente	8	0,04	140,2
Poste	2	0,4	350,4
<b>Total</b>			<b>16.401,5</b>

#### 7.2.5.1.3.- Personal y Supervisión.

$$\text{Per.y.Sup} = 72.000 \text{ dolares}$$

#### 7.2.5.1.4.- Mantenimiento y Reparación.

$$\text{Costo} = 1.141.770,8 * 0.04 = 45.670,8 \text{ dolares}$$

#### 7.2.5.1.5.- Suministros de Operación.

$$\text{Costo} = 45.670,8 * 0.40 = 18.268,32 \text{ dolares}$$

#### 7.2.5.1.6.- Laboratorio.

$$\text{Costo} = 72.000 * 0.20 = 14.400 \text{ dolares}$$

## 7.2.5.2.- Costos Indirectos.

### 7.2.5.2.1.- Seguros.

Debido a que el Peróxido de Hidrógeno es un producto de riesgo se va a considerar un 2% del valor de los equipos para seguros.

$$\text{Costo} = 324.732,7 * 0.02 = 6.494,6 \text{ dolares}$$

### 7.2.5.3.- Costos de Operación Total.

El costo de operación total se obtiene sumando los costos directos y los costos indirectos.

Tabla 7.12: Resumen de Costos de Operación de alternativa 2.	
Ítem	Costo Anual US\$
<b>Costos Directos</b>	
Materias Primas	919.718,8
Personal y Supervisión	72.000,0
Servicios	16.401,5
Mantenimiento y Reparación	45.670,8
Suministros de Operación	18.268,3
Laboratorio	14.400
Total Costos Directos	1.086.459,4
<b>Costos Indirectos</b>	
Seguros	6.494,6
Total Costos Indirectos	6.494,6
<b>Total Costos de Operación</b>	
	1.092.954,0

## **7.3.- Alternativa 3, Los Tratamientos Combinados.**

### **7.3.1.- Estimación de Costo de Equipos.**

Como para esta alternativa se van a considerar los mismos diseños de las alternativas 1 y 2, los costos de los equipos principales será la suma de los equipos de los dos procesos. Además, se va a añadir una bomba que cumple la función de traspasar la solución desde el proceso con Peróxido de Hidrógeno al de Hidróxido de Bario.

$$equipos = 335.668,1 + 324.732,7 = 660.400,8.dolares$$

#### **7.3.1.1.- Costo de Bombas.**

Cotización realizada por Minera Florida Ltda.. Bomba alimentación de traspaso: 360 dólares (en Chile, IVA incluido).



### 7.3.2.- Capital de Inversión.

#### 7.3.2.1.- Capital Fijo.

El capital de inversión se va a estimar con el Método de los Porcentajes. En este caso se van a utilizar los valores para plantas con procesos sólido-líquido.

Tabla 7.13: Capital Fijo de alternativa 3 utilizando el Método de Porcentajes.		
Item	Porcentaje %	Costo US\$
<b>Costos Directos</b>		
Equipos principales comprados		550.655,7
Gastos de Transporte, Seguros e Impuestos		109.802,6
	Sub-Total	660.458,3
Instalación de equipos comprados	39	257.578,7
Instrumentacion	26	171.719,2
Piping	31	204.742,1
Sistema eléctrico	10	66.045,8
Mejoras de Suelo	12	79.255
	Total Costos Directos	1.439.799,1
<b>Costos Indirectos</b>		
Ingeniería y Supervisión	32	211.346,7
Gastos de construcción	34	224.555,8
Gastos legales	4	26.418,3
Honorarios de contratista	19	125.487,1
Contingencia	37	244.369,6
	Total Costos Indirectos	832.177,5
	<b>Total Capital Fijo</b>	<b>2.271.976,5</b>

### 7.3.2.2.- Capital de Trabajo.

$$\text{Cap.Trabajo} = \frac{1.722.733,2}{12} * 2 = 287.122,2.\text{dolares}$$

#### 7.3.2.2.1.- Costos Puesta en Marcha.

$$\text{Costo} = 2.271.976,5 * 0.1 = 227.197,65.\text{dolares}$$

### 7.3.2.3.- Capital de Inversión Total.

El capital de inversión total se obtiene sumando el capital fijo y el capital de trabajo, donde este ultimo incluye los costos de puesta en marcha de la planta.

Tabla 7.14: Capital de Inversión Total de alternativa 3.	
Item	Costo US\$
Capital Fijo	2.271.976,5
Capital de Trabajo	287.122,2
Costos Puesta en Marcha	227.197,65
<b>Capital de Inversión Total</b>	<b>2.786.296,4</b>

### 7.3.5.- Costo de Operación.

#### 7.3.5.1.- Costos Directos.

##### 7.3.5.1.1.- Materias Primas.

Costo anual de Metabisulfito de Sodio y Soda Cáustica para el tratamiento del 66% de la Solución Pobre, tomando en cuenta las concentraciones de Mayo:

$$\text{Costo} = (54,12 * 461,53 + 19 * 361,53) * 12 = 382.164,88.\text{dolares}$$

Costo de Peróxido de Hidrógeno al 50% para tratar el 34% de la Solución Pobre, utilizando la concentración del mes de mayo y los valores de la Tabla 5.15 del balance de masa. Además, considerando un 20% de exceso y que trabaja las 24 horas del día y 350 días al año:

$$\text{Consumo} = \frac{64,184 * 24 * 350}{1.000} = 539,15.\text{ton}$$

$$\text{Costo.Anual} = 539,15 * 580 = 312.704,45.\text{dolares}$$

Costo de tratar con Hidróxido de Bario Octa-hidratado el 34% de la solución proveniente del proceso con Peróxido de Hidrógeno, asumiendo una concentración de sulfatos de 5.000 ppm y utilizando los resultados del balance de masa, además de un flujo de 3,74 m<sup>3</sup>/hr y que va a funcionar las 24 horas del día, 350 días al año tenemos, anualmente:

$$\text{Consumo} = \frac{61,457 * 24 * 350}{1000} = 516,24.\text{ton}$$

$$\text{Costo} = 516,24 * 1.500 = 774.360.\text{dolares}$$

Finalmente, sumando los costos en materias primas del Proceso INCO, del tratamiento con Peróxido de Hidrógeno y del tratamiento con Hidróxido de Bario Octa-hidratado tenemos el siguiente costo anual:

$$\text{Costo} = 382.164,84 + 774.358,2 + 312.704,45 = 1.469.227,5.\text{dolares}$$

### 7.3.5.1.2.- Servicios.

Tabla 7.15: Consumo eléctrico de alternativa 3.			
Fuente	Cantidad	Potencia (KW)	Costo Anual (US\$)
Bomba Ali. Ba(OH) <sub>2</sub>	1	0,373	313,3
Bomba Ali. Filtro 1	1	5,5	4.620
Bomba Ali. Filtro 2	1	2,24	1.881,6
Bomba Traspaso	1	0,373	313,3
Agitador Reactor 1 y 2	2	5,6	9.408
Agitador Reactor 3	1	1,492	1.253,3
Agitador Estanque P.	1	0,186	156,6
Agitador Estanque Alm	1	5,22	4.386,5
Motor Alim Tornillo	1	3,73	3.133,2
Tubo Fluorescente	8	0,04	140,2
Poste	2	0,4	350,4
<b>Total</b>			<b>25.956,4</b>

### 7.3.5.1.3.- Personal y Supervisión.

$$Per.y.Sup = 72.000.dolares$$

### 7.3.5.1.4.- Mantenimiento y Reparación.

$$Costo = 2.283.453,8 * 0.04 = 91.338,1.dolares$$

### 7.3.5.1.5.- Suministros de Operación.

$$Costo = 91.338,1 * 0.40 = 36.535,3.dolares$$

### 7.3.5.1.6.- Laboratorio.

$$Costo = 72.000 * 0.20 = 14.400.dolares$$

### 7.3.5.2.- Costos Indirectos.

#### 7.3.5.2.2.- Seguros.

$$Costo = 663.794,7 * 0.02 = 13.275,9.dolares$$

### 7.3.5.3.- Costos de Operación Total.

El costo de operación total se obtiene sumando los costos directos y los costos indirectos.

Tabla 7.16: Resumen de Costos de Operación de alternativa 3.	
Item	Costo Anual US\$
<b>Costos Directos</b>	
Materias Primas	1.469.227,5
Personal y Supervisión	72.000
Servicios	25.956,4
Mantenimiento y Reparación	91.338,1
Suministros de Operación	36.535,3
Laboratorio	14.400
Total Costos Directos	1.709.457,3
<b>Costos Indirectos</b>	
Seguros	13.275,9
Total Costos Indirectos	13.275,9
<b>Total Costos de Operación</b>	
1.722.733,2	

## 7.4.- Factibilidad Económica de las Alternativas.

Para ver la factibilidad económica de las tres alternativas, lo primero que se debe tener en cuenta es el costo de operación del Proceso INCO, para poder hacer una comparación entre este y las tres alternativas. La Tabla 7.17 presenta el costo anual del Proceso INCO (considerando solo los costos directos).

