

UNIVERSIDAD NACIONAL JORGE BASADRE GROHMANN – TACNA

Facultad de Ingeniería

Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica y Materiales

**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE PLANTA PILOTO
DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y
ELECTRODEPOSICIÓN DE COBRE**

TESIS

Presentada por:

Bach. Bruno Alberto Talace Cayo

Para optar el Título Profesional de:

INGENIERO METALURGISTA

Tacna – Perú

2017

UNIVERSIDAD NACIONAL JORGE BASADRE GROHMANN – TACNA

FACULTAD DE INGENIERÍA

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA Y MATERIALES

**“DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE PLANTA
PILOTO DE EXTRACCIÓN POR
SOLVENTES Y ELECTRODISPOSICIÓN DE
COBRE”**


Tesis sustentada el 09 de noviembre de 2016, estando integrado el

Jurado Calificador por:

PRESIDENTE


.....
MSc. Edgardo Teófilo Valdez Cortijo

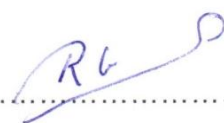
SECRETARIO


.....
MSc. Matías Carlos Vivar Colquicocha

VOCAL


.....
Mgr. Raúl Del Pozo Tello

ASESOR


.....
Dr. Tolomeo Raúl Soto Pérez

AGRADECIMIENTO

A mis queridos padres por el apoyo incondicional y sus sabios consejos, a mis hermanos por su colaboración para la culminación y cristalización de este trabajo.

Agradezco en forma especial al ingeniero Néstor Zanabria y al personal de la empresa South Service Engineers, por el apoyo y asesoramiento técnico.

De igual manera, al Ingeniero Tolomeo Raúl Soto Pérez, por la colaboración como asesor del proyecto, y a todas aquellas personas que me han brindado su apoyo para la culminación de este proyecto de tesis.

CONTENIDO

AGRADECIMIENTO	
CONTENIDO	
INDICE DE FIGURAS	
ÍNDICE DE TABLAS	
RESUMEN	
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN	
1.1 Problema.	5
1.2 Justificación.	6
1.3 Objetivos.	7
1.3.1 Objetivos generales.	7
1.3.2 Objetivos específicos.	8
1.4 Hipótesis.	8
1.5 Marco teórico.	9
1.6 Metodología.	10
1.7 Cronograma.	10
1.8 Diagrama de Gantt.	11
CAPÍTULO II	
FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES	
2.1 Conceptos y objetivos de sx.	12
2.1.1 Conceptos	14
2.1.2 Definiciones	16
2.2 Objetivos básicos de un proceso de extracción por solventes.	24

2.3	Características deseadas de un proceso de sx.	25
2.4	Química de la extracción y reextracción.	25
2.5	Función de la extracción por solventes.	27
2.6	Reacciones en la extracción por solventes.	30
2.7	Circuito de extracción y reextracción.	33
2.8	Propiedades de los reactivos en sx.	36
2.9	Etapas de re-extracción variables operacionales.	37
2.10	Continuidad de fases en la etapa de extracción y reextracción.	38
2.11	Problemas operativos usuales en sx.	43
2.12	Isotermas.	43
2.13	Diagrama de McCabe – Thiele.	49
2.14	Carga máxima, transferencia neta y eficiencia extracción y reextracción.	52
2.15	Tipos de extractantes para la extracción del cobre.	55
2.16	Variables operacionales en extracción por solventes.	60
2.17	Problemas operativos usuales en extracción por solventes.	66

CAPÍTULO III

FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE ELECTRODEPOSICIÓN

3.1	Introducción a la electrodeposición del cobre.	74
3.2	Electroquímica del cobre.	75
3.3	Ciclos de cosecha.	80
3.4	Elementos contaminantes en ew.	81
3.5	Equipos utilizados en electrodeposición.	84
3.6	Solución electrolítica.	84
3.7	Electrodos:	85
3.8	La celda electrolítica.	91
3.8.1	Densidad de corriente.	93

3.8.2	Acidez.	94
3.8.3	Flujos.	95
3.8.4	Balance de flujos.	96
3.8.5	Voltaje de celda.	96
3.8.6	Amperaje.	99
3.8.7	Eficiencia de corriente: es la relación entre la deposición real y la deposición teórica.	99
3.9	Ley de Faraday.	100
3.10	Otras leyes de la electroquímica.	102
3.11	Calidad de la plancha de cobre.	102
3.12	Condiciones óptimas de la electrodeposición.	106
3.13	Principales problemas en la electrodeposición.	111
3.14	Equipos asociados al proceso de celdas electrolíticas.	120
3.14.1	Nave electrodeposición.	120
3.14.2	Celda de electrodeposición.	121
3.14.3	Flujo de corriente en las filas de las celdas.	124
3.14.4	Marco distribuidor de electrolito.	126
3.14.5	Marco cortocircuitador.	127
3.15	Descripción del proceso de captación de niebla ácida.	128
3.15.1	Adición de las bolas supresoras de niebla ácida a las celdas de ew.	130
3.15.2	Adición de la solución supresora de niebla ácida fc-1100, en el electrolito a ew.	133
3.15.3	Sistemas de ventilación (scrubber's).	134

CAPÍTULO IV

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA PILOTO DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y ELECTRODEPOSICIÓN DE COBRE

4.1	Generalidades.	138
4.2	Características del diseño de construcción consideradas en este proyecto.	139
4.2.1	Elección de equipos a utilizar en el diseño de la unidad y los materiales de construcción adecuados.	141
4.3	Definición de los parámetros en el diseño.	144
4.3.1	Flujo de solución acuosa (FA).	144
4.3.2	Razón O/A overall.	144
4.3.3	Número de etapas.	145
4.3.4	Razón O/A de operación	145
4.3.5	Tiempo de retención en extracción (TR).	145
4.3.6	Tiempo de retención en el sedimentador.	146
4.3.7	Velocidad de agitación.	147
4.3.8	Flujo específico (FE).	148
4.3.9	Tipos de reactivos.	148
4.3.10	Capacidad de carga máxima.	149
4.3.11	Trasferencia neta.	149
4.3.12	Eficiencia en las etapas.	149
4.3.13	Densidad de corriente.	150
4.3.14	Eficiencia de corriente (S).	150
4.3.15	Continuidad de fases.	151
4.4	Evaluación de los parámetros para dimensionar los equipos.	153
4.5	Dimensionamiento y diseño de celdas y equipos de extracción por solventes.	154

4.5.1	Mezclador.	154
4.5.2	Sedimentador.	155
4.5.3	Complemento del mezclador sedimentador.	157
4.5.3.1	Compartimiento del mezclador sedimentador.	157
4.5.3.2	Baffle fijo.	157
4.4.3.3	Tapa para disminuir vértice.	157
4.4.3.4	Conexiones y tuberías.	158
4.4.3.5	Alimentador del mezclador	158
4.4.3.6	Vaso comunicante	159
4.4.3.7	Baffle deslizante	159
4.4.3.8	Impulsor aspersor	160
4.6	Dimensionamiento y diseño de las celdas y equipos de electrodeposición.	162
4.6.1	Fuente de poder de corriente continua.	162
4.6.2	Cátodos.	163
4.6.3	Barra soportante del cátodo y barras conductoras.	165
4.6.4	Ánodos.	168
4.6.5	Celda de electrodeposición.	169
4.6.6	Diseño del circuito eléctrico.	171
4.6.7	Elección de equipos complementarios.	172
4.7	Descripción del circuito y puesta en marcha.	176
4.7.1	Descripción general del circuito diseñado para este proceso.	176
4.7.2	Balance de flujos según datos de diseño y valores supuestos.	180
4.7.2.1	Balance de cobre en el circuito.	181
4.7.2.2	Consumo de energía en electrodeposición	182
4.8	Puesta en marcha.	182
4.8.1	Procedimiento seguido para la puesta en marcha.	183
4.9	Balance de producción de electrodeposición de cobre-ew	187

CAPÍTULO V

IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

5.1	Lineamientos generales.	189
5.1.1	Metodología.	191
5.2	Desarrollo de la planta piloto sx/ew.	192
5.3	Componentes de los módulos de sx/ew.	195
5.3.1	Componentes módulo de ew.	197
5.3.2	Alcances del proyecto.	198
5.3.3	Criterios de diseño.	199
5.3.4	Servicio y suministros del proyecto.	200
5.3.5	Descripción de los equipos.	201
5.4	Escalamiento de la planta piloto sx.	222
5.4.1	Escalamiento para los flujos.	222
5.4.2	Escalamiento de la agitación del mezclador.	224
5.5	Puesta en marcha de la planta piloto sx.	225
5.5.1	Pruebas de estanquidad.	226
5.5.2	Pruebas hidráulicas.	226
5.5.3	Comprobación de bombas y flujos.	226
5.5.4	Comprobación de mezcladores y velocidades angulares.	228
5.5.5	Comprobación del estado general de la planta sx.	229
5.5.6	Funcionamiento global de la planta de sx.	230

CAPÍTULO VI

ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO

6.1	Costos de diseño, elaboración e implementación de la planta piloto.	236
6.2	Costos de personal o mano de obra en el proyecto.	239
6.3	Costos de estructura metálica de la planta piloto.	239
6.4	Costos de logística e ingeniería.	241
6.5	Costos de equipos usados en planta piloto.	242
6.6	Costos de componentes eléctricos del proyecto.	244
6.7	Costos fijos de servicios.	246
6.8	Costos de máquinas y herramientas.	247
6.9	Costos de tanques de tuberías y accesorios.	248
6.10	costos de fabricación de mezcladores sedimentadores.	249
6.11	Costos de componentes de nave de electrodeposición.	251
7.0	Costo beneficio del proyecto	252
	Conclusiones.	254
	Referencias bibliográficas.	257
	ANEXO	263

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Etapa de extracción.	31
Tabla 2. Etapa de reextracción.	32
Tabla 3. Voltaje total en una celda de electrodeposición.	97
Tabla 4. Parámetros para dimensionar los equipos.	153
Tabla 5. Dimensiones de los mezcladores-sedimentadores de la planta.	215
Tabla 6. Materiales de construcción planta piloto.	222
Tabla 7. Parámetros de diseño de planta piloto.	224
Tabla 8. Velocidad del agitador – decantador.	225
Tabla 9. Condiciones de operación fuente: empresa south service engineers.	235
Tabla 10. Resumen de costos de producción de planta piloto.	237
Tabla 11. Costos de estructura metálica de la planta piloto.	240
Tabla 12. Costos de logística e ingeniería.	241
Tabla 13. Costos de equipos usados en planta piloto.	243
Tabla 14. Costos de componentes eléctricos.	245
Tabla 15. Costos fijos por servicios mensuales.	246
Tabla 16. Costos de máquinas y herramientas.	247
Tabla 17. Costos de tanques y fitting.	248
Tabla 18. Costos de fabricación de mezcladores –sedimentadores.	250
Tabla 19. Costos de componentes de fabricación de nave de tabla Raúl electrodeposición.	251
Tabla 20. Flujo de caja	253

INDICE DE FIGURAS

Figura 1. Concepto de extracción por solventes.	24
Figura 2. Ciclo de producción de cobre.	27
Figura 3. Reacciones en las etapas de lixiviación extracción por solventes y electrodeposición.	33
Figura 4. Flujos de solución en contracorriente.	34
Figura 5. Mezclador decantador.	35
Figura 6. La fase orgánica y la fase acuosa.	39
Figura 7. Fase acuosa continua.	40
Figura 8. Fase orgánica continua.	42
Figura 9. Equipo para separación de fases.	45
Figura 10. Isoterma para ph.	46
Figura 11. Diagrama McCabe -Thiele construido.	51
Figura 12. Estructura química de una hidroximante.	59
Figura 13. Celda electrolítica.	79
Figura 14. Cosecha de cátodos.	81
Figura 15. Ánodo.	87
Figura 16. Plancha madre.	91
Figura 17. Celda de electrodeposición.	92
Figura 18. Nave electrodeposición.	121
Figura 19. Celda de electrodeposición.	122
Figura 20. Esquema del contacto ánodo-cátodo.	124
Figura 21. Flujo de corriente en las filas de las celdas.	125
Figura 22. Marco distribuidor de electrolito.	127
Figura 23. Marco cortocircuitador.	128
Figura 24. Desprendimiento de oxígeno del ánodo.	132

Figura 25. Módulo de captación de niebla ácida.	135
Figura 26. Sistema de captación de niebla ácida.	136
Figura 27. Captación de niebla ácida en la celda de electrodeposición.	137
Figura 28. Pickent fences baffle	160
Figura 29 Impulsor	162
Figura 30. Representación de las fuerzas que actúan sobre la barra soportante, donde w es el peso del cátodo y las reacciones	165
Figura 31 Ánodo.	169
Figura 32. Diagrama planta piloto.	192
Figura 33. Vista de planta, planta piloto sx/ew .	193
Figura 34. Vista lateral derecha planta piloto sx/ew .	193
Figura 35. Vista lateral izquierda planta piloto sx/ew .	194
Figura 36. Vista frontal planta piloto sx/ew .	194
Figura 37. Vista posterior planta piloto sx/ew .	195
Figura 38. Picket fences del decantador.	202
Figura 39. Vista de mezclador con su agitador.	203
Figura 40. Vista de operación de la celda.	204
Figura 41. Operación de la celda.	204
Figura 42. Vista de turbinas o inPELLER.	205
Figura 43. Área de bombas de la alimentación a la planta.	207
Figura 44. Operación de la planta sx .	207
Figura 45. Medidor de flujo de entrada (rotámetro).	208
Figura 46. Celda electrolítica estándar.	209
Figura 47. Transformador – rectificador.	210
Figura 48. Tablero de los variadores de velocidad de los motores de los mezcladores.	211
Figura 49. Distribución de los equipos de la planta.	212

Figura 50. Dimensiones del mezclador decantador etapa de lavado.	214
Figura 51. Vista posterior celda.	216
Figura 52. Regulador de solución acuosa.	217
Figura 53. Estanques de orgánico y bombas de impulsión.	218
Figura 54. Tablero eléctrico con variadores en su parte superior.	218
Figura 55. Vista general planta piloto.	219
Figura 56. Vista lateral de la planta piloto.	220
Figura 57. Vista superior de dos celdas de la planta piloto.	220
Figura 58. Bandómetro utilizado.	232
Figura 59. Gráfico de distribución porcentual de costos de resumen de fabricación de planta piloto.	238
Figura 60. Diagrama de barras de costos del proyecto.	238
Figura 61. Distribución de costos de estructura metálica.	241
Figura 62. Distribución de costos de logística e ingeniería.	242
Figura 63. Gráfico de distribución de costos de equipos.	243
Figura 64. Gráfico de distribución de costos de componentes eléctricos.	244
Figura 65. Gráfico de distribución de costos de servicio o gastos fijos.	246
Figura 66. Distribución de costos de máquinas y herramientas.	247
Figura 67. Distribución de costos de tanques y fitting.	249
Figura 68. Distribución de costos de componentes de mezclador – sedimentador.	250
Figura 69. Diagrama de distribución de costos de celdas ew.	252

RESUMEN

La siguiente tesis, presenta un diseño de una unidad piloto de extracción por solventes y electrodeposición. Esta también presenta su diseño, construcción, puesta en marcha y pruebas hidrometalúrgicas, con el objetivo de implementar mejoras y donde se podrán hacer investigaciones de esta tecnología que ha dado muy buenos resultados. Los parámetros utilizados en el diseño, han sido recopilados de literatura y publicaciones de estudios a nivel de planta piloto; incluyendo estudios hechos en universidades chilenas.

Esta planta piloto tiene una capacidad de tratamiento de 5,67 L/min. de acuoso fresco y es posible simular el proceso completo hasta la obtención de cobre catódico. Su diseño, permite una amplia flexibilidad para operar con distintos tipos de reactivos y diferentes condiciones de operación, las pruebas efectuadas cumplen los objetivos de proporcionar rangos aceptables de resultados metalúrgicos en las etapas y escalamientos, nos permite dar un soporte y alternativas de fabricación de diversas capacidades de producción de acuerdo a la demanda de los pequeños y medianos mineros.

Palabras clave. *diseño y construcción, planta piloto de extracción, electrodeposición de cobre*

ABSTRACT

This thesis presents a design of a pilot unit of extraction by solvents and electrodeposition. It also presents its design, construction, firing and hydro-metallurgical tests with the aim of implementing improvement and doing researches on this technology which shows good results. The parameters used in the design have been compiled from literature and publications of pilot plant studies, including studies which were done in Chilean universities.

This pilot plant works at 5,67 liters per minute of fresh water as a capacity of treatment and it is possible to simulate the whole process to the extraction of cathodic copper. Its design permits a broad flexibility to operate with different kinds of reagents and different conditions of operation. The tests permit the achievement of objectives to provide acceptable levels of metallurgical results in the stages and escalation of processes. It also permits us to give support and alternatives of manufacture according to the demand of small and medium mining companies.

Keywords. *Design and construction, extraction pilot plant, copper electroplating*

INTRODUCCIÓN

Perú es un país minero por excelencia, siendo el cobre una de sus mayores riquezas y uno de los pilares de nuestra economía. El cobre hoy en día es un metal de gran importancia en el mundo, básicamente por las características físicas que presenta, tales como: maleabilidad, ductibilidad, tenacidad, etc., además de ser uno de los mejores conductores del calor y la electricidad, también puede ser utilizado en muchas aleaciones a las cuales les da propiedades de consistencia y dureza, con un mayor valor agregado en el mercado mundial.

Nuestro país, produce alrededor del 6 % del cobre a nivel mundial y es uno de los países con mayores reservas de este metal. Dada la importancia que reviste el cobre para el mundo, existe en la actualidad, una incesante preocupación a todo nivel de investigación, con el propósito de mejorar o cambiar los procesos tradicionales de obtención de cobre.

En los últimos años se ha otorgado gran importancia técnico-económica a los procesos hidrometalúrgicos, debido a la sorprendente alza del costo de la energía que se tradujo en fuertes incrementos del

costo de producción del cobre obtenido por vía pirometalúrgica, lo que, como se sabe, involucra etapas de fusión y de refinación a altas temperaturas para desembocar finalmente en una obtención electrolítica.

La aparición de reactivos orgánicos que permiten abaratar considerablemente el costo de tratamiento de soluciones de lixiviación, para conseguir un electrolito que incluso, presenta mejores ventajas que los tradicionales, hace mirar con optimismo esta nueva etapa de procesamiento que permitirá, con toda seguridad, mejorar la situación de muchas empresas cupríferas.

El cambio tecnológico estará acompañado por un cambio en el producto final en varias empresas, lo que significará dejar de producir un producto intermedio como es el cemento de cobre, para pasar a producir cobre catódico de alta pureza. Indudablemente, se abrirán nuevas perspectivas para los productores, ya sea de mediana o pequeña minería, quienes, se piensa, podrán realizar prontamente el cambio, puesto que son los más afligidos con la situación actual.

Desde el punto de vista económico, la extracción por solventes orgánicos (SX) y electrodeposición(EW) a soluciones pobres e impuras, permiten que menas antieconómicas se transformen en menas

económicamente tratables, debido a que este proceso presenta un menor costo de producción frente a los tradicionales, como la cementación por ejemplo, que es de alto costo debido al consumo de ácido y chatarra de hierro, y además que, solamente se produce un producto intermedio como es el cemento de cobre que tiene una valorización entre 70 a 75% del producto refinado electrolítico.

Se considera que la extracción por solventes orgánicos, es una concentración y purificación de soluciones, su mayor aplicación se refiere a la recuperación selectiva de metales y la separación de estos mediante un proceso adecuado, como por ejemplo la electrodeposición aplicada a soluciones de sulfato de cobre proveniente de extracción por solventes. Actualmente la extracción por solventes es utilizada extensivamente en la extracción de uranio y otros metales nucleares tales como: zirconio, torio además de: cobalto, níquel, molibdeno, renio y recientemente se está aplicando en gran escala a la metalurgia extractiva del cobre.

Hoy en día existe, un gran número de plantas que utilizan extracción por solventes y electrodeposición para la extracción de cobre, es así como algunas empresas han aplicado este proceso a escala industrial. Algunas de ellas son: Sociedad Minera Cerro Verde, Southern Perú

(para plantas de Cuajone y Toquepala), en Perú, Codelco-Chile División Chuquicamata (para mina sur), Compañía Minera Pudahuel (para cascada y mantos verdes), Zaldívar, El Abra, Michilla, Escondida-oxidados, Mantos Blancos, Spencer, El Tesoro y otras en Chile. Además, existe en el país, varios proyectos que están a punto de ponerse en marcha tales como Quellaveco, Cerro Verde-expansión, Tintaya-expansión y otros.

Este proyecto de tesis contempla el diseño y construcción de una unidad de planta piloto de SX/EW, que permitirá mejorar y optimizar parámetros en los procesos involucrados, realizar un mejor control visual de los fenómenos, probar nuevas estrategias de control, mejorando la capacitación de personal que desea aprender los procesos de SX/EW y además producir cátodos de cobre de alta pureza. Por tanto es una buena alternativa para los pequeños y medianos mineros que quieran aplicar esta tecnología y también sirva el diseño para escalar a plantas de mayor capacidad. .

CAPÍTULO I

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

1.1 Problema

Descripción

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

La planta procesará 1,2 toneladas por mes (t/m) y una producción anual de 16 t/año en una primera etapa, posteriormente se tiene proyectado ampliar la producción para procesar 2 t/m. El diseño se realizará sobredimensionando. Además, de una etapa de automatización general de la planta, localizando todo el sistema de control en el área de cabina de la planta usando un HMI (interface hombre maquina) o sistema de supervisión, desde un computador de control.

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

- Módulo de extracción por solventes SX
- Módulo de electrodeposición

1.2 Justificación

En la actualidad, a pesar del desarrollo tecnológico en la industria del cobre en los procesos de SX, EW y su automatización, todavía quedan pendientes muchas variables no controladas por falta de equipos capaces de realizar dicha medición, ciertas variables operan en forma manual con consecuencias negativas de riesgo para el operador, pobre exactitud en la medición y atraso en las acciones de control, y cambios en la mineralogía requieren de investigación.

En tal sentido, a través de la adquisición de una planta piloto se puede estudiar, proyectar y realizar nuevas innovaciones tecnológicas que ayuden a mejorar estos procesos. Además, promocionar la gestión y formación educativa y la investigación científica.

Con las nuevas condiciones y oportunidades en minería, muchos de los pequeños y medianos mineros requieren de plantas pequeñas de producción, realizando primero en plantas piloto, para ver su rentabilidad de la operación. Esta tesis nos brinda la metodología necesaria en diseño y construcción para poder ampliar mayores capacidades de tratamiento, ampliar la producción o realizar escalamientos para plantas mayores, y

mejorar los niveles de producción a escalas industriales necesarias para una operación minera a mediana escala.

En una segunda etapa estará la implementación de un sistema de control automático, consistente en la medición de variables en línea con instrumentación de terreno y el control de supervisión, diseñado especialmente para la operación de la planta, además la implementación de una estación de control y una estación de ingeniería.

Limitaciones:

La baja de los precio de metales a nivel mundial y la dependencia de la economía de la actividad minera.

1.3 Objetivos.

1.3.1 Objetivos generales

- Diseñar y construir una planta piloto de tres (3) galones por minuto de capacidad para tratar soluciones de orgánico y acuoso en módulos de extracción por solventes y electrodeposición para fines de capacitación, investigación y producción de 16 t/año de cobre electrolítico.

1.3.2 Objetivos específicos

- Realizar la ingeniería básica y detallada en la fabricación de los módulos de extracción por solventes y electrodeposición de cobre.
- Proponer una alternativa de producción a pequeños y medianos mineros en el tratamiento y producción de minerales por medios siderometalúrgicos.
- Desarrollar e implementar nuevas metodologías y estrategias de operación y control en plantas de SX/EW.
- Realizar módulos flexibles, con la finalidad de establecer las distintas configuraciones y caudales que la planta piloto podrá tratar; se utilizarán parámetros estándares y la optimización posterior de diseño de los equipos empleados.
- Demostrar que los costos de diseño de la aplicación no son elevados y que pueden ser usados en el ámbito universitario y en forma industrial en la pequeña y mediana minería por la escasez de recursos.

1.4 Hipótesis

Dentro de la hipótesis debemos considerar:

- Es posible diseñar una planta piloto de SX-EW, que sea maniobrable, fácil de manejar, realizar todos los cálculos de diseño para el dimensionamiento y escalar modelo de producción industrial.
- Teniendo la base de cálculos de diseño, podremos fabricar a pedido plantas de diferentes capacidades dando un soporte a pequeños y medianos mineros interesados en producir cobre electrolítico de alta pureza.
- El paso siguiente será la automatización de la planta.

1.5 Marco Teórico

La recuperación de cobre disuelto, a partir de soluciones pobres de lixiviación, es posible desde el punto de vista metalúrgico y económico con la tecnología denominada extracción por solventes orgánicos (SX) acompañada de una posterior electrodeposición (EW), con lo que es posible obtener cátodos de cobre de buena calidad y alta pureza.

El proyecto, presenta el diseño de una unidad piloto de extracción por solventes y electrodeposición. Su diseño, construcción puesta en marcha y pruebas hidrometalurgias, con el objetivo de implementar el laboratorio de procesos donde se podrán hacer investigaciones de esta. En el diseño,

se incluyen todos los parámetros necesarios para una buena determinación de las dimensiones de los equipos, los cuales en algunos casos, se han sobredimensionado con el objetivo de dar más flexibilidad operacional a las investigaciones en los pilotajes.

También sirve de alternativa para aquellos pequeños y medianos mineros que quieran utilizar estas tecnologías en sus minas a un precio accesible y servirá para que vean el funcionamiento de la planta, y se pueda escalar o diseñar una planta de producción de acuerdo a requerimientos.

1.6 Metodología

Tipo de investigación :aplicada, en el diseño experimental.

Comprende:

- Diseño, construcción y puesta en marcha.
Tamaño de muestra
- 01 unidad de planta piloto con un módulo de SX y un módulo de EW, centralizado en sala de control.

1.7 Cronograma. Comprende las siguientes principales

- Ingeniería básica y conceptual.

- Ingeniería de detalle y construcción de módulo de SX (diseño, fabricación y suministro de los mezcladores sedimentadores, estanques pulmones para orgánico y acuoso; tuberías, válvulas, bombas, agitadores y todos los elementos internos que incluye el módulo de extracción por solventes.
- Ingeniería de detalle y construcción de módulo de EW (Diseño, construcción ensamble de celdas EW con todos sus componentes, ánodos de plomo estaño cátodos con láminas de arranque de acero inoxidable. Transformador rectificador. Grúa puente para la descarga, estanques pulmón de electrolito rico y pobre, fitting y accesorios necesarios).
- Pruebas de funcionamiento en modo manual.
- Ajustes y preparación de manuales de operación.
- Soporte y capacitación a personal de la empresa cliente, en el funcionamiento de la planta.
- Ingeniería de montaje e instalaciones de los equipos suministrados.
- Pruebas finales de funcionamiento.
- Arranque de planta en producción.

1.8 Diagrama de Gantt: Este conjunto de actividades se consigna en el diagrama de Gantt que se presenta en el anexo 1

CAPÍTULO II

FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

2.1 Conceptos y objetivos de SX

La extracción por solventes, básicamente, es una operación de transferencia de masa, en la cual, un constituyente de la solución es transferido a otra solución a través de la interface existente entre ambas. El proceso implica el paso del metal valioso, disuelto en forma de iones dentro de una fase acuosa hacia otra fase líquida, inmiscible con ella, conocida como fase orgánica.

Durante el contacto líquido-líquido se produce un equilibrio en el cual el metal deseado en solución, se distribuye entre las fases acuosas y orgánicas de acuerdo a sus respectivas solubilidades.

En las operaciones de recuperación de metales el componente deseado es normalmente un ion, contenido en una solución acuosa; ésta es mezclada con una fase orgánica inmiscible, compuesta por un extractante y un solvente orgánico, para generar una suspensión o emulsión de ambas. Por reacción en la interface de la suspensión de una

fase en otra producida en el mezclado, el extractante orgánico captura el metal deseado desde la fase acuosa y lo traslada hasta la fase orgánica.

En la operación de extracción por solventes, la solución rica en cobre (PLS) que viene de la lixiviación, se contacta en contracorriente e íntimamente con una oxima aromática disuelto en un diluyente adecuado, para la extracción por solventes, realizándose esta operación en un equipo llamado mezclador-decantador.

En la etapa inicial de mezcla, existe una transferencia de masa selectiva de cobre desde la fase acuosa (PLS) a la fase orgánica (mezcla líquida entre un extractante y un diluyente); aquí se produce la reacción de extracción del cobre. El sentido de la reacción química, se puede invertir mediante el contacto de la fase orgánica con una solución acuosa con alta concentración de ácido sulfúrico. Con ese fin, el cobre es descargado o retraído de la fase orgánica al mezclarse con el electrolito pobre de electrodeposición. El cobre es transferido nuevamente hacia la fase acuosa obteniéndose un electrolito rico, que es la alimentación para el proceso de electrodeposición.

2.1.1 CONCEPTOS

➤ **Solución acuosa**

La solución acuosa llamada también fase acuosa, es una mezcla líquida de agua con un compuesto ácido o básico soluble en ella, que permite contener iones metálicos.

En nuestro caso, esta solución acuosa está conformada por la mezcla de agua con ácido sulfúrico (con pH = 2, o sea 0,8 g de ácido por litro de agua). Contiene iones metálicos recuperados en la etapa de lixiviación como: cobre, hierro, aluminio, manganeso, molibdeno y otros. A esta solución también la llamamos PLS (de las palabras en inglés Pregnant Leach Solución).

➤ **Acuoso:**

Solución líquida que pueden ser el PLS, refinato, electrolito pobre y electrolito rico.

➤ **PLS:**

Solución impregnada de cobre de color verduzco que se obtiene de la lixiviación de las pilas y de la agitación de los finos, y que contiene cobre, hierro, ácido e impurezas.

➤ **Rafinato:**

Solución acuosa a la cual se le ha extraído su contenido de metal valioso; en un circuito de extracción por solventes, es la solución que sale de las etapas de extracción donde ha dejado el cobre retornando al circuito de lixiviación como solución de riego.

➤ **Solución orgánica:**

Es una mezcla líquida de un solvente o diluyente con un extractante orgánico que permite seleccionar iones metálicos valiosos. Esta es inmisible en una fase acuosa.

➤ **Diluyente:**

Líquido de menor densidad que el agua (kerosene de alto punto de inflamación) cuya función es disminuir la viscosidad del extractante para facilitar el atrapamiento del cobre y su purificación (ORFOM SX12).

➤ **Extractante:**

Reactivo (Acorga M 5640), cuya característica principal es su alta selectividad por el cobre.

➤ **Solución electrolítica:**

La solución electrolítica es una mezcla de agua, ácido sulfúrico y sulfato de cobre, caracterizada por permitir el paso de la corriente eléctrica continua produciendo la descomposición del sulfato de cobre.

Existen dos tipos de soluciones electrolíticas:

- **Electrolito rico**, solución ácida con altas cantidades de cobre y ácido (+/- 50 g/L de Cu), que sale de la etapa de re-extracción.
- **Electrolito pobre**, solución ácida con bajas cantidades de cobre (+/- 40 g/L de Cu) que sale de las celdas de electrodeposición.

2.1.2 Definiciones

➤ **Solubilidad**

Es un fenómeno físico-químico, el cual consiste en la disolución de una sustancia en otra, dando como resultado la formación de una solución homogénea (sistema de una sola fase).

La relación de solubilización de una sustancia en otra, es el vínculo entre lo que se disuelve y la que actúa como solvente, que es equivalente a la relación de concentración soluto-solvente.

Una solución viene a ser entonces, un sistema de una sola fase, el cual puede estar formado por dos o más sustancias (componentes) al tamaño molecular, atómico o iónico cuya composición varía dentro de ciertos límites.

El soluto es el componente que en una solución se encuentra en menor cantidad. En el caso de que dos sustancias sean miscibles entre sí en todas proporciones, el soluto será el que posea mayor actividad química.

El solvente será el componente que en una solución se encuentra en mayor proporción. En el caso de que éste sea miscible en todas las relaciones de mezcla con otra sustancia, el solvente será el componente cuya actividad química sea menor.

Las soluciones pueden estar formadas por uno o más solutos y un solvente. Las soluciones se clasifican en base al estado físico del solvente, de aquí que se puedan tener: soluciones sólidas, líquidas y gaseosas. Asimismo, en función de la cantidad de soluto disuelto en la solución. En este caso, las soluciones serán: no-saturadas, saturadas y sobresaturadas.

Las soluciones no saturadas a su vez pueden ser: muy diluidas, o concentradas.

Las soluciones muy diluidas, serán aquellas cuyas concentraciones sean menores de 1×10^{-4} formal. Cabe aclarar que la concentración de una solución, siempre está referida a la cantidad de soluto que se encuentra disuelto en una determinada cantidad sea un volumen o masa, de solución.

Las soluciones diluidas, son aquellas cuyas concentraciones están entre los valores de una solución menor de uno formal hasta 1×10^{-4} formal, es decir, en la región usual de las determinaciones del pH y pOH de una solución.

Las soluciones concentradas, son aquellas cuya cantidad de soluto es menor que la necesaria para que sea una solución saturada a una determinada temperatura. El límite inferior del campo de este tipo de soluciones, corresponde a la de una solución uno formal a una cierta temperatura.

Las soluciones saturadas, son las que contienen la máxima cantidad de soluto que una cierta cantidad de solvente puede disolver a una cierta temperatura. Si en este tipo de soluciones hay más cantidad de soluto del que pueda solubilizar el solvente, este exceso de soluto estará en forma de precipitado y se establecerá un equilibrio dinámico entre el soluto disuelto y el insoluble. En este caso, el sistema estará formado por dos fases.

Las soluciones sobresaturadas serán las que contengan en solución un poco más de soluto.

➤ **Soluciones**

Las soluciones pueden ser: sólidas, líquidas o gaseosas, aunque sus componentes antes de mezclarse se encuentren en diferentes estados.

Una solución se considera homogénea cuando sus componentes al mezclarse forman una sola fase.

Una solución al estado líquido siempre está formada por un solvente sólido, líquido o gaseoso. Por ejemplo: sólido en líquido,

todas las sales al estado sólido que sean solubles en agua u otro solvente; líquido en líquido, glicerina o alcohol en agua; gas en líquido, amoníaco, CO₂, Cl₂, todos los ácidos minerales en agua u otro solvente.

En las soluciones al estado sólido, el solvente siempre se encuentra en estado sólido. Por ejemplo: sólido en sólido, aleaciones y soldaduras metálicas (aunque metalográficamente, una aleación está formada por cristales mixtos de los componentes al estado sólido); líquido en sólido, benceno disuelto en yodo al estado sólido; gas en sólido, hidrógeno disuelto en esponja de hierro, cromo-platino o paladio (estos metales se utilizan como cristalizadores de contacto formando en principio soluciones con los reactantes).

En las soluciones al estado gaseoso, el solvente está siempre en estado gaseoso. Por ejemplo: sólido en gas, partículas sólidas pequeñas tales como: átomos, iones o moléculas que se encuentran en la atmósfera; líquido en gas, moléculas de agua en la atmósfera; gas en gas, todos los gases son miscibles entre sí.

➤ **Concentración**

La concentración de una solución se puede expresar en base a la cantidad de soluto que se encuentra disuelta en una determinada cantidad de solvente.

Por ejemplo:

30 g de sulfato cúprico en 800 mL de agua ó 30g de Cu SO_4 en 800 ml de solución.

Por lo anterior, las unidades físicas de concentración nos definen la composición de una solución en base a las cantidades de soluto y de solvente que intervienen. Las unidades de concentraciones químicas, fijan la concentración de una solución en términos de la cantidad de soluto que está disuelta en una cantidad definida de solución.

➤ **Unidades de concentración**

La molaridad y la normalidad, son los términos de concentración que se utilizan con más frecuencia en los análisis volumétricos. La formalidad y la concentración analítica, son útiles en los casos en los que ocurre disociación o formación de complejos. El término por

ciento, en peso se emplea comúnmente para expresar la concentración aproximada de los reactivos de laboratorio. Para soluciones muy diluidas es conveniente utilizar unidades de partes por millón o partes por billón.

➤ **Concentración en por ciento en volumen**

En este caso, las cantidades de los componentes de una solución se expresan en unidades de volumen. La expresión que relaciona a los componentes es:

$$\% \text{volumen soluto} = \left(\frac{\text{volumen soluto}}{\text{volumen de solución}} \right) \times 100 \quad [1]$$

$$\% \text{volumen solvente} = \left(\frac{\text{volumen solvente}}{\text{volumen de solución}} \right) \times 100 \quad [2]$$

Si se quiere preparar una solución con una determinada concentración porcentual en volumen de soluto, por ejemplo, en el caso de tener una solución acuosa al 5% en volumen de amoníaco (NH_3), se disolverían 5 partes en volumen de NH_3 en suficiente agua hasta tener 100 partes en volumen de solución. Las unidades en volumen pueden ser: ml, L, m^3 , galones, pies cúbicos, etc.

El concepto de extracción por solventes, se podría resumir gráficamente como se muestra en la Figura 1. En el primer cuadro, notamos la fase acuosa con diferentes iones metálicos; en el segundo cuadro, se adiciona la fase orgánica, donde se nota que estas no se mezclan (no son miscibles) por lo que se origina una interface acuoso/orgánico; en el tercer cuadro, ocurre la acción de mezclado de las dos fases y es donde ocurre el intercambio de iones; en el cuarto cuadro, no se tiene acción de mezclado por lo que las fases nuevamente se separan, pero podemos notar que la fase orgánica contiene iones valiosos y la fase acuosa contiene el restante de los iones no valiosos.

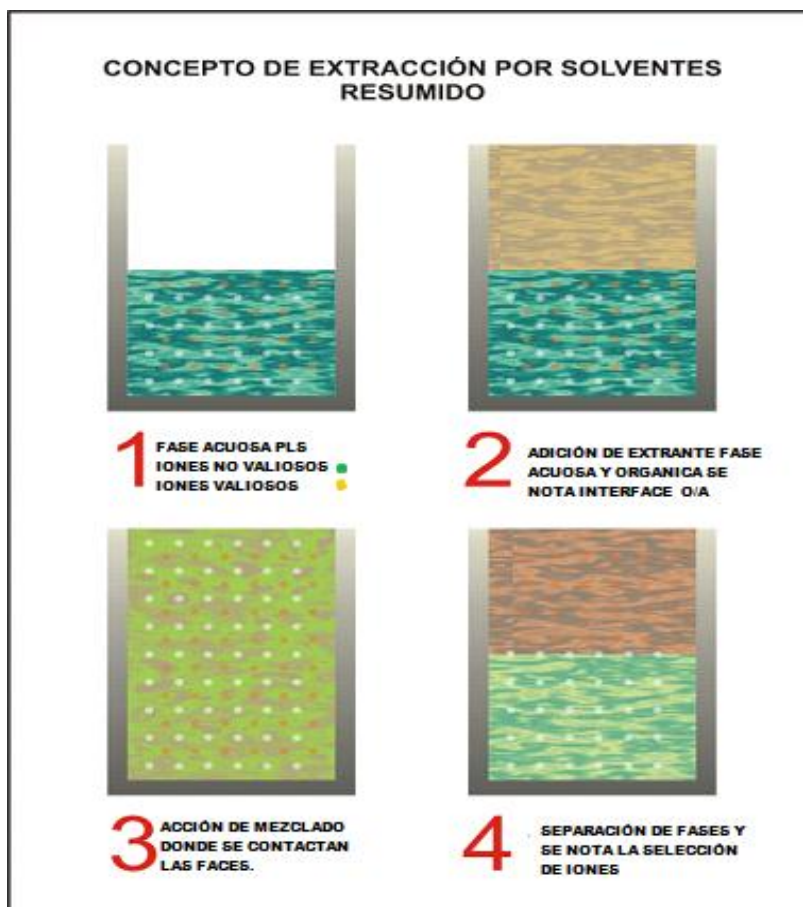


Figura 1. Concepto de Extracción por Solventes.

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes, (Arturo Ordenes . Antofagasta ,1998)

2.2 Objetivos básicos de un proceso de extracción por solventes

- Concentración: Incrementar la concentración de un ión metálico valioso en solución.

- Purificación: Purificar una solución de iones metálicos no valiosos e indeseables. Por ejemplo: purificar una solución de Cu^{+2} de iones Fe^{+2} , Fe^{+3} .
- Conversión del metal a un estado que simplifique su recuperación comercial.

2.3 Características deseadas de un proceso de SX

- Buena transferencia de cobre desde PLS a electrolito.
- Soluciones salientes limpias de arrastres.
- Baja formación de crudo.

2.4 Química de la extracción y reextracción

La química de la extracción por solventes es más claramente entendida, cuando los componentes de la solución o fase orgánica son considerados en forma independiente. Los componentes a ser considerados son los extractantes, diluyentes, aceleradores y modificadores. El extractante, es la especie que forma un complejo orgánico soluble con el cobre. El diluyente, es un solvente orgánico que es usado para diluir la concentración del extractante a un apropiado nivel para la extracción y re-extracción de cobre. El acelerador es incorporado

cuando la cinética es lenta. Un modificador es usado para mejorar el desarrollo físico- químico del sistema de extracción por solventes (comportamiento de sedimentación).

Los extractantesquelantes, son reactivos que pertenecen al grupo de extractantes ácidos, es decir, intercambian un protón por el catión metálico. La diferencia de estos extractantes con los extractantescationicos, radica en el tipo de interacción entre iones. Los extractantes ácidos o catiónicos reaccionan con los iones metálicos principalmente a través de fuerzas electrostáticas, mientras que los extractantesquelantes muestran enlaces químicos más fuertes y específicos.

La característica fundamental de los extractantesquelantes es la alta selectividad para un ión específico que proviene de la alta selectividad del complejo metálico formado.

La mayoría de los extractantes quelantes están designados para extraer cobre selectivamente desde soluciones acuosas conteniendo otros iones especialmente ión férrico.

El cobre se transfiere de un circuito a otro en forma sucesiva.

En la Figura 2, se ilustran los tres circuitos. La concentración de cobre (Cu^{+2}).



Figura 2. Ciclo de Producción de Cobre

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes. (Arturo Ordenes. Antofagasta ,1998)

2.5 Función de la extracción por solventes.

La extracción por solventes tiene las siguientes funciones:

- Contactar el PLS que contiene Cu^{+2} con la fase orgánica de tal manera que el Cu^{+2} es extraído de la solución de fase acuosa (PLS) hacia el extractante orgánico.
- Separar por diferencia de gravedad específica la solución de lixiviación de fase acuosa agotada de cobre (denominada refinato), del orgánico cargado de cobre.
- Re circular el refinato a las pilas de lixiviación.
- Enviar el orgánico cargado para que se contacte con el electrolito pobre de electrodeposición. Esto, reextrae el Cu^{+2} desde el orgánico cargado hacia el electrolito convirtiéndose en electrolito rico.
- Separar por diferencia de gravedad específica la fase orgánica del electrolito (fase acuosa).
- Circular el orgánico descargado, para que contacte con la solución rica de lixiviación (PLS).
- Enviar el electrolito rico hacia la zona de tanques, para su limpieza y elevación de temperatura.
- Recepcionar el electrolito pobre en reextracción que viene de las celdas de electrodeposición, para contactarse con la fase orgánica cargada y se enriquezca de Cu^{+2} .
- Los efectos de la velocidad del mezclador, el porcentaje de extractante, el tiempo de residencia, el contenido de ácido en la fase

acuosa y la temperatura de solución, son condiciones importantes en la etapa de extracción y reextracción.

- Una mayor velocidad del mezclador produce una mezcla más fina. Sin embargo, una mayor velocidad de mezcla produce gotas más pequeñas y, por lo tanto, un mayor arrastre y una separación de fases menos efectiva en el decantador.
- Si todo lo demás permanece constante, un mayor porcentaje de extractante en la fase orgánica, mejora la recuperación pero aumenta las pérdidas en el refinado debido a una mayor viscosidad.
- Dado que el volumen de la mezcla se fija con las dimensiones físicas de los tanques mezcladores, un menor flujo produce un mayor tiempo de residencia que, a su vez, produce un alcance más cercano al equilibrio. Sin embargo, puede producir una sobre mezcla y por lo tanto, un mayor arrastre.
- Un mayor contenido de ácido en la fase acuosa, tiene efectos diversos en las distintas etapas. Un mayor contenido de ácido en la extracción, disminuye la recuperación de cobre. Un mayor contenido de ácido, mejora la reextracción, pero también aumenta la posibilidad de la cristalización del sulfato de cobre.
- La temperatura tiene efectos diversos en las distintas etapas. En la extracción, las menores temperaturas producen una mayor viscosidad

y por lo tanto, un mayor arrastre. Las temperaturas menores, también reducen la cinética del proceso, que disminuye la recuperación. Se debe evitar las temperaturas bajas para impedir la cristalización de los cristales de sulfato de cobre.

