



UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA,  
BIOTECNOLOGÍA Y MATERIALES

# ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DEL REDISEÑO DE PROCESO DE FLOTACIÓN DE SULFURO DE COBRE A PARTIR DE BACTERIAS

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUIMICO

JOSE MIGUEL CARRASCO CHACON

PROFESOR GUÍA:  
JOSE TOMAS VARGAS VALERO

PROFESOR CO-GUÍA:  
WILLY ANDRÉS KRACHT GAJARDO

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
GERARDO OCTAVIO DÍAZ RÓDENAS

SANTIAGO DE CHILE  
2019

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL TITULO DE:  
INGENIERO CIVIL QUIMICO  
POR: JOSE MIGUEL CARRASCO CHACON  
FECHA: 21/10/2019  
PROF. GUÍA: Sr. JOSE TOMAS VARGAS VALERO

## **ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DEL RE-DISEÑO DE PROCESO DE FLOTACIÓN DE SULFURO DE COBRE A PARTIR DE BACTERIAS**

El uso de agua de mar en la minería presenta desafíos por la alta concentración de iones corrosivos de ésta, los cuales afectan la recuperación de minerales sulfurados de cobre. Esto, en parte, ha sido resuelto utilizando cal en las plantas concentradoras. Sin embargo el efecto depresante de la cal perjudica la recuperación de molibdenita entre otros problemas, generando la necesidad de depresantes sustitutos.

El trabajo entonces persigue implementar un biorreactor electroquímico de una celda para asegurar la producción de bacterias *Acidithiobacillus Ferrooxidans*, las que serán utilizadas, junto a agua de mar a pH 8, en la flotación en celdas de laboratorio. Con el objetivo de estudiar el comportamiento de éstas en muestras minerales sulfuradas heterogéneas, contrastando la capacidad de deprimir pirita y recuperar molibdenita y calcopirita frente a las alternativas de no uso de depresante y utilizando cal como depresante. Con los resultados obtenidos se realiza una comparación económica el impacto de dicha solución y sus costos en una planta tipo de cobre con procesamiento de 100ktpd.

A través del trabajo se dimensionó un biorreactor con una capacidad de 4,5L el cual, luego de 5 días contenía una concentración de bacterias de  $1,25 \cdot 10^9$  bacterias/ml, suficientes para realizar una prueba de flotación a una muestra de 1 kg de mineral utilizando agua de mar a pH 8. Ésta luego se comparó con pruebas sin el uso de depresante y con el uso de cal como depresante.

Además fue posible verificar que las bacterias *A. ferrooxidans* pueden deprimir pirita al utilizarse en el proceso de flotación con agua de mar, recuperando 51,3 % de esta especie al acondicionarse conjuntamente con el colector. Recuperando un 6 % más de molibdenita a la obtenida utilizando cal como colector, mientras ambas obtenían valores similares de recuperación de cobre.

Al analizar la factibilidad económica que trae el rediseño frente al uso de cal, el VAN diferencial entre ambos llevado a 20 años es de -128.705.892 USD. Resultado que se obtiene del alto costo de modificación de tecnologías en la planta y que no compensa las mejoras de ingreso por la recuperación adicional de minerales.

# Tabla de Contenido

<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. Minería en Chile . . . . .	1
1.2. Principales compañías mineras en Chile . . . . .	8
<b>2. Antecedentes</b>	<b>12</b>
2.1. Descripción del proyecto . . . . .	12
2.2. Transformaciones del proceso de flotación al usar agua de mar . . . . .	14
2.3. Estado actual de tecnologías de flotación con agua de mar . . . . .	19
2.4. Uso de bacterias en procesos mineros . . . . .	20
<b>3. Objetivos</b>	<b>24</b>
3.1. Objetivo General . . . . .	24
3.2. Objetivos Específicos . . . . .	24
<b>4. Marco Conceptual</b>	<b>26</b>
4.1. Descripción de la bacteria <i>Acidithiobacillus Ferrooxidans</i> . . . . .	26
4.1.1. Requerimientos nutricionales para el desarrollo de la <i>A. Ferrooxidans</i>	27
4.1.2. Crecimiento bacteriano . . . . .	28
4.2. Reactores para cultivo de bacterias . . . . .	29
4.2.1. Reactores agitados batch . . . . .	30
4.2.2. Reactores agitados continuos . . . . .	31
4.2.3. Reactores bioelectroquímicos . . . . .	31
4.3. Recuento de bacterias en un reactor bioelectroquímico . . . . .	34
4.3.1. Recuento de bacterias directo en microscópio . . . . .	34
4.3.2. Recuento de bacterias a través de colonias crecidas en placas . . . . .	34
4.3.3. Cálculo de bacterias generadas diariamente . . . . .	35
4.4. Proceso de flotación . . . . .	35

4.4.1. Reactivos espumantes . . . . .	38
4.4.2. Reactivos colectores . . . . .	38
4.4.3. Reactivos depresantes . . . . .	40
4.4.4. Modificadores de pH . . . . .	41
4.4.5. Modelos teóricos de flotación discreta . . . . .	41
4.4.6. Bioflotación . . . . .	42
4.4.7. Resultados análisis de flotación de <i>A. ferrooxidans</i> en el Proyecto conjunto AMTC . . . . .	45
4.5. Análisis económico y rediseño de procesos . . . . .	45
4.5.1. Metodología de Costeo Basado en Actividades (ABC) . . . . .	47
<b>5. Metodología</b>	<b>50</b>
5.1. Preparación de bacterias y de reactor bioelectroquímico . . . . .	51
5.1.1. Preparación de inóculos de bacterias . . . . .	51
5.1.2. Preparación del reactor bioelectroquímico y cultivo de bacterias . . . . .	51
5.1.3. Operación y medición en el reactor bioelectroquímico . . . . .	53
5.2. Flotación . . . . .	54
5.2.1. Preparación de muestras de mineral . . . . .	55
5.2.2. Fabricación de agua de mar . . . . .	56
5.2.3. Definición de casos de estudio . . . . .	57
5.2.4. Equipo para flotaciones . . . . .	58
5.2.5. Reconciliación de datos . . . . .	60
5.2.6. Identificación de pirita en las muestras . . . . .	61
5.3. Análisis económico . . . . .	64
<b>6. Diseño de reactor bioelectroquímico</b>	<b>66</b>
6.1. Diseño de reactor bioelectroquímico . . . . .	66
6.1.1. Características del reactor bioelectroquímico . . . . .	66
6.1.2. Operación del reactor bioelectroquímico . . . . .	68
6.1.3. Consideraciones sobre el reactor bioelectroquímico . . . . .	75
6.1.4. Voltaje dentro del reactor bioelectroquímico . . . . .	76
<b>7. Desarrollo de trabajo de flotación</b>	<b>77</b>
7.1. Caracterización de mineral recibido . . . . .	77
7.2. Proceso de flotación . . . . .	79
7.3. Resultados proceso de flotación . . . . .	80

7.4. Modelo de Klimpel de resultados de flotación . . . . .	88
7.5. Modelo de recuperación con resultados reconciliados . . . . .	90
7.6. Modelo de recuperación de pirita y calcopirita en el sistema . . . . .	92
<b>8. Análisis económico de la solución</b>	<b>95</b>
8.1. Proceso industrial de plantas concentradoras . . . . .	95
8.1.1. Diferencias entre flotación con <i>A. Ferroxidans</i> y Cal como depre- santes . . . . .	95
8.1.2. Actividades asociadas al proceso de flotación . . . . .	96
8.2. Estimación de bacterias producidas por kWh administrados en el proceso a escala . . . . .	103
8.3. Valorización del proceso llevado a escala . . . . .	106
8.3.1. Ingresos Percibidos . . . . .	106
8.3.2. Costos de Construcción . . . . .	109
8.3.3. Costos de Producción . . . . .	121
8.3.4. Gastos en Recursos Humanos . . . . .	124
8.3.5. Capital de trabajo . . . . .	127
8.4. Resultados económicos . . . . .	128
<b>9. Discusiones</b>	<b>130</b>
9.1. Consideraciones sobre los resultados del proceso . . . . .	130
9.1.1. Acerca del uso del reactor bioelectroquímico . . . . .	130
9.1.2. Diferencias en el proceso de prueba en la celda de flotación . . . . .	131
9.1.3. Apreciaciones económicas . . . . .	132
9.2. Consideraciones sobre otros procesos para deprimir pirita en presencia de agua de mar . . . . .	133
<b>10. Conclusiones</b>	<b>135</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>137</b>
<b>Apéndices</b>	<b>141</b>

# Índice de figuras

1.1. Empleos en la minería (Informe de empleo, INE 2018) . . . . .	2
1.2. Resultados Índice Productividad minera (INE, 2018) . . . . .	2
1.3. Producción de cobre 2015 y proyección esperada 2016 a 2027, según producto, Cochilco (2017) . . . . .	5
1.4. Proyección del consumo de agua fresca (a) y agua de mar (b) a nivel nacional en la minería del cobre. (Cochilco 2017) . . . . .	6
1.5. Destino producción Codelco por continente, Codelco 2017 . . . . .	9
1.6. Resultados operacionales faenas BHP Billiton 2016, Memoria financiera BHP (2017) . . . . .	11
1.7. Destino producción BHP por país y continente, Memoria financiera BHP (2017) . . . . .	11
2.1. Estructura de circuitos de flotación . . . . .	13
2.2. Efecto del espumante Metil IsobutilCarbinol en agua de mar (Castro et al, 2010) . . . . .	15
2.3. Tamaño y peso de la espuma en flotación de agua de dulce y agua de mar(Castro et al, 2010) . . . . .	16
2.4. Comparación de consumos de cal (g Cal/Kg mineral) al molino para alcanzar el pH de flotación rougher en agua de mar y agua dulce (Castro, 2012). . . . .	17
2.5. Efecto del pH en agua de mar en la recuperación tanto de cobre como de molibdeno (Castro, 2012) . . . . .	18
2.6. Efecto del pH en la adherencia de <i>A. ferrooxidans</i> a pirita y calcopirita (Chandraprabha et al., 2004) . . . . .	21
4.1. Imagen de <i>A. Ferrooxidans</i> magnificada 30.000 veces. Parmar y Singh, Geomicrobiología, 1990. . . . .	27

4.2. Esquema general de un reactor de tipo batch . . . . .	30
4.3. Esquema de reactor bioelectroquímico . . . . .	33
4.4. Esquema de celda de flotación . . . . .	37
4.5. Grupos funcionales de los espumantes más usados . . . . .	38
4.6. Clasificación de los colectores según su tipo de ión (catiónicos o aniónicos) y su aplicación (minerales sulfurados o no sulfurados) . . . . .	39
4.7. (a) Recuperación de piritita con distintas concentraciones de colector isopropil xantato de potasio y (b) Recuperación de calcopiritita con distintas concentraciones de colector isopropil xantato de potasio con <i>A. ferrooxidans</i> en función del pH de flotación (Chandraprabha et al., 2004) . . . . .	44
4.8. Etapas del rediseño de procesos de acuerdo a Muthu, Whitman y Cheraghi	46
4.9. Etapas del proceso de concentradoras. Cataldo (2008) . . . . .	46
5.1. Modelo de celda de cultivo de bacterias ferrooxidantes, patente 1467-94 (1998) . . . . .	52
5.2. Pulverizador . . . . .	55
5.3. Equipo cuarterizador rotatorio . . . . .	56
5.4. Modelo de diseño de agua sintética, Kester (1967) . . . . .	57
5.5. Imagen de celda denver . . . . .	58
6.1. Actividad del reactor bioelectroquímico regenerando ion férrico, a la izquierda el reactor bioelectroquímico luego de un día de actividad bacteriana sin corriente activa y a la derecha un día después, luego de activar la corriente de baja intensidad . . . . .	68
6.2. Crecimiento en la concentración de bacterias (bacterias/litro) en el tiempo	69
6.3. Potencial óxido-reducción en el biorreactor en el tiempo . . . . .	70
6.4. Temperatura al interior del biorreactor en el tiempo de experimentación . .	70
6.5. Método de filtrado de bacterias <i>A. ferrooxidans</i> . . . . .	71
6.6. Crecimiento de bacterias en función del consumo acumulado de ion ferroso	73
6.7. Yield del sistema . . . . .	75
7.1. Bandejas resultantes de ejercicio de flotación . . . . .	80
7.2. Recuperación acumulada de cobre usando <i>A. Ferrooxidans</i> vs sin uso de depresante . . . . .	86
7.3. Recuperación acumulada de cobre usando cal vs sin uso de depresante . . .	86

7.4. Recuperación acumulada de molibdeno usando <i>A. Ferrooxidans</i> vs sin uso de depresante . . . . .	87
7.5. Recuperación acumulada de molibdeno usando cal vs sin uso de depresante	87
7.6. Recuperación acumulada de cobre estimada de acuerdo al modelo de Klimpel	89
7.7. Recuperación acumulada de Molibdeno estimada de acuerdo al modelo de Klimpel frente a prueba sin depresante A . . . . .	89
7.8. Recuperación de cobre utilizando datos reconciliados . . . . .	91
7.9. Recuperación de molibdeno utilizando datos reconciliados . . . . .	91
7.10. Recuperación de pirita utilizando datos reconciliados . . . . .	93
7.11. Recuperación de calcopirita utilizando datos reconciliados . . . . .	93
8.1. Esquema de plantas concentradoras utilizando cal . . . . .	96
8.2. Esquema de plantas concentradoras utilizando <i>A. Ferrooxidans</i> . . . . .	96
8.3. Volumen y Área total de cátodo y radio y volumen de cada reactor bioelectroquímico en función de cuántos reactores deben utilizarse para obtener el nivel de bacterias para procesar 100ktpd de mineral . . . . .	116
8.4. Configuración reactores bioelectroquímicos en función de los filtros centrífugos	123
1. Reactor bioelectroquímico piloto abierto de 500 ml . . . . .	149
2. Resultados reactor bioelectroquímico piloto abierto de 500 ml . . . . .	150
3. Reactor bioelectroquímico piloto abierto de 2000 ml . . . . .	151
4. Resultados crecimiento reactor bioelectroquímico de 2000 ml . . . . .	151
5. Resultados potencial eléctrico reactor bioelectroquímico 2000 ml . . . . .	152
6. Reactor bioelectroquímico piloto cerrado de 3500 ml . . . . .	153
7. Resultados reactor bioelectroquímico 3500 ml . . . . .	153
8. Gráfico de curva de Reynolds para turbina de seis palas . . . . .	160
9. Cotización reactor agitado . . . . .	161
10. Relación flujo de aire entregado vs volumen receptor de flujo de aire alimentado (engineeringtoolbox.com, 2019) . . . . .	163
11. Aireador . . . . .	164
12. Cotización filtro centrífuga . . . . .	167
13. Diseño bomba seleccionada para salida de reactor bioelectroquímico . . . . .	169
14. Consumo energético bombas de salida de reactor bioelectroquímico . . . . .	170
15. Diseño bombas de recirculación a reactor bioelectroquímico . . . . .	171
16. Patente flotación usando Aire y Metabisulfito al año 2016 . . . . .	174



# Índice de cuadros

1.1. Participación de la minería chilena a nivel mundial, Cochilco 2018 . . . . .	3
4.1. Medio de cultivo Tuovinen y Kelly para el desarrollo de bacteria <i>A. Ferrooxidans</i> . . . . .	28
5.1. Condiciones de operación . . . . .	59
5.2. Masas de especies en las muestras de flotación . . . . .	62
7.1. Perfil granulométrico de muestra recibida . . . . .	77
7.2. Perfil granulométrico de la muestra luego de pulverización . . . . .	78
7.3. Composición mineral de la muestra recibida . . . . .	78
7.4. Masa recuperada en experiencias de flotación (gramos) . . . . .	81
7.5. Resultados de flotación entregados por GEOMET: Recuperación porcentual de especies por medición . . . . .	82
7.6. Recuperación de Cobre . . . . .	83
7.7. Recuperación de molibdeno . . . . .	84
7.8. Constantes cinéticas y recuperación total estimada de cobre y molibdeno por experiencia . . . . .	90
7.9. Constantes cinéticas y recuperación total estimada de cobre y molibdeno por experiencia en datos reconcilados . . . . .	92
7.10. Constantes cinéticas y recuperación total estimada de pirita y calcopirita por experiencia en datos reconcilados . . . . .	94
8.1. Recursos y actividades asociados a la etapa Rougher de la concentradora . . . . .	97
8.2. Recursos y actividades asociados a la administración de reactivos en la planta concentradora . . . . .	99
8.3. Recursos y actividades asociados a la incubación de <i>A. Ferrooxidans</i> en la concentradora . . . . .	101

8.4.	Recuperación de cobre y molibdeno estimada . . . . .	107
8.5.	Parámetros de cálculo de ingreso por minerales procesados . . . . .	108
8.6.	Ingresos anuales por concentrados de mineral . . . . .	108
8.7.	Estimación de Yield ponderado continuo en el reactor . . . . .	111
8.8.	Relación entre mineral procesado al día, radio, altura, volumen del reactor bioelectroquímico frente a una densidad de corriente de 0,58 y 10 $A/m^2$ . .	115
8.9.	Resumen de gastos de inversión y de operación asociados a reactores bio- electroquímicos para producción de <i>A. Ferrooxidans</i> . . . . .	119
8.10.	Gastos de inversión asociados a producción de bacterias <i>A. Ferrooxidans</i> .	121
8.11.	Consumo de químicos para preparación de medio de cultivo en operación .	122
8.12.	Costo energético de operación . . . . .	124
8.13.	Recursos humanos adicionales en operación de bioflotación . . . . .	125
8.14.	Costos de tratamiento anuales por concentrados de mineral . . . . .	126
8.15.	Costos de refinación anuales por concentrados de mineral . . . . .	126
8.16.	Total de gastos en operación anual . . . . .	127
1.	Composición típica y elemental de una célula microbiana . . . . .	146
2.	Distribución de minerales, expresada en % Peso. . . . .	154
3.	Composición mineralógica de 100 % de Minerales opacos . . . . .	155
4.	Composición mineralógica de 100 % de Minerales sulfurados de Cu y Fe .	155
5.	Granulometría experiencias de flotación en función a tamaño de malla (ma- sa en gramos) . . . . .	157
6.	Valores constantes KL y KT ante distintos tipos de impulsor . . . . .	159
7.	VPN Diferencial ingresos uso <i>A. Ferrooxidans</i> frente a cal como depresante de pirita (en MM USD) . . . . .	173

# Capítulo 1

## Introducción

### 1.1. Minería en Chile

La minería es una de las principales actividades de la economía chilena. Aporta el 9% del PIB nacional (Sernageomin 2016), y es el área con mayor inversión extranjera con un 33.3% del total (Cochilco 2015).

Además el crecimiento del país está estrechamente vinculado con el desarrollo del sector minero, tanto así que por cada empleo directo en minería se generan 2,5 a 3 empleos indirectos (Cochilco 2015). A su vez, la demanda de metales es directamente dependiente de la demanda internacional y de las mejoras que pueda hacer para mejorar su eficiencia y capacidad.

Es así que en los últimos años, producto de la demanda internacional, ha existido una disminución de empleos, mientras en mayo de 2015 el empleo en minería alcanzaba a 227 mil trabajadores, en mayo de 2016 registró 208 mil lo que implica una disminución de 8%. El nivel de empleo a abril de 2016 fue superior sólo en 7.000 trabajadores respecto de los registrados en marzo del año 2010.

Sin embargo, de acuerdo al último informe de empleo de INE, representado en la figura 1.1, correspondiente al trimestre junio-agosto 2017, la ocupación en este sector productivo se ha incrementado en un 3,6%, esto es un aumento de 7.000 nuevos puestos de trabajo. Esto es un indicativo de que la actividad económica del sector, ha comenzado a repuntar.



Figura 1.1: Empleos en la minería (Informe de empleo, INE 2018)

Esta hipótesis de mejora planteada por la SONAMI, se hace también relevante al considerar los resultados interanuales del índice de productividad minera, los cuales se muestran en la figura 1.2, los cuales han mostrado un alza sistemática y sostenida durante el último año.

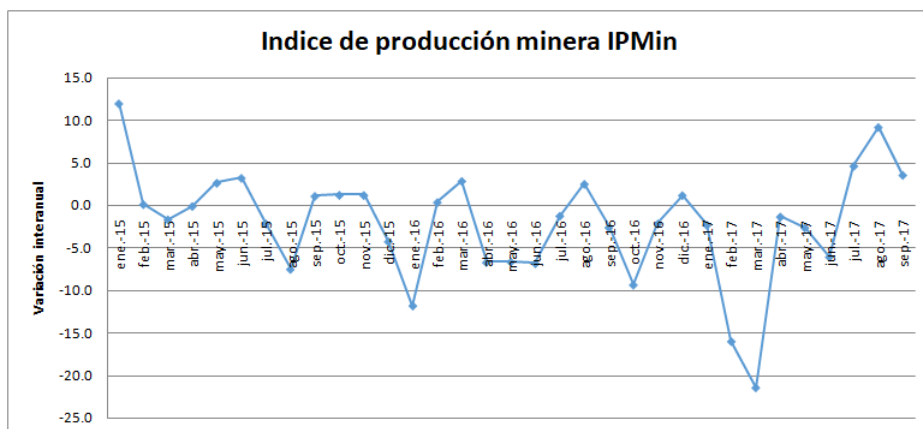


Figura 1.2: Resultados Índice Productividad minera (INE, 2018)

Esto lleva a pensar que el crecimiento de la mano de mejoras en competitividad y eficiencia se volverá una necesidad para el sector minero.

Dentro de los distintos metales procesados Chile es el principal productor a nivel mundial de cobre, renio, nitratos naturales, litio y yodo. Además destaca su participación en la producción de molibdeno, plata y oro (Cochilco 2015).

En 2016 se produjeron 5.545 miles de toneladas métricas de cobre en Chile, lo que representó un 27 % de la producción mundial, y de acuerdo al consejo minero, que agrupa a las principales mineras del país, esto ubica al país como el máximo productor de este metal, seguido de Perú con un 11 % y China con un 9 % .

El cuadro 1.1 muestra el nivel competitivo de Chile en la producción y participación mundial de los principales metales exportados, ubicando al país competitivamente en el cobre, la plata y el molibdeno.

Mineral	Producción en Chile	Participación Mundial	Ranking	% Reservas mundiales
Cobre	5,55 Millones de TM	28,0 %	1	29 %
Oro	43,32 TM	1,4 %	14	7 %
Plata	1.500 TM	6,0 %	4	14 %
Molibdeno	55,65 mil TM	23,0 %	2	11 %
Hierro	9,1 Millones de TM	0,7 %	13-15	menor a 1 %

Cuadro 1.1: Participación de la minería chilena a nivel mundial, Cochilco 2018

La producción chilena de cobre se atribuye a 27 faenas mineras, las cuales se concentran principalmente en las Regiones de Tarapacá, Antofagasta, Atacama y Coquimbo, un detalle de la distribución de las faenas y su propiedad se encuentra en el Apéndice A.

Estas plantas tienen como principales compradores a los países asiáticos, que representan en conjunto un 62 % de las exportaciones nacionales. China por sí sola representa más de un tercio (32,6 %) del total de las ventas de cobre al exterior, Japón otro 12,4 %, Corea

del Sur 6,9% y Taiwán 3,7%. 17% de las importaciones de cobre chileno corresponde a países europeos. En cuanto a América, representa el 13% de las exportaciones, donde Brasil (5,6%) importa más que Estados Unidos (4,0%). Mexico y Australia importan 1,8% y 1,6% respectivamente y otros países diversos acumulan, en conjunto, un 6%.

A nivel de formatos de exportación y proyecciones Cochilco indica un leve aumento productivo a nivel país, para pasar de las actuales 5.775 miles de toneladas de cobre fino declaradas en 2015 a alrededor de 5.873 miles de toneladas hacia el 2027, un aumento de 1,7% con respecto a 2015 a una tasa de crecimiento anual de 0,13%. Este leve aumento de producción viene acompañado de dos peaks productivos: El 2021, donde se espera que alcance las 6.355 miles de toneladas, y el 2024 donde llegaría a 6.343 miles de toneladas.

Los análisis y proyecciones de la producción de cobre establecidos por Cochilco y presentados en la figura 1.3 muestran que la producción nacional de las operaciones actuales viene cayendo fuertemente, estimándose que sin la inclusión de proyectos de reposición y expansión o nuevas iniciativas productivas, esta caería un 34,21% hacia el 2027 (3.799 miles de toneladas). Esta disminución en la producción de los proyectos en operación ocurre como un proceso natural de envejecimiento de las faenas actuales al existir una disminución de las leyes y un agotamiento del mineral explotado, muy marcado en las operaciones productoras de cátodos SxEw. Las expansiones y proyectos de reposición aportarían hacia 2027 alrededor de 1.127 miles de toneladas de cobre fino, pero no lograrían sustentar la caída de las operaciones, siendo necesario la inclusión de proyectos nuevos al perfil productivo que, con un aporte productivo de 946 mil toneladas hacia el 2027, permitirían lograr el esperado crecimiento del 1,7%.

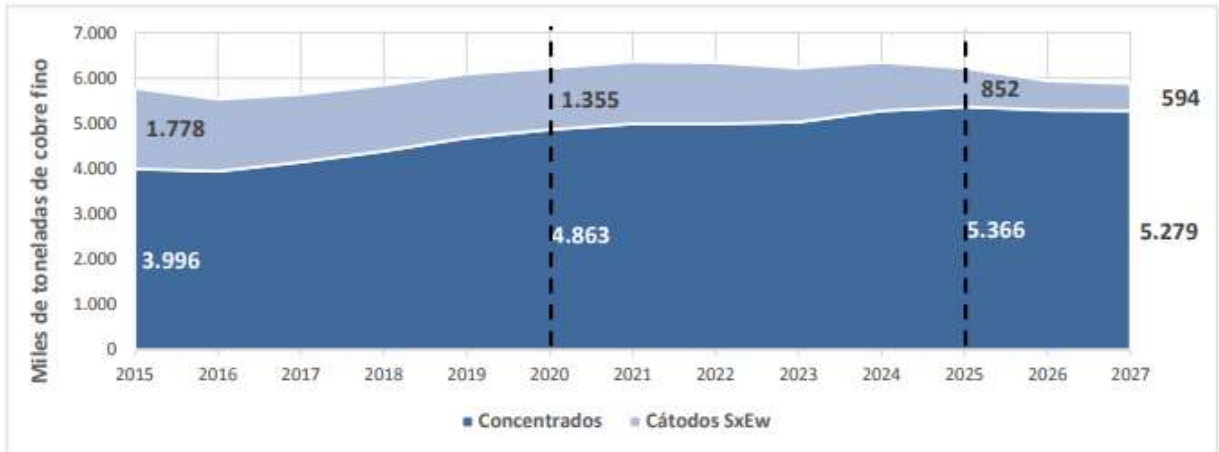


Figura 1.3: Producción de cobre 2015 y proyección esperada 2016 a 2027, según producto, Cochilco (2017)

En esta misma figura se estima que gran parte del aumento productivo provenga de la producción de concentrados, representando un aumento de 32,1 % hacia 2027 con respecto a 2015, en desmedro de la producción de cátodos SxEw, un 66,6 % menos de producción con respecto a 2015, debido al agotamiento de recursos oxidados y la inexistencia de nuevos proyectos hidrometalúrgicos. El fuerte crecimiento de la producción de concentrados viene de la mano de factores importantes a considerar, entre ellos el fuerte aumento del procesamiento de minerales en el país, de 553 millones de toneladas procesadas en 2015 a alrededor de 890 millones de toneladas a procesar en 2027, más del doble del crecimiento de la producción de cobre fino en concentrados (67,3 %), lo que también incide en la generación de relaves.

Los concentrados se obtienen mediante el proceso de flotación el cual utiliza las diferencias de propiedades superficiales entre el mineral valioso y el de poco interés económico, también conocido como ganga (Wills, 2006). Específicamente, el proceso de separación selectiva toma ventaja de las diferencias de hidrofobicidad existentes entre los diferentes minerales que componen el mineral original (Gaudin, 1976). Este proceso demanda la mayor cantidad de agua en la minería del cobre (alrededor del 70 %), por lo tanto, el aumento en la producción de concentrados conllevará al aumento en el consumo de agua. Sin embargo, los efluentes de agua dulce, en particular en la zona norte del país se han vuelto cada vez más escasos, tanto en caudales, como en accesibilidad a los mismos, debido al

desarrollo urbano de la zona, a transformaciones naturales del entorno y a cambios en la regulación para su uso a nivel industrial.

Existen discusiones actuales sobre la modificación del artículo 111 del Código de Minería, la cual establecería una obligatoriedad para todas aquellas empresas mineras que requieran sobre 150 l/s de agua para sus procesos, el utilizar agua de mar sin tratar o desalada por medio de una planta desalinizadora propia o de terceros; además de limitar la adquisición de derechos de agua que aparezcan en la zona de concesión, a objeto de que, en casos de escasez de agua donde se ubiquen las faenas mineras, los acuíferos disponibles puedan destinarse a consumo humano.

Como lo muestra la figura 1.4 Cochilco estima que, al igual que el consumo de agua fresca, el consumo de agua de mar sería significativo en el proceso de concentración y aumentará con el paso del tiempo debido a la mayor explotación de los sulfuros. Para el 2027 se espera que más de un 90 % del agua proveniente de los océanos sea destinada al tratamiento de sulfuros para la producción de concentrados. En el informe Proyección de Consumo de agua en la minería del cobre 2016-2027.

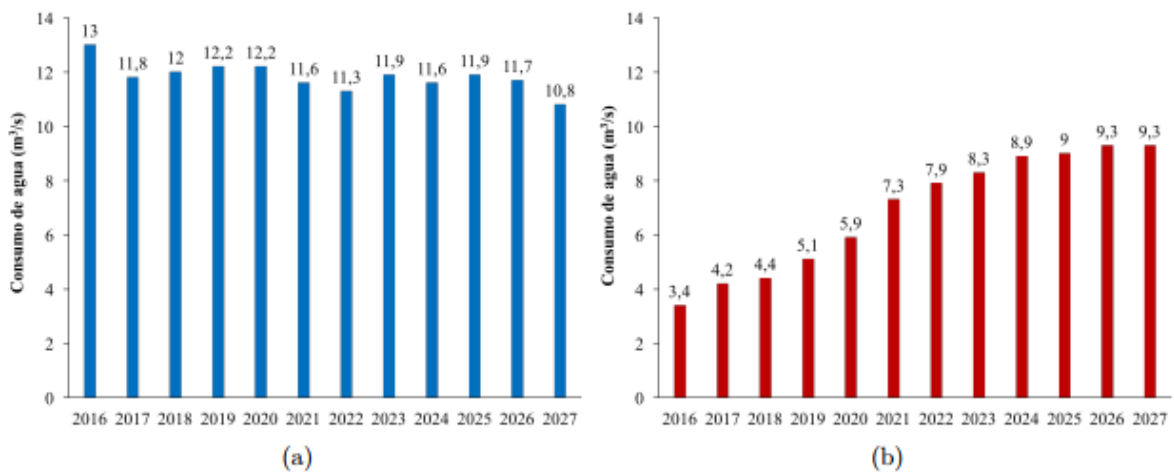


Figura 1.4: Proyección del consumo de agua fresca (a) y agua de mar (b) a nivel nacional en la minería del cobre. (Cochilco 2017)

Adicionalmente, el uso de agua de mar presenta una ventaja en la posibilidad de ob-



tención de permisos de explotación al no tener que disputar acuíferos y, al tener un costo de adquisición más bajo.

Sin embargo, el agua de mar posee una serie de iones que afectan el procedimiento de la flotación, entre los cuales se destacan:

- Iones principales: (86.73 %)  
 $Na^+$ ,  $Cl^-$
- Iones secundarios: (13.27 %)  
Sulfato: (7.68 %) Magnesio: (3.68 %) Calcio: (1.18 %) Potasio: (1.11 %)

Estos iones no sólo afectan las instalaciones con un efecto corrosivo en los equipos, sino que también afectan la capacidad de las concentradoras para recuperar minerales específicos como la calcopirita ( $CuFeS$ ).

Es así que empresas han considerado como mejor solución el uso de plantas desalinizadoras por osmosis inversa puesto que les permite contar con agua dulce en sus procesos tanto de concentración como de electroobtención sin generar modificaciones significativas a los mismos. Es así como BHP ha puesto en marcha este año su segunda desalinizadora, Escondida Water Supply (EWS), calificada como la desaladora más grande del continente con una capacidad de  $2,5 m^3/s$ .

Lamentablemente, el uso de plantas desalinizadoras aún plantea un desafío a nivel técnico y, principalmente económico, puesto que para lograr obtener el agua desalinizada es necesario bombear a las plantas un volumen de al menos el doble del agua a utilizar para enviar de vuelta al mar una salmuera con el doble de concentración salina. Así como también se hace necesario tener presente el costo energético de dicho bombeo de masa de agua, tanto de ida como de vuelta y el costo de las membranas para la osmosis inversa, la planta desalinizadora en sí y su operación.

De esta manera, ha surgido un fuerte análisis sobre el uso de agua de mar sin desalar, siendo la operación de la Faena Centinela un caso destacado, en el cual el 100 % del suministro de agua para operación de la concentradora de 105 ktpd de mineral procesados corresponde a agua de mar sin desalar, la cual es traída por medio de un acueducto de 145 km el que bombea hasta 650 lps.

Es así que el nuevo desafío de la minería es encontrar y desarrollar técnicas que permitan introducir de manera más eficaz y competitiva el agua de mar en sus procesos.

## 1.2. Principales compañías mineras en Chile

A nivel de empresas, las dos principales productoras de cobre en Chile son CODELCO, de propiedad estatal, y la privada australiana BHP Billiton.

Codelco es el productor de cobre más grande del mundo y la empresa que más contribuye a la economía chilena. Durante el año 2016, su producción totalizó 1.827 miles de tmf (incluidas sus participaciones en El Abra y Anglo American Sur), cifra récord histórica que representa un 10 % de la producción mundial y un 33 % de la producción nacional. La compañía cuenta con siete Divisiones mineras: Radomiro Tomic, Chuquibambilla, Gabriela Mistral, Ministro Hales, Salvador, Andina y El Teniente. A estas operaciones se suma la División Ventanas, dotada de instalaciones de Fundición y Refinería. Codelco es encabezada por un directorio con nueve integrantes designados de acuerdo a normas establecidas en la Ley N° 20.392, promulgada el 4 de noviembre de 2009. El directorio está conformado por cuatro directores designados a partir de una quina seleccionada por el Consejo de la Alta Dirección Pública; un director escogido a partir de una quina presentada por la Federación de Trabajadores del Cobre (FTC), y un director elegido de una quina presentada, en conjunto, por la Federación de Supervisores del Cobre (FESUC) y la Asociación Nacional de Supervisores del Cobre (ANSCO). El Presidente del directorio es nombrado por el Presidente de la República, de entre los directores.

La figura 1.5 muestra el destino de la producción de Codelco por continente, destacado el 59 % cuyo destino es Asia, principalmente China.

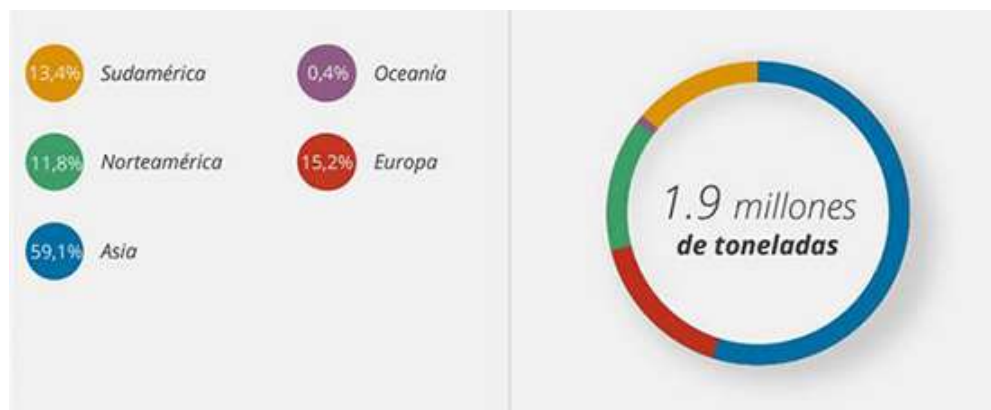


Figura 1.5: Destino producción Codelco por continente, Codelco 2017

Por otro lado, BHP tiene una estructura accionarial dual. Mientras BHP Billiton Limited está listada en la Australian Securities Exchange, BHP Billiton Plc está listada en la London Stock Exchange y forma parte del FTSE 100.

Durante el 2016 produjo 1.243.524 t de cobre fino en sus operaciones en Chile, un 22 % de la producción nacional.

En Chile opera Minera Escondida, Minera Spence y Compañía Minera Cerro Colorado. Minera Escondida es la principal faena de BHP en Chile. Está situada a 170 km al sureste de la ciudad de Antofagasta, en el desierto de Atacama, a una altura de 3.100 metros sobre el nivel del mar. Produce concentrado y cátodos de cobre a través de la explotación de dos rajos abiertos (Escondida y Escondida Norte). En 2016 la producción de Escondida totalizó 1,002 millones de toneladas, de las cuales 689.884 toneladas correspondieron a cobre contenido en concentrado y 312.147 toneladas, a cobre en cátodos. Según estadísticas de la Comisión Chilena del Cobre, Escondida representó el 18 % del total de cobre fino producido en el país en 2016.

La infraestructura actual en faena consiste en sistemas de chancado y transporte de mineral, tres plantas concentradoras, dos pilas de lixiviación, dos plantas de extracción por solventes y una planta de electro-obtención, así como dos mineroductos que transportan el concentrado hasta sus instalaciones en Puerto Coloso, al sur de Antofagasta, donde es filtrado y embarcado a los clientes. Allí opera también una planta desalinizadora de agua de mar que produce agua para uso industrial, la que es bombeada hasta la mina a través de un acueducto de 166 km. El concentrado de cobre se obtiene a través del proceso de

flotación de mineral sulfurado y los cátodos de cobre, mediante lixiviación de mineral oxidado, biolixiviación de sulfuros de baja ley, extracción por solventes y electro-obtención.

BHP Pampa Norte es la unidad de negocios integrada por dos operaciones: Minera Cerro Colorado (Cerro Colorado), la primera en el mundo en tratar su mineral mediante biolixiviación; y Minera Spence (Spence), la primera operación de BHP en el siglo XXI, con la última tecnología en producción cuprífera. Ambas faenas producen cátodos de alta calidad mediante el procesamiento de óxidos y sulfuros de cobre a través de lixiviación, extracción por solventes y electro-obtención. En 2016, la producción de Pampa Norte totalizó 241.493 toneladas de cátodos de cobre de alta pureza, con una variación de -3,4% en relación a las 250.109 toneladas registradas el año previo. Spence produjo 167.491 toneladas, en tanto la producción de Cerro Colorado fue de 74.002 toneladas, con variaciones de -4,63% y -0,64%, respectivamente, en comparación con los volúmenes generados en 2015. Spence es una mina a cielo abierto situada en la comuna de Sierra Gorda, en el desierto de Atacama, región de Antofagasta, a 1.750 metros sobre el nivel del mar. Esta faena entró en producción en diciembre de 2006, con una vida útil prevista hasta el año 2024.

