

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



MEMORIA PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO CIVIL
QUIMICO

**“LEVANTAMIENTO DE PROCESO EN ÁREAS
DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y
ELECTRO-OBTENCIÓN EN COMPAÑÍA
MINERA CERRO COLORADO”**

Luis Beroíza Celedón

Profesores guías:

Álvaro Aracena Caipa
Jaime Morales Saavedra

2013

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Don Ronny Huanchicay, metalurgista de terreno en CMCC, sin su ayuda simplemente este trabajo no podría haber sido hecho.

Agradecido de Roberto Gutierrez, por haberme guiado y aconsejado cuando la memoria no tomaba rumbo. A Francisco Poblete por sus consejos y gran compañerismo y a Carolina Morales y Marcelo González por sus constantes opiniones, críticas y comentarios de mi trabajo.

Y a mis profesores tutores en la universidad, Don Jaime Morales y Don Álvaro Aracena, que siempre estuvieron atentos a mis consultas y dudas.

A mis padres e hijo, que me dan la fuerza para seguir adelante.

RESUMEN

El proceso de extracción por solventes (SX) de cobre comprende varias etapas de extracción y de re-extracción. Las variables operacionales como en todo proceso, muchas veces generan dificultades a la operación, disminuyendo la eficiencia de producción de cobre. Generalmente se producen dificultades en el proceso siguiente de electro-obtención (EW), producto del arrastre de impurezas no deseadas hacia el electrolito como son: el cloro, el hierro, el manganeso, entre otros.

El objetivo general de este trabajo fue realizar un levantamiento de proceso en las etapas de extracción por solventes y electro-obtención de la planta industrial de CMCC, verificando las variables más relevantes, según su impacto en el proceso, condiciones operacionales empíricas y de diseño y parámetros de control, en relación a esto, se evaluó un procedimiento o metodología alternativa que permitiera mejoras operacionales, aumentos de eficiencia y reducción de costos.

Se evaluó una alternativa para reducir la dosificación de extractantes al proceso, ya que representa el mayor costo para la etapa de SX, mediante una etapa de lavado en los estanques de orgánico cargado. El orgánico se mezcló con agua de proceso acidulada, la cual por arrastres químicos y físicos abandona con sólidos en suspensión y hierro principalmente, los primeros son emulsionantes que provocan la formación de borra, emulsión estable indeseable que inhibe la separación de fases favoreciendo los atrapamientos ya sea de acuoso en orgánico como de orgánico en acuoso. Este último es el principal costo de operación en una planta de SX debido a la reposición de extractante (US\$ 1.500.000 anual), el cual se pierde por arrastre físico en el refino a lixiviación y electrolito a electro-obtención. El hierro por su parte, que está presente tanto como férrico Fe(III) y como ferroso Fe(II). Si se le halla en concentraciones superiores a 1,5 – 2,0 g/l en la nave electrolítica afecta directamente la eficiencia de corriente, aumentando los requerimientos de energía y por consiguiente los costos.

Para lo anterior se evaluó un sistema de pruebas de lavado variando el contenido de ácido sulfúrico (30 – 150 g/l) y las razones de flujo entre orgánico y la solución de lavado (50 y 100) dando como resultado que es posible extraer hierro con una eficiencia del 80%, y extracciones, aunque con menor eficiencia, de otras impurezas, como cloro y manganeso. Esto quiere decir que se tendrá un orgánico más limpio, y como gran parte de las impurezas que ingresan a las celdas de electro-obtención son producto de la transferencia llevada a cabo desde la etapa de lixiviación en la solución PLS hacia el orgánico cargado y posteriormente al electrolito rico, habría una reducción gradual del contenido de hierro e impurezas en este último y por tanto se esperaría eficiencias de corriente más altas y cátodos de mayor calidad.

En cuanto a los sólidos en suspensión, una etapa de lavado, según los resultados, realizaría una remoción con un máximo de 50% de eficiencia. Aunque este valor se vería aumentado con la realización metódica y constante de la etapa de tratamiento de borra, que tiene una eficiencia mayor al 97% en la separación de las fases de acuoso, orgánico y sólidos.

Menor contenido de sólidos en el orgánico cargado requeriría eventualmente una menor dosificación de ácido sulfúrico en el electrolito pobre, debido a que su potencial de carga de cobre se vería aumentado por el primer dato, y por tanto sería necesaria menor concentración de ácido de la que presenta actualmente (195 g/l actual a 170 – 180 g/l de diseño).

La etapa reduciría los costos de producción en 84% basándose solamente en las reducciones de make-up de extractantes.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Antecedentes Generales.....	1
1.2 Objetivos generales.....	2
1.3 Objetivos específicos.....	2
1.4 Antecedentes Compañía Minera Cerro Colorado (CMCC).....	2
2. DESCRIPCIONES DE TECNOLOGÍAS Y METOLOGÍAS DE OPERACIÓN.....	3
2.1 Descripción general.....	3
2.1.1 Extracción por Solventes.....	3
2.1.2 Tank Farm.....	6
2.1.3 Electro-obtención.....	7
2.2 Función de SX.....	8
2.3 Mecanismo de la transferencia de cobre.....	9
2.3.1 Reacción de extracción.....	9
2.3.2 Reacción de re-extracción.....	9
2.4 Conceptos fundamentales de SX.....	10
2.4.1 Coeficiente de distribución.....	10
2.4.2 Selectividad.....	11
2.4.3 Razón de flujos.....	11
2.4.4 Influencia del pH.....	11
2.4.5 CM (Carga máxima. Max load).....	13
2.4.6 Curvas de distribución o isotermas.....	14
2.5 Circuito hidráulico en sistema de nave electrolítica.....	16
2.6 Circuito eléctrico en sistema de nave electrolítica.....	19
3. DESARROLLO Y RESULTADOS DEL TRABAJO.....	21
3.1 ETAPA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES.....	21
3.1.1 Capacidad máxima de carga del solvente para el cobre.....	21
3.1.2 pH de la solución PLS.....	23
3.1.3 Relación de volumen entre fase orgánica y acuosa “O/A” en el mezclador.....	25
3.1.4 Continuidad de fases.....	26
3.1.5 Concentración de cobre en PLS y en electrolito pobre.....	28
3.1.6 Contenido de ácido sulfúrico en la solución electrolítica.....	29

3.1.7	<i>Volatilidad del diluyente</i>	30
3.1.8	<i>Separación de fases</i>	31
3.1.9	<i>Atrapamiento de solución orgánica en solución acuosa</i>	31
3.1.10	<i>Atrapamiento de solución acuosa en solución orgánica</i>	33
3.1.11	<i>Altura de borra</i>	34
3.1.12	<i>Banda de dispersión</i>	35
3.1.13	<i>Eficiencia etapa extracción por solventes</i>	36
3.2	TANK FARM	42
3.2.1	Adición de reactivo catódico	42
3.2.2	Rebalse controlado de estanques	43
3.2.3	Etapa de lavado de orgánico	44
3.2.3.1	<i>Antecedentes</i>	44
3.2.3.2	<i>Principio lavado de orgánico CMCC</i>	48
3.2.3.3	<i>Evaluación sistema de pruebas</i>	48
3.2.3.4	<i>Materiales y reactivos utilizados en el sistema de pruebas</i>	50
3.2.3.5	<i>Desarrollo de pruebas</i>	52
3.2.3.6	<i>Procedimiento y características de la planta del sistema de pruebas</i>	53
3.2.3.7	<i>Construcción de curva de coeficiente de distribución</i>	55
3.2.3.8	<i>Análisis químico</i>	56
3.2.3.9	<i>Metodología de cálculos</i>	57
3.2.3.10	<i>Evaluación etapa de lavado en planta industrial</i>	58
3.2.3.11	<i>Condición actual de las variables involucradas</i>	59
3.2.3.12	<i>Escalamiento por flujos</i>	61
3.2.3.13	<i>Escalamiento por velocidad de agitación</i>	63
3.2.3.14	<i>Desarrollo y metodología experimental</i>	64
3.2.3.15	<i>Resultados pruebas de lavado</i>	65
3.2.3.16	<i>Análisis de resultados y discusiones</i>	69
3.2.4	Etapa de tratamiento de borra	72
3.2.4.1	<i>Sólidos en suspensión en PLS</i>	73
3.2.5	Filtración de electrolito.....	73
3.2.6	Calentamiento de electrolito rico.....	74
3.2.7	Recirculación de electrolito rico	75
3.3	ELECTRO-OBTENCIÓN	76

3.3.1	Contenido de cobre en entrada de celda	77
3.3.2	Contenido de ácido sulfúrico en entrada de celda	78
3.3.3	Concentración de sulfato de cobalto en solución electrolítica	79
3.3.4	Concentración de cloruro en solución electrolítica	81
3.3.5	Contenido de hierro	82
3.3.5.1	<i>Efecto del hierro en EW</i>	82
3.3.5.2	<i>Descarte de electrolito</i>	85
3.3.5.3	<i>Pérdidas por descartes de electrolito</i>	86
3.3.6	Temperatura entrada de celda	87
3.3.7	Detección y eliminación de cortocircuitos	88
3.3.8	Control de corriente a celdas	89
3.3.9	Desborre de celdas	90
4.	CONCLUSIONES	91
5.	RECOMENDACIONES	93
6.	REFERENCIAS	94
7.	ANEXOS	95
A.	<i>Procedimiento de seguridad etapa de lavado de orgánico</i>	95
B.	<i>Resultados pruebas de lavado de orgánico</i>	97
C.	<i>Cálculos</i>	101
D.	<i>Programación Carta Gantt</i>	104

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2-1. Circuito PLS	4
Figura 2-2. Circuito orgánico	5
Figura 2-3. Circuito electrolito.....	6
Figura 2-4. Vista general Tank Farm.....	7
Figura 2-5. Vista general electro-obtención	8
Figura 2-6. Efecto del pH en extracción de diversos metales.....	13
Figura 2-7. Diagrama MC Cabe-Thiele.....	16
Figura 2-8. Principio celda de electro-obtención	17
Figura 2-9. Reacción global de celda.....	19
Figura 3-1. Carga máxima PLS Sintético	22
Figura 3-2. Carga máxima PLS Planta	22
Figura 3-3. Diferencia de carga entre PLS Planta y Sintético	23
Figura 3-4. pH en PLS.....	24
Figura 3-5. Acidez en PLS	24
Figura 3-6. Razones de flujo en mezcladores	26
Figura 3-7. Contenido de cobre en PLS	28
Figura 3-8. Contenido de cobre en EP.....	29
Figura 3-9. Contenido de ácido en EP	29
Figura 3-10. Vista general etapa extracción por solventes.....	30
Figura 3-11. Contenido de orgánico en EC.....	33
Figura 3-12. Altura de orgánico y borra en decantadores	35
Figura 3-13. Eficiencia de extracción por solventes	36
Figura 3-14. Eficiencia SX según contenido de cobre en PLS	37
Figura 3-15. Eficiencia SX según contenido de ácido en PLS.....	37
Figura 3-16. Eficiencia SX según contenido de cobre en PLS	38
Figura 3-17. Eficiencia SX según contenido de ácido en PLS.....	38
Figura 3-18. Eficiencia SX según contenido de cobre en PLS	39
Figura 3-19. Eficiencia SX según contenido de ácido en PLS.....	39
Figura 3-20. Eficiencia SX según cobre depositado.....	40
Figura 3-21. Eficiencia SX según contenido de hierro en entrada de celda.....	40
Figura 3-22. Insumo guar	43
Figura 3-23. Insumo guar mes	43
Figura 3-24. Coeficiente de distribución vs pH acuoso	44
Figura 3-25. Coeficiente de distribución dos metales cualquiera	46
Figura 3-26. Etapa de lavado de orgánico convencional.....	47
Figura 3-27. Esquema implementación etapa de lavado de orgánico en CMCC	50
Figura 3-28. Vista general sistema de pruebas.....	54
Figura 3-29. Coeficiente de distribución PLS sintético	56
Figura 3-30. Esquema general funcionamiento trenes en SX.....	60

Figura 3-31. Dosificación de EP y agua de proceso para el sistema de pruebas.....	63
Figura 3-32. Eficiencias de remoción de hierro y sólidos en suspensión pruebas blanco .	65
Figura 3-33. Esquema contenido de especies en pruebas de dosificación	66
Figura 3-34. Eficiencias de extracción de cobre y hierro para razón O/A 50.....	67
Figura 3-35. Eficiencia de remoción de SS para razón O/A 50	67
Figura 3-36. Eficiencia de extracción de cobre y hierro para razón O/A 100	68
Figura 3-37. Eficiencia de remoción de SS para razón O/A 100	68
Figura 3-38. Arrastres A/O para distintas razones de flujo.....	70
Figura 3-39. Concentración de Mn^{+2} pre y post lavado.....	71
Figura 3-40. Concentración de Cl^- pre y post lavado	71
Figura 3-41. Vista centrífuga Tricanter.....	72
Figura 3-42. Contenido de sólidos en suspensión en PLS.....	73
Figura 3-43. Esquema funcionamiento filtración de electrolito	74
Figura 3-44. Contenido de cobre en entrada de celda.....	77
Figura 3-45. Contenido de ácido en entrada de celda	78
Figura 3-46. Contenido de cobalto en entrada de celda	79
Figura 3-47. Contenido de Mn^{+2} versus dosificación de cobalto.....	80
Figura 3-48. Contenido de manganeso en entrada de celda	80
Figura 3-49. Contenido de cloro en PLS	81
Figura 3-50. Contenido de cloro en entrada de celda	82
Figura 3-51. Linealidad entre contenido de hierro en entrada y salida de celda.....	83
Figura 3-52. Contenido de hierro en entrada de celda.....	83
Figura 3-53. Contenido de hierro en entrada de celda mes de estudio.....	84
Figura 3-54. Volumen de descartes realizados mes de estudio	84
Figura 3-55. Relación descartes de electrolito y cobre depositado.....	86
Figura 3-56. Temperatura de celda	88
Figura 3-57. Corriente promedio celdas	89
Figura 3-58. Volumen descartes por desborre de celdas	90
Figura 7-1. ART para pruebas de lavado en CMCC.....	97
Figura 7-2. Análisis de especies pruebas de lavado blanco	98
Figura 7-3. Análisis de especies pruebas de dosificación	100

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes Generales

El procesamiento hidrometalúrgico contempla una serie de etapas para la extracción y recuperación de metales usando soluciones líquidas, acuosas y orgánicas. Dentro de estas etapas se encuentra el área de extracción por solventes (SX) y de electro-obtención (EW). El proceso no es del todo eficiente, debido a que existen arrastres de impurezas desde la etapa de lixiviación que llegan a SX por medio de la solución PLS para ceder el cobre a la solución orgánica, que se carga de cobre y que a su vez entrega parte del mismo a la solución acuosa o electrolito pobre, que sale enriquecido para posteriormente ser utilizado en electro-obtención. Una de estas impurezas indeseadas en general para el proceso, arrastrada física y químicamente por la acción del ácido sulfúrico, es el hierro, que está presente tanto como férrico Fe(III) y como ferroso Fe(II). Si se le halla en concentraciones superiores a 1,5 – 2,0 g/l en la nave electrolítica afecta directamente la eficiencia de corriente, aumentando los requerimientos de energía y por consiguiente los costos. Es necesario por tanto mantener un control sobre esta especie.

Otra impureza importante a la que se debe realizar control, es el contenido de sólidos en suspensión, que son emulsionantes que provocan la formación de borra, emulsión estable indeseable que inhibe la separación de fases favoreciendo los atrapamientos ya sea de acuoso en orgánico como de orgánico en acuoso. Este último es el principal costo de operación en una planta de SX debido a la reposición de extractante, el cual se pierde por arrastre físico en el refino a lixiviación y electrolito a electro-obtención.

En general entonces, un orgánico sucio tiene como efecto la acumulación de productos de degradación, aumento de los tiempos de separación de fases, mayores arrastres de orgánico en el electrolito y el refino, mayor contaminación del electrolito con impurezas traspasadas desde el PLS y reducción de la eficiencia de extracción, entre otros.

Por tal motivo, para la solución de estos problemas la planta industrial ocupa reactivos con alta selectividad Cu/Fe, incorporando también descartes de electrolito para disminuir el contenido de hierro cuando se torna insostenible y de tratamiento de borra para la recuperación de orgánico. Sin embargo, esto no es del todo eficiente, las concentraciones de hierro han alcanzado valores superiores a 3,0 g/l el año 2012 y la recuperación de orgánico para el mismo año ha alcanzado un valor de cero por diversos problemas operacionales.

Por todo lo anterior y más, es que se deben verificar ciertos parámetros y variables operacionales a través de un levantamiento de proceso en estas áreas, con el fin de

hallar posibles mejoras para el proceso, evaluando si el caso lo requiere una alternativa de solución para un mejor control de las variables.

1.2 Objetivos generales

Realizar un levantamiento de proceso en etapa de extracción por solventes y electro-obtención de planta industrial CMCC, verificando las variables más relevantes, según su impacto en el proceso, condiciones operacionales empíricas y de diseño y parámetros de control, en relación a esto, evaluar si es necesario un procedimiento o metodología alternativa que permita mejoras operacionales, aumentos de eficiencia y reducción de costos.

1.3 Objetivos específicos

Verificar y cuantificar variables involucradas en una etapa de lavado de orgánico cargado con agua acidulada bajo un sistema de pruebas y de acuerdo a ello, confeccionar un procedimiento para su implementación en planta industrial bajo diversos criterios de escalamientos.

Evaluar la eficiencia de extracción de hierro para las distintas pruebas de lavado de orgánico y verificar diferencias entre situación actual y post lavado.

Evaluar la eficiencia de remoción de sólidos en suspensión para las distintas pruebas de lavado de orgánico y verificar diferencias entre situación actual y post lavado.

1.4 Antecedentes Compañía Minera Cerro Colorado (CMCC)

Compañía Minera Cerro Colorado, es una minera productora de cátodos de cobre que opera a 120 kilómetros al noreste del puerto de Iquique, en la Comuna de Pozo Almonte, Región de Tarapacá, Chile; a una altura promedio de 2600 metros sobre el nivel del mar. Desde el año 2001 es propiedad de BHP Billiton.

La producción bordea las 100 mil toneladas de cátodos de cobre fino de un 99,9999% de cobre de alta pureza, los que se obtienen por medio de un proceso de lixiviación y electro-obtención. Estos cátodos se dirigen luego hacia el puerto de Iquique para su exportación. Los clientes corresponden a diversas industrias en el mundo que utilizan el cobre como materia prima.

2. DESCRIPCIONES DE TECNOLOGÍAS Y METODOLOGÍAS DE OPERACIÓN

2.1 Descripción general

2.1.1 Extracción por Solventes

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.

La solución acuosa impura conocida como PLS, proveniente del sistema de lixiviación en pilas, ingresa al área de SX con una concentración de Cu^{2+} de 3,4 g/L y lo entrega al área de Tank Farm para su acondicionamiento. Esta solución con alto contenido de cobre de 50 g/L, denominado Electrolito Rico, es enviada al área de electro-obtención.

La planta de extracción por solventes de Cerro Colorado consta de 5 trenes ABCDE: tres trenes antiguos y dos trenes nuevos, en los cuales se contactan las soluciones acuosas cosecha PLS y stripp, con una solución orgánica para realizar la transferencia de cobre. El flujo total de PLS que ingresa a los trenes A-B-C del sistema de extracción por solventes es aproximadamente de 2340 m³/h y a los trenes D-E es de 1560 m³/h.

Etapas de Extracción

En los trenes la operación se realiza en 2 celdas de extracción (E1-E2) conectadas en serie. En las etapas de extracción se encuentran dos flujos de soluciones que serán descritos a través de dos circuitos; el circuito de PLS y el circuito de orgánico.

Circuito PLS: La solución proveniente del circuito de lixiviación (PLS), contiene 3,4 g/L de Cu^{2+} almacenada en la piscina de PLS de alimentación a planta de SX (SX Plant Feed Pond) 230-EW-22 de 5000 m³ de capacidad. De esta piscina salen dos líneas de PLS, una para el tren ABC y otra para los trenes D y E, ambos flujos son regulados por dos válvulas tipo mariposa. El PLS fluye por gravedad hacia el tanque mezclador-decantador de la primera etapa de extracción E1, cede un gran porcentaje de cobre al orgánico y continúa su ciclo ingresando a la segunda etapa de extracción para terminar de ceder su contenido de cobre en el mezclador-decantador E2. El PLS empobrecido en cobre (Refino), es enviado a la piscina de refino para completar su

ciclo en el circuito de lixiviación como solución lixivante. Este circuito se muestra en la figura 2-1.