2.6 Reacciones en la extracción por solventes

- **Etapas de extracción** Trata la solución que viene del proceso de lixiviación “Cosecha” o PLS mezclándola con el extractante. El reactivo orgánico, opera en un ciclo de ión Hidrógeno en donde los iones son transferidos a través de la interfase de dos líquidos no miscibles. El extractante de fase orgánica, es un componente químicamente activo, del cual se extraen iones de cobre. El extractante capta el cobre (Cu^{+2}) de la solución rica de lixiviación, de acuerdo a la siguiente la reacción:

Tabla 1:

Etapa de extracción

$2RH$	+	$Cu^{+2} + SO_4^{-2}$	\rightarrow	R_2Cu	+	$2H^+ + SO_4^{-2}$
Orgánico descargado		Solución de lixiviación PLS		Orgánico cargado		Raff
Fase orgánica		Fase acuosa		Fase orgánica		Fase acuosa

Fuente: Extracción por solventes. (Roberto Alfaro Cortes ,Gerardo Ramírez , Calama .2004)

Donde RH es el extractante (ya sea aldoxima, ketoxima, o una combinación de ambos). Por cada Cu extraído por el agente extractante se libera ácido, y el reactivo orgánico se carga de cobre.

- **Etapa de reextracción**

Trata el orgánico cargado de cobre, poniéndolo en contacto con una solución altamente ácida “strip” (electrolito pobre) Como productos obtenemos una solución llamada electrolito rico o “LS” y el orgánico descargado. La siguiente es la reacción que se da en la etapa de reextracción:

Tabla 2:

Etapa de reextracción

$2\text{H}^+ + \text{SO}_4^{-2}$	+ R_2Cu	$\rightarrow 2\text{RH}$	+ $\text{Cu}^{+2} \text{SO}_4^{-2}$
Electrolito agotado de Cu^{+2} , con alto contenido de ácido (electrolito pobre).	Orgánico cargado	Orgánico descargado	Electrolito enriquecido (electrolito rico)
	Fase orgánica	Fase orgánica	

Fuente: Extracción de solventes.(Roberto Alfaro cortes, Gerardo Ramírez ,Calama. 2004)

El objetivo principal de esta etapa es obtener una solución acuosa saturada de cobre, mediante una solución ácida, lo más simple y económica posible.

2.7 Circuito de extracción y reextracción.

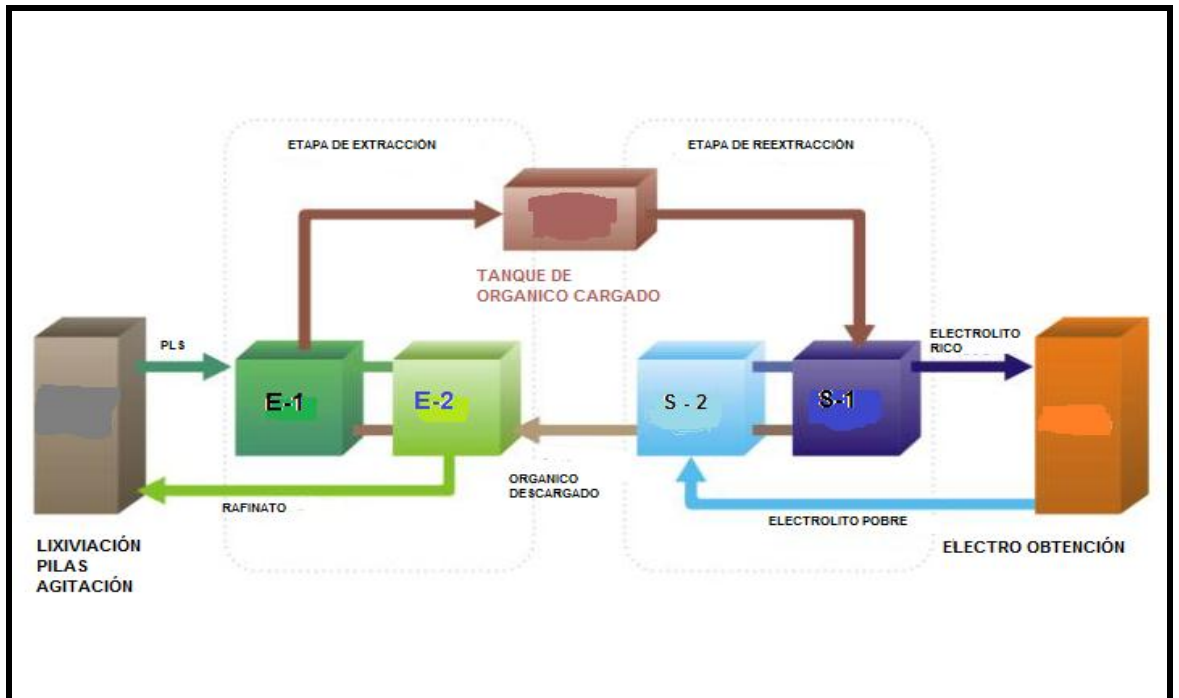


Figura 3. Reacciones en las etapas de lixiviación extracción por solventes y electrodeposición

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes. (Arturo Ordenes ,Antofagasta. 1998)

En la extracción por solventes, se contactan las soluciones acuosas cosecha y electrolito pobre con una solución orgánica, para realizar la transferencia de cobre. Los flujos acuoso y orgánico circulan en contracorriente. Dentro del proceso existen dos etapas, con la posibilidad de operar en paralelo o en serie, lo cual le permitirá procesar cosechas con diferentes flujos y contenidos de cobre.

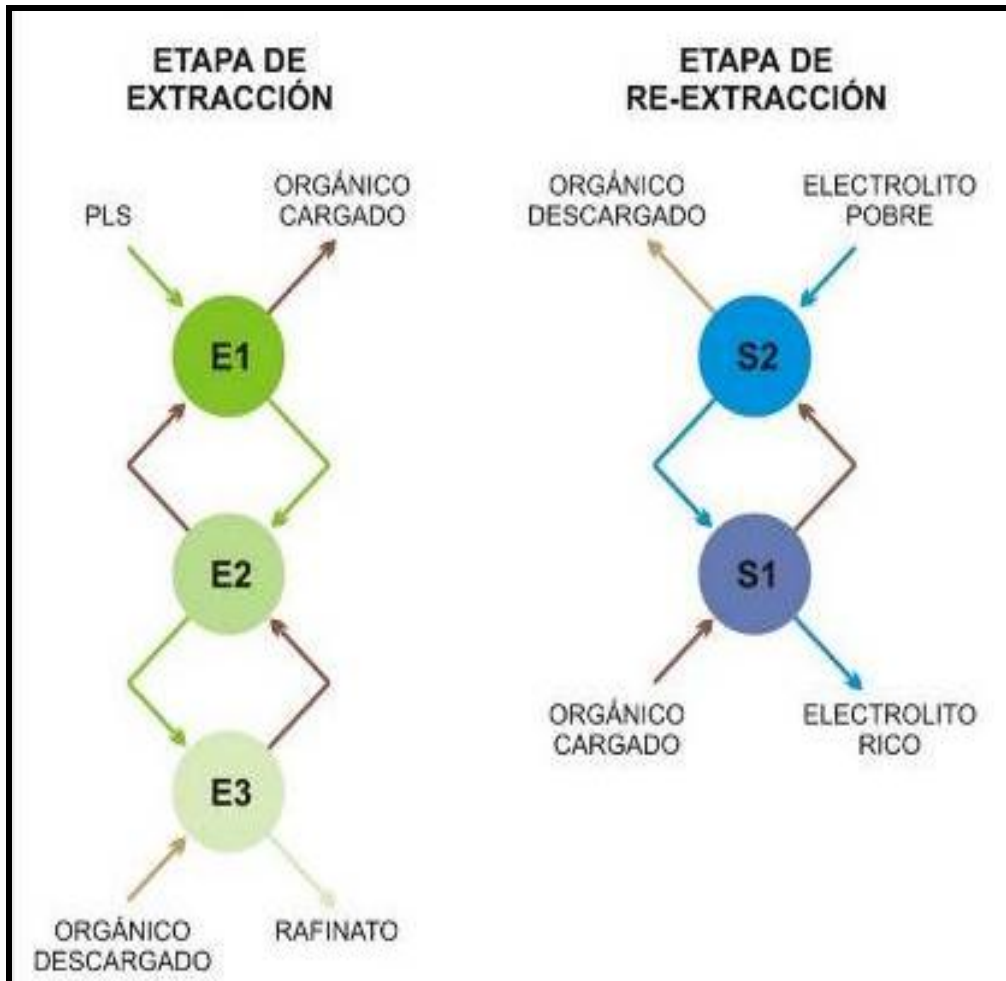


Figura 4. Flujos de solución en contracorriente

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes. (Arturo Ordenes, Antofagasta .1998)

La mezcla de orgánico y acuoso se realiza en mezcladores mecánicos, los cuales están provistos de impulsores que son los que producen la transferencia de líquidos entre etapas.

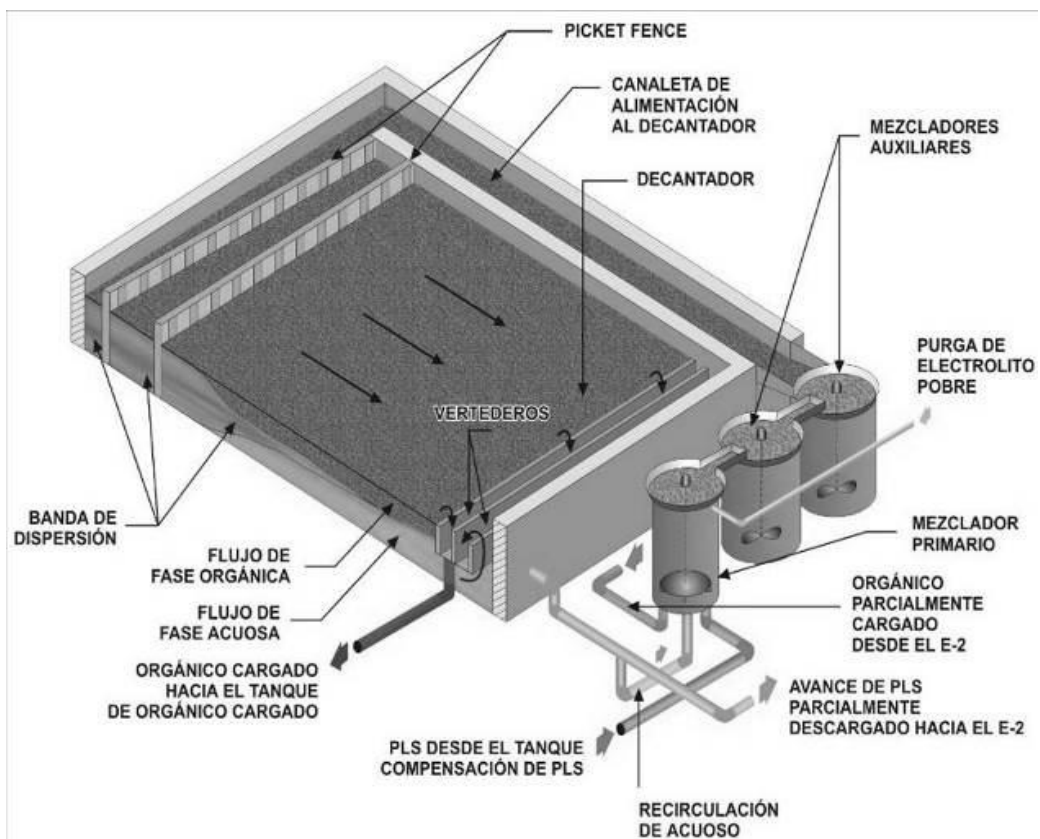


Figura 5. Mezclador decantador

Fuente : Manual de operaciones extracción por solvente.(Arturo Ordenes, Antofagasta .1998)

Luego de haber realizado el contacto orgánico acuoso, la mezcla ingresa a unos sedimentadores, donde se alcanza la separación de fases con ayuda de agentes coalescedores. En la parte final de los sedimentadores se tiene dos colectores, uno para el acuoso y otro para el orgánico.

El LS que producen los trenes antiguos, es enviado hacia un tanque separador para depurar parcialmente el orgánico que haya podido quedar atrapado durante el proceso. Luego, es enviado hacia el tanque electrolito rico.

La mezcla de LS es alimentada a una batería de filtros, los cuales tienen la finalidad de retener todo el orgánico y lodo que se encuentre presente en el LS; como lecho filtrante se utiliza una mezcla de antracita y garnet, luego el LS es enviado hacia el circuito de electrodeposición para su subsiguiente tratamiento.

2.8 Propiedades de los reactivos en SX

➤ Reactivo extractante

Un buen extractante de cobre para las soluciones de lixiviación debe:

- Extraer eficientemente el cobre de la solución rica de lixiviación.
- Re-extraer eficientemente el cobre hacia el electrolito de electrodeposición.
- Extraer el cobre selectivamente de otros metales en la solución rica de lixiviación, en especial hierro (Fe) y manganeso (Mn).
- Ser soluble en un diluyente destilado de petróleo de bajo costo.
- Tener tiempos aceptables de extracción y re-extracción de cobre (cinética).

- Separarse rápida y completamente de la solución rica de lixiviación y del electrolito (no debe formar una emulsión estable).
- No absorber ácido sulfúrico.
- Ser estable y seguro.
- Tener una baja tasa de degradación.

➤ **Reactivo diluyente**

Los extractantes están siempre disueltos en un diluyente de fase orgánica (portador). Un buen diluyente debe:

- Ser insoluble en soluciones de $\text{CuSO}_4\text{-H}_2\text{SO}_4\text{-H}_2\text{O}$.
- Tener una solubilidad alta para el extractante y sus complejos de Cu.
- Mezclarse bien con soluciones de fase acuosa.
- Separarse rápidamente de soluciones de fase acuosa.
- Ser razonablemente líquido.
- Tener una alta temperatura de encendido.

2.9 Etapas de re-extracción variables operacionales

- Relación O/A en mezcladores
- Temperatura del electrolito

- Contenido de cobre en la solución acuosa electrolítica de re-extracción
- Contenido de ácido sulfúrico en la solución de re-extracción
- Tiempo de mezclado
- Separación de fases
- Continuidad de fases.

2.10 Continuidad de fases en la etapa de extracción y re-extracción

Se llama continuidad de fase a la predominancia de una de las fases sobre la otra en la acción de mezclado; si existe la predominancia de orgánico, la continuidad es orgánica y si existe predominancia de acuoso la continuidad es acuosa. La continuidad de fase deseada se obtiene manteniendo el flujo de ésta muy ligeramente más alto que el flujo de la otra fase.

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

continuidad, se puede notar alta viscosidad, coloración oscura y baja conductividad.

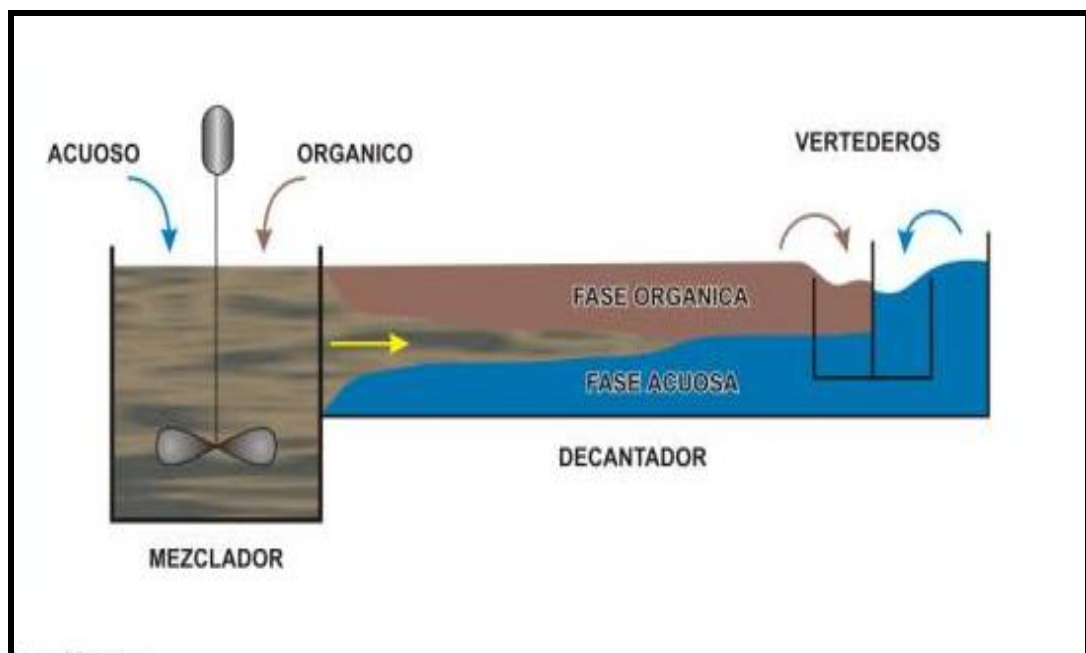


Figura 6. La fase orgánica y la fase acuosa

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes. (Arturo Ordenes ,Antofagasta .1998)

➤ Fase continua

Denominamos fase continua, a la condición de trabajo en donde predomina el acuoso o el orgánico, (mayor volumen uno de otro).

Trabajar en fase continua es una variable muy importante en SX, pudiendo ser de dos tipos:

- Fase orgánica continua, cuando hay un mayor volumen de orgánico que de acuoso.

- Fase acuosa continua, cuando hay un mayor volumen de acuoso que de orgánico.

➤ **Fase acuosa continua**

Como se ilustra en la Fig. N° 7, la relación de fase acuosa continua se caracteriza por la presencia de gotas de fase orgánica en una matriz de fase acuosa.

La fase acuosa continua garantiza una fase orgánica limpia.

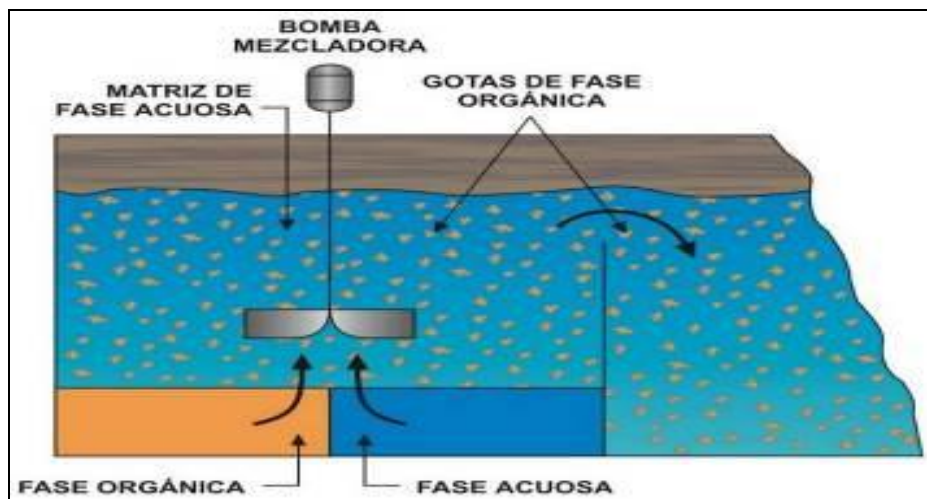


Figura 7. Fase acuosa continúa

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes. (Arturo Ordenes , Antofagasta .1998)

El mezclador decantador de E-1, debe funcionar en fase acuosa continua para asegurar un arrastre mínimo de acuoso en la fase orgánica cargada, que circula hacia la siguiente etapa.

Mantener una fase acuosa continua en el mezclador- decantador, implica disminuir la velocidad de la fase orgánica o aumentar la velocidad de la recirculación de la fase acuosa. En una condición de fase acuosa continua, es un buen conductor. Si la continuidad de la fase cambia, la conductividad disminuye.

➤ **Fase orgánica continúa**

Como se ilustra en la Fig. N° 8, la relación de fase orgánica continua, se caracteriza por la presencia de gotas de fase acuosa en una matriz de fase orgánica.

La fase orgánica continua garantiza una fase acuosa limpia. La tercera etapa de extracción E-3 funciona en fase orgánica continua, garantizando que el Raff que abandona el proceso de extracción contenga la menor cantidad de orgánico posible.

Trabajar en fase orgánica continua produce atrapamientos de acuoso en orgánico (el orgánico tiende a atrapar gotitas de acuoso), evitando contaminar la otra fase, pues el orgánico al tener un circuito cerrado dentro de la planta, fácilmente origina el regreso de gotitas de acuoso al circuito.

Mantener una fase orgánica continua en el mezclador decantador de la tercera etapa de extracción E-3, implica disminuir la velocidad de la fase acuosa o aumentar la velocidad de recirculación de la fase orgánica.

La profundidad de operación de las fases orgánica y acuosa en el decantador, es nominalmente 310 mm. Entre ambas fases, se produce una capa de material mezclado llamada banda de dispersión, que se extiende a todo lo ancho del decantador.

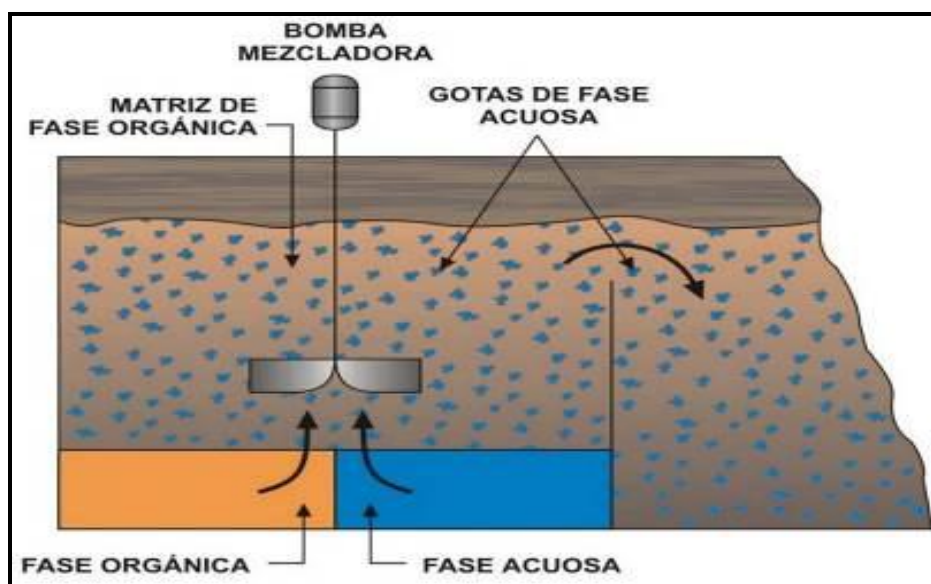


Figura 8 . Fase orgánica continúa

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes.(Arturo Ordenes. Antofagasta. 1998)

La profundidad de la capa de la fase orgánica, afecta el funcionamiento del mezclador decantador. Una profundidad de fase

orgánica baja, produce un mayor arrastre de fase acuosa en la fase orgánica. Por el contrario, es más probable que una gran profundidad de fase orgánica, produzca un mayor arrastre de fase orgánica en la fase acuosa.

2.11 Problemas operativos usuales en sx.

- Estabilidad del extractante.
- Volatilización del diluyente.
- Separación de fases
- Incremento del espesor de la banda de dispersión o interface O/A
- Atrapamiento de solución orgánica en la solución acuosa.
- Importancia de la determinación de arrastre orgánico en acuoso.
- Atrapa miento de solución acuosa en la solución orgánica.
- Formación de emulsiones estables.
- Inversión de fases.

2.12 Isotermas

➤ Isotermas de extracción

Una isoterma es una curva que muestra la relación de 2 variables a temperatura constante. Pueden ser construidas en el laboratorio a

partir de una experiencia que permita establecer la relación que se desea obtener.

Existen dos tipos de isotermas usadas en SX: las Isotermas de pH e Isotermas de Distribución.

➤ Isotermas de pH

Esta isoterma, es una curva de equilibrio que muestra la concentración de una especie química en el orgánico a distintos pH de la fase acuosa, manteniendo una relación volumétrica entre las fases que sea constante.

Esta isoterma nos muestra la variación de la capacidad de un reactivo de SX dado, para extraer la especie química de interés en función del pH del medio acuoso en que se realiza el contacto, la relación de coextracción con otras especies químicas y la carga máxima que el reactivo es capaz de obtener, a una cierta concentración volumétrica de éste en el orgánico.

En el laboratorio, una isoterma de pH se construye contactando orgánico a una concentración volumétrica dada, con una solución acuosa que contenga la especie de interés y sus impurezas más

relevantes (en concentraciones constantes), a un pH que se irá variando en cada contacto, para obtener los diferentes puntos. Luego, se agitan las fases por 3 a 5 minutos, se deja decantar y se separan, para finalmente analizar estas especies químicas contenidas en el orgánico.



Figura 9. Equipo para separación de fases

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes.(Arturo Ordenes, Antofagasta .1998)

Se grafica el pH resultante de la solución acuosa en abscisas y la concentración de las especies químicas en el orgánico (en gpl) en ordenadas. Se trazará una curva pH/concentración para cada elemento, con esto se tendrá una familia de curvas que serán muy

valiosas para obtener las mejores condiciones de funcionamiento del reactivo.

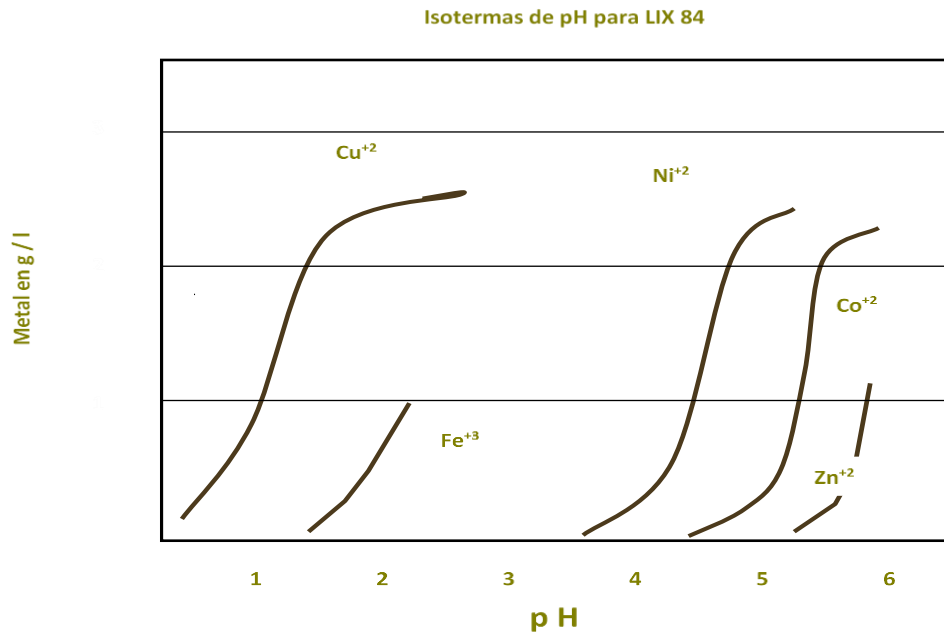


Figura 10. Isoterma para pH

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes.(Arturo Ordenes ,Antofagasta .1998)

La forma de la curva nos entrega la siguiente información:

- a) A bajos niveles de pH, la capacidad de carga del reactivo es casi nula, porque de acuerdo con la ecuación de los reactivos la reacción tiende a ir de derecha a izquierda.
- b) A un pH determinado la curva comienza a ser asintota, lo que significa que el reactivo ha llegado a su carga máxima, es decir

todas las moléculas del reactivo existente, contienen tantos iones de metal como ellas pueden aceptar.

- c) A un pH determinado, comienzan a aparecer impurezas en el orgánico, anunciando el comienzo de una coextracción.

Por lo tanto, con esta información se puede elegir el pH de trabajo, tanto para la etapa de extracción como para la re extracción. Pero la información que esta curva no nos entrega, se puede listar como sigue:

- Cuántas etapas de extracción y de re extracción son necesarias.
- Qué concentración tiene el orgánico cargado, el refino orgánico descargado.
- Cuál es la mejor relación volumétrica entre las fases.

Estas interrogantes necesitan de una isoterma de distribución.

➤ Isotermas de distribución

Un programa de extracción por solvente debe partir con una isoterma de distribución, tanto para la etapa de extracción como para la etapa de reextracción. En el primer caso, se denomina a esta

curva isoterma de extracción, y en el segundo caso isoterma de reextracción.

Esta isoterma, es una curva de equilibrio que muestra la concentración de una especie química en el orgánico y en la fase acuosa, a una relación volumétrica entre ambas fases dada y a temperatura constante.

La construcción de esta isoterma en el laboratorio, se realiza contactando orgánico y acuoso a distintas razones volumétricas, mediante agitación (manual o mecánica) hasta que se alcanza el equilibrio. En los reactivos actuales, basta con 3 a 5 minutos de agitación. Una vez alcanzado este equilibrio, se separan las fases por decantación y se analiza la especie química en ambas fases. El resultado es graficado con la concentración en fase acuosa en abscisas y la concentración de la especie deseada en fase orgánica en ordenadas.

La razón volumétrica entre las fases utilizada, para cualquier trabajo, en SX se llama relación O/A (relación orgánico - acuoso).

2.13 Diagrama de McCabe - Thiele

Este diagrama es una gráfica de operación que combina los siguientes elementos:

- Una isoterma de distribución, brindara un diagrama para extracción o reextracción.
- Una curva de operación cuya pendiente es igual a la relación O/A .
- La concentración de la especie química de interés en la fase acuosa en abscisas y en la fase orgánica en ordenadas.
- La cantidad de etapas necesarias para cumplir con ciertas condiciones de operación dadas.

Una gráfica de este tipo se construye de la siguiente manera:

- En el laboratorio para el tipo de reactivo, tipo de diluyente, concentración volumétrica de extractante en la fase orgánica, solución rica a utilizar, temperatura y pH de trabajo, hay que construir una isoterma de distribución, la cual será denominada curva de equilibrio.
- Definir la relación O/A con que se trabajará. En este punto se refiere a la relación O/A externa de las etapas, es decir la relación de flujo que llega a una etapa desde la etapa anterior y la posterior, sin

considerar las recirculaciones internas en la etapa. Una relación O/A interna, se refiere a la relación volumétrica dentro del mezclador de una etapa.

- Con la relación O/A como pendiente, la concentración de la solución rica, la concentración de cobre en el orgánico cargado (obtenida en el primer contacto a esa relación O/A), y el porcentaje de extracción asumido en la operación se puede trazar la curva de operación, en que el primer punto es: concentración solución rica, concentración orgánico cargado.
- Como en cada etapa se alcanza el equilibrio de distribución de soluto entre las fases, hay que trazar una recta horizontal desde el punto hasta la curva de equilibrio, luego en forma vertical hasta la recta de operación. Este escalón constituye una etapa de operación. Luego se vuelve a dibujar escalones sucesivos, entre la recta de operación y la curva de equilibrio, hasta que se llegue lo más próximo posible a la concentración deseada en el refino, resultante del porcentaje asumido de recuperación global de la operación que se trate (extracción, re extracción, lavado, etc.).
- De este ejercicio se obtiene:
 - Concentración del orgánico descargado

- Número de etapas necesarias para cumplir con las condiciones de operación de operación
- Concentración del refino obtenida al definir un número de etapas finito
- Eficiencia por etapa y recuperación global de la especie valiosa en la operación.

En la Fig. N° 11, se muestra el diagrama McCabe -Thiele construido para el reactivo LIX 984 y las condiciones de operación que en ella se muestran.

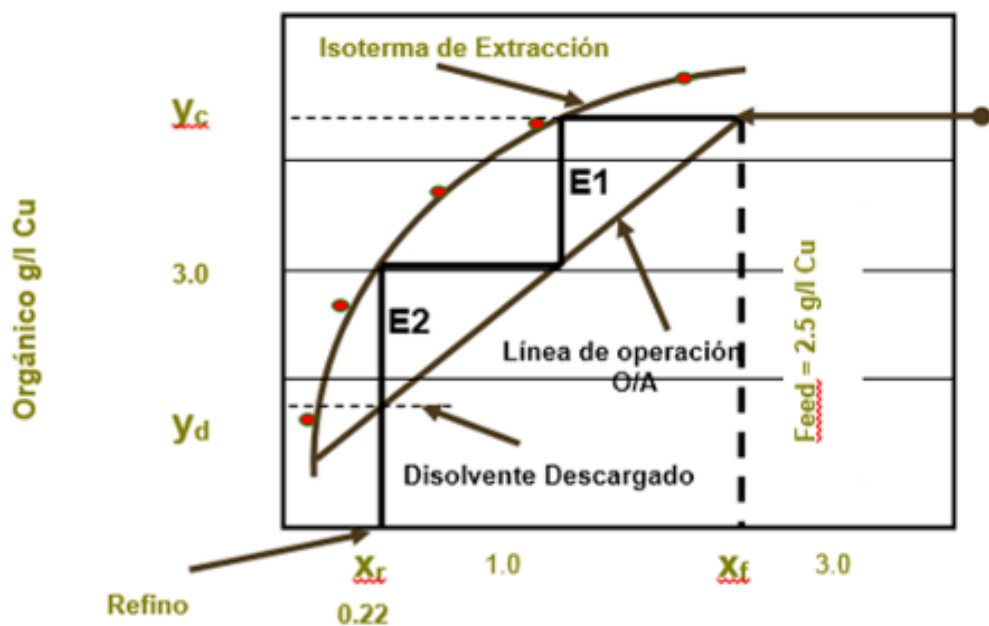


Figura 11. Diagrama McCabe -Thiele construido

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes.(Arturo Ordenes, Antofagasta .1998)

2.14 Carga máxima, transferencia neta y eficiencia extracción y re extracción

➤ Carga Máxima

La carga máxima del reactivo de SX es la cantidad máxima de la especie de interés que el reactivo es capaz de contener, por cada unidad de porcentaje de concentración de este reactivo en la fase orgánica, y a determinadas condiciones de pH y temperatura.

Esta puede determinarse colocando volúmenes iguales de solución acuosa con solución orgánica ($O/A = 1$). Agitar a razón de 320 r.p.m. durante 20 minutos, posteriormente se separan las fases en embudo separador, descartándose la solución acuosa. Repetir esto hasta que las características de la solución acuosa descartada, sean similares a la solución de cabeza. Volumen a usar 400 ml. de cada fase.

➤ Transferencia Neta (TN)

La transferencia neta es definida como la cantidad efectiva de la especie química de interés, que es transportada por el reactivo de SX desde la solución rica al electrolito.

Ejemplo:

Solución rica:

$Cu^{+2} = 8,91 \text{ gpl}$, $pH = 1,45$; Refino:

$Cu^{+2} = 0,63 \text{ gpl}$

$TN = 8,91 - 0,63 = 8,28 \text{ gpl}$.

Este valor expresa la transferencia de cobre desde la solución rica a la fase orgánica, también se expresa como corte de cobre en extracción.

Si la transferencia neta la expresamos en función del porcentaje del reactivo, nos queda la siguiente expresión:

Concentración reactivo orgánico: 30 % v/v

$$TN = \frac{8,28 \text{ gpl}}{30\% \text{ v/v}} = 0,276 \text{ gpl} / 1\% \text{ v/v} \quad [3]$$

Valor que expresa la transferencia neta del reactivo por cada uno % del reactivo orgánico.

➤ **Eficiencia de extracción y re-extracción**

- **Eficiencia de extracción:** Es la razón que existe entre la diferencia de concentración de cobre en la fase acuosa, sobre la concentración de cobre alimentado por 100.

$$\% \text{ Extracción} = \frac{\Delta \text{ Cu cobre acuoso}}{\text{Concentración de Cu alimentado}} = \frac{X_f - X_r}{X_f} \times 100 \quad [4]$$

- **Eficiencia de reextracción:** Es la razón que existe entre la diferencia de concentración de cobre en la fase orgánica, sobre la concentración de cobre orgánico cargado por 100.

$$\% \text{ Reextracción} = \frac{\Delta \text{ Cu cobre orgánico}}{\text{Concentración de Cu orgánico cargado}} = \frac{Y_c - Y_d}{Y_c} \times 100 \quad [5]$$

La extracción por solventes es un proceso que implica el paso del cobre, disuelto en forma de iones dentro de una fase acuosa, hacia otra fase líquida, inmiscible con ella, conocida como fase orgánica.

Durante el contacto líquido-líquido, se produce un equilibrio en el cual el cobre en solución, se distribuye entre las fases acuosas y orgánicas de acuerdo a sus respectivas solubilidades.

Esta técnica, se aplica en la metalurgia extractiva del cobre con fines fundamentales de concentrar, purificar y separar este metal de otros elementos o metales disueltos.

En la operación de extracción por solventes, la solución rica en cobre (PLS) que viene de la lixiviación, se contacta en contracorriente e íntimamente con una oxima aromática disuelto en un diluyente adecuado, para la extracción por solventes, realizándose esta operación en un equipo llamado mezclador-decantador.

2.15 Tipos de extractantes para la extracción del cobre.

El reactivo inicial usado para recuperar cobre fueron los reactivos ketoximas. Actualmente, muchas plantas están utilizando los reactivos salicilaldoximas. Los reactivos oximas fueron la alternativa en la extracción por solventes por su alta selectividad de cobre, respecto al hierro.

Los reactivos salicylaldoxima son extractantes demasiado fuertes para el cobre, ocurriendo que en la etapa de re-extracción se generan dificultades. Consecuentemente, estos reactivos fueron modificados para su uso comercial. La modificación consistió en mezclar estos reactivos con alcoholes, ésteres o alquilfenoles.

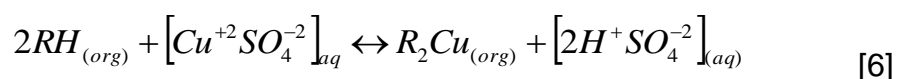
La pérdida de reactivo extractante en las plantas de SX, es debido al atrapamiento de orgánico en solución acuosa y por degradación ácida. Los reactivos oximas han demostrado una alta estabilidad a la degradación ácida. La degradación es particularmente significativa en mezcladores de re-extracción donde el orgánico entra en contacto con soluciones fuertemente ácidas.

➤ **Hidroxioximas**

La estructura general para los reactivos hidroxioximas, es mostrada en la Fig. 12. Estos reactivos pueden ser divididos por estructuras y propiedades en dos clases:

- Las salicylaldoximas, son extractantes muy fuertes de cobre.
- Las ketoximas, son moderadamente fuertes extractantes de cobre.

Es importante conocer que la fuerza de extracción y re-extracción de un reactivo respecto al cobre, está basado sobre el grado de equilibrio:



Una tercera clase de extractante, se generó a partir de las mezclas de ketominas con salicilaldoximas en una razón molar aproximada de 1:1; esta tercera clase, se distingue de las anteriores principalmente por la transferencia de cobre, fuerza del reactivo respecto al cobre y sobre la formación del crudo.

➤ **Salicilaldoximas**

Son extractantes muy fuertes, exhiben rápida cinética de transferencia de cobre y muestran excelente selectividad de cobre respecto al hierro. Este reactivo y su respectivo complejo de cobre, son solubles en los diluyentes, originando una rápida separación de fases y no transfieren ácido sulfúrico desde la etapa de re-extracción hacia la etapa de extracción. Como se mencionó, la desventaja es que necesitan de un modificador de fases, para mejorar las propiedades de re-extracción.

El uso de modificador de equilibrio afecta adversamente las propiedades del reactivo. Por ejemplo, los modificadores son conocidos para acelerar la degradación del extractante, y los modificadores nonilfenol, generan efectos dañinos sobre los materiales de construcción.

Las soluciones de lixiviación, contienen frecuentemente silica disuelta, con lo cual estos modificadores tienden a formar emulsiones estables cuando son contactados con las soluciones de extracción; esta tiende a aumentar con la presencia de nonilfenol. Los modificadores, contribuyen significativamente a la generación del crudo en los circuitos SX, incrementan el atrapamiento de orgánico en las soluciones de rafinato, tienden a incrementar el atrapamiento de acuoso en la solución de orgánico cargado.

Con respecto a la degradación de los reactivos aldoximas con modificadores en plantas SX, puede ser mayor que 0,001lb Cu producido, siendo económicamente significativo.

Todas las oximas, comercialmente disponibles, se degradan por la acción catalítica del ácido a su respectivo aldehído o cetona.

Aumentando la concentración del modificador, incrementando la temperatura y una alta concentración de ácido en el electrolito de re-extracción, da como resultado una alta velocidad de degradación.

Por estudios en los laboratorios de la empresa Henkel, se resume que las ketoximas, son más estables que las salicilaldoximas, y dentro de las aldoximas, el derivado dodecil es más estable que el derivado nonil.

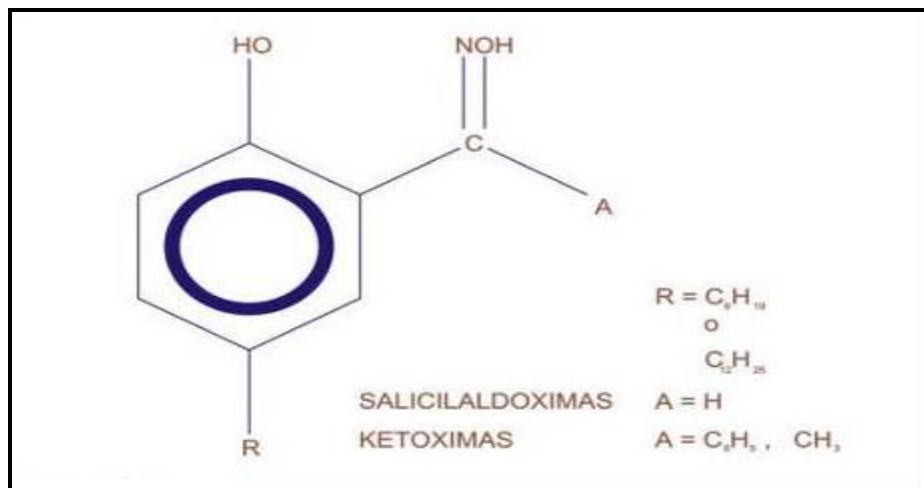


Figura 12. Estructura química de una Hidroximante

Fuente: Manual de operaciones extracción por solventes.(Arturo Ordenes,.Antofagasta .1998)

➤ **Ketoximas**

Son extractantes moderadamente fuertes, tienen una cinética de extracción razonablemente rápida cuando son usados con catalizador cinético, tienen buena selectividad de cobre sobre hierro, y el reactivo y su complejo metálico son solubles en diluyentes.

El reactivo extractante es re-extraído con menos ácido, comparado con las aldoximas modificadores. Son usados sin modificadores de equilibrio. Tienen buena performance física, comparados con los reactivos anteriores, no son sensibles a soluciones que contienen sólidos o residuos de floculantes y sílice coloidal.

2.16 Variables operacionales en extracción por solventes

➤ **Etapas de extracción**

Las variables son:

- **Capacidad máxima del solvente para el cobre**

La capacidad máxima, depende fundamentalmente de la concentración del extractante en el diluyente y el pH de la solución acuosa.

A mayor concentración de extractante y con un pH mayor a 2, la capacidad será mayor, pero a medida que aumenta la concentración del extractante, la separación de las dos fases acuosa y orgánica se hace más difícil, debido a que aumenta la viscosidad en la mezcla.

- **Concentración del extractante**

La variable de concentración de extractante en el diluyente, es la más importante ya que está en relación con el ratio de extracción de cobre.

Con una concentración dada, al subir el pH del PLS, la capacidad máxima tiende a un límite; la concentración de nuestra solución orgánica es de 19,4% de extractante y 80,6% de diluyente.

- **pH de la solución acuosa**

El pH de la solución acuosa inicial (PLS), es la segunda variable en importancia, la experiencia ha demostrado que a menor acidez (o sea mayor pH) mayor será la transferencia o extracción de cobre. Pudiendo trabajar el extractante entre los rangos de pH desde 1,8 a 2,0.

- **Relación de volumen entre las soluciones orgánica y acuosa en el mezclador "O/A".**

La relación entre el flujo de solución acuosa y el flujo de solución orgánica en el mezclador, tiene incidencia notoria en la extracción, quedando demostrado que cuanto menos sea el flujo de solución orgánica respecto al flujo de solución acuosa, más baja será la extracción.