La figura 1.6 muestra los resultados operacionales de cada faena de BHP en Chile, mostrando el aporte económico entregado al país, donde destacan, más de 7476 empleos directos y 974 MMUSD de aporte a las arcas fiscales chilenas como impuestos pagados.

	Métrica	Minera Escondida	Pampa Norte		BHP Billiton Chile
			Cerro Colorado	Spence	
Total cobre fino producido	tmf	1.171.648	79.574	176.064	1.427.286
Porcentaje Producción cobre nacional	%	20,2	1,4	3,1	24,7
Porcentaje Producción cobre mundial	%	6,3	0,4	0,96	7,7
Ventas	MMUS\$	8.004	1.054	1.517	10.575
Impuestos pagados	MMUS\$	881	93		974
Empleados directos	Personas	4.608	928	1.129	7.476 <sup>(1)</sup>
Contratistas	FTE	8.707	3.169		26.977 <sup>(2)</sup>
Inversión Comunitaria	MMUS\$	23	5	5	33
Número de proveedores locales	Unidades	1.361	992		2.776 <sup>(3)</sup>
Porcentaje de proveedores locales <sup>(4)</sup>	%	91	96		91

(1) El total de BHP Billiton Chile también incluye la dotación de las oficinas de Iquique y Santiago.  
 (2) El total Contratistas de BHP Billiton Chile también incluye los contratistas de proyectos y de la oficina de Santiago.  
 (3) El total de BHP Billiton Chile también incluye proveedores de proyectos y de la oficina de Santiago.  
 (4) Proveedores locales hace referencia a proveedores nacionales.

Figura 1.6: Resultados operacionales faenas BHP Billiton 2016, Memoria financiera BHP (2017)

En 2016 BHP Chile tuvo una participación de 6,2% en la producción de cobre en el mundo. Además, y al igual que Codelco, su mayor foco de exportaciones es hacia China, la cual representa un 48.9% de destino de sus exportaciones, como muestra la figura 1.7.

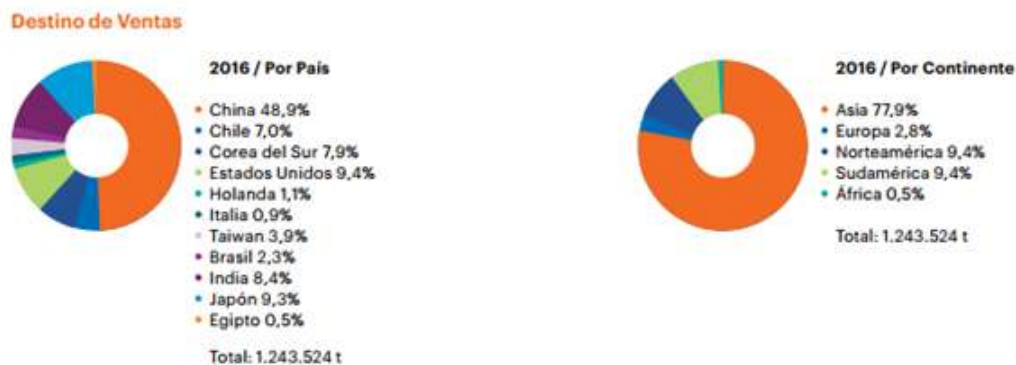


Figura 1.7: Destino producción BHP por país y continente, Memoria financiera BHP (2017)

Tanto la figura 1.6 como la 1.7 fueron reportadas a través de las memorias financieras de BHP en Chile en el 2017.

# Capítulo 2

## Antecedentes

### 2.1. Descripción del proyecto

Como mencionábamos en el capítulo anterior, el principal uso del agua dentro de la industria minera corresponde a las plantas concentradoras y, en particular, al proceso de flotación de las mismas, el cual aprovecha la hidrofobicidad de los minerales que componen las rocas a procesar (Gaudin, 1976).

Para entender los requerimientos de agua en los procesos, consideremos que la producción de 1 kilogramo de cobre requiere de alrededor de  $0,1 \text{ m}^3$  de agua (Castro, 2013).

Además, el consumo total de agua en las concentradoras, está en el rango de 1,0 a  $2,5 \text{ m}^3/\text{ton}$  de mineral (Castro, 2013).

En términos de agua alimentada y no recirculada en el proceso de la concentradora, el consumo de agua dulce fresca está entre  $0,4$  a  $0,8 \text{ m}^3/\text{ton}$  de mineral, mientras que en caso de emplear agua de mar fresca, se considera un consumo mayor, de alrededor de  $0,6$  a  $0,8 \text{ m}^3/\text{ton}$ . Así, una planta con capacidad para procesar 100 mil toneladas por día demanda alrededor de 700 litros de agua por segundo (Castro, 2013).

Las plantas concentradoras son, en general, procesos continuos en que el mineral se somete a distintas etapas, tomando, en cada una, ventaja de las propiedades del mineral alimentado para separarlo tanto de la ganga, como de otras impurezas que no presentan

interés comercial. La figura 2.1 muestra en general la presencia de 3 etapas principales: Rougher, Scavenger y Cleaner. En la etapa de concentración primaria, o Rougher, un conjunto de minerales con objetivo son separados de la ganga mineral; mientras que en la etapa Cleaner, los minerales ya recuperados en la etapa Rougher suelen ser separados selectivamente. La etapa Scavenger se agrega como una etapa en que buscar recuperarse las trazas de minerales objetivo que no lograron ser recuperados previamente.

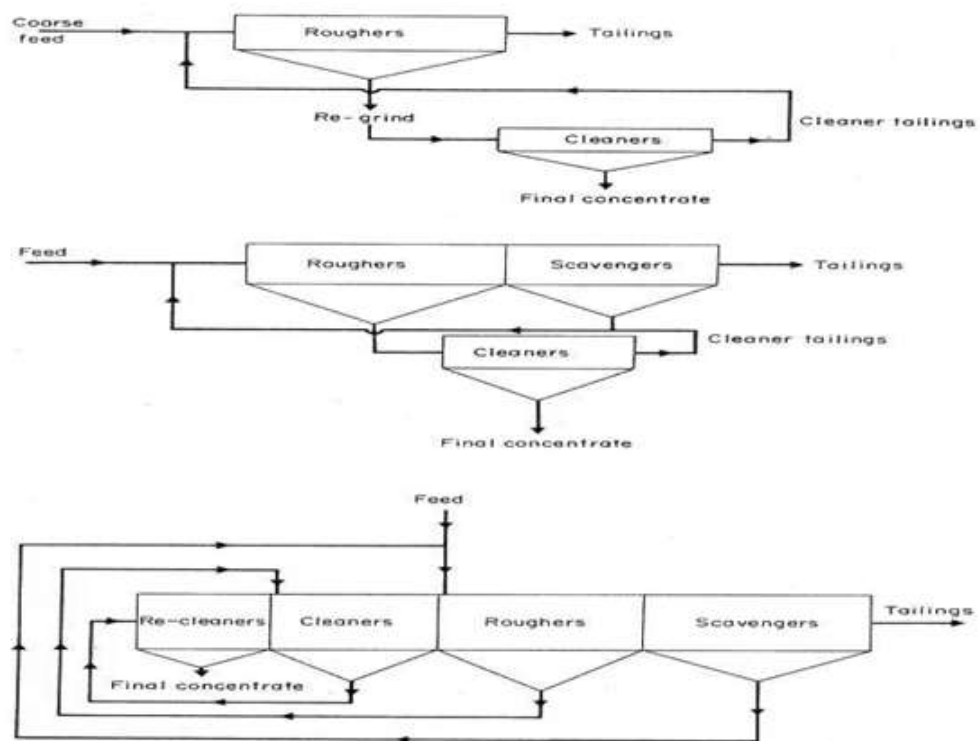


Figura 2.1: Estructura de circuitos de flotación

En la flotación son pocas las especies que poseen naturaleza hidrófoba significativa, en consecuencia, para lograr la separación selectiva de minerales que tienen un carácter más bien hidrófilo, esto hace necesario la adición de reactivos que proporcionen características hidrófobas (como los colectores), así como agentes que reduzcan estas propiedades en otros (depresantes) para lograr la recuperación de minerales objetivo (Leja, 2004). Esto implica la recuperación de compuestos con cobre como mineral principal y molibdeno como mineral secundario.

Dentro de los minerales de cobre, la pirita ( $FeS_2$ ) suele encontrarse también y ser una de las gangas sulfurosas más abundantes. Para evitar la recuperación de ésta en circuitos de flotación de minerales de cobre, comúnmente se emplea cal para llevar a cabo el proceso a valores altos de pH, entre 9-11, por lo que muchas veces, este insumo representa uno de los mayores costos en la etapa de concentración primaria de las plantas de flotación (Lopez y Reyes, 2005).

Sin embargo, al utilizar agua de mar, lograr una alta recuperación de cobre y molibdeno se vuelve mucho más complejo, dado que la molibdenita se deprime en agua de mar a valores de pH normales en una etapa rougher (10,0 - 10,5), según el efecto de precipitación secundaria de coloides los cuales se depositan en la superficie de los minerales naturalmente hidrofóbicos. Mientras que la pirita no puede ser deprimida si se quiere disminuir el pH de la operación a valores menores que 9,5.

De esta manera, si bien en el caso de minerales de cobre y molibdeno puede dar recuperaciones menores de cobre (en 1-2 puntos porcentuales) utilizando cal; el aspecto crítico está en los subproductos de Molibdeno, donde las concentradoras pueden perder 10-30 puntos porcentuales (Castro, 2013).

Por otro lado, el no uso de cal hace que no se pueda deprimir la pirita, con lo que es difícil lograr un concentrado que tenga un 28-30% de cobre. Además, el uso de cal para aumentar el pH del agua de mar, crece exponencialmente debido al efecto buffer que causan los iones disociados provenientes del ácido bórico y carbónico (Castro, 2013).

## 2.2. Transformaciones del proceso de flotación al usar agua de mar

De esta manera, los principales problemas de la transición de uso de agua dulce a agua de mar en las concentradoras de minerales de cobre pueden resumirse en:

- Tamaño de burbuja, donde el agua de mar disminuye el tamaño de burbuja, afectando y reemplazando el rol del espumante. La figura 2.2 muestra como el diámetro promedio cae a distintas concentraciones de uno de los espumantes más usados, el



Metil isobutil carbinol y, en la medida que la concentración de agua aumenta el efecto sobre el tamaño de burbuja en la flotación se vuelve cada vez menos significativo, independiente de su concentración.

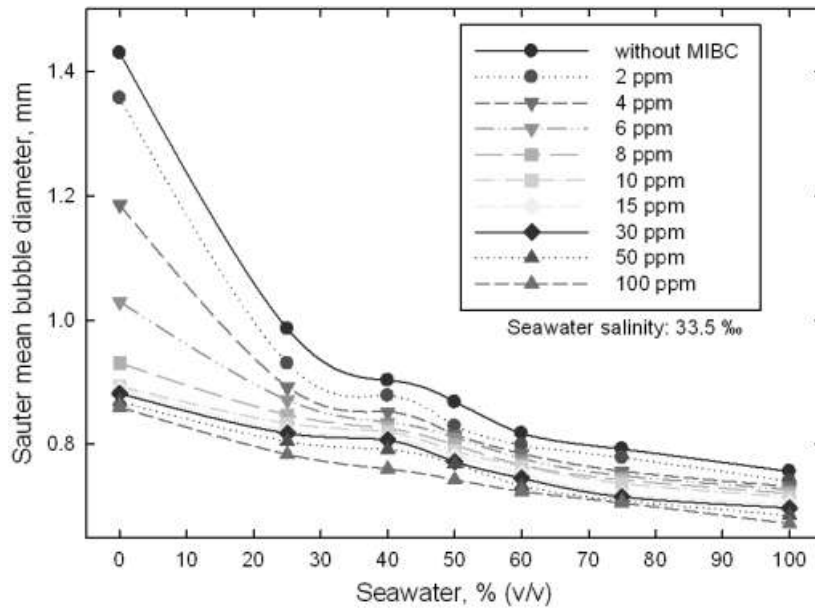


Figura 2.2: Efecto del espumante Metil IsobutilCarbinol en agua de mar (Castro et al, 2010)

- Espumación: En el caso de la espumación, los la figura 2.3 muestra que la capa resultante de la flotación en agua de mar es menor que en el caso de agua dulce, lo que indica una menor recuperación posterior de minerales.

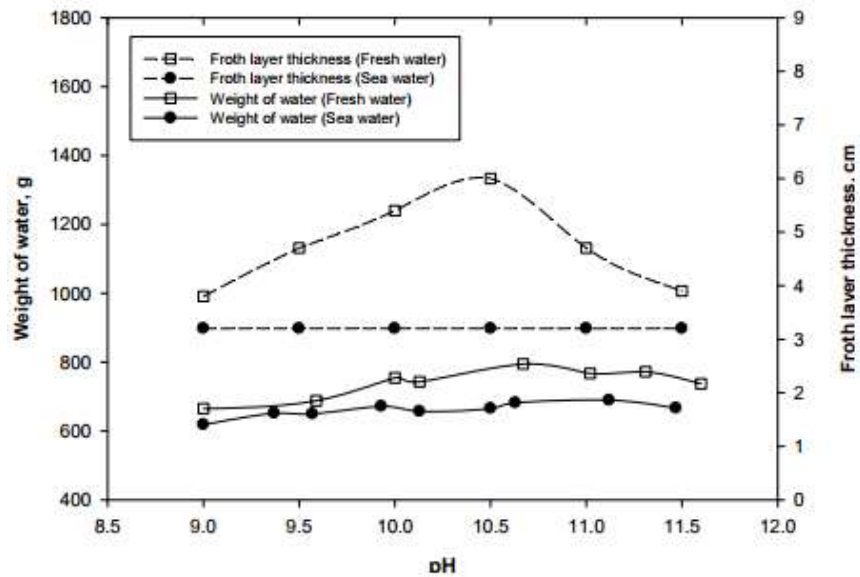


Figura 2.3: Tamaño y peso de la espuma en flotación de agua de dulce y agua de mar(Castro et al, 2010)

- Consumo de cal en pulpas de flotación: El agua de mar actúa como un buffer a la cal entre los pH 9 y 10, lo que genera un aumento del consumo de esta en el molino para llegar a la condición de recuperación óptima. Como lo muestra la figura 2.4, en la cual se analiza el comportamiento de un molino para la recuperación de minerales sulfurados de cobre (Castro 2013) en presencia de agua de mar.

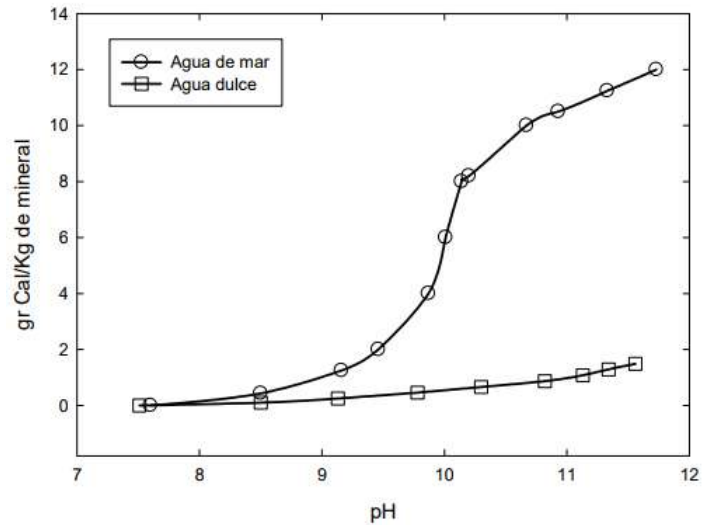


Figura 2.4: Comparación de consumos de cal (g Cal/Kg mineral) al molino para alcanzar el pH de flotación rougher en agua de mar y agua dulce (Castro, 2012).

- Flotación de minerales de Cu-Mo: Para lograr extraer la molibdenita presente en compuestos de sulfuros de cobre, típicamente se utiliza el proceso de flotación selectiva, o flotación en dos etapas, con lo que primero son separados la molibdenita y los sulfuros de cobre y luego la molibdenita de los sulfuros de cobre. Sin embargo, en presencia de agua de mar, al llevar a cabo la flotación primaria en pH 10-12, la figura 2.5 muestra que la recuperación de molibdenita decae significativamente, impidiendo llevar el mineral a etapas posteriores de recuperación.

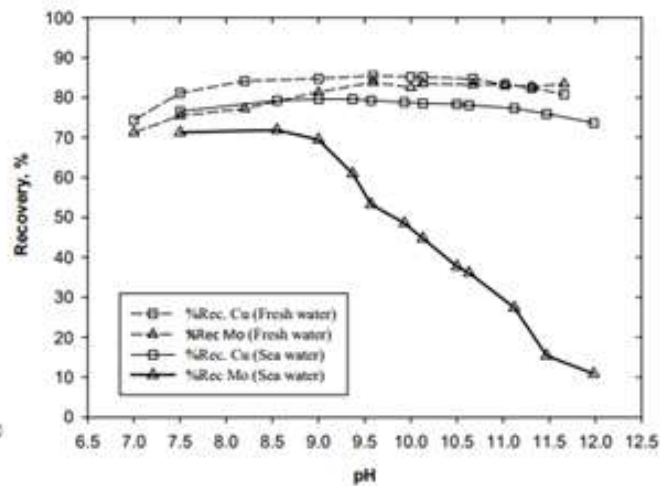


Figura 2.5: Efecto del pH en agua de mar en la recuperación tanto de cobre como de molibdeno (Castro, 2012)

- Depresión de molibdenita en agua de mar: Como notamos en el caso anterior, la recuperación de molibdeno en flotación en agua de mar no puede llevarse a cabo en una flotación selectiva. Raghavan y Hsu (1984) indican que es posible generar heterocoagulación entre la molibdenita y el cuarzo, resultando en la depresión de la molibdenita. Esto en condiciones de pH cercanas a 11 y en ausencia de calcio.

Por otro lado las especies hidrox-complejas catiónicas del tipo  $Mg(OH)^+$  tienen alta capacidad de adsorberse sobre sitios aniónicos de la superficie mineral y también sobre la superficie de las burbujas confiriéndoles carga positiva.

Esta adsorción ocurre sobre los sitios bordes de la estructura de la molibdenita, donde también se inicia la precipitación del hidróxido de magnesio formando un recubrimiento hidrofílico que se extiende a los sitios caras.

De esta manera, ambos iones, juegan un rol en impedir la flotación de la molibdenita e presencia del agua de mar.

### 2.3. Estado actual de tecnologías de flotación con agua de mar

Dado el valor económico del molibdeno en la minería, las empresas del rubro han buscado alternativas, tanto en transformación de sus procesos, como en el uso de nuevos agentes que permitan deprimir pirita sin perjudicar la recuperación de la molibdenita. De esta manera, se encuentran disponibles al menos 4 tecnologías en el mercado a la fecha:

- Agua de mar desalada por osmosis inversa (Presente en minera escondida, BHP Billiton)
- Agua de mar cruda aplicando tecnología MBS (metabisulfito) (Esperanza, Antofagasta Minerals) (Apéndice B)
- Agua de mar cruda aplicando tecnología AMBS (aire–metabisulfito) (Barrick Gold Corporation, Patente Norteamericana US2016/0199854) (Apéndice B)
- Tecnología AMPPT (agua de mar pre-tratada), agua de mar depurada usando lechada de cal y remoción de los precipitados formados (U. de Concepción – AMIRA International) (Apéndice B)

Dentro de estas alternativas de solución, la más frecuente ha sido el uso de la desalación mediante osmosis inversa puesto que permite mantener el proceso de la concentradora sin cambios, puesto que el efluente entra desalado a la etapa primaria, sin embargo esta tiene un alto costo de inversión y operación, de acuerdo a Wittholz (2008), el operar una planta desalinizadora tiene un costo por metro cúbico de agua tratada del orden de 0,50 USD a 2 USD, dependiendo de la escala de la misma y del acceso a energía para su operación.

Dentro de las empresas que se encuentran utilizando agua desalada en sus concentradoras, se destacan los proyectos de Escondida, operando una desaladora con captación de agua marina de 1.050 litros por segundo y producción de agua industrial de 525 litros por

segundo, lo que conlleva una devolución al mar de una salmuera de 525 litros por segundo con el doble de concentración salina, además de un costo de instalación.

Mientras que su segunda planta EWS tuvo un costo de inversión de 3.400 MM USD para procesar 2.500 litros por segundo. Todo esto, a un costo de operación de entre 0,6 y 1,2 US\$/m<sup>3</sup>, de acuerdo a Leonardo Romero, director del Centro de Investigación Tecnológica del Agua en el Desierto. Dentro del costo operacional el gasto energético representa el 34%. Es decir, con ambas plantas operativas el costo por segundo de agua desalada asciende a 2,13-4,26 USD/seg o 184.032 - 368.064 USD/día.

Al día de hoy se encuentran operando con agua de mar cruda en Chile para procesos de concentración: Planta Las Luces (Grupo Minero Las Cenizas) con capacidad aprox. 2.500 tpd. y Concentrador Esperanza (Hoy Minera Centinela de Antofagasta Minerals), con capacidad aprox. 105 ktpd.

## 2.4. Uso de bacterias en procesos mineros

En el presente proyecto, que es parte de una investigación conjunta entre el Advanced Mining Technology Center (AMTC en Chile y el Institute Freiberg for Resource Technology (HIF), se busca analizar una alternativa adicional como agente en el uso de agua de mar cruda para el proceso de flotación y es el uso de microorganismos como agentes depresantes de la pirita.

Los microorganismos oxidantes de Fe(II) y/o compuestos de azufre reducidos son bacterias y arqueas acidófilas y aeróbicas ampliamente utilizadas en biolixiviación debido a su capacidad para oxidar minerales. (Donati et al., 2007). Estos microorganismos son quimio-litoautótrofos, es decir, utilizan como fuente de energía compuestos químicos inorgánicos (quimiolitótrofos) y obtienen el carbono necesario para generar su masa celular a partir del CO<sub>2</sub> del aire mediante el ciclo de Calvin-Benson(Donati et al., 2007).

Los microorganismos más conocidos y ampliamente utilizados en biolixiviación son las bacterias *Acidithiobacillus ferrooxidans* (*A. ferrooxidans*), *Acidithiobacillus thiooxidans* y *Leptospirillum ferrooxidans*. Estas bacterias pueden oxidar compuestos de Fe(II) pero no

compuestos de azufre. Son capaces de oxidar pirita, esfalerita y calcopirita. (Donati et al., 2007). Debido a la creciente utilización de agua de mar en el proceso de lixiviación, ha habido un interés especial por aislar microorganismos oxidantes de hierro y/o compuestos de azufre halotolerantes (tolerantes a la sal) (Davis-Belmar et al., 2008).

El que ya se encuentren presentes en procesos de biolixiviación, permite validar sus propiedades en particular en el proceso de adherencia que permite a estas bacterias beneficiar el proceso de flotación.

Como es posible ver en la figura 2.6, la adherencia de la *A. ferrooxidans* es catalizadora de recuperación de sulfuros de cobre durante la etapa de flotación, tanto en pirita, como en calcopirita en pH cercano a 8.

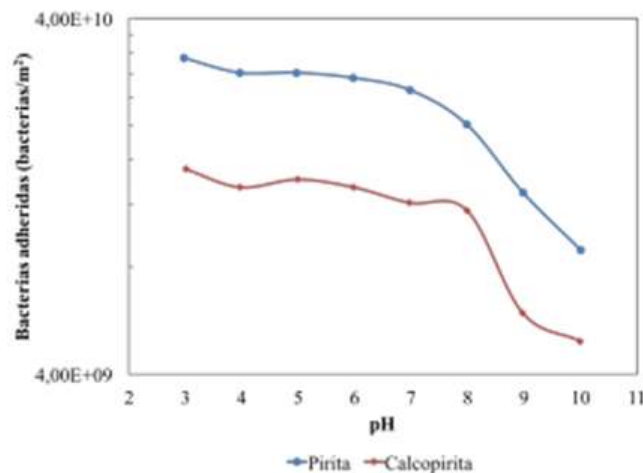


Figura 2.6: Efecto del pH en la adherencia de *A. ferrooxidans* a pirita y calcopirita (Chandraprabha et al., 2004)

Además, de manera previa a este trabajo, San Martín (2018), analizó el uso de la *A. ferrooxidans* como depresante de pirita en reemplazo de la cal para procesos de flotación con agua de mar. A través de dicho trabajo se determinó que la recuperación de pirita es afectada en presencia de *A. ferrooxidans*, logrando llevar la recuperación de pirita desde un 100 % a valores cercanos a un 37 % en presencia de agua de mar a pH 8. A su vez, y a diferencia de la cal, el efecto sobre la calcopirita y molibdenita fue despreciable, man-

teniendo recuperaciones cercanas a 90% para ambas y desmostrando que la depresión selectiva de pirita en este caso es posible.

Dado el trabajo realizado, el uso de bacterias en la flotación, permitiría eliminar procesos de osmósis reversa y otros pretratamientos que agregan costos al transformar el agua de mar y no permitir su uso de manera cruda, pero a su vez obliga a la instalación de reactores bioelectroquímicos que permitan alimentar de manera constante la etapa rougher del concentrador, lo que agrega el desafío adicional de diseñar un reactor bioelectroquímico o establecer la necesidad de utilizar un sistema de estos a para la producción a gran escala.

En el caso de este proyecto, se diseñará un biorreactor electroquímico de acuerdo a la Patente 1467-94, inscrita 06 de marzo 1998 y siguiendo la metodología de incubación propuesta en el trabajo de memoria: Estudio y desarrollo de un biorreactor electroquímico para procesos de lixiviación bacteriana, de Rodrigo Bravo (1995). Este consiste en un reactor sin membrana, que promueve el crecimiento de la biomasa al regenerar su principal fuente de alimentación al utilizar corriente eléctrica de manera constante y sin modificar la temperatura del al interior del mismo, como se explicará en detalle en el capítulo 4.

No existen registros de que la bioflotación se haya utilizado a escala industrial, De esta manera, este trabajo generará la primera revisión del rediseño asociado al uso de bioflotación y a los costos asociados en un posible desarrollo industrial, de manera de dar continuidad al trabajo de San Martín (2018), el cual fue la base de las extensiones acá presentadas.

Es así que el trabajo desarrollado en esta memoria se organiza en 5 etapas: en una primera etapa, que corresponde al capítulo 4 de la presente memoria se desarrollará un análisis de la bibliografía disponible para establecer el marco teórico de trabajo que sustenta este trabajo, tanto en el cultivo de bacterias de la cepa *A. ferrooxidans*.

En el capítulo 5 se mostrarán las consideraciones que se hicieron a nivel de metodología de trabajo y luego, en los capítulos 6, 7 y 8, desarrollar un biorreactor electroquímico



para incubar bacterias *A. ferrooxidans*, las cuales se utilizarán para testear su capacidad depresante sobre piritita en agua de mar a través de pruebas en celda de flotación . Con esto se pretende lograr estalecer una valorización económica tanto de los costos asociados a la sustitución de la tecnología actual por una en que se utilicen bacterias, los cambios en el proceso asociados así como también de las ganancias asociadas a la recuperación de minerales de cobre y molibdeno.

En una última parte se establece una comparación entre los distintos procesos de concentración vigentes y el uso de la *A. ferrooxidans* para terminar concluyendo con recomendaciones sobre los principales resultados.

# Capítulo 3

## Objetivos

### 3.1. Objetivo General

Analizar la factibilidad técnica y económica de sustituir el proceso de flotación a partir de agua de mar y cal, por el uso específico de bacterias a nivel industrial tanto para contar con una solución costo efectiva a largo plazo, como técnicamente viable frente a los cambios en los insumos del proceso de flotación.

### 3.2. Objetivos Específicos

- Desarrollar un contraste de rendimiento entre las experiencias de flotación con cal y la flotación con uso de bacterias.
- Definir las etapas necesarias para desarrollar un proceso de flotación bacteriana en agua de mar a nivel industrial.
- Establecer las diferencias entre el proceso de flotación a partir de bacterias y el proceso de flotación en base a cal usando agua de mar como medio.
- Obtener valores de rendimiento de flotación bacteriana sobre mineral que puedan utilizarse para realizar un escalamiento y rediseño de proceso que contraste el uso de bacterias en la flotación frente al uso de bacterias.

- Generar una valoración económica del proceso en función de datos reales de la industria para el contraste.

# Capítulo 4

## Marco Conceptual

### 4.1. Descripción de la bacteria *Acidithiobacillus Ferrooxidans*

Dentro del presente trabajo el proceso de flotación será analizado utilizando a la bacteria *Acidithiobacillus Ferrooxidans* (*A. Ferrooxidans* de ahora en adelante).

La *A. Ferrooxidans* es una bacteria en forma de bastón. De tipo acidófilo, creciendo de preferencia en medios con un pH cercano a 2,3 y teniendo una tolerancia en rangos de 1,4 e incluso hasta 6. Su medio de división celular es la división binaria en temperaturas entre 28 y 32 °C.

Utiliza  $CO_2$  como fuente de Carbono y sales de amonio como fuente de Nitrógeno. Su hábitat natural son aguas de drenaje de minas de sulfuros, carbón y oro. Tiene además capacidad de adherirse con facilidad a superficies sólidas. (Rossi, 1990). Su estructura química se puede desglosar en 44 % proteínas, 26 % de lípidos, 15 % de carbohidratos y 10 % de otros (Rossi, 1990).

*A. Ferrooxidans* obtiene su energía de la oxidación de compuestos reducidos de azufre ( $S^0$ , tiosulfato,  $S^{+2}$ ) o de la oxidación de ferroso a férrico utilizando oxígeno molecular como aceptor terminal de electrones (Rossi, 1990). En términos de interacción con iones metálicos presenta una gran resistencia en en este tipo de medios, siendo en general una concentración óptima de fierro para esta bacteria de 1,5 g/l y 3 g/l (LaCombe Barron, 1990). Una imagen a través de microscopio de la bacteria es apreciada en la figura 4.1.



Figura 4.1: Imagen de *A. Ferrooxidans* magnificada 30.000 veces. Parmar y Singh, Geomicrobiología, 1990.

De esta manera, hay cuatro principales características de la *A. Ferrooxidans* que son relevantes para el presente proceso y son:

- La pequeña cantidad de energía disponible, generada en la oxidación de sustratos de crecimiento.
- La bacteria requiere un medio ácido para su desarrollo.
- La bacteria es autotrófica, requiere fijar  $CO_2$  y si es necesario  $N_2$ .
- La membrana celular contiene un alto contenido componentes específicos para el transporte de electrones (Ingledeew, 1986).

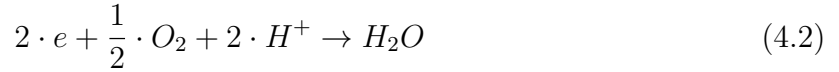
#### 4.1.1. Requerimientos nutricionales para el desarrollo de la *A. Ferrooxidans*

El desarrollo óptimo de la *A. ferrooxidans* en presencia del ión ferroso y a pH cercanos a 2 presenta una reacción global para la obtención de energía dada por las ecuaciones:

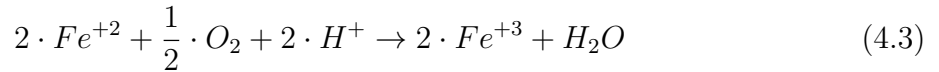
Reacción de oxidación:



Reacción de reducción:



Reacción Global:



Así la reacción global consume  $O_2$ ,  $H^+$  y  $Fe^{+2}$ , generando  $H_2O$ ,  $Fe^{+3}$  y la energía necesaria para la fijación de carbono, nitrógeno y para el consumo del resto de las actividades metabólicas de la bacteria (Ingledeew, 1986).

Además del consumo energético de ión ferroso, la bacteria requiere nutrientes propios de su composición química. La forma de entregar estos nutrientes a la bacteria es por medio de la alimentación con un medio de cultivo acidificado a pH 1,6. En este caso se utiliza el desarrollado por Tuovinen y Kelly (1973) y presentado en el cuadro 4.1. Este medio de cultivo presenta además muy buenos resultados en el caso de la *A. Ferrooxidans*.

Sal	g/l
$MgSO_4 \cdot H_2O$	0,4
$(NH_4)_2SO_4$	0,4
$K_2HPO_4 \cdot H_2O$	0,056

Cuadro 4.1: Medio de cultivo Tuovinen y Kelly para el desarrollo de bacteria *A. Ferrooxidans*

#### 4.1.2. Crecimiento bacteriano

Dadas las características de las bacterias y la satisfacción de sus requerimientos nutricionales para el consumo, se considera el crecimiento bacteriano, el cual es un aumento de la masa bacteriana expresado en términos de número de bacterias o de la masa de las mismas, como resultado del progreso de las etapas biológicas de las mismas.

La cantidad de bacterias o de su correspondiente masa en un reactor bioelectroquímico se puede determinar por análisis gravimétricos o por métodos de recuento.

En general, las condiciones de desarrollo óptimo de un cultivo bacteriano dependen de un factor limitante como lo podría ser un nutriente esencial. En el caso de la *A. Ferrooxidans* esto corresponde a ión ferroso,  $O_2$ ,  $CO_2$ . Dadas las restricciones en concentración de este sustrato limitante, éstas se verán reflejadas en el desarrollo potencial del cultivo bacteriano.

## 4.2. Reactores para cultivo de bacterias

En condiciones industriales y de laboratorio, las bacterias son incubadas por medio de biorreactores. Estos biorreactores corresponden a espacios en los cuales los cultivos de bacterias son provistos de sustratos apropiados para su crecimiento. Como se mencionaba anteriormente, el crecimiento está condicionado por el sustrato límite. De esta manera, la ecuación matemática que permite simular rangos esenciales para el metabolismo bacteriano fue desarrollada en 1942, por Monod. La ecuación se presenta como la ecuación 4.4 y se describe en forma general como:

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{[S]}{K_s + [S]} \quad (4.4)$$

Donde:

$[S]$ : es la concentración de sustrato limitante del crecimiento en el medio de cultivo.

$\mu$ : es la velocidad específica de crecimiento.

$\mu_{max}$ : es la velocidad específica de crecimiento máxima.

$K_s$ : Es la constante de saturación y es igual a  $\frac{1}{2} \cdot \mu_{max}$

En sistemas simples, la velocidad de crecimiento es directamente proporcional a la velocidad de utilización de sustrato, siendo el factor de proporcionalidad es el rendimiento  $Y$ , como se expone en la ecuación 4.5.

$$\frac{\delta X}{\delta t} = -Y \cdot \frac{\delta S}{\delta t} \quad (4.5)$$

En este caso:

$X$ : Es la masa o número de bacterias.

$\frac{\delta X}{\delta t}$ : es la velocidad de crecimiento de las bacterias en el medio.

$\frac{\delta S}{\delta t}$ : es la velocidad de utilización del sustrato.

$Y$  = masa o número de bacterias/masa de sustrato consumido: Rendimiento del sistema.

La incubación en los biorreactores depende de la forma de operar de los mismos así como también de las características internas de operación, dado que las bacterias *A. ferrooxidans* requieren de alimentación permanente de oxígeno. Los reactores agitados son la mejor forma de operar. Sin embargo existen diferencias técnicas que obligan a establecer diferencias a nivel experimental.

#### 4.2.1. Reactores agitados batch

Esquemático en la figura 4.2, este tipo de reactor carece de flujos de entrada y salida, trabajando con un volumen fijo, y en la mayoría de los casos con agitadores que mantienen la homogeneidad interna. Dentro de sus ventajas se encuentra su flexibilidad y fácil implementación. Dada su construcción, además, estos reactores no llegan a un estado estacionario, lo cual no permite llevar a cabo un análisis preciso.



Figura 4.2: Esquema general de un reactor de tipo batch



### 4.2.2. Reactores agitados continuos

En este grupo de reactores consideramos, los continuous stirred-tank reactor (CSTR) y los tipo plug flow reactor (PFR). El primero se basa en un reactor agitado con flujo continuo de una corriente de entrada de reactantes y una corriente de salida de productos. Los flujos de entrada y salida se igualan, no así las concentraciones de cada uno. Supone además que, con una mezcla homogénea en su interior, el flujo de salida tiene las mismas características que el interior del reactor.

Además de operar de manera continua, se puede mantener un buen control de la temperatura, es de simple construcción y costo relativamente bajo, además de su simplicidad limpieza y control. Dentro de las principales desventajas se encuentra la existencia de un único estado estacionario de concentraciones en el equipo.

En los reactores PFR el fluido viaja en un tubo, en donde se supone que no existen gradientes radiales y no existe difusión axial, con lo que las variables no cambian en tiempo, pero son distintas en cada posición longitudinal a lo largo del tubo. Esto permite obtener datos sin la necesidad de tomar muestras a distintos tiempos o en distintos estados estacionarios. Es por lo mismo, que sus dos mayores problemas en el caso de la implementación es que no se debe generar difusión axial ni gradientes radiales.

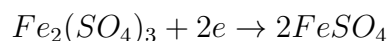
Adicionalmente, en el caso de biorreactores aeróbicos con este tipo de implementación, la oxigenación es un problema más complejo que en otros casos debido a las condiciones mismas de desarrollo de las bacterias y su demanda por oxígeno y dióxido de carbono.

### 4.2.3. Reactores bioelectroquímicos

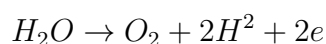
Dadas las características de la reacción global de incubación de las bacterias, se implementará una alimentación continua de corriente eléctrica por medio de una acción electrolítica. Esto permitiría establecer un cultivo de bacterias donde éstas se desarrollarían como en un reactor convencional, pero adicionalmente el sustrato sería continuamente regenerado.

Las reacciones asociadas al proceso corresponden a:

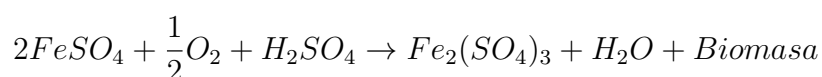
CATODO



ANODO



BACTERIAS



De esta manera, el sistema electroquímico permite que el ión férrico producido mediante el metabolismo bacteriano sea reducido en forma continua a ión ferroso en el cátodo. En una cantidad proporcional a la corriente que se produce en el sistema electroquímico. Por otro lado, en el ánodo se disocia agua continuamente, generando oxígeno y protones necesarios para mantener las condiciones oxidantes para el balance bioelectroquímico del sistema. El ión ferroso regenerado en el cátodo es utilizado por la bacteria como sustrato energético, lo que permite mantener la masa de sustrato en el reactor sin nueva adición de hierro al sistema.

Gracias a la agitación y entrega adicional de aire, el sistema consume  $O_2$ ,  $H^+$ ,  $Fe^{2+}$  y electrones, produciendo  $H_2O$ ,  $Fe^{3+}$  y energía para la fijación de  $CO_2$  y desarrollo celular.

El esquema de la figura 4.3 permite ver las principales características del proceso. Donde se destaca un cátodo alrededor de las paredes del biorreactor y un ánodo en medio del sistema, de manera de establecer distancia suficiente dentro del reactor bioelectroquímico para que los iones ferrosos puedan ser utilizados por las bacterias, y posteriormente regenerados en el ánodo.