Tabla 7.17: Costos de Operación Proceso INCO.	
Item	Costo Anual US\$
<b>Costos Directos</b>	
Materias Primas	579.003,48
Personal y Supervisión	72.000
Servicios	26.182,8
Mantenimiento y Reparación	45.670,8
Suministros de Operación	18.268,3
Laboratorio	14.400
<b>Total Costos Directos</b>	<b>755.525,4</b>

Una de las formas utilizadas para comparar proyectos es el cálculo del VAN. En este caso, como ninguna alternativa tiene ingresos, se va a considerar todo el flujo de caja positivo. De esta manera, la alternativa que tenga el VAN menor será la más conveniente desde el punto de vista económico. Se supone una TMAR de 14% y 10 años de operación. Las Tablas 7.18 a 7.21 se encuentran resumidas, siendo los costos constantes en los 10 años en cada una de ellas. A continuación se presentan las Tablas con los flujos de caja:

Tabla 7.18: Flujo de caja para el Proceso INCO.					
	Año 0	Año 1	Año 2	Año 9	Año 10
<b>Costos Operacionales</b>		755525,4	755525,4	755525,4	755525,4
<b>Inversión</b>	0				
<b>Flujo de Caja</b>	<b>0</b>	<b>755525,4</b>	<b>755525,4</b>	<b>755525,4</b>	<b>755525,4</b>
<b>VAN</b>	3.940.907,8 USD				

Tabla 7.19: Flujo de caja para la alternativa 1, Hidróxido de Bario.					
	Año 0	Año 1	Año2	Año 9	Año 10
<b>Costos Operacionales</b>		3378520,54	3378520,54	3378520,54	3378520,54
<b>Inversión</b>	1154767,1				
<b>Flujo de Caja</b>	<b>1154767,10</b>	<b>3378520,54</b>	<b>3378520,54</b>	<b>3378520,54</b>	<b>3378520,54</b>
<b>VAN</b>	18.782.342,5 USD				

Tabla 7.20: Flujo de caja para la alternativa 2, Peróxido de Hidrógeno.					
	Año 0	Año 1	Año2	Año 9	Año 10
<b>Costos Operacionales</b>		1092951	1092951	1092951	1092951
<b>Inversión</b>	1117080,557				
<b>Flujo de Caja</b>	<b>1117080,557</b>	<b>1092951</b>	<b>1092951</b>	<b>1092951</b>	<b>1092951</b>
<b>VAN</b>	6.818.055 USD				

Tabla 7.21: Flujo de caja para la alternativa 3, Alternativas Combinadas.					
	Año 0	Año 1	Año2	Año 9	Año 10
<b>Costos Operacionales</b>		1722733,2	1722733,2	1722733,2	1722733,2
<b>Inversión</b>	2271976,5				
<b>Flujo de Caja</b>	<b>2271976,5</b>	<b>1722733,2</b>	<b>1722733,2</b>	<b>1722733,2</b>	<b>1722733,2</b>
<b>VAN</b>	11.257.952,1 USD				

El actual Proceso INCO es el que tiene el VAN menor (Tabla 7.18). Si se considera que la alta concentración de sulfatos producida no presenta problemas debido a la recirculación de la Solución Tratada a la planta, es más conveniente económicamente continuar con el Proceso INCO y no hacer algún cambio al proceso.

Por otro lado, si la concentración de sulfatos comienza a causar problemas y se tienen que tomar medidas para bajar la concentración con algún tipo de tratamiento, la alternativa 2, referente al reemplazo del Proceso INCO por uno con Peróxido de Hidrógeno es la alternativa más conveniente desde el punto de vista económico, ya que con ella se obtiene el menor VAN de las tres (Tabla 7.20).

## Conclusiones.

Las pruebas de laboratorio con Cal dieron los resultados esperados llegando a una concentración de sulfatos de 2000 ppm aproximadamente. Esta es la concentración que habitualmente se consigue con el método de abatimiento de sulfatos con Cal debido a la solubilidad del yeso. El problema con esta alternativa es que hay que bajar el pH de la Solución Tratada a niveles muy bajos, lo conlleva un costo mucho mayor. Además, habría que utilizar algún ácido en una zona peligrosa debido al manejo de cianuro. Tal vez esta alternativa podría ser utilizada como pre-tratamiento.

Las pruebas de laboratorio con Hidróxido de Bario Octa-hidratado dieron los resultados esperados llegando a una concentración de sulfatos bajo las 100 ppm cuando se utilizó la cantidad estequiométrica. Esta es la concentración que habitualmente se consigue con el método de abatimiento de sulfatos con Hidróxido de Bario debido a la muy baja solubilidad de la Barita. El problema con esta alternativa es el costo muy alto de las sales de Bario, lo que sumado a la alta concentración de sulfatos en la Solución Tratada conllevaría a un tratamiento de costo muy alto.

Técnicamente, el Peróxido de Hidrógeno mostró ser un excelente método para la degradación de cianuro. Tanto las pruebas de laboratorio como la prueba piloto dieron muy buenos resultados. Esta alternativa es capaz de reemplazar al Proceso INCO con la ventaja de no producir compuestos secundarios (como la producción de sulfatos debido a la formación de ácido sulfúrico con el proceso INCO), ya que solo produce agua. Esto también permite no tener que adicionar soda para el control del pH. Además, el análisis del precipitado muestra que los metales tienen un comportamiento bastante parecido al Proceso INCO, siendo posible precipitar los complejos cianurados metálicos.

En lo referente a la Evaluación Económica para las tres alternativas se tiene que: la primera alternativa de abatimiento de sulfatos de la Solución Tratada con Hidróxido de Bario Octa-hidratado da un Capital de Inversión de USD 1.832.330,5 y un Costo de Operación de USD 3.378.520 anuales. La segunda alternativa de degradación de cianuro libre con Peróxido



de Hidrógeno da un Capital de Inversión de USD 1.410.947 y un Costo de Operación de USD 1.092.954 anuales. La tercera alternativa referente a usar un tratamiento que combina los dos procesos da un Capital de Inversión de USD 2.786.296,4 y un Costo de Operación de USD 1.722.733,2 anuales.

Finalmente, en lo que se refiere a la factibilidad económica de las alternativas probadas, y comparándolas con el tratamiento actual, el Proceso INCO es el más conveniente, ya que tiene un VAN menor. Si se considera que la alta concentración de sulfatos producida no presenta problemas debido a la recirculación de la Solución Tratada a la planta, es más conveniente económicamente continuar con el Proceso INCO y no hacer algún cambio al proceso.

Por otro lado, si la concentración de sulfatos comienza a causar problemas y se tienen que tomar medidas para bajar la concentración con algún tipo de tratamiento, la alternativa 2, referente al reemplazo total del Proceso INCO por uno con Peróxido de Hidrógeno es la alternativa más conveniente desde el punto de vista económico, ya que con ella se obtiene el menor VAN de las tres.

## Bibliografía.

### Referencias.

[1] Technical Report. 1994. "Treatment of cyanide heap leaches and tailings". U.S. Environmental Protection Agency. Office of Solid Waste. Special Waste Branch.

<http://www.epa.gov/epaoswer/other/mining/techdocs/cyanide.pdf> 7/12/2007 18:10 hrs.

[2] W.H. Jay. "The application of polymers in environmentally responsible mining".

<http://www.bullion.org.za/Departments/Enviroment/EnvirResponsConf2001/4bPapers.PDF>

7/12/2007 18:00 hrs.

[3] Decreto Supremo N° 90/2000 del Ministerio Secretaria General de la Presidencia. Manual de Aplicación. Comisión Nacional del Medioambiente. Gobierno de Chile.

[http://www.mundoostion.co.cl/Normativas/Manual\\_Decreto90.pdf](http://www.mundoostion.co.cl/Normativas/Manual_Decreto90.pdf) 7/12/2007 17:30 hrs.

[4] "Treatment of sulphate in mine effluents". 2003. International Network for Acid Prevention. Lorax Environmental.

[http://www.inap.com.au/public\\_downloads/Research\\_Projects/Treatment\\_of\\_Sulphate\\_in\\_Mine\\_Effluents\\_-\\_Lorax\\_Report.pdf](http://www.inap.com.au/public_downloads/Research_Projects/Treatment_of_Sulphate_in_Mine_Effluents_-_Lorax_Report.pdf) 7/12/2007 17:40 hrs.

[5] Hlabela Patrick, Maree Jannie, Barnard Jacqueline. "Barium Carbonate process for sulphate and metal removal from mine water". 9 th Internacional mine water congress.

[http://www.imwa.info/docs/imwa\\_2005/IMWA2005\\_003\\_Hlabela.pdf](http://www.imwa.info/docs/imwa_2005/IMWA2005_003_Hlabela.pdf) 7/12/2007 19:55 hrs.

[6] Ana C. Gaviria C., Luis A. Meza S. 2006. "Análisis de alternativas para la degradación de cianuro en efluentes líquidos y sólidos del municipio de Segovia, Antioquia y en la planta de beneficio de la empresa Mineros Nacionales, municipio de Marmato, Caldas". Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín, Facultad de Minas.

<http://www.scielo.org.co/pdf/dyna/v73n149/a03v73n149.pdf> 7/12/2007 18:50 hrs.

[7] H. Knorre and A. Griffiths. "Cyanide detoxification with Hydrogen Peroxide using the Degussa Process". Degussa AG.

[http://www.unr.edu/mines/mlc/conf\\_workshops/Cyanide/Chapter519.pdf](http://www.unr.edu/mines/mlc/conf_workshops/Cyanide/Chapter519.pdf) 7/12/2007 19:15 hr

[8] Perry, Robert H. 1999. Perry's Chemical Engineers' Handbook, Seventh Edition. New York: The McGraw-Hill.

[9] Catálogo General Cole-Parmer. 2005/06. W. Reichmann y Cia. Ltda.