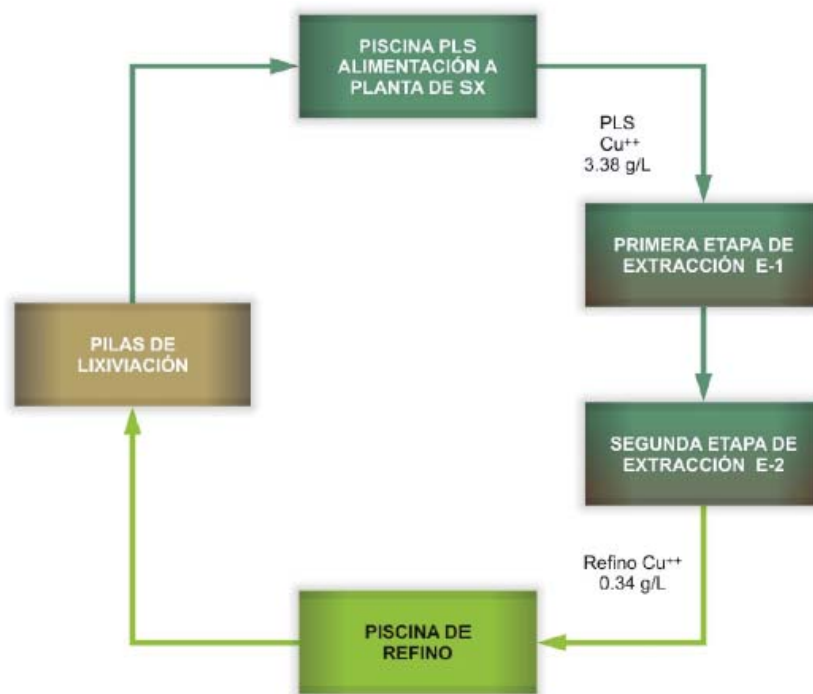


Figura 2-1. Circuito PLS

Circuito de Orgánico: El orgánico es una solución compuesta de un extractante y un diluyente capaz de capturar iones Cu^{2+} del PLS. El ciclo de orgánico se inicia en los estanques del orgánico cargado 040-TK01 y 240-TK.25. Esta solución con una concentración de 3,0 a 4,0 g/L Cu^{2+} es bombeado por 6 bombas centrifugas horizontales (Loaed organic pumps horizontal centrifugal, 240-PP- 71, 72, 73, 74, 75, y 76) distribuido por manifold a líneas para los 5 trenes ABC y DE. El orgánico cargado ingresa al mezclador primario DE a la etapa de re-extracción S, donde se mezcla con un electrolito pobre que sale del tanque de recirculación lado electrolito pobre vía intercambiadores de calor. Este electrolito es una solución acuosa con alta concentración de ácido sulfúrico el cual permite descargar los iones Cu^{2+} de la fase orgánica. El orgánico ahora descargado, ingresa a la segunda etapa de extracción E-2 para contactarse con el PLS capturando el cobre remanente del PLS pasando luego a la etapa E-1 para terminar de cargarse nuevamente, hasta completar su ciclo. Esto se aprecia en la figura 2-2.

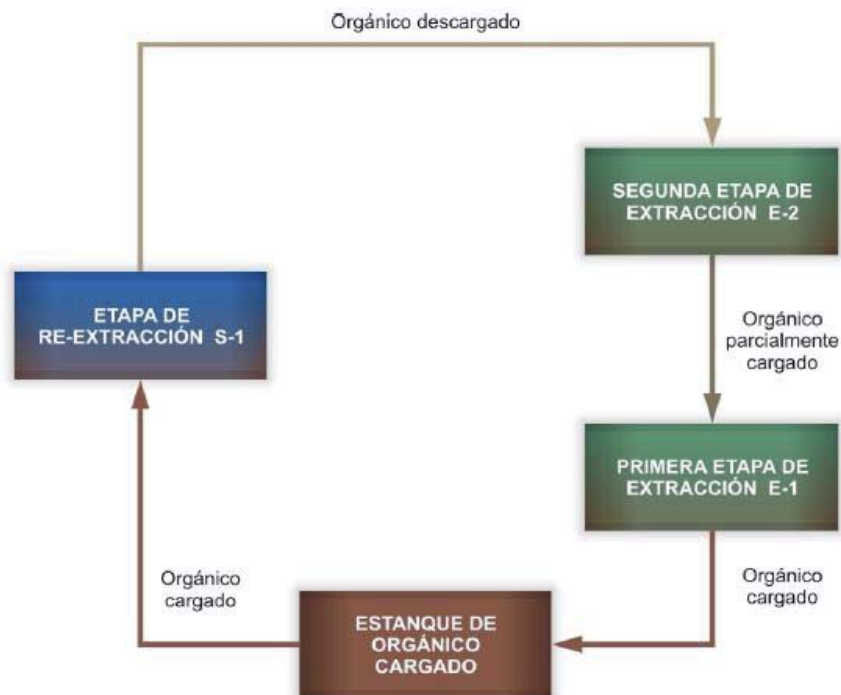


Figura 2-2. Circuito orgánico

Etapa de Re-extracción

Para entender esta etapa describiremos el ciclo del electrolito.

Circuito de electrolito: La solución electrolítica empobrecida en iones cobre proveniente de las celdas de electro-obtención con una concentración de 35 g/L de cobre y una alta concentración de ácido sulfúrico 180 g/L, es transferida al tanque de recirculación 040-TK-04 (lado del electrolito pobre) para luego ser bombeadas por tres bombas centrífugas horizontales de electrolito pobre (Lean Electrolyte Pumps Horizontal Centrifugal, 240-PP-60/61/62) como solución stripp a la etapa de re-extracción S pasando por los intercambiadores de calor para aumentar la temperatura del electrolito rico por transferencia de calor. El stripp ingresa al mezclador primario de la etapa de re-extracción S para descargar el Cu^{2+} del orgánico cargado aumentando su concentración hasta 50 g/L convirtiéndose en electrolito rico. El electrolito rico fluye por gravedad hacia el área de tanques, para su purificación y acondicionamiento, luego el electrolito filtrado y calentado ingresa al tanque de recirculación (lado del electrolito a EO) donde se mezcla con el electrolito pobre (vasos comunicantes). La mezcla se llama electrolito a EO. El electrolito a EO es bombeado por 5 bombas de recirculación de a celdas de electro-obtención (240-PP-67/68/69/70/77) con una concentración de 38 g/L; luego del proceso de electrolisis esta solución electrolítica sale de celdas como electrolito pobre regresando al tanque

de recirculación (Lado del electrolito pobre) para reiniciar el ciclo. Esto se aprecia en la figura 2-3.

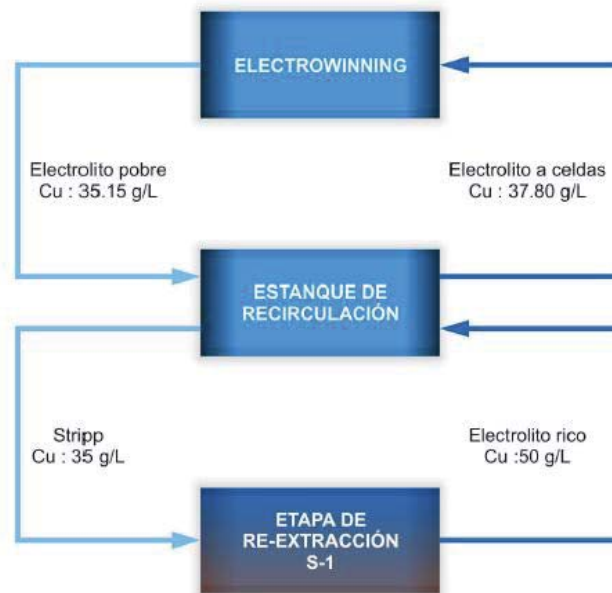


Figura 2-3. Circuito electrolito

2.1.2 Tank Farm

El área de Tank Farm. Se ubica a un costado de las instalaciones de extracción por solventes y electro-obtención y en un nivel inferior para aprovechar al máximo los flujos por gravedad.

La filtración del electrolito rico se realiza en 6 filtros, el calentamiento en 4 intercambiadores de calor y la recirculación en el tanque de recirculación 240-TK-04. El tratamiento del crud y la recuperación de orgánico, se realiza actualmente en tanques 2 tanques de tratamiento del crudo y un centrifuga Tricanter, todas estas operaciones de acondicionamiento son factores fundamentales para el buen desarrollo del proceso de SX-EW de manera que se pueda obtener un cátodo de alta pureza. La figura 2-4. muestra una vista general de esta área.



Figura 2-4. Vista general Tank Farm

2.1.3 Electro-obtención

El electrolito rico acondicionado con una concentración de cobre no menor a 38 g/L y una temperatura de aproximada a 48°C es bombeado por cinco bombas a 420 m³/h las celdas electrolíticas dispuestas en 4 zonas, Este final con 98 celdas, Este central con 98 celdas, Oeste central con 118 celdas y Oeste final con 106 celdas, cada celda contiene de 62 placas catódicas y 63 ánodos al cabo de 6 ó 7 días se cosechan los cátodos con 99.99% de pureza, empleando una densidad de corriente 242 A/m². Luego se les separa de la plancha madre por medio de dos máquinas despegadoras de cátodos obteniéndose láminas de cobre de 40 kilogramos los cuales son corrugados y empaquetados para su comercialización. El electrolito que rebosa las celdas retorna al tanque de recirculación como electrolito pobre. En la figura 2-5 se puede observar la ubicación de esta área.



Figura 2-5. Vista general electro-obtención

2.2 Función de SX

Se puede decir que la extracción por solventes tiene por función:

- 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 refino), del orgánico cargado de cobre.
- Recircular el refino a las pilas de lixiviación.
- Enviar el orgánico cargado para que se contacte con el electrolito pobre de electro-obtención, que contiene nominalmente 35 g/L Cu^{2+} aprox. Esto re-extrae 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).

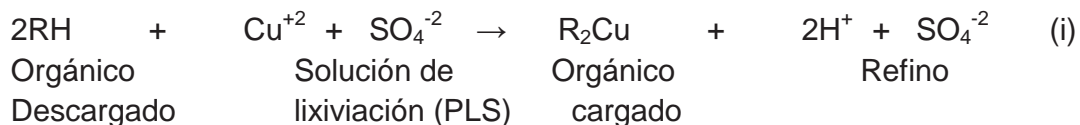
- Enviar el electrolito rico hacia la zona de tanques para su limpieza y elevación de temperatura.
- Recepcionar el electrolito pobre en re-extracción que viene de las celdas de electro-obtención para contactarse con la fase orgánica cargada y se enriquezca de Cu^{+2} .

2.3 Mecanismo de la transferencia de cobre

El proceso de Sx se basa en la reacción reversible de intercambio iónico entre las dos fases inmiscibles, controlado químicamente por la acidez o el pH de la fase acuosa. De esta manera se produce un intercambio iónico que mantiene en equilibrio el sistema liberando ácido de acuerdo a la estequiometría del sistema.

2.3.1 Reacción de extracción

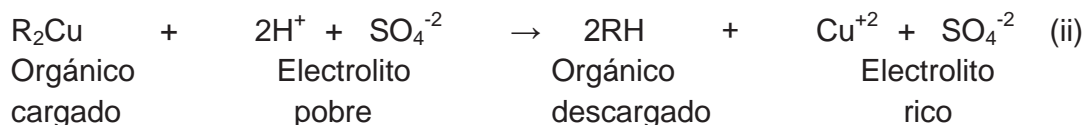
El ion cúprico reacciona con el extractante formando un compuesto organometálico insoluble en agua (Ecuación química i), totalmente soluble en el solvente orgánico (diluyente) con la cual se produce la extracción del cobre desde la fase acuosa a la orgánica. Mediante este mecanismo, cada ion de cobre se intercambia con dos iones de hidrogeno que pasan a la fase acuosa donde se regenera ácido sulfúrico en una proporción de 1.54 (kg de ácido / kg de cobre).



Donde RH es el extractante (ya sea aldoxima, cetoxima, o una combinación de ambos).

2.3.2 Reacción de re-extracción

Ocurre por efecto del cambio de acidez en la fase acuosa, revertiendo la reacción y generando un electrolito de alta pureza y alta concentración en cobre. (Ecuación química ii)



2.4 Conceptos fundamentales de SX

2.4.1 Coeficiente de distribución

La razón entre la concentración del metal M en la fase orgánica y acuosa, en el equilibrio, define al coeficiente de distribución D o coeficiente de extracción E_A^O .

$$D = \frac{\text{Concentración de M en la fase orgánica}}{\text{Concentración de M en la fase acuosa}} = \frac{MO}{MA} = E_A^O \quad (1)$$

El coeficiente de re-extracción se define del mismo modo:

$$S_O^A = \frac{MA}{MO} \quad (2)$$

El coeficiente de distribución es la variable más importante en el proceso de extracción por solventes, ya que, al variarlo de una manera controlada se podrá obtener la separación deseada de los metales.

Así, en las Etapas de Extracción deberá obtenerse la mayor extracción del metal desde la fase acuosa, hacia la fase orgánica. Para ello, el pH de la solución deberá ser moderadamente bajo (pH = 1,5), para que "D" aumente.

Por el contrario, en las etapas de re-extracción o stripping y para la re-extracción del metal desde la fase orgánica, será necesario disminuir el coeficiente de distribución del metal. Esto se realiza, contactando la fase orgánica cargada con una solución acuosa de alta acidez, es decir, disminuyendo drásticamente el pH de la solución.

2.4.2 Selectividad

La existencia de más de una especie química en solución dará lugar a que dichas especies se distribuyan entre las fases acuosa y orgánica de acuerdo a sus respectivas solubilidades. Las diferencias en las solubilidades entre ambas fases se pueden aprovechar para extraer las especies más solubles y separarlas de las menos solubles. De este modo, se puede establecer el concepto de factor de separación como la relación de los coeficientes de distribución de dos especies distintas (DM y DN), que realmente mide la posibilidad de separación de las especies M y N y que se conoce con el nombre de selectividad.

Si de una solución acuosa se extraen simultáneamente dos clases de iones metálicos mediante un reactivo orgánico, se define en tal caso el factor de selectividad como el cociente de los coeficientes de distribución respectivos:

$$S = \frac{D_M}{D_N} = \frac{D_{Cu^{+2}}}{D_{Fe^{+3}}} \quad (3)$$

2.4.3 Razón de flujos

$$\text{Extracción: } \left(\frac{O}{A}\right)_{ext} = \frac{\text{flujo de orgánico}}{\text{flujo de PLS}} \quad (4)$$

$$\text{Re - extracción: } \left(\frac{O}{A}\right)_{re-ext} = \frac{\text{flujo de orgánico}}{\text{flujo de electrolito pobre}} \quad (5)$$

2.4.4 Influencia del pH

El pH es el número que exactamente describe el grado de acidez o basicidad de una solución. La acidez o alcalinidad relativa de una solución se puede expresar en términos de pH en una escala de 1 a 14, donde el pH se refiere a la concentración de iones hidrógeno (H^+). El agua destilada pura tiene un valor de pH de 7 y se considera como neutro (entre ácido y alcalino). Los valores de pH disminuyen de 7 a 0 indicando acidez, y los valores de pH se incrementan de 7 a 14 indicando alcalinidad. La escala de pH está conformada por tres puntos principales:

➤ Punto de mayor acidez, que está localizada en el lugar del número CERO.

➤ Punto de mayor basicidad o alcalinidad, que está localizado en el lugar del número 14.

➤ Punto neutro, que está localizado en el lugar del número 7. Esta escala indica: "Que a medida que un valor de pH se acerque al número 0, más cerca estará de la acidez total, en tanto que a medida que lo haga al número 14 más cerca se estará de la basicidad total.

En el caso de agentes de extracción que formen especies químicas con iones de cobre en solución, la reacción de extracción por solventes (Ecuación química iii) se puede escribir como:



Esta ecuación es una reacción reversible, dependiente de la acidez de las soluciones contactadas. En la extracción del metal acuoso, y para obtener una alta transferencia de masa de M a la fase orgánica, el pH de la solución debe ser moderadamente alto para que D aumente. Por el contrario, en la recuperación del metal desde la fase orgánica, el coeficiente de distribución debe ser bajo, lo cual se consigue contactando la fase orgánica cargada con una solución acuosa de alta acidez (150 - 200 g/l. H₂SO₄), es decir, disminuyendo drásticamente el pH de la solución.

Se observa que no sólo el metal es devuelto a otra fase acuosa, sino también se regenera el reactivo orgánico, el que se recicla a la sección de extracción.

En la Figura 2-6. Efecto del pH, en la Extracción de Cobre y en la Selectividad, se puede observar este efecto y su importancia para la extracción individual de los elementos como para la separación de varios metales acuosos. Por ejemplo, se aprecia que en la extracción de cobre con una oxima comercial, a pH=2, ni el Co⁺² ni el Ni⁺² podrían ocasionar problemas de pureza en la solución a obtener.

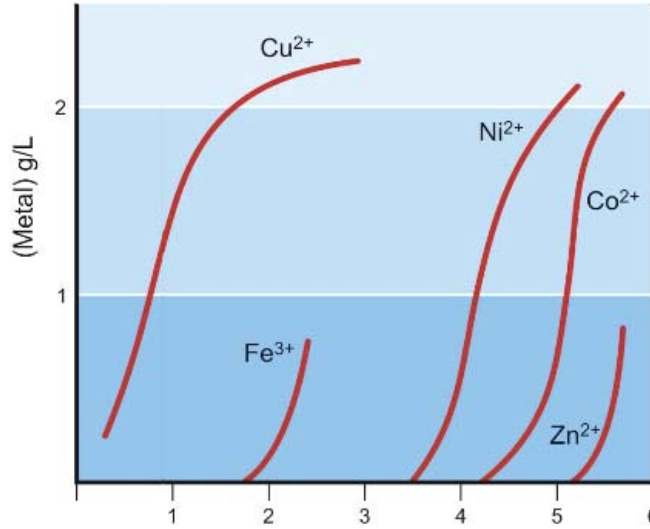


Figura 2-6. Efecto del pH en extracción de diversos metales

2.4.5 CM (Carga máxima. Max load)

Es el máximo valor de concentración de Cu determinado para una muestra de orgánico de operación y de acuerdo a una metodología estándar que consiste básicamente en cargar el orgánico en cuestión con una solución de 10 g/l de Cu a un pH de 4-5. Mediante este procedimiento es posible calcular la cantidad total y real del reactivo extractante en el orgánico de operación.

➤ Concentración de Extractante % v/v

Es el valor de concentración % v/v, de reactivo extractante presente en el orgánico de operación. Se calcula al dividir el valor de Carga Máxima por el valor de Factor de Carga.

$$\% \frac{v}{v} \text{ extractante} = \frac{\text{carga máxima de cobre (g/l)}}{\text{factor de carga g/l Cu \% v/v}} \quad (6)$$

➤ Carga máxima de planta "Plant Max Load" (PML)

El punto más alto de la isoterma. Este corresponde al orgánico con mayor concentración de cobre que depende de la concentración / formulación de extractante, la concentración del PLS y el ácido.

$$\% \text{ de carga} = \frac{\text{Cu en orgánico cargado}}{PML} \quad (7)$$

Este valor muestra cuán cargado se encuentra el orgánico con respecto a su capacidad de equilibrio en planta.

2.4.6 Curvas de distribución o isothermas

Las curvas de distribución o isothermas se obtienen al agitar la fase acuosa en contacto con la fase orgánica a diferentes razones O/A, hasta que se establezca el equilibrio químico.

Una vez efectuado el análisis químico de ambas fases, se grafican las concentraciones de cobre, fase orgánica vs las concentraciones en la fase acuosa, para la etapa de extracción y concentración de cobre; o la fase acuosa vs concentración de cobre de la fase orgánica, para la etapa de re-extracción.

Método:

Los cuatro componentes principales de una isoterma son:

- Reactivo: tipo y concentración volumétrica en % v/v
- Solución alimentación (PLS): queda caracterizada por su concentración de cobre (g/l), ácido libre y concentración de ión férrico.
- Electrolito pobre: caracterizada por su contenido de cobre y ácido libre.
- Diluyente: tipo de kerosene empleado en la dilución de la fase orgánica.

Los gráficos de las isothermas de extracción y re-extracción, representan el equilibrio termodinámico de las fases que se contactan. Tanto las soluciones acuosas (alimentación y electrolito pobre), como el orgánico deben ser tomados de la planta.

Para la isoterma de extracción, las concentraciones de cobre en fase orgánica se grafican en el eje de las ordenadas (Eje Y), y las concentraciones de cobre en acuosos se grafican en las abscisas (Eje X). La isoterma de re-extracción se grafica en forma opuesta, es decir, orgánicos en abscisas y acuosos en ordenadas.

La isoterma de extracción queda caracterizada por los siguientes factores:

- Concentración de extractante en la fase orgánica
- Concentración de cobre en solución rica
- pH de la solución rica
- Concentración de Fe^{+3} en la solución rica.

La isoterma de re-extracción queda caracterizada por los siguientes factores:

- Concentración de extractante en fase orgánica.
- Concentración de cobre y ácido del electrolito pobre.

En el gráfico de las isotermas de extracción y re-extracción, se muestra las distribuciones del cobre entre la fase orgánica y la fase acuosa en el equilibrio de la reacción y en el proceso. Serán de utilidad en el cálculo del número de etapas de extracción y re- extracción.

Este diagrama (Figura 2-7) permite analizar el comportamiento de un sistema particular, compuesto por una solución rica específica a su vez proveniente de una lixiviación determinada y una solución orgánica de un extractante particular.

La técnica que ha tenido un uso más amplio para separaciones minerales es el procedimiento de McCabe-Thiele. Si los datos de distribución están disponibles como una función de la concentración para una presión y temperatura constante, la curva de equilibrio puede ser determinada. Si hay suficiente información disponible concerniente a las composiciones de los flujos de alimentación, solvente y de salida, y velocidades de flujo, la línea de operación puede ser fijada sobre el diagrama. Midiendo en pasos las etapas, uno puede determinar el número de unidades de contacto requeridos.

La información obtenida de tal diagrama permite:

- Definir el número de etapas de extracción y re-extracción para operar el sistema particular analizado.
- Establecer la concentración de cobre remanente y circulante en el refino acuoso.
- Determinar la concentración de reactivo necesario para procesar la solución rica evaluada.
- Detectar cualquier comportamiento inusual en el sistema analizado.