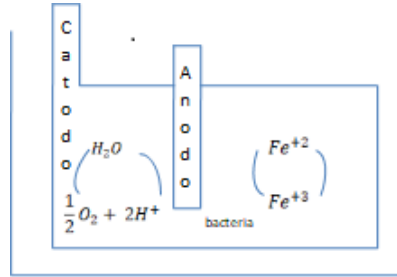


Figura 4.3: Esquema de reactor bioelectroquímico

Para las estimaciones de regeneración de sustrato en función de la corriente, es necesario considerar las leyes de Faraday que gobiernan las reacciones electroquímicas y que se presentan en la ecuación 4.6:

$$m_d = \frac{PM \cdot i_{cel} \cdot A_t \cdot t \cdot \eta}{z \cdot F} = Q[C_i - C_f] \quad (4.6)$$

$m_d$ : Masa de ión ferroso oxidada.

$PM$ : Peso molecular de elemento de estudio.

$i_{cel}$ : Densidad de corriente de la celda.

$A_t$ : Área total expuesta a depositación.

$t$ : tiempo de exposición.

$\eta$ : eficiencia de corriente.

$z$ : Número de electrones intercambiados en la reacción.

$F$ : Constante de Faraday (96500 [c/g-eq]).

$Q$ : Flujo volumétrico de la solución.

$[C_i - C_f]$ : Diferencia de concentración del elemento de interés durante las mediciones inicial y final.

### 4.3. Recuento de bacterias en un reactor bioelectroquímico

A nivel práctico, el número de bacterias en solución puede ser determinado por dos métodos: Recuento directo y recuento de colonias crecidas en placas.

#### 4.3.1. Recuento de bacterias directo en microscópio

Se toma una muestra de  $5\mu\text{l}$  con una micropipeta, volumen que se distribuye en una celda Petroff Hauser. Posteriormente se coloca al microscopio con un aumento 400X, haciendo conteos en distintos cuadros de la celda. Para obtener la concentración de bacterias en número de bacterias por mililitro, el valor promediado que se obtiene de las lecturas se multiplica por un factor ( $1,25 \cdot 10^6$  para las lecturas en cuadros de mayor tamaño y  $2 \cdot 10^7$  en los más pequeños), siendo este número la mínima concentración de bacterias que se puede determinar.

#### 4.3.2. Recuento de bacterias a través de colonias crecidas en placas

En general, cuando la concentración de bacterias es baja, e inferior a  $1 \cdot 10^7$  (bacterias/ml) el recuento directo se hace casi imposible y, en muchos casos, muy inexacto, además de no diferenciar entre bacterias activas de aquellas muertas. Esto hace atractivo el utilizar placas para mantener un control de aquellas bacterias que están activas (Escobar, 1994).

Para hacer un recuento en placas, se toman muestras de  $20\mu\text{l}$ , las que se diluyen de acuerdo a una concentración estimada, 10, 100 o 1000 veces en medio de cultivo y se agregan en forma directa a tubos con agar (solución acuosa de agarosa, sales nutritivas y ión ferroso). Posteriormente la mezcla de cada tubo se agita y se agrega a una placa que contiene agar (mezcla de agarosa, ión ferroso y agua destilada). Finalmente las placas se

incuban a 30 °Celcius en una estufa por un período de 4 a 6 días y las colonias desarrolladas se cuentan en microscopio.

Este método permite obtener una buena aproximación al número de bacterias viables del sistema, sin embargo, no entrega un valor real de bacterias al descartar a todas aquellas que no les es posible crecer en placas.

### 4.3.3. Cálculo de bacterias generadas diariamente

A nivel teórico, las bacterias generadas se cuentan en cada medición mediante el uso del microscopio, y ecuación 4.7:

$$NBG = ([B]_f - [B]_i) \cdot V \quad (4.7)$$

Donde:

NBG: Número de bacterias generadas (bact)

$[B]_f$ : Concentración final de bacterias (bact/ml)

$[B]_i$ : Concentración inicial de bacterias (bact/ml)

$V$ : Capacidad del reactor bioelectroquímico (ml)

De esta manera, la cantidad de bacterias en el sistema considera el recuento de bacterias en el microscopio, como también depende del tamaño del reactor bioelectroquímico en el que se trabaja.

## 4.4. Proceso de flotación

La flotación se define como un proceso físico-químico que separa los minerales sulfurados de los otros minerales y especies que componen la mayor parte de la roca original en base a la diferente mojabilidad de estos.

Durante este proceso, como se ve en la figura 4.4, el mineral molido se adhiere superficialmente a burbujas de aire previamente insufladas, lo que determina la separación del mineral de interés.

La adhesión del mineral a estas burbujas de aire dependerá de las propiedades hidrofílicas (afinidad con el agua) y aerofílicas (afinidad con el aire) de cada especie mineral que se requiera separar de las que carecen de valor comercial y que se denominan gangas.

Antes de la etapa en sí, existe un proceso de acondicionamiento, donde se incorporan los reactivos para la flotación, los cuales se adsorben sobre los distintos minerales. El propósito es darle el tiempo necesario de residencia a cada uno de los reactivos para conseguir una pulpa homogénea antes de comenzar la flotación. Con la pulpa (o producto de la molienda) se alimentan las celdas de flotación.

Al ingresar la pulpa, se hace burbujear aire en el interior y se agita con un aspa rotatoria para mantenerla en constante movimiento, lo que facilita y mejora el contacto de las partículas de mineral dispersas en la pulpa con los reactivos, el agua y el aire, haciendo que este proceso se lleve a cabo en forma eficiente.

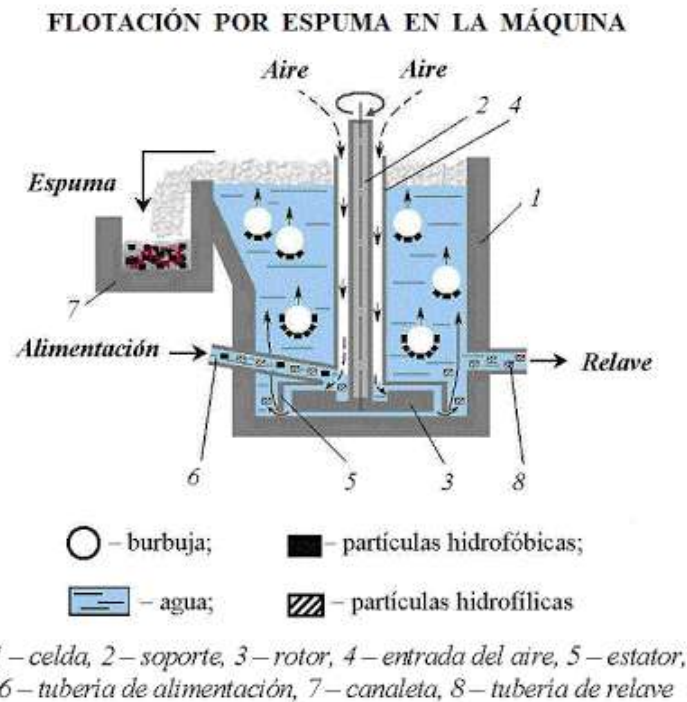


Figura 4.4: Esquema de celda de flotación

La recuperación de minerales mediante flotación desde la pulpa puede ocurrir a través de tres mecanismos (Wills and Finch, 2016):

- Adherencia selectiva a las burbujas de aire (o flotación verdadera)
- Arrastre en el agua que pasa a través de la espuma
- Atrapamiento físico entre las partículas de la espuma adheridas a las burbujas de aire (frecuentemente referida como agregación)

Además, para que la flotación recupere los materiales que se buscan, es necesario agregar una serie de reactivos al proceso. En general estos se agrupan como:

- Reactivos espumantes: Su objetivo es producir burbujas resistentes, de modo que se adhiera el mineral de interés. Esto lo logran alterando la tensión superficial de líquidos, formando una espuma que separa el mineral del resto de la ganga.
- Reactivos colectores: favorecen la condición hidrofóbica y aerofílica de las partículas de sulfuros de los metales que se quiere recuperar, para que se separen del agua y se adhieran a las burbujas de aire. Deben utilizarse de acuerdo al mineral de interés, de modo de impedir la recuperación de los otros minerales.

- Reactivos depresantes: se utilizan para provocar el efecto inverso al de los reactivos colectores, favoreciendo la hidrofiliidad de algunas especies, evitando la recolección de especies minerales no deseadas en el producto que se quiere concentrar y que no son sulfuros.
- Modificadores de pH: sirven para estabilizar la acidez de la pulpa en un valor de pH determinado, proporcionando el ambiente adecuado para que el proceso de flotación se desarrolle con eficiencia.

#### 4.4.1. Reactivos espumantes

Los espumantes tienen tres funciones principales:

- Ayudar a la formación y preservación de pequeñas burbujas
- Reducir la velocidad de elevamiento de las burbujas
- Ayudar en la formación de espuma

Los principales espumantes comerciales hoy en día son los alcoholes (como el MIBC) y los poliglicoles (como el DF250 y el F150), en general contienen alguno de los grupos funcionales de los listados abajo en la figura 4.5.

Grupo	Fórmula
Hidroxilo	—OH
Carboxilo	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{—C—} \\ \diagdown \\ \text{OH} \end{array}$
Carbonilo	—C=O
Amino	—NH <sub>2</sub>
Sulfo	—OSO <sub>2</sub> OH    —SO <sub>2</sub> OH

Figura 4.5: Grupos funcionales de los espumantes más usados

#### 4.4.2. Reactivos colectores

Los colectores son compuestos orgánicos que hacen que determinados minerales se vuelvan hidrofóbicos. Pueden ser compuestos ionizados, los cuales se disocian en iones en



el agua, o compuestos no ionizados, los cuales son prácticamente insolubles y hacen el mineral hidrofóbico mediante el cubrimiento de su superficie con un fino film (Wills and Finch, 2016).

Los colectores generalmente son usados en pequeñas cantidades, suficientes para formar una capa monomolecular en la superficie de las partículas. Como se ve en la figura 4.6 sus tipos son aniónicos y catiónicos, siendo los aniónicos utilizados para sulfuros.

Tipo de colector	Aplicación	Colector	Fórmula del grupo polar
Aniónicos	Sulfuros	Xantato	
	Sulfhidrilo	Ditiofosfato	
	Sulfuros	Ditiocarbamato	
	No-sulfuros	Carboxilo	
	Oxihidrilo	Sulfato	
	No-sulfuros	Sulfonato	
Catiónicos	No-sulfuros	Amino	
	No-sulfuros	Éter de amino	

Figura 4.6: Clasificación de los colectores según su tipo de ión (catiónicos o aniónicos) y su aplicación (minerales sulfurados o no sulfurados)

Dada la necesidad de recuperar compuestos sulfurados de cobre, consideramos el uso de xantatos y diofosfatos.

Los xantatos son sales del ácido xantático, las cuales se producen al reaccionar un alcohol con disulfuro de carbono. Se destacan por su bajo costo, además de fuertes propiedades colectoras y selectividad. Suelen ser más efectivas a pH alcalino. Todas estas propiedades, las vuelven altamente atractivos para su uso en sulfuros de cobre.

Los ditiofosfatos son ésteres secundarios del ácido ditiofosfórico y se preparan haciendo reaccionar pentasulfuro de fósforo y alcoholes. Además de sus propiedades como colectores, algunos suelen tener propiedades espumantes, además de ser más selectivos que los xantatos, sin embargo tienen menor potencia como colectores que estos.

### 4.4.3. Reactivos depresantes

Los depresantes pueden disminuir la hidrofobicidad de los minerales mediante el impedimento de la acción del colector, mediante la remoción de especies activadoras (desactivación) o mediante la remoción de colectores adsorbidos en la superficie mineral (Wills and Finch, 2016) Entre los más usados se encuentran:

- Sulfhidrato de Sodio: NaSH, deprime a los sulfuros. Se usa por ejemplo para deprimir los sulfuros de cobre en la flotación selectiva de Cobre y Molibdeno.
- Cianuro de Sodio, NaCN, no actúa sobre la galena (PbS) ni la molibdenita, pero deprime a la blenda (ZnS), a la pirita y a la calcopirita (50 a 500 gramos / t).
- Cal, deprime a la pirita (1 a 3 Kgramos / t).
- Cromatos y Bicromatos ( $K_2Cr_2O_7$ ) alcalinos, deprimen a la galena, pero no a los sulfuros de Cu.

En la flotación de sulfuros de cobre el depresante más ampliamente utilizado es la cal. La cal actúa como un fuerte depresante de pirita y de arsenopirita cuando se usan colectores xantato.

#### 4.4.4. Modificadores de pH

La flotación se lleva a cabo generalmente en un medio alcalino debido a que la mayoría de los colectores, incluidos los xantatos, son estables en estas condiciones. Además, se minimiza la corrosión de las celdas, tuberías y en general de los equipos usados en el proceso. La alcalinidad se controla mediante la adición de reactivos como la cal, carbonato de sodio (soda ash), hidróxido de sodio (soda cáustica) o amoníaco, siendo la cal el más usado. Cuando se requiere una disminución del pH, se usa ácido sulfúrico o sulfuroso (Wills and Finch, 2016).

#### 4.4.5. Modelos teóricos de flotación discreta

Dado que el trabajo considerará la operación en celdas de experimentación de carácter batch, para analizar la cinética de flotación batch de las especies de interés en el mineral flotado suelen utilizarse principalmente dos modelos: Modelo de cinética de primer orden y modelo de Klimpel.

##### Modelo de cinética de primer orden

Este modelo, propuesto por García y Zúñiga identifica una convergencia en la recuperación de una especie de acuerdo a la ecuación 4.8.

$$R(t) = R_{\infty} \cdot (1 - e^{-kt}) \quad (4.8)$$

En los que:

$R(t)$ : Recuperación acumulada de especie de interés en tiempo  $t$  (%)

$R_{\infty}$ : Recuperación de la especie de interés a tiempo infinito (%)

$k$ : Constante cinética de flotación de primer orden (1/min)

$t$ : tiempo de flotación (min)

Esta ecuación permite determinar los parámetros de cada especie presente en el mineral asociando la recuperación del mismo en el tiempo y estableciendo un comportamiento convergente a la recuperación en el tiempo.

### Modelo de Klimpel

Este modelo considera infinitas fracciones flotables, cada una con su propia constante cinética y donde todas las fracciones flotables tienen igual magnitud, como queda establecido en la ecuación 4.9.

$$R(t) = R_{\infty} \left[ 1 - \frac{1}{k_k t} \cdot (1 - e^{-k_k t}) \right] \quad (4.9)$$

Los elementos del modelo son exactamente los mismos del modelo de primer orden, mientras que la constante  $k_k$  corresponde a la constante cinética de Klimpel, la cual puede ser determinada gráficamente. Este modelo es muy usado debido a su capacidad de ajuste de datos en la parte final de la curva.

#### 4.4.6. Bioflotación

La bioflotación consiste en el empleo de microorganismos en el proceso de flotación. En esta técnica, los microorganismos (biorreactivos) deben ser capaces de modificar las propiedades superficiales del mineral para su posterior separación. Las bacterias cumplen con las mismas funciones que los reactivos convencionales utilizados en flotación (colectores, depresores, modificadores) con la ventaja que son biodegradables. La biomodificación de la superficie mineral envuelve una compleja acción de los microorganismos en el mineral y puede ocurrir mediante los siguientes mecanismos (Chandraprabha, et al 2004) :

- Oxidación de la superficie mineral debido a la acción de los microorganismos.
- Adhesión de las células microbianas a la superficie mineral.
- Reacción de la superficie mineral con las sustancias metabólicas producidas por los microorganismos.

Los microorganismos más conocidos y ampliamente utilizados en biolixiviación son las bacterias *Acidithiobacillus ferrooxidans*, *Acidithiobacillus thiooxidans* y *Leptospirillum ferrooxidans*. En este caso, el uso de *A. Ferrooxidans* logra la depresión de Pirita y la recuperación de calcopirita como se analiza en la figura 4.7 para el agua dulce.

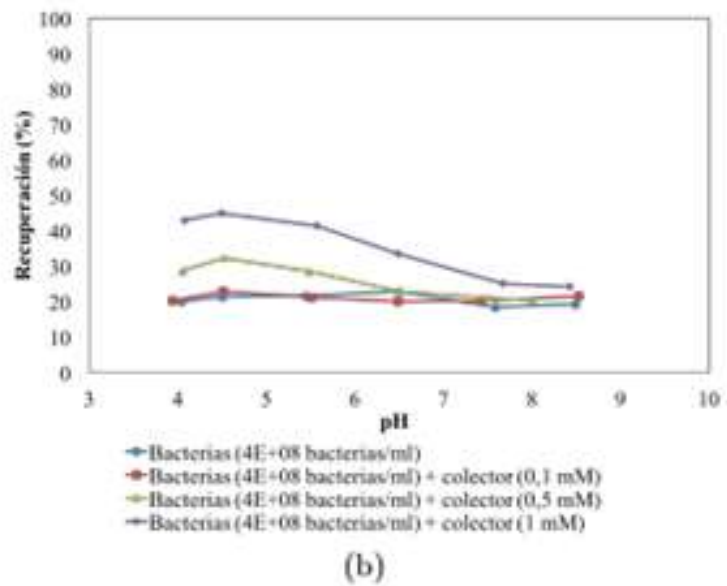
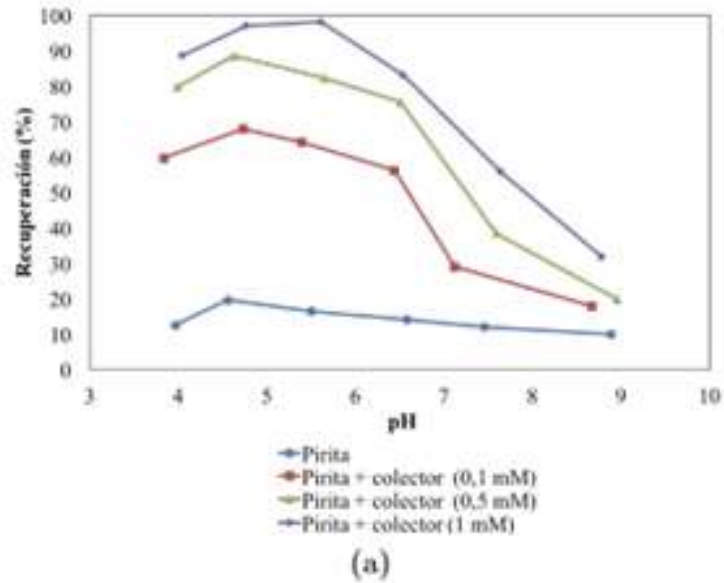


Figura 4.7: (a) Recuperación de pirita con distintas concentraciones de colector isopropil xantato de potasio y (b) Recuperación de calcopirita con distintas concentraciones de colector isopropil xantato de potasio con *A. ferrooxidans* en función del pH de flotación (Chandraprabha et al., 2004)

#### 4.4.7. Resultados análisis de flotación de *A. ferrooxidans* en el Proyecto conjunto AMTC

En el trabajo de Francisca San Martín (2018) es posible ver en extenso un análisis al comportamiento de la *A. ferrooxidans* en diversas condiciones y en particular en medios con salinidad y pH del agua de mar. De acuerdo a sus resultados establecen el hecho de que que las bacterias *A. ferrooxidans* deprimen pirita en agua con NaCl y agua de mar a pH 8. El agua de mar presenta una concentración de NaCl igual a 35 g/l y un pH natural entre 7,8 y 8,2. Si bien la *A. ferrooxidans* es una bacteria acidófila y, por tanto, es inhibida a concentraciones de NaCl mayores a 6 g/l (Lawson et al., 1995) puede deprimir pirita debido a su capacidad de adherirse a ésta y no debido a la bio-oxidación del mineral, y a que adherencia no se ve afectada por la inhibición de bacterias. (San Martín , 2018).

Es así que dicho trabajo de laboratorio permitió concluir que la *A. ferrooxidans* sí puede ser utilizada como depresante de pirita en agua de mar sin realizar acciones de modificación de pH. Esto considerando además que éstas no tienen un efecto depresivo sobre la calcopirita ni la molibdenita y que los productos metabólicos asociadas a las mismas y que se liberan en el medio no tienen impacto significativo en la recuperación de especies minerales.

### 4.5. Análisis económico y rediseño de procesos

El punto de partida del trabajo será considerar el actual proceso de flotación que considera tanto el uso de agua de mar como de cal para la depresión de minerales de calcopirita, por lo que es necesario saber las actividades e insumos asociados al proceso, establecer el modelo y el rediseño final al pasar de un modelo de flotación con agua de mar a uno de bioflotación, los cuales podrán contrastarse luego en términos de diseño y de costo-beneficio.

Para desarrollar un rediseño de procesos es necesario establecer una metodología de rediseño de proceso, considerando la Metodología de Muthu, Whitman y Cheraghi, creada en 1990 y agrupando a otras metodologías se utiliza el proceso de diseño considerado a

continuación en la figura 4.8, sin embargo el foco en si mismo se encontrará en el impacto del proceso en la etapa Rougher y la vecindad de dicha etapa:

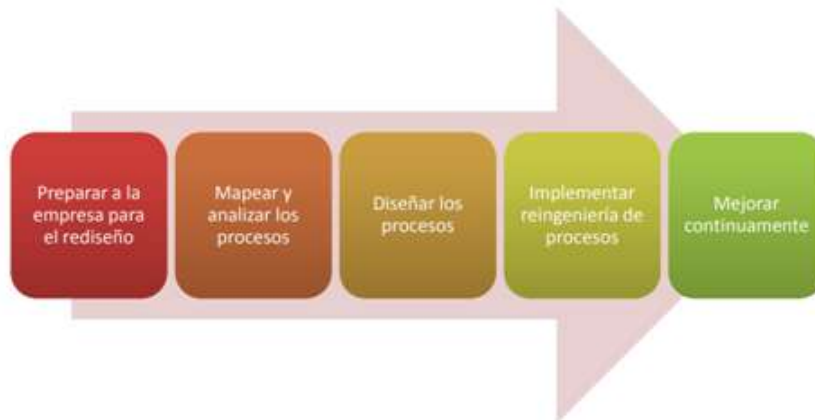


Figura 4.8: Etapas del rediseño de procesos de acuerdo a Muthu, Whitman y Cheraghi

En este caso, además, las etapas a nivel de diagrama ya se encuentran definidas, como lo establece la figura 4.9:

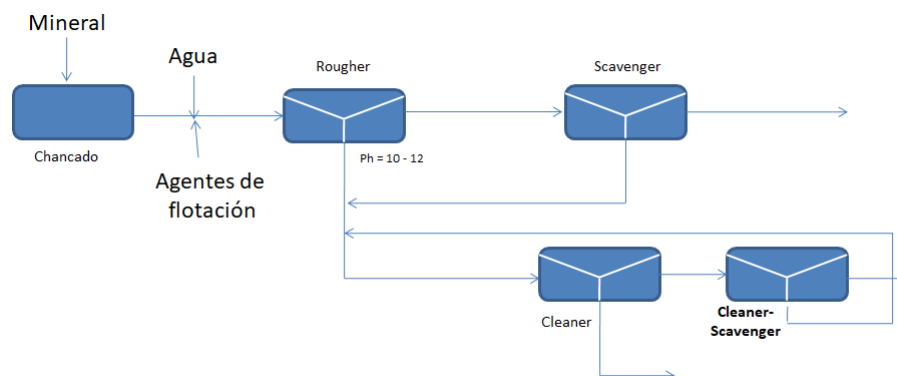


Figura 4.9: Etapas del proceso de concentradoras. Cataldo (2008)

En ese sentido, la valoración del proceso y el rediseño vendrán asociadas en los cambios de actividades y en las diferencias de eficiencia en las etapas de flotación colectiva primaria y en la flotación selectiva. Para establecer los cambios en la estructura de costos, se evaluarán las actividades dentro de todo el proceso, y para esto se utilizará una metodología de costos por actividades o ABC.



#### 4.5.1. Metodología de Costeo Basado en Actividades (ABC)

El sistema de imputación de costos basado en actividades (ABC) (Kaplan, 1987) localiza los costos indirectos a través de la identificación de múltiples actividades, asignándolos posteriormente a los productos mediante el empleo de inductores de costo. Un inductor de costo es cualquier factor que tiene un efecto directo sobre el consumo de recursos. Es así que los procesos son el conjunto de recursos y actividades interrelacionados que transforman elementos de entrada en elementos de salida. Este tipo de valoración ya fue usado por Cataldo (Cataldo, 2008) como un método para valorizar procesos en la Flotación de la Compañía Minera doña Inés de Collahuasi.

De esta manera se contemplan las siguientes etapas en el trabajo:

##### **Definición de actividades:**

Pasa por identificar aquellas actividades que utilizaron recursos del proceso en el período, de manera de vincular los recursos a dichas actividades. Esta vinculación es fundamental en esta concepción, y debe ser tomada en cuenta en todo momento. Dada la definición del costeo ABC para cada actividad a considerar debe existir un empleo de recursos asociado.

##### **Definición de elementos de costo o recursos**

Los elementos de costo son, a efectos del ABC, agrupaciones de los costos en que incurre el proceso o empresa, clasificados de acuerdo a su naturaleza. Un elemento de costo busca establecer alguno de los recursos con los que cuenta la empresa en el desarrollo de sus actividades. Este agrupamiento permite por un lado, una asignación más sencilla de costos a actividades, ya que se asignan costos de similar origen o naturaleza utilizando las mismas

unidades de asignación; y por otro lado, permite manejar los análisis posteriores a un nivel de detalle relevante. Los costos más típicos son:

- Materias primas y materiales
- Mano de obra directa
- Mano de obra indirecta
- Servicios de terceros
- Edificios e instalaciones
- Equipos
- Publicidad y gastos de venta
- Gastos de administración

El costeo ABC utiliza las distinciones tradicionales para costos y gastos directos. En estos casos, la asignación de productos resulta bastante clara y es realizada por los sistemas tradicionales en base a técnicas de proporcionalidad de consumo de los costos en función de los costos producidos. Así si se producen 10 toneladas de mineral y se utilizaron 5 toneladas de insumos, el costo de cada tonelada de mineral producida corresponde a 0,5 toneladas de insumos. Así la asignación a actividades es similar al de los sistemas contables tradicionales, es decir, directamente a los productos o servicios.

Los costos indirectos, tanto los de fábrica como los del resto del proceso o empresa, son una red de recursos volcados a sustentar en forma más o menos estrecha la producción y comercialización de los productos o servicios de la empresa. Dada esa vinculación no tan directa, estos costos no pueden ser atribuidos a los distintos productos o servicios como los costos directos. El postulado básico del ABC, es que estos costos se generan en el desarrollo de actividades que se realizan con el objetivo último de producir y vender los productos. Surge como idea entonces, determinar el consumo que de estos recursos realizó cada actividad, y luego determinar que porción del costo de cada actividad se volcó al sustento de cada producto. Dentro de los costos indirectos tendremos por ejemplo, mano de obra indirecta y gastos indirectos, concentrados en elementos de costos tales como mano de obra, equipos, edificios, servicios de terceros, entre otros.

### **Asignación de costos a las actividades**

Con los dos puntos anteriores resueltos, la tarea consiste en determinar en forma aproximada, que proporción de cada recurso o Elemento de costo se ha utilizado en cada una de las actividades desarrolladas en el período dado.

### **Asignación de costos a los productos o servicios**

La etapa final del proceso de costeo por actividades consiste en asignar los costos a los productos, tipo de clientes, canales de distribución, etc... Esta asignación debe hacerse, a través de la identificación de medidas de consumo adecuadas, a efectos de determinar qué proporción de los recursos que fue volcado al desarrollo de cada actividad, sirvió para soportar cada producto o servicio.

La idea central del ABC es que todas las actividades se desarrollan para soportar el desarrollo del producto, con lo que se permite identificar de forma efectiva, las medidas de consumo de los costos por parte de los productos y servicios, y evitar de esa forma la adopción de criterios arbitrarios para distribuir a productos los montos de gastos.

Dado que el proceso de utilizar bacterias como depresante involucra un cambio, no sólo de procesos, además, que involucra el cambio de tecnologías y por consiguiente a la modificación de actividades en la operación de la concentradora, es necesario entender bajo qué condiciones tiene sentido implementar este tipo de modificaciones y bajo qué casos, las modificaciones en la valoración de costo serán relativamente las mismas.

# Capítulo 5

## Metodología

El proceso metodológico de la realización de este trabajo utilizará mineral cuyo objetivo era ser procesado en las concentradoras de la minera El Teniente, la cual deberá ser procesada y chancada para cumplir con los estándares de tamaño asociados a la flotación. Las bacterias utilizadas en el presente trabajo corresponden a *Acidithiobacillus ferrooxidans* pertenecientes a la cepa ATCC 19859 y el trabajo será realizado en celdas de flotación de una etapa.

De esta manera, el desafío del trabajo corresponde, a nivel experimental, a la incubación de bacterias para proveer como depresante de pirita en el sistema, el trabajo de caracterización del mineral y su posterior experimentación en las celdas de flotación Denver de una etapa.

Con la información obtenida a nivel experimental, es posible establecer una valorización de los costos asociados a cada faena que permitan efectuar un contraste de gasto total sobre un proceso y otro en términos de actividades definidas, costo de recursos, actividades y productos y servicios asociados. Una vez realizados estos cálculos, establecer los puntos en que el uso de bacterias afectará las operaciones tanto en un incremento o en una disminución, producto de la modificación de las actividades.

En el caso de la evaluación, se buscará establecer las diferencias de productividad utilizando una planta tipo que procesa 100 ktpd de mineral, lo que la sitúa como una planta de gran tamaño. A modo de ejemplo, la planta concentradora Centinela de Antofagasta Minerals procesa 105 ktpd.

## 5.1. Preparación de bacterias y de reactor bioelectroquímico

En una primera etapa del trabajo se busca establecer la mejor manera para obtener inóculos de *A. ferrooxidans*. Una vez obtenidos los inóculos se busca dimensionar un reactor bioelectroquímico lo suficientemente capaz, para utilizar estos inóculos y permitir el crecimiento de una masa bacteriana lo suficientemente grande para depresar la pirita en el mineral de acuerdo a los cálculos y estimaciones dadas del trabajo previo de San Martín (2018), en que se estudia el efecto de depresión de pirita en agua de mar utilizando *A. Ferrooxidans*.

### 5.1.1. Preparación de inóculos de bacterias

Para la obtención de inóculos bacterianos se preparan 3 matraces de 250ml con el medio de cultivo definido por Tuovinen y Kelly acidificado a 1,6 pH, los cuales contienen una concentración de 4,5 ml de sulfato ferroso por cada 100 ml de solución. Cada matraz será rellenado hasta los 150 ml, con 15 ml de éste procedente de un cultivo anterior de bacterias disuelto en medio de cultivo, 6,75ml de solución de sulfato ferroso y el restante correspondiente a medio de cultivo.

Una vez alcanzado un nivel óptimo de crecimiento, indicado por un potencial de oxidoreducción cercano a - 600 mV, las bacterias son filtradas por medio de un microfiltro de 0,22  $\mu m$ , luego de esto, las bacterias son contabilizadas a través del microscopio e inoculadas en el reactor bioelectroquímico de acuerdo a necesidad.

### 5.1.2. Preparación del reactor bioelectroquímico y cultivo de bacterias

Luego de analizar las alternativas, el reactor bioelectroquímico utilizado es batch de un solo compartimiento, con una relación cátodo/ánodo  $> 1$  y que contiene solución electrolítica, medio de cultivo y ión ferroso disuelto para las bacterias ferroxidantes, de acuerdo al diseño especificado en Vargas et al (1998) y expuesto en el siguiente esquema de la figura 5.1.

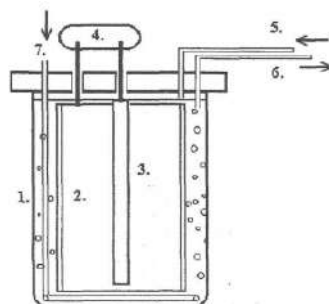


Figura 5.1: Modelo de celda de cultivo de bacterias ferrooxidantes, patente 1467-94 (1998)

La descripción de los puntos mencionados es

1. Celda electroquímica de un compartimiento. En nuestro caso de 4,5L.
2. Cátodo reacción electroquímica. Corresponde a una malla de acero inoxidable 316 donde se produce la reducción del ion férrico.
3. Anodo de Plomo en donde la reacción electroquímica principal es la oxidación del agua con producción de oxígeno gaseoso y protones
4. Fuente de corriente continua de baja intensidad (1-5V)
5. Ducto de entrada medio basal conteniendo fierro disuelto.
6. Ducto donde se retira el medio basal.
7. Sistema aspensor para insuflar aire/aire enriquecido.

Este reactor bioelectroquímico ya fue utilizado para la producción de *A. ferrooxidans* en el trabajo de Bravo (1995), por lo que en este caso se harán modificaciones de acuerdo a las necesidades del proyecto, las cuales son expuestas en el capítulo 6. Atendiendo además a que el trabajo de producción de bacterias en este trabajo es batch mientras que en Bravo (1995) se dispuso de una bomba para alimentar al reactor bioelectroquímico continuamente removiendo bacterias del sistema.

El tamaño del reactor bioelectroquímico estará definido de acuerdo a la ecuación 4.6, de manera de tratar de maximizar el área de contacto para la reducción del ión férrico

producto de la oxidación originada por el desarrollo de las *A. ferroxidans*.

El aire es suministrado mediante una bomba en la base del reactor bioelectroquímico a un flujo de 2 l/min en conjunto con agitación. Ambos mecanismos permiten suministrar oxígeno y dióxido de carbono necesarios para el metabolismo bacteriano, además de asegurar la homogeneidad de la solución al interior del reactor bioelectroquímico.

Si bien la temperatura no será controlada, utilizando la temperatura ambiente, si será medida de manera de tener un registro, esto pues la utilización de corriente eléctrica en el reactor bioelectroquímico puede generar ineficiencias que se traduzcan en aumentos de temperatura y, por consiguiente en una mayor actividad en el cultivo bacteriano (Ahonen y Tuovinen; 1988).

### **Preparación de cátodo y ánodo**

En el caso de este proyecto, el cátodo corresponderá malla de acero inoxidable de apertura 2 mm, rodeando el ánodo, adyacente a la pared interior del reactor bioelectroquímico, esta malla se mantendrá en todas las experiencias de medición.

En el caso del ánodo, éste corresponderá a una barra de sección rectangular de plomo. Esta barra fue previamente pasivada utilizando ácido sulfúrico y sales de cobalto de acuerdo a lo presentado en el apéndice D.

### **5.1.3. Operación y medición en el reactor bioelectroquímico**

El reactor bioelectroquímico es llenado en su totalidad con medio de cultivo a un pH de 1,6 de acuerdo a las especificaciones de tamaño. Las bacterias son inoculadas y también se alimentan con una concentración inicial de 1 g/l de ión ferroso. Transcurrido un día, la fuente de poder es activada suministrando una corriente de baja intensidad (60 mA), este nivel de corriente es el más cercano a la máxima eficiencia de corriente energética entregada, permitiendo disminuir la aparición de burbujas y de otro tipo de ineficiencias

en el interior del volumen.

Las mediciones de control serán por 5 días, cada 24 horas, extrayendo muestras de 5 ml, con las cuales será medido el pH de la solución, el potencial de óxido-reducción, y el recuento de bacterias. En este caso el recuento de bacterias será realizado mediante método directo, dado que la capacidad depresante de las bacterias sobre el mineral no depende de nivel de actividad de las mismas, sino de su constitución, integridad y masa.

Tanto la temperatura, como la corriente entregada serán medidas mediante equipos separados, lo que evitará tomar muestras cada vez que se quieran corroborar. Sin embargo serán medidas cada 24 horas junto con las muestras.

Los resultados de las mediciones serán posteriormente ordenados y graficados para su discusión.

Finalmente, transcurridos los 5 días de incubación al interior del reactor bioelectroquímico, las bacterias generadas en el biorreactor se separarán por medio de los microfiltros para su posterior uso en la celda de flotación.

Adicionalmente al dimensionamiento y operación en el desarrollo del trabajo, se harán pruebas adicionales con otros tamaños de reactor bioelectroquímico, de manera de validar algunos supuestos previos obtenidos para el trabajo, lo cual aparece expuesto en el apéndice E.

## 5.2. Flotación

Se procede a caracterizar y preparar el material que será luego utilizado como pulpa en la celda de flotación, en la cual se utilizarán, en cada prueba, muestras representativas



del mineral recibido de tamaño de 1kg. Una vez preparadas las muestras tamizadas y representativas, una de ellas es sometida a un análisis químico para medir sus niveles de pirita y también de calcopirita y molibdenita, compuestos de los que buscamos establecer su comportamiento al interactuar con las *A. Ferrooxidans* durante las experiencias de flotación.

### 5.2.1. Preparación de muestras de mineral

Para una correcta flotación es necesario procesar el mineral para llevarlo al menos en un 80 % al rango de bajo 100 y sobre 270 malla de la norma ASTM. Para entender la distribución granulométrica del mineral será necesario hacer un proceso de tamizado del mismo.

En el caso de todo aquel mineral que se encuentra por sobre ese rango, será llevado a pulverización con el objetivo de reducir el tamaño, luego de lo cual, vuelve a ser tamizado y los granos de mayor tamaño volverán a ser procesados hasta reducir la muestra bajo los 149 micrones. La pulverización del mineral se llevará a cabo en el pulverizador de la figura 5.2.



Figura 5.2: Pulverizador

Una vez obtenido el tamaño esperado de grano en el mineral, éste se lleva al cuarte-  
rotador rotatorio de la figura 5.3 para la creación de 10 muestras representativas de 1Kg,

las cuales serán usadas para cada una de las experiencias de flotación.



Figura 5.3: Equipo cuarterizador rotatorio

### 5.2.2. Fabricación de agua de mar

Dada la necesidad de establecer un proceso replicable, utilizamos el trabajo de (Kester et al 1967) para producir agua de mar sintética la cual contiene las sales comúnmente disponibles en el agua de mar a un nivel de concentración de 35 *g/l* de agua y cuya concentración corresponde a la expuesta en la figura 5.4.

A. Sales gravimétricas				
Sal	Peso molecular	g/kg de solución		
NaCl	58,44	23,926		
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	142,04	4,008		
KCl	74,56	0,677		
NaHCO <sub>3</sub>	84,00	0,196		
KBr	119,01	0,098		
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	61,83	0,026		
NaF	41,99	0,003		
B. Sales volumétricas				
Sal	Peso molecular	moles/kg de solución	Solución <i>stock</i>	
			Concentración (M)	Densidad (g/ml)
MgCl <sub>2</sub> ×6 H <sub>2</sub> O	203,33	0,05327	1	1,071
CaCl <sub>2</sub> ×2 H <sub>2</sub> O	147,03	0,01033	1	1,085
SrCl <sub>2</sub> ×6 H <sub>2</sub> O	266,64	0,00009	0,1	1,013
C. Agua destilada hasta 1.000 g				

Figura 5.4: Modelo de diseño de agua sintética, Kester (1967)

Esta agua de mar sintética será utilizada dentro de la celda de flotación así como también en el agua de reposición utilizada en la medida que las burbújas de flotación salen del proceso.

### 5.2.3. Definición de casos de estudio

En el presente trabajo se desarrollarán 3 casos distintos utilizando agua de mar sintética a un pH 8:

1. Utilizando agua de mar sintética, pero sin utilizar depresante para la pirita
2. Utilizando cal como depresante de la pirita en el agua de mar sintética.
3. Utilizando *A. Ferrooxidans* como depresante de la pirita en el agua de mar sintética.