- **Tiempo de mezclado**

El tiempo de mezcla, es otra variable de consideración que influye en la mayor o menor extracción de cobre.

- **Tiempo de separación de fases**

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

- **Continuidad de fases**

Se llama continuidad de fase a la predominancia de una de las fases sobre la otra, en la acción de mezclado; si existe la

predominancia de orgánico la continuidad es orgánica y si existe predominancia de acuoso la continuidad es acuosa.

La continuidad de fase deseada, se obtiene manteniendo el flujo de ésta muy ligeramente más alto que el flujo de la otra fase. En una continuidad acuosa, se logra una separación de fases más rápida y se evita los atrapamientos de acuoso en el orgánico cargado, esta continuidad es de poca viscosidad y coloración más clara y también se caracteriza por su alta conductividad eléctrica. En una continuidad orgánica, se evitan los atrapamientos de orgánico en el refinato. En esta continuidad se puede notar alta viscosidad, coloración oscura y baja conductividad.

En la primera etapa de extracción (E-1), se trabaja en continuidad acuosa. En la segunda (E-2), se trabaja en continuidad orgánica

- **Banda de dispersión o interface acuoso/ orgánico**

Es aquella zona que se ubica entre la fase orgánica y la fase acuosa del sedimentador, encontrándose mezcladas ambas fases en forma de burbujas. Normalmente esta zona es ancha a la salida del mezclador y va disminuyendo hacia la zona de rebose de

soluciones, dependiendo del tiempo de retención en el mezclador y del sedimentador respectivo. Es aconsejable que esta interface tenga el espesor mínimo posible y se ubique siempre en el nivel medio del sedimentador.

➤ **Etapas de re- extracción**

Las variables son:

- **Relación O/A en mezcladores**

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

- **Temperatura del electrolito**

La temperatura del electrolito influye decisivamente incrementando la eficiencia de reextracción de cobre y, a la vez, acelera la separación de fase de esta etapa, influyendo indirectamente en forma similar en la etapa de extracción.

- **Contenido de cobre en la solución acuosa electrolítica de reextracción.**

El contenido de cobre en la solución electrolítica de re-extracción, debe variar entre 27 a 30 g/L, para no restarle acidez

(concentración de ácido libre) al electrolito y pueda despojar al orgánico cargado de la mayor cantidad de cobre.

- **Contenido de ácido sulfúrico en la solución de re-extracción**

Para los propósitos de re-extracción, cuanto más ácido libre tenga el electrolito mayor será la eficiencia de transferencia, pudiendo conservarse la acidez en 170 g/L.

- **Tiempo de mezclado**

Al igual que la etapa de extracción, el tiempo de reacción o agitación de las fases es de 98 segundos por etapa, para asegurar una buena eficiencia de re-extracción y obtener un orgánico descargado con menor cantidad de cobre.

- **Separación de fases**

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

- **Continuidad de fases.**

Se debe tener en cuenta el mismo criterio de la etapa de extracción. En la primera etapa de re-extracción (S-1) se trabaja en continuidad orgánica. En la segunda (S-2), se trabaja en continuidad acuosa.

2.17 Problemas operativos usuales en extracción por solventes

- **Estabilidad del extractante**

Las principales causas de deterioro del extractante es la acción del agua y el ácido, ya que su acción conjunta da lugar a la hidrólisis. Al hidrolizarse el reactante, produce un compuesto inactivo soluble en la solución acuosa, a mayor acidez de la solución la hidrólisis se produce en mayor grado.

Este problema, se puede producir en la etapa de re-extracción por el uso de soluciones extremadamente ácidas (concentraciones mayores a 180g de ácido por litro de electrolito).

- **Volatilización del diluyente.**

Este problema se presenta cuando el sistema está operando a elevadas temperaturas o en climas cálidos. La cubierta de los

sedimentadores debe mantenerse para evitar el incremento de temperatura del solvente por la luz solar.

➤ **Separación de fases**

La separación eficiente de fases, depende de la velocidad de agitación en los mezcladores, al aumentar la velocidad hasta cierto límite es posible obtener una dispersión más fina y por lo tanto mejorar la eficiencia en las etapas, pero esto aumenta los consumos de energía y los requerimientos de superficie de los sedimentadores.

Otro aspecto relacionado con la separación de fases, es el flujo específico que se refiere al flujo total de solución (orgánico y acuoso) por unidad de área del sedimentador. O sea, en nuestro caso el flujo específico es de $2,5 \text{ m}^3 / (\text{h} \cdot \text{m}^2)$.

➤ **Incremento del espesor de la banda de dispersión o interface O/A**

Este problema evita una eficiente separación de fases y produce altas pérdidas de orgánico. Se consideran apropiadas bandas de dispersión de 8 a 12cm. La altura de la banda de dispersión, depende del flujo específico ya que al aumentar éste, también aumenta proporcionalmente la banda de dispersión.

El incremento de temperatura ayuda a disminuir el espesor de la banda de dispersión y mejora la separación de fases.

A mayor concentración del extractante, es mayor la banda de dispersión. El incremento de la velocidad de agitación también tiene el mismo efecto.

➤ **Atrapamiento de solución orgánica en la solución acuosa**

Este es un problema que produce fuertes pérdidas de orgánico. En la práctica, conviene trabajar en orgánico continuo para evitar su pérdida, pero se debe tener en cuenta la influencia de esta continuidad en el incremento de espesor de la banda de dispersión, resultando que la separación de fases es más difícil en orgánico continuo. En la práctica, son aceptables pérdidas de orgánico entre 50 a 80 partes por millón.

➤ **Diferencia entre el arrastre de solución orgánica en la solución acuosa**

La diferencia es que el atrapamiento de la solución acuosa en la solución orgánica, produce otro tipo de problemas o consecuencias, como por ejemplo incremento de contaminación del electrolito con impurezas no valiosas como el hierro, el cloro, el manganeso, etc. los

mismos que interfieren en el proceso de electroobtención, en la eficiencia de corriente y en la calidad del cobre que se produce. El trabajar en acuoso continuo, ayuda a disminuir estos atrapamientos, pero por otro lado incrementa las pérdidas de orgánico.

➤ **Importancia de la determinación de arrastre orgánico en acuoso**

La presencia de pequeñas cantidades de fase orgánica de la etapa de extracción por solventes, causa una decoloración en los depósitos del cátodo y en los contornos. Esta porción de depósito coloreado de marrón oscuro, se conoce como "Quemado Orgánico". Los depósitos de cobre en el área quemada son suaves y polvorientos, y es probable que un alto grado de impurezas sólidas ocurra sobre las áreas quemadas.

Una buena operación y tratamiento de limpieza de orgánico del electrolito proveniente de la etapa de extracción por solventes, evitará el quemado orgánico.

Este quemado orgánico, es una consecuencia directa del solvente atrapado en las celdas de electrólisis. El diluyente de extracción por solventes no genera un quemado orgánico.

➤ **Atrapamiento de solución acuosa en la solución orgánica**

Este problema, produce incremento de contaminación del electrolito con impurezas no valiosas (como hierro, cloro, manganeso ,etc.) que interfieren en el proceso de electroobtención, en la eficiencia de corriente y en la calidad del cobre que se produce. Este problema se puede eliminar optimizando las variables que procuren una eficiente separación de fases con la instalación de un tanque sedimentador, entre la etapa de extracción y re-extracción.

➤ **Formación de emulsiones estables o crudo**

Este es un problema común en todas las plantas de extracción por solventes. Se trata de un problema potencial que puede producir fuertes pérdidas de orgánico, que repercutirían fuertemente en los costos de operación. El crudo es definido como el material resultante de la agitación de una fase orgánica, una acuosa y partículas sólidas finas que forman una mezcla estable que se ubica en la interfase de las fases, impidiendo la separación de fases cuando alcanza espesores mayores a 7 - 10 cm.

Las causas de la formación de esta emulsión pueden ser las siguientes:

- **Naturaleza de la solución acuosa PLS**

La presencia de altas concentraciones de ciertos cationes como hierro, sílice, calcio, aluminio, magnesio, con suficiente fuerza de agitación en el mezclado, produce crudo.

Una de las mayores causas de formación de crudo es la presencia de sólidos en suspensión como sílica coloidal en la solución acuosa proveniente de la etapa de lixiviación. Las soluciones acuosas de mayor tiempo de recirculación, son más tendientes a la formación de crudo que las soluciones nuevas o frescas.

La eliminación de sólidos en suspensión en el PLS, es prioritario para evitar problemas con formación de crudo.

- **Naturaleza de la fase orgánica.**

Por la naturaleza del extractante, este puede requerir un modificador para mejorar la separación de fases y reducir la formación de la emulsión estable.

La presencia del crudo es inevitable, por lo que es necesario retirarlo frecuentemente (incremento del espesor máximo 7 cm) del sistema, por medio de una bomba que lo succiona y lo envía

a un tratamiento para recuperar la solución orgánica atrapada y devolverla al sistema.

Este tratamiento, consiste en un mezclado y agitado con diluyente fresco lo que permite descomponer la emulsión y luego de un tiempo de sedimentación recuperar la fase orgánica.

La formación de emulsiones, es pues uno de los principales problemas de operación en plantas de extracción por solventes, provienen de la necesidad permanente de formar y separar dispersiones de una fase en la otra. La reversibilidad incompleta de la ruptura de la dispersión, genera pérdidas de extractante y contaminación directa e indirecta de los cátodos electro obtenido, además de problemas operacionales que pueden afectar la producción física de la planta, la calidad del cobre catódico y los costos de producción.

➤ **Inversión de fases**

Una forma práctica de determinar la inversión de fases, es observando la separación de fases en una probeta de plástico, si la

separación entre las fases es por medio de una capa de burbujas, que va ascendiendo hasta que finalmente se forma una línea definida, significará que la continuidad es orgánica. Si la separación de las fases se verifica con una línea bien definida, que asciende desde la base de la probeta (sin formación de burbujas), significará que la continuidad es acuosa.

Las inversiones de fase se producen:

- Después de paradas de SX.
- Por trabajar con relaciones O/A ajustadas (muy cercanas a 1).

Cuando se produce una parada en las bombas de orgánico y no se arrancan durante un tiempo relativamente prolongado.

CAPÍTULO III

FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE ELECTRODEPOSICIÓN

3.1 Introducción a la electrodeposición del cobre

La electrodeposición, es el proceso final en la producción de cobre catódico de alta pureza. En la electrodeposición el cobre metálico se recupera desde una solución de sulfato de cobre ácido (CuSO_4), mediante el proceso de electrólisis, sumergiendo dos electrodos (cátodo y ánodo) en una solución electrolítica de cobre.

En esta, donde se producen cátodos de cobre de elevada pureza, para lo cual, el PLS procedente de la etapa de lixiviación es purificado y concentrado en cobre en la planta de extracción por solventes; enseguida puede pasar al proceso de cristalización o puede conducirse a una batería de celdas electrolíticas, donde se producen los cátodos sumergiendo dos *electrodos* (cátodo - y ánodo +), en una solución electrolítica de sulfato de cobre, procedente de la planta de SX de cobre con una pureza de 99,99%

Las celdas electrolíticas, se encuentran conectadas al rectificador de corriente mediante enclavamiento eléctrico en serie y los electrodos unipolares, en un enclavamiento eléctrico paralelo.

Para realizar la descomposición de la solución de sulfato de cobre, la corriente eléctrica continua (CC) cierra un circuito; ingresa por el ánodo, atraviesa la solución electrolítica y sale por el cátodo.

3.2 Electroquímica del cobre

En la electrodeposición, el cobre metálico se recupera por electrólisis a partir de una solución altamente ácida de sulfato de cobre (CuSO_4). El proceso de electrólisis, se logra haciendo pasar una corriente eléctrica continua entre los electrodos (ánodos inertes pero conductivos, y cátodos), los cuales están sumergidos en un electrolito rico en cobre (CuSO_4 , H_2SO_4 y H_2O). La Fig. 13 ilustra el proceso de electrólisis en una celda de electrodeposición.

El ánodo lleva carga eléctrica positiva y el cátodo, carga eléctrica negativa. Los iones de cobre (Cu^{++}) son reducidos, es decir 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 permanente).

La reacción de deposición electrolítica en el cátodo es:



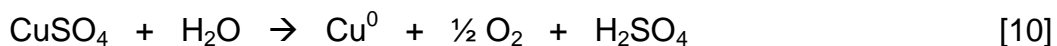
Donde (e^{-}) denota un solo electrón, necesitándose dos para neutralizar un ión Cu^{++} . Sin embargo, la reacción en el ánodo es completamente diferente. El gas oxígeno se forma en el ánodo inerte, por la descomposición del agua. Los iones sulfato (SO_4^{-}) se neutralizan en el ánodo formando inmediatamente ácido sulfúrico (H_2SO_4) y oxígeno (O_2), según las reacciones siguiente:



Reacción global



El oxígeno producido en la reacción anterior escapa como gas en el ánodo. La reacción neta para una celda es:



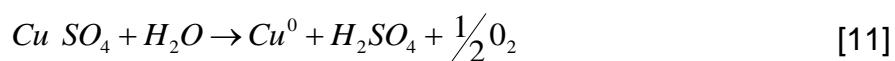
La ley de la fisicoquímica que gobierna la electrólisis es la Ley de Faraday, la cual se enuncia de la siguiente manera:

“Cada 96 500 coulombios que pasan por una celda electrolítica, alteran químicamente un equivalente-gramo de material en cada electrodo”.

Un equivalente-gramo (eq-g), se define como el peso atómico de un elemento dividido por su número de valencia (estado de oxidación). En el caso del cobre, un equivalente-gramo es igual a $63,54/2 = 31,77$ gramos.

Un coulombio se define como la cantidad de electricidad que pasa a través de conductores en un segundo, cuando una corriente de un amperio está fluyendo. El coulombio también se denomina amperio-segundo.

Calor de reacciones químicas



Reactantes		
CuSO ₄	19 4650	Calorías
H ₂ O	-68 380	Calorías
<i>Contenido calórico</i>	<i>263 030</i>	<i>Calorías</i>
Productos		
Cu ⁰	0	Calorías
H ₂ SO ₄	-208 000	Calorías
O ₂	0	Calorías
<i>Contenido calórico</i>	<i>-208 000</i>	<i>Calorías</i>
Entalpía Reacción:	55 030	Calorías
Entalpía Reacción:	55,03	Kcal
Constante de Faraday	23,06	Kcal*Voltio-equiv.g
Electrones involucrados	2	e ⁻
<i>Voltaje Químico:</i>	<i>1,19</i>	<i>Voltios</i>

Entalpía = Energía Interna = Contenido Calórico

$$\Delta H = \Delta E + P\Delta V \quad [12]$$

Entalpía

Para los gases: $\Delta H = \Delta E + \Delta nRT$

Para sólidos y líquidos: $\Delta H = \Delta E$
(Ya que los cambios de volumen y presión son despreciables)

Entalpía del sistema o contenido calórico de una reacción química

$$\Delta H = [\text{Contenido calórico de los productos}] - [\text{Contenido calórico de los reactantes}]$$

Relación entre entalpía y voltaje de Reacción:

$$\Delta H = nEF$$

Donde :

n ; número de electrones

F ; Constante de Faraday = 2306 Calorías

E ; Voltaje de Reacción

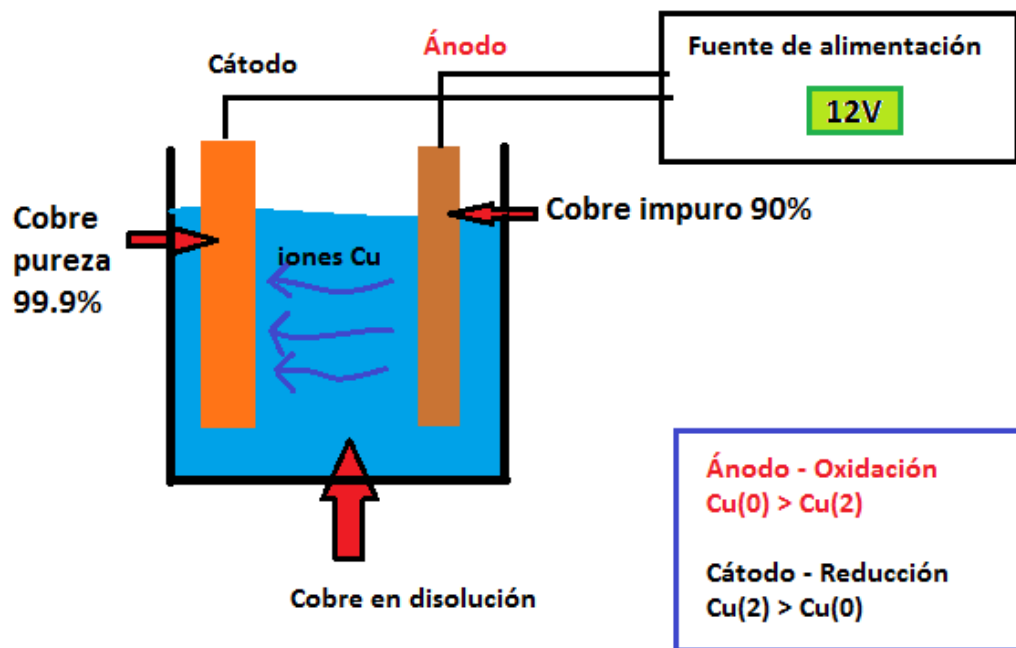


Figura 13. celda electrolítica

Fuente : Manual de operaciones extracción por solventes.(Arturo Ordenes, Antofagasta. 1998)

3.3 Ciclos de cosecha

Las láminas de arranque tienen un ciclo de deposición de 24 horas, resultando una lámina de 5,5 Kilogramos de peso aproximado en promedio y que posteriormente se transformarán en cátodos iniciales para el circuito de celdas comerciales.

En el caso de las celdas comerciales, luego de 36 horas de deposición los cátodos son sacados de la celda y re planchados, esto con el objeto de evitar corto circuitos y mejorar el acabado del cátodo; luego de 6 días de deposición los cátodos son cosechados con un peso aproximado de 120 Kg.

La cosecha de cátodos se realiza diariamente, se programa el total de celdas a cosechar de acuerdo a la cantidad de celdas que tiene la nave, luego los cátodos son lavados en una tina de agua fría, ducha con que abarcan ambos lados del cátodo por aproximadamente medio minuto, luego tienen una inmersión en una tina de agua caliente $343,15 - 353,15$ °K por 8 – 10 minutos y luego son colocados en una plataforma de espera donde se realiza una inspección para su limpieza.



Figura 14. Cosecha de cátodos

Fuente : Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramírez, Calama. 2004)

Los equipos especiales requeridos para la cosecha son:

- Puente grúa.
- Strongback de cátodos.
- Transmisor del puente grúa.
- Montacargas.

3.4 Elementos contaminantes en EW

Podemos considerar dentro de los elementos más comunes que contaminan el cátodo y la celda de electrodeposición, los siguientes:

a. Plomo

Es la principal impureza que se debe controlar porque se origina en los ánodos. La superficie del ánodo es oxidada para formar una capa de óxido casi insoluble (PbO_2), pero esta capa tiende a descascararse a un grado pequeño y estas escamas tienden a ser llevadas al depósito catódico. La limpieza programada de las celdas de electrodeposición, procura la eliminación de la presencia de plomo en los cátodos. Un alto nivel de ácido sulfúrico en el electrolito, es una ventaja desde el punto de vista de suministro de una alta conductividad, pero conduce a un aumento de la velocidad de corrosión y descascaramiento del PbO_2 en el ánodo.

Las medidas que se deben tomar para reducir o eliminar los niveles de impurezas de plomo en el cobre depositado, son:

- Asegurar que todos los electrodos estén derechos y bien alineados.
- Mantener bajos los niveles de manganeso en el electrolito < 20ppm
- Mantener constantes las condiciones de operación como temperatura, nivel de ácido y densidad de corriente.
- Mantener el nivel de cobalto en 100 ppm.
- Limpiar las celdas cada 2 a 6 meses.

b. Azufre

Las impurezas de azufre, lo mismo que las de hierro, se asocian con el electrolito atrapado en el cátodo y que no haya sido lavado del depósito de cobre.

c. Hierro

Las impurezas de hierro generalmente provienen de hierro soluble atrapado y que se ha podido lavar del depósito de cobre. También es importante mantener una baja concentración de hierro en el electrolito utilizando el sangrado de este.

d. Orgánico

La presencia de pequeñas cantidades de fase orgánica de la etapa de extracción por solventes, causa una decoloración de los depósitos del cátodo y en los contornos. Esta porción de depósito coloreado de marrón oscuro se conoce como un "quemado orgánico". Los depósitos de cobre en el área quemada son suaves y polvorientos, y es probable que un alto arrastre de impurezas sólidas ocurra sobre las áreas quemadas. Una buena operación y tratamiento de limpieza de orgánico del electrolito proveniente de la etapa de extracción por solventes, evitará alguna condición seria de quemado orgánico.

3.5 Equipos utilizados en electrodeposición

Podemos referirnos a los siguientes equipos:

- Plancha madre (acero inoxidable 316L).
- Ánodo de plomo.
- Strongback de ánodos.
- Strongback de cátodos.
- Celdas de electrodeposición.
- Marco cortocircuitador de celdas.
- Bombas centrifugas.
- Rectificadores
- Puente grúa.
- Mesa de reparación de ánodos.
- Mesa de reparación de cátodos.
- Soporte para almacenamiento de ánodos/cátodos.
- Bolas supresoras de niebla ácida (bolas antinebolizantes).
- Strongback para marco cortocircuitador.

3.6 Solución electrolítica.

La solución electrolítica es una mezcla de agua, ácido sulfúrico y sulfato de cobre, caracterizada por permitir el paso de la corriente

eléctrica continua, produciendo la descomposición del sulfato de cobre.

Existen dos tipos de soluciones electrolíticas:

- **Electrolito rico**, solución ácida con altas cantidades de cobre y ácido (+/- 52 g/L de Cu), que sale de la etapa de reextracción.
- **Electrolito pobre**, solución ácida con bajas cantidades de cobre (+/- 38 g/L de Cu) que sale de las celdas de electrodeposición.

3.7 Electrodo:

Son planchas metálicas que se usan para hacer pasar la corriente eléctrica por el electrolito. El cátodo (carga negativa), en el circuito de láminas de arranque es una plancha de acero inoxidable, y en el circuito de celdas comerciales son láminas delgadas de cobre electrolítico. Para realizar la descomposición de la solución del sulfato de cobre, la corriente eléctrica continua entra por el ánodo pasa por la solución y sale por el cátodo.

➤ **El Ánodo**

Los ánodos tienen 6,0 mm de espesor y están hechos a partir de una plancha laminada en caliente de aleación de plomo, calcio y estaño.

Los ánodos laminados conservan su forma y tienen menos tendencia a doblarse o deformarse con el tiempo, en comparación con otros tipos de ánodos. Los ánodos laminados tienen las siguientes ventajas:

- Producen un producto de corrosión de granulación fina, el cual desciende fácilmente al fondo de la celda, en vez de escamas más grandes, las cuales pueden hacer contacto con los depósitos de cobre en crecimiento.
- Una buena estabilidad dimensional ante condiciones de electrodeposición con densidad alta de corriente
- Una junta de la barra de suspensión de cobre con la lámina soldada mediante un proceso especial que da una baja caída de voltaje, lo que da como resultado un bajo consumo de energía. La Fig. 15 ilustra un ánodo laminado.

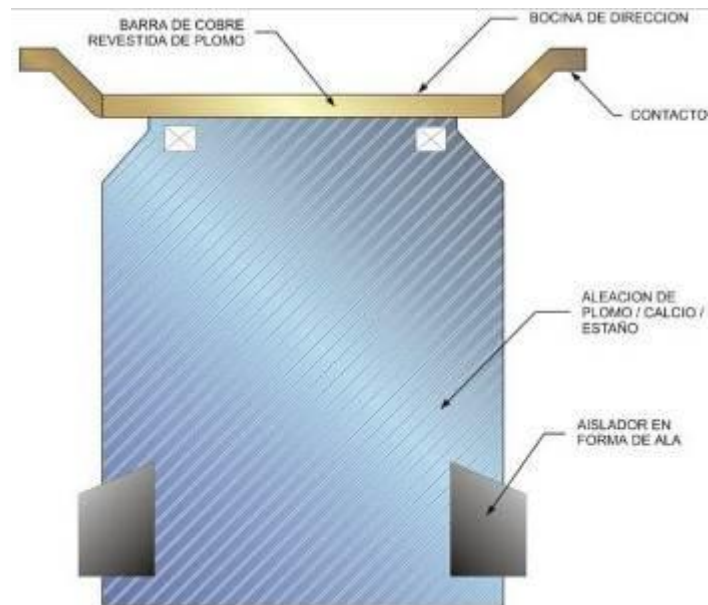


Figura 15. Ánodo

Fuente: Extracción por solventes. (Roberto Alfaro Cortes , Gerardo Ramirez ,Calama .2004)

La corrosión del ánodo de plomo se presenta con el tiempo, dando como resultado la caída del óxido de plomo al fondo de las celdas como lodo. Si se deja acumular, el lodo puede subir hasta un nivel en que sería arrastrado hasta el área de los electrodos por el flujo de electrolito desde el distribuidor del fondo de la celda, provocando la contaminación del cobre catódico. Para evitar esto, se elimina periódicamente (cada tres a seis meses) el lodo de plomo del fondo de cada una de las celdas. La superficie del ánodo se oxida durante una operación normal. El desprendimiento (descascaramiento) de la capa

de óxido de plomo puede llevar a la contaminación del cobre catódico depositado.

➤ **El Cátodo**

El cátodo es el electrodo negativo, donde se deposita los iones de Cu metálico precipitado producido por la reducción del ión Cu^{+2} , tenemos como cátodos en las láminas de arranque, láminas de acero inoxidable, llamadas planchas madres.

• **La plancha madre**

La casa de celdas de electrodeposición emplea para su proceso la tecnología de planchas madre de acero inoxidable.

El electrodo se compone de los siguientes elementos: La plancha, la barra de suspensión y la franja protectora del costado. Una de sus características es la simetría

Es de acero inoxidable 316 L. El acero 316 L es acero austenítico que contiene 16 a 18 % de cromo, 10 a 14 % de níquel, y 2 a 3 % de molibdeno para aumentar la resistencia a la picadura. El espesor de la plancha es de 3,28 mm.

- **La barra de suspensión :**

La barra de soporte es una barra rectangular hueca en ambos extremos, de acero inoxidable. El contenido de carbono es bajo, ($<0,03$) para minimizar la formación de carburo de cromo en las soldaduras.

Tiene una superficie curva de contacto con la que se consigue:

- Garantizar el contacto de alta presión y alta conductividad, con la barra de alimentación intermedia.
- Garantizar la verticalidad de los electrodos.
- Reducir la corrosión de la barra de suspensión y de la barra de alimentación intermedia.

Para obtener la conductividad eléctrica necesaria, la barra de suspensión tiene una capa de 2,5 mm de espesor de cobre de alta conductividad. Con ello se consigue:

- Un paso de baja resistencia entre la plancha y la barra de suspensión, es decir la corriente viaja por el cobre y no toca la soldadura.

- Reducir al mínimo el paso de mayor resistencia a través de la plancha de acero inoxidable, desde el borde del enchapado de cobre hasta el nivel del electrolito.
- Proteger las soldaduras contra la corrosión.

Protección de los bordes:

Un EdgeStrips, consiste de una franja protectora que se coloca en los costados de la plancha madre y consiste en una duna de extrusión de PVC que impide que el cobre penetre debajo de la franja.

El borde inferior está protegido por una cera microcristalina que tiene un alto punto de fusión.

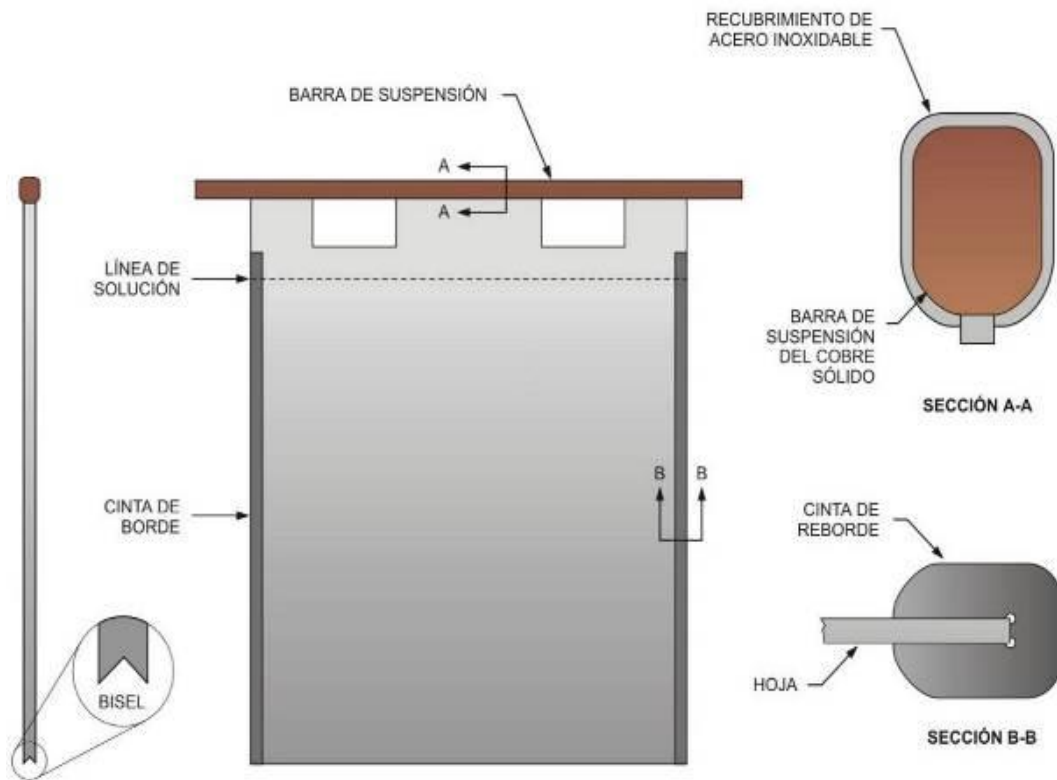


Figura 16. Plancha madre

Fuente: Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramírez ,Calama. 2004)

3.8 La celda electrolítica

Los procesos electrometalúrgicos tienen lugar en unidades llamadas celdas de electrolisis, las cuales se agrupan para constituir la nave o planta electrolítica. Una celda de electrolisis está constituida por:

- La celda: es un recipiente que contiene el electrolito y los electrodos.
- En algunos casos, la celda puede ser constituida por dos mitades, conectadas entre sí por un puente salino.

- El electrolito: Un medio acuoso, que contiene los iones del metal a depositar y otros iones que migran permitiendo el paso de la corriente entre los electrodos.
- El ánodo: Material sólido conductor en cuya superficie se realiza un proceso de oxidación con liberación de electrones.
- El cátodo: Electrodo sólido conductor en cuya superficie se realiza un proceso de reducción con los electrones provenientes del ánodo.

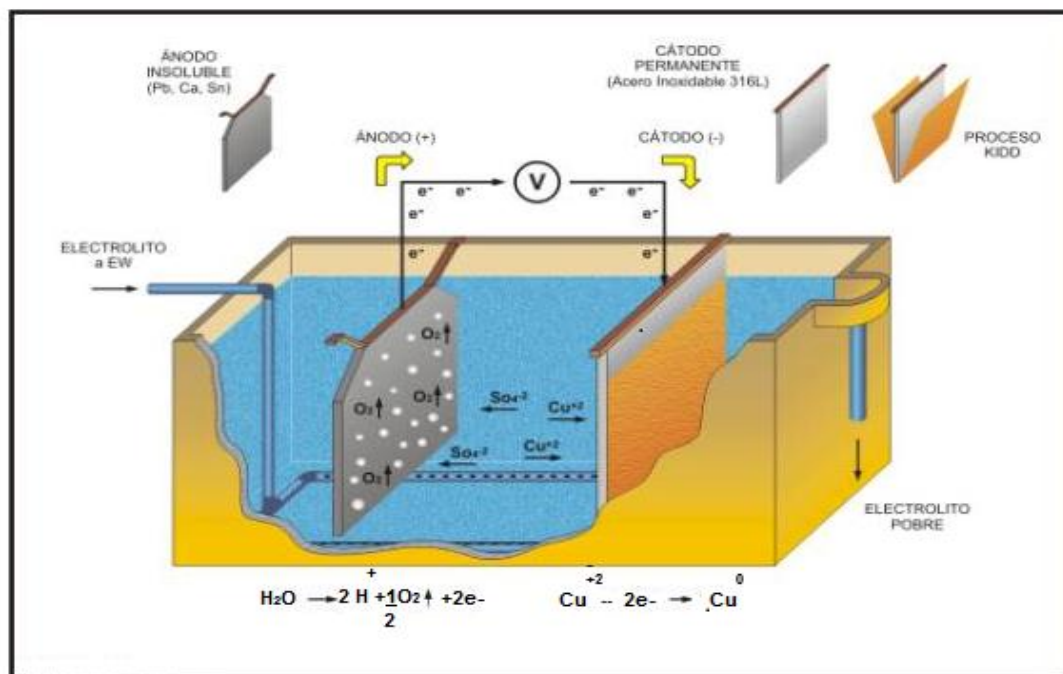


Figura 17. Celda de electrodeposición

Fuente : Extracción por solventes. (Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramirez ,Calama .2004)

3.8.1 Densidad de corriente

Es una medida de la intensidad de aplicación de energía eléctrica por unidad de área y está expresada en A/m^2 o A/pe^2 . Se calcula dividiendo los amperios que fluyen a través de una celda, entre el área de la superficie de deposición catódica en la celda.

Un incremento en la densidad de corriente operativa en electrodeposición, produce cátodos inaceptables por su rugosidad, porosidad y contaminación, para densidad de corriente bajas el depósito catódico es adherente y de grano fino. El valor de la densidad de corriente, a partir de la cual estas condiciones ocurren, ha sido denominado "densidad de corriente límite".

Además de la tensión de descomposición, deben vencerse la resistencia del electrolito, resistencia de los conductores eléctricos y contactos, y aplicar una sobretensión anódica y catódica para hacer posible el proceso.

3.8.2 Acidez

La acidez de una sustancia es el grado en el que es ácida. La escala más común para cuantificar la acidez o la basicidad es el pH, que sólo es aplicable para disolución acuosa. Sin embargo, fuera de disoluciones acuosas también es posible determinar y cuantificar la acidez de diferentes sustancias.

La acidez de una sustancia se puede determinar por métodos volumétricos, es decir, midiendo los volúmenes. Ésta medición se realiza mediante una titulación, la cual implica siempre tres agentes o medios: el titulante, el titulado y el colorante.

Cuando un ácido y una base reaccionan, se produce una reacción; reacción que se puede observar con un colorante. Un ejemplo de colorante, y el más común, es la fenolftaleína ($C_{20} H_{14} O_4$), que vira (cambia) de color a rosa, cuando se encuentra presente una reacción ácido-base.

El agente titulante es una base, y el agente titulado es el ácido o la sustancia que contiene el ácido.

Tipos de acidez

A nivel industrial, se consideran dos tipos de acidez. Se tiene la acidez natural y la acidez desarrollada. La acidez natural, se debe a la composición natural del alimento o sustancia. La acidez desarrollada, se debe a la acidificación de la sustancia, ya sea por procesos térmicos, enzimáticos o microbiológicos.

La que posee importancia en el aspecto tecnológico, es la desarrollada. Ésta suele determinar la salinidad industrial de la sustancia para obtener productos secundarios.

3.8.3 Flujos

Se debe mantener una buena circulación y distribución del flujo en la celda, para asegurar una buena calidad del cátodo. Este factor es prioritario y requiere una evaluación cuidadosa y de investigación, hasta encontrar el mejor arreglo del marco distribuidor de flujo de electrolito dentro la celda. La distribución de presiones es fundamental, por lo que se debe tener en cuenta el tamaño de los orificios, variación de tamaño desde el ingreso de la tubería vertical, ubicación de los orificios y dirección del flujo (en línea con los cátodos, entre electrodos, flujo dirigido hacia la pared o hacia los electrodos). Tomar muestras del electrolito en

diferentes posiciones de la celda tanto en la vertical como en la horizontal, para determinar su homogeneidad dentro la celda. Revisar la calidad física de los cátodos que se obtiene, especialmente en la parte inferior

3.8.4 Balance de flujos

En cada turno debe ser practicado un estricto balance del flujo del cobre, en los circuitos de SX/EW, para asegurar que el electrolito de salida de las celdas de EW tenga un mínimo, de acuerdo a los criterios de operación de cobre, variable crucial de proceso para garantizar una buena calidad del cátodo. El camino más apropiado para hacerlo, es mantener siempre el máximo flujo que sea adecuado para la planta de SX y hacer regulaciones de amperaje con el rectificador.

3.8.5 Voltaje de celda

El proceso de electrodeposición, comprende el cambio de las especies iónicas a las especies atómicas de tal manera que se requieren una energía definida y un voltaje de descomposición. El requerimiento de voltaje teórico, puede ser calculado del potencial estándar de la reacción neta y las actividades de los iones en solución (Ecuación de Nerst), esto nos da aproximadamente un voltaje estándar de $-0,92V$ a 318 K (Signo negativo significa consumo de voltaje).

Además de este potencial de descomposición teórico, la producción de oxígeno gaseoso en el ánodo requiere un *sobre voltaje* significativo en el orden de 0,5 Voltios.

(El sobre voltaje anódico depende de la densidad de corriente, de la temperatura y de la naturaleza del ánodo). Este sobre voltaje se aplica para proveer la energía de activación que provoca la combinación de los átomos de oxígeno absorbidos y la formación del gas oxígeno (O₂).

El voltaje total de celda para electrodeposición, está en el rango de 2 a 2,5 v, comparado a solamente 0,2 – 0,25 v para la refinación del cobre.

Tabla 3.
Voltaje total en una celda de electrodeposición

Pérdidas de voltaje	Voltaje
Potencial de descomposición para producir Cu ⁰	0,9
- Sobre voltaje anódico	0,6
Caída de voltaje en el electrolito ($V = I \times R$)	0,05
Potencial en el cátodo debido al orgánico y a la polarización	0,05
Conexiones en el ánodo y cátodo, busbar (barra colectora) y pérdidas por conducción	0,5

Fuente: Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramírez, Calama. 2004)

La suma de todos estos voltajes es el voltaje total por celda y está en el orden de +/- 2,1 voltios (es decir el rango o intervalo está comprendido entre 2 – 2,5 V, el cual si lo comparamos con el de electrorefinación (0,2 – 0,25V) es relativamente grande (10 veces mayor).

La energía eléctrica por tonelada de cobre producido, es directamente proporcional al voltaje de celda, es decir:

$$(\text{Kw/t de cátodo}) = \frac{V \times 8,4 \times 10^5 \text{ (Amp – hora / tonelada)}}{1000 \times \text{CE}/100} \quad [13]$$

Dónde:

V = Voltaje de celda

CE= Eficiencia de corriente

Composición del voltaje de celda.

$$\Delta E_{th} = E_{th} \text{ anódico} - E_{th} \text{ catódico} \quad [14]$$

$$V_{\text{celda}} = \Delta E_{th} + \eta A + |\eta c| + R + \text{perdidas} \quad [15]$$

$$= +/- (0,89 + 0,6 + 0,1 + 0,4 + 0,1) \text{ V}$$

$$= +/- 2,1 \text{ V}$$

Dónde:

E_{th} anódico: Potencial termodinámico ánodo (Nernst)

E_{th} catódico: Potencial termodinámico cátodo

R: Resistencia electrolito (Ωm^2)

I: Densidad de corriente (A/m^2)

Pérdidas: perdidas en los conductores externos (contacto).

3.8.6 Amperaje

El amperio es la unidad de medida de la corriente eléctrica, es la cantidad de carga que circula por un conductor por unidad de tiempo.

$$I = Q / t \quad [16]$$

Es la corriente (I) que produce una fuerza de 2×10^{-7} newton por metro, entre dos conductores paralelos separados por 1 metro.

1 A = 1 Coulombio / segundo

1 A = 1000 mA (miliamperio)

3.8.7 Eficiencia de corriente: Es la relación entre la deposición real y la deposición teórica.

Debido a las fugas o pérdidas de corriente, redisolución del cobre depositado y reacciones electroquímicas secundarias, el cobre realmente depositado es siempre menor que el cobre teórico calculado por la Ley de Faraday.

$$\text{Eficiencia de corriente} = \frac{\text{Cobre real depositado}}{\text{cobre calculado teóricamente}} \times 100\% \quad [17]$$

3.9 Ley de faraday

Representan el principio fundamental de la electrolisis y se le expresa en dos etapas:

➤ **Primera ley**

“La masa depositada en cada electrodo, es directamente proporcional a la cantidad de electricidad que ha circulado por el electrolito”

➤ **Segunda ley**

Las cantidades depositadas de diferentes elementos por la misma cantidad de electricidad, son proporcionales a sus pesos equivalentes”

Ambas leyes pueden conjugarse en la siguiente:

“Para descomponer un equivalente gramo de cualquier electrolito o para liberar u equivalente de cualquier anión o catión, se requiere una cantidad de electricidad de 96 500 Coulombios”.

Un equivalente-gramo (eq-g), se define como el peso atómico de un elemento dividido por su número de valencia (estado de oxidación). En el caso del cobre, un equivalente-gramo es igual a $63,54/2 = 31,77$ gramos.

Un coulombio se define como la cantidad de electricidad que pasa a través de conductores en un segundo, cuando una corriente de un amperio está fluyendo. El coulombio también se denomina amperio-segundo.

La Ley de Faraday, se usa para calcular teóricamente la cantidad de cobre que se depositaría en una celda de electrodeposición. Sin embargo, en la realidad el paso de toda la corriente, no deposita el cobre deseado. Por ejemplo, algunos iones H^+ pueden ser neutralizados en el cátodo usando energía eléctrica. Algo de energía eléctrica también es consumido por la resistencia del electrolito al paso de la corriente y por otros factores. El resultado es que toda la energía disponible para la celda de electrodeposición, no se usa exclusivamente para depositar cobre sobre el cátodo.

3.10 Otras leyes de la electroquímica

➤ Ley de Ohm

“La intensidad de una corriente es directamente proporcional a la diferencia de potencial entre sus extremos, e inversamente proporcional a la resistencia eléctrica del conductor”

$$I = \frac{E}{R} \quad [18]$$

La ley de Ohm, en soluciones electrolíticas, considera la resistencia que opone el electrolito al movimiento iónico que provoca el paso de corriente, además de las resistencias en los electrodos y contactos.

➤ Ley de Joule

“El calor que desarrolla una corriente eléctrica al pasar por un conductor, es directamente proporcional a la resistencia, al cuadrado de la intensidad de corriente y al tiempo que dura la corriente”

$$Q = I^2 RT \quad [19]$$

3.11 Calidad de la plancha de cobre

El control de las condiciones del electrolito es importante para mantener la calidad de los depósitos de cobre y para asegurar la

eficiencia de la electrodeposición. No se debe permitir que el contenido de cobre en el electrolito pobre caiga por debajo de 30 a 32 g/L. Debajo de ésta concentración, la movilidad reducida de los iones de cobre en la región del cátodo, con llevaría a depósitos blandos o esponjosos y de una calidad baja.

Un depósito de cobre de densidad pareja es importante porque:

- Cualquier porosidad o irregularidad de la superficie, aumenta la posibilidad de que el óxido de plomo se adhiera a la cara de depósito del cátodo.
- Una vez iniciada la deposición del cobre, la nodulación en el cátodo puede acelerarse, pudiendo llegar a hacer contacto con el ánodo. Esto produciría una mayor contaminación del cátodo y reduciría la eficiencia de corriente.
- La porosidad de los depósitos del cátodo, puede llevar a la *conclusión* del electrolito en el depósito (electrolito atrapado en los poros), que no puede eliminarse con lavado. El electrolito atrapado, contribuye con impurezas (hierro y sulfato) al producto final. Similarmente, una irregularidad excesiva de la superficie puede interferir con un lavado adecuado, lo que lleva a que el electrolito permanezca en la superficie del cátodo lavado.

Las impurezas del cátodo que preocupan más son el plomo, hierro, cloruro y el sulfato (en orden decreciente de importancia). El nivel de sulfato del electrolito (la suma de sulfato de cobre y ácido sulfúrico), también es importante debido a su efecto sobre la resistividad del electrolito. Una resistividad alta (es decir, debido al bajo contenido de sulfato), da como resultado un voltaje más alto en la celda y un mayor consumo de energía. También es importante que la temperatura del electrolito se mantenga en aproximadamente 318,15 K a 323,15 K, debido al significativo efecto de la temperatura sobre la resistividad del electrolito, junto con la movilidad de los iones.