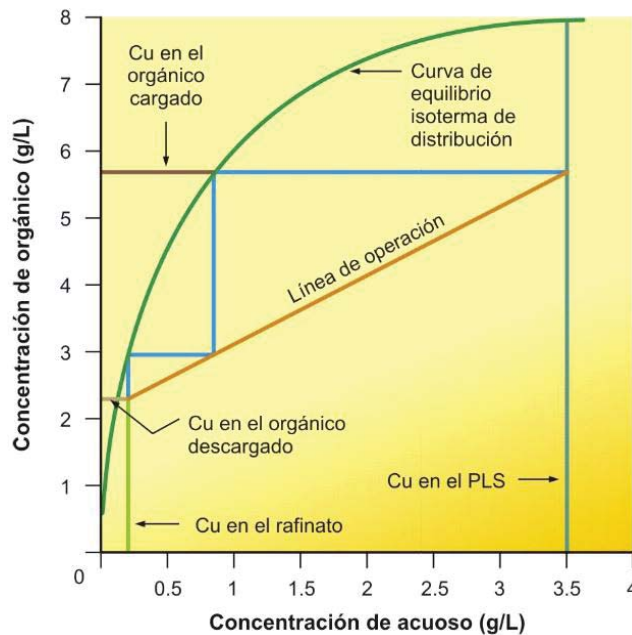


Figura 2-7. Diagrama MC Cabe-Thiele

2.5 Circuito hidráulico en sistema de nave electrolítica

El circuito hidráulico es aquel que comprende todos los ductos por donde transcurre el electrolito o solución electrolítica la cual es una solución líquida que tiene la propiedad de permitir el paso de la corriente eléctrica; en la planta la solución electrolítica es una mezcla de agua, ácido sulfúrico y sulfato de cobre.

El proceso de electro-obtención

La electro-obtención es el proceso final en la producción de cobre catódico de alta pureza y consiste básicamente en la transformación electroquímica del cobre disuelto en un electrolito en cobre metálico depositado en un electrodo, mediante la utilización de energía eléctrica proveniente de una fuente externa. El cobre iónico (Cu^{2+}) del electrolito es depositado selectivamente sobre la superficie del electrodo negativo (cátodo), y a la vez se descompone agua en oxígeno se forma ácido sulfúrico en la superficie del electrodo positivo insoluble de plomo (ánodo).

El ánodo y el cátodo conforman los llamados electrodos los cuales son planchas metálicas que se usan para hacer pasar la corriente eléctrica por el electrolito. El cátodo (carga negativa), es una plancha de acero inoxidable 316L y el ánodo (carga positiva), es una plancha laminada en caliente de plomo-calcio-estaño.

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.

Este proceso electrolítico y las reacciones involucradas se presentan esquemáticamente en la figura 2-8.

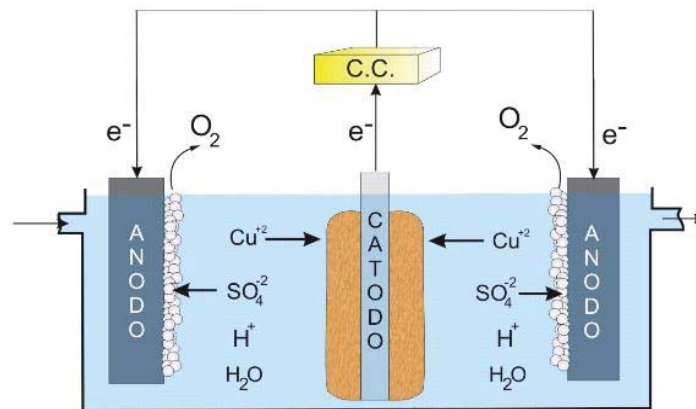


Figura 2-8. Principio celda de electro-obtención

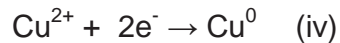
Dado que el cobre es más bien un metal noble ($E^\circ = 0.34 \text{ V}$), el proceso de electro-obtención es relativamente simple y puede ser realizado sin peligro de desprendimiento de hidrógeno.

Electroquímica del cobre

En la electro-obtención, 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).

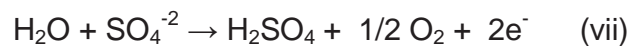
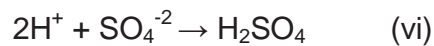
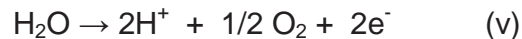
Al ánodo lleva carga eléctrica positiva y el cátodo, carga eléctrica negativa. Los iones de cobre (Cu^{++}) son reducidos, es decir neutralizados en el cátodo por los electrones que fluyen por él, depositándose una capa de cobre metálico sobre la superficie de la plancha madre de acero inoxidable (cátodo permanente).

Reacción catódica



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 siguientes:

Reacciones anódicas



El oxígeno producido en la reacción anterior escapa como gas en el ánodo. La reacción neta para una celda es, según la figura 2-9:

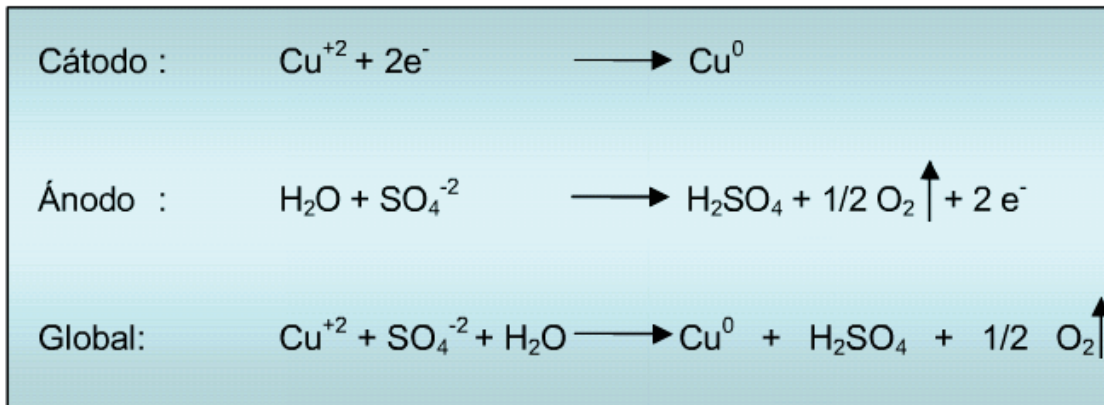


Figura 2-9. Reacción global de celda

2.6 Circuito eléctrico en sistema de nave electrolítica

Como ya hemos indicado anteriormente, para realizar la descomposición de la solución de sulfato de cobre, se necesita de corriente eléctrica continua (CC), esta cierra un circuito; ingresa por el ánodo, atraviesa la solución electrolítica y sale por el cátodo, para entender la relación de la corriente eléctrica con el proceso vamos a revisar los siguientes postulados:

Leyes de la Electrolisis

La ley de la fisicoquímica que gobierna la electrólisis es la Ley de Faraday, la cual se 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”.

La Ley de Faraday se usa para calcular teóricamente la cantidad de cobre que se depositaría en una celda de electro-obtención. 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 consumida por la resistencia del electrolito al paso de la corriente y por otros factores.

A partir de los enunciados de la primera y segunda ley se obtiene la siguiente ecuación:

$$Q_{teorico} = I \cdot \eta \cdot E_e \cdot n \cdot t \quad (8)$$

Donde,

$Q_{teorico}$: cobre depositado (kg)

I : corriente (kAmp)

η : eficiencia de corriente

n : numero de celdas

E_e : equivalente electroquímico del cobre = $1,18576 \left(\frac{kg}{kAmp \cdot h} \right)$

t : tiempo de depositación (h)

El resultado es que toda la energía disponible para la celda de electro-obtención no se usa exclusivamente para depositar cobre sobre el cátodo.

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

$$Eficiencia\ de\ corriente = \frac{Cobre\ real\ depositado}{Cobre\ calculado\ teóricamente} \cdot 100 \quad (9)$$

3. DESARROLLO Y RESULTADOS DEL TRABAJO

3.1 ETAPA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

3.1.1 Capacidad máxima de carga del solvente para el cobre

La capacidad de carga máxima depende principalmente de la concentración del extractante, que en el caso de CMCC es una mezcla de los compuestos LIX 860N-IC (50%) y LIX 84-IC (50%), en la solución orgánica y el pH de la solución acuosa.

El diseño menciona que a altas concentraciones y pH mayor que 2,0, la capacidad de carga será mayor, pero si la primera comienza a aumentar la separación de las fases acuosa y orgánica se dificulta, debido a que aumenta la viscosidad de la mezcla.

Es entonces primordial la proporción de los componentes de la fase orgánica (diluyente (86%) y extractante (14%)). A determinada proporción de extractante y diluyente se tiene un límite máximo de carga, que disminuye según diversos factores, tales como:

- hidrólisis química: por efecto de altas concentraciones de ácido sulfúrico
- degradación fotoquímica: exposición a la luz solar
- degradación microbiológica: degradación de orgánico por acción de bacterias u hongos.

La carga máxima para los extractantes LIX 860N-IC y LIX 84-IC es de 6,0 y 5,0 g/l (Ref. 1) respectivamente, pero a las condiciones operacionales de la planta, ya sea por la proporción de los extractantes, la razón de mezcla de la fase orgánica, el pH de las soluciones, entre otros factores, se tiene una mayor carga de cobre, tal como se puede apreciar tanto en la figura 3-1 como en la 3-2, donde la capacidad máxima de extracción es superior a los 8,0 g/l.

Los datos reales, según figura 3-2, indican una carga similar.

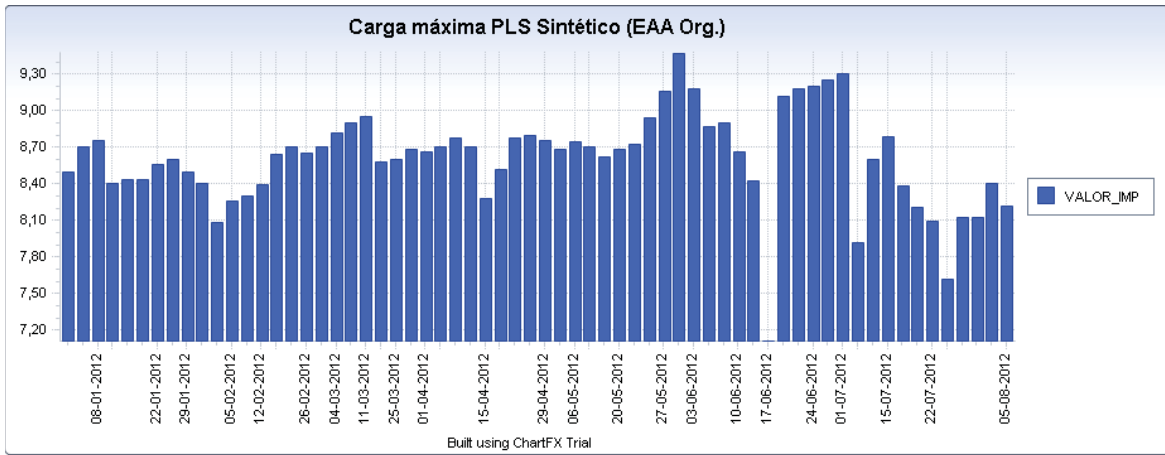


Figura 3-1. Carga máxima PLS Sintético

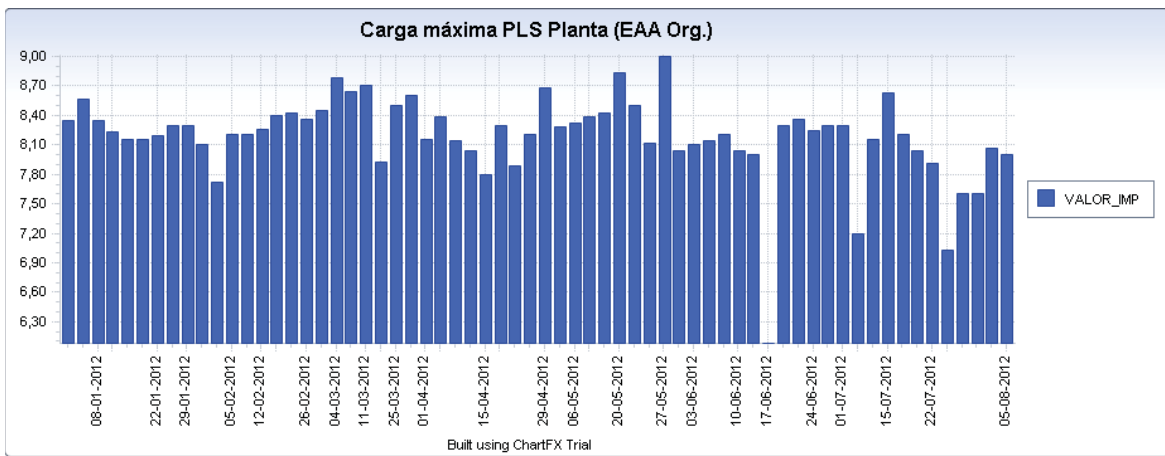


Figura 3-2. Carga máxima PLS Planta

En la figura 3-3 se puede observar que la diferencia de carga entre un PLS sintético de laboratorio y uno de planta presentan una diferencia de carga inferior a los 1,0 g/l. Este valor se ve afectado por diversos parámetros, tales como presencia de impurezas, contenido de sólidos en suspensión, saturación de los extractantes, etc. que de acuerdo a su nivel de impacto en el proceso pueden provocar una variación en esa diferencia de carga.

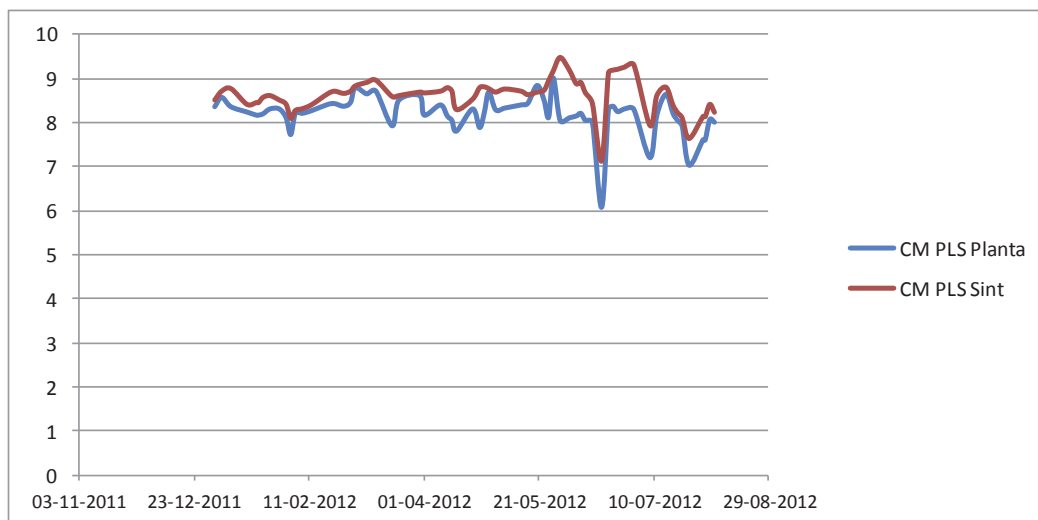


Figura 3-3. Diferencia de carga entre PLS Planta y Sintético

Estabilidad de los extractantes

La principal causa de deterioro del extractante es la acción del agua y del ácido a través del fenómeno de hidrólisis. Al hidrolizarse el reactante produce un compuesto inactivo soluble en la solución acuosa. Este problema puede darse mayoritariamente en la etapa de re-extracción, ya que las soluciones de aquel circuito son extremadamente ácidas en la planta.

Sin embargo, la mezcla de extractantes utilizadas en CMCC son capaces de soportar concentraciones muy ácidas, incluso por sobre los 225 g/L. la planta trabaja muy por debajo de ese valor. Se debe tener en cuenta que niveles extremadamente ácidos pueden provocar corrosión de materiales y degradación de otros reactivos.

Este parámetro está mayormente relacionado con el costo que implica la dosificación continua de ácido para mantenerlo a niveles altos. Se verá más adelante que eventualmente es posible reducirlo sin mermar la carga de los extractantes.

3.1.2 pH de la solución PLS

La experiencia a diferencia del diseño indica que a mayor acidez (menor pH) es mayor la carga de cobre en el extractante. Pudiéndose trabajar a valores entre 1,8 a 2,0. Sin embargo la mezcla de extractantes utilizada en CMCC funciona con mayor eficiencia a pH menores, por el orden de 1,2 – 1,6

El pH y acidez de la solución de PLS está representado en la figura 3-4 y 3-5, respectivamente, durante el periodo de ocho meses. La fluctuación está en el rango de 1,2 – 1,6 aproximadamente. Esta acidez se debe principalmente a la dosificación de ácido sulfúrico en las etapas de aglomerado y lixiviación.

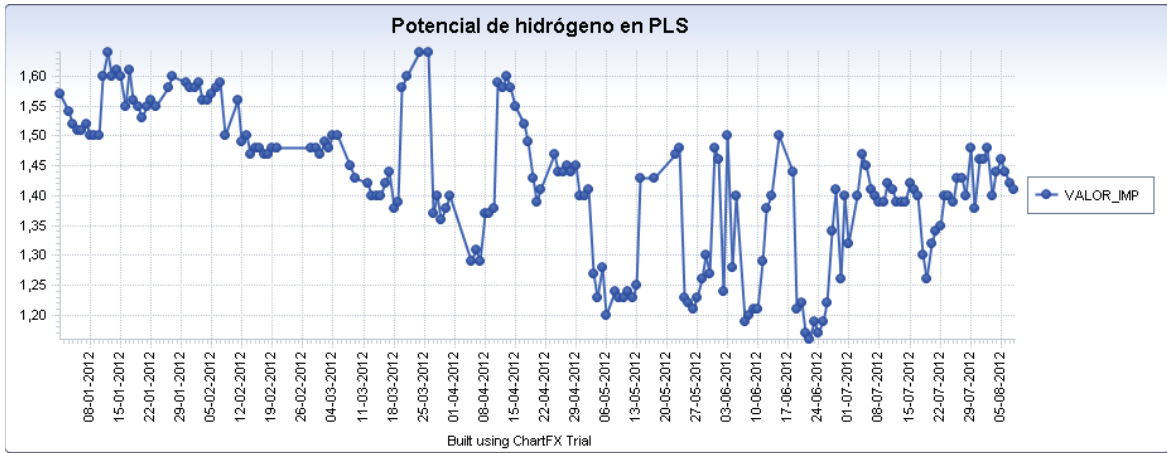


Figura 3-4. pH en PLS

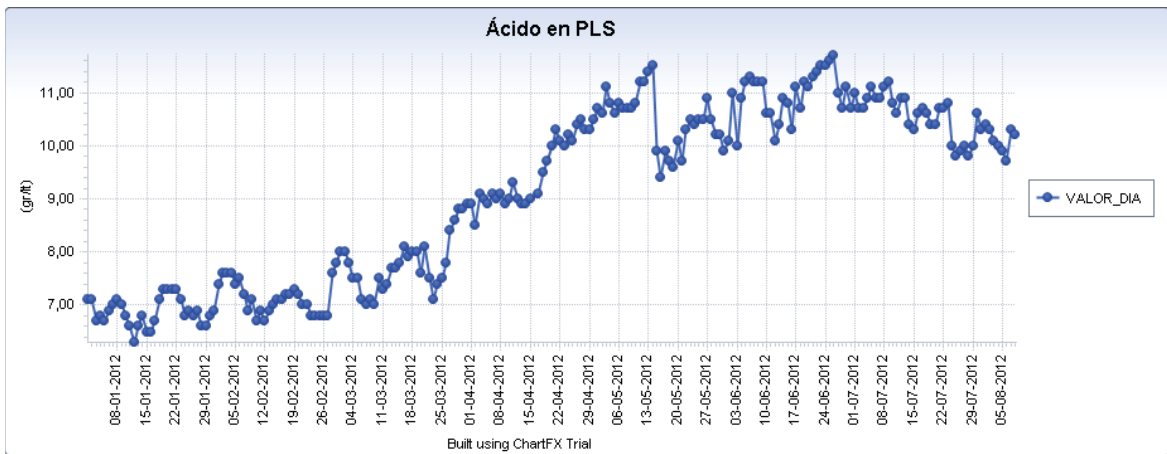


Figura 3-5. Acidez en PLS

Se puede observar a partir de los datos operacionales que el valor de pH en los últimos meses está dentro del rango de 1,2 – 1,4. Bajo estos valores de acidez y otras condiciones, se ve maximizada la carga de cobre en los extractantes, con un consecuente incremento en la eficiencia de la etapa de extracción por solventes.

Lo anterior se debe a que cuando el pH de la solución PLS es bajo, el coeficiente de distribución para el cobre se acerca a 1 (al equilibrio), y el de hierro se aleja de este valor, por lo que la co-extracción de hierro en los extractantes se ve minimizada, y por el contrario, la extracción de cobre en ellos maximizada.

La dosificación de ácido se ha incrementado notoriamente, alcanzando en la actualidad por sobre el valor de los 10 g/L. Anteriormente la adición alcanzaba el orden de los 7,0 g/l.

La dosificación de ácido sulfúrico no se considera una variable para el control de pH de la solución de PLS ya que la etapa de lixiviación se rige bajo sus propias condiciones.

Por todo lo anterior, a determinadas condiciones operacionales, pH del orden de 1,2 – 1,4 maximiza la carga de cobre en los extractantes, aumentando la eficiencia de la etapa.

3.1.3 Relación de volumen entre fase orgánica y acuosa “O/A” en el mezclador

La relación entre el flujo de orgánico y acuoso en el mezclador es una proporción que tiene alta incidencia en la extracción. Ha quedado demostrado que cuanto mayor sea el flujo de solución orgánica respecto al flujo de solución acuosa, la extracción será más alta.

Se debe ajustar las razones O/A de modo de mantener estables las continuidades de fases y lograr las eficiencias deseadas en la planta de Sx.