[10] Vincent W. Uhl, Joseph B. Gray. Mixing, Theory and Practice. Academic Press

[11] John F. Pietranski, P.E., Ph.D. Course: "Mechanical Agitator Power Requirements for Liquid Batches".

<http://www.pdhcenter.com/courses/k103/k103Content.pdf> 9/01/2008 10:55 hrs.

[12] José Torres. 2002. "Apuntes del curso Mecánica de Fluidos"

[13] Peter and Timmerhaus. 2003. Plant design and economics for chemical engineers. 3<sup>a</sup> Edition.

[14] Revista Chemical Engineers. Volumen 114 N°1. Enero 2007.

## **Otros.**

Walas, Stanley M. 1990. Chemical process equipment, selection and design. Washington: Butterworth-Heinemann series in chemical engineering.

Robert J. McDonough. Mixing for the process industries. Van Nostrand Reinhold.

Rupert Sinclair, Robert Weston 1996. "Application of sulphate removal technology in Heron

Cluster Field”. Axsia.

<http://www.natcogroup.com/PDFContent/Consulting-Research/TechnicalPapers/Application%20of%20Sulphate%20Removal%20Technology%20in%20Heron%20Cluster%20Field.pdf> 7/12/2007 17:45 hrs.

D. L. Marchisio 1 , A. A. Barresi, M. Garbero, M. Vanni and G. Baldi. 2002. “Study of aggregation in barium sulphate precipitation”. Dip. Scienza dei Materiali e Ingegneria Chimica, Politecnico di Torino, 15 th International Symposium on Industrial Crystallization.

<http://www.emse.fr/pratsolis/list/isic15paper171.pdf> 7/12/2007 19:40 hrs.

Capsule Report. 2000. “Managing Cyanide in Metal Finishing”. U.S. Environmental Protection Agency, Office of Research and Development, National Risk Management Research Laboratory, Technology Transfer and Support Division.

<http://www.spartanwatertreatment.com/articles/Managing-Cyanide-In-Metal-Finishing.pdf>

7/12/2007 18:15 hrs.

Michael M. Botz . “Overview of cyanide treatment methods”. Elbow Creek Engineering, Inc.

<http://www.cyantists.com/treatment.html> 7/12/2007 18:45 hrs.

Luciana Cadorin, Érico Tabosa, Meise Paiva, Jorge Rubio. “Tratamiento de riles mineros ácidos por precipitación química y flotación por aire disuelto”. Departamento de Engenharia de Minas Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental; Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

<http://www.lapes.ufrgs.br/ltn/pdf/iberomet.pdf> 7/12/2007 18:55 hrs.

Robert E. Moran, Ph.D. Hydrogeology/Geochemistry. “Cyanide in mining: Some observations on the chemistry, toxicity and analysis of mining-related waters”. Golden, Colorado, U.S.A.

<http://www.earthworksaction.org/pubs/cyanideuncertainties.pdf> 7/12/2007 19:00 hrs.

Khodadadi, M. Abdolahi and P. Teimoury. 2005. “Detoxification of cyanide in gold

processing wastewater by Hydrogen Peroxide”. Environmental Research Center, Tarbiat Modarres University, Tehran, Iran. Department of Mining, Faculty of Engineering, Tarbiat Modarres University, Tehran, Iran.

<http://diglib.tums.ac.ir/pub/magmng/pdf/2368.pdf> 7/12/2007 19:30 hrs.

“Seguridad y manejo de Peróxido de Hidrógeno”. Hoja de datos técnicos. 2005. Solvay Chemicals. Interox, Fluorides and Minerals.

Luis Vega. 2007. “Apuntes del curso de Ingeniería Económica”.

# Anexo

---

## **A.- Con Respecto a los Procesos de la Planta Concentradora.**

### **A.1.- Conminución.**

La planta de beneficios, en una primera etapa, recibe mineral grueso de la mina a través de camiones. Este material pasa por un chancador primario, el cual es un chancador de mandíbula (modelo Jaw Master), como se aprecia en la Fig. 1.4. El mineral sale con un tamaño de 3 pulgadas.

Luego, el material es llevado a través de correas transportadoras (CT6) hacia un harnero doble deck modelo Omni con mallas de goma, cuya abertura (25 milímetros) se cambia de acuerdo a las condiciones de humedad del mineral. El sobre tamaño pasa a un chancador secundario, el cual es un chancador de cono (modelo Symond de 4 ¼' estándar). El mineral sale con un tamaño de 25 milímetros y es llevado (correas CT7 y CT8) y clasificado nuevamente en el harnero doble deck Omni.

El bajo tamaño del harnero doble deck Omni es alimentado a otros dos harneros doble deck modelo Facó con una abertura de 10 milímetros. El sobre tamaño de estos dos harneros pasa, a través de correas transportadoras (CT9 y CT10), a un chancador terciario, el cual es un chancador tipo hidrocono (modelo H-4000). El mineral sale con un tamaño de 10 milímetros. Este vuelve a ser clasificado en los dos harneros doble deck Facó.

El bajo tamaño de los harneros doble deck Facó, a través de correas transportadoras (CT11 y CT12), es dispuesto en silos de acopio desde donde se alimenta la línea del molino.

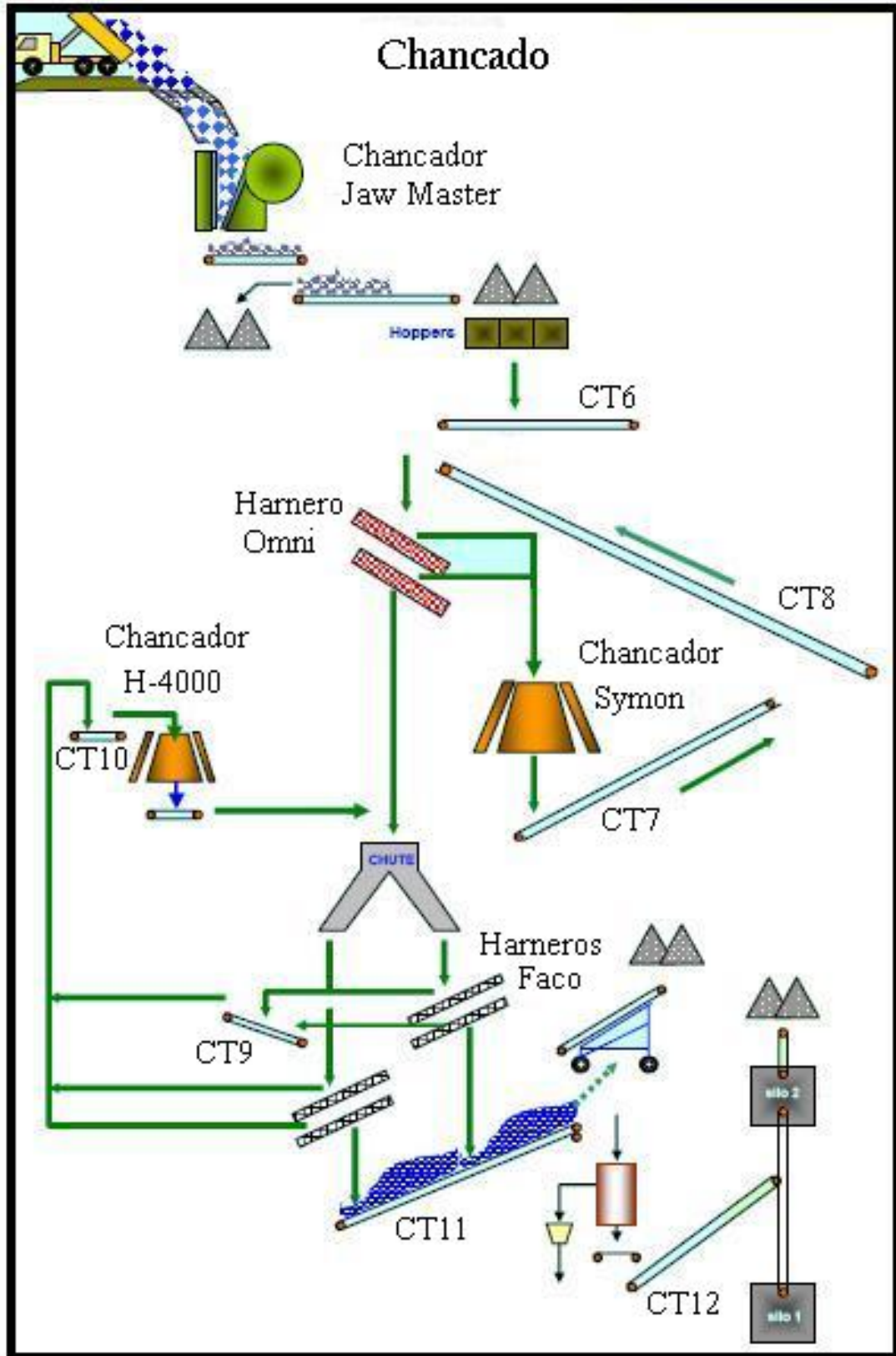


Figura A.1: Esquema del circuito de conminución.



## **A.2.- Molienda y Flotación de Oro**

La alimentación del molino es a través de las correas CT13 y CT14. El molino es de 12' por 14' y un motor de 1.320 HP de potencia. Tiene una capacidad de 1.200 / 1.347 tpd. El funcionamiento de este, depende de la cantidad de agua y de la cantidad de sólidos procesados. El grado de llenado debe estar alrededor del 43 %.

