

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



**TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**TEMA:**

**“BIOLIXIVIACIÓN DEL COBRE A PARTIR DE  
MINERALES SULFURADOS, UTILIZANDO  
BACTERIAS ACIDOFILICAS AISLADAS DEL  
DRENAJE ÁCIDO DE UNA MINA”**

**Presentado por:**

**VLADIMIRO HUAYTAN JARAMILLO**

**DICIEMBRE DEL 2006  
LIMA- PERU**

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL

“BIOLIXIVIACIÓN DEL COBRE A PARTIR DE MINERALES  
SULFURADOS, UTILIZANDO BACTERIAS ACIDOFÍLICAS  
AISLADAS DEL DRENAJE ÁCIDO DE UNA MINA”

PRESENTADO POR:

VLADIMIRO HUAYTAN JARAMILLO

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO QUÍMICO

LIMA – PERU

DICIEMBRE DEL 2006

*Con todo mi cariño:*

*Esta tesis esta dedicado con infinita gratitud a mi madre Isabel, a ella le debo parte de lo que soy, por su apoyo incondicional, a mi educación, a mi formación profesional, y a mi padre Fortunato que me enseñó a soñar desde mi infancia*

*A la memoria de mi abuelo Juan, quien fue el pionero y deseo, que tuviera una mejor educación.*

*A mi Alma Mater la Universidad Nacional de Ingeniería (UNI), que me enseñó a construir mi camino.*

*Al Ing. Juan Turriate Manrique, por haber confiado en mi, por sus consejos, por haber dirigido este trabajo y sobre todo por haberme dado la oportunidad de poner en practica los conocimientos adquiridos y crecer profesionalmente.*

*A Melina:*

*A quien la conocí, en el camino, buscando hacer realidad mis sueños, y la encontré para compartir mi vida ....*

## **Agradecimientos**

*Concluida esta etapa y recordando todos los acontecimientos, momentos y vivencias que ocurrieron durante los años de mi carrera universitaria que marcaron mi vida profesional, por los momentos especiales, e inolvidables, por los momentos de trabajo muy agotador, quisiera agradecer sinceramente a las siguientes personas, por que fueron responsables de la oportunidades que me permitieron realizar esta trayectoria. Me refiero en primer lugar a:*

*A mi familia, por estar a mi lado en todo momento, por haber compartido juntos los éxitos y los fracasos, por que salimos juntos adelante en esta etapa de mi vida que termina. A mis padres Isabel y Fortunato, a mis hermanas Elizabeth y Silvia, a mis hermanos quienes me apoyaron cuando era estudiante.*

*A mis estimados tios Javier, Norina, Eleazar, Miguel, a mis abuelos Juan y Engracia, que con su paciencia y su gran apoyo me han permitido concluir mi formación, salir adelante y hacer realidad un sueño.*

*A mis profesores de la UNI el Ing. Emilio Porras y al Ing. Victor León por sus sabios consejos y profesionalismo, al Ing. Jose Huapaya, al Ing. Abel Vergara, al Ing. Emerson Collado, Ing. Gilberto Garcia, al Ing. Jaime Santillana, al Ing. Rafael Chero, al Ing. Sergio Cuentas, por sus consejos y enseñanzas.*

*A mi estimada compañera de siempre Julia Vera, con quien compartí momentos de arduo trabajo en la universidad, por su alegría, entusiasmo y optimismo contagiante, por haber confiado en mi, y también por haber compartido y disfrutado de momentos especiales, dentro y fuera de la UNI.*

*A mis estimados colegas de la UNI con quienes compartimos y pasamos momentos de arduo trabajo y de relax .... ..*

*Al Sr. Ricardo Jara, por haberme prestado su apoyo en el laboratorio de microbiología en la Fac. Ing. Ambiental de igual modo al Sr. Victor Rojas por su apoyo en la Fac. de Ing. Química.*

*A la Biologa Carmen Vargas, por su asesoría y entrenamiento en el área de microbiología, que me permitió llevar a acabo esta tesis.*

*A mis amigos y profesores de siempre .....*

*A mi Alma Mater la UNI de ayer, hoy y siempre .....*

*Finalmente quiero agradecer a la Facultad de Ing. Ambiental y al Ing. Arturo Zapata por haberme permitido utilizar las instalaciones y equipos de la Facultad del área de microbiología, para el desarrollo de la presente tesis.*

*“El primer paso para el conocimiento es saber que somos ignorantes”*

*Sócrates (470-399 A.C.)*

*“La ciencia como algo existente y completo es la cosa mas objetiva que pueda conocer el hombre, pero la ciencia en su hacerse, la ciencia como un fin que debe ser perseguido, es algo subjetivo y condicionado psicológicamente como cualquier otro aspecto del esfuerzo humano”*

*Albert Einstein*

*“Los Ingenieros Químicos no son gente dulce y amable: Les gustan las altas presiones y temperaturas”*

*Steve LeBlanc*

*“El fracaso se convertirá en éxito si somos capaces..... de aprender de él”*

*Malcolm Forbes*

*“Investigación es ver lo que todo el mundo ve, y pensar lo que nadie antes ha pensado”*

*Albert Szent-Gyorgyi*

## ÍNDICE

### CAPÍTULO I:

INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 IMPORTANCIA DEL ESTUDIO.....	1
1.2 ANTECEDENTES.....	1

### CAPÍTULO II:

<b>ASPECTOS FUNDAMENTALES DE LA LIXIVIACIÓN QUÍMICA, BACTERIANA Y MINEROLOGÍA DEL COBRE.....</b>	<b>4</b>
2.1 PRINCIPIOS BÁSICOS DEL FUNCIONAMIENTO CELULAR .....	5
2.1.1 Biología celular .....	5
2.1.1.1 La célula Procarióta: .....	5
2.1.1.2 La célula Eucarióta: .....	6
2.1.2 Estructura celular bacteriana.....	6
2.1.3 Composición química de una célula.....	9
2.1.4 Nutrición y metabolismo .....	10
2.1.5 Compuestos altamente energéticos .....	11
2.1.6 Vías biosintéticas: Anabolismo.....	12
2.1.7 Fijación autótrofa del CO <sub>2</sub> : Ciclo de Calvin .....	13
2.2 CLASIFICACIÓN Y CARACTERÍSTICAS DE LAS BACTERIAS MAS IMPORTANTES EN LA BIOLIXIVIACIÓN.....	13
2.2.1 Clasificación de las bacterias de acuerdo a su modo de nutrirse. ....	14
2.2.2 Clasificación de las bacterias de acuerdo a su modo de obtención de energía.....	14

2.2.3	Clasificación de las bacterias de acuerdo a su modo de respiración. ....	15
2.2.4	Clasificación de las bacterias de acuerdo a su temperatura de crecimiento. ....	15
2.2.5	Características principales de las bacterias mesófilas:.....	17
2.2.5.1	Acidithiobacillus Ferroxidans: .....	20
2.2.5.2	Thiobacillus Thiooxidans: .....	22
2.2.5.3	Leptospirillus Ferrooxidans: .....	23
2.3	IDENTIFICACIÓN DE BACTERIAS .....	24
2.4	CULTIVOS BACTERIALES EN LABORATORIO.....	26
2.4.1	Métodos de aislamientos bacteriales de cultivos puros y cultivos en continuo, en el laboratorio. ....	27
2.4.1.1	Bacterias acidofílicas del género thiobacillus. ....	27
2.4.2	Determinación de la población bacterial.....	28
2.4.2.1	Contaje total de células.....	29
2.4.2.2	Contaje de viables. ....	31
2.5	ADAPTACIÓN DE BACTERIAS Y CICLO DE CRECIMIENTO DE LAS POBLACIONES.....	32
2.6	FACTORES QUE TIENEN INFLUENCIA EN LA ACTIVIDAD BACTERIAL.....	33
2.6.1	Efecto de la temperatura. ....	33
2.6.2	Efecto del sustrato. ....	34
2.6.3	Efecto del pH. ....	35
2.6.4	Efecto de los nutrientes. ....	36
2.6.5	Efecto del ión férrico.....	37
2.6.6	Efecto del tamaño de las partículas del mineral.....	38
2.7	MECANISMOS DE LA OXIDACIÓN BACTERIAL .....	39

2.7.1	Metabolismo energético .....	41
2.7.2	Mecanismos de Reacción: .....	42
2.8	BIOSINTESIS .....	44
2.8.1	Ciclo de vida de las colonias de bacterias.....	45
2.8.2	Leyes de velocidad .....	47
2.8.3	Estequiometría.....	48
2.8.4	Balance de masa .....	48
2.8.5	Bioreactor .....	50
2.8.6	Ecuaciones de diseño .....	51
2.9	CARACTERÍSTICAS DE LOS MINERALES DE COBRE.....	53
2.9.1	Minerales de cobre .....	53
2.10	LIXIVIACIÓN BACTERIANA DE COMPUESTOS SULFURADOS DE COBRE.....	54
2.10.1	El proceso de lixiviación .....	55
2.10.2	Métodos de lixiviación .....	58
2.10.2.1	Lixiviación in-situ, tanques, agitación, botaderos y pilas.....	59
2.10.3	Procesos de recuperación del cobre de los licores lixiviados .....	62
2.10.3.1	Recuperación del cobre por cementación.....	62
2.10.3.2	Recuperación del cobre por extracción de solventes .....	63
 <b>CAPÍTULO III</b>		
<b>LIXIVIACIÓN BACTERIANA A NIVEL DE LABORATORIO (DESARROLLO EXPERIMENTAL) .....</b>		
3.1	DISEÑO EXPERIMENTAL .....	68



3.1.1	Objetivos del diseño experimental.....	69
3.1.2	Metodología y análisis empleados en la lixiviación.....	69
3.2	ANÁLISIS DEL MINERAL.....	70
3.2.1	Muestreo del mineral y del drenaje ácido de mina.....	71
3.2.2	Chancado, molienda y análisis granulométrico del mineral.....	72
3.2.3	Análisis químico de las muestras del mineral.....	73
3.2.3.1	Determinación del contenido de azufre en la muestra.....	73
3.2.3.2	Determinación del contenido de cobre y hierro en la muestra.....	75
3.3	PRUEBAS REALIZADAS A NIVEL DE LABORATORIO.....	76
3.3.1	Pruebas de lixiviación química para la determinación del consumo de ácido sulfúrico, y la recuperación del contenido de cobre en el mineral en estudio.....	76
3.3.1.1	Lixiviación Química.....	76
3.3.2	Prueba de identificación y caracterización de las bacterias acidofílicas (prueba de Gram).....	78
3.3.3	Pruebas para el aislamiento y purificación del <i>Acidithiobacillus Ferrooxidans</i> , a partir del drenaje ácido.....	80
3.3.3.1	Preparación del medio de cultivo.....	80
3.3.3.2	Método de aislamiento empleado y purificación del <i>Acidithiobacillus Ferrooxidans</i> .....	81
3.3.3.3	Oxidación y reducción del hierro por las bacterias.....	86
3.3.3.4	Oxidación del hierro ferroso a pH ácido y producción de Jarositas ..	87
3.3.4	Pruebas de lixiviación bacteriana para la recuperación del contenido de cobre del mineral en estudio.....	89
3.3.4.1	Análisis de muestras.....	89

3.3.4.2 Componentes del sistema.....	93
<b>3.4 RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA LIXIVIACIÓN BACTERIANA.....</b>	<b>96</b>
3.4.1 Recuperación del contenido de Cobre:.....	96
3.4.2 Evolución de los iones Ferrosos ( $\text{Fe}^{+2}$ ):.....	97
3.4.3 Evolución de los iones Ferricos ( $\text{Fe}^{+3}$ ):.....	98
3.4.4 Evolución del pH:.....	99
3.4.5 Concentración celular de las bacterias acidófilas:.....	100

#### **CAPÍTULO IV:**

<b>BIOLIXIVIACIÓN A NIVEL PILOTO, DISEÑO, BALANCE DE MASA Y COSTOS DE PRODUCCIÓN .....</b>	<b>102</b>
4.1 Descripción de los procesos.....	102
4.1.1 Proceso de biolixiviación .....	102
4.1.2 Proceso de lixiviación ácida .....	107
4.1.3 Reacciones químicas involucradas .....	111
4.1.4 Solución de refinado .....	111
4.1.5 Proceso de extracción por solventes (SX) .....	112
4.2 Balance de masa del proceso .....	115
4.2.1 Balance de masa del proceso de biolixiviación .....	116
4.2.2 Balance de masa del proceso de lixiviación ácida.....	120
4.3 Cálculo del costo de producción del proceso de biolixiviación.....	122
4.4 Cálculo del costo de producción del proceso de lixiviación puramente química. .	126
4.5 Comentarios.....	129

**CAPÍTULO V:**

<b>CONCLUSIONES</b> .....	130
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	133

**ANEXOS**

<b>ANEXO N° 01</b>	<b>Muestreo del mineral</b>
<b>ANEXO N° 02</b>	<b>Cálculo del análisis granulométrico, moliendabilidad y determinación del Work Index del mineral</b>
<b>ANEXO N° 03</b>	<b>Análisis del contenido del azufre en el mineral</b>
<b>ANEXO N° 04</b>	<b>Análisis de Cobre y Hierro total en el mineral por el método de espectrofotometría de absorción atómica</b>
<b>ANEXO N° 05</b>	<b>Lixiviación ácida, Determinación del consumo de ácido y nivel de recuperación de cobre</b>
<b>ANEXO N° 06</b>	<b>Lixiviación bacteriana y química, Resultados experimentales obtenidos</b>
<b>ANEXO N° 07</b>	<b>Evaluación de la ecuación del crecimiento celular y determinación de los parámetros biocinéticos</b>
<b>ANEXO N° 08:</b>	<b>Balance de masa del proceso de biolixiviación, diseño del bioreactor en estado estacionario, cálculo de la potencia de los equipos de proceso</b>
<b>ANEXO N° 09</b>	<b>Balance de masa del proceso de lixiviación química, diseño de la operación del reactor, cálculo de la potencia de los equipos de proceso</b>
<b>ANEXO N° 10</b>	<b>Flow sheet de los procesos de biolixiviación y lixiviación química</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla No 2.01 :	Composición química de una célula procariótica .....	10
Tabla No 2.02 :	Microorganismo identificados como los más relevantes, para la lixiviación bacteriana .....	19
Tabla No 2.03 :	Composiciones típicas de medios de cultivo para Acidithioballus Ferrooxidans .....	36
Tabla No 2.04 :	Óxidos de Cobre, presentes en minerales mixtos .....	53
Tabla No 2.05 :	Sulfuros de cobre, presentes en minerales mixtos .....	54
Tabla No 2.06 :	Datos típicos de flujos para lixiviación .....	59
Tabla No 3.01 :	Análisis granulométrico .....	73
Tabla No 3.02 :	Evaluación de la acidez .....	77
Tabla No 3.03 :	Medio Jerez .....	81
Tabla No 3.04 :	Comparación de la lixiviación química y bacteriana .....	97
Tabla No 4.01 :	Requerimientos de insumos por kilogramo de cobre electrodepositado en el cátodo mediante biolixiviación.....	119
Tabla No 4.02 :	Requerimientos de insumos por kilogramo de cobre electrodepositado en el cátodo mediante lixiviación química .....	121
Tabla No 4.03 :	Costo de los insumos utilizados (US\$/Kg) - Proceso de biolixiviación .....	123
Tabla No 4.04 :	Requerimiento de personal – Proceso biolixiviación.....	124
Tabla No 4.05 :	Costos de producción de cátodos de cobre mediante biolixiviación .....	125
Tabla No 4.06 :	Costos de los insumos utilizados (US\$/Kg) – Proceso de lixiviación .....	126
Tabla No 4.07 :	Requerimiento de personal – Proceso lixiviación.....	127
Tabla No 4.08:	Costos de producción de cátodos de cobre mediante lixiviación .....	128

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura No 2.01:	Formas celulares.....	6
Figura No 2.02:	Esquema de la estructura celular de una bacteria del género Thiobacillus .....	7
Figura No 2.03:	Visión simplificada del metabolismo celular .....	11
Figura No 2.04:	Esquema del anabolismo y catabolismo mostrando el papel crucial del ATP y la fuerza motriz en la integración de los procesos.....	13
Figura No 2.05:	Esquema de las bacterias de acuerdo a la temperatura y pH .....	17
Figura No 2.06:	Fotomicrografía del Acidithiobacillus Ferrooxidans .....	22
Figura No 2.07:	Colonias de bacterias del Acidithiobacillus Ferrooxidans y el Thiooxidans.....	24
Figura No 2.08:	Paredes celulares de bacterias .....	25
Figura No 2.09:	Tinción de células.....	26
Figura No 2.10:	Contaje microscópico directo utilizando la cámara de Petroff-Hausser.....	30
Figura No 2.11:	Colonias de microorganismos después de la incubación.....	31
Figura No 2.12:	Curvas de adaptación de las bacterias.....	33
Figura No 2.13:	Curva típica del efecto de la densidad de pulpa, sobre la velocidad de la extracción del mineral .....	35
Figura No 2.14:	Representación esquemática de la oxidación, catalizada por la bacteria, de un cristal de pirita, FeS <sub>2</sub> , en condiciones aeróbicas .....	40
Figura No 2.15:	Fases del crecimiento de células bacterianas.....	46
Figura No 2.16:	Bioreactor.....	51
Figura No 2.17:	Distribución de una pila de lixiviación y reacciones que intervienen .....	57
Figura No 2.18:	Botadero en proceso de biolixiviación .....	61
Figura No 2.19:	Heap leaching: Mina escondida.....	62

Figura No 2.20:	Modelo electroquímico para la cementación de cobre y fierro .....	63
Figura No 2.21:	Esquema de transferencia de cobre desde la fase acuosa a la fase orgánica y viceversa .....	65
Figura No 2.22:	Esquema de producción vía lixiviación y cementación .....	66
Figura No 2.23:	Esquema de proceso de obtención de metales por lixiviación, extracción por solventes y electrodeposición .....	66
Figura No 2.24:	Esquema de proceso de obtención de metales por lixiviación, en tanque agitado y electrodeposición .....	67
Figura No 3.01:	Muestreo del drenaje ácido de una bocamina con contenido de bacterias acidofílicas .....	72
Figura No 3.02:	Análisis de azufre por el método Allen Bishop ..	75
Figura No 3.03:	Lixiviación química del mineral sulfuroso .....	78
Figura No 3.04:	Pruebas de tinción de Gram .....	79
Figura No 3.05:	Identificación de bacterias acidofílicas al microscopio .....	80
Figura No 3.06:	Medio de cultivo Jerez (izquierda) y autoclave (derecha) empleado para esterilización .....	81
Figuras No 3.07:	Procedimiento de aislamiento y purificación del Acidithioballus. Ferrooxidans .....	83
Figura No 3.08:	Formación de precipitado de hidróxido férrico .....	86
Figura No 3.09:	Formación del drenaje ácido .....	88
Figura No 3.10:	Cámara de Neubauer (cuadrícula de contaje) .....	92
Figura No 3.11:	Cámara de Neubauer .....	93
Figura No 3.12:	Sistema experimental de lixiviación bacteriana empleado ....	94
Figura No 3.13:	Evolución de los iones Ferrosos .....	98
Figura No 3.14:	Evolución de los iones Férricos .....	99
Figura No 3.15:	Evolución del pH .....	100
Figura No 3.16:	Evolución de la concentración celular .....	101
Figura No 4.01:	Diagrama de flujo del proceso de biolixiviación .....	105
Figura No 4.02:	Circuito de LIX-SX-EW de biolixiviación .....	106
Figura No 4.03:	Diagrama de flujo del proceso de lixiviación química .....	109
Figura No 4.04:	Circuito de LIX-SX-EW del proceso de lixiviación química ..	110
Figura No 4.05:	Diagrama de Gant para operación de los reactores de lixiviación química .....	122

## RESUMEN DE LA TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR: VLADIMIRO HUAYTAN JARAMILLO  
FECHA: 01 de Diciembre del 2006  
TESIS: "Biolixiviación del cobre a partir de minerales sulfurados utilizando bacterias acidofílicas aisladas del drenaje ácido de una mina"

En el presente trabajo de tesis se desarrolló a nivel de laboratorio, el proceso de biolixiviación el cual se incluyó el muestreo respectivo de las bacterias del drenaje ácido de una bocamina, posteriormente se ha realizado el aislamiento respectivo bajo condiciones ácidas, mediante un cultivo específico, con la finalidad de obtener los microorganismos acidofílicos, y a partir de ello preparar un banco de bacterias, para las pruebas experimentales de la biolixiviación. La importancia del estudio radica en la determinación de la biolixiviabilidad del mineral sulfuroso en estudio, a través de un cultivo de bacterias acidofílicas aisladas, con la finalidad de determinar el nivel de recuperación del cobre mediante la lixiviación química y bacteriana, y establecer la viabilidad económica, desde el punto de vista de los costos de producción de ambos procesos, a nivel de planta piloto.

El desarrollo experimental efectuado, comprendió tomar muestras de mineral sulfuroso, de una Cia. Minera ubicado en Arequipa, al cual se ha realizado la molienda a una granulometría de (-100+120 M, Tayler), para realizar las pruebas experimentales. Se han efectuado los análisis químicos para determinar la concentración de azufre, y establecer el contenido de ácido sulfúrico teóricamente disponible por tonelada de mineral, así como también determinar el contenido de cobre total y fierro total en el mineral. Así mismo, se han efectuado pruebas químicas de lixiviación, a diferentes concentraciones de acidez, utilizando ácido sulfúrico como agente lixivante, para evaluar el nivel de recuperación del cobre sin la intervención de las bacterias acidofílicas, y luego compararlos con la biolixiviación.

Para realizar las pruebas de la biolixiviación se han tomado muestras de drenaje ácido, de una bocamina, al cual se han efectuado la pruebas de tinción de Gram, para su identificación, y confirmación de los mismos. Posteriormente se efectúa el aislamiento de las bacterias acidofílicas, mediante un medio de cultivo Jerez, mediante varias transferencias, y para asegurar la pureza del cultivo se realizó la siembra en cajas petri con agar-agar, hasta observar la formación de pequeñas precipitados rojizos, de 1 a 2 mm de tamaño, a partir de estas colonias se prepara un banco de bacterias para realizar la lixiviación bacteriana con el mineral sulfuroso.

Los resultados experimentales de la biolixiviación confirmaron que los microorganismos logran incrementar el nivel de recuperación del cobre. Mediante este proceso se logra recuperar en un 68,06% de cobre, mediante la lixiviación química con adición de sustrato (sulfato ferroso), se obtiene un nivel

de recuperación del cobre de 60,25% y mediante la lixiviación puramente química se logra un nivel de recuperación del cobre del 44,67%, siendo el aporte real de las bacterias en un 7,81%, y el aporte del sustrato (sulfato ferroso), es de un 15,55%, siendo superior al aporte de las bacterias. Así mismo se corrobora el carácter acidófilico de las bacterias, que se comprueba al verificar la generación del ácido, al disminuir el pH de manera apreciable, así como también la disminución de la concentración de los iones ferrosos ( $\text{Fe}^{+2}$ ), que es utilizado por las bacterias como fuente de energía para su crecimiento, y la disminución la concentración de los iones ferricos ( $\text{Fe}^{+3}$ ), el cual precipita formando jarositas, de color amarillento.

Con los resultados experimentales obtenidos a nivel de frascos agitados, se ha elaborado un diseño de planta, a nivel piloto, efectuándose los balances de materia y energía de ambos procesos de lixiviación química y bacteriana, para calcular los consumos de los insumos, para que a partir de ello determinar los costos de producción de ambos procesos. Finalmente desde el punto de vista económico, la biolixiviación resulta desventajoso, ya que el costo de producción de la biolixiviación es de US\$ 382, mientras que la lixiviación química es de US\$ 38 por kilogramo de cobre producido, lo cual resulta que el costo de producción del proceso biolixiviación, sea superior en 10 veces al costo de producción del proceso de lixiviación puramente química, lo que contribuye al elevado costo de la biolixiviación son los altos consumos de los nutrientes y el elevado costo de los mismos. Finalmente, un incremento del 9% técnicamente viable, en el nivel de recuperación del cobre, no es suficiente para que sea económicamente viable el proceso de biolixiviación.



## **CAPÍTULO**

### **INTRODUCCIÓN**

#### **1.1 IMPORTANCIA DEL ESTUDIO.**

En el presente trabajo de tesis, la importancia del estudio radica en el desarrollo del proceso de biolixiviación bacteriana y química a nivel de laboratorio, con la finalidad de evaluar y comparar la viabilidad técnica del proceso, posteriormente se calculó los balances de masa y energía respectivos a nivel piloto, para determinar los consumos de los insumos requeridos, y a partir de ello evaluar los costos de producción de ambos procesos tanto biológica como química, con fines comparativos y así establecer la viabilidad económica, desde el punto de vista de los costos de producción.

Muchos de los trabajos del proceso de biolixiviación desarrollados demuestran que los microorganismos acidofílicos logran mejorar e incrementar los niveles de recuperación del cobre a partir de minerales sulfurosos, lo cual se comprueba en el presente trabajo, pero no se desarrollan desde el punto de vista de la factibilidad económica, en el presente trabajo se evalúa este punto.

El resultado obtenido en el presente trabajo, nos demuestra que el proceso de biolixiviación es viable técnicamente por que mejoran los niveles de recuperación del cobre, pero no es viable económicamente, resulta más económico el proceso de lixiviación puramente químico, para el tipo de mineral evaluado en el presente trabajo.

#### **1.2 ANTECEDENTES.**

Desde la antigüedad, el hombre se sintió intrigado por que, en ciertas ocasiones surgían de determinados lugares, vinculados con minerales de cobre y de hierro, aguas ácidas que contenían estos metales y que incluso le permitieron recuperar cobre por la vía de la precipitación con hierro, donde existe evidencia documentada del aprovechamiento práctico de estos fenómenos desde épocas

---

muy antiguas, incluso desde el tiempo de los romanos, lo registran también los documentos de las explotaciones de cobre realizadas en la península Ibérica, en Río Tinto.

Sin embargo, en tiempos más modernos, este tipo de aguas ácidas comenzaron a causar algunos serios problemas de carácter ambiental, sobre todo en acopios de carbón que contenían piritas y también en los grandes botaderos de las minas de cobre del Sur Oeste de los EEUU. Fue allí donde, en 1947, finalmente se logró obtener una explicación satisfactoria frente a estos fenómenos, al descubrir la existencia de bacterias responsables de la oxidación de las especies sulfuradas residuales en dichos materiales de botadero. (*Domic, 2001*)

Desde entonces, se inició un extraordinario esfuerzo de investigación científico-técnico destinado a comprender todo lo posible de estos seres y lograr de ellos los máximos rendimientos de tipo económico. Paralelamente, en la práctica, se incentivó y estimuló la acción bacteriana a nivel industrial, desarrollando una exitosa explotación económica de estos materiales mineralizados. Inicialmente, los valores de cobre se recuperaban solo mediante precipitación por cementación con chatarra de hierro, pero estimulados por los conocimientos logrados en la industria del Uranio durante la segunda guerra mundial, se desarrollaron en breve los reactivos adecuados para la recuperación de cátodos de cobre vía extracción por solventes y electrodeposición (SX-EW).

Desde entonces, la lixiviación bacteriana de minerales sub-marginales ha estimulado el desarrollo de otros procesos y en conjunto ha obtenido un exitoso resultado.

Además corresponde recordar que la actividad de microorganismos vivos, sean bacterias, hongos o algas, se aplican en campos relacionados con la minería, y tiene otras múltiples aplicaciones, y en algunos casos recién comienzan a visualizarse. Como ejemplos, podemos mencionar a los biotratamientos de los desagües de las minas, para la captura y limpieza de los metales pesados, la destrucción bacteriana del cianuro residual en efluentes de tratamientos de oro, que son algunas de las aplicaciones industriales que se encuentran en investigación.

Actualmente el microorganismo que mas se ha investigado es el *Thiobacillus Ferrooxidans (TF)*, el cual fue aislado en 1950 por *Colmer y Temple* del drenaje ácido de una mina abandonada de carbón, en la que se oxidaba la pirita

presente en el carbón para formar sulfato férrico y ácido sulfúrico. En el 2000, este microorganismo fue reclasificado como *Acidithiobacillus Ferrooxidans (AF)*, por *Kelly y Wood*, basado en aplicaciones de análisis de secuencia ARN 16 S, hibridización ADN-ADN y técnicas tradicionales taxonómicas.

## CAPÍTULO II

### ASPECTOS FUNDAMENTALES DE LA LIXIVIACIÓN QUÍMICA, BACTERIANA Y MINEROLOGIA DEL COBRE

Uno de los desarrollos mas interesantes de la Hidrometalurgia es la lixiviación bacteriana, debido fundamentalmente a la acidez y a la solubilidad del metal que producen las bacterias acidófilas que desempeñan una función beneficiosa en minería. El sulfuro, al combinarse con muchos metales, forma minerales muy insolubles, y muchas de estas, están presentes en las menas. Si la concentración del metal en la mena es baja, es posible que no sea económicamente rentable concentrar el mineral por medios químicos convencionales, y es en estas condiciones que se suele aprovechar la lixiviación bacteriana. Resulta especialmente útil en el caso del cobre, ya que el sulfato de cobre formado durante la oxidación de las menas, es muy soluble en agua. El ión sulfuro  $\text{HS}^-$ , se oxida espontáneamente en contacto con el aire. La mayoría de los sulfuros metálicos también se oxidan espontáneamente, pero a mucha menor velocidad que el sulfuro libre. Bacterias como el *Acidithiobacillus Ferrooxidans*<sup>1</sup> pueden actuar como catalizadores y acelerar la tasa de oxidación de los minerales que contienen sulfuros, ayudando a la solubilización del metal.

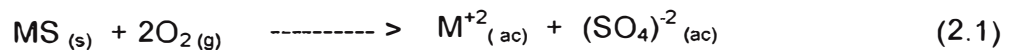
Muchos tipos de bacterias son capaces de aumentar la velocidad de disolución de metales como del *Cobre, Plomo, Zinc, Oro, Uranio, Molibdeno, Cromo, Titanio*, etc. a partir de sus minerales. Entre estas bacterias que podemos mencionar, tenemos a las siguientes: *Acidithiobacillus Ferrooxidans, Thiobacillus Thiooxidans, Leptospirillum Ferrooxidans, Thiobacillus Acidophilus, Thiobacillus Albertis, Thiobacillus Cuprinus, Thiobacillus Prosperus, y Sulfobacillus Thermosulfooxidans.*

---

<sup>1</sup> El genero *Thiobacillus* ha sido reclasificado recientemente y la especie *Thiobacillus ferrooxidans* ha sido renombrada a *Acidithiobacillus ferrooxidans* (Kelly and Wood, 2000)

La bacteria *Thiobacillus Ferrooxidans*, hoy denominado *Acidithiobacillus Ferrooxidans* y también el *Leptospirillum Ferrooxidans*, son algunas de las bacterias capaces de obtener su energía por oxidación de iones ferrosos presentes en soluciones ácidas produciendo iones férricos como sulfato férrico  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ . El sulfato férrico así formado puede atacar muchos sulfuros metálicos disolviendo el metal por oxidación. Luego, esto es reducido a sulfato ferroso ( $\text{FeSO}_4$ ); completándose así un ciclo cerrado Redox Ferroso/Férrico. Hay bacterias que pueden efectuar el ataque directo de los minerales sulfurados produciendo ácido sulfúrico por oxidación del azufre elemental.

Este proceso está representado de manera global por la siguiente ecuación:



Donde: M es un metal divalente, ( $\text{Cu}^{+2}$ ,  $\text{Fe}^{+2}$ ,  $\text{Pb}^{+2}$ , etc.)

## 2.1 PRINCIPIOS BÁSICOS DEL FUNCIONAMIENTO CELULAR

### 2.1.1 Biología celular

La célula es la unidad fundamental de toda materia viva. Todas las células contienen determinados tipos de componentes químicos complejos: *proteínas*, *ácidos nucleicos*, *lípidos* y *polisacáridos*, denominados biomoléculas.

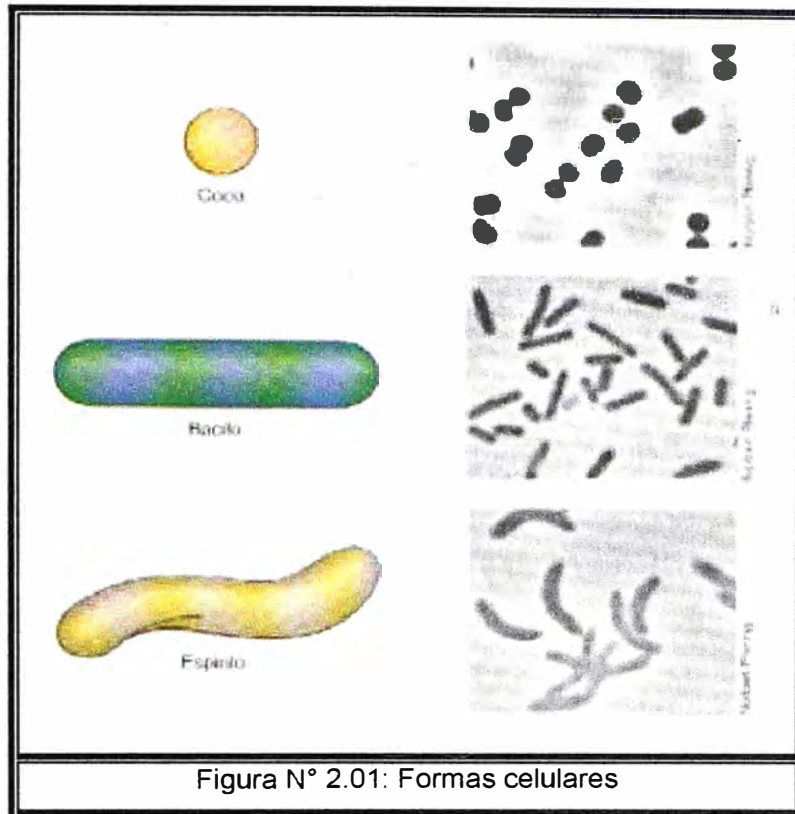
#### 2.1.1.1 La célula Procarióta:

No contienen membrana nuclear, son relativamente pequeñas y simples, las dimensiones típicas de esta célula varían desde 0,5 a 3  $\mu\text{m}$ , y morfológicamente pueden ser cocos, bacilus y espirilos. El volumen de las procariotas son del orden de  $10^{-12}$  mL, por células, con un porcentaje aproximado de 50 a 80% de agua, con una masa aproximada de  $10^{-12}$  gramos.

Estos microorganismos crecen rápidamente y son muy difundidos en la biosfera, algunos pueden duplicar su tamaño, su masa y cantidad en aproximadamente en 20 minutos. Las procariotas son muy versátiles además son capaces de seleccionar los mejores nutrientes de su entorno ambiental. Por estas

---

características las células procariotas son adaptables a un amplio rango de ambientes. (Bailey J., 1986)



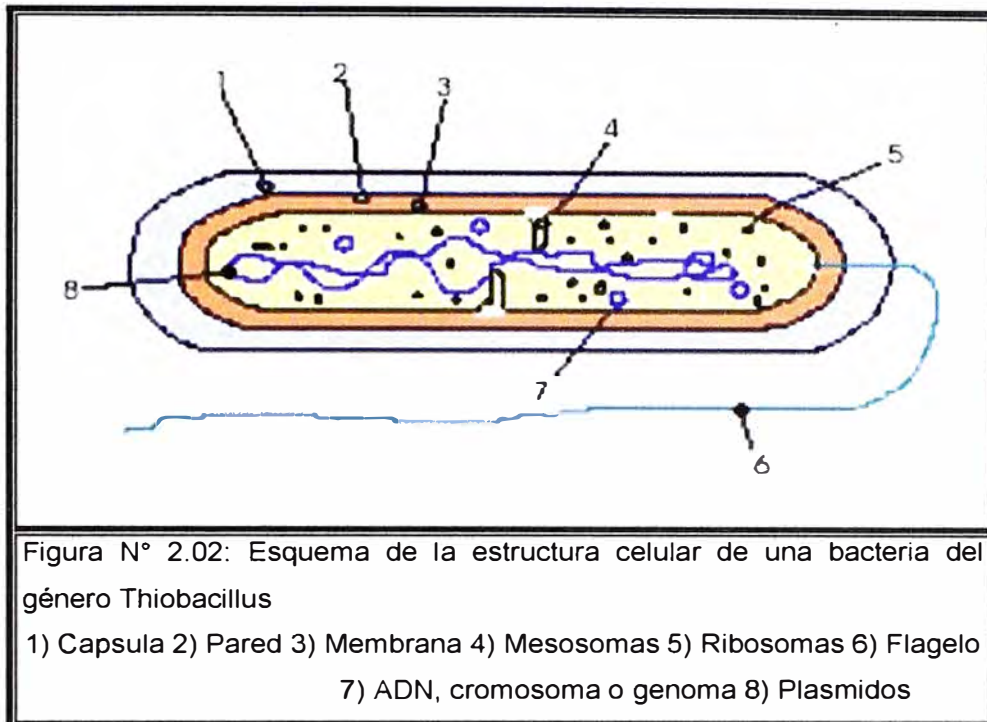
### 2.1.1.2 La célula Eucariota:

Las células eucariotas tienen tamaño mayor a una micra, y son de estructura más compleja y completa que las procariotas, una de las diferencias fundamentales entre ellas, es que las células eucariotas poseen un verdadero núcleo y mitocondria, entre otras y son entre 1000 a 10000 veces más grandes que las procariotas. El núcleo es una estructura envuelta por una membrana en la que se localiza el ADN. En el núcleo, el ADN se organiza en cromosomas.

### 2.1.2 Estructura celular bacteriana

En el caso de las bacterias, ellas están constituidas por elementos subcelulares de morfología y estructura bien definida. Entre estos elementos o parte de los microorganismos, se distinguen: La pared celular, la membrana citoplasmática a

veces un protonúcleo y algunas estructuras membranosas que cumplen funciones respiratorias, el que se encuentran comúnmente en el citoplasma. Un esquema indicando la ubicación de estos elementos principales de la estructura celular de una bacteria del género *Thiobacillus* se presenta en la figura 2.02.



- **La pared celular:** Consiste de un material envolvente compuesto de una sustancia polimérica, la *mureína*, que corresponde a un *péptidoglicano*, puede estar compuesto por una o por numerosas capas que constituyen la protección exterior que defiende a la célula de los fenómenos externos, como es, por ejemplo, de la abrasión provocada por parte de minerales en un lecho agitado, y a su vez es la responsable de resistir una presión interior, así mismo le proporciona de rigidez.
- **La membrana citoplasmática:** Hacia el interior de la pared celular se encuentra un espacio *periplásmico* que da paso a la membrana citoplasmática. Esta constituye la verdadera barrera que envuelve el citoplasma el cual contiene las capacidades metabólicas y genéticas del organismo que lo separa del ambiente exterior. La membrana plasmática es una estructura compleja que comprende *lipidos*, fosfolipidos y

proteínas, que poseen unidades altamente hidrofóbicas (ácidos grasos), como unidades relativamente hidrofílicas (*glicerol*). Corresponde a una barrera osmótica, que controla el transporte de sustancias hacia adentro y afuera del citoplasma. Su estructura es de una doble capa de lípidos puenteados por moléculas de proteína que forman poros, a través de los cuales se transfieren iones y las moléculas pequeñas en forma controlada. En la membrana citoplasmática de las bacterias con habilidades lixiviantes, se encuentran localizados los procesos enzimáticos que intervienen en el transporte de electrones, en la degradación oxidante de los nutrientes orgánicos, en la síntesis de compuestos de alto contenido energético y en los procesos oxidativos de la fosforilación, por ejemplo, el *Adenosín trifosfato* (ATP) que, posteriormente, es fundamental para la fijación del CO<sub>2</sub> incluyendo los *citocromos* y las proteínas Azufre-Hierro, y todos los procesos que son vitales para el metabolismo de la célula.

- **Citoplasma:** El citoplasma puede considerarse como todo lo que está contenido en el interior de la membrana citoplasmática. Se trata de un medio acuoso, de pH cercano a siete, con algunas estructuras particuladas. En las bacterias, como en cualquier célula viva, la información genética se encuentra en el núcleo, caracterizándose este por carecer de paredes, por lo que en este caso se denomina protonúcleo y se presenta en forma de una maraña de fibrillas que flota casi libremente en el citoplasma.
- **Material nuclear:** (*Genóforo o cromosoma procariótico*) En las células procariotas no existe núcleo, por lo que el cromosoma bacteriano, no dispone de una membrana que lo separe del resto de la célula. Se utiliza el término nucleoide para describir el ADN agregado, típicamente es una molécula circular cerrada.
- **Flagelo:** Los flagelos bacterianos son los responsables de darle movilidad. Esta capacidad para moverse se debe a una estructura especial del flagelo.

Existen también otras estructuras membranosas que reciben el nombre de mesosoma. Entre ellas se incluyen: Ribosomas (que son sitios para la síntesis



de proteínas), algunas enzimas solubles, el ARN (ácido ribonucleico), el ADN (*ácido desoxiribonucleico*), algunos gránulos de *glicógeno* y *polifosfato*, inclusiones de azufre y *lípidos*, y posiblemente *plásmidos* (trozos circulares de ADN que contienen, probablemente, los códigos genéticos para el mecanismo de resistencia a los metales tóxicos). En cuanto a los *plásmidos*, de las bacterias acidófilas, contribuyen a generar resistencia, prácticamente frente a todos los metales como los que se las ha ido poniendo en contacto, particularmente cuando este contacto se realiza en forma paulatina, con la finalidad de adaptarlo a las nuevas condiciones.

Las bacterias suelen acumular algunos materiales en su superficie exterior, los que se conocen como cápsulas o envoltorios viscoso. Estos materiales se componen principalmente de polisacáridos, aunque en algunos casos se trata de polipéptidos. En ocasiones, los envoltorios se disuelven y su contenido es secretado hacia el medio exterior, formando una mucosa. Se cree que esta sustancia viscosa sería la responsable de los mecanismos de adhesión de la bacteria contra una superficie sólida, como son los cristales del mineral.

### **2.1.3 Composición química de una célula**

Las células contienen grandes cantidades de pequeñas moléculas, así como de biomoléculas, las células pueden obtener la mayoría de las pequeñas moléculas del exterior o sintetizarlos a partir de moléculas simples. En cambio las biomoléculas son siempre sintetizadas en las células.

Aunque hay muchos elementos en la naturaleza, prácticamente la totalidad de la masa celular esta constituida por cuatro tipos de átomos: *Carbono (C)*, *Oxígeno (O)*, *Hidrógeno (H)* y *Nitrógeno (N)*. Estos elementos constituyen el esqueleto de las biomoléculas así como las moléculas orgánicas pequeñas. Existen otros elementos menos abundantes pero de igual importancia que incluyen al *Fósforo (P)*, *Potasio (K)*, *Calcio (Ca)*, *Magnesio (Mg)*, *Azufre (S)*, *Hierro (Fe)*, *Zinc (Zn)*, *Manganeso (Mn)*, *Cobre (Cu)* y otros que dependen del organismo.

Una muestra seca de una célula típica contiene aproximadamente de 50% de Carbono, a su vez este es el elemento mayoritario en las biomoléculas, luego le sigue el *Nitrógeno* con un valor aproximado de 12%, que es el componente mayoritario de las proteínas como se aprecia en la tabla N° 2.01.

**Tabla N° 2.01 Composición química de una célula procariota**

<b>Molécula</b>	<b>%Peso seco</b>
<b><i>Total de biomoléculas</i></b>	<b>96</b>
Proteínas	55
Polisacáridos	5,0
Lípidos	9,1
ADN	3,1
ARN	20,5
<b><i>Total de monómeros</i></b>	<b>3,0</b>
Aminoácidos y precursores	0,5
Azúcares y precursores	2,0
Nucleótidos precursores	0,5
<b><i>Iones inorgánicos</i></b>	<b>1,0</b>
<b>Total</b>	<b>100%</b>

Fuente: (Madigan et al, 1998)

#### **2.1.4 Nutrición y metabolismo**

Una característica clave de un sistema vivo es la capacidad de dirigir las reacciones químicas y organizar las moléculas en estructuras específicas. El resultado de esta organización es la propia replicación (crecimiento). El término metabolismo se refiere a todo los procesos químicos que tienen lugar dentro de una célula.

Las células microbianas están constituidas de sustancias químicas de una amplia diversidad y tipos, y cuando una molécula crece, todas sus constituyentes químicos aumentan en cantidad. Los elementos químicos básicos de una células vienen del exterior denominados nutrientes, pero estos son transformados por la propia célula en los constituyentes característicos.

El proceso por el que una célula se construye a partir de nutrientes simples tomados del medio exterior se denomina anabolismo, también denominado biosíntesis debido a que da como resultado la biosíntesis bioquímica del nuevo material celular.

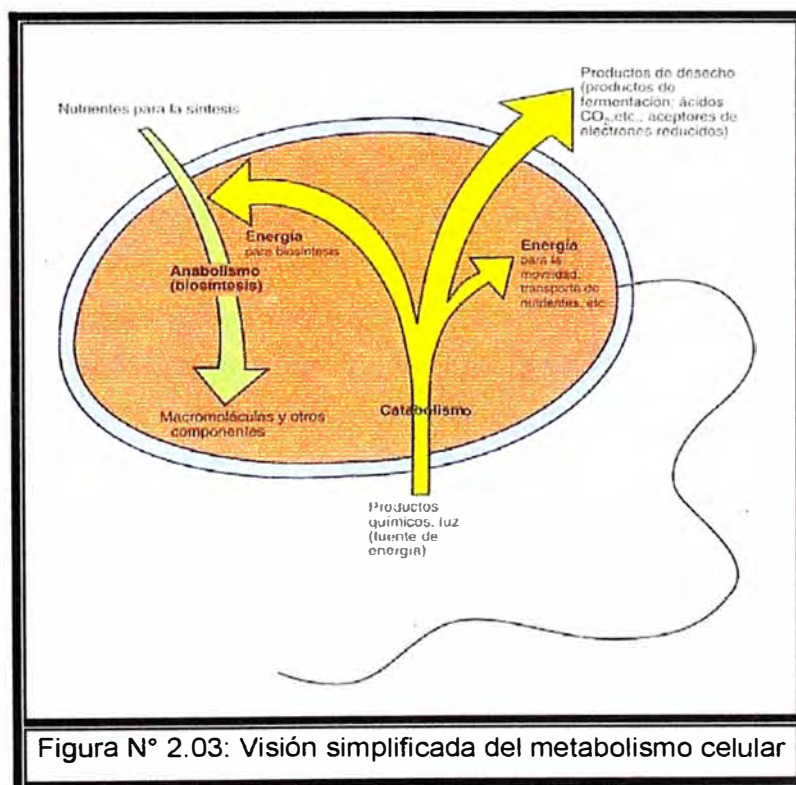
La biosíntesis es un proceso que requiere energía y cada célula debe poseer los medios para generar energía. Las células necesitan energía, como por ejemplo para tener movilidad, y transportar nutrientes.

La fuente de energía se puede obtener del medio exterior celular, de tal manera que se puede usar dos fuentes de energía: Compuestos químicos y la luz. Aun

que determinados organismos obtienen su fuente de energía a partir de la luz, la mayor parte lo hacen por oxidación de compuestos químicos. Los productos químicos utilizados como fuente de energía son rotos en constituyentes más simples y si esto ocurre es cuando se libera energía, que se denomina proceso catabólico.

En la figura N° 2.03, se muestra una visión simplificada del metabolismo celular, en ella se indican como las reacciones degradativas suministran energía, la energía necesaria para las funciones celulares y como las reacciones anabólicas llevan a cabo la síntesis de componentes celulares a partir de los nutrientes.

En el proceso anabólico (biosíntesis) los nutrientes del medio exterior son convertidos en componentes celulares, mientras que en el catabolismo, las fuentes de energía del medio son convertidas en productos de desechos.



### 2.1.5 Compuestos altamente energéticos

La energía liberada como consecuencia de las reacciones oxido-reducción debe ser conservada para las funciones celulares.

En organismos vivos, la energía química liberada en reacciones oxido-reducción es comúnmente transferida a una diversidad de compuestos fosforilados, para formar enlaces fosfato de alta energía, estos compuestos funcionan entonces como la fuente de energía en aquellas reacciones que la requieren dentro de la célula.

➤ **Adenosín trifosfato (ATP)**

Es el compuesto fosfatado de alta energía más importante en organismos vivos. El ATP es el ribonucleosido de adenosina al que se unen tres moléculas de fosfato en serie. El ATP sirve como el transportador primario de energía en organismos vivos que se genera en las reacciones exotérmicas y que se utiliza para llevar a cabo reacciones endotérmicas.

Se debe enfatizar que, aunque se exprese la energía de los enlaces fosfatos ricos en energía, en términos de energía de hidrólisis, en realidad no es conveniente que estos enlaces se rompan dentro de la célula en ausencia de una segunda reacción que pueda utilizar la energía liberada, ya que de lo contrario la energía se perdería en forma de calor.

La energía libre ricos de estos enlaces, se emplea habitualmente para llevar a cabo reacciones biosintéticas y otras funciones celulares, cuidadosamente reguladas a través de procesos en los que la energía liberada de la hidrólisis del ATP se acopla íntimamente a reacciones bioquímicas que la requieren.

### **2.1.6 Vías biosintéticas: Anabolismo**

A los procesos bioquímicos por el cual los microorganismos obtienen energía a partir de compuestos orgánicos se denomina catabolismo.

El anabolismo son los procesos bioquímicos por los que los microorganismos construyen la inmensa mayoría de las sustancias, de las que están compuestas.

La energía para el anabolismo es suministrado por el ATP o la fuerza motriz de protones como se aprecia en la figura 2.04. La energía conservada durante las reacciones catabólicas como ATP o gradiente de protones, es consumida durante la biosíntesis para formar biomoléculas y otros constituyentes celulares.

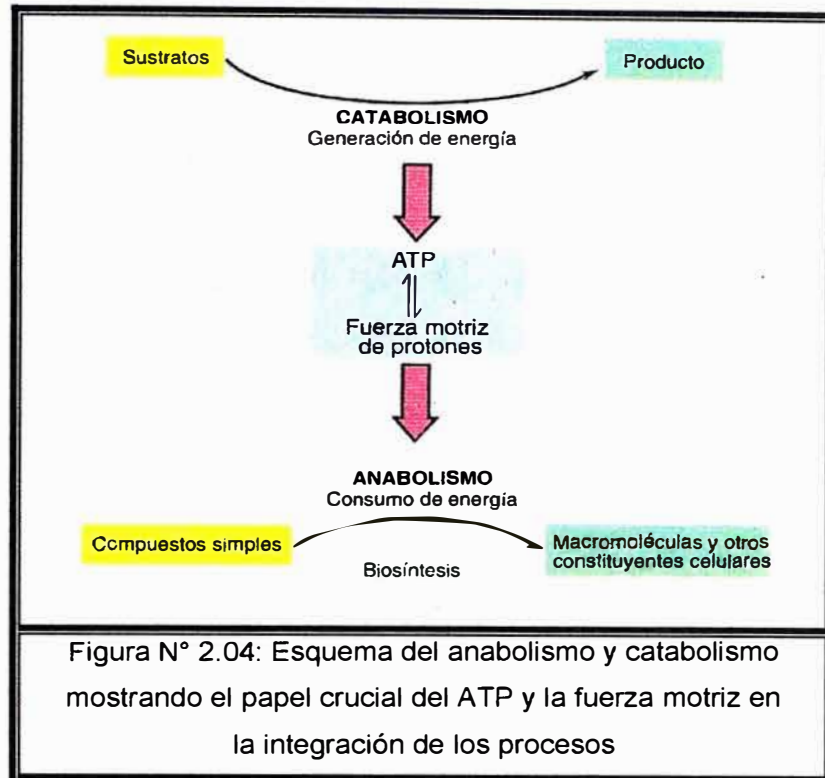


Figura N° 2.04: Esquema del anabolismo y catabolismo mostrando el papel crucial del ATP y la fuerza motriz en la integración de los procesos

### 2.1.7 Fijación autótrofa del CO<sub>2</sub>: Ciclo de Calvin

Los organismos autótrofos pueden obtener toda su fuente de carbono del CO<sub>2</sub>, cuyo proceso global se llama fijación del CO<sub>2</sub>, y sus reacciones se producen usando el ATP y el poder reductor del NADPH generando durante la oxidación de compuestos inorgánicos. Muchos autótrofos tienen una ruta especial para la reducción de CO<sub>2</sub>, denominando el ciclo de *Calvin*, conocido como el ciclo reductor de pentosas. (*Madigan et al, 1998*)

## 2.2 CLASIFICACIÓN Y CARACTERÍSTICAS DE LAS BACTERIAS MAS IMPORTANTES EN LA BIOLIXIVIACIÓN

Para poder utilizar una determinada bacteria es necesario conocerla, saber sobre su forma, tamaño, disposición, estructura microscópica, su estructura submicroscópica, así como los aspectos ecológicos, luz, aire, temperatura, pH y sus actividades metabólicas. Debe efectuarse un cultivo puro y aislar la especie en estudio. Todo esto se logra disponiendo de un método de clasificación sistemático, ya que se trata de un número muy grande de bacterias.

Las bacterias acidofílicas son capaces de vivir en el ambiente ácido, siendo este tipo de bacterias nativas de algunos yacimientos. Las principales bacterias encontradas en las aguas ácidas de mina son las bacterias autotróficas: *Acidithiobacillus Ferrooxidans* y *Thiobacillus Thiooxidans*, *Leptospirillum Ferrooxidans*.

Las bacterias en general, pueden clasificarse según su modo de nutrirse, modo de respiración, modo de obtención de energía y a su temperatura de crecimiento.

### 2.2.1 Clasificación de las bacterias de acuerdo a su modo de nutrirse.

Las bacterias, se clasifica según su modo de nutrirse en:

- a) **Autotróficas:** Son aquellas capaces de sintetizar todos los nutrientes, como proteínas, lípidos y carbohidratos, a partir de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>).
- b) **Heterotróficas:** Aquellas que requieren de carbohidratos como la glucosa para formar sus propios nutrientes, y.
- c) **Mixotróficas:** Son aquellas que tienen la habilidad de formar sus propios nutrientes, a partir del dióxido de carbono y de los carbohidratos.

### 2.2.2 Clasificación de las bacterias de acuerdo a su modo de obtención de energía.

Es tradicional agrupar a los microorganismos en clases metabólicas dependiendo de la fuente de energía que utilicen, los cuales se clasifican en:

- a) **Fotótrofos:** Organismos que utilizan la luz como fuente de energía.
- b) **Quimiótrofos:** Organismos que utilizan productos químicos como fuente de energía. La mayor parte de organismos que utilizan compuestos orgánicos como fuentes de energía se denominan *quimiorganotrofos*, y los organismos capaces de utilizar compuestos inorgánicos como fuente de energía se denominan *quimiolitotrofos*.

### 2.2.3 Clasificación de las bacterias de acuerdo a su modo de respiración.

Las bacterias, también en general, pueden clasificarse según su modo de respiración en:

- a) **Aeróbicas:** Requieren de oxígeno para su respiración;
- b) **Anaeróbicas:** Se desarrollan en medios exentos de oxígeno.
- c) **Facultativas:** Tienen la habilidad de poder desarrollarse tanto en medios aeróbicos como anaeróbicos. (*Domic, 2001*)

### 2.2.4 Clasificación de las bacterias de acuerdo a su temperatura de crecimiento.

Los rangos de temperatura, principales, en que se desarrollan las bacterias que presentan afinidad con los minerales sulfurados, permiten, a su vez, clasificar las bacterias como *psychrophilas*, *mesophilas* y *thermophilas*:

- **Psychrophilas:** Son las bacterias que se pueden multiplicarse por debajo de los 0°C, de temperatura.
  - **Mesóphilas:** La mayoría de las bacterias de interés en la lixiviación bacteriana se encuentran dentro de esta clasificación de mesophilas. Estas son activas en el rango de temperatura de 10 a 50°C, y tienen temperaturas óptimas entre 20 a 35°C, y son las más habituales en las lixivaciones de minerales, sea en pilas, en botaderos o in situ; han sido aisladas en las zonas húmedas de los propios yacimientos y, normalmente, están totalmente adaptadas a ese mineral específico; consiguen con cierta rapidez adaptarse a otros eventuales elementos tóxicos: arsénico, mercurio, concentraciones altas que cobre y de hierro, etc. Pertenecen a este grupo de microorganismos los géneros *Acidithiobacillus* y *Leptospirillum*.
-

➤ **Termóphilas:**

**a) Moderadamente termóphilas:** Son aquellas cuyo mejor comportamiento de su actividad se da entre 45 a 60 °C; ocasionalmente se las encuentran en botaderos y lixiviaciones in situ, cuando las temperaturas han subido a causa de las reacciones exotérmicas de los sulfuros; son más frecuentes en zonas de aguas termales azufrosas, géiseres y volcanismos recientes. Han sido propuestas y se usan más bien en la lixiviación de concentrados, en reactores de temperatura controlada; pertenecen, en general, a los géneros *sulfobacilos* y *Leptospirillum*.

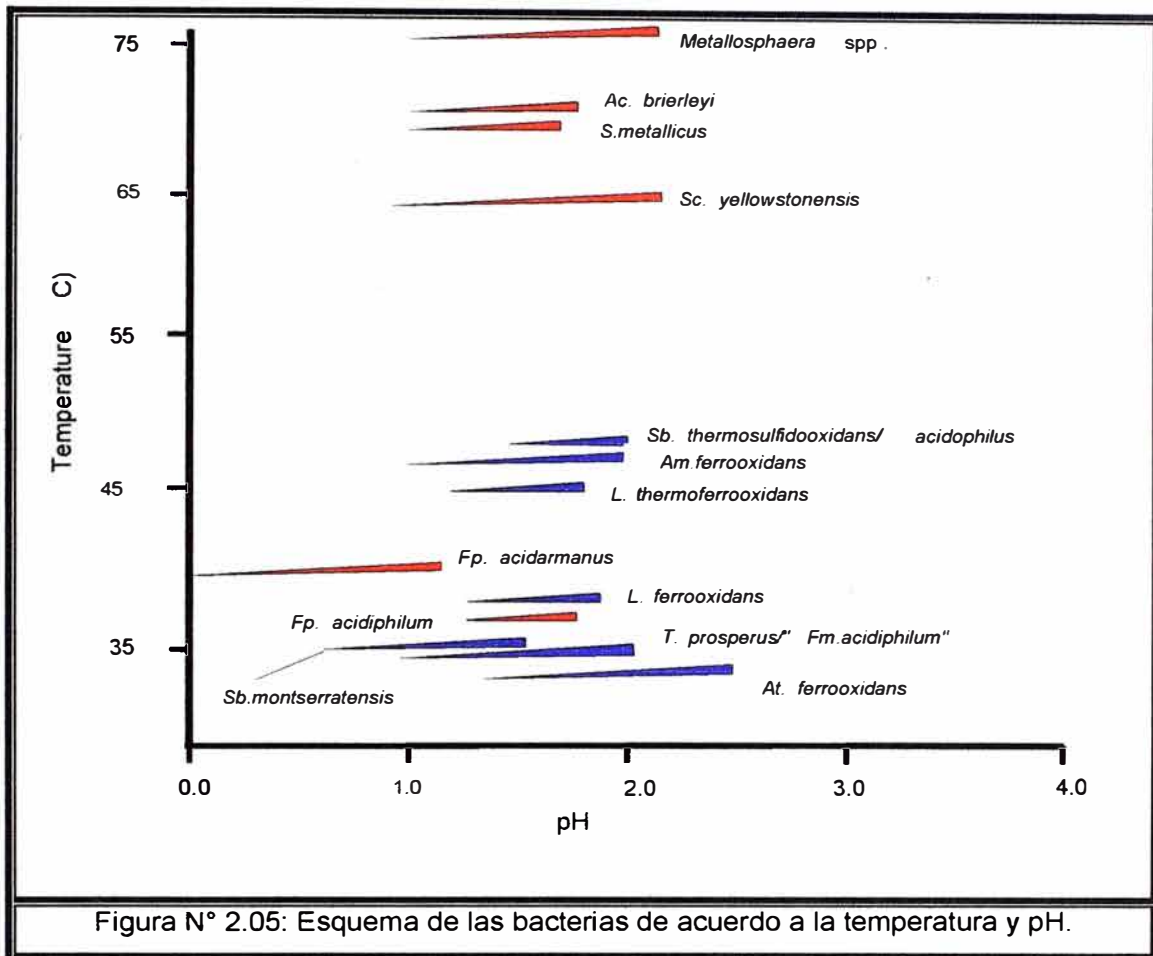
**b) Extremadamente termóphilas:** Tienen su rango de trabajo óptimo entre 60 y 80 °C; raramente se ha dan en operaciones de lixiviación natural; se las ha aislado también a partir de aguas termales azufrosas, géiseres y zonas de volcanismo reciente; pertenecen en general, a los géneros *Sulfolobus*, *Acidianus*, *Metallosphera* y *Sulfurococcus*; han sido muy exitosas en la lixiviación de concentrados de flotación en reactores de temperatura controlada, particularmente interesantes son sus resultados con concentrados de *Calcopirita* y de *Enargita*. (Domic, 2001)

Las thermóphilas poseen obviamente proteínas raras o una situación fisico-química rara que permite y favorece la actividad fisiológica a temperaturas que se desnaturalizan las proteínas y otros microorganismos. La temperatura óptima de varias enzimas de organismos thermophilicos está en el rango de 40 a 120°C.

La baja temperatura no necesariamente destruye a la bacteria. La multiplicación cesa debajo de la temperatura mínima de crecimiento, pero los organismos pueden permanecer viables en tal condición frecuentemente durante largos periodos.