Cabe destacar, que debido a que se harán 2 experiencias de flotación utilizando *A. Ferrooxidans* se hace necesario utilizar el reactor bioelectroquímico presentado al menos 4 veces para contar con la masa suficiente de bacterias para el proceso, una para aplicar en la pulpa en la etapa de acondicionamiento del mineral y la segunda para el agua de reposición de la celda durante la operación.

#### 5.2.4. Equipo para flotaciones

Es importante destacar que las celdas de flotación utilizadas para este trabajo experimental son de marca Edemet con capacidad de 2,0 l. éstas cuentan con un sistema de aire forzado y la capacidad rotativa del impeller alcanza los 3.300 rpm y corresponden a las presentadas en la figura 5.5.



Figura 5.5: Imagen de celda denver

Los parámetros de las pruebas experimentales que simulan la etapa rougher de la planta concentradora se detallan en la tabla 5.1:

Variable	Condiciones de operación
Mineral	1 Kg
Cp	33,3%
Xantato de Sodio	25 g/ton
MIBC	20 g/ton
Tiempo de acondicionamiento	5 min
Flujo de aire	7 L/min
Velocidad de agitación	600 rpm
Tiempos de flotación	1,2,4,8,16 min

Cuadro 5.1: Condiciones de operación

En las experiencias en que la cal fue utilizada se lleva el pH a un nivel de 10, mientras que en el resto de las muestras el pH se mantiene 8, que corresponde al pH del agua de mar. A su vez, se utilizaron 60 gramos de cal para llevar cada litro de agua de mar a ese nivel de pH en los casos en que fue utilizado como depresante, mientras que en el caso de utilizar *A. ferrooxidans* no se utilizó cal y la masa de bacterias empleada es proporcional a la presentada por San Martín (2018), quien empleó  $6 \cdot 10^9$  bacterias para realizar flotación de 1 gramo de mineral.

Una complicación que se tiene en la etapa de flotación es el hecho de que las revoluciones por minuto entregadas al sistema están, en mayor medida, condicionadas por el mínimo de rpm entregables por la propia celda de flotación, impidiendo entregar la relación óptima de aireación y agitación en el sistema, con lo cual la agitación a 600 rpm entregada en este caso corresponde un nivel subóptimo.

Previo al inicio de operación de la celda se preparan el colector y el espumante, es decir se miden las cantidades necesarias para la operación del sistema tanto para el acondicionamiento del mineral, como para la reposición de agua durante la flotación y se aislan hasta el momento de su uso en la celda. Se preparan también las muestras de agua de mar sintética que se utilizarán tanto para llenar la celda como para servir de reposición y que posee las mismas características de la que se ingresa en conjunto a la pulpa en la celda de flotación inicialmente.

Luego de lo anterior se traspasa el contenido de una de las muestras de 1kg de mineral a la celda de flotación, midiendo el pH de la pulpa y llevándolo al nivel deseado en el caso de la flotación con cal. Se agregan los reactivos y se comienza el tiempo de acondicionamiento indicado en la tabla 5.1 con el fin de distribuir homogéneamente en la pulpa los reactivos de flotación antes de comenzar la fase de aireación del sistema. Una vez terminado el periodo de acondicionamiento, comienza la flotación, período en el cual se depositará la descarga de espuma en una bandeja específica para cada uno de los períodos de control (0-1, 1-2, 2-4, 4-8, 8-16 min), realizando un paleteo continuo cada 15 segundos para simular la remoción de espuma en el sistema y agregando agua de reposición para mantener el nivel de agua en la celda y con las mismas características de depresante, espumante y colector ya definidas.

### 5.2.5. Reconciliación de datos

Para contar con robustez estadística en los resultados de las pruebas de flotación es necesario realizar un proceso llamado reconciliación de datos. Este proceso busca disminuir la varianza de los datos y, a su vez, disminuye la variabilidad entre las pruebas deuplicadas, permitiendo establecer comparaciones con robustez estadística suficiente en el proceso.

Para realizar este proceso se utiliza el complemento solver de Microsoft Excel, el cual nos permite realizar la minimización del objetivo dado por la ecuación 5.1:

$$\min\phi = \min\sum_{i,j}k_{e,i,j}(x_{e,i,j} \cdot m_{i,j} - \hat{x}_{e,i,j} \cdot \hat{m}_{i,j})^2 \quad (5.1)$$

Donde x corresponde al dato medido de la concentración de la especie e entregada por el análisis químico del laboratorio, que en este caso es cobre o molibdeno; i corresponde las bandejas de extracción, tomando valores de 1 a 6, siendo la sexta el relave de cada prueba, j el identificador de cada prueba (A a E). A su vez m corresponde a la masa de mineral extraída en cada muestra y k es un ponderador de peso de cada medición, en este

caso k será el inverso de la varianza de cada dato respecto al promedio  $\bar{p}_c$  de la masa de su especie dentro de la batería de datos de la forma establecida por la ecuación 5.2.

$$k_{e,i,j} = \frac{29}{x_{e,i,j} \cdot m_{i,j} - \bar{p}_c} \quad (5.2)$$

En este caso cada especie tiene 30 datos, por lo que el divisor de la varianza ponderada es  $n-1 = 29$ .

Las restricciones que acompañan al problema de optimización implican asumir que la ley de los elementos de interés en la alimentación corresponde al promedio de la ley calculada en las 5 pruebas de flotación, además la suma de las masas de los concentrados y relaves debe ser igual a la masa alimentada menos las pérdidas del sistema.

Para garantizar una solución no trivial se agregan como restricciones adicionales que la variación absoluta entre cada masa medida y cada masa estimada debe ser menor a 5 %.

El resultado de este proceso servirá para posteriores análisis y permite establecer concentraciones de cobre y molibdeno, además de masa de pruebas, estadísticamente comparables entre ellas.

### 5.2.6. Identificación de pirita en las muestras

Dado que uno de los objetivos del presente trabajo es determinar si la pirita se deprime en pruebas minerales de una celda de flotación pero, a su vez, tenemos el desafío que de las mediciones de laboratorio obtendremos el valor de ley y distribución de los elementos de interés en cada una de las bandejas de cada prueba, nos enfrentamos a modelar el sistema de manera de obtener un resultado que represente el contenido de minerales a partir de los resultados elementales.

Dentro del trabajo de caracterización del mineral completo, se realizó un análisis óptico, cuyos resultados se presentan en el cuadro 7.3, el cual permitió establecer las especies contenidas en éste a nivel porcentual. Dado que contamos con distribución proporcional en cada muestra de este mineral que fue utilizado en las pruebas, se cuenta con la proporción de cada especie mineral en cada muestra de un kilogramo.

De esta manera, al expandir cada especie en sus componentes elementales, podemos eliminar selectivamente algunas especies sulfuradas y con las restantes establecer un problema de optimización que puede resolverse también con el complemento solver de Microsoft Excel.

Tenemos que entender además que en el sistema cada especie se encuentra disponible en masa de acuerdo al cuadro:

Especie	masa (gramos)	Cobre en la especie (%)	Fierro en la especie (%)	Azufre en la especie (%)
Calcopirita	20.5	35	30	35
Calcosina	1.4	83		17
Bornita	1.8	63	11	26
Pirita	26		47	53

Cuadro 5.2: Masas de especies en las muestras de flotación

La función objetivo en este caso será:

$$\min \phi = \min \sum_{i,j} k_{e,i,j} (y_{e,l} \cdot x_{e,i,j} \cdot m_{i,j} - y_{e,l} \cdot \hat{x}_{e,i,j} \cdot \hat{m}_{i,j})^2 \quad (5.3)$$

Donde  $x$  es nuevamente la concentración en la bandeja  $i$  (1 a 6) de la prueba  $j$  (A a E), de la especie  $e$  (calcopirita, calcosina, bornita y pirita). En este caso  $y$  corresponde al porcentaje de  $l$  elemento  $l$  (cobre, azufre, fierro), presente en la especie  $e$ .



En cada bandeja existe un porcentaje del total de calcopirita, calcosina, bornita y pirita, además la suma del porcentaje de azufre presente en cada uno de ellos, representa el total de masa de azufre en el sistema, lo mismo sucede con la masa de cobre. En el caso de fierro existen otras especies, como los óxidos de fierro que se encuentran en las muestras pero que no pueden ser identificados con claridad, por lo que las restricciones implicaran minimizar lo más posible la distribución de cobre y azufre, mientras el total de fierro será referencia, pero no puede ser distribuído en totalidad por las 4 especies.

Entonces las restricciones quedan son una serie de 12 por cada prueba y son de la forma expuesta en la ecuación 5.4:

$$\sum_{i,e,l} y_{e,l} \cdot \hat{x}_{e,i,j} \cdot \hat{m}_{i,j} = m_{i,j} \quad (5.4)$$

Con  $l$  siendo azufre y cobre.

Es decir, la suma de todos los porcentajes de cobre y azufre presentes en cada bandeja, deben corresponder a un porcentaje representativo de cada una de las especies en la correspondiente bandeja. Como se dijo antes, se deja excluído en este cálculo al fierro puesto que, a diferencia de los otros compuestos, existen óxidos de fierro presentes en las muestras que pueden haber sido arrastrados durante la flotación y cuyas cantidades hacen que las restricciones de fierro no cierren.

De acuerdo a San Martin (2018), la recuperación de pirita en contacto con *A. ferrooxidans* depende de la diferencia en tiempos de acondicionamiento de la bacteria en el mineral antes de acompañarla con el colector. En nuestro caso ambos agentes fueron puestos en el sistema al mismo tiempo, por lo que se estima una recuperación de 64% con un error estimado del 18% de acuerdo a esto.

### 5.3. Análisis económico

Asociado estos nuevos rendimientos se realizará un rediseño del proceso de flotación, en uno de bioflotación, estableciendo modificaciones como el uso de reactores bioelectroquímicos para el cultivo de bacterias y la eliminación de costes asociados al uso de la cal, que en el proceso actual actúa como depresante.

En caso de lograr una mayor recuperación de Molibdeno se realizaría una proyección valorizada de estos posibles nuevos ingresos.

De esta manera se diseñará, con apoyo de las metodologías de costos y de evaluación de proyectos, un beneficio económico de la conversión a un proceso de bioflotación frente a la flotación utilizada en el presente.

Los métodos empleados para desarrollar el trabajo de rediseño de proceso consideran el realizar una revisión de las actividades involucradas directa e indirectamente en el proceso de flotación mediante la metodología de costeo ABC de acuerdo a las siguientes tareas:

- **Recopilación de información o definición de línea base:**

Se espera analizar las faenas de flotación en faenas que estén usando mecanismos distintos a agua dulce, como lo son Escondida y Centinela, entrevistando e intercambiando información acerca del estado actual de las tecnologías.

- **Proceso de selección de fenómenos relevantes del caso base** De la información obtenida se selecciona todos aquellos equipos y modelos que resulten en modificaciones producto del cambio tecnológico.

- **Tamaño de tecnologías** Una vez obtenido los rendimientos del proceso en la línea base y, además del proceso experimental realizado en esta experiencia, se lleva a cabo una comparación que permita definir el tamaño operacional que tenga sentido para la faena, tanto a nivel económico, como a nivel técnico y que minimice las modificaciones tecnológicas a realizar.

- **Evaluación técnica** Si bien es posible que un diseño tenga un valor conceptual pertinente, es también posible que el diseño entregado carezca de validez técnica debido a una variedad de características que pueden no ser manejadas en el momento de desarrollar el modelo o, simplemente, porque no existe equipos que puedan

proveer alternativas para los resultados de la modelación. Se debe tener en cuenta esto al momento de verificar y escalar el comportamiento del diseño completo.

- **Evaluación económica** Una vez determinado el tipo de equipos y cantidad de los mismos a utilizar, es posible establecer el nivel de inversión requerido para obtener los resultados desarrollados en este trabajo y, finalmente, concluir el nivel de atractivo que presenta esta alternativa frente a las opciones tradicionales de inversión tanto en el corto como en el largo plazo.

Además, será posible definir qué actividades serán las más proclives a sufrir modificaciones, de manera de establecer mecanismos de mitigación, innovaciones complementarias u otros que modifiquen las escalas del proyecto. La manera de establecer las actividades del proceso será utilizar el modelo de planta concentradora utilizado por bravo (2008) y validar las actividades y transformaciones asociadas a las actividades por medio de consultas a superintendentes en la planta concentradora de Minera Escondida y Antofagasta Minerals, lo que nos permite comprar plantas que operan con desalinización y sin ella en sus concentradoras.

En este caso, utilizando una planta tipo, gran parte del problema puede venir dado por la incapacidad de localización de la misma para hacer una análisis de costos y actividades, sin embargo, dado que no se evalúa el origen del agua, ni sus tratamientos, la localización de la planta se vuelve prescindible al análisis.

# Capítulo 6

## Diseño de reactor bioelectroquímico

### 6.1. Diseño de reactor bioelectroquímico

En el caso del desarrollo del reactor bioelectroquímico se utilizó el reactor asociado a Vargas et al (1998) debido a que permite la obtención de una alta concentración de bacterias en un tiempo reducido y mediante el uso de un bajo consumo de energía además de no requerir el uso de una membrana separadora.

Debido a las condiciones experimentales, en esta etapa se empleó un cultivo de bacterias en régimen discontinuo, las cuales fueron añadidas, previa filtración, a los procesos posteriores de flotación. Para análisis económicos se utilizará escalamiento del reactor simulando una alimentación continua del mismo.

#### 6.1.1. Características del reactor bioelectroquímico

El reactor bioelectroquímico está constituido de un vaso de vidrio pyrex cuyo volumen de trabajo corresponde a 4,5 l y un diametro interior de 15 cm. Al interior del mismo se dispusieron el cátodo y ánodo.

El cátodo es una malla de acero inoxidable de apertura 2 mm y diametro de alambre de 1mm, rodeando el ánodo, y extendiéndose de manera adyacente a la pared interior del reactor, una altura sumergida de 22 cm y un área de contacto de  $1036,2 \text{ cm}^2$ .

Por otro lado el ánodo corresponde a una barra de plomo de sección rectangular, la cual recibió un tratamiento de pasivación incluido en el apéndice C. En este caso el ánodo poseía 15.5 cm de tamaño total, 13 cm sumergidos, 3 cm de ancho y 0.4 cm de espesor para un área total de contacto de 63,2 cm.

Los controles de pH y Potencial de Oxido- Reducción se hacen en mediciones externas al medio.

Durante el período de medición, el equipo se mantiene cubierto con una tapa a un volumen constante de medio de cultivo (pH 1,6) además de una concentración de ion ferroso de 1 g/l.

Se entregan 60 mA de corriente en el reactor bioelectroquímico por medio de una fuente de poder variable trabajando 5 días.

El volumen de este reactor y su operación logran satisfacer proporcionalmente los requerimientos de bacterias para depresión de pirita que se establecieron en el trabajo de San Martín (2018), en su caso se utiliza una masa de  $6 \cdot 10^9$  bacterias para procesar 1 gramo de mineral, mientras que en este caso, producto de la operación del reactor por 5 días es posible obtener una masa de bacterias de  $6 \cdot 10^{12}$ , las cuales posteriormente procesarán 1 kilogramo de mineral.

Adicionalmente se realizaron pruebas con reactores bioelectroquímicos de capacidad de 500 ml, 2 l y 3,5 l, cuyos resultados se incluyen en el apéndice E. El reactor de 4,5 l descrito en este proceso fue el que respondió mejor al desarrollo de bacterias, no presentó problemas adicionales y permitió obtener resultados aproximados a los esperados.

### 6.1.2. Operación del reactor bioelectroquímico

El reactor bioelectroquímico comienza con 4,5 l de medio de cultivo a un pH de 1,6. Paralelamente se inoculan  $3 \cdot 10^6$  bacterias/l, y 1 g/l de ion ferroso. Las bacterias son obtenidas a través del agitador y el proceso explicado en el punto 5.1.1

No se aplica corriente hasta que se observa la oxidación total del ion ferroso a ión férrico (mediante un cambio de color en el medio de cultivo). Este cambio ocurre en no más de 24 horas, mostrándose un color amarillo anaranjado en oposición al semitransparente inicial.

Una vez alcanzada esta etapa, se comienza a aplicar una diferencia de potencial que genera una corriente de 60 mA, con lo cual comienza una reducción de ión férrico. Las diferencias entre estados son visibles en la figura 6.1.

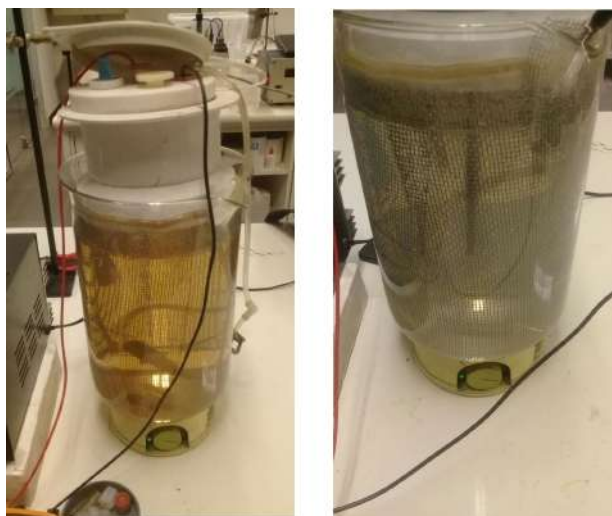


Figura 6.1: Actividad del reactor bioelectroquímico regenerando ion férrico, a la izquierda el reactor bioelectroquímico luego de un día de actividad bacteriana sin corriente activa y a la derecha un día después, luego de activar la corriente de baja intensidad

Se extraen muestras de la solución al interior de biorreactor en intervalos de tiempo de 24 horas, midiéndose las diferencias de potencial de óxido-reducción y realizando un recuento de bacterias a través del microscopio. Dicho esto, se muestra el crecimiento bacteriano durante el período de funcionamiento del reactor bioelectroquímico y teniendo un crecimiento representado en la figura 6.2.

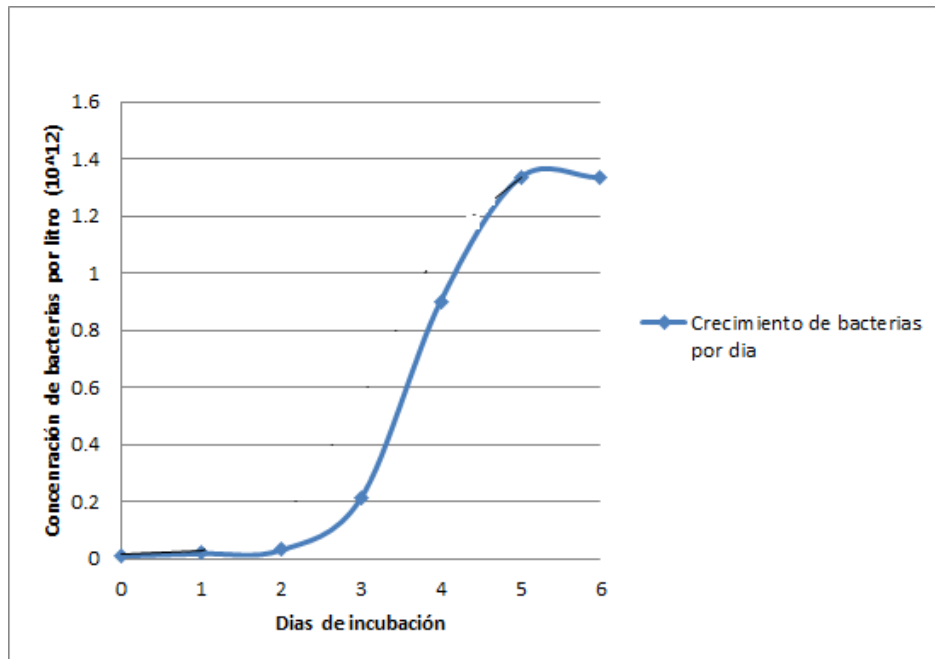


Figura 6.2: Crecimiento en la concentración de bacterias (bacterias/litro) en el tiempo

En este caso se aprecian marcadamente dos líneas de tendencia: en los primeros 3 días y luego los siguientes 2.

Notar además que durante todo el proceso de operación del reactor bioelectroquímico, el medio de cultivo no volvió a cambiar de color, manteniéndose en un color prácticamente transparente. Esto lleva a considerar que el ion férrico generado por las bacterias era reducido en el cátodo, predominando el ión ferroso en solución.

Al término de los 5 días de operación se obtuvieron 4,5 litros de medio de cultivo con una concentración  $1,33 \cdot 10^{12}$ , mientras que el valor del potencial electroquímico disminuyó hasta estabilizarse en 410 mV, como se explicita en la figura 6.3, además el pH se mantuvo estable en 1,6. Finalmente la temperatura se mantuvo alrededor de los  $22\text{ }^{\circ}\text{C}$  durante la experimentación como se aprecia en la figura 6.4.

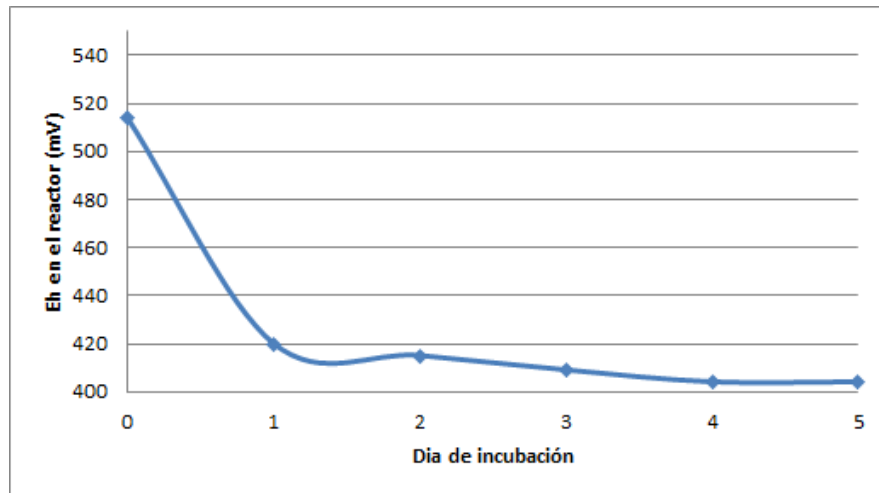


Figura 6.3: Potencial óxido-reducción en el biorreactor en el tiempo

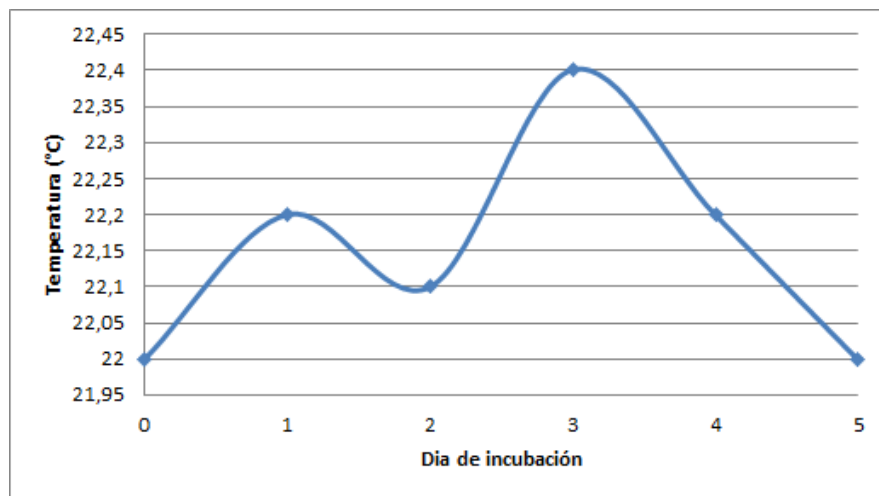


Figura 6.4: Temperatura al interior del biorreactor en el tiempo de experimentación

La cantidad de bacterias generadas en el reactor bioelectroquímico se determinó por diferencias entra una medición y otra. Lo mismo se hizo para determinar la masa de ión ferroso generada, considerando la regeneración electroquímica que se produce y utilizando la ecuación de Faraday presentada en la ecuación 4.6.

Dados los requerimientos de bacterias, se realizaron 4 experiencias de cultivo, de las cuales se obtuvieron cultivos bacterianos los días 17/07, 24/07, 31/07 y 07/08.



La figura 6.5 muestra el proceso de filtración del contenido del reactor utilizando una bomba de vacío. Este proceso es necesario y permite concentrar el volumen de bacterias contenidas en el reactor para su posterior utilización en la celda de flotación.



Figura 6.5: Método de filtrado de bacterias *A. ferrooxidans*

La membrana de filtración empleada corresponde a un papel de filtro Whatman de 200 micrones. Este proceso de filtración fue realizado cada vez que incubaron bacterias que se preparaban para la celda de flotación

Una vez filtrado todo el volumen del reactor bioelectroquímico, el mismo procede a ser diluido en 10ml de medio de cultivo y luego se sella y refrigera para evitar su contaminación para su posterior uso en la etapa de flotación. El resultado son matraces de un contenido viscoso pero cristalino.

### Balance del sustrato energético

El consumo de sustrato energético o, consumo de ión ferroso es necesario debido a que, si bien la alimentación de ión ferroso fue de 1 g/l, la masa fue regenerada a lo largo del proceso, de manera de mantener la alimentación de sustrato para el desarrollo de las bacterias. En ese sentido podemos calcular el consumo de ión ferroso de las bacterias utilizando la ecuación de Faraday, expuesta en el punto 4.6.

La regeneración de iones en este caso afecta teóricamente la concentración de iones de ferroso en el sistema al regenerarlos por lo que, un modelo de ecuación de balance de masa consumida del ión ferroso en el reactor bioelectroquímico correspondería a la definida en la ecuación 6.1:

$$CONSUMO = \frac{(C_i - C_f) \cdot V}{1000} + \frac{PM \cdot i_{cel} \cdot A_t \cdot t \cdot E_f}{z \cdot F} \cdot (t_f - t_i) \quad (6.1)$$

Donde:

CONSUMO: ión ferroso oxidado por la bacteria, grs

$C_f$ : Concentración de ión ferroso inicial, ppm

$C_i$ : Concentración de ión ferroso final ppm.

$t_i$ : tiempo para la medición inicial, horas

$t_f$ : tiempo para la medición final, horas

$i_{cel}$  : intensidad de corriente, mA/m<sup>2</sup>

$A_t$ : Área de cátodo, en m<sup>2</sup>

$E_f$ : Eficiencia de corriente

$z$ : electrones removidos al aplicar corriente eléctrica

$PM$ : Peso molecular (Fierro), gramos/mol (55,845 gramos/mol)

$F$ : Constante de Faraday (96500 C/mol)

En este caso, las diferencias de concentración no existieron ( $C_i = C_f$ ), debido a que la regeneración del sustrato es constante y mantiene los iones ferroso continuos en el sistema, además que el mismo sistema es batch, lo que impide la entrada o salida de la alimentación. Esto además se apoya en el hecho de que la diferencia de potencial en el

reactor bioelectroquímico disminuyó en lugar de aumentar con el tiempo, implicando un equilibrio hacia la formación de estos iones en lugar de aquellos de ión férrico.

En este caso la corriente aplicada fue de  $i_{cel} \cdot A_t = 60mA$  y cada tiempo de medición fue de 24 horas, con la cual, en cada período se obtuvo un consumo aproximadamente 3 gramos de ión ferroso al día.

Graficando los resultado de CONSUMO de ión ferroso y la bacterias generadas, definida de acuerdo a la ecuación 4.7, se obtiene el siguiente comportamiento presentado en la figura 6.6, notar que luego del tercer día hubo un aumento significativo en el rendimiento del sistema, con lo cual fue posible obtener más bacterias utilizando un consumo menor de ión ferroso:

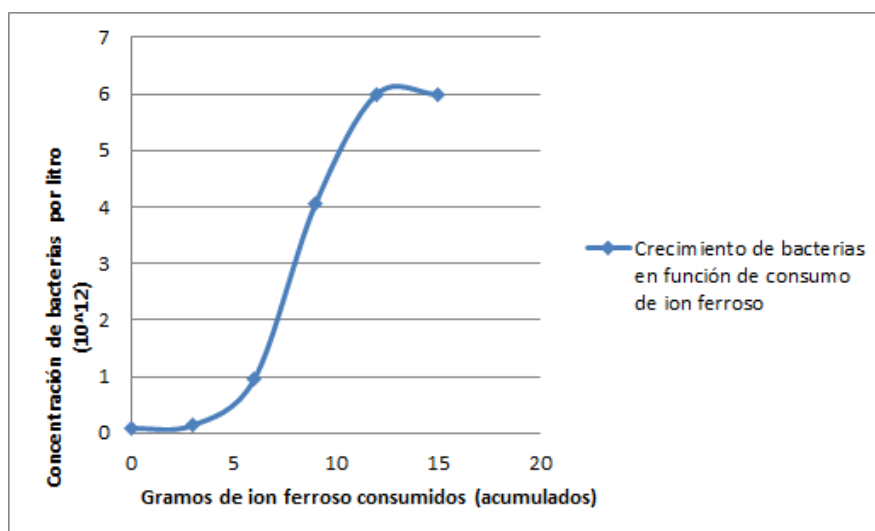


Figura 6.6: Crecimiento de bacterias en función del consumo acumulado de ion ferroso

Como muestra la figura, dado que se contó con regeneración continua, las bacterias pudieron crecer continuamente en su ciclo bacteriano sin tener problemas de limitación de reactivos.

### Rendimiento del sistema

Un punto interesante a considerar es que el comportamiento de la *A. ferrooxidans* cambia con el tiempo dentro del reactor y el contacto con ión ferroso regenerado producto de la de la corriente eléctrica, volviéndose más efectiva y consumiendo menos iones del sistema para su desarrollo. De esta manera podemos calcular el rendimiento del sistema, asociando el aumento de bacterias en el tiempo en función de los iones de ferroso consumidos, con lo que se define la ecuación 6.2:

$$Y = \frac{NBG(bact)}{CONSUMO(gdeFe^{+2}generados)} \quad (6.2)$$

Dada la definición, la ecuación 6.2 nos permite relacionar el balance de sustrato energético con el crecimiento de la masa bacteriana de manera directa.

Al hacer una evaluación diaria, se tiene que el comportamiento del Yield es también diario. Conjuntamente existen bacterias que se están desarrollando y nuevas bacterias que van apareciendo en el sistema. De esta manera el Yield se calcula estableciendo las diferencias de cantidad de bacterias y consumo de ión ferroso entre un día y anterior.

Del cual se desprende que el rendimiento en los primeros días de operación fue menor al de los posteriores últimos dos días como se infería en la figura 6.5, en este caso la figura 6.7 muestra que se obtuvieron rendimientos hasta 4 veces mayores en los últimos días de operación:

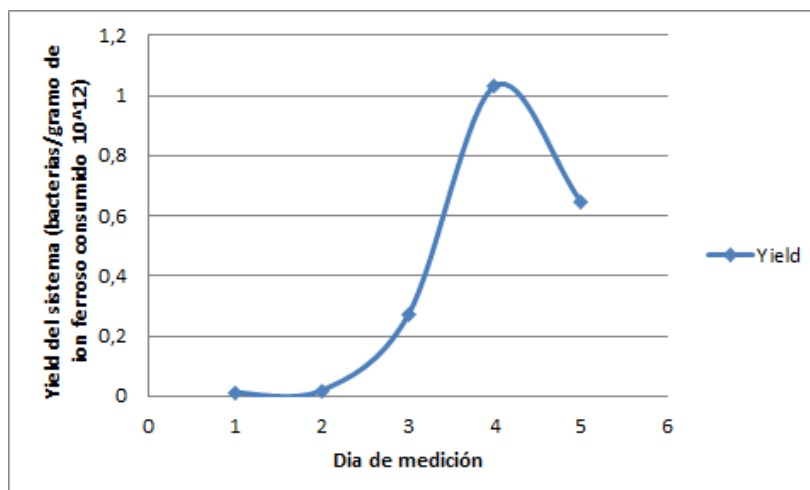


Figura 6.7: Yield del sistema

Notamos que en una primera instancia el rendimiento del sistema es muy distinto en la parte final de proceso, pasando de  $3,5 \cdot 10^{10}$  (bacterias/gramo  $Fe^{+2}$  consumido) luego del primer día de operación del reactor a  $6,48 \cdot 10^{11}$  (bacterias/gramo  $Fe^{+2}$  consumido) de bacterias generadas por gramo de ion ferroso consumido luego del quinto día de operación del reactor, esto nos muestra que en la etapa exponencial del crecimiento de bacterias, el consumo del ion ferroso es significativamente menor y la capacidad de reproducción de las bacterias crece. Notar además que el rendimiento de las bacterias disminuye luego del quinto día, hecho que se debe a que en el quinto día las bacterias alcanzan una madurez dentro del sistema. Estos resultados son consistentes con lo expuesto por Lacombe Barron y Lueking (1990) y están asociados al crecimiento óptimo de las bacterias en concentraciones de  $Fe^{+2}$  cercanas a los 1,2 g/L. Sujio et al (2007), analizan el comportamiento de la *A. Ferrooxidans*, en pH cercanos a 2,5 encontrando también resultados similares.

### 6.1.3. Consideraciones sobre el reactor bioelectroquímico

El reactor bioelectroquímico es sensible a las variaciones de temperatura. Un aumento de corriente, junto con otras eficiencias al sistema, eleva las temperaturas y, por consiguiente tiene un riesgo de aumentar la actividad de las bacterias más allá del punto crítico. Esto es particularmente sensible en caso de utilizar el reactor bioelectroquímico como un sistema abierto, lo que trae consigo evaporación y, con esto, fallas en el rendimiento del

sistema, aparición de jarosita en el cátodo y, daños al ánodo por sobre su nivel de pasivado.

Es además relevante considerar que este tipo de bacterias dependen del oxígeno, por lo que un medio de baja agitación también genera problemas para su desarrollo. Problemas en la variación de temperatura se presentaron en otros tamaños de biorreactor y se presentan en el apéndice E.

#### **6.1.4. Voltaje dentro del reactor bioelectroquímico**

Dentro del reactor bioelectroquímico se aprecian las reacciones de oxidación del hierro (-0,77 V) y de formación de agua (1,23 V) , como reacción de reducción, presentadas en el 4.1 y 4.2. Además se observa en el sistema la reacción deformación de biomasa de las bacterias, cuyo valor de potencial se muestra como 410 mV. En las mediciones se obtuvo, sin embargo, un voltaje de celda de 1,26V medido a través de tester, esto puede deberse a pérdidas en el sistema, caídas de tensión o también a sobrepotencial en el sistema.

# Capítulo 7

## Desarrollo de trabajo de flotación

### 7.1. Caracterización de mineral recibido

Para el desarrollo de la experiencia se utilizó una muestra mineral de 19,6 Kg; obtenida desde la minera El Teniente.

Llevada a análisis granulométrico, como se aprecia en la figura 7.1 es posible encontrar con partículas de gran tamaño, las cuales no podrán ser flotadas en la celda:

Intervalo en tamaño de malla	Intervalo en micrones	Porcentaje de la muestra
sobre 100	sobre 149	42.3 %
bajo 100 y sobre 140	entre 149 y 105 micrones	25.3 %
bajo 140 y sobre 200	entre 105 y 74 micrones	20.9 %
Bajo 200 y sobre 270	entre 74 y 53 micrones	8.0 %
bajo 270	bajo 53	3.4 %

Cuadro 7.1: Perfil granulométrico de muestra recibida

A través del proceso expuesto en la metodología, el mineral fue pulverizado para construir muestras con igual distribución del perfil granulométrico del cuadro 7.2, el cual nos permite trabajar con el mineral de manera efectiva debido a la buena distribución de tamaño de partículas. Notar, sin embargo, que existe un nivel de fino de 7.1 % el cual, si bien es significativo, no logra poner en riesgo el mineral.

Intervalo en tamaño de malla	Intervalo en micrones	Porcentaje de la muestra
sobre 100	sobre 149	0.7 %
bajo 100 y sobre 140	entre 149 y 105 micrones	37.2 %
bajo 140 y sobre 200	entre 105 y 74 micrones	36.0 %
Bajo 200 y sobre 270	entre 74 y 53 micrones	19.0 %
bajo 270	bajo 53	7.1 %

Cuadro 7.2: Perfil granulométrico de la muestra luego de pulverización

Para establecer la concentración inicial de especies en el sistema, la muestra fue llevada a análisis mineralógico a la empresa MAM Limitada, el cuadro 7.3 muestra los resultados de dicho análisis, donde es posible ver que el mineral contenía de manera significativa dos minerales requeridos para las experiencias de este trabajo, calcopirita y pirita, a su vez tiene presencia de molibdenita.

Minerales	Formulas	Porcentaje de la muestra
Calcopirita	$CuFeS_2$	2.04 %
Calcosina	$Cu_5S_2$	0.13 %
Covelina	$CuS$	0.01 %
Bornita	$Cu_5Fe_2S_4$	0.18 %
Cu G Tennantita	$Cu_{11}Fe^{2+}As_4S_{13}$	0.04 %
Pirita	$FeS_2$	1.45 %
Molibdenita	$MoS_2$	0.02 %
Esfalerita	$ZnS$	0.01 %
Magnetita	$Fe_3O_3$	0.32 %
Hematita	$Fe_2O_3$	0.11 %
Limonita	$FeO \cdot OH$	0.08 %
Rutilo	$TiO_2$	0.09 %
Ganga		95.51 %
Total		100 %

Cuadro 7.3: Composición mineral de la muestra recibida



En este caso, son relevantes los minerales sulfurados con contenido de cobre y de molibdeno, en particular la calcopirita y la molibdenita y también pirita, de manera de poder cuantificar la capacidad de la *A. ferrooxidans* de deprimirla en agua de mar.

## 7.2. Proceso de flotación

La flotación experimental batch tiene como objetivo comparar el rendimiento metalúrgico de ambos tipos de depresantes de pirita.

Para tener una buena base de resultados que soporte las conclusiones que se utilizan en la evaluación económica comparativa, se articula la siguiente batería de ensayos en agua de mar:

- Pruebas 1 sin depresantes de pirita (caso base - Muestra A).
- Pruebas 2 y 3 cal como depresante de pirita (Muestras D y E) Utiliza 60 gramos de cal para agua de celda y para agua de reposición.
- Pruebas 4 y 5 *A ferrooxidans* como depresante de pirita (Muestras B y C).

En total son 5 pruebas de flotación a las cuales se les asigna los siguientes tiempos de muestreo: 1, 2, 4, 8, 16 minutos, además de producirse un relave respectivo al terminar el proceso. Por lo tanto se tienen 30 muestras finales para su posterior preparación y análisis químico. Con los resultados de este conjunto de experimentos se construyen las curvas cinéticas de flotación, se compara la recuperación metalúrgica de cobre y molibdeno.

La experiencia B utilizará las bacterias recuperadas del reactor bioelectroquímico en los períodos 24/07 para utilizar en la etapa de acondicionamiento de la celda y 17/07, para el agua de reposición; mientras que para la experiencia C se utiliza las bacterias incubadas el 07/08 para agregar directamente a la celda en la fase de acondicionamiento y las del 31/07 para el agua de reposición. Las experiencias en sí fueron realizadas el día 21/08.

La figura 7.1 muestra el resultado de flotación de una experiencia, dejando 5 bandejas

y un relave contenido en la celda de flotación.