Los niveles de impureza del electrolito deben ser controlados estrictamente. Las impurezas tales como el cloruro, hierro y manganeso, son muy perjudiciales para la electrodeposición de cobre. Dependiendo de otras condiciones del electrolito, los cloruros en el electrolito pueden atacar el ánodo de plomo, causar la picadura de las planchas madre de acero inoxidable, quedar atrapados en el depósito de cobre y producir la generación del gas de cloro. La concentración de cloruro en el electrolito debe mantenerse bajo (30 mg/L aproximadamente).

El contenido de hierro en el electrolito, causa la pérdida del rendimiento de corriente debido a la reacción electrolítica parasitaria:

El Fe^{+2} es fácilmente oxidado en Fe^{+3} en el circuito de electrodeposición, de forma que la electrólisis parasitaria se repite indefinidamente. El contenido de hierro (total) en el electrolito, se debe controlar a una concentración menor a 1,5 g/L aproximadamente.

Un exceso de manganeso en el electrolito en celdas, puede provocar la formación de iones permanganato, al reducirse los iones manganato:

El permanganato es un fuerte oxidante que:

- Ataca la capa de óxido de plomo del ánodo, provocando una aceleración en la oxidación del ánodo y, por lo tanto, la contaminación del electrolito por los descascaramientos de los ánodos.
- Ataca la fase orgánica de extracción por solventes, llevando a una rápida degradación y destrucción del extractante.

El contenido de hierro en el electrolito debe mantenerse al menos 20 veces más alto que el de manganeso. Esto asegurará que la unión $\text{Fe}^{3+}/\text{Fe}^{2+}$ estará sobre la unión manganato permanganato, suprimiendo la

formación de permanganato. A pesar de que la electrólisis $\text{Fe}^{3+} / \text{Fe}^{2+}$ es parasitaria y causa pérdida de rendimiento de corriente, es menos perjudicial que la formación de permanganato. El control de las impurezas del electrolito se realiza en la operación de extracción por solventes, otra forma de control es mediante la purga de electrolito pobre hacia el mezclador decantador E-1. Sin embargo, las operaciones de electrodeposición se ven afectadas principalmente por la calidad de este control.

3.12 Condiciones óptimas de la electrodeposición

Las condiciones de operación garantizan:

- Larga vida útil del cátodo.
- Eficiencia operacional.
- Flexibilidad operacional.
- Facilidad en el desmonte del depósito de cobre.
- Pureza del depósito.

Las condiciones óptimas son las siguientes:

➤ Contenido de cobre (35/40 g/L)

La planta jamás debe operar con un contenido de cobre menor a 30 g/L en el electrolito a EW. Si el contenido baja de este valor, la calidad de

cobre catódico se deteriora y en consecuencia habrá un mayor contenido de azufre en el depósito, esto es causado por un cambio en la distribución y tamaño de los cristales depositados.

La presencia de más de 50 g/L, puede provocar la formación de cristales de cobre en las tuberías.

➤ **Contenido de ácido (150/180 g/L)**

Si la concentración sobrepasa los 180 g/L, la corrosión del ánodo es mayor, y es necesario incrementar el agua en electrolito o reducir la adición de ácido.

Si hay menos de 150 g/L, el cobre catódico depositado será blando y difícil de desmontar. También se reduce la conductividad del electrolito y, por consiguiente, aumenta el costo de la electricidad.

➤ **Concentración de cobalto (100/150ppm, 150 si el contenido de manganeso en el electrolito es alto)**

Si la concentración de cobalto baja de 90 ppm, el sobrepotencial del ánodo aumenta. Se reduce la resistencia a la corrosión del ánodo de plomo y por lo tanto su vida útil.

➤ **Cloruro (menos de 30 ppm)**

Si el nivel de cloruro sobrepasa los 30 ppm, se debe revisar el nivel de cloruro en la solución de electrolito y PLS. A esta concentración, se incrementa la posibilidad de picaduras del acero inoxidable del cátodo, por lo tanto el despegado de cobre se hace difícil.

También se ven afectados el depósito y la orientación de los cristales de cobre depositados, resultando un gránulo más grueso y con ello un aumento del nivel de impurezas en el depósito.

La presencia de 100 ppm tendrá como consecuencia una extensa corrosión por picadura. El daño a las planchas es permanente y es necesario pulirlas.

➤ **Orgánico (< 1ppm)**

El orgánico que esté presente en el electrolito en casa de celdas, puede afectar la distribución del depósito de los cristales de cobre, por lo que resulta un depósito quebradizo con mayor cantidad de impurezas.

El orgánico se adhiere en la planchas de acero inoxidable y el resultado será una quemadura orgánica que produce una pobre presencia de cátodo de cobre.

➤ **Hierro (< 1,5g/L)**

El nivel de operación de hierro en el electrolito depende de la cantidad de hierro transferida a través de la extracción por solventes.

En la medida que aumenta el hierro en el electrolito, disminuye la eficiencia de corriente y, en cierto grado, mejora la calidad del cátodo. Sin embargo, si el cátodo es de baja calidad el hierro será atrapado, lo que lleva a un aumento de las impurezas del depósito.

➤ **Flujo a las celdas**

Se debe mantener siempre el caudal del electrolito dentro de la celda tan alto como sea posible (de acuerdo al diseño 15 m³/celda como mínimo). Si la solución baja más allá de dicho nivel, la calidad del depósito catódico se puede deteriorar y hay más posibilidad de que el electrolito disminuya a menos de 30 g/L.

➤ **Reactivo Guartec (150 a 250 g/ tonelada de cobre depositado)**

Las tasas de adición son específicas para cada planta. Cuando se agrega electrolito, este reactivo puede ayudar, como agente suavizante, para lograr un buen depósito de cobre a alta densidad de corriente y a baja temperatura del electrolito.

➤ **Densidad de corriente (280 A/m²)**

El rango de operación, depende del cobre que llega a casa de celdas. Se varía cambiando la potencia del rectificador. A baja densidad de corriente (100 a 200 A/m²), se producen otros efectos en la calidad del cátodo (por ejemplo, baja temperatura, bajo contenido de cobre, etc.). El nivel óptimo es de 280 A/m².

A niveles de corriente de 280 a 300 A/m², se puede obtener cobre catódico de buena calidad, en condiciones constantes de operación.

➤ **Temperatura de la celda (318,15–323,15 K)**

Es importante mantener la temperatura, tan constante como sea posible, para minimizar el desprendimiento de óxido de plomo del ánodo (318,15 +/- 275,15 K). Una temperatura menor de 303,15 K, puede dar como resultado un grano más grueso y por consiguiente, un cobre catódico de menor calidad.

Una temperatura de más de 323,15 K puede degradar el orgánico en el proceso de extracción por solventes.

3.14 Principales problemas en la electrodeposición

➤ **Corrosión**

○ **Por cloruros**

Cuando el nivel de cloruro en el electrolito es alto, se puede producir una acumulación de gas de cloruro sobre la línea de solución. Este cloruro es transportado en el vapor ácido que se desprende, al liberarse oxígeno en el ánodo.

Este vapor se deposita en el cátodo y acumula suficiente cantidad de cloruro como para empezar el proceso de corrosión.

Los niveles de cloruro, sólo se pueden controlar reduciendo la cantidad de cloruro que entra al electrolito. Las principales vías son:

- El solvente donde se han acumulado iones cloruro.
- El agua que se usa en la mezcla del electrolito, la que podría contener niveles elevados de cloruro.

○ **Anódica**

Si la plancha catódica se llegara a colocar en una celda como ánodo, la corrosión por disolución anódica que se produciría sería

extremadamente grave. Si el error se corrige en las primeras etapas de disolución, será difícil desmontar el cobre depositado en el centro de la plancha, no así el cobre depositado en el perímetro de la plancha.

Si el error no se detecta a tiempo, el electrodo de acero inoxidable se corroe totalmente. En este caso, será necesario sacarlo y lo más probable, es que haya que desecharlo.

- **Galvánica**

La corrosión, se produce debido al acoplamiento del par galvánico de los electrodos de acero inoxidable y plomo, puede ser grave si no se pone el suficiente cuidado (se deposita el cobre sobre el ánodo y se disuelve el cátodo). El acero inoxidable es anódico para el plomo y si hay acoplamiento galvánico se corroe.

Mientras no haya energía, las celdas de electrodeposición deben mantenerse en circuito abierto. Para crear un circuito abierto, los cátodos de las celdas se levantan de los contactos. Debajo de las áreas de contacto de la barra de suspensión, se colocan bloques de madera que aíslan las celdas y por lo tanto esa

sección. La grúa, entonces, con cuidado deposita los cátodos sobre la madera.

➤ **Por contactos**

Si no se realiza la limpieza adecuada y si los procedimientos de operación que se usan son incorrectos, el enchapado de cobre de la barra de suspensión se corroe.

Si el contacto de cobre está totalmente corroído y el acero inoxidable expuesto, rápidamente se formará una capa de óxido de acero no conductor. Debido al aumento de la resistencia, por lo descrito anteriormente, la corriente circulante será de bajo nivel, por lo tanto los depósitos de cobre serán más delgados.

Los procedimientos para alargar el periodo de vida de la barra de contacto son los siguientes:

- Lavado constante y efectivo de los contactos y barras de suspensión, para eliminar el ácido residual y sales electrolíticas que se forman a partir de las salpicaduras y derrames de electrolito.
- Reducción de cortocircuitos que causan calentamiento de la barra de suspensión y mayor incidencia de corrosión.

- Retiro efectivo de niebla ácida. El ácido en forma de neblina, se puede acumular en la región de contacto y causar corrosión.

Es importante destacar que la barra de alimentación y la barra de suspensión, se corroerán por igual. Los efectos de la corrosión son mayores en la región de contacto, debido al aumento de reacciones que causa la corrosión (en grietas).

Evitar en lo posible:

- Ánodos o cátodos doblados, que al ser instalados en las celdas, rayan el ánodo produciendo el desprendimiento de la capa de óxido de plomo. Todas las placas deben estar derechas antes de entrar en las celdas.
- El manganeso atrapado en el electrolito, genera MnO_2 en el ánodo. El MnO_2 produce desprendimiento de la capa conductora de PbO_2 . Cuando se da esta situación, hay que sacar los ánodos y limpiarlos para generar una nueva capa de PbO_2 .
- Si la temperatura de electrolito baja súbitamente, se produce desprendimiento de la capa de PbO_2 y contaminación. Se debe mantener una temperatura estable dentro de la celda de electrodeposición.

- La causa más probable es el uso de altas densidades de corriente que, rápidamente, forma una capa de PbO_2 y un elevado flujo de circulación de electrolito que produce mayor agitación entre los electrodos. Es necesario limpiar los ánodos y la celda periódicamente.
- La interrupción de la electrólisis, debido al desmontaje sin corriente, a las fallas de energía, etc. perturban la capa de PbO_2 y la posibilidad de desprendimiento. Para no interrumpir la electrólisis en el proceso de electrodeposición, se recomienda procesar un tercio de los cátodos de la celda y hacerlo mientras hay corriente en el electrolito.
- Si se eleva los niveles de ácido sulfúrico en el electrolito, aumenta la generación de la capa de PbO_2 y la posibilidad de desprendimiento.
- Para estabilizar la capa de PbO_2 se le agrega sulfato de cobalto $\text{CoSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ al electrolito. La experiencia en las plantas de electrodeposición a través del mundo, recomienda que para mantener la pureza del depósito catódico, los niveles de cobalto (Co) en el electrolito deben estar entre 100 a 200 ppm.

➤ **Nivel de electrolito en la celda**

El electrolito que está operando a baja temperatura (menos de 308,15 K), puede dar lugar a la formación de sulfato de cobre cristalizado, especialmente en la parte superior del nivel de electrolito.

➤ **Alineamiento**

- **Efectos del espacio de separación entre electrodos**

Si la distancia es mayor que los valores especificados de separación entre electrodos, se forma una capa delgada, tipo galleta, que cuando se procesa la placa no se despega.

Si la distancia es menor en la zona de alta densidad de corriente, se forma una capa de crecimiento acordado o nodular. Se prefiere un cobre catódico liso.

- **Paralelismo**

Un factor imprescindible para conseguir la efectiva distribución de la corriente y reducir la formación de cortocircuitos, es que el cátodo quede bien alineado entre dos ánodos.

➤ **Orgánico**

La solución orgánica, es el reactivo que se usa para extraer cobre de una solución. La planta de SX/EW, está diseñada para eliminar el arrastre de orgánico hacia la casa de celdas de electrodeposición. El método para eliminar el orgánico, es por la filtración del electrolito.

➤ **Cortocircuitos**

El cortocircuito es la condición física que causa que la corriente fluya entre los electrodos, sin tomar parte en la reacción electrolítica.

Típicamente el cortocircuito causa:

- Disminución del voltaje en las celdas.
- Disminución de la producción de cobre debido a una reducción en la eficiencia de corriente.
- Calentamiento de las barras de suspensión de los electrodos debido a las altas corrientes que circulan, originadas por la baja resistencia de cortocircuito. El calentamiento aumenta la corrosión y en casos extremos las barras se derriten.

- La plancha anódica se calienta y al calentarse aumenta la producción de óxido de plomo, y el riesgo de desprendimiento.

Los cortocircuitos por crecimientos, son causados por la inclusión en el depósito catódico de una partícula conductora. La partícula atrae más carga y así crece más rápidamente que el depósito catódico que está alrededor.

➤ **Desborre de celdas**

El desborre se realiza para la limpieza de la celda y para evacuar el lodo del plomo que se acumula en el fondo.

La acumulación de plomo, se debe al desprendimiento de capas de óxido de plomo, estas cáscaras de óxido de plomo contaminan el cobre catódico.

Los pasos a seguir en el retiro de lodo de plomo, son los siguientes:

- En primer lugar se bajará la corriente en las celdas hasta que su valor sea cero amperios.

- Luego se colocará el marco cortocircuitador, el cual puentea las celdas que se tienen que limpiar.
- En seguida se subirá la corriente en las celdas.
- La grúa puente deberá retirar los cátodos y posteriormente los ánodos, para lo cual se tendrá que quitar las cascarillas de óxido de plomo que puedan haber.
- Luego se tendrá que retirar las bolas de polipropileno que existen en cada celda, para recuperar electrolito hacia el sistema y luego el drenaje inferior.
- A continuación, se abrirá el drenaje lateral de la celda para recuperar electrolito y luego el drenaje inferior hacia el sistema.
- Una vez drenado el electrolito, la celda será limpiada haciendo uso del agua de lavado y herramientas para retiro del lodo de plomo.
- Luego que la celda este limpia, se colocará el tapón de drenaje lateral e inferior de la celda y se permitirá el ingreso de electrolito; posteriormente, se añadirán las bolas de polipropileno retiradas y con la grúa puente se colocarán los ánodos y los cátodos. Antes de retirar el marco cortocircuitador, se bajará la corriente de las celdas y una vez retirado se restablecerá la corriente.

3.15 Equipos asociados al proceso de celdas electrolíticas

Los diagramas siguientes, muestran la disposición de equipos en el área de celdas electrolíticas.

Los equipos asociados al proceso son:

- Nave electrodeposición.
- Celda de electrodeposición.
- Marco distribuidor de electrolito.
- Marco cortocircuitador.

3.14.1 Nave electrodeposición

La nave electrodeposición, contiene 100 celdas individuales monolíticas de concreto polímero con cajones de rebalse integrales (cada celda con 67 ánodos y 66 cátodos). Los ánodos son planchas roladas en caliente y hechas de una aleación de plomo, calcio y estaño. La plancha está unida a una barra de contacto de cobre. Cada ánodo está equipado con espaciadores de plástico, tipo ala delta. Las planchas madre, están hechas de acero inoxidable 316 L con un área para la deposición de 1 m²;

tienen aisladores de plástico en los bordes laterales y una barra de cobre sólido soldada en la parte superior, el borde inferior de la plancha está libre.

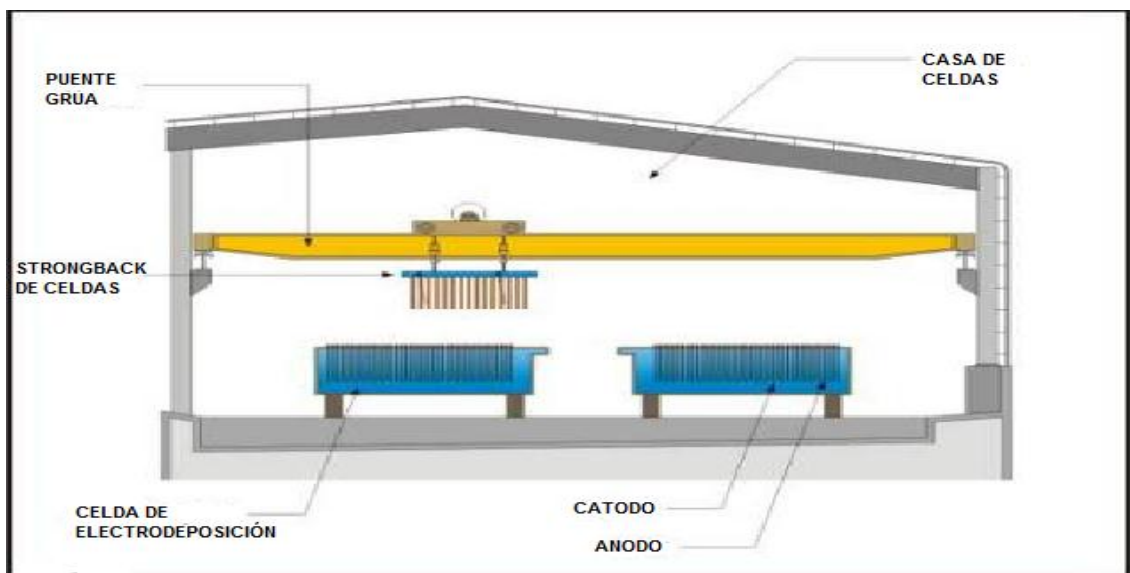


Figura 18 . Nave electrodeposición

Fuente: Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes , Gerardo Ramirez, Calama .2004)

3.14.2 Celda de electrodeposición

Las celdas están construidas en concreto polímero (resina de vinilíster con agregado de arena de sílice inerte). Cada una está equipada con un tapón de drenaje ubicado en el fondo y en la parte lateral

de la celda (en un extremo de la celda). En la Figura 19, se ilustra una celda de electrodeposición.

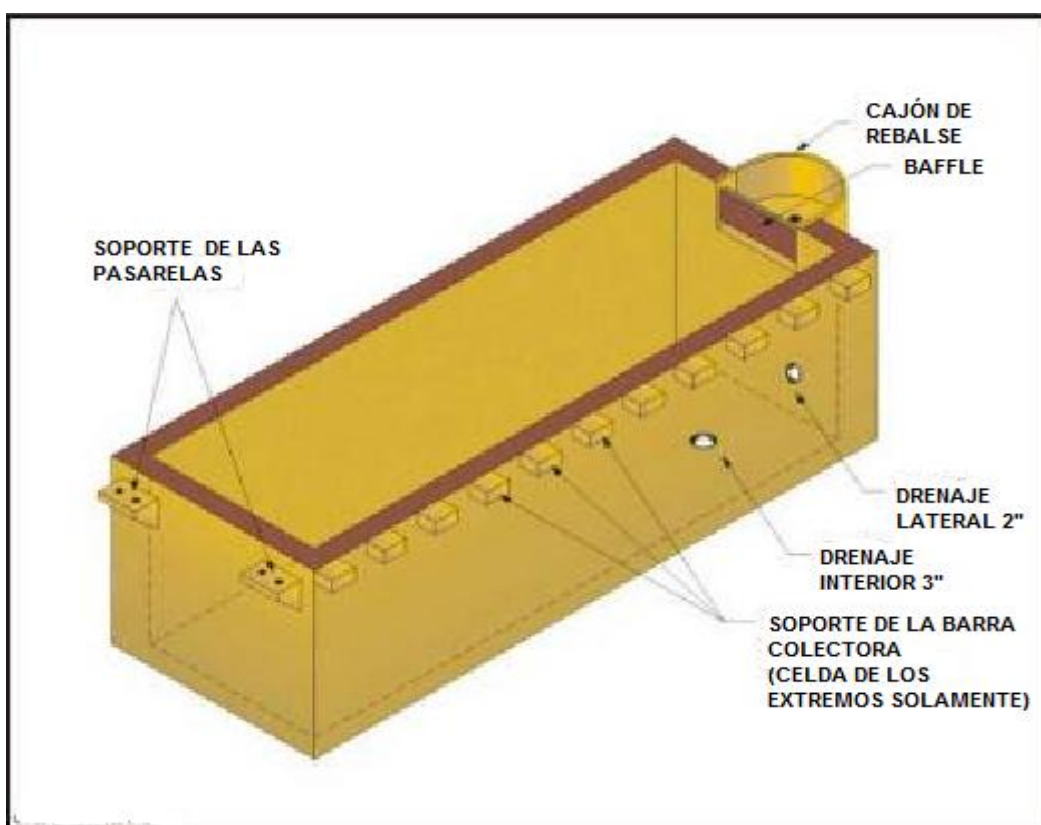


Figura 19. Celda de electrodeposición

Fuente: Extracción por solventes .(Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramírez ,Calama. 2004)

Periódicamente, las celdas deben drenarse y limpiarse del óxido de plomo que haya decantado al fondo de la celda. Antes de que pueda limpiarse una celda, debe cortocircuitarse usando el marco cortocircuitador. Una vez que se ha cortado la energía eléctrica de la

celda, los electrodos son retirados y la solución se drena desde la celda, luego se saca el lodo de plomo del fondo y se pone en depósitos de limpieza. Después de que la celda está limpia, se instalan nuevamente los cátodos y ánodos, y se llena la celda con electrolito. Una vez que la celda está llena, se retira el *marco* cortocircuitador y la electricidad fluye nuevamente a través de la celda.

Un extremo del electrodo hace contacto con la barra triangular de cobre, mientras el otro extremo descansa sobre un material no conductor colocado entre las ranuras de cobre triangulares. La Fig.20, ilustra la relación del contacto eléctrico de los ánodos y cátodos en la barra de cobre.

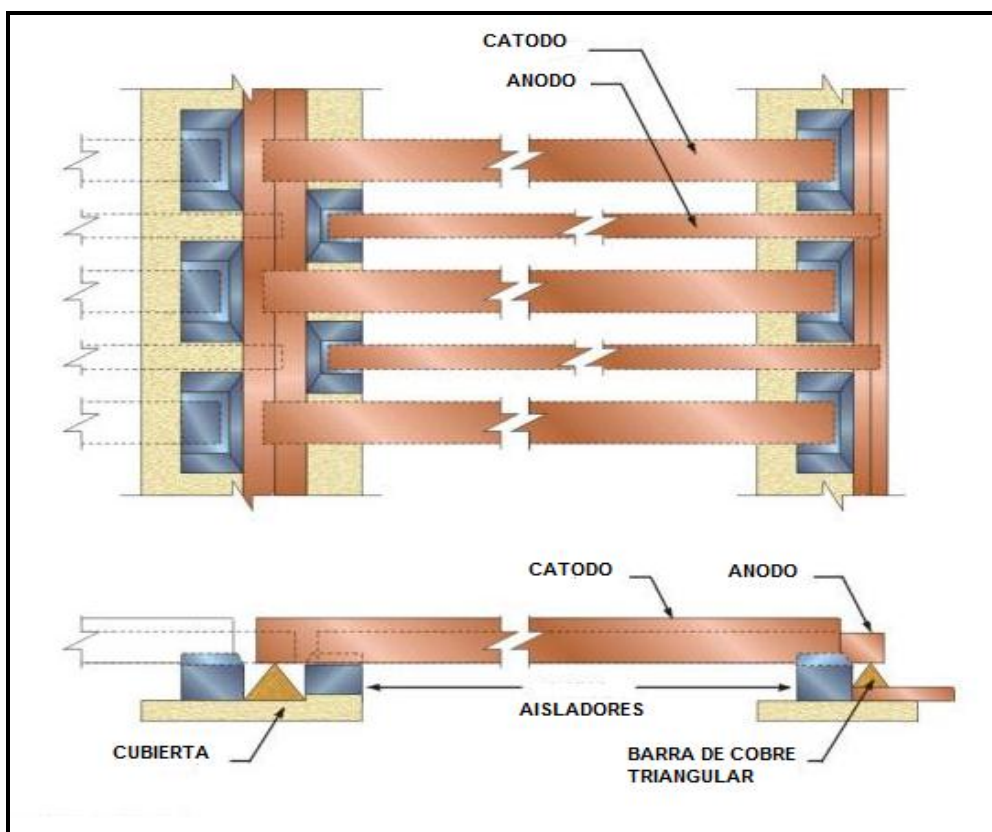


Figura 20. Esquema del contacto ánodo-cátodo

Fuente : Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramirez , Calama. 2004)

3.14.3 Flujo de corriente en las filas de las celdas

Entre los cátodos y ánodos de cada celda fluye corriente continua del rectificador, la misma corriente fluye de una celda a otra a través de todo el circuito.

El flujo de corriente va desde los rectificadores hacia los ánodos, a través del electrolito, y sigue hasta llegar al cátodo. En la Fig. 20, se ilustra el

sistema de aislamiento eléctrico de un extremo de cada electrodo al terminar cerca de la barra conductora de la celda opuesta. Las barras de suspensión de los ánodos y cátodos puentean las celdas. Sin embargo, cada barra de suspensión descansa sobre un soporte aislado, esto fuerza a la corriente a que fluya a través del electrolito entre los electrodos.

La Fig. 21 ilustra el flujo de la corriente eléctrica dentro de un grupo de celdas.

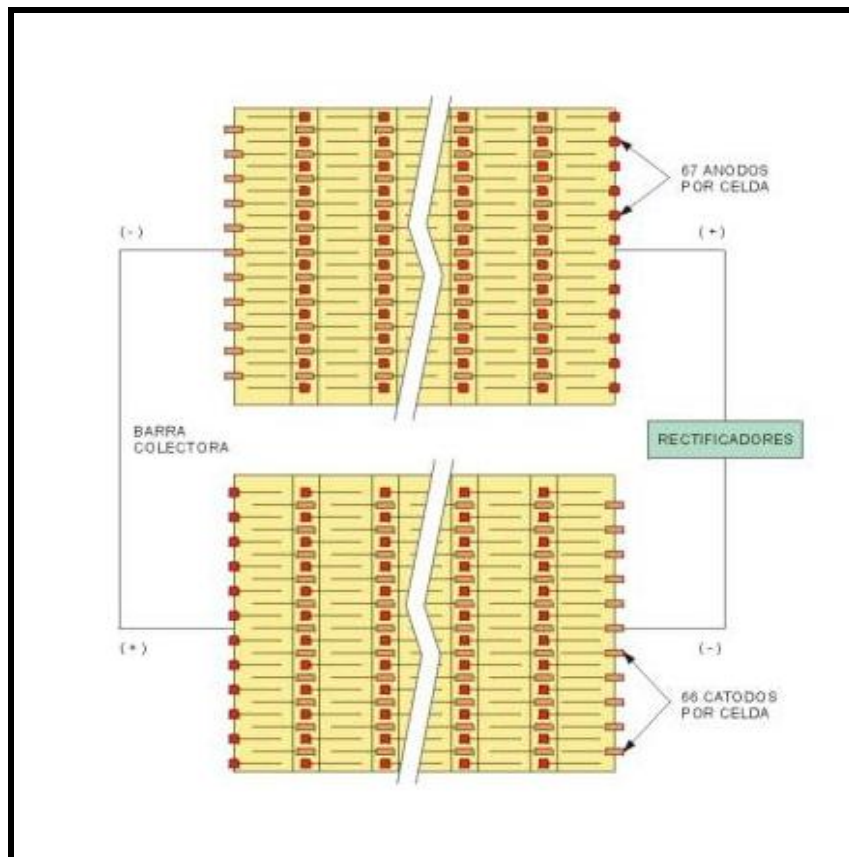


Figura 21 . Flujo de corriente en las filas de las celdas

Fuente: Extracción por solventes.(Roberto Alfaro cortes, Gerardo Ramirez, Calama. 2004)

A medida que el electrolito fluye a través de la celda, el cobre del electrolito se deposita en el cátodo por electrolisis, lo cual libera oxígeno en el ánodo. Se deja que se acumule cobre en las planchas madre durante siete días, al final del ciclo, se cosechan los cátodos de las celdas y se despegan los depósitos de cobre en la máquina despegadora. Luego, las planchas madre, se devuelven a las celdas de electrodeposición o se reparan si es necesario; luego comienza nuevamente el ciclo de siete días.

3.14.4 Marco distribuidor de electrolito

El marco distribuidor colocado en la base de cada celda, es una tubería de 3" de forma rectangular, perforada con 120 orificios de 6 mm de diámetro, espaciados 101,6 mm en cada costado de la sección longitudinal de la tubería, lo que permite una distribución uniforme del electrolito sobre las caras de los cátodos suspendidos en la celda. Una válvula manual de 3", está conectada al marco distribuidor para permitir el cierre del flujo durante el drenaje de la celda.

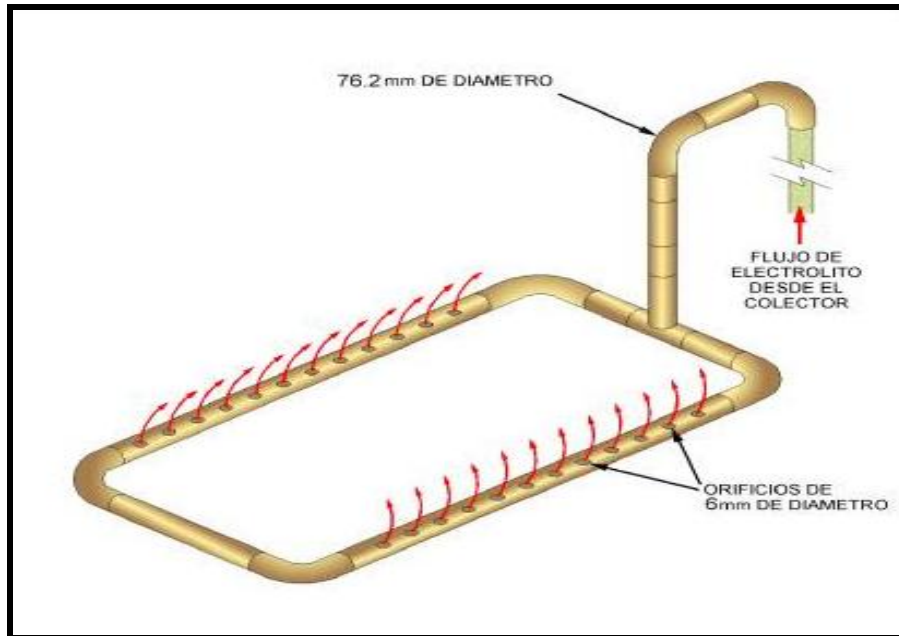


Figura 22. Marco distribuidor de electrolito

Fuente: Extracción por solventes. (Roberto Alfaro cortes, Gerardo Ramírez, Calama. 2004)

3.14.5 Marco cortocircuitador

Para realizar la limpieza de las celdas, es necesario hacer un puente en el paso de la corriente eléctrica sobre las celdas que van a ser limpiadas, para ello se utiliza un marco cortocircuitador.

El marco puentea las celdas y está compuesto de una estructura de acero unida a unas barras de cobre, lo cual permite un buen contacto entre las celdas puenteadas.

La Fig. 23, ilustra un marco cortocircuitador.

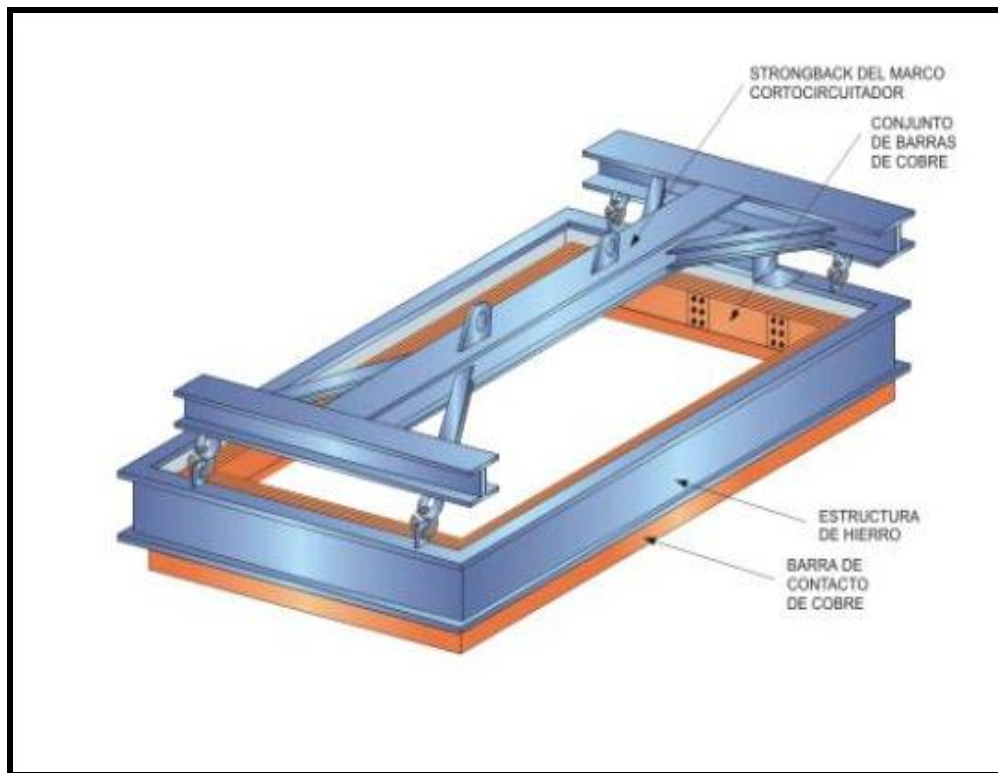


Figura 23. Marco cortocircuitador

Fuente: Extracción por solventes. (Roberto Alfaro cortes, Gerardo Ramirez, Calama.. 2004)

3.15 Descripción del proceso de captación de niebla ácida

Para minimizar el problema de la niebla ácida, la solución de electrolito en las celdas es cubierta con dos capas de bolas supresoras de niebla ácida (bolitas de polipropileno de 20 mm de diámetro). Las bolas flotan sobre el electrolito, fomentando la coalescencia de las diminutas gotas de electrolito. Adicionalmente, una solución supresora de niebla ácida (FC-

1100) es adicionada manualmente en el circuito de electrolito de avance hacia celdas (en el lado del electrolito a EW del tanque de recirculación de electrolito), la solución reduce la tensión superficial y no permite el brusco desprendimiento del oxígeno.

Para evitar que la niebla ácida ya minimizada y en menor proporción escape al ambiente, se ha dispuesto de un sistema de captación de niebla que consiste de dos depuradores de niebla ácida (scrubber's), ubicados a cada lado de la casa de celdas; estos equipos extraen la niebla ácida. Para ello, se ha provisto de una campana colectora de niebla ácida que cubre cada celda y un sistema de tuberías que conducen la niebla ácida hacia los scrubber's (depuradores).

Describiremos a continuación, cada una de las medidas tomadas para minimizar la niebla ácida en la casa de celdas:

- Adición de las bolas supresoras de niebla ácida en las celdas de EW.
- Adición de la solución supresora de niebla ácida en el electrolito a EW (FC-1100).
- Sistema de ventilación (scruber's).

3.15.1 Adición de las bolas supresoras de niebla ácida a las celdas de EW

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

Las reacciones, tanto en el ánodo como en el cátodo en las celdas, son las siguientes:

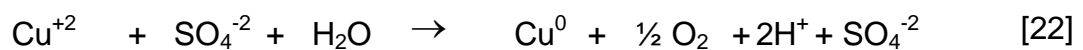
Reacción anódica:



Reacción catódica:



La reacción global es:



De las reacciones anteriores deducimos que:

- El oxígeno gaseoso se desprende de la superficie del ánodo.
- El ión hidrógeno enriquece en ácido al electrolito, es decir que la concentración de ácido sulfúrico se incrementa.
- La temperatura del electrolito se incrementa.
- El cobre metálico se deposita en la superficie de la plancha madre, por lo que el contenido de cobre del electrolito decrece.
- Los reactantes en el proceso se empobrecen.

Si observamos la reacción que se produce en el ánodo, nos daremos cuenta que se produce oxígeno gaseoso; este elemento trata de abandonar la celda, ascendiendo de las inmediaciones del ánodo, en forma de burbujas; al hacerlo el electrolito se enriquece de hidrógeno y el anión sulfato, en contacto con el hidrogeno, forma el ácido sulfúrico, ambos son los que forman la niebla ácida que existe sobre las celdas de EW.

La niebla ácida también se forma por arrastre de electrolito hacia la atmósfera cuando el oxígeno se desprende de las celdas.

Vea la Figura 24.

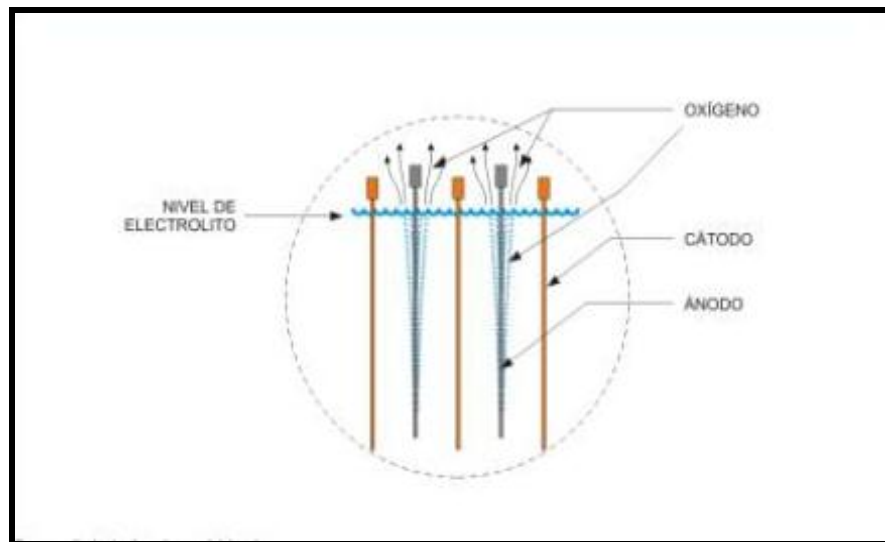


Figura 24. Desprendimiento de oxígeno del ánodo

Fuente : Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramírez Calama 2004)

Para evitar que estas burbujas abandonen el electrolito sin arrastrar ácido, se adiciona una capa continua de elementos inertes que tienen la propiedad de flotar; a estos elementos se les llama antinebolizantes y son precisamente las bolas supresoras de niebla ácida (bolas de polipropileno).

Es importante que cada vez que se haga limpieza de las celdas, se deben retirar las capas de bolas supresoras, este procedimiento se realiza

utilizando una malla plástica unida a un bastón. Las bolas retiradas no deben ser devueltas a las celdas, sin antes haber sido lavadas con agua.

3.15.2 Adición de la solución supresora de niebla ácida fc-1100, en el electrolito a ew

La solución supresora de niebla ácida (FC-1100), es un reactivo líquido, agente controlador de niebla ácida. Su composición es de 50% de fluoruro químico sólido y 50% de agua, con una densidad $1,23 \text{ g/cm}^3$ a $298,15 \text{ K}$. Su función es controlar el desprendimiento del oxígeno, reducir la tensión superficial y no permitir el brusco desprendimiento del oxígeno que escapa desde la solución electrolítica de las celdas de EW.

La descarga y adición de FC-1100 se describe a continuación:

Los camiones entregan el FC-1100 en contenedores (proporcionados por el vendedor). Por una línea flexible de polietileno o polipropileno de $\frac{1}{2}$ " de diámetro, el FC-1100 es bombeado hacia el tanque de recirculación (lado de electrolito a EW) por medio de la bomba dosificadora, accionada por un motor eléctrico. El consumo es de $0,16 \text{ kg/h}$.

El FC-1100 agregado al electrolito a EW en el tanque de recirculación (lado de electrolito a EW), forma una espuma similar a un manto espumoso que flota sobre la superficie de la solución en las celdas.

3.15.3 Sistemas de ventilación (scrubber's)

La casa de celdas de electrodeposición cuenta con dos módulos de captación de niebla ácida. Cada módulo, está constituido por:

- Un ventilador aspirador de niebla ácida
- Un depurador de niebla ácida (Scrubber).
- Un tanque de recirculación.
- Un tanque de condensación de niebla ácida.
- Una bomba de recirculación.

Ver la Figura 25.

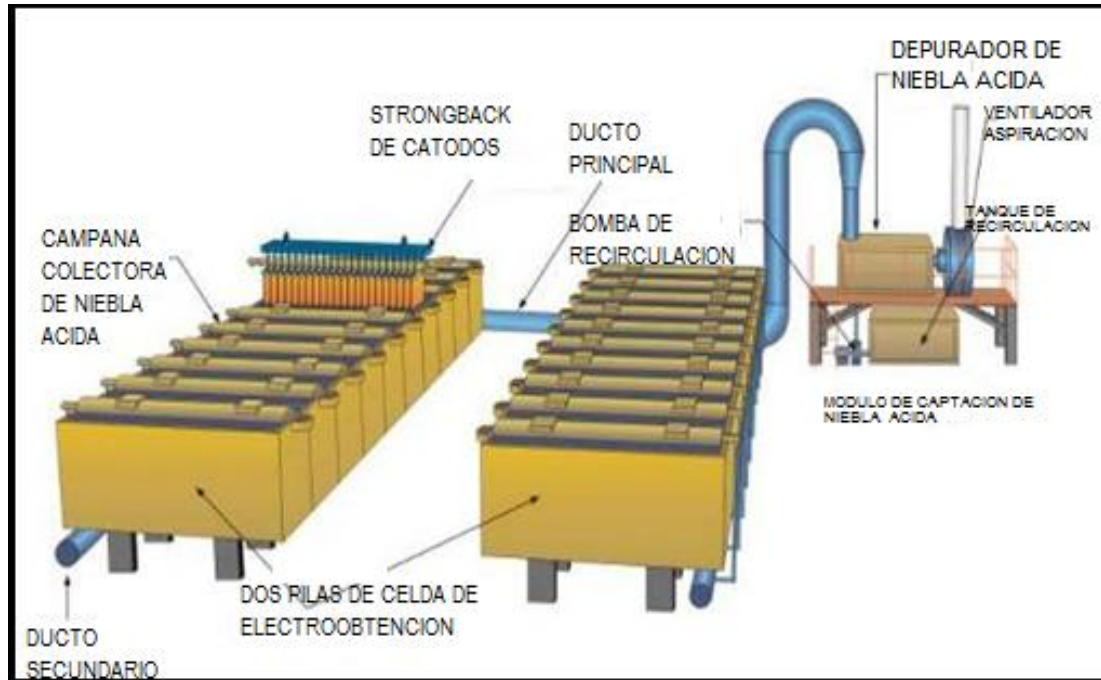


Figura 25. Módulo de captación de niebla ácida.

Fuente : Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes , Gerardo Ramírez Calama 2004)

La niebla ácida, es extraída de la casa de celdas a través de los ventiladores aspiradores de niebla ácida, luego en el depurador (Scrubber), se agrega agua por medio de un aspersor. Gracias a la combinación de agua con la niebla ácida, se produce la condensación de la niebla. La niebla ácida mezclada con agua por rebose del tanque se conduce hacia el colector de drenaje principal de casa de celdas y de allí se dirige hacia el tanque trampa de orgánico. Ver la Figura 26.