La resistencia de la bacteria a la baja temperatura provee un medio de preservación de muchas especies para largos periodos sin la necesidad de transferencias frecuentes. (Misari, 1987)





Fuente: Curso Internacional "Biominería-Aplicaciones de técnicas moleculares y nucleares", IPEN, Agosto 2004

### 2.2.5 Características principales de las bacterias mesófilas:

Las bacterias mesófilas que son las que operan a temperatura mas moderada y cercanas al ambiente, han sido tradicionalmente las responsables de las actividades bacterianas relacionadas con las aplicaciones prácticas en minería. Entre éstas se pueden destacar tres bacterias que usualmente coexisten, en proporciones diversas, en las operaciones de lixiviación de minerales, tanto espontáneas como controladas:

- *Acidithiobacillus Ferrooxidans*.
- *Thiobacillus Thiooxidans* y.
- *Leptospirillum Ferrooxidans*.

Aunque la bacteria *Acidithiobacillus Ferrooxidans* es la bacteria mas estudiada desde el punto de vista minero-metalúrgico, otros microorganismos también pueden participar en la lixiviación de metales. En la tabla N° 2.02, se muestra una lista de algunos microorganismos identificados como los más relevantes para los fenómenos del lixiviación de minerales. Se incluyen también algunos de sus requerimientos de pH y temperatura individuales, que establecen el ambiente más adecuado en que se desarrollan.

Tabla N° 2.02: Microorganismo identificados como los más relevantes, para la lixiviación bacteriana<sup>2</sup>.

Microorganismos	Forma	Gram	Motilidad	Rango de pH	pH óptimo	Rango de Temp.	Temp. ópt.	Fuentes de azufre	Metabolismo Litotrófico	Metabolismo Quimilotrófico Facultativo	Respiración	N° crece sobre	Observaciones
<i>Acidiphillum sp.</i>	Bacilo	(-)	(+)	2,5 - 5,9	3,0	31 - 41		Minerales sulfurados	Sulfatos, Fe 2+	Glucosa 0,1%	Anaeróbica facultativa	Peptona, Extracto de Levadura	Débilmente catalasa (+). Algunas especies usan la glucosa, glicerol y lactosa
<i>Leptospirillum ferrooxidans</i>	Vibrio	(-)	(+)	1,5 - 4,0	2,5 - 3,0			Compuestos azufrados reducidos	Fe 2+, Mn 2+		Aeróbica		Algunas cepas son moderadamente termófilas
<i>Thiobacillus acidophilus</i>	Bacilo	(-)	(+)	2,0 - 4,0		25 - 30		Compuestos azufrados reducidos	S elemental, tetrionato		Aeróbica	H <sub>2</sub> S, sulfuros metálicos, tiosulfato, Fe 2+	
<i>Thiobacillus albertis</i>	Bacilo	(-)	(+)	2,0 - 4,0	2,0	25 - 30		Compuestos azufrados reducidos	S elemental		Aeróbica	Fe 2+	
<i>Thiobacillus cuprinus</i>	Bacilo	(-)	(+)	3,0 - 4,0		30 - 36		Compuestos azufrados reducidos	S elemental, H <sub>2</sub> S, sulfuros metálicos		Aeróbica	Fe 2+	Reducción de nitrato no diferenciada
<b><i>Thiobacillus ferrooxidans</i></b>	<b>Bacilo</b>	<b>(-)</b>	<b>(+)</b>	<b>2,0 - 4,0</b>	<b>2,5</b>	<b>30 - 35</b>		<b>Compuestos azufrados reducidos</b>	<b>Fe 2+</b>		<b>Aeróbica</b>	<b>&gt; NaCl 1%</b>	
<i>Thiobacillus prosperus</i>	Bacilo	(-)	(+)	1,0 - 4,0		30 - 35		Compuestos azufrados reducidos	Minerales sulfurados		Aeróbica		Reducción de nitrato no diferenciada
<b><i>Thiobacillus thiooxidans</i></b>	<b>Bacilo</b>	<b>(-)</b>	<b>(+)</b>		<b>&lt; 1,5</b>	<b>25 - 30</b>		<b>Compuestos azufrados reducidos</b>	<b>S elemental</b>		<b>Aeróbica</b>	<b>Fe 2+</b>	
<i>Sulfobacillus thermosulfoxidans</i>	Bacilo	(+)	(-)	1,1 - 5,0	2,0	20 - 60	50	Compuestos azufrados reducidos	Minerales sulfurados	Glucosa 0,1%, Extracto de levadura 0,2%	Anaeróbica facultativa		Formador de esporas.

<sup>2</sup> Fuente: Laboratorio de Microbiología, Southern Peru Coper Corporation, (SPCC).

### 2.2.5.1 Acidithiobacillus Ferrooxidans:

El genero *Thiobacillus* ha sido reclasificado recientemente y la especie *Thiobacillus Ferrooxidans* ha sido renombrada a *Acidithiobacillus Ferrooxidans* (Kelly and Wood, 2000). *Acidithiobacillus Ferrooxidans* es una bacteria con forma de bastón, gram negativas, no forman esporulación y tienen dimensiones de 0,5  $\mu\text{m}$  de ancho y 1,0 a 2,0  $\mu\text{m}$  de largo con extremos redondeados. Normalmente se encuentran aisladas o en pares y solo ocasionalmente forman cadenas cortas. Son móviles y poseen un flagelo polar, encontrándose usualmente en aguas ácidas de minas de carbón y hierro. Además, de acuerdo a su metabolismo poseen las características que se indican a continuación:

- **Autotróficas:** Su fuente de carbono para la síntesis celular es el dióxido de carbono. Además, requiere nitrógeno (como amonio), azufre (como sulfato o compuestos reducidos) y fósforo (en forma de fosfato) como nutrientes para el crecimiento celular y síntesis, junto con trazas de metales como: Fe, K, Mg, Na, Ca y Co.
- **Quimiolitotrófica:** La energía para mantenimiento y crecimiento es obtenida a partir de la oxidación del ión ferroso y de los compuestos reducidos de azufre. Entre otras diversas especies minerales que este microorganismo utiliza para obtener energía son también: El azufre elemental,  $\text{S}^0$ , el anión *tiosulfato*  $(\text{S}_2\text{O}_3)^{-2}$ , los cristales de sulfuro por adhesión directa a los minerales sulfurados, el nitrógeno,  $\text{N}_2$  y el dióxido de carbono,  $\text{CO}_2$  del aire, los diferentes estados de oxidación del azufre, desde anión *sulfuro*  $\text{S}^{-2}$ , hasta el anión *sulfito*  $(\text{SO}_3)^{-2}$ .
- **Aeróbicas:** Utilizan oxígeno como aceptor de electrones, sin embargo, se ha mostrado que es además anaeróbica facultativa (Brock y Gustafson, 1976).
- **Mesófila:** Crece en condiciones de temperatura entre 2 y 40 °C, encontrándose el óptimo entre 20 y 25°C dependiendo de la concentración total de hierro disuelto y el pH.

- **Acidófila:** Posee un pH óptimo de crecimiento entre 2,0 y 2,5 en la oxidación de sulfato ferroso. Cuando oxida compuestos de azufre mantiene altas actividades oxidativas a pH superior a 4.

Para las variedades acidofílicas, el rango de pH para el crecimiento de este microorganismo es desde algo menos de pH 1,5 hasta 3,5, siendo el óptimo entre 2,0 a 2,5. Sin embargo, coexisten con otras variedades de *Thiobacillus* que, en presencia de minerales sulfurados, pueden desarrollarse a valores de pH superiores, hasta incluso pH 7, y así permiten paulatinamente ir bajando el pH hasta alcanzar los rangos más ácidos, acomodando de esta manera un ambiente adecuado para la lixiviación del mineral y el desarrollo de los *Acithiobacillus Ferrooxidans*.

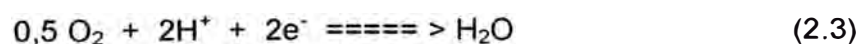
La aireación del mineral y de las soluciones debe ser adecuada, de manera que no les falten CO<sub>2</sub>, para su metabolismo y el O<sub>2</sub> disueltos para que se reproduzcan las reacciones. Para esto es fundamental que la fuerza iónica (suma de la concentración de todas las sales disueltas) de la solución no sea muy elevada, ya que inmediatamente se va reduciendo la capacidad de disolución de los gases en ella, principalmente el oxígeno. Por ejemplo, concentraciones de sales en solución, caracterizadas por el anión sulfato (SO<sub>4</sub>)<sup>-2</sup> (común a la mayor parte de ellas) por sobre 80 g/L, ya inhiben fuertemente la solubilidad del oxígeno y, con ello, las posibilidades de crecimiento de las bacterias. En consecuencia, se ha recomendado en la práctica no exceder los 60 a 70 g/L de (SO<sub>4</sub><sup>-2</sup>), usando como medida de las sales totales.

El oxígeno que asimilan las bacterias participa como aceptor final de electrones formando agua:

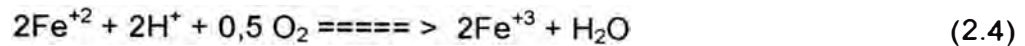
Reacción de oxidación:



Reacción de reducción:



Sumando ambas reacciones tenemos la reacción global:



Se necesita oxidar dos moles de iones ferrosos para poder formar una mol de moléculas de Adenosín Trifosfato (ATP). El metabolismo de carbono por los microorganismos, se realiza a través del ciclo *Calvin* el cual se inicia con la enzima denominada *Rubisco* y los compuestos de fosfato ligados al ATP, y según el cual se requieren 3 moles de ATP para fijar una mol de CO<sub>2</sub>), siendo la reacción global de fijación:

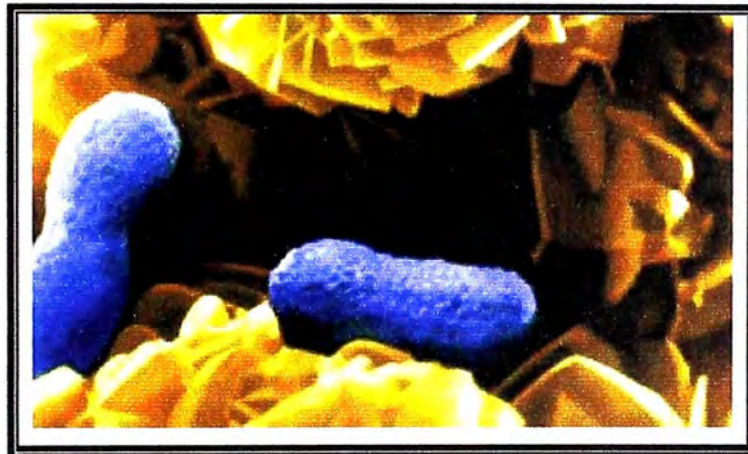
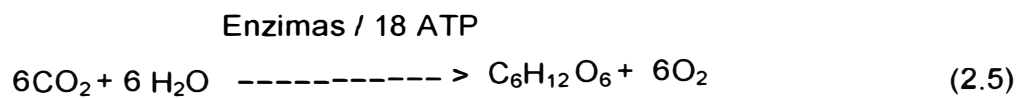


Figura N° 2.06: Fotomicrografía del *Acidithiobacillus Ferrooxidans*

#### 2.2.5.2 *Thiobacillus Thiooxidans*:

También es una bacteria Gram negativa que se encuentra comúnmente en depósitos minerales sulfurados y en constante compañía del *Acidithiobacillus Ferrooxidans*. Es un microorganismo incapaz de oxidar hierro o sulfuros metálicos bajo variadas condiciones. Sin embargo, es hábil en oxidar azufre elemental a temperaturas de 2 a 40°C, siendo su óptimo entre 28° y 30°C, y tolera el pH desde 0,5 a 5,0, siendo su óptimo en torno a pH 2.

El *Thiobacillus Thiooxidans* es importante en la lixiviación por que mejora y complementa la actividad de la bacteria *Acidithiobacillus Ferrooxidans*. En

efecto, si bien, el *Thiobacillus Thiooxidans* no puede oxidar directamente los sulfuros metálicos, tiene una singular habilidad para oxidar el azufre elemental y producir fácilmente ácido sulfúrico, el cual, en presencia de oxígeno, es rápidamente usado por la segunda bacteria (*Acidithiobacillus Ferrooxidans*), para oxidar el ión ferroso y, a su vez, producir sulfato férrico, iniciando el ciclo de la corrosión de los sulfuros metálicos. Por otra parte juega un rol determinante y fundamental en la mantención regulada del pH, lo suficientemente bajo como para que no precipite el ión férrico por hidrólisis. (Domic, 2001)

### **2.2.5.3 Leptospirillus Ferrooxidans:**

Esta bacteria se encuentra normalmente coexistiendo con las dos anteriores. Presenta características morfológicas vitales y de ADN, que la clasifican en un género diferente de los *Thiobacillus*. En efecto, las bacterias del género *Leptospirillum* son bastante más delgadas y alargadas que los *Thiobacillus*. Entre sus características más relevantes está el ser estrictamente aeróbicas. Por otra parte, las bacterias *Leptospirillum* cuentan con características de temperatura preferente algo diferente a las anteriores; su temperatura de trabajo óptima es de 30°C y son mucho más sensibles a los cambios de temperatura hacia abajo, con un límite operacional de 20°C. Por el contrario, son más tolerantes a las temperaturas superiores, resistiendo bien hasta cerca de 45°C. Su capacidad oxidativa está limitada a las especies de hierro ( $\text{Fe}^{+2}$ ), sea como ión ferroso en solución, o bien como parte de los minerales sulfurados, caso en el que también oxida el anión sulfuro,  $\text{S}^{-2}$ . (Domic, 2001)

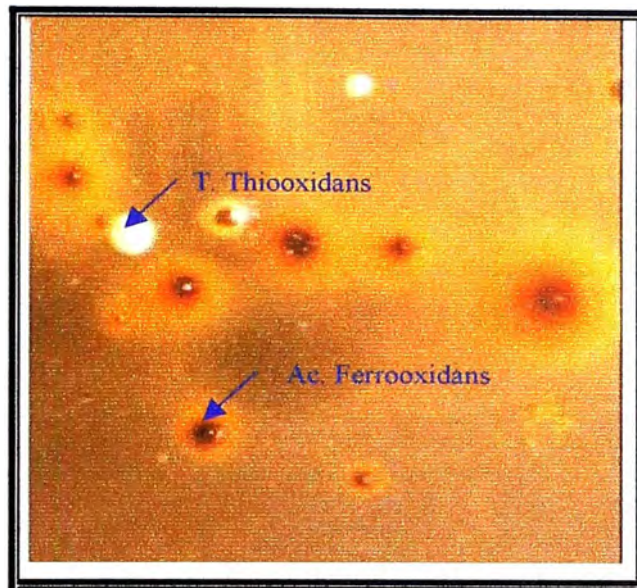


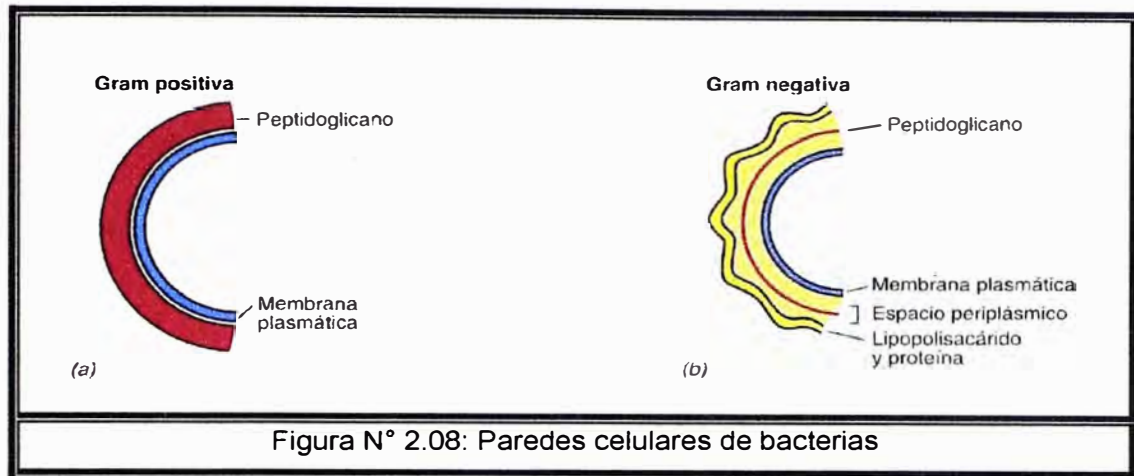
Figura N° 2.07: Colonias de bacterias del Acidithiobacillus Ferrooxidans y el Thiooxidans

### 2.3 IDENTIFICACIÓN DE BACTERIAS

Como un primer paso para realizar la identificación de las bacterias es casi esencial iniciar la determinación con una tinción de Gram, que es uno de los procedimientos de tinción más importantes utilizados en un laboratorio de microbiología.

Dependiendo del resultado de esta tinción las bacterias pueden dividirse en dos grandes grupos: Gram positivas y Gram negativas. Una vez determinada la tinción de Gram, las bacterias Gram positivas aparecen de color púrpura, mientras que las Gram negativas se presentan de color rojo. La distinta tinción de estos dos grupos de bacterias, se basan en sus profundas diferencias que presentan sus paredes celulares.





➤ **Gram positivas:**

Son aquellas bacterias que retienen el colorante violeta de genciana y no se decoloran por el alcohol, toman el color violeta.

➤ **Gram negativa:**

Son aquellas bacterias que pierden el colorante violeta de genciana por decoloración con alcohol y necesitan ser teñidos por un colorante de contraste que es la suframina, el cual adquieren una coloración roja. (*Madigan, et al, 1998*)

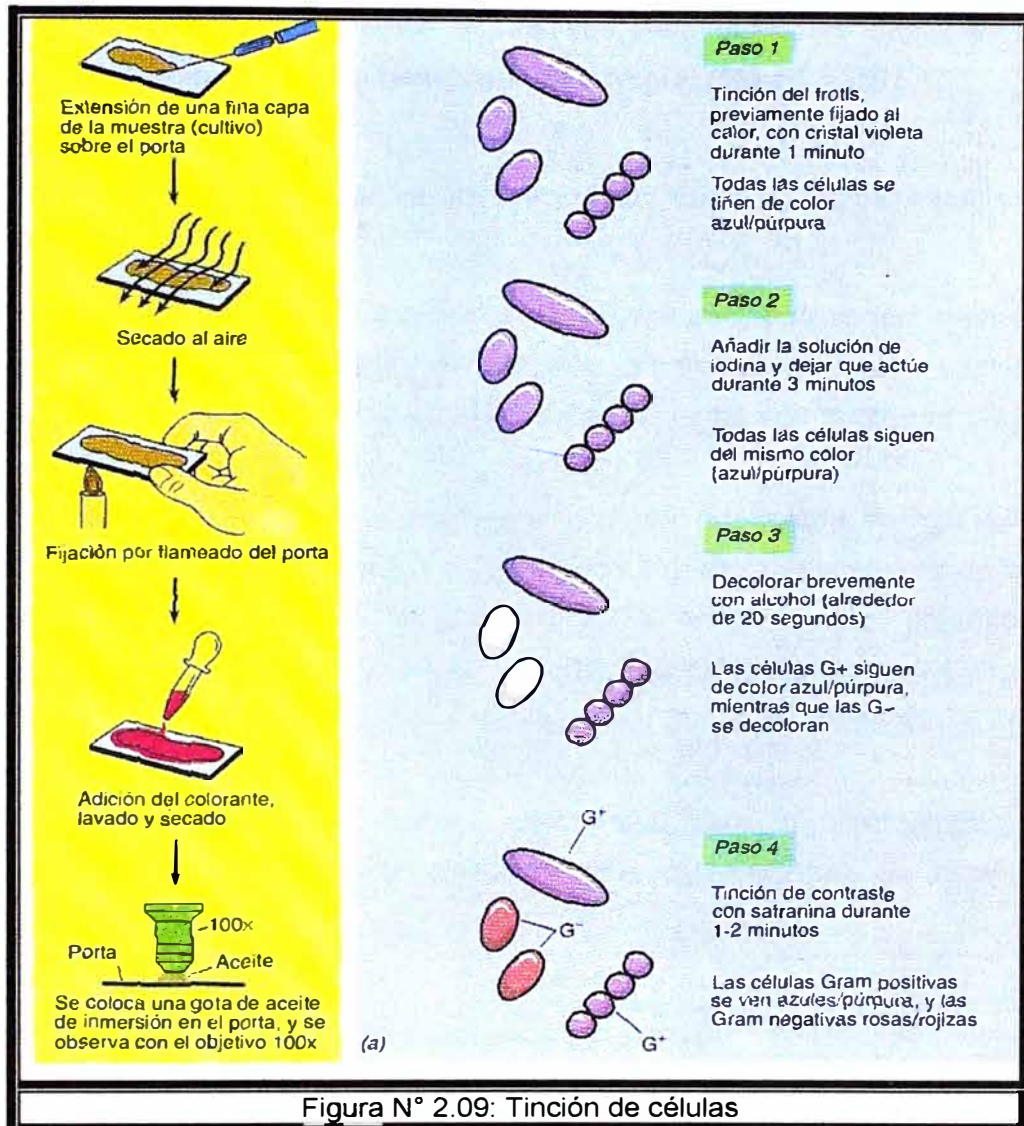


Figura N° 2.09: Tinción de células

## 2.4 CULTIVOS BACTERIALES EN LABORATORIO.

El enriquecimiento de los cultivos se lleva a cabo de una manera efectiva en el laboratorio, todos los microorganismos incluyendo los termofílicos pueden sobrevivir durante un periodo de tiempo en muestras originales a temperatura ambiente.

Para la obtención de cultivos a partir de minerales y soluciones, pueden hacerse uso de los medios nutrientes, como el medio nutriente 9K de *Silverman and Lundgren*, medio Jerez, medio *Leathen*, medio *Waksman*, y medio *Beijerinck*,

son sólo algunos de los medios específicos para aislar las bacterias, estos medios sirven como substrato generador de energía. (Misari, 1987).

#### **2.4.1 Métodos de aislamientos bacteriales de cultivos puros y cultivos en continuo, en el laboratorio.**

A continuación detallamos los métodos de aislamiento, evaluación cuantitativa, determinación de la actividad y estudio de microorganismos los cuales son usados para la lixiviación bacterial. Generalmente estas son bacterias oxidantes de iones *ferrosos* ( $\text{Fe}^{+2}$ ), *azufre* ( $\text{S}^0$ ), y *sulfuros* ( $\text{S}^{-2}$ ).

Procesos como la destrucción de silicatos, lixiviación del cobre, manganeso, oro y otros elementos, y la bioabsorción de metales son desarrollados por un amplio espectro de microorganismos muy conocidos. Sin embargo estos procesos aun no son muy utilizados en la práctica todavía. Los métodos de aislamientos de especies los cuales son ampliamente usados en investigaciones de laboratorio son descritos a continuación.

El aislamiento de microorganismos importantes para la hidrometalurgia es desarrollada por inoculación del medio nutritivo con muestras de minerales o soluciones.

##### **2.4.1.1 Bacterias acidofílicas del género thiobacillus.**

**a) Enriquecimiento:** En un frasco Erlenmeyer de 250 mL con 50 mL de medio nutritivo estéril Jerez o Silverman y Lundgren 9K, son incubados a 30°C hasta que se observe crecimiento: El crecimiento es evidenciado por el color marrón en el medio debido a la formación de sales férricas. Con el fin de aislar bacterias activas en la oxidación de sulfuros y resistencia a los iones metálicos es preferible el uso de sulfuros en vez de  $\text{Fe}^{+2}$ , como fuente de energía y añadir iones de metales pesados al medio.

**b) Aislamiento de un cultivo puro:** Un cultivo puro puede ser aislado usando agar sólido 9K, pequeñas colonias rojizas marrones aparecen sobre el medio sólido al cabo de un tiempo.

A partir de las colonias marrones sobre sólido, las incubaciones son hechas en tubos conteniendo pequeñas cantidades (4-6 mL), de medio nutriente líquido con  $\text{Fe}^{+2}$ , o en frascos con sulfuros. De allí en adelante la pureza del cultivo será verificada.

Para aislar un cultivo puro de *A. Ferrooxidans*, se puede usar el método de diluciones. A partir de un cultivo enriquecido, el cual de acuerdo a los datos analizados, contiene, por ejemplo,  $10^7 - 10^8$  células de *A. Ferrooxidans*, 1 mL de la solución es tomada y diluida a 10, 100, 1000 hasta 10 millones de veces. Consecuentemente, se puede esperar que la dilución terminal contendrá sólo células de *A. Ferrooxidans*. A partir de la dilución terminal las transferencias son hechas preferiblemente en medio con la fuente de energía apropiada (iones ferrosos  $\text{Fe}^{+2}$  y sulfuros  $\text{S}^{-2}$ ).

Un cultivo puro de *A. Ferrooxidans* puede ser obtenido también sobre el medio Leathen, conteniendo 0,40 g/L de  $\text{Fe}^{+2}$  o sobre medio 9K conteniendo 9 g/L de  $\text{Fe}^{+2}$  con adición de 1-5 g/L de  $\text{Cu}^{+2}$  ( $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ ). Los heterotróficos concomitantes usualmente mueren en presencia de iones cobre.

**c) Mantenimiento y almacenamiento de cultivo:** El *A. Ferrooxidans* es mantenido sobre el medio Jerez ó 9K con  $\text{Fe}^{+2}$ , sobre el mismo medio con sulfuros en un refrigerador a 4°C. Las transferencias deben ser realizadas por lo menos una vez al mes. (Gonzales y Loayza, 1993).

#### **2.4.2 Determinación de la población bacterial.**

El crecimiento de una población microbiana se mide siguiendo los cambios en el número de células o el peso de biomasa celular. Existen diversos métodos para contar el número de células o para estimar la masa celular dependiendo del microorganismo de que se trate.

Para la lixiviación bacteriana de sulfuros metálicos normalmente se mantiene unos cultivos del género *Thiobacillus* cuyas características deben ser conocidas e investigadas.

Para la estandarización de las pruebas a nivel de laboratorio en este campo de la biohidrometalúrgia es necesario, especialmente durante el inicio de una

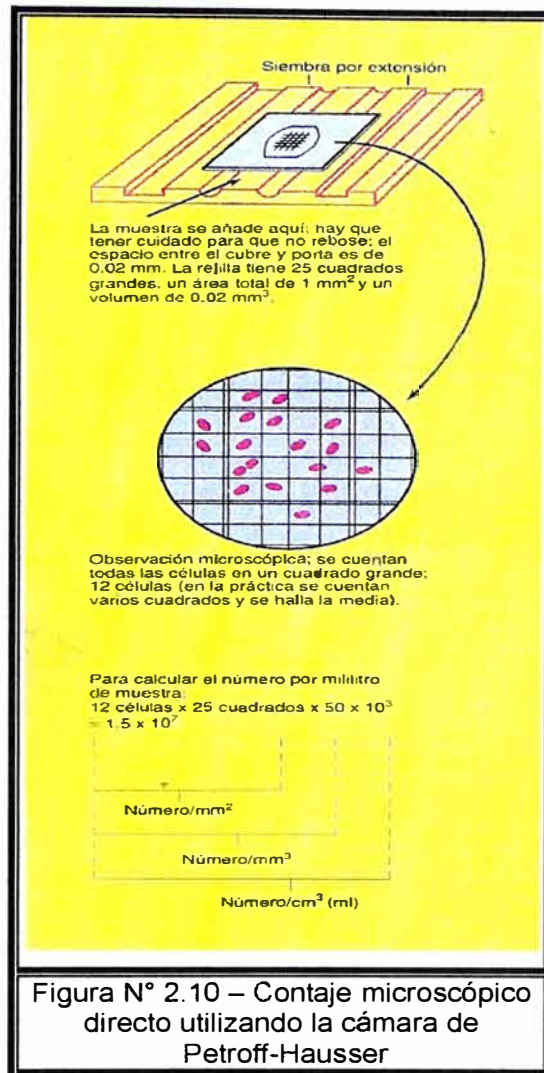
prueba de la lixiviación bacteriana en suspensiones (inoculación), conocer la cantidad de bacterias presentes en un mililitro de cultivo o sea su población.

Curvas de crecimientos de microorganismos que caracterizan a los bioreactores, describen las poblaciones versus tiempo y demandan métodos rápidos para las determinaciones correspondientes.

El método más exacto para la determinación de la población es el método del número más probable (MNP "most probable number"); un método más rápido resulta por el conteo de las bacterias con la cámara de "Neubauer" o "Thorma", facilitado por el contraste de fases como accesorio de un microscopio.

#### **2.4.2.1 Contaje total de células.**

El número de células de una población puede medirse directamente al microscopio, es el método denominado *contaje directo*, se pueden realizar dos tipos de contaje, bien en muestras secas o en muestras líquidas. Estas última requieren cámaras especiales de contaje. En ellas la superficie del porta lleva marcada una rejilla como se aprecia en la figura N° 2.10. Encima de cada cuadrado la rejilla se coloca un volumen conocido de muestra. El número de células por unidad de área de la rejilla se cuenta directamente en el microscopio, lo que nos da un número de células por unidad de volumen. Convertir este valor a número de células por mililitro de suspensión se hace fácilmente: el valor obtenido por un valor de conversión.



El contaje microscópico directo es una manera rápida de estimar el número de células microbianas. Sin embargo tiene una serie de limitaciones; como por ejemplo, no se distinguen las células muertas de las células vivas, y las células pequeñas son difíciles de ver al microscopio y algunas de ellas probablemente no se cuentan, se requiere tiempo y habilidad para conseguir precisión por este método, se requiere un microscopio de contraste de fases cuando la muestra no esta teñida, y este método no es bueno para una suspensión de células poco densa. En el caso de bacterias si la suspensión tiene menos de 10<sup>6</sup> células/mL se verán pocas células en campo del microscopio. Estas muestras diluidas

pueden, sin embargo contarse, si previamente se concentran por centrifugación en un pequeño volumen.

#### **2.4.2.2 Contaje de viables.**

En el anterior método se cuentan tanto las células muertas como vivas. En muchos casos estaremos interesados en contar sólo las vivas y para ello se han desarrollado métodos de contaje para viables. Una célula viva es aquella que es capaz de dividirse para dar lugar a una descendencia y la forma habitual de llevar a cabo un contaje de este tipo, es determinando en número de células capaces de generar colonias sobre la superficie de un medio sólido. Por esta razón, a menudo a este método se le denomina contaje en placa o contaje de colonias. Lo más importante de este método de contaje es que cada célula viable puede dar lugar a una colonia.

En el método de siembra en superficie, se toma un volumen no mayor de 0,1 mL de la dilución apropiada se extiende por toda la superficie del medio utilizando una barra de vidrio doblada y estéril. La placa se incuba hasta que aparezcan las colonias contadas. Es importante que la superficie esté bien seca de modo que el líquido que se extiende por la superficie se empape rápidamente en el medio. Raramente se usan volúmenes superiores de 0,1 mL por que no se absorben y esto dificultará el contaje posterior.

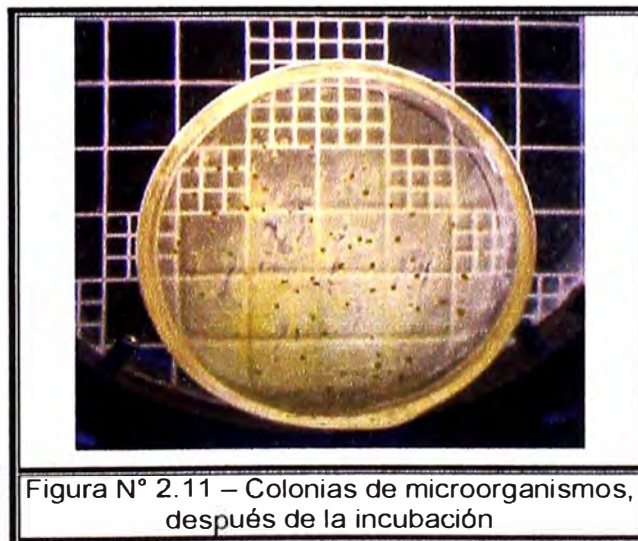


Figura N° 2.11 – Colonias de microorganismos, después de la incubación

Las células depositadas sobre el medio de cultivo no desarrollarán colonias al mismo tiempo, de modo que si el tiempo de incubación es corto se obtendrá un número más bajo del real. Además, el tamaño de las colonias varían ampliamente de modo que colonias muy pequeñas pueden no ser contadas. Para ello hay que determinar las condiciones de incubación (medio, temperatura, y tiempo), que darán el número máximo de colonias para un organismo dado y a partir de ahí utilizar siempre las mismas condiciones. El contaje de viables puede ser fuente de errores muy grande de modo que hay que tomar precauciones y repicar las placas de las diluciones claves. Para representar el resultado más claramente, el contaje de viables a menudo se expresan como unidades formadoras de colonias en lugar de células viables (debido a que una unidad formadora de colonia puede contener más de una célula).

A pesar de las dificultades mencionadas, asociadas con el contaje de viables, este procedimiento arroja la mejor información posible y por tanto es ampliamente utilizado. El método tiene la virtud de la alta sensibilidad: como por ejemplo, muestras con muy pequeño número de células pueden ser procesadas, además la disponibilidad de medios de cultivos altamente selectivos, permite el contaje de un tipo particular de microorganismos a partir de muestras heterogéneas.

## **2.5 ADAPTACIÓN DE BACTERIAS Y CICLO DE CRECIMIENTO DE LAS POBLACIONES.**

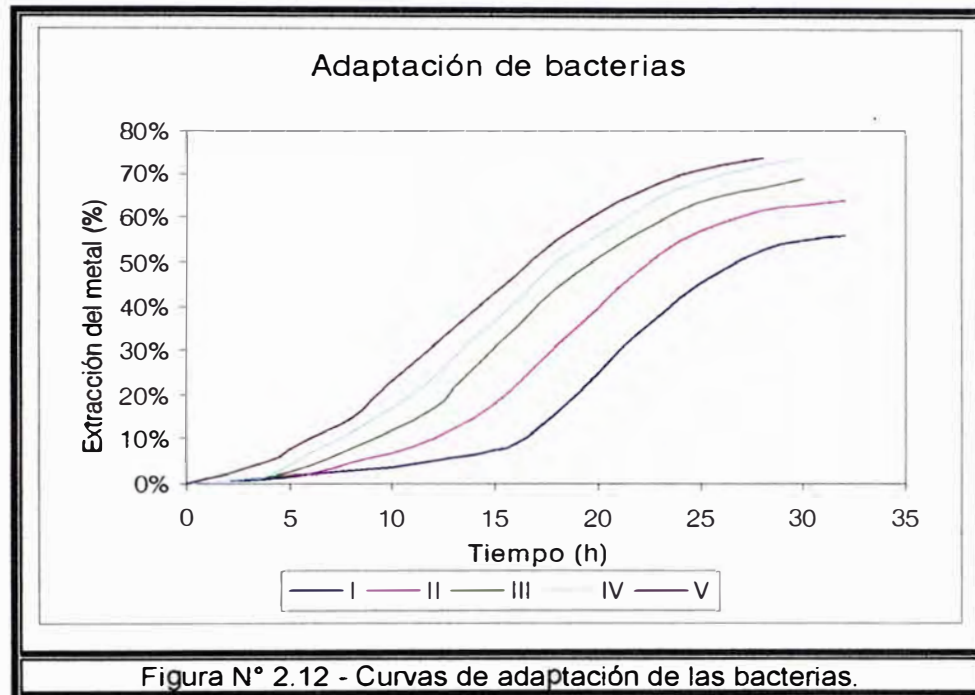
La actividad bacteriana se mejora efectuando repetidos cultivos sobre el mismo sustrato. Este seguimiento se ilustra en la siguiente figura N° 2.12.

Mediante una adaptación se logra:

- Una disminución del tiempo muerto (tiempo improductivo).
- Aumento en el grado de extracción del metal.
- Incremento en la velocidad de extracción.
- Cuando las curvas de extracción están muy cercanas, como se aprecia en la figura N° 2.12, IV y V, se puede considerar que la adaptación ya finalizó.



- La bacteria a partir de la prueba I es usada como inóculo para la prueba II y así sucesivamente, hasta el V que ya se encuentra adaptada.



Fuente: (Misari, 1987)

## 2.6 FACTORES QUE TIENEN INFLUENCIA EN LA ACTIVIDAD BACTERIAL.

La actividad metabólica, de los microorganismos incluidos en la lixiviación de sulfuros está afectada considerablemente por factores ambientales, entre las que podemos mencionar: Temperatura, substrato, pH, efecto de los nutrientes, iones presentes, tamaño de partícula, entre otros.

### 2.6.1 Efecto de la temperatura.

La temperatura óptima para el *A. Ferrooxidans* está en el rango de 20°C a 30°C. Para la oxidación del hierro ferroso la temperatura fluctúa entre 20-40°C y para la oxidación del sulfuro metálico 20 a 35°C.

La oxidación biológica de los sulfuros metálicos por el *A. Ferrooxidans* cesa alrededor de 50°C y a una temperatura elevada, solamente se produce la oxidación química. Una temperatura mínima no ha sido establecida para el

crecimiento del *A. Ferrooxidans*, pero generalmente se acepta, que la actividad bacteriana cesa en el punto de congelación del medio de cultivo.

En cuanto al efecto hay dos factores a ser considerados: El aumento usual en la velocidad de reacción con un aumento en la temperatura (activación) y al mismo tiempo, un aumento en la velocidad de muerte térmica de microorganismos (inactivación o desactivación) debido a la desnaturalización de proteínas para la bacteria.

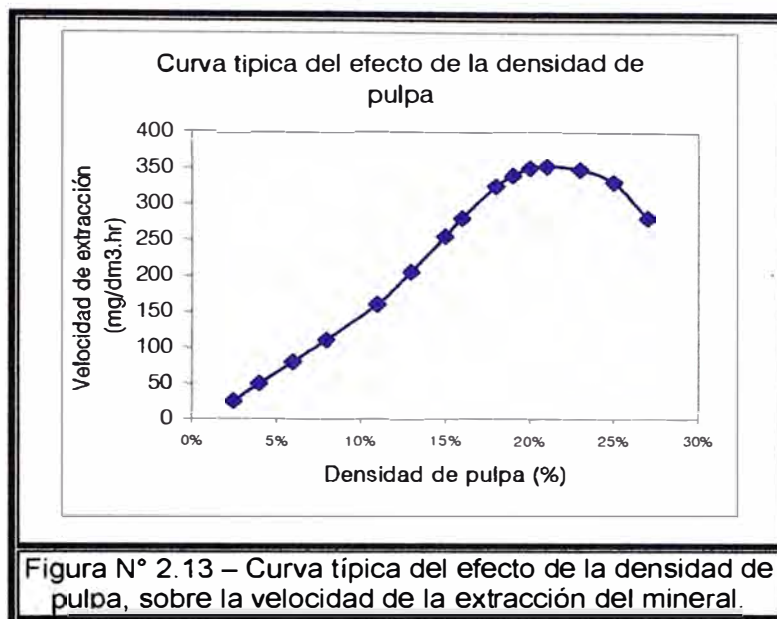
Esta reacción de desnaturalización conduce a un decaimiento en la actividad biológica y según el aumento de la temperatura, la desnaturalización llega a ser mucho más rápida que la oxidación del sulfuro hasta que ocurre la muerte térmica de los microorganismos.

En cuanto a la fisiología de las thermophilas no ha sido completamente investigado. Algunas modificaciones deben ocurrir en el sistema de la enzima para prevenir la fácil desnaturalización o para vencer los efectos de esta inactivación, aparentemente hay dos métodos distintos de controlar los efectos térmicos:

- Algunos organismos tienen un conjunto particular de enzimas los cuales son simplemente más resistentes a altas temperaturas (tienen una ligazón fuerte de hidrógeno para prestar mayor estabilidad térmica a las proteínas).

### **2.6.2 Efecto del sustrato.**

En la siguiente figura N° 2.13, representa una curva típica del efecto de la densidad de pulpa (concentración del sustrato).



Fuente: (Misari, 1987)

A bajas densidades de pulpa, la velocidad de extracción de pulpa es directamente proporcional a la densidad de pulpa, pero a mayores densidades de pulpa, la velocidad llega a ser independiente de esta variable. A todavía mayores valores de densidad de pulpa la velocidad de extracción disminuye.

- A concentraciones bajas de substrato la velocidad de extracción está limitada por la cantidad de substrato disponible, es decir, la velocidad de crecimiento esta limitada por la disponibilidad de la fuente de energía.
- A densidad de pulpa mayores, hay un exceso de fuente de energía, y por tanto, la velocidad de extracción se ve limitada por otros factores.

Al respecto, la velocidad de transferencia del gas ( $O_2$ ,  $CO_2$ ), se podría haber reducido y por lo tanto podría llegar a ser limitante. Las concentraciones del producto pueden llegar a ser tóxicos a los microorganismos.

### 2.6.3 Efecto del pH.

La oxidación biológica del ión ferroso y de los sulfuros, incluye movimientos de iones hidrógeno así como de electrones. Por lo tanto, el pH tiene un efecto definido sobre el metabolismo de las bacterias.

La influencia del pH sobre la actividad de las bacterias acidófilas ha sido estudiado por Meruane, N. Gabriel, (*Meruane, 2002*) en el rango de 1 a 7. De acuerdo a los reportes, los valores óptimos de pH están situados entre 2 y 4.

#### 2.6.4 Efecto de los nutrientes.

Los nutrientes que requiere el *A. Ferrooxidans* son los típicos que utiliza un autótrofo quimiosintético y un posee un gran número de medios de cultivo disponibles en la literatura (*Silverman et al, 1959*). Los medios líquidos que se usan más frecuentemente se pueden ver en la siguiente tabla N° 2.03.

**Tabla N° 2.03 – Composiciones típicas de medios de cultivo para *A. Ferrooxidans*.[\*]**

Componente	Medio 9K (Silverman, 1959) (g/L)	Medio Jerez [21](g/L)	Medio Thiobacillus (Torna, 1977) (g/L)	Medio T & K (Tuovinen & Kelly, 1973) (g/L)	Medio A. Ferrooxidans con Sulfato ferroso (A. E. Torma, 1977) (g/L)	Medio A. Ferrooxidans con Tiosulfato de sodio (A. E. Torma, 1977) (g/L)
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,0	3,0	3,0	2,5	0,4	3,00
Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,01	0,018	0,01	---	---	---
CaCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	---	---	---	---	---	0,25
FeSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	44,8	33,4	44,22	166,5	33,3	0,01
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0,5	0,05	0,5	2,5	----	---
KCl	0,1	0,1	0,1	---	----	---
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	---	---	---	---	0,4	3,00
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0,5	0,5	0,5	2,5	0,4	0,50
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	---	---	---	---	---	5,00
pH (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	1,8	2	1,5	1,8	1,4	4,4

(\*) Fuente: Laboratorio de Microbiología, Southern Peru Copper Corporation (SPCC).

El *A. Ferrooxidans* sintetiza sus materiales celulares a partir de fuentes inorgánicas como son el Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) como fuente de carbón para el crecimiento de célula, sulfato de amonio [(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>] y fosfato ácido (K<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>) de potasio (como fuente de nitrógeno y fosfato) cloruro de potasio (KCl), sulfato

de magnesio ( $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ) y nitrato de calcio [ $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$ ] (como factores de crecimiento).

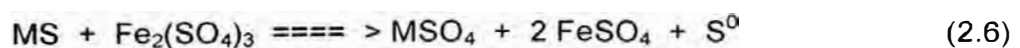
En medio ácido de lixiviación de sulfuros, la solubilidad del oxígeno y el  $\text{CO}_2$  es bajo, y una velocidad máxima de transferencia de masa de estos gases se requiere para mantener el crecimiento bacterial.

De acuerdo a la ecuación 2.1, se puede apreciar que la oxidación de una mol de sulfuro requiere de 2 moles de oxígeno, o lo que es lo mismo, un kilogramo de azufre del sulfuro requiere para su oxidación de dos kilogramos de oxígeno. Dos kilogramos de oxígeno en condiciones normales ocupan 1400 litros y su solubilidad en el agua entre 30 a 35°C es del orden del 7 ppm, por lo que los 2 Kg, requerirán de unos 285 000 litros de solución acuosa. Estas cifras indican que el problema de la aereación en este proceso es importante y que debe ser considerado preferencialmente. Desde luego, las cifras parecen señalar que un sistema de lixiviación estático no es adecuado. Por lo tanto, los esfuerzos deben estar encaminados hacia el diseño de instalaciones de agitación y con recirculación.

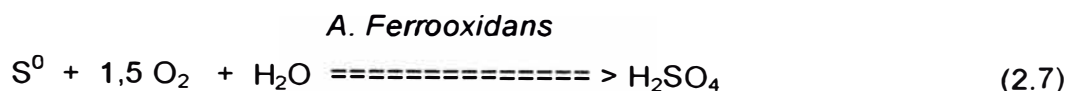
Estudiando el efecto del dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), sobre la actividad bacterial, se observó que la velocidad de oxidación de la pirita por el *A. Ferrooxidans* gradualmente disminuyó cuando se eliminó el  $\text{CO}_2$  del aire usado para aereación. Aumentando el contenido de  $\text{CO}_2$  del aire se estimuló el crecimiento del *A. Ferrooxidans* usando  $\text{Fe}^{+2}$ , como substrato. Los mejores resultados para este proceso de oxidación fueron obtenidos cuando el contenido de  $\text{CO}_2$  se aumento a 2% . (Misari, 1987)

### 2.6.5 Efecto del ión férrico.

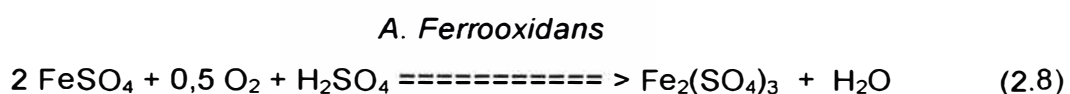
La lixiviación microbiológica de los sulfuros es acelerado en presencia del ión férrico, el cual se sabe que es un buen agente oxidante. Este efecto catalítico puede ser expresado como sigue:



Donde M, es un metal bivalente, el azufre elemental que ha sido dejado libre en la ecuación (2.6), será oxidado a ácido sulfúrico por el *A. Ferrooxidans*, de acuerdo a la reacción (2.7).



Similarmente el fierro ferroso es reoxidado por lo microorganismos.



Y entonces el ciclo redox del fierro se repite. Varios investigadores (*Boon et al, 1999 y Meruane 2002*) discutieron el efecto del fierro, aunque determinaciones cuantitativas fueron reportados posteriormente. Estos estudios indicaron que los microorganismos son capaces de oxidar substratos libres de fierro, y en presencia de concentraciones de ión férrico, la velocidad de extracción del metal fue mucho mayor, como se comprueba, en el presente trabajo experimental, ver tabla 3.04, del capítulo III.

### 2.6.6 Efecto del tamaño de las partículas del mineral.

En suspensiones acuosas de partículas sólidas, los iones a ser oxidados son suministrados por la superficie del mineral. La concentración de estos iones esta controlado por muchos fenómenos, es decir, por el producto de solubilidad, las reacciones de hidrólisis, de la presencia de electrolitos inertes, la tensión superficial, el tamaño de partícula y área superficial y el potencial redox. Así, un mejor entendimiento de estos fenómenos y la interacción entre ellos y los microorganismos es necesario para lograr una ventaja máxima de la conversión metabólica de los sulfuros metálicos.

Uno de los mayores requerimientos para la oxidación de sulfuros por la bacteria es la disponibilidad del substrato. La condición ideal existe, cuando el substrato es soluble, tal como el sulfato ferroso. Para substratos insolubles, se requiere una exposición adecuada de los minerales sulfurados. En el caso del substrato insoluble, como es el mineral sulfurado, el factor que realmente interesa e

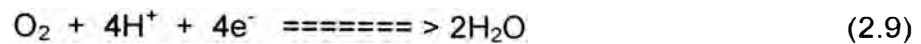
interviene directamente en la cinética del proceso no es su concentración en la suspensión. Al ser el compuesto insoluble, toda la materia que queda en el interior de la partícula no tiene intervención en el proceso y sólo aquella porción en contacto directo con el líquido, entonces la interfase sólido-líquido, se ve involucrada en la lixiviación. Por lo tanto, el factor concentración se ve reemplazado en este caso por el área de la interfase sólido-líquido, expresada convenientemente como área superficial por unidad de volumen.

Por otro lado, un aumento en el área, como resultado de la mayor molienda, deberá tener un efecto favorable, en la velocidad de solubilización.

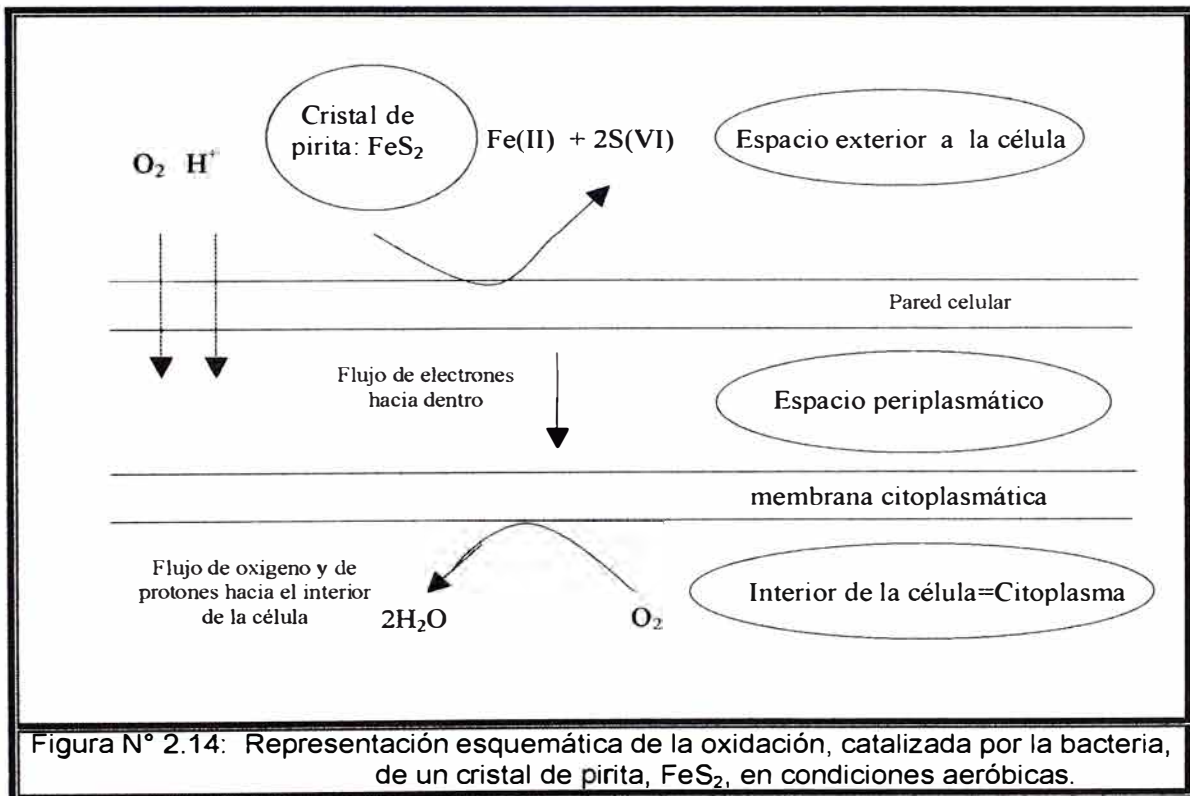
En la práctica, el tamaño óptimo de la partícula tiene que ser determinado para cada clase de mineral a ser lixiviado. Este tamaño estará determinado por el aspecto económico, que estará basado sobre las dos alternativas siguientes: Las ganancias que resulten del incremento de la velocidad de extracción por disminución en el tamaño de partícula y los costos de molienda, para operaciones in situ a gran escala, la exposición de los minerales sulfurados puede ser realizado por voladura del cuerpo de mineral.

## **2.7 MECANISMOS DE LA OXIDACIÓN BACTERIAL**

Las bacterias que intervienen en los procesos de lixiviación son generalmente autotróficas y aeróbicas. Las bacterias que son capaces de catalizar reacciones de oxidación en sustancias inorgánicas, como son los minerales, son genéricamente clasificadas como *quimio-lito-autotróficas*, o bien *quimiosintéticas*. Es decir, tienen la facultad de obtener la energía necesaria para desarrollar su metabolismo energético a partir de la oxidación de compuestos inorgánicos, es decir a partir del intercambio de electrones fundamentalmente a partir de la oxidación de los iones ferrosos y sulfuros metálicos, de la oxidación del azufre elemental. La reacción de oxidación del ión ferroso, de los sulfuros metálicos o de los compuestos del azufre es catalizada por la bacteria, mientras que el oxidante (o receptor terminal de los electrones) es normalmente el oxígeno molecular que, para estos efectos, penetra al interior de la membrana citoplasmática. En este caso, estaremos hablando de una oxidación en condiciones aeróbicas. El oxígeno es reducido a agua según la semireacción:



Aunque se ha observado que el azufre elemental en el citoplasma de algunas especies, en general, se considera que la otra parte de la semi-reacción, que implica el retiro de los electrones (desde el ión ferroso, o bien desde los minerales) ocurre posiblemente, en el espacio *periplasmico*, ubicado entre la pared celular (exterior) y la membrana citoplasmática. Un esquema de la oxidación de un cristal de piritita, catalizada por bacterias, se muestra en la figura N° 2.14.



Sin embargo, es importante tener presente que se ha demostrado que distintas bacterias similares intervienen prácticamente en todas las fases del proceso geológico de transformación de los yacimientos. Así, la mayor parte de los fenómenos de la oxidación correspondientes al enriquecimiento geológicos secundario que, a partir de la transformación de las pirititas en ácido sulfúrico y sulfato férrico, producen la lixiviación de los minerales de sulfuros primarios y su posterior reprecipitación, sea como sulfuros secundarios o bien como óxidos.



### 2.7.1 Metabolismo energético

El metabolismo energético de las bacterias cumplen tres funciones básicas:

- a) Producir enlaces de alta energía, como es el caso de la fosforilación, capaz de oxidar compuestos inorgánicos, como por ejemplo:

La reacción de oxidación:



Reacción de reducción:



- b) Almacenar transportadores de energía metabólica, como el Adenosín Trifosfato (ATP).
- c) Utilizar transportadores energéticos (ATP) en el anabolismo, en procesos como el osmótico y en la fijación de dióxido de carbono. (*Domic, 2001*).

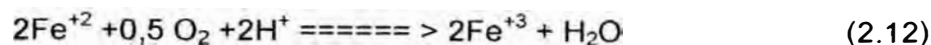
#### ➤ **Energía a partir del hierro ferroso:**

La bioenergética de la oxidación del hierro por el A. *Ferrooxidans*, tiene interés bioquímico a causa del potencial de reducción tan electropositivo del par ( $\text{Fe}^{+3}/\text{Fe}^{+2}$ ,  $\Delta E = +0,77\text{ V}$ ) a pH 3. La cadena respiratoria del A. *Ferrooxidans* contiene *citocromos de tipo c y a1* y una proteína con cobre llamada Rusticianina. Debido a que el potencial de reducción del par  $\text{Fe}^{+3}/\text{Fe}^{+2}$  es tan elevado, la vía de transporte de electrones al oxígeno: ( $0,5\text{ O}_2/\text{H}_2\text{O}$ ,  $E_0 = \Delta E = +0,82\text{ V}$ ) es muy corta.

Estudios bioquímicos sobre flujo de electrones en A. *Ferrooxidans*, surgieron que estas bacterias aprovechan los gradientes de concentración de protones preexistentes en el medio con el objeto de generar energía. Dado que el citoplasma de cualquier organismo, incluyendo los acidófilos debe estar próximo a la neutralidad, en el A. *Ferrooxidans*, el pH interno esta cercano a

6. Sin embargo el pH del medio es mucho mas bajo, alrededor de 2. Esta diferencia a través de la membrana citoplasmática representa un gradiente electroquímico o fuerza motriz de protones natural que puede jugar un papel en la síntesis del ATP. No obstante para mantener un pH intracelular neutro, los protones que están en la célula mediante el ATPasa translocadora de protones (ocasionando en el proceso la fosforilación del *ADP Adenosin Difosfato*) deben de ser consumidos de algún modo. La oxidación del  $Fe^{+2}$  desempeña aquí un importante papel.

La oxidación del  $Fe^{+2}$  a  $Fe^{+3}$ :



Es una reacción consumidora de protones. Hay evidencia experimental que sugiere que la reacción:

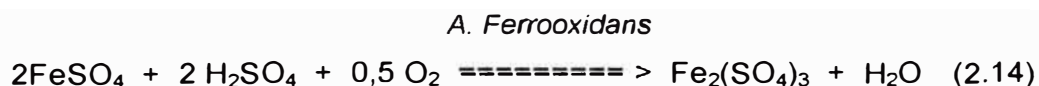


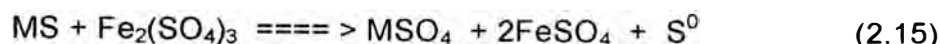
ocurre en la cara interna de la membrana citoplasmática, mientras que la reacción  $Fe^{+2}/Fe^{+3}$  ocurre en la cara externa de la membrana. Los electrones del  $Fe^{+2}$  son aceptados en el periplásmico por la *Rusticianina*, como cabría esperar de su localización en el periplasma, la *Rusticiamina* es estable en condiciones ácidas y el pH óptimo para su función es 2.

### 2.7.2 Mecanismos de Reacción:

Los mecanismos de reacción generalmente utilizados en el proceso biogénico de minerales sulfurados son de dos tipos:

- a) **Mecanismo indirecto:** Se relaciona con la reacción de lixiviación del sulfuro, ayudada para la acción oxidativa del ión férrico la bacteria actúa, regenerando el férrico consumido en la lixiviación, de acuerdo a la siguientes reacciones:



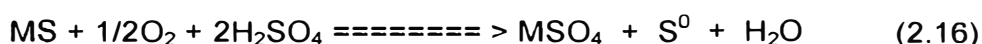


Donde la reacción (2.14), es acelerada críticamente por la bacteria, ocurriendo la reacción (2.15) en forma consecuente

b) **Mecanismo directo:** Que implica la adhesión de la bacteria directamente sobre los cristales del sólido, actuando ella como puente para el traspaso de electrones, en una sucesión de dos reacciones aeróbicas secuenciales:

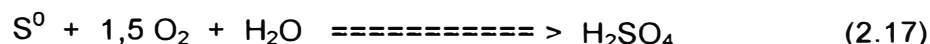
Oxidación directa de sulfuro:

*A. Ferrooxidans*



Oxidación del azufre residual:

*A. Ferrooxidans*



Ambas reacciones catalizada por la bacteria:

En términos cinéticos, los microorganismos son eficaces acelerantes de la oxidación de los minerales sulfurados, de prácticamente cualquier tipo de metales, la mayoría de los cuales en condiciones normales resultan tóxicos para el común de los demás seres vivos.

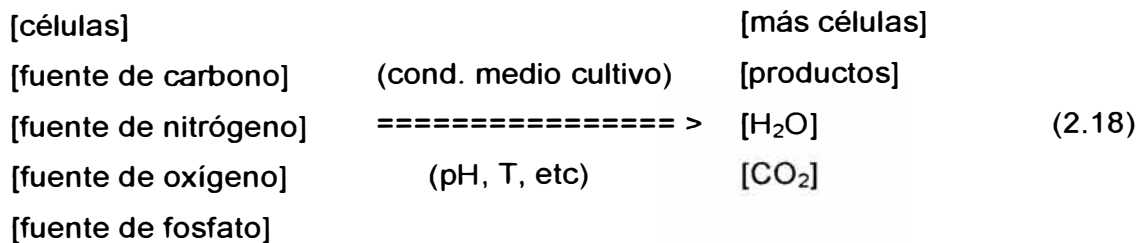
Un aspecto interesante, que puede significar adelantos gigantescos y nuevas aplicaciones para el uso de bacterias en la lixiviación de minerales, lo constituyen los recientes trabajos de decodificación del genoma de los seres vivos. El nacimiento de esta tecnología de manipulación genética abre insospechadas posibilidades para alterar las capacidades inhibitorias y/o de oxidación de determinadas bacterias, así como, su resistencia frente a concentraciones mayores de metales tóxicos, o la combinación de características positivas de dos tipos de bacterias, como serían, por ejemplo, resistencia al pH de una cierta cepa con la resistencia a la temperatura de otra del mismo género, etc. (*Domic, 2001*).

## 2.8 BIOSINTESIS.

El uso de células vivas para producir productos químicos comerciales está adquiriendo cada vez más importancia, se espera que en el futuro varias sustancias químicas orgánicas que actualmente se obtienen del petróleo se producirán con células vivas (*Frontiers, 1988*).

En biosíntesis, las células a las que también se llama biomasa, consumen nutrientes para crecer y producir más células y productos importantes. Internamente, una célula utiliza sus nutrientes para producir energía y más células. La célula logra esta transformación de nutrientes en energía y bioproductos usando varias enzimas (catalizadores) distintas en una serie de reacciones para elaborar productos metabólicos. Estos productos pueden permanecer en la célula (intracelulares) o ser secretados (extracelulares). En el primer caso las células deben lisarse (romperse) para purificar el producto separándolo del caldo (mezcla de reacción).

En general, el crecimiento de un organismo aeróbico sigue la ecuación:



En forma resumida tenemos:



En la ecuación (2.19), los productos incluyen CO<sub>2</sub>, agua, proteínas y otras especies específicas para la reacción de que se trate. El medio de cultivo que actúa como sustrato contienen todos los nutrientes (carbono, nitrógeno, etc.), juntos a otras sustancias necesarias para el crecimiento.