Figura 7.1: Bandejas resultantes de ejercicio de flotación

Una vez terminado el proceso, el material pasa a ser filtrado, secado y preparado para análisis químico. En la mayoría de las pruebas de flotación se utiliza la totalidad de agua de reposición.

### 7.3. Resultados proceso de flotación

Una vez realizadas las experiencias en la celda de flotación, el material fue pesado, filtrado y secado, arrojando la siguiente distribución de masa por cada una de las experiencias de flotación.

Prueba	Muestra A	Muestra B	Muestra C	Muestra D	Muestra E
	(gramos)	(gramos)	(gramos)	(gramos)	(gramos)
1 ( 0 - 1 min)	81.59	29.80	43.04	50.69	83.42
2 ( 1 - 2 min)	10.22	10.97	12.10	14.08	19.69
3 ( 2 - 4 min)	31.89	19.77	12.80	19.82	14.76
4 ( 4 - 8 min)	44.86	14.40	13.53	26.10	22.62
5 ( 8 - 16 min)	76.7	23.13	40.04	25.50	17.86
Relave	804.68	864.74	817.43	870.88	874.46

Cuadro 7.4: Masa recuperada en experiencias de flotación (gramos)

Las muestras en general tienen un descenso relativo en la recuperación hasta llegar a la última recuperación. Esto es normal y se debe principalmente el mayor tiempo que se utiliza para obtener esta última muestra (8 minutos).

De acuerdo a los datos entregados por la empresa GEOMET, el cuadro 7.5 muestra la recuperación de 5 especies de interés de manera proporcional a cada una de las mediciones. Dentro de la nomenclatura del cuadro, y de ahora en adelante en el presente informe, cada medición se encuentra definida por un número y una letra. En cada caso los números identifican la bandeja y, por consiguiente, el tiempo de extracción mientras que la letra corresponde a cada prueba como fueron definidas al comienzo de la sección 7.2. De esta manera la muestra 1A corresponde a la masa extraída del primer minuto de flotación de la prueba A, la muestra 2A corresponde al minuto siguiente de la misma prueba y así hasta la 5A que corresponde a la extracción de los últimos 8 minutos de la prueba, siendo esta nomenclatura común para todas las pruebas.

*CAPITULO 7. DESARROLLO DE TRABAJO DE FLOTACIÓN*

Identificación de la muestra	CuT (%)	Fe (%)	As (%)	S (%)	Mo (%)
1A	3.69	6.67	0.02	5.88	0.12
2A	8.79	12.00	0.04	13.33	0.30
3A	6.38	11.51	0.03	11.40	0.16
4A	3.03	8.30	0.01	6.92	0.06
5A	1.21	4.70	0.01	3.74	0.02
Relave A	0.15	3.17	0.00	1.61	0.01
1B	11.97	14.86	0.06	15.91	0.44
2B	13.26	19.31	0.06	21.52	0.38
3B	7.04	13.49	0.02	14.09	0.18
4B	4.62	12.11	0.02	11.92	0.10
5B	2.34	8.28	0.01	7.75	0.04
Relave B	0.17	3.13	0.00	1.72	0.01
1C	8.96	10.59	0.05	11.12	0.37
2C	11.15	13.94	0.05	14.56	0.32
3C	9.23	13.53	0.03	13.86	0.20
4C	6.00	13.41	0.02	13.57	0.09
5C	2.57	9.63	0.01	8.61	0.03
Relave C	0.17	3.43	0.00	1.83	0.01
1D	8.97	10.87	0.04	11.68	0.30
2D	11.27	14.18	0.03	15.51	0.40
3D	5.90	11.48	0.01	11.63	0.18
4D	1.42	7.42	0.01	6.46	0.04
5D	2.80	8.69	0.00	7.81	0.08
Relave D	0.14	3.14	0.00	2.13	0.01
1E	5.65	7.76	0.02	8.23	0.19
2E	8.22	11.28	0.02	11.67	0.29
3E	7.50	12.12	0.02	12.72	0.19
4E	3.69	9.76	0.01	9.95	0.08
5E	2.39	9.00	0.01	8.91	0.04
Relave E	0.17	3.24	0.00	2.20	0.01

Cuadro 7.5: Resultados de flotación entregados por GEOMET: Recuperación porcentual de especies por medición

Los resultados muestran una alta recuperación de cobre en las primeras extracciones

*CAPITULO 7. DESARROLLO DE TRABAJO DE FLOTACIÓN*

---

de cada flotación, esto también es normal, debido a la capacidad del colector, espumante y depresante. Utilizando la masa recuperada por medición podemos establecer la recuperación tanto de cobre, como de molibdeno de las muestras, los cuales se aprecian en los cuadros 7.6 y 7.7.

Masa de cobre recuperada por extracción (en gramos)					
Bandeja	A	B	C	D	E
1	3.01	3.57	3.86	4.54	4.71
2	0.9	1.45	1.35	1.59	1.62
3	2.03	1.39	1.18	1.17	1.11
4	1.36	0.67	0.81	0.37	0.84
5	0.93	0.54	1.03	0.71	0.43
Relave	1.21	1.46	1.37	1.21	1.52
Porcentaje de cobre recuperado por extracción					
Bandeja	A	B	C	D	E
1	31.88 %	39.26 %	40.16 %	47.37 %	46.11 %
2	9.51 %	16.02 %	14.05 %	16.54 %	15.84 %
3	21.56 %	15.33 %	12.31 %	12.18 %	10,83 %
4	14.39 %	7.33 %	8.46 %	3.87 %	8.17 %
5	9.87 %	5.97 %	10.73 %	7.44 %	4.18 %
Porcentaje de cobre recuperado acumulado					
Bandeja	A	B	C	D	E
1	31.88 %	39.26 %	40.16 %	47.37 %	46.11 %
2	41.39 %	55.28 %	54.21 %	63.91 %	61.95 %
3	62.95 %	70.61 %	66.52 %	76.09 %	72.77 %
4	77.34 %	77.94 %	74.98 %	79.96 %	80.95 %
5	87.21 %	83.91 %	85.71 %	87.40 %	85.12 %

Cuadro 7.6: Recuperación de Cobre

Masa de molibdeno recuperada por extracción (en gramos)					
Bandeja	A	B	C	D	E
1	0.097	0.131	0.158	0.154	0.157
2	0.030	0.041	0.039	0.057	0.057
3	0.052	0.035	0.026	0.035	0.028
4	0.028	0.015	0.0120	0.011	0.017
5	0.016	0.010	0.0123	0.020	0.007
Relave	0.048	0.048	0.041	0.059	0.060
Porcentaje de molibdeno recuperado por extracción					
Bandeja	A	B	C	D	E
1	35.81 %	46.71 %	54.99 %	45.91 %	48.00 %
2	11.19 %	14.79 %	13.53 %	16.84 %	17.45 %
3	19.14 %	12.49 %	8.89 %	10.4 %	8.62 %
4	10.19 %	5.25 %	4.14 %	3.4 %	5.25 %
5	5.9 %	3.5 %	4.27 %	5.83 %	2.19 %
Porcentaje de molibdeno recuperado acumulado					
Bandeja	A	B	C	D	E
1	35.81 %	46.71 %	54.99 %	45.91 %	48.00 %
2	47.00 %	61.49 %	68.52 %	62.75 %	65.45 %
3	66.13 %	73.98 %	77.41 %	73.15 %	74.06 %
4	76.32 %	79.23 %	81.55 %	76.54 %	79.31 %
5	82.22 %	82.73 %	85.82 %	82.37 %	81.49 %

Cuadro 7.7: Recuperación de molibdeno

En general la recuperación tanto de Cobre como de Molibdeno en las muestras decrece con el tiempo, esto es fácil de apreciar a través de ambas tabla, salvo en los casos de la segunda recuperación de la muestra A y en las recuperaciones de la quinta medición. Mientras que en el primer caso, puede existir diferencias debido a la alta producción de espuma en la primera muestra, lo que provocó un menor nivel de mineral flotado en la segunda medición, en el segundo caso, dado que el tiempo de recolección es mayor (4 minutos vs 2 minutos), es posible que las diferencias se hayan originado simplemente por el mayor tiempo de medición.

Con la información de los cuadros 7.6 y 7.7 es posible entender el comportamiento en la recuperación de molibdeno y cobre acumulados en el tiempo. En este caso, las recuperaciones de primer minuto se ubican en general alrededor del 40 % de la masa de cobre presente en el sistema.

En el caso del molibdeno, las recuperaciones presentes en cada una de las experiencias vuelve a ser mejor frente a la muestra en blanco para los casos de uso en depresante tanto con cal como con *A. ferrooxidans*, sin embargo, las recuperaciones de este último depresante son significativamente mayores frente a aquellas que usan cal como depresante.

Es importante mencionar que estos resultados preliminares se obtienen según las leyes presentes en cada muestra de mineral, y con esto se puede establecer las curvas de la cinética de la recuperación. Los gráficos de la cinética de flotación tienen como propósito mostrar la variabilidad de los resultados, en las pruebas realizadas con los tipos de agua considerados en la evaluación comparativa.

Las figuras 7.2 y 7.3 nos muestran la recuperación acumulada de cobre usando tanto *A. ferrooxidans* como cal. Notemos que en general existe convergencia de resultados entre una y otra.

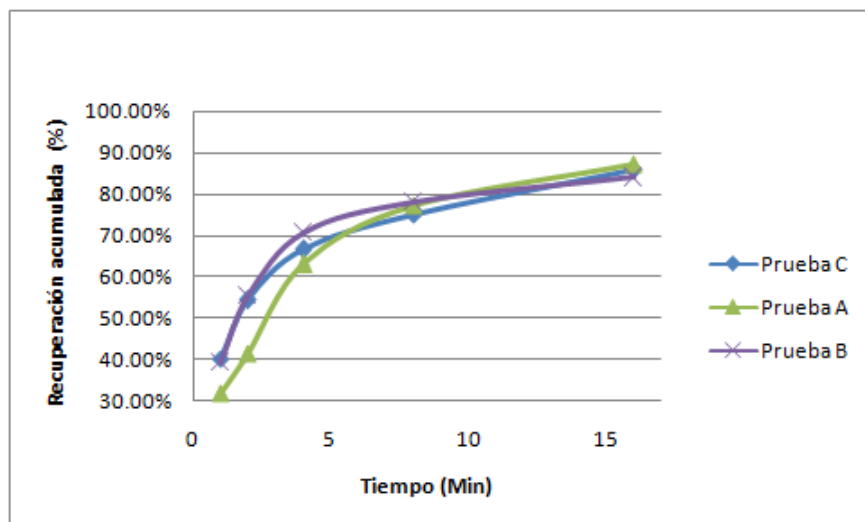


Figura 7.2: Recuperación acumulada de cobre usando *A. Ferrooxidans* vs sin uso de depresante

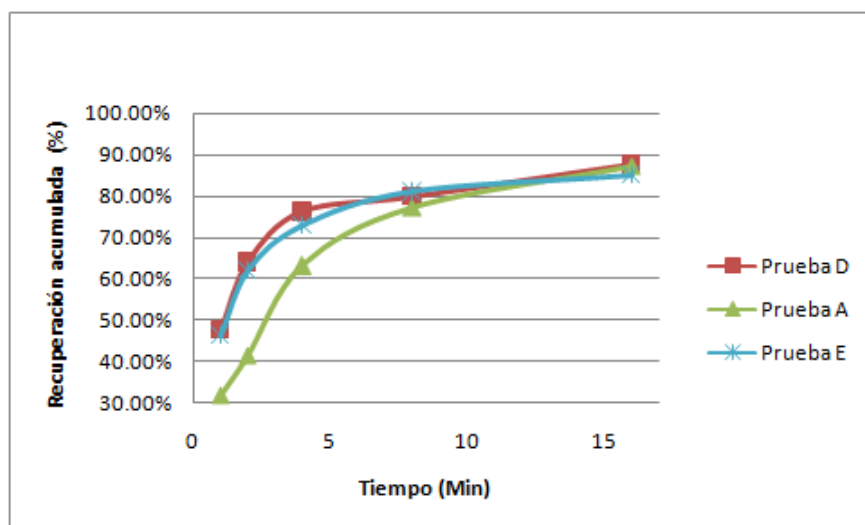


Figura 7.3: Recuperación acumulada de cobre usando cal vs sin uso de depresante

En el caso de la recuperación de molibdeno, las figuras 7.4 y 7.5 nos muestran un mejor rendimiento de la *A. ferrooxidans*.



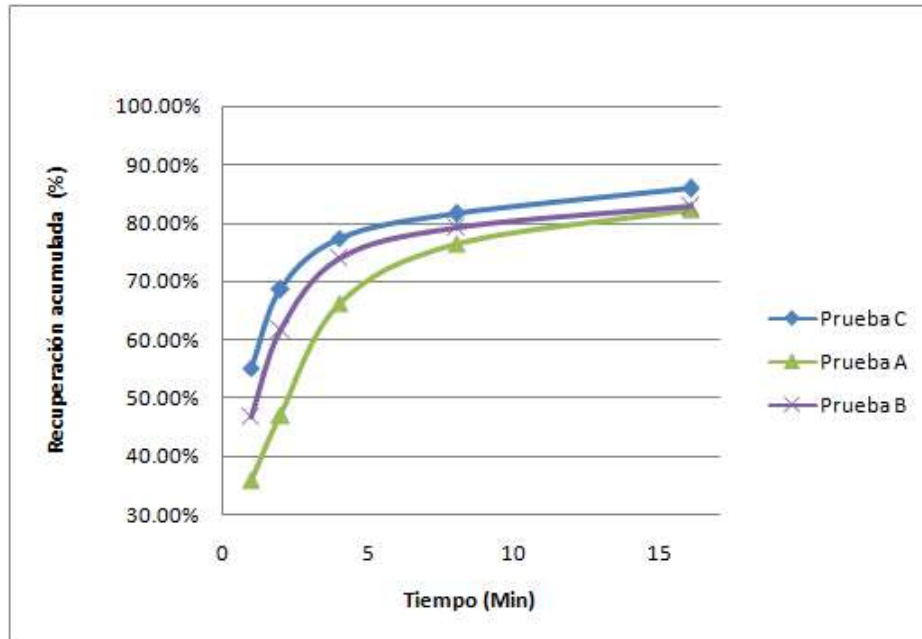


Figura 7.4: Recuperación acumulada de molibdeno usando *A. Ferrooxidans* vs sin uso de depresante

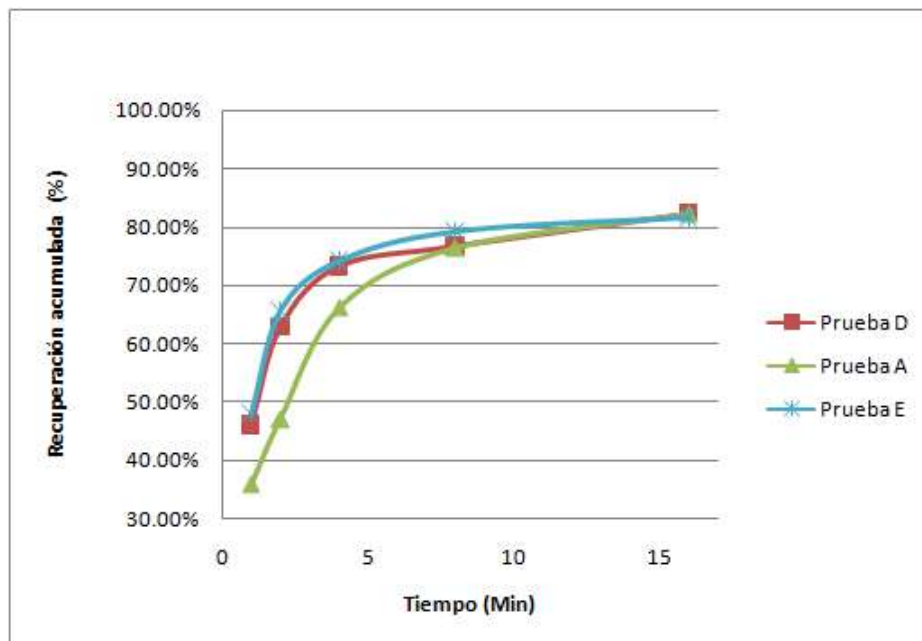


Figura 7.5: Recuperación acumulada de molibdeno usando cal vs sin uso de depresante

De los resultados se observa que la variabilidad en la recuperación de cobre es mucho

menor que en el caso del molibdeno.

Dentro de las pruebas, también se encuentra una medición sobre la cantidad de arsénico en el mineral, puesto que la edad de las faenas ha hecho que este elemento aparezca en mayor concentración en los minerales, sin embargo son una impureza que, por sus características es altamente tóxica al llevarla a hornos o para su acopio para transporte. Es por esto que la industria minera está penalizando concentraciones mayores a 0.5 % de arsénico en los concentrados, lo que, a su vez, está obligando a las plantas concentradoras a agregar procesos adicionales en la limpieza de impurezas en los concentrados . En este caso, dada la concentración de arsénico en el mineral, es un problema sin cuidado.

#### **7.4. Modelo de Klimpel de resultados de flotación**

Utilizando el modelo de Klimpel es posible establecer el comportamiento teórico de las curvas, el cual se expresa en la figura 7.6 para el caso del cobre y 7.7 para el caso del molibdeno.

CAPITULO 7. DESARROLLO DE TRABAJO DE FLOTACIÓN

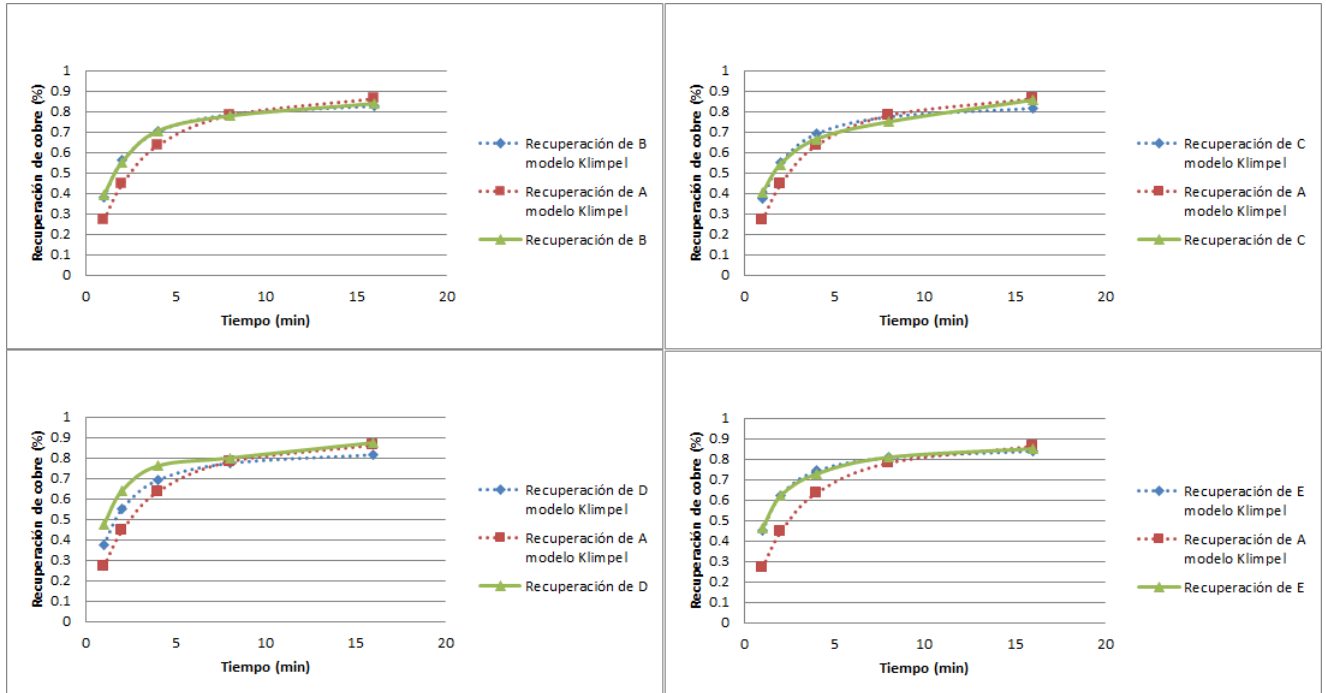


Figura 7.6: Recuperación acumulada de cobre estimada de acuerdo al modelo de Klimpel

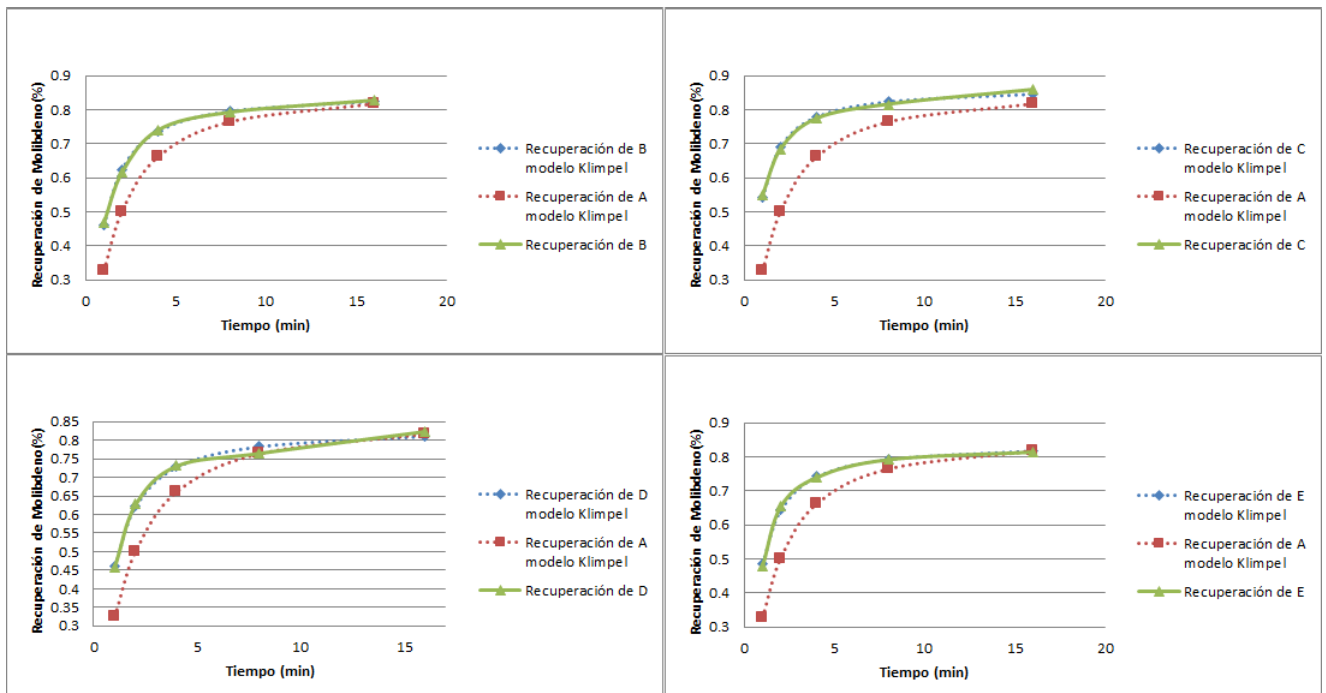


Figura 7.7: Recuperación acumulada de Molibdeno estimada de acuerdo al modelo de Klimpel frente a prueba sin depresante A

Las Figuras en 7.6 y 7.7 muestran la recuperación ajustada según el modelo de Klimpel. Además, los parámetros cinéticos para cada experiencia corresponden a los expuestos en el cuadro 7.8, donde se explicita una constante cinética y un nivel de recuperación en estado estacionario específico para cada una de las muestras.:

Parámetro	A	B	C	D	E
k (Cobre)	0,72	1,3	1,28	1,76	1,69
$R_{\infty}$ (Cobre)	94,2 %	86,6 %	85,9 %	88,5 %	87,3 %
k (Molibdeno)	1,03	1,82	2,45	1,89	2,07
$R_{\infty}$ (Molibdeno)	86,9 %	85,3 %	86,7 %	83,9 %	84,3 %

Cuadro 7.8: Constantes cinéticas y recuperación total estimada de cobre y molibdeno por experiencia

Es así que el modelo e flotación de Klimpel, se ajusta a la cinética de las especies de interés flotadas en las pruebas batch realizadas en el laboratorio.

## 7.5. Modelo de recuperación con resultados reconciliados

Utilizando la metodología de reconciliación de resultados tratamos de obtener resultados comparables estadísticamente, debido a que hacemos mediciones que asumimos siguen una distribución normal. Una vez reconciliados los resultados vemos que, como suponen los resultados de otras investigaciones, la recuperación de cobre y molibdeno es casi la misma cuando se utiliza colector en presencia de agua de mar, sin embargo, la recuperación en presencia de *A. ferrooxidans* como depresante, entrega una recuperación de al menos 5 puntos porcentuales más tanto en el caso de cobre como de molibdeno, siendo particularmente interesante el caso del molibdeno.

Las figuras en 7.8 y 7.9 muestran el comportamiento de recuperación de cobre y molibdeno con los datos reconciliados.

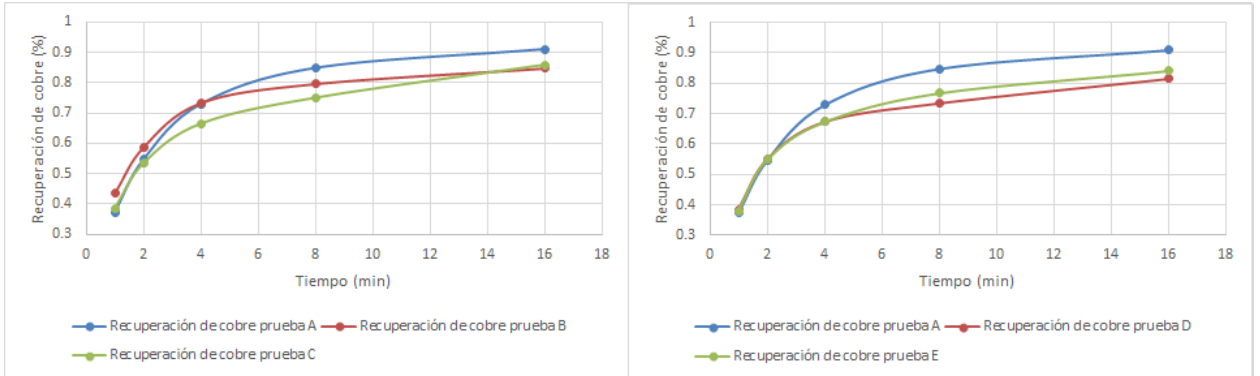


Figura 7.8: Recuperación de cobre utilizando datos reconciliados

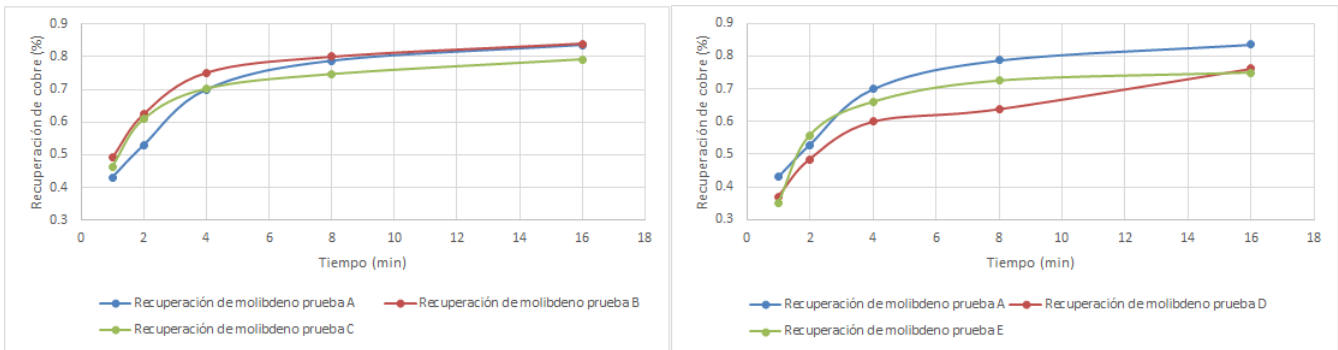


Figura 7.9: Recuperación de molibdeno utilizando datos reconciliados

A su vez, al proyectar los resultados de recuperación a infinito utilizando el modelo de Klimpel se tienen los resultados de recuperación presentados en el cuadro 7.9, donde vemos que la recuperación de cobre es levemente mejor utilizando *A. ferrooxidans* como depresante en lugar de cal y 6 % mejor en el caso del molibdeno:

Parámetro	A	B	C	D	E
k (Cobre)	0,98	1,51	1,2	1,37	1,24
$R_{\infty}$ (Cobre)	97,2 %	87,5 %	86,7 %	83,1 %	86,6 %
k (Molibdeno)	1,82	1,93	2,03	1,4	1,45
$R_{\infty}$ (Molibdeno)	85,3 %	85,9 %	80,5 %	74,7 %	79,3 %

Cuadro 7.9: Constantes cinéticas y recuperación total estimada de cobre y molibdeno por experiencia en datos reconcilados

El promedio de recuperación en estos casos será el utilizado para hacer las proyecciones de ingreso en el próximo capítulo.

## 7.6. Modelo de recuperación de pirita y calcopirita en el sistema

Los resultados del modelo de recuperación separando especies también corresponden a las expectativas asociadas a la experiencia, de esta manera, vemos que la pirita se deprime en un orden de 50 % en presencia de la *A. ferrooxidans* y en alrededor de un 45 % en presencia de cal, sin verse afectada su recuperación en el caso de no utilizar depresante. En el caso de la calcopirita, ésta también exhibe patrones de recuperación cercanos al 90 % Los gráficos presentes en las figuras 7.10 y 7.11 muestran la recuperación de pirita y calcopirita estimada en función del modelo.

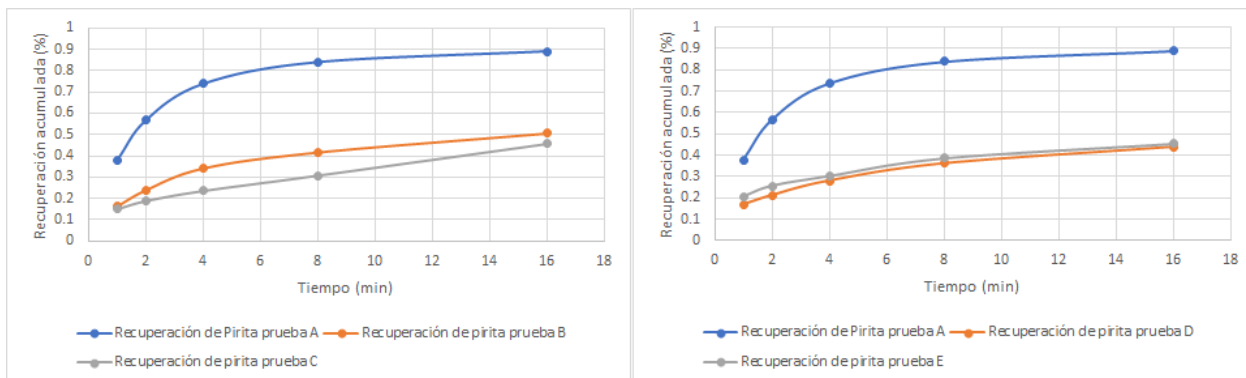


Figura 7.10: Recuperación de pirita utilizando datos reconciliados

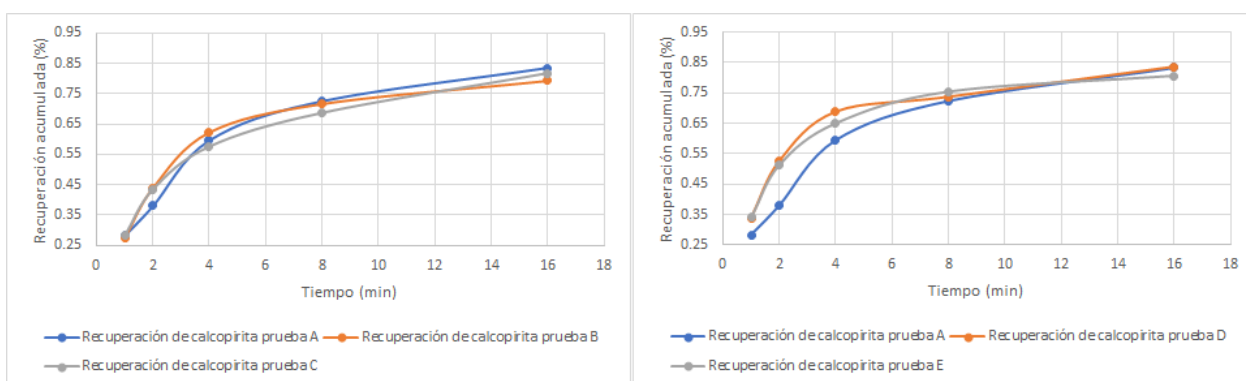


Figura 7.11: Recuperación de calcopirita utilizando datos reconciliados

A su vez, el cuadro 7.10 presenta los parámetros de recuperación cuando el horizonte temporal es infinito, donde vemos resultados que convergente a lo expuesto por San Martín (2018). En este caso, sin embargo, dado que el acondicionamiento del mineral con *A. ferrooxidans* se realizó en conjunto con el colector, la recuperación de pirita fue del orden del 50 %, mientras que en el mismo caso para San Martín (2018) fue del orden del 60 %:

Parámetro	A	B	C	D	E
k (pirita)	0,49	0,65	0,46	0,72	1,02
$R_{\infty}$ (pirita)	95,3 %	54,1 %	48,5 %	45,4 %	45,1 %
k (calcopirita)	0,66	0,57	0,79	1,12	1,12
$R_{\infty}$ (calcopirita)	90,8 %	90,2 %	85,2 %	86,7 %	84,9 %

Cuadro 7.10: Constantes cinéticas y recuperación total estimada de pirita y calcopirita por experiencia en datos reconcilados



# Capítulo 8

## Análisis económico de la solución

### 8.1. Proceso industrial de plantas concentradoras

Para llevar a cabo una evaluación de la factibilidad del uso de la *A. Ferrooxidans* a nivel comercial, es necesario lograr entender las modificaciones en faena que deberán llevarse a cabo, además de considerar

#### 8.1.1. Diferencias entre flotación con *A. Ferrooxidans* y Cal como depresantes

El esquema de las plantas concentradoras que utilizan cal y las que utilizan *A. Ferrooxidans*, presentado en las figuras 8.1 y 8.2 muestra que las diferencias se encuentran principalmente en la alimentación hacia la flotación primaria, mientras que en el caso del uso de cal se alimenta una corriente de lechada de cal de manera continua, en el segundo caso se debe disponer de equipos de incubación, los cuales entregan las bacterias de manera continua a la etapa Rougher de acuerdo a las necesidades de la concentradora.

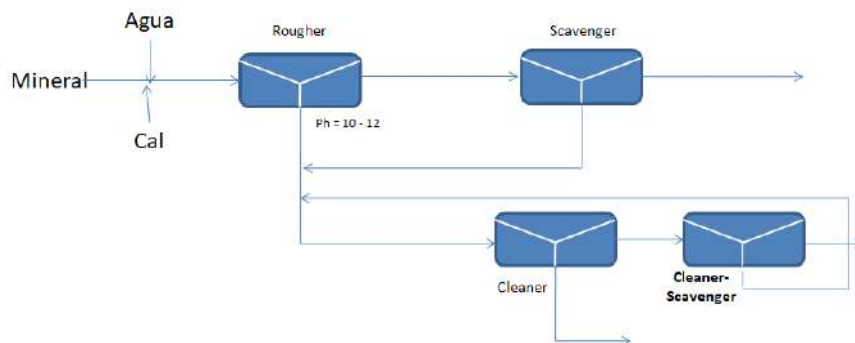


Figura 8.1: Esquema de plantas concentradoras utilizando cal

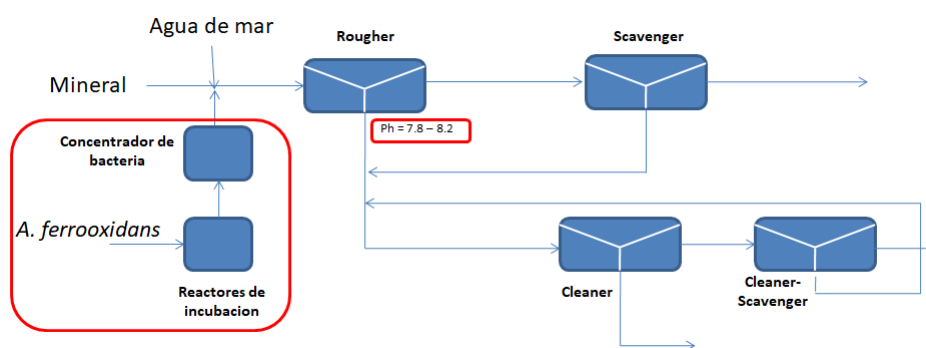


Figura 8.2: Esquema de plantas concentradoras utilizando *A. Ferrooxidans*

De acuerdo a las figuras 8.1 y 8.2, también se infiere que las actividades asociadas a la provisión y administración de los agentes en ambos casos deben ser revisadas y valorizadas de manera efectiva en este caso.

Notar además que no existen diferencias reales en los costos de manejo y provisión de agua, puesto que para ambos casos el agua sería suministrada por los mismos mecanismos.

### 8.1.2. Actividades asociadas al proceso de flotación

La identificación de las actividades presentes en el proceso de la concentradoras tanto para su descripción como para su posterior modificación en el caso de una potencial transformación operacional con bacterias basan su uso en trabajo de Cataldo (2008) incluido

en bibliografía y, a su vez la entrevista a profesionales del rubro minero y superintendentes en dicha área en algunas plantas de concentración.

Como vemos en los diagramas anteriores, los principales cambios en la concentradora se encuentran en la etapa rougher y en el manejo de reactivos utilizados en ella. De esta manera, el cuadro 8.1, establece la relación entre recursos, inductores de recurso, actividades e inductor de actividades en la etapa de flotación primaria:

Cuadro 8.1: Recursos y actividades asociados a la etapa Rougher de la concentradora

Recurso	Inductor / Recurso	Actividades	Inductor/Actividad
		Flotación Primaria o Rougher	
Supervisión	Horas-Hombre	Controlar niveles de sólidos	Número de Controles y Porcentaje de Sólido Flotación Primaria
Operadores	Horas-Hombre		
Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		
Agua Fresca	Metros cúbicos	Aumentar/disminuir agua de proceso o fresca	Número de Operaciones agua fresca Flotación Primaria
Operadores	Horas-Hombre		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Supervisión	Horas-Hombre	Controlar dosificación de reactivos	Número de Controles Dosificación Reactivos
Operadores	Horas-Hombre		

Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		
Reactivos	Gramos	Aumentar/disminuir dosificación reactivos	
Operadores	Horas-Hombre		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Supervisión	Horas-Hombre	Controlar pH	Número de Controles pH Flotación Primaria
Operadores	Horas-Hombre		
Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		
Lechada	Metros cúbicos Aumentar/disminuir cal	Número de Operaciones cal Flotación Primaria	
Operadores	Horas-Hombre		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Supervisión	Horas-Hombre	Controlar ley Concentrado y Relaves en Rougher	Número de Controles Leyes Flotación Primaria
Operadores	Horas-Hombre		
Servicio Plataforma Computacional	Número Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		

Agua Fresca	Metros cúbicos	Apurar o frenar celdas de flotación	Número de Operaciones celdas Flotación Primaria
Operadores	Horas-Hombre		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Mantenión Celdas	Número de Mantenciones	Mantener equipos	Número de Mantenciones Flotación Primaria
Vehículo	Kilómetros recorridos		
Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		

Notamos en la tabla recién presentada que el inductor de actividad de muchas actividades no aparece presentado. Esto es simplemente porque el inductor de actividad es el presentado inmediatamente arriba, de esta manera todos los recursos de un determinado inductor de actividad aparecen presentados juntos.