La pulpa que sale del molino es enviada hacia dos ciclones de doble efecto, primero llega al ciclón plano el cual clasifica el mineral, saliendo por la parte superior la pulpa fina, (over), que va al acondicionador y por la parte inferior la pulpa más gruesa (under) que va al ciclón cónico. Cabe mencionar que el over sale a través del vortex y el under a través del apex del primario.

El over del ciclón cónico también pasa al acondicionador y el under vuelve al molino. A la pulpa que entra al acondicionador se le agregan los reactivos necesarios para la flotación de oro y plata, los cuales son:

Colector Primario : MC-C208 (Mezcla Dietil Disecbutyl de Ditioposfato de Sodio)

Colector Secundario : MC-CIBXS (Isobutyl Xantato de Sodio)

Espumante : DF-400

Luego esta pulpa pasa a los dos bancos de 28 celdas cada uno, divididos en 14 Rougher, 6 Cleaner, 4 Recleaner y 8 Scavenger. El concentrado que sale de la flotación pasa al proceso de Lixiviación y la ganga que sale de las celdas de flotación es enviada hacia un tranque de relaves ubicado al norte de la planta.

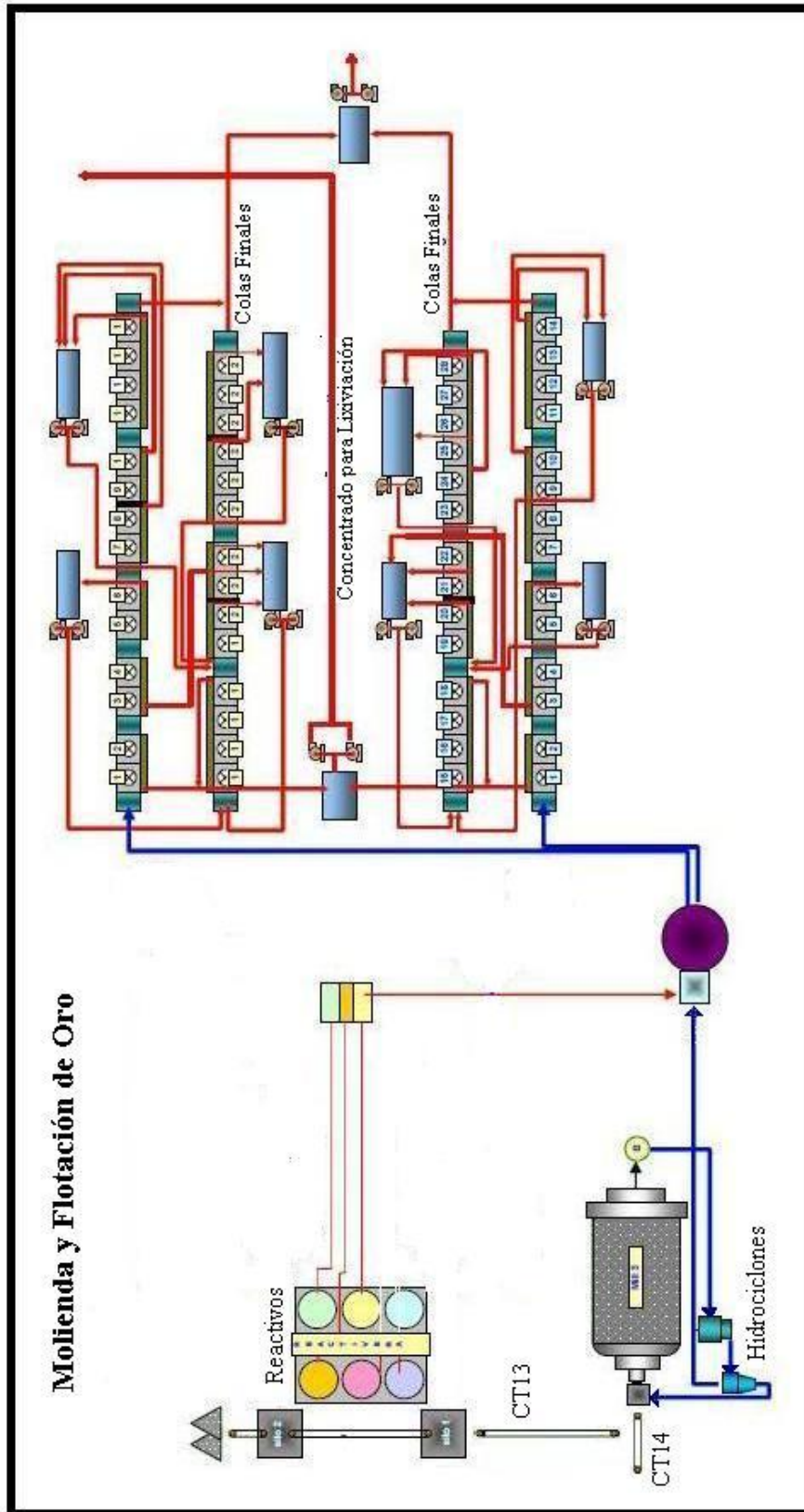


Figura A.2: Esquema de la planta de flotación de oro.

### **A.3.- Planta de Lixiviación de Concentrados**

El procesamiento del concentrado de metales preciosos se realiza por disolución del oro y la plata con una solución de cianuro de sodio (NaCN), seguida de la electrodepositación de estos metales desde la solución rica de lixiviación, en forma de un barro catódico que se procesa primero a baja temperatura en un horno tipo retorta para recuperar los posibles elementos volátiles y luego, en un horno basculante, se procede a fundir el material a alta temperatura produciéndose el metal doré, denominación dada a la aleación metálica compuesta de plata y oro.

El concentrado lixiviado y filtrado que se obtiene después de la etapa de lixiviación y filtrado, que es rico en zinc, se puede reprocesar por flotación en la misma Planta Alhué, al igual que la escoria obtenida de la fusión en el horno basculante, rica en oro y plata.

La solución pobre en oro y plata, obtenida luego de la etapa de electrodeposición, se utiliza en dos puntos del proceso: una fracción menor se recircula para el repulpeo inicial del concentrado, y la fracción mayor se procesa para precipitar metales pesados, como zinc y cobre, destruyéndose como consecuencia el cianuro. La solución pobre se somete al proceso INCO/SO<sub>2</sub>/ Aire, reconocida patente de abatimiento de metales y destrucción de cianuro, transformándose en agua reutilizable en el proceso. El precipitado de metales obtenido en el tratamiento de la solución pobre, rico en cobre y zinc, se comercializa como concentrado de cobre y zinc.

La capacidad nominal de tratamiento de la planta es 20.000 toneladas métricas de concentrado por año, en base a la operación de 365 días/año. La disponibilidad mecánica de diseño de las instalaciones de proceso es de 98% del tiempo de operación anual.

La capacidad máxima de tratamiento de la planta, por diseño, es 24.000 toneladas métricas de concentrado por año, en base a la operación durante 365 días/año.

Minera Florida ha definido la composición química en el concentrado, para los elementos que estarán en él, considerando las concentraciones máximas esperables durante la operación del proyecto.

Según la información disponible a la fecha, estas concentraciones máximas esperables son las siguientes:

Oro, g/t	90
Planta, g/t	900
Zinc, %	26
Plomo, %	15
Cobre, %	3
Cadmio, %	1(extrapolado, según ley de Zinc)
Mercurio, %	<1

En base a los resultados de las pruebas metalúrgicas y considerando la composición química indicada anteriormente, se ha definido las extracciones esperables para los elementos que estarán en el concentrado. Estas extracciones por elemento son las siguientes:

Oro, %	97
Planta, %	92
Zinc, %	1.5
Plomo, %	0.5
Cobre, %	10
Cadmio, %	3
Mercurio, %	No detectable