### 2.8.1 Ciclo de vida de las colonias de bacterias.

El ciclo de vida de una colonia de bacterias inoculada en un medio de cultivo adecuado, puede representarse mediante un esquema de la figura N° 2.15, donde se muestra el logaritmo del número de células vivas en función del tiempo. Inicialmente, al reactor por lotes que contiene los nutrientes se inocula con una pequeña cantidad de células, y el proceso de crecimiento se inicia. Esta curva de crecimiento puede dividirse en varias fases: la fase de latencia, la fase exponencial, la fase estacionaria y de muerte.

- a) **Fase de latencia:** En esta fase casi no aumenta la concentración de las células que se están ajustando a su nuevo entorno, sintetizando enzimas y preparándose para comenzar a reproducirse. La duración de la fase de latencia depende del medio de crecimiento (reactor), del cual se toma el inóculo, relativo al medio de reacción en el que se colocó.
  
- b) **Fase de crecimiento exponencial:** En esta segunda fase, la bacteria se multiplica exponencialmente por división binaria. En esta fase de la vida de una colonia, se puede medir experimentalmente, una importante característica que es particular de cada especie de bacterias y que la distingue de las demás especies, es el periodo de duplicación y que corresponde al tiempo que demora en duplicarse la población bacteriana, bajo ciertas condiciones estandarizadas. Gráficamente, cuando esto se representa en ejes de escala aritmética, se obtiene una curva característica en la cual se va incrementando progresivamente la pendiente.
  
- c) **Fase estacionaria:** En un cultivo, donde no se renueva el medio, el crecimiento exponencial no puede ocurrir indefinidamente, debido al repentino agotamiento de uno o más de sus nutrientes esenciales, o algún producto de desecho se acumula en el medio hasta alcanzar concentraciones inhibitorias del crecimiento exponencial. En algunos casos el crecimiento celular es frenado por la acumulación de ácidos orgánicos y materiales tóxicos que se generan durante la fase de crecimiento.

En la fase estacionaria no hay un incremento neto del número de células, sin embargo, aun que, en esta fase no tiene lugar crecimiento, todavía ocurren muchas funciones celulares, incluyendo el metabolismo energético y algunos procesos biosintéticos.

- d) **Fase de muerte:** Si la incubación continúa después que la población alcance la fase estacionaria, las células deben permanecer vivas y metabólicamente activas, pero también deben morir. Si esto ocurre se dice que las células entran en fase de muerte. En algunos casos la muerte va acompañada de lisis celular. De acuerdo a la figura N° 2.15, la fase de muerte de un ciclo de crecimiento es también una función exponencial; sin embargo, en muchos casos, la velocidad de muerte celular es mucho más lenta que el crecimiento exponencial.

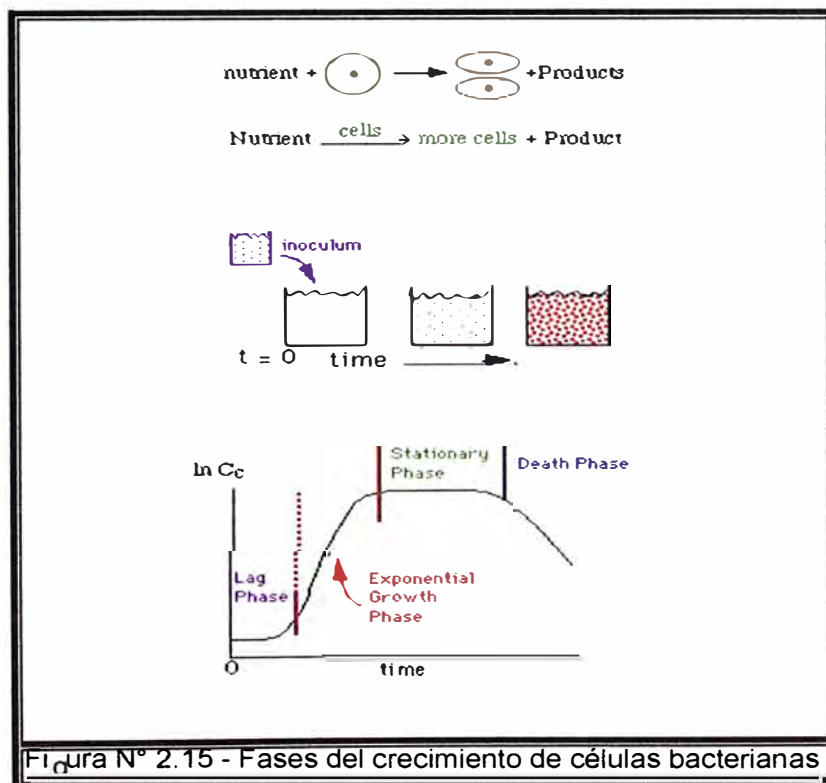


Figura N° 2.15 - Fases del crecimiento de células bacterianas

### 2.8.2 Leyes de velocidad.

Existen varios modelos de ecuaciones que se utilizan para el crecimiento exponencial celular. El más usado comúnmente es el modelo de *Monod*, sin embargo en el presente trabajo, el modelo que mejor se ajusta es el de *Moser*.

$$rg = \frac{dC}{dt} = \mu C \quad (2.20)$$

Donde:

$rg$  = es la velocidad de crecimiento celular, g/L.h

$C$  = concentración de células, Cell/L.

$\mu$  = velocidad de crecimiento específica,  $h^{-1}$ .

Para la velocidad de crecimiento celular específica, el modelo de *Moser* se puede expresar de la siguiente manera (*Bailey, 1986*):

$$\mu = \mu_{\max} \cdot / (1 + K_s \cdot S^{-\lambda}) \quad (2.21)$$

Donde:

$\mu_{\max}$  = velocidad de reacción de crecimiento específica máxima,  $h^{-1}$ .

$K_s$  = Constante empírica.

$\lambda$  = Constante empírica

$S$  = Concentración del sustrato, mg/L.

La velocidad de crecimiento,  $rg$ , a menudo depende de la concentración de más de un nutriente; sin embargo, el nutriente que suele usarse en la ecuación (2.21), es el nutriente limitante. Combinando las ecuaciones (2.20) y (2.21) obtenemos:

$$rg = \mu_{\max} \cdot C / (1 + K_s \cdot S^{-\lambda}) \quad (2.22)$$

En el presente trabajo experimental, resultó mas adecuado utilizar el modelo de *Moser*, para el diseño del bioreactor y para determinar el parámetro de control del tiempo de residencia, en el diseño del proceso de biolixiviación a nivel piloto.

### 2.8.3 Estequiometría.

La estequiometría del crecimiento celular es muy compleja y varía con el sistema microorganismos/nutrientes y con las condiciones del entorno como pH, temperatura y potencial redox. Esta complejidad se incrementa considerablemente cuando más de un nutriente contribuye al crecimiento celular, como suele suceder. A continuación se analizará en una versión simplificada del crecimiento celular, limitado por un solo nutriente del medio. En general tenemos:

Células + sustrato  $\rightarrow$  más células + producto

$$S \xrightarrow{\text{células}} Y_{c/s} \cdot C + Y_{p/s} \cdot P \quad (2.23)$$

Donde los coeficientes de rendimiento son:

$$Y_{c/s} = \frac{\text{masa de células nuevas formadas}}{\text{masa de sustrato consumida para producir células nuevas}}$$

con:

$$Y_{c/s} = 1 / (Y_{s/c}) \quad (2.24)$$

$$Y_{s/c} = \frac{\text{masa de sustrato consumida para producir células nuevas}}{\text{masa de células nuevas formadas}}$$

El coeficiente de rendimiento estequiométrico que relaciona la cantidad de producto formada con la masa de sustrato consumida es:

$$Y_{p/s} = \frac{\text{masa de producto formada}}{\text{Masa de sustrato consumida para formar productos}}$$

### 2.8.4 Balance de masa.

Existen dos formas de contabilizar el crecimiento de los microorganismos, una es contabilizar el número de células vivas y el otro es medir la masa de las células vivas.



Realizando un balance de moles del microorganismo en un reactor de tanque de agitación continua (CSTR) de volumen constante nos da:

$$\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{acumulación} \\ \text{de células} \end{array} = \begin{array}{l} \text{velocidad con} \\ \text{que entran} \\ \text{las células} \end{array} - \begin{array}{l} \text{velocidad} \\ \text{con que} \\ \text{salen células} \end{array} + \begin{array}{l} \text{velocidad neta} \\ \text{de generación} \\ \text{de células vivas} \end{array} \quad (2.25)$$

$$\frac{V dC}{dt} = Q_0 C_0 - q C + (r_g - r_d) \cdot V \quad (2.26)$$

En la mayoría de los sistemas, la concentración entrante de microorganismos,  $C_0$  es cero, y el balance correspondiente al sustrato es:

$$\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{Acumulación} \\ \text{de sustrato} \end{array} = \begin{array}{l} \text{velocidad con} \\ \text{que entran} \\ \text{el sustrato} \end{array} - \begin{array}{l} \text{velocidad} \\ \text{con que} \\ \text{sale sustrato} \end{array} + \begin{array}{l} \text{velocidad neta} \\ \text{de generación} \\ \text{de sustrato} \end{array} \quad (2.27)$$

$$\frac{V dS}{dt} = Q_0 S_0 - q \cdot S + (r_s) V \quad (2.28)$$

Donde  $Q_0$  = Caudal de entrada

$q$  = Caudal de salida

Para el caso de un sistema por lotes, los balances de masa que se desarrolla son de la siguiente manera:

**Células:**

$$\frac{V dC}{dt} = r_g V - r_d V \quad (2.29)$$

$$\frac{dC}{dt} = r_g - r_d \quad (2.30)$$

**Sustrato:**

La velocidad de desaparición de sustrato,  $-r_s$ , es el resultado del sustrato que se usa para el crecimiento celular y el que se usa para el mantenimiento celular:

**Balance de masa:**

$$\frac{dS}{dt} = r_s V = Y_s/c (-r_g)V - m_C \cdot V \quad (2.31)$$

$$\frac{dS}{dt} = Y_s/c (-r_g)V - m_C \quad (2.32)$$

**Producto:**

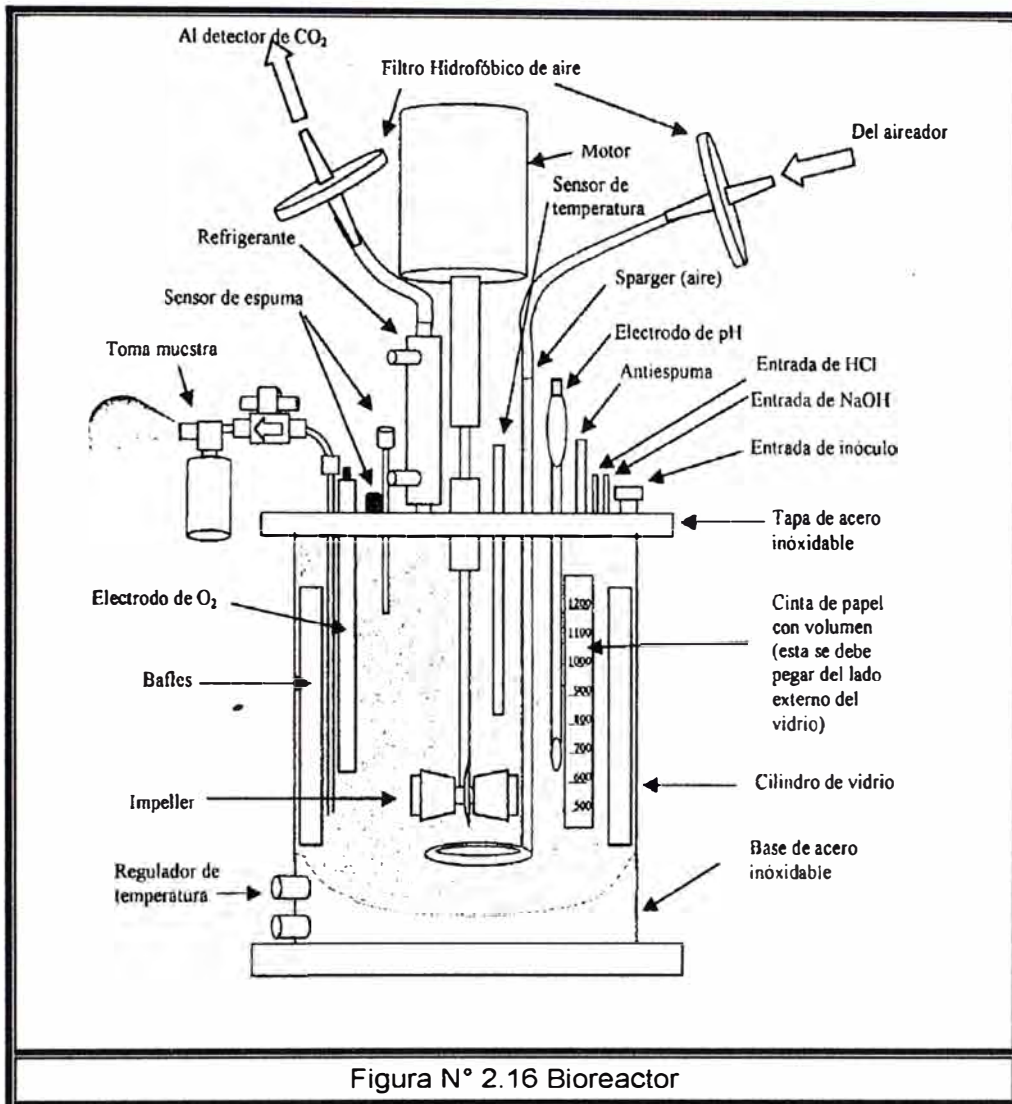
La velocidad de formación del producto  $r_p$ , se puede relacionar con la velocidad de consumo de sustrato mediante el siguiente balance:

$$\frac{dP}{dt} = r_p V = Y_p/s (-r_s)V \quad (2.33)$$

Durante la fase de crecimiento, también podemos relacionar la velocidad de formación del producto,  $r_p$ , con la velocidad de crecimiento de las células,  $r_g$ .

**2.8.5 Bioreactor.**

El quimiostato es básicamente un reactor CSTR que contiene microorganismos, en la siguiente figura N° 2.16 se muestra un diseño típico, junto con el equipo de monitoreo y controlador de pH asociado. Una de las características más importante del quimiostato es que permite al operador controlar la velocidad de crecimiento de las células. Este control se logra ajustando la velocidad de alimentación volumétrica o también denominado tasa de dilución:



### 2.8.6 Ecuaciones de diseño.

Para la ecuación de diseño se basa en el balance de masa de las células, asumiendo que el caudal de entrada y salida son iguales y ninguna célula viva entra al *quimióstato*. Para ello se define un parámetro común para todos los bioreactores denominado tasa de dilución, D. La tasa de dilución es:

$$D = Q_0 / V \quad (2.34)$$

Siendo este el recíproco del espacio tiempo,  $\tau$ , Dividiendo las ecuaciones 2.26 y 2.28 entre  $V$  y usando la definición de la tasa de dilución, tenemos:

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generación}$$

B.M. para las Células:

$$\frac{dC}{dt} = 0 - DC + (r_g - r_d) \quad (2.35)$$

B.M. para el sustrato:

$$\frac{dS}{dt} = D S_o - DS + r_s \quad (2.36)$$

Utilizando la ecuación de Moser, determinamos que la velocidad de crecimiento es:

$$r_g = \mu \cdot C \quad (2.37)$$

Donde:

$$\mu = \frac{\mu_{\max}}{(1 + K_s \cdot S^{-1})}$$

Si la operación es en estado estacionario, tenemos de (2.35) y (2.36):

$$D \cdot C = r_g - r_d \quad (2.38)$$

Y

$$D (S_o - S) = r_s \quad (2.39)$$

Omitiendo la velocidad de fallecimiento,  $r_d$ , y combinando las ecuaciones (2.37) y (2.38) para una operación en estado estacionario para obtener la velocidad de flujo másico de células hacia fuera del sistema,  $mc$ .

$$mc = C \cdot Q_o = r_g V = \mu C \cdot V \quad (2.40)$$

Después de dividir entre  $C \cdot V$  tenemos:

$$D = \mu \quad (2.41)$$

De acuerdo a la ecuación (2.41), el operador puede controlar la velocidad de crecimiento específica de las células controlando la tasa de dilución  $D$ .

## 2.9 CARACTERÍSTICAS DE LOS MINERALES DE COBRE.

Las reacciones de lixiviación generalmente involucran la presencia de mezclas de minerales sulfurados y oxidados. El cobre está presente en una amplia gama de mineralizaciones tales como: óxidos, carbonatos, silicatos, hidróxidos de cobre y hierro (Auck, et al 1974), y otros; los que son lixiviados usando mezclas de ácido sulfúrico, sulfato férrico y bacterias. A continuación se detallan antecedentes de las especies mineralógicas más importantes.

### 2.9.1 Minerales de cobre

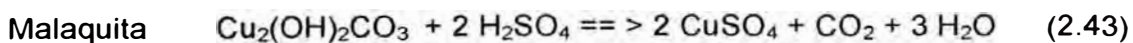
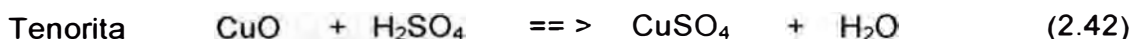
Los minerales de cobre se presentan en la naturaleza en forma de menas sulfuradas, menas oxidadas y en asociaciones con otros sulfuros metálicos, constituyendo sulfuros complejos. De estos solo nos interesarán los dos primeros grupos que son aquellos tratados en pilas normalmente.

Los principales óxidos de cobre que se encuentran en los minerales oxidados o mixtos (sulfuros y óxidos) son los siguientes:

**Tabla N° 2.4: Óxidos de Cobre, presentes en minerales mixtos.**

Tenorita	CuO
Cuprita	Cu <sub>2</sub> O
Azurita	Cu <sub>3</sub> (OH) <sub>2</sub> (CO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>
Malaquita	Cu <sub>2</sub> (OH) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Crisocola	CuSiO <sub>3</sub> · 2H <sub>2</sub> O
Brocantita	CuSO <sub>4</sub> · 3Cu(OH) <sub>2</sub>

La disolución de estas especies se puede lograr al contactarlas con cantidad suficiente de una solución ácida. Por ejemplo utilizando ácido sulfúrico:

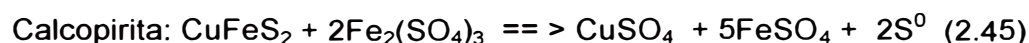
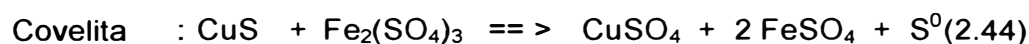


Podemos notar que el ácido sulfúrico es un reactivo en estas reacciones. Generalmente, los minerales oxidados no son determinados individualmente en una muestra de mineral, sino que son cuantificados en un test de disolución y consumo de ácido y son por tanto identificados como cobre soluble en ácido. De mayor abundancia que los anteriores encontramos a minerales sulfurados, siendo los principales sulfuros de cobre:

**Tabla N° 2.5: Sulfuros de cobre, presentes en minerales mixtos.**

Calcocita	Cu <sub>2</sub> S
Covelita	CuS
Calcopirita	CuFeS <sub>2</sub>
Bornita	Cu <sub>5</sub> FeS <sub>4</sub>
Cubanita	CuFe <sub>2</sub> S <sub>4</sub>
Enargita	Cu <sub>2</sub> AsS <sub>4</sub>

A diferencia de los minerales oxidados, para la disolución de los sulfuros de cobre además de las condiciones de acidez se requiere de la presencia de un agente oxidante, como el sulfato férrico:



Estas reacciones no consumen ácido, sin embargo requieren de condiciones ácidas para que puedan ocurrir.

## **2.10 LIXIVIACIÓN BACTERIANA DE COMPUESTOS SULFURADOS DE COBRE.**

La mayoría de los sulfuros metálicos se oxidan espontáneamente, pero a mucha menor velocidad que el sulfuro libre. Bacterias como el *A. Ferrooxidans* pueden actuar de catalizadores y acelerar la tasa de oxidación de los minerales que contienen sulfuro, ayudando a la solubilización del mineral. Los que oxidan más

fácilmente se prestan más a la lixiviación, por tanto las menas de sulfuro de hierro y sulfuro de cobre, como la *piritita* (FeS) y la *covelita* (CuS) son lixiviadas fácilmente, mientras que las menas de plomo y de molibdeno lo son con mucha más dificultad.

### 2.10.1 El proceso de lixiviación

En el proceso lixiviación bacteriana la mena de baja ley se amontona en una gran pila de lixiviación, a través de la cual se le hace pasar una solución de ácido sulfúrico diluido (con un pH aproximado de 2), se recoge el líquido que sale del fondo de la pila rico en mineral, y se transporta a una planta donde se precipita y se purifica. El líquido sobrenadante, al que se va añadiendo la cantidad de ácido necesaria para mantener el pH bajo, se vuelve a verter sobre la pila y el ciclo se repite.

Las bacterias pueden catalizar la oxidación de los sulfuros minerales mediante varios mecanismos. Tenemos un ejemplo de la oxidación de dos minerales de cobre, la *calcosita*, (Cu<sub>2</sub>S), en la que el cobre tiene valencia +1, y la *covelita* (CuS), que tiene cobre bivalente (+2). Como se muestra en la figura N° 2.17, *A. Ferrooxidans* puede oxidar el Cu<sup>+</sup> de la *calcosita* (Cu<sub>2</sub>S) a Cu<sup>+2</sup>, eliminando parte del cobre que se encuentra en forma soluble, Cu<sup>+2</sup> formando el mineral *covelita* (CuS), hay que mencionar que en esta reacción no se produce ningún cambio de valencia en el ión sulfuro, ya que las bacterias utilizan como fuente de energía la reacción de Cu<sup>+</sup> a Cu<sup>+2</sup>. Es un proceso análogo a la oxidación, por la misma bacteria, del hierro ferroso a férrico. La *covelita* (CuS) puede ser oxidada después, produciéndose sulfato y Cu<sup>+2</sup>, que es soluble.

En el segundo mecanismo, probablemente el más importante en la mayoría de las operaciones de minería, se produce una oxidación indirecta de la mena de cobre, con iones férricos formados a partir de la oxidación de los iones ferrosos. La piritita está presente en casi todas las menas y su oxidación lleva a la formación de hierro férrico. Este es un oxidante muy bueno de los minerales que contiene sulfuros y la reacción del CuS con el hierro férrico origina la solubilización del cobre y la formación de hierro ferroso. En presencia de oxígeno y con pH ácido, *A. Ferrooxidans* vuelve a oxidar el hierro ferroso a su forma

férrica, y este hierro férrico puede oxidar mas sulfuros de cobre. Por tanto, el proceso se mantiene funcionando indirectamente por la oxidación del  $\text{Fe}^{+2}$  a  $\text{Fe}^{+3}$  que realiza la bacteria.

Otra fuente de hierro en las operaciones de lixiviación es la planta de precipitado que se usa para recuperar el cobre soluble a partir de la solución de lixiviación. Se utiliza chatarra de hierro,  $\text{FeO}$ , para recuperar cobre del líquido de lixiviación mediante la reacción que se indica en la parte inferior de la figura N° 2.17, la cual produce una cantidad considerable de  $\text{Fe}^{+2}$ . En la mayor parte de las operaciones de lixiviación, el líquido rico en  $\text{Fe}^{+2}$ , que queda después de la extracción del cobre es conducido hasta un estanque de oxidación, donde el *A. Ferrooxidans* prolifera y forma  $\text{Fe}^{+3}$ . Se añade ácido al estanque para mantener el pH bajo y conservar así  $\text{Fe}^{+3}$  en solución. Este líquido rico en iones férricos se bombea hacia la parte superior de la pila, quedando disponible el ión férrico para oxidar más mineral con sulfuro.

Dadas las grandes dimensiones de las formaciones de lixiviación de cobre, penetra poco oxígeno en ellos, y normalmente su interior se hace anaeróbico. Aun que la mayoría de las reacciones indicadas en la figura N° 2.17, requiere oxígeno molecular, las reacciones de oxidación pueden realizarse en forma anaeróbica, por que *A. Ferrooxidans* puede usar  $\text{Fe}^{+3}$  como aceptor de electrones en ausencia de oxígeno. Las grandes cantidades de  $\text{Fe}^{+3}$  que se añaden a la solución de lixiviación procedente del hierro oxidado de la chatarra llevan adelante el proceso, incluso bajo condiciones anaeróbicas. (*Madigan, 1998*).



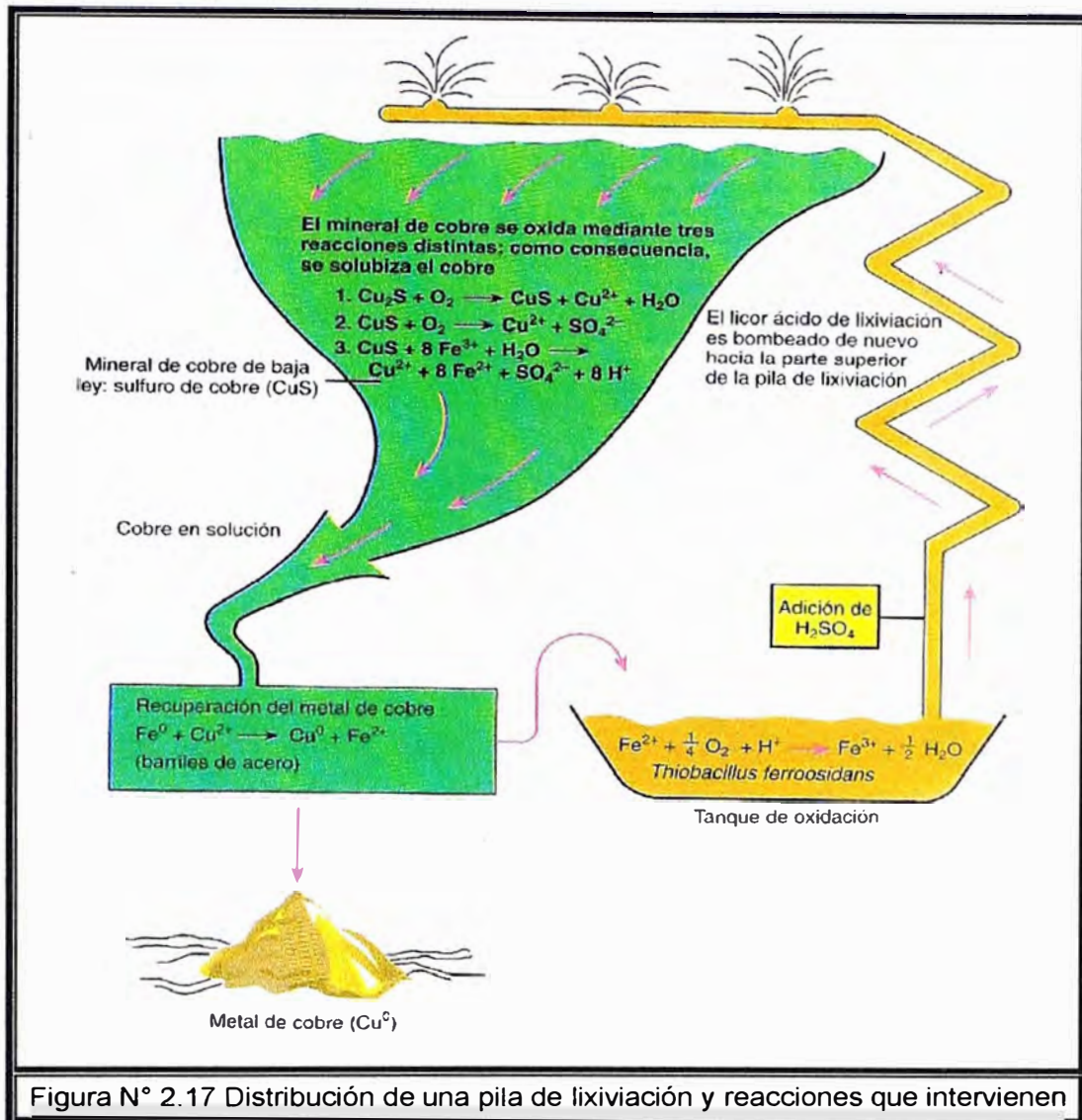


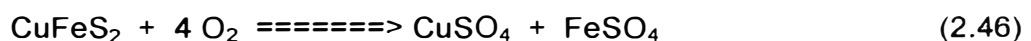
Figura N° 2.17 Distribución de una pila de lixiviación y reacciones que intervienen

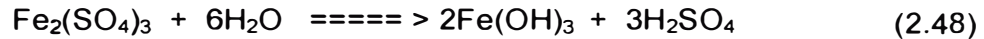
Las velocidades de lixiviación de los sulfuros de cobre han sido estudiadas experimentalmente, variando notablemente los resultados de un trabajo a otro, sin embargo existe puntos de coincidencia de que el proceso bacterial posee mayor cinética, que los puramente químicos.

Las principales reacciones que tienen lugar en la oxidación de sulfuros de cobre se presentan a continuación:

Mineral Calcopirita:

A. Ferroxidans

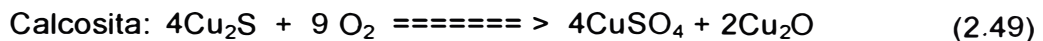




Mineral chalcocita y cuprita:

a) Con oxígeno:

A. Ferrooxidans + química



Cuprita:

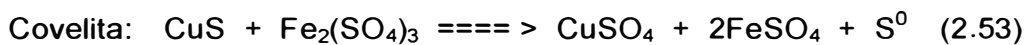
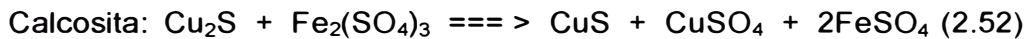
acción química



química



b) Con sulfato Férrico:



La oxidación de la chalcopirita va acompañada con la formación de sulfato férrico y ácido sulfúrico, es destacable el notable incremento de  $(\text{SO}_4)^{-2}$  con las reacciones que utilizan  $\text{O}_2$ , lo cual, podría causar concentraciones excesivas de sulfato en un circuito cerrado, parcialmente se puede ejercer este control limitando la aereación de soluciones lixiviantes y asegurando la presencia iones férrico. (Misari, 1987).

### 2.10.2 Métodos de lixiviación

La lixiviación que puede ser llevada a cabo in situ y en pilas (*heap leaching* y *dump leaching*). Primero el mineral se tritura y luego se hace escurrir (por efecto de la gravedad, en la mena), soluciones lixiviantes conteniendo una baja concentración de ácido sulfúrico. Para poder recircular la solución típicamente se utiliza bases naturales o artificiales del tipo impermeables tal que no consuma más ácido de lo normal.

### 2.10.2.1 Lixiviación in-situ, tanques, agitación, botaderos y pilas.

La lixiviación in situ, se hace en depósitos de baja ley superficiales o minas subterráneas ya trabajadas. La lixiviación se realiza a través de la mena, la cual se rompe con explosivos o por fracturas con presión hidráulica. El flujo de ácido se realiza periódicamente y, dado que se utilizan en yacimientos sulfurados, se hace pasar aire entre cada periodo de paso de lixiviante. La única diferencia principal en este tipo de lixiviación es que se considera cantidades de material que pueden llegar a 0,5 millones de toneladas mientras, que en la lixiviación en pilas, es un proceso continuo y mucho más rápido. Los caudales de ácido se muestran en la tabla N° 2.06. (Gonzalo et al 2004).

**Tabla N° 2.06: Datos típicos de flujos para lixiviación.**

Tipo de Lixiviación	Flujo [ $\text{m}^3/(\text{día} \cdot \text{m}^2)$ ]
Depósitos in-situ	0,01 - 0,05
Pilas	0,1 - 0,5

Fuente: (Gonzalo y Acevedo, 2004)

#### a) Lixiviación en tanques.

Este tipo de procedimiento se aplica a minerales de 1 a 2% en cobre, (como es nuestro caso 1,78% en concentración de cobre). Utilizándose para este caso ácido sulfúrico concentrado. La molienda del mineral debe ser bajo 1 mm y las soluciones varían desde 2 a 100 g/L de ácido sulfúrico, el cual depende del tipo del mineral. La lixiviación se lleva a cabo en estanques rectangulares apropiados para 3000 a 5000 TM de mineral.

Uno de los problemas a abordar en este tipo de lixiviación es lo relativo a la presencia de finos que impiden la percolación uniforme del lixiviante a través del mineral obteniéndose un bajo rendimiento global en la operación. El cribaje puede ser una solución pero tomaría impracticable el sistema para menas quebradizas. También, se puede utilizar para la extracción de menas que tienen asociadas soluciones de lixiviación diluidas (1 a 5 g/L de cobre), donde el funcionamiento se realiza a alta velocidad. En tal caso las opciones de

cementación o extracción por solvente se toman atractivas. Los tiempos de lixiviación son del orden de días. (Gonzalo y Acevedo, 2004).

Esta técnica se emplea para tratar minerales de alta ley o bien para concentrados o por necesidad de rapidez en el tratamiento. La agitación también actúa sobre minerales en los que el metal que se busca está en grano muy fino o bien están muy diseminados quedando fuera del alcance de la percolación.

El mineral antes de ser lixiviado deberá molerse a un tamaño de grano fino (M - 100 a -400, taylor). En la lixiviación por agitación, el tiempo de contacto generalmente es de horas, pudiendo estar entre 2 a 15 horas.

La lixiviación puede llevarse a cabo en corriente paralela o en contracorriente (se hace necesario emplear la separación sólido/líquido entre cada etapa). Entre los parámetros a tomarse en cuenta en esta técnica figuran: la densidad de la pulpa, la granulometría del mineral, acidez final, tiempo de residencia y temperatura.

La agitación se puede lograr, por aire como es el caso de las Pachucas o por agitación mecánica que es la más empleada y en la que se usa un rotor tipo turbina con baffles. (Misari, 1987).

#### **b) Lixiviación por agitación**

En este caso, la lixiviación es más rápida y utiliza el mineral con un 90% bajo 75  $\mu\text{m}$ . Los tiempos de lixiviación se reducen a horas. La alta temperatura y agitación redundan en una rápida saturación del lixivante. Procesos en contracorriente deberían aumentar la eficiencia de este tipo de procesos.

#### **c) Lixiviación en botadero (Dump leaching)**

Se refiere a la lixiviación en montones de minerales de baja ley; pero estos minerales son desmontes o sobre cargas de las operaciones de minado, el botadero es construido sobre el declive natural del terreno, la base debe ser impermeable, generalmente es de grandes tonelaje (por ejemplo  $5 \times 10^6$  TM). La forma de un botadero común puede ser vista en la siguiente figura 2.18 (Misari, 1987).

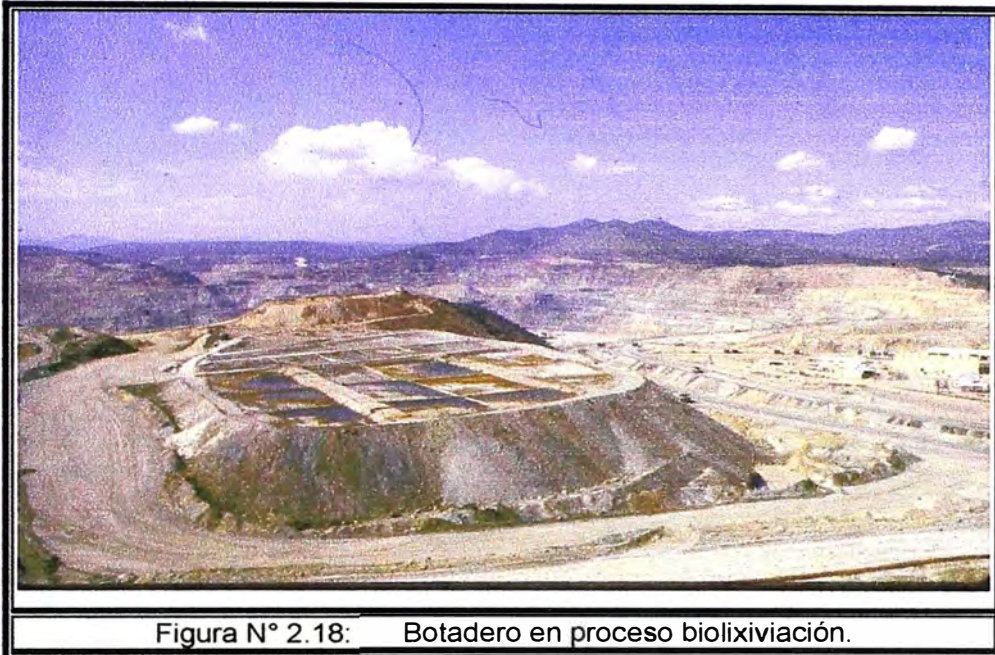


Figura N° 2.18: Botadero en proceso biolixiviación.

#### **d) Lixiviación en heap leaching**

Se refiere a la lixiviación de minerales traídos de la mina, compuesto principalmente por mineral oxidado de baja ley (0,5 – 1,0%). En este caso, el mineral es apilado sobre una base impermeable previamente preparada, por otro lado, el tiempo de lixiviación se da en meses a diferencia de años que se da para los botaderos. La forma de un heap se presenta en la siguiente Figura 2.19



El volumen de los heaps varía de 100000 a 500000 TM con un espesor de 3 a 7 metros; con tamaños de mineral que varía de 2 a 12 pulgadas, (*Misari, 1987*).

### **2.10.3 Procesos de recuperación del cobre de los licores lixiviados**

Uno de los más antiguos procesos hidrometalúrgicos para la recuperación del cobre a partir de una solución acuosa, es la cementación, el cual ha sido utilizado extensamente para la purificación de metales. Pero para la obtención del cobre electrolítico de óptimas características técnicas es mejor recuperar mediante la extracción por solventes.

#### **2.10.3.1 Recuperación del cobre por cementación**

Comúnmente se le describe como el desplazamiento de iones metálicos nobles por aquellos de un metal más reactivo a partir de soluciones acuosas y que en caso específico del cobre y del hierro, el primero queda adherido en la superficie del último a manera de un "cemento", el cual se desprende debido a la agitación

existente. Desde el punto de vista más restringido, se le puede considerar como una reacción electroquímica, en donde los electrones no son intercambiados en un mismo sitio de la superficie, ocurriendo consiguientemente las semireacciones en puntos separados por una distancia finita, la cual tiene necesariamente que ser una fase sólida conductora o semiconductor. En la Figura N° 2.20, se muestra el modelo descrito:

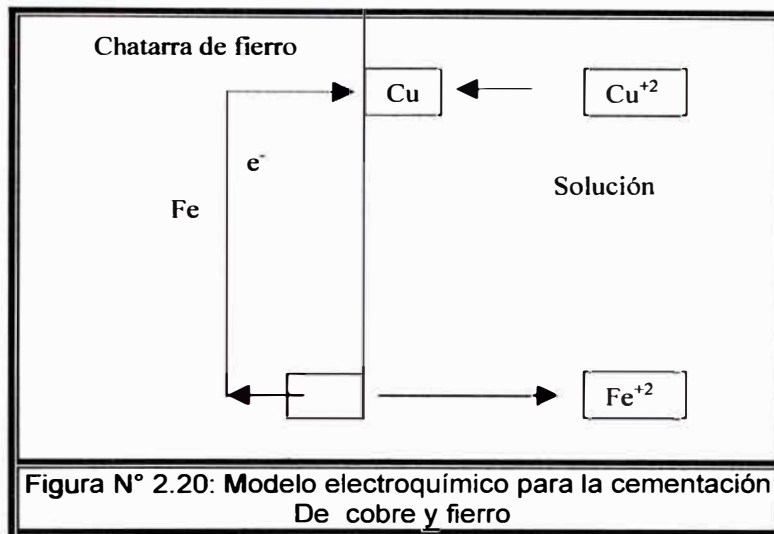
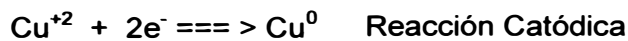


Figura N° 2.20: Modelo electroquímico para la cementación De cobre y hierro

La reacción total es la siguiente:



El cual puede desarrollarse en 2 semireacciones:



### 2.10.3.2 Recuperación del cobre por extracción de solventes

Se basa en el uso de la fase orgánica, la cual actúa como un medio intercambiador para efectuar la partición selectiva de un componente dado; este componente es selectivamente transferido a la fase orgánica durante la

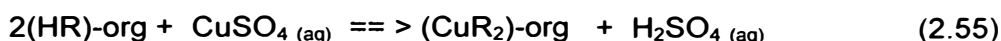
extracción que luego de una etapa de reextracción es obtenida en una manera purificada y concentrada.

### Bases químicas y técnica del proceso:

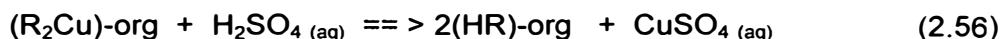
En la extracción del cobre por solventes, los iones de cobre en la fase acuosa son intercambiados con iones de hidrógeno disociados de la fase orgánica, de modo que la fase acuosa empobrecida en cobre va siendo cada vez más ácida. Este proceso se repite hasta que se alcanza el equilibrio de intercambio.

Las reacciones en las etapas de extracción y reextracción son las siguientes:

a) Extracción:



b) Reextracción:



En el caso de la extracción por cobre se emplean reactivos orgánicos formadores de quelatos del tipo de las  $\alpha$ -hidroxioximas. Estos compuestos tienen fuerte poder selectivo de unión a iones cúpricos, que por ello pueden ser extraídos incluso de una solución acidulada.

Se establece que la constante de reacción es de la forma:

$$K = \frac{[\text{R}_2\text{Cu}][\text{H}^+]^2}{[\text{Cu}^{+2}][\text{RH}]^2} \quad (2.57)$$

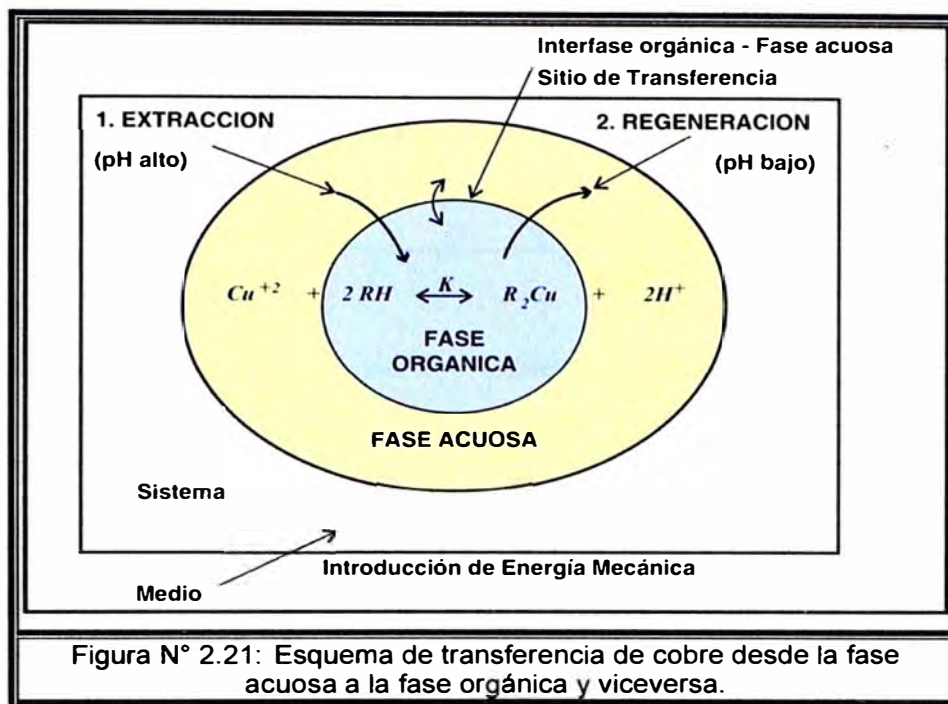
En consecuencia, la relación entre el metal acomplejante y el metal en solución acuosa es la que se indica a continuación:

$$\frac{[\text{R}_2\text{Cu}]}{[\text{Cu}^{+2}]} = \frac{K [\text{RH}]^2}{[\text{H}^+]^2} \quad (2.58)$$

Esta última ecuación muestra que si se tiene una baja concentración de protones en la solución acuosa, esto conducirá a una razón de equilibrio alta y por tanto, a una alta concentración de cobre acomplejado con el orgánico en la fase orgánica



y baja concentración de cúprico en la solución acuosa. La Figura N° 2.21, nos enseña el efecto que se obtiene.



También se puede notar que un aumento de la concentración del reactivo orgánico de acomplejamiento en la fase asociada, puede generar una concentración mayor de cobre acomplejado lo cual es obvio pues aumenta la probabilidad de contacto entre las dos especies que forma el complejo. A continuación se muestran los esquemas de los procesos de extracción del cobre de los licores lixiviados, mediante la cementación, extracción por solventes y electrodeposición y lixiviación en tanques agitados y su posterior electrodeposición.

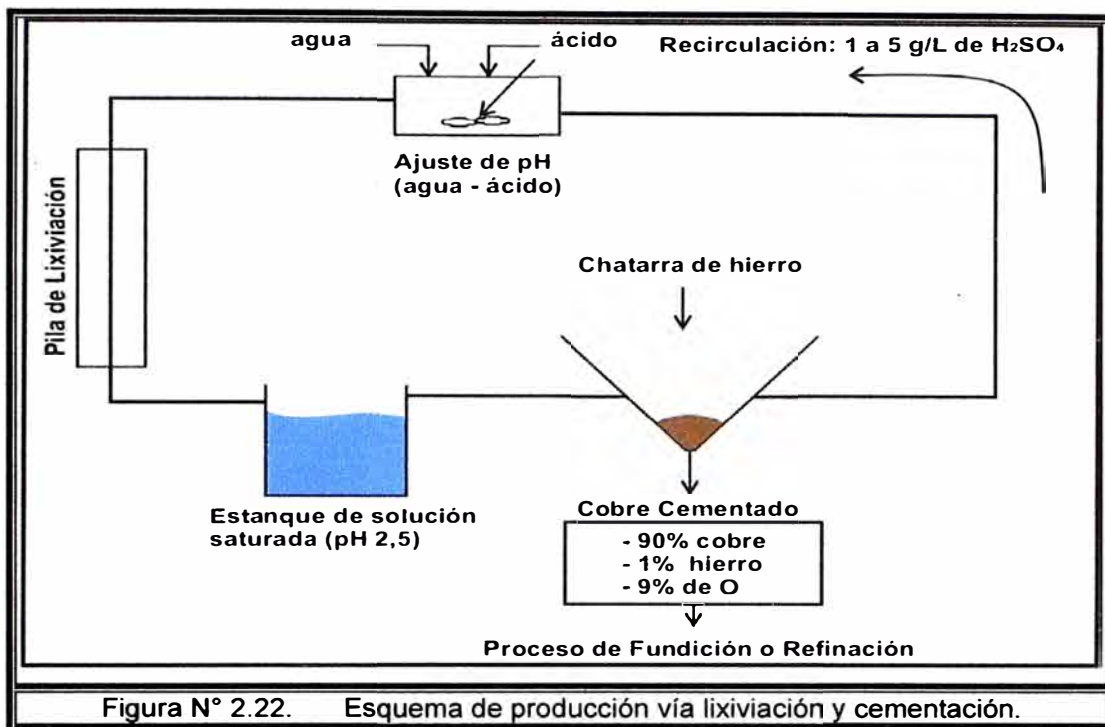


Figura N° 2.22. Esquema de producción vía lixiviación y cementación.

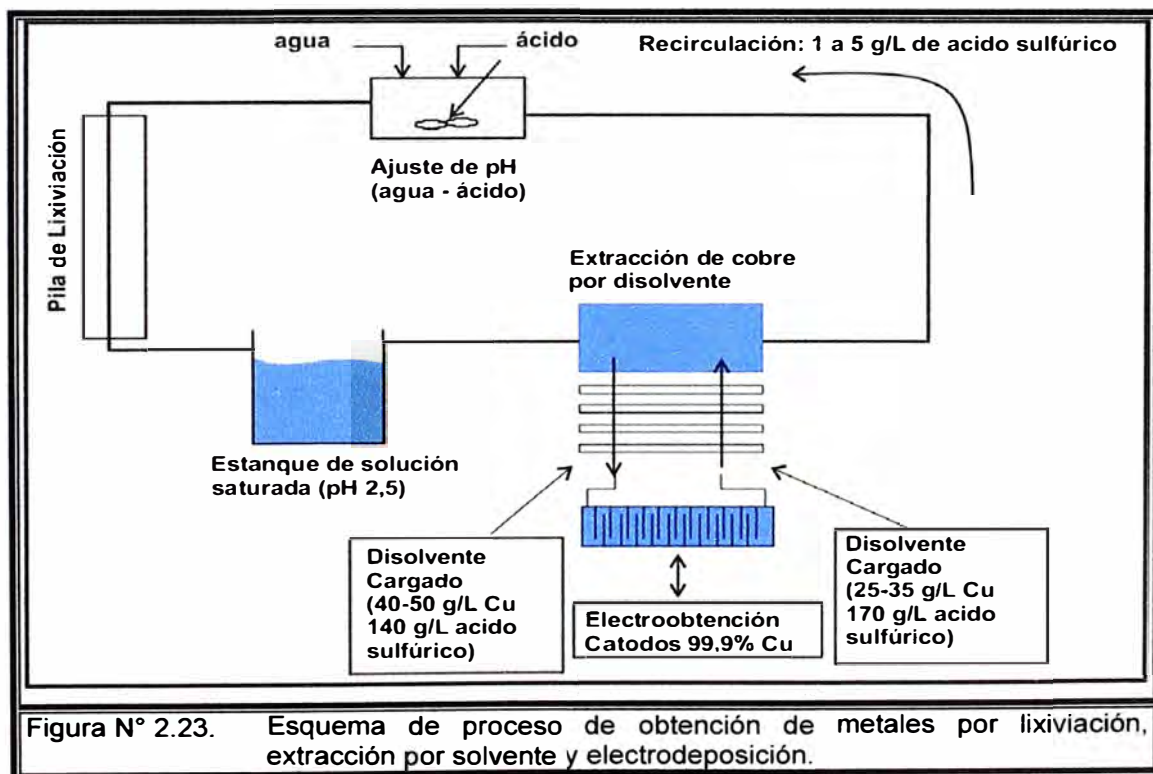


Figura N° 2.23. Esquema de proceso de obtención de metales por lixiviación, extracción por solvente y electrodeposición.

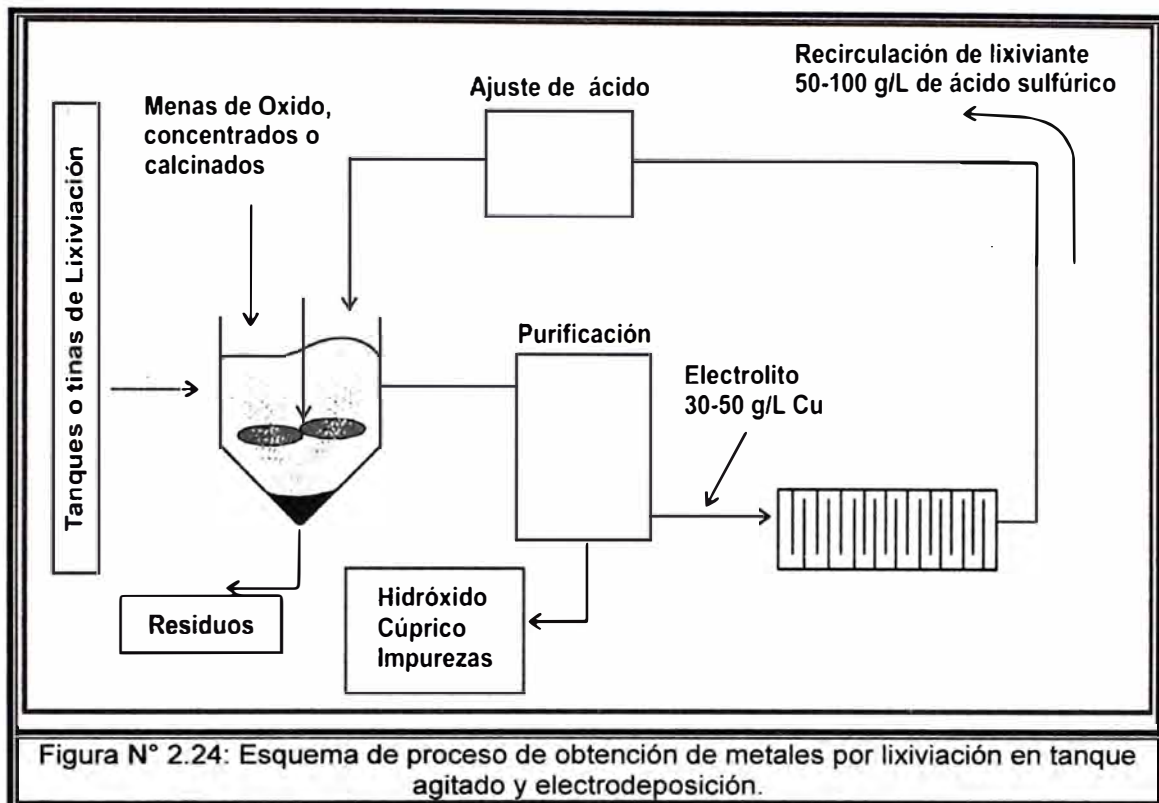


Figura N° 2.24: Esquema de proceso de obtención de metales por lixiviación en tanque agitado y electrodeposición.

## **CAPÍTULO III**

### **LIXIVIACIÓN BACTERIANA A NIVEL DE LABORATORIO (DESARROLLO EXPERIMENTAL)**

#### **3.1 DISEÑO EXPERIMENTAL**

En el siguiente capítulo, se han desarrollado los aspectos relacionados con el sistema experimental estudiado. En cuyo desarrollo se explican los aspectos del diseño experimental y métodos de análisis utilizados. Se describen el montaje y los componentes del sistema, su operación y el registro de resultados de interés. Finalmente se discuten los resultados obtenidos y las técnicas utilizadas.

El diseño experimental que se describe a continuación corresponde al estudio de la lixiviación química y bacteriológica del mineral muestreado en la unidad minera Pampa de Cobre, ubicado en Chapi (Arequipa), actualmente se encuentra bajo la administración de la Cia. Minera Milpo.

Con la finalidad de evaluar la lixivabilidad del mineral en estudio, se han planteado los análisis respectivos: Determinación del contenido del azufre total, cobre total y hierro total.

En cuanto a la evaluación de la lixivabilidad química, se analizan la acidez, el nivel de recuperación de cobre sin la presencia de las bacterias acidofílicas, también se evalúa el efecto del ión férrico en la lixiviación sin adicionarle bacterias. Posteriormente a ello, se han realizado las pruebas bacteriológicas, que consistió primeramente en realizar el aislamiento de las bacterias quimiolitotróficas de interés (acidofílicas), y obtener un banco de bacterias para inocular al mineral en estudio. En cuanto a la evaluación de la lixiviación bacteriana, se evaluó el nivel de recuperación de cobre, se determinó la cinética de crecimiento, la velocidad de disolución de cobre y el consumo de sustrato, a partir del cual también se determina el mejor modelo para la velocidad de crecimiento celular específica.

Luego de analizar las pruebas de la lixiviación química y bacteriológica, nos permite comparar el nivel de recuperación del cobre mediante ambos procesos a partir del cual se determinará el mejor rendimiento desde el punto de vista técnico. En el siguiente capítulo se evalúa la viabilidad desde el punto de vista económico mediante el costo de producción, ambos análisis nos permitirá determinar la factibilidad técnica y económica del proceso de lixiviación química y bacteriana.

### **3.1.1 Objetivos del diseño experimental.**

En este trabajo de Tesis se pretende probar la viabilidad técnica y económica de los procesos de lixiviación química y bacteriana, a partir de los resultados experimentales ejecutados a nivel de frascos agitados en el laboratorio.

Como objetivos específicos se han definido a:

- Evaluar la lixivabilidad química del mineral a ciertas condiciones de acidez.
- Determinar el nivel de consumo de ácido, en la lixiviación química.
- Realizar el aislamiento de las bacterias acidófilas a partir de muestras tomadas del drenaje ácido.
- Realizar las corridas experimentales de la biolixiviación a nivel de laboratorio mediante frascos agitados.
- Evaluación de la cinética de crecimiento de las bacterias acidófilas.
- Analizar el comportamiento de las variables como el sustrato, pH, concentración celular y formación del producto.
- Evaluar el aporte de las bacterias en la recuperación del cobre a partir del mineral en estudio, a partir de las pruebas realizadas en el laboratorio.

### **3.1.2 Metodología y análisis empleados en la lixiviación.**

La metodología empleada y los resultados obtenidos en la realización de las experiencias se describe a continuación:

- Muestreo del mineral en la unidad minera Pampa de Cobre - Chapi (Cia Minera Milpo S.A.).
- Muestreo del drenaje ácido, en bocaminas con acidez elevada (pH entre 3 a menos).
- Chancado, molienda y análisis granulométrico del mineral.
- Análisis químico del mineral, se determinaron el contenido de azufre, cobre, y fierro del mineral.
- Pruebas de lixiviación química para la determinación del consumo de ácido sulfúrico, y la recuperación del contenido de cobre del mineral en estudio.
- Preparación y esterilización del medio de cultivo para el aislamiento bacteriano y purificación de las bacterias acidófilas principalmente el *Acidithiobacillus Ferrooxidans*.
- Aislamiento de las bacterias acidofilicas a partir del drenaje ácido muestreado en la bocamina.
- Pruebas de tinción de las bacterias acidofilicas muestreadas, con fines de identificación.
- Inoculación de las bacterias en los frascos agitados para determinar la lixiviabilidad bacteriana del mineral.
- Control de las condiciones de operación, pH, temperatura, dilución, agitación.
- Análisis de muestras, determinación de la concentración bacteriana, contenido de cobre, fierro ferroso y férrico, registro manual de resultados.
- Determinación de las curvas de crecimiento bacteriano y evolución del sustrato, productos y acidez del medio.
- Evaluación de los resultados.

### **3.2 ANÁLISIS DEL MINERAL**

A continuación se describirán los procedimientos de muestreo y la técnicas analíticas empleadas para cuantificar las concentraciones de los elementos en estudio.

### **3.2.1 Muestreo del mineral y del drenaje ácido de mina.**

#### **a) Muestreo del Mineral:**

El mineral a lixiviarse fue tomado de un lote de 3 TM, de tamaño máximo de una pulgada (2,54 cm), el cual fue muestreado mediante la perforación diamantina ejecutado por la firma Philips Dodge dentro de la concesión de la unidad minera, el lote tomado es una muestra representativa del yacimiento de la unidad minera Pampa de Cobre ubicado en Chapi (Arequipa).

El mineral muestreado fue conservado en bolsas plásticas cerradas, de tal manera que su contaminación y descomposición por agua, gases, etc., fue minimizado.

Se asumió un tamaño de liberación de los minerales a una malla -100, +120 taylor, para las pruebas de lixiviación química y bacteriana, como una medida conservadora, debido a que tamaños más pequeños involucra mayores costos de energía para la molienda, de acuerdo a indagaciones efectuadas con la Cia. Mineral Milpo. La decisión de cuanta muestra tomar para las pruebas de biolixiviación, se ha efectuado de acuerdo a la teoría de Gy (anexo N° 01), se acuerdo a dichos cálculos efectuados, se requiere como mínimo 18,8 Kg, como muestra representativa. Se han tomado aproximadamente unos 30 Kg, para efectuar las corridas experimentales de lixiviación química y bacteriana

#### **b) Muestreo del drenaje ácido en la mina Carolina (Cajamarca):**

Para el muestreo del drenaje ácido, se han tomado muestras de agua de una bocamina de la Cia Minera Corona de la Unidad de Producción Carolina, ubicada en el Departamento de Cajamarca. Para ello se ha utilizado un frasco de botella de vidrio, el pH in situ dio un valor de 3. Posteriormente fue trasladado al laboratorio de Microbiología de la Facultad de Ingeniería Ambiental, de la UNI, para realizar el aislamiento respectivo de las bacterias sulfato reductoras de interés, en especial el *Acidithiobacillus Ferrooxidans*, posteriormente se realizó el cultivo

respectivo mediante el medio nutritivo *Jerez*, (Ly, 1994) con el propósito de disponer de un stock que permita obtener las pruebas de las lixiviación bacteriana en frascos de un litro.

Estas bacterias estarán, por naturaleza, ya aclimatadas al tipo de sustrato, temperatura, limitaciones de oxígeno debido a la altitud del lugar. (ver figura No 3.01 del muestreo del drenaje ácido).



Figura No 3.01: Muestreo del drenaje ácido de una bocamina con contenido de bacterias acidofílicas

### **3.2.2 Chancado, molienda y análisis granulométrico del mineral.**

Para la reducción de tamaño del mineral en estudio, se han empleado chancadora de quijadas, molino de bolas, y para realizar el análisis respectivos se han empleado los tamices respectivos, ubicados en el laboratorio de la Facultad de Ingeniería Química.

#### **Resultados obtenidos:**

Los resultados obtenidos del análisis granulométrico se muestran en la tabla N° 3.01.



**Tabla N° 3.01 – Análisis granulométrico**

<b>F80 (um)</b>	<b>P80 (um)</b>	<b>Rr</b>	<b>Moliendabilidad (g/rev)</b>	<b>Work Index (Kwh/Tc)</b>
1185	290	4,1	2,97	19,48

De acuerdo a los resultados se han obtenido una moliendabilidad del mineral el valor de 2,97 gramos por revolución, y un *Work Index* de 19,48 Kwh/tc. (Ver cálculos efectuados del anexo N° 02).