El rango de operación según diseño es:

E1:	1.1 – 1.2
E2:	1.25 – 1.30
S1:	1.45 – 1.50

En CMCC el flujo de orgánico es mayor que el de acuoso, para de esa forma operar bajo continuidad orgánica.

En la práctica, el operador en planta utiliza una probeta graduada en la cual se añade una muestra de solución de los mezcladores de las distintas etapas y trenes y se cuantifica de acuerdo a lo que el instrumento indica. Una vez la emulsión reposa en la probeta, se registra el tiempo que demoran las fases en separarse alcanzando el equilibrio y a través de la graduación de la probeta se obtiene la razón de flujos. El procedimiento es realizado una vez por jornada.

Los registros son entregados en la figura 3-6:

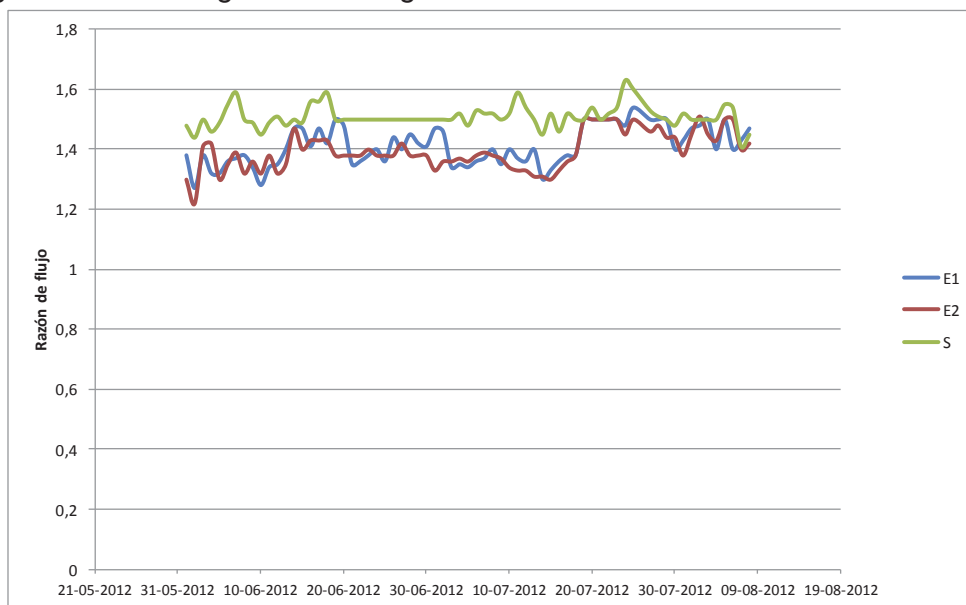


Figura 3-6. Razones de flujo en mezcladores

En promedio E1, E2 y S1 tienen valores de razón de flujo de 1.4, 1.38 y 1.51, respectivamente. Razones de flujo altas indican mayor flujo de orgánico que de acuoso, mejorando la extracción y eficiencia de la planta, pero aumentando los atrapamientos de acuoso en orgánico, es decir, incrementando el nivel de impurezas en los extractantes, pudiendo afectar la eficiencia de la etapa.

3.1.4 Continuidad de fases

La continuidad de fases deseada se obtiene manteniendo el flujo de una fase superior por sobre la otra como se mencionó en el ítem anterior.

Una continuidad acuosa permite 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 conductividad orgánica se evitan los atrapamientos de orgánico en el refino, aumenta la viscosidad, la coloración es más oscura y la conductividad eléctrica disminuye.

Se puede hacer seguimiento de la continuidad de fases visualmente y realizar control a través del flujo de las fases.

El panel de control del área cuenta con alarmas que alertan cuando ocurre una inversión de fases a través de la señal eléctrica entregada por un conductímetro ubicado en los trenes. Este detecta sobreniveles de solución acuosa, que eventualmente podría ocasionar un cambio en la continuidad de fases.

En la situación de inversión de fases, el operador simplemente baja el flujo de acuoso hasta que sea menor que el de orgánico.

Continuidad orgánica: el orgánico arrastrado por la fase acuosa genera contaminación para el proceso de electro-obtención y en las pilas de lixiviación.

Continuidad acuosa: el acuoso arrastrado por la fase orgánica produce el aumento de las cantidades de impurezas en el electrolito.

Tanto la etapa de extracción como la de re-extracción operan con continuidad orgánica.

En el proceso el flujo es controlado por integradores ubicados en los trenes.

3.1.5 Concentración de cobre en PLS y en electrolito pobre

La concentración de cobre en PLS se muestra en la figura 3-7:

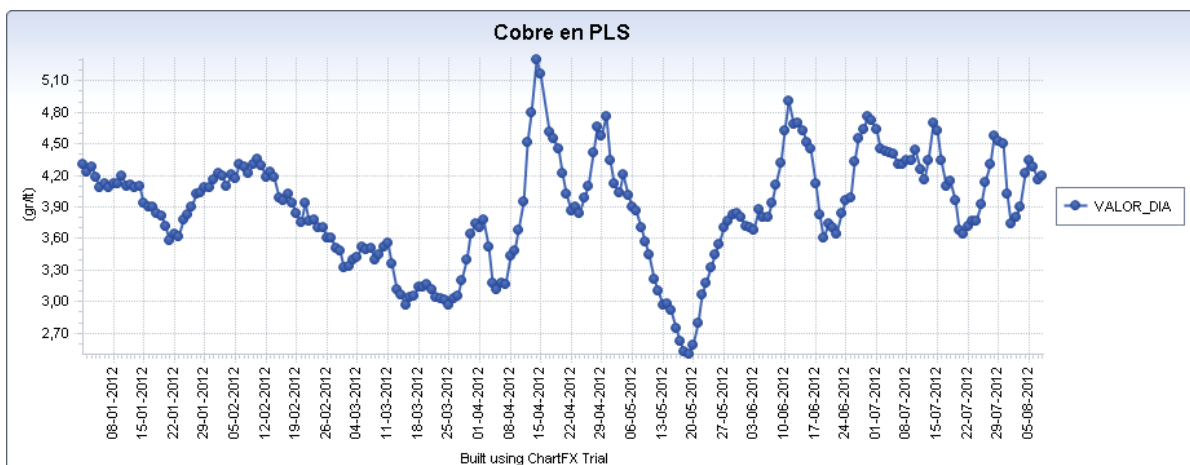


Figura 3-7. Contenido de cobre en PLS

La experiencia ha demostrado que a determinadas condiciones, el máximo potencial de carga en los extractantes se logra con una concentración de cobre en PLS de 3,0 – 4,0 g/L. El valor de planta actualmente en promedio es de 3,8.

Recordemos que la extracción de cobre se ve influida por diversos factores, predominando la acidez, la cual a niveles altos provee de mayor carga para los extractantes, porque aumenta la selectividad.

En el caso de la concentración de cobre en el electrolito pobre, que ingresa al sistema de re-extracción para extraer el cobre a partir de la solución de orgánico cargado, no debe variar de entre 27 a 30 g/l según diseño, para no restarle acidez al electrolito y así pueda extraer la mayor cantidad posible de cobre.

Sin embargo, la experiencia indica que un rango de 35-40 g/l es recomendable. El contenido de ácido desde luego es también alto.

Para lo anterior se verifica la figura 3-8, donde se puede observar que en promedio la concentración de cobre fluctúa entre 34 y 39 g/L y que está fuera del rango recomendado por diseño, pero dentro del que indica la experiencia.

Cabe recalcar que la concentración de ácido también es alta, por lo que el pH no se vería afectado debido a esta concentración.

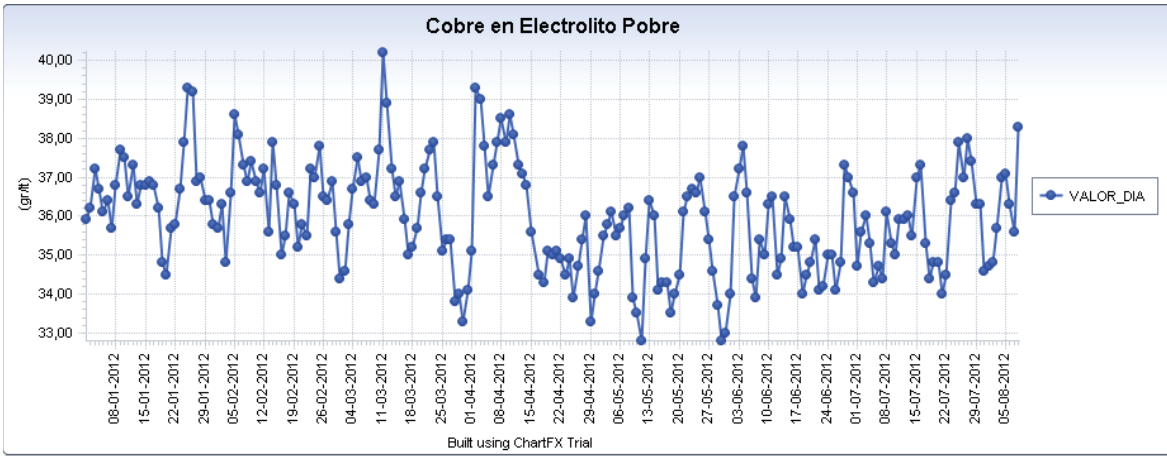


Figura 3-8. Contenido de cobre en EP

3.1.6 Contenido de ácido sulfúrico en la solución electrolítica

El contenido de ácido y la eficiencia de transferencia de cobre son directamente proporcionales hasta cierto límite, la eficiencia puede mantenerse a niveles altos con un contenido de diseño promedio de ácido de 170 g/L.

Claramente la concentración de ácido es mayor que la de diseño (Figura 3-9), aunque la experiencia nuevamente indica que este tipo de acidez beneficia el proceso de extracción para la mezcla de extractantes utilizada en CMCC. Además el extractante es viable incluso con concentraciones superiores a 225 g/l de ácido. Se debe sin embargo tener cuidado con la degradación y corrosión de materiales y otros reactivos presentes en solución.

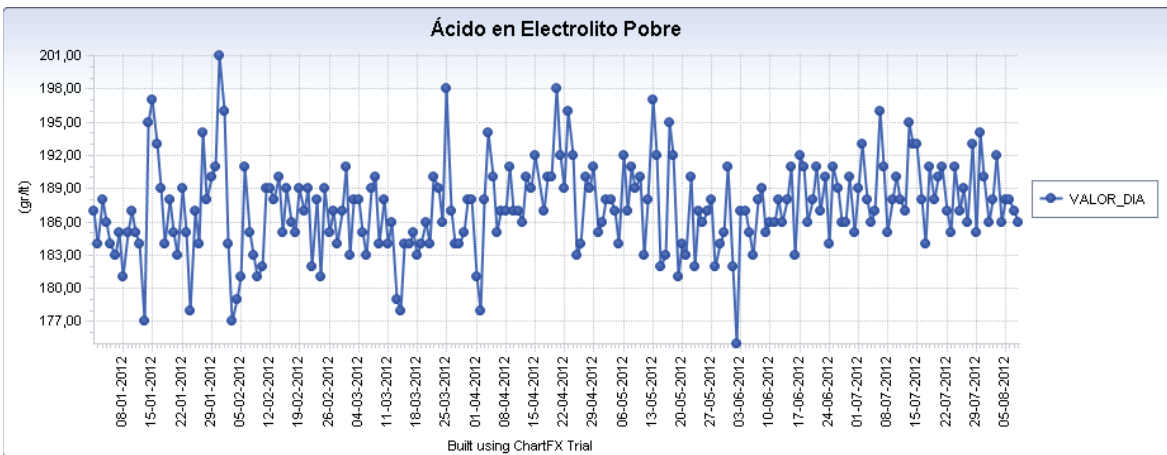


Figura 3-9. Contenido de ácido en EP

3.1.7 Volatilidad del diluyente

Se hace presente cuando el sistema está operando a elevadas temperaturas o en climas cálidos, tal como ocurre en CMCC, ubicada en el norte de Chile, cuyas temperaturas son generalmente elevadas.

El diluyente utilizado en la planta industrial es el Orfom SX-80, que tiene un punto de inflamación de 70 °C. Desde luego las etapas de extracción operan cerca de la temperatura ambiente y la de re-extracción a aproximadamente a la mitad de su punto de inflamación.

Los trenes presentan protección (Figura 3-10) (techo), de esa forma los reactivos no están expuestos directamente a la radiación solar.

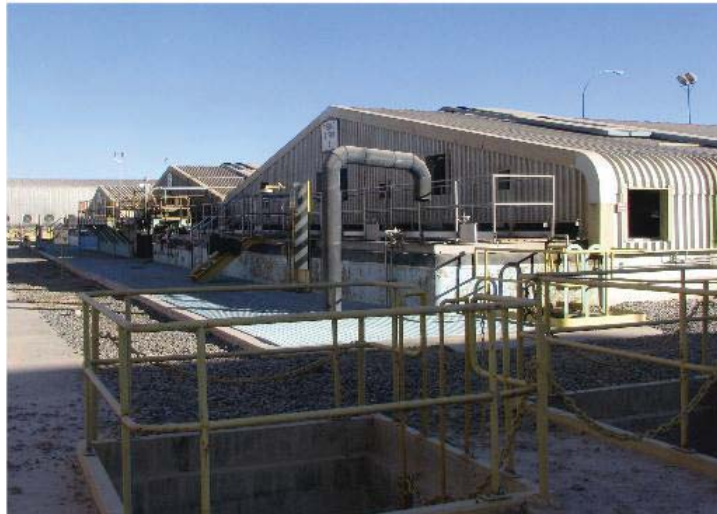


Figura 3-10. Vista general etapa extracción por solventes

En consecuencia, el impacto de la temperatura para el diluyente se ve minimizado para las condiciones operacionales del proceso.

3.1.8 Separación de fases

La eficiencia de este proceso depende de la velocidad de agitación en los mezcladores. Al aumentarla hasta cierto límite se logra una dispersión fina, pero como desventaja aumentan también los consumos de energía y los requerimientos de superficie de los decantadores.

A partir de un exhaustivo control de la relación O/A, de la banda de dispersión y la altura de orgánico en el separador, debe conseguirse una buena separación de las fases, con mayor facilidad posterior en el control de los atrapamientos.

Cuando el tiempo de separación de fases comienza a aumentar de forma gradual se debe limpiar el orgánico con agua acidulada y reactivarlo con arcilla zeolítica, de modo de eliminar impurezas que están disminuyendo su potencial de extracción (etapa de lavado de orgánico), que actualmente no es realizada en la planta.

Es importante la revisión de otros parámetros que tienen influencia en esta variable, como lo son, velocidad de agitación, temperatura, arrastre de aire hacia los mezcladores, concentración de sólidos en suspensión y viscosidad.

En cuanto al impacto de esta variable en el proceso, se tiene:

Efecto de un alto tiempo de separación de fases: aumentan los arrastres por la presencia de banda de dispersión y disminuye la recuperación de cobre en Sx.

Efecto de un bajo tiempo de separación de fases: efectos similares al anterior, se debe revisar la dosificación de tensoactivos y floculantes.

El rango operativo es de 120 a 180 segundos

La separación de fases ha alcanzado incluso los 300 segundos, esto es consecuencia principalmente de un orgánico con altos contenidos de sólidos en suspensión (finos).

3.1.9 Atrapamiento de solución orgánica en solución acuosa

Es un problema que produce pérdidas de orgánico, es por ello que en la práctica es conveniente trabajar en orgánico continuo, justamente para evitar pérdida de material. Aunque se debe tener cuenta que este tipo de continuidad tiene similar efecto adverso si no se maneja con minuciosidad, ya que provoca el aumento del espesor de la banda de dispersión, que retorna al mismo problema, es decir aumentan las pérdidas

de orgánico, tornándose difícil la separación de fases. En la práctica es aceptable perder solución de orgánico hasta 50 – 80 ppm.

La presencia de pequeñas cantidades de orgánico de la etapa de extracción por solvente causa una decoloración en los depósitos de cátodos. Esta porción de depósito coloreado de marrón oscuro recibe el nombre de “quemado orgánico”. Los depósitos de cobre en aquellas áreas son suaves y polvorientos y probablemente un alto grado de impurezas sólidas ocurra sobre las áreas quemadas. Es probable el descarte de placas debido a este fenómeno.

Los efectos de los arrastres O/A son: contamina el electrolito, además se producen grandes pérdidas de orgánico que va a lixiviación en el refino.

El rango de operación en planta es el siguiente:

Electrolito entrada de celda Sx: < 20 ppm

Refino: < 20 ppm

Electrolito circulante: < 5 ppm

Realizado un muestreo durante un mes, los resultados obtenidos indican que la concentración de orgánico es en general inferior a los 20 ppm, por lo que cumple con los estándares. Ver figura 3-11.

Generalmente, cuando este valor aumenta es por la detención de alguno de los trenes. Cuando aquello ocurre, como compensación se incrementan los flujos de los trenes restantes, esto provoca arrastres de orgánico por ejemplo contenidos en las paredes de los vertederos, debido al cambio de nivel se desprenden por el mismo aumento de flujo y abandonan junto al refino.

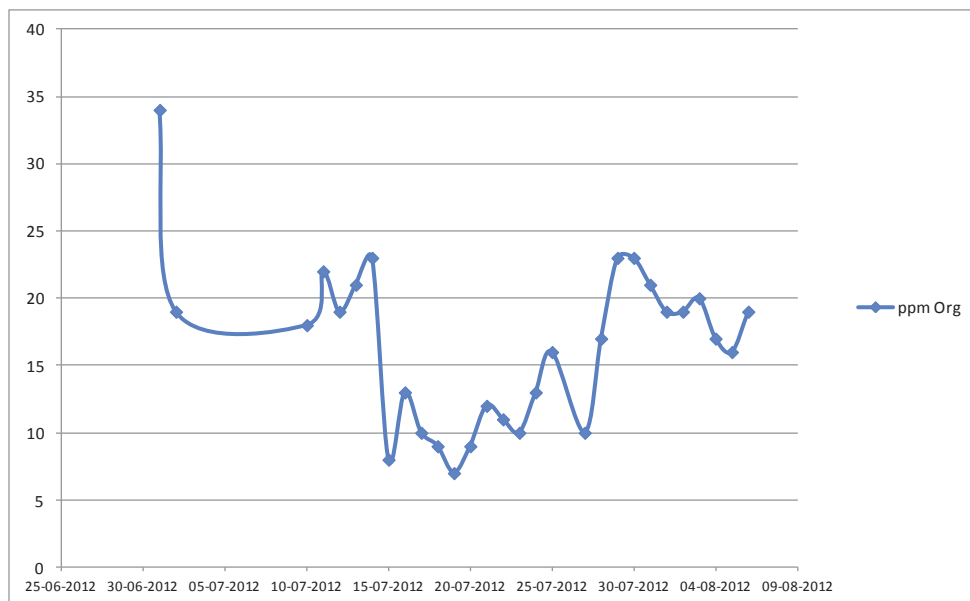


Figura 3-11. Contenido de orgánico en EC

3.1.10 Atrapamiento de solución acuosa en solución orgánica

Este fenómeno produce ensuciamiento del orgánico producto del arrastre de impurezas, indeseadas para el proceso de electro-obtención (hierro, manganeso, cloro, etc.), que interfieren en la eficiencia de corriente y en la calidad de los cátodos.

El trabajar en acuoso continuo ayudaría a disminuir los atrapamientos, pero incrementa las pérdidas de orgánico, mayor costo para una etapa de extracción por solventes.

En el estanque de orgánico cargado (TK-25) el criterio es realizar un drenaje de acuoso, de forma que no retorne a la etapa de re-extracción disperso en la fase orgánica y diluya el electrolito rico.

El drenaje se realiza aproximadamente cada tres horas, dos veces por jornada. Se abre una válvula ubicada en la base del estanque que drena la solución acuosa. La operación finaliza cuando comienza a salir borra, que puede ser tratada posteriormente en la planta de tratamiento de borra para recuperar el orgánico presente en ella.

Si el proceso no se realiza, la solución acuosa pasa del TK-25 hacia la etapa de re-extracción, habiendo un mayor flujo de la misma, esto tiene como consecuencia que el volumen de acuoso en el estanque de alimentación filtro se incrementa, pudiendo provocar incluso en el peor de los casos, el rebalse del mismo.

Visualmente, si la presión del drenaje es alta el atrapamiento es igualmente alto.

En ítems posteriores se verifica la importancia e impacto de esta variable.

3.1.11 Altura de borra

La borra es un material resultante de la agitación de la fase acuosa, orgánica y de las diversas partículas finas sólidas presentes en ambas fases, las cuales forman una mezcla estable que se halla en la interfase.

Se debe extraer borra de los decantadores y de la piscina de refino, posteriormente se les realiza un tratamiento en la etapa de tratamiento de borra con dos estanques con agitador y una centrífuga tricanter, se analiza la solución PLS para control de sólidos en suspensión y se debe también limpiar periódicamente el orgánico con arcilla para su reactivación.

Se ve dificultada la separación de fases cuando alcanza espesores superiores a 7 - 10 cm. En ese caso aumentan las pérdidas de orgánico por arrastre hacia refino, cambia las continuidades en etapas que operan en orgánico continuo y se producen emulsiones más estables que pueden descontrolar la operación de la planta. Aunque no debe eliminarse completamente, ya que a determinada altura funciona como agente coalescedor.

El rango de operación en planta es el siguiente: 10 cm ó menos a lo ancho del decantador

La altura de borra la verifica el operador de extracción por solventes. Introduce una probeta en los costados de los decantadores y realiza su medición. Es recomendable sin embargo proceder en la zona central de los sedimentadores, ya que esa zona presenta el máximo ancho de borra.

En planta, la altura de borra no supera en promedio los 5 cm, pero este registro no es un indicador fiable, por lo mencionado anteriormente.