# RESUMEN

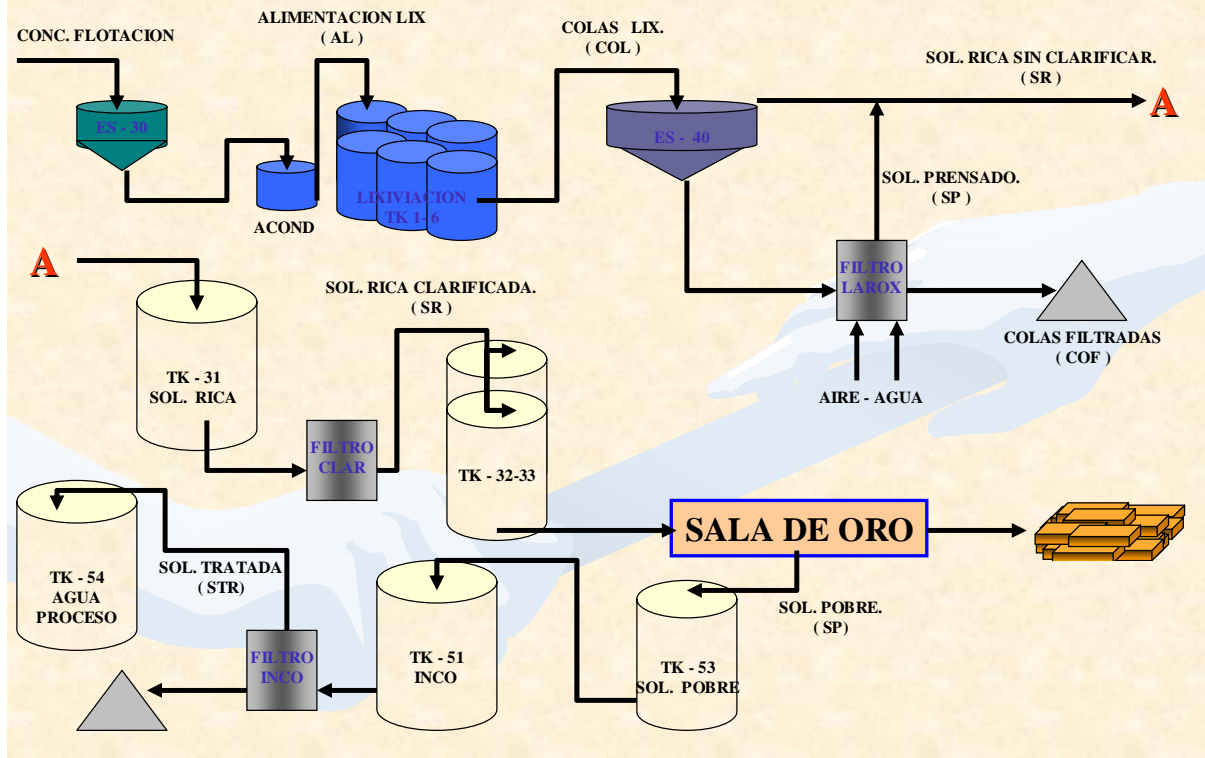


Figura A.3: Esquema de la planta de lixiviación de concentrados

#### **A.4.- Flotación de Zinc**

La alimentación de la planta de flotación de zinc es el sólido obtenido del filtrado de lixiviación de oro. Este sólido viene con aproximadamente 23 a 24% de zinc, se ingresa a un tanque de acondicionamiento a través de las correas CT1 y CT2, donde se le agrega el agua para formar una pulpa con un 23% de sólidos aproximadamente y los reactivos, que en estos momentos son:

Colector : MC-CIET (Isopropyl Ethyl Tionocarbamato)

Espumante : D-400

Activante :  $\text{CuSO}_4$  (Sulfato de Cobre)

Depresante :  $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  (Dicromato de Sodio)

Luego del acondicionamiento, la pulpa pasa a las celdas rougher para una primera etapa de concentración, obteniéndose un concentrado y una cola. El concentrado rougher va a un chute donde se envía a la columna de flotación para una limpieza a través de una bomba. La cola pasa a las celdas scavenger donde se junta con la cola de la columna de limpieza para una segunda etapa de concentración.

El concentrado scavenger obtenido va al mismo chute del concentrado rougher para ser enviado a la columna de limpieza y la cola es el relave final de la planta, el cual va al tranque de relaves. La columna de limpieza recibe los concentrados rougher y scavenger, los limpia y como resultado se obtiene el concentrado final, que es enviado a espesar y a filtrar y luego se despacha, y la cola que es enviada como alimentación a las celdas scavenger.

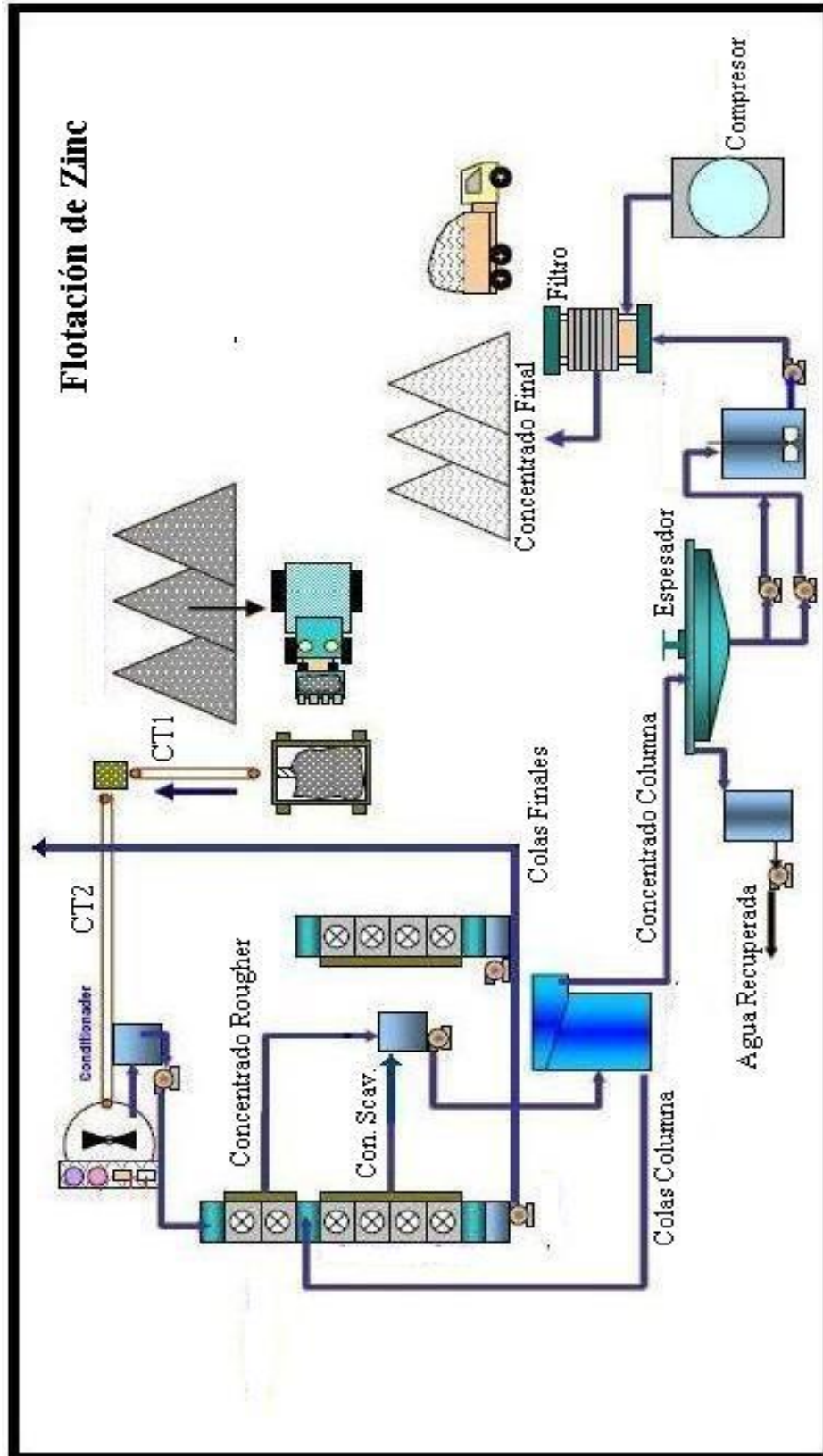


Figura A.4: Esquema de la planta de flotación de zinc.

## B.- Con Respecto a la Norma Medioambiental.

Tabla B1: Límites máximos de descarga de contaminantes a aguas fluviales.

Contaminantes	Unidades	Expresión	Límite máximo permitido
Aceites y Grasas	mg/L	A y G	20
Aluminio	mg/L	Al	5
Arsénico	mg/L	As	0,5
Boro	mg/L	B	0,75
Cadmio	mg/L	Cd	0,01
Cianuro	mg/L	CN <sup>-</sup>	0,20
Cloruros	mg/L	Cl <sup>-</sup>	400
Cobre Total	mg/L	Cu	1
Coliformes Fecales o Termotolerantes	NMP/100 ml	Coli/100 ml	1000
Índice de Fenol	mg/L	Fenoles	0,5
Cromo Hexavalente	mg/L	Cr <sup>6+</sup>	0,05
DBO5	mg O2/L	DBO5	35 *
Fósforo	mg/L	P	10
Fluoruro	mg/L	F <sup>-</sup>	1,5
Hidrocarburos Fijos	mg/L	HF	10
Hierro Disuelto	mg/L	Fe	5
Manganeso	mg/L	Mn	0,3
Mercurio	mg/L	Hg	0,001
Molibdeno	mg/L	Mo	1
Níquel	mg/L	Ni	0,2
Nitrógeno Total Kjeldahl	mg/L	NKT	50
Pentaclorofenol	mg/L	C <sup>6</sup> OHCl <sup>5</sup>	0,009
PH	Unidad	pH	6.0 -8.5
Plomo	mg/L	Pb	0,05
Poder Espumógeno	mm	PE	7
Selenio	mg/L	Se	0,01
Sólidos Suspendidos Totales	mg/L	SS	80 *
Sulfatos	mg/L	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	1000
Sulfuros	mg/L	S <sup>2-</sup>	1
Temperatura	C°	T°	35
Tetracloroetano	mg/L	C <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub>	0,04
Tolueno	mg/L	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	0,7
Triclorometano	mg/L	CHCl <sub>3</sub>	0,2
Xileno	mg/L	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,5
Zinc	mg/L	Zn	3



## C.- Con Respecto al Diseño de Equipos.

### C.1.- Agitadores.

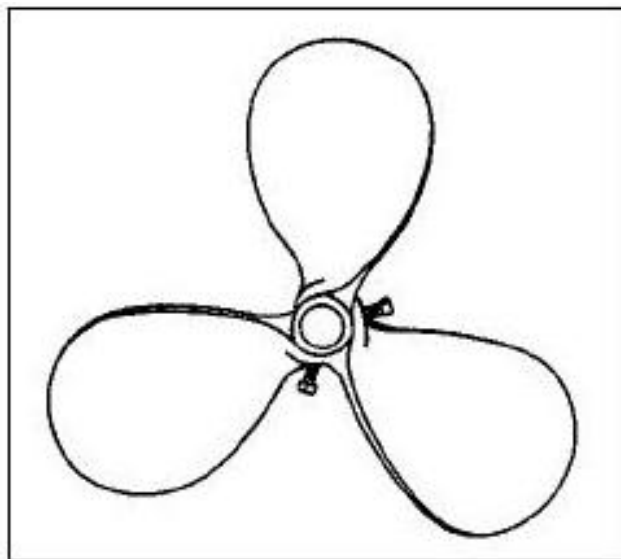


Figura C.1: Agitador tipo propulsor marino de tres hojas.