### **3.2.3 Análisis químico de las muestras del mineral.**

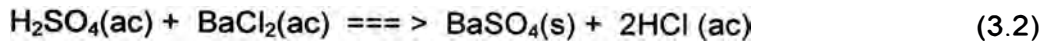
A continuación se desarrollan los aspectos relacionados con el sistema experimental estudiado, se explican los métodos de análisis utilizados, su montaje, operación y el registro de resultados de interés, finalmente se discuten los resultados obtenidos y las técnicas utilizadas.

El objetivo que se persigue en esta etapa es el de determinar el contenido de azufre, con la finalidad de determinar el contenido de ácido sulfúrico teóricamente disponible que se obtendría a partir de la conversión de las bacterias acidófilas, debido a la producción de ácido.

#### **3.2.3.1 Determinación del contenido de azufre en la muestra.**

Para la determinación del contenido de azufre del mineral cuya granulometría se encuentra entre malla (-100 +120 taylor), se ha empleado la técnica de *Allen Bishop*, obtenido de la bibliografía de Análisis Químicos en metalurgia extractiva, (*Montenegro 1986*), que es el mas recomendable para dicho análisis, por el tipo de muestra, cuyo fundamento consiste en que a un compuesto que contiene azufre, si se le trata con bromo, entonces todo el azufre se transforma en ácido sulfúrico, a esta solución al adicionarle cloruro de bario, se obtiene sulfato de bario insoluble, que se determina por gravimetría.

Las reacciones involucradas son:



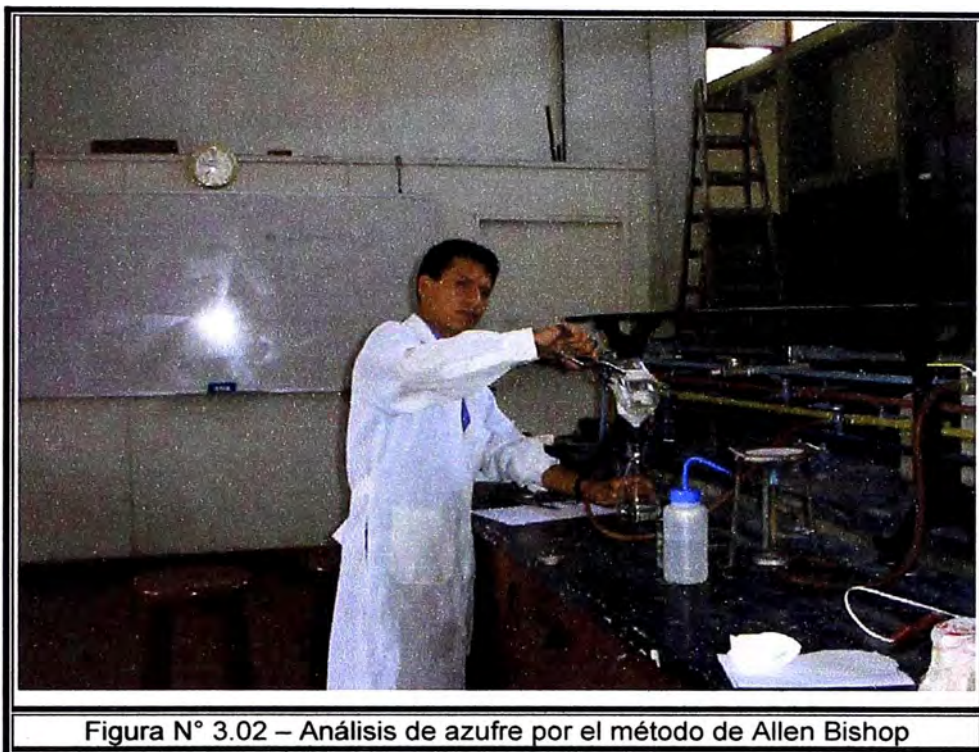
### Resultados:

Los resultados obtenidos, mediante el método indicado, nos proporciona un contenido de azufre de 4,38%.

A partir de ello podemos evaluar la potencia de la muestra, es decir el peso de ácido sulfúrico teóricamente disponible, por tonelada de mineral.



De acuerdo a los cálculos efectuados en el anexo N° 03, se obtiene 132,6 kilogramos de ácido sulfúrico teóricamente disponible, por tonelada de mineral. Lo cual indica la cantidad de ácido que se puede obtener teóricamente, mediante la conversión del azufre a ácido sulfúrico, por las bacterias sulfato reductoras de acuerdo a las reacciones (2.15, 2.6 y 2.17). (ver figura N° 3.02, análisis de azufre).



### 3.2.3.2 Determinación del contenido de cobre y fierro en la muestra.

Para la determinación del contenido de cobre y fierro, en la muestra, se ha utilizado el método de absorción atómica, con ayuda del equipo modelo *Shimadzu*, disponible en la Fac. de Ing. Ambiental de la UNI, previamente se han realizado los ataques respectivos para obtener los analitos en solución a partir de la digestión con ácido clorhídrico y ácido nítrico, con la finalidad de determinar el contenido total de los minerales de cobre y fierro.

#### Resultados obtenidos:

Los resultados obtenidos, del contenido de cobre y hierro arrojaron los siguientes valores: (ver cálculos del anexo N° 04).

% de Cobre en el mineral	% de Fierro en el mineral
1,78%	15,31%

### **3.3 PRUEBAS REALIZADAS A NIVEL DE LABORATORIO.**

#### **3.3.1 Pruebas de lixiviación química para la determinación del consumo de ácido sulfúrico, y la recuperación del contenido de cobre en el mineral en estudio.**

En la presente prueba, se han realizado, con la finalidad de evaluar la lixiviabilidad química o ácida del mineral y a su vez determinar el nivel de recuperación del cobre sin la intervención de las bacterias acidofílicas.

Para ello, se preparó ácido sulfúrico de concentraciones conocidas, se estandarizó mediante titulación volumétrica con carbonato de sodio y con la ayuda del indicador de anaranjado de metilo, para la determinación del volumen de titulación.

##### **3.3.1.1 Lixiviación Química.**

Las pruebas se efectuaron en vasos precipitados, de 250 mL, para ellos se tomaron muestras de mineral molidas con granulometría de malla (-100, +120 taylor), se tomó dicho rango debido a los resultados preliminares efectuado por la Cia. Minera, indicaron que el rango óptimo se encontraba sobre dichos valores, ya que realizar una molienda mas fina implicaba mayores costos operativos. Al mineral molido se adicionó el ácido sulfúrico, de concentración conocida, para llevarlo a las condiciones de agitación constante mediante un equipo de agitación magnético, evaluándose periódicamente el pH, hasta que este permanezca estable, lo cual indica que ya no hay consumo de ácido, y por tanto ha alcanzado el consumo máximo de ácido y un nivel máximo de recuperación del cobre.

##### **a) Evaluación del consumo de ácido.**

Para la presente evaluación se han preparado ácido sulfúrico a las siguientes concentraciones de 0,0035; 0,0906; 0,1598 y 0,2579 mol/L, para ello se han tomado muestras de mineral de una granulometría de malla (-100+120 taylor), de 5 gramos de peso y un factor de dilución de 10. Los cálculos efectuados se

muestran en el anexo N° 05, los resultados obtenidos se muestran en la tabla N° 3.02.

**Tabla N° 3.02 – Evaluación de la acidez**

<b>Acidez (mol/L)</b>	<b>pH inicial (Sol. Experimental)</b>	<b>Consumo de ácido (Kg ácido/TM mineral)</b>	<b>Recuperación de cobre (%)</b>
0,0035	2,270	2,798	44,67%
0,0906	0,842	11,20	50,64%
0,1598	0,539	14,88	55,63%
0,2579	0,380	20,08	54,49%

Los resultados obtenidos de acuerdo a la tabla N° 3.02, se observa que a una mayor concentración inicial de ácido tratado con el mineral en estudio, se incrementa el consumo de ácido, pero en todos los casos es menor al ácido teóricamente disponible por el mineral (132,6 Kg de ácido/TM mineral, ver anexo N° 03), lo cual nos indica que el mineral en estudio puede ser considerado como productor de ácido, y apropiado para realizar la lixiviación bacteriana.

**b) Evaluación de la recuperación del cobre.**

De acuerdo a los resultados obtenidos, se puede apreciar que el porcentaje de recuperación del cobre a partir del mineral se encuentra en promedio alrededor del 51,3%, obteniéndose un mayor nivel de recuperación de cobre de 55,53%, para una acidez de 0,1598 mol/L (15,67 g/L), que sería el óptimo, debido que a una mayor acidez, disminuye el nivel de recuperación del cobre, lo cual se debería a que entraría en competencia de lixiviarse con los otros metales presentes, como por ejemplo el hierro. (Ver figura N° 3.03, de la lixiviación química realizada en el laboratorio).

A las condiciones de un pH inicial de (2,27) y acidez inicial de (0,0035 mol/L), utilizado en la lixiviación puramente química, serán los puntos de comparación respecto a la evaluación de la lixiviación bacteriana, para así determinar el aporte de las bacterias en el incremento del nivel de recuperación del cobre del mineral en estudio.

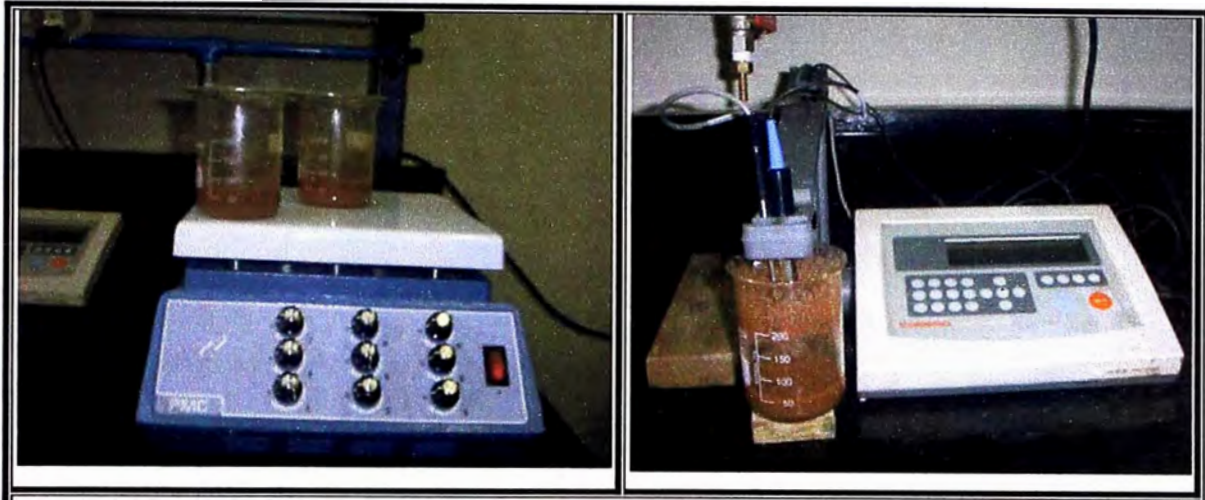


Figura N° 3.03 – Lixiviación química del mineral sulfuroso

### 3.3.2 Prueba de identificación y caracterización de las bacterias acidofilicas (prueba de Gram).

Para realizar la identificación de las bacterias es muy importante hacer uso de las coloraciones del cuerpo del microorganismo para clasificarlos y determinar su estructura.

#### a) Procedimiento de tinción de Gram:

- 1) Inocular 0,1 mL de drenaje ácido en una placa o porta objeto.
- 2) Secar al mechero suavemente con ayuda de una pinza.
- 3) Secar luego en una incubadora a una temperatura de aproximadamente de 37°C, durante unos 5 a 10 minutos, hasta que se encuentre seco. Este paso se realiza con la finalidad de fijar las bacterias y acelerar la evaporación del líquido.
- 4) Adicionar sobre la muestra seca gotas de cristal de violeta para colocarlo y dejar que se fije durante 3 a 5 minutos.
- 5) Enjuagar ligeramente en agua.
- 6) Adicionar el lugol para fijar el cristal de violeta y dejarlo aproximadamente durante 2 a 3 minutos, luego lavar con agua ligeramente.

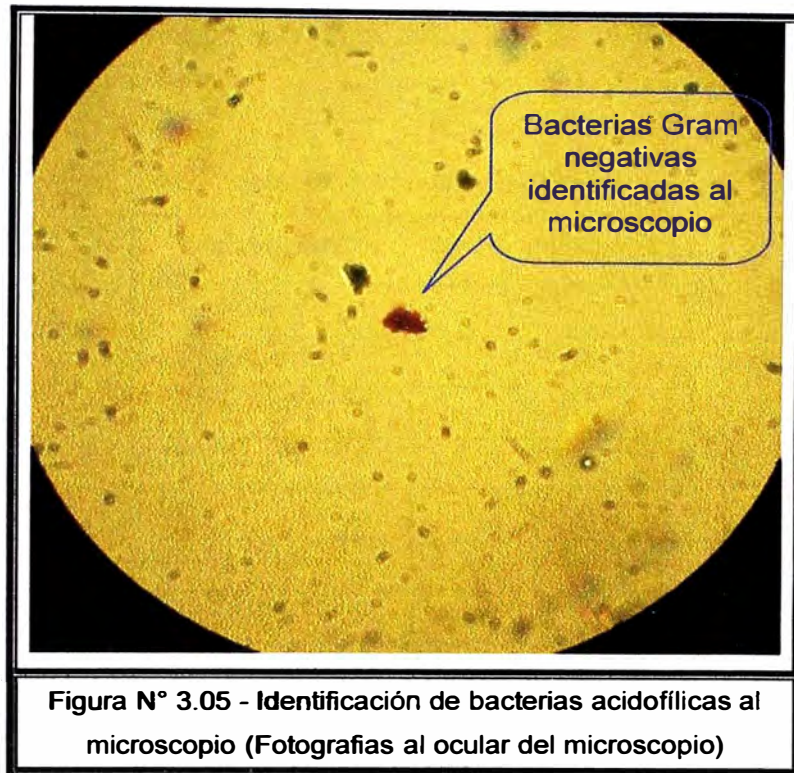
- 7) Adicionarle el decolorante alcohol más acetona y dejar unos minutos y luego lavar con agua suavemente.
- 8) Adicionar por último *sufranina* (colorante de contraste) y dejarlo que se fije aproximadamente entre 2 a 5 minutos, y luego lavar con agua nuevamente, y secar al mechero *Bunsen*, suavemente.
- 9) Ver al microscopio con un aumento del 10x, 40x y 100x, previamente adicionar aceite de inmersión para incrementar la resolución. Luego de realizar las pruebas se observa al microscopio.

**b) Resultados obtenidos:**

Habiéndose realizado las pruebas mediante la tinción de *Gram*, las bacterias observadas al microscopio dan una coloración rojiza, lo cual confirma que las bacterias en estudio pertenecen a las *Gram* negativas, como se aprecia en las fotografías de las figuras N° 3.04 y 3.05.



Figura N° 3.04 – Pruebas de tinción de Gram



### 3.3.3 Pruebas para el aislamiento y purificación del *Acidithiobacillus Ferrooxidans*, a partir del drenaje ácido.

Para ello se indicará el procedimiento de preparación del medio de cultivo empleado y posteriormente el procedimiento de purificación del *Acidithiobacillus Ferrooxidans*.

#### 3.3.3.1 Preparación del medio de cultivo.

El medio de cultivo empleado es el Medio *Jerez* (Ly, 1994) (Tabla N° 3.3), este es específico para el procedimiento de aislamiento y crecimiento de la bacteria del *Acidithiobacillus Ferrooxidans*, según las referencias utilizadas de (Ly Arrascue, 1994 y González Villalobos 1988), obtuvieron, buenos resultados, con este medio de cultivo.

A continuación se dan las concentraciones de todos los componentes del medio nutritivo empleado, se autoclavan, todos excepto el sulfato ferroso, que se

---



esterilizó separadamente. (ver figura N° 3.06 del cultivo *Jerez* preparado y esterilizado).

**Tabla N° 3.03: Medio Jerez**

Componente	Medio <i>Jerez</i> (g/L)
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	3,0
$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	0,018
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	33,4
$\text{K}_2\text{HPO}_4$	0,05
KCl	0,1
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,5
pH ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )	2

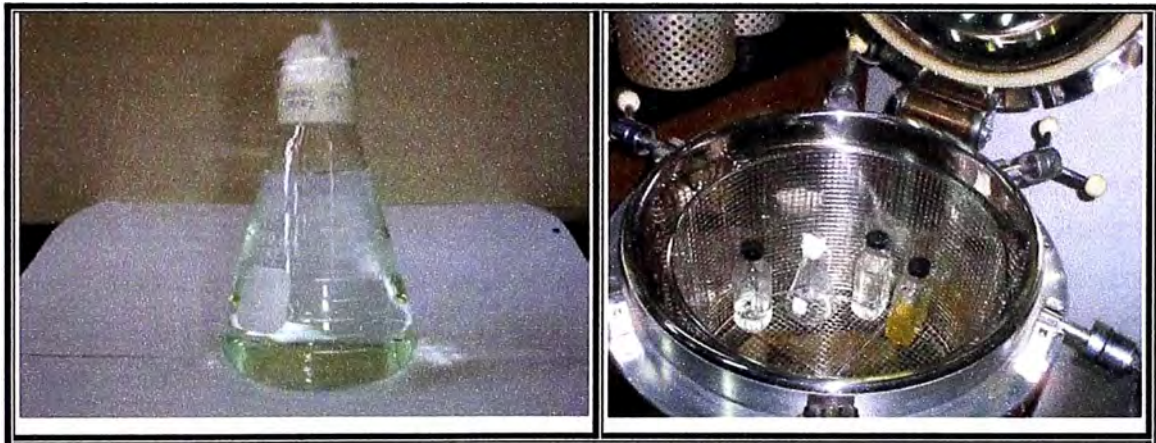


Figura N° 3.06 – Medio de cultivo *Jerez* (izquierda) y autoclave (derecha) empleado para esterilización

### **3.3.3.2 Método de aislamiento empleado y purificación del *Acidithiobacillus Ferrooxidans*.**





La muestra de agua de mina (drenaje ácido), fue sometida por separado, al siguiente procedimiento de purificación:

Se mezcló 50 mL de agua de mina y 50 mL de medio de cultivo líquido *Jerez* estéril, en un matraz estéril de 250 mL, tapado con algodón y mantenido a




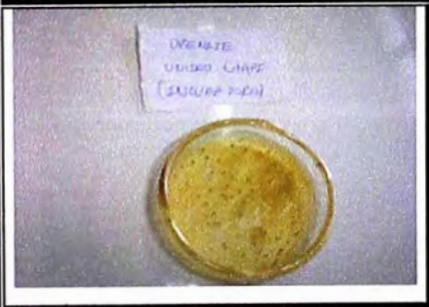
---

temperatura ambiente y agitado en un shaker a una velocidad de (700-900 RPM), hasta que se llega a efectuar la casi completa oxidación del Fe(II) en el medio. Esto se nota al ver el cambio de color del medio, que cambia de un color verdoso (Figura N° 3.07 A IV), a un amarillo que se va intensificando hasta llegar a un color naranja fuerte que es una característica morfológica del *A. Ferrooxidans*, (Figura N° 3.07 B VII) y la deposición de hidróxido férrico y formación de jarositas en las paredes del matraz, dicho cambio se observó luego de un periodo de 2 semanas de agitación. Se tomó 1 mL de este medio, como inóculo para otros 50 mL de medio *Jerez* en un frasco similar. Estas transferencias se hicieron en aproximadamente 04 meses de intervalo. Para asegurar la pureza del cultivo, después de cinco transferencias, se inoculó 2 mL de cultivo procedente de los matraces, en agar y con una asa *Drigalski* se incubó a 20°C. A partir de 15 días se obtienen el crecimiento de las colonias que se notan con claridad, ello se aprecia por la formación de pequeños precipitados de fierro de 1 a 2 mm de diámetro, (Figura N° 3.07 B VIII), de color naranja fuerte. Después de formarse las colonias se volvió a hacer un reaislamiento. Para ello, se sembró una colonia repicada del agar, con una pipeta *Pasteur* estéril, en un tubo de ensayo con 10 mL de medio *Jerez* estéril líquido y se incubó a 20°C. Luego de la oxidación del fierro luego de aproximadamente 2 semanas se sembró 2 mL, del cultivo procedente del tubo de ensayo, en 100 mL de medio *Jerez* estéril en frascos de 500 mL. A partir de dicho cultivo se obtienen un banco de bacterias para llevar a cabo la lixiviación bacteriana. (ver figuras No 3.07 C del IX al XI).

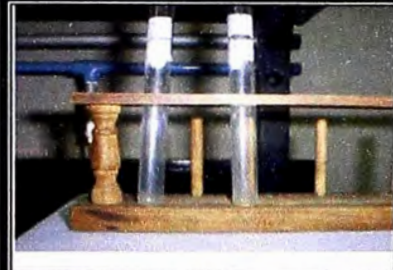




**Figuras No 3-07 (A)– Procedimiento de aislamiento y purificación del A. Ferrooxidans.**

	<p><b>I) Muestreo del drenaje ácido de una bocamina</b> (Cia Minera Corona de la U.P. Carolina - Cajamarca)</p>
 <p>05/03/2004</p>	<p><b>II) Frasco con el drenaje ácido muestreado, nótese su coloración naranja, indica la presencia de iones ferrosos y férricos</b></p>
	<p><b>III) Medio de cultivo Jerez preparado, para aislar bacterias acidofilicas</b> Frasco No 01- Solución de sulfato ferrosos Frasco No 02- Solución con medios nutrientes</p>
	<p><b>IV) Cultivos de las bacterias acidofilicas con los medios nutrientes Jerez, para su crecimiento, nótese su color inicial verdoso</b></p>

**Figuras No 3-07 (B)– Procedimiento de aislamiento y purificación del *A. Ferrooxidans*.**

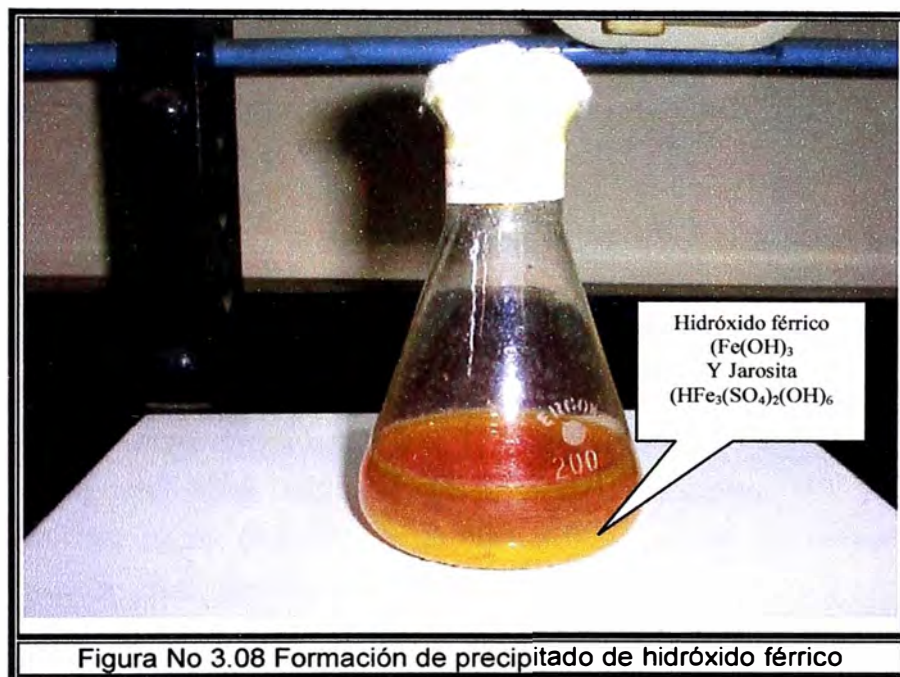
 A photograph of a single Erlenmeyer flask containing a clear, yellowish liquid, placed on a white surface.	<p><b>V) Fase de oxidación del sulfato ferroso a férrico debido al crecimiento de las bacterias acidofílicas.</b></p>
 A photograph showing three Erlenmeyer flasks containing yellowish liquid, mounted on a mechanical shaker with a control panel.	<p><b>VI) Agitación constante de las bacterias acidofílicas, con fines de obtener una buena oxigenación y transferencia del oxígeno disuelto y dióxido de carbono</b></p>
 A photograph of three Erlenmeyer flasks containing a reddish-brown liquid, with white foam on top of each.	<p><b>VII) Cultivo bacteriano oxidado debido al alto contenido de iones férricos, debido a la acción de las bacterias acidofílicas</b></p>
 A photograph of a petri dish containing a yellowish agar medium with small, reddish-brown precipitates. A handwritten label is visible above the dish.	<p><b>VIII) Aislamiento de las bacterias acidofílicas, utilizando, agar-agar, en cultivos petri se aprecia su crecimiento de las colonias, debido a la formación de precipitados rojizos de 1 a 2 mm.</b></p>

**Figuras No 3-07 (C)– Procedimiento de aislamiento y purificación del *A. Ferrooxidans*.**

	<p><b>IX)</b> Colonias repicadas del agar-agar, en los tubos de crecimiento, con medio nutriente, con la finalidad de aislar las bacterias acidofilicas</p>
	<p><b>X)</b> Crecimiento de las bacterias acidofilicas en el tubo de ensayo en el medio nutriente Jerez, luego de 15 días aproximadamente</p>
	<p><b>XI)</b> Banco de cultivos de bacterias acidofilicas purificado y realislado, listos para su inoculación en la biolixiviación</p>
	<p><b>XII)</b> Biolixiviación en frascos agitados, para la recuperación del cobre</p>
	<p><b>XIII)</b> Resultados de la biolixiviación del cobre Lado izquierdo – Lixiviación química Lado derecho – Lixiviación bacteriana</p>

### 3.3.3.3 Oxidación y reducción del hierro por las bacterias

La oxidación aeróbica del hierro desde el estado ferroso ( $\text{Fe}^{+2}$ ) al férrico ( $\text{Fe}^{+3}$ ) es una reacción que suministra energía a unas cuantas bacterias. Esta oxidación solo produce una pequeña cantidad de energía disponible y por esta razón, las bacterias del hierro deben oxidar grandes cantidades de hierro para crecer. El ión férrico en agua forma precipitados de hidróxido férrico  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  que es muy insoluble, como se aprecia en la figura No 3.08.

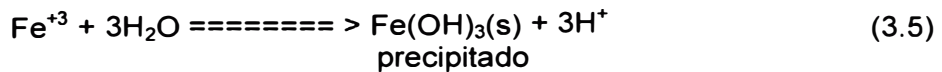
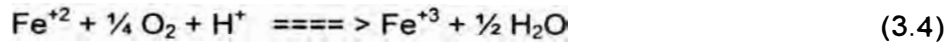


Muchas bacterias que oxidan hierro, también oxidan azufre, son por tanto acidófilas estrictas. Esto se debe en parte a que a pH neutro el hierro ferroso se oxida rápidamente en forma no biológica a estado férrico y por consiguiente solo es estable en condiciones anaeróbicas (sin oxígeno). A pH ácido, sin embargo, el hierro ferroso es estable frente a la oxidación química.

Como la oxidación espontánea del hierro ferroso en ambientes con oxígeno es muy rápida a pH neutro, por lo que el hierro ferroso no se acumula en cantidades significativas en tales condiciones. Esto explica que la mayor parte de las bacterias oxidadoras del hierro son acidófilas estrictas.

La bacteria oxidadora del hierro que mejor se conoce es el *Acidithiobacillus Ferrooxidans*, que es capaz de crecer *autotroficamente* usando tanto hierro ferroso como compuestos reducidos de azufre como donadores de electrones. Este organismo es muy común en ambientes contaminados con ácidos como vertederos de minas que produce polución y oxidación de minerales.

Cuando aguas cargadas de hierro alcanzan las regiones aerobias, el hierro ferroso se oxida rápidamente de manera espontánea y se producen compuestos férricos, que precipitan formando un depósito marrón. La reacción general de oxidación del hierro ferroso es como sigue:



Sumando ambas reacciones:



Se observa que aunque la oxidación inicial de hierro ferroso consume iones hidrógeno, causando un aumento del pH, la hidrólisis del  $\text{Fe}^{+3}$  y formación de  $\text{Fe(OH)}_3$  consume iones hidroxilo (produciendo por tanto,  $\text{H}^+$ ) y causa la acidificación del medio. Esta es una de las maneras por las que la oxidación del hierro origina la acidificación del ambiente.

#### 3.3.3.4 Oxidación del hierro ferroso a pH ácido y producción de Jarositas

A bajos valores de pH, la oxidación química del hierro ferroso es lenta. Sin embargo, el *quimiolitótrofo* acidofílico *A. Ferrooxidans*, puede catalizar la oxidación. El *A. Ferrooxidans* oxida el hierro ferroso en un proceso primario generador de energía.

Debido a la poca energía que se genera en la oxidación del hierro ferroso a férrico, estas bacterias tienen que oxidar grandes cantidades de hierro para desarrollarse. Por consiguiente, una pequeña cantidad de bacterias puede causar la precipitación de la gran cantidad de hierro. Esta bacteria oxidadora de hierro, que es un acidófilo estricto, es muy corriente en el drenaje ácido de las

minas y en manantiales ácidos; es probable que también sea responsable de la mayoría del hierro férrico precipitado a valores de pH ácido.

A. *Ferroxidans* vive en ambientes en los que el ácido sulfúrico es el ácido dominante y donde, además, hay gran cantidad de sulfato. En estas condiciones el hierro férrico no precipita como hidróxido, sino formando un complejo de sulfato mineral llamado jarosita, la cual normalmente se encuentra en la forma de:  $[HFe_3(SO_4)_2(OH)_6]$ .

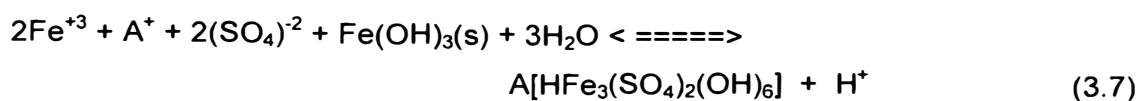
La *jarosita* es un precipitado amarillento o marrón, causante del aspecto del drenaje ácido de las minas, una desagradable coloración amarilla (ver figura No 3.08 y 3.09).



(Toro, et. Al. 1998), proponen que la formación de *jarosita* era iniciada por la presencia de un agente activador, en particular el  $Fe(OH)_3$  precipitado, que se genera por la hidrólisis del Fe(III). La producción de jarosita se describe según la reacción: (Casas)



*A. Ferrooxidans*



Se ha determinado una relación de orden para las velocidades de precipitación de jarositas, de acuerdo a los cationes presentes en la solución  $\text{K}^+ > (\text{Na}^+, \text{NH}_4^+) >> \text{H}^+$ .

**3.3.4 Pruebas de lixiviación bacteriana para la recuperación del contenido de cobre del mineral en estudio.**

**3.3.4.1 Análisis de muestras.**

**a) Determinación de la concentración de iones ferrosos ( $\text{Fe}^{+2}$ ) – Método de Margueritte.**

El método se basa en la oxidación cuantitativa de las sales ferrosas, en solución sulfúrica a férrica por acción del permanganato de potasio.



Para ello se estandariza el permanganato de potasio, con el oxalato de sodio de acuerdo al siguiente procedimiento.

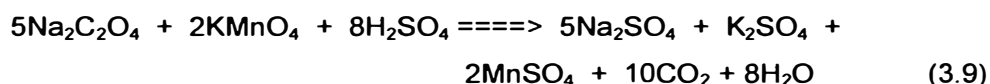
**Estandarización del Permanganato de Potasio con Oxalato de Sodio:**

Se pesan 0,5 g de oxalato de sodio previamente secado a la estufa aproximadamente 2 horas, y se disuelven en una fiola de 250 mL, obteniéndose una concentración molar de 0,014926 mol/L.

Luego se pesan 0,8 g de permanganato de potasio y se disuelven en una fiola de 250 mL, se filtra la solución, y se titula con una alícuota de 25 mL del oxalato de sodio y adicionando 2 mL de ácido sulfúrico concentrado, preparado en un matraz erlenmeyer. Las primeras gotas del permanganato se decoloran con lentitud, pero después la reacción es rápida debido a la acción catalítica del

---

manganeso. Cerca del punto final, se agrega el permanganato gota a gota esperando que se decolore cada gota antes de agregar la siguiente. Una gota de permanganato en exceso imparte a la solución una ligera coloración rosada que debe persistir por lo menos más de 3 minutos.



Para determinar la concentración de iones ferrosos, de la solución de lixiviación bacteriana, se toma una alícuota de 20 mL de la solución de permanganato estandarizado y se diluye en una fiola de 250 mL, obteniendo un factor de dilución de 12,5, la solución se mantendrá en un frasco de color ámbar siempre.

Para la determinación de los iones  $\text{Fe}^{+2}$ , de la solución de lixiviación bacteriana, se toma una alícuota de 1 mL de la solución de lixiviación con una micropipeta de 1 mL, y se pasa a un matraz de 250 mL, se adiciona 1 mL de ácido sulfúrico concentrado y también 50 mL de agua destilada con una probeta, a esta mezcla se titula con el permanganato diluido en un factor de dilución de 12,5.

#### b) Determinación de iones férricos ( $\text{Fe}^{+3}$ ).

En cuanto a la determinación de los iones férricos ( $\text{Fe}^{+3}$ ) de la solución de lixiviación, se analiza de manera indirecta. Para ello se toma una alícuota de 1 mL, con una micropipeta, y diluye en una fiola de 250 mL, para su análisis con el método de espectrofotometría de absorción atómica (EAA), que nos determina el contenido de hierro total, a ello se resta la concentración de los iones ferrosos determinado por el método del permanganato.

$$[\text{Fe}^{+3}] = [\text{Fe}]_{\text{tot (EAA)}} - [\text{Fe}^{+2}]_{\text{titulación c/permanganato}} \quad (3.10)$$

#### c) Determinación del contenido de cobre.

Para la determinación del contenido de cobre, en la muestra de lixiviación en función del tiempo, se ha utilizado la técnica de la absorción atómica, con ayuda del equipo modelo *Shimadzu*, existente en el laboratorio de la Facultad de Ingeniería Ambiental de la UNI.

Para ello se toma una alícuota de 1 mL de la solución de lixiviación y se diluye en una fiola de 250 mL, para realizar el análisis respectivo en el equipo de Absorción Atómica.

**d) Determinación de la concentración celular.**

Una suspensión celular se caracteriza por presentar un número de partículas microscópicas dispersas en un fluido. Habitualmente será necesario determinar tanto la densidad de las células en la suspensión como el porcentaje de éstas que son viables.

Para determinar la densidad de las células se emplea la cámara de conteo celular (cámara de *Neubauer*), donde se coloca una muestra de la suspensión a medir. El dispositivo presenta unas señales que determinan un volumen conocido (x microlitros). Al contar bajo el microscopio el número de bacterias presentes en ese volumen se puede determinar la densidad de partículas en la suspensión de origen.

La cámara de *Neubauer* es una cámara de conteo adaptada al microscopio de campo claro o al de contraste de fases. Se trata de un portaobjetos con una depresión en el centro, en el fondo de la cual se ha marcado con la ayuda de un diamante una cuadrícula como la que se ve en la figura No 3.10. Es un cuadrado de 3 x 3 mm, con una separación entre dos líneas consecutivas de 0,25 mm. Así pues el área sombreada y marcada L corresponde a 1 milímetro cuadrado. La depresión central del cubreobjetos está hundida 0,1 mm respecto a la superficie, de forma que cuando se cubre con un cubreobjetos éste dista de la superficie marcada 0,1 milímetro, y el volumen comprendido entre la superficie L y el cubreobjetos es de 0,1 milímetro cúbico, es decir 0,1 microlitro.

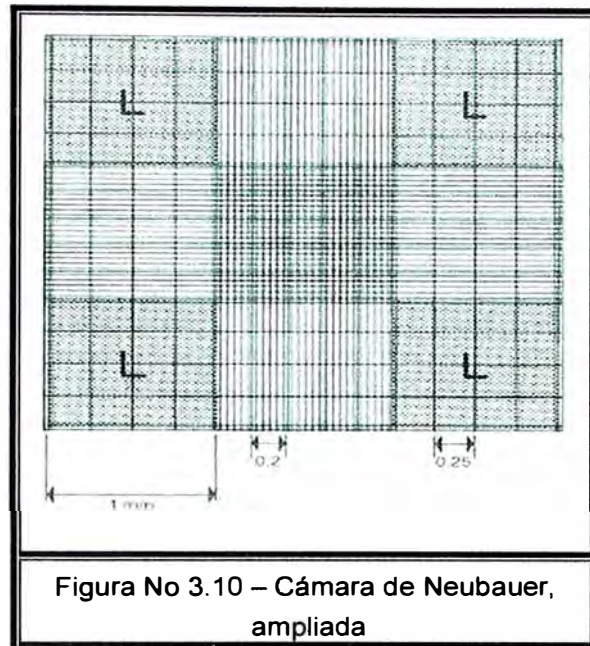
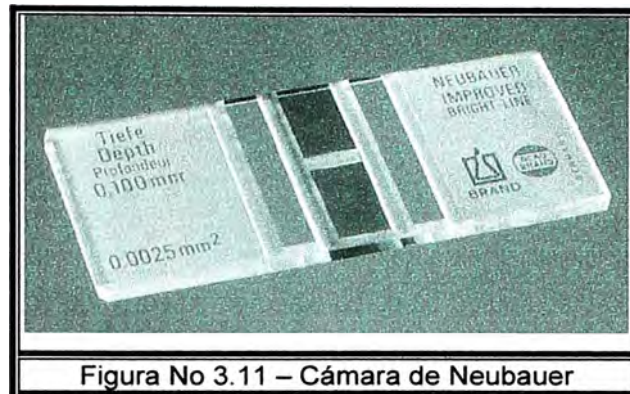


Figura No 3.10 – Cámara de Neubauer, ampliada

Si contamos las cuatro áreas sombreadas (L) observando un total de  $x$  células entre las cuatro áreas, la concentración en la suspensión celular será:

$$\text{Concentración en la suspensión (células / mL)} = 10000 (x/4) \quad (3.11)$$

Para la determinación de la densidad celular en la presente prueba se han utilizado las cámaras de conteo celular adaptadas a su uso en microscopía. En la imagen se puede observar una cámara de *Neubauer* doble, como las que usó en las pruebas de crecimiento bacteriano.



#### 3.3.4.2 Componentes del sistema.

La lixiviación bacteriana se llevo a cabo, en un frasco de 1 litro, conteniendo los siguientes componentes:

##### **Fascos No 01: Con cultivo e Inóculo bacteriano:**

- 450 g de medio nutriente *Jerez* (solución).
- 50 g de inóculo del cultivo reaislado, del banco de bacterias.
- 50 g de mineral sulfuroso.

##### **Fascos No 02: Con medio y bactericida (HgCl<sub>2</sub>)-Blanco de muestra:**

- 450 g de medio nutriente *Jerez* (solución).
- 50 g de bactericida a una concentración de (30 g/L).
- 50 g de mineral sulfuroso.

El sistema se ha armado de acuerdo al siguiente esquema.



Figura No 3.12 – Sistema experimental de lixiviación bacteriana empleado.

El procedimiento de muestreo para la evaluación cinética, la determinación de los parámetros biocinéticos, y el comportamiento de la lixiviación bacteriana del sistema experimental se ha efectuado de acuerdo al siguiente procedimiento:

1. Se preparó el medio nutriente *jerez*, a un volumen de 1 litro y se esterilizó, en el autoclave.
2. Se midió 50 g de inóculo junto al frasco de lixiviación este último se determinó su masa, en una balanza.
3. Se adicionó 450 g de medio nutriente *jerez* esterilizado (solución).
4. Se determina la densidad de la mezcla anterior, con el picnómetro para ello se afora el picnómetro con una pipeta estéril y se pesa el volumen, luego devolver la solución a la mezcla original y chequear su masa inicial de 500 g, si es menor ajustar la masa con agua destilada estéril o medio nutriente con pipeta estéril de 1 mL.
5. A la mezcla anterior se determina su pH inicial.
6. Tomar una alícuota de 1 mL, con una micropipeta de 1 mL y con un tip estéril, y trasvasar a una fiola de 250 mL, y aforar con agua destilada estéril, luego preparar el blanco de muestra pero solo con agua destilada, esto será el tiempo inicial ( $t=0$  h) posteriormente trasvasar a

un frasco de 250 mL, para su análisis de cobre y hierro por absorción atómica.

7. Tomar una alícuota de 1 mL con una pipeta estéril, para análisis de  $\text{Fe}^{+2}$ , con el permanganato de concentración conocida, se adiciona 1 mL de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado mas 50 mL de agua destilada, y se titula. Este paso se realiza por triplicado, para obtener un promedio de la concentración de los iones ferrosos.
8. Con una micropipeta de 100 uL, y un tip estéril de 100 uL, se aspira un volumen de 50 uL, y traspasa a la cámara de *Neubauer* para su lectura al microscopio y se determina la concentración celular al microscopio. Si la muestra es muy densa, se toma una alícuota con una micropipeta de 1 mL y tip estéril, luego se trasvasa a un tubo de ensayo estéril, y se realizan las diluciones seriadas y a cada tubo diluido, se toma un volumen de 50 uL, y se trasvasa a la cámara de *Neubauer* y se lee al microscopio, para determinar la concentración celular, se realiza la lectura al microscopio en las cuatro áreas de la cámara y por triplicado, para obtener un promedio.
9. Ajustar la masa inicial con agua destilada estéril.
10. Agregar el mineral previamente medido la cantidad de 50 g, de granulometría de malla (-100+120 *taylor*). Tomar nota de la fecha y la hora del inicio de la lixiviación bacteriana y este será el tiempo inicial de la lixiviación bacteriana ( $t = 0$  horas).
11. Repetir los pasos a partir de paso 5, periódicamente.
12. Al observarse una concentración constante de cobre, detener la lixiviación, determinar el consumo de ácido, la evolución de la concentración celular, sustrato y acidez.
13. Preparar separadamente bactericida 100 mL, conteniendo 30 g/L de  $\text{HgCl}_2$ , en un vaso precipitado de 150 mL, para ello adicionar 100 mL de agua destilada al vaso, y luego 3 g de  $\text{HgCl}_2$ , al vaso, de esta mezcla tomar volúmenes con una pipeta y adicionar al frasco de lixiviación, adicionar exactamente 50 g midiéndolo en una balanza, solo a un frasco, para evaluar luego la lixiviación con bacterias y sin bacterias para realizar su comparación posterior.

14. Se repite los pasos a partir del paso 2 al 12 para otro frasco que es el blanco de muestra, pero en el paso 2 no se le adiciona el inóculo, en su reemplazo se le adiciona el bactericida, y se sigue el mismo procedimiento en los demás pasos.

### **3.4 RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA LIXIVIACIÓN BACTERIANA.**

#### **3.4.1 Recuperación del contenido de Cobre:**

El método de la lixiviación bacteriana permitió recuperar el contenido de cobre del mineral sulfuroso en estudio, hasta un nivel del 68,06%, que es superior en un 23,36%, a la lixiviación puramente química realizada (sin haber utilizado el sustrato de iones ferrosos). La lixiviación puramente química permite recuperar el contenido de cobre hasta un máximo de 44,7%, esto habiendo utilizado las mismas condiciones de pH inicial al de la lixiviación bacteriana.

Al comparar el nivel de recuperación del contenido de cobre por el método de la lixiviación bacteriana respecto a la lixiviación química con sustrato adicionado (iones ferrosos), se logra un nivel de recuperación del cobre en un 7,81% superior a la lixiviación con adición de sustrato (ver tabla No 4.04), este sería el aporte real de las bacterias acidófilicas (principalmente *A. Ferrooxidans*), en la recuperación del contenido de cobre, del mineral en estudio.



**Tabla No 3.04: Comparación de la lixiviación química y bacteriana**

Tipo de lixiviación	Componentes presentes adicionados	pH inicial	pH final	Nivel de recuperación de cobre (%)	Ácido (generación y/o consumo)
Lixiviación química	Solución de ácido sulfúrico + mineral	2,27	3,453	44,67 %	Se consume ácido
Lixiviación química + sustrato (Sulfato ferroso)	Solución de ácido sulfúrico + mineral + sustrato (Sulfato ferroso), medio nutriente ( <i>Jerez</i> ) + bactericida	2,596	2,335	60,25 %	Se produce ácido ligeramente
Lixiviación bacteriana	Solución de ácido sulfúrico + mineral + sustrato (Sulfato ferroso), medio nutriente ( <i>Jerez</i> ) + inóculo acidofílico aislado ( <i>A. Ferrooxidans</i> )	2,177	1,692	68,06 %	Se produce ácido de manera apreciable

Al adicionarse iones ferrosos a la lixiviación química, este permite incrementar la disolución del cobre, y el incremento es de un 15,55%, lo cual confirma como un elemento catalizador importante mas que la actividad bacteriana (7,81%), en la disolución del cobre a partir de minerales sulfurosos.

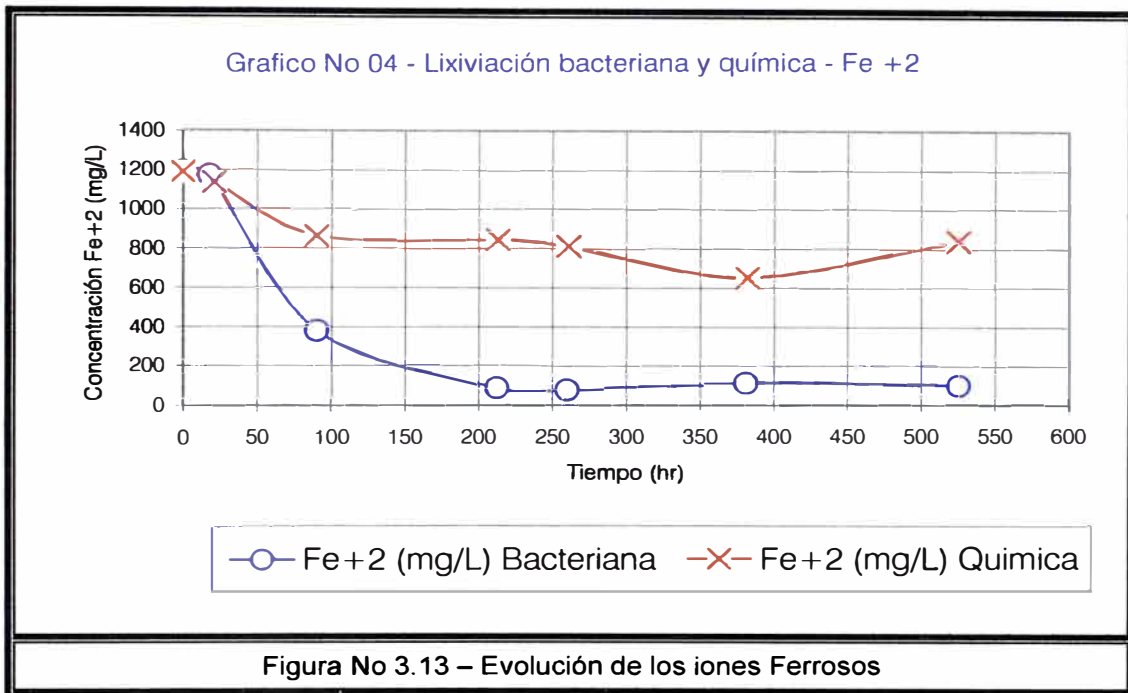
### 3.4.2 Evolución de los iones Ferrosos (Fe<sup>+2</sup>):

Los iones ferrosos utilizados en la lixiviación bacteriana, de acuerdo a los gráficos No 4, del anexo No 06, se observa un comportamiento de acuerdo al esperado, según las reacciones 2.4 y 2.14. En dichas reacciones se observa que los iones ferrosos se oxidan a iones férricos, y los electrones liberados son utilizados como fuente de energía por las bacterias acidofílicas, de acuerdo a la reacción 2.8.

Al comparar la concentración de los iones ferrosos (ver gráfico No 04 del anexo No 6), en la lixiviación bacteriana se observa un mayor consumo de Fe<sup>+2</sup> respecto a la lixiviación química con adición de sustrato, esto se explica debido a

que este sustrato ( $\text{Fe}^{+2}$ ) es utilizado como fuente de energía por las bacterias acidófilicas, de acuerdo a la reacción 2.14 y el gráfico No 4, lo cual se aprecia un mayor consumo en la lixiviación bacteriana respecto a la lixiviación con adición de sustrato.

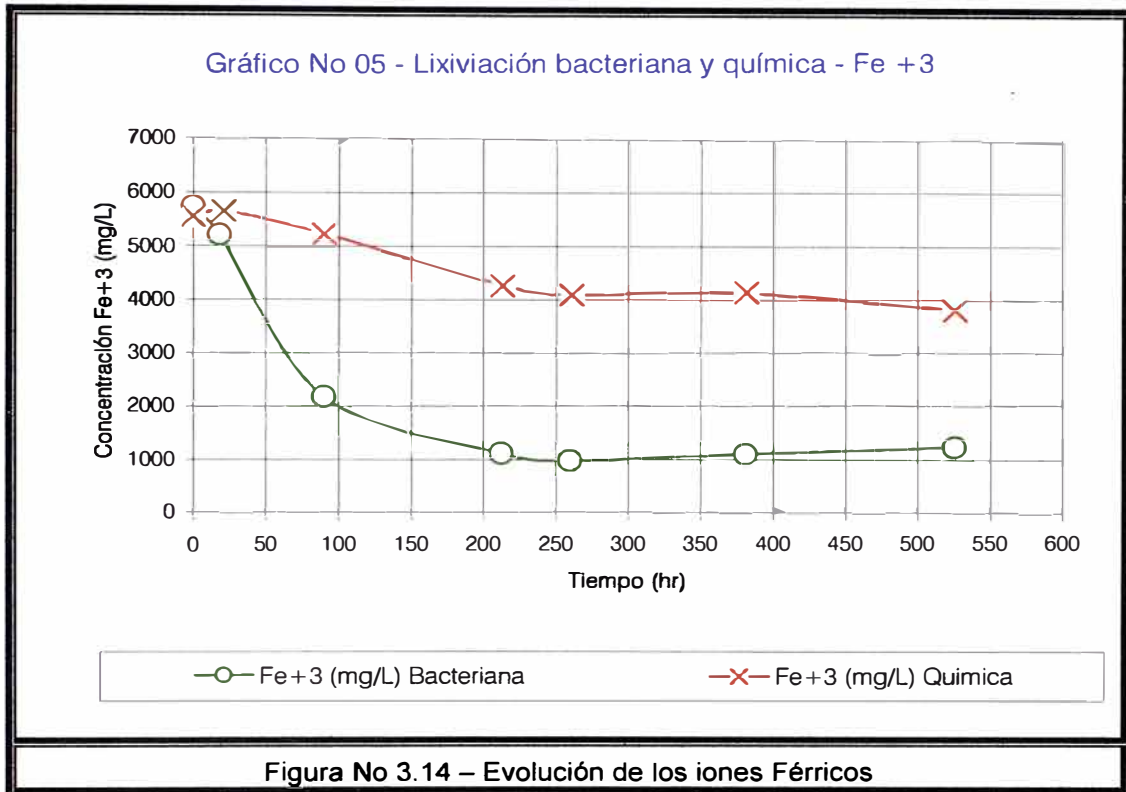
Al entrar las bacterias en la fase latencia, la concentración de los iones ferrosos permanece sin muchas variaciones apreciables.



### 3.4.3 Evolución de los iones Ferricos ( $\text{Fe}^{+3}$ ):

En cuanto a los iones férricos, se inició la lixiviación química y bacteriana con adición del sustrato a concentraciones similares, pero al transcurrir el tiempo se reducen las concentraciones, esto se debería principalmente a la precipitación de los iones férricos en forma de hidróxido férrico  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , debido a que su producto de solubilidad es bastante pequeño ( $K_{ps} = 1,6 \times 10^{-39}$ ) (Harris, 2001) y posteriormente esto produciría la formación de *jarositas* de acuerdo a la reacción 3.7, que se observa por la formación de un precipitado color amarillento.

De acuerdo a la figura No 3.14, obtenido en el anexo No 6, los iones férricos ( $\text{Fe}^{+3}$ ) en solución disminuyen hasta una concentración mínima luego del cual no hay una variación apreciable.

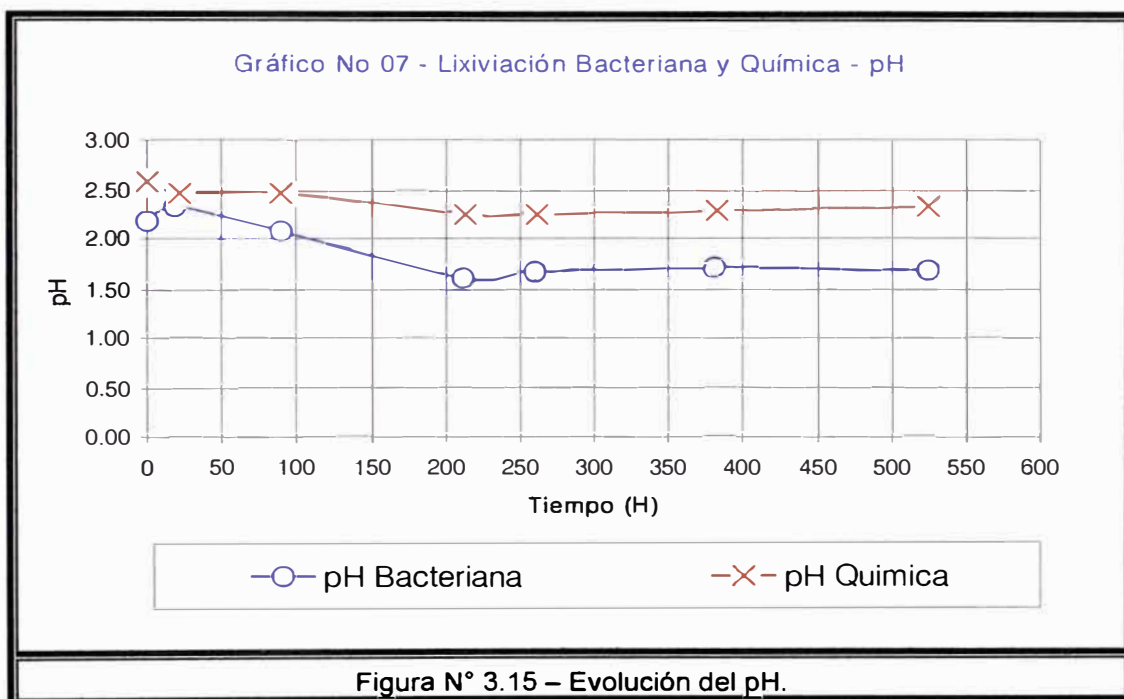


### 3.4.4 Evolución del pH:

En cuanto al análisis del pH, se observa que esta variable en la solución de lixiviación bacteriana disminuye desde un pH inicial de 2,177 a 1,692, lo cual confirma el carácter acidófilos de las bacterias presentes en la lixiviación, y a su vez se corrobora por la producción de ácido sulfúrico que se formaría, de acuerdo a las reacciones 2.7, 2.17 y 2.48.

Los resultados de la lixiviación puramente química sin adición de sustrato ferroso ni férrico, el ácido en este caso se consume, ello se corrobora debido a que el pH se eleva (ver gráficos del anexo No 05), lo contrario sucede en la lixiviación bacteriana, en este último caso se produce el ácido sulfúrico, verificándose al disminuir el pH, ver tabla (A) del anexo No 5 y el gráfico N° 7 del anexo N° 6.

Al comparar la lixiviación química con adición de sustrato ferroso ( $\text{FeSO}_4$ ), se observa que este último tiene un carácter acidofílico, pues disminuye su pH ligeramente de la solución lixivante de 2,596 a 2,335, de acuerdo a los resultados experimentales obtenidos, a su vez este sustrato actúa como un catalizador de la lixiviación debido a que logra incrementar el nivel de recuperación del cobre en un 15,55% respecto a la lixiviación química sin adición de sustrato (iones ferrosos).



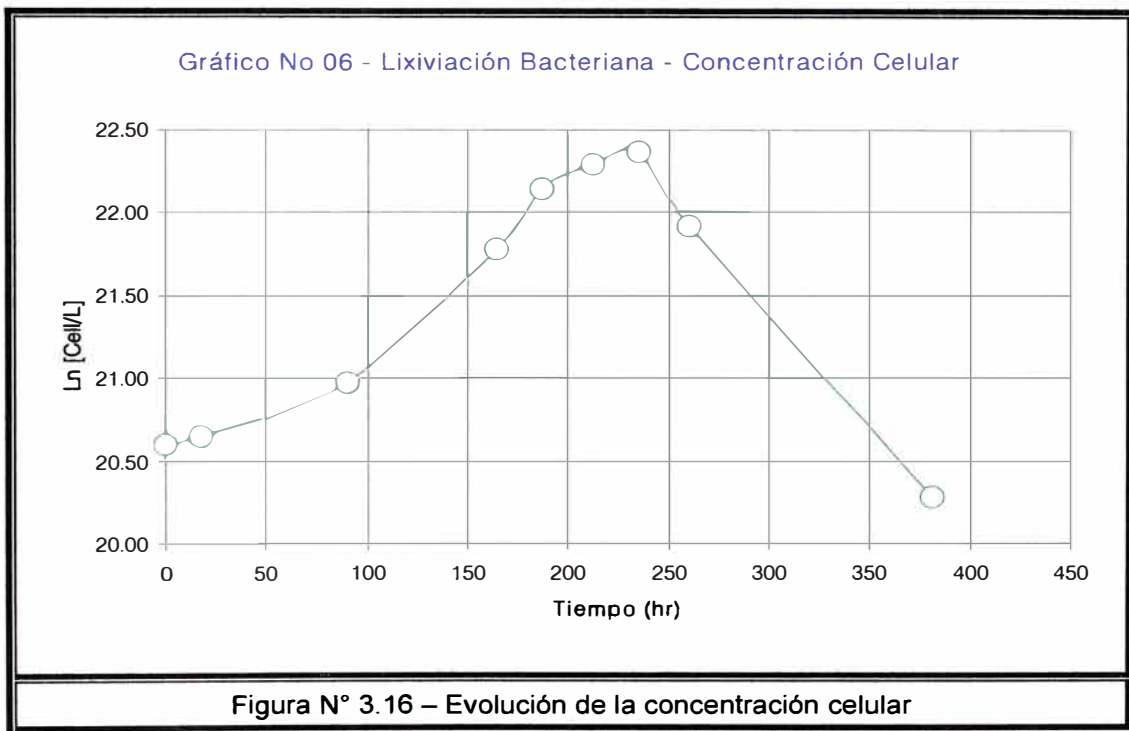
### 3.4.5 Concentración celular de las bacterias acidofílicas:

En el proceso de biolixiviación, las bacterias acidofílicas presentes logran adaptarse rápidamente, lo cual se corrobora debido a que la fase de latencia no es muy apreciable, ello confirmaría a que las bacterias ya se habían adaptado al tipo de sustrato, que se había realizado en las etapas de aislamiento y acondicionamiento bacteriano, etapas anteriores a la biolixiviación.

A partir de las 90 horas de lixiviación (3,75 días, ver tabla E, del anexo N° 06, y gráfico N° 06 del anexo N° 06), se aprecia que las bacterias ya están adaptadas al tipo de medio, debido a que a partir de este tiempo se observa un crecimiento

exponencial pronunciado, hasta llegar a un tiempo de 187 horas (7,8 días) de lixiviación que es el tiempo al cual el nivel de sustrato ( $\text{Fe}^{+2}$ , la fuente de energías de las bacterias, ver gráfico No 04, del anexo N° 06) se reducen notablemente, entrando entonces a la fase estacionaria hasta las 235 horas, lo cual dura un tiempo aproximado de 02 días, la fase de estacionaria, a partir del cual la concentración bacteriana comienza a disminuir exponencialmente, de manera muy rápida.

Por lo tanto el tiempo de lixiviación bacteriana en un reactor batch a nivel de laboratorio, tiene un tiempo de duración de 10 días, cuando las bacterias ya se encuentren acondicionadas al tipo de sustrato.



## CAPÍTULO IV

### BIOLIXIVIACIÓN A NIVEL PILOTO, DISEÑO, BALANCE DE MASA Y COSTOS DE PRODUCCION

#### 4.1 Descripción de los procesos

##### 4.1.1 Proceso de biolixiviación

La planta de biolixiviación de extracción por solventes y electrodeposición (LIX-SX-EW) a nivel piloto, se ha diseñado para procesar 100 Kg de mineral por día, mezclado con solución ácida sulfúrica de 1000 Kg por día, para producir 330 Kg de cátodos de cobre por año (cuyo masa de cada cátodo es de 1 Kg), a partir de un mineral cuya ley respecto del cobre es del 1,78%, el mineral analizado tiene un contenido de azufre de 4,38% el cual posee un potencial de 132,6 Kg de ácido sulfúrico teóricamente disponible por tonelada de mineral y de acuerdo a los resultados experimentados obtenidos el consumo de ácido por tonelada métrica es menor al teóricamente disponible, por el cual se le considera como un mineral apropiado para realizar la lixiviación bacteriana (Misari, 1987). Los datos del balance de masa, diseño y balance de energía de este proceso se encuentra detallado en el anexo 8.

Los principales minerales sulfurosos, como la calcopirita ( $\text{CuFeS}_2$ ) y calcocita ( $\text{Cu}_2\text{S}$ ) son de lixiviación lenta y lograr recuperar el mineral de interés por el proceso de lixiviación química tiene un tope máximo, pero la adición de microorganismos permiten mejorar el rendimiento de recuperación, tal como se verificó experimentalmente, en el capítulo III.