3.1.12 Banda de dispersión

Es la zona que está ubicada entre la fase orgánica y acuosa del decantador, encontrándose mezcladas en forma de burbujas, conocida como emulsión.

Si se trata de borra, la altura de ésta debe estar dentro del rango de 8 a 10 cm, que corresponde aproximadamente al 30% de la altura de la fase orgánica. De esta manera sirve como filtro, reduciendo la transferencia de impurezas.

La altura de la banda de dispersión depende de factores tales como, la temperatura, naturaleza y concentración del extractante, velocidad de agitación, densidad y viscosidad de las soluciones acuosas y de la continuidad presente en el proceso.

La banda de dispersión es ancha a la salida del agitador, pero a medida que se acerca al vertedero va disminuyendo su espesor, esto por la acción de picket fence y borra, que permiten que la separación de fases ocurra antes que llegue al vertedero, ya que de alguna manera frenan el movimiento del fluido. En otras palabras, se distribuye la emulsión uniformemente a través de todo el ancho del decantador, proporcionando un área relativamente estable donde el orgánico y el acuoso puedan separarse.

Cuando la banda de dispersión es mínima en las zonas cercanas al vertedero, los atrapamientos de solución también lo son, por lo que es una característica ideal para el proceso.

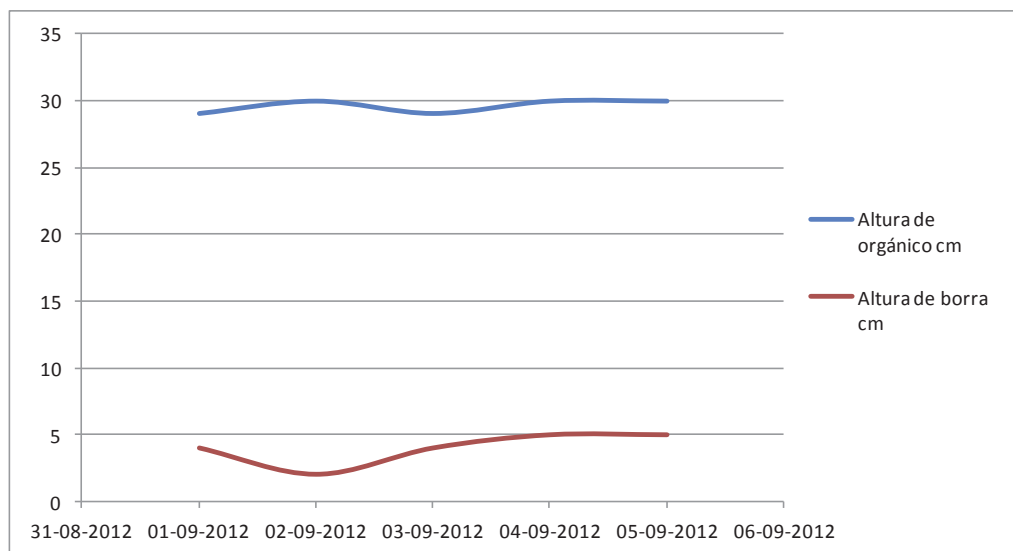


Figura 3-12. Altura de orgánico y borra en decantadores

Aunque según la figura 3-12 no supera el 30%, se debe hacer seguimiento de impurezas.

3.1.13 Eficiencia etapa extracción por solventes

A partir de datos históricos operacionales de la planta, se realizó un análisis de las variables más influyentes para el proceso, con el fin de obtener valores en los cuales, bajo iguales comportamientos, las variables maximizan la eficiencia de la etapa de extracción por solventes. La cual se puede apreciar en figura 3-13:

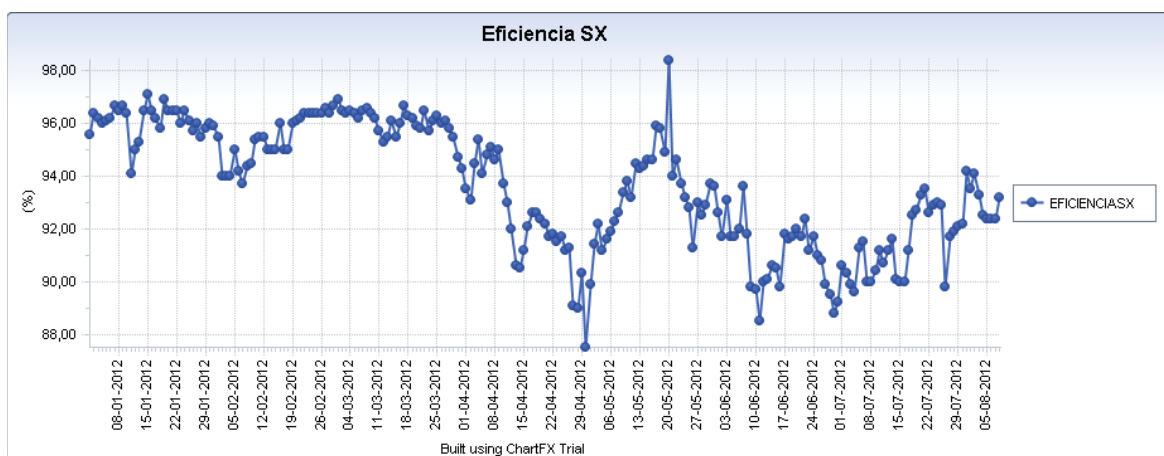


Figura 3-13. Eficiencia de extracción por solventes

La ecuación utilizada para calcular la eficiencia de la etapa de Sx es directamente proporcional al contenido de cobre en PLS. Si esta última es alta, la eficiencia también lo será, pero se debe considerar que el potencial de extracción de cobre de los extractantes disminuye a medida aumenta la concentración de cobre en PLS.

La mayores eficiencias de la etapa de extracción por solventes se hallan entre valores de contenido de cobre en PLS de 3 - 4 g/l y de ácido sulfúrico en el rango de 6 - 8 g/l. (Figuras 3-14 y 3-15).

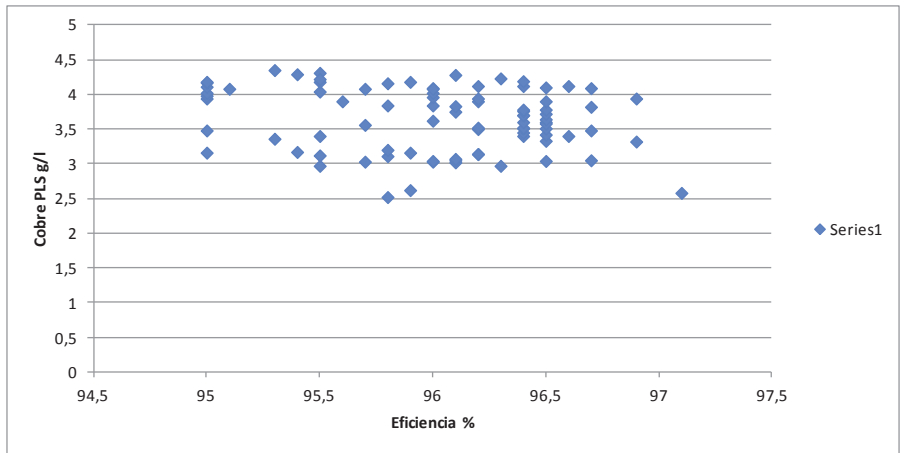


Figura 3-14. Eficiencia SX según contenido de cobre en PLS

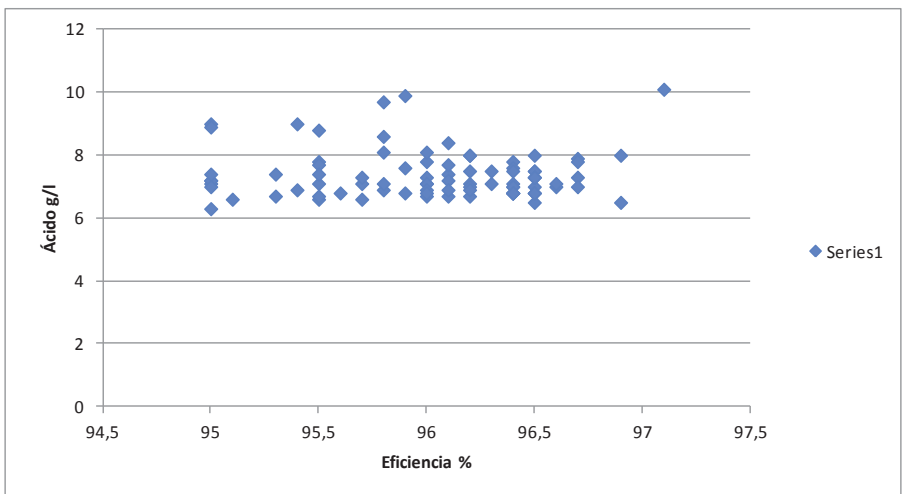


Figura 3-15. Eficiencia SX según contenido de ácido en PLS

Las peores condiciones operacionales para el proceso en cuestión están definidas para un sistema con más de 4 g/l de cobre en presencia de más de 10 g/l de acidez presentes en solución PLS. (Figuras 3-16 y 3-17).

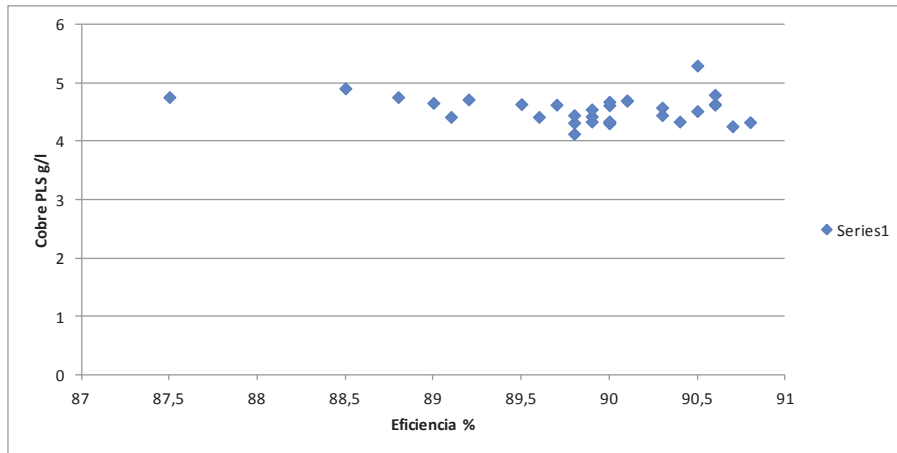


Figura 3-16. Eficiencia SX según contenido de cobre en PLS

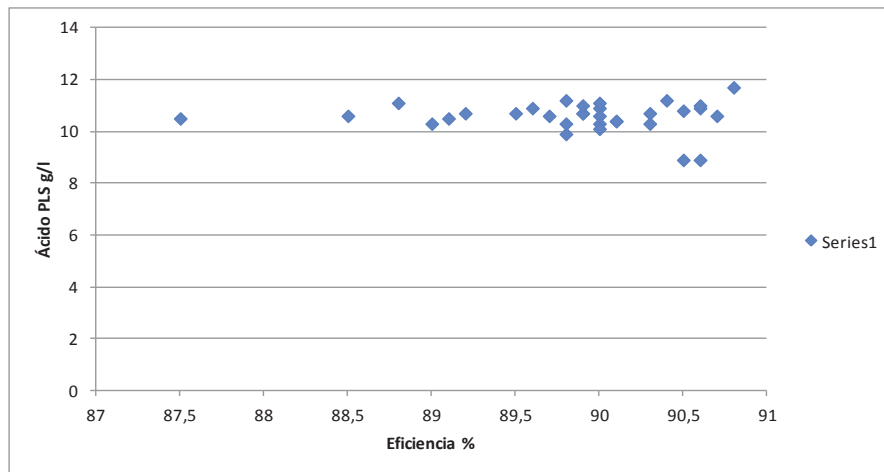


Figura 3-17. Eficiencia SX según contenido de ácido en PLS

De igual modo, para que la eficiencia tenga un valor razonable de operación (sobre el 92%) la concentración de cobre y la de ácido sulfúrico en la solución PLS deben estar por el orden de 3 – 4 g/l y 9 – 11 g/l, respectivamente.

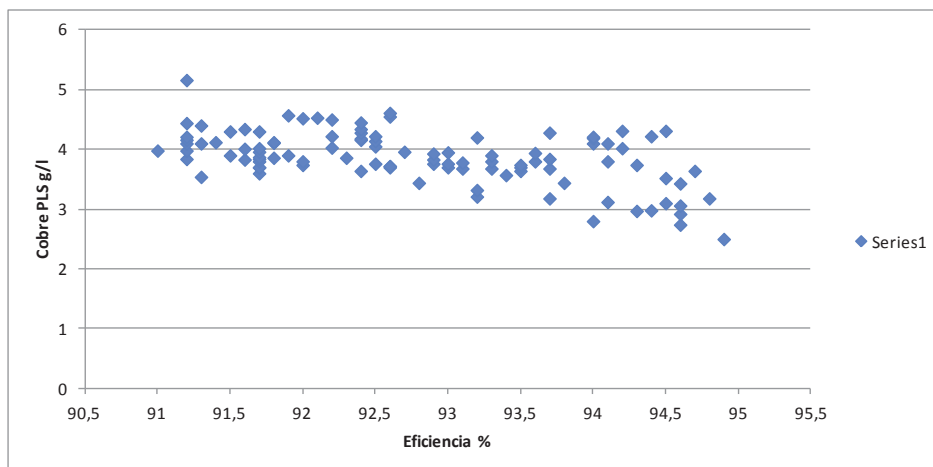


Figura 3-18. Eficiencia SX según contenido de cobre en PLS

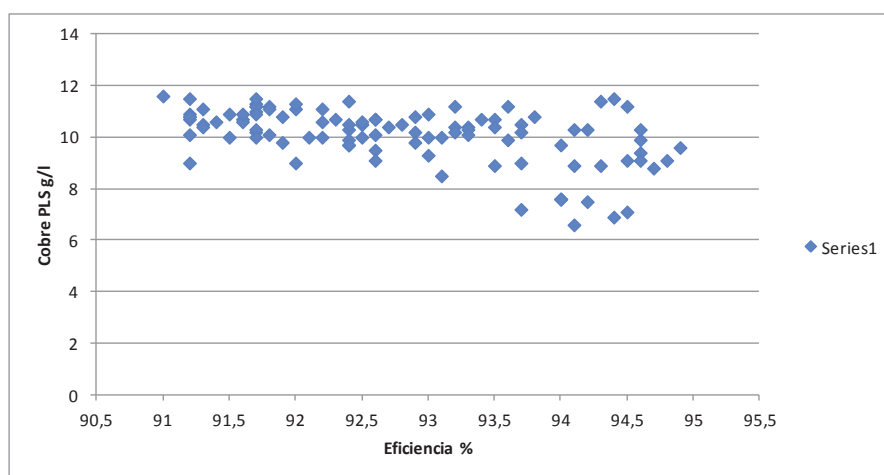


Figura 3-19. Eficiencia SX según contenido de ácido en PLS

Elevadas eficiencias en la etapa de extracción por solventes no necesariamente proveen de alta producción de cobre en la etapa EW, tal como se puede apreciar en la figura 3-20, donde la tendencia de la cantidad de cobre depositado es incurrir en cierta medida en una disminución cuando aumenta la eficiencia de Sx. Esto quiere decir que no están en relación directa, y tal como se mencionó en el recuadro anterior la eficiencia se ve incrementada con menores contenidos de cobre en solución PLS, esto es consecuente con una menor transferencia y por lo tanto menor electro deposición.

Por otra parte, el contenido de hierro en solución también es un factor que tiene incidencia en la disminución del cobre depositado, ya que influye en la eficiencia de corriente (inversamente proporcional según figuras 3-20 y 3-21 al cobre depositado).

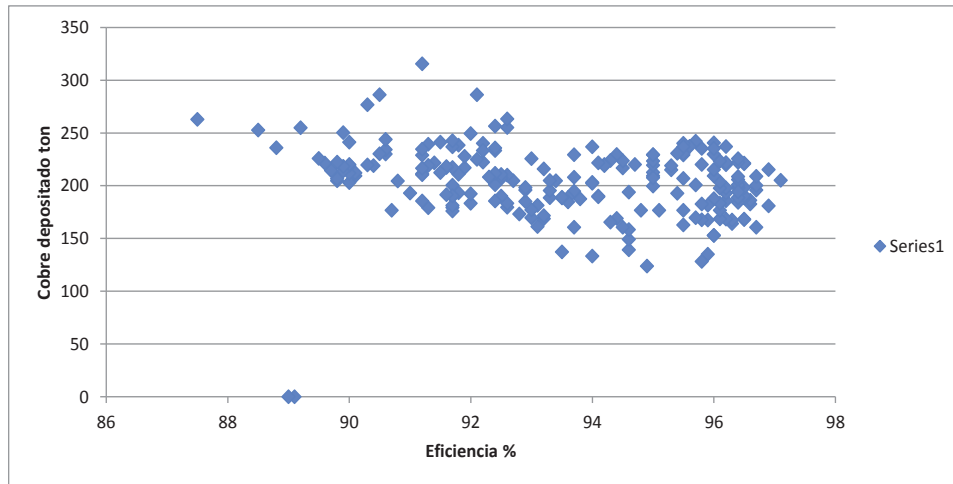


Figura 3-20. Eficiencia SX según cobre depositado

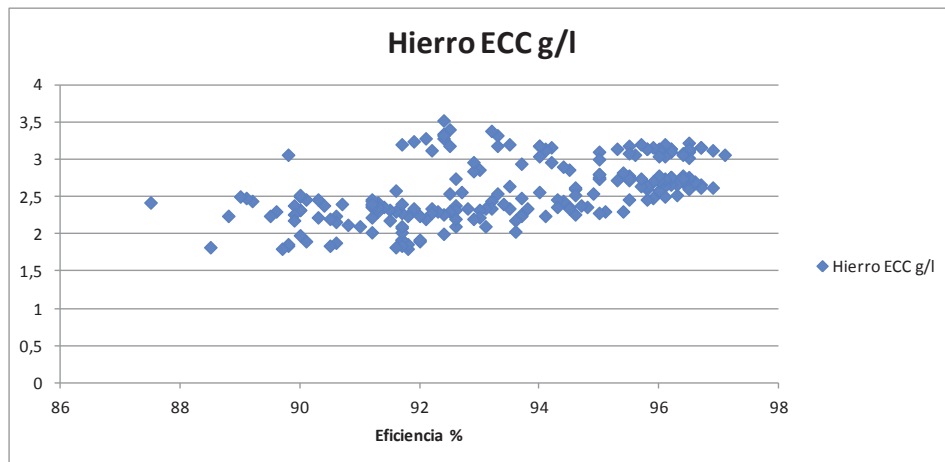


Figura 3-21. Eficiencia SX según contenido de hierro en entrada de celda

En resumen, se presentan rangos de valores determinados experimentalmente de las variables que optimizan el proceso según un análisis estadístico.

Parámetro	Rango óptimo	Valor actual	Unidad
Eficiencia	92 - 94	93,3	%
Cobre PLS	3 - 4	3,8	g/l
Ácido PLS	9 - 11	10,3	g/l
Cobre EP	35 - 40	36,8	g/l
Ácido EP	180 - 195	189	g/l
Cobre ECC	35 - 40	39,5	g/l
Ácido ECC	180 - 195	185	g/l
Hierro Total	< 2,0	> 3,0	g/l

Tabla 3-1. Rangos óptimos de operación según datos históricos

3.2 TANK FARM

3.2.1 Adición de reactivo catódico

El guar o quartec debe prepararse teniendo especial cuidado en no formar grumos. Debe dejarse reposar agitándolo moderadamente, para alcanzar máxima hidratación y óptima viscosidad. Se adiciona gradualmente durante 24 horas. Se prepara con agua tibia o con el mismo electrolito pobre para lograr mejor disolución.

Mayor dosificación implica incremento de la viscosidad, aumentando de esta forma la contaminación en el depósito de cobre. Por el contrario, una menor dosificación puede provocar irregularidades en la superficie del cátodo.

El rango de operación es el siguiente:

200 g/ton de cobre depositado

El guar tiene un tiempo de respuesta de un día, es decir con valores de corriente y cobre depositado se determina lo que en la siguiente jornada debe ser dosificado.

La dosificación del reactivo se realiza una vez por jornada, siendo su preparación realizada por la jornada anterior. El operador de la sala de control indica al operador de Tank Farm cuánta cantidad se debe añadir, bajo el siguiente criterio:

A una tabla entregada por el área de metalurgia se ingresa con valores de cobre depositado y corriente, obteniendo los kilogramos de reactivo que deben ser dosificados. La preparación consiste en diluir el guar en agua tibia, con la ayuda de aire a presión para facilitar su dilución.

Se notó en planta que desde el mes de julio hay problemas con la balanza, los operadores añaden el reactivo a pulso, lo que puede incurrir en grandes pérdidas de reactivo.

La cantidad de este reactivo que se adiciona está generalmente dentro del rango de los 40 – 50 Kg/día como se muestra en la figura 3-22 y 3-23 en distintos periodos de tiempo.