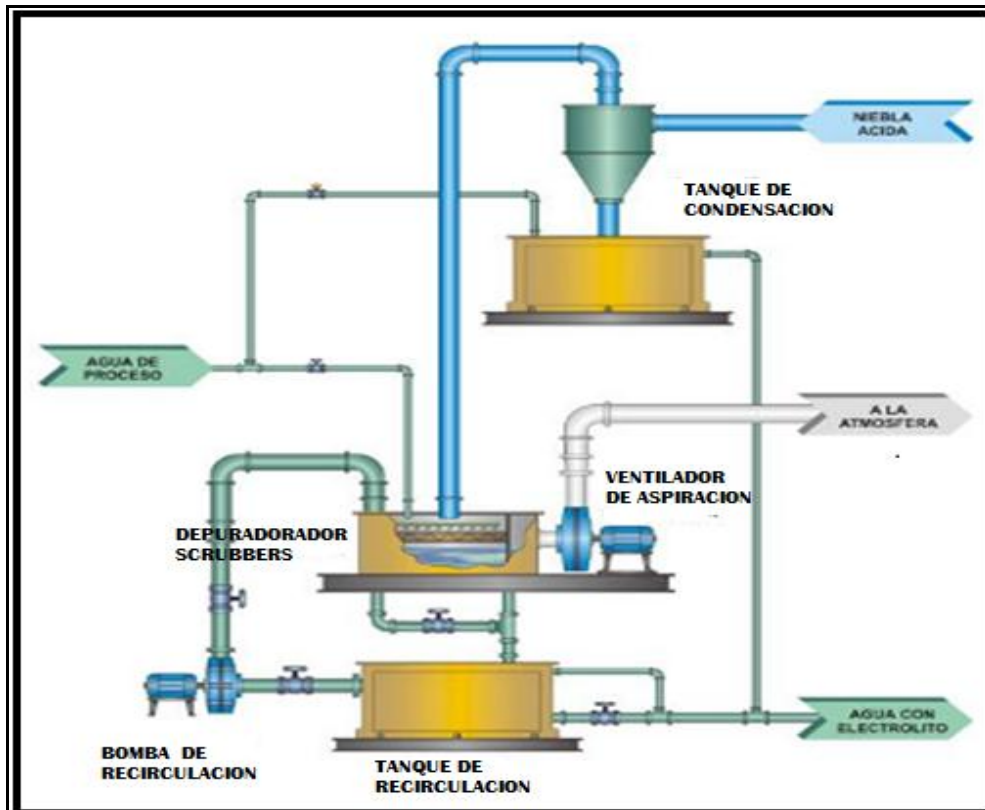


Figura 26. Sistema de captación de niebla ácida

Fuente: Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes , Gerardo Ramírez Calama 2004)

En conclusión, la niebla ácida es controlada por medio de:

- El sistema de captación de niebla ácida, que extrae la niebla ácida desde la celda.
- Las bolas supresoras de niebla ácida, que evitan que la niebla ascienda hacia fuera de la celda.

- Con la adición del reactivo FC 1100, que reduce la tensión superficial en la solución y no permite el brusco desprendimiento del oxígeno. Vea la Figura 27.

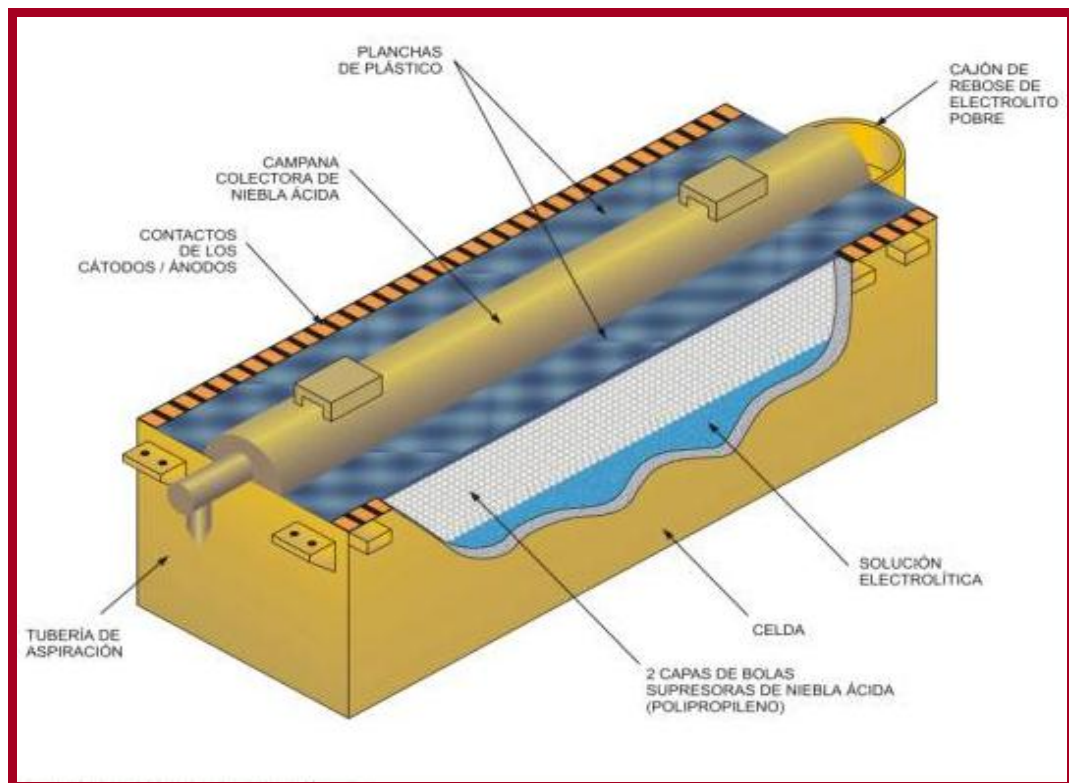


Figura 27. Captación de niebla ácida en la celda de electrodeposición

Fuente: Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes Gerardo Ramírez Calama 2004

CAPÍTULO IV

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA PILOTO DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y ELECTRODEPOSICIÓN DE COBRE

4.1 Generalidades

La elección del proceso y el diseño de una planta metalúrgica, son los aspectos más importantes en un proyecto minero-metalúrgico. Se puede dar el caso en que exista un excelente yacimiento, por si el proceso y los equipos no son los adecuados, los resultados pueden ser desastrosos.

Para lograr un buen diseño se requiere de un amplio y profundo estudio sobre las partes que involucran una obra de esta envergadura. Los parámetros más importantes a considerar para el diseño de una planta metalúrgica, son los siguientes:

- Características generales del yacimiento, que son el resultado de estudios geológicos y mineros.
- Ubicar en base a los antecedentes metalúrgicos el proceso adecuado al tipo de mineral y al producto que se quiere obtener.

- Se debe realizar investigaciones a nivel de laboratorio y de planta piloto, para decidir el proceso general y detallado
- Es necesario estudiar el mercado del producto a comercializar
- Estudiar la factibilidad económica, para establecer la posibilidad de realizar el proyecto.

4.2 Características del diseño de construcción consideradas en este proyecto.

El presente trabajo abarca las etapas de diseño, construcción y puesta en marcha de una planta piloto que pretende ser utilizado en investigación, docencia y estudios de pre factibilidad, para las plantas de lixiviación de minerales oxidados de cobre.

Como este diseño no corresponde a un yacimiento determinado, los equipos deberán presentar una alta flexibilidad operacional, para entregar así las facilidades necesarias a los diferentes objetivos que deberán cumplir.

Dado que el proceso general a seguir está determinado y, además, se conocen las características generales de las soluciones a tratar, se debe decidir la capacidad de tratamiento y comenzar a diseñar. Para ello, es

necesario recopilar el máximo de antecedentes existentes referente a tipos de solución, diferentes clases de equipos, reactivo adecuado, datos de plantas similares, recomendaciones de otros investigadores y fabricantes, precisar bien los parámetros que involucran el proceso, etc.

Luego de este análisis bibliográfico, y en lo posible prácticas, se procede a dimensionar teóricamente los equipos principales. Si los equipos serán construidos, se tendrán que considerar todos los detalles de diseño y ubicar los materiales de construcción adecuados; por otra parte, si se desea comprar equipos de fábrica, se debe ubicar en catálogos los que presentan características más óptimas respecto de los cálculos teóricos obtenidos. Este mismo método debe emplearse para los equipos complementarios, que se van determinando a medida que se avanza el diseño. Otra cosa importante a considerar, es que las instalaciones a construir deben ser bien planificadas: ordenadas, aptas y cómodas para que permitan labores operacionales de mantenimiento y de seguridad.

Los diseños de instalaciones metalúrgicas a nivel de laboratorio o de planta piloto, a diferencia de las instalaciones industriales, se hacen pensando en que los equipos deben facilitar ampliamente la investigación, y para ello deben presentar las siguientes características:

- Deben presentar la mayor flexibilidad posible para poder hacer variaciones de capacidad, velocidades en los flujos, disposición de los equipos y en las líneas de flujo.
- Debe existir facilidad para realizar mediciones y muestreos en cualquier punto del sistema.
- Los equipos deben permitir el máximo de visibilidad para detectar cualquier efecto en el interior del reactor, celda o tuberías.
- Los instrumentos de medida deben ser precisos.

Un laboratorio o planta piloto con todas estas características, permite simular operaciones industriales y optimizarlas. Lógicamente considerando una desviación debido a que se procesa una cantidad pequeñísima de materiales con respecto a procesos industriales.

4.2.1 Elección de equipos a utilizar en el diseño de la unidad y los materiales de construcción adecuados

Se utilizarán celdas de extracción por solventes del tipo estándar, a nivel industrial es la retención de grandes volúmenes de solución y reactivos en el sedimentador “mezclador sedimentador”. Estos son equipos de alta eficiencia permiten utilizar varias etapas en general son

flexibles para operar, soportan cambios en las razones de flujo y en las razones de fase, además permiten re circular fases. Cada una de las etapas son independientes, permitiendo mantener el equilibrio.

El mezclador utiliza un impulsor aspersion evitando, de esta forma, el uso de bombas de traspaos entre una etapa y otra. Estos equipos por su gran flexibilidad operacional son especiales para plantas pilotos experimentales.

La desventaja que presentan estos equipos a nivel industrial, es la retención de grandes volúmenes de solución y reactivos en el sedimentador, debido al alto y tiempo de retención que se requiere para separar las fases.

Con respecto a la etapa de electrodeposición, las celdas mantendrán el diseño tradicional. La solución avanzará en forma perpendicular a los electrodos y serán conectados en paralelo.

Actualmente, se ha comenzado a variar el diseño de las celdas, pero los resultados obtenidos difieren muy poco de lo logrado en las celdas tradicionales.

El material adecuado para la construcción de las celdas y el impulsor es el “acrílico”, dado que este material presenta una serie de ventajas aprovechables a nivel de planta piloto; por ejemplo: permite buena visibilidad hacia el interior de la celda.

- Es refractaria al ácido y reactivos orgánicos
- Es fácil de trabajar para darle la forma deseada.

Las piezas de acrílico se unirán con una pasta ligante, consistente en acrílico disuelto en cloroformo, el que, por su alta presión de vapor, se evapora con facilidad a temperatura ambiente, permitiendo de esta forma la cristalización del acrílico.

Por su parte, los electrodos serán construidos de cobre electrolítico laminado (los cátodos o láminas iniciadoras); los ánodos se construirán de plomo, para ello habrá que fundir y moldear las precauciones necesarias para poder obtener la pieza deseada.

4.3 Definición de los parámetros en el diseño

4.3.1 Flujo de solución acuosa (FA)

Es el flujo de la solución proveniente del proceso de lixiviación, el que se alimentará al proceso por unidad de tiempo:

(m^3 /min),(L/s), etc. Depende de la capacidad deseada en la planta.

4.3.2 Razón O/A overall

Se define como la razón entre el flujo de orgánico (FO) y el flujo acuoso (FA) fresco que ingresa al mezclador en cada etapa. Esta razón depende de la transferencia del ion en extracción y de la concentración de éste en el orgánico.

$$\frac{O}{A} \text{ overall} = \frac{FO/\Delta Cu_{aq}}{FA/\Delta Cu_{organico}} \text{ y puede ser } \geq 1 \quad [23]$$

ΔCu es la cantidad de ion trasferido en gpl (galones por litro).

Esta razón se determina en estudios preliminares del laboratorio.

4.3.3 Número de Etapas

Se refiere al número de extracciones y de re extracciones que deben realizarse durante el proceso. Depende de la razón OA overall y de la cantidad de cobre transferido.

4.3.4 Razón O/A de operación

Está definido como la razón entre el flujo orgánico y el flujo acuoso que se alimentan al mezclador. Con el propósito de minimizar las pérdidas, para que el intercambio iónico se realice de forma óptima, es necesario operar con una razón cercana a la unidad.

$$\frac{O}{A}_{operación} = \frac{FO}{FA + FR} \quad [24]$$

Dónde: FR= flujo de acuoso re circulado

4.3.5 Tiempo de Retención en Extracción (TR)

Corresponde al tiempo que debe permanecer el volumen de solución y orgánico emulsionado en el mezclador, para que se produzca el

intercambio iónico. El tiempo de retención depende de la cinética del intercambio y de la eficiencia de la etapa; está a la vez depende principalmente del tipo de reactivo, y en menor grado de la temperatura y acidez. Los tiempos óptimos para extractantes comerciales varían entre dos a tres minutos.

$$Tr = \frac{\text{volumen de mezclador}}{FO + FA + FR} \quad [25]$$

4.3.6 Tiempo de retención en el Sedimentador

Se define al tiempo necesario que se debe dejar en reposo la emulsión, para la separación de la fase orgánica y acuosa. Depende de la velocidad de coalescencia de la banda de dispersión. Como tiempo máximo para la separación de fase se considera seis minutos.

$$TR = \frac{\text{volumen sedimentador}}{FO + FA} \quad [26]$$

4.3.7 Velocidad de agitación.

Se define como la velocidad óptima que debe tener el impulsor, con el propósito de obtener una dispersión de fase (emulsión) adecuada para la

realización de las reacciones químicas. La agitación cumple dos funciones:

- Producir dispersión
- Succionar las fases acuosa y orgánica hacia el mezclador desde etapas anteriores, mediante un impulsor aspersionador con el fin de evitar bombas para el traspaso de soluciones entre una etapa y otra.

Normalmente, se opera a una velocidad tangencial de 180 a 270 (m/min) para determinar la velocidad angular del impulsor.

Para determinar la velocidad angular del impulsor se utiliza la siguiente relación empírica.

$$N^3 D^2 \leq 20 \quad [27]$$

Dónde:

N= velocidad angular del impulsor en revoluciones por segundo (rpc)

D= diámetro de la turbina en (pies)

4.3.8 Flujo específico (FE)

Se define como el flujo total de solución por unidad de área del separador de fases (sedimentador).

$$FE = \frac{FO + FA + FR}{\text{area de sedimentación}} \quad . \quad [28]$$

- Puede ser medida en ($m^3/m^2 / h$) ;(gal / pie² / min); etc.
- FR solo se incluye si existe recirculación
- Los flujos específicos normales varían entre 1 a 2 (gal / pie²/ min) o bien 4,075 a 8,15 cm³ / cm²/ min.

4.3.9 Tipos de reactivos

Se hace necesario conocer el tipo de reactivo a utilizar con el objeto de saber sus características personales, tales como capacidad de carga máxima y neta. Esta última, representa la cantidad real del ion que se puede extraer y transferir el orgánico.

4.3.10 Capacidad de carga máxima

Es la mayor cantidad de iones que puede captar la fase orgánica y se da en gramos del ion/ l de orgánico. Su valor, se determina en forma experimental contactando orgánico virgen con acuoso fresco proveniente de lixiviación, esto se realiza en forma sucesiva hasta la saturación del orgánico.

4.3.11 Trasterencia Neta

Es la cantidad máxima del ion que puede captar y trasferir el orgánico (Cu) en la etapa de extracción y re extracción.

4.3.12 Eficiencia en las etapas

Esta se define mediante la concentración del ion a extraer.

$$E = \frac{Cu \text{ real transferido}}{Cu \text{ a transferir}} \times 100 \quad [29]$$

La eficiencia en extracción por solventes varía entre 60 a 90%, dependiendo fundamentalmente del reactivo.

4.3.13 Densidad de corriente

Se define como la corriente eléctrica (A) que circula por área de cátodo. Generalmente en el electrodeposición, la densidad de corriente varía entre 120 a 190 (A /m²).

4.3.14 Eficiencia de corriente (S).

Esta referida a la razón entre la cantidad de cobre que se deposita en el cátodo y la que se debería depositar teóricamente según la ley de Faraday. Para los electrolitos producto de extracción por solventes, es posible obtener altas eficiencias entre 90 a 96% por el hecho de ser soluciones más puras.

$$EC = \frac{\textit{peso de cobre real depositado}}{\textit{peso de cobre teórico a depositar}} \times 100 \quad [30]$$

Además, es necesario destacar la importancia de la continuidad de fases, aunque no sea un parámetro de diseño.

4.3.15 Continuidad de fases

Cuando dos fases líquidas inmiscibles son mezcladas, una de ellas se romperá en gotitas dentro de la otra, formando la fase dispersa, mientras la otra permanece coherente como una fase continua.

Cuando la fase es dispersada, depende de la razón de fase y procedimiento de partida; así, si una fase se comienza a agitar y la otra es agregada lentamente, la segunda fase normalmente se da la fase dispersa.

Bajo ciertas circunstancias, tales como un cambio en la razón de fases, es posible obtener un cambio en la dispersión, es decir la fase dispersa pasará a ser continua y viceversa. Esto es conocido como inversión de fases.

La continuidad tiene gran importancia en los arrastres físicos de una fase a otra después de la separación, estos arrastres se identifican como contaminación de una fase en otra.

En base a antecedentes anteriores se puede establecer lo siguiente:

1. En las etapas en que las soluciones acuosas salen del circuito SX (última etapa de extracción y primera de reextracción) debe operarse con continuidad orgánica.
2. En las etapas en que el orgánico pasa de extracción a re extracción y viceversa, es recomendable operar con continuidad acuosa.
3. En las etapas intermedias la continuidad no tiene gran importancia, normalmente se prefiere operar en continuidad orgánica

Indudablemente se depende del arreglo de flujos, siendo lo más frecuente el flujo contracorriente para el cual es válido plenamente lo establecido en puntos anteriores.

4.4 Evaluación de los parámetros para dimensionar los equipos

Tabla 4.

Parámetros para dimensionar los equipos

Descripción	Valor unidad
Flujo de solución acuosa	5,67 L /min
Numero de etapas	2 en SX extracción, 2reextracción, 1 lavado
O/A operación	1/1
Tiempo de retención en extracción	3 (min)
Tiempo de retención en el sedimentador	6 (min)
Flujo específico	8,15 ($cm^3/min/cm^2$)
Tipo de reactivo	LIX 974 disuelto en kerosene al 20%
Capacidad de carga máxima	12 gpl de Cu
Capacidad de carga neta	4 gpl de Cu
Cu en extracción	6 gpl
Cu en re extracción	5 gpl
Densidad de corriente	190 A/ m^2
Eficiencia de corriente	90 %

Fuente: Empresa South Service Engineers.

Estos valores fueron estimados de estudios anteriores que se han realizado a escala piloto (Cerro Verde).

Las eficiencias en las diferentes etapas serán consideradas entre 90 – 100%, por el hecho que realmente son altas y, además, en cada uno de los parámetros, se consideraron los valores máximos extremos de operación. Por esto, el propósito de diseñar y construir equipos de alta flexibilidad operacional.

4.5 Dimensionamiento y diseño de celdas y equipos de extracción por solventes.

4.5.1 Mezclador

Volumen del mezclador = (FO + FA)TR

Volumen del mezclador = (5,67 l/min + 5,67 l/min)* 3 min

Volumen del mezclador = 34 litros

Para un diseño tendremos:

$$\text{arista del cubo} = \sqrt[3]{34000 \text{ cm}^3} = 32,5 \text{ cm}$$

Con fines de evitar derrames, se aumentará la altura en 5,5 cm haciendo un total de 38 cm.

4.5.2 Sedimentador

Volumen de sedimentador = (FA+FO). TR

Volumen del sedimentador=(5,67L/min) + 5,67 L/min)*6 min

Volumen del sedimentador = 68 litros

Como precaución se utilizara un 30 % más de volumen sobre el teórico.

Volumen del sedimentador = 68 (litros). 1,3 = 88,5 litros

El mezclador-sedimentador comparte una pared, por lo tanto, se toma para este último el ancho y alto del mezclador, luego tenemos:

Alto =32,5 cm

Ancho =32,5 cm

Nota: la altura del mezclador-sedimentador en las paredes laterales se sobredimensione en 5,5 cm, para evitar rebalses.

$$largo\ del\ sedimentador = \frac{volumen\ del\ sedimentador}{ancho\ x\ alto} \quad [31]$$

$$largo\ del\ sedimentador = \frac{88,452\ cm^3}{32,5\ cm\ x\ 32,5\ cm} = 84\ cm$$

$$\text{Área del sedimentador} = \text{largo} * \text{Ancho} \quad [32]$$

$$\text{Área del sedimentador} = 84 \text{ cm} * 32,5 \text{ cm} = 2\,730 \text{ cm}^2$$

$$\text{Área del sedimentador según } (FE) = \frac{FO + FA}{FE} \quad [33]$$

$$\text{Área del sedimentador según } (FE) = \frac{5,670 \text{ cm}^3 / \text{min} + 5,670 \text{ cm}^3 / \text{min}}{8,15 \text{ cm}^3 / \text{min} / \text{cm}^2}$$

$$\text{Área del sedimentador} = (FE) = 1,391 \text{ cm}^2$$

Área real de diseño del sedimentador > área del sedimentador (FE)

Esta gran diferencia, se justifica con lo dicho anteriormente sobre la flexibilidad operacional del equipo. El área del sedimentador será variable y esto se logrará mediante una pared vertical o bafle, que se deslizará a lo largo del sedimentador, esto permitirá estudiar el área máxima necesaria para la separación de fases a condiciones operacionales dadas.

Como el diseño consta de dos etapas. Se deben construir 2 mezcladores de extracción y 2 mezcladores de reextracción y 1 lavado.

4.5.3 Complemento del mezclador sedimentador

4.5.3.1 Compartimiento del mezclador sedimentador.

Las dimensiones de los compartimientos para evacuar los flujos de acuoso y orgánico del sistema, se dan en proporción al equipo y de acuerdo a la función que debe cumplir. Ambos tendrán las mismas dimensiones.

Alto= 28 cm

Ancho= 32,5 cm

Largo = 10cm

4.5.3.2 Baffle fijo

En el sedimentador se instalará un baffle fijo inmediatamente 16 cm después del mezclador, su parte inferior debe llegar a la mitad de la altura de la celda. Este baffle obliga a que la emulsión se alimente a un nivel medio en el sedimentador, favoreciendo la separación de las fases.

4.5.3.3 Tapa para disminuir vértice

Para evitar rebalses por la formación de vértices en el mezclador, este debe ser tapado para contrarrestar dicho efecto.

4.5.3.4 Conexiones y tuberías

La alimentación y descarga se realiza por la parte inferior del equipo, mediante accesorios y tubos de 1 pulgada respectivamente.

La parte baja del sedimentador, debe estar conectada por tubería al compartimiento de acuoso, por lo tanto, esta última debe tener una entrada central y dos salidas; una para recirculación y la otra para descarte o avance a la etapa siguiente, según sea el caso.

El sedimentador se alimenta por rebalse desde el mezclador y el orgánico se descarga por rebalse a su compartimiento, por lo tanto, este debe tener solo un tubo de conexión para avance del orgánico a la etapa siguiente.

4.5.3.5 Alimentador del mezclador

El mezclador se alimenta por un tubo común que reciba el orgánico, acuoso fresco y recirculante, si el caso lo requiere este tubo debe ubicarse en el centro del piso del mezclador, su diseño permite que los tres flujos entren al mismo tiempo al mezclador y además haya una buena disposición entre los equipos.

4.5.3.6 Vaso comunicante

Se instala en el interior del compartimento de acuoso en la entrada central. Consiste en un dispositivo para regular los niveles de flujo en toda la celda.

4.5.3.7 Baffle deslizante

Consiste en una pared que se desliza a lo largo del sedimentador, su parte superior debe mantener la altura de rebalse del mezclador a sedimentador y su parte inferior, no debe llegar hasta el fondo para permitir el avance de la solución. Permite estudiar el área mínima para la separación de fases y, además, facilita esta separación. Su diseño se muestra más adelante en la figura 28.



Figura 28. pickent fences baffle

Fuente: Empresa South Service Engineers

4.5.3.8 Impulsor aspersion

Es un disco con aletas radiales salientes en su parte inferior y de un eje central, el cual transmite movimiento circular.

Cálculo del diámetro del impulsor.

$$D = L / 2$$

[34]

Dónde:

D = diámetro del impulsor

L = Ancho del mezclador

L = 32,5 cm

D = 32,5 / 2 = 16,25 cm

El disco de diámetro de 16,25 cm lleva 6 salientes radiales de 6mm de espesor y de 10 mm de altura.

La velocidad angular del impulsor, se obtiene de la expresión dada anteriormente para $D^2 N^3 = 20$ y $D = 16,25 \text{ cm.} = 0,54 \text{ pies}$

$N = \sqrt[3]{(20 / (0,54 \text{ pies})^2)} = 4,08 \text{ rpm} = 245,10 \text{ rpm}$, que equivale a 85,45 m/min como velocidad tangencial. Este valor es bajo para lo recomendado (180 a 270 m/min), pero la velocidad óptima de agitación se busca mediante experiencias. El impulsor se puede ver detallado en la figura 29.

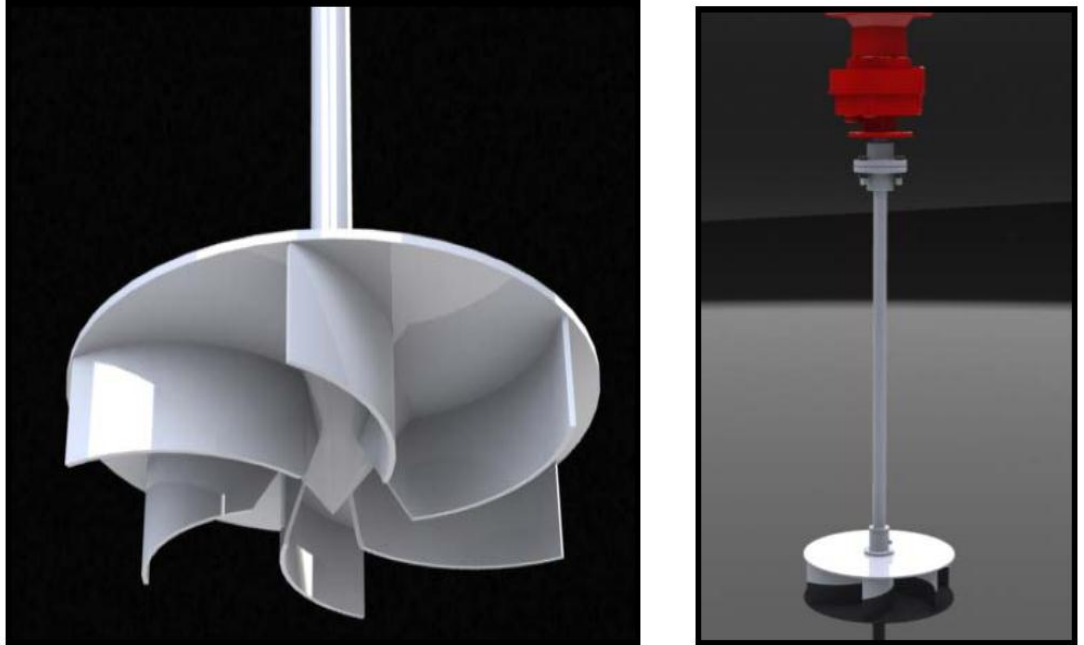


Figura 29. Impulsor

Fuente: Empresa South Service Engineers

4.6 Dimensionamiento y diseño de las celdas y Equipos de electrodeposición

4.6.1 Fuente de poder de corriente continúa.

Para determinar el amperaje necesario que debe producir la fuente de poder de corriente continua es necesario conocer la cantidad de cobre a electro depositar, durante un tiempo determinado, el cálculo es el siguiente:

Cu depositado/ min = flujo de electrolito. Δ Cu re extracción.

Cu depositado / min = 5,67L/min x 5 g Cu / l = 28,35 g Cu/min

$$\text{Amperes teóricos requeridos} = \frac{m_{Cu} \cdot Z \cdot F}{t \cdot M \cdot Cu} \quad [35]$$

$$\text{Amperes teóricos requeridos} = \frac{28,35 \text{gCu} \times 2 \times 96\,500 (\text{Amp seg})}{60 \text{seg} \times 64 \text{g/g mol} (\text{gr mol})} = 1\,424 \text{ A}$$

Considerando una eficiencia de corriente del 90%, los amperios reales serán:

$$\text{Amperes requeridos} = 1\,424 \text{ A} \cdot 1,1 = 1\,567,37 \text{ A}$$

Por lo tanto, la fuente deberá entregar como mínimo 1 567,37 de corriente continua. Comercialmente encontramos en el mercado de 1 600 A

4.6.2 Cátodos

En primer lugar es necesario determinar la superficie catódica total, luego decidir las dimensiones apropiadas del cátodo o superficie activa del cátodo. Con estos dos datos, es posible calcular el número de cátodos necesario.

$$\text{Superficie catódica} = \frac{\text{corriente teórica requerida}}{\text{densidad de corriente}} \quad [36]$$

$$\text{Superficie catódica} = \frac{1\,424 \text{ Amps}}{190 \text{ Amps/m}^2} = 7,5 \text{ m}^2 = 75\,000 \text{ cm}^2$$

Para cátodos de superficie cuadrada de 100 cm. de lado, se tendrá la siguiente cantidad de cátodos;

$$\text{Área del cátodo} = 100 \text{ cm} \times 100 \text{ cm} \times 2 = 20\,000 \text{ cm}^2$$

$$\text{Número de cátodos} = \frac{\text{superficie catódica}}{\text{área del cátodo}} \quad [37]$$

$$\text{Número de cátodos} = \frac{75\,000 \text{ cm}^2}{20\,000 \text{ cm}^2} = 4 \text{ catodos}$$

La superficie activa del cátodo es entonces 20 000 cm² los que deben estar inmerso en el electrolito. Las láminas iniciadoras sobresaldrán 15 cm sobre el nivel del electrolito, por lo que el cátodo tendrá una altura de 115 cm, esto con el fin de evitar que el electrolito rebalse por sobre el cátodo produciendo mayor turbulencia, un desgaste muy rápido de las orejas por corrosión. El cátodo completo (lámina inicial) tendrá una altura de 115 cm, el espesor de la lámina será 3 mm lo que dará un peso total aproximado de 15 500 g. (con orejas).

4.6.3 Barra soportante del cátodo y barras conductoras

Esta barra, además, de soportar el cátodo debe conducir la corriente eléctrica. Es necesario hacer un análisis de fuerza, para determinar el diámetro mínimo que debe tener la barra de cobre que soportar el peso del cátodo cosechado. En el diagrama 30, se representa las fuerzas que actúan sobre la barra.

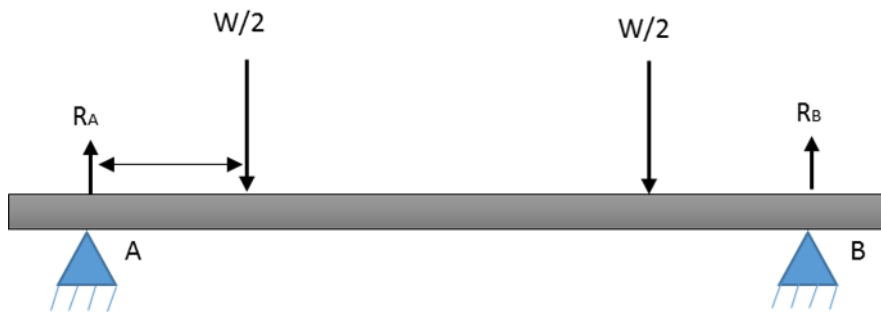


Figura 30 . Representación de las fuerzas que actúan sobre la barra soportante, donde W es el peso del cátodo, R_a y R_b las reacciones,

Fuente : Extracción por solventes.(Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramírez, Calama. 2004.)

$$R_a = R_b = W/2 \quad [38]$$

El esfuerzo permisible que puede soportar el cobre en este caso está dado por

$$\sigma_{fr} = \frac{M.C}{I} \quad [39]$$

M= momento flector de la barra

C= centro de gravedad de la barra

I = Momento de inercia.

Momento flector máximo está dado por:

$$M_{\max} = P \times a \quad [40]$$

Distancia medida desde el centro del punto de aplicación de la fuerza y del centro de la reacción sabiendo que:

$P = \frac{W}{2}$ donde P es el peso aplicado en un punto, entonces tendremos que:

$$M_{\max} = \frac{Wxa}{2} \quad [41]$$

El momento de inercia para el sistema está dado por:

$$I = \frac{\pi D^4}{64} \text{ y } C = D/2 \quad [42]$$

Emplazando, se obtiene la siguiente expresión:

$$\frac{\sigma_{fr}}{n} = \frac{M_{\max} \cdot D/2}{\frac{\pi D^4}{64}} \quad [43]$$

n es un factor de seguridad. Entonces el diámetro de la barra está dado por:

$$D = \sqrt[3]{\frac{16Wa}{(\sigma_{fr} / n) \cdot \pi}} \quad [44]$$

Para determinar el peso del cátodo final, se considerará que la cosecha dura 1 día.

$$Wc = Pc \times A / 2caras \times E \times N \times T \quad [45]$$

Wc = peso del cátodo (lb/cátodo)

Pc= densidad de corriente (A/m²)

A = área del cátodo (m²)

E= equivalente electroquímico (lb x Amp-hora)

N= eficiencia de corriente

T= tiempo de funcionamiento de la celda (horas)

Wc = 19,05 lb/día-cátodo

Wc = 8,64 kg/día-cátodo

Tiempo de cosecha 6 días.

Wc= 8,64Kg/día-cátodo x 6 días

Peso total en 6 días de cosecha

8,640 g/día * 6 días = 51,840 g, equivalente a 52 Kg por lado

Peso total cátodo = peso cobre depositado + peso de lámina inicial.

Peso total cátodo = 104 kg+ 15 kg = 119 Kg. después de la cosecha

Usaremos cátodos comercial de lámina de arranque de acero inoxidable, de las siguientes características:

- Es de acero inoxidable 316 L. El acero 316 L es acero austenítico que contiene 16 a 18 % de cromo, 10 a 14 % de níquel, y 2 a 3 % de molibdeno para aumentar la resistencia a la picadura. El espesor de la plancha es de 3,28 mm.
- **La barra de suspensión :**

La barra de soporte es una barra rectangular hueca en ambos extremos, de acero inoxidable. El contenido de carbono es bajo, ($<0,03$) para minimizar la formación de carburo de cromo en las soldaduras.

En la figura 30 se aprecia el cátodo en detalle. La barra conductora será circular y tendrá el mismo diámetro de la barra soportante del cátodo.

4.6.4 Ánodos

Los ánodos usado son comerciales y tienen 6,0 mm de espesor y están hechos a partir de una plancha laminada en caliente, de aleación de plomo, calcio y estaño.

Las dimensiones de los ánodos, serán un poco mayor que la de los cátodos, es decir presentará una mayor superficie, para disminuir en parte el problema de alineamiento de los electrodos al ponerlos en hilera dentro de la celda. Por este motivo, el ánodo se sobredimensiona en 2 cm por lado más que el cátodo. El ánodo se muestra en la figura 31.

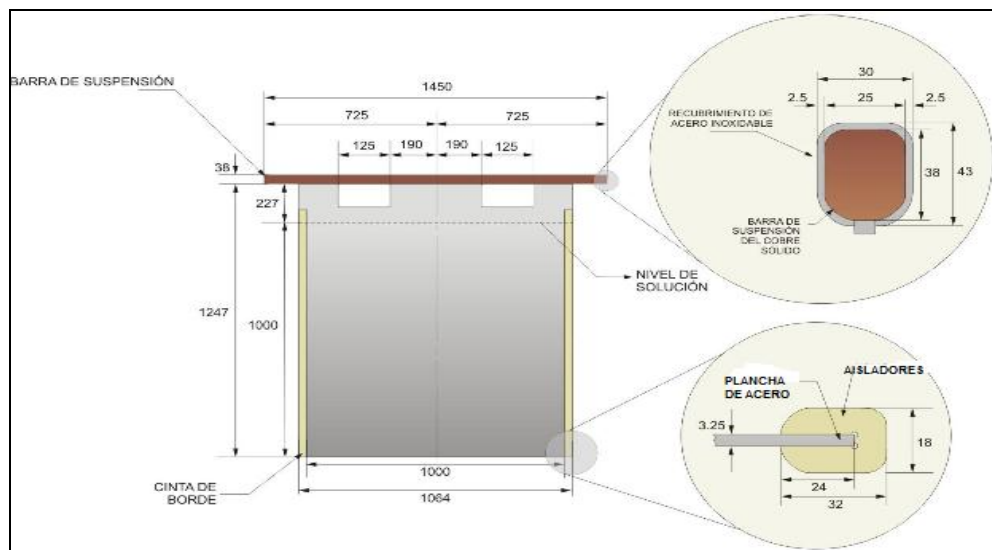


Figura 31. Ánodo

Fuente: Extracción por solventes.(Roberto Alfaro cortes Gerardo ramirez Calama 2004)

4.6.5 Celda de electrodeposición

Las dimensiones de la celda, están determinadas por el ancho y alto de los electrodos además del número de electrodos por celda. Para este

diseño se construirán 3 celdas para una capacidad de 5 cátodos, cada celda utilizará un ánodo más que la cantidad de cátodo, para que así los cátodos cosechados tengan depósito por ambos lados.

N° de electrodos por celda = N° de cátodos

Como estos son equipos industriales, se considerará una separación entre electrodos de 10 a 12 cm, con esto es posible determinar la longitud de la celda.

Luego de la celda = separación entre electrodos x N° de espacios entre electrodos y paredes frontales de la celda.

Largo de la celda = 10 cm x 9 = 90 cm

Para permitir el flujo de electrolito en la celda, esta se construirá 10 cm más ancha y alta que el cátodo, lo que implica considerar 20 cm más de altura sobre el nivel de electrolito para evitar rebalses a pesar de que este no es un sistema agitado. La alimentación y descarga del electrolítico en la celda, se realizará por rebalse desde pequeños compartimientos del alimentador de electrolito. Las dimensiones de estos compartimientos están dadas en proporción a la celda y a la función que deben cumplir,

estos tendrán un sistema de alimentación de tubos por donde se alimentará el electrolito.

Dimensiones de la celda

Ancho=120 cm

Alto = 120 cm

Largo = 110 cm

Volumen de la celda= 120 cm x 120 cm x 110 cm = 1 584,00 cm³
equivalente a 1,58 m³

$$\text{Tiempo de resistencia del electrolito} = \frac{\text{volumen de celda}}{\text{flujo del / electrolito}} \quad [46]$$

$$= \frac{1\,584 \text{ cm}^3}{5,670 \text{ cm}^3 / \text{min}} = 279,4 \text{ min.}$$

Para soportar la barra conductora la pared lateral de la celda, tendrá un soporte de 25 mm de ancho, 10 mm de espesor y 130 cm de largo.

4.6.6 Diseño del circuito eléctrico

Las celdas serán conectadas en serie, a objeto de minimizar el consumo de corriente además, para facilitar el control de la corriente en

las tres celdas, ya que este sistema permite que las tres celdas tengan la misma cantidad de corriente eléctrica. Por el contrario, los electrodos se conectarán en paralelo por la operación misma, además de facilitar la disposición de las celdas.

El circuito final es similar al sistema múltiple (Walter), a fin de reducir el espacio que ocupan las celdas, ya que no comparten paredes.

4.6.7 Elección de equipos complementarios

Aquí se deben considerar todos los equipos necesarios para efectuar movimientos de soluciones u orgánico, agitación, mediciones, reguladoras de flujo, tuberías (mangueras), etc.

Componentes módulos de Extracción por Solventes:

- 01 Estanque pulmón de almacenamiento de PLS de 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester.
- 01 Estanque pulmón de solución orgánica 500 litros de capacidad FRP reforzados con vinil ester
- 01 Estanque pulmón de solución refino 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester

- 01 tanque de agua de lavado 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester
- 05 mezcladores sedimentadores con acrílico transparente doble reforzado y con canaletas de FRP reforzados con vinil ester y resinas epoxicas, cuyas dimensiones son: 32,5 cm de ancho x 117 cm de largo x 38 cm de alto con canaletas de 5 cm de ancho para acuoso y canaleta de 5 cm de ancho para descarga de orgánico.
- 03 válvulas con regulación de flujo de HDP para 1 pulgada.
- 03 medidores de flujo tipo rotámetro de 0 - 15 l/min de acrílico con eje de acero inoxidable.
- 20 válvulas manuales HDP, brazo palanca de 1 pulgada.
- 05 agitadores con velocidad variable 50-2000 rpm. 220 voltios, 50 - 60Hz.
- 05 swish (silbido) de nivel para tanques pulmón (nivel alto y bajo).
- 03 bombas peristálticas, impulsor HDP, eje acero inoxidable, 220 voltios.
- 01 estructura metálica de armazón montaje industrial con caseta de control

- Para el movimiento de soluciones acuosas y de orgánico, es pertinente determinar en qué puntos del circuito es necesario instalar una bomba y la capacidad que debe tener esta. Según el diagrama de flujo general, es necesario instalar bombas para alimentar orgánico a la celda de extracción, para extraer orgánico de la celda de re extracción a un estanque de retención. También es necesario bombas para alimentar acuoso a extracción y electrolito cargado a electrodeposición. Si se observa detenidamente el diagrama y se analiza los flujos, se concluye que los flujos de orgánicos son iguales, por lo tanto ambas bombas deben ser idénticas, incluso ambas pueden ser movidas por un mismo motor, igual es el caso del acuosos y el electrolito. Por lo tanto, como estos deben ser equipos flexibles, se deben elegir dos motores de velocidad variable con flujo directo y reverso, además de cuatro bombas de iguales características en cuyo rango de operación, se encuentra el flujo calculado para este diseño. Se seleccionan motores power flex 1 hp motores silenciosos con variadores de frecuencia power Flex.(Allen bradley). Además de cuatro bombas magnéticas con cabezales de grafito de 25 L/min de capacidad.

- En lo que respecta a motores agitadores, se necesitan cinco distribuidos dos en extracción, dos en re extracción y uno en lavado, también con velocidad variable en sentido directo y reversa, cuyo rango de velocidad debe contener la velocidad deseada para el diseño. Estos son motores siemens de 1HP, rango de velocidad de 50 a 2000 rpm. 220 voltios 50 60Hz
- Las tuberías y conectores de HDPE son de 1 pulg seleccionados para uso de medios ácidos y soluciones orgánicas.
- Para la medición de flujos, se eligieron 3 flujómetros de tipo rotámetros de 0 a 10 L/min de rango.
- **Componentes módulo de EW**
 - 01 Estanque pulmón de solución de electrolito gastado 1000 litros de capacidad de FRP, reforzados con vinil ester.
 - 02 tanques pulmón de solución electrolito rico con calentador de soluciones 1000 litros de capacidad de FRP, reforzados con vinil ester.
 - 01 válvula con regulación de flujo de HDP.
 - 03 válvulas manuales HDP, brazo palanca de 1 pulgada.
 - 01 filtro de electrolito con arcilla antracita y malla PVC.

- 01 bomba peristáltica, impulsor HDP, eje acero inoxidable, 220 voltios, 50-60 Hz.
- 01 transformador rectificador con voltaje - amperaje (10 Volt. y 1600 A).
- 01 celda de electrodeposición con todo su componente eléctrico (barras de contacto, bornes de cobre, etc.).
- 03 cátodos madre de acero inoxidable de 1 m² de área sumergible.
- 04 ánodos de Pb, Ca, Sn 1 m² de área sumergible.
- 01 distribuidor de electrolito.
- 01 panel de control con todos sus componentes de protección y activación eléctrica.
- La fuente de poder de corriente (transformador rectificador) Modelo 6259 B.

Fuente de poder corriente directa (DC), rango de voltaje: 0 - 120 (volts), Rango de amperaje: 0 - 1 600 A.

4.7 Descripción del circuito y puesta en marcha

4.7.1 Descripción general del circuito diseñado para este proceso

El acuoso fresco y el orgánico, se alimentaran a las celdas de extracción mediante bombas desde estanques de alimentación, en el

caso de acuoso fresco y un estanque de retención para el orgánico, ya que este solamente se recircula; el orgánico fresco que se va a alimentar al sistema, es una pequeña cantidad dependiendo de lo que se pierda a través del circuito.

La extracción del orgánico desde el estanque de retención se realiza mediante un sifón a un nivel medio, ya que el propósito de este estanque es separar el posible acuoso que contamina el orgánico; el acuoso decanta y es posible eliminarlo del sistema drenado el estanque en la parte inferior.