La biolixiviación se inicia en el reactor de agitación (P-01) (Lámina No P-01, anexo 10 y figura 4.01), el cual operará en estado estacionario, siendo el parámetro de control la tasa de dilución (D), cuyo valor deberá mantenerse en

0,007779 (1/h), que es el valor de la máxima producción de células. El tiempo de residencia de la pulpa en el bioreactor es de 128,5 horas, la pulpa de la descarga del bioreactor se bombeará a un tanque pulmón, a un flujo de 1100 Kg/D, luego del cual se enviará al proceso de sedimentación/clarificación (P-03), los sólidos sedimentados se envía al proceso de filtración (P-04), y los líquidos recuperados de la filtración (F-108) se mezcla junto con los líquidos del clarificador (F-106), del proceso de sedimentación/clarificación, a esta solución del proceso de biolixiviación que contiene el cobre disuelto, se le denomina solución integrada de cobre, (PLS) que contiene 1,24 g/L de cobre (F-109), que es bombeado a los tanques de alimentación de la planta de extracción por solventes (P-07), previa homogeneización (P-06).

El cobre es extraído de la fase acuosa del PLS hacia la fase orgánica, consistente en un extractante orgánico especial y un diluyente tipo kerosene (Arana, et. al. 1997). "El raffinate" (fase acuosa estéril o agotada, con una concentración de cobre de 0,12 g/L), después de la extracción del cobre es reciclado a los reactores de biolixiviación, previamente acondicionados, para ello se diluye la concentración del ácido, con agua (F-115), a la concentración de 2,54 g/L en el tanque de mezclado (P-09), como el caudal obtenido supera al requerido por el proceso de biolixiviación, se purga el caudal excedente (F-119), pero como esta solución es ácida, previamente se realiza la neutralización con cal (CaO), junto con los flujos provenientes de la filtración (F-107) y (F-120) en el tanque de neutralización (P-14), antes de su emisión, obteniéndose un lodo neutro con 21,45% de sólidos. El flujo de reciclo (F-102), que se bombea al bioreactor es de 1000 Kg/D, el cual se ha adicionado los nutrientes necesarios para el crecimiento celular (F118).

La fase orgánica rica en cobre (F-112), es transferida para su reextracción al mezclador-sedimentador (P-08), donde es mezclada con el electrolito pobre (F-131), proveniente de la planta de electrodeposición (P-20), el electrolito rico saliente de la etapa de reextracción (F-113), es reenviada nuevamente a la planta de electrodeposición a una concentración de cobre de 37,81 g/L, para la obtención de cátodos de cobre, mediante la electrolisis con corriente.

Electrolito pobre de la planta de electrodeposición, el cual se encuentra caliente debido a las reacciones exotérmicas generadas en la electrolisis, se intercambia con el calor del electrolito rico proveniente de la reextracción, posteriormente se

envía a los tanques de neutralización parcial para bajar la concentración del ácido al valor de 35,04 g/L, generado en la electrolisis, para ello se adiciona cal viva (CaO) (F-128) y agua (F-129), formándose un precipitado de  $\text{CaSO}_4$ , el cual se separa en la filtración (P-19), con una humedad del 49%, el licor de la filtración es reenviado nuevamente a la etapa de la reextracción (P-08), repitiéndose el ciclo otra vez.



**Figura No 4.01:  
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE BIOLIXIVIACION  
F-01**

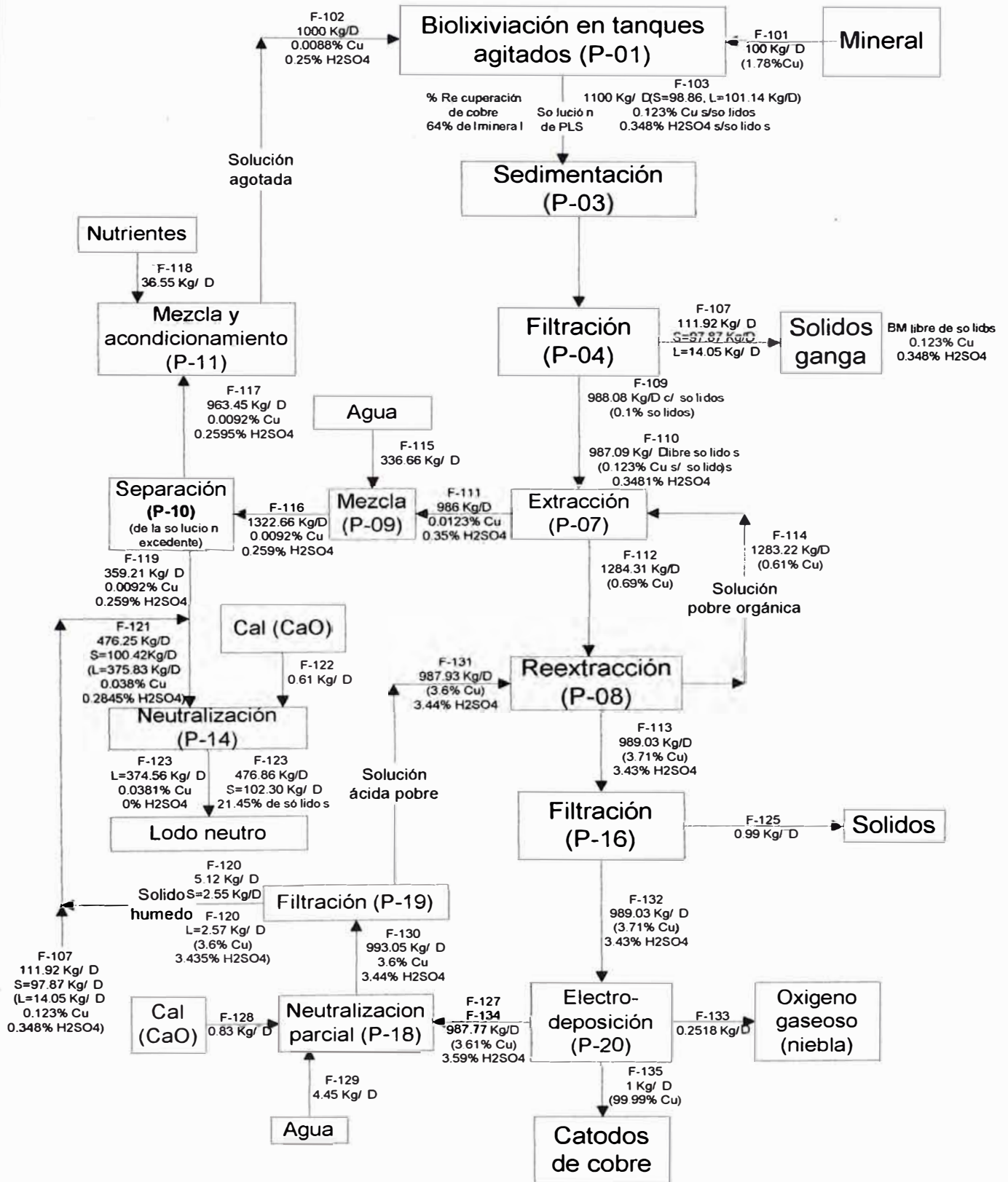
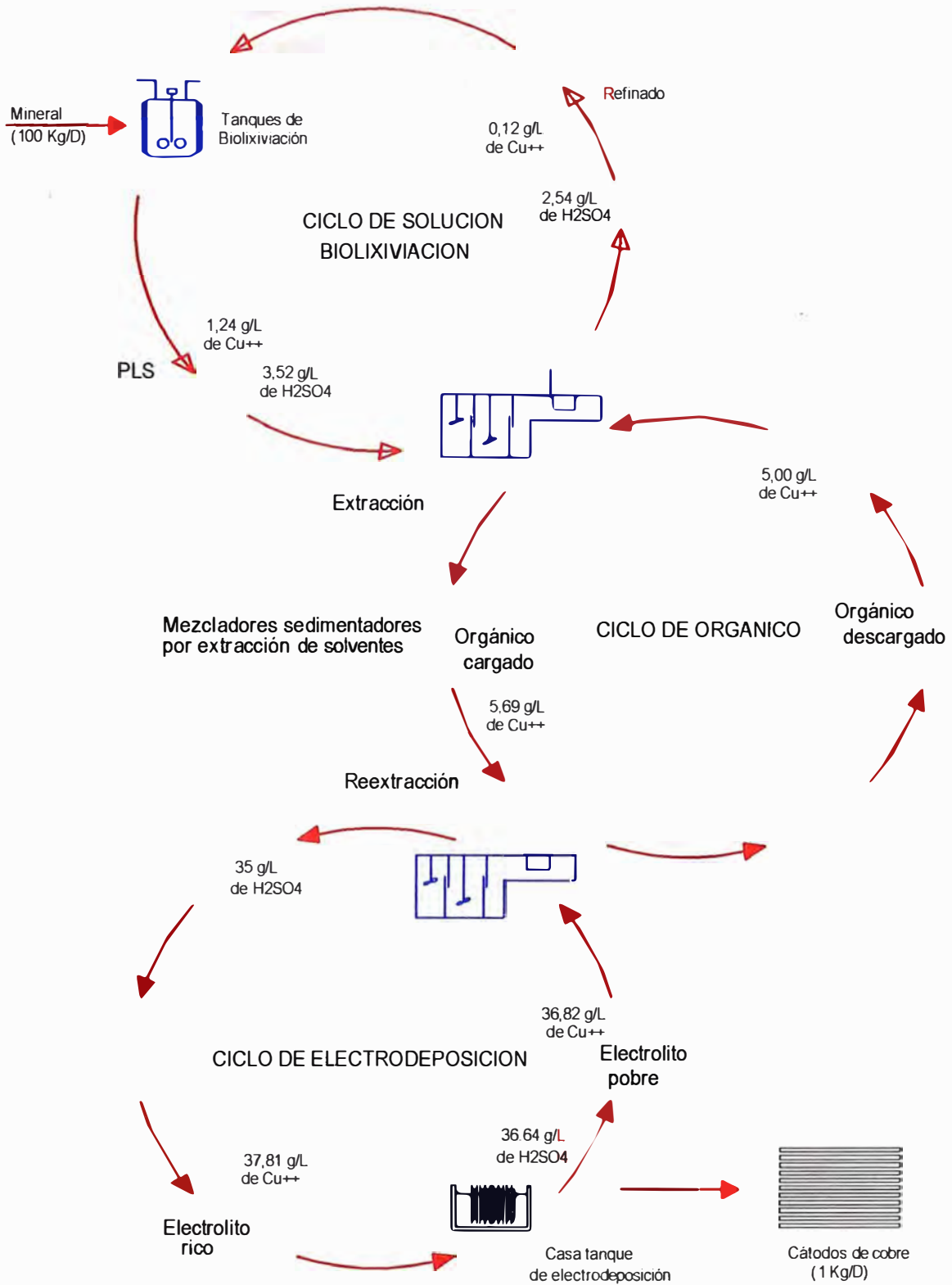


Figura No 4.02



#### 4.1.2 Proceso de lixiviación ácida

En la siguiente planta de lixiviación ácida, se ha diseñado para procesar 600 Kg por día, mezclado con 6000 Kg de solución ácida sulfúrica de (15,67 g/L) para producir 1724 Kg de cátodos de cobre por año (cuyo masa de cada cátodo es de 1 Kg), el mineral a tratar es de las mismas características del proceso anterior de biolixiviación. Los datos del balance de masa, diseño y balance de energía de este proceso se encuentra detallado en el anexo 9 y el diagrama de flujo se muestra en la figura 4.3.

El ciclo de lixiviación ácida dura 04 horas, para el cual se ha asumido en base a resultados experimentales realizados, y según el Anexo No 05, gráfico No 03, de acuerdo a dichos resultados, vemos que el tiempo óptimo donde se obtiene la máxima extracción del cobre es de 04 horas, a mayores tiempos de lixiviación no hay incrementos significativos del nivel de recuperación del cobre, dicho proceso de lixiviación se llevará a cabo en una serie de 04 tanques agitados, mediante un reactor batch (P-01, Lámina No 02, anexo 10), se ha considerado un tiempo de 04 horas de descarga, 04 horas de tiempo muerto y 04 horas de carga, entrando en operación cada reactor después de 16 horas, para ello se carga nuevamente para continuar el ciclo de lixiviación, transcurrido el tiempo de reacción, la pulpa se bombeará a un tanque pulmón de homogenización (P-02), a un flujo de 6600 Kg/D, luego del cual se enviará al proceso de sedimentación/clarificación (P-03), de aquí los sólidos sedimentados se envía al proceso de filtración (P-04), y los líquidos recuperados de la filtración (S-108) se mezclan junto con los líquidos clarificados (S-106), del proceso de sedimentación/clarificación, esta solución contiene el cobre disuelto, el cual se denomina solución integrada de cobre, (PLS) que contiene 1,10 g/L de cobre (S-109), posteriormente es bombeado a los tanques de alimentación de la planta de extracción por solventes (P-07), previa homogeneización (P-06).

El cobre es extraído de la fase acuosa del PLS hacia la fase orgánica, consistente en un extractante orgánico especial y un diluyente tipo kerosene (Arana, et al, 1997). "El raffinate" (fase acuosa estéril o agotada, después de la extracción del cobre) es reciclado a los reactores de lixiviación, previamente acondicionados, para ello se adiciona el ácido sulfúrico (S-115) de un 96% en masa y agua (S-116), hasta llegar a la concentración de ácido de 15,67 g/L

---

obteniéndose un caudal de 6000 Kg/D, en el tanque de mezclado (P-09), esta solución se alimenta nuevamente al reactor de lixiviación.

La fase orgánica rica en cobre, es transferida para su reextracción al mezclador-sedimentador (P-08), donde es mezclada con el electrolito pobre (S-128), proveniente de la planta de electrodeposición (P-13), el electrolito rico saliente de esta etapa, es reenviada nuevamente a la planta de electrodeposición para la obtención de cátodos de cobre, mediante la electrolisis con corriente, obteniéndose cátodos de cobre, así mismo se genera ácido sulfúrico de acuerdo a las reacción 4.11, y oxígeno en forma de niebla en el ánodo. Al electrolito pobre (S-122), se le adiciona cal viva (CaO), para reducir la concentración del ácido al valor de 15,67 g/L, y agua para dilución (S-126), obteniéndose un sólido de 13,87 Kg/D, esta mezcla es enviada a la etapa de filtración (P-15), el cual se separa los sólidos (S-129), que se mezcla con los sólidos provenientes de la corriente (S-107), y esto se neutralizan con cal viva (CaO), (S-130), obteniéndose un lodo neutro de 13,53% de humedad. El licor obtenido de la etapa de la filtración (S-128), es reenviada nuevamente a la etapa de la reextracción, para continuar su ciclo.

**Figura No 4.3**  
**DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LIXIVIACION QUIMICA**  
**F-02**

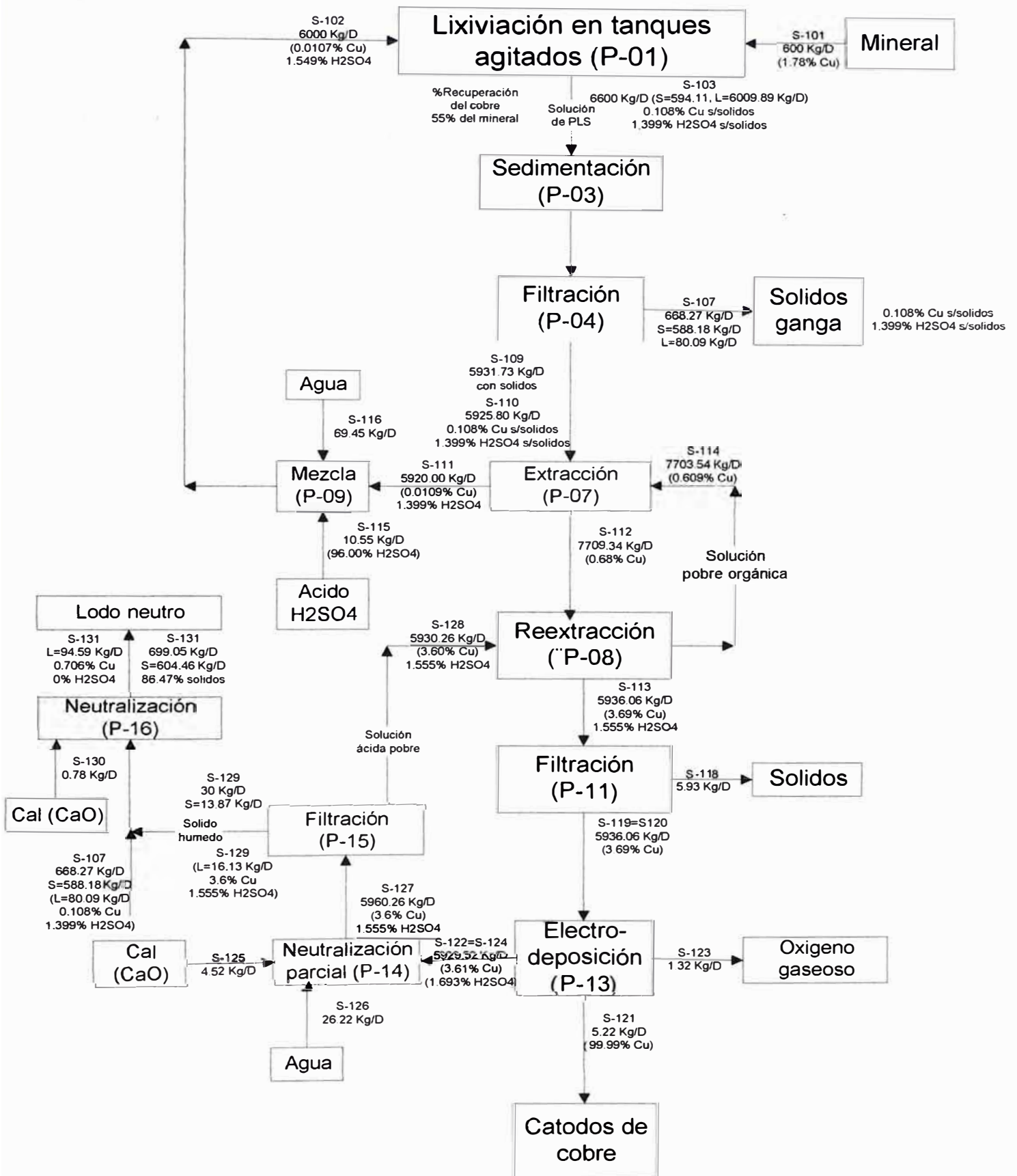
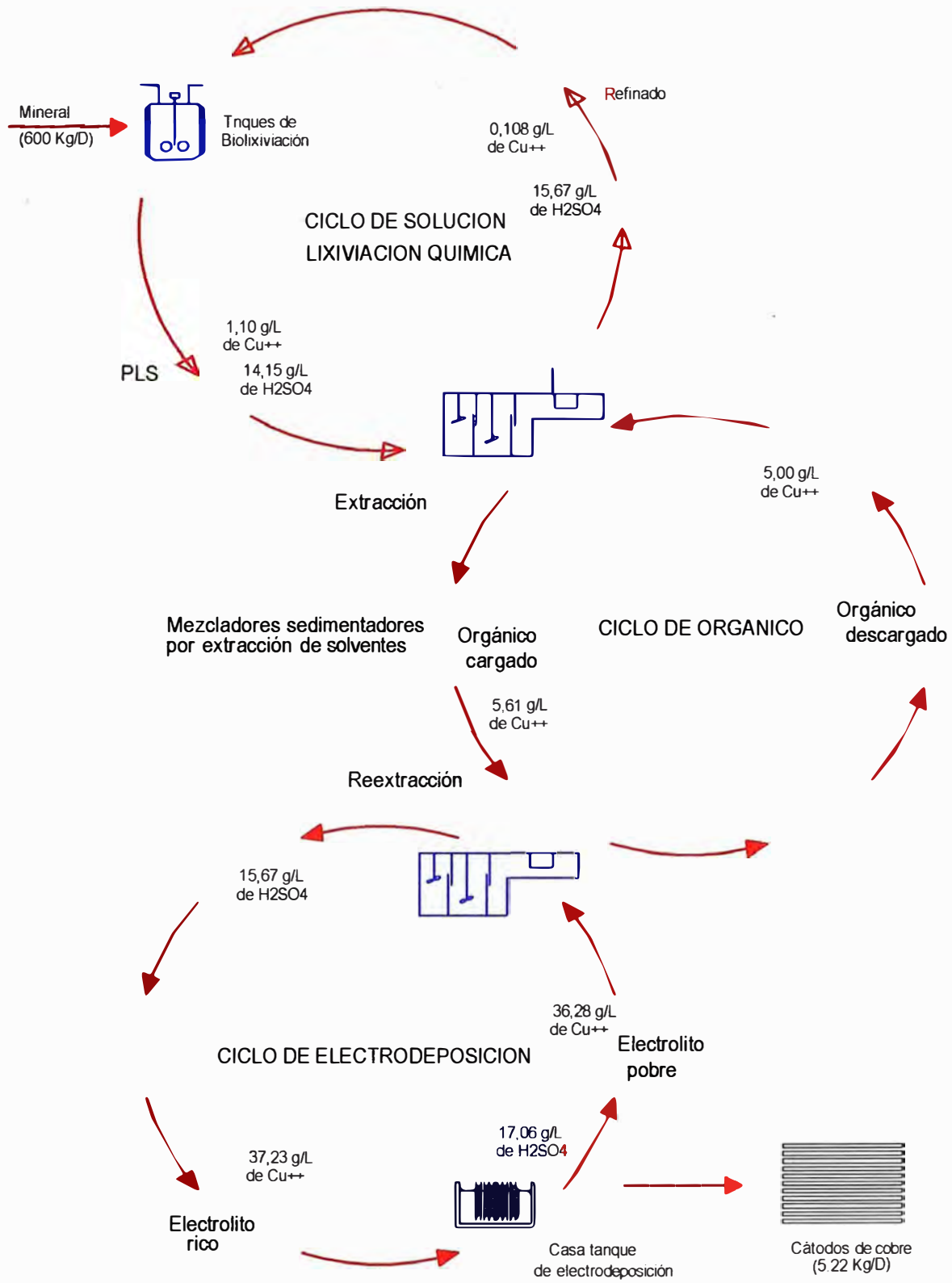



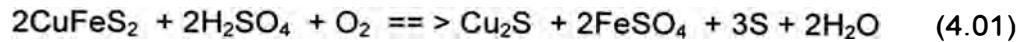
Figura No 4.04



VLADIMIRO HUAYTAN JARAMILLO	UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA		
 FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL	FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL		
	TESIS: "Biolixiviación del cobre a partir de minerales sulfurados utilizando bacterias acidofílicas aisladas del drenaje ácido de una mina"		
	PLANO:	Circuito de LIX-SX-EW - LIXIVIACION	LÁMINA Nº:
ESCALA:	S/E	FECHA:	Marzo 2006
		DISEÑO:	V. HUAYTAN J
			<b>D - 02</b>

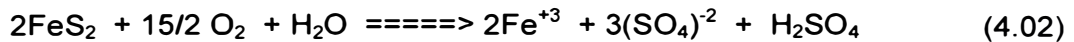
### 4.1.3 Reacciones químicas involucradas

Los principales minerales sulfurosos del cobre son la calcopirita ( $\text{CuFeS}_2$ ) y la *calcosita* ( $\text{Cu}_2\text{S}$ ). Las reacciones químicas que se producen son:



Si el mineral contiene un significativo contenido de pirita ( $\text{FeS}_2$ ), la cual reacciona en presencia de aire, agua, y bacterias para formar iones férricos de la siguiente manera:

#### Bacterias

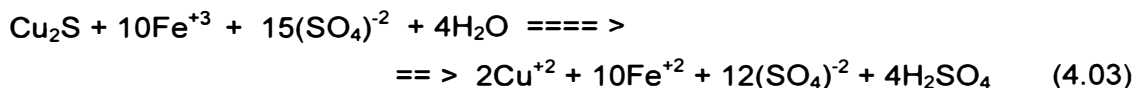


Además de iones férricos, esta reacción genera ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), reduciéndose así el requerimiento de ácido total, (*Arana y Casapia, 1997*).

Los microorganismos que actúan como catalizadores para aumentar la velocidad de reacción (4.02), se reproducen bajo las siguientes condiciones:

- pH entre 2,0 y 3,5
- Temperatura entre 4 y 25°C
- Suministro adecuado de oxígeno, el cual ingresa al reactor mediante la agitación.

El cobre de estos minerales puede ser disuelto por la solución lixivante, por la reacción de los iones férricos. La reacción de la *calcosita* es muy similar a la de la *covelita*:



### 4.1.4 Solución de refinado

La solución de "refinado" es bombeado al reactor de biolixiviación a un flujo de 41,66 L/h, en la biolixiviación y 250 L/h en la lixiviación puramente química, esta solución integrada de cobre (PLS), que es bombeado posteriormente al proceso de extracción por solvente orgánico, previa separación de los sólidos.

#### **4.1.5 Proceso de extracción por solventes (SX)**

##### **A) Principio de operación de la extracción (SX):**

En el proceso de extracción por solventes (SX), la solución integrada de cobre (PLS), proveniente del reactor de biolixiviación y/o lixiviación, se mezcla con solvente orgánico diluido en un kerosene de alto punto de inflamación. El solvente extrae exclusivamente el cobre disuelto del PLS, los otros metales no reaccionan con él.

En la reextracción (separación), el orgánico cargado es mezclado con el electrolito pobre proveniente de la electrodeposición y el cobre transferido al electrolito de alta acidez.

##### **B) Detalles del proceso de extracción (SX):**

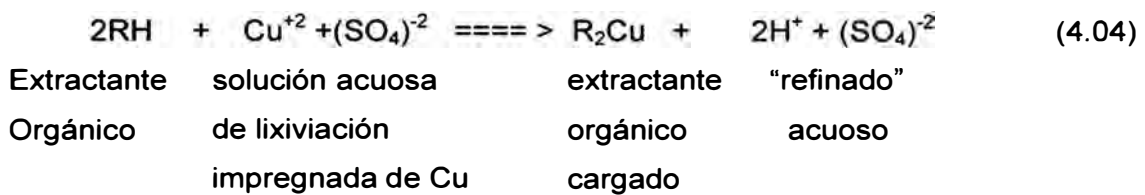
La extracción por solventes de cobre comprende las siguientes etapas:

- Contactar el PLS (contenido 1,24 g/L de  $\text{Cu}^{+2}$  de biolixiviación y 1,09 g/L de lixiviación), con un líquido exactamente específico para  $\text{Cu}^{+2}$ , el cual extrae selectivamente los valores de cobre de la fase acuosa a la orgánica.
- Separar por gravedad (diferencia de densidades) la fase acuosa, ahora desprovista de cobre ("refinado") de la ahora fase orgánica cargada de cobre.
- Retornar el "refinado", previa adición de los nutrientes necesarios para el crecimiento de los microorganismos acidofílicos, al reactor de biolixiviación.
- Enviar el orgánico cargado a una etapa de contacto con el electrolito de electrodeposición de alta concentración de ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) y 36-38 g/L de cobre ( $\text{Cu}^{+2}$ ), para provocar la separación del cobre cargado en el extractante, hacia el electrolito con alto contenido de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .
- Separar por gravedad (diferencia de densidades) el ahora orgánico descargado hacia el ahora electrolito enriquecido en cobre (electrolito rico).



- Retornar el orgánico con extractante descargado (orgánico descargado) para que se contacte con el PLS fresco para extraer cobre adicional.
- Enviar el electrolito rico a la etapa de electrodeposición para la remoción electrolítica del cobre.
- Retornar el electrolito parcialmente despojado de cobre (electrolito pobre) de la etapa de electrodeposición a la reextracción (separación) donde se contacta con orgánico cargado de cobre ( $\text{Cu}^{+2}$ ), para volverse a enriquecer.

La extracción por solventes es un proceso continuo, donde el extractante orgánico retira el cobre ( $\text{Cu}^{+2}$ ) del PLS de acuerdo con la siguiente reacción química:



Donde:

RH es el extractante conformado por un compuesto orgánico llamado salicildoxima, cetoxima o una combinación de ambos. Un buen reactivo extractante de cobre debe tener las características siguientes: (Arana y Casapia, 1997)

- ✓ Extraer Cu del PLS en forma eficiente.
- ✓ Dejar el electrolito de electrodeposición (de alta acidez) separe o reextraiga el cobre capturado.
- ✓ Extraer cobre selectivamente de la mezcla de metales disueltos en el PLS. Particularmente, su selectividad respecto al hierro (Fe) debe ser alta.
- ✓ Ser soluble en diluyente destilado de petróleo más o menos barato.
- ✓ Tener cinéticas de extracción y reextracción de cobre aceptables.
- ✓ Decantarse, es decir separarse, rápida y completamente del PLS y del electrolito. Dicho de otro modo, no debe formarse emulsiones estables con la fase acuosa.

**C) Detalles del proceso de electrodeposición (EW):**

En la electrodeposición, el cobre metálico se recupera por electrólisis a partir de una solución altamente ácida de sulfato de cobre (CuSO<sub>4</sub>). La electrólisis se logra haciendo pasar corriente eléctrica continua entre electrodos (ánodos inertes pero conductivos y cátodos), los cuales están sumergidos en un electrolito (CuSO<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>O).

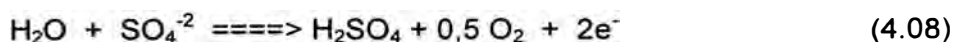
El ánodo lleva carga eléctrica positiva y el cátodo carga eléctrica negativa. Los iones de cobre (Cu<sup>+2</sup>) son reducidos (neutralizados) en el cátodo por los electrones que fluyen por él, depositándose una capa de cobre metálico sobre la superficie de la plancha madre de acero inoxidable (cátodo).

La reacción de electrodeposición en el cátodo es:



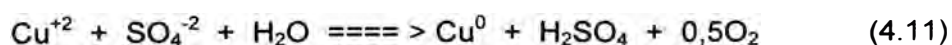
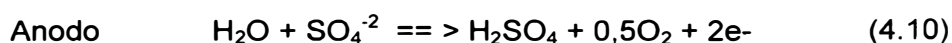
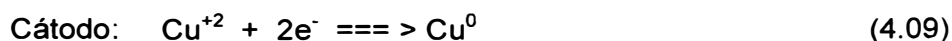
Donde (e<sup>-</sup>) denota un solo electrón, necesitándose dos para neutralizar un ión Cu<sup>+2</sup>.

Sin embargo la reacción en el ánodo es diferente. Se forma gas oxígeno en el ánodo inerte. Los iones sulfato (SO<sub>4</sub><sup>-2</sup>) se neutralizan en el ánodo formando inmediatamente ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) y oxígeno (O<sub>2</sub>), según las reacciones siguientes:



El oxígeno producido en la reacción anterior escapa como gas en el ánodo.

La reacción neta para una celda es:



La ley de la fisicoquímica que gobierna la electrolisis es la Ley de Faraday. La Ley de Faraday se usa para calcular teóricamente la cantidad de cobre que se depositaría en una celda de electrodeposición.

La relación entre la deposición real y la deposición teórica es conocida como eficiencia de corriente. Debido a las fugas o pérdidas de corriente, redisolución de cobre depositado y reacciones electroquímicas secundarias, el cobre realmente depositado es siempre menor que el cobre teóricamente calculado.

La densidad de corriente es una medida de la intensidad de aplicación de energía eléctrica por unidad de área y esta expresada en  $A/m^2$ .

La eficiencia de corriente de diseño es del 90%, la densidad de corriente de diseño es de  $312,5 A/m^2$ .

A medida que el electrolito rico pasa a través de las celdas de electrodeposición (EW), varios cambios ocurren:

- El contenido de cobre del electrolito disminuye.
- La temperatura del electrolito aumenta, debido a la reacción exotérmica, del ácido que se disocia en la solución acuosa.
- La concentración del ácido sulfúrico aumenta, de acuerdo a la reacción (4.11).

## 4.2 Balance de masa del proceso

El concepto de los balances de materia se fundamenta en los principios de conservación de la materia, el cual pueden aplicarse a los procesos en que se realice o no alguna reacción química, a continuación se muestra esta ecuación general:

$$A = E - S + G - C \quad (4.12)$$

Donde:

A = Acumulación dentro del sistema

E = Entrada por los límites del sistema

S = Salidas por los límites del sistema

G = Generación dentro del sistema

C = Consumo dentro del sistema

En los casos donde no hay generación, consumo ni acumulación dentro del sistema, la ecuación 4.12, se reduce a:

$$E = S \quad (4.13)$$

Los balances de materia se ha realizado en términos de kilogramos de la especie que se transfiere por unidad de tiempo. Ahora bien, dado que existen flujos (flujos volumétricos), para llevar a cabo dichos balances se deberá multiplicar la densidad, kilogramos/m<sup>3</sup>, por el flujo volumétrico obteniéndose la unidad requerida.

Para el caso de los sistemas en extracción y reextracción se efectuará el balance de acuerdo a la ecuación 4.14.

En este punto solo se toman las entradas y salidas de material. Por una parte entra una fase acuosa llamada alimentación cargada del metal y se pone en contacto en una unidad o reactor con la fase orgánica que realizará la extracción del metal. El balance de masa asociado es de la forma:

$$\begin{array}{cc} \text{Fase acuosa} & \text{Fase extractante} \\ E \text{ [Kg/D]} \{X_{p e} - X_{p s}\} = S \text{ [Kg/D]} \{Y_{p e} - Y_{p s}\} & \end{array} \quad (4.14)$$

Donde:

E = Flujo de entrada

S = Flujo de salida

X<sub>p e</sub>, Y<sub>p e</sub> = % en masa del cobre en la alimentación

X<sub>p s</sub>, Y<sub>p s</sub> = % en masa del cobre en la salida

#### 4.2.1 Balance de masa del proceso de biolixiviación

Respecto al balance de masa efectuado para el proceso de biolixiviación se han considerado los siguientes aspectos, para cada subsistema (I al XII), según la lámina (P-01), del anexo No 10, tendremos lo siguiente:

#### **A) Sistema I**

Se efectúa el balance de masa en el bioreactor (P-01), definido por el límite (I), de acuerdo a los resultados experimentales efectuados, se ha obtenido para un tiempo de 200 horas, una recuperación de cobre de 63,3%, y para fines de diseño, asumiremos una recuperación del 64%, con una relación de líquido a sólidos (mineral) L/S = 10, por lo tanto al bioreactor se alimentará 100 Kg/D de mineral y 1000 Kg/D de solución acidulada juntos a los medios nutrientes previamente disueltos en el equipo (P-11), ver lámina No 01, del anexo No 10.

Se efectúa un balance de masa global, a través de los límites, un balance de masa para el cobre, un balance para el hierro ferroso y un balance de masa respecto al ácido sulfúrico, los resultados se muestran en el anexo No 08.

#### **B) Sistema II**

Para el límite II, se efectúa un balance de masa global y un balance respecto a los sólidos, debido a que en esta etapa, el objetivo es separar los sólidos (ganga), de la solución lixiviada (PLS), a través del clarificador y el filtro.

#### **C) Sistema III**

En esta etapa se efectúa el balance para el proceso de extracción por solventes, con la finalidad de realizar la transferencia del soluto ( $\text{Cu}^{+2}$ ) de la fase acuosa (PLS) a la fase orgánica (extractante), la fase acuosa pobre en el soluto se le acondiciona y se recircula al bioreactor previamente acondicionado.

#### **D) Sistema IV**

El balance de masa para el sistema IV, es una etapa de reextracción donde el soluto ( $\text{Cu}^{+2}$ ) se transfiere de la fase orgánica cargada a la fase acuosa altamente ácida pobre en soluto, proveniente de la etapa de electrodeposición.

#### **E) Sistema V**

En el sistema V, se efectúa el balance de masa con la finalidad de determinar la cantidad de agua necesaria a adicionarse para lograr diluir el ácido generado en la etapa de biolixiviación, y así acondicionarlo para lograr la concentración requerida y luego reciclarlo.

**F) Sistema VI**

El balance se realiza aquí para determinar la cantidad de caudal que se tendrá que purgar, previamente neutralizado con cal.

**G) Sistema VII**

Aquí se realiza el balance, para determinar la cantidad de nutrientes necesarios para el crecimiento de los microorganismos y así como también determinar la cantidad de sustrato que se adiciona, el cual es utilizada como fuente de energía de los microorganismos acidofílicos.

**H) Sistema VIII**

El balance se efectúa para determinar la cantidad de agua y de cal (CaO) a adicionarse, para lograr diluir y neutralizar el ácido generado en la etapa de electrodeposición, a la concentración necesaria en la etapa de reextracción.

**I) Sistema IX**

En esta etapa del balance se efectúa para lograr separar los precipitados generados en la anterior etapa.

**J) Sistema X**

En esta etapa se realiza el balance con la finalidad de determinar las concentraciones de mezcla entre las corrientes F-107, F-119 y F120, para posteriormente realizar la cantidad de cal necesaria para la neutralización.

**K) Sistema XI**

Aquí el balance se efectúa para determinar la cantidad de cal (CaO) necesaria, para neutralizar las corrientes en exceso y así poder eliminar al medio ambiente o algún cuerpo receptor.

**L) Sistema XII**

El balance en esta etapa se realiza para determinar la cantidad de cobre extraído para producir cátodos de cobre, así como también determinar la cantidad de ácido generado y la cantidad de oxígeno liberado en el ánodo como gas al ambiente, ver cálculos en el anexo No 08, pagina 14.

Por lo tanto las cantidades requeridas de insumos para producir 1 kilogramos de cátodos de cobre mediante el proceso de biolixiviación se muestran en la tabla No 4.01, a partir de ello se va evaluar el costo de producción.

Se ha tomado en cuenta un 20% adicional para los consumos de cal viva (CaO) y agua para el proceso, para los nutrientes se ha considerado un 5% adicional, como efectos de pérdidas y mermas.

**Tabla No 4.01. Requerimientos de insumos por kilogramo de cobre electrodepositado en el cátodo mediante biolixiviación**

Insumo	Fórmula química	Und.	Relación (Lámina P-01)	Sin merma	Con merma (5%, 20%)
Cal (óxido de calcio)	CaO	Kg/Kg Cu	(F128+F122)/ F135	1,44	1,73
Agua requerida	H <sub>2</sub> O	m3/Kg Cu	(F115+F129)/ F135	0,34	0,41
<b>Medios nutrientes</b>					
Sulfato de amonio	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Kg/Kg Cu	F118/F135	2,96	3,11
Nitrato de calcio	Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	Kg/Kg Cu	F118/F135	0,02	0,02
Difosfato ácido de potasio	K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	Kg/Kg Cu	F118/F135	0,05	0,05
Cloruro de potasio	KCl	Kg/Kg Cu	F118/F135	0,10	0,10
Sulfato de magnesio heptahidratado	MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	Kg/Kg Cu	F118/F135	0,49	0,52
Sulfato ferroso heptahidratado	FeSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	Kg/Kg Cu	F118/F135	32,41	34,04

Se ha efectuado el diseño a nivel piloto para una capacidad de procesamiento de 33 TM/año, de mineral, siendo la producción anual de cátodos de cobre de 330 al año, cada uno de 1 kilogramo cada cátodo.

Para producir cátodos de cobre, será necesario utilizar las siguientes cantidades de corriente, y por lo tanto la energía necesaria para producir cátodos de cobre de 1 Kg/D:

- ✓ La densidad de corriente necesaria es de 312,5 A/m<sup>2</sup>.
- ✓ Las dimensiones del cátodo son largo = 0,5 m, ancho = 0,25 m
- ✓ La eficiencia de la corriente es del 90%.
- ✓ El consumo de energía es de 0,287 Kw-h/D, por kilogramo de cobre electrodepositado, considerando 20% por pérdidas, el consumo será 0,344 Kw-h/D.

#### **4.2.2 Balance de masa del proceso de lixiviación ácida**

En este proceso de lixiviación química, el balance se ha efectuado asumiendo un tiempo de operación de 4 horas (0,1667 días), que es el tiempo donde se obtiene el máximo pH, un mayor consumo de ácido para disolver los metales presentes en el mineral.

De acuerdo al resultado experimental obtenido en el proceso de lixiviación ácida, se ha logrado una máxima recuperación del cobre del 55,65%, para una acidez del 0,1596 mol/L (15,67 g/L), como se muestra en el gráfico No 03 del anexo 05, y para fines de diseño suponemos una recuperación del 55%, según el cuadro No 03, del mismo anexo. Los niveles de recuperación de cobre para otras concentraciones de ácido menores a 15,67 y mayores a este valor, disminuyen.

La alimentación o carga al reactor es de 100 Kg por 04 horas de mineral, el cual por un periodo de 24 horas, entrarán en operación 06 reactores, lo cual hacen 600 Kg/D de procesamiento de mineral, y suponiendo una relación de L/S =10, con respecto al mineral, tendremos una carga de solvente de 6000 Kg/D de acuerdo a las pruebas experimentales obtenidos.

Por lo tanto, asumiremos que se dispone de 04 reactores Batch, el cual cada reactor entra en operación cada 04 horas, considerando 04 horas adicionales, como descarga de lixiviados, 04 horas como tiempo muerto, para las operaciones de mantenimiento y 04 horas mas como carga de solución acidulada.



En la figura No 4.05, se muestra el diagrama de Gant para la puesta en operación de los 04 reactores, que entraran en operación cada 16 horas.

En el proceso de lixiviación química el balance de masa efectuado es similar al proceso de biolixiviación con la diferencia, que en este proceso no es necesario adicionar los nutrientes, debido a que no se utiliza microorganismos, otra diferencia importante es de que en este proceso, se requiere adicionar ácido sulfúrico y agua para acondicionar la solución agotada de cobre (PLS), y retroalimentar al reactor de lixiviación, en cambio en el proceso de biolixiviación no se requiere adicionar ácido debido a que el ácido en esta etapa se genera.

Por lo tanto las cantidades requeridas de insumos para producir 1 kilogramos de cátodos de cobre mediante el proceso lixiviación puramente química se muestran en la tabla No 4.02, cuyos valores nos permitirá evaluar los costos de producción de este proceso.

Así mismo se ha tomado en cuenta un 5% adicional respecto al teóricamente necesario para el ácido sulfúrico, un 20% adicional para los consumos de cal viva (CaO) y agua para el proceso como efectos de perdidas y mermas.

**Tabla No 4.02. Requerimientos de insumos por kilogramo de cobre electrodepositado en el cátodo mediante la lixiviación química**

Insumo	Fórmula química	Und.	Relación (Lamina P-02)	Sin merma	Con merma (5%, 20%)
Ácido sulfúrico	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	L / Kg Cu	(S115)/S121	1,05	1,11
Cal (óxido de calcio)	CaO	Kg/Kg Cu	(S125+S130)/S121	1,02	1,22
Agua requerida	H <sub>2</sub> O	m3/Kg Cu	(S115+S126)/S121	0,18	0,22

En el proceso de lixiviación química se ha efectuado el diseño también a nivel piloto para una capacidad de procesamiento de 198 TM/año, de mineral, siendo la producción anual de cátodos de cobre de 1724 al año, cada uno de 1 kilogramo cada cátodo.



Para producir cátodos de cobre por el proceso de lixiviación química, será necesario utilizar las siguientes cantidades de corriente, y por lo tanto la energía necesaria para producir cátodos de cobre de 1 Kg/D será:

- ✓ La densidad de corriente necesaria es de 312,5 A/m<sup>2</sup>.
- ✓ Las dimensiones del cátodo son largo = 0,5 m, ancho = 0,25 m
- ✓ La eficiencia de la corriente es del 90%.
- ✓ El consumo de energía es de 1,497 Kw-h/D, por kilogramo de cobre electrodepositado, considerando 20% por pérdidas, el consumo será 1,80 Kw-h/D.

#### 4.3 Cálculo del costo de producción del proceso de biolixiviación.

Para la evaluación de los costos de producción se ha tomado en consideración lo siguiente en cuanto a los costos variables: El consumo de cal para neutralización, agua para reposición y dilución, el consumo de nutrientes para el crecimiento de los microorganismos acidofílicos, energía eléctrica para la electrodeposición, energía eléctrica para la agitación de los equipos de procesos y el costo de la mano de obra.

El balance de masa efectuado nos sirve para relacionar la cantidad de los insumos utilizados respecto a los cátodos de cobre producidos, a partir del mineral procesado, como se aprecian en la tabla No 4.01, con dichos resultados obtenidos podemos determinar los costos de producción, para ello se requiere los costos unitarios de los insumos, que se muestra en la siguiente tabla No 4.03.

**Tabla No 4.03. Costo de los insumos utilizados (US\$/Kg)  
(Proceso de biolixiviación)**

Insumo	Fórmula	Unidad	Costo unitario
Cal viva	CaO	US\$/Kg	1,50
Agua de proceso	H <sub>2</sub> O	US\$/m <sup>3</sup>	0,30
Nutrientes			
Sulfato de amonio	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	US\$/Kg	14,50
Nitrato de calcio	Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	US\$/Kg	63,20
Difosfato ácido de potasio	K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	US\$/Kg	60,30
Cloruro de potasio	KCl	US\$/Kg	6,26
Sulfato de magnesio	MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	US\$/Kg	3,58
Sulfato ferroso	FeSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	US\$/Kg	4,48
Energía eléctrica		US\$/Kw-h	0,11

En cuanto al consumo de energía de los equipos de proceso, se ha determinado en función al diagrama de flujo del proceso lamina No 01, del anexo No 10, a partir del tipo de equipos y cantidades respectivas, y con la ayuda de los consumos de potencia en función al volumen de cada equipo se determinará la potencia estimada, según la información proporcionada por el autor (Ulrich, 1992), cuyos valores se presentan en la pagina 16 del anexo No 08. De acuerdo a ello se ha asumido para el bioreactor una agitación ligera con un consumo de potencia de 0,20 Kw/m<sup>3</sup>, para los tanques de agitación y mezcla 0,12 Kw/m<sup>3</sup>, para el clarificador 0,05 Kw/m<sup>3</sup>, y para los tanques de extracción una agitación más vigorosa cuyo valor será de 0,30 Kw/m<sup>3</sup>, en la pagina 16 del anexo 08, se

muestran los cálculos efectuados, obteniéndose una potencia total de consumo de 6,7 Kilowats, por tanto si los equipos operan por un periodo de 24 horas diarias, durante 330 días al año, hacen un total de 53311 Kw-h/año, de consumo de potencia anual, para producir 330 cátodos de cobre de 1 Kg por un año. En la tabla No 4.04, se muestra el requerimientos de personal, para determinar el costo de la mano de obra para el proceso de biolixiviación.

**Tabla No 4.04. Requerimiento de personal (Proceso de biolixiviación)**

<b>Area</b>	<b>Operación/código (Lamina P01)</b>	<b>No de operarios</b>
Area de biolixiviación	P-01	1
Area de Clarificación y filtración	P-03/P-04/P-19	1
Area de extracción y reextracción	P-07/P-08	1
Area de acondicionamiento sol. agotada	P-09	1
Area de adición de nutrientes	P-11	1
Area de neutralización	P-14/P-18	1
Area de producción de cátodos	P-20	2
<b>No de operarios x turno de 8 horas</b>		<b>8</b>
<b>No total de operarios x día de 24 horas</b>		<b>24</b>

Para laborar por un periodo de 24 horas continuas se requieren 24 operarios, estimamos que los ingresos mensuales de cada operario debe ser de US\$ 180, por lo tanto los gastos mensuales ascienden a la suma de US\$ 4320 y por un periodo anual el monto asciende a US\$ 51840, gastos correspondientes para la producción de 330 cátodos de cobre de 1 Kg al año.

Con los costos de los insumos, energía eléctrica para electrodeposición, agitación de los equipos, y costo de la mano de obra, se obtiene el costo de producción unitario (US\$/Kg de cátodos). Se ha tomado como base una producción de 330 cátodos al año, con un peso de 1 Kilogramo cada cátodo. A continuación en la tabla No 4.05, se muestra los cálculos efectuados:

**Tabla No 4.05: Costo de producción de cátodos de cobre mediante biolixiviación**

Insumos	Und	Cantidad	Costo unitario (US\$/Und)	Sub total (US\$)
<b>Costos variables de operación</b>				
Cal viva (CaO)	Kg	571	1,5	857
Agua de proceso	m <sup>3</sup>	135	0,3	41
<b>Nutrientes</b>				
Sulfato de amonio	Kg	1025	14,5	14862
Nitrato de calcio	Kg	6	63,2	389
Difosfato ácido de potasio	Kg	17	60	1030
Cloruro de potasio	Kg	34	6,26	214
Sulfato de magnesio	Kg	171	3,58	612
Sulfato ferroso	Kg	11232	4,48	50318
<b>Requerimientos de energía</b>				
Energía para electrodeposición	Kw-h	113	0,11	12
Energía para agitación de tanques	Kw-h	53311	0,11	5864
<b>Requerimiento de mano de obra</b>				
Mano de obra de los operarios (8 oper/turno) - 12 meses		24	180	\$ 51840
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES</b>				<b>\$126 039</b>
<b>TOTAL COSTOS DE PRODUCCION</b>				<b>\$126 039</b>
<b>COSTO DE PRODUCCION UNITARIO</b>			<b>(US\$/Kg Cu)</b>	<b>\$ 382</b>

El costo de producción unitario del proceso de biolixiviación de cátodos de cobre de 1 Kilogramos es de US\$ 382, los montos significativos de la estructura de costos lo constituyen principalmente el sulfato ferroso y el sulfato de amonio, el primero de ellos por los altos requerimientos según el balance de masa, y el

segundo por lo elevado del costo del mismo, en cuanto al costo de la mano de obra, también contribuye de manera significativa a la estructura del costo.

#### 4.4 Cálculo del costo de producción del proceso de lixiviación puramente química.

Los costos variables del proceso lixiviación puramente química se toma en cuenta lo siguiente: El consumo de cal para neutralización, agua para reposición y dilución, consumo de ácido sulfúrico, energía eléctrica para la electrodeposición y energía eléctrica para la agitación de los equipos de procesos y en cuanto al costo de la mano de obra se considera al igual que en el proceso de biolixiviación.

Con el balance de masa efectuado relacionamos la cantidad de los insumos utilizados respecto a los cátodos de cobre producidos, a partir del mineral procesado, como se aprecian en la tabla No 4.02, con dichos resultados obtenidos podemos determinar los costos de producción, para ello se requiere los costos unitarios de los insumos, que se muestra en la siguiente tabla No 4.06.

**Tabla No 4.06. Costo de los insumos utilizados (US\$/Kg)  
(Proceso de lixiviación)**

Insumo	Fórmula	Unidad	Costo unitario(US\$)
Ácido sulfúrico	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	US\$/L	6,60
Cal viva	CaO	US\$/Kg	1,50
Agua de proceso	H <sub>2</sub> O	US\$/m <sup>3</sup>	0,30
Energía eléctrica		US\$/Kw-h	0,11

En cuanto al consumo de energía de los equipos de proceso, se ha determinado en función al diagrama de flujo del proceso lamina No 02, del anexo No 10, a partir del tipo de equipos y cantidades respectivas, de manera similar al proceso de biolixiviación y con la ayuda de los consumos de potencia en función al volumen de cada equipo se determinará la potencia estimada, según la

información proporcionada por el autor (Ulrich, 1992), cuyos valores se presentan en la pagina 12 del anexo No 09. De acuerdo a ello se ha asumido para el reactor una agitación ligera con un consumo de potencia de 0,15 Kw/m<sup>3</sup>, para los tanques de agitación y mezcla 0,08 Kw/m<sup>3</sup>, para el clarificador 0,15 Kw/m<sup>3</sup>, y para los tanques de extracción una agitación más vigorosa cuyo valor será de 0,30 Kw/m<sup>3</sup>, en la pagina 12 del anexo 09, se muestran los cálculos efectuados, obteniéndose una potencia total de consumo de 3,9 Kilowats, por tanto si los equipos operan por un periodo de 24 horas diarias, durante 330 días al año, hacen un total de 30650 Kw-h/año, de consumo de potencia anual, para producir 1724 cátodos de cobre de 1 Kg por un año.

En la tabla No 4.07, se muestra el requerimiento de personal para el proceso de biolixiviación, con la finalidad de determinar la estructura del costo de la mano obra.

**Tabla No 4.07. Requerimiento de personal (Proceso de lixiviación)**

<b>Area</b>	<b>Operación/código (Lamina P-02)</b>	<b>No de operarios</b>
Área de lixiviación	P-01	1
Área de Clarificación y filtración	P-03/P-04/P-15	1
Área de extracción y reextracción	P-07/P-08	1
Área de acondicionamiento sol. agotada	P-09	1
Área de producción de cátodos	P-13	2
Área de neutralización y acondicionamiento	P-14/P-16	1
<b>No de operarios x turno de 8 horas</b>		<b>7</b>
<b>No total de operarios x día de 24 horas</b>		<b>21</b>

Para laborar por un periodo de 24 horas continuas se requieren 21 operarios, considerando de manera similar al proceso anterior, los ingresos mensuales de cada operario debe ser de US\$ 180, por lo tanto, los gastos mensuales ascienden a la suma de US\$ 3780 y por un periodo anual el monto asciende a US\$ 45360, el cual corresponde para obtener 1724 cátodos de cobre de 1 Kg.

Con los cálculos efectuados a partir de los costos de los insumos, de energía eléctrica y el costo de la mano de obra, se obtiene el costo de producción unitario (US\$/Kg de cátodos), donde cada cátodo de cobre será de 1 kilogramo. Se ha tomado como base para la estimación del costo unitario de producción 1724 cátodos al año. A continuación en la tabla No 4.08, se muestra los cálculos efectuados:

**Tabla No 4.08: Costo de producción de cátodos de cobre mediante lixiviación**

Insumos	Und	Cantidad	Costo unitario (US\$/Und)	Sub total (US\$)
<b>Costos variables de operación</b>				
Acido sulfúrico (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	L	1908	6,6	12591
Cal viva (CaO)	Kg	2100	1,5	3150
Agua de proceso	m <sup>3</sup>	38	0,3	11
<b>Requerimientos de energía</b>				
Energía para electrodeposición	Kw-h	3097	0,11	341
Energía para agitación de tanques	Kw-h	30650	0,11	3372
<b>Requerimiento de mano de obra</b>				
Mano de obra de los operarios (7 oper/turno) 12 meses		21	180	\$ 45360
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES</b>				<b>\$64825</b>
<b>TOTAL COSTOS DE PRODUCCION</b>				<b>\$ 64825</b>
<b>COSTO DE PRODUCCION UNITARIO</b>			<b>(US\$/Kg Cu)</b>	<b>\$ 38</b>

El costo de producción unitario del proceso de lixiviación de cátodos de cobre de 1 Kilogramos es de US\$ 38, el monto significativo de la estructura de costos lo constituye principalmente el consumo de ácido sulfúrico por el alto requerimiento



según el balance de masa, y sobre todo el costo de la mano de obra contribuyen de manera significativa a la estructura del costo.

#### **4.5 Comentarios**

Como un análisis comparativo de ambos procesos, podemos mencionar que un incremento en el nivel de recuperación del cobre por el proceso de biolixiviación respecto a la lixiviación puramente química en un 9%, no es suficiente para que económicamente sea viable, el proceso de biolixiviación, los factores que contribuyen a la inviabilidad económica son:

- Los altos consumos de los nutrientes y los elevados costos de los mismos.
- El proceso de biolixiviación es mas complejo respecto a la lixiviación puramente química, debido a que involucra mayores etapas de procesos.

## CAPÍTULO V

### CONCLUSIONES

El desarrollo de este trabajo de biolixiviación del cobre a partir de minerales sulfurosos, desarrollado a nivel de laboratorio, y los cálculos efectuados del balance de masa y costos de producción a nivel de planta piloto condujo a las siguientes conclusiones:

- 1) De acuerdo a los resultados experimentales obtenidos con respecto al contenido de azufre, se encontró un contenido de 4.38%, en el mineral, y la cantidad de ácido teóricamente disponible es de 132,6 kilogramos de ácido por tonelada de mineral, por lo cual se le considera como un mineral productor de ácido, en consecuencia es un mineral adecuado para tratarlo mediante el proceso de lixiviación bacteriana.
  - 2) La máxima extracción alcanzada de cobre mediante la lixiviación puramente química es de 55,5%, mientras que en la lixiviación química con adición de sustrato (sulfato ferroso) la extracción lograda es de 60,25% y mediante la biolixiviación por microorganismos acidofílicos es del 68,06%, lo cual confirma que el proceso de biolixiviación es una alternativa muy interesante que logra mejorar el proceso de extracción del cobre a partir del mineral en estudio, desde el punto de vista técnico.
  - 3) El contenido del hierro en el mineral en promedio es bastante elevado (15,3%), sin embargo ello ayuda a recuperar el contenido de cobre utilizando la técnica de la lixiviación bacteriana, debido a que este mineral, es un sustrato utilizado por las bacterias acidofílicas como fuente de energía, que se corrobora al observarse su disminución de la concentración en el tiempo.
-

- 4) La concentración de los iones férricos también se observa que disminuyen, esto se explica debido a la precipitación de los mismos, en forma de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , y a la formación de jarositas, debido a su baja solubilidad.
- 5) En la lixiviación bacteriana efectuada se verifica el carácter acidofílico de las bacterias, debido a que al transcurrir el tiempo, el pH de la solución disminuye desde un valor de 2,5 a 1,6 aproximadamente, ello a su vez corrobora que se genera el ácido sulfúrico en el proceso de la lixiviación, de manera apreciable.
- 6) Los microorganismos acidofílicos (*A. Ferrooxidans* principalmente), en el proceso de biolixiviación se incrementan a medida que transcurre las reacciones, hasta un alcanzar la fase estacionaria, luego del cual su concentración disminuye, por agotarse el sustrato que es la fuente de energía.
- 7) La ley del cobre en el mineral es del 1,78% en promedio, lo cual hace atractivo su comercialización. Desde el punto de vista técnico la biolixiviación es una alternativa de extracción mas interesante, pero es desventajoso respecto a la lixiviación puramente química por tener mayor costo de producción. El costo de producción de la lixiviación química es de (US\$ 38) y el de la biolixiviación (US\$ 382) por kilogramo de cobre producido, resultando superior el de la biolixiviación en 10 veces al costo del proceso de lixiviación química, lo que contribuye a ello son los altos consumos de los nutrientes y el elevado costo de los mismos.
- 8) Un tiempo de residencia elevado en el bioreactor para llevar a cabo el proceso de biolixiviación, ocasiona que se trate el mineral a menores flujos, y por lo tanto menor recuperación de cobre para un mismo periodo anual, respecto a la lixiviación puramente química. Tal es así, que la productividad del cobre en el caso de la biolixiviación se llegaría a procesar solamente 330 Kg/año, mientras que en el caso de la lixiviación química se llegaría a procesar 1724 Kg/año, siendo el nivel de recuperación del cobre del proceso de lixiviación puramente química 5.22 veces mayor respecto a la biolixiviación, lo cual contribuye a la inviabilidad económica del proceso de biolixiviación.

- 9) Un incremento del 9% en el nivel de recuperación del cobre del proceso de biolixiviación (64%) respecto a la lixiviación química máxima lograda (55%), técnicamente interesante, no es suficiente para que sea económicamente viable el proceso de biolixiviación.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Acevedo, Fernando, *Electronic Journal of Biotechnology: The use of reactors in biomining proceses*, Vol 3 No 3, Issue December 15, 2000.
2. Acevedo, Roberto y Gonzalo Montes, Atenas. *Hacia un enfoque dinámico de la fisicoquímica*. Vol. II. Universidad de Chile. Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2004.
3. Arana, J. Casapia, Héctor. *Descripción y evaluación de procesos de LIX-SX-EW*. Trabajos técnicos. XXIII Convención de Ingenieros de Minas del Perú. Instituto de Ingenieros de Minas del Perú. Septiembre de 1997.
4. Auck, Y. And Wadsworth, M. *Physical and Chemical factors in Copper Dump Leaching*. Solutions Mining Symposium, AIME (1974).
5. Bailey, James E, *Biochemical Engineering Fundamental*, Second Edition 1986, McGraw-Hill, Inc.
6. Bauer Cuya, José Luis, Tesis para optar el grado de Doctor en ciencias, *Lixiviación bacteriana, Una alternativa para la Industria Minera*. Universidad Peruana Cayetano Heredia – Lima Perú 2000.
7. Bermejo Martinez, Bermejo, *Química Analítica general Cuantitativa e Instrumental*, Editorial Paraninfo, 1991.
8. Boon M, Meeder T.A., Thone C., Ras C., Heijnen J.J., *Appl. Microbiol Biotechnol* (1999), 51: 820-826, *The ferrous iron oxidation kinetics of Thiobacillus ferrooxidans in continuous cultures*.
9. Boon M., Ras, C., Heijnen J., *Appl. Microbiol Biotechnol* (1999), 51: 813-819, *The ferrous iron oxidation kinetics of Thiobacillus Ferrooxidans in Batch Cultures*.
10. Brock, T.D., and Guftafson, J., "Ferric iron reduction by sulfur and iron-oxidizing bacteria", *Applied and Environmental Microbiology* 32, 567-571, 1976.
11. Cañari, Miranda A. "Aislamiento, selección, y estudios fisiológicos de bacterias lixiviantes" Informe de Tesis para optar el Título Profesional de Biólogo con mención en Microbiología y Parasitología, Lima, 1992.