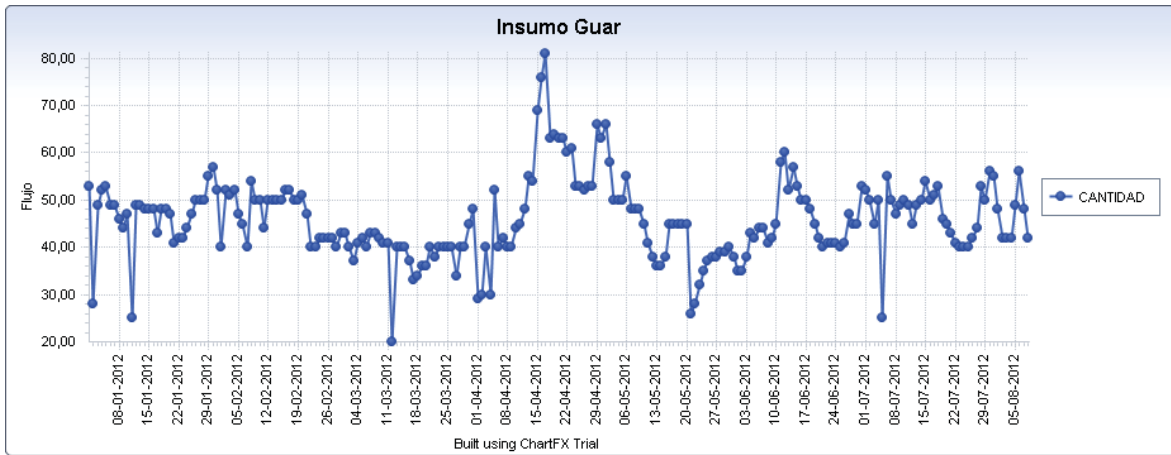


Figura 3-22. Insumo guar

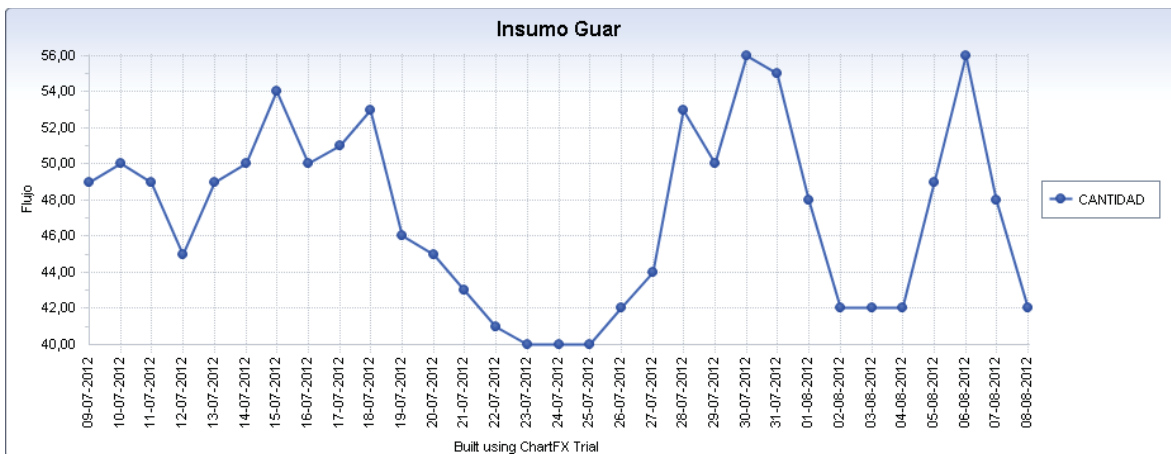


Figura 3-23. Insumo guar mes

3.2.2 Rebase controlado de estanques

Tener un bajo nivel de estanques tanto de alimentación a filtros como de recirculación aumenta la posibilidad de arrastres de nata orgánica que sobrenada de los estanques de electrolito de recirculación a las celdas EW. Un rebase excesivo permite retirar la nata, pero también se pierde reactivo, electrolito y cobre.

El nivel de líquido de ambos estanques es controlado y nivelado a través de un by pass, que generalmente funciona cuando la capacidad de los intercambiadores de calor se ve maximizada.

Los estanques son mantenidos al aproximado de 83 – 85 % de su capacidad.

3.2.3 Etapa de lavado de orgánico

3.2.3.1 Antecedentes

Soluciones de lavado de agua y ácido son empleadas para limpiar el orgánico cargado proveniente de la etapa de extracción por solventes de manera de reducir el contenido de sólidos e impurezas que puedan disminuir su potencial de extracción de cobre y aumentar la dosificación de los extractantes, que en general representan a nivel de insumos, el mayor costo económico para la etapa, después de la adición de ácido sulfúrico.

La fenomenología del proceso corresponde a que durante el contacto de ambas soluciones existe una dispersión de una fase en la otra en forma de gotas provocada por la agitación mecánica. El elemento que se desea extraer se distribuirá en las dos fases hasta que alcance un equilibrio. De esta forma, se define el coeficiente de distribución (D) descrito en la ecuación (1).

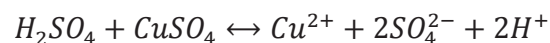
Para valores de $D=1$ las concentraciones en ambas fases se igualan y cuando $D<1$ predomina la descarga o re-extracción. En función del pH, tiene el aspecto como el de la figura 3-24.

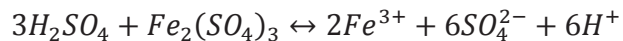


Figura 3-24. Coeficiente de distribución vs pH acuoso

Principio químico:

El principio del proceso es explicado por un concepto de equilibrio químico de las reacciones que ocurren en el sistema, como (Referencia 2):

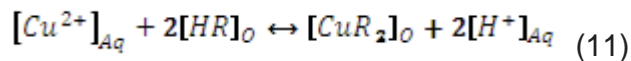




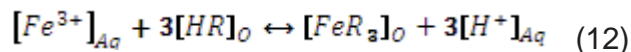
Donde,

$$H_{TOTAL} = H_{H+LIBRE} + H_{Me(HSO_4)_n} ASOCIADO \quad (10)$$

Para que las dos primeras reacciones ocurran, debe haber el equilibrio de hidrógeno que se presenta en la ecuación (10), para el caso del cobre, cuando se extrae un ión Me^{2+} , se liberan dos átomos de hidrógeno según lo siguiente:



Donde la relación estequiométrica menciona que por la extracción de 1 g/l de Cu, se producen 1,54 g/l de H₂SO₄. Según el mismo análisis, para el caso del hierro, cuando se extrae un ión Me^{3+} , se liberan tres átomos de hidrógeno según la siguiente reacción:



Una vez la operación de lavado de orgánico con agua acidulada comienza, las reacciones de transferencia tanto para el cobre como para el hierro (ecuaciones (11) y (12), respectivamente) comienzan a presentar un desplazamiento hacia la izquierda (reacciones controladas por la acidez de la solución) lo que tiene como consecuencia que el agua de lavado contenga una cantidad de ambos metales. Este fenómeno queda de manifiesto en las curvas de coeficiente de distribución D v/s pH para cobre y hierro, que como son distintas para pH iguales, la capacidad de extracción y re-extracción serán también desiguales. A modo de ejemplo se muestra una curva para dos metales cualesquiera (Figura 3-25):

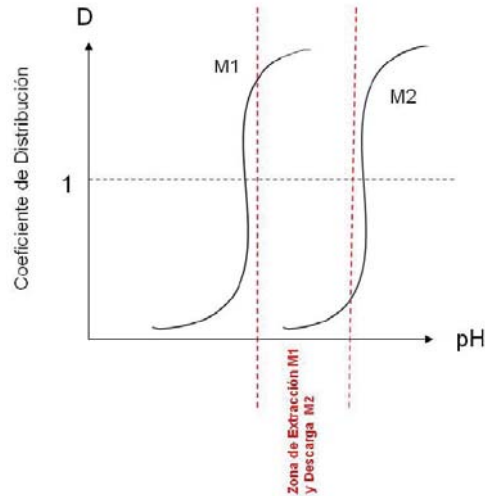


Figura 3-25. Coeficiente de distribución dos metales cualquiera

Por lo tanto, en un rango de pH ácido, para una concentración determinada de extractante, la solución acuosa será capaz de extraer cobre y hierro, desprendiéndolos de la solución orgánica, porque a alta concentración de ácido la reacción se desplaza hacia la izquierda. Este fenómeno ocurrirá hasta un punto de saturación de las especies (que corresponde para $D=1$), sin embargo este punto es distinto para el cobre y el hierro, por tanto cuando el agua no pueda descargar más cobre desde la solución orgánica, si podrá seguir descargando hierro, de tal forma que es necesario trabajar en el rango de pH en el cual el agua de lavado pueda concentrar hierro y que a la vez esté próxima a la saturación por cobre.

Etapa de lavado convencional (Referencia 5)

Los extractantes ocupados en el proceso de extracción por solventes no son totalmente selectivos en extraer la especie de interés, sino que además de cobre, co-extraen hierro (ión férrico) y otras especies consideradas impurezas, mediante mecanismos químicos, que generalmente por arrastres hacia el electrolito rico son un problema en la etapa de electro-obtención, ya que provocan una disminución en la eficiencia de corriente. Además de estas impurezas existen arrastres de carácter físico que son partículas de PLS que por atrapamientos abandonan junto al orgánico y que llevan consigo todas las impurezas propias que trae esta solución desde lixiviación (como por ejemplo ión ferroso).

Una solución parcial para este problema operacional es utilizar una combinación adecuada de extractantes (combinación aldoxima-cetoxima por ejemplo, tal como ocurre en CMCC) de forma tal de aumentar la selectividad Cu/Fe. En la práctica esto es realizado, sin embargo ya sea por la variación en las condiciones del mineral

proveniente de lixiviación (mineralogía o acidez) o por cambios propios del sistema, esto se considera una solución de segunda categoría.

Para solucionar parte de este problema, y además solucionar el problema de los arrastres físicos, gran parte de las plantas industriales han incorporado la etapa de lavado de orgánico en su operación (Referencia 2), de forma de contar con arrastres físicos y químicos para el control de impurezas.

El circuito convencional de una etapa de lavado en Sx se muestra a continuación, donde está considerado un tren, como se indica en la figura 3-26:

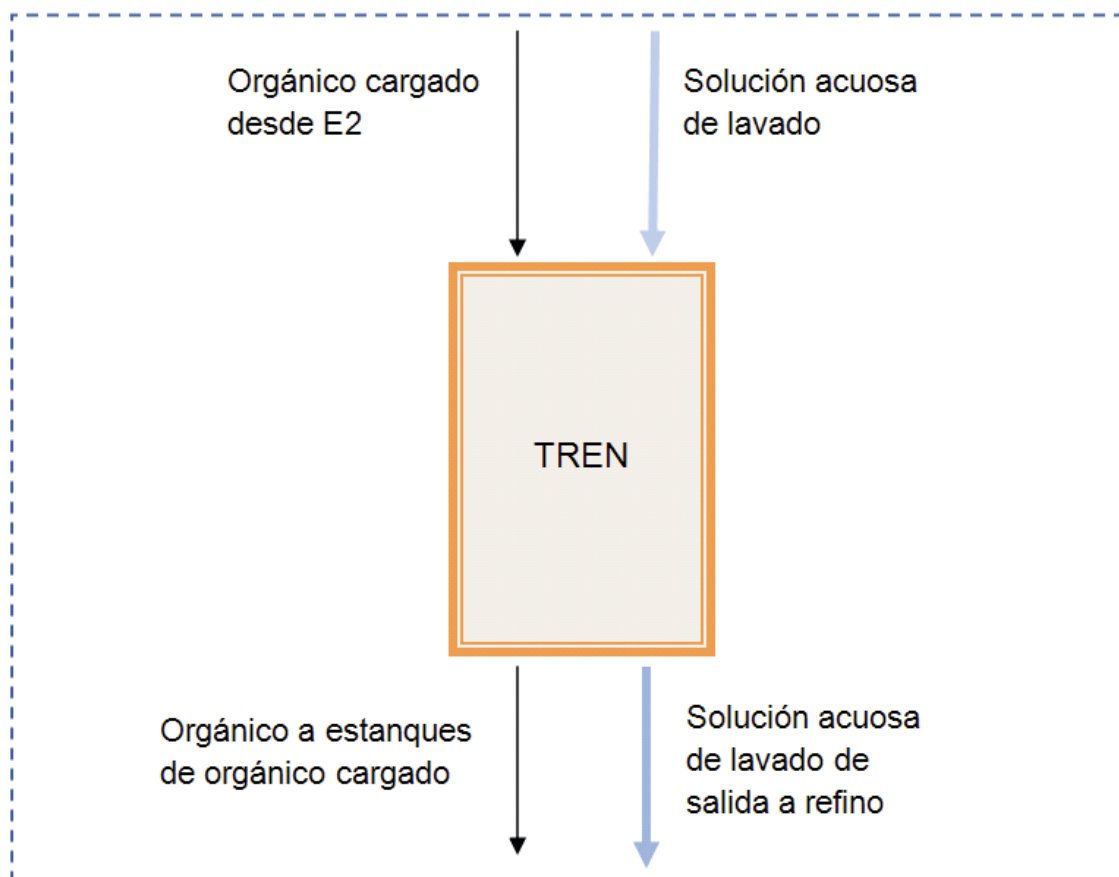


Figura 3-26. Etapa de lavado de orgánico convencional

3.2.3.2 Principio lavado de orgánico CMCC

Para mejorar la capacidad de extracción de la fase orgánica se debe verificar la posibilidad de realizar un lavado de orgánico cargado proveniente de la etapa de extracción (E1) con el fin de eliminar sólidos en suspensión e impurezas arrastradas por el mismo en forma de microgotas y una posterior reactivación del mismo con arcilla en la etapa de tratamiento de borra.

Actualmente en la planta industrial no se realiza ninguna etapa de limpieza. Sin embargo, anteriormente en CMCC, en el estanque de orgánico cargado (TK-01) se hacía pasar agua y luego la solución se llevaba a una centrífuga que separa orgánico, acuoso y extractantes, pero al contener altas cantidades de sólidos en suspensión, gran parte abandonaba disperso en el orgánico. Actualmente, se realiza sólo la etapa de centrifugado y de manera irregular.

En planta se realizaba el lavado de orgánico con agua levemente acidulada con rociadores microaspersores, se arrastraba solución que visualmente se podía verificar en el drenaje de acuoso. Lo anterior era realizado sin procedimiento o criterio definido.

La adición de acuoso aproximada correspondía a una solución de 2 m³ de electrolito pobre mezclado con 28 m³ de agua, es decir 30 m³ de solución de lavado.

Al no realizar limpieza de orgánico, la planta debe operar a excesivos niveles de ácido sulfúrico, que a pesar de proveer de ambiente propicio para el potencial de extracción de los extractantes utilizados, puede provocar la detención de los trenes por corrosión estructural. Además se incurre en mayores costos de dosificación de ácido.

3.2.3.3 Evaluación sistema de pruebas

La realización del sistema de pruebas verificaría los siguientes parámetros:

- Evaluación de coeficientes de distribución y selectividad cobre / hierro
- Cuantificación de tiempo de separación de fases con post-lavado
- Carga máxima en el solvente para el cobre post-lavado
- Verificación impacto en el sistema variables secundarias

Las mejoras esperadas para el proceso son:

- Disminución sólidos en suspensión e impurezas (principalmente contenido de hierro)
- Disminución dosificación de extractantes y de ácido sulfúrico (aumento de pH)
- Mantener o mejorar el potencial de extracción de los extractantes
- Reducir el tiempo de separación de fases
- Facilitar el proceso de tratamiento de borra

Es necesario evaluar la capacidad de eliminación de impurezas de distintas soluciones de lavado. Las variables consideradas y sus valores son:

- 6 soluciones acuosas con distintas proporciones de ácido sulfúrico (0, 30, 60, 90, 120 y 150 g/l)
- Razones O/A iguales a 50 y 100
- Orgánico de diferentes características obtenidas por análisis en laboratorio

Como hipótesis para el trabajo planteado se plantea lo siguiente:

La realización de un lavado de la solución de orgánico cargado proveniente de la etapa E1 de extracción por solventes con agua acidulada, aumenta el potencial de extracción de cobre de los extractantes, disminuye la dosificación de ácido sulfúrico en la solución acuosa PLS y disminuye el contenido de impurezas presentes en la fase orgánica.

El esquema de implementación en planta estaría dado por la figura 3-27:

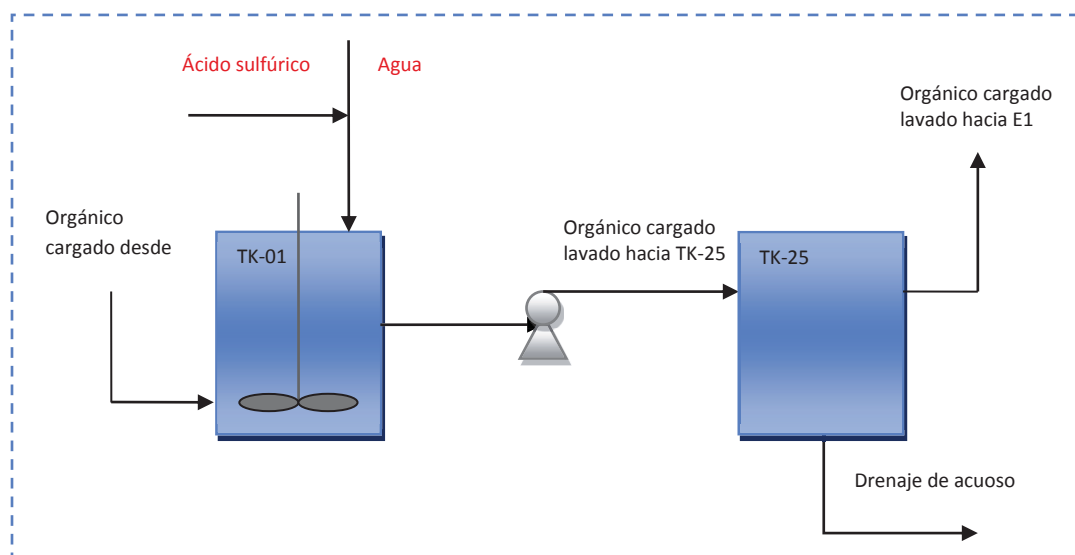


Figura 3-27. Esquema implementación etapa de lavado de orgánico en CMCC

Donde las corrientes en rojo representan los circuitos adicionales de implementación, además del agitador, que actualmente el estanque TK-01 no presenta.

3.2.3.4 Materiales y reactivos utilizados en el sistema de pruebas

Materiales:

- Estanque con agitador de 30 m³ de capacidad
- Recipientes de 25 L
- Frascos toma de muestras de capacidad variable
- Buretas de 1000 mL

Reactivos:

1. Sistema orgánico

Al igual que en planta industrial, se utiliza orgánico otorgado por la empresa BASF, una mezcla de aldoximas y cetoximas. (Referencia 1)

- *Aldoxima: LIX 860N-IC*

Es un fuerte extractante de cobre que requiere de altas concentraciones de ácido. Puede ser mezclado con LIX 84-IC en un amplio porcentaje de razones para otorgar variabilidad a la extracción de cobre. Las propiedades típicas se muestran en la tabla 3-2:

<i>PROPIEDADES FÍSICAS</i>	
Gravedad específica	0,925 – 0,945
Punto de inflamación	Mayor que 170 °F
Solubilidad del complejo de cobre	> 30 g/l Cu a 25 °C
<i>ESPECIFICACIONES</i>	
Máxima carga de cobre	5,5 a 5,9 g/l Cu
Isoterma de extracción	≥ 5,0 g/l Cu
Cinética de extracción	≥ 95% (30 segundos)
Selectividad Cu/Fe	≥ 2500
Separación de fases	≤ 70 segundos
Transferencia de Cu	≤ 3,5 g/l Cu
Cinética de re-extracción	≥ 95% (30 segundos)
Separación de fases en la re-extracción	≤ 80 segundos

Tabla 3-2. Propiedades LIX 860N-IC

➤ *Cetoxima: LIX 84-IC*

Su reacción es la misma que se muestra para la aldoxima, por lo que también es pH dependiente. Es especialmente diseñada para que el *stripping* o la descarga en soluciones ácidas sea óptima. Las propiedades típicas se muestran en la tabla 3-3:

<i>PROPIEDADES FÍSICAS</i>	
Gravedad específica	0,945 – 0,965
Punto de inflamación	Mayor que 170 °F
Solubilidad del complejo de cobre	> 30 g/l Cu a 25 °C
<i>ESPECIFICACIONES</i>	
Máxima carga de cobre	4,7 a 5,0 g/l Cu
Isoterma de extracción	≥ 3,65 g/l Cu
Cinética de extracción	≥ 90% (60 segundos)
Selectividad Cu/Fe	≥ 2000
Separación de fases	≤ 60 segundos

Transferencia de Cu	$\geq 3,3$ g/l Cu
Cinética de re-extracción	$\geq 90\%$ (30 segundos)
Separación de fases en la re-extracción	≤ 80 segundos

Tabla 3-3. Propiedades LIX 84-IC

Para proveer de menor viscosidad a la fase orgánica, a los extractantes se les mezcla con el diluyente Orfom Sx-80. (Referencia 2).

2. Sistema acuoso

El acuoso corresponde a la solución de lavado (agua acidulada).

En el sistema de pruebas se utilizará electrolito pobre de la planta industrial que presenta las siguientes características generales (Tabla 3-4):

Especie	Contenido en g/L
Ácido sulfúrico	185
Cobre	39

Tabla 3-4. Características EP planta

3.2.3.5 *Desarrollo de pruebas*

El sistema de pruebas funcionará bajo la realización de 3 pruebas diarias, y estas se especifican a continuación:

- Pruebas blanco: se utiliza solamente agua de proceso a razones O/A iguales a 50 y 100
- Pruebas estándar: la solución estándar corresponde a una razón de O/A igual a 100 y acuoso con 30 g/l de ácido sulfúrico, para ella se realizan las pruebas de forma de encontrar parámetros de escalamiento (3 repeticiones).
- Pruebas de dosificación: se considera una variación en el contenido de ácido sulfúrico (30, 60, 90, 120 y 150 g/l) para cada razón O/A (50, 100 y 150).
- Pruebas de repetición: repetición de las pruebas para analizar variación respecto a un posible cambio en las características del orgánico cargado.