En el mezclador de la celda de extracción, se agitan las fases, emulsionándose las que luego son separadas en el sedimentador y evacuados de la celda mediante compartimientos, aprovechando la propiedad de que los fluidos mantienen solo un nivel al estar interconectados (vasos comunicantes). Desde estos compartimientos una parte del acuoso descargado, es recirculado al mezclador de la celda para mantener la razón overall de extracción en caso de que sea necesario y el resto es eliminado del sistema, teniendo la posibilidad de recirculado a lixiviación por ser una solución acida. El flujo de descarga del refino acuoso, debe ser igual al flujo de alimentación del acuoso fresco.

El orgánico rico en cobre avanza a la siguiente etapa que es la re extracción.

El mezclador de reextracción se alimenta entonces con electrolito proveniente de las celdas de electrodeposición y orgánico cargado, aquí en el mezclador son emulsionados para luego separar las fases en el sedimentador, desde donde luego se evacuan igual que en el caso anterior.

El orgánico pobre (orgánico regenerado), es bombeado al estanque de retención para poder extraerle el posible acuoso que se pueda obtener, para luego ser re circulado a extracción nuevamente, mientras que una parte del electrolito cargado, es recirculado para mantener la razón overall de re extracción, la otra parte es bombeada a un estanque de retención con el propósito de separar, en este, el posible orgánico que pueda contener, como el orgánico flota sobre el electrolito este se extrae drenando el estanque en la parte inferior.

Las celdas de electro deposición, estarán interconectadas de tal forma que presentaran la opción de ser conectadas en paralelo o en serie; es decir, presentan una gran versatilidad en su uso ya que están las

alternativas de conexión antes dicha y además se puede trabajar con una, dos o las tres en forma simultánea.

Según la figura, si se mantienen abiertas todas las válvulas en esta sección, las celdas presentarán un circuito en paralelo y el electrolito se repartirá de igual forma a las celdas; en cambio, si se cierran las válvulas N°3 y 8, las celdas presentan un circuito serie lo que permite que todo el electrolito pase por cada una de las celdas.

Luego de haberse electro depositado todo el cobre el electrolito pobre es re circulado al mezclador de reextracción.

Para el control de los flujos existen llaves prensas y además se cuentan con tres flujo metros con los cuales se pueden regular y controlar a la manera deseada, los flujos ya sea de orgánico o de acuoso.

La ubicación de los flujometros dentro del circuito general, es la siguiente:

- a) En la alimentación del acuoso fresco al mezclador de extracción
- b) En la alimentación del orgánico descargado al mezclador de extracción.

c) En la alimentación de electrolito cargado a las celdas de electrodeposición.

El control de los estanques de retención de orgánico, acuoso y electrolito se harán solamente visual.

4.7.2 Balance de flujos según datos de diseño y valores supuestos

Flujo acuoso extracción = 5,67 L /min.

Razón O / A operación = 1 para extracción y reextracción

Flujo orgánico = 5,67 L / min

Cobre en acuoso fresco a extracción = 6 g.p.L (gramos por litro)

Trasferencia neta del orgánico (ΔCu) = 4 g.p.L

ΔCu Extracción = 6 g.p.LCu

ΔCu Re extracción = 5 g.p.LCu

$$\text{Razón overall de extracción} = \frac{5,67l / \text{min} \cdot F.O / 4 \text{ gpl.Cu}}{5,67l / \text{min} \cdot F.A / 6 \text{ gpl.Cu}} = 1,5$$

$$\text{Razón overall de reextracción} = \frac{5,67l / \text{min} \cdot F.O / 4 \text{ gpl.Cu}}{5,67l / \text{min} \cdot F.A / 5 \text{ gpl.Cu}} = 1,25$$

$$\text{Flujo acuoso fresco a extracción} = \frac{5,67}{1,5} = 3,78 \text{ L/min}$$

$$\text{Flujo recirculación en extracción} = 5,67 - 3,78 = 1,89 \text{ L/min.}$$

$$\text{Flujo electrolito descargado a re extracción} = \frac{5,67}{1,25} = 4,5 \text{ L/min}$$

$$\text{Flujo electrolito re circulado en re extracción} = 5,67 - 4,5 = 1,17 \text{ L/min}$$

$$\text{Flujo electrolito cargado} = 5,67 \text{ L/min}$$

$$\text{Si las celdas de electrolito por celda} = \frac{5,67}{1} = 5,67 \text{ L/min}$$

4.7.2.1.- Balance de cobre en el circuito.

$$\text{Cu en la solución fresca a extracción} = 5,67 \text{ L/min} \times 5 \text{ g/L} = 28,35 \text{ g/min.}$$

$$\text{Cu en acuoso recirculado} = 1,25 \text{ L/min} \times 4 \text{ g/L} = 5 \text{ g/min}$$

$$\text{Cu en refino acuoso} = 5,67 \text{ L/min} \times 2 \text{ g/L} = 11,34 \text{ g/min}$$

$$\text{Cu alimentado al mezclador} = 28,35 + 5 = 33,35 \text{ g/min.}$$

$$\text{Cu orgánico cargado} = 5,67 \times 12 = 68,4 \text{ g/min}$$

$$\text{Cu orgánico descargado} = 5,67 (12-4) = 45,36 \text{ g/min}$$

$$\text{Cu electrolito cargado} = 5,67 \times 30 = 170,1 \text{ g/min.}$$

(El electrolito cargado lleva 30 g.p.l con el propósito de que el proceso sea más eficiente)

$$\text{Cu electrolito recirculado} = 2 \text{ L/min} \times 30 \text{ g/L} = 60 \text{ g/min}$$

$$\text{Cu electrolito descargado} = 5,67 (30-5) = 141,75 \text{ g/min}$$

$$\text{Cu depositado} = 170,1 - 60 = 110,1 \text{ g/min}$$

4.7.2.2.- Consumo de energía en electrodeposición

$$\text{K. W. H./g. Cu depositado} = \frac{V \times 0,926 \text{ Amp} - \text{hrs} / \text{grs Cu. Dep}}{1000 \times \text{eficiencia corriente} / 100} \quad [47]$$

Se considera un voltaje de operación de 2 volts.

Eficiencia de corriente según diseño = 90%

$$\text{K. W. H./g. Cu depositado} = \frac{2 \times 0,926}{1000 \times 90 / 100} = 2,06 \times 10^{-3}$$

Cálculo de Potencia y Consumo de Energía

$$P = \frac{(\text{Intensidad}) * (\text{Tensión}) * (N^{\circ} \text{Celdas})}{1000} \quad [48]$$

$$CE : \frac{P * 24}{Pr / \text{celda} / \text{día}} \quad [49]$$

Producción Electrolítica por celda

$$Pr = \frac{(\text{Intensidad}) * (Eq. \text{Elect.}) * (\text{tiempo}) * \text{eficiencia}}{1000} \quad [50]$$

4.8 Puesta en marcha

La puesta en marcha por primera vez de un equipo o un conjunto de ellos, corresponde a una experiencia que indicará si el equipo es capaz de hacer y soportar los efectos para lo cual fue creado.

Es la medida que prácticamente nos indica si el equipo es apto para el proceso, calificando directamente el diseño, su construcción y si es que son varios equipos a disposición entre ellos.

Otro factor importante, es el de crear un procedimiento adecuado para poner en marcha u equipo o un conjunto de ellos que, de una u otra forma, están interconectados. Un buen procedimiento durante la operación.

4.8.1 Procedimiento seguido para la puesta en marcha

- a) Conocido los volúmenes útiles de las celdas, estanques de retención y considerando las tuberías, se procede a preparar la cantidad de solución y orgánico de acuerdo a los datos de diseño.

Solución de lixiviación = 6 g.p.L Cu, 3 g.p.L H₂ SO₄

Orgánico: LIX -70 al 20 % v/v disuelto en kerosene.

Electrolito: 250 g.p.L H₂ SO₄

Se harán tres pruebas con una duración aproximada de dos o tres horas, para afinar posibles detalles que se puedan producir durante el funcionamiento.

- b) Instalar el equipo de acuerdo al circuito diseñado asegurándose de que las conexiones ya sea de tuberías o eléctricas estén bien hechas, que los cátodos y ánodos estén bien pulidos y alineados en las celdas, es decir hacer una revisión general de los equipos.
- c) Cargar los estanques de alimentación o de retención de: acuoso, orgánico y electrolito, asegurándose de que las válvulas de drenaje estén cerradas.

Para ahorrar tiempo en la puesta en marcha, es necesario vaciar electrolito en las celdas de electrodeposición hasta el nivel adecuado de operación, procurando que siempre quede una cantidad en el estanque de retención para que este cumpla el papel de extraer el posible orgánico que contamine el electrolito.

- d) Regular los agitadores y las bombas para que entreguen las revoluciones y flujos dados en el diseño. Luego, comenzar a alimentar orgánico y acuoso al mezclador de extracción mediante las bombas peristálticas, tratando de mantener la razón de operación $O/A = 1$. una vez que el nivel en el mezclador esta sobre el agitador, recién este se pone en marcha para que emulsione las fases que luego rebalsaran al

sedimentador en donde se separarán, para luego ser evacuados a sus respectivos compartimientos.

- e) El orgánico cargado comenzará a avanzar a la etapa de re extracción por desnivel, mientras que una parte del acuoso pobre será re circulado y la otra eliminada del sistema. Al momento de comenzar la recirculación, debe contrarrestarse este flujo de refino acuosos con el acuoso fresco, para mantener el balance y la razón de flujo O/A en general. Para verificar el flujo de acuoso fresco alimentado y el re circulado, se puede medir el flujo de refino acuoso que sale de extracción. La regulación de la razón O/A en general, se logra regulando el nivel del vaso comunicante esto determina la cantidad de acuoso a reciclar.

- f) Cuando el orgánico comience a llegar al mezclador de re extracción, es necesario también comenzar alimentar inmediatamente el electrolito, teniendo las mismas precauciones del caso anterior. Llegado el momento de evacuar el orgánico, se pone en marcha la bomba peristáltica del orgánico, igual caso para el electrolito cargado la bomba peristáltica del electrolito. Al comenzar la recirculación de

electrolito rico al mezclador, hay que repetir lo mismo que en el caso de extracción.

- g) Una vez que ya está todo el sistema de soluciones y orgánico en movimiento, para lograr el equilibrio deseado en el sistema, es decir, para que el sistema se ponga a régimen, todas las válvulas, bombas y niveles de vasos comunicantes deben estar bien regulados, hay que esperar un tiempo prudente. Si se observa un alejamiento del equilibrio que se quiere alcanzar, entonces hay que regular los controles de operación que sean más adecuados hasta lograr el equilibrio.
- h) Mientras tanto, el electrolito se va enriqueciendo al alcanzar la concentración adecuada para la alimentación a electrodeposición, se pone en marcha la fuente de poder regulando en forma correcta las variables del proceso como: Tensión adecuada, control de amperaje, esto es para que la electrodeposición se realice en buena forma y se deposite más o menos la cantidad esperada.
- i) Finalmente, cuando se ha logrado poner a régimen el circuito aproximándose a los valores dados por el diseño, es porque se han

manejado correctamente las variables de operación y porque el equipo va respondiendo a los efectos para lo cual se creó.

Nota: Al comenzar a circular fluido por las tuberías hay que procurar en lo posible, que no queden burbujas de aire atrapadas, ya que molestan al buen funcionamiento de la operación, además de influir en la química del proceso

4.9.-

BALANCE DE PRODUCCIÓN DE ELECTRODEPOSITACIÓN DE COBRE-EW	
NAVE "?"	
Intensidad de Corriente	20 000 A.
Nro. Celdas	16 Unidades
Nro. Cátodos	42 Unidades
Nro. Ánodos	43 Unidades
<i>Densidad Catódica:</i>	<i>238,1 A/m²</i>
Peso atómico Cu	63,57 gr.
Valencia teórica	2 e ⁻
<i>Equivalentes Químicos Cu.</i>	<i>31,785 Gr</i>
1 Faraday	96 500 Colombios
1 Faraday	96 500 A-seg.
1 Faraday	26,81 A-Hr.
<i>Equivalentes Elect. Cu.</i>	<i>1,186 g./A-Hr</i>
Tiempo _(día)	24 Hrs
Eficiencia (%)	97
Eficiencia en relación al 100%	0,97
<i>Producción de Cu. al día</i>	<i>552,1 kg./celda-día</i>
<i>Producción de Cu. al día</i>	<i>8 833,5 kg./nave</i>
<i>Producción de Cu. al mes</i>	<i>265 003,5 kg/nave mes</i>
<i>Producción de Cu. al año</i>	<i>3 180,0 Tn/nave año</i>
<i>Voltaje Químico</i>	<i>1,19 Voltios</i>
Tensión eléctrica	2,1 Voltios
<i>Potencia requerida:</i>	<i>672 kw/Nave</i>
Potencia requerida x celda	42 kw/celda
Consumo de energía	1,83 kw-hr/kg

Peso de Cobre depositado en kg

$$P = A \times 0,02844 \times E_c \times N_c \times T \quad [51]$$

En donde:

P = Peso de cobre depositado en Kg/día.

A = Amperaje.

E_c = Eficiencia de corriente.

N_c = Numero de celdas.

T = Tiempo en días.

CAPÍTULO V

IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

5.1 LINEAMIENTOS GENERALES

En la actualidad, a pesar del desarrollo tecnológico en la industria del cobre en los procesos de SX, EW y su automatización, todavía quedan pendientes muchas variables no controladas por falta de equipos capaces de realizar dicha medición; ciertas variables operan en forma manual con consecuencias negativas de riesgo para el operador, pobre exactitud en la medición y atraso en las acciones de control.

En tal sentido, a través del diseño y construcción de una planta piloto, se puede estudiar, proyectar y realizar nuevas innovaciones tecnológicas que ayuden a mejorar estos procesos. Además, promocionar la gestión y formación educativa y la investigación científica.

El proyecto de diseño y construcción de la planta piloto de SX/EW consistirán en:

- Ingeniería básica y detalle de capacidades de instalaciones y equipos.

- Suministro etapa de extracción por solventes. 2 etapas de extracción, 2 reextracción, 1 lavado. con todos sus componentes (fitting, tanques mezcladores sedimentadores), con una capacidad de 2,5 L/min de solución PLS, además de control básico y medición de variables importantes
- Suministro Etapa de Electrowining con capacidad para 16 Ton/año, incluyendo Transformador Rectificador y su conexionado a celda electrolítica estándar. Control de procesos por computador, Se incluyen 4 cátodos y 5 ánodos.
- Suministro de control de proceso con el monitoreo de planta, encendidos y apagados en línea, operación por PLC - PC, comunicación serial, instalación de instrumentación básica y configuración de lazos de control.
- Listado general de equipos y componentes, incluyendo especificaciones técnicas y dimensiones
- Planos de disposición general de equipos y tuberías, bombas, agitadores y válvulas.
- Soporte técnico para la puesta en marcha de los módulos.
- Manual de Instrucciones de operación.

5.1.1 METODOLOGÍA

- Ingeniería básica y conceptual.
- Ingeniería de detalle y construcción de módulo de SX. (Diseño, fabricación y suministro de los mezcladores-sedimentadores, estanques pulmones para orgánica y acuoso; tuberías, válvulas, bombas, agitadores y todos los elementos internos que incluye el módulo de extracción por solventes).
- Ingeniería de detalle y construcción de Modulo de EW
- Pruebas de funcionamiento en modo manual
- Implementación de sistemas automáticos (instalación de instrumentación básica).
- Pruebas de funcionamiento de planta semi automatizada.
- Ajustes y preparación de manuales de operación.
- Soporte y capacitación a personal de la UNJBG en el funcionamiento de la planta.
- Servicios por ingeniería de montaje e instalación de los equipos suministrados.

5.2 DESARROLLO DE LA PLANTA PILOTO SX/EW

Para la realización de las pruebas, se implementó una planta piloto de capacidad 3 gal/min. (11,36 L/min.), de tal forma de simular el proceso de lavado para los cuatro trenes, escalando las principales características del lavado de la planta industrial, pero con el cambio al circuito de lavado cruzado propuesto anteriormente.

El diagrama de la planta piloto se muestra en la siguiente figura:

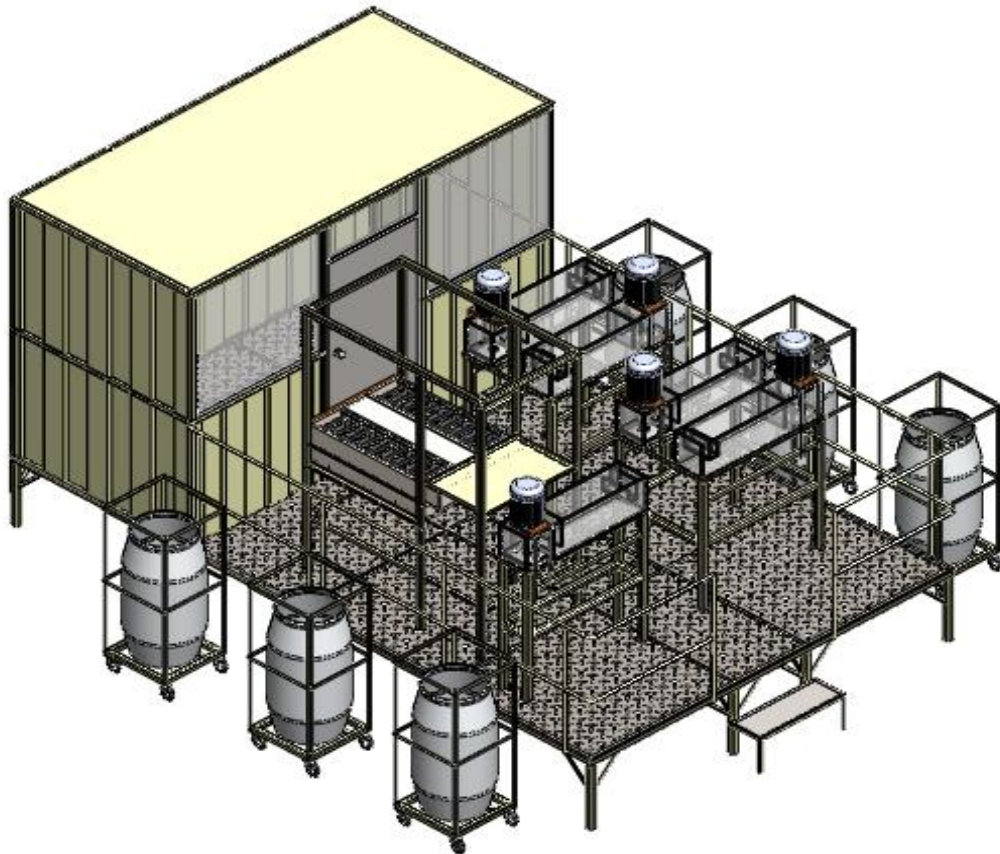


Figura 32. Diagrama Planta Piloto

Fuente : Elaboración propia

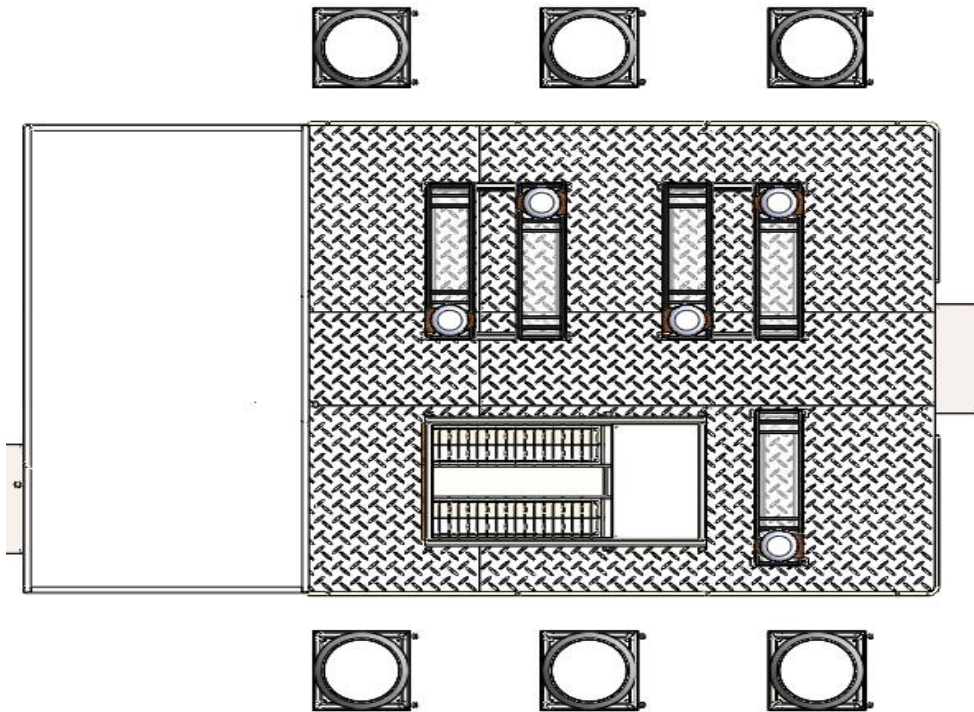


Figura 33. Vista de planta, planta piloto SX/EW

Fuente: Elaboración propia

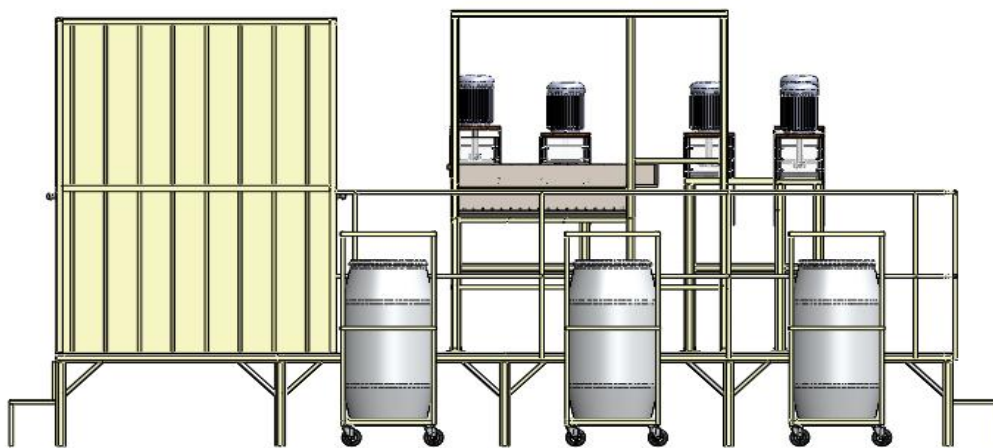


Figura 34. Vista lateral derecha planta piloto SX/EW

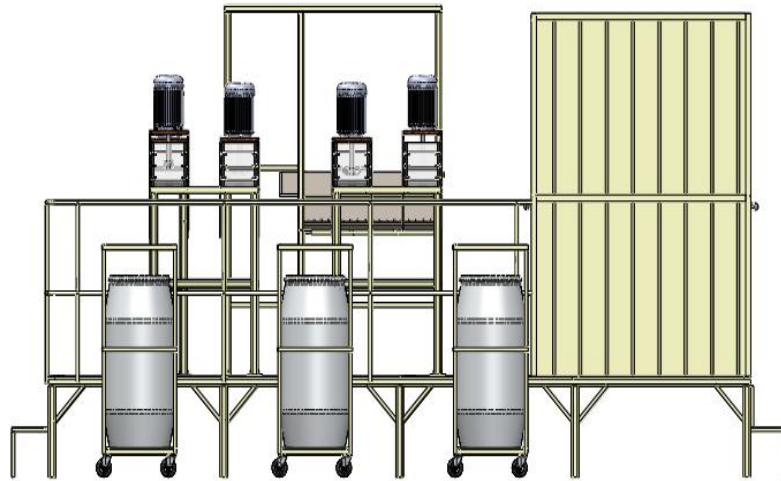


Figura 35. Vista lateral izquierda planta piloto SX/EW

Fuente: Elaboración propia

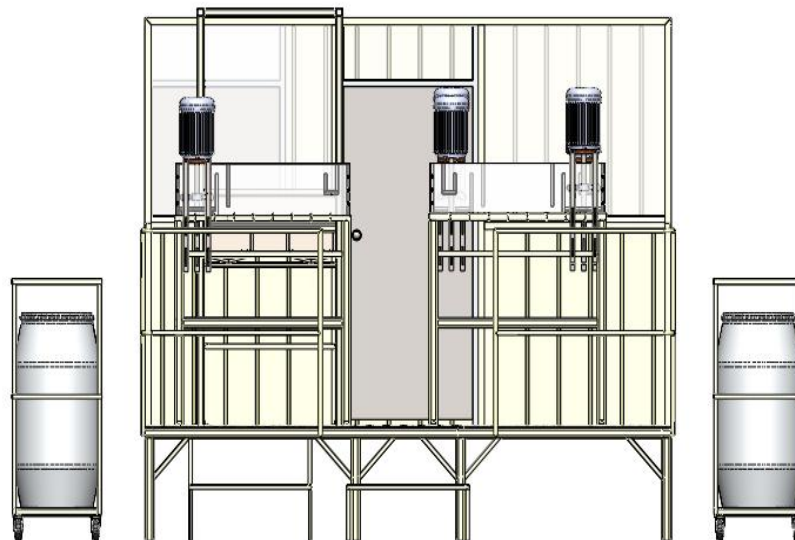


Figura 36. Vista frontal planta piloto SX/EW

Fuente: Elaboración propia

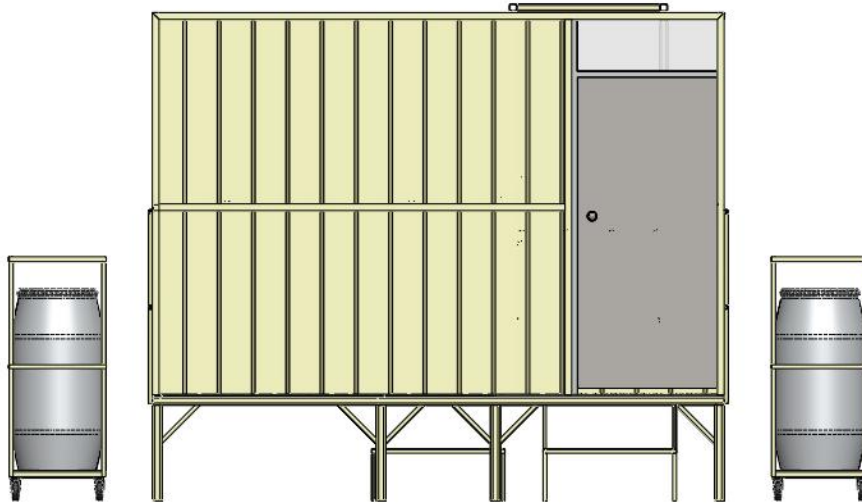


Figura 37. Vista posterior planta piloto SX/EW

Fuente: Elaboración propia

5.3 Componentes de los Módulos de SX/EW

Los componentes están especialmente diseñados para ambientes ácidos (FRP reforzados con vinil ester y resinas epoxicas, pinturas anticorrosivos de calidad con aditivos para ambiente ácidos), resistencia a trabajo industrial y bajo normas de seguridad. Además, los estanques pulmón están soportadas con estructura metálica y llantas para su traslado.

Componentes módulos de Extracción por Solventes:

- 01 Estanque pulmón de almacenamiento de PLS de 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester.
- 01 Estanque pulmón de solución orgánica 500 litros de capacidad FRP reforzados con vinil ester.
- 01 Estanque pulmón de solución refino 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester.
- 01 tanque de agua de lavado 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester.
- 05 mezcladores sedimentadores con canaletas de FRP reforzados con vinil ester y resinas epoxicas. Dimensiones : 20 cm de ancho x 82 cm de largo x 25 cm de alto con canaletas de 5 cm de ancho para descarga.
- 03 válvulas solenoides con regulación de flujo de HDP u acero inoxidable para ½ pulgada.
- 03 medidores de flujo tipo rota metro de 0 - 5 l/min de acrílico con eje de acero inoxidable.
- 08 válvulas manuales PVC, brazo palanca de ½ pulgada
- 05 agitadores con velocidad variable 50-2000 rpm. 220 voltios, 60 Hz.
- 05 swish (silbido) de nivel para tanques pulmón (nivel alto y bajo).
- 03 bombas magnéticas, impulsor HDP, eje acero inoxidable, 220 voltios, 60 Hz.

- 01 estructura metálica de armazón montaje industrial.

5.3.1 Componentes Módulo de EW

- 01 estanque pulmón de solución de electrolito gastado 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester.
- 02 tanques pulmón de solución electrolito rico con calentador de soluciones 500 litros de capacidad de FRP reforzados con vinil ester.
- 01 válvulas solenoides con regulación de flujo de HDP u acero inoxidable.
- 02 válvulas manuales PVC, brazo palanca de ½ pulgada.
- 01 filtro de electrolito con arcilla antracita y malla PVC.
- 01 bomba peristáltica, impulsor HDP, eje acero inoxidable, 220 voltios, 50 – 60 Hz.
- 01 transformador rectificador con salida análoga voltaje - amperaje (10 Vol. y 1600 A)
- 01 celda de electrodeposición con todo sus componentes eléctricos (barras de contacto, bornes de cobre)
- 04 cátodos madre de acero inoxidable de 1 m² de área sumergible
- 05 ánodos de Pb, Ca, Sn 1 m² 1 m² de área sumergible
- 01 distribuidor de electrolito

- 01 PLC micrologix 1100 de Allen Bradley
- 01 Computador personal
- 01 caja eléctrica con todos sus componentes de protección y activación eléctrica

5.3.2 Alcances del Proyecto

Dentro de los alcances del Proyecto se incluyen.

- Definición de capacidades de instalaciones y equipos.
- Diseño, fabricación y suministro de los mezcladores-decantadores, estanques completos y vertederas para fases orgánica y acuosa; incluyendo tuberías, válvulas entre etapas, bombas de procesos y todos los elementos internos que incluye la planta piloto de extracción por solventes.
- Etapa de Electrowinning (electrolito rico) con capacidad para 16tn/año, incluyendo transformador rectificador y su conexionado a celda electrolítica estándar.
- Listado general de equipos y componentes, incluyendo especificaciones técnicas y dimensiones, planos de disposición general de equipos, tuberías y válvulas.
- Soporte técnico para la configuración global de la planta piloto.

- Manual de Instrucciones de operación.

5.3.3 Criterios de diseño

Con el objetivo de establecer las distintas configuraciones y caudales que la planta piloto podrá tratar, se utilizarán parámetros estandarizado para el diseño de los equipos mezcladores decantadores.

Considerando las alternativas de producción señaladas, se empleará una celda electrolítica estándar para 16 tn/año, se establecieron los flujos a emplear en el diseño de los mezcladores decantadores en 3 L/min de solución rica; tomando en cuenta el objetivo de la planta es simular los caudales específicos de una planta industrial, se diseñarán razones de fases típicas.

Los diseños empleados de decantadores y sus elementos internos, corresponden a modelos desarrollados por terral y que han sido probados con éxito en otra planta de extracción por solventes de cobre en el país.

5.3.4 Servicio y suministros del proyecto

El desarrollo del proyecto ofrece los siguientes servicios, a través de los cuales garantiza el aporte técnico necesario, para lograr una instalación que cumpla con las expectativas de calidad de información experimental del cliente:

- Configuración global de la Planta Piloto. Definición y conciliación de capacidades de instalaciones y equipos, listado general de equipos, disposición general de los equipos, especificación técnica de los diferentes componentes de la planta.
- Suministro de los mezcladores decantadores, estanque de distribución de soluciones; electrolito rico, electrolito pobre, electrolito circulante, refino y solución rica, medidores de vertedera, piping de interconexión y válvulas, y bombas de procesos. Se incluye en el suministro celda electrolítica estándar con su respectiva barra de conexión y transformador rectificador.

Los servicios anteriores deben ser complementados por Ingeniería de montaje e instalación de los equipos suministrados además de la ingeniería e instalación eléctrica por parte del cliente.

5.3.5 Descripción de los equipos.

- **Mezcladores decantadores de diseño estándar:**

Cinco unidades, todas de iguales dimensiones, que permitirían operar bajo las configuraciones requeridas por el cliente.

Los decantadores serán diseñados con la idea de simular los flujos específicos de las plantas industriales. Los elementos internos, consideran el rango de caudales establecidos para el diseño del decantador.

Los mezcladores decantadores serán construidos en FRP moldeado de 3-4mm de espesor, con recubrimiento interior en resina vinil-éster, de resistencia apropiada a las soluciones y orgánico. Los equipos cuentan con soporte de estructuras livianas de acero. Se considera revestimiento de pinturas epóxicas de calidad industrial para las estructuras, aptas para resistir eventuales salpicaduras con soluciones y orgánico.

Los picket fences (reguilla de pvc) serán construidos con “medias cañas” de tubería de PVC y ensambladas con pernos de acero inoxidable 316s.



Figura 38. Picket fences (reguilla de pvc) del decantador

Fuente: Empresa South Service Engineers

La turbina de bombeo corresponde a una de tipo “impeller” (vista de turbinas) radial de álabes curvos, según diseño desarrollado por Ingeniería SSE y que se muestra como uno de los más eficientes en el mercado de Plantas Pequeñas.

Las turbinas se construirán en placa de PVC y ejes en acero inoxidable 316L+

Las dimensiones del mezclador sedimentador serán: 32,4 cm de ancho, 117 cm de largo y 38 cm de alto, la pared interior de separación de mezclador es de 32,4 cm, las canaletas de descarga son de 5 cm cada uno.

El accionamiento de las turbinas será con motores monofásicos de 0,25 hp potencia, 220 VAC, 50-60Hz. La transmisión de potencia y reducción de velocidad, se hará mediante poleas y correas. El diseño adoptado para las poleas, corresponde al sistema de “polea partida” que permite variar, dentro de un pequeño rango, la relación de reducción y así realizar ajustes operacionales tanto de caudal como de intensidad de agitación.



Figura 39. Vista de mezclador con su agitador

Fuente :Empresa South Service Engineers



Figura 40. Vista de operación de la celda
Fuente :Empresa South Service Engineers

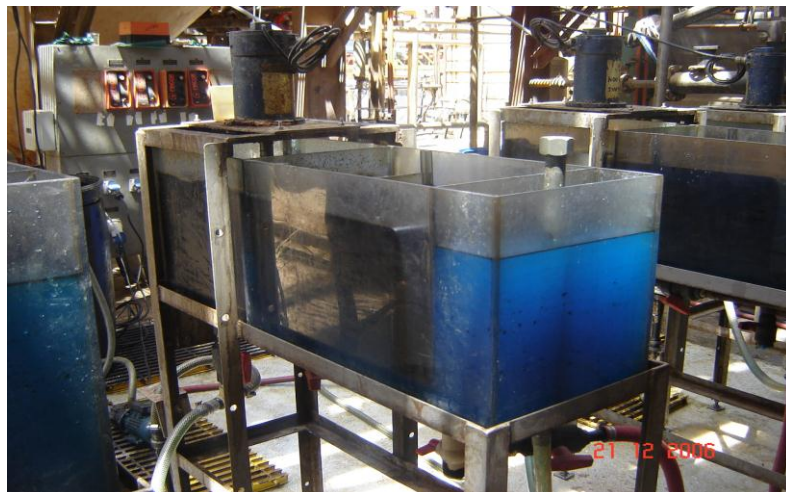


Figura 41. Operación de la celda
Fuente: Empresa South Service Engineers

Las turbinas van montadas en estructuras soportantes que permiten su nivelación, centrado y ajuste de altura en relación con el fondo de la caja.

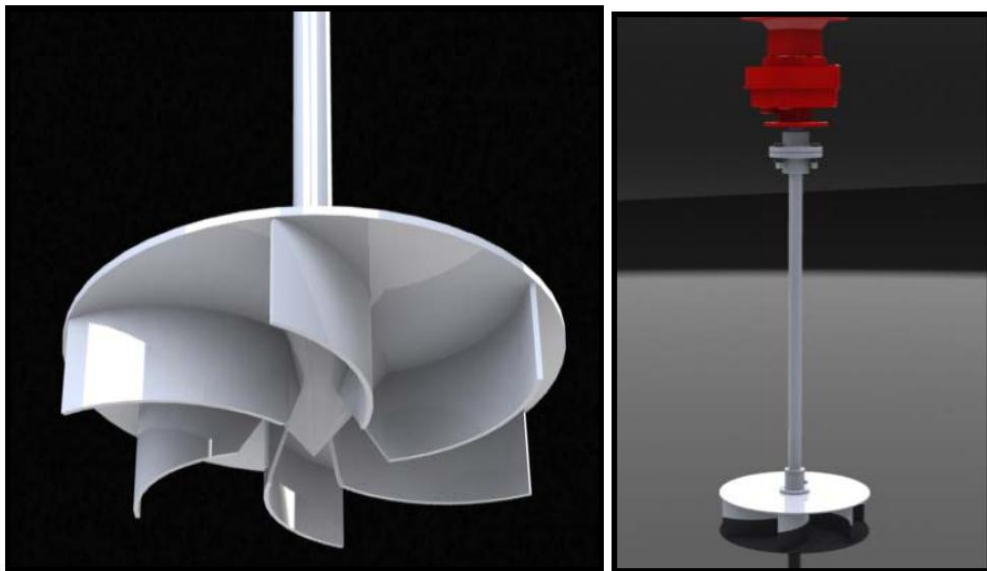


Figura 42. Vista de turbinas o Impeller

Fuente :Empresa South Service Engineers

- **Alimentación de soluciones a la Planta:**

Para permitir que la Planta pueda ser conectada a cualquier fuente de soluciones, independizándola de la presión y el caudal de esta, cuenta con “estanques de cabeza” que son dispositivos que permiten mantener una “cabeza” hidráulica constante en la alimentación a los mezcladores. Los estanques de “cabeza” deben ser ubicados en una estructura liviana, siendo construidos en FRP de 3 mm de espesor.

También se incluye un set de medidores de flujo electrolito pobre y solución rica y PLS a los mezcladores, considerando el uso de bombas para asegurar la alimentación a las etapas.

- **Alimentación de soluciones al Módulo:**

Para permitir que el modulo pueda ser conectada a cualquier fuente de soluciones, independizándola de la presión y el caudal de esta; cuenta con “estanques de cabeza” que son dispositivos que permiten mantener una “cabeza” hidráulica constante en la alimentación a los mezcladores. Los estanques de “cabeza” deben ser ubicados en una estructura liviana, siendo construidos en LDPE de 3 mm de espesor. También se incluye un set de medidores de flujo electrolito pobre y solución rica y PLS a los mezcladores, considerando el uso de bombas para asegurar la alimentación a las etapas.



Figura 43. Área de bombas de la alimentación a la planta
Fuente: Empresa South Service Engineers



Figura 44. Operación de la planta SX
Fuente : Empresa South Service Engineers



Figura 45. Medidor de flujo de entrada (*rotámetro*)

Fuente: Empresa South Service Engineers

- **Celda Electrolítica Estándar**

Se suministra celda electrolítica estándar fabricada en acero revestida en FRP, provista de 4 cátodos de acero inoxidable y 5 anodos, para satisfacer la producción señalada 16 tn/año. Se estiman 3 cosechas al mes, lo que da una producción efectiva de 16 tn/año. La celda cuenta con sus respectivos cappings boards (tablero de operación) en base a resinas vinilester.

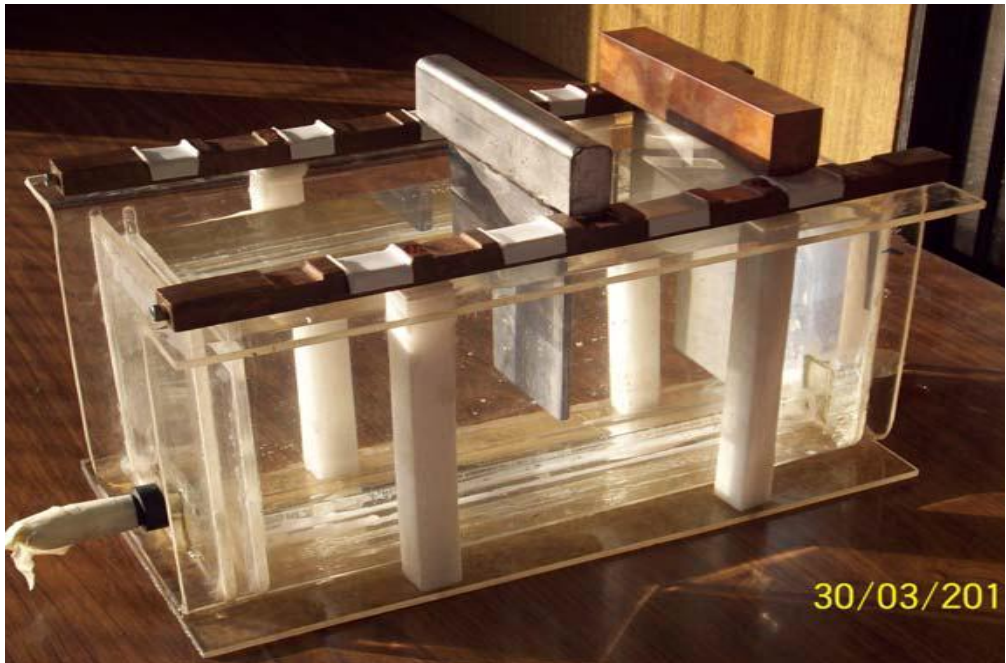
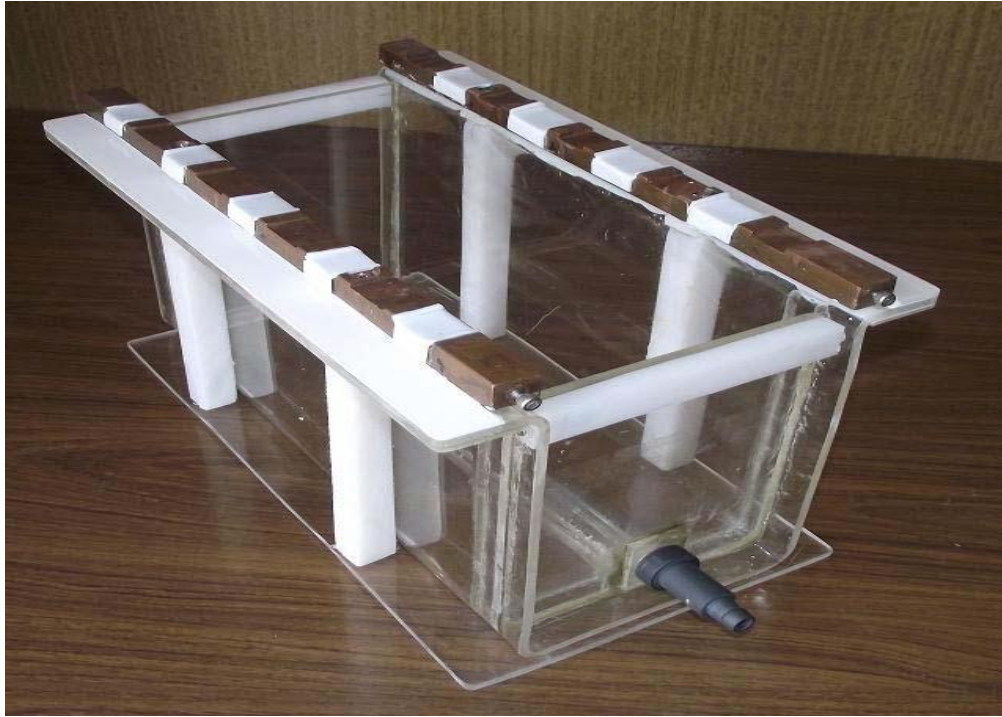


Figura 46. Celda electrolítica estándar
Fuente: Empresa South Service Engineers.

- **Transformador Rectificador**

Se considera suministro transformador rectificador típico de 10V 1600 A, lo que implica una densidad de corriente de 200 A/m^2 , para satisfacer las necesidades de cosecha supuestas. Es de gran importancia definir en detalle este punto con aprobación del cliente, ya que es un equipo crítico desde el punto de vista económico y técnico.



Figura 47. Transformador – rectificador

Fuente : Empresa South Service Engineers.

- **Uso de instrumentación de medida.**

Se considera en el proceso el uso de instrumentación instalada en campo de pH de la solución, conductividad, flujo, temperatura, variador de velocidad y nivel. El funcionamiento estará controlada por un PLC Micrologix 1100 de Allen Bradley, conectada a un computador con software de supervisión y control vía puerto de comunicación RS-232.