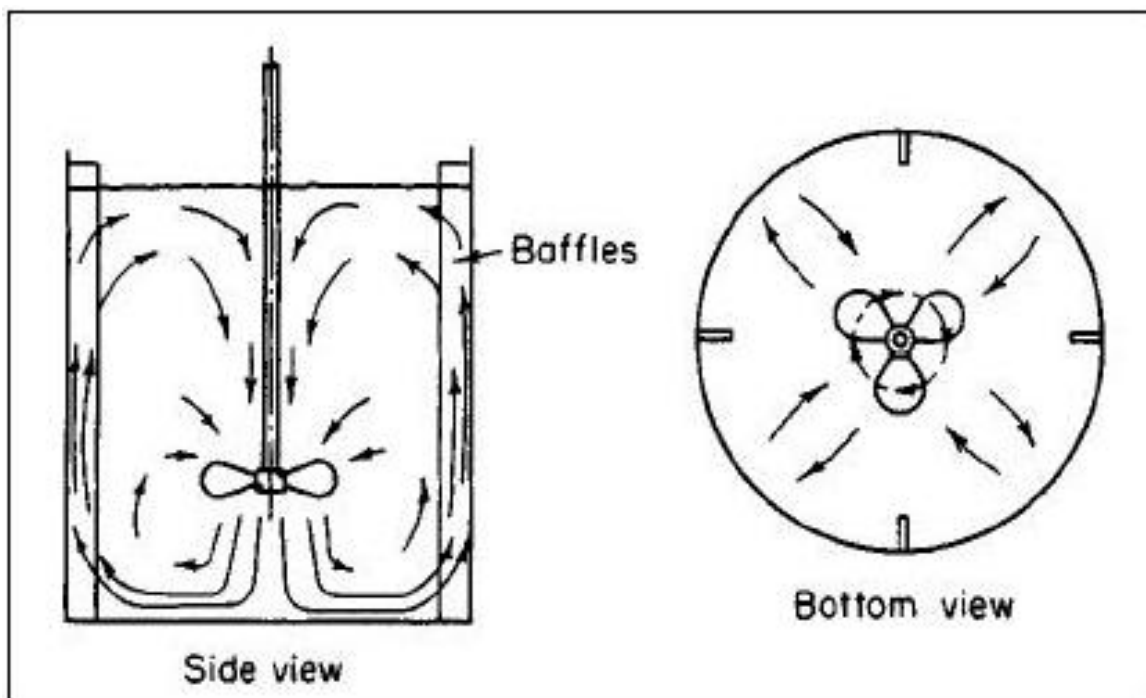


Figura C.2: Movimiento axial del flujo producido por el agitador tipo propulsor marino.

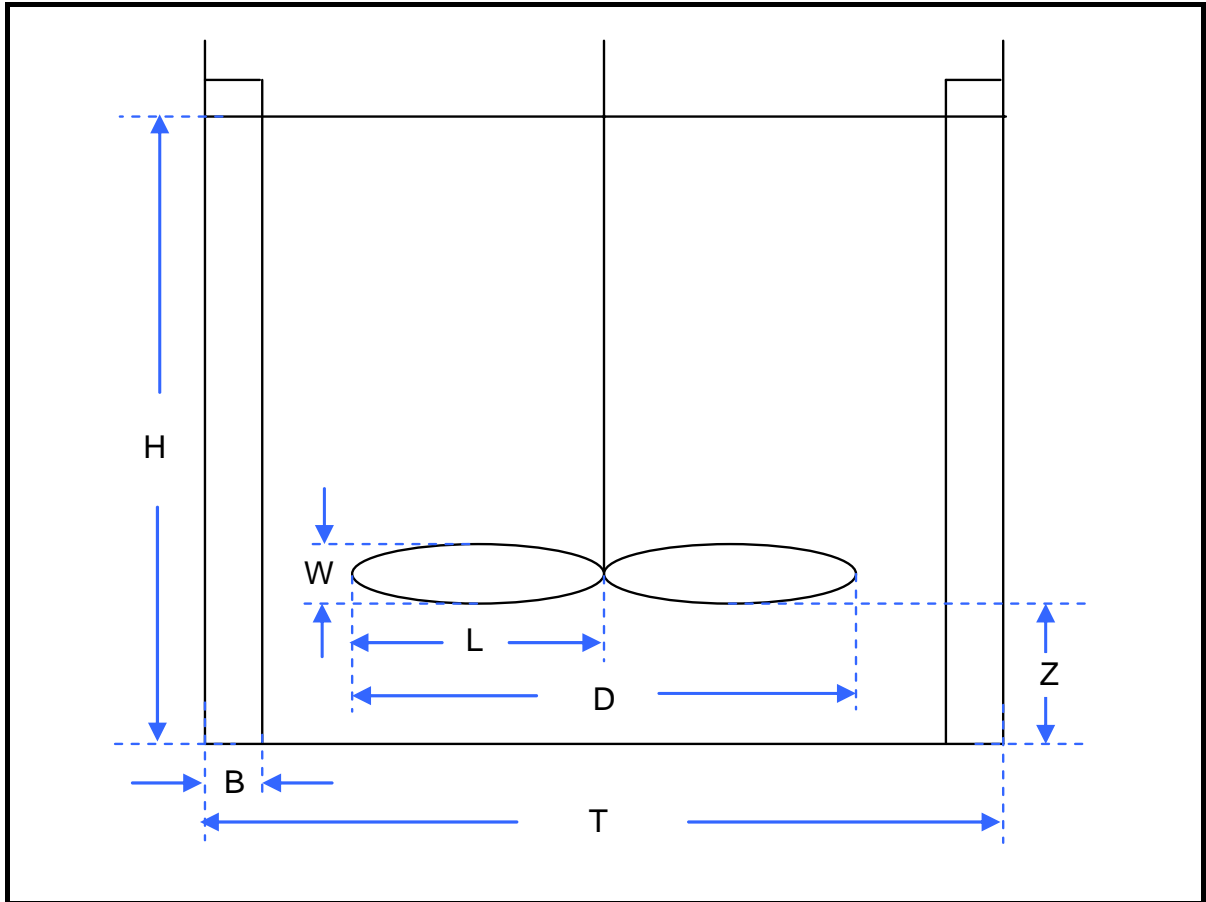


Figura C.3: Esquema de las características de forma para el diseño del agitador.

Tabla C.1: Numero de Potencia ( $N_p$ ) para varios tipos de agitadores y parámetros de forma.

Impeller Type	Ref #	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	Power Number, PO = constant. $N_{Re} > 10,000$
Propeller	6	3	0.75-1.3	ND	ND	10	2.7-3.9	3	pitch=D	4	0.35
Propeller	6	3	0.75-1.3	ND	ND	10	2.7-3.9	3	pitch=2D	4	0.9
Pitched blade turbine	4	ND	ND	ND	8	12	ND	6	45 deg	4	1.5
Straight full blade turbine	4	ND	ND	ND	8	12	ND	6	0 deg	4	3
Curved full blade turbine	8	ND	ND	ND	8	ND	ND	ND	0 deg	ND	2.7
Flat blade turbine	6	3	0.75-1.3	0.25	5	6	2.7-3.9	6	0 deg	4	7
Flat blade turbine	6	3	0.75-1.3	0.25	5	10	2.7-3.9	6	0 deg	4	6
Flat blade turbine	6	3	0.75-1.3	0.25	5	25	2.7-3.9	6	0 deg	4	4
Flat paddle	6	3	0.75-1.3	1	4	10	2.7-3.9	2	0 deg	4	1.8
ND= No Data.											