12. Colmer, A. R., Temple, K.L., y Henkle, H. E., "An Iron-Oxidizing bacterium from the acid drainage of some bituminous coal mines", *Journal of Bacteriology*. Vol 59, 317-328, 1950.
13. Casa, Jesús M., Lienqueo M. Elena, Cubillos Francisco y Leandro Herrera, Modelación cinética de la precipitación de hierro como jarosita en soluciones lixiviantes utilizando la bacteria *Thiobacillus Ferrooxidans*, Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Chile.
14. Domic Mihovilovic Esteban Miguel, Hidrometalurgia. Fundamentos, procesos y aplicaciones, Consejo Minero de Chile A.G., Instituto de Ingeniero de Minas de Chile, 2001.
15. *Frontiers, Chemical Engineering*, National Academy. Press, Washington, D.C., 1988.
16. Gonzales Villalobos, Susana Isabel, Tesis de Maestría: Estudios de Fijación de CO<sub>2</sub> por *Thiobacillus Ferrooxidans*. Universidad Peruana Cayetano Heredia – Lima Perú, 1988.
17. Gonzales, Igor. Southern Peru Cooper Corporation, Loayza Cesar, BIOTECMIN, Biol. Troncoso Carmela – BIOTECMIN. Biolixiviación de minerales de Oro y Cobre, TECSUP – 1993.
18. Harris, Daniel C. *Análisis Químico Cuantitativo*, 2da Edición-2001, Editorial Reverte.
19. Hurtado, C. Jazmín, "Variaciones bioquímicas y genéticas durante la selección de cepas de *Acidithiobacillus Ferrooxidans* resistente a Arsénico lixiviado de concentrados refractarios de arsenopirita", Tesis para optar el grado de Doctor en ciencias. Universidad Particular Cayetano Heredia, Lima Perú, 2003.
20. Jimeno Blasco, Enrique. *Análisis de Aguas y Desagües*, Segunda Edición 1988, Universidad Nacional de Ingeniería, Ediciones Banco de Libros, Dirección de Bienestar Universitario.
21. Jerufe del Solar Karim, Revista: *De Re Metallica*, Metalurgia, Lixiviación bacteriana: "Rol de los microorganismos en la transformación de los minerales".
22. Kelly, D.P., Wood, A.P., 2000. Reclassification of some species of *Thiobacillus* to the newly designated genera *Acidithiobacillus* gen. Nov.,

- Halothiobacillus gen. Nov. and Thermithiobacillus gen. Nov. International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology 50, 511-571.
23. Kern, Donald Q. Procesos de transferencia de calor, Compañía Editorial Continental S.A., 1998.
  24. Levenspiel, Octave Ingeniería de las Reacciones Químicas, 2da. Edición, Editorial Reverte, 1990.
  25. Ly Arrascue, Martha Elena, Tesis para optar el grado de Licenciado en Biología: "Actividad de la enzima Rodanasa en dos cepas de Thiobacillus Ferrooxidans". Universidad Peruana Cayetano Heredia – Lima Perú 1994.
  26. Madigan Michael T., Martinko John M., Parker Jack, Brock Biología de los microorganismos, Southern Illinois University, Octava Edición, Editorial Prentice Hall, 1998.
  27. Meruane Naranjo, G.E. "Criterios de diseño del Circuito de Soluciones en la Lixiviación Bacteriana de Sulfuros de Cobre en Pilas". Tesis para optar el Título de Ingeniero Civil Químico. Diciembre 1999. Universidad de Chile. Facultad de Ciencias Físicas y Químicas.
  28. Meruane Naranjo, G.E. "Oxidación bacteriana de sulfato ferroso con Acidithiobacillus Ferrooxidans". Tesis para optar el grado de Doctor en Ciencias de la Ingeniería Química. Junio 2002. Universidad de Chile.
  29. Millan U. Augusto. Evaluación y Factibilidad de Proyectos Mineros. Colección de Textos Universitarios.
  30. Misari Chuquipoma, Fidel Sergio, Ing. Metalurgista UNMSM, Biohidrometalurgia: Tecnología de lixiviación bacteriana de minerales. Lima-Perú, 1987.
  31. Misari Chuquipoma, Fidel Sergio, Tesis para Optar el Grado de Ingeniero Metalurgista, "Lixiviación bacteriana de Minerales marginales de cobre", Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, 1983.
  32. Montenegro Víctor H. "Análisis químicos en metalurgia extractiva", Universidad Nacional de Ingeniería, Facultad de Ing. Geológica, Minera y Metalúrgica, Lima Perú, 1986.
  33. Ocon García J., Tojo Barreiro G. Problemas de Ingeniería Química Básica. Ed. Aguilar. Madrid 1970.

34. Palomino, Alfredo, "Aproximación Ingenieril al modelamiento de sistemas biotecnológicos", Revista Peruana de Ingeniería Química de la UNMSM. Vol 4. No 02. Pag. 15-21 (2001).
35. Peter M.S. and Timmerhaus K. D. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. McGraw Hill. 3ra. Edición N.Y. 1980.
36. Rawlings D.E., Tributsch H. and Hansford G.S., Microbiology (1999), 145, 5-13. "Reasons why Leptospirillum - like species rather than Thiobacillus Ferrooxidans are the dominant iron-oxidizing bacteria in many commercial processes for the biooxidation of pyrite and related ores".
37. Sáez Navarrete, Cesar Antonio, Tesis para optar el grado de Doctor en ciencias de la Ingeniería mención Química: "Modelación dinámica fenomenológica de un bioreactor continuo de reducción de sulfato", Universidad de Chile – Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas – Departamento de Ingeniería Química, Santiago de Chile - Enero 2001.
38. Scott Fogler H., Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas, Tercera Edición 2001, Editorial Prentice Hall.
39. Silverman, M.P., and Lundgren, D.G., "Studies on the chemoautotrophic iron bacterium ferrobacillus ferrooxidans I", An improved and a harvesting procedure for sauring high cell yields". Journal of bacteriology, Vol 77, 1959, 642-647.
40. Toro L., B. Paponeti. & C. Cantalini, (1998). "Precipitate formation in the oxidation of Ferrous ions in the presence of Thiobacillus ferrooxidans". Hydrometallurgy, 20, 1-9.
41. Treybal, Robert E. Operaciones de Transferencia de Masa. 2da. Edición. Editorial McGraw Hill. 1988.
42. Tuovinen, O.H., and Kelly, D.P., "Studies on the growth of thiobacillus ferrooxidans I) Use of membrane filters on the ferrous iron agar to determine viable numbers, and comparison with CO<sub>2</sub>, fixation and iron oxidation as measures of growth". Arch. Microbiology 88, 285, 1973.
43. Ulrich, Gael. Diseño y Economía de los procesos de Ingeniería Química. Editorial McGraw Hill. 1992.



## **ANEXO N° 01**

### **Muestreo del mineral**

## CALCULO DEL TAMAÑO MINIMO DE MUETREO DEL MINERAL

Ecuación básica ideado por Pierre Gy's, para calcular el tamaño de muestra necesario

$$M = C * I * m * d^3 / S^2$$

Donde:

- M = Peso mínimo necesario en gramos
- C = Constante de muestreo incluye factor de forma y distribución del tamaño de partícula
- I = Factor de liberación
- m = Factor de composición mineralógica
- d = Tamaño más grande del mineral que se muestrea
- S = Medida del error estadístico que se pueda tolerar en el ensayo de la muestra

### Calculo del factor de liberación (I)

Tamaño máximo de partícula (d) = d

d = 1,0" (2.54 cm), tamaño máximo del mineral muestreado en la mina

L = Tamaño de liberación (100M=0.015 cm)

d/L	Menor a 1	1 - 4	4 - 10	10 - 40	40 - 100	100 - 400	> 400
I	1	0,8	0,4	0,2	0,1	0,05	0,02

### Calculo del factor de composición mineralógica (m)

Se calculo por la siguiente expresión:

$$m = \frac{(1-a) [(1-a)r + at]}{a}$$

Donde:

- a = Contenido del mineral promedio fraccionario del mineral que se muestrea (no es el contenido metálico)
- r = Densidad del mineral valioso
- t = Densidad de la ganga

C = f \* g      0,125      gr/cm<sup>3</sup>      f = factor de forma que se toma como 0.5, excepto para mena de oro, g = factor de distribución de partícula, generalmente 0.25

d/L =            169

I =                0,05

De acuerdo a la información proporcionada por la Cia Minera Milpo, el contenido del mineral de Calcopirita es de 3.47%

a =                0,0347

Siendo:

r =                4,2            gravedad específica de la calcopirita

t =                2,9            gravedad específica de la ganga

m =                115,6

**d =                2,54      cm                25400      um**

d<sup>3</sup> =              16,39      cm<sup>3</sup>

S =                0,025

S<sup>2</sup> =              0,000625

M = c \* I \* m \* d<sup>3</sup> / (S<sup>2</sup>)

M =                18940,59    gr

**M =                18,94      Kg**

## **ANEXO N° 02**

**Cálculo del análisis  
granulométrico,  
moliendabilidad y  
determinación del Work  
Index del mineral**



**Modelo Gates-Gaudin-Schuhmann (GGS)**

$$F(X) = 100 \cdot (X/X_0)^m$$

$$\text{Log } F(X) = m \cdot \text{Log } X + \text{Log } [100 / (X_0)^m]$$

Aplicando regresión lineal tenemos

$$\begin{aligned} m &= 0,3760 \\ X_0 &= 2330,43 \quad \mu\text{m} \\ r &= 0,9603 \end{aligned}$$

$$\boxed{F_{80} = 1287 \quad \mu\text{m}}$$

**Modelo Rosin-Rammler (RR)**

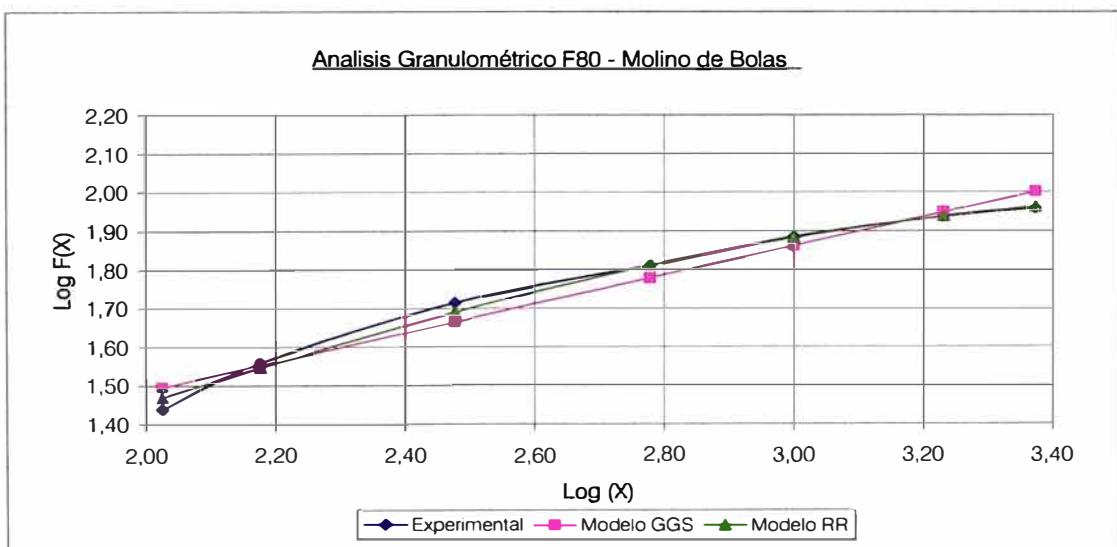
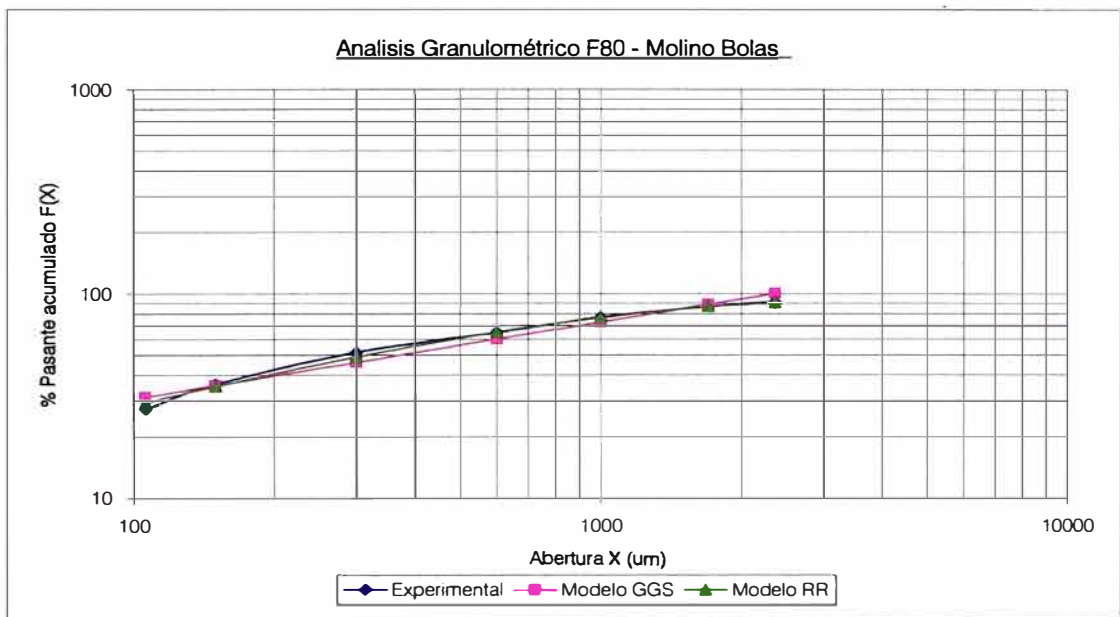
$$F(X) = 100 \cdot \{1 - \exp[-(X/X_r)^m]\}$$

$$\text{Log } \{\text{Ln } [100 / G(X)]\} = m \cdot \text{Log } (X) - m \cdot \text{Log } (X_r)$$

Aplicando regresión lineal tenemos

$$\begin{aligned} m &= 0,6343 \\ X_r &= 559,39 \quad \mu\text{m} \\ r &= 0,9954 \end{aligned}$$

$$\boxed{F_{80} = 1185 \quad \mu\text{m}}$$





**Modelo Gates-Gaudin-Schuhmann (GGS)**

$$F(X) = 100 \cdot (X/X_0)^m$$

$$\text{Log } F(X) = m \cdot \text{Log } X + \text{Log } [100 / (X_0)^m]$$

Aplicando regresión lineal tenemos

$$\begin{aligned} m &= 1,1979 \\ X_0 &= 285,33 \text{ um} \\ r &= 0,9918 \end{aligned}$$

**P80 = 237 um**

**Modelo Rosin-Rammler (RR)**

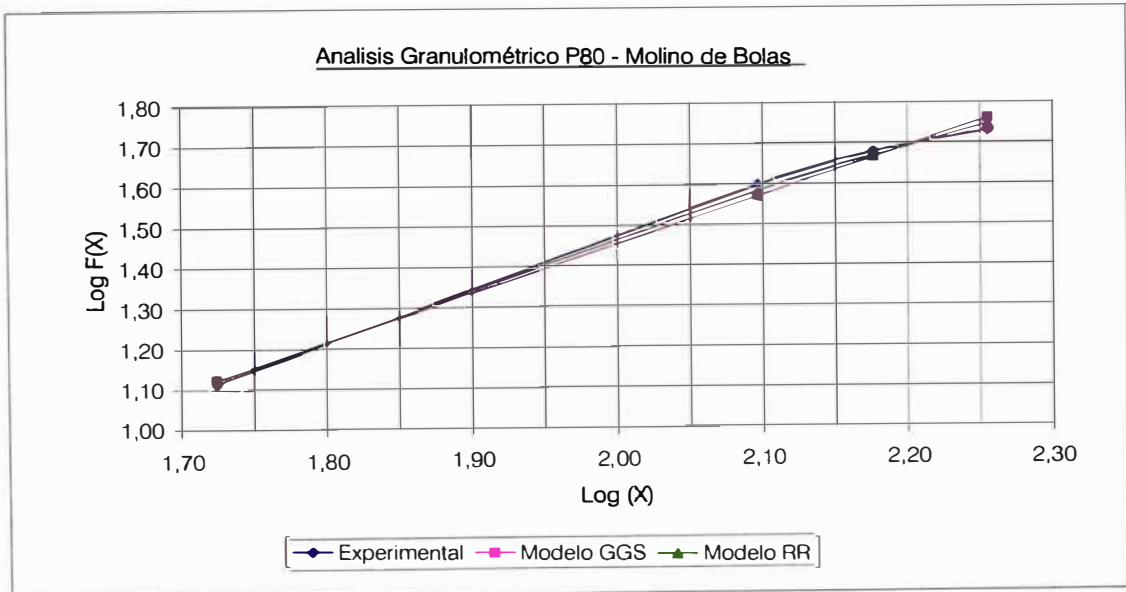
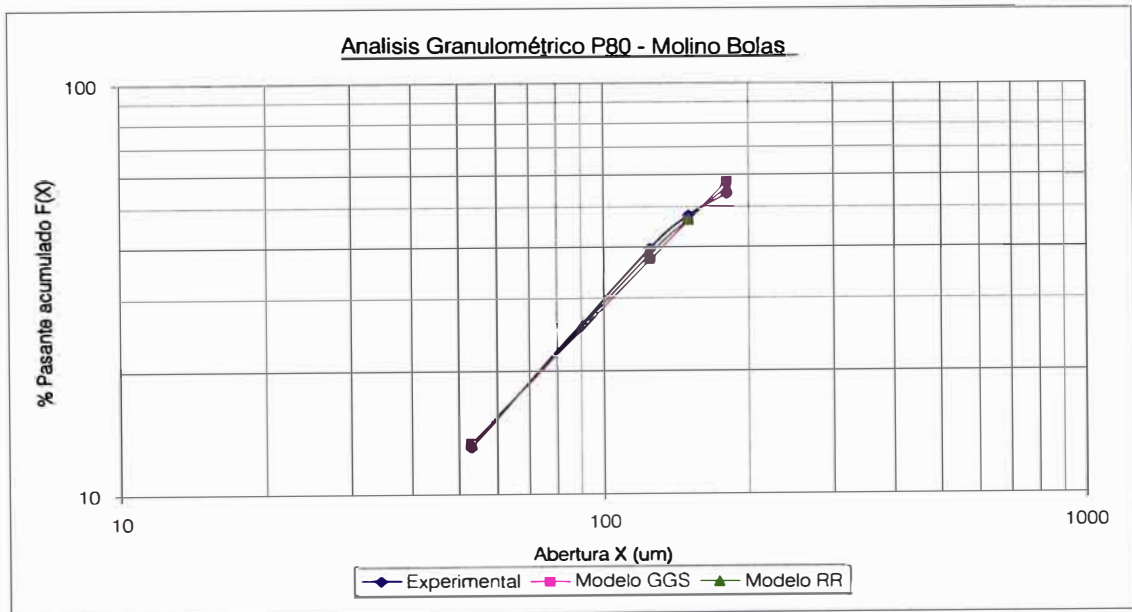
$$F(X) = 100 \cdot \{1 - \exp[-(X/X_r)^m]\}$$

$$\text{Log } \{\text{Ln } [100 / G(X)]\} = m \cdot \text{Log } (X) - m \cdot \text{Log } (X_r)$$

Aplicando regresión lineal tenemos

$$\begin{aligned} m &= 1,4305 \\ X_r &= 207,66 \text{ um} \\ r &= 0,9965 \end{aligned}$$

**P80 = 290 um**



### Calculo del Indice de Moliendabilidad (Gbpe)

Volumen de muestra = 700 cc  
 Peso del volumen = 1964 gr  
 Gravedad espeifica = 2,81 gr/cc  
 % - 100 M = 34,48%  
 Producto a obtenerse = 561,14

Ciclo	Revoluciones	Peso Total	Alimento Fresco		Producto		Molienda Neta		Calculo del No de Revoluciones
			Peso +100M	Peso -100M	Peso +100M	Peso 100M	Total 100M	Por Revolución	
1	100	1964,0	1256,0	708,0	981,6	982,4	274,4	2,74	81,1
2	81	982,4	643,7	338,7	1349,6	614,5	275,7	3,40	102,6
3	102	614,5	402,6	211,8	1422,5	541,5	329,6	3,23	115,9
4	115	541,5	354,8	186,7	1416,9	547,1	360,4	3,13	118,9
5	118	547,1	358,5	188,6	1422,6	541,4	352,8	2,99	125,2
6	125	541,4	354,8	186,7	1407,7	556,3	369,6	2,96	124,9
7	124	556,3	364,5	191,8	1405,2	558,8	367,0	2,96	124,5
								2,97	

### Cálculo del Work Index (Wi)

Método: Ensayo estándar de Bond en molino de bolas.

$$Wi = 44.5 / \{ (Gbpe \wedge 0.82) * (P1 \wedge 0.23) * [(10/(P80 \wedge 0.5)) - 10/(F80 \wedge 0.5)] \}$$

Donde:

Wi = Work Index (índice de trabajo)

Gbpe = Gramos por revolución del molino de bolas en estado estacionario

P1 = Malla de corte en micrones

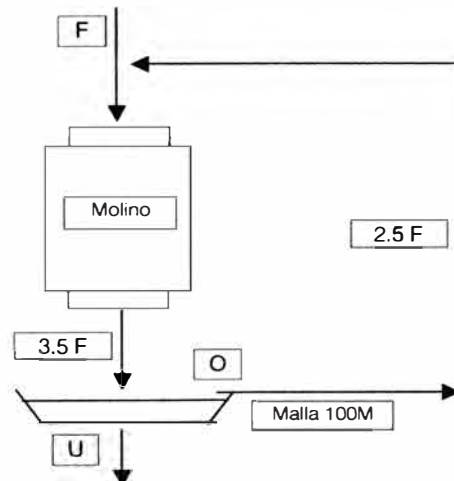
F80 = Tamaño en (u), bajo el cual esta el 80% de la alimentación fresca al molino de Bond.

P80 = Tamaño en (u), bajo el cual esta el 80% del Producto del circuito.

Se asumio una malla de corte de 100M (147 um)

**Wi = 19,48 KWh/tc**

### Circuito discontinuo de Molienda



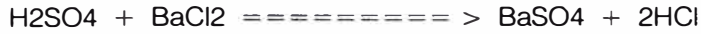


## **ANEXO N° 03**

### **Análisis del contenido del azufre en el mineral**

## ANALISIS DEL AZUFRE TOTAL

Metodo Gravimétrico de Allen Bishop



Mineral Malla -100 y +120 Talyer

W Mineral = Wm

W Crisol = Wc

W Crisol + W Sulfato de Bario = Wt

W Sulfato de Bario = Ws

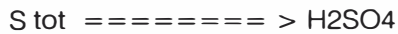
W Azufre = Wz

PM (S) = 32,066

PM (BaSO4) = 233,389

No Corrida	Wm (gr)	Wc (gr)	Wt (gr)	Ws (gr)	Wz (gr)	Contenido Azufre (%)
1	0,504	18,872	19,036	0,164	0,0225	4,47%
2	0,512	30,194	30,372	0,178	0,0245	4,78%
3	0,503	29,614	29,766	0,152	0,0209	4,15%
4	0,512	40,028	40,182	0,154	0,0212	4,13%
Promedio =						4,38%

Determinación del potencial de la muestra



PM (S) = 32,066

PM (H2SO4) = 97,069

De acuerdo al análisis químico realizado

1000 Kg Mineral ===== > 43,8 Kg de azufre

Wa = Peso de ácido sulfurico teoricamente disponible por tonelada de mineral

Wa =	132,6	Kg de H2SO4/ TM Mineral
------	-------	-------------------------

## **ANEXO N° 04**

**Análisis de Cobre y Hierro  
total en el mineral por el  
método de  
espectrofotometría de  
absorción atómica**

## ANALISIS POR ABSORCION ATOMICA DE COBRE TOTAL

### ANALISIS DE COBRE

#### Curva de calibración con tres standares

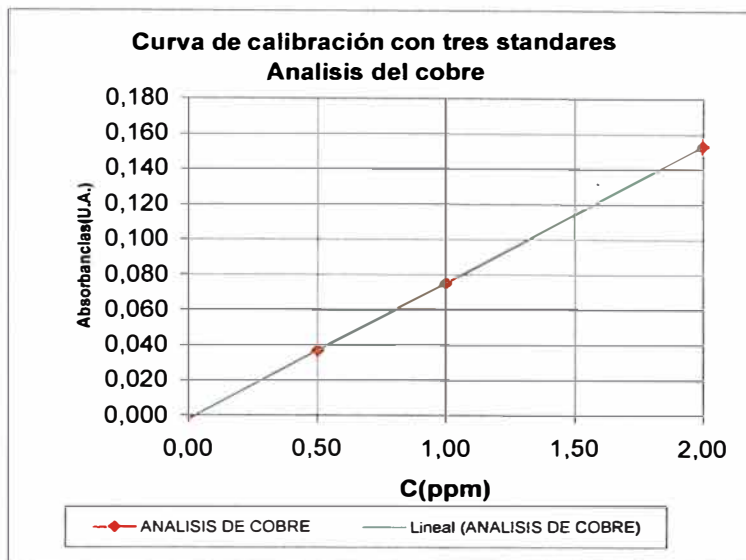
	C (ppm)	Absorb. U.A.
St0	0,000	-0,002
St1	0,500	0,037
St2	1,000	0,075
St3	2,000	0,153

#### Analisis de Regresion de la curva de calibración

Pendiente (m) = 0,077  
 Intercepto (b) = -0,002  
 Coef. Correl. = 0,999978  
 Desv. Estandar = 0,212  
 Modelo:  $A = 0.077 C + -0.002$

Lecturas efectuadas en el equipo de AA  
 Modelo: SHIMADZU

W(Muestra) = 0,500 gr  
 V (Fiola) = 100 ml  
 FD = 50 = 50/1 = Vol final / Vol alicuota



Muestra	Conc Cu (Equipo) - ppm	Conc (Curva Regresión)- ppm	Absorbancia	% Cu (Muestra) Equipo	% Cu (Muestra) Curva
M1	2,090	2,092	0,160	2,0900%	2,0923%
M2	1,663	1,653	0,126	1,6630%	1,6531%
M3	1,746	1,744	0,133	1,7460%	1,7435%
M4	1,643	1,640	0,125	1,6430%	1,6402%
BK					0,0000%

Promedio =	1,786	1,782	0,136	1,7855%	1,7823%
------------	-------	-------	-------	---------	---------

## ANALISIS POR ABSORCION ATOMICA DE FIERRO TOTAL

### ANALISIS DE HIERRO

#### Curva de calibración con tres standares

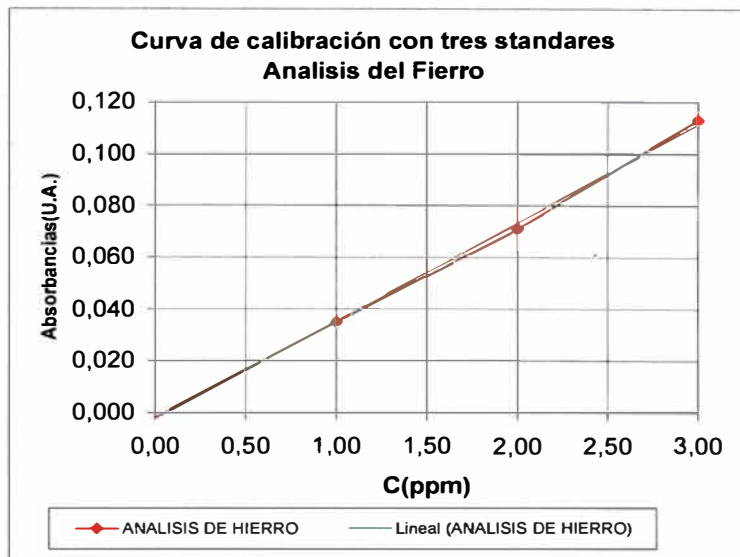
	C (ppm)	Absorb. U.A.
St0	0,000	-0,002
St1	1,000	0,035
St2	2,000	0,071
St3	3,000	0,113

#### Analisis de Regresion de la curva de calibración

Pendiente (m) = 0,038  
 Intercepto (b) = -0,003  
 Coef. Correl. = 0,999  
 Desv. Estandar = 0,048  
 Modelo:  $A = 0.038 C + -0.003$

Lecturas efectuadas en el equipo de AA  
 Modelo: SHIMADZU

W(Muestra) = 0,500 gr  
 V (Fiola) = 100 ml  
 FD1 = 100 = 100/1 = Vol final / Vol alicuota  
 FD2 = 5 = 50/10 = Vol final / Vol alicuota



Muestra	Conc - Fe (Equipo) - ppm	Conc (Curva Regresión) - ppm	Absorbancia	% Fe (Muestra) Equipo	% Fe (Muestra) Curva
M1	1,672	1,625	0,059	15,5500%	14,6982%
M2	1,625	1,572	0,057	15,0800%	14,1732%
M3	1,707	1,651	0,060	15,9000%	14,9606%
M4	1,587	1,546	0,056	14,7000%	13,9108%
BK	0,117	0,155	0,003		
<b>Promedio =</b>	<b>1,648</b>	<b>1,598</b>	<b>0,058</b>	<b>15,3075%</b>	<b>14,4357%</b>

## **ANEXO N° 05**

**Lixiviación ácida:  
Determinación del consumo  
de ácido y nivel de  
recuperación de cobre**

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL PARA LA EVALUACION  
DE LA LIXIVIACION QUIMICA

A) Procedimiento para la elaboración de Carbonato de sodio 0.0377M:

Peso de carbonato de Sodio (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) - gr	Masa molecular - gr/mol	Moles de carbonato - mol	Volumen de la disolución del carbonato - ml	Concentración del carbonato - mol/lit
1	105,9883	0,0094	250	0,0377

B) Procedimiento para preparar ácido sulfúrico a diferentes concentraciones

Peso molecular del acido: (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)                      98,0794                      gr/mol

I) Cálculo de la concentración del ácido por titulación con el Carbonato de Sodio (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>):                      C (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) = 0.0906 (mol/lit)

V (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (ml)	V (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (ml)	C (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (mol/lit)	C (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (mol/lit)
4,8	2	0,0377	0,0906
4,8	2	0,0377	0,0906
4,8	2	0,0377	0,0906
<b>Promedio =</b>			<b>0,0906</b>

Cálculo de la densidad de la solución c/ el picnómetro

W picnómetro =	23,0300	gr
W picnómetro + Wsolución =	47,9140	gr
W solución =	24,8840	gr
V picnómetro =	24,8220	ml
<b>Densidad de la solución =</b>	<b>1,0025</b>	<b>gr/ml</b>

II) Cálculo de la concentración del ácido por titulación con el Carbonato de Sodio (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>):                      C (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) = 0.1598 (mol/lit)

V (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (ml)	V (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (ml)	C (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (mol/lit)	C (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (mol/lit)
8,3	2	0,0377	0,1566
8,5	2	0,0377	0,1604
8,6	2	0,0377	0,1623
<b>Promedio =</b>			<b>0,1598</b>

Cálculo de la densidad de la solución c/ el picnómetro

W picnómetro =	23,0300	gr
W picnómetro + Wsolución =	48,0420	gr
W solución =	25,0120	gr
V picnómetro =	24,8220	ml
<b>Densidad de la solución =</b>	<b>1,0077</b>	<b>gr/ml</b>

III) Cálculo de la concentración del ácido por titulación con el Carbonato de Sodio (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>): C (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) = 0.2579 (mol/l)

V (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (ml)	V (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (ml)	C (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (mol/l)	C (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (mol/l)
14	2	0,0377	0,2642
13,5	2	0,0377	0,2547
13,5	2	0,0377	0,2547
Promedio =			0,2579

Cálculo de la densidad de la solución c/ el picnómetro

W picnómetro =	23,0300	gr
W picnómetro + Wsolución =	48,1850	gr
W solución =	25,1550	gr
V picnómetro =	24,8220	ml
<b>Densidad de la solución =</b>	<b>1,0134</b>	<b>gr/ml</b>

#### IV) RESUMEN

Concentración del ácido sulfúrico - mol/l	Concentración del ácido sulfúrico - gr/l	Densidad del ácido sulfúrico (gr/ml)	pH de la solución experimental
0,0245	2,4032	1,0007	2,270
0,0906	8,8836	1,0025	0,842
0,1598	15,6698	1,0077	0,539
0,2579	25,2937	1,0134	0,380



C) Procedimiento para la determinación de consumo de ácido y recuperación del cobre:

C.01) Lixiviación química a una concentración de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 0.0245 mol/lit y pH = 2.27

I) Cuadro No 01

Acidez = 0.0245 mol/lit

Mineral No Malla	Dilución (L/S)	Masa de mineral (gr)	% Cu	Masa de cobre inicial (%Cu x Wm) (gr)	Acidez (gr/lit)	Acidez (mol/lit) inicial	Masa de solución 0.0245 M a adicionar (gr)	Volumen de solución 0.0245 M a adicionar (ml)	Peso del vaso (gr)
-100+120	10,01	5,00	1,7855%	0,0893	2,4032	0,0245	50,0700	50,0350	102,73
t (hr)	0,00	0,25	4,00	8,00	17,00	22,00			
pH - I	2,270	2,319	2,591	2,953	3,427	3,453			
T (°C)	18,6	18,0	20,0	20,5	20,2	20,4			

Cálculo de la concentración final de la solución lixivante por titulación con el Carbonato de Sodio:

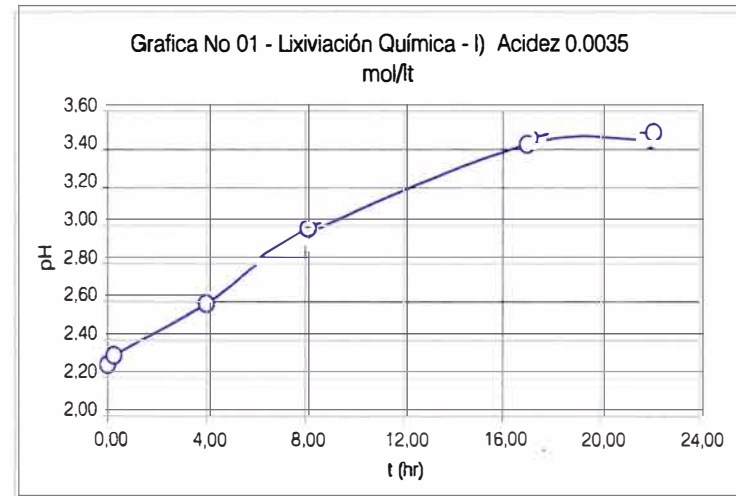
V (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (ml)	V (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (ml)	C (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (mol/lit)	C (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (mol/lit)
0,75	2	0,0377	0,0141
0,75	2	0,0377	0,0141
0,75	2	0,0377	0,0141

Promedio = 0,0141

Cálculo de la densidad de la solución final lixivante c/ el picnómetro

W picnómetro =	23,0300	gr
W picnómetro + Ws	47,8600	gr
W solución =	24,8300	gr
V picnómetro =	24,8220	ml

Densidad de la solu 1,0003 gr/ml



II) Cuadro No 02

Acidez = 0.0245 mol/lt

II - A) Cálculo del consumo de ácido

Masa del equipo de filtración (gr)	Masa eq. Filt. + masa liquido filtrado (gr)	Masa final liquido filtrado (gr)	Volumen final del liquido filtrado (ml)	Pérdida del liquido (ml)	acido (Kg ácido/TM mineral)
69,561	112,662	43,101	43,087	6,9	8,82

II - B) Cálculo de la recuperación del cobre

Alicuota (ml)	Volumen Fiola a diluir final (ml)	Factor de dilución (FD)	Concentración del Cu EAA (mg/L - ppm)	Masa de Cu recuperado en sol. De lixiviación (gr)	% Recuperación Lix. Química de Cu
1	250	250	3,704	0,0399	44,67%

C.02) Lixiviación química a una concentración de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.0906 mol/lit y pH = 0.842

l) Cuadro No 01

Acidez = 0.0906 mol/lit

Mineral No Malla	Dilución (L/S)	Masa de mineral (gr)	% Cu	Masa de cobre inicial (%Cu x Wm) (gr)	Acidez (gr/lit)	Acidez (mol/lit) inicial	Masa de solución 0.0906 M a adicionar (gr)	Volumen de solución 0.0906 M a adicionar (ml)	Peso del vaso (gr)
-100+120	10,00	5,000	1,7855%	0,0893	8,8836	0,0906	50,016	49,8914	103,093

t (hr)	0,00	0,25	1,50	3,00	4,50	6,00	7,50
pH - II	0,842	0,844	0,845	0,850	0,862	0,865	0,866
T (°C)	19,7	18,4	20,0	20,5	19,8	20,2	20,3

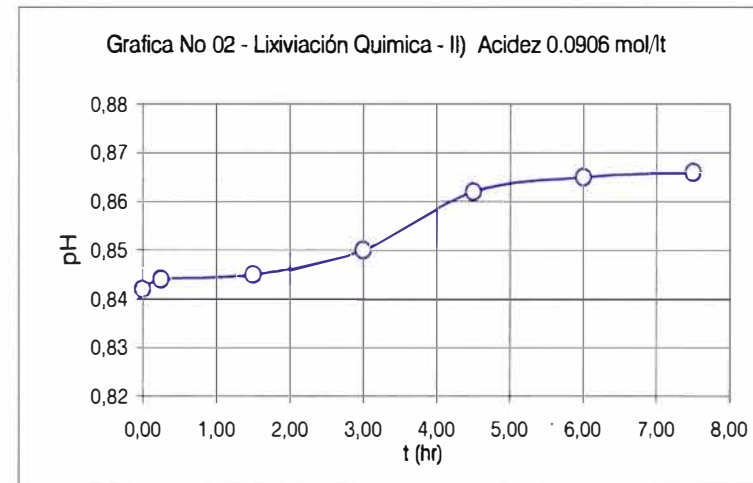
Cálculo de la concentración final de la solución lixiviante por titulación con el Carbonato de Sodio:

V (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (ml)	V (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (ml)	C (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (mol/lit)	C (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (mol/lit)
4,1	2	0,0377	0,0774
4,1	2	0,0377	0,0774
4,1	2	0,0377	0,0774
Promedio =			0,0774

Cálculo de la densidad de la solución final lixiviante c/ el picnómetro

W picnómetro =	23,0300	gr
W picnómetro + Wsolución =	48,0480	gr
W solución =	25,0180	gr
V picnómetro =	24,8220	ml

Densidad de la solución =	1,0079	gr/ml
---------------------------	--------	-------



II) Cuadro No 02

Acidez = 0.0906 mol/lt

II - A) Cálculo del consumo de ácido

Masa del equipo de filtración (gr)	Masa eq. Filt. + masa liquido filtrado (gr)	Masa final liquido filtrado (gr)	Volumen final del liquido filtrado (ml)	Pérdida del liquido (ml)	Consumo de ácido (Kg ácido/TM mineral)
70,089	113,654	43,565	43,22	6,7	11,20

II - B) Cálculo de la recuperación del cobre

Alicuota (ml)	Volumen Fiola a diluir final (ml)	Factor de dilución (FD)	Concentración del Cu EAA (mg/L - ppm)	Masa de Cu recuperado en sol. De lixiviación (gr)	% Recuperación Lix. Química de Cu
1	250	250	4,184	0,0452	50,64%

C.03) Lixiviación química a una concentración de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 0.1598 mol/lit y pH = 0.539

I) Cuadro No 01

Acidez = 0.1598 mol/lit

Mineral No Malla	Dilución (L/S)	Masa de mineral (gr)	% Cu	Masa de cobre inicial (%Cu x Wm) (gr)	Acidez (gr/lit)	Acidez (mol/lit) inicial	Masa de solución 0.1598 M a adicionar (gr)	Volumen de solución 0.1598 M a adicionar (ml)	Peso del vaso (gr)
-100+120	10,01	5,000	1,7855%	0,0893	15,6698	0,1598	50,051	49,6708	101,85

t (hr)	0,00	0,25	2,00	4,00	6,00	8,00	
pH - III	0,539	0,611	0,658	0,684	0,677	0,669	
T (°C)	18,1	17,7	20,0	20,9	20,4	20,7	

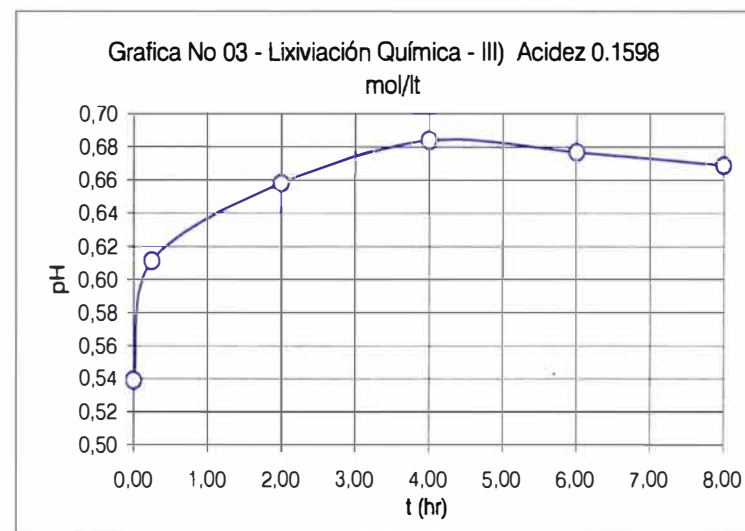
Cálculo de la concentración final de la solución lixiviante por titulación con el Carbonato de Sodio:

V (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (ml)	V (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (ml)	C (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (mol/lit)	C (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (mol/lit)
7,6	2	0,0377	0,1434
7,5	2	0,0377	0,1415
7,4	2	0,0377	0,1396
Promedio =			0,1415

Cálculo de la densidad de la solución final lixiviante c/ el picnómetro

W picnómetro =	23,0300	gr
W picnómetro + Wsolución =	48,1270	gr
W solución =	25,0970	gr
V picnómetro =	24,8220	ml

Densidad de la solución =	1,0111	gr/ml
---------------------------	--------	-------



II) Cuadro No 02

Acidez = 0.1598 mol/lt

II - A) Cálculo del consumo de ácido

Masa del equipo de filtración (gr)	Masa eq. Filt. + masa liquido filtrado (gr)	Masa final liquido filtrado (gr)	Volumen final del liquido filtrado (ml)	Pérdida del liquido (ml)	Consumo de ácido (Kg ácido/TM mineral)
66,77	108,819	42,049	41,59	8,1	14,88

II - B) Cálculo de la recuperación del cobre

Alicuota (ml)	Volumen Fiola a diluir final (ml)	Factor de dilución (FD)	Concentración del Cu EAA (mg/L - ppm)	Masa de Cu recuperado en sol. De lixiviación (gr)	% Recuperación Lix. Química
1	250	250	4,768	0,0496	55,53%

C.04) Lixiviación química a una concentración de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 0.2579 mol/lit y pH = 0.38

I) Cuadro No 01

Acidez = 0.2579 mol/lit

Mineral No Malla	Dilución (L/S)	Masa de mineral (gr)	% Cu	Masa de cobre inicial (%Cu x Wm) (gr)	Acidez (gr/lit)	Acidez (mol/lit) inicial	Masa de solución 0.2579 M a adicionar (gr)	Volumen de solución 0.2579 M a adicionar (ml)	Peso del vaso (gr)
------------------	----------------	----------------------	------	---------------------------------------	-----------------	--------------------------	--	---	--------------------

-100+120	10,02	5,006	1,7855%	0,0894	25,2937	0,2579	50,143	49,4792	103,243
----------	-------	-------	---------	--------	---------	--------	--------	---------	---------

t (hr)	0,00	0,25	2,00	4,00	6,00	8,00	
pH - IV	0,380	0,418	0,473	0,478	0,485	0,481	
T (°C)	18,1	17,8	19,9	20,2	20,5	20,4	

Cálculo de la concentración final de la solución lixiviante por titulación con el Carbonato de Sodio:

V (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (ml)	V (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (ml)	C (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) (mol/lit)	C (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (mol/lit)
---	--	--	---

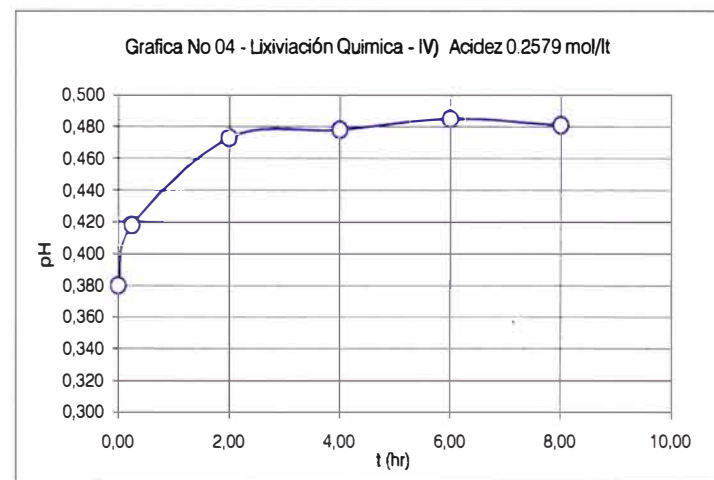
12,5	2	0,0377	0,2359
12,5	2	0,0377	0,2359
12,2	2	0,0377	0,2302

Promedio =			0,2340
------------	--	--	--------

Cálculo de la densidad de la solución final lixiviante c/ el picnómetro

W picnómetro =	23,0300	gr
W picnómetro + Wsolución =	48,3190	gr
W solución =	25,2890	gr
V picnómetro =	24,8220	ml

Densidad de la solución =	1,0188	gr/ml
---------------------------	--------	-------



II) Cuadro No 02

Acidez = 0.2579 mol/lit

II - A) Cálculo del consumo de ácido

Masa del equipo de filtración (gr)	Masa eq. Filt. + masa liquido filtrado (gr)	Masa final liquido filtrado (gr)	Volumen final del liquido filtrado (ml)	Pérdida del liquido (ml)	Consumo de ácido (Kg ácido/TM mineral)
71,823	115,513	43,69	42,88	6,6	20,08

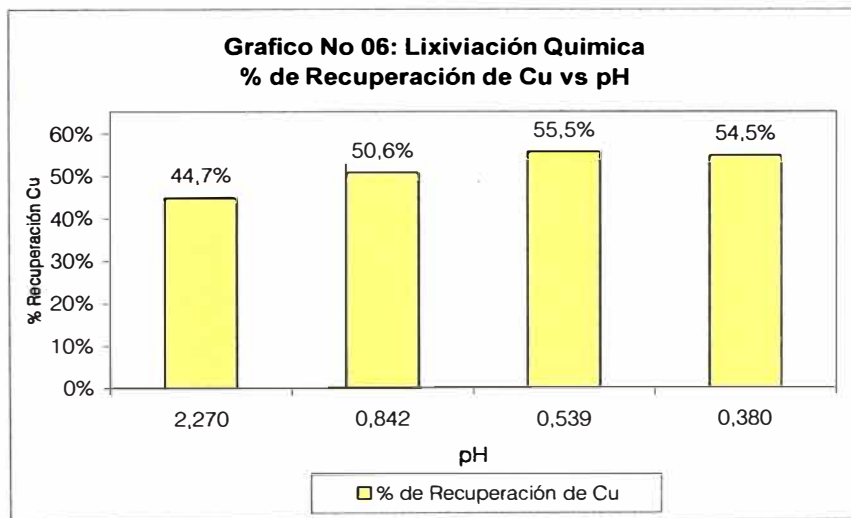
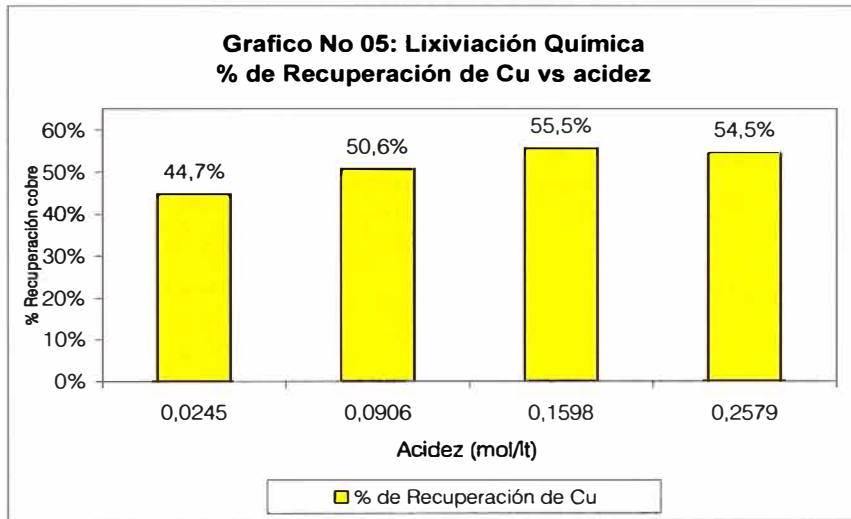
II - B) Cálculo de la recuperación del cobre

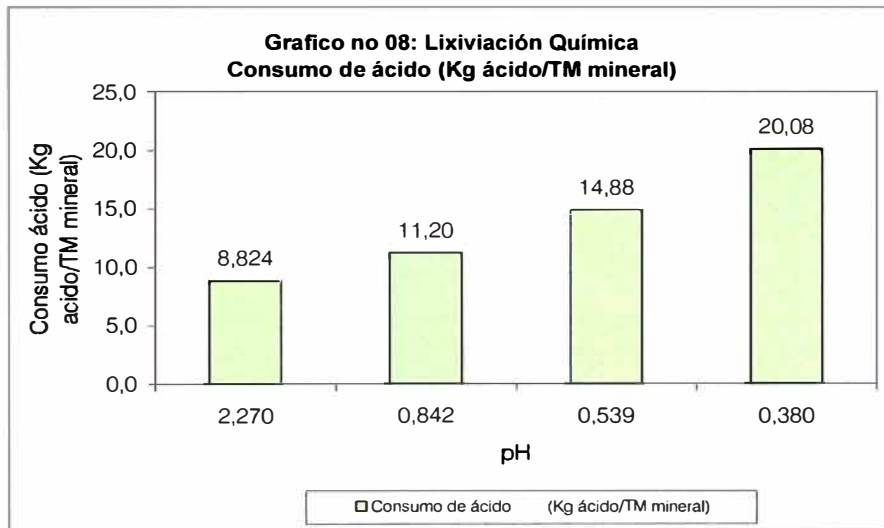
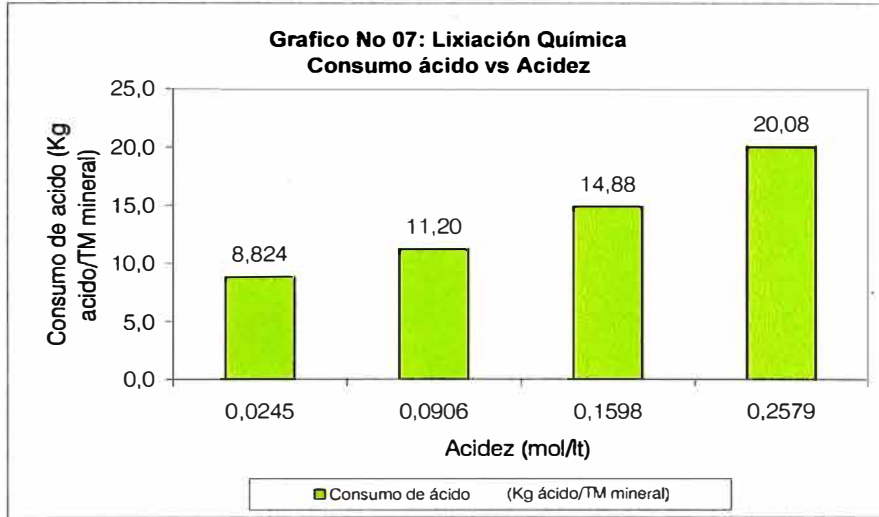
Alicuota (ml)	Volumen Fiola a diluir final (ml)	Factor de dilución (FD)	Concentración del Cu EAA (mg/L - ppm)	Masa de Cu recuperado en sol. De lixiviación (gr)	% Recuperación Lix. Química
1	250	250	4,543	0,0487	54,49%

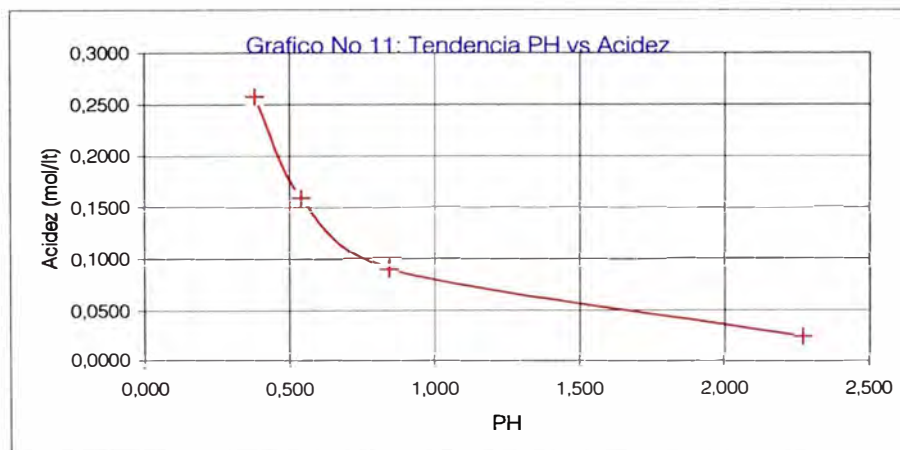
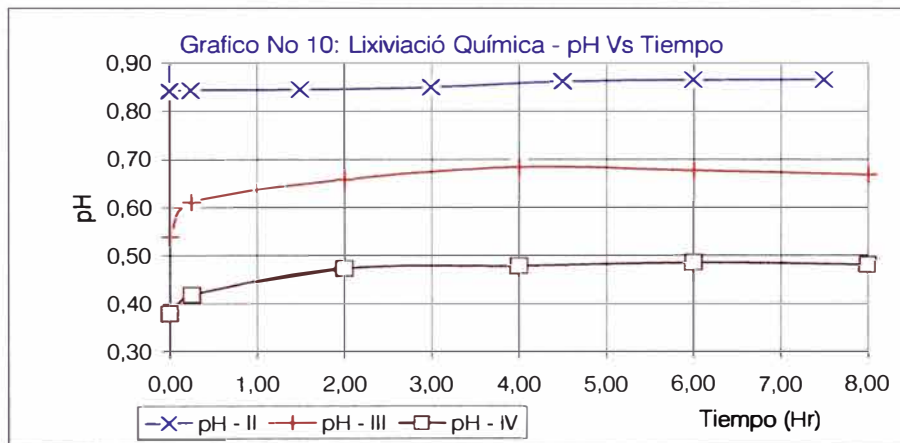
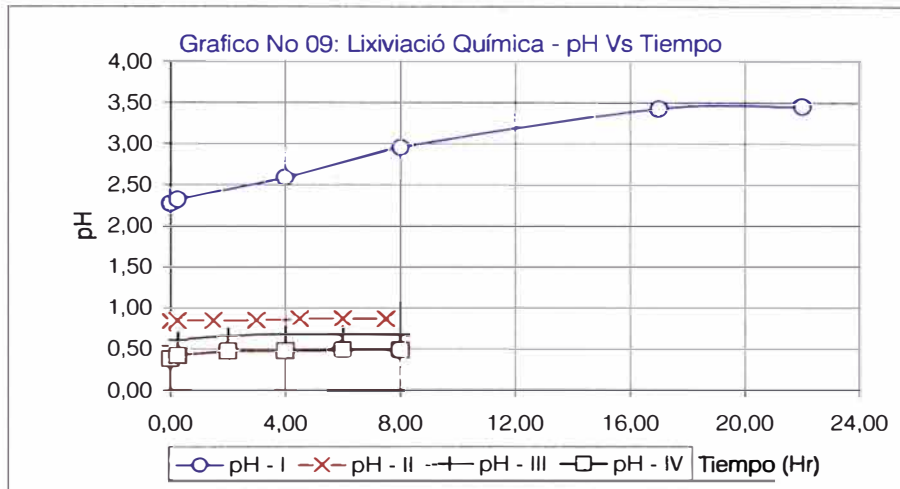


Cuadro No 03: RESUMEN LIXIVIACION QUIMICA

Acidez (mol/lit)	Consumo de ácido (Kg ácido/TM mineral)	% de Recuperación de Cu	pH inicial
0,0245	8,824	44,7%	2,270
0,0906	11,20	50,6%	0,842
0,1598	14,88	55,5%	0,539
0,2579	20,08	54,5%	0,380
Promedio =		51,3%	







## **ANEXO N° 06**

**Lixiviación bacteriana y  
química**

**Resultados experimentales  
obtenidos**

### A) Hoja de cálculo del proceso de lixiviación bacteriana de mineral sulfuroso

PM (Cu) = 63,546      PM (Fe) = 55,845

#### Lixiviación bacteriana

W Botella 1 L (gr) =	519,7	W inculo 50ml aprox.(gr) =	50	W nutriente c/FeSO4 (gr) =	450	W mineral (50 gr) = (-100+120M)	50	W magneto (gr) =	5,3	W tot.(gr) =	1075,00	V Sol. Lix. (ml) inicial =	493,01	
Inicial		W picnómetro c/tapa =	23,018	W picnometro+sol. Lix. =	48,192	W sol. lix. =	25,174	Vol. Picnometro (ml) =	24,822	Densidad sol. Lix.(gr/ml) =	1,0142	Concentración inicial acido(mol/lt)	0,0259	2,538 gr/L

No	Fecha	Hora	W total	pH	mV	Vol. Aliquota (muestreo p/ análisis de Cu)	Con. Cu (mg/L)	Con. Fe tot (mg/L)	Análisis de Fe+2 por titulación c/ KMnO4				Conc. Fe+2 (mgr/L)	Conc. Fe+3 (mgr/L)
									V1	V2	V3	Vp		
0	06/12/2004	16:00	1075,0	2,177	278,1	1	0	6925,0	26,0	26,0	26,0	26,0	1192,9	5732,1
1	07/12/2004	10:00	1073,5	2,328	267,3	1	1070,5	6385,0	12,8	12,7	12,8	12,8	1171,5	5213,5
2	10/12/2004	10:00	1075,1	2,077	290,3	1	1102,5	2560,0	4,1	4,2	4,1	4,1	379,3	2180,7
3	15/12/2004	12:00	1075,0	1,617	308,3	1	1149,3	1195,0	1,0	1,0	1,0	1,0	85,5	1109,5
4	17/12/2004	12:00	1075,2	1,661	308,8	1	1176,8	1050,0	0,9	0,9	0,9	0,9	76,9	973,1
5	22/12/2004	13:00	1058,3	1,697	308,3	1	1220,0	1212,5	1,3	1,4	1,3	1,3	112,5	1100,0
6	28/12/2004	13:00	1050	1,692	306,7	1	1232,5	1340,0	1,2	1,2	1,2	1,20	100,0	1240,0
7														
8														
9														

W kitasato + sol.lix.bac (gr) =	701,6	W kitasato (gr) =	336	W sol. lix (gr) =	365,6	V Sol. Lix. (ml) final =	361,78	V Sol. Lix. (ml) perd. =	131,23	Concentración final acido(mol/lt)	0,0360	3,534 gr/lt	
Final		W picnómetro c/tapa (gr) =	23,018	W picnometro+sol. Lix. (gr) =	48,102	W sol. lix.(gr) =	25,084	Vol. Picnometro (ml) =	24,822	Densidad sol. Lix.(gr/ml) =	1,0106	Acido producido (Kg ácido/TM mineral) =	9,82

B) Hoja de cálculo para la obtención de la concentración celular

Cálculo de la concentración celular					
No	Fecha	Hora	No celulas contadas (promedio)	Vol. Camara Neubauer (L)	Cell/L
0	06/12/2004	16:00	5,5	6,25E-09	8,80E+08
1	07/12/2004	10:00	5,8	6,25E-09	9,28E+08
2	10/12/2004	10:00	8	6,25E-09	1,28E+09
3	13/12/2004	12:00	18	6,25E-09	2,88E+09
4	14/12/2004	11:00	26	6,25E-09	4,16E+09
5	15/12/2004	12:00	30	6,25E-09	4,80E+09
6	16/12/2004	11:00	32,5	6,25E-09	5,20E+09
7	17/12/2004	12:00	20,75	6,25E-09	3,32E+09
8	22/12/2004	13:00	4	6,25E-09	6,40E+08
9					

### C) Hoja de cálculo del proceso lixiviación química esteril

W Botella 1 L (gr) =	513,4	W bactericida 50ml aprox.(gr) =	50,2	W nutriente c/FeSO4 (gr) =	450	W mineral (50 gr) = (-100+120M)	50	W magneto (gr) =	5,2	W tot.(gr) =	1068,80	V Sol. Lix. (ml) inicial =	492,35
Inicial		W picnómetro c/tapa =	23,018	W picnometro+sol. Lix. =	48,236	W sol. lix. =	25,218	Vol. Picnometro (ml) =	24,822	Densidad sol. Lix.(gr/ml) =	1,015954	Concentración inicial acido(mol/L)	0,0205