Figura 48. Tablero de los variadores de velocidad de los motores de los mezcladores
Fuente: Empresa South Service Engineers

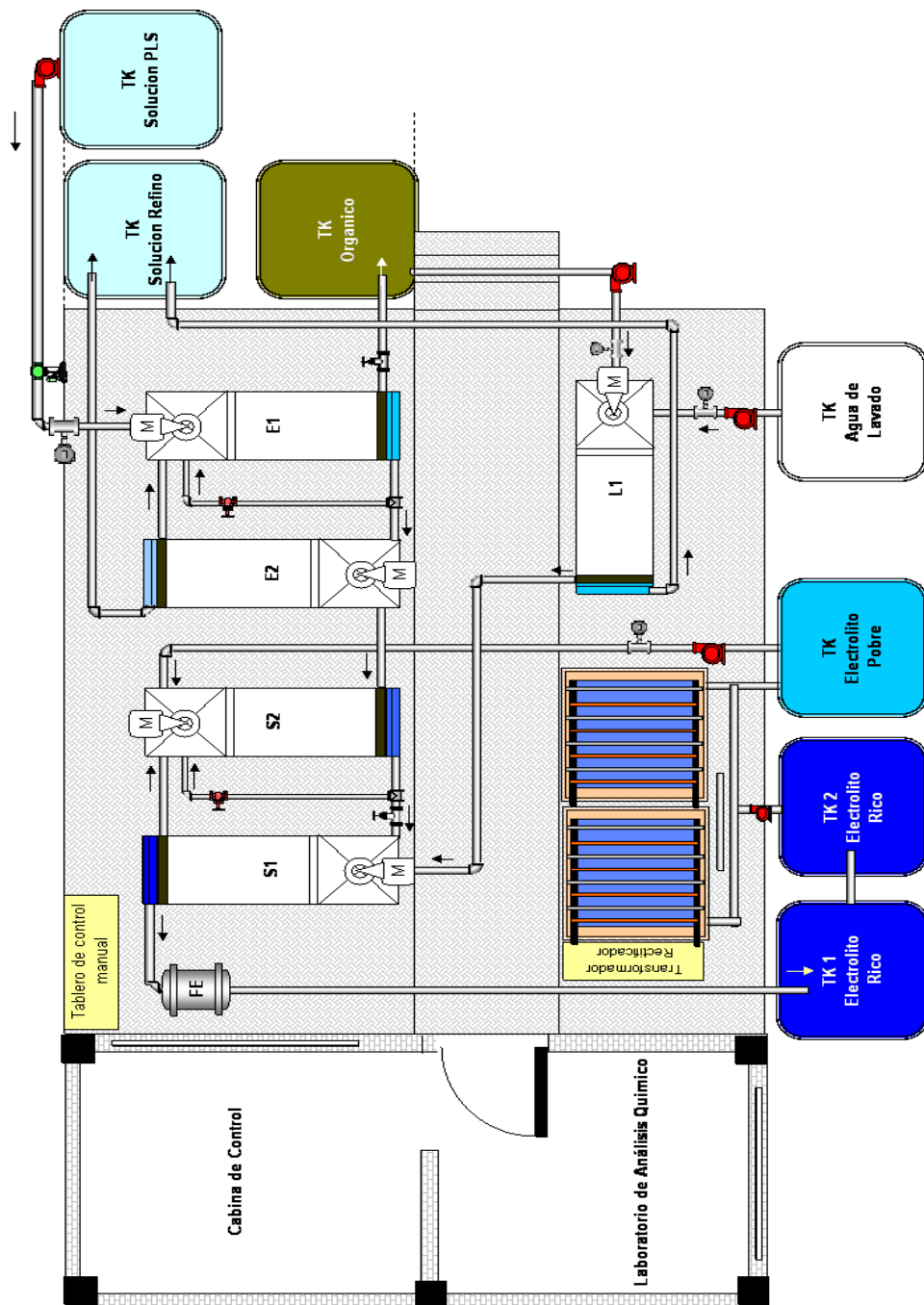


Figura 49. Distribución de los equipos de la planta
Fuente : Elaboración propia

La planta está constituida por cuatro celdas de tipo de mezclador-decantador (existentes), tal como la planta industrial, pero con el nuevo circuito de lavado. El tablero eléctrico alimenta a las bombas que impulsan el flujo de solución orgánica cargada desde los estanques respectivos (en el diagrama TK OC), además el tablero eléctrico posee los variadores que regulan la velocidad de los mezcladores (VA, VB, VC y VD). Para regular el flujo de solución orgánica, se mantiene una recirculación que devuelve flujo de esta solución a los estanques. Existe además una bomba que impulsa el agua de reposición desde el estanque de agua de reposición (TK AR) hacia la etapa de lavado A (WA). Una vez que el lavado se ha completado, la solución orgánica ya lavada se elimina del sistema (en la planta industrial pasa a la etapa de re extracción), y el agua de lavado se elimina solo de la etapa de lavado D (WD).

Cada una de las celdas del tipo mezclador-decantador correspondientes a WA, WB, WC y WD posee la siguiente configuración, con las dimensiones que se detallan a continuación:

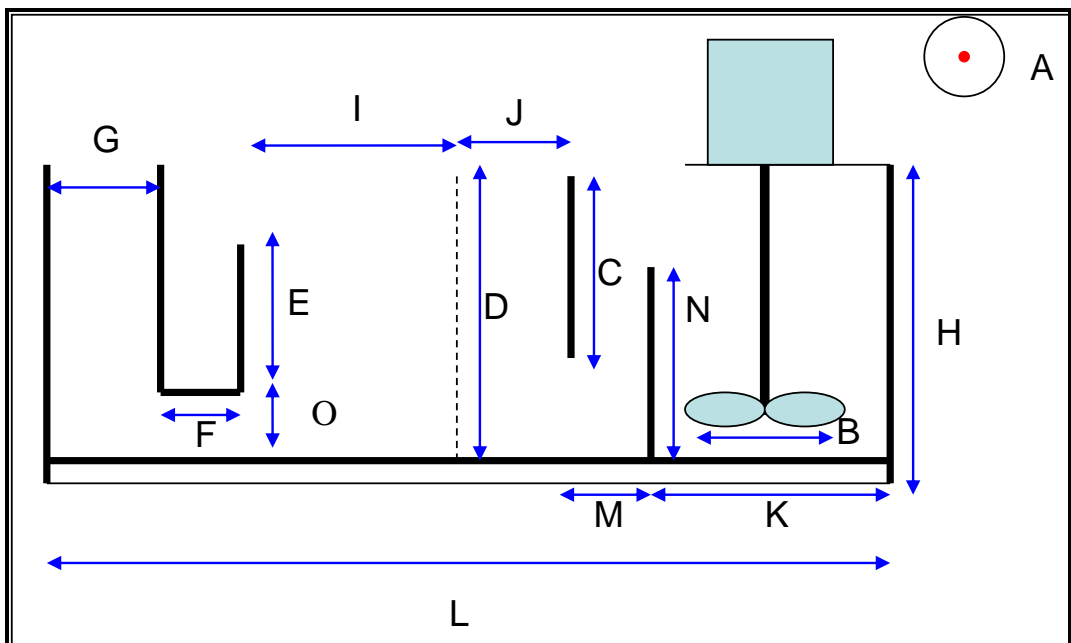


Figura 50. Dimensiones del mezclador decantador etapa de lavado
Fuente: Elaboración propia

Dimensiones mezclador sedimentador

Tabla 5.

Dimensiones de los mezcladores-sedimentadores de la planta

	Valor [cm]
Ancho (A)	32,4
Alto (H)	38
Largo (L)	127
Diámetro impeller (B)	16,2
C	32,4
D	38
E	20
F	5
G	5
H	38
I	62
J	20
K	32,4
L	130
M	2,5
N	32,4
O	6

Fuente: Elaboración propia

Las celdas de material acrílico presentan en su parte inferior, un sistema de válvulas que permite establecer recirculaciones de solución orgánica y acuosa, esta última es particularmente importante debido a que, para lograr que el circuito de lavado tenga un funcionamiento correcto, se necesita una gran recirculación de acuoso de acuerdo a los parámetros establecidos y que se mostrarán en los puntos siguientes, que se presenta en las figuras siguientes.

Diagrama de vista posterior celda con recirculaciones

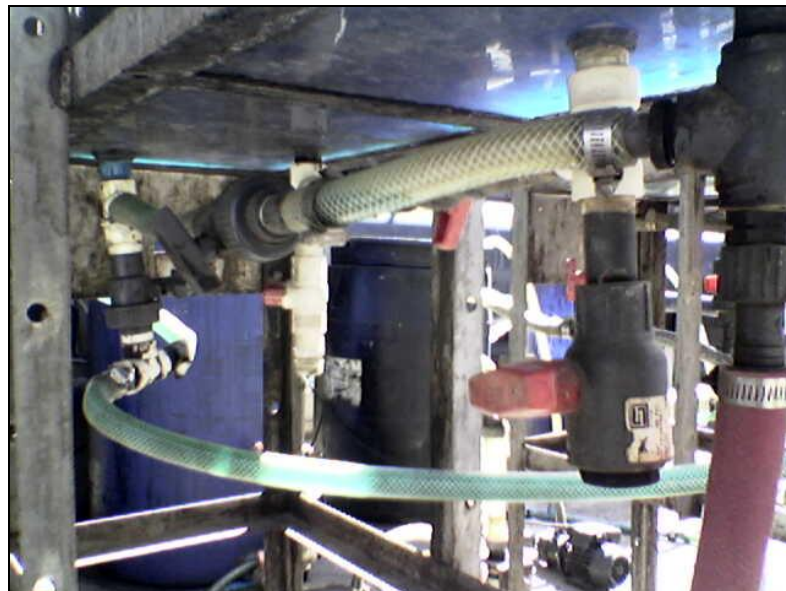


Figura 51. Vista posterior celda

Fuente: Empresa South Service Engineers

Para ayudar a mantener la proporción de solución acuosa en la celda, cada una posee un regulador de solución acuosa, que consiste en un tubo que permite regular manualmente el flujo y la altura de la solución acuosa en el decantador de acuoso, tal como se muestra en la figura siguiente:



Figura 52. Regulador de solución acuosa
Fuente: Empresa South Service Engineers.

Cada celda posee un mezclador con variador de velocidad que, además de la operación de mezclado, se encarga de realizar la succión de la solución orgánica que proviene de los estanques y la succión de la solución acuosa de la etapa anterior debido a que ambas ingresan por la parte inferior de la celda, justo bajo el eje del mezclador. Cada celda posee también una bomba de 13,6 L/min de capacidad máxima, capaz de impulsar desde un estanque de 200 L. la solución orgánica hacia la

celda y su flujo es controlado con las válvulas de recirculación que poseen los estanques, además de los flujómetros ubicados en la parte inferior de cada una de las celdas. La figura siguiente, muestra la disposición de los estanques y su recirculación:



Figura 53. Estanques de orgánico y bombas de impulsión
Fuente: Empresa South Service Engineers



Figura 54. Tablero eléctrico con variadores en su parte superior
Fuente: Empresa South Service Engineers

Para reponer el agua de lavado, se utilizó una bomba peristáltica con una impulsión variable de 10 a 100 mL/min. Esta bomba impulsaba el flujo de agua de reposición hacia el tren A, y que posteriormente está pasando a los demás celdas mediante un sistema de mangueras.

Para evacuar las soluciones, en caso de parada de planta o de emergencia por rebalse, cada celda posee una zona mezclador, zona decantador y zonas de sumidero, válvulas de evacuación de soluciones, que permiten vaciar rápidamente la etapa de lavado.

A continuación se muestran imágenes de la planta piloto instalada:



Figura 55. Vista General Planta Piloto
Fuente: Empresa South Service Engineers



Figura 56. Vista lateral de la Planta Piloto
Fuente: Empresa South Service Engineers



Figura 57. Vista superior de dos celdas de la Planta Piloto

Fuente: Empresa South Service Engineers

Materiales utilizados en la implantación de la Planta Piloto

La implantación de la piloto requiere utilizar materiales que resistan a las soluciones que pasarán por ella, esto quiere decir, de que deben ser resistentes al ácido y a la solución orgánica. Especial cuidado se tuvo para las piezas metálicas ocupadas, porque la corrosión del ácido podría haber alterado los resultados.

Con estos antecedentes se implementó la planta con los siguientes materiales:

Tabla 6.

Materiales de construcción Planta Piloto

Parte de la Planta	Material
Celdas	Acrílico
Mangueras	Mangueras de alta presión
Uniones	Plástico
Válvulas	Plástico
Abrazaderas	Acero inoxidable
Tornillos y tuercas	Acero inoxidable
Mezcladores	
Brazo	Acero inoxidable
Impeller	Acrílico
Estanques	Plástico

Fuente: Empresa South Service Engineers

5.4 Escalamiento de la Planta Piloto SX

Para que las condiciones de la etapa de lavado fueran similares a la planta industrial, se realizaron escalamientos según:

- Flujos, y
- Velocidad de mezcladores

5.4.1 Escalamiento para los flujos.

Para escalar los flujos de la planta piloto, se igualó el tiempo de residencia de la planta industrial.

El tiempo de residencia, razón que se establece entre el volumen del mezclador y el flujo total de solución que entra al mezclador, fue igualado

en la planta piloto al valor obtenido en la planta industrial, de acuerdo a sus dimensiones. Con este criterio se obtuvieron los flujos a utilizar en la entrada de solución orgánica y en la entrada de solución acuosa, que corresponde al agua de reposición para la planta piloto.

Se estableció lo siguiente:

$$T_{\text{Planta piloto}} = T_{\text{Planta industrial}}$$
$$\frac{V(m^3)_{\text{Planta_piloto}}}{Q(m/h)_{\text{Planta_piloto}}} = \frac{V(m^3)_{\text{Planta_Industrial}}}{Q(m/h)_{\text{Planta_Industrial}}} \quad [43]$$

De acuerdo esto, el tiempo de contacto íntimo de las partículas en la planta piloto sería el mismo que en la planta industrial. Se respetan para los cálculos las mismas razones O/A del mezclador, (real y operacional).

En la tabla siguiente, se muestran los valores finales ocupados en el dimensionamiento respectivo:

Parámetros de diseño planta piloto

Tabla 7.

Parámetros de diseño de planta piloto

PARÁMETROS MEZCLADOR	PLANTA INDUSTIAL		PLANTA PILOTO	
	<i>Valor</i>	<i>Unidad</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidad</i>
- Largo	8,20	(m)	32,4	(cm)
- Ancho	3,70	(m)	32,4	(cm)
- Alto	3,9	(m)	38	(cm)
- Volumen	118,33	(m ³)	34	(L)
- Flujo PLS	15	(m ³ /h)	5,67	L/min
- Flujo Orgánico	1500	(m ³ /h)	5,67	(L/min)
- Razón O/A	100,00	-	1	-
- Tiempo de Residencia	4,7	(min)	3	(min)
- Razón O/A operacional	0,9	-	0,95	-

Fuente: Empresa South Service Engineers

5.4.2 Escalamiento de la agitación del mezclador

La agitación del mezclador se llevó a cabo de dos formas, la primera fue igualar las velocidades tangenciales y se trabajó sobre este valor; sin embargo, como se trata de una etapa de lavado en que la eliminación de arrastres de partículas acuosas en la solución orgánica es muy relevante, se midieron las concentraciones de arrastres acuosos en la solución orgánica, y se comparó con la etapa de lavado de la planta industrial, obteniendo resultados similares.

Los resultados al igualar las velocidades tangenciales, se muestran en la siguiente tabla:

Dimensionamiento de la velocidad del agitador

Tabla 8.

Velocidad del agitador – decantador

MEZCLADOR	PLANTA INDUSTRIAL		PLANTA PILOTO	
- Diámetro impeller	172,5	(cm)	20	(cm)
- Agitación	55	(RPM)	474	(RPM)
- Velocidad Tangencial	298	(m/min)	298	(m/min)
- Razón O/A operacional	0.9	-	0,9	-

Fuente :Empresa South Service Engineers

DECANTADOR	PLANTA INDUSTRIAL		PLANTA PILOTO	
- Largo	29	(m)	84	(cm)
- Ancho	28,0	(m)	32,4	(cm)
- Alto	1,1	(m)	38	(cm)
- Área	812	(m^2)	1391	(cm^2)
- Flujo específico	1,87	(cm/min)	2,37	(cm/min)
- Velocidad lineal orgánico	4,8	(cm/ser)	0,2	(cm/seg)
- Altura de Orgánico en Extracción	0,31	(m)	16	(cm)
Tiempo residencia celda			8	(min)

Fuente :Empresa South Service Engineers

5.5 Puesta en Marcha de la Planta Piloto SX

Para la realización de las pruebas de lavado, se debió poner en correcto funcionamiento la planta piloto, para eso se debió ajustar los

flujos, medir velocidades de agitación, preparar las soluciones a utilizar y considerar los requerimientos de seguridad necesarios para operar.

5.5.1 Pruebas de estanquidad

Antes de comenzar a operar la Planta Piloto, se realizaron dos pruebas de estanquidad, con el fin de asegurar que no hubiese filtraciones tanto en estanques, celdas y uniones de mangueras con material plástico. Para la realización de las pruebas de estanquidad, se llenaron los estanques y las celdas con agua industrial en un 90% aproximadamente y se hicieron funcionar las bombas por 5 minutos, de forma tal que las mangueras quedaran con agua; posterior, a esto se dejó el sistema en reposo durante 10 horas y se comprobó filtraciones en el sistema. Se repararon, se repitió la prueba y se obtuvieron los resultados deseados: sin filtraciones.

5.5.2 Pruebas hidráulicas

Para comprobar el correcto funcionamiento de la Planta Piloto, se consideraron una serie de pruebas hidráulicas con el fin de que hubiese un correcto funcionamiento de los equipos, tanto de bombas como de

mezcladores. Se realizó un set de 3 pruebas hidráulicas, en que se llenaron todos los estanques y las celdas con agua industrial, se puso en marcha la planta y se observó el comportamiento de algunos parámetros esenciales. El set de pruebas incluyó:

- Comprobación del funcionamiento de bombas y flujos.
- Comprobación de mezcladores y velocidades angulares.
- Comprobación del estado general de la planta.

5.5.3 Comprobación de bombas y flujos

El correcto funcionamiento de las 5 bombas que componen la planta, requirió de una correcta instalación del tablero eléctrico, lo que incluyó cambio a enchufes tipo Legrand por razones de seguridad y aislamiento de los cables, para evitar contactos con las soluciones empleadas.

La capacidad de impulsión máxima de las bombas era muy superior a la necesaria (13,6 L/min) ,según los cálculos de escalamiento de la Planta Piloto (5,67 L/min), por esta razón las recirculaciones existentes a la salida de los estanques jugaron un rol fundamental al momento de regular los fluxómetros.

En primera instancia, con los decantadores vacíos, la zona de mezcla de las celdas a un 25% de su capacidad con agua industrial y los estanques de agua de lavado y de solución orgánica completos en capacidad, se procedió a accionar los mezcladores y las bombas una a una, según trenes A, B, C, D y bomba de agua de lavado, con una diferencia de 15 minutos por cada tren; se abrieron las recirculaciones de los estanques a un 100% y con la válvula del fluxómetro, se procedió a controlar el flujo que entraba a cada celda según escalamiento. Las bombas fueron dejadas en funcionamiento por 3 horas, llenando de agua cada 20 minutos los estanques. Se logró una estabilización de los flujos.

La bomba del agua de reposición, a diferencia del resto, tenía un funcionamiento de diafragma con una regulación de flujo de 0 a 100 mL./min. Sin embargo, para que su trabajo fuera el esperado se comprobó el flujo mediante una probeta y un cronómetro.

5.5.4 Comprobación de mezcladores y velocidades angulares

Mediante un tacómetro digital, se regularon las velocidades angulares de los 4 mezcladores. Para lograr el objetivo, una vez que las celdas se encontraban a un 50% de su capacidad con agua, se dio marcha al

funcionamiento de los mezcladores y se procedió a regular las velocidades. Dos personas debieron de participar en la prueba, debido a que un operador debía controlar en el panel eléctrico los variadores de velocidad que poseían los mezcladores y la otra persona debía controlar la velocidad mediante el tacómetro digital, directamente en la celda. Se logró así obtener un rango entre 460 y 490 RPM, sin embargo por las variaciones obtenidas en las mediciones, se decidió controlar y estabilizar este parámetro cada vez que se realizara una de las pruebas de lavado posteriores, se verificó además que los mezcladores logran impulsar y lograr la succión hacia la celda las soluciones que procedían de la etapa anterior (según el circuito de lavado) y la solución que venía de los estanques.

5.5.5 Comprobación del estado general de la planta SX

Ya con los flujos y las velocidades angulares reguladas y controladas, se procedió a realizar una prueba general de la planta, funcionando con agua industrial. Se procedió de la siguiente forma:

- a) Llenado de estanques
- b) Verificación de válvulas:
 - Válvulas de paso de soluciones abiertas.

- Válvulas de recirculación de estanque abierta.
 - Válvula de recirculación de solución orgánica y acuosa cerradas.
 - Válvulas de evacuación de soluciones cerradas.
- c) Accionamiento de la bomba de agua de reposición y medición de flujos con probeta y cronómetro.
- d) Accionamiento de bomba correspondiente al lavado del tren A, verificación de flujo.
- e) Accionamiento del mezclador correspondiente al lavado A y verificación de velocidad angular mediante tacómetro digital.
- f) Una vez en funcionamiento la etapa A se procede de igual forma a accionar el funcionamiento de la etapa B, posteriormente C y D.
- g) Se llenan los estanques periódicamente y se mantiene la planta en funcionamiento de todas las etapas en forma simultánea por dos horas.

5.5.6 Funcionamiento global de la Planta de SX

La puesta en marcha de la planta se realizó según procedimiento creado especialmente para operar. Se realizó en 8 horas de trabajo continuo e incluyó lo siguiente:

- a) Se energiza el sistema.
- b) Se comienza a llenar los estanques de solución orgánica, con sus respectivas válvulas de salida cerradas; este procedimiento se repite cada 15 minutos, de tal modo de que el estanque nunca se encuentre completamente vacío.
- c) Se comienza a llenar el estanque de agua de lavado con la proporción adecuada de agua de 75 mg/L de Cl^- y electrolito pobre.
- d) Una vez llenos los estanques, se accionan la bomba del agua de lavado y se comienza a echar adicionalmente agua de lavado en forma manual con bidones a la zona de mezclado correspondiente al tren A, con las recirculaciones de la celda abiertas, de modo que se forme una “cama” de solución acuosa en toda la celda. Esta cama debe ocupar el 70% del volumen de la celda (medido por altura).
- e) Mediante una probeta de 100 ml y cronómetro, se controla y se fija el flujo de agua de lavado para bomba correspondiente.
- f) Se pone en funcionamiento la bomba correspondiente al tren A, y con las válvulas de recirculación de flujo al estanque abierta al 100% y la válvula asociada al fluxómetro, se regula el flujo de orgánico requerido.

- g) Se pone en funcionamiento el mezclador A y se regulan las RPM con el variador de velocidad y el tacómetro digital.
- h) Con un bandómetro, se comienzan a medir la razón O/A en la zona de mezcla hasta obtener la razón deseada, para esto se recurre a la válvula de recirculación de solución acuosa ubicada en la parte inferior de la celda y al regulador de acuoso. El bandómetro, corresponde a una probeta adosada a una varilla plástica, tal como se muestra en la figura siguiente:



Figura 58. Bandómetro utilizado

Fuente: Empresa South Service Engineers

- i) Una vez obtenida la razón O/A deseada, se procede a abrir el paso de agua de lavado hacia la etapa de lavado del tren B (según circuito) y se continúa adicionando agua de lavado extra a la celda de lavado A, de modo tal que se forme una “cama” de solución acuosa en la celda de lavado B, correspondiente a un 70% del volumen de la celda.
- j) Una vez obtenido el volumen de solución acuosa deseado, se pone en funcionamiento la bomba correspondiente al tren B, con las válvula de recirculación de flujo al estanque abierta al 100% y la válvula asociada al flujómetro se regula el flujo de orgánico requerido.
- k) Se pone en funcionamiento el mezclador B y se regulan las RPM con el variador de velocidad y el tacómetro digital.
- l) Se mide la razón O/A con el bandómetro en la zona de mezcla del tren B, y chequea la razón O/A del tren A. Esta razón se regula con las recirculaciones de solución acuosa y con el regulador del nivel de acuoso, ubicado en el vertedero de solución acuosa.
- m) Cuando se obtiene la razón O/A deseada y una altura de orgánico para las celdas A y B de 13 cm. aproximadamente, el flujo de agua comienza a pasar a la etapa de lavado correspondiente al tren C.
- n) Se siguen para el tren C y posteriormente para el tren D, los pasos i) a m), teniendo dos importantes consideraciones:

- Adicional agua de lavado manualmente desde el tren A.
 - Medir siempre para todas las etapas la razón O/A.
 - No olvidar rellenar estanques de solución orgánica y acuosa constantemente, cada 15 minutos.
- o) Una vez que las cuatro etapas están en funcionamiento, la planta completa debe estar en pleno proceso durante cuatro horas. Se mantienen las razones, las “camas” de solución orgánica y se elimina la adición manual de agua de lavado.
- p) Con la planta en régimen, se pueden tomar las muestras en los vertederos.

Definición de condiciones de operación

Las condiciones de operación de la planta, fueron definidas de acuerdo a criterios de escalamiento y de criterios operacionales. En la siguiente tabla se muestran las condiciones de operación y los criterios empleados:

Condiciones de Operación

Tabla 9.
Condiciones de operación

CONDICIÓN DE OPERACIÓN	VALOR	CRITERIO EMPLEADO
O/A_{Global}	1	Según Planta Industrial
$O/A_{Operacional}$	0,95	Según Planta Industrial
Flujo de solución Orgánica	5,67 [L/min.]	Según dimensionamiento
Flujo de solución Acuosa	5,67 [L/min]	Según dimensionamiento
Velocidad agitadores	450- 500 [RPM]	Según dimensionamiento
Cama de solución acuosa en decantadores	16 [cm]	Altura que permite minimizar arrastres de solución acuosa al vertedero de solución orgánica.
Temperatura	293,15 K (promedio)	Temperatura que existía en la planta industrial en el momento de las pruebas.
pH	variable	Variable, debido a que dependía de las condiciones de acidez en la solución acuosa, de acuerdo a la prueba de lavado
Eficiencia de mezclado	95 [%]	Se consideró este valor luego de realizar

Fuente: Elaboración propi

CAPÍTULO VI

ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO

6.1 Costos de Diseño, Elaboración e Implementación de la planta piloto

Los costos, son un instrumento muy útil para evaluar proyectos metalúrgicos de inversión, así como el desarrollo del diseño, construcción y puesta en marcha de la planta piloto de SX/EW que pueden originar el proyecto, se puede determinar los costos brutos que descontando a estos los impuestos obtenemos los beneficios netos del proyecto, siendo este último, un factor determinante para la obtención de una tasa interna de retorno (TIR).

Podemos indicar que los costos de diseño, elaboración e implementación son los gastos de equipos, insumos, recursos humanos, administrativos y logísticos para obtener un producto (planta piloto), en un periodo, que puede ser de tres meses, según el requerimiento del proyecto ya sea en el diseño, elaboración o implementación del mismo.

Tan pronto se logre implementar las etapas de diseño del proyecto, es posible estimar con ciertas precisiones el costo global del proyecto, ya

que se realizarán pruebas de ajuste y optimización de funcionamiento, hasta llegar a su nivel de confiabilidad.

A continuación se mostrará algunas tablas con los costos involucrados en el diseño, construcción y puesta en marcha de la planta piloto, se ilustran gráficos de pastel y barras con el porcentaje representativo de cada ítem, una tabla resumen para ver las implicancias económicas de la planta piloto. Cabe resaltar que el costo global es bajo, en referencia a la adquisición de una planta similar o de iguales características por proveedores internacionales.

La tabla 10 muestra el resumen de los costos asociados a la fabricación de la planta piloto.

Tabla 10.

Resumen de costos de producción de planta piloto

ITEMS	DESCRIPCION	TOTAL S/.
1	Costos de personal de proyecto	47 500,00
2	Costo de estructura metálica	8 404,00
3	Costos de equipos utilizados	68 500,00
4	Costo de logística e ingeniería	4 150,00
5	Costo de componentes eléctricos	3 315,00
6	Costos de componentes de sedimentador	3 675,00
7	Costos de componentes de nave de electrodeposición	14 180,00
8	Costos por servicios	5 400,00
9	Costos de máquinas y herramientas	3 455,00
10	Costos de Tanques y fitting	3 782,00
TOTAL SOLES		S/. 162 361,00
TOTAL DOLARES (referencia 1 dólar= 3,50 soles)		\$ 46 388,83

Fuente . Elaboración propia

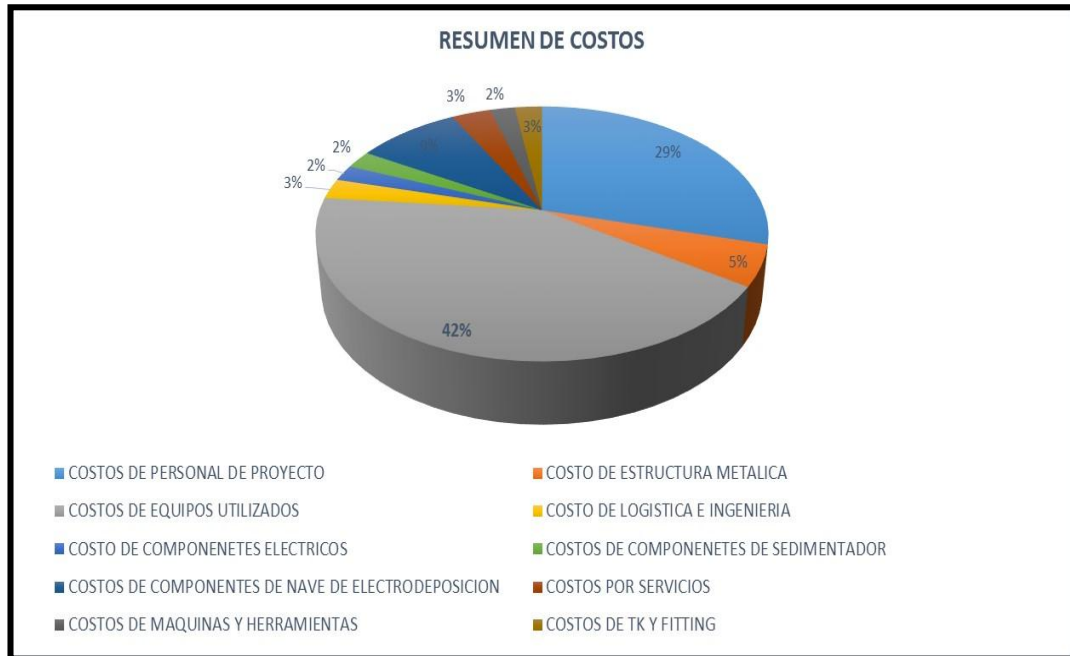


Figura 59. Gráfico de distribución porcentual de costos de resumen de fabricación de planta piloto

Fuente: Tabla 10



Figura 60. Diagrama de barras de costos del proyecto

Fuente: Tabla 10

6.2 Costos de personal o mano de obra en el proyecto

El costo está basado en el sueldo mensual de los profesionales y técnicos que participaron en el proyecto, teniendo en cuenta sueldos básicos de acuerdo a mercado laboral, sin considerar pagos por beneficios sociales u otros:

6.3 Costos de estructura metálica de la planta piloto

Corresponde a los costos asociados a la adquisición de materiales de construcción de la estructura metálica de la planta, involucra pasamanos, base metálica, piso, estructura de paredes de cabina de control, techado, estructura de soporte de los sedimentadores, estructura de soporte de nave de EW, soporte de todos los estanques pulmón de soluciones, estructura de mesas de sala de control, soporte para tableros eléctricos y estructura de puente para cosecha de cátodos.

Tabla 11.

Costos de estructura metálica de la planta piloto

DESCRIPCION	CANTIDAD	UNIDAD	UNITARIO S/.	TOTAL S/.
Tubo perfil cuadrado 2*2	25	Varilla	85,00	2 125,00
Tubo perfil rectangular 2*1	10	Varilla	65,00	650,00
Tubo redondo de 2" diámetro	10	Varilla	35,00	350,00
Plancha de acero corrugado	12	Pieza	180,00	2 160,00
Planchas corrugadas paredes	15	Pieza	55,00	825,00
Pintura anticorrosiva	3	Galón	30,00	90,00
Pintura acrílica	3	Galón	45,00	135,00
Lijar	10	Pieza	2,00	20,00
Guaiepe	2	Kilo	3,00	6,00
Planchas de 1/8	1	Pieza	45,00	45,00
Thinner	4	Galón	12,00	48,00
Pernos 1/4 *2,5"	60	Pieza	5,00	300,00
Angulo 1*1"	4	Varilla	25,00	100,00
Platina de 1,5"	2	Varilla	25,00	50,00
Soldadura cellocord, supercito	20	Kilo	10,00	200,00
Puerta completas	2	Pieza	300,00	600,00
Ventanas completas	2	Pieza	350,00	700,00
			TOTAL	S/. 8 404,00

Fuente: Elaboración propia



Figura 61. Distribución de costos de estructura metálica

Fuente. Tabla 11

6.4 Costos de logística e ingeniería

Corresponde a los costos asociados a la logística involucrada, desde la recopilación de información hasta la ingeniería de detalle, en la elaboración del proyecto.

Tabla 12

.Costos de logística e ingeniería

DESCRIPCION	CANTIDAD	UNIDAD	UNITARIO S/.	TOTAL S/.
Recopilación de información	1		200,00	200,00
Clasificación de información	1		100,00	100,00
Diagramas de flujo	5		50,00	250,00
Planos de fabricación	3		200,00	600,00
Ingeniería básica	1		1 000,00	1 000,00
Ingeniería de detalle	1		2 000,00	2 000,00
TOTAL			S/.	4 150,00

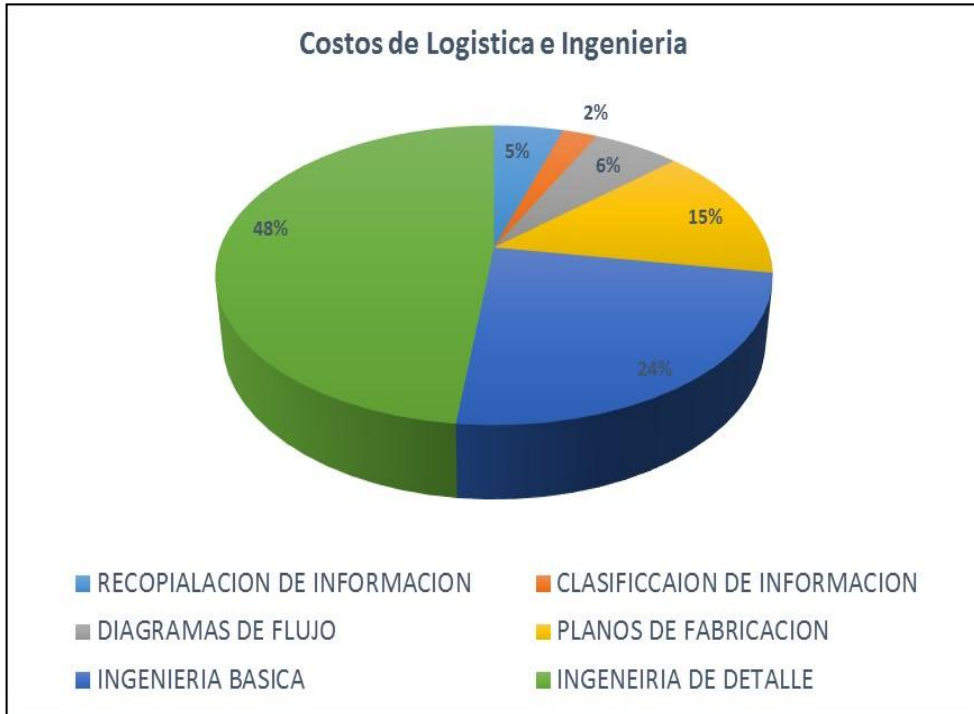


Figura 62. Distribución de costos de logística e ingeniería

Fuente: Tabla 12

6.5 Costos de equipos usados en planta piloto

Corresponde a los costos involucrados en la adquisición de equipos y componentes usados en la planta piloto.

Tabla 13.
Costos de equipos usados en planta piloto

DESCRIPCION	CANTIDAD	UNIDAD	UNITARIO S/.	TOTAL S/.
Bombas electromagnéticas	5	Equipo	3 000,00	5 000,00
Rotámetros (flujo metros)	5	Piezas	900,00	4 500,00
Transformador rectificador	1	Equipo	30 000,00	30 000,00
Variadores de frecuencia	5	Equipo	2 000,00	10 000,00
Computadora	1	Equipo	2 000,00	2 000,00
Plc	1	Equipo	1 500,00	1 500,00
Válvulas solenoides	5	Piezas	350,00	1 750,00
Motores 1 hp	5	Piezas	400,00	2 000,00
Filtro con bentonita	1	Piezas	500,00	500,00
Termómetros	2	Piezas	300,00	600,00
Calentadores	2	Equipo	150,00	300,00
Sensores de nivel swish	7	Piezas	50,00	350,00
TOTAL				S/. 68 500,00

Fuente: Elaboración propia

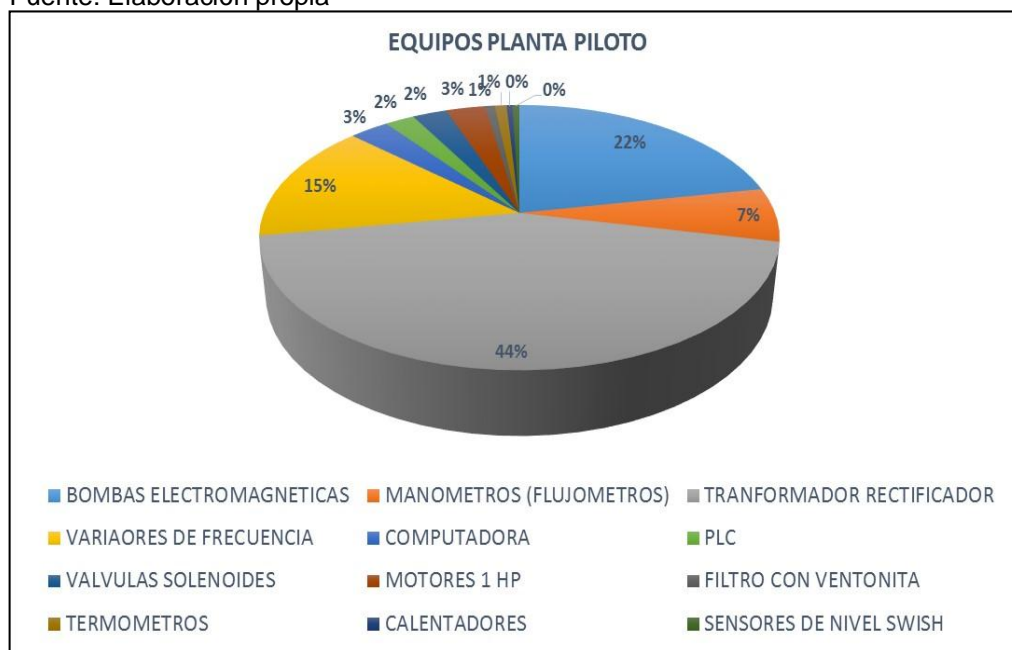


Figura 63. Gráfico de distribución de costos de equipos

Fuente: Tabla 13

6.6 Costos de componentes eléctricos del proyecto

Corresponde a los componentes e insumos eléctricos que serán usados en el armado de funcionamiento de los equipos eléctricos, como botoneras de encendidos y apagados, armado de luz de iluminación, tomacorrientes, cableados, armado de cajas eléctricas, centrales, colocación de botoneras y led de todos los equipos involucrados en la planta.

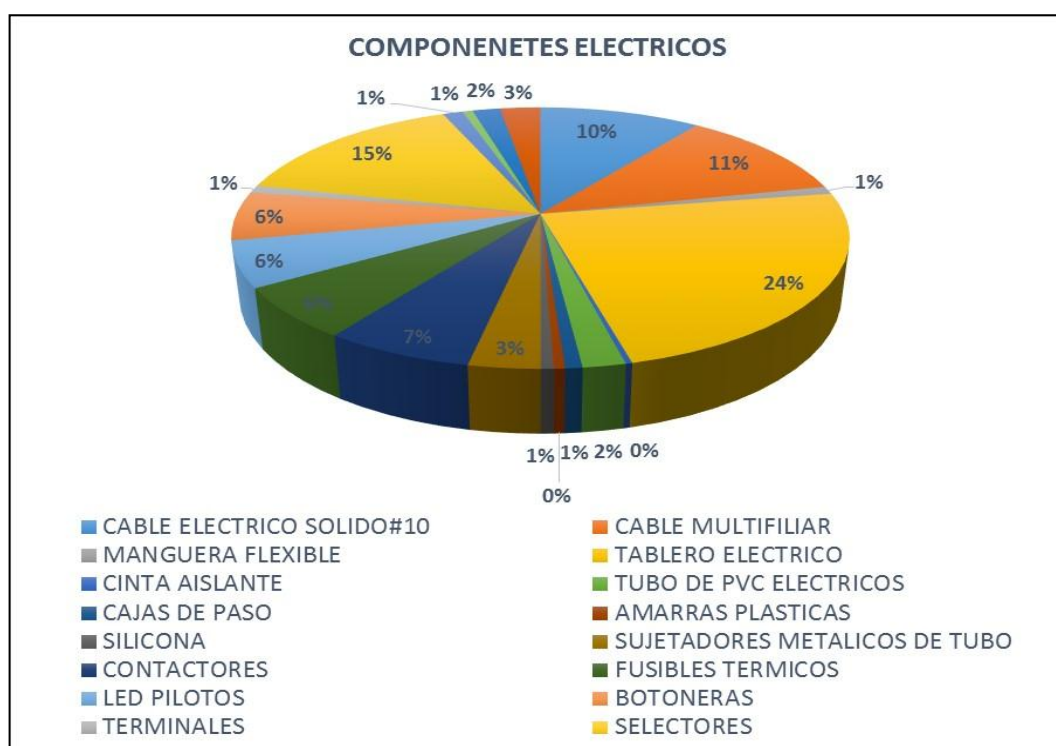


Figura 64. Gráfico de distribución de costos de componentes eléctricos

Fuente: Tabla 14

Tabla 14.

Costos de componentes eléctricos

DESCRIPCION	CANTIDAD	UNIDAD	UNITARIO S/.	TOTAL S/.
Cable eléctrico solido #10	4	Rollo	80,00	320,00
Cable multifilar	4	Rollo	90,00	360,00
Manguera flexible	1	Rollo	30,00	30,00
Tablero eléctrico	5	Caja	150,00	750,00
Cinta aislante	3	Rollo	3,00	9,00
Tubo de PVC eléctricos	20	Vara	3,00	60,00
Cajas de paso	8	Caja	3,00	24,00
Amarras plásticas	1	Bolsa	15,00	15,00
Silicona	2	Tubo	9,00	18,00
Sujetadores metálicos de tubo	50	Pieza	2,00	100,00
Contactores	6	Pieza	35,00	210,00
Fusibles térmicos	8	Pieza	25,00	200,00
Led pilotos	15	Pieza	12,00	180,00
Botoneras	16	Pieza	12,00	192,00
Terminales	60	Pieza	0,50	30,00
Selectores	6	Pieza	80,00	480,00
Tomacorriente	4	Pieza	10,00	40,00
Interruptores de pared	2	Pieza	10,00	20,00
Caja eléctrica general	1	Pieza	55,00	55,00
Fluorescentes completos	2	Pieza	40,00	80,00
Regletas	2	Vara	35,00	70,00
Canaletas	6	Vara	12,00	72,00
			Sub Total	S/. 3 315,00

Fuente: Elaboración propia

6.7 Costos fijos de servicios

Estos costos están asociados a los gastos fijos por servicio que se realizan mensualmente en la oficina – taller, correspondientes a los tres meses de actividad en que se realizó en el proyecto.

Tabla 15.