Una segunda estructura de actividades a analizar corresponde a la planta de reactivos, donde se almacenan y distribuyen ls distintos reactivos de operación. En ella una planta que usa cal como depresante considera las actividades presentes en el cuadro 8.2.

Cuadro 8.2: Recursos y actividades asociados a la administración de reactivos en la planta concentradora

Recurso	Inductor /Recurso	Actividades	Inductor/Actividad
---------	-------------------	-------------	--------------------

		Planta de Reactivos	
Supervisión	Horas-Hombre	Controlar niveles de estanques	Número de Controles niveles estanques
Operadores	Horas-Hombre		
Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		
Operadores	Horas-Hombre	Descarga y almacenamiento de reactivos	Número de Descargas de reactivos
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Operadores	Horas-Hombre	Preparar reactivos	Número de Preparaciones reactivos
Reactivos	Gramos		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Supervisión	Horas-Hombre	Controlar operatividad de circuito de reactivos	Número de Controles circuitos reactivos
Operadores	Horas-Hombre		
Servicio Plataforma Computacional	Número Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		
Operadores	Horas-Hombre	Descarga y almacenamiento de Cal	Número Descargas cal
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Servicio Radios	Número de Radios		

Operadores	Horas-Hombre	Preparar Lechada de Cal	Metros cúbicos Lechada
Cal	Kilogramos		
Agua Fresca	Metros cúbicos		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Servicio Radios	Número de Radios		
Mantenimiento de Planta de Cal y Reactivos	Cantidad	Mantener equipos	Número de Mantenimientos de Planta Reactivos
Vehículo	Km recorridos		
Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		

Luego de inspeccionar las actividades asociadas a cada una de las etapas es posible notar que las actividades de descarga y almacenamiento de cal dejan de ser parte o de representar un peso importante dentro de las actividades diarias de la planta concentradora. En su lugar, se agregan actividades de preparación de bacterias y de control de las mismas de acuerdo a lo expuesto en el cuadro 8.3:

Cuadro 8.3: Recursos y actividades asociados a la incubación de *A. Ferrooxidans* en la concentradora

Recurso	Inductor /Recurso	Actividades	Inductor/Actividad
		Planta de incubación de <i>A. Ferrooxidans</i>	

Supervisión	Horas-Hombre	Controlar niveles de estanques	Número de Controles niveles estanques
Operadores	Horas-Hombre		
Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		
Operadores	Horas-Hombre	Descarga y almacenamiento de reactivos	Número de Descargas de reactivos
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Operadores	Horas-Hombre	Preparar reactivos	Número de Preparaciones reactivos
Reactivos	Gramos		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Supervisión	Horas-Hombre	Controlar operatividad de circuito de reactivos	Número de Controles circuitos reactivos
Operadores	Horas-Hombre		
Servicio Plataforma Computacional	Número Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		
Operadores	Horas-Hombre	Medio de cultivo	Metros cúbicos Medio
Reactivos medio de cultivo	Kilogramos		
Agua Fresca	Metros cúbicos		
Energía Eléctrica	Kilowatt-hora		
Servicio Radios	Número de Radios		



Mantenión Planta de Incubación	Cantidad	Mantener equipos	Número de Mantenciones Planta Incubación
Vehículo	Km recorridos		
Servicio Plataforma Computacional	Número de Computadores		
Servicio Telefonía	Número de Teléfonos		
Servicio Radios	Número de Radios		

Las actividades involucradas directamente en la inoculación de mineral con *A. Ferrooxidans* son las mismas en los equipos de flotación. Las diferencias vienen del costo en sí mismo de ellas, el tiempo asociado y el tipo de especialización que el personal técnico tiene para llevar a cabo las tareas. En esa misma línea, no es posible apreciar dentro de las actividades de preparación del medio de cultivo, la administración y manejo de sulfato ferroso y ácido sulfúrico, esto debido a que se consideran reactivos también.

## 8.2. Estimación de bacterias producidas por kWh administrados en el proceso a escala

En esta sección estimaremos la cantidad de bacterias producidas por kWh suministrado y el costo total de operación en lo respectivo a los requerimientos energéticos del proceso, para ello utilizaremos la ecuación de Faraday, los datos experimentales. De esta manera, obtendremos un estimado sobre los costos de producción dejando de lado el dimensionamiento de los equipos, el cual será considerado en la siguiente sección.

De la ecuación de Faraday, o 4.6 tenemos que la masa depositada de iones  $Fe^{+2}$  corresponde a lo establecido en la ecuación 8.1:

$$m_d = \frac{PM \cdot i_{cel} \cdot A_t \cdot t \cdot \eta}{z \cdot F} \quad (8.1)$$

Donde cada variable ya fue previamente definida en el capítulo 4. Consideramos  $I = i_{cel} \cdot A_t$  a la corriente entregada en el reactor, con lo cual, la ecuación de Faraday en este caso se simplifica a lo presentado en la ecuación 8.2

$$m_d = \frac{PM \cdot I \cdot t \cdot \eta}{z \cdot F} \quad (8.2)$$

A su vez, la ecuación 6.2 nos permite establecer la relación entre el número de bacterias generadas (NBG) y la masa de iones consumida a través de la eficiencia del proceso, como se ve en la ecuación 8.3.

$$NBG = Y \cdot m_d \quad (8.3)$$

La ecuación anterior considera además que el proceso se encuentra en un estado estacionario en el cual los iones de  $Fe^{+2}$  depositados son sólo aquellos regenerados electroquímicamente al interior del biorreactor.

Uniando las ecuaciones 8.3 y 8.2 tenemos la ecuación 8.4 la cual describe la generación de bacterias en el sistema en relación a la cantidad de masa depositada de iones de  $Fe^{+2}$ :

$$NBG = Y \cdot \frac{PM \cdot I \cdot t \cdot \eta}{z \cdot F} \quad (8.4)$$

De la cual podemos obtener la corriente administrada como ecuación 8.5:

$$I = \frac{NBG \cdot z \cdot F}{Y \cdot PM \cdot t \cdot \eta} \quad (8.5)$$

Utilizando la información disponible a través del trabajo tenemos que el requerimiento de bacterias necesario es aquel que permite procesar 100 ktpd de acuerdo a las proporciones establecidas por San Martín (2018) quien utilizó  $6 \cdot 10^9$  bacterias para procesar 1 g de mineral, con lo cual al procesar 100 ktpd se requieren  $6 \cdot 10^{20}$  bacterias diarias. Utilizando los valores obtenidos y parámetros a continuación:

$NBG/t = \frac{6 \cdot 10^{20}}{24 \cdot 3600}$  bacterias/s =  $6,94 \cdot 10^{15}$  bacterias/s. Que corresponde al requerimiento de bacterias generadas por segundo en función de la necesidad total de bacterias por diarias.

$$z = 1$$

$$F = 96500 \frac{A \cdot s}{mol}$$

$Y = 1 \cdot 10^{12}$  bacterias/g  $Fe^{12}$ , donde este valor corresponde a la máxima eficiencia del sistema medida durante el trabajo de investigación y presentado en la figura 6.5.

$$PM = 55,8 \text{ g/mol.}$$

$$\eta = 1 \text{ (eficiencia de 100\%).}$$

La corriente eléctrica entregada corresponde a:

$$I = \frac{(NBG/t) \cdot z \cdot F}{Y \cdot PM \cdot \eta}$$

$$I = \frac{6,94 \cdot 10^{15} \cdot 96500}{1 \cdot 10^{12} \cdot 55,8} = 1,2 \cdot 10^7 A$$

Utilizando la relación de potencia  $P = \Delta V \cdot I$ , la corriente calculada y el voltaje medido en el reactor bioelectroquímico experimental indicado en el punto 6.1.4 de 1,26 V, la potencia en kW en el sistema corresponde a los expuesto en el punto 8.6:

$$P = \Delta V \cdot I = 1,26V \cdot 1,2 \cdot 10^7 A = 1,51 \cdot 10^4 kW \quad (8.6)$$

Entendiendo que ésta es la potencia por hora y el sistema estará operando continuamente las 24 horas, la potencia entregada diariamente sería de  $3,62 \cdot 10^4 kWh$  y además que tenemos las bacterias necesarias al día, las bacterias generadas por kWh entregado corresponden a  $6 \cdot 10^{20} \text{bacterias} / 3,62 \cdot 10^4 kWh = 1,65 \cdot 10^{12} \text{bacterias} / kWh$ . Si consideramos el precio de MWh como 111USD, las bacterias generadas por dólar corresponden a  $1,83 \cdot 10^{11} \text{bacterias} / USD$ , con lo cual cada dólar nos permite procesar proporcionalmente 100 gramos de mineral por día, lo que es, en definitiva muy costoso frente a las alternativas.

En caso de considerar la densidad de corriente de  $58 mA/m^2$  entregada durante los experimentos del capítulo 6 como aquella entregada al biorreactor de escala industrial, podemos obtener el área total del cátodo que, en este caso y al ser la corriente entregada  $1,2 \cdot 10^7 A$ , correspondería a  $206,896,551,7 m^2$ , lo que obliga a establecer un marco de trabajo para diseñar un biorreactor o un set de estos que sea industrialmente funcional.

### 8.3. Valorización del proceso llevado a escala

Al poner en contraste el modelo de proceso del sistema tanto de uso de agua de mar con cal y el proceso de agua de mar con *A. ferrooxidans*, debemos considerar los aumentos y disminuciones tanto en ingresos, nuevos equipos, recursos humanos y gastos de operación en general entre uno y otro proceso. A nivel industrial esto considerará dimensionar equipos para las 100ktpd que usamos de modelo piloto.

#### 8.3.1. Ingresos Percibidos

Para analizar los ingresos para el uso de los distintos agentes depresantes, se utilizará la recuperación obtenida desde las curvas de Klimpel. Dado que tenemos dos resultados distintos para cada uno, utilizaremos un promedio, de manera de establecer un nivel de recuperación aproximado para cada caso.

De esta manera, las recuperaciones de cobre y molibdeno serán las obtenidas a través del trabajo de la celda de flotación y cuyos datos son posteriormente reconciliados y proyectados y, el promedio de cada experiencia se obtiene del cuadro 7.9. El promedio de cada caso se presenta en cuadro 8.4.

Depresante	Recuperación Cu (%)	Recuperación Mo (%)
Cal	84.8 %	77.0 %
<i>A. Ferrooxidans</i>	87.1 %	83.2 %

Cuadro 8.4: Recuperación de cobre y molibdeno estimada

Utilizando esta información, además de considerar el procesamiento de los minerales y el precio de los mismos a través de la información de Cochilco, 2.99 USD/libra de cobre y 8.2 USD/libra de Molibdeno, los cuales son los precios vigentes al mes de noviembre del 2018.

Se utiliza además información disponible a través de fuentes privadas, memorias financieras e indicaciones de precio de la sociedad nacional de minería y la comisión chilena del cobre para establecer los parámetros de ingreso de minerales procesados y que se exponen en el cuadro 8.5.

Mineral procesado	100 Ktpd
Dias de evaluacion	360
Ley Cu % de mineral	0,96
Ley Mo % de mineral	0,15
Factor de conversión (lbs/t)	2204,62
CU Pagable (%)	96,0
Mo Pagable (%)	96,0
Treatment Charge (USD/t)	85
Reining Charge Cu	0,085
Refining Charge Mo	0,8

Cuadro 8.5: Parámetros de cálculo de ingreso por minerales procesados

Debido a que no hay disponible información sobre costos de transporte, por no tener una localización específica, no se considerarán en los cálculos. Utilizando la información del cuadro 8.5 y los valores de la libra de molibdeno y la de cobre, obtenemos los ingresos por mineral, notemos que el valor de ingreso expuesto en el cuadro 8.6 expone solamente los ingresos, tanto los costos de tratamiento como de refinamiento se exponen más adelante:

Ingresos estimados por Cobre con Cal como agente depresante (USD)	\$1,854,580,761.78
Ingresos estimados por Molibdeno con Cal como agente depresante (USD)	\$721,611,280.05
Ingresos estimados por Cobre con <i>A. ferrooxidans</i> como agente depresante (USD)	\$1,904,881,890.93
Ingresos estimados por Molibdeno con <i>A. ferrooxidans</i> como agente depresante (USD)	\$779,715,045.46

Cuadro 8.6: Ingresos anuales por concentrados de mineral

Los beneficios del uso de la *A. Ferrooxidans* están asociados a una mejora en la recuperación de Molibdeno, el cual tiene un precio por libra mayor al cobre, tanto así que la diferencia de ingresos entre uno y otro es sólo de un 2,6% en el caso del cobre y 7,5% en el caso del molibdeno.

### 8.3.2. Costos de Construcción

Para la operación de *A. Ferrooxidans* es necesario contruir reactores bioelectroquímicos de producción, concentradores centrífugos, además de fuentes de alimentación de medio de cultivo y sustrato ferroso para su operación.

#### Dimensionamiento del reactor bioelectroquímico

Una cambio relevante entre el diseño utilizado en este trabajo y el correspondiente al análisis en una planta funcional es el hecho de que la planta opera de manera continua, es decir, tiene una demanda diaria de bacterias para poder deprimir pirita. En ese sentido se requiere estar liberando bacterias desde el reactor de manera continua y, por otro lado se requiere estar alimentando al reactor con medio de cultivo y, además, de iones de ferroso y oxígeno de manera constante en conjunto con la electricidad.

Para escalar la producción a nivel industrial, primero buscamos definir la demanda de bacterias diarias que requiere la planta concentradora y luego, en función de las ecuaciones, buscar proyectar un reactor o sistema de reactores bioelectroquímicos. Es así que primero debemos considerar el aumento proporcional de bacterias demandadas en el proceso.

Del trabajo experimental, en el que se utilizó un reactor bioelectroquímico de 4.5 l para generar  $6 \cdot 10^{12}$  bacterias que fueron utilizadas para procesar 1 kilogramo de mineral podemos escalar el proceso a, en este caso 100 ktpd, para las cuales, el requerimiento total de bacterias es  $6 \cdot 10^{20} = NBG$ , esto, generándose cada día y alimentado a las concentradoras.

Puesto que la generación de bacterias está estrechamente relacionada al nivel de masa consumida de ión ferroso, como fue posible apreciar en el capítulo 6. La masa depositada

de ion ferroso en el sistema está dada por la ecuación 6.1.

En nuestro caso, el área expuesta a depositación corresponde al área del cátodo, el es la malla de acero inoxidable y corresponde a un área rectangular que rodea interiormente al reactor bioelectroquímico, con lo que ambos se rigen por la misma relación con lo que en este caso dicha área de la malla es  $2 \pi \cdot r \cdot h$ , donde  $r$  corresponde al radio del reactor bioelectroquímico y  $h$  a la altura del mismo.

Además, tanto la masa bacteriana y el consumo de iones ferroso en el reactor bioelectroquímico están relacionados por la ecuación 6.2, que en nuestro caso utilizaremos como se expone en la ecuación 8.6:

$$NBG = Y \cdot CONSUMO \quad (8.7)$$

Además, del diseño de reactor bioelectroquímico inicial (de 4,5 litros) tenemos la proporción  $7.5 / 22 = r/h$ , por lo que  $h = 22/7.5 \cdot r = c \cdot r$ , lo que nos da una relación entre el radio del reactor bioelectroquímico y su altura, notemos que definimos la variable  $c$  como relación entre altura y radio del cátodo, y por consiguiente del reactor bioelectroquímico.

De la ecuación 8.6, se nos vuelve una necesidad obtener el Yield o rendimiento de las bacterias en función de la alimentación de ión ferroso. En nuestro caso contamos con el comportamiento expuesto en la figura 6.5, sin embargo, de dicha figura se obtienen distintos valores de yield de acuerdo a la etapa en que se encuentran las bacterias en el reactor, por lo que se estima que el Yield representativo es uno del tipo proporcional, ponderando cada valor de rendimiento en función de la cantidad porcentual de bacterias que se generaría en esa etapa. Notemos además que esto entrega un rendimiento menor a considerar la máxima tasa de crecimiento dentro del reactor. Por lo mismo, esto permite considerar indirectamente cambios dentro del sistema y, además, la salida de bacterias



para la alimentación de las celdas de flotación.

Es así que la ponderación de resultados se genera en función del cuadro 8.7:

Fecha	bacterias (bacterias)	Porcentaje (%)	Yield (bacterias/gr $Fe^{+2}$ alimentado)	Yield ponderado (bacterias/gr $Fe^{+2}$ alimentado)
Día 1	$3,5 \cdot 10^{10}$	0,59 %	$0,012 \cdot 10^{12}$	$6,97 \cdot 10^7$
Día 2	$5,6 \cdot 10^{10}$	0,94 %	$0,019 \cdot 10^{12}$	$1,74 \cdot 10^8$
Día 3	$8,1 \cdot 10^{11}$	13,6 %	$0,269 \cdot 10^{12}$	$3,65 \cdot 10^{10}$
Día 4	$3,1 \cdot 10^{12}$	52,1 %	$1,03 \cdot 10^{12}$	$5,38 \cdot 10^{11}$
Día 5	$1,9 \cdot 10^{12}$	32,8 %	$0,65 \cdot 10^{12}$	$2,12 \cdot 10^{11}$
			Yield esperado	$7,87 \cdot 10^{11}$

Cuadro 8.7: Estimación de Yield ponderado continuo en el reactor

De esta manera se obtiene un Yield que engloba proporcionalmente todas las situaciones dentro del reactor y cuyo valor es  $7,87 \cdot 10^{11}$  bacterias/gr  $Fe^{+2}$  alimentado.

Las ecuaciones 4.7 y 6.2, además de los datos empíricos de Yield y masa de bacterias requerida, nos permiten establecer la cantidad de iones ferroso que el reactor bioelectroquímico consumirá en un día de operación, este valor corresponde a  $NBG/Y = 760.46$  ton de ión ferroso consumido diariamente para poder producir la masa de bacterias necesaria para la operación diaria de la planta concentradora.

El proceso dentro de la faena es, en efecto continuo, por lo que el flujo que sale del reactor bioelectroquímico para alimentar la planta concentradora debe ser compensado con igual volumen de flujo para mantener el medio de cultivo constante dentro del reactor. Los iones que entran agregan nuevos iones de ferroso, que se oxidarán dentro del reactor y, a su vez, los iones que salen no pueden ser regenerados una vez que se encuentran fuera del reactor.

De esta manera, el reactor operando continuamente y, ya en estado estacionario, utiliza la ecuación de balance de iones ferroso dada por 8.7:

$$Fe_{consumido}^{+2} = Fe_{alimentado}^{+2} - Fe_{salida}^{+2} + Fe_{regenerado}^{+2} \quad (8.8)$$

En esta ecuación el  $Fe_{regenerado}^{+2}$  sigue la ecuación de Faraday expuesta en 4.6, mientras que el  $Fe_{consumido}^{+2}$  corresponde al CONSUMO de iones requeridos para generar el NBG que alimenta la planta concentradora, con lo cual  $Fe_{consumido}^{+2} = \text{CONSUMO} = \text{NBG/Y} = 760.46 \text{ ton/día}$ .

Adicionalmente a esto, se establece que  $Fe_{salida}^{+2} = 0$ , lo que significa que la totalidad de iones ferroso que salen del reactor son oxidados, lo que se condice con la información experimental de Bravo (1995) y de la patente de Vargas et al. (1998) que estamos considerando, los cuales aluden a una recuperación mínima de iones ferroso a la salida.

Por otra parte, ambos trabajos previos aluden a que el flujo de salida del reactor no debe ser superior al 2,1 % del volumen del reactor por hora. Esta información es vital dado que, al no hacer la estimación del proceso de modo continuo, no podemos definir ni la concentración de salida ni el volumen del flujo mismo. La concentración de alimentación, por otro lado, mantiene el mismo modelo que usamos en el reactor batch y será de 1 g/l. Además, para mantener el volumen del reactor, es necesario que tanto el flujo de entrada sean iguales.

Dado todo esto, el flujo de ión ferroso alimentado se define de acuerdo a la ecuación 8.8:

$$Fe_{alimentado}^{+2} = 1000g/m^3 \cdot 2,11 \% \cdot \pi \cdot r^2 \cdot hm^3 = 65,45 \cdot c \cdot r^3(g/h) \quad (8.9)$$

Esta ecuación además incluye las relaciones entre h y r ya definidas. Con todo esto, el flujo alimentado en el reactor bioelectroquímico, depende del volumen mismo del reactor y de sus parámetros de radio o altura.

En el caso de la ecuación de masa depositada definida en 4.6 se desarrolla como sigue:

$$Fe_{regenerado}^{+2} = \frac{P_{at} \cdot i_{cell} \cdot \frac{2 \cdot 22\pi}{7,5} \cdot r^2 \cdot t \cdot \eta_c}{z \cdot F} \quad (8.10)$$

En este caso, los valores para cada uno corresponden a:

$$P_{at} = 55,845g/mol$$

$$\eta_c = 1$$

$$z = 1$$

$$F = 96500A \cdot s/mol$$

$$NBG = 6 \cdot 10^{12} \text{ bacterias}$$

$$Y = 7,87 \cdot 10^{11} \text{ bacterias/gramo de Fe consumido}$$

En este caso, se consideran como variables independientes la densidad de corriente y la relación de radio, de manera la ecuación 8.9 anterior queda:

$$Fe_{regenerado}^{+2} = 13,09 \cdot c \cdot i_{cell} \cdot r^2 \cdot t \quad (8.11)$$

De esta manera, la ecuación 8.10 plantea la relación de flujos a resolver, dejando como incógnita el radio del reactor, la relación entre radio y altura y la densidad de corriente:

$$Fe_{consumido}^{+2} = NBG/(24 \cdot Y) = 31685678 = 65,45 \cdot c \cdot r^3 + 13,09 \cdot c \cdot i_{cell} \cdot r^2 \quad (8.12)$$

La variable  $\lambda$  es la relación entre altura y radio del cátodo y, por consiguiente  $22/7.5$  de acuerdo a nuestro modelo.

Replicando los resultados obtenidos en el reactor batch para la densidad de corriente fue aplicada en ese caso ( $0,58A/m^2$ ), así a nivel continuo el reactor operativo que alimente el requerimiento de operación diario corresponde a un reactor bioelectroquímico de radio 8.9 cm y de altura 26.28 cm, cifras que son relativamente similares a las originales y que se deben en gran medida al desarrollo exponencial de crecimiento de las bacterias al interior del reactor.

Sin embargo, al requerir hacer escalamientos a niveles mayores de masa bacteriana, el uso de un solo reactor no se hace posible, no sólo por sus requerimientos de altura y de radio (que son impracticables en altura), sino que también se vuelve, de acuerdo a las normativas de diseño de reactores, inviable de diseñar.

El cuadro 8.8 establece el comportamiento en radio y volumen del reactor bioelectroquímico en la medida que su contenido es utilizado para procesar más mineral y con ello, un aumento en sus requisitos de masa bacteriana alimentada. Junto con esto, y de acuerdo al trabajo de la patente utilizada, la misma hace mención al uso de una densidad de corriente de  $10A/m^2$  como la densidad de corriente que generó más eficiencia en el sistema sin generar modificaciones en el mismo ni sobre las bacterias y, por lo tanto, será la densidad de corriente, que asumiremos constante y que será la provista en el diseño de reactores de ahora en adelante.

Mineral procesado (tpd)	r (a 0,58 $A/m^2$ ) m	r (a 10 $A/m^2$ ) m	h(a 0,58 $A/m^2$ ) m	h(a 10 $A/m^2$ )m	Volumen (a 0,58 $A/m^2$ ) $m^3$	V (a 10 $A/m^2$ ) $m^3$
-------------------------------	--------------------------------	---------------------------	-------------------------------	----------------------	---------------------------------------	----------------------------

1	1,1	0,3	3.4	0.8	0,2	13,8
10	2,5	2,0	7.4	5.9	76,5	145,4
100	5,4	4,9	16.0	14.4	1079,6	1489,2
1000000	11,8	11,2	34.6	32.8	12902,5	15060,8
100000000	54,8	54,2	160,8	159,0	1466781,7	1517700,7

Cuadro 8.8: Relación entre mineral procesado al día, radio, altura, volumen del reactor bioelectroquímico frente a una densidad de corriente de 0,58 y 10  $A/m^2$

Existen algunas combinaciones de parámetros que bajan la escala al biorreactor. La primera es optimizar la relación entre altura y radio del reactor bioelectroquímico y de esta manera aumentar el área expuesta de la malla - cátodo disminuyendo el volumen. Esto trae desafíos al llevarse a escala industrial debido a que el peso de toda la operación descansa sobre un área muy pequeña, lo que hace necesario utilizar soportes laterales o enterrar completamente el reactor. Adicionalmente la misma presión del líquido y afecta el desempeño del reactor en la medida que aumenta su altura y, por otro lado disminuye su estabilidad frente a sismos o frente a vientos de gran potencia. Típicamente un silo, que es una estructura que se diseña como contenedor elevado, suele tener una altura de 20-30 metros. Sin embargo el diseño óptimo en este caso supera el alcance de este trabajo.

Una segunda opción es analizar el comportamiento de la corriente del reactor y establecer relaciones óptimas entre su tamaño y la densidad de corriente alimentada. Como se comenta en el apéndice E, una mayor intensidad de corriente suministrada, trae consigo aumentos productividad en el reactor, pero a su vez aumentos de temperatura, los cuales son parcialmente responsables de llevar a las bacterias la temperatura óptima de multiplicación de las mismas. Sin embargo, aumentos adicionales de corriente pueden llevar muy fácilmente al sistema a temperaturas por sobre las viables para la *A. Ferrooxidans*, por lo que el uso de controles de temperatura se hace necesario en este punto. De esta manera no nos excederemos de utilizar la densidad de corriente óptima ya mencionada de 10  $A/m^2$ .

Dadas las condiciones de operación conocidas en el reactor bioelectroquímico, lo que

haremos para poder suministrar la masa bacteriana al sistema será definir  $n$  como el número de reactores en el sistema y  $Fe_{consumido}^{+2} = NBG/(24 \cdot n \cdot Y)$  a la cantidad de ion ferroso consumido por reactor por hora. De esta manera, reemplazando este nuevo valor de  $Fe_{consumido}^{+2}$  en la ecuación 8.6 podemos establecer el tamaño de un reactor que satisface la  $n$ -ava parte de la demanda de iones, y su consiguiente producción de partículas en el sistema. El comportamiento del radio y volumen en función de cuántos reactores se utilizan se presenta en la figura 8.3, la cual nos muestra que en la medida que aumentamos los reactores bioelectroquímicos en el sistema, el área total de contacto aumenta mientras que, por el contrario, el volumen total del sistema disminuye .

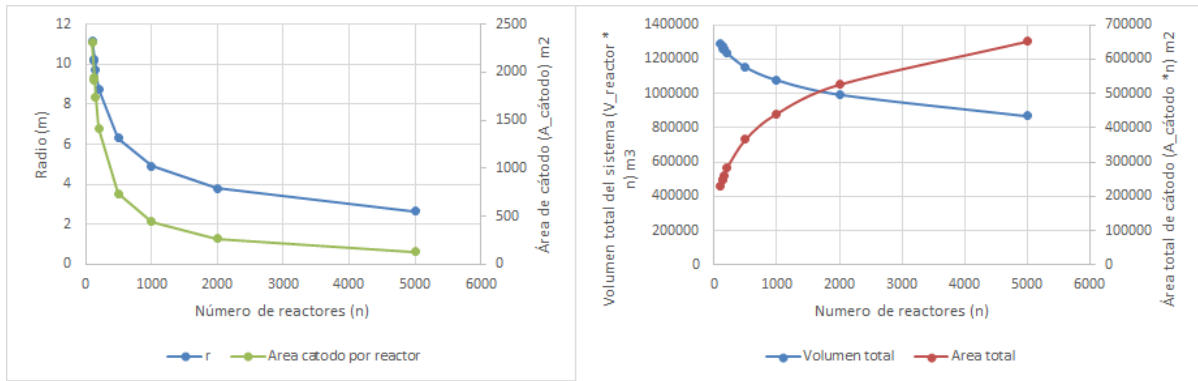


Figura 8.3: Volumen y Área total de cátodo y radio y volumen de cada reactor bioelectroquímico en función de cuántos reactores deben utilizarse para obtener el nivel de bacterias para procesar 100ktpd de mineral

Notar que el área total aumenta en la medida que se tienen más reactores, además de un aumento de los costos de operación, en términos de gestión, alimentación y potencia, por lo que existe un fuerte incentivo a establecer un sistema con la menor cantidad posible de reactores bioelectroquímicos. De acuerdo a las consideraciones de seguridad, es posible contar con un reactor de volumen máximo  $10000m^3$ , es así que en las ecuaciones permiten obtener que el número de biorreactors posible corresponde a 128, cada uno con un radio de 10.25m y una altura de 30.1m, teniendo un Volumen de  $9943m^3$ , un área de contacto de  $1938 m^2$  y un flujo de alimentación y salida de  $207,2m^3/h$ .

Sin embargo, el problema de un escalamiento de este tipo es el hecho de que los flujos de aireación se hacen imposibles de sustentar por un sólo equipo de bombeo. Esto

pues para sistemas de aireación Acevedo (2002) plantea que a nivel industrial la tasa específica de aireación, vvm (volúmenes de aire por volúmenes de líquido por minuto), implica que la aireación del sistema en equipos industriales debe estar en el orden de 0,2 a 0,7 vvm . En nuestro caso una tasa de 0,2 implica que por minuto deberían entregarse al sistema  $2000 \text{ m}^3/\text{min}$  de aire cifra que ningún equipo es capaz de entregar por sí sólo con la tecnología vigente.

De acuerdo a esta información que restringe el diseño, se harán los siguientes supuestos para diseñar los biorreactores a utilizar en el sistema:

- Se utilizará una relación  $c$  de altura-radio del reactor bioelectroquímico de 20, que vienen dadas del tamaño eficiente de reactor del trabajo de Bravo (1995).
- El flujo de aire entregado al sistema vendrá de un sólo equipo por reactor bioelectroquímico.
- Se utilizará un sólo un equipo de aireación de manera que nos permita escalar y reducir fácilmente el problema, dejando como un futuro desafío el diseño de un reactor bioelectroquímico óptimo.
- Se considera un reactor de  $50 \text{ m}^3$  para la producción de *A. ferrooxidans* Este volumen de biorreactor fue el de mayor tamaño disponible en el mercado sin obligación de construirlo in situ y, con esto, ignorar las medidas de seguridad en su construcción que serían necesarias en caso de construirlo a partir de materias primas.
- La corriente entregada al sistema vendrá del diseño de la patente 1467-94, con lo cual se considerará una densidad de corriente para el sistema de  $10 \text{ A}/\text{m}^2$ . Un desafío para una futura investigación es la evaluación de la eficiencia del proceso ante mayores densidades de corriente.

De esta manera, el reactor tendrá las medidas 0,927 metros de radio y 18,53 metros de altura. Utilizando estas medidas se necesitarán 9629 reactores. Esta cifra parece una cantidad excesiva, sin embargo, notemos que cada uno de estos reactores está generando diariamente una masa de *A. ferrooxidans* suficiente para procesar alrededor de 10 toneladas de mineral al día, cifra que se condice con la ecuación 8.6.

Al medir la corriente utilizada, se tiene un área de cátodo de  $107,89 m^2$  con lo que la demanda de corriente será de 1078,9 A por cada reactor bioelectroquímico, dado que el voltaje de cada reactor debe ser de 1,26V, la potencia de la celda es 1358W o 1,36 kW por cada reactor bioelectroquímico.

En el caso de la potencia del aireador requerimos un flujo de aire de  $22,2m^3/h$ , la compañía SINOMAC ofrece equipos de este tipo con un consumo de 7,5 kWh.

Junto con la corriente y el equipo de aireación se hace necesario estimar el costo tanto del cátodo como del ánodo del reactor bioelectroquímico. En el caso del cátodo se utiliza una malla de acero de apertura de 2mm y un espesor de 1mm, lo cual resulta en un volumen de  $0,11 m^3$ , y, dada la densidad de  $7960 kg/m^3$  y que la malla está en la mitad de su volumen hueca, la masa en kilogramos de acero inoxidable para la malla de acero es de 437 kg, y, con un precio por tonelada del acero de 1000 USD/ton, el costo por malla de acero es de 437 USD.

El tamaño ánodo de plomo para cada reactor bioelectroquímico es proporcional y de las medidas 18,7 m de altura, 0,49 m de ancho y 0,1 m de espesor, con una densidad de  $11340kg/m^3$  y un costo por tonelada de plomo de 880 USD, el costo de cada ánodo de plomo es de 9143 USD.

De esta manera, el gasto de inversión de cada reactor bioelectroquímico se estructura como se presenta en el cuadro 8.9.



Componente	Costo unitario (USD)	Consumo energético (kWh)
Reactor	5000	
Aireador	2900	7,5
Cátodo	437	1,36
Ánodo	9143	
Total reactor bioelectroquímico	17480	8,86

Cuadro 8.9: Resumen de gastos de inversión y de operación asociados a reactores bioelectroquímicos para producción de *A. Ferrooxidans*

Junto con el diseño de los reactores bioelectroquímicos es necesario considerar la comunicación del sistema hacia la alimentación a las plantas concentradoras de manera que requerimos la implementación de 2 equipos más bombas, separadores y la conexión entre ellos dado por las tuberías.

Las bombas impulsarán desde el reactor un flujo de  $1 \text{ m}^3/h$  al separador de centrífuga, de acuerdo a la empresa Galileo Star de China, el costo de una bomba con dicha capacidad es de 82 USD y tiene un consumo de operación de 3kWh.

Por otro lado, la separación de las bacterias y el medio se hará a través de una separadora centrífuga, que nos permitirá separar la masa bacteriana de un porcentaje de líquido, sulfato ferroso y los otros componentes del medio de cultivo. Dado el volumen de líquido transportado por hora, se utilizarán separadores de centrífuga de  $120 \text{ m}^3/h$  de capacidad, cuyo costo de acuerdo a cotizaciones es de 25000 USD, y de acuerdo a los cálculos cada uno consume 149 kWh. Estas centrífugas operan continuamente y, conectando el flujo de 120 reactores bioelectroquímicos con cada una, requiriendo 83 separadores en total.

Finalmente se consideran tuberías tanto hacia la centrífuga como a la alimentación a los reactores, además de una distancia de seguridad de 1,6m entre un reactor bioelectroquímico y otro y una formación rectangular de  $12 \times 10$  de ellos conectados a cada centrífuga, con lo cual se utilizan 960 metros de tubería por cada instalación de 120 reactores bioelectroquímicos totalizando 78720 metros en total. La ecuación de flujo en tuberías presentada

en el apéndice H, permite determinar que esta tubería tiene un diámetro interno de 5,5 cm y uno externo de 5,8 cm.

El precio del acero y la protección catódica para controlar la corrosión producto de la acidez del medio de cultivo corresponden a 7,88 USD/m y el montaje en 55 USD/m. Dados estos precios, el costo total en tuberías es de 4.949.913,6 USD.

Se agrega un reactor agitado de regeneración, al cual convergerá el medio rico en iones de férrico que necesitan ser regenerados antes de ser distribuidos a recirculación. En este caso se usará un reactor del mismo tipo que los usados en el sistema, salvo que la relación entre ánodo y catodo será 1, y se contará con un agitador, en lugar de un aireador, cuyo consumo energético se menciona en el apéndice H.

Finalmente para impulsar el líquido desde el estanque recirculado hacia los reactores bioelectroquímicos se utilizará 1 bomba por conjunto de éstos, estableciendo 82 bombas que empujan  $120 \text{ m}^3/h$  de medio de cultivo rico en sulfato ferroso. Esta bomba tiene un consumo de 30 kWh y se requieren 83 de ellas.

Con todo esto el cuadro 8.10 muestra la inversión total a desarrollar en equipos.

Componente	Costo unitario (USD)	Consumo energético (kWh)	Cantidad	Total Inversión
Reactor bioelectroquímicos	17480	8,86	9629	168.314.920
Bombas	82	3	19258	1.579.156
Separador centrifuga	25000	149	83	2.075.000
Bombas de recirculación	338	30	83	28054
Tuberías	62,88		78720	4.949.913
Reactor de regeneración ión ferroso	8320	40,81	1	8.320
Total sistema bioelectroquímico				176.165.785

Cuadro 8.10: Gastos de inversión asociados a producción de bacterias *A. Ferrooxidans*

### 8.3.3. Costos de Producción

#### Costos de insumos y agentes asociados a la flotación

Adicionalmente al costo de ambos equipos, es necesario considerar el costo de los insumos entregados, salarios y la energía consumida en el proceso.

Al día son circulan  $240725 \text{ m}^3$  de agua de medio de cultivo, los cuales van a una etapa de separación de las bacterias presentes para llevarlas luego a la concentradora.

Considerando que el sistema de separadores tiene una alta tasa de eficiencia, se considera una pérdida en el medio de 5% producto de la propia operación y la circulación de agua producto del transporte de las bacterias concentradas al equipo de flotación Rougher. Además, dado que el sistema de separación funciona en una tasa 4:1, se el 20% de la

masa de agua es expulsada hacia los los concentradores primarios de la planta.

De esta manera en la operación anual en estado estacionario se consideran los costos definidos en el cuadro 8.11.

Insumo	Masa por litro (g/l)	Toneladas diarias (ton/día)	Toneladas anuales (ton/año)	Precio tonelada (USD/ton)	Valor (USD/año)
Sulfato ferroso	2,72	32,74	11786	80	942.931
Sulfato de magnesio	0,4	4,815	1733,22	60	103.993
Sulfato de amonio	0,4	4,815	1733,22	100	173.322
Fosfato de potasio	0,056	0,674	242,65	300	72.795
Ácido sulfúrico	0,245	2,95	1061,6	49	52.018
Agua	1	48,15	17331	1,6	27.731,5
Total					1.372.791,5

Cuadro 8.11: Consumo de químicos para preparación de medio de cultivo en operación

Adicionalmente a este flujo circulante, se debe considerar llenar los reactores una primera vez en su volumen completo,  $50 m^3$ , este gasto irá en el contexto de inversión y en este caso tiene el valor de 202.239 USD.

En el caso del uso de cal en la celda de flotación, se considera que en normalmente el consumo de cal es de menos de 1 kg/t, sin embargo, en la experimentación se utilizó una proporción cercana a 60 kg/t, lo cual es un gasto desproporcionado de cal en el proceso. En la operación estacionaria de una planta concentradora esto está lejos de ser factible. En la búsqueda de información internacional, se ha obtenido datos acerca de que el consumo de cal en concentradoras cuando están operando en estado estacionario se ubica entre 2,5

y 3,5 Kg por tonelada de mineral procesado. Esto se debe a que, debido a la recirculación de agua, ésta ya se contiene un nivel de pH superior al agua de mar tradicional, por lo que una vez que abandona la etapa de buffer, el ascenso en el pH es más estable. En este caso en particular, xd aproxima el consumo de cal al valor intermeido del rango, es decir 3kg por tonelada de mineral procesado, Número que está de acuerdo a lo expuesto en la figura 2.4 acerca del consumo de cal en flotación primaria en presencia de agua de mar. De esta manera, una operación de 100 ktpd, a un precio por tonelada de la misma de 143 USD, nos lleva a tener un costo anual en cal de 46.975.500 USD.