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
No	Fecha	Hora	W total	pH	mV	Vol. Alicuota (muestreo p/ análisis de Cu)	Con. Cu Sol. lix (mg/L)	Con. Fe tot. Sol. Lix. (mg/L)	Análisis de Fe+2 por titulación c/ KMnO4 [KMnO4]=Columna 16					Conc. Fe+3 (mg/L)
									V1 (ml)	V2 (ml)	V3 (ml)	Vp (ml)	Conc. Fe+2 (mg/L)	
0	06/12/2004	16:00	1066,0	2,596	256,0	1	0,0	6737,5	25,7	26,2	25,9	25,93	1189,9	5547,6
1	07/12/2004	13:00	1059,2	2,466	260,1	1	1017,5	6795,0	12,4	12,4	12,4	12,40	1137,9	5657,1
2	10/12/2004	10:00	1066,0	2,465	268,2	1	1026,8	6095,0	9,4	9,4	9,4	9,40	862,6	5232,4
3	15/12/2004	13:00	1066,0	2,256	268,3	1	1061,3	5117,5	9,9	9,9	9,9	9,90	846,3	4271,2
4	17/12/2004	13:00	1053,0	2,264	244,7	1	1065,0	4895,0	9,5	9,5	9,5	9,50	812,1	4082,9
5	22/12/2004	14:00	1011,9	2,296	280,4	1	1079,1	4782,5	7,8	7,8	7,6	7,73	652,7	4129,8
6	28/12/2004	13:00	978,4	2,335	268,5	1	1092,5	4647,5	10	10,1	10,1	10,07	839,1	3808,4
7														
8														
9														

	W kitasato + sol.lix.bac =	608,4	W kitasato =	310	W sol lix =	298,4	V Sol. Lix. (ml) final =	292,83	V Sol. Lix. (ml) perd. =	199,51	Acido producido (Kg ácido/TM mineral) =	0,0236
Final	W picnómetro c/tapa =	23,018	W picnometro+sol. Lix. =	48,312	W sol. lix. =	25,294	Vol Picnometro (ml) =	24,822	Densidad sol. Lix.(gr/ml) =	1,019015	Acido producido (Kg ácido/TM mineral) =	2,96





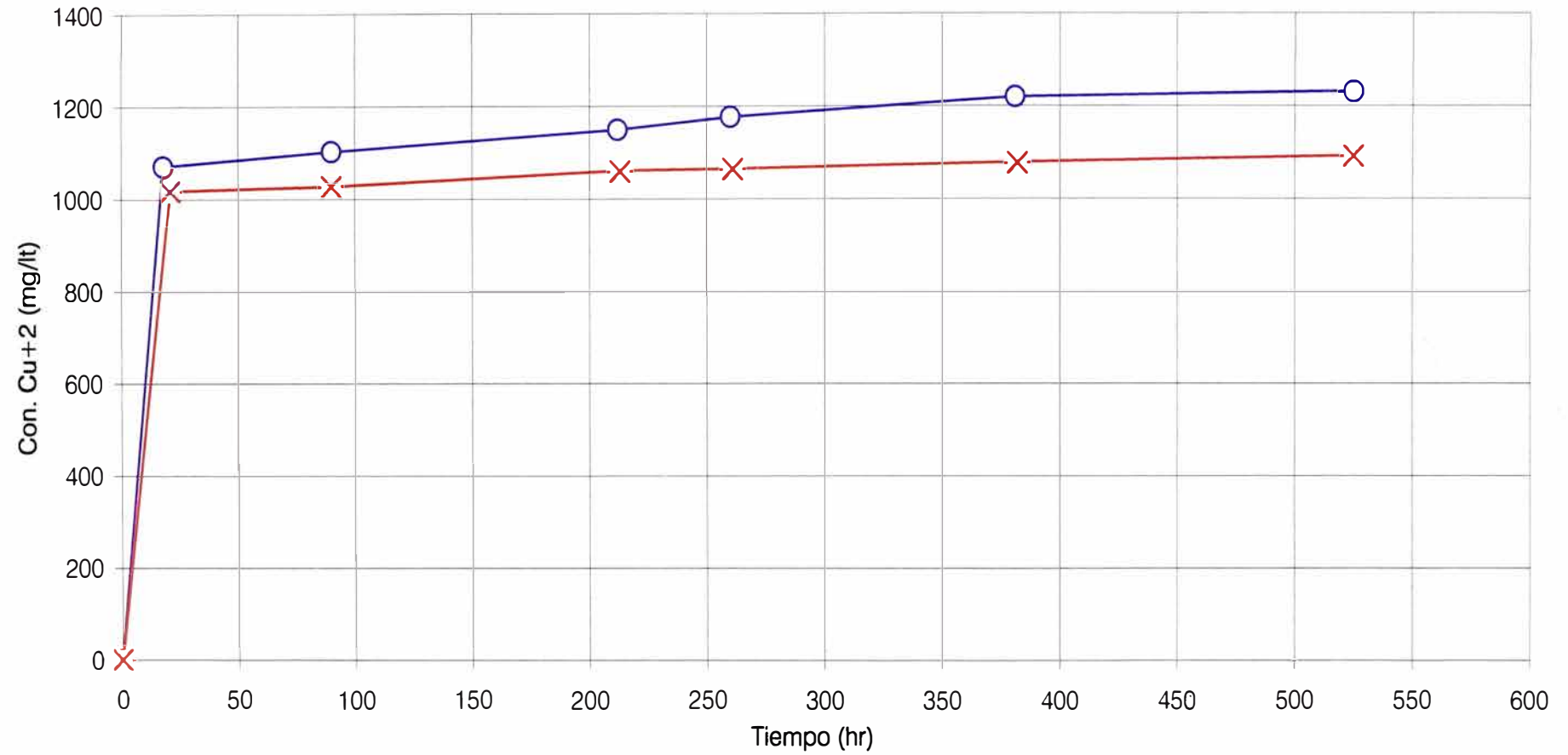


F) Resumen

Lixiviación Química con sustrato (FeSO<sub>4</sub>) y medio nutriente Jerez

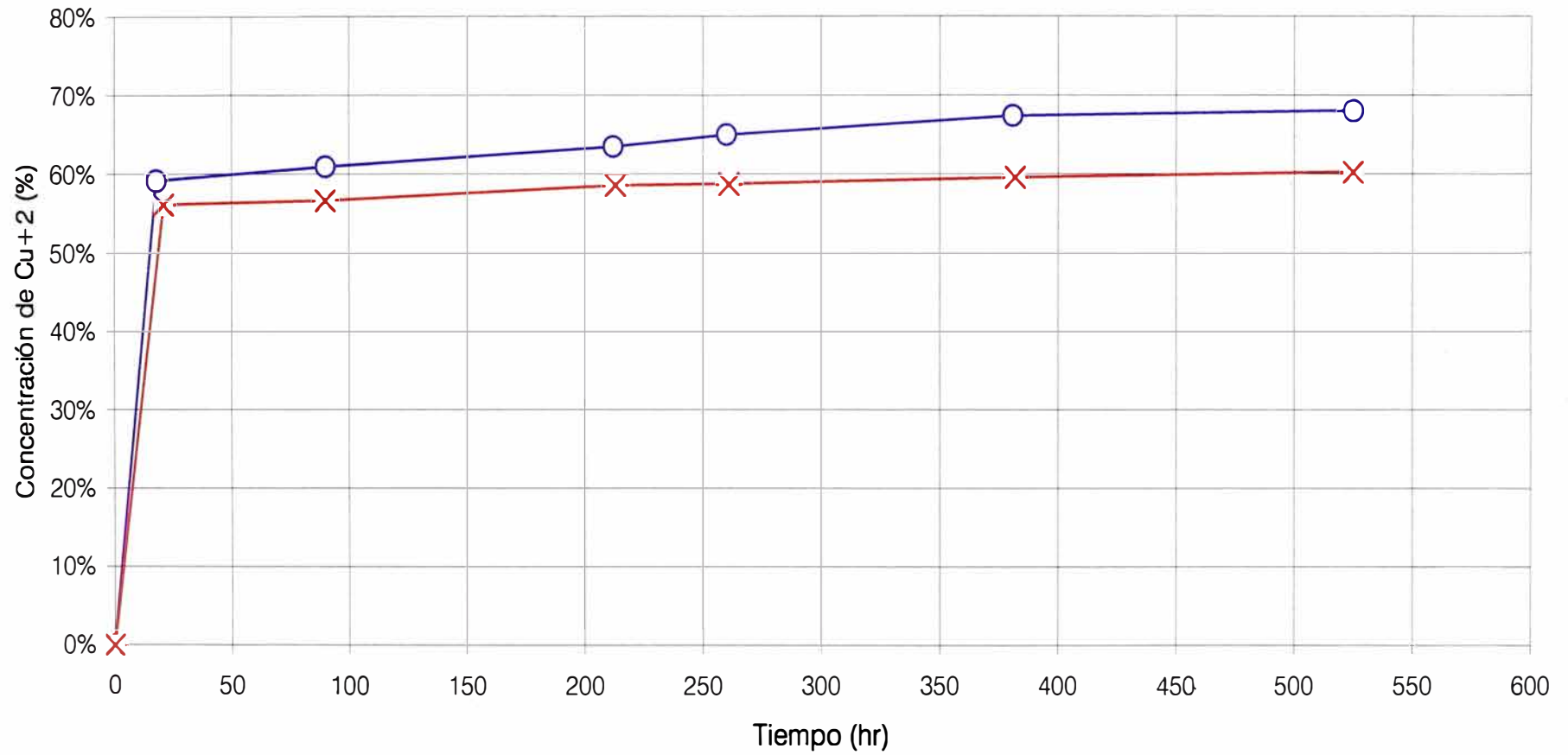
No	Tiempo (H)	pH Quimica	Cu+2 (mg/L) Quimica	% Recuperacion Quimico (Cu+2)	Fe+2 (mg/L) Quimica	Fe+3 (mg/L) Quimica	Fe tot (mg/L) Quimica
0	0	2,596	0,0	0,00%	1189,9	5547,6	6737,5
1	21	2,466	1017,5	56,11%	1137,9	5657,1	6795,0
2	90	2,465	1026,8	56,62%	862,6	5232,4	6095,0
3	213	2,256	1061,3	58,53%	846,3	4271,2	5117,5
4	261	2,264	1065,0	58,73%	812,1	4082,9	4895,0
5	382	2,296	1079,1	59,51%	652,7	4129,8	4782,5
6	525	2,335	1092,5	60,25%	839,1	3808,4	4647,5

Grafico No 01 - Lixiviación Bacteriana y Química (Cu+2)



—○— Cu+2 (mg/L)-Bacteriana      —x— Cu+2 (mg/L) Quimica

Grafico No 02 - Lixiviación bacteriana - % recuperación de cobre



—○— % Recuperación bacteriana (Cu+2) —x— % Recuperación Químico (Cu+2)

Grafico No 03 - Lixiviación Bacteriana y Química (Fe+2, Fe+3, Fe tot]

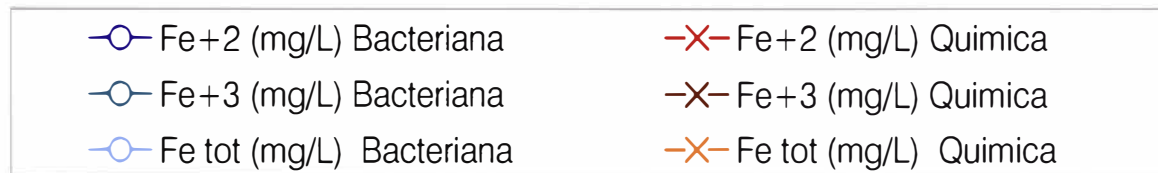
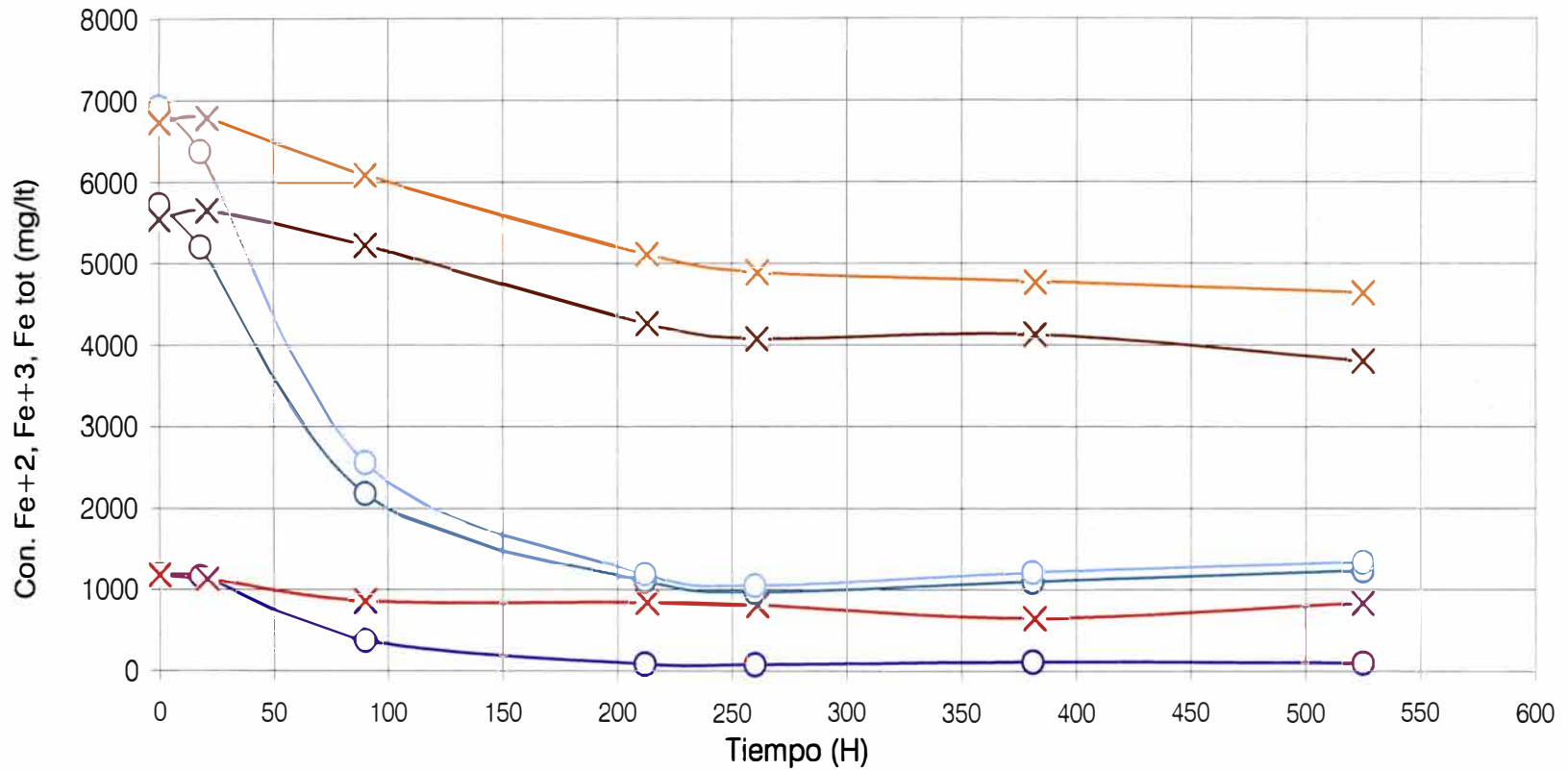
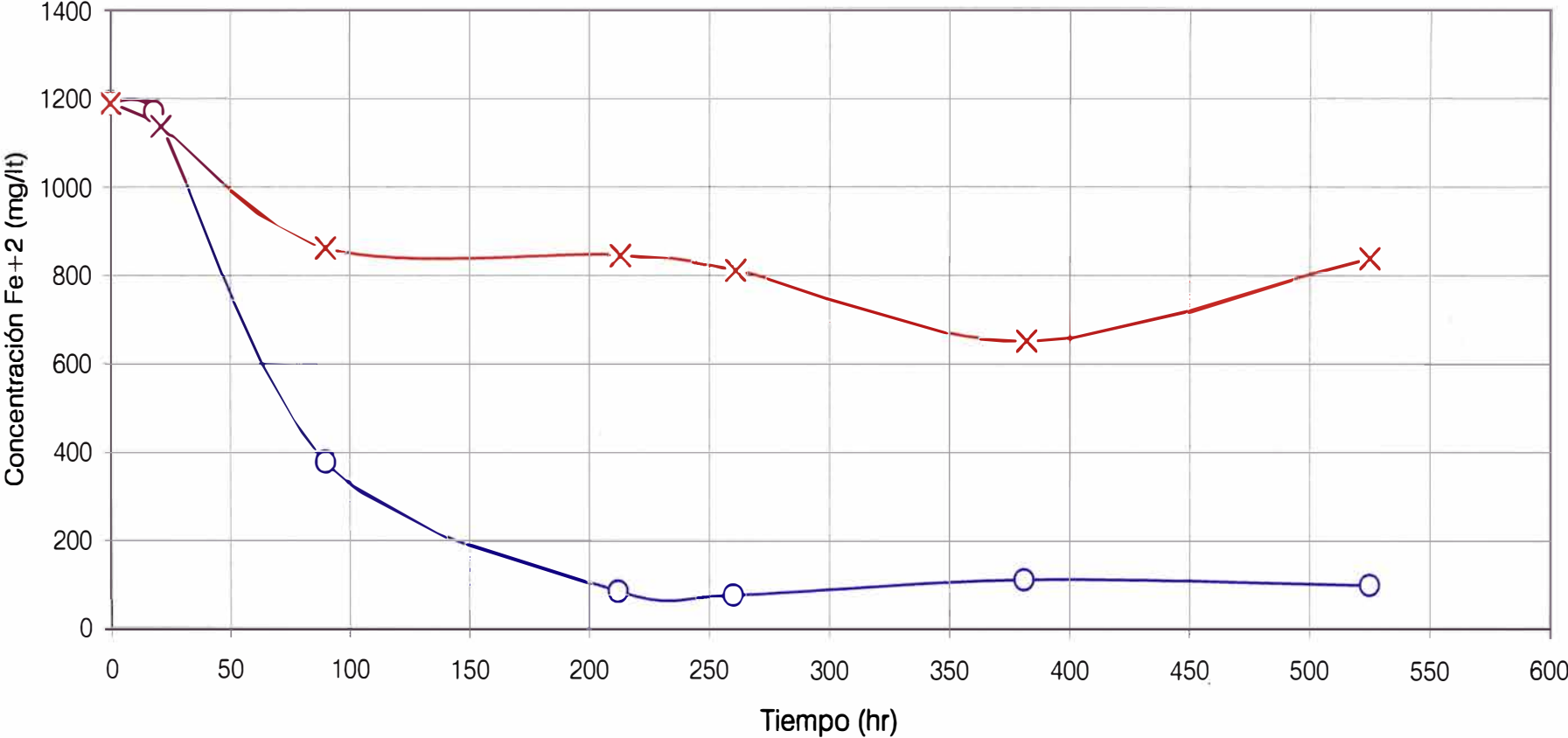


Grafico No 04 - Lixiviación bacteriana y química - Fe +2



—○— Fe+2 (mg/L) Bacteriana —×— Fe+2 (mg/L) Quimica

Gráfico No 05 - Lixiviación bacteriana y química - Fe +3

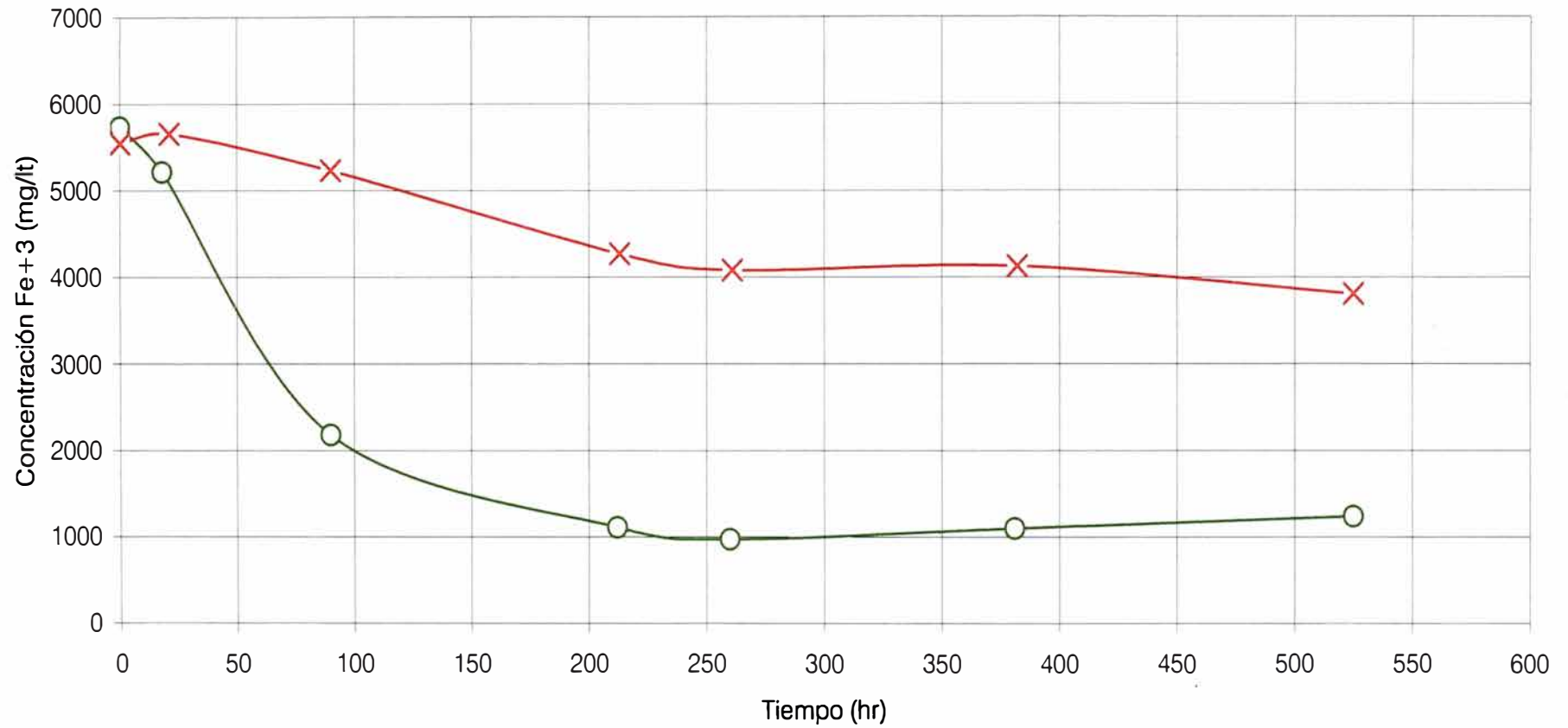


Gráfico No 06 - Lixiviación Bacteriana - Concentración Celular

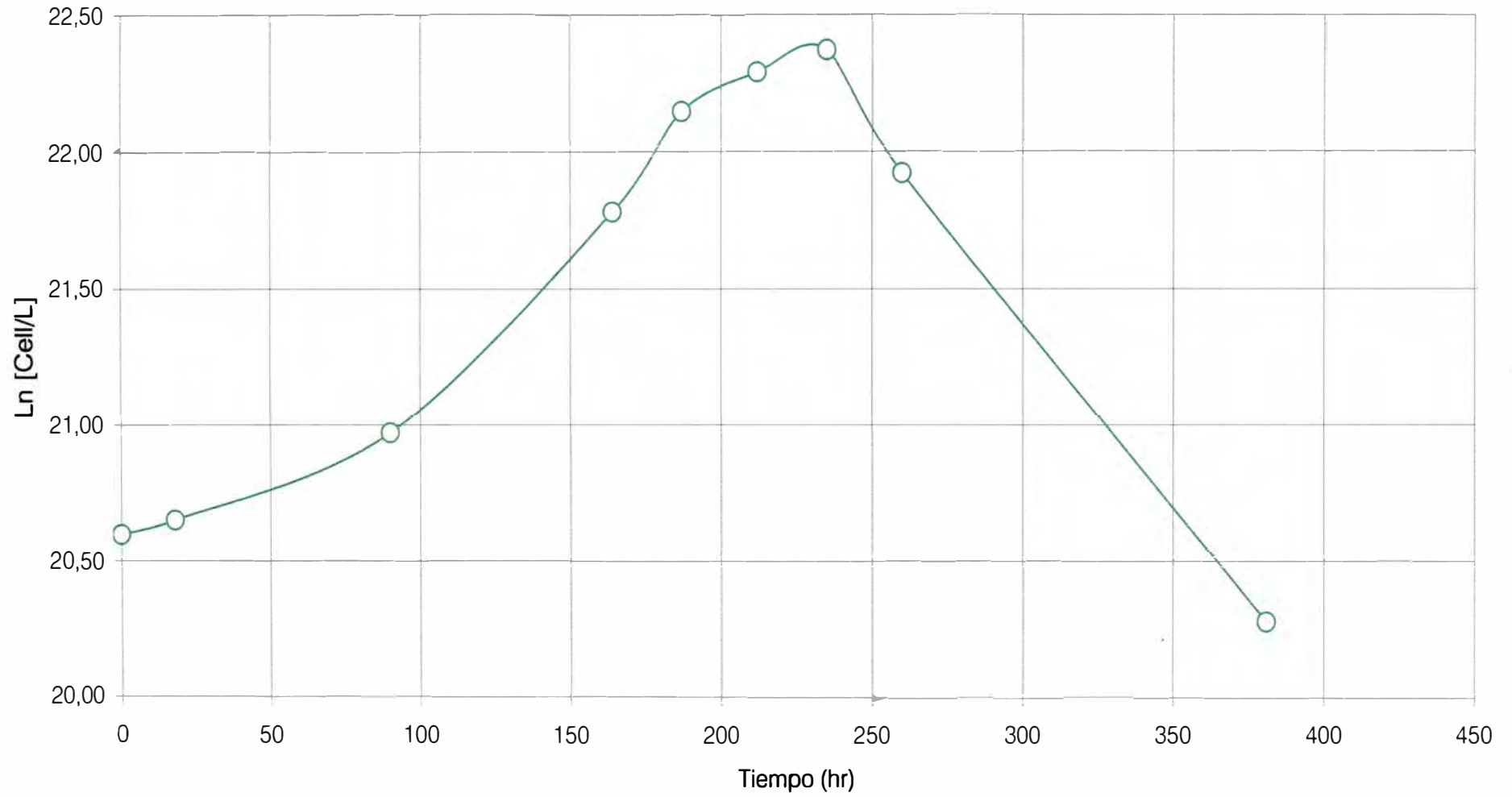
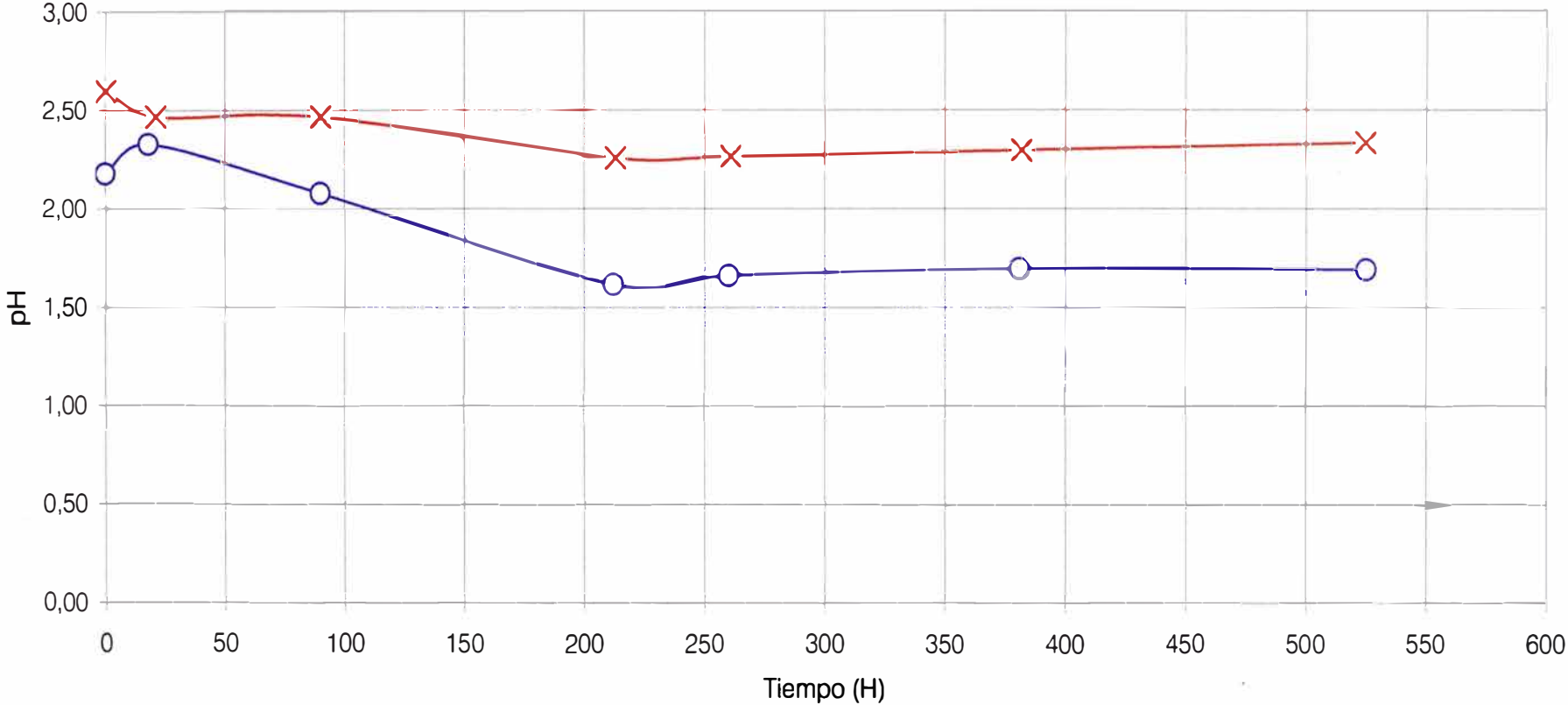




Gráfico No 07 - Lixiviación Bacteriana y Química - pH



## **ANEXO N° 07**

**Evaluación de la ecuación  
del crecimiento celular y  
determinación de los  
parámetros biocinéticos**

R-01) EVALUACION DEL ANALISIS DE REGRESION DE LA CONCENTRACION CELULAR

POLYMATH Results

No Title 02-20-2005

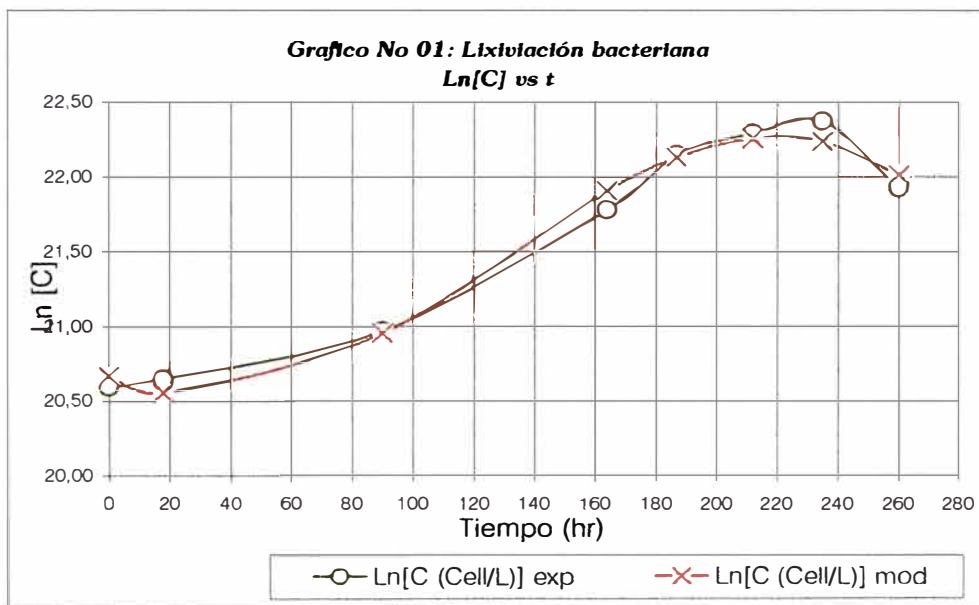
**Polynomial Regression Report**

**Model:  $\text{Ln}[C] = a_0 + a_1*t + a_2*t^2 + a_3*t^3$**  .....(1)

<u>Variable</u>	<u>Value</u>	<u>95% confidence</u>	<u>Statistics</u>	
a0 =	20,669085	0,2860192	R^2 =	0,9847537
a1 =	-0,00947	0,0131101	R^2adj =	0,973319
a2 =	1,85E-04	1,21E-04	Rmsd =	0,0301805
a3 =	-4,95E-07	2,97E-07	Variance =	0,0145738

$\text{Ln}[C]_{\text{cal}} = 20.669085 + -0.00947*(t) + 0.0001849*(t^2) + -0.0000004946*(t^3)$

t (hr)	Ln[C (Cell/L)] exp	Ln[C (Cell/L)] mod	% Error
0	20,595432	20,669085	-0,36%
18	20,648542	20,555648	0,45%
90	20,970126	20,953912	0,08%
164	21,781056	21,907422	-0,58%
187	22,148781	22,129673	0,09%
212	22,291882	22,258978	0,15%
235	22,371924	22,235881	0,61%
260	21,923231	22,013035	-0,41%



**R-02) EVALUACION DEL ANALISIS DE REGRESION DE LA CONCENTRACION DEL SUSTRATO**

POLYMATH Results

No Title 04-14-2006

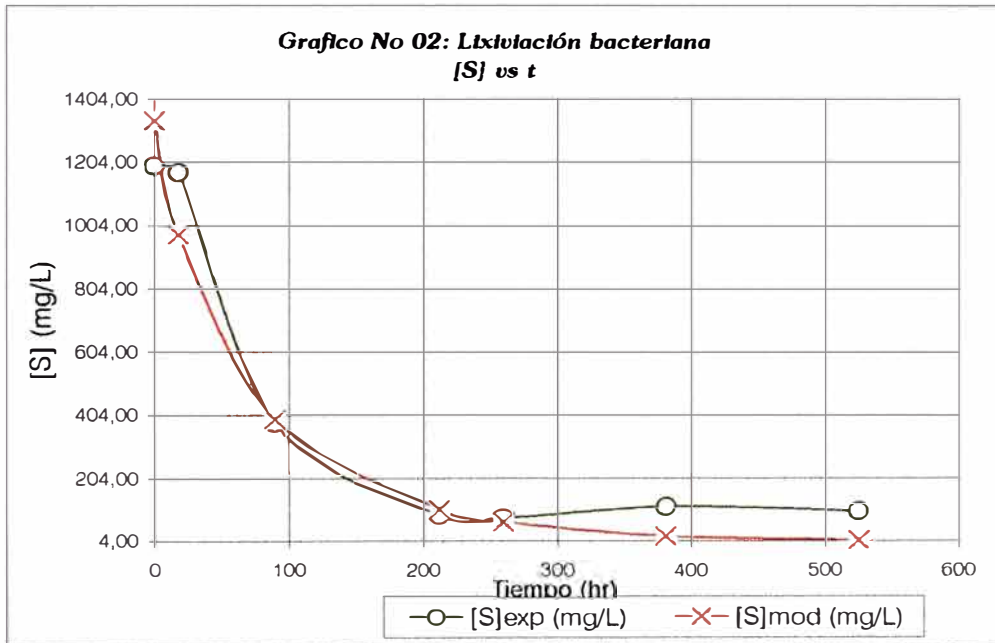
**Polynomial Regression Report**

**Model:  $\ln[S] = a_0 + a_1 \cdot (t \wedge a_2)$**  .....

Variable	Value	95% confidence	Statistics	
a0 =	7,195947	0,4392411	R^2 =	0,9836364
a1 =	-0,026759	0,0063405	R^2adj =	0,9781818
a2 =	0,85		Rmsd =	0,0687346
			Variance =	0,0393703

[S]mod = EXP( 7.1959467 + -0.0267585 \* ( t ^ 0.85 ) )

t (hr)	[S]exp (mg/L)	[S]mod (mg/L)	% Error
0	1192,94	1334,01	-11,83%
18	1171,53	976,27	16,67%
90	379,29	391,40	-3,19%
212	85,49	105,20	-23,06%
260	76,94	65,02	15,49%
381	112,54	20,39	81,88%
525	100,02	5,50	94,50%



**R-03) EVALUACION DEL ANALISIS DE REGRESION DE LA CONCENTRACION DEL PRODUCTO**

POLYMATH Results

No Title 04-14-2006

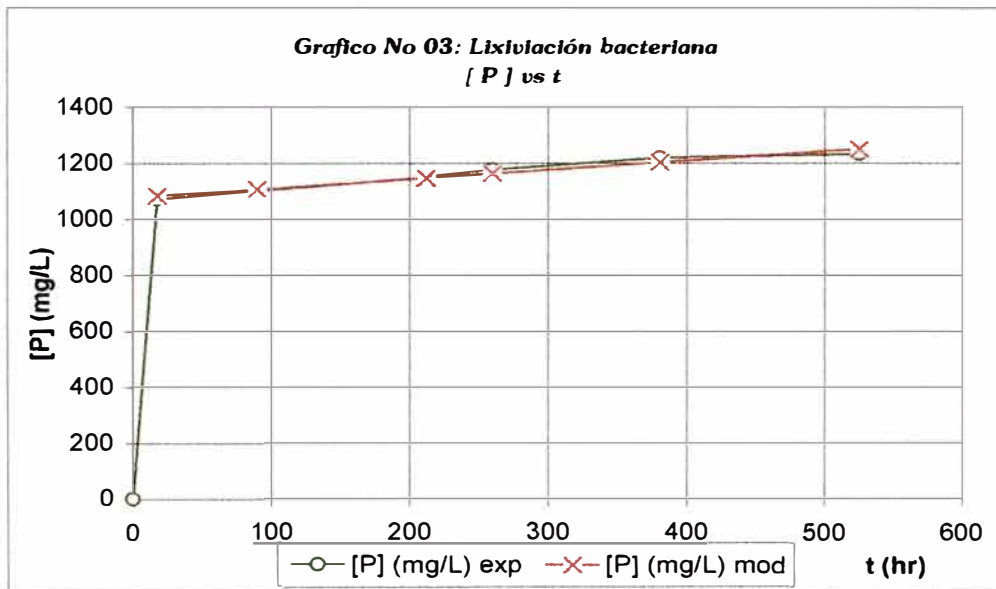
**Polynomial Regression Report**

**Model:  $[P] = a_0 + a_1(t)$ , para  $t \geq 18$  horas** .....( III )

Variable	Value	95% confidence	Statistics	
a0 =	1075,44	31,322369	R <sup>2</sup> =	0,9523376
a1 =	0,3357	0,1042387	R <sup>2</sup> adj =	0,9404219
			Rmsd =	5,2169302
			Variance =	244,94725

$[P]_{mod} = 1075,44 + 0,3356 * (t)$  para  $t \geq 18$  horas

t (hr)	[P] (mg/L) exp	[P] (mg/L) mod	% Error
0	0,00		
18	1070,50	1081,49	-1,03%
90	1102,50	1105,66	-0,29%
212	1149,25	1146,61	0,23%
260	1176,75	1162,72	1,19%
381	1220,00	1203,34	1,37%
525	1232,50	1251,68	-1,56%



**R-04) EVALUACION DE LOS PARAMETROS BIOCINETICOS**

De acuerdo al análisis de regresión realizado en R-01, para la concentración celular en función del tiempo tenemos, el siguiente modelo:

**Model:  $\ln[C] = a_0 + a_1 \cdot t + a_2 \cdot t^2 + a_3 \cdot t^3$**

De acuerdo al análisis de regresión realizado en R-02, para la concentración del sustrato (Fe+2) en función del tiempo tenemos, el siguiente modelo:

**Model:  $\ln[S] = a_0 + a_1 \cdot (t^a)$**

De acuerdo al análisis de regresión realizado en R-03, para la concentración del producto (Cu+2) en función del tiempo tenemos, el siguiente modelo, solo para t > 18 horas:

**Model:  $[P] = a_0 + a_1 \cdot (t)$ , para t >= 18 horas**

De acuerdo a la ecuación Monódica en (3,3), tenemos, la velocidad de crecimiento específica es:

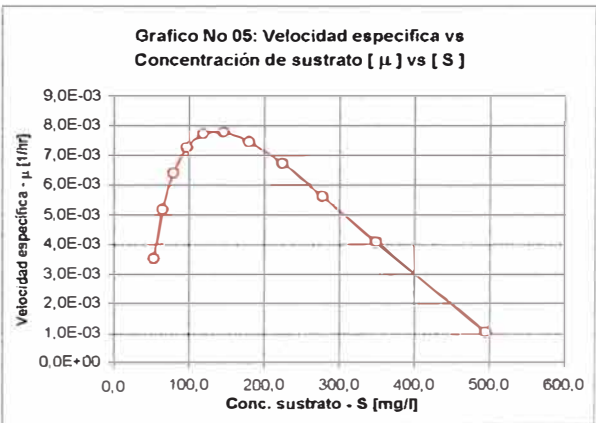
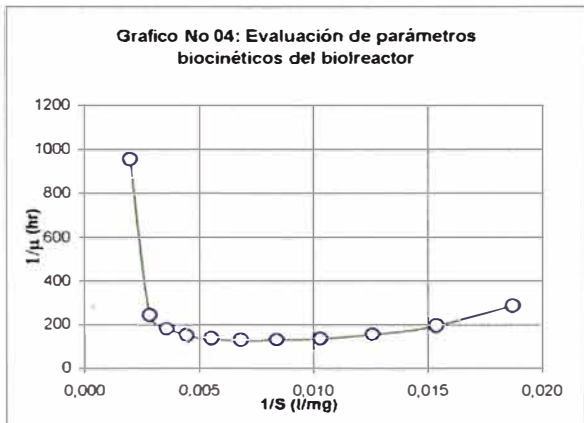
$dC/dt = \mu C$   
 $\mu = (1/t) \cdot \ln(C/C_0)$

De acuerdo a la ecuación monódica, (3,4), y reordenando a la forma lineal de  $[1/\mu]$  en función de  $[S]$ , tenemos:

$\mu = (\mu_{max} \cdot [S]) / (K_m + [S])$

$\frac{1}{\mu} = \frac{K_m}{\mu_{max}} \cdot \left(\frac{1}{S}\right) + \frac{1}{\mu_{max}}$ $Y = m X + b$	.....( III )
--	--------------

No	t (hr)	C (Cell/L)	$\mu$ (hr-1)	S (mg/L)	X 1/S	Y 1/ $\mu$
0	0	9,4726E+08		1334,01		
1	70	1,0195E+09	0,001049	495,51	0,0020	952,87
2	100	1,4236E+09	0,004074	348,92	0,0029	245,46
3	120	1,8539E+09	0,005596	278,67	0,0036	178,71
4	140	2,4275E+09	0,006722	223,81	0,0045	148,77
5	160	3,1211E+09	0,007452	180,59	0,0055	134,19
6	180	3,8477E+09	0,007787	146,30	0,0068	128,42
7	200	4,4416E+09	0,007726	118,94	0,0084	129,43
8	220	4,6883E+09	0,007269	96,99	0,0103	137,56
9	240	4,4190E+09	0,006417	79,31	0,0126	155,84
10	260	3,6319E+09	0,005169	65,02	0,0154	193,46
11	280	2,5419E+09	0,003525	53,42	0,0187	283,66



**Nota No01:**

Del gráfico No 04, podemos concluir que la velocidad de crecimiento celular específica no obedece a la ecuación monódica, de acuerdo a la ecuación (III), que debería resultar una recta, lo cual no se aprecia en el gráfico, el cual se ajusta mejor a una tendencia hiperbólica.

## POLYMATH Results

No Title 03-26-2006

### Linear Regression Report

Modelo de Moser: ( H. Scott Fogler , Elementos de Ingenieria de las Reacciones Químicas, pag. 397)

Se considera para un periodo de de  $t_0 = 0$  a  $t_f = 180$  horas, para periodo mayores de  $t=180$  hr, el modelo presenta desviación.

#### **A) Primer intervalo de tiempo**

t (hr)	S (mg/L)
0	1334,01
180	146,30

**Model:  $\mu = \mu_{\max}/(1+k*S^{(-\lambda)})$**

$\ln(\mu/(\mu_{\max} - \mu)) = \lambda * \ln(S) + \ln(1/k)$
$Y = m X + b$

<u>Variable</u>	<u>Value</u>	<u>95% confidence</u>	<u>Statistics</u>	
$\mu_{\max} =$	<b>0,007980</b>		$R^2 =$	0,995149263
$k =$	6,654E-12	22, 113717	$R^2_{adj} =$	0,9969918
$\lambda =$	-4,428267	-4, 014444	$R_{msd} =$	0,0313866
			$Variance =$	0,0088661

General

Order of polynomial = 2

Regression including free parameter

Number of observations = 8

#### **B) Segundo intervalo de tiempo**

t (hr)	S (mg/L)
180	146,30
280	53,42

<u>Variable</u>	<u>Value</u>	<u>95% confidence</u>	<u>Statistics</u>	
$\mu_{\max} =$	<b>0,007980</b>		$R^2 =$	0,986033321
$k =$	1,505E+07			
$\lambda =$	4,108880			

General

Order of polynomial = 2

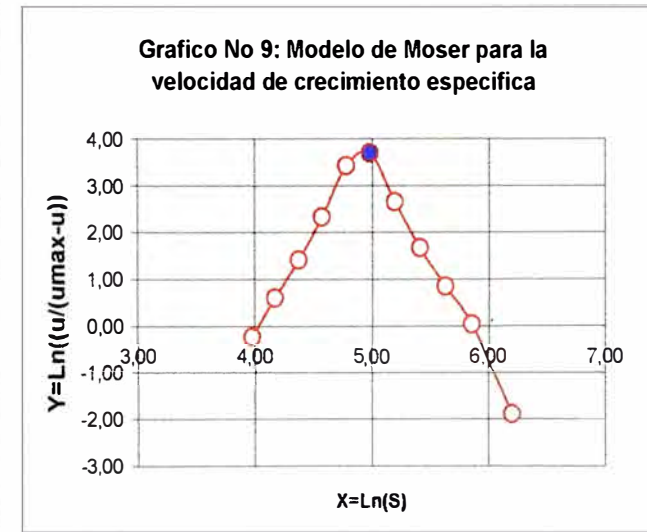
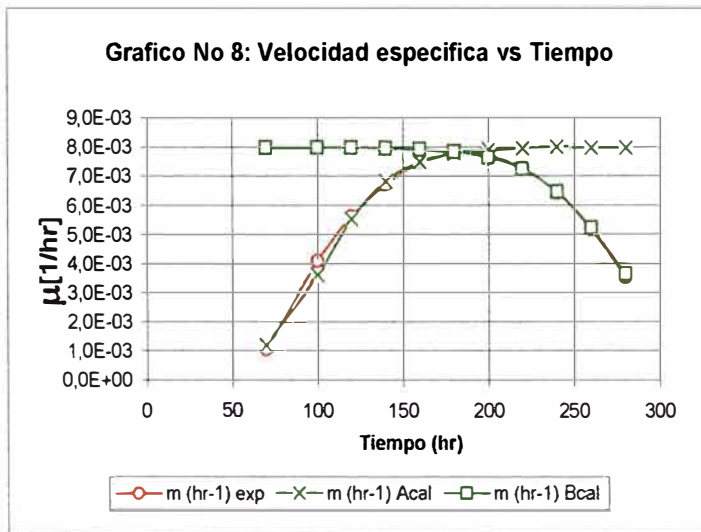
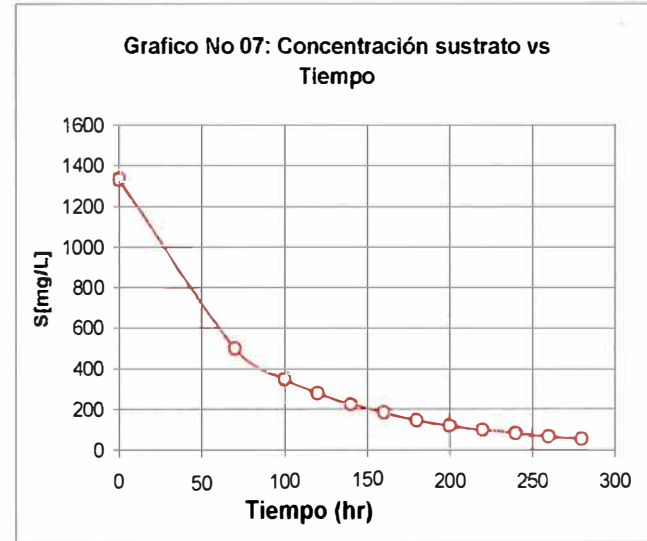
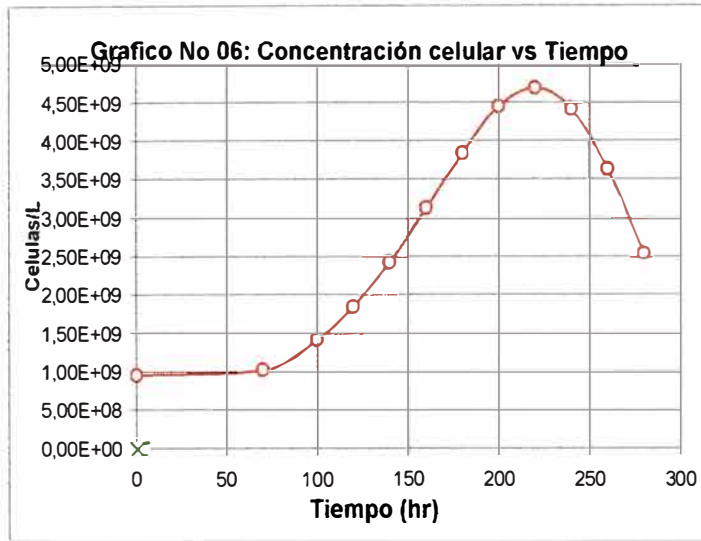
Regression including free parameter

Number of observations = 8

### Análisis de Parámetros Biocinéticos

No	t (hr)	C (Cell/L) cal	S (mg/L) cal	$\mu$ (hr-1) exp	A) Primer intervalo			B) Segundo intervalo	
					X Ln(S)	Y $\ln(\mu/(\mu_{max} - \mu))$	$\mu$ (hr-1) Acal	Y $\ln(\mu/(\mu_{max} - \mu))$	$\mu$ (hr-1) Bcal
0	0	9,47E+08	1334,01						
1	70	1,02E+09	495,51	0,001049	6,206	-1,8877	0,0011874	-1,8877	0,0079790
2	100	1,42E+09	348,92	0,004074	5,855	0,0421	0,0036102	0,0421	0,0079757
3	120	1,85E+09	278,67	0,005596	5,630	0,8531	0,0055138	0,8531	0,0079692
4	140	2,43E+09	223,81	0,006722	5,411	1,6757	0,0068239	1,6757	0,0079535
5	160	3,12E+09	180,59	0,007452	5,196	2,6476	0,0074893	2,6476	0,0079164
6	180	3,85E+09	146,30	0,007787	4,986	3,6973	0,0077794	3,6973	0,0078305
7	200	4,44E+09	118,94	0,007726	4,779	3,4150	0,0078986	3,4150	0,0076386
8	220	4,69E+09	96,99	0,007269	4,575	2,3253	0,0079468	2,3253	0,0072326
9	240	4,42E+09	79,31	0,006417	4,373	1,4124	0,0079664	1,4124	0,0064551
10	260	3,63E+09	65,02	0,005169	4,175	0,6092	0,0079743	0,6092	0,0052004
11	280	2,54E+09	53,42	0,003525	3,978	-0,2340	0,0079776	-0,2340	0,0036305





## RESULTADOS DE LOS PARAMETROS BIOCINETICOS

De acuerdo a los resultados obtenidos, el mejor modelo que se ajusta a los resultados experimentales, en cuanto a la velocidad de crecimiento celular específico es la ecuación de Moser, que a continuación se muestra:

**Modelo de Moser:  $\mu = \mu_{max}/(1+k*S^{(-\lambda)})$**

Donde:

- $\mu_{max}$  = Velocidad de crecimiento específica máxima
- $k$  = Constante cinética
- $\lambda$  = Constante cinética

Para el intervalo de tiempo de 0 a 180 horas, se tiene los siguientes constantes encontradas:

$\mu_{max}$ (1/hr)	$k$	$\lambda$
0,007980	6,654E-12	-4,428267

Para el intervalo de tiempo de 180 a mas horas, se tiene los siguientes constantes encontradas:

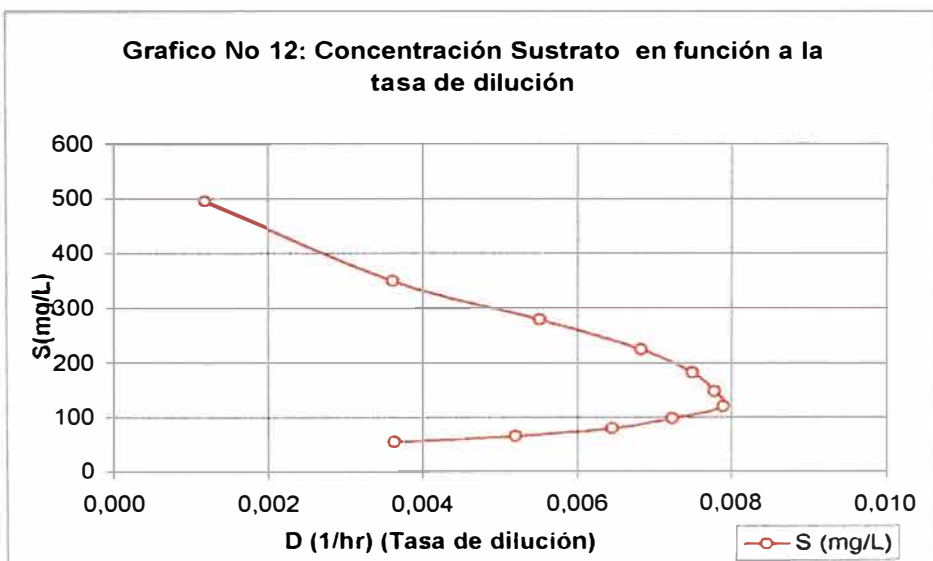
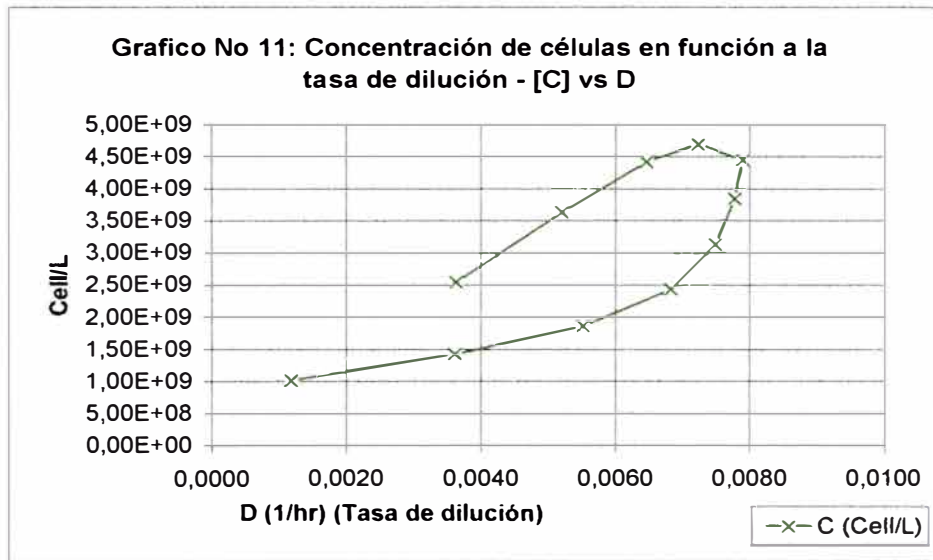
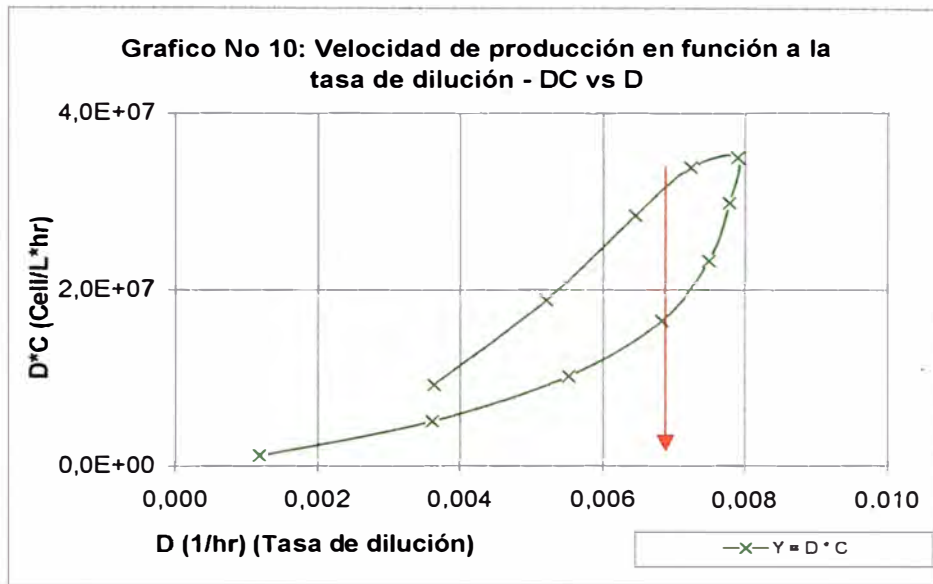
$\mu_{max}$ (1/hr)	$k$	$\lambda$
0,007980	1,505E+07	53,423071

t (hr)	Descripción	Variable	Componente	Unidad	Valor
0	Concentración inicial de sustrato	So	Fe+2	mg/L	1334,01
	Concentración inicial de células	Co	Cell (A. Thiobacillus)	Cell/L	9,47E+08
	Concentración inicial de producto	Po	Cu+2	mg/L	0,00
200	Concentración final de sustrato	Sf	Fe+2	mg/L	118,94
	Concentración final de celulas	Cf	Cell (A. Thiobacillus)	Cell/L	4,44E+09
	Concentración final de producto	Pf	Cu+2	mg/L	1142,58
Rendimiento celular por consumo de sustrato		Ycs	No de cèll formadas / mg Fe+2 consumido		2875841
Rendimiento del producto por crecimiento celular		Ycp	No de células formadas / mg Cu+2 producido		3058301
Rendimiento del producto por consumo de sustrato		Yps	mg Cu+2 / mg Fe+2		0,94

### Evaluación de la velocidad máxima de producción celular

No	t (hr)	S (mg/L)	A) 1er Interv D	B) 2do Interv D	X = D	C (Cell/L)	Y = D * C
0	0	1334,01	0,0000173	0,0079800	0,0000173	9,47E+08	1,64E+04
1	70	495,51	0,0011874	0,0079790	0,0011874	1,02E+09	1,21E+06
2	100	348,92	0,0036102	0,0079757	0,0036102	1,42E+09	5,14E+06
3	120	278,67	0,0055138	0,0079692	0,0055138	1,85E+09	1,02E+07
4	140	223,81	0,0068239	0,0079535	0,0068239	2,43E+09	1,66E+07
5	160	180,59	0,0074893	0,0079164	0,0074893	3,12E+09	2,34E+07
6	180	146,30	0,0077794	0,0078305	0,0077794	3,85E+09	2,99E+07
7	200	118,94	0,0078986	0,0076386	0,0078986	4,44E+09	3,51E+07
8	220	96,99	0,0079468	0,0072326	0,0072326	4,69E+09	3,39E+07
9	240	79,31	0,0079664	0,0064551	0,0064551	4,42E+09	2,85E+07
10	260	65,02	0,0079743	0,0052004	0,0052004	3,63E+09	1,89E+07
11	280	53,42	0,0079776	0,0036305	0,0036305	2,54E+09	9,23E+06

< == máxima  
producción de  
células



PARAMETROS DE DISEÑO DEL BIOREACTOR A CONDICIONES DE OPERACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

t (hr)	Descripción	Variable	Componente	Unidad	Valor
200	Concentración de sustrato	S	Fe+2	mg/L	118,94
	Concentración de células	C	Cell (A. Thiobacillus)	Cell/L	4,44E+09
	Concentración de producto	P	Cu+2	mg/L	1142,58
	Velocidad máxima de producción celular	<b>D max prod</b>	(Estado estacionario) D = $\mu$	1/hr	0,007779

## **ANEXO N° 08**

**Balance de masa del  
proceso de biolixiviación**

**Diseño del bioreactor en  
estado estacionario**

**Cálculo de la potencia de  
los equipos de proceso**

## BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE BIOLIXIVIACION

### Leyenda

F :	Flujo másicos en la corriente ( i ) (Kg/D)
x :	Concentraci3n del cobre en soluci3n ácida (gr/lit)
xp :	Concentraci3n del cobre en soluci3n ácida (%peso)
y :	Concentraci3n del cobre en soluci3n orgánica (gr/lit)
yp :	Concentraci3n del cobre en soluci3n orgánica (%peso)
z :	Concentraci3n del ácido en la corriente (gr/lit)
zp :	Concentraci3n de ácido en la soluci3n acuosa (% peso)
Xs :	Porcentaje en peso de sólidos en las corrientes ( i )
mx :	Flujo másico de cobre en la soluci3n ácida (Kg/D)
my :	Flujo másico de cobre en la soluci3n orgánica (Kg/D)
mz :	Flujo másico de ácido en la soluci3n acuosa (Kg/D)

Asumiendo una operaci3n en continuo para el bioreactor, tomando en cuenta los parámetros de diseño, y como variable de control tendremos a la tasa de diluci3n (D), de acuerdo a los resultados experimentales obtenidos en el proceso de biolixiviaci3n, se ha logrado una recuperaci3n del cobre del 64,41%, que para fines de cálculo y asumiremos una recuperaci3n del cobre del 64%.