Costos fijos por servicios mensuales

DESCRIPCION	TIEMPO	UNIDAD	UNITARIO S/.	TOTAL S/.
Servicio de agua desague	3	Mensualidad	50.00	150.00
Servicio de electricidad	3	Mensualidad	300.00	900.00
Servicio de telefonía e internet	3	Mensualidad	150.00	450.00
Oficina implementada	3	Mensualidad	400.00	1 200.00
Taller metal mecánico	3	Mensualidad	600.00	1 800.00
Movilidad	3	Mensualidad	300.00	900.00
			TOTAL	S/.5 400.00

Fuente: Elaboración propia

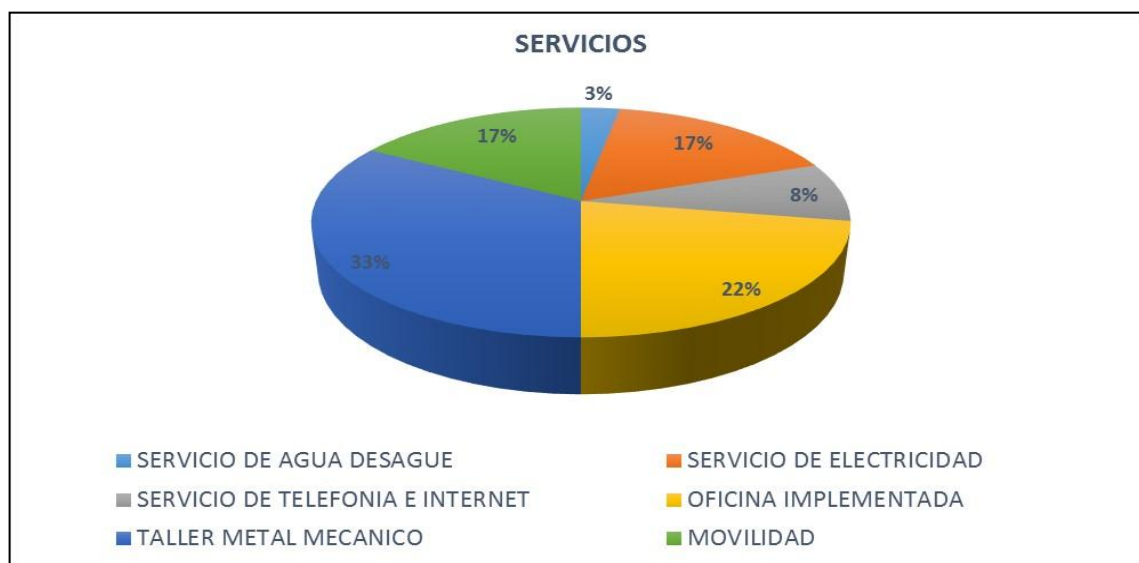


Figura 65: gráfico de distribución de costos de servicio o gastos fijos

Fuente: Tabla 15

6.8 Costos de máquinas y herramientas

Corresponde a los costos referidos a las máquinas y herramientas principales en la construcción de la planta

Tabla 16:
costos de máquinas y herramientas

DESCRIPCION	CANTIDAD	UNIDAD	UNITARIO S/.	TOTAL S/.
Máquina de soldar	1	Equipo	1 000,00	1 000,00
Esmeril de mano	3	Equipo	85,00	255,00
Taladro de banco	1	Equipo	350,00	350,00
Taladro de mano	3	Equipo	65,00	195,00
Oxicorte	1	Equipo	800,00	800,00
Caja de herramientas completa	1	Equipo	200,00	200,00
Prensa de banco - mesa metálica	1	Equipo	220,00	220,00
Soplete	1	Equipo	85,00	85,00
Compresor	1	Equipo	350,00	350,00
			SUB TOTAL	S/. 3 455,00

Fuente: Diseño de la planta piloto

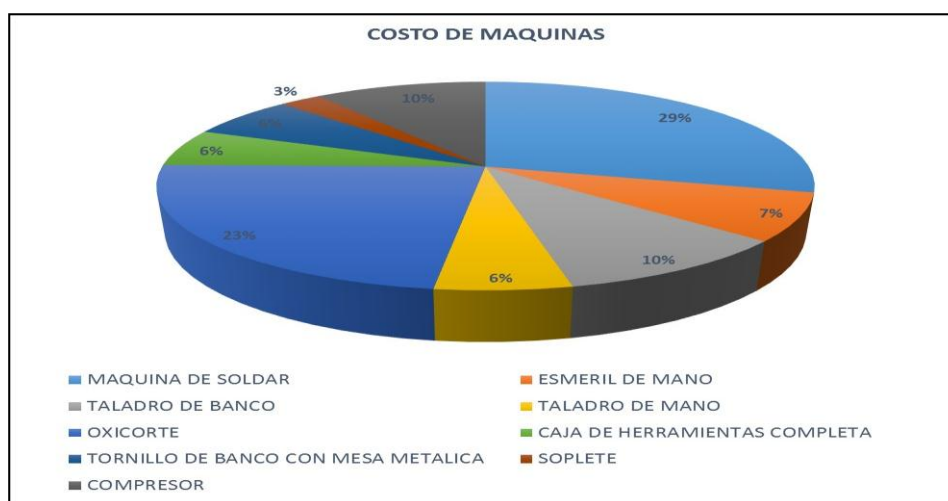


Figura 66. Distribución de costos de máquinas y herramienta

Fuente: Tabla 16

6.9 Costos de tanques de tuberías y accesorios.

Estos costos corresponden a los estanques pulmón, conexión por tuberías y mangueras, uniones, niples y válvulas manuales, por donde serán conducidos los flujos de orgánico, acuoso y agua, desde los estanques pulmón a los mezcladores sedimentadores y a la nave de electrodeposición.

Tabla 17.

Costos de tanques y fitting

DESCRIPCION	CANTIDAD	UNIDAD	UNITARIO S/.	TOTAL S/.
Tk pulmón 1m3	7	Pieza	350,00	2 450,00
Tubos de PVC 1"	6	Varilla	12,00	72,00
Manguera de HDPE 1"	20	Metros	20,00	400,00
Válvulas manuales 1"	20	Pieza	20,00	400,00
Uniones universales 1"	15	Pieza	12,00	180,00
Codos 1"	20	Pieza	5,00	100,00
Unión tipo t	10	Pieza	5,00	50,00
Cinta teflón	6	Pieza	5,00	30,00
Manguera plástica	1	Rollo	100,00	100,00
			SUB TOTAL	S/. 3 782,00

Fuente: Elaboración propia

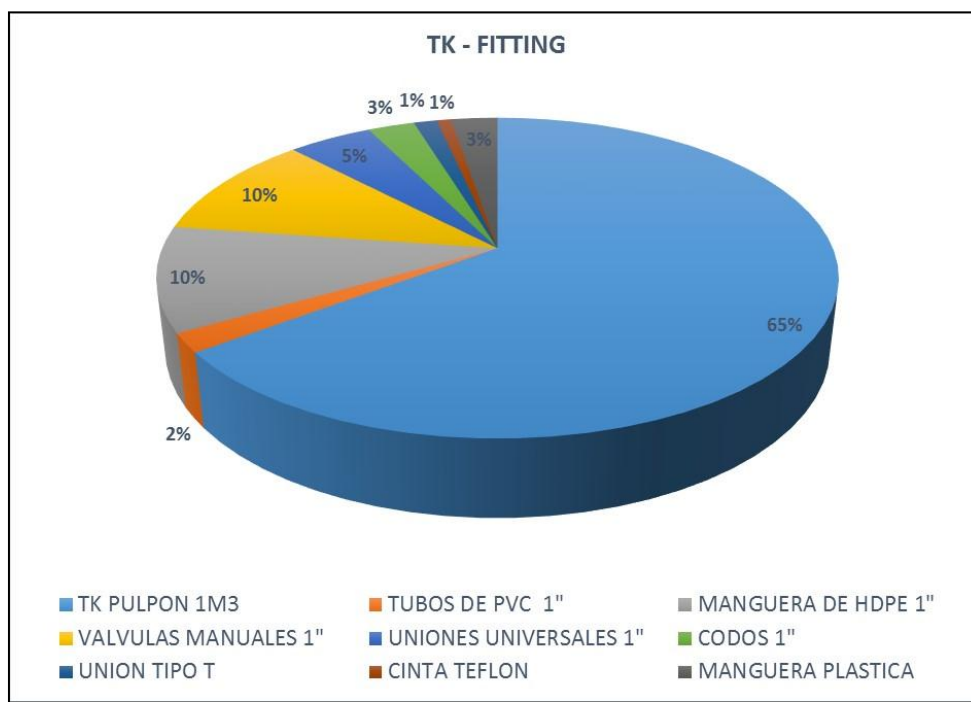


Figura 67. Distribución de costos de Tanques y fitting(tuberías y accesorios)

Fuente: Tabla 19

6.10 Costos de fabricación de mezcladores sedimentadores

Estos costos corresponden a los gastos asociados a la fabricación de los mezcladores sedimentadores, echos en acrílico de 10 mm con todos sus componentes como picket feend, vertederos o canaletas de descargas, alimentadores e impulsores.

Tabla 18.

Costos de fabricación de mezcladores -sedimentadores

DESCRIPCION	CANTIDAD	UNIDAD	UNITARIO S/,	COSTO S/.
Mezcladores de acrílico 10 mm	5	Piezas	500,00	2.500,00
Impulsores	5	Piezas	100,00	500,00
Picket feend	5	Piezas	30,00	150,00
Tapas de acrílico	5	Piezas	15,00	75,00
Pegamento industrial	1	Litro	50,00	50,00
Tornillo de acero	100	Piezas	1,00	100,00
Eje de 1/2 pulgada acero inoxidable	5	Piezas	30,00	150,00
Alimentadores	5	Piezas	30,00	150,00
			TOTAL	S/3.675,00

Fuente: Elaboración propia

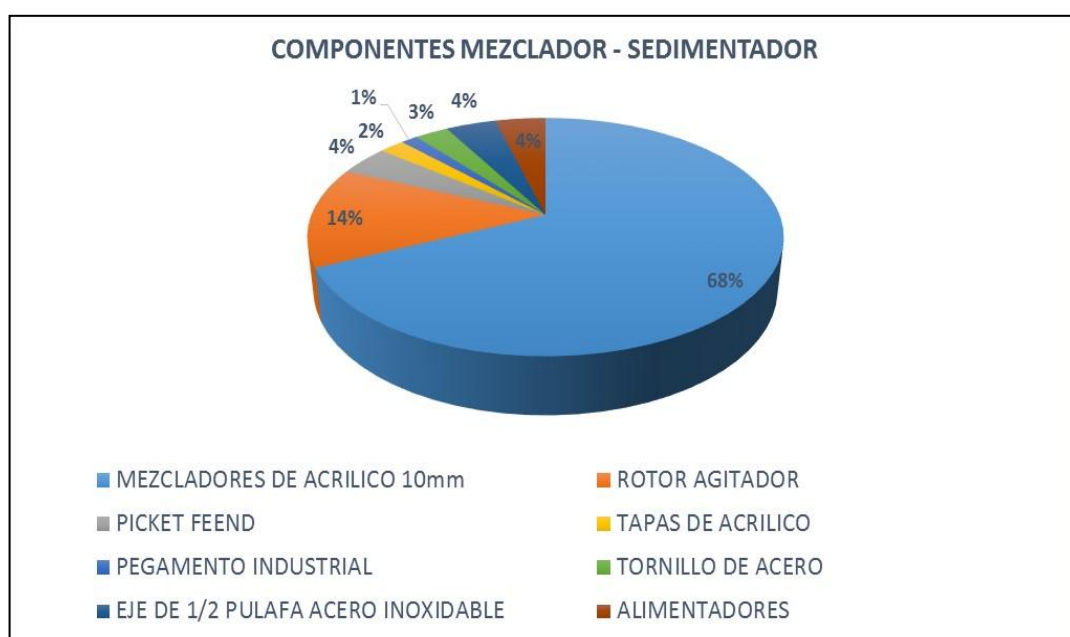


Figura 68. Distribución de costos de componentes de mezclador – sedimentador

Fuente: Tabla 1

6.11 Costos de componentes de nave de electrodeposición

Estos costos involucran la construcción de la nave de electrodeposición con sus componentes de entrada y salida de soluciones, respectivas bases para la colocación de barras de soporte de los electrodos para que los ánodos y cátodos estén fijos, borneras con pernos para sujeción de cables que serán energizados desde el transformador rectificador.

Tabla 19.

Costos de componentes de fabricación de nave de electrodeposición

Descripción	Cantidad	Unidad	Unitario S/.	Total S/.
Celda Electrodeposición (acrílico)	1	Piezas	2 000,00	2 000,00
Ánodos	5	Piezas	1 200,00	6 000,00
Cátodos	6	Piezas	750,00	4 500,00
Barras de apoyo	1	Piezas	300,00	300,00
Pegamento industrial	1	Litro	30,00	30,00
Tornillo de acero	50	Piezas	1,00	50,00
Bornes especiales con aislantes	2	Piezas	100,00	200,00
Cable de 12 mm diámetro	6	Metros	100,00	600,00
Estructura levante de cátodos	1	Piezas	500,00	500,00
SUB TOTAL				S/.14 180,00

Fuente: Elaboración propia

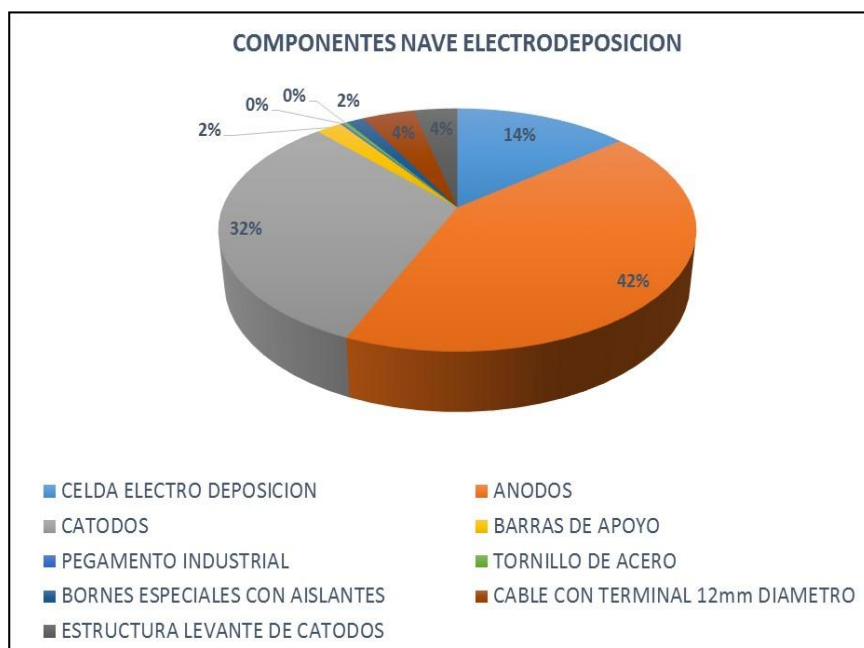


Figura 69. Diagrama de distribución de costos de celdas EW

Fuente : Tabla 19

7.- Costo beneficio del proyecto

Nuestro proyecto tesis contempla el diseño y construcción de una unidad de planta piloto de SX/EW, que permitirá mejorar y optimizar parámetros en los procesos involucrados, realizar un mejor control visual de los fenómenos, probar nuevas estrategias de control, y además producir cátodos de cobre de alta pureza. Por tanto es una buena alternativa para los pequeños y medianos mineros que quieran aplicar esta tecnología y también sirva el diseño para escalar a plantas de mayor capacidad.

Nuestro proyecto tiene como objetivo mejorar y optimizar parámetros para producir cátodos de cobre de alta pureza.

A continuación se presenta un flujo de caja para los primeros 5 años de operación.

La inversión para la instalación de la planta piloto es de 46 000 dólares. Las ventas proyectadas para el primer año son de 16 toneladas y para los siguientes años se estima que las ventas aumentarán 3 % anual.

Para el ingreso por ventas se ha considerado el precio actual del mercado, que es de 4 623,25 dólares/tonelada.

Tabla 20:
Flujo de caja

Años	0	1	2	3	4	5
Toneladas		16,00	16,48	16,97	17,48	18,01
Ingresos		73 972,00	76 191,16	78 476,89	80 831,20	83 256,14
Gastos		24 000,00	24 720,00	25 461,60	26 225,45	27 012,21
Utilidad antes de I. R.		49 972,00	5 471,16	53 015,29	54 605,75	56 243,93
Imp. Renta		13 992,16	14 411,92	14 844,28	15 289,61	15 748,30
Utilidad neta		35 979,84	37 059,24	38 171,01	39 316,14	40 495,63
Flujo de caja	-46 000	35 979,84	37 059,24	38171,01	39 316,14	40 495,63

Fuente: Elaboración propia.

$$VAN = \frac{35\,979,84}{1+0,15} + \frac{37\,059,24}{(1+0,15)^2} + \frac{38\,171,01}{(1+0,15)^3} + \frac{39\,316,14}{(1+0,15)^4} + \frac{40\,495,63}{(1+0,15)^5} - 46\,000 = 81\,019,60$$

$$TIR = 76\%$$

Los parámetros del VAN y el TIR indican que el proyecto es rentable por lo que se propone el diseño y construcción de esta planta piloto para la obtención de cobre electrolítico mediante solventes y electrodeposición.

CONCLUSIONES

1. Se ha Diseñado y construido una Planta Piloto de Extracción por solventes y electrodeposición para fines de capacitación, investigación y producción en la hidrometalurgia del cobre.
2. Realizada la ingeniería básica y detallada en la fabricación de los módulos de extracción por solventes y electrodeposición de cobre, se está en condiciones para realizar escalamientos y diseñar plantas pilotos más grandes o realizar plantas de producción pequeñas y medianas
3. La construcción y puesta en marcha de este tipo de plantas pilotos, son una alternativa de producción a pequeños y medianos mineros que desean producir cobre metálico y no solo comercializarlos como mineral.
4. Durante la operación de la planta piloto, se ha logrado experimentar nuevas estrategias de operación y ha permitido mejorar y aumentar la eficiencia de producción, ya que se ha probado distintas configuraciones y fenómenos que ocurren durante la operación de la

planta, conociendo mejor el funcionamiento, causas o fallas que se dan en la operación de este tipo de plantas.

5. La planta dispone de módulos flexibles (conexiones rápidas en SX), con la finalidad de establecer las distintas configuraciones y caudales que la Planta Piloto pueda tratar. Se utilizó parámetros estándares y criterios de diseño, las cuales fueron optimizadas en la puesta en marcha y funcionamiento de la planta.
6. Queda pendiente la implementación de los sistemas de control automático de la planta que se llevara a cabo en una segunda etapa del proyecto.
7. Las pruebas efectuadas cumplen los objetivos de proporcionar rangos aceptables de resultados metalúrgicos en las etapas y escalamientos, nos permite dar un soporte y alternativas de fabricación de diversas capacidades de producción de acuerdo a la demanda de los pequeños y medianos mineros
8. Gracias al aporte de los profesionales y técnicos que participaron en el proyecto, se está en condiciones de diseñar, fabricar y desarrollar,

productos con tecnología nacional que puedan ser comercializadas a nivel nacional e internacional.

9. El bajo costo del proyecto (S/. 162 341,00), aproximadamente US\$ 46 000, en comparación a una planta fabricada en el extranjero con las mismas características que superan los US\$ 100 000 dólares, hace que sea una alternativa técnica - económica aceptable en el mercado nacional y accesible a los pequeños, medianos mineros, instituciones educativas y centros de investigación.

10. En una segunda fase del proyecto, se implementarán los sistemas de control que permitirán mayores niveles de control, como lazos estabilizantes y optimizantes que permitan desarrollar mejoras al actual funcionamiento de la plantas de SX/EW.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Acevedo F. (2000). The use of reactor in biominigproceses. Electric Journal of Biotechnology. 3 184- 190. Disponible en internet:<http://ejbiotechnology.uvc.cl/content/vol13/issue3/full/4/>.
- Acevedo, F. y Gentina, J.C. (2005). Biolixiviación de minerales de cobre. In: Fernando Acevedo y Juan Carlos Gentina (Editores). Fundamentos y Perspectivas de las Tecnologías Biomineras. 25-43.
- Aminian H., C. Bazin, D. Hodouin, C. Jacob, (2000). Simulación de una SX-EW Planta Piloto. Hidrometalurgia, Vol. 56:13 - 31.
- Astudillo, C., Acevedo, F.(2008). Adaptation of *Sulfolobusmetallicus* to high pulp densities in the biooxidation of a flotation gold concentrate. Hydrometallurgy 92, 11-15.
- Auck, Y. Y Wadsworth, M. (1974) factores físicos y químicos en la producción de cobre lixiviación en botaderos. Simposio Minería Soluciones, AIME.
- Ballester, A. (2005). Mecanismo de la biolixiviación. Fundamentos y perspectivas de las tecnologías mineras. Valparaíso, Chile: Ediciones Universitarias de Valparaíso, p. 9-24.
- Barrett, J., Ewart, D.K., Hughes, M.N. & Poole, R.K., (1993). Chemical and

biological pathways in the bacterial oxidation of arsenopyrite. FEMS Microbiol Rev. Vol 11. Pp 57-62.

Brahmaprakash, G.P., Devasia, P., Jagadish, K.S., Natarajan, K.A., Rao, G.R., (1988). Development of Thiobacillusferrooxidans ATCC 19859 strains tolerant to copper and zinc. Bulletin of Materials Science. Vol 10. Pp 461–465

Casas, J. (1996) Modelación de Procesos de (Bio) Lixiviación de Minerales de Cobre en Pilas y Botaderos. Tesis para optar al grado de doctor en ciencia de la ingeniería mención química. Universidad de Chile.

Casas,J.(1996) Especiación en sistemas de lixiviación aplicado a minerales de cobre. Apunte de Hidrometalurgia, U. de Chile.

Curso interactivo para la operación en la unidad de electro obtención de Codelco norte Chuquicamata. Superintendencia SX-EW gerencia hidrometalurgia, Calama – Chile 2004

Daoud J, Karamanev D (2005) Formation of jarosite during Fe²⁺ oxidation by Acidithiobacillusferrooxidans. Min Eng 19:960–967

Das T, Ayyappan S, Chaudhury G.R.(1999). Factors affecting bioleaching kinetics of sulfide ores using acidophilic micro-organisms. BioMetals, 12. 1-10.

Das T, Ayyappan S, Chaudhury G.R.(1999). Factors affecting bioleaching

- kinetics of sulfide ores using acidophilic micro-organisms.
BioMetals, 12. 1-10.
- Das T, Ayyappan S, Chaudhury G.R. (1999). Factors affecting bioleaching kinetics of sulfide ores using acidophilic micro-organisms.
BioMetals, 12. 1-10.
- Das, A., Modak, J.M., Natarajan, K.A., (1999). Surface chemical studies of Thiobacillusferrooxidans with reference to copper tolerance.
Antonie van Leeuwenhoek Vol 73. Pp 215–222.
- Deveci, H. (2004). Effect of particle size and shape of solids on the viability of acidophilic bacteria during mixing in stirred tank reactors.
Hydrometallurgy 71 385–396.
- Diplomado de automatización y control de plantas metalúrgicas. curso de extracción por solventes, Roberto Alfaro cortes, Tacna, mayo 2011
- Diseño, construcción y puesta en marcha de unidad de extracción por solventes y electro obtención para laboratorio metalúrgico.
Universidad católica del norte Antofagasta – Chile, departamento de ingeniería metalúrgica – 1997.
- Electro obtención del cobre. Relator Alonso arenas fuentes, Ing. Civil metalurgista, Antofagasta. Julio de 1995
- Escalamiento de diseño de planta de SX. Nilton Barrera Rivera, Antofagasta – Chile 2009.

Extracción por solventes, relatores: Roberto Alfaro Cortes, Gerardo Ramírez, Calama Chile. mayo 2004

FathiHabashi, Curso Internacional “Avances De La Metalurgia Del Oro”
Lima, 03 De Diciembre del 2010.

FathiHabashi, Metalurgia Extractiva del Oro, A Textbook of Hydrometallurgy, 2nd edition, Laval University, Quebec City, Canada February 1999.

Flett, D. S., (2005). Extracción por Solventes en hidrometalurgia: El papel de los extractantes.

Gómez, C., Blazquez, M.L., Ballester, A., (1999). Bioleaching of a Spanish complex sulphide ore bulk concentrate. Minerals Engineering. Vol 12. Pp 93–106.

Gómez, J.M. y Cantero D. (2005). Biooxidación del ión ferroso. In: Fernando Acevedo y Juan Carlos Gentina (Editores). Fundamentos y Perspectivas de las Tecnologías Biomineras. 25-43.

Gómez, J.M. y Cantero D. (2005). Biooxidación del ión ferroso. In: Fernando Acevedo y Juan Carlos Gentina (Editores). Fundamentos y Perspectivas de las Tecnologías Biomineras. 25-43.

Gómez, J.M. y Cantero D. (2005). Biooxidación del ión ferroso. In: Fernando Acevedo y Juan Carlos Gentina (Editores). Fundamentos y Perspectivas de las Tecnologías Biomineras. 25-43.

- Gómez, J.M. y Cantero D. (2005). Biooxidación del ión ferroso. In: Fernando Acevedo y Juan Carlos Gentina (Editores). Fundamentos y Perspectivas de las Tecnologías Biomineras. 25-43.
- Gómez, J.M. y Cantero D. (2005). Biooxidación del ión ferroso. In: Fernando Acevedo y Juan Carlos Gentina (Editores). Fundamentos y Perspectivas de las Tecnologías Biomineras. 25-43.
- Hayward, T., Satalic D.M., Spencer, P.A. (1997). Engineering, equipment and materials: Developments in the design of a bacterial oxidation reactor. *MineralsEngineering*, 10, 10. 1047-1055.
- Manual de operaciones extracción por solvente. Preparado por Arturo ordenes A., Antofagasta - Chile 1998
- Meruane G. (2002). Oxidación bacteriana de sulfato ferroso con *Acidithiobacillusferrooxidans*. Tesis de Doctorado en Ciencias de la Ingeniería. Mención Química. Universidad de Chile. Chile, 102 pp.
- Nemati, M. Webb, C.(1997) UN modelo cinético de oxidación biológica de hierro ferroso de *Thiobacillusferrooxidans*, biotecnología y Bioingeniería, Vol 53 (5) págs. 478-486.
- Oscar Benavente.(2004)“Proceso Lixiviación” Antofagasta, Universidad Católica del Norte, Facultad de Ingeniería y Ciencias Geológicas, Departamento de Ingeniería Metalúrgica.
- Ossa M. (2004). Biolixiviación de sulfuros (pirita-arsenopirita) utilizando

cepas nativas de acidófilos como pretratamiento, para el beneficio de metales preciosos, mina El Zancudo, Titiribí, Antioquia. Tesis de Maestría, Biotecnología. Universidad Nacional de Colombia- Sede Medellín.

Rawlings, D.E. (2003). Biomineralization of metal-containing ores and concentrates. *TRENDS in Biotechnology*. 21 38-45.

Rawlings, D.E. (2004). Bioleaching, the improvement of bioleaching organisms and the molecular biology of *Acidithiobacillus Ferrooxidans*. *International biodeterioration & biodegradation*. 37, Issues 1-2 133.

Rossi G. (2001). The design of bioreactors. *Hidrometallurgy*. Vol. 59. 217-231.

Shafer J. L., M. L. Blanco y C. L. Caenepeel, (1979) "la aplicación de la disminución de los recursos básicos Modelo de Óxido de Cobre lixiviación". *Min. Ing.* Vol 31 (2), p. 165-171.

Valencia, P., Acevedo, F. (2008). Are bioleaching rates determined by the available particle surface area concentration?. *World J Microbiol Biotechnol*. 25 101–106.

ANEXO

Id	Modo de tarea	Nombre de tarea	Duración	Comienzo	24 nov '14			22 dic '14			19 ene '15	
					S	X	D	J	L	V	M	S
1		FASE 01 : Preparación de la Investigación	10 días	jue 11/12/14								
2		El problema	10 días	jue 11/12/14								
3		Titulo	10 días	jue 11/12/14								
4		Planteamiento del problema	10 días	jue 11/12/14								
5		Justificación	10 días	jue 11/12/14								
6		Limitaciones	10 días	jue 11/12/14								
7		Objetivos	10 días	jue 11/12/14								
8		Generales	10 días	jue 11/12/14								
9		Especificos	10 días	jue 11/12/14								
10		Hipotesis	4 días	jue 11/12/14								
11		Marco Teórico	15 días	vie 26/12/14								
12		Consideraciones generales	6 días	vie 26/12/14								
13		Bases teóricas	4 días	mar 06/01/15								
14		Definicion de terminos	3 días	mar 06/01/15								
15		Fundamentos bibliograficos	6 días	vie 09/01/15								
16		Metodología	15 días	jue 25/12/14								
17		Tamaño de muestra	10 días	vie 26/12/14								
18		Tipo de investigación	5 días	lun 12/01/15								
19		FASE 02 : Actividades a realizar	130 días	jue 08/01/15								
21		Ingenieria basica y conceptual diseño	7 días	jue 08/01/15								

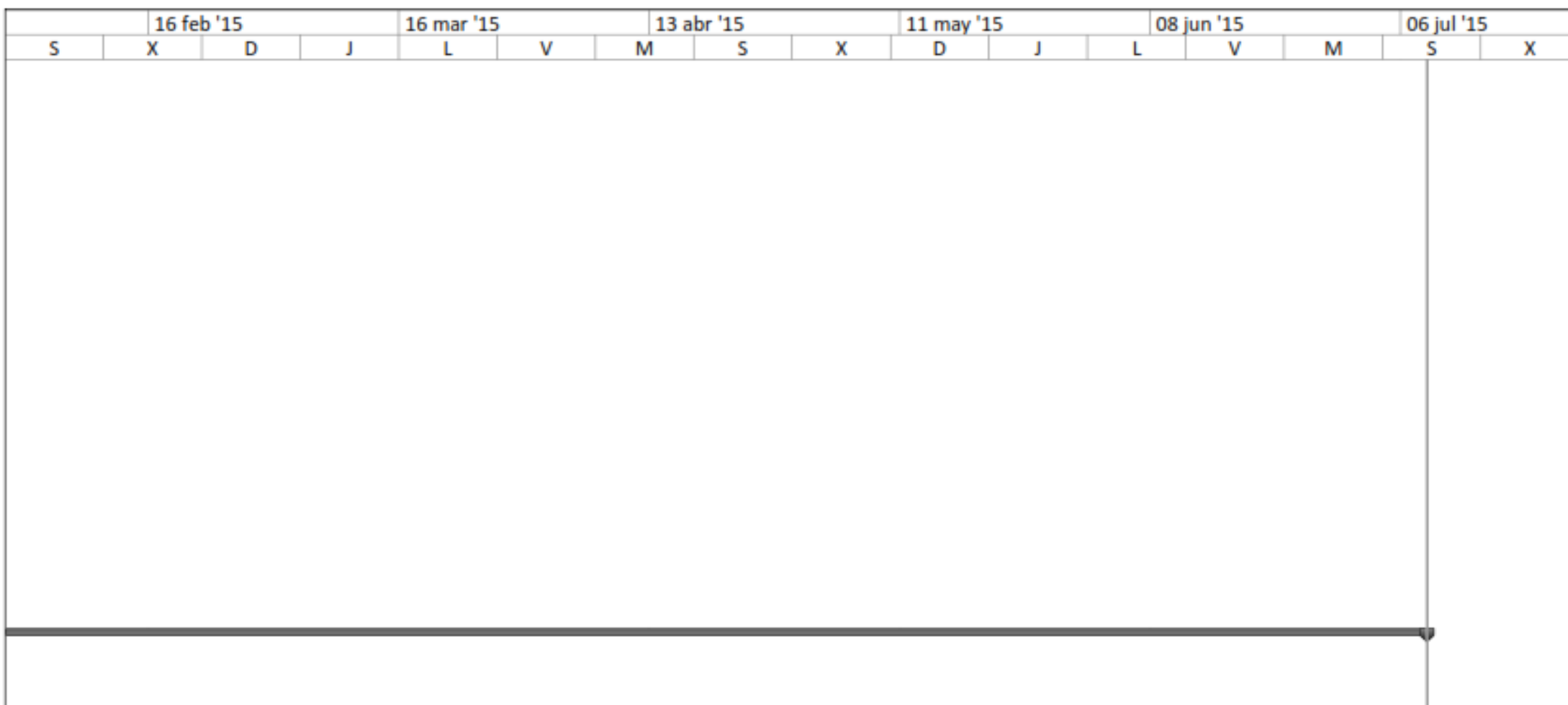
Proyecto: tesis de planta piloto
Fecha: mié 28/09/16

Tarea		Resumen inactivo	
División		Tarea manual	
Hito		Sólo duración	
Resumen		Informe de resumen manual	
Resumen del proyecto		Resumen manual	
Tareas externas		Sólo el comienzo	
Hito externo		Sólo fin	
Tarea inactiva		Fecha límite	
Hito inactivo		Progreso	

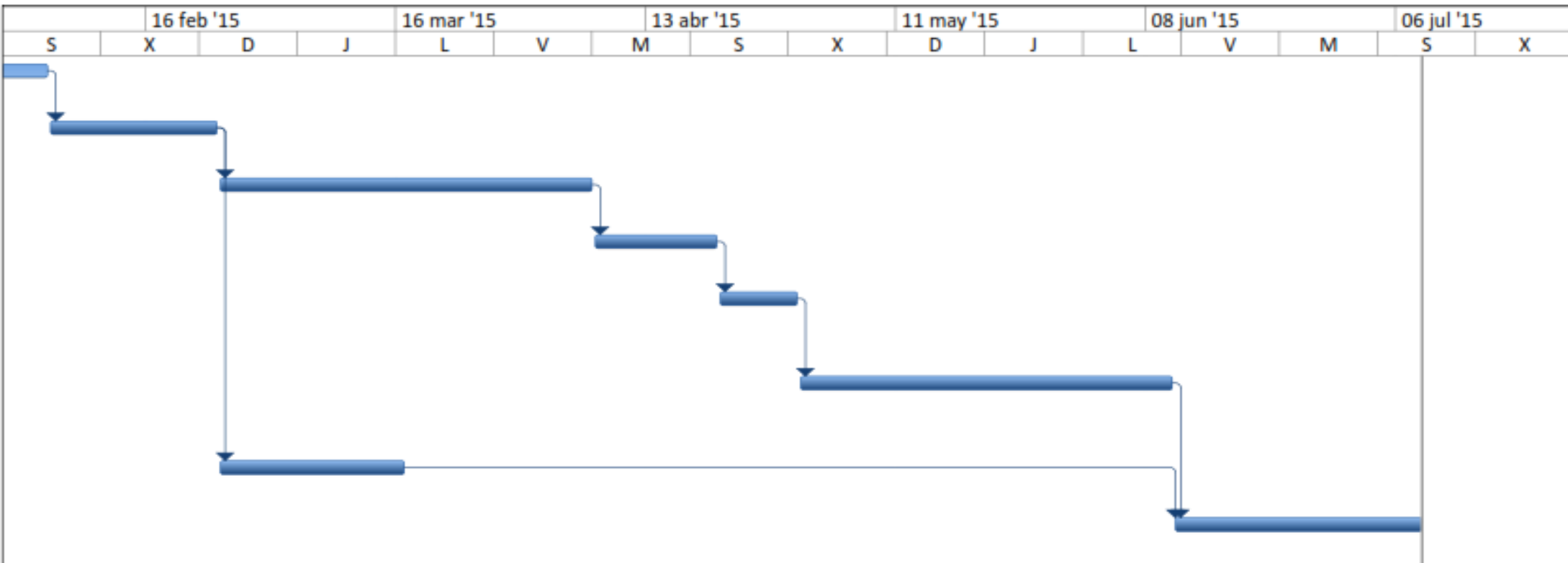
Id	Modo de tarea	Nombre de tarea	Duración	Comienzo	24 nov '14			22 dic '14			19 ene '15	
					S	X	D	J	L	V	M	S
22		Ingenieria de detalle y construcción de modulo Sx	13 días	lun 19/01/15								
23		Ingenieria de detalle y construcción de modulo EW	13 días	jue 05/02/15								
24		Pruebas de funcionamiento en modo manual	30 días	mar 24/02/15								
25		Ajuste y preparacion de manuales de operación	10 días	mar 07/04/15								
26		Soporte y capacitacion a personal de la empresa cliente en el funcionamiento de la palnta	7 días	mar 21/04/15								
27		Ingenieria de montaje e instalaciones de los equipos suministrados	30 días	jue 30/04/15								
28		Pruebas finales de funcionamiento	15 días	mar 24/02/15								
29		Arranque de planta en Producción	20 días	jue 11/06/15								

Proyecto: tesis de planta piloto
Fecha: mié 28/09/16

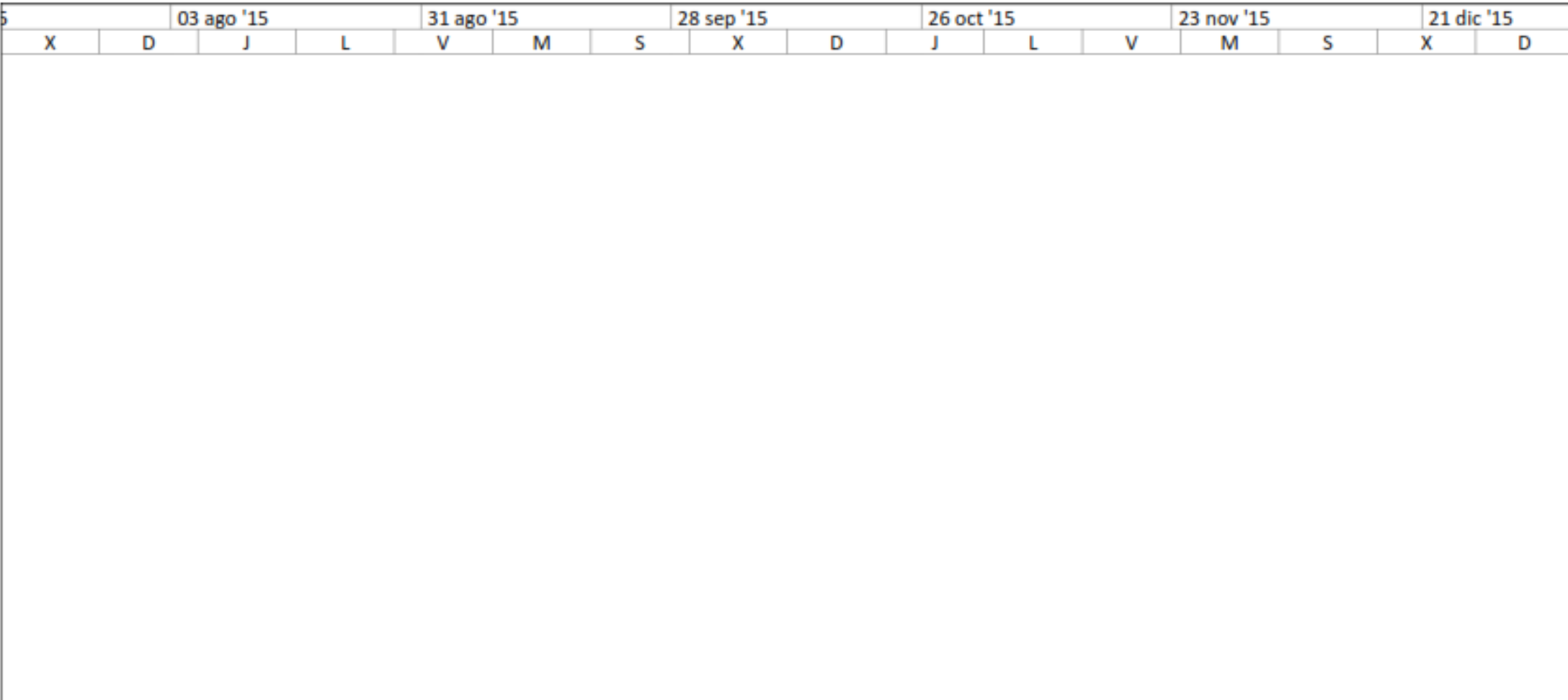
Tarea		Resumen inactivo	
División		Tarea manual	
Hito		Sólo duración	
Resumen		Informe de resumen manual	
Resumen del proyecto		Resumen manual	
Tareas externas		Sólo el comienzo	
Hito externo		Sólo fin	
Tarea inactiva		Fecha límite	
Hito inactivo		Progreso	





















Proyecto: tesis de planta piloto Fecha: mié 28/09/16	Tarea		Resumen inactivo	
	División		Tarea manual	
	Hito		Sólo duración	
	Resumen		Informe de resumen manual	
	Resumen del proyecto		Resumen manual	
	Tareas externas		Sólo el comienzo	
	Hito externo		Sólo fin	
	Tarea inactiva		Fecha límite	
	Hito inactivo		Progreso	

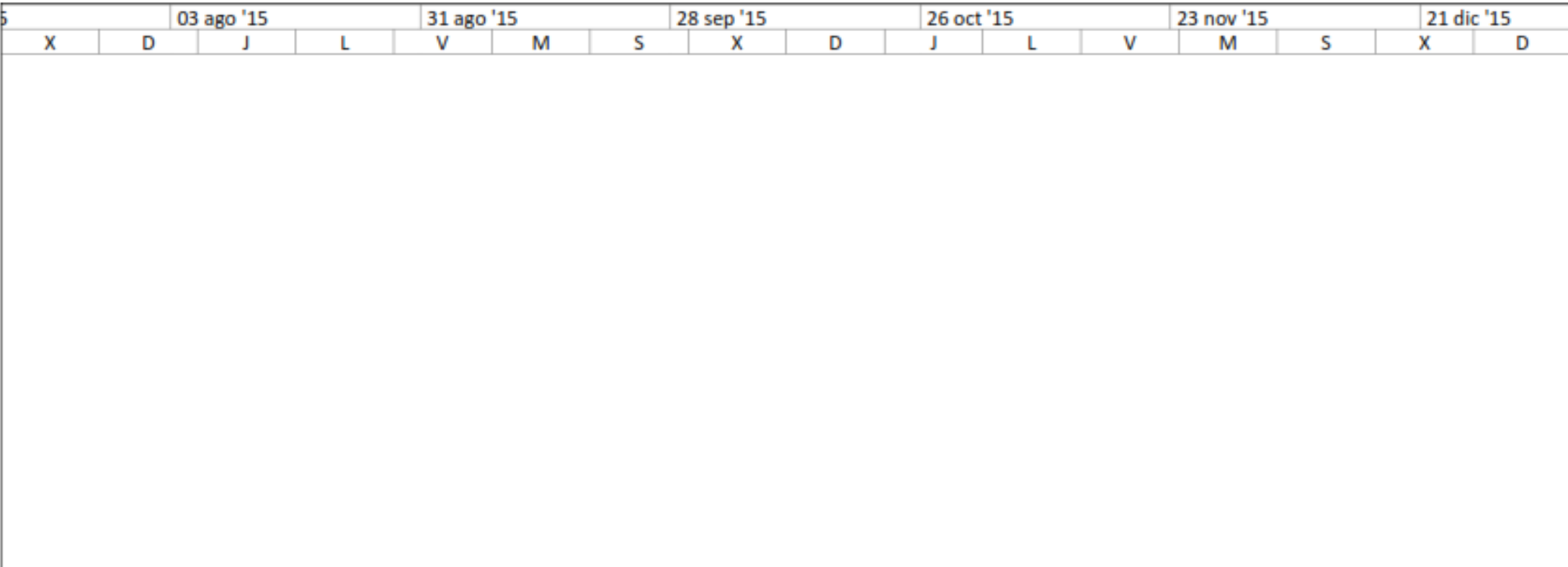


Proyecto: tesis de planta piloto Fecha: mié 28/09/16	Tarea		Resumen inactivo	
	División		Tarea manual	
	Hito		Sólo duración	
	Resumen		Informe de resumen manual	
	Resumen del proyecto		Resumen manual	
	Tareas externas		Sólo el comienzo	
	Hito externo		Sólo fin	
	Tarea inactiva		Fecha límite	
	Hito inactivo		Progreso	




















Proyecto: tesis de planta piloto
 Fecha: mié 28/09/16

Tarea		Resumen inactivo	
División		Tarea manual	
Hito		Sólo duración	
Resumen		Informe de resumen manual	
Resumen del proyecto		Resumen manual	
Tareas externas		Sólo el comienzo	
Hito externo		Sólo fin	
Tarea inactiva		Fecha límite	
Hito inactivo		Progreso	



Proyecto: tesis de planta piloto
 Fecha: mié 28/09/16

Tarea		Resumen inactivo	
División		Tarea manual	
Hito		Sólo duración	
Resumen		Informe de resumen manual	
Resumen del proyecto		Resumen manual	
Tareas externas		Sólo el comienzo	
Hito externo		Sólo fin	
Tarea inactiva		Fecha límite	
Hito inactivo		Progreso	