Un resumen del sistema y consumo de insumos es posible visualizar en la figura 8.4.

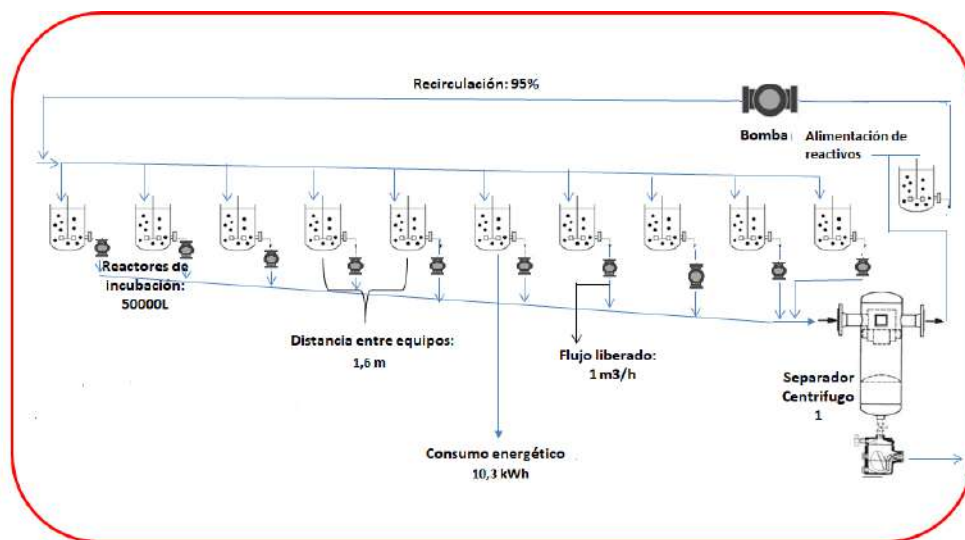


Figura 8.4: Configuración reactores bioelectroquímicos en función de los filtros centrífugos

### Consumo Energético

En este caso, el costo energético por MWh consumido proviene de la información directa de la Comisión Chilena del Cobre y de la información spot del SING, estableciendo a nivel de precios durante el mes de noviembre un precio de 111 USD por MWh. Notar además la alta movilidad de precios mensual, oscilando desde este nivel de precios a uno cercano a los 55 USD por MWh. Por otro lado, este análisis simplifica el hecho de que la energía entregada al sistema es completamente externa, dejando de lado el hecho de que

muchas faenas utilizan sistemas de generación interna con el fin de abaratar costos.

En el consumo energético se consideran los gastos de energía en bombas, equipos de filtración y reactores bioelectroquímicos y de regeneración, los principales gastos de operación en este modelo. utilizando la información de consumo energético ya entregada en el diseño de equipos del cuadro 8.9 se tiene que el consumo diario del sistema es de 3433 MWh al día, lo que, considerando un costo informado de 111 USD/MWh, corresponde a 451.433 USD al día, el resumen de cada equipo y de consumo energético total se muestra en el cuadro 8.12, donde notamos el alto consumo del sistema producto de la operación de los reactores bioelectroquímicos, los que representan cerca del 70% de la demanda energética del sistema.

Equipo	Cantidad equipos	Consumo unitario por hora (KWH)	Consumo unitario anual (MWH)	Costo total Anual
Centrifuga	83	149	1287,4	11.860.447,7
Reactores bioelectroquímicos	9629	8,86	76,55	81.818.522
Bombas	9629	3	25,92	27.703.788
Bombas de recirculación	83	30	259,2	2.388.010
Reactor de regeneración ferroso	1	40,81	352,6	39.138,4
Total				123.809.906,2

Cuadro 8.12: Costo energético de operación

#### 8.3.4. Gastos en Recursos Humanos

De acuerdo a lo establecido por medio del costeo ABC, los mayores cambios vienen del uso de insumos y equipos, de esta manera, los costos asociados a recursos humanos

cubren las actividades de supervisión y administración de insumos. Dado que gran parte de la gestión de los equipos es parte de un circuito cerrado, se requieren analistas para controlar la calidad del proceso y, adicionalmente para gestionar los reactivos en el reactor de regeneración, el cual también hará las veces de receptor de reactivos y homogeneizador de los medios de cultivo. Además de todo esto de contar con al menos 1 súper intendente (por operación y por mantención), con esto el sistema queda como se resume en el cuadro 8.13.

Posición	Honorarios mensuales (USD)	Cantidad de personas	Costo Anual (USD)
Superintendente	8200	2	196.800
Analistas	4000	20	960.000
Operarios	2000	100	2.400.000
		Total	5.956.800

Cuadro 8.13: Recursos humanos adicionales en operación de bioflotación

El total de personal está asociado a que existirá un Superintendente encargado del control de la operación de los reactores bioelectroquímicos mientras que otro se encargará de la mantención de equipos y de insumos, además de un analista encargado de mantener control del proceso de cada sistema de reactores bioelectroquímicos y su conexión al separador centrífugo definido. Los operarios se encuentran definidos por los 25 por turno, encargándose del control manual y reposición de reactivos dentro del sistema.

El resto de las actividades se encuentra tanto ya considerada como financiada dentro del sistema.

### Costos de transporte, tratamiento y refinación

Dado que no tenemos una locación directa para hacer el flete, se asume que el transporte del mineral procesado no se hará y quedará pendiente de costeo. Esta diferencia no es significativa debido a que se hace una evaluación diferencial de los ingresos, de esta

manera, dado que los porcentajes de recuperación son similares, las diferencias entre una recuperación y otra tienden a acercarse a 0.

Se define el costo de tratamiento como, en función de los datos entregados en el cuadro 8.5, los costos de tratamiento por depresante corresponden a los entregados en el cuadro 8.14:

Costo de tratamiento con Cal como agente depresante (USD)	\$79.511.040
Costo de tratamiento con <i>A. ferrooxidans</i> como agente depresante (USD)	\$85.288.320

Cuadro 8.14: Costos de tratamiento anuales por concentrados de mineral

Por otro lado el costo de refinación está asociado a llevar el mineral tratado a producto terminado. De acuerdo a los datos del cuadro 8.5 los resultados de costo de refinación por especie corresponden a los definidos en el cuadro 8.15:

Costo de refinación de Cobre con Cal como agente depresante (USD)	\$50.483.989
Costo de refinación de Molibdeno con Cal como agente depresante (USD)	\$70.401.100
Costo de refinación de Cobre con <i>A. ferrooxidans</i> como agente depresante (USD)	\$54.152.160,8
Costo de refinación de Molibdeno con <i>A. ferrooxidans</i> como agente depresante (USD)	\$76.069.760,5

Cuadro 8.15: Costos de refinación anuales por concentrados de mineral



**Resumen de costos del sistema**

Costo	Monto (USD) A. <i>ferrooxidans</i>	Monto (USD) Cal
Insumos y reactivos	1.372.791,5	46.332.000
Energéticos	123.809.906,2	
Recursos humanos	3.556.800	
Transporte, refinación y tratamiento	215.510.241	206.159.456
Total Anual	344.249.738,1	252.491.456

Cuadro 8.16: Total de gastos en operación anual

**8.3.5. Capital de trabajo**

El capital de trabajo se entiende como una asignación de recursos financieros para los activos corrientes de un proyecto. En ese sentido es la diferencia entre activos corrientes y pasivos corrientes y equivale a la suma total de recursos financieros que la empresa destina en forma permanente para sostener la operación de la empresa.

En este caso, y dado que el capital de trabajo de las plantas ya se encuentra considerado, a excepción de la modificación en las plantas concentradoras. El capital de trabajo será el costo total incremental de operación de la planta en un año en ejercicio.

Notar que bajo esta definición se excluye cualquier formato de pago de la instalación de los reactores bioelectroquímicos dentro del proceso de financiamiento líquido.

El capital de trabajo será integrado una sola vez a inicio del proyecto y recuperado al final del tiempo de estimación del proyecto.

De acuerdo a esta definición, el capital de trabajo como Costo anual operación planta

con *A. ferrooxidans* - Costo anual de operación planta con cal, corresponde a: 91.758.283 USD.

## 8.4. Resultados económicos

Utilizando una tasa de descuento de 12 % y un horizonte de evaluación de 20 años, obtenemos un VAN diferencial de -128.705.892,9. Una cifra negativa era esperable, ya que la instalación de un sistema de depresión de pirita con *A. ferrooxidans* requiere la instalación de una serie de equipos que no se compensan si las recuperaciones de cobre y molibdeno son similares. La tabla completa del VAN diferencial se encuentra en el apéndice I.

De acuerdo a los cálculos, el OPEX de la operación en estas condiciones corresponde a 344.249.738,1 USD, de estos 38,4 % corresponden al gasto energético de mantener en operación al set de reactores bioelectroquímicos. Por otro lado, el OPEX diferencial del uso de cal corresponde a 105.148.447 USD, cifra que corresponde al 29,4 % del primer OPEX. En este último caso, además, se consideran como gasto adicional el consumo de cal y los costos de tratamiento y refinación. Además, el costo energético de operación de los reactores, ocupa el 70 % del costo energético del sistema, por lo que un poco más de un cuarto del costo de la operación corresponde a costos energéticos de reactor bioelectroquímico. En ese sentido, buscar maneras de mejorar su diseño se vuelve un imperativo en el proceso.

De acuerdo al dimensionamiento definido en este caso, se requieren más de 9000 reactores bioelectroquímicos, cuya operación y compra representan costos que frente al proceso sustituto, la cal, las ganancias en recuperación no logran compensar. El volumen utilizado en este caso se debe a los estándares de mercado y al hecho de que, en la propia construcción del reactor bioelectroquímico existen factores adicionales que obligan a hacer mayores análisis en el caso para entender el comportamiento de las bacterias frente al sistema.

En términos de aquellos factores que más impactan el beneficio de la operación es posible mencionar que el precio de la cal no significa mejoras en la valoración del proyecto, ni tampoco cambios en el precio del cobre, los cuales finalmente son internalización indis-

tintamente del método. Por otro lado, un aumento de 1 % en el precio del MWh, el precio de la libra de molibdeno y en el porcentaje de recuperación de molibdeno, modifican el VAN -4 %, 2 % y 22 %. Por lo que controlar los costos energéticos y mejorar la recuperación de molibdeno se vuelve crítico en el sistema.

En lo que respecta al precio en molibdeno, el valor que llevaría a obtener un VAN positivo es sobre 11.93 USD/libra, cifra que representa un incremento de 40 % en relación al precio base utilizado (8.2 USD/libra) y que fue superada en el 2008, donde la libra del metal tuvo un precio promedio de 33 USD.

Dados estos resultados, podemos también considerar otros indicadores financieros dentro del proceso, en este caso el uso de un sistema de reactores bioelectroquímicos agrega 30,97 kWh/Ton procesada al día y un costo total de 9,56 USD/ton procesada al día.

De esta manera el uso de *A. Ferrooxidans* al día de hoy como depresante, representa un desafío relevante en términos de obtener un sistema de diseño de reactores bioelectroquímicos optimizados que logren disminuir el tamaño de la actual operación diseñada.

# Capítulo 9

## Discusiones

### 9.1. Consideraciones sobre los resultados del proceso

#### 9.1.1. Acerca del uso del reactor bioelectroquímico

Si bien el uso del reactor bioelectroquímico utilizado en el proyecto representa bastantes ventajas en términos de mantención, consumo y estabilidad, pareciera no poder llevar a cabo la tarea de producción continua de bacterias a nivel industrial debido a la alta inversión requerida para su implementación.

En el presente trabajo, se siguieron algunas recomendaciones de proceso, de acuerdo al trabajo de Bravo, (Bravo, 1995), sin embargo también se establecieron algunas diferencias que es considerable abordar:

En el caso de Bravo, se incrementó la corriente entregada al sistema dentro del reactor bioelectroquímico de manera diaria, mientras que en este caso se mantuvo constante. Un aumento de corriente trae consigo una menor eficiencia electrolítica y, además un aumento de temperatura dentro del sistema, lo que lleva a una mayor actividad dentro del reactor bioelectroquímico. Las bacterias en sí mismas tienen como temperaturas óptimas 26 - 30 °C, por lo que incrementar sustantivamente la corriente podría llevar a sobrerreacciones en el sistema o incluso a evaporación del medio de cultivo, como se explica en el apéndice E.

Se siguió la recomendación de alimentar con 1 g/l de iones de ferroso al reactor bioelectroquímico. Sin embargo, dado que se alimenta a través del sulfato ferroso, se alimentaron

2.72 g/l de este sulfato. Esto, sin embargo, se encuentra por debajo de la concentración recomendada (1,5 g/l a 3 g/l de iones ferrosos en sulfato).

En la experiencia de Bravo, el aumento de corriente en el sistema trajo consigo un aumento en el cultivo bacteriano y, adicionalmente, un aumento en el potencial dentro del sistema. En nuestro caso, el potencial terminó estancándose en los 410, como es posible ver en la figura 6.3. Esto debido a que, producto de la reacción electroquímica de los iones férricos se regeneraban en su totalidad, sin ser completamente consumidos por las bacterias en el medio. Esto podría justificar diferencias en el volumen de bacterias entre un caso y otro, aunque el comportamiento de crecimiento fue relativamente similar.

Se utilizó un reactor bioelectroquímico de 4,5l, de menor altura al establecido por Bravo, pero que, proporcionalmente permitía incubar un número similar de bacterias debido a que se mantuvo el área de la malla de acero que cumplía la función de cátodo. Esto pues, si bien afecta la escala del proyecto, entregando consideraciones numéricas 20 % mayores, en las pruebas de operación del reactor bioelectroquímico, explicadas en el apéndice D, no fue posible desarrollar un reactor bioelectroquímico de menor radio y mayor altura de acuerdo al diseño óptimo de este. Esto sin perjudicar significativamente la aireación dentro del sistema y, por consiguiente, el crecimiento de bacterias.

### **9.1.2. Diferencias en el proceso de prueba en la celda de flotación**

Dentro de los problemas encontrados dentro del proceso experimental de flotación en las celdas, notamos que un potencial problema que justifica las diferencias de rendimiento entre las experiencias B y C, en que *A. Ferrooxidans* fue utilizada, proviene de la antigüedad de cada uno de los cultivos. Mientras que en el caso B se utilizaron cultivos cercanos al mes de antigüedad, en el caso de C se utilizaron aquellos con 1 semana de antigüedad. Si bien, todas las muestras fueron refrigeradas y la estructura de las bacterias no está asociada a su actividad en este caso, no quita la opción de que haya existido una potencial contaminación de alguna muestra producto de su mayor tiempo almacenada.

A su vez, a las recomendaciones del proceso implicaban el uso de menos revoluciones en el agitador dentro de la celda, el uso de configuraciones mínimas en ésta, superiores a lo deffinado, podrían haber generado un arrastre mayor de granos de menor tamaño y también de fino, lo que podría haber afectado los resultados de alguna manera. Sin embargo, dado que todas las muestras tuvieron el mismo problema, hay una consistencia experimental en este caso.

Por otro lado, el uso de modelos y de reconciliación de datos, permitió llegar a resultados muy similares a los expuestos en otras investigaciones, poniendo énfasis en la recuperación de molibdeno significativamente mayor en el caso de utilizar *A. ferrooxidans* como depre-sante y, por otro lado, con cifras de recuperación de piritita que bordean el 50 %, cifra que se encuentra dentro del margen de trabajo expuesto por San Martín (2018) cuando colector y bacterias son dispuestas en el mineral al mismo tiempo. Sin embargo, no fue posible establecer comparaciones asociadas a los intervalos en los que se vertía cada reactivo en la celda de flotación. Esto pues en el caso de San Martín hubo un análisis de comportamiento de la flotación en que el colector y la *A. Ferrooxidans* se vertían secuencialmente el el reactor, dando tiempo de actuar a cada uno por separado y también se vertieron todos juntos dando un tiempo de acondicionamiento conjunto mientras que en este caso sólo se se acondicionó a la pulpa en la celda de flotación con los reactivos interactuando al mismo tiempo.

### 9.1.3. Apreciaciones económicas

Una de las ventajas de analizar el proceso de flotación con la metodología ABC fue la posibilidad de ver que, a nivel de actividades, se conservan las acciones diarias entre una planta que utiliza *A. Ferrooxidans* y una que utiliza cal, sin embargo, si bien las actividades son las mismas, el tipo de expertiz requerido para controlar los procesos es muy distinto, requiriendo en el caso de uso de bacterias un tipo de profesional de nivel superior a un operario o técnico y cuya capacidad permita resolver problemas de organismos vivos Por otro lado, dada la magnitud de la escala en el uso de reactores bioelectroquímicos, se requiere también de un mayor numero de profesionales para tomar atención en el trabajo.

El costo de operar una planta que utiliza bacterias es el mayor, pues se agrega una nueva área de procesamiento la cual debe estar operando de manera continua.

Si bien los resultados de VAN diferencial son negativos, se hace necesario considerar que se utilizaron reactores bioelectroquímicos viables con la información disponible. Para bajar los costos es necesario optimizar el diseño del reactor bioelectroquímico, de manera de encontrar las mejores relaciones de radio, altura, densidad de corriente para maximizar la producción de bacterias para llevar el proceso a escala industrial. Esto porque basta que el precio del molibdeno aumente un 40 % al valor estimado para volver toda la operación viable a nivel económico. Notemos que el 2008, el precio del molibdeno fue 4 veces mayor al utilizado en el modelo de este informe.

## **9.2. Consideraciones sobre otros procesos para deprimir pirita en presencia de agua de mar**

El uso de bacterias conlleva inversiones y también gastos operacionales distintos a otros sistemas que pretenden utilizar agua de mar directamente, como ya se mencionaron anteriormente.

Al comparar el uso de la *A. Ferrooxidans* con el uso de Metabisulfito de Sodio (SMBS), Hassanzadeh (2017), propone que el consumo óptimo de este reactivo para mejorar la eficiencia de recuperación de calcopirita y deprimir pirita corresponde a 200 g/ton. A nivel de precios de insumo, el SMBS tiene un valor de 250 USD a nivel mayorista, por lo que a nivel operacional, el costo anual de trabajar con SMBS se encuentra alrededor de 1,8 MM USD, lo que lo posiciona como una tecnología competitiva a nivel operacional por sobre las bacterias.

Hassanzadeh (2017), señala, sin embargo, que la adición de Metabisulfito permite deprimir fuertemente la pirita en flotación a pH bajo (8,5), sin embargo, también afecta el rendimiento de los parámetros cinéticos para el cobre. De esta manera, en general se

utiliza complementariamente con la cal, donde el segundo compuesto se encuentra presente en las etapas primaria y barrido, mientras que para etapas de limpieza se utilice Metabisulfito. Con lo que, la adición de metabisulfito en agua de mar, obliga a mantener el uso de cal en flotación primaria con los análisis ya realizados.

La alternativa de Aireado Metabisulfido (AMBS), patentada por Barrick Gold, resuelve el contratiempo de la tecnología, utilizando una fase de aireación previa a la entrada del mineral a la flotación primaria, permitiendo que, a través del oxígeno, el mineral se oxide y, con los cambios en superficie, mejore la recuperación al utilizar Metabisulfito. Dada la información anterior, sería una solución con menores costos operacionales, pero con la necesidad de inversión para los aireadores, sin embargo, sería de todas maneras más económica aún a la solución de *A. ferrooxidans*.



# Capítulo 10

## Conclusiones

A través del presente trabajo se desarrolló un reactor bioelectroquímico que fuera capaz de incubar bacterias *A. ferrooxidans* para utilizar en pruebas de flotación con mineral. En este caso fue posible además apreciar que la bacteria también tiene la capacidad de deprimir pirita al igual que la cal (51,3 % de recuperación frente a 45,2 %) pero con una mejor recuperación de molibdeno (83,2 % de recuperación frente a 77,0 % promedio).

Sin embargo, el alto costo requerido para instalar y operar una planta de estas características hace inviable su instalación en el mediano plazo a menos que se desarrollen análisis adicionales que permitan mejorar sus rendimientos y disminuir sus costos.

Para establecer mejoras, es posible establecer cambios dentro de todo el sistema, es así que se abre la opción de analizar cambios dentro del reactor bioelectroquímico como lo es la adición de más corriente al sistema o añadir más temperatura para aumentar la actividad de las bacterias por medio de una chaqueta calefactora, o aumentar el área del cátodo agregando una pared adicional o probando otros volúmenes, de manera de asegurar el nivel de incubación que permita menores costos a nivel energético y de tamaño y cantidad de reactores bioelectroquímicos. En ese sentido, no se ha desarrollado un reactor bioelectroquímico óptimo para desarrollar el proceso a escala industrial.

Dentro de la celda de flotación es necesario estudiar el comportamiento en la recuperación frente a la adición de distintas concentraciones de bacterias, el uso de otros colectores y espumantes distintos al Xantato de Sodio y al Metil Isobutil carbinol, de manera de encontrar la mejor complementareidad entre uno y otro, además de realizar pruebas con concentraciones frescas de bacterias. Además es necesario comprobar el re-

querimiento efectivo de bacterias para el acondicionamiento de mineral frente a distintas especies a modo de disminuir la relación de bacterias aportadas frente a mineral tratado, lo que traería consigo una disminución de costos en inversiones.

# Bibliografía

- [1] Ahonen, Lasse; Tuovinen, Olli. (1989). Microbial oxidation of ferrous iron at low temperature. *Applied and environmental microbiology*. 55. 312-6.
- [2] AMSA (2015), Estudio de Impacto Ambiental: "Desarrollo Minera Centinela", Ministerio del Medio Ambiente, Chile 15/06/2015
- [3] Bard A.J., Faulkner L. (2001), *Electrochemical methods Fundamentals and applications*, Departamento de Química y Bioquímica, Universidad de Texas Austin, Editorial John Wiley and sons Inc, Texas, EEUU.
- [4] LaCombe Barron J., Lueking D. (1990) Growth and Maintenance of Thiobacillus ferrooxidans Cells, *Applied and Environmental Microbiology*, Vol 56, No 9 p 2801-2807.
- [5] Bravo Rigolet, Rodrigo (1995). "Estudio y desarrollo de un reactor bioelectroquímico para procesos de lixiviación bacteriana" Trabajo de tesis, Ingeniería Química, Universidad de Chile, Santiago, Chile.
- [6] Canfield M.; (2018) Gestión del Uso de Agua en Antofagasta Minerals, AMSA, Presentación Expomin 2018.
- [7] Castillo Uribe, V (2013) "Diseño y cálculo de un agitador de fluidos" Seminario de titulación, Universidad del Bío Bío, Concepción, Chile.
- [8] Castro, Sergio. (2012) Challenges in flotation of Cu-Mo sulfide ores in sea water. In *Water in Mineral Processing; Proc. of the First International Symposium* (J. Drelich, Ed.), SME, pages 29 - 40.
- [9] Castro, S. (2013). Challenges in Flotation of Cu-Mo Sulfide Ores in Sea Water. *1st International Symposium of Water in Mineral Processing* (p. 29-40). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration.

- [10] Castro, S., Ramos, O., Cancino, J. P., Laskowski, J. S. (2013). Frothing in the Flotation of Copper Sulfide Ores in Sea Water. 1st International Symposium of Water in Mineral Processing (p. 211-223). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration.
- [11] Cataldo, H (2008); Modelamiento de un sistema de costeo basado en actividades para el proceso de flotación de la compañía minera doña inés de collahuasi, tesis para optar al grado de magíster en gestión y dirección de empresas, Universidad de Chile.
- [12] Chandraprabha, M., Natarajan, K., and Modak, J. M. (2004). Selective separation of pyrite and chalcopyrite by biomodulation. *Colloids and Surfaces B: Biointerfaces*, 37(3):93 to 100.
- [13] Chandraprabha, M., Natarajan, K., and Somasundaran, P. (2005). Selective separation of pyrite from chalcopyrite and arsenopyrite by biomodulation using acidithiobacillus ferrooxidans. *International Journal of Mineral Processing*, 75(1):113 to 122.
- [14] COCHILCO (2017); Proyección de la Producción de Cobre en Chile 2016 a 2027, COCHILCO, 2017.
- [15] COCHILCO (2017); Proyección de consumo de agua en la minería del cobre 2016 a 2027, COCHILCO, 2017.
- [16] COCHILCO (2016), Mercado chileno del ácido sulfúrico al año 2025, Cochilco, DEPP 30/2016
- [17] COCHILCO (2016), Análisis del mercado de insumos críticos en la minería del cobre, COCHILCO DE 16/2016
- [18] COCHILCO (2016), Proyección de consumo de agua en la minería del cobre 2016-2027 DEPP 31/2016, Registro Propiedad Intelectual N 272965
- [19] COCHILCO (2014), Análisis histórico de los precios de energía eléctrica en minería y su impacto en competitividad, Cochilco DE/29/2014
- [20] Contreras Villablanca, E., Diez Fuentes, C. (2015); Diseño y evaluación de proyectos. Un enfoque integrado. Universidad de Chile.

- 
- [21] Davis-Belmar, C. S., Nicolle, J. L. C., and Norris, P. R. (2008). Ferrous iron oxidation and leaching of copper ore with halotolerant bacteria in ore columns. *Hydrometallurgy*, 94(1):144-147.
- [22] Donati, E. R., Sand, W., et al. (2007). *Microbial processing of metal sulfides*, volume 130. Springer.
- [23] Edwards S. (2008), *Activity based Costing*, Topic Gateway Series Number 1, prepared for CIMA, November 2008.
- [24] Espejo, R. T.; Escobar, B.; Jedlicki, E.; Uribe, P.; Badilla-Ohlbaum, R. (1988). Oxidation of Ferrous Iron and Elemental Sulfur by *Thiobacillus ferrooxidans*. *Applied and Environmental Microbiology*, 54(7), 1694.
- [25] Hassanzadeh A.; Hasanzadeh M. (2017) Chalcopyrite and pyrite floatabilities in the presence of sodium sulfide and sodium metabisulfite in a high pyritic copper complex ore, *Journal of Dispersion Science and Technology*, 38:6, 782-788
- [26] Ingledew, W.M..P. Casey, (1986). Ethanol Tolerance in Yeasts. *Critical reviews in microbiology*. 13. 219-80.
- [27] Kester, D. R., Duedall, I. W., Connors, D. N., and Pytkowicz, R. M. (1967). Preparation of artificial seawater. *Limnology and oceanography*, 12(1):176 to 179.
- [28] Leja, J., Rao S.R. (2004) *Surface Chemistry of Froth Flotation*. 2nd Edition, Kluwer Academic Publication, New York. <http://dx.doi.org/10.1007/978-1-4757-4302-9>
- [29] Lopez Valdivieso A., Reyes Bahena J.(2016), "Flotación de calcopirita, pirita y molibdenita en minerales de cobre tipo pórfidos", X Simposio sobre procesamiento de minerales, Chillán, Chile.
- [30] *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 2008, McGraw-Hill, 8va edición.
- [31] Raghavan, S. and Hsu, L. L. (1984). Factors affecting the flotation recovery of molybdenite from porphyry copper ores. *International Journal of Mineral Processing*, 12(1):145 to 162.
- [32] Ramos O., Castro S., and Laskowski J.S. , Copper and molybdenum ores flotation in sea water: floatability and frothability, *Minerals Engineering* 53 (2013) 108 to 112

- [33] G. Rossi (1990), Biohydrometallurgy, McGraw-Hill Book Company, Hamburg, 1990.
- [34] San Martín. F. (2018) Bio-depresión de pirita con *acidithiobacillus Ferrooxidans* en flotación con agua de mar , tesis para ptar al grado de doctorado en ingeniería en minas, Departamento de ingeniería en minas, Universidad de Chile
- [35] Subramanian Muthu, Larry Whitman, S Hossein Cheraghi (2006), Business process reengineering: a consolidated methodology, Proceedings of the 4 th Annual International Conference on Industrial Engineering Theory, Applications, and Practice, 1999 US Department of the Interior Enterprise Architecture
- [36] Sugio T. , Taha T. M. , Kanao T. Takeuchi F. (2007) Increase in Fe<sup>2+</sup>-Producing Activity during Growth of Acidithiobacillusferrooxidans ATCC23270 on Sulfur, Bioscience, Biotechnology, and Biochemistry, 71:11, 2663-2669, DOI: 10.1271/bbb.70253
- [37] Taylor. Wilson; The Principles of Scientific Management. [en lÃnea] <http://melbecon.unimelb.edu.au/het/taylor/sciman.htm>
- [38] Tuovinen O. H., Kelly. D.P., (1973) Studies on the growth of *Thiobacillus ferrooxidans* Arch Mikrobiol. 88 285-298
- [39] Vargas Tomás, Patente Chile Número 1467-94, Departamento de propiedad intelectual, Instituto Nacional de Propiedad Industrial (INAPI, Chile (1998)
- [40] Walas S. (1990), Chemical Process Equipment and Design, Department of Petroleum and Chemical Engineering, University of Kansas.
- [41] Wills, B. A. and Finch, J. A. (2016). Chapter 12, froth flotation. In Wills, B. A. and Finch, J. A., editors, Wills Mineral Processing Technology (Eighth Edition), pages 265 to 380. Butterworth-Heinemann, Boston, eighth edition edition.
- [42] Wittholz, M.; K O Neill, B.; B. Colby, C.; Lewis, D. (2008). Estimating the Cost of Desalination Plants Using a Cost Database. Desalination. 229. 10 to 20. 10.1016/j.desal.2007.07.023.
- [43] Yunker S.B.; Radovich J.M. (1986), Enhancement of growth and ferrous iron oxidation rates of T. ferrooxidans by electrochemical reduction of ferric iron, Biotechnol. Bioenerg. 28, pp. 1867-1875.

# Apéndice A: Distribución de faenas mineras por región

Operación de las empresas socias del Consejo Minero Regiones de Tarapacá y Antofagasta				
Operación	Productos	Compañía	Propiedad	Producción 2016
Cerro Colorado	Cu	BHP Billiton Pampa Norte	BHP Billiton	74 KTMF Cu
Doña Inés de Collahuasi	Cu Mb	Cia. Minera Doña Inés de Collahuasi	Anglo American plc (44%), Glencore (44%) y JCR (12%)	507 KTMF Cu
Quebrada Blanca	Cu	Cia. Minera Quebrada Blanca	Teck (76,5%), Inversiones Mineras S.A. (13,5%) y Enami (10%)	35 KTMF Cu
Región de Antofagasta				
Operación	Productos	Compañía	Propiedad	Producción 2016
El Abra	Cu	Sociedad Contractual Minera El Abra	Freeport-McMoRan (51%) y Codeico (49%)	100 KTMF Cu
Radomiro Tomic	Cu	Codeico	Estado de Chile	318 KTMF Cu
Chuquibambilla	Cu Mb F R	Codeico	Estado de Chile	302 KTMF Cu
Antucoya	Cu	Minera Antucoya	Antofagasta Minerals (70%), Marubeni (30%)	66 KTMF Cu
Spence	Cu	BHP Billiton Pampa Norte	BHP Billiton	167 KTMF Cu
El Tesoro	Cu	Minera El Tesoro	Antofagasta plc (70%) y Marubeni Corp. (30%)	56 KTMF Cu
Esperanza	Cu Au	Minera Esperanza	Antofagasta Minerals (70%) y Marubeni Corp. (30%)	180 KTMF Cu
Gaby	Cu	Codeico	Estado de Chile	122 KTMF Cu
Lomas Bayas	Cu	Cia. Minera Xstrata Lomas Bayas	Glencore	80 KTMF Cu
Zaldívar	Cu	Cia. Minera Zaldívar	Barrick (50%) y Antofagasta Plc. (50%)	103 KTMF Cu
Escondida	Cu	Minera Escondida Ltda	BHP Billiton (57,5%), Río Tinto (30%) y otros inversionistas (12,5%)	1.002 KTMF Cu
Altonorte	F	Complejo Metalúrgico Altonorte	Glencore	n.a.
Ministro Hales	Cu Ag	Codeico	Estado de Chile	237 KTMF Cu
Sierra Gorda	Cu Mb Au	Sierra Gorda SCM	KGHM International (55%), Sumitomo Metal Mining y Sumitomo Metal Corporation (45%)	98 KTMF Cu
Frankie	Cu	SCM Franke	KGHM International	21 KTMF Cu

Fuente: Consejo Minero a partir de

Cu: Cobre; Au: oro; Mo: Molibdeno; F: fundición; R: refinación; KTMF: miles de toneladas métricas finas; oz: onzas.

## Operación de las empresas socias del Consejo Minero

### Regiones de Atacama y Coquimbo

Región de Atacama							
Operación	Cu	Mb	F	R	Compañía	Propiedad	
Operación	Productos				Compañía	Propiedad	Producción 2016
Salvador	Cu	Mb	F	R	Codelco	Estado de Chile	60 KTMF Cu
La Coipa	Au	Ag			Cia. Minera Mantos de Oro	Kinross	- oz Au
Maricunga	Au				Cia. Minera Maricunga	Kinross	175.532 oz Au
Candelaria / Ojos del Salado	Cu	Au			Cia. Contractual Minera Candelaria / Cia. Contractual Minera Ojos del Salado	Freeport-McMoRan (80%) y Sumitomo Corp. (20%)	161 KTMF Cu
Caserones	Cu	Mb			SCM Minera Luminá Copper Chile	Pan Pacific Copper	117 KTMF Cu
Planta Magnetita, Mina Cerro Negro Norte, Mina Los Colorados, Planta de Pellets, Minas El Algarrobo	Fe				CAP	CAP	14,727 Millones TM
Región de Coquimbo							
Operación	Cu	Mb	Au		Compañía	Propiedad	Producción 2016
Carmen de Andacollo	Cu				Cia. Minera Teck Carmen de Andacollo	Teck (90%) y Enami (10%)	73 KTMF Cu
Altos de Punitaqui	Cu				Minera Altos de Punitaqui	Glencore	7 KTMF Cu
Los Pelambres	Cu	Mb	Au		Minera Los Pelambres	Antofagasta plc (60%), Nippon LP Resources BV (25%) y MM LP Holding (15%)	368 KTMF Cu
Minas el Romeral	Fe				CAP	CAP	1,353 Millones TM



## Operación de las empresas socias del Consejo Minero

Regiones Metropolitana, Valparaíso y O'Higgins

Región de Valparaíso				
Operación	Productos	Compañía	Propiedad	Producción 2016
Ventanas	F R	Codelco	Estado de Chile	n.a.
El Soldado	Cu	Anglo American Sur	Anglo American plc (50,1%), JV Codelco-Mitsui (29,5%) y Mitsubishi Corp. (20,4%).	47 KTMF Cu
Andina	Cu Mo	Codelco	Estado de Chile	193 KTMF Cu
Región Metropolitana				
Operación	Productos	Compañía	Propiedad	Producción 2016
Los Bronces	Cu Mo	Anglo American Sur	Anglo American plc (50,1%), JV Codelco-Mitsui (29,5%) y Mitsubishi Corp. (20,4%).	307 KTMF Cu
Región de O'Higgins				
Operación	Productos	Compañía	Propiedad	Producción 2016
El Teniente	Cu Mo F	Codelco	Estado de Chile	475 KTMF Cu

## Apéndice B: Procesos de depresión de pirita alternativos analizados actualmente en la industria

### Proceso MBS - Metabisulfito de Sodio

MBS= Metabisulfito de Sodio El concentrador de Esperanza pertenece a la Compañía Antofagasta Minerals S.A. y en la actualidad es la única planta en Chile que está operando a gran escala con agua de mar cruda y usando la tecnología del metabisulfito de sodio. Bajo este esquema ha logrado buenas recuperaciones de Cu, Mo y Au en las etapas de limpiezas operando alrededor de pH neutro, lo cual le permite obtener altas leyes de Cu en concentrado final, especialmente para minerales con bajos contenidos en pirita.

### Proceso AMBS - Metabisulfito de sodio aireado

AMBS= Aireación-Metabisulfito de Sodio Barrick Gold Corporation, el 3 de Diciembre 2010 presentó a nivel internacional una solicitud de patente de invención, que lleva el número WO2011/067680 A2, para la separación de minerales de cobre y pirita desde soluciones buffer y/o salinas usando el tratamiento denominado airemetabisulfito (AMBS). En USA fue presentada el 4 de Diciembre 2009, n°61/266,770. Un complemento de esta patente presentado el 2016, se adjunta como anexo 10.

Propone el reemplazo de la cal por un depresor alternativo, preferentemente el ión metabisulfito, o bien otros sulfoxi-depresores, tales como el gas dióxido de azufre ( $SO_2(g)$ ), compuesto que también puede formarse en la pulpa a partir de iones sulfito ( $SO_3^{2-}$ ), bisulfito ( $H_2SO_3$ ) y tiosulfato( $S_2O_3^{2-}$ ).

El elemento innovador de la patente, radica en que la adición de MBS (típicamente 50 a 300 gramos /ton) es precedida por una etapa de intensa aireación y posterior ajuste de pH (pH<8).

### Proceso AMPT - Agua de Mar Pre Tratada

La Universidad de Concepción presentó al INAPI el 12 de Mayo del 2010 la solicitud de patente provisional de invención 00475 denominada: Proceso para pretratar agua de mar y otras aguas salinas para su utilización en procesos industriales.

La tecnología de pretratamiento del agua de mar (AMPT) consiste en aplicar una etapa de depuración química parcial del agua de mar con remoción de sus principales iones secundarios.

Los iones sulfato, carbonato, bicarbonato, magnesio, calcio, etc., se precipitan con lechada de cal y enseguida se realiza una separación sólido/líquido. La salinidad se ve poco afectada.

**Apéndice C: Composición *A. Ferrooxidans***

Elemento	Fracción de masa celular seca
Carbono	0,5
Oxígeno	0,2
Nitrógeno	0,08 - 0,14
Hidrógeno	0,08
Fósforo	0,01 - 0,03
Azufre	0,005 - 0,01
Potasio	0,01
Sodio	0,02
Calcio, Magnesio, Cloro	0,005
Hierro	0,002
Otros	0,003

Cuadro 1: Composición típica y elemental de una célula microbiana

## Apéndice D: Pasivación Ánodos de plomo

La pasivación es el proceso para el tratamiento de los metales con ácidos con la finalidad de remover el hierro libre de la superficie de los metales y para recubrirlo con una capa de protección contra la corrosión y el óxido. Esta capa de pasivación puede dañarse debido al calor o a los químicos por los altos niveles de humedad. Esto pudiera causar la oxidación de las partes de calentador. Por ello, pudiera ser necesario realizar la pasivación con regularidad para prevenir los daños al metal protegido.

En el caso del uso en plomo, la pasivación del ánodo funciona como un mecanismo de protección que permite que no se formen capas de óxido de plomo, las cuales precipitarían posteriormente en el reactor bioelectroquímico, generando problemas de toxicidad.