La alimentaci3n o carga al bioreactor es: 100 Kg/D de mineral y suponiendo una relaci3n de L/S =10, con respecto al mineral, tendremos una carga de solvente de 1000 Kg/D de acuerdo a las pruebas experimentales obtenidos:

F101 =	100	Kg/D	Mineral
F102 =	1000	Kg/D	Soluci3n acidulada
Tpo de operaci3n =	330	Dias/año	
TM de mineral procesadas =	33	TM/Año	
No de años =	6	años	
TM de mineral procesada	198	TM en 06 años	
Total =			

### PARAMETROS DE DISEÑO DEL BIOREACTOR A CONDICIONES DE OPERACI3N EN ESTADO ESTACIONARIO

Descripci3n	Variable	Componente	Unidad	Valor
Concentraci3n de sustrato	S	Fe+2	mg/L	118,94
Concentraci3n de células	C	Cell (A. Thiobacillus)	Cell/L	4,44E+09
Concentraci3n de producto	P	Cu+2	mg/L	1142,58
Velocidad máxima de producci3n celular	D max prod	(Estado estacionario) D = $\mu$	1/hr	0,007779

Diseño del Bioreactor a condiciones de operación en estado estacionario

B.M. Sustrato:  $A = E - S + G$        $dS/dt = D * S_o - D * S + r_s$

Asumiendo una operación en estado estacionario tenemos:  $dS/dt = 0$

$$D (S_o - S) = r_s$$

Por estequiometria tenemos:

$$-r_s = r_g Y_{sc} \implies C = Y_{cs} (S_o - S)$$

B.M. Celulas:  $A = E - S + G$

$$dC/dt = 0 - D * C + r_g$$

$$r_g = \mu C$$

$$dC/dt = (\mu - D) * C$$

$$\mu = \mu_{max} / (1 + k * S^{-\lambda}) \quad \text{Modelo de Moser}$$

i) Para  $D > \mu$ ,  $dC/dt < 0$ , la concentración de células disminuye

ii) Para  $D < \mu$ ,  $dC/dt > 0$ , la concentración de células aumenta

iii) Para  $D = \mu$ ,  $dC/dt = 0$ , la concentración de células es constante estado estacionario

Asumiendo una operación en estado estacionario tenemos:  $dC/dt = 0$

$$D * C = \mu C \quad \boxed{D = \mu}$$

$$D = D_{max prod} = 0,007779 \quad 1/hr$$

De acuerdo a la ecuación (3.39) del Capitulo (III), tenemos que el factor de Dilución es:

$$D = \mu = Q_o/V$$

El caudal alimentado al Bioreactor de acuerdo al balance de masa tenemos.

$Q_{103} = Q_o =$	990,69	L/D	41,28	L/hr
Volumen del Bioreactor ( $V = Q_o/\mu =$ )	5306,14	Lt	5,31	m3

El tiempo de residencia será:

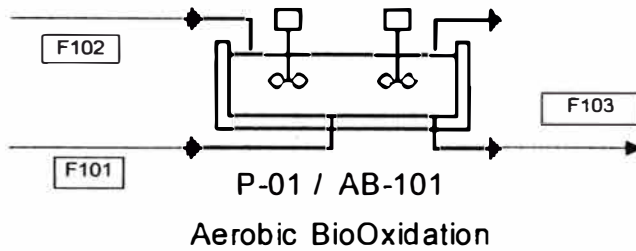
$$\tau_R = V / Q_o = 128,5 \quad hr$$

Asumiendo:  $H = d = (4 * V / \pi)^{1/3}$       Asumiendo un 35% de sobredimensionamiento

$$H = 1,89 \text{ m} \implies \boxed{H = d = 2,6 \text{ m}}$$



Balance de masa (l)



$\rho_{103} = 1,011 \text{ Kg/L}$  Densidad de la solución

Porcentaje de recuperación de cobre en la solución de lixiviación, de acuerdo a los resultados experimentales:

$px_{103} \text{ (Cobre)} = 64,0\%$

La concentración de los iones ferrosos en la solución lixivante, esta de acuerdo al medio Jerez, el cual deberá disolverse 33.4 gr/L de Sulfato ferroso ( $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ )

$PM (\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}) = 277,9934 \text{ gr/mol}$        $PM (\text{Fe}) = 55,845 \text{ gr/mol}$

Generación del ácido sulfúrico (ver Anexo No 06)

Acido producido = 9,82 Kg acido/TM mineral

B.M. Total:

$F_{101} + F_{102} = F_{103}$

B.M. Cobre:

$x_{p101} * F_{101} + x_{p102} * F_{102} = x_{p103} * F_{103} + G$

B.M. Ferroso:

$fp_{101} * F_{101} + fp_{102} * F_{102} = fp_{103} * F_{103} + G$

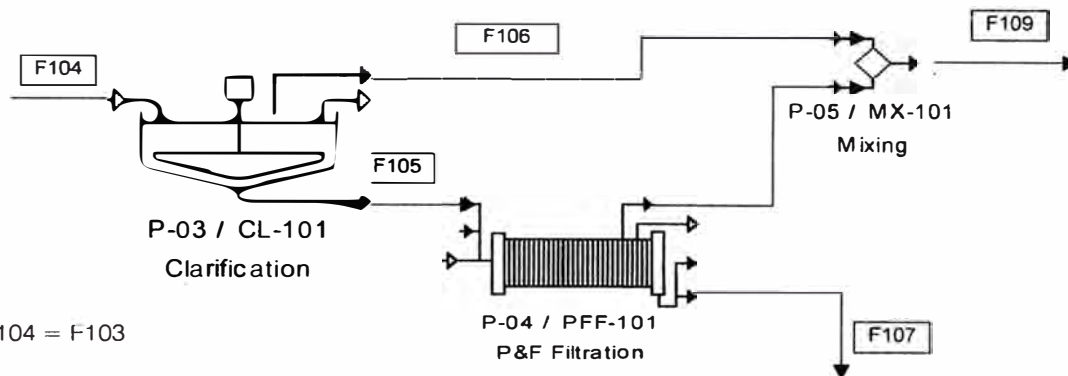
B.M. Acido:

$zp_{101} * F_{101} + zp_{102} * F_{102} = zp_{103} * F_{103} + G$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 101	Flujo 102	Flujo 103 (BM Libre de solidos)
Cobre	mx	Kg/D	1,7855	0,0884	1,23
	x	g/L	-----	0,089674	1,24
	xp	% peso	1,7855%	0,008842%	0,1230%
Fierro (Fe+2)	m <sub>f</sub>	Kg/D	15,3075	6,6158	0,1178
	x <sub>f</sub>	g/L	-----	6,7096	0,1189
	f <sub>p</sub>	% peso	15,3075%	0,6616%	0,0118%
Acido (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	m <sub>z</sub>	Kg/D	-----	2,503408	3,49
	z	g/L	-----	2,54	3,52
	z <sub>p</sub>	% peso	-----	0,2503%	0,3481%
Solución de lixiviación	Densidad	Kg/L	-----	1,014	1,011
	Caudal	Lt /D	-----	986,02	990,69
	Flujo másico	Kg/D	-----	1000	1001,14
Mineral	Flujo másico	Kg/D	100	-----	98,86
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>100</b>	<b>1000</b>	<b>1100,00</b>

Balance de masa en (II)

Asumiendo que en la operación de filtración la pulpa filtrada tendrá una humedad del 12,5538%, el cual se deberá considerar como pérdida de la solución, y un 0,10% de sólidos pasan al liquido clarificado (F109) del sedimentador, por tanto, tendremos lo siguiente:



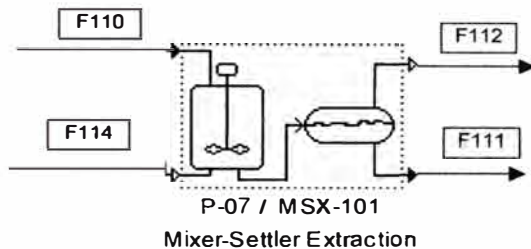
F104 = F103

B.M Total:  
F104 = F107 + F109

B.M. Solidos:  
 $Xs_{104} * F104 = Xs_{107} * F107 + Xs_{109} * F109$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 104	Flujo 107	Flujo 109
Cobre	x	g/L	1,24	1,24	1,24
	x <sub>p</sub>	% peso	0,1230%	0,1230%	0,1230%
Fierro (Fe+2)	x <sub>f</sub>	g/L	0,1189	0,1189	0,1189
	f <sub>p</sub>	% peso	0,0118%	0,0118%	0,0118%
Acido (H2SO4)	z	g/L	3,52	3,52	3,52
	z <sub>p</sub>	% peso	0,3481%	0,3481%	0,3481%
Solución de lixiviación	Densidad	Kg/L	1,011	1,011	1,011
	Caudal	Lt /D	990,69	13,90	976,78
	Flujo másico	Kg/D	1001,14	14,05	987,09
Sólidos	Flujo másico	Kg/D	98,86	97,87	0,99
	X <sub>s</sub>	% sólidos	8,99%	87,4462%	0,10%
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>1100,00</b>	<b>111,92</b>	<b>988,08</b>

Balance de masa en (III)



B.M. Total:

$$F110 + F114 = F111 + F112$$

$$F110 = F109$$

B.M. Del Cobre:

$$xp110 * F110 + yp114 * F114 = xp111 * F111 + yp112 * F112$$

B.M. Ferroso:

$$fp110 * F110 + fp114 * F114 = fp111 * F111 + fp112 * F112$$

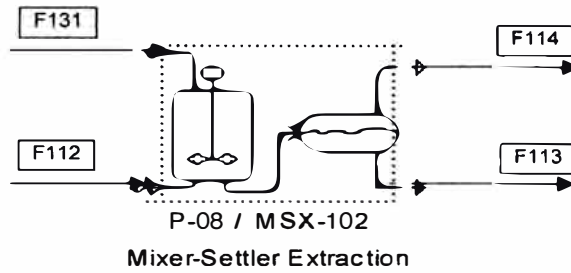
B.M. Acido:

$$zp110 * F110 + zp114 * F114 = zp111 * F111 + zp112 * F112$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 110	Flujo 111	Flujo 112	Flujo 114
Cobre	mx	Kg/D	1,21	0,12	----	----
	x	g/L	1,24	0,12	----	----
	xp	% peso	0,1230%	0,0123%	----	----
	my	Kg/D	----	----	8,92	7,82
	y	g/L	----	----	5,69	5,00
	yp	% peso	----	----	0,6943%	0,6098%
Fierro (Fe+2)	mf	Kg/D	0,1162	0,1162	----	----
	xf	g/L	0,1189	0,1191	----	----
	fp	% peso	0,0118%	0,0118%	----	----
Acido (H2SO4)	z	g/L	3,52	3,52	----	----
	zp	% peso	0,3481%	0,3481%	----	----
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,011	1,011	----	----
	Caudal	Lt /D	976,78	975,70	----	----
	Flujo másico	Kg/D	987,09	986,00	----	----
Solución organica extractante	Densidad	Kg/L	----	----	0,82	0,82
	Caudal	Lt /D	----	----	1566,24	1564,90
	Flujo másico	Kg/D	----	----	1284,31	1283,22
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>987,09</b>	<b>986,00</b>	<b>1284,31</b>	<b>1283,22</b>

El color en azul, son los valores asumidos, en cuanto a la concentración del ácido se asume que la concentración se mantiene constantes

Balance de masa en (IV)



B.M. T.:

$$F112 + F131 = F113 + F114$$

B. M. Cobre:

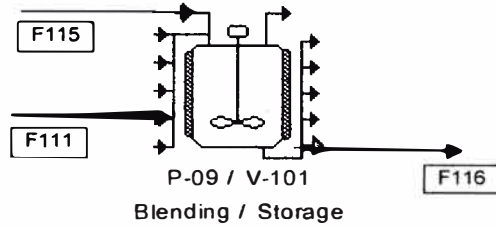
$$yp112 * F112 + xp131 * F131 = yp113 * F113 + xp114 * F114$$

B.M. Acido:

$$zp112 * F112 + zp131 * F131 = zp113 * F113 + zp114 * F114$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 112	Flujo 114	Flujo 113	Flujo 131
Cobre	mx	Kg/D	-----	-----	36,6581	35,5656
	x	g/L	-----	-----	37,81	36,72
	xp	% peso	-----	-----	3,7065%	3,6000%
	my	Kg/D	8,92	7,82	-----	-----
	y	g/L	5,69	5,00	-----	-----
	yp	% peso	0,6943%	0,6098%	-----	-----
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	-----	-----	33,9370	33,9370
	z	g/L	-----	-----	35,00	35,04
	zp	% peso	-----	-----	3,4314%	3,4352%
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	-----	-----	1,020	1,020
	Caudal	Lt /D	-----	-----	969,63	968,56
	Flujo másico	Kg/D	-----	-----	989,03	987,93
Solución organica extractante	Densidad	Kg/L	0,82	0,82	-----	-----
	Caudal	Lt /D	1566,24	1564,90	-----	-----
	Flujo másico	Kg/D	1284,31	1283,22	-----	-----
Total (Kg/D) =			1284,31	1283,22	989,03	987,93

Balance de masa en (V):



B.M. T.:

$$F111 + F115 = F116$$

B. M. Cobre:

$$xp111 * F111 + xp115 * F115 = xp116 * F116$$

B.M. Ferroso:

$$fp111 * F111 + fp115 * F115 = fp116 * F116$$

B.M. Acido:

$$zp111 * F111 + zp115 * F115 = zp116 * F116$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 111	Flujo 115	Flujo 116
Cobre	mx	Kg/D	0,12	-----	0,12
	x	g/L	0,12	-----	0,09
	xp	% peso	0,0123%	-----	0,0092%
Fierro (Fe+2)	mf	Kg/D	0,1162	-----	0,1162
	xf	g/L	0,1191	-----	0,0888
	fp	% peso	0,0118%	-----	0,0088%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	3,43	-----	3,43
	z	g/L	3,52	-----	2,60
	zp	% peso	0,3481%	-----	0,2595%
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,01	-----	1,01
	Caudal	Lt /D	975,70	-----	1308,84
	Flujo másico	Kg/D	986,00	-----	1322,66
Agua	Densidad	Kg/L	-----	1,00	-----
	Caudal	Lt /D	-----	336,66	-----
	Flujo másico	Kg/D	-----	336,66	-----
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>986,00</b>	<b>336,66</b>	<b>1322,66</b>

Balance de masa (VI):

B.M. T.:

$$F116 = F117 + F119$$

B. M. Cobre:

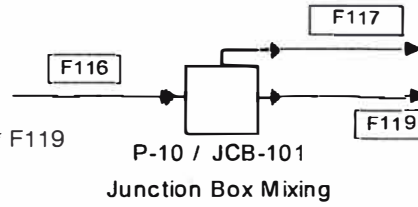
$$xp116 * F116 = xp117 * F117 + xp119 * F119$$

B.M. Ferroso:

$$fp116 * F116 = fp117 * F117 + fp119 * F119$$

B.M. Acido:

$$zp116 * F116 = zp117 * F117 + zp119 * F119$$



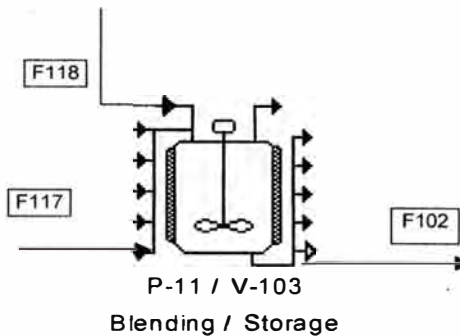
Componente	Parámetro	Und.	Flujo 116	Flujo 117	Flujo 119
Cobre	mx	Kg/D	0,12	0,09	0,03
	x	g/L	0,09	0,09	0,09
	xp	% peso	0,0092%	0,0092%	0,0092%
Fierro (Fe+2)	mf	Kg/D	0,1162	0,0846	0,0316
	xf	g/L	0,0888	0,0888	0,0888
	fp	% peso	0,0088%	0,0088%	0,0088%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	3,43	2,50	0,93
	z	g/L	2,60	2,60	2,62
	zp	% peso	0,2595%	0,2595%	0,2595%
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,01	1,01	1,01
	Caudal	Lt /D	1308,84	953,39	355,46
	Flujo másico	Kg/D	1322,66	963,450	359,21
Total (Kg/D) =			1322,66	963,45	359,21

Balance de masa en (VII):

A) Cálculo del consumo de nutrientes

B.M. Total:

$$F117 + F118 = F102$$



Cálculo de la cantidad de nutrientes, a adicionarse al bioreactor continuo, de acuerdo a la concentración del medio Jerez:

$$Q102 = 986,02 \text{ Lt/D}$$

Componente	Parámetro	Con (g/L) Med. Jerez	Consumo gr/D	Consumo Kg/D	Flujo 118 Kg/D
Sulfato de amonio (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		3	2958,05	2,96	2,96
Nitrato de calcio (Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> )		0,018	17,75	0,02	0,02
Di fosfato acido de potasio K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>		0,05	49,30	0,05	0,05
Cloruro de potasio (KCl)		0,1	98,60	0,10	0,10
Sulfato de magnesio MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O		0,5	493,01	0,49	0,49
Sulfato ferroso (FeSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O)		33,4	32932,98	32,93	32,51
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>36549,69</b>	<b>36,55</b>	<b>36,55</b>

B) Balance de masa

B.M. T.:

$$F117 + F118 = F102$$

B. M. Cobre:

$$x_{p117} * F117 + x_{p118} * F118 = x_{p102} * F102$$

B.M. Ferroso:

$$f_{p117} * F117 + f_{p118} * F118 = f_{p102} * F102 - G$$

B.M. Acido:

$$z_{p117} * F117 + z_{p118} * F118 = z_{p102} * F102$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 117	Flujo 118	Flujo 102
Cobre	mx	Kg/D	0,09	-----	0,0884
	x	g/L	0,09	-----	0,089674
	xp	% peso	0,0092%	-----	0,008842%
Fierro (Fe+2)	mf	Kg/D	0,0846	6,5312	6,6158
	xf	g/L	0,0888	-----	6,7096
	fp	% peso	0,0088%	-----	0,6616%
Acido (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	mz	Kg/D	2,50	-----	2,500380
	z	g/L	2,60	-----	2,54
	zp	% peso	0,2595%	-----	0,2500%
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,01	-----	1,014
	Caudal	Lt /D	953,39	-----	986,02
	Flujo másico	Kg/D	963,45	-----	1000,00
Nutrientes	Flujo másico	Kg/D	-----	36,55	-----
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>963,45</b>	<b>36,55</b>	<b>1000,00</b>

Balace de masa en (VIII):

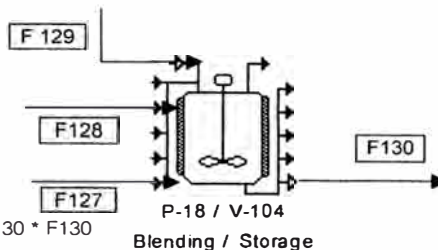
B.M. T.:

$$F127 + F128 + F129 = F130$$

$$F127 = F134$$

B.M. Cobre:

$$xp127 * F127 + xp128 * F128 + xp129 * F129 = xp130 * F130$$



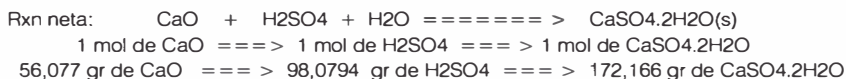
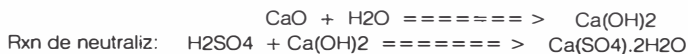
B.M. Acido:

$$zp127 * F127 + zp128 * F128 + zp129 * F129 - G = zp130 * F130$$

G = Generación (consumo de ácido por la reacción con la cal adicionada)

PM (CaO) =	56,08	gr/mol
PM (H2SO4) =	98,08	gr/mol
PM (CaSO4.2H2O) =	172,17	gr/mol
PM(H2O) =	18,01	gr/mol
PM (Ca(OH)2) =	74,09	gr/mol

Neutralización del ácido generado:



Componente	Parámetro	Und.	Flujo 127	Flujo 128 - Adición de CaO	Flujo 129 - Agua	Flujo 130
Cobre	mx	Kg/D	35,66	-----	-----	35,66
	x	g/L	36,82	-----	-----	36,72
	xp	% peso	3,6099%	-----	-----	3,6000%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	35,4804	-----	-----	34,0260
	z	g/L	35,92	-----	-----	35,04
	zp	% peso	3,5920%	-----	-----	3,4352%
Consumo (CaO) - Generación (CaSO4.2H2O)	ms	Kg/D	-----	0,832	-----	2,5531
Solución (ácida, básica, neutra)	Densidad	Kg/L	1,020	-----	1,000	1,020
	Caudal	Lt /D	968,40	-----	4,45	971,08
	Flujo másico	Kg/D	987,77	-----	4,45	990,50
Total (Kg/D) =			987,77	0,83	4,45	993,05



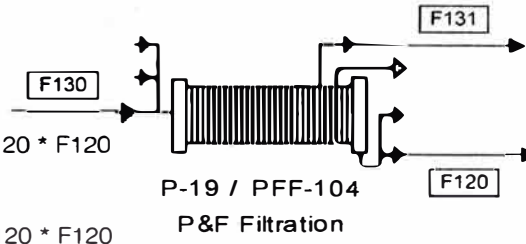
Balace de masa en (IX):

B.M. T.:  
 $F130 = F131 + F120$

B.M. Cobre:  
 $x_{p130} * F130 = x_{p131} * F131 + x_{p120} * F120$

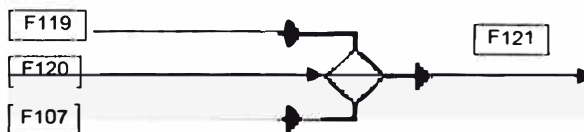
B.M. Acido:  
 $z_{p130} * F130 = z_{p131} * F131 + z_{p120} * F120$

B.M. Sólidos:  
 $X_{s130} * F130 = X_{s131} * F131 + X_{s120} * F120$



Componente	Parámetro	Und.	Flujo 130	Flujo 131	Flujo 120
Cobre	mx	Kg/D	35,6581	35,5656	0,0925
	x	g/L	36,72	36,72	36,72
	xp	% peso	3,60%	3,60%	3,60%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	34,0260	33,9370	0,0882
	z	g/L	35,04	35,04	35,04
	zp	% peso	3,4352%	3,4352%	3,4352%
Solución ácida, acuosa	Densidad	Kg/L	1,02	1,02	1,02
	Caudal	Lt /D	971,08	968,56	2,52
	Flujo másico	Kg/D	990,50	987,93	2,57
Precipitado Sólido (CaSO4)	ms	Kg/D	2,5531	0,00	2,5531
	Xs	% sólidos	0,26%	0,00%	49,85%
Total (Kg/D) =			993,05	987,93	5,12

Baance de masa en (X):



P-12 / MX-102

Mixing

B.M. Total:

$$F119 + F120 + F107 = F121$$

B.M. Cobre:

$$xp119 * F119 + xp120 * F120 + xp107 * F107 = xp121 * F121$$

B.M. Acido:

$$zp119 * F119 + zp120 * F120 + zp107 * F107 = zp121 * F121$$

B.M. Sólidos:

$$Xs119 * F119 + Xs120 * F120 + Xs107 * F107 = Xs121 * F121$$

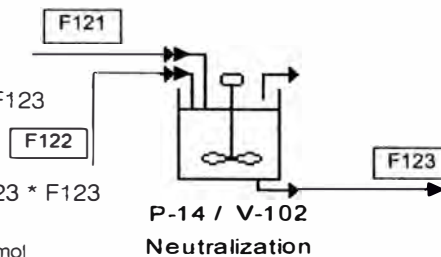
Componente	Parámetro	Und.	Flujo 119	Flujo 120	Flujo 107	Flujo 121
Cobre	mx	Kg/D	0,0330	0,0925	0,0173	0,1427
	x	g/L	0,09	36,72	1,24	0,38
	xp	% peso	0,0092%	3,60%	0,12%	0,0380%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	0,9322	0,0882	0,0489	1,0694
	z	g/L	2,62	35,04	3,52	2,88
	zp	% peso	0,2595%	3,4352%	0,3481%	0,2845%
Solución ácida, acuosa	Densidad	Kg/L	1,011	1,020	1,011	1,011
	Caudal	Lt /D	355,46	2,52	13,90	371,88
	Flujo másico	Kg/D	359,21	2,57	14,05	375,83
Precipitado Sólido (CaSO4)/ Ganga	ms	Kg/D	-----	2,55	97,87	100,42
	Xs	% sólidos	-----	49,85%	87,45%	21,09%
Total (Kg/D) =			359,21	5,12	111,92	476,25

**Balance de masa (XI):**

B.M. T.:  
 $F121 + F122 = F123$

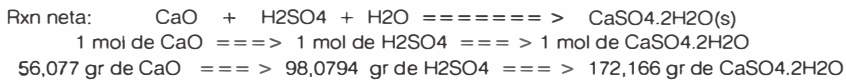
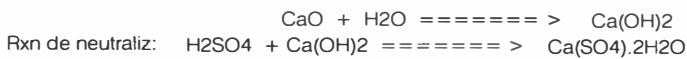
B. M. Cobre:  
 $xp121 * F121 + xp122 * F122 = xp123 * F123$

B.M. Acido:  
 $zp121 * F121 + zp122 * F122 - G = zp123 * F123$



PM (CaO) =	56,08	gr/mol
PM (H2SO4) =	98,08	gr/mol
PM (CaSO4.2H2O) =	172,17	gr/mol
PM(H2O) =	18,01	gr/mol
PM (Ca(OH)2) =	74,09	gr/mol

Neutralización del ácido generado:

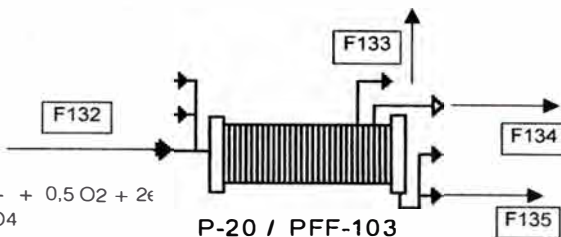
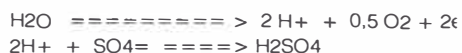


Componente	Parámetro	Und.	Flujo 121	Flujo 122 - Adición de CaO	Flujo 123
Cobre	mx	Kg/D	0,1427	-----	0,1427
	x	g/L	0,38	-----	0,39
	xp	% peso	0,0380%	-----	0,0381%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	1,0694	-----	-----
	z	g/L	2,88	-----	-----
	zp	% peso	0,2845%	-----	-----
Solución ácida, acuosa	Densidad	Kg/L	1,011	-----	1,011
	Caudal	Lt /D	371,88	-----	370,62
	Flujo másico	Kg/D	375,83	-----	374,56
Consumo (CaO) - Generación (CaSO4.2H2O)	ms	Kg/D	100,42	0,61	102,30
	Xs	% peso	21,09%	100%	21,45%
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>476,25</b>	<b>0,61</b>	<b>476,86</b>

**Balance de masa (XII)**

PM (Cu) = 63,546 g/mol  
 PM (H2SO4) = 98,0794 g/mol  
 PM (O2) = 31,9988 g/mol

Reacciones involucradas en la electrodeposición:



Rxn anódica:  $\text{H}_2\text{O} + \text{SO}_4 \text{=====> } \text{H}_2\text{SO}_4 + 0,5\text{O}_2 + 2\text{e}^-$  **E&W Electrodeposición**  
 Rxn catódica:  $\text{Cu}^{+2} + 2\text{e}^- \text{=====> } \text{Cu} + \text{H}_2\text{SO}_4 + 0,5 \text{O}_2 \text{ (g)}$

Rxn global:  $\text{Cu}^{+2} + \text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} \text{=====> } \text{Cu} + \text{H}_2\text{SO}_4 + 0,5 \text{O}_2 \text{ (g)}$

1 mol de Cu+2 =====> 1 mol de H2SO4  
 63,546 g de Cu+2 =====> 98,0794 gr de H2SO4

1 mol de Cu+2 =====> 0,5 mol de O2  
 63,546 g de Cu+2 =====> 15,9994 gr de O2

Ecuación general de balance: E(Entra) + G(Genera) = S(Sale) + A(Acumula)  
 A(Acumula) = 0, En estado estacionario

B.M. T.:

$$F132 = F133 + F134 + F135$$

$$F132 = F113$$

B. M. Cobre:

$$x_{p132} * F132 = x_{p133} * F133 + x_{p134} * F134 + x_{p135} * F135$$

B.M. Acido:

$$z_{p132} * F132 + G = z_{p133} * F133 + z_{p134} * F134 + z_{p135} * F135$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 132	Flujo 133	Flujo 134	Flujo 135
Cobre	mx	Kg/D	36,66	----	35,66	1,00
	x	g/L	37,81	----	36,82	----
	xp	% peso	3,706%	----	3,6099%	100%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	33,9370	----	35,4804	----
	z	g/L	35,00	----	36,64	----
	zp	% peso	3,4314%	----	3,5920%	----
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,02	----	1,02	----
	Caudal	Lt /D	969,63	----	968,40	----
	Flujo másico	Kg/D	989,03	----	987,77	----
Oxigeno gaseoso generado	Densidad (CN)	Kg/L	----	0,0014	----	----
	Caudal (CN)	Lt /D	----	176,24	----	----
	Flujo másico	Kg/D	----	0,2518	----	----
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>989,03</b>	<b>0,2518</b>	<b>987,77</b>	<b>1,00</b>

RESUMEN DEL BALANCE DE MASA Y CONDICIONES OPERATIVAS POR EL PROCESO DE  
BIOLIXIVIACION

Mineral Procesado =	100	Kg/D
Cobre producido =	1,00	Kg/D
Dias operativos (DO) =	330	Dias/año
TM de mineral procesadas =	33,00	TM/año
Producción anual =	330	Kg de cátodos de Cu/Año
W (cátodo de Cu) =	1,00	Kg/Cátodo
Tiempo de producción =	1,00	Dias/cátodo
Nº catodos prod./año =	330	Cátodos/año
Nº catodos prod./dia =	1,00	Cátodos/D

A) Cálculo de la producción de un cátodo en la celda de electrodeposición, a las condiciones descritas:

$$W \text{ (Kg/Cátodo)} = DC * A * F * Ef$$

Donde:

DC = Densidad de corriente (Amp/m<sup>2</sup>)

A = Area del cátodo (Largo x Ancho) (m<sup>2</sup>)

F = (28,44/1000) (Kg de Cu/Amp\*dia) - Cte de la Ley de Faraday

Ef = Eficiencia de corriente (%)

DC =	312,5	Amp /m <sup>2</sup>
A (l=0,5m, a = 0,25m) =	0,125	m <sup>2</sup>
F =	0,02844	Kg/Amp-dia
Ef =	90%	%

$$W \text{ (Kg/Cátodo)} = 1,00 \text{ Kg de Cobre/Cátodo-dia}$$

B) Cálculo del número de cátodos necesarios por día

$$\text{Número de cátodos} = 1,00 \text{ Cátodos/D}$$

Construir una celda para 1.000 cátodos

C) Cálculo de la potencia requerida para producir cátodos de 0.999 Kg de Cobre/Cátodo-dia

I (Total) =	39	Amperios/Kg de cobre electrodepositado
V =	220	Voltios
Factor =	0,8	
P (KW) =	6,876	Kw/Kg de cobre depositado en el cátodo
Consumo de energía =	0,287	Kw-hr/D para producir 1.0 Cátodos/D de 0.999 Kg de Cobre/Cátodo-dia

**REQUERIMIENTOS DE INSUMOS PARA PRODUCIR CATODOS DE COBRE POR EL PROCESO DE BIOLIXIVIACION**

Insumo	Sin merma	Con merma (5%, 20%)	Unidad
Cal viva (Oxido de calcio) CaO, (F128+F122)/F135 =	1,44	1,73	Kg de Cal/Kg Cu
Agua de proceso, (F115+F129)/F135 =	341,11	409,33	Kg de agua /Kg Cu
Agua de proceso =	0,34	0,41	m3/Kg Cu
<b>Medios Nutrientes:</b>			
Sulfato de amonio (NH4)2SO4, F118/F135 =	2,96	3,11	Kg Sulfato de amonio/ Kg Cu
Nitrato de calcio (Ca(NO3)2), F118/F135 =	0,02	0,02	Kg Nitrato de calcio /Kg Cu
Di fosfato acido de potasio K2HPO4, F118/F135 =	0,05	0,05	Kg Difosfato potasio/Kg Cu
Cloruro de potasio (KCl), F118/F135 =	0,10	0,10	Kg Cloruro de potasio/Kg Cu
Sulfato de magnesio MgSO4.7H2O, F118/F135 =	0,49	0,52	Kg Sulfato magnesio/Kg Cu
Sulfato ferroso (FeSO4.7H2O), F118/F135 =	32,5117	34,14	Kg Sulfato ferroso/Kg Cu
Producción anual =	330,00	330	Kg/Año de catodos de cobre
Rend. de producción de Cu =	0,01	0,01	Kg de Cobre / Kg Mineral
TM de mineral procesadas =	33,00	33	TM de mineral / año
Consumo de energia =	0,287	0,344	Kw-hr/D*Kg Cu electrodepositado

**RESUMEN DE LA EVALUACION DEL CONSUMO DE POTENCIA DE LOS EQUIPOS DE PROCESO MAYORES POR DEL PROCESO DE BIOLIXIVIACION**

Como la mayoría de los equipos de proceso, en cuanto al consumo de energía cae dentro de ciertos intervalos:

Tipo de agitación	Unidad	Consumo de potencia por unidad de Volumen	
		Int. Inferior	Int. Superior
Agitación ligera	Kw/m3	0,03	0,20
Agitación vigorosa	Kw/m3	0,20	0,50
Agitación intensa	Kw/m3	0,50	2,00

Fuente: Ulrich, Gael, Diseño y economía de los procesos de Ing. Química. Pag 197.

EQUIPOS	Cantidad	Volumen (m3)	Total (m3)	Consumo de energia (Kw/m3)	Potencia (Kw)
Reactores de Biolixiviación en operación	1	5,31	5,31	0,20	1,1
Tanque de agitación y mezcla	6	6,00	36,00	0,12	4,3
Clarificador	1	3,00	3,00	0,05	0,2
Tanques de extracción	2	2,00	4,00	0,30	1,2
<b>Total =</b>	<b>10</b>	<b>16,3</b>	<b>48,3</b>	<b>0,67</b>	<b>6,7</b>

## **ANEXO N° 09**

**Balance de masa del proceso  
de lixiviación química**

**Diseño de la operación del  
reactor**

**Cálculo de la potencia de los  
equipos de proceso**

## BALANCE DE MASA DEL PROCESO DE LIXIVIACION QUIMICA

### Leyenda

F :	Flujo máscopicos en la corriente ( i ) (Kg/D)
x :	Concentraci3n del cobre en soluci3n ácida (gr/lit)
xp :	Concentraci3n del cobre en soluci3n ácida (%peso)
y :	Concentraci3n del cobre en soluci3n orgánica (gr/lit)
yp :	Concentraci3n del cobre en soluci3n orgánica (%peso)
z :	Concentraci3n del ácid3 en la corriente (gr/lit)
zp :	Concentraci3n de ácid3 en la soluci3n acuosa (% peso)
Xs :	Porcentaje en peso de s3lidos en las corrientes ( i )
mx :	Flujo máscico de cobre en la soluci3n ácida (Kg/D)
my :	Flujo máscico de cobre en la soluci3n orgánica (Kg/D)
mz :	Flujo máscico de ácid3 en la soluci3n acuosa (Kg/D)

Asumiendo un tiempo de operaci3n de 4 horas (0,1667 d3as), que es el tiempo donde se obtiene el máx3mo pH, mayor consumo de ácid3 para disolver los metales presentes en el mineral. De acuerdo al resultado experimental obtenido en el proceso de lixivaci3n ácida, se ha logrado una máx3ma recuperaci3n del cobre del 55,65%, como se muestra en el gráf3co No 03 y 05 del anexo 05, y para fines de diseño suponemos una recuperaci3n del 55%. Para ello, asumiremos que se dispone de 04 reactores Batch, el cual cada reactor entra en operaci3n cada 04 horas, considerando 04 horas adicionales, como descarga de lixiviados, 04 horas como tiempo muerto, para las operaciones de mantenimiento y 04 horas mas como carga de soluci3n acidulada.

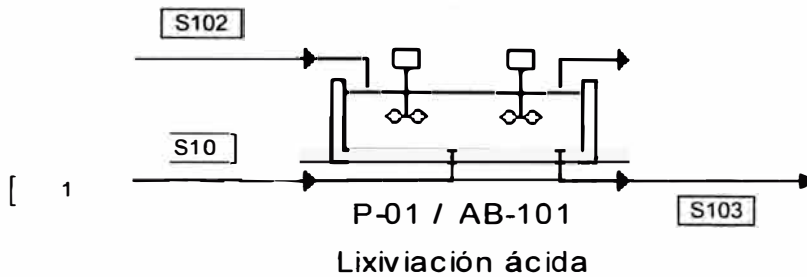
La alimentaci3n o carga al reactor es de 100 Kg por 04 horas de mineral, el cual por un periodo de 24 horas, entrarán en operaci3n 06 reactores, lo cual hacen 600 Kg/D de procesamiento de mineral, y suponiendo una relaci3n de L/S =10, de acuerdo a las pruebas experimentales realizadas, con respecto al mineral, tendremos una carga de solvente de 6000 Kg/D de acuerdo a las pruebas experimentales obtenidos:

F101 =	600	Kg/D	Mineral
F102 =	6000	Kg/D	Soluci3n ácidulada
Tpo de operaci3n =	330	D3as/año	
TM de mineral procesadas =	198	TM/Año	





Balance de masa (l)



$\rho_{103} = 1,011$  Kg/L Densidad de la solución

Cálculo del consumo del ácido sulfúrico

Acido consumido = 14,88 Kg ácido/TM mineral

Recuperación de cobre:

$p_{x103} = 55\%$  de cobre recuperado en la solución lixiviada

B.M. Total:

$S_{101} + S_{102} = S_{103}$

B.M. Cobre:

$x_{p101} * S_{101} + x_{p102} * S_{102} + G = x_{p103} * S_{103}$

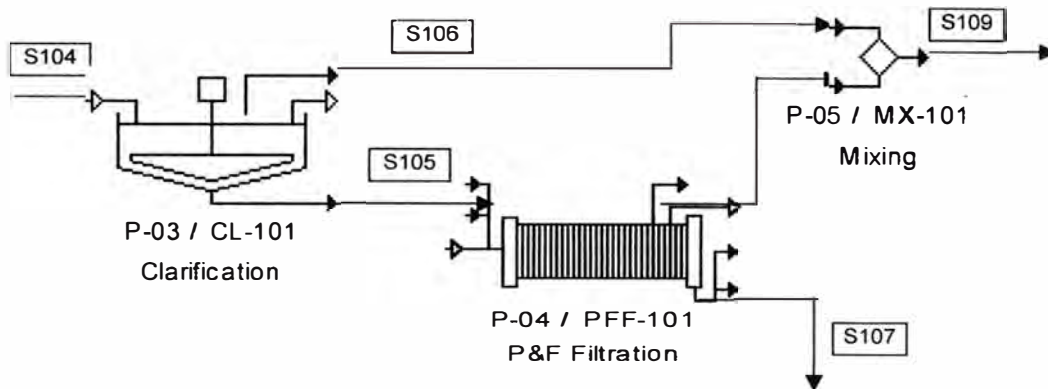
B.M. Acido:

$z_{p101} * S_{101} + z_{p102} * S_{102} - G = z_{p103} * S_{103}$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 101	Flujo 102	Flujo 103 (BM libre sólidos)
Cobre	mc	Kg/D	10,71	0,64	6,54
	x	g/L	-----	0,108690	1,1005
	xp	% peso	1,7855%	0,0107%	0,1088%
Acido (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	ma	Kg/D	-----	92,99	84,06
	z	g/L	-----	15,669760	14,15
	zp	% peso	-----	1,5498%	1,3996%
Solución de lixiviación	Densidad	Kg/L	-----	1,011	1,011
	Caudal	Lt /D	-----	5934,26	5940,08
	Flujo másico	Kg/D	-----	6000	6005,89
Mineral	Flujo másico	Kg/D	600	-----	594,11
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>600</b>	<b>6000</b>	<b>6600,00</b>

**Balance de masa en (II)**

Asumiendo que en la operación de filtración, la pulpa filtrada tendrá una humedad del 11,99%, el cual se deberá considerar como pérdida de la solución, y un 0,10% de sólidos pasan al líquido clarificado del sedimentador, por tanto, tendremos lo siguiente:



$$S104 = S103$$

B.M Total:

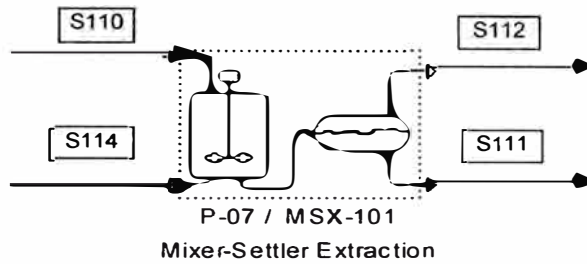
$$S104 = S107 + S109$$

B.M. Solidos:

$$Xs104 * S104 = Xs107 * S107 + Xs109 * S109$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 104	Flujo 107	Flujo 109
Cobre	x	g/L	1,10	1,10	1,10
	xp	% peso	0,1088%	0,1088%	0,1088%
Acido (H2SO4)	z	g/L	14,15	14,15	14,15
	zp	% peso	1,3996%	1,3996%	1,3996%
Solución de lixiviación	Densidad	Kg/L	1,011	1,01	1,011
	Caudal	Lt /D	5940,08	79,21	5860,87
	Flujo másico	Kg/D	6005,89	80,09	5925,80
Sólidos (ganga mineral)	Flujo másico	Kg/D	594,11	588,18	5,93
	Xs	% sólidos	9,00%	88,02%	0,10%
Total (Kg/D) =			6600,00	668,27	5931,73

Balance de masa en (III)



$$S110 = S109$$

B.M. Total:

$$S110 + S114 = S111 + S112$$

B.M. Cobre:

$$xp110 * S110 + yp114 * S114 = xp111 * S111 + yp112 * S112$$

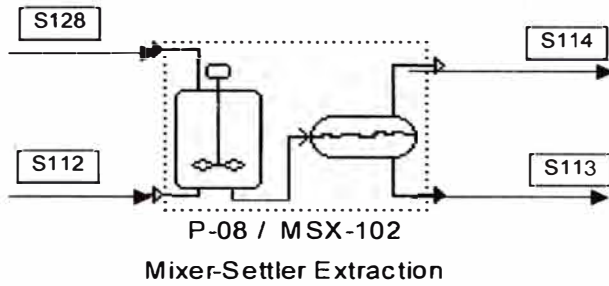
B.M. Acido:

$$zp110 * S110 + zp114 * S114 = zp111 * S111 + zp112 * S112$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 110	Flujo 111	Flujo 112	Flujo 114
Cobre	mx	Kg/D	6,45	0,645	-----	-----
	x	g/L	1,09	0,11	-----	-----
	xp	% peso	0,1088%	0,0109%	-----	-----
	my	Kg/D	-----	-----	52,78	46,97
	y	g/L	-----	-----	5,61	5,00
	yp	% peso	-----	-----	0,6846%	0,6098%
Acido (H2SO4)	z	g/L	14,15	14,15	-----	-----
	zp	% peso	1,3996%	1,3996%	-----	-----
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,011	1,011	-----	-----
	Caudal	Lt /D	5860,87	5855,13	-----	-----
	Flujo másico	Kg/D	5925,80	5920,00	-----	-----
Solución organica extractante	Densidad	Kg/L	-----	-----	0,82	0,82
	Caudal	Lt /D	-----	-----	9401,63	9394,56
	Flujo másico	Kg/D	-----	-----	7709,34	7703,54
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>5925,80</b>	<b>5920,00</b>	<b>7709,34</b>	<b>7703,54</b>

El color en azul, son los valores asumidos, en cuanto a la concentración del ácido se asume que la concentración se mantiene constantes

Balance de masa en (IV)



B.M. T.:

$$S128 + S112 = S113 + S114$$

B. M. Cobre:

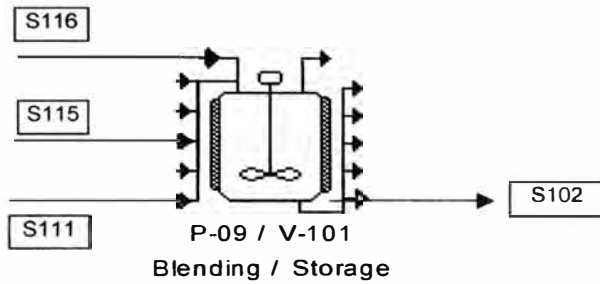
$$yp128 * S128 + xp112 * S112 = yp113 * S113 + xp114 * S114$$

B.M. Acido:

$$zp128 * S128 + zp112 * S112 = zp113 * S113 + zp114 * S114$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 112	Flujo 114	Flujo 113	Flujo 128
Cobre	mx	Kg/D	-----	-----	219,29	213,49
	x	g/L	-----	-----	37,23	36,28
	xp	% peso	-----	-----	3,6943%	3,6000%
	my	Kg/D	52,78	46,97	-----	-----
	y	g/L	5,61	5,00	-----	-----
	yp	% peso	0,6846%	0,6098%	-----	-----
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	-----	-----	92,31	92,22
	z	g/L	-----	-----	15,67	15,67
	zp	% peso	-----	-----	1,5551%	1,5551%
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	-----	-----	1,01	1,01
	Caudal	Lt /D	-----	-----	5890,97	5885,21
	Flujo másico	Kg/D	-----	-----	5936,06	5930,26
Solución organica extractante	Densidad	Kg/L	0,82	0,82	-----	-----
	Caudal	Lt /D	9401,63	9394,56	-----	-----
	Flujo másico	Kg/D	7709,34	7703,54	-----	-----
Total (Kg/D) =			7709,34	7703,54	5936,06	5930,26

Balance de masa (V):



B.M. T.:

$$S111 + S115 + S116 = S102$$

B. M. Cobre:

$$xp111 * S111 + xp115 * S115 + xp116 * S116 = xp102 * S102$$

B.M. Acido:

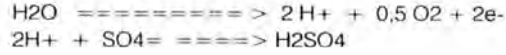
$$zp111 * S111 + zp115 * S115 + zp116 * S116 = zp102 * S102$$

Componente	Parámetro	Und.	Flujo 111	Flujo 115	Flujo 116	Flujo 102
Cobre	mx	Kg/D	0,64	-----	-----	0,64
	x	g/L	0,110	-----	-----	0,109
	xp	% peso	0,0109%	-----	-----	0,0107%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	82,86	10,1307	-----	92,99
	z	g/L	14,15	1840	-----	15,669760
	zp	% peso	1,3996%	96%	-----	1,5498%
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,011	1,84	-----	1,011
	Caudal	Lt /D	5855,13	5,51	-----	5934,26
	Flujo másico	Kg/D	5920,00	10,55	-----	6000,00
Agua	Densidad	Kg/L	-----	1,0	1,0	-----
	Caudal	Lt /D	-----	0,42	69,45	-----
	Flujo másico	Kg/D	-----	0,42	69,45	-----
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>5920,00</b>	<b>10,55</b>	<b>69,45</b>	<b>6000,00</b>

**Balance de masa en (VI):**

PM (Cu) = 63,546 g/mol  
 PM (H2SO4) = 98,0794 g/mol  
 PM (O2) = 31,9988 g/mol

Reacciones involucradas en la electrodeposición:



Rxn anódica:  $\text{H}_2\text{O} + \text{SO}_4^{2-} \rightleftharpoons \text{H}_2\text{SO}_4 + 0,5\text{O}_2 + 2\text{e}^-$  E&W Electrodeposición  
 Rxn catódica:  $\text{Cu}^{2+} + 2\text{e}^- \rightleftharpoons \text{Cu} + \text{H}_2\text{SO}_4 + 0,5\text{O}_2(\text{g})$

Rxn global:  $\text{Cu}^{2+} + \text{SO}_4^{2-} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{Cu} + \text{H}_2\text{SO}_4 + 0,5\text{O}_2(\text{g})$

1 mol de Cu<sup>2+</sup>  $\rightleftharpoons$  1 mol de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
 63,546 g de Cu<sup>2+</sup>  $\rightleftharpoons$  98,0794 gr de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
 1 mol de Cu<sup>2+</sup>  $\rightleftharpoons$  0,5 mol de O<sub>2</sub>  
 63,546 g de Cu<sup>2+</sup>  $\rightleftharpoons$  15,9994 gr de O<sub>2</sub>

Ecuación general de balance:  $E(\text{Entra}) + G(\text{Genera}) = S(\text{Sale}) + A(\text{Acumula})$   
 $A(\text{Acumula}) = 0$ , En estado estacionario

B.M. T.:

$$S_{120} = S_{121} + S_{122} + S_{123}$$

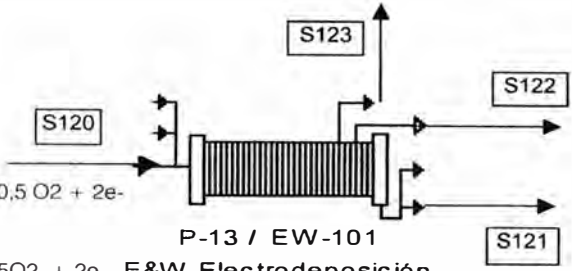
$$S_{120} = S_{113}$$

B. M. Cobre:

$$x_{p120} * S_{120} = x_{p121} * S_{121} + x_{p122} * S_{122} + x_{p123} * S_{123}$$

B.M. Acido:

$$z_{p120} * S_{120} = z_{p121} * S_{121} + z_{p122} * S_{122} + z_{p123} * S_{123} + G$$



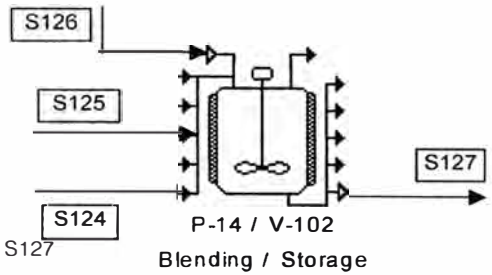
Componente	Parámetro	Und.	Flujo 120	Flujo 121	Flujo 122	Flujo 123
Cobre	mx	Kg/D	219,29	5,22	214,07	----
	x	g/L	37,23	----	36,28	----
	xp	% peso	3,6943%	100%	3,6102%	----
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	92,31	----	100,37	----
	z	g/L	15,67	----	17,06	----
	zp	% peso	0,02	----	1,6928%	----
Solución ácida acuosa	Densidad	Kg/L	1,01	----	1,01	----
	Caudal	Lt /D	5890,97	----	5884,48	----
	Flujo másico	Kg/D	5936,06	----	5929,52	----
Oxigeno gaseoso generado	Densidad (CN)	Kg/L	----	----	----	0,0014
	Caudal (CN)	Lt /D	----	----	----	920,75
	Flujo másico	Kg/D	----	----	----	1,3154
Total (Kg/D) =			5936,06	5,22	5929,52	1,32

Baance de masa en (VII):

B.M. T.:  
 $S124 + S125 + S126 = S127$

$F124 = F122$

B.M. Cobre:  
 $x_{p124} * S124 + x_{p125} * S125 + x_{p126} * S126 = x_{p127} * S127$

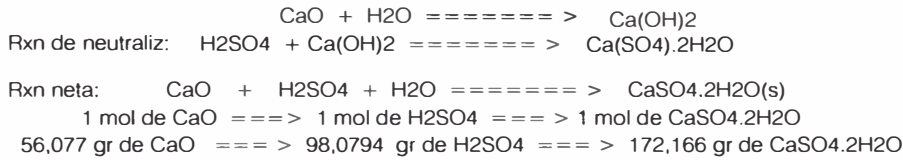


B.M. Acido:  
 $z_{p124} * S124 + z_{p125} * S125 + z_{p126} * S126 - G = z_{p127} * S127$

G = Generación (consumo de ácido por la reacción con la cal adicionada)

PM (CaO) =	56,08	gr/mol
PM (H2SO4) =	98,08	gr/mol
PM (CaSO4.2H2O) =	172,17	gr/mol
PM(H2O) =	18,01	gr/mol
PM (Ca(OH)2) =	74,09	gr/mol

Neutralización del ácido generado:



Componente	Parámetro	Und.	Flujo 124	Flujo 125 - Adición de CaO	Flujo 126 - Agua	Flujo 127
Cobre	mx	Kg/D	214,07	-----	-----	214,07
	x	g/L	36,38	-----	-----	36,28
	xp	% peso	3,6102%	-----	-----	3,6000%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	100,37	-----	-----	92,47
	z	g/L	16,93	-----	-----	15,67
	zp	% peso	1,6928%	-----	-----	1,5551%
Consumo (CaO) Generación (CaSO4.2H2O)	ms	Kg/D	-----	4,52	-----	13,87
Solución (ácida, basica, neutra)	Densidad	Kg/L	1,008	-----	1,000	1,01
	Caudal	Lt /D	5884,48	-----	26,22	5901,22
	Flujo másico	Kg/D	5929,52	-----	26,22	5946,39
Total (Kg/D) =			5929,52	4,52	26,22	5960,26

Balance de masa en (VIII):

B.M. T.:

$$S_{127} = S_{128} + S_{129}$$

B.M. Cobre:

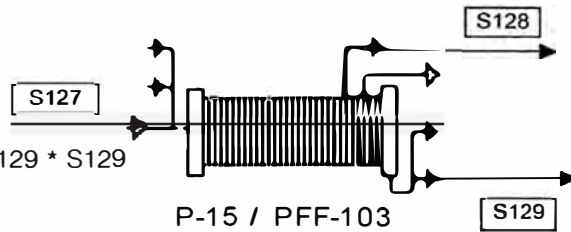
$$x_{p127} * S_{127} = x_{p128} * S_{128} + x_{p129} * S_{129}$$

B.M. Acido:

$$z_{p127} * S_{127} = z_{p128} * S_{128} + z_{p129} * S_{129} + \text{GP\&F Filtration}$$

B.M. Sólidos:

$$X_{s127} * S_{127} = X_{s128} * S_{128} + X_{s129} * S_{129}$$



Componente	Parámetro	Und.	Flujo 127	Flujo 128	Flujo 129
Cobre	mx	Kg/D	214,07	213,49	0,5805
	x	g/L	36,28	36,28	36,27
	xp	% peso	3,60%	3,60%	3,60%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	92,47	92,22	0,2508
	z	g/L	15,67	15,67	15,67
	zp	% peso	1,5551%	1,5551%	1,5551%
Solución ácida, acuosa	Densidad	Kg/L	1,01	1,01	1,01
	Caudal	Lt /D	5901,22	5885,21	16,00
	Flujo másico	Kg/D	5946,39	5930,26	16,13
Precipitado Sólido (CaSO4)	ms	Kg/D	13,87	0,00	13,87
	Xs	% sólidos	0,23%	0,00%	46,25%
Total (Kg/D) =			5960,26	5930,26	30,00



Balance de masa (IX):

B.M. T.:

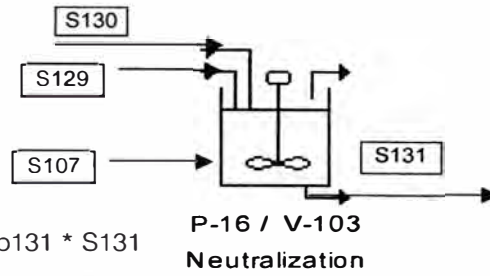
$$S129 + S130 = S131$$

B. M. Cobre:

$$xp129 * S129 + xp130 * S130 + xp107 * S107 = xp131 * S131$$

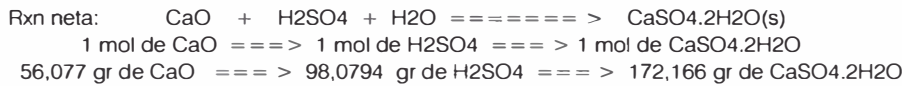
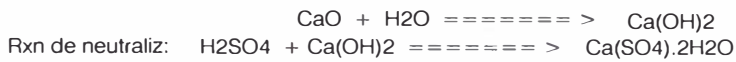
B.M. Acido:

$$zp129 * S129 + zp130 * S130 + zp107 * S107 - C = zp131 * S131$$



PM (CaO) =	56,08	gr/mol
PM (H2SO4) =	98,08	gr/mol
PM (CaSO4.2H2O) =	172,17	gr/mol
PM(H2O) =	18,01	gr/mol
PM (Ca(OH)2) =	74,09	gr/mol

Neutralización del ácido generado:



Componente	Parámetro	Und.	Flujo 129	Flujo 107	Flujo 130 - Adición de CaO	Flujo 131
Cobre	mx	Kg/D	0,5805	0,0872	-----	0,6677
	x	g/L	36,27	1,10	-----	7,11
	xp	% peso	3,5999%	0,1088%	-----	0,7058%
Acido (H2SO4)	mz	Kg/D	0,2508	1,1210	-----	-----
	z	g/L	15,67	14,15	-----	-----
	zp	% peso	1,5551%	1,3996%	-----	-----
Solución ácida, acuosa	Densidad	Kg/L	1,008	1,011	-----	1,008
	Caudal	Lt /D	16,00	79,21	-----	93,88
	Flujo másico	Kg/D	16,13	80,09	-----	94,59
Consumo (CaO) Generación (CaSO4.2H2O), Ganga	ms	Kg/D	13,87	588,18	0,78	604,46
	Xs	% peso	46,25%	88,02%	100%	86,47%
<b>Total (Kg/D) =</b>			<b>30,00</b>	<b>668,27</b>	<b>0,78</b>	<b>699,05</b>

RESUMEN DEL BALANCE DE MASA Y CONDICIONES OPERATIVAS POR LIXIVIACION QUIMICA

Mineral Procesado =	600	Kg/D
Cobre producido =	5,22	Kg/D
Dias operativos =	330,00	Dias/año
TM de mineral procesadas =	198,00	TM/año
Producción anual =	1724,08	Kg de cátodos de cobre/Año
W (cátodo de Cu) =	1,00	Kg/Cátodo
Tiempo de producción =	0,19	Dias/cátodo
Nº catodos prod./año =	1724	Cátodos/año
Nº catodos prod./día =	5,22	Cátodos/D

A) Cálculo de la producción de un cátodo en la celda de electrodeposición, a las condiciones descritas:

$W \text{ (Kg/Cátodo)} = DC * A * F * Ef$
---

Donde:  
 DC = Densidad de corriente (Amp/m<sup>2</sup>)  
 A = Area del cátodo (Largo x Ancho) (m<sup>2</sup>)  
 F = (28,44/1000) (Kg de Cu/Amp\*día) - Cte de la Ley de Faraday  
 Ef = Eficiencia de corriente (%)

DC =	312,8	Amp /m <sup>2</sup>
A (l=0,5m, a = 0,25m) =	0,125	m <sup>2</sup>
F =	0,02844	Kg/Amp-día
Ef =	90%	%

$W \text{ (Kg/Cátodo)} = 1,00 \text{ Kg/Cátodo-día}$
--

B) Cálculo del número de cátodos necesarios por día

$\text{Número de cátodos} = 5,2 \text{ Cátodos/D}$
--

Construir una celda para 5,221 cátodos

C) Cálculo de la potencia requerida para producir cátodos de 1.000 Kg/Cátodo-día

I (Total) =	39	Amperios/Kg de cobre electrodepositado
V =	220	Voltios
Factor =	0,8	
P (KW) =	6,881	Kw/Kg de cobre depositado en cátodo
Consumo de energía =	1,497	Kw-hr/D para producir 5,221 Cátodos/D de 1,000 Kg/Cátodo-día

**REQUERIMIENTOS DE INSUMOS PARA PRODUCIR CATODOS DE COBRE POR LIXIVIACION QUIMICA**

Insumo	Sin merma	Con merma (5%, 20%)	Unidad
Acido sulfúrico (S115/S121)=	1,05	1,11	Lt ácido / Kg cobre
Cal viva (CaO) (S125+S130)/S121 =	1,02	1,22	Kg de CaO / Kg cobre
Agua de proceso (S116+S126)/S121 =	0,018	0,022	m3 de agua/ Kg cobre
Rend. de producción de Cu =	0,0087	0,0087	Kg de Cobre / Kg mineral
Consumo de energía =	1,497	1,80	Kw-hr/Kg Cobre electrodepositado

**RESUMEN DE LA EVALUACION DEL CONSUMO DE POTENCIA DE LOS EQUIPOS DE PROCESO  
MAYORES POR DEL PROCESO DE BIOLIXIVIACION**

Como la mayoría de los equipos de proceso, en cuanto al consumo de energía cae dentro de ciertos intervalos:

Tipo de agitación	Unidad	Consumo de potencia por	
		Int. Inferior	Int. Superior
Agitación ligera	Kw/m3	0,03	0,20
Agitación vigorosa	Kw/m3	0,20	0,50
Agitación intensa	Kw/m3	0,50	2,00

Fuente: Ulrich, Gael, Diseño y economía de los procesos de Ing. Química. Pag 197.

EQUIPOS	Cantidad	Volumen (m3)	Total (m3)	Consumo de energía (Kw/m3)	Potencia (Kw)
Reactor Lixiviación	4	1,50	6,00	0,15	0,9
Tanque de agitación y mezcla	6	1,50	9,00	0,08	0,7
Clarificador	1	3,00	3,00	0,15	0,5
Tanques de extracción	2	3,00	6,00	0,30	1,8
<b>Total =</b>	<b>13</b>	<b>9,0</b>	<b>24,0</b>	<b>0,68</b>	<b>3,9</b>

## **ANEXO N° 10**

**Flow sheet de los procesos  
de biolixiviación y  
lixiviación química**

PLANO 01

PLANO 02