Programación general del sistema de pruebas (Tabla 3-5):

Pruebas	Duración	Semana 1	Semana 2	Semana 3	Semana 4	Semana 5	Semana 6
Blanco							
Estándar							
De dosificación							
De repetición							

Tabla 3-5. Programación general pruebas de lavado de orgánico

Debe considerarse que cada semana tiene una duración de 4 días (turno 4x3).

3.2.3.6 Procedimiento y características de la planta del sistema de pruebas

El estanque utilizado para las pruebas es el TK-16, el cual tiene una capacidad de 30,56 m³, pero serán considerados aproximadamente 7 m³ para facilitar a partir de los cálculos, la dosificación tanto de orgánico, agua de proceso y electrolito pobre.

Este estanque (Figura 3-28) es de 4.0 m de diámetro y 4.83 m de alto, de acero inoxidable 317SS, dicho tanque cuenta con un agitador 040-AG-01 con un impulsor de acero inoxidable 317L con una potencia de 5 HP.



Figura 3-28. Vista general sistema de pruebas

Consta de:

- Tanque
- Tubería de descarga
- Tubería de impulsión
- Bombas de diafragma
- Sensores de nivel
- Válvulas

El procedimiento experimental del sistema de pruebas se denota a continuación:

1. - Verificar que las válvulas de drenaje y de salida a Filtro Sparkler estén cerradas.
- Verificar que válvula de traspaso de orgánico desde TK-16 hacia TK-01 se encuentre cerrada.

2. - Se abre la válvula de entrada de orgánico cargado para adición de volumen determinado a partir de la habilitación de manifold.

- Se enciende agitador.

3. - Abrir válvulas de electrolito pobre y de agua de proceso que llegan al TK-16 hasta dosificar el volumen específico para cada prueba.

- Dejar agitando por el tiempo equivalente al tiempo de residencia del estanque TK-01, luego de lo cual se apaga el agitador para dejar decantar el contenido durante el tiempo de separación de fases o el tiempo de residencia del estanque TK-25
4. - Abrir válvula de drenaje, ubicada en la parte inferior del área cónica del estanque hacia caleta recolectora. Obtener toma de muestra.

- Realizar traspaso de orgánico desde TK-16 hacia TK-01. Realizar muestreo.
5. - Abrir válvula de drenaje de estanque TK-25 para obtener muestra de acuoso.
6. - Se repite el procedimiento para las distintas soluciones de lavado.

3.2.3.7 Construcción de curva de coeficiente de distribución

Fueron realizadas pruebas de laboratorio para hallar las condiciones de pH que permiten extraer selectivamente hierro por sobre cobre. Esto a partir de la construcción de curvas de coeficiente de distribución en función del pH.

Procedimiento

- 1.- Disponer de 3 L. de PLS sintético de laboratorio (o preparar según procedimiento).
- 2.- Disponer de 3 L. solución orgánica descargada de entrada de etapa de extracción.
- 4.- Acondicionar pH con pH-metro digital, 5 muestras de 500 ml de PLS sintético.
- 5.- Se contacta cada muestra de PLS con 500 ml. De solución orgánica de planta y se mezcla en mezclador a escala de laboratorio químico de durante 5 minutos.
- 6.- Separación de fases de 180 segundos.
- 7.- Filtrado de la solución orgánica en papel 1PS
- 8.- Análisis químico de cobre y hierro para soluciones acuosas y orgánicas.

Los resultados son mostrados en la figura 3-29:

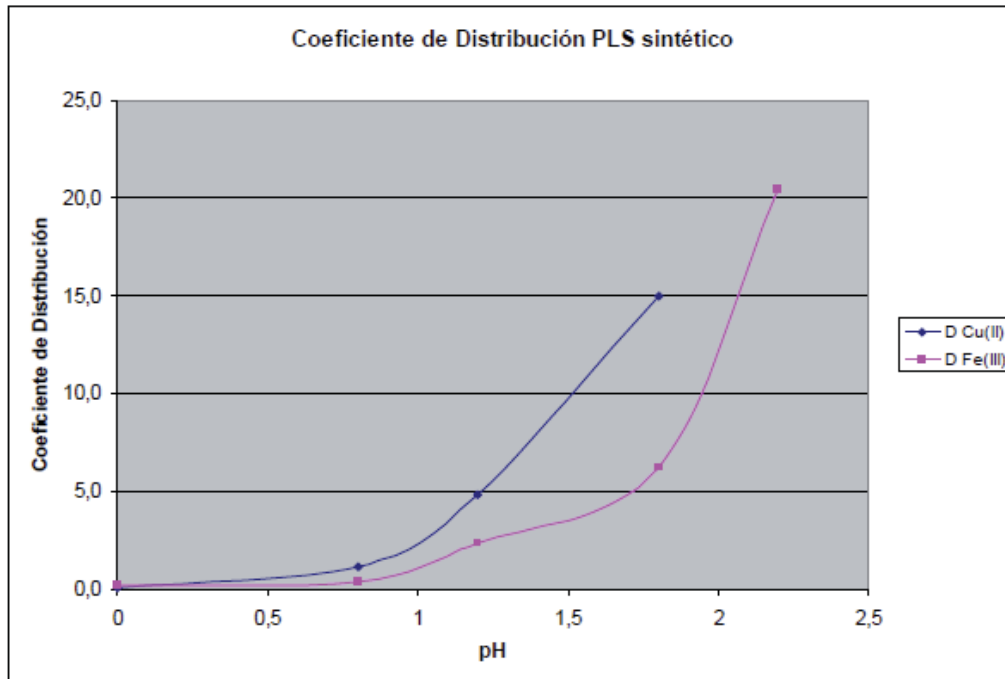


Figura 3-29. Coeficiente de distribución PLS sintético

Por tanto, la teoría indica que el equilibrio para el cobre es alcanzado a pH menores, respecto al de hierro. Por consiguiente, se debe considerar que en una etapa de lavado de orgánico, que tiene similares características a la de la etapa de re-extracción, soluciones muy ácidas provocarían primero la saturación por cobre y luego por hierro. Es consecuente entonces con la recomendación realizada por la empresa Basf de emplear soluciones de lavado con ácido al 3%, acidez baja para provocar mayoritariamente el arrastre químico del hierro por sobre el de cobre.

3.2.3.8 Análisis químico

Cada muestra es llevada a laboratorio para su análisis. Los muestreos correspondientes son los que a continuación se listan:

- Arrastre de acuoso en orgánico de planta industrial
- Arrastre de acuoso en orgánico luego de la etapa de lavado
- Carga de cobre en orgánico luego de la etapa de lavado

- Muestra de electrolito pobre para balance de especies post-lavado
- Concentración especies solución acuosa de lavado drenada de planta industrial
- Concentración especies solución acuosa de lavado drenada luego de la etapa de lavado

Se consideraron las siguientes metodologías de análisis por especies (Tabla 3-6):

<i>SOLUCIÓN ORGÁNICA</i>	
ESPECIE	ANÁLISIS
Cu^{2+}	E.A.A
Fe_{TOTAL}	E.A.A
Arrastres A/O	Método indirecto de precipitación de $BaCl_2$.
SO_4^{2-}	Gravimetría $BaCl_2$
<i>SOLUCIÓN ACUOSA</i>	
ESPECIE	ANÁLISIS
Cu^{2+}	E.A.A
Fe^{2+}	Valoración REDOX
Fe_{TOTAL}	E.A.A
Fe^{3+}	Por diferencia
Cl^-	Gravimetría pp cloruro de plata
H_2SO_4	Titulación con soda
pH	Directo con electrodo

Tabla 3-6. Metodología de análisis por especies

3.2.3.9 Metodología de cálculos

- Para los datos obtenidos a partir de los registros y cifras estadísticas de la planta industrial, se consideró promedios simples. Los valores extremos fueron revisados caso a caso.

Para el caso del sistema de pruebas, se realizó una adecuación de ciertos datos con el objetivo de aumentar la representatividad respecto a la planta industrial.

- Los cálculos de balances de materia, dimensiones, etc. se pueden hallar en el anexo. Todos los datos son entregados aproximados y con un máximo de 2 cifras significativas.

- Las eficiencias de extracción de la etapa de extracción por solventes fueron calculadas como:

$$\eta = \frac{\text{Concentración inicial} - \text{concentración final}}{\text{Concentración inicial}} \cdot 100 \quad (13)$$

3.2.3.10 Evaluación etapa de lavado en planta industrial

Los parámetros generales para el funcionamiento de una etapa de lavado de orgánico se denotan a continuación (referencia 1):

- Razón O/A global entre 50 y 200
- Funcionamiento en continuidad acuosa (O/A operacional = 0,9)
- Adición de ácido sulfúrico para mejorar la eficiencia de mezclado

Se debe tener especial cuidado en la cantidad de ácido sulfúrico que se adiciona, ya que el proceso mismo permite que el cobre comience a re-extraerse, por lo que a determinadas condiciones podría abandonar una corriente de lavado rica en cobre.

La posible implementación como se mencionó con anterioridad sería en el estanque TK-01. La dosificación de acuoso sería semicontinua (la mezcla de agua y ácido se realizaría en tubería, considerando para ese efecto flujo turbulento) Se utilizarían rociadores en el tope del tanque.

El drenaje se realizaría inmediatamente después de la dosificación de acuoso, para ello se debe contar con el tiempo de separación de fases. Si es lenta, puede que existan arrastres de solución de lavado al orgánico que se dirige a la etapa de re-extracción S1, diluyéndolo.

Después del lavado intermitente de orgánico, se haría pasar por la etapa de tratamiento de borra, donde luego se le reactivaría con zeolita.

3.2.3.11 Condición actual de las variables involucradas

Es importante realizar una cuantificación estimativa de las condiciones que las variables presentan en la actualidad y las que podrían adoptar en una post etapa de lavado.

Según referencias, la etapa de lavado ayuda a disminuir el contenido de impurezas, que se resumen en:

- 50 y 1000 mg/L de PLS con todas las impurezas propias de la lixiviación (incluyendo ión ferroso).

Se verifican las variables más relevantes, las cuales son dosificación de extractantes, descarte de electrolito y adición de ácido sulfúrico.

A. Dosificación de extractantes

En promedio la dosificación de extractantes anual es de 15102 m³, este volumen tiene un costo aproximado de US\$ 1.438.560 (proyección Anexo).

Datos reales tomados indican que el gasto por concepto de extractantes ha sido desde comienzo de año 2012 hasta la fecha (agosto) de US\$ 947.790

Tiempo atrás en la planta industrial se utilizó extractante tratado mediante centrífuga en planta de tratamiento de borra, se hicieron pruebas para verificar carga máxima del orgánico de salida y resultó tener características muy similares a la de los extractantes nuevos comprados al proveedor. Lo anterior tuvo la consecuencia de disminuir totalmente su dosificación durante al menos 2 meses.

La tasa de carga de borra era aproximadamente de 90 m³ por mes. Actualmente se la tasa de acumulación es superior a 70 m³ por semana.

Al estanque se hace pasar una borra de 27-28 m³ de volumen, la recuperación de orgánico es de casi un 50%, es decir, 13-14 m³ corresponden a fase orgánica. Si se considera que el porcentaje de extractantes en aquella fase es de un 14%, se tiene entonces un volumen de 1,8 – 2,0 m³.

La operación anterior, es decir para tratar 27 - 28 m³ de borra, tiene una duración de una jornada de trabajo.

Si se consideran 4 operaciones de tratamiento de borra durante el mes, se tiene una reducción de costos anual de US\$ 1.208.388. Valor que corresponde sólo a este

proceso, sin considerar la etapa de lavado de orgánico, cuya cuantificación de reducción de costos por supuesto se verifica en ítems posteriores.

Una etapa de lavado en los estanques de orgánico cargado más el funcionamiento de la planta de tratamiento de borra pueden proveer de grandes reducciones en los costos. Actualmente no se realiza ninguno de los dos tratamientos.

B. Descarte de electrolito

Según el ítem 4.3.5.2 un aproximado de las pérdidas por descarte de electrolito anuales son de US\$ 21.029, este valor es como se menciona en aquel apartado, un costo de oportunidad de tratamiento. Es bajo en relación a la disminución de costos que podría producir por referencias una etapa de lavado.

C. Adición de ácido sulfúrico

La dosificación de ácido sulfúrico debe cumplir con las especificaciones requeridas por el electrolito pobre. Se agrega ácido sulfúrico, en la canaleta del vertedero de acuoso del tanque decantador. Éste cumple la función de compensar la acidez perdida del acuoso (electrolito) que se requiere para una re-extracción adecuada (principio químico en ítem 4.4.1). Su dosificación en planta está representado en la figura 3-30.

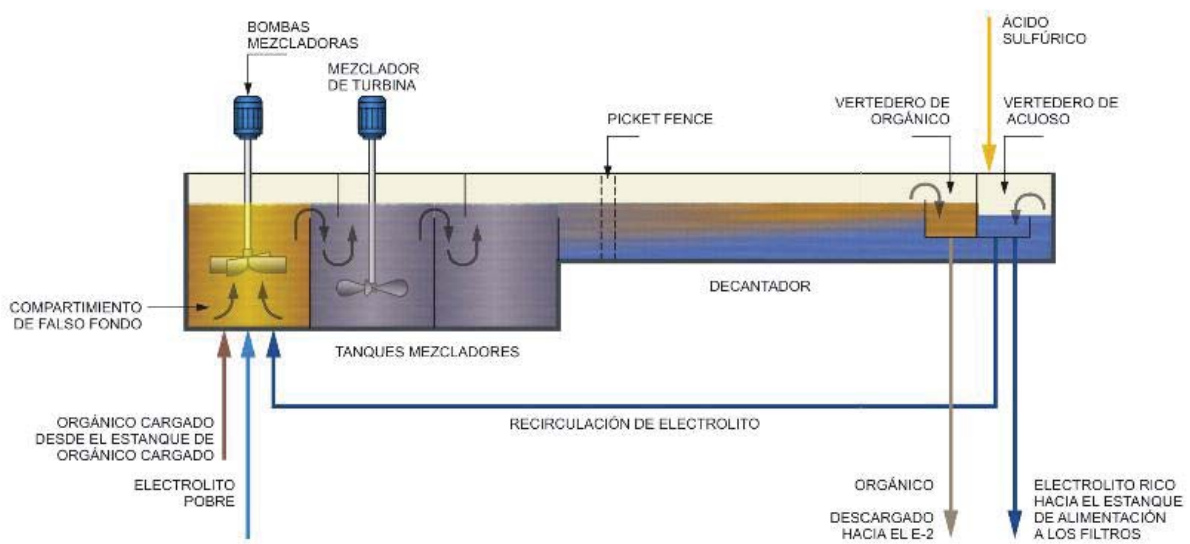


Figura 3-30. Esquema general funcionamiento trenes en SX

3.2.3.12 Escalamiento por flujos

Para escalar los flujos de la planta industrial y del sistema de pruebas se igualó el tiempo de residencia de ambos sistemas.

El tiempo de residencia es la razón entre el volumen del mezclador y el flujo de solución. Este dato se utiliza para el cálculo del flujo de entrada de orgánico y de solución acuosa de lavado en el sistema de pruebas.

Considerando que el flujo de orgánico cargado desde extracción por solvente hacia tanque de orgánico cargado es de aproximadamente 4000 m³/h y la razón O/A global es igual a 100, con el fin de que las impurezas que fueron arrastradas desde solución PLS al orgánico cargado abandonen por el agua lavado y no contaminen el electrolito rico, Además, la cantidad añadida de ácido permitiría que se desplace la ecuación de equilibrio de cobre y hierro, permitiendo su descarga, aunque mínima.

En la tabla 3-7, se especifica el dimensionamiento de ciertas variables a ser utilizadas en el sistema de pruebas para una muestra estándar (O/A igual a 100 y 30 g/l de ácido sulfúrico), obtenidas de especificaciones y ecuaciones anteriormente mencionadas:

Parámetro	Planta industrial		Sistema de pruebas	
	Valor	Unidad	Valor	Unidad
Diámetro	-	m	4	m
Alto	10	m	4,83	m
Volumen estanque	615	m ³	7,17	m ³
Tiempo de residencia	0,15	h	0,15	h
Razón O/A	100	-	100	-
Flujo Orgánico cargado	4000	m ³ /h	47	m ³ /h
Flujo acuoso total	40	m ³ /h	0,47	m ³ /h
Flujo agua	38,8	m ³ /h	0,45	m ³ /h
Flujo ácido sulfúrico	1,2	m ³ /h	14	l/h
Concentración ácido sulfúrico	30	g/l	30	g/l

Tabla 3-7. Escalamiento por flujos

Como el proceso será realizado de manera batch, con el tiempo de residencia estimado de 0,15 horas (a partir del flujo real de ingreso a estanques de orgánico

cargado y el volumen de los mismos) se calculan los volúmenes necesarios para aquella operación (Tabla 3-8):

Parámetro	Sistema de pruebas	
	Valor	Unidad
Volumen estanque	7,17	m ³
Tiempo de residencia	0,15	h
Razón O/A	100	-
Orgánico cargado	7	m ³
Acuoso total	70	l
Agua	58,6	l
Electrolito pobre	11,4	l
Concentración ácido sulfúrico	30	g/l

Tabla 3-8. Escalamiento por flujos batch

Para variar la concentración de ácido sulfúrico en la solución de electrolito pobre se diluye con agua, como se muestra en la figura 3-31:

RAZÓN O/A	ÁCIDO g/L	Vol. EP requerido (L)	Aforo agua (L)
	30	23	117
	60	45	95
50	90	68	72
	120	91	49
	150	113	27
	30	11	59
	60	23	47
100	90	34	36
	120	45	25
	150	57	13
	30	7	40
	60	15	32
150	90	23	24
	120	30	17
	150	38	9

Figura 3-31. Dosificación de EP y agua de proceso para el sistema de pruebas

3.2.3.13 Escalamiento por velocidad de agitación

Para realizar el escalamiento de los mezcladores se igualan sus velocidades tangenciales.

Al no contar con agitador el escalamiento debe ser realizado a partir de los datos del agitador de la planta piloto, lo que se muestra en la tabla 3-9:

Parámetro	Planta industrial		Planta piloto	
	Valor	Unidad	Valor	Unidad
Diámetro de la turbina	-	-	30	cm
Velocidad tangencial	233	m/min	233	m/min
Agitación	-	-	125	rpm

Tabla 3-9. Escalamiento por velocidad de agitación

Un escalamiento aproximado denotaría una velocidad tangencial entre 200 y 250 m/min para cálculo de agitación en planta industrial

3.2.3.14 Desarrollo y metodología experimental

De acuerdo y junto a los procedimientos del ítem 4.2.3.6, el desarrollo experimental de cada prueba tiene las siguientes características:

1. Pruebas Blanco:

Se contactan en un estanque 7 m³ de solución de orgánico cargado con agua de proceso a distintos volúmenes (140, 70 y 47 litros, correspondiente a razones O/A iguales a 50, 100 y 150, respectivamente).

El tiempo de agitación para esta prueba es de 5 minutos con un tiempo de espera para decantación o separación de fases de 4 minutos (un total de 9 minutos, valor que corresponde al tiempo de residencia de los estanques de orgánico cargado). Lo anterior de acuerdo a la equivalencia de tiempos de residencia entre la planta industrial y planta piloto.

Realizado lo anterior, se obtiene en primera instancia una toma de muestra de acuoso drenado por la base del estanque, y luego, una vez haya abandonado la totalidad de la solución de lavado y comience a salir orgánico, se obtiene una muestra de este.

Las muestras son llevadas posteriormente a laboratorio para análisis por especies.

2. Pruebas Estándar:

A partir de la solución estándar, que corresponde al contacto de 7 m³ de solución de orgánico cargado y una solución de lavado compuesta por 58,6 litros de agua de proceso y 11,4 litros de electrolito pobre, se realizan pruebas variando el tiempo de agitación (3, 5 y 7 minutos), con un tiempo de espera para decantación de acuoso de 4 minutos.

Luego, se obtienen las muestras correspondientes para análisis en laboratorio.

3. Pruebas de dosificación:

Igual protocolo que las pruebas anteriores, la solución de lavado para las pruebas de dosificación tienen las características mostradas en la tabla.