Para la pasivación de los ánodos de plomo del proceso actual se utilizó el procedimiento de:

**Baño de solución:** En una primera instancia se baña la barra de plomo en una solución con concentraciones de 200 g/l de Tartrato de Potasio ( $K_2C_4H_4O_6$ ), 100 g/l de Hidróxido de Sodio (NaOH) y 50 g/l de Yoduro de Potasio (KI).

**Pasivación:** Para la pasivación como tal se sumerge la barra de plomo en una solución de 100ppm de Cobalto y 150 g/l de Ácido Sulfúrico. Sometiendo a la barra a una densidad de corriente de  $50 A/m^2$  por una hora.

## Apéndice E: Pruebas en escala de reactor bioelectroquímico

Para validar la factibilidad del uso del reactor bioelectroquímico en la incubación de la *A. Ferrooxidans* se realizaron 3 pruebas de escala y concepto para llevar la aproximación del mismo a la realidad y con esto validar tanto el tamaño como la capacidad de este para la incubación de la mayor cantidad de bacterias.

Siguiendo las leyes de Faraday en la ecuación del mismo, es posible determinar un área aproximada para el cátodo.

$$m_d = \frac{P_{at} \cdot i_{cell} \cdot A_t \cdot t \cdot \eta_c}{z \cdot F} = Q \cdot [C_i - C_f] \quad (1)$$

Donde:

$m_d$ : Masa depositada (Masa/tiempo).

$P_{at}$ : Peso molecular del elemento en estudio.

$i_{cell}$ : Densidad de corriente de la celda.

$A_t$ : Área total expuesta a depositación.

$t$ : Tiempo de exposición.

$\eta_c$ : Eficiencia de corriente.

$z$ : Número de electrones intercambiados en la reacción de depositación.

$F$ : Constante de Faraday (96500 [c/g-eq]).

$Q$ : Flujo volumétrico de solución.

$[C_i - C_f]$ : Variación de la concentración del elemento de interés en la etapa E.W.

Reactor bioelectroquímico piloto abierto

En una primera instancia se utilizó un vaso precipitado abierto con una capacidad de

500ml a modo de observar el comportamiento de crecimiento de las bacterias durante la incubación. En este caso, se completó el volumen con medio de cultivo, una barra de plomo pasivada. En este caso el tamaño de la malla corresponde a un área de  $384,65 \text{ cm}^2$  en un vaso precipitado de 10 cm de altura y 3,5 cm de radio.

El reactor bioelectroquímico cumple con todos los procedimientos detallados en el capítulo de metodología, pero llevados a su escala en volumen. El piloto se presenta en la imagen a continuación.

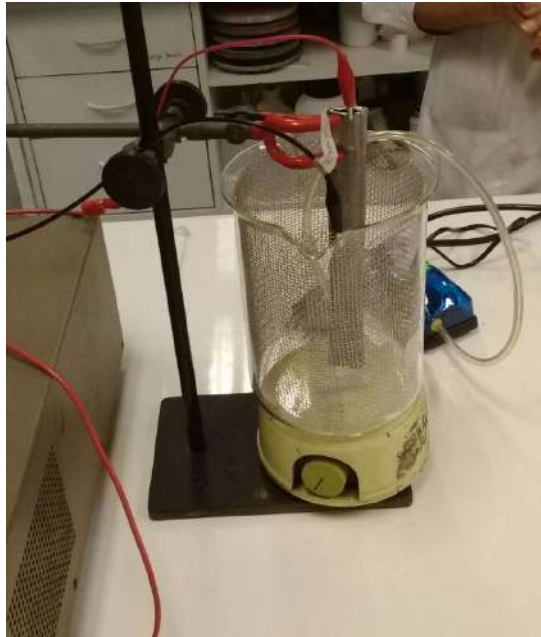


Figura 1: Reactor bioelectroquímico piloto abierto de 500 ml

Este tipo de reactor bioelectroquímico se mantuvo en operación durante 4 días, durante los cuales sufrió constantes variaciones de volumen debido a que la presencia de corriente eléctrica en el interior generó evaporación, con lo cual había menos líquido en el reactor bioelectroquímico, menos capacidad para incorporar ese calor en el interior y por consiguiente un aumento mayor en la evaporación, Esta variación llevó a aumentos por sobre los 38 grados Celcius de temperatura, y por consiguiente una sobrerreacción y muerte de las bacterias presentes en el reactor bioelectroquímico. Los resultados en el sistema se detallan en la figura:

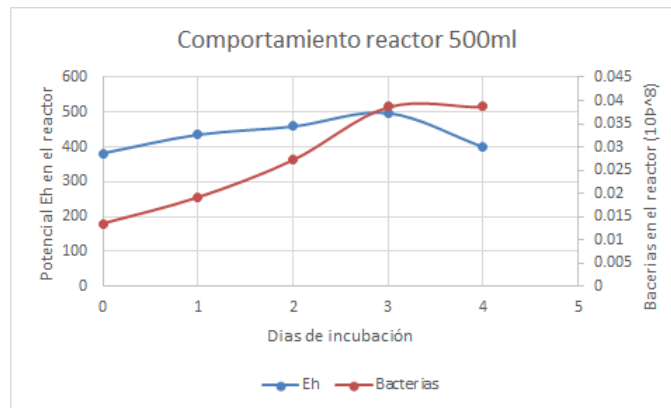


Figura 2: Resultados reactor bioelectroquímico piloto abierto de 500 ml

### Reactor bioelectroquímico cerrado en escala mediana

Dado que la prueba del reactor bioelectroquímico de prototipo de 500 ml no logró una incubación de bacterias eficiente, en este caso se utiliza un volumen de 2000 ml, el cual se encontrará recibiendo la entrada de aire definida en el modelo de metodología de 2 l/min, permitiendo la salida de un flujo de aire similar, pero evitando la fuga de líquido producto de la evaporación.





Figura 3: Reactor bioelectroquímico piloto abierto de 2000 ml

Sometiendo este modelo a las pruebas de testeo de laboratorio e manteniendo el flujo de energía por 5 días se logró una incubación exitosa como se muestra en el siguiente gráfico.

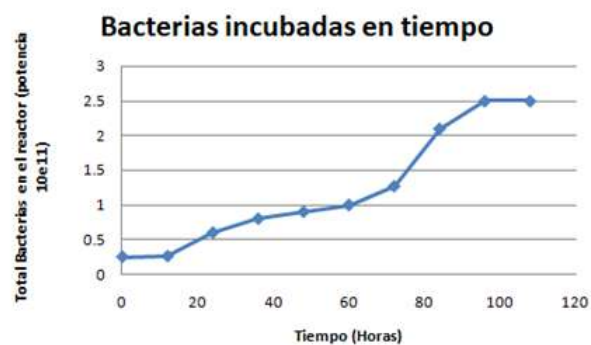


Figura 4: Resultados crecimiento reactor bioelectroquímico de 2000 ml

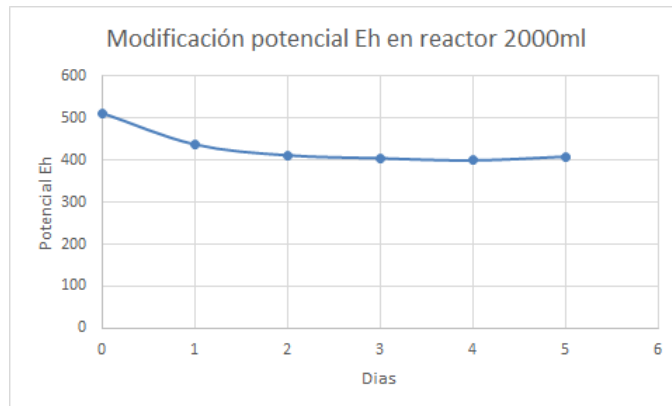


Figura 5: Resultados potencial eléctrico reactor bioelectroquímico 2000 ml

De esta manera se procede a probar un reactor bioelectroquímico que sea capaz de incubar las bacterias necesarias para seguir la proporción requerida para la flotación.

### Reactor bioelectroquímico cerrado de longitud óptima

Este reactor bioelectroquímico sigue el trabajo de San Martín (2018) en lo que respecta a la cantidad necesaria de *A. Ferrooxidans* para la depresión de pirita. En este caso San Martín utiliza en su experiencia  $1,2 \cdot 10^{10}$  bacterias concentradas en 0,5 ml para trabajar con 1 g de mineral. En nuestro caso, como se utilizará un Kg de mineral, se requiere una cantidad de bacterias incubadas en un reactor bioelectroquímico de 3500 ml de tamaño en el caso de usar un diámetro interno de 7,5 cm y 87 cm de alto como el expuesto en el trabajo de Bravo (1995).



Figura 6: Reactor bioelectroquímico piloto cerrado de 3500 ml

Luego de poner este reactor bioelectroquímico en operación fue posible ver varios problemas de incubación, tanto en crecimiento como de reducción de las bacterias. Debido a esto, se decidió mantener el área del cátodo, pero utilizando un vaso que entregara una mejor aireación y control, con lo que se procedió a utilizar uno de 4500ml. Los resultados se muestran a continuación.

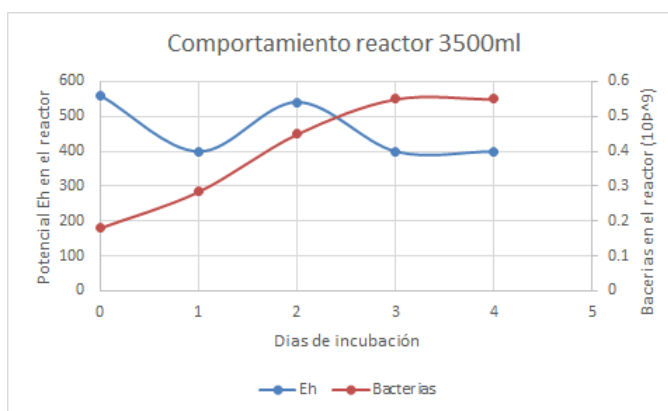


Figura 7: Resultados reactor bioelectroquímico 3500 ml

## Apéndice F: Análisis mineralógico de muestras

La muestra fue analizada en el laboratorio de la empresa MAM Ltda.

La muestra presenta una mineralogía de minerales sulfurados de cobre, fierro: calcopirita en concentración predominante, calcosina y bornita en concentración baja, covelina y tennantita en concentraciones traza (aproximadamente 100 ppm), además se observó molibdenita, esfalerita, tennantita y como impureza se observó un grano de escoria.

Se observa además sulfuro de fierro: pirita en concentración predominante cercana a calcopirita, se determinó la presencia de magnetita, hematita y limonita.

Formulas	Cabeza JM.1	
Minerales		% Peso
Calcopirita	$CuFeS_2$	2,04
Calcosina	$Cu_5S_2$	0,13
Covelina	Cu S	0,01
Bornita	$Cu_5Fe^{2+}S_4$	0,18
Cu G Tennantita	$Cu_{11}Fe^{2+}As_4S_{13}$	0,04
Pirita	$FeS_2$	1,45
Molibdenita	$MoS_2$	0,02
Esfalerita	Zn S	0,01
Magnetita	$Fe_3O_3$	0,32
Hematita	$Fe_2O_3$	0,11
Limonita	Fe O OH	0,08
Rutilo	$TiO_2$	0,09
Ganga		95,51
Total		100,00

Cuadro 2: Distribución de minerales, expresada en % Peso.

Minerales	% Peso	% Vol.	% S	% Cu	% Fe	% As	% Mo	% Zn
Calcopirita	2,04	1,34	0,71	0,707	0,62			
Calcosina	0,13	0,07	0,03	0,108				
Covelina	0,01	0,01	0,00	0,007				
Bornita	0,18	0,09	0,04	0,111	0,02			
Cu G Tennantita	0,04	0,02	0,01	0,021		0,01		
Pirita	1,45	0,80	0,78		0,68			
Molibdenita	0,02	0,01	0,01				0,02	
Esfalerita	0,01	0,01	0,00					0,01
Magnetita	0,32	0,17			0,23			
Hematita	0,11	0,06			0,08			
Limonita	0,08	0,06			0,05			
Rutilo	0,09	0,06						
Ganga	95,51	97,31						
Total	100,00	100,00	1,59	0,953	1,68	0,01	0,02	0,01
Cu Sol				0,026				
Cu Tot.				0,979				

Cuadro 3: Composición mineralógica de 100 % de Minerales opacos

Minerales	% Peso	% S	% Cu	% Fe	% As
Calcopirita	52,98	18,54	18,332	16,11	
Calcosina	3,50	0,70	2,796		
Covelina	0,26	0,09	0,171		
Bornita	4,55	1,17	2,883	0,51	
Cu G Tennantita	1,03	0,27	0,541		0,21
Pirita	37,68	20,12		17,56	
Total	100,00	40,89	24,724	34,17	0,21

Cuadro 4: Composición mineralógica de 100 % de Minerales sulfurados de Cu y Fe

## **Apéndice G: Granulometría de cabezas de flotación**

Muestra	Masa (gramos)	más de 100	entre 100 y 140	entre 140 y 200	entre 200 y 270	Bajo 270
A1	81.59	0	28.23	29.37	15.50	8.49
A2	10.22	0	3.80	3.63	2.06	0.73
A3	31.89	0	11.86	11.39	6.34	2.35
A4	44.86	0	16.69	16.26	8.52	3.39
A5	76.7	0	28.53	27.61	14.57	5.45
Cola-A	804.68	7.35	299.34	289.68	153.45	54.84
B1	29.80	0	11.29	11.73	5.66	1.12
B2	10.97	0	4.16	3.95	2.08	0.78
B3	19.77	0.14	7.35	7.12	3.76	1.40
B4	14.40	0.10	5.36	5.18	2.74	1.02
B5	23.13	0.16	8.60	8.33	4.40	1.64
Cola-B	864.74	6.34	321.68	311.23	164.30	61.19
C1	43.04	0	17.51	15.80	8.18	1.56
C2	12.10	0	4.50	4.44	2.30	0.86
C3	12.80	0	4.76	4.70	2.43	0.99
C4	13.53	1.1	5.03	4.87	1.56	0.96
C5	40.04	0	15.18	14.41	7.61	2.84
Cola-C	817.43	5.47	304.08	294.27	155.31	58.04
D1	50.69	0	14.86	18.25	9.63	7.95
D2	14.08	0	5.24	5.07	2.77	1
D3	19.82	0	7.51	7.14	3.77	1.41
D4	26.10	0	9.71	9.39	5.14	1.85
D5	25.50	0	9.48	9.36	4.84	1.81
Cola-D	870.88	7.05	323.97	312.56	165.47	61.83
E1	83.42	0	30.26	29.28	15.46	8.42
E2	19.69	0	7.14	6.91	3.65	1.99
E3	14.76	0	5.35	5.18	3.20	1.02
E4	22.62	0	8.20	7.94	4.91	1.57
E5	17.86	0	6.48	6.84	3.31	1.24
Cola-E	874.46	7.05	317.19	306.96	182.73	60.54

Cuadro 5: Granulometría experiencias de flotación en función a tamaño de malla (masa en gramos)

## Apéndice H: Cotización y dimensionamiento de equipos para escala

### Reactor de regeneración y recuperación de flujo

Dado que las dimensiones del reactor bioelectroquímico ya están dadas a nivel experimental y de requerimientos de proceso, corresponde escoger el tipo de impulsor dentro del reactor agitado para la incubación de las bacterias.

Se utiliza un impulsor de turbina del tipo hojas planas y disco de 6 palas, ya que este tipo de impulsor trabaja principalmente para fluidos de baja viscosidad y para velocidades que pueden ser medias o altas.

Se utilizarán para el diseño placas deflectoras para evitar los vórtices alrededor del eje y reducir de esta manera los esfuerzos que actúen sobre éste.

A nivel económico, este impulsor tiene menor costo y mayor facilidad de construcción que un agitador de hélice o de turbina con palas inclinadas. Además se considerará su construcción con acero inoxidable 314 o 316 por su resistencia a la corrosión.

#### *Dimensionamiento del consumo energético del reactor de regeneración*

Se puede conocer la potencia consumida por el agitador a través de números adimensionales, asociados por medio de gráficos el número de Reynolds ( $Re = \frac{Nd^3\rho}{\mu}$ ) y al número de potencia ( $Np = \frac{P}{N^3d^5\rho}$ ). Estos gráficos van a depender de las características geométricas del agitador y de la presencia o no de placas deflectoras.

Cuando el estanque contiene placas deflectoras, el  $Np$  tiene una buena correlación con el número de Reynolds. Además, en régimen turbulento,  $Np$  tiene valor constante.

#### *Consumo de potencia para $Re < 300$ con o sin placas deflectoras*



Para este caso, las líneas de  $N_p$  v/s  $Re$  coinciden para un estanque con o sin placas deflectoras. El flujo es laminar y la densidad no influye. La ecuación de potencia queda de la siguiente manera:

$$P = KL \cdot N^2 \cdot d^3 \cdot \mu$$

*Consumo de potencia para número de Reynolds > 10.000 con placas deflectoras*

En este caso el flujo es turbulento y el  $N_p$  es independiente del  $Re$  mientras que la viscosidad no influye. La potencia puede estimarse a partir del producto del flujo generado por el impulsor y la energía cinética por unidad de volumen del fluido.

La ecuación queda de la siguiente manera:

$$P = KT \cdot N^3 \cdot da^5 \cdot \rho$$

Tanto  $KL$  como  $KT$ , vienen dados por la siguiente tabla:

<b>Tipo de impulsor</b>	<b>KL</b>	<b>KT</b>
Hélice paso cuadrado, tres palas	41,0	0,32
Hélice de paso de 2, tres palas	43,5	1,00
Turbina, seis palas planas	71,0	6,30
Turbina, seis palas curvas	70,0	4,80
Turbina de ventilador, seis palas	70,0	1,65
Turbina dos palas	36,5	1,70
Turbina cerrada, seis palas curvas	97,2	1,08

Cuadro 6: Valores constantes  $KL$  y  $KT$  ante distintos tipos de impulsor

El gráfico  $N_p$  v/s  $Re$ , se utiliza para estimar la potencia de un impulsor de turbina de 6 placas planas y estanque con placas deflectoras. Las letras S1, S2, S3, etc. del gráfico muestran los factores de forma relacionando las medidas principales del impulsor y el estanque:

$$S_1 = d/D_t, S_2 = E/d, S_3 = L/d, S_4 = h/d, S_5 = w/D_t, S_6 = H/D$$

La curva A se utiliza para palas verticales del impulsor, La curva B y C para palas verticales y estrechas, la curva D se utiliza en un estanque que no posee placas deflectoras.

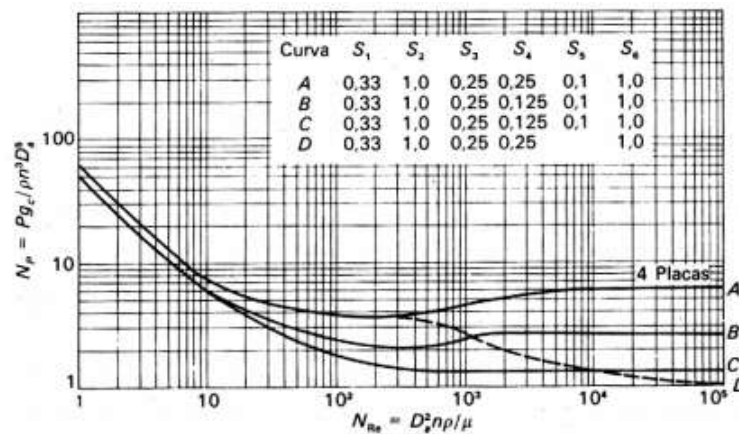


Figura 8: Gráfico de curva de Reynolds para turbina de seis palas

Utilizando una velocidad angular de  $(N) = 115$  rpm y un diámetro del agitador de 84 cm, logramos llegar a un número de Reynolds de  $7,08 \cdot 10^5$ , con lo cual obtenemos un  $N_p$  de 7. Despejando  $P$  de la ecuación:

$$P = N_p \cdot (N^3 \cdot d^5 \cdot \rho)$$

$$P = 7 \cdot (1,917^3 \cdot 084^5 \cdot 1000) = 20,62kW$$

Si asumimos una eficiencia de motor de 70% y pérdidas por fricción de 30% tenemos un consumo de 38 kW.

*Características del estanque seleccionado para reactores bioelectroquímicos y reactor de regeneración*

De la compañía Cangzhou Anthem Industrial International Co. Ltd.

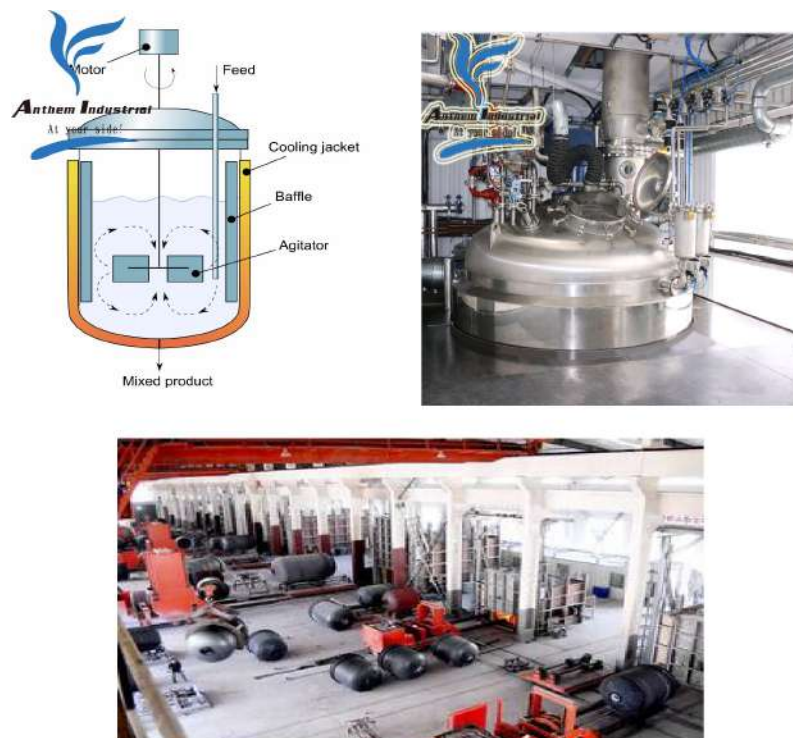


Figura 9: Cotización reactor agitado

Características de biorreactor:

- Design pressure: 0.1 - 1 Mpa
- Operating pressure: 0.1 - 1Mpa
- Design Temperature: 0 - 200°C
- Operating Temperature: 0 - 200°C
- Glass layer thickness: 0.8 - 2.0 mm

- Capacity: 50 - 50000L
- Dimensions: shell DN from 50 mm to 4500 mm, height from 600 to 10000 mm length
- Agitator: Paddle/turbine/frame/anchor/impeller/wing type axial-flow/combination, also can supply according to customers requirement
- Speed reducer: Planetary cycloid pin gear reducer/helical gear reducer/bevel gear reducer/variable speed reducer mechanical controlled.
- Seals: Padding seal (0,2 Mpa), Single Mechanical seal (0,4 Mpa), Double mechanical seal (1 Mpa)
- Resistance to sharp temperature variation: Cool shock -110 °C, hot shock 120 °C
- If the equipment pressure surpasses 1.0Mpa and the temperature under 0 °C or above 200°C we will design special)

### Aireadores

Para determinar la velocidad del flujo de aire Acevedo, Gentina e Illanes (2002) en el libro "Fundamentos de ingeniería Bioquímica" de las editoriales universitarias de Valparaíso. Sugieren considerar como dato una demanda de oxígeno con una eficiencia de adsorción, E, entre 3 y 30 %.

Es así que la tasa específica para la aireación, vvm, se define como:

$$vvm = \frac{F_{aire}}{V_{liquido}} = \frac{N_A \cdot 22,4 \cdot T}{1000 \cdot 0,21 \cdot E \cdot \pi \cdot 273 \cdot 60}$$

Con  $N_A$  en milimoles de  $O_2$ /h L, Temperatura en K y  $\pi$ , Presión en atmósferas.

A su vez, consideramos que en general a Nivel industrial la aireación es de 0.2 - 0.7 vvm.

Por otra parte, utilizamos las convenciones de flujo de aire entregados por el modelo:

Airflow Capacity		Recommended Receiver Volume		
(cfm)	(m3/h)	(cu ft)	(gal)	(m3)
100	170	13	100	0.4
200	340	27	200	0.8
300	510	40	300	1.1
400	680	54	400	1.5
500	850	67	500	1.9
750	1275	101	750	2.9
1000	1700	134	1000	3.8
1500	2550	201	1500	5.7
2000	3400	268	2000	7.6
3000	5100	402	3000	11.4
4000	6800	536	4000	15.2
5000	8500	670	5000	19.0
7500	12750	1005	7500	28.5
10000	17000	1340	10000	38.0

engineeringtoolbox.com

Figura 10: Relación flujo de aire entregado vs volumen receptor de flujo de aire alimentado (engineeringtoolbox.com, 2019)

Frente a dichos resultados se utiliza el aireador SMC - 20000/40 de SINOMAC, cuyas especificaciones son:

- 1- Flujo suministrado 30 - 30000 l/h
- 2- Presión máxima 16.5 - 70 Mpa
- 3- Consumo energético: 7.5 kWh



Figura 11: Aireador

### Filtro centrífuga

#### *Dimensionamiento del consumo energético de la centrífuga*

Tenemos una centrifugadora de filtro en la que se produce la separación de suspensión con una densidad  $\rho_s = 1100 \text{ kg/m}^3$ . El cilindro con el peso  $m_{cil} = 200 \text{ kg}$  tiene un radio interno  $R = 0,5 \text{ m}$  con espesor de pared  $b = 0,005 \text{ m}$  y longitud  $L = 6 \text{ m}$ . La carga inicial del cilindro es 50% de su volumen interno. La velocidad angular de la centrifugadora es  $\omega = 1000 \text{ rpm}$ . En el cálculo la densidad del aire  $\rho_a$  se toma igual a  $1.3 \text{ kg / m}^3$  y el coeficiente de fricción en los cojinetes  $f = 0,05$ . El muñón del eje tiene un diámetro  $d_m = 80 \text{ mm}$ .

La potencia en el período de trabajo ( $N_{pt}$ ) es la suma de la potencia gastada en las pérdidas de fricción en los cojinetes ( $N_{coj}$ ), la potencia gastada en las pérdidas de fricción aérea del cilindro ( $N_a$ ), la potencia de la centrifugadora gastada para una energía cinética transmitida a una suspensión en fase líquida ( $N_l$ ) y la potencia de la centrifugadora gastada para una energía cinética transmitida en fase sólida ( $N_s$ ):

$$N_{pt} = N_l + N_s + N_{coj} + N_a$$

Para calcular la potencia consumida por pérdidas de fricción en los cojinetes, utilizamos la fórmula basada en el peso de las partes giratorias de la centrifugadora. Suponemos que solamente el cilindro y el peso de la suspensión cargada participan en el movimiento de rotación:

$$N_{coj} = f \cdot g \cdot M \cdot v_r$$

M es el peso total de las partes giratorias de la centrifugadora. Conocemos ya el peso del cilindro y sólo queda determinar el peso de la suspensión inicialmente cargada. Dado que la carga inicial del cilindro es 50 %, entonces, al calcular su volumen y multiplicar por la densidad, es posible determinar el peso de la suspensión cargada  $m_s$ :

$$M_s = 0,5 \cdot 2 \cdot \pi \cdot R \cdot L \cdot \rho_s = 0,5 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 0,5 \cdot 0,4 \cdot 1100 = 691kg$$

Entonces, el peso total es:

$$M = m_{cil} + m_s = 1000 + 691 = 1691kg$$

Velocidad periférica del muñón  $v_m$  se calcula por la fórmula:

$$V_m = \omega \cdot d_m/2 = (1000/60) \cdot (0,08/2) = 0,66m/s$$

Calculamos el valor de potencia  $N_{coj}$ :

$$N_{coj} = f \cdot g \cdot M \cdot v_r = 0,05 \cdot 9,81 \cdot 1691 \cdot 0,66 = 528,4W$$

Calculamos el valor de potencia  $N_a$  suponiendo que el radio exterior del cilindro  $R_{ex} = R + b$ :

$$N_a = 0,012 \cdot \rho_a \cdot R_{ex} \cdot \omega^2 = 0,012 \cdot 1,3 \cdot (0,5 + 0,005) \cdot (1000/60)^2 = 2,2W$$

Ahora es posible determinar el valor deseado:

Falta calcular la potencia de agitar el líquido, que corresponde a la ecuación  $E_c \cdot t = \frac{I \cdot \omega^2}{2} \cdot t$

En este caso, y asumiendo un líquido homogéneo,  $I = m \cdot \int r^2$

$$N_{ar} = N_{coj} + N_a + N_i = 47100W$$

La potencia de trabajo será 47.1 kWh.

Adicionalmente es necesario considerar la agitación del líquido dentro del cilindro, lo cual se calcula utilizando la energía cinética necesaria para mover la masa dentro del cilindro.

$$E = \frac{1}{2} \cdot m\omega^2$$

Con lo cual tenemos un costo de 102 kWh.

De esta manera el consumo total de cada centrífuga corresponde a 149 kWh.

*Características de la centrífuga seleccionada*





Figura 12: Cotización filtro centrífuga

Especificación de producto:

Espiral horizontal descarga sedimentación centrífuga (denominada decantador centrífuga) es un eficaz equipo de separación que utilizan aceleración centrífuga generada por la rotación de alta velocidad en la aceleración de la gravedad para acortar miles de veces de arreglo de partículas sólidas que en el campo gravitacional. Las partículas sólidas se descargan desde el tambor a través del transportador de tornillo continuamente y sin interrupción.

Serie LWIndustria decantador centrífugo es ampliamente utilizado en el tratamiento de aguas residuales, petróleo crudo recuperación, alquitrán de hulla recuperación, aceite de palma recuperación, producción de jugo de fruta, producción de proteínas, DDGS producción, producción de almidón, tratamiento de residuos de alimentos, etc... Con VFD, y control del PLC, puede elegir 2/3 separación de fases.

Centrífuga, Tambor y espiral piezas de soldadura de titanio con 304/316/316L/321Acero inoxidable.

Ámbito de aplicación:

- 1) Ciudad del agua doméstica deshidratación de lodos.

- 2) Lodo de perforación de petróleo deshidratación.
- 3) Lodos de aceite de recuperación.
- 4) Refinería lodo concentrado deshidratación.
- 5) Destilador y lodos granos deshidratación.
- 6) Papel, impresión y teñido de aguas residuales separación.
- 7) Médico deshidratación de lodos.
- 8) Proteína de soja deshidratación.
- 9) Aceite vegetal aclaración y separación.
- 10) Cosméticos aclaración y separación.
- 11) Polvo blanqueador separación.

**Equipo especificado**

Modelo	mm	Relación	RPM	Fuerza G	Principal motor kW	Atrás del motor kW	Capacidad m <sup>3</sup> /h	Peso KG	(L x W x H) mm
Lw720x 2950b	720	4.1	2200	1951	110 - 160	22 - 30	70 - 120	9000	6000 x 3250 x 1500

**Bombas**

*Dimensionamiento del consumo energético de las bombas*

La potencia de una bomba hidráulica viene dada por la ecuación:

$$P_b = \rho \cdot g \cdot Q \cdot h_b = \gamma \cdot Q \cdot h_b$$

Donde:

$P_b$  es la potencia teórica de la bomba (en Watts)

$\rho$  es la densidad del fluido.

$g$  es aceleración de gravedad  $\gamma$  es el pesos específico del fluido

$Q$  es el caudal ( $m^3/s$ )

$h_b$  es la ganancia de caga de la bomba, o también altura dinámica de la bomba.  $P_{real} = \eta \cdot P_b$

#### *Características bomba seleccionado*

La bomba para alimentar a separadora centrífuga desde cada reactor corresponden a las expuestas en la figura 11.13.



Figura 13: Diseño bomba seleccionada para salida de reactor bioelectroquímico

Dado que tenemos una demanda estimada de  $1m^3/h$  por cada reactor bioelectroquímico, la bomba que nos permite su uso es la QBY3-10 de GalileoStar, de acuerdo a la figura y de acuerdo a las especificaciones respectivas expuestas en la figura 11.14.

model	Caliber	Max flow	Max head	Allow particles				Maximum use temperature		Air inlet diameter		Supporting
				Suction	pressure	cast iron	stainless steel	Aluminum alloy			air compressor	
	mm	m <sup>3</sup> /m	m	kg	mm			in	m <sup>3</sup> /min	kw		
QBY3-10	DN10	1	50	3	5	0.5	100	150	80	1/4	0.36	3
QBY3-15	DN15	1	50	3	5	0.5	100	150	80	1/4	0.36	3
QBY3-20	DN20	3	70	4	7	2.5	100	150	80	1/4	0.36	3
QBY3-25	DN25	3	70	4	7	2.5	100	150	80	1/4	0.36	3
QBY3-25A	DN25	6	70	5	7	4	100	150	80	1/2	0.67	5.5
QBY3-32	DN32	9	70	5	7	4	100	150	80	1/2	0.67	5.5
QBY3-40	DN40	9	70	5	7	4	100	150	80	1/2	0.67	5.5
QBY3-50	DN50	20	70	5	7	5	100	150	80	1/2	0.9	7.5
QBY3-65	DN65	20	70	5	7	5	100	150	80	1/2	0.9	7.5
QBY3-80	DN80	34	70	5	7	6	100	150	80	1/2	1.5-2.0	11~15
QBY3-100	DN100	34	70	5	7	6	100	150	80	1/2	1.5-2.0	11~15
QBY3-125	DN125	60	84	5	8.4	10	100	150	80	3/4	3.0-4.0	22
QBY3-150	DN150	60	84	5	8.4	10	100	150	80	3/4	3.0-4.0	22

Figura 14: Consumo energético bombas de salida de reactor bioelectroquímico

En lo que respecta a las bombas de recirculación, corresponden a las expuestas en la figura 11.15.

# Originality · Quality

Adhere to the craftsman spirit of practicing perfectionism



Good self-priming performance  
and strong sewage discharge capacity

## ZW non-blocking self-priming sewage pump:

Applicable to municipal sewage engineering, light industry, paper, textile, food, chemical, electric, petroleum, mining and river pond farming industries. The suction row contains large solid blocks, long fibers, sediments, waste minerals, manure treatment and all engineering sewage. Pumping solid particles, fibers, slurry, and suspension suspension.

Las cuales corresponden al modelo ZX de GalileoStar y tienen las especificaciones siguientes:

Flujo de salida: 3,2 a 550  $m^3/h$

Elevación: 12 - 80 m

Potencia: 0,75 - 132 kWh

Diámetro: 25 a 300 mm

Succión: 5 - 6,5 m

En particular para un flujo de 120  $\frac{m^3}{h}$ , la potencia consumida de las bombas corresponde a 30 kWh.

### Tuberías

Las ecuaciones que permiten modelar el tamaño de las tuberías corresponden a:

$$d^2 = \frac{Q_w}{3600 \cdot v} \cdot \frac{4}{\pi}$$

$$\Delta p = \frac{\mu \cdot l \cdot v^2 \cdot SG}{2d}$$

Donde:

$l$  es la longitud del cilindro

$Q_w$ : Rango de flujo del Líquido  $w$  ( $m^3/h$ )

$d$  : diámetro interno de la tubería (metros)

$\Delta p$ : Caída de Presión (Pa)

$\mu$ : Coeficiente de fricción

$SG$ : Gravedad específica del fluido.

Imponiendo una velocidad de flujo no superior a 2m/s y con los requerimiento de Caudal ya definidos, obtenemos el diámetro interno de tubería de 5,5 cm.

## Apéndice I:VPN modelo diferencial

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
Ingresos		\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	\$108,4	
Costos de operación		\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	\$91,6	
Depreciación		-	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Ganancia de capital		\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	
Pérdida de ejercicio anterior																					\$17,6	
UAI		\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$0,8	\$16,5	\$16,5	\$16,5	\$16,5	\$16,5	\$16,5	\$16,5	\$16,5	\$16,5	\$34,3	
Impuestos		\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$0,2	\$4,5	\$4,5	\$4,5	\$4,5	\$4,5	\$4,5	\$4,5	\$4,5	\$4,5	\$9,3	
Depreciación		\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	\$15,8	
Ganancias de capital																					-	
Pérdida de ejercicio anterior																						\$17,6
Flujo operacional		\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$7,4
Inversión		-	\$176,4																			
Capital de trabajo		-	\$91,76																			91,76
Flujo Caja		-	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$16,4	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$12,2	\$99,2
VAN		-	\$128,7																			

Cuadro 7: VPN Diferencial ingresos uso A. *Ferrooxidans* frente a cal como depresante de pirita (en MM USD)

# Apéndice J: Patente Proceso Metabisulfito aireado (AMBS)



US 2016/0199854 A1

(19) **United States**

(12) **Patent Application Publication**  
**Gorain**

(10) **Pub. No.:** US 2016/0199854 A1  
(43) **Pub. Date:** Jul. 14, 2016

(54) SEPARATION OF COPPER MINERALS FROM PYRITE USING AIR-METABISULFITE TREATMENT  
*C22B 15/00* (2006.01)  
*B03D 1/002* (2006.01)  
*C22B 3/00* (2006.01)

(71) Applicant: **Barrick Gold Corporation**, Toronto (CA)  
(72) Inventor: **Baron Gorain**, Toronto (CA)  
(21) Appl No. **15/077,718**  
(22) Filed: **Mar. 22, 2016**

(52) U.S. Cl. CPC ... *B03D 1/005* (2013.01), *B03D 1/002* (2013.01), *C22B 11/04* (2013.01), *C22B 15/0002* (2013.01), *C22B 34/34* (2013.01), *B03D 2203-625* (2013.01)

(22) Filed: **Mar. 22, 2016**

(57) **ABSTRACT**

**Related U.S. Application Data**

(63) Continuation of application No. 12/960,041, filed on Dec. 3, 2010, now Pat. No. 9,346,062.  
(60) Provisional application No. 61,266,770, filed on Dec. 4, 2009.

The present invention relates to flotation of sulfidic copper-molybdenum- and gold-containing minerals. More specifically, the invention relates to sulfoxo reagent-assisted flotation for separating of sulfides of copper, molybdenum and gold from pyrite, malacite, pyrrhotite, arsenopyrite, and other gangue minerals following aerating by an oxidizing gas and contacting by a sulfoxo reagent. To promote collection and flotation the feed mineral materials are preferably not contacted with an externally generated non-oxidizing gas to lower the dissolved molecular oxygen content prior to flotation.

**Publication Classification**

(51) **Int. Cl.**  
*B03D 1/00* (2006.01)  
*C22B 34/34* (2006.01)

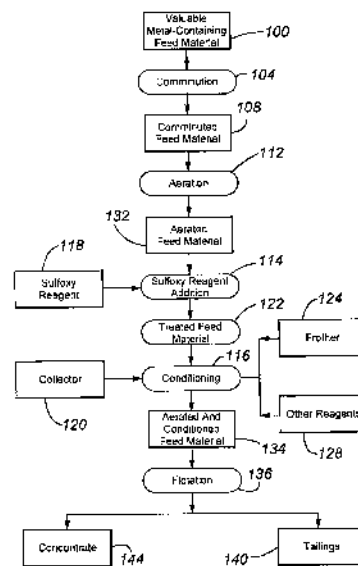


Figura 16: Patente flotación usando Aire y Metabisulfito al año 2016