## C.2.- Para el Diseño de Bombas.

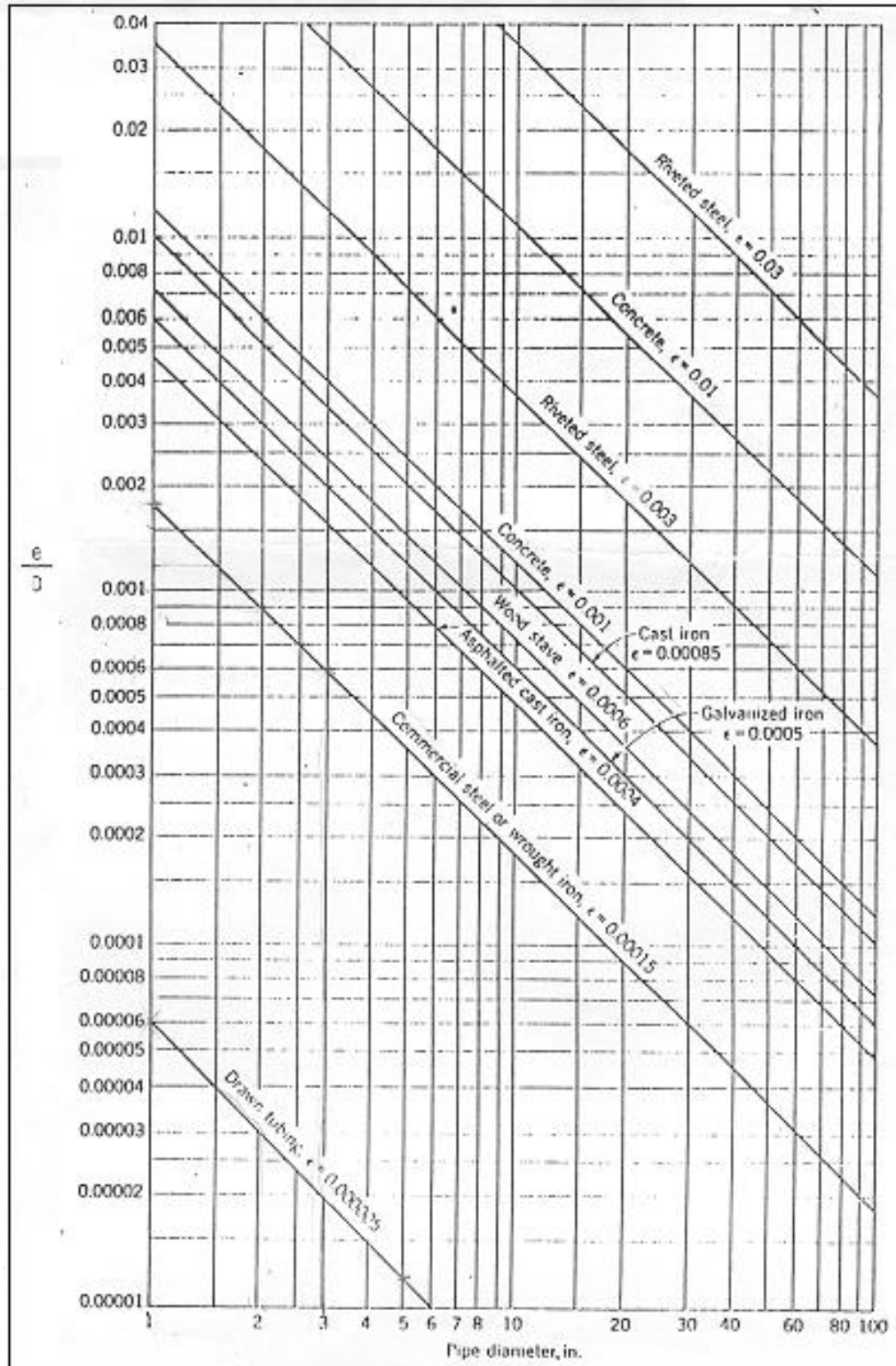


Figura C.4: Gráfico para obtener la rugosidad relativa de la cañería.

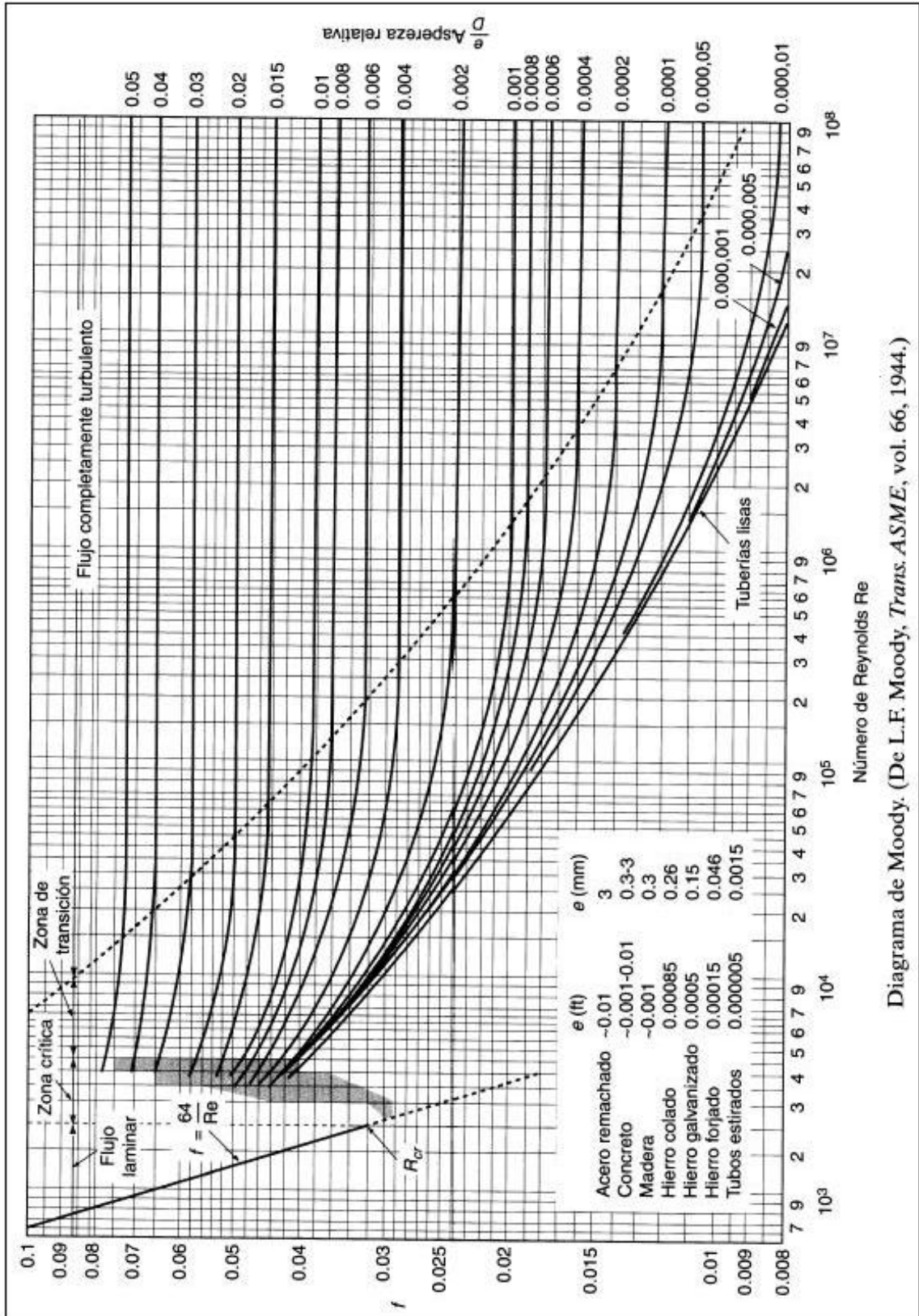


Diagrama de Moody. (De L.F. Moody, *Trans. ASME*, vol. 66, 1944.)

Figura C.5: Gráfico de Moody para obtener el coeficiente de fricción.

## D.- Con Respecto a Equipamiento para Peróxido de Hidrógeno.

### D.1.- Isotanques.

Todos los isotanques para almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno deben ser recipientes atmosféricos. Cada tanque debe tener mecanismos de control de presión como válvulas de seguridad (o de alivio).

Cada isotanque debe estar equipado con una ventilación continua diseñada apropiadamente para desprender pequeñas cantidades de oxígeno que son normalmente liberadas por el Peróxido de Hidrógeno y permitir que el aire de desplazamiento entre libremente sin materia arrastrada.

Una característica de seguridad adicional de los isotanques de almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno es el uso de tapas de acceso de levantado libre. Dichas tapas sirven como orificios de inspección, así como orificios de emergencia para aliviar presión en caso de una descomposición rápida del Peróxido de Hidrógeno dentro del isotanque. El material de construcción del isotanque de almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno es Acero Inoxidable 316. Este acero es el más utilizado para este tipo de reactivo.

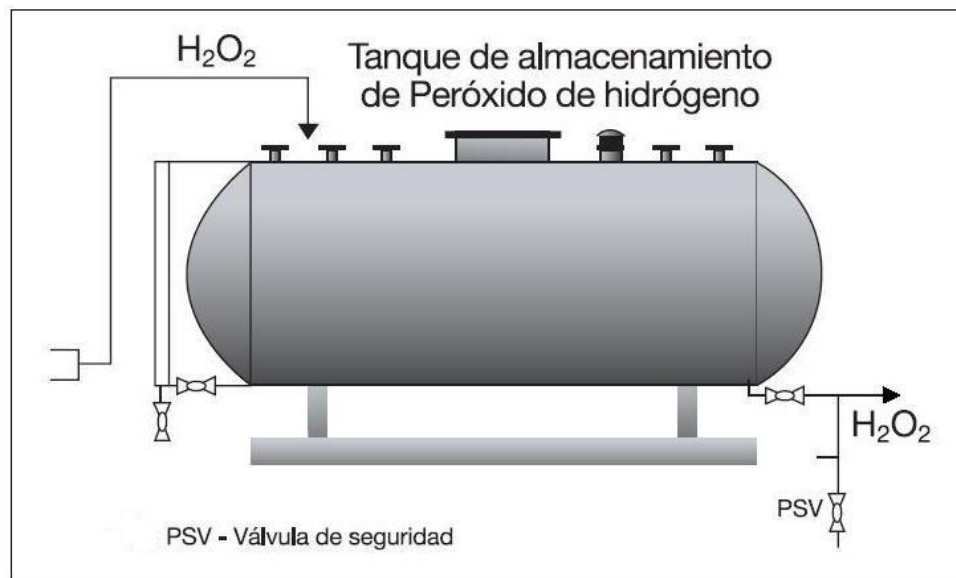


Figura D.1: Tanque cilíndrico horizontal de almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno

Como se puede ver en la Figura D.1, el tipo de isotanque seleccionado es del tipo “Isotankes Cilíndricos Horizontales”. Estos se emplean para almacenar productos de diferente naturaleza química (ácidos, álcalis, combustibles, lubricantes, etc). Son de capacidad mediana de almacenaje ( $V < 150 \text{ m}^3$ ). Estos isotankes a su vez pueden ser aéreos (aboveground storage) o subterráneos (underground storage) y pueden tener sus extremos planos o abovedados.

Es importante que todo el equipo de almacenamiento y manejo de Peróxido de Hidrógeno sea de uso exclusivo por dicho producto. El Peróxido de Hidrógeno puede reaccionar violentamente con algunos materiales, por lo que debe segregársele de otras sustancias químicas o materias orgánicas. Nunca se debe devolver el Peróxido de Hidrógeno derramado al recipiente de almacenamiento.

El diseño del sistema de aplicación de peróxido de hidrógeno debe tener disposiciones que impidan la contaminación con otras sustancias químicas de proceso. Los tanques de almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno y las conexiones de mangueras de entrada deben estar claramente etiquetadas para impedir que se coloque una sustancia química equivocada en los tanques de almacenamiento de Peróxido de Hidrógeno, o bien, que el Peróxido de Hidrógeno se coloque en el tanque de almacenamiento equivocado. El área de almacenamiento para las entregas debe tener acceso suficiente para los camiones cisterna.

## D.2.- Tuberías y Válvulas para Peróxido de Hidrógeno.

La tubería de alimentación de Peróxido de Hidrógeno debe ser de construcción de soldadura a tope y con bridas. Bajo ninguna circunstancia deben usarse las soldaduras de enchufe en estos sistemas.

Los sistemas de rosca no se recomiendan ya que las tuberías roscadas de aluminio y de acero inoxidable no mantienen las conexiones impermeables al líquido. Sin embargo, las conexiones roscadas pueden usarse en áreas donde haya poco Peróxido de Hidrógeno (como por ejemplo las conexiones de válvulas de seguridad). La tubería debe dirigirse hacia fuera, siempre que sea posible, para minimizar los peligros que podrían crearse por una fuga.

Las válvulas de bola son las válvulas más recomendadas para uso con el Peróxido de Hidrógeno. Sin embargo, estas válvulas deben ventilarse. Las válvulas pueden ser de tipo ventiladas, que se ofrecen comercialmente, o bien, válvulas de bola convencionales, que se pueden modificar perforando un agujero pequeño (1/8") a un lado de la bola, de modo que en la posición cerrada el orificio ventile el líquido en dirección a la alimentación, como se muestra en la Figura D.2.

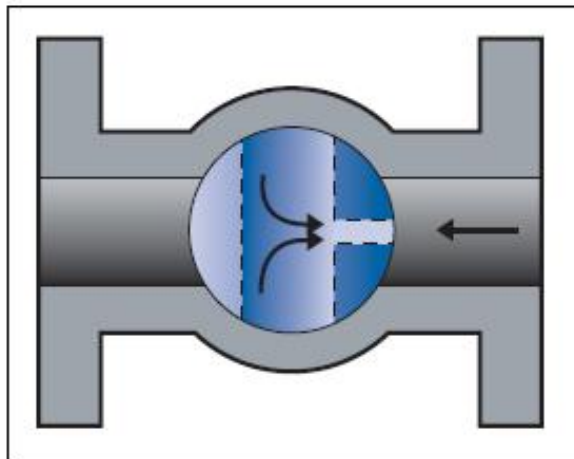


Figura D.2: Válvula de Bola perforada para la línea de alimentación de Peróxido de Hidrógeno.



Los sistemas de tubería habitualmente contienen válvulas que pueden llegar a atrapar Peróxido de Hidrógeno entre ellas. Se requieren dispositivos de alivio de presión entre tales válvulas para asegurar la liberación inofensiva de cualquier aumento de presión ocasionada por la descomposición del Peróxido de Hidrógeno en la sección aislada de la tubería. El sistema de tubería debe diseñarse para mantener un mínimo de válvulas, a fin de reducir la necesidad de liberar presión.

### **D.3.- Bombas.**

Las bombas para el uso de Peróxido de Hidrógeno están construidas de acero inoxidable o politetrafluoroetileno (PTFE). Los siguientes tipos de bombas son los adecuados para el uso de Peróxido de Hidrógeno:

- Bombas centrífugas
- Bombas de engranaje
- Bombas contadoras de diafragma sencillo con fluidos hidráulicos compatibles.
- Bombas contadoras de diafragma doble con fluidos hidráulicos compatibles.

Los antecedentes encontrados con respecto a las características de las bombas no recomienda el uso de casquillos con empaquetadura, ya que requieren lubricantes que no pueden ser compatibles con el Peróxido de Hidrógeno. Sólo deben usarse las bombas sin sello y bombas con sellos mecánicos sencillos con PTFE rellenos de vidrio sobre caras cerámicas.

Los sellos mecánicos dobles no deben usarse con el Peróxido de Hidrógeno ya que requieren fluidos de barrera que a menudo son incompatibles; además, proporcionan un espacio que puede encerrar al Peróxido de Hidrógeno.

### E.- Con Respecto a Costos.

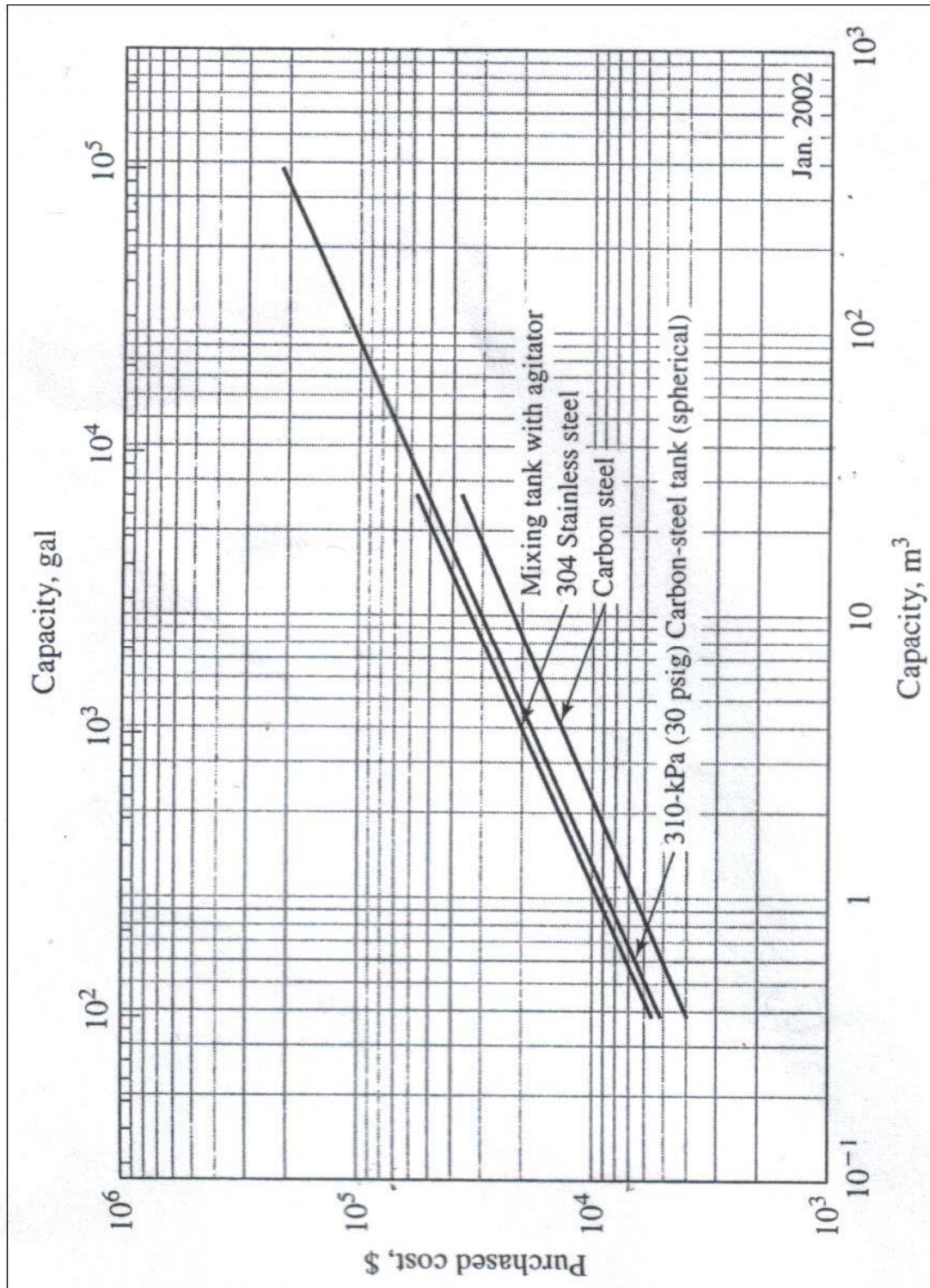


Figura E.1: Gráfico para estimar el costo de los estanque agitados (reactores).