3.2.3.15 Resultados pruebas de lavado

1. Pruebas Blanco (Figura 3-32):

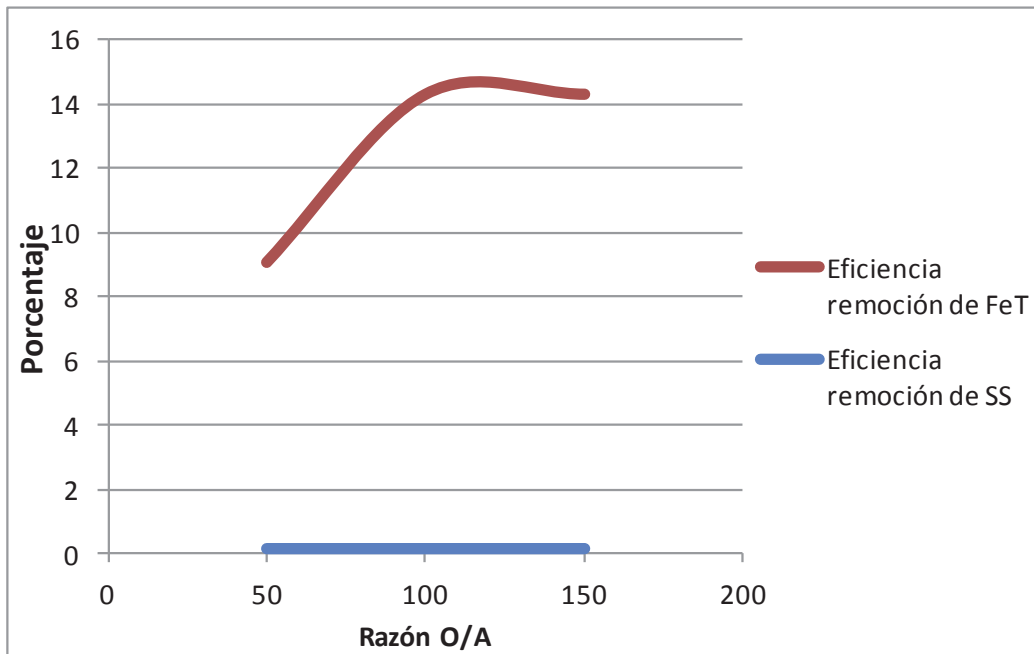


Figura 3-32. Eficiencias de remoción de hierro y sólidos en suspensión pruebas blanco

2. Pruebas Dosificación: Esquema general en figura 3-33 y resultados en figuras 3-34, 3-35, 3-36 y 3-37.

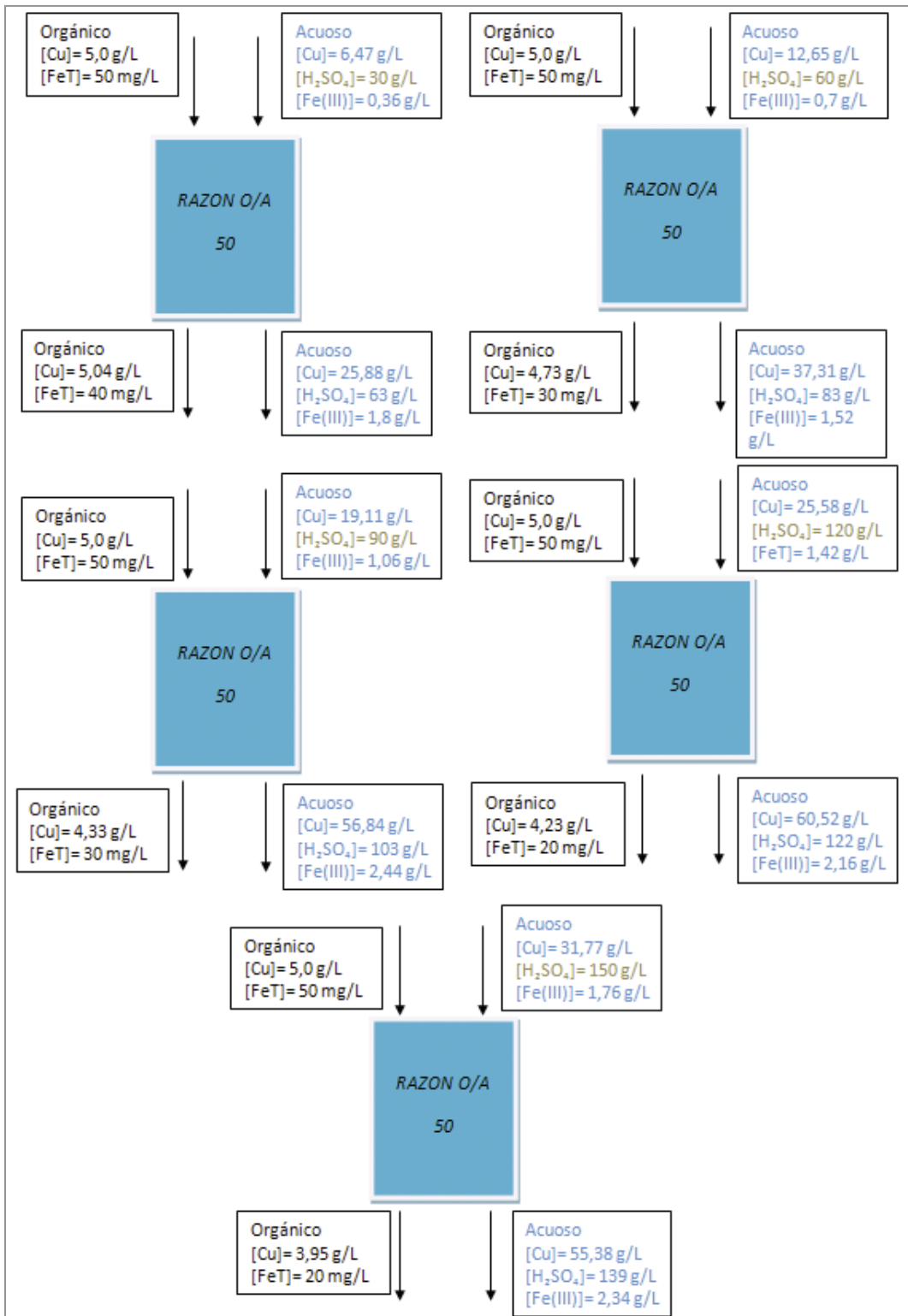


Figura 3-33. Esquema contenido de especies en pruebas de dosificación

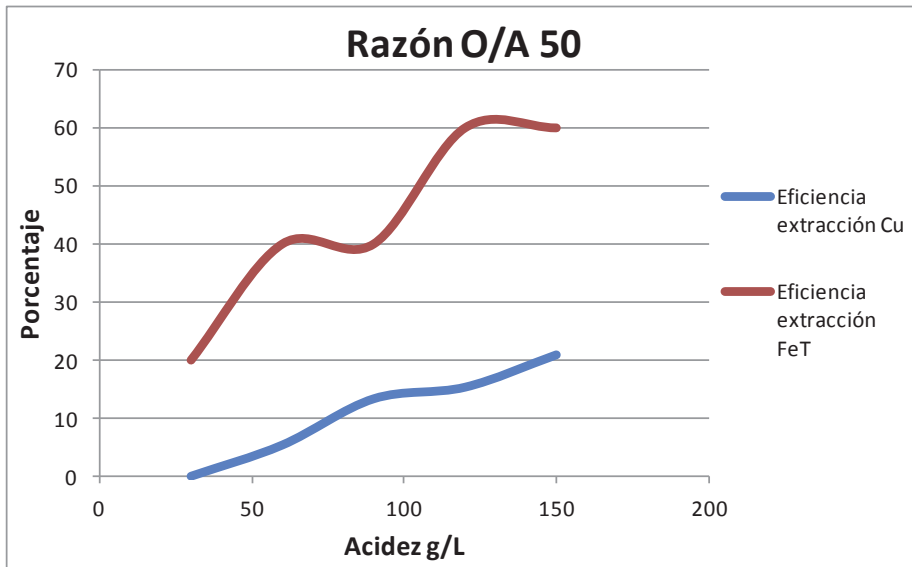


Figura 3-34. Eficiencias de extracción de cobre y hierro para razón O/A 50

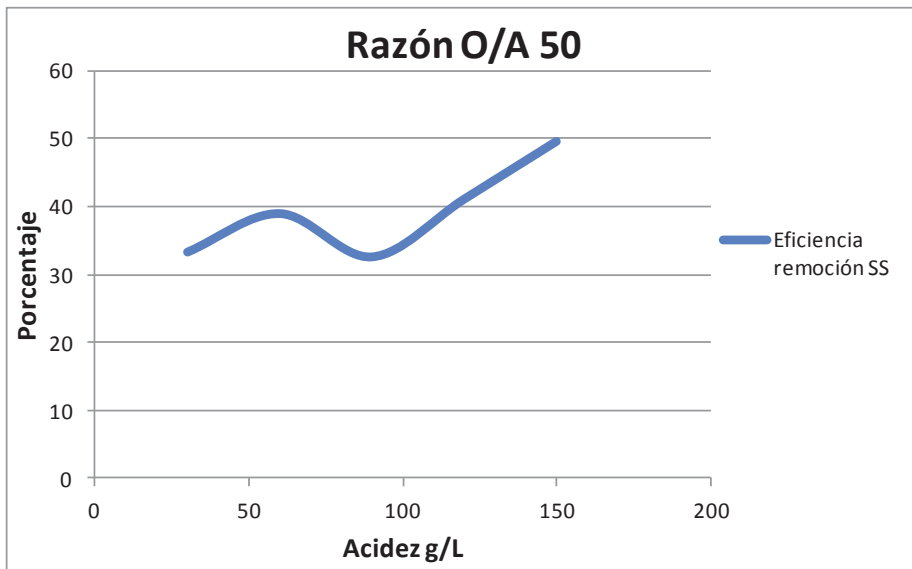


Figura 3-35. Eficiencia de remoción de SS para razón O/A 50

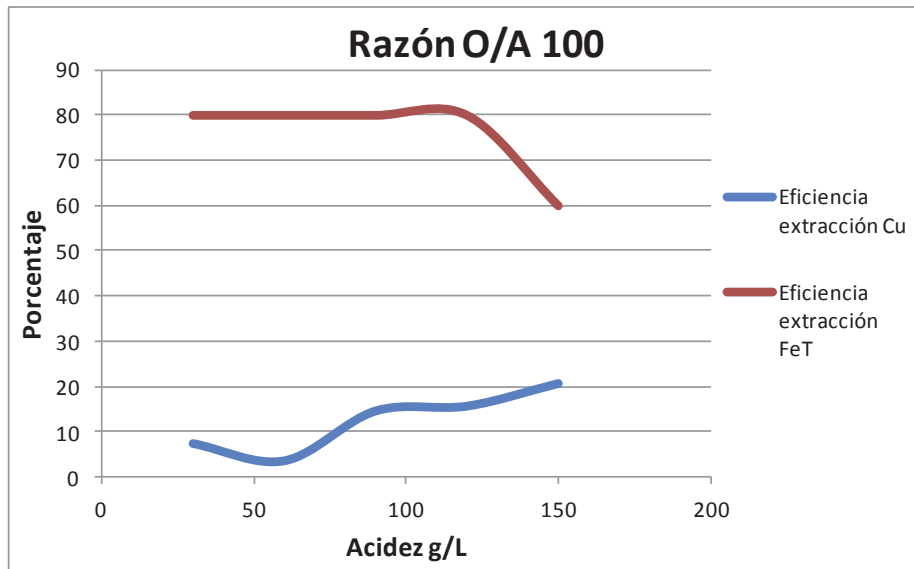


Figura 3-36. Eficiencia de extracción de cobre y hierro para razón O/A 100

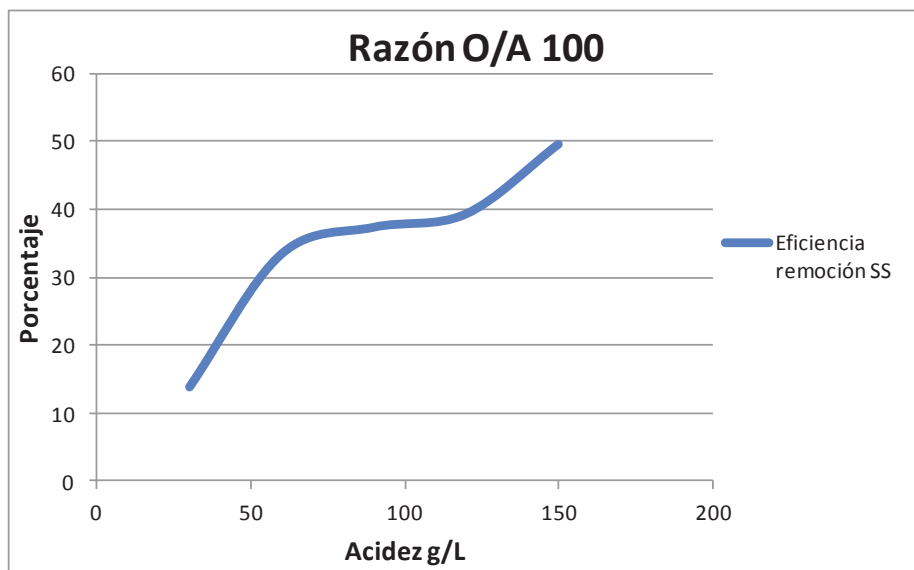


Figura 3-37. Eficiencia de remoción de SS para razón O/A 100

3.2.3.16 Análisis de resultados y discusiones

1. Pruebas blanco:

- A medida que la razón O/A fue aumentando o lo que es igual, la cantidad de agua de lavado que se adicionó fue disminuyendo (140, 70 y 47 litros) se experimentó un aumento en el tiempo de separación de fases (5, mayor a 10, mayor a 15 minutos, respectivamente). Esto se pudo observar al realizar el drenaje, debido a la presencia de emulsión en la solución drenada y de los atrapamientos de acuoso contenidos en el orgánico cargado.

- El arrastre de hierro es bajo y existe debido a la dependencia al arrastre químico a partir del ácido sulfúrico disperso en la mezcla que se contacta con el agua de lavado al momento de realizar la agitación.

- Por su parte, el arrastre físico de sólidos en suspensión es inferior al 10% respecto del obtenido de la solución acuosa drenada antes de la prueba de lavado. Aunque cabe mencionar que éste valor aumenta a medida que disminuye el volumen adicionado de agua, y esto es consecuencia del mayor contacto que existe entre ambas soluciones como se mencionó con anterioridad. Pero en general, es depreciable, el uso de agua para remover sólidos es totalmente ineficiente.

2. Pruebas de dosificación:

- La adición de ácido sulfúrico incidió en el tiempo de separación de fases, provocando su disminución. La emulsión visualmente fue baja para cada prueba y un máximo de 5 minutos de reposo fueron suficientes para comenzar la descarga de las soluciones.

- La eficiencia de extracción de cobre no es dependiente de las razones de flujo, y para las concentraciones de ácido utilizadas es inferior al 20%.

- La extracción de hierro aumenta gradualmente a medida que se incrementa la dosificación de ácido, alcanzando valores altos cuando disminuye el flujo de solución acuosa de lavado.

- Con los datos que se poseen no es posible determinar a ciencia cierta cuándo el arrastre químico del hierro comienza a disminuir. Sin embargo, un indicio de aquel cambio se puede observar en la figura 4-37 cuando la concentración de ácido es superior a los 120 g/l.

- Respecto a la remoción de sólidos en suspensión, no se observó una real diferencia entre ambas razones de flujo. La tendencia de la eficiencia de remoción es ir en aumento, alcanzando un 50% como tope. La decisión de utilizar una u otra razón O/A estaría dada por tanto por el requerimiento de ácido sulfúrico y por los arrastres de acuoso en orgánico que pudiesen estar presentes.
- Los arrastres A/O aumentan a medida que la solución de lavado es menor (o la razón de flujo mayor), lo que concuerda con la teoría, figura 3-38.

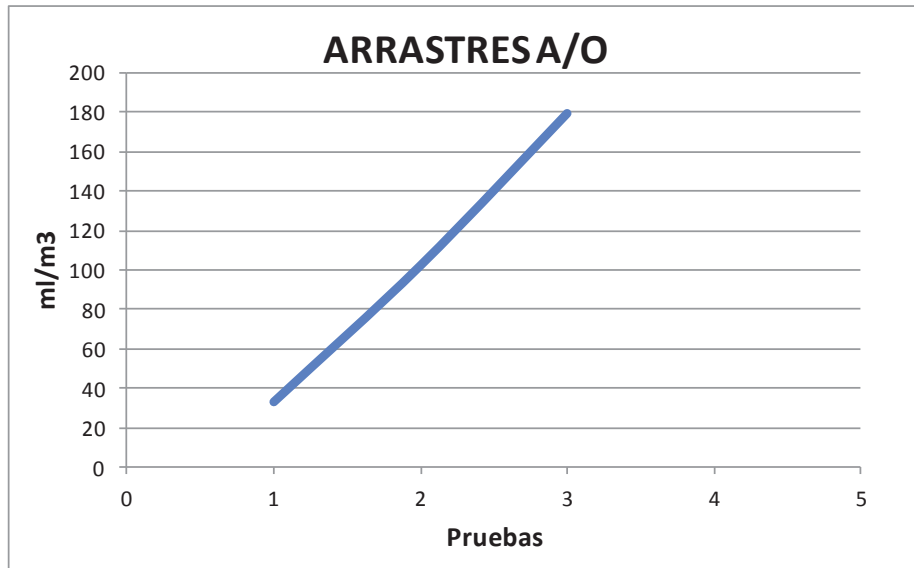


Figura 3-38. Arrastres A/O para distintas razones de flujo

- Como no se contó con la concentración de Mn^{+2} y Cl^- previo y post lavado en el orgánico cargado, se observó lo que ocurría en la solución acuosa de lavado. Dando como resultado arrastres de tipo físicos tanto para el manganeso como para el cloro, es decir aumento en los niveles en los contenidos respectivos en la solución post lavado. Para el caso del cloro, no se ve una tendencia clara y esto puede deberse a los cambios en la mineralogía y al contenido existente en el agua de proceso, pero en general es importante saber que existe arrastre y que el orgánico cargado se verá empobrecido en estas especies luego de la etapa. Lo anterior se verifica en figuras 3-39 y 3-40.

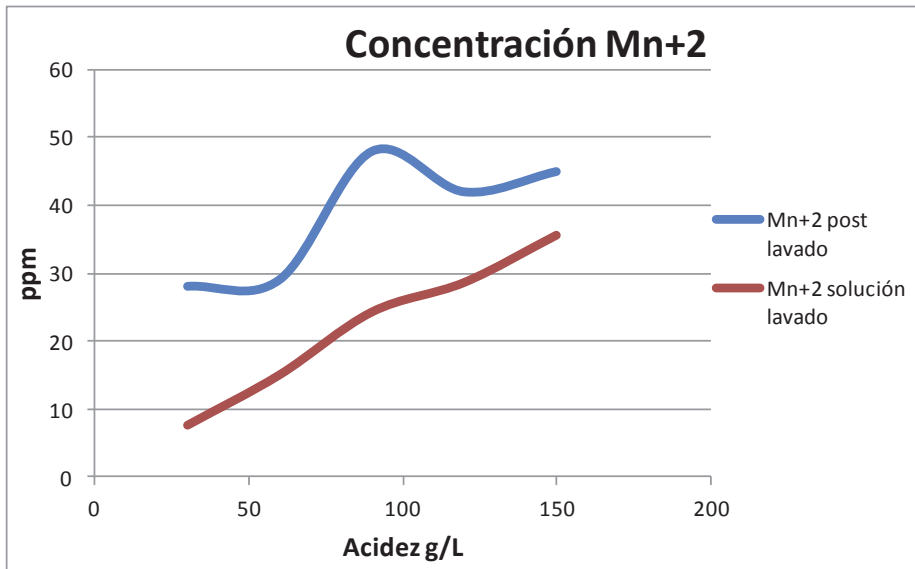


Figura 3-39. Concentración de Mn²⁺ pre y post lavado

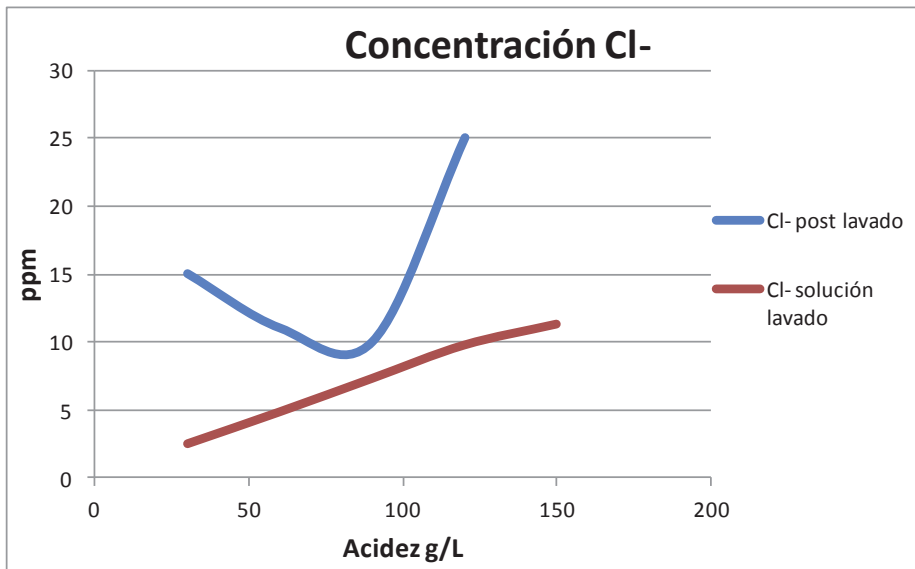


Figura 3-40. Concentración de Cl- pre y post lavado

3.2.4 Etapa de tratamiento de borra

Para recuperar el orgánico desde la borra se utiliza el mecanismo de centrifugación, que tiene las siguientes características.

Es el más utilizado en plantas de SX para cobre. En general el método consiste en acondicionar la borra con agua o refino para bajar su viscosidad y luego se envía a centrifugas continuas donde se separan las fases. Las recuperaciones son altas, cercanas al 90%.

La centrifugas TRICANTERS FLOTTWEG (Figura 3-41) permiten la separación simultánea de tres fases, dos líquidos inmiscibles con diferente densidad y una fase sólida, aprovechando la diferencia de densidad existente entre los dos líquidos y que los sólidos constituyen la fase más pesada.



Figura 3-41. Vista centrifuga Tricanter

La construcción y funcionamiento son similares a los del decanter. La diferencia más importante es la descarga de las dos fases líquidas por separado. Se utiliza en el procesamiento de lodos que contienen hidrocarburos procedentes de refinerías, lagunas de aceite, etc. Recuperación de aceites y grasas de origen animal y vegetal.

Es necesario sin embargo realizar un control preventivo de la borra, principalmente por el contenido de sólidos en suspensión.

3.2.4.1 Sólidos en suspensión en PLS

Controlar rigurosamente contenido de sólidos en suspensión en solución PLS. Son aceptables niveles de hasta 20 ppm (Figura 3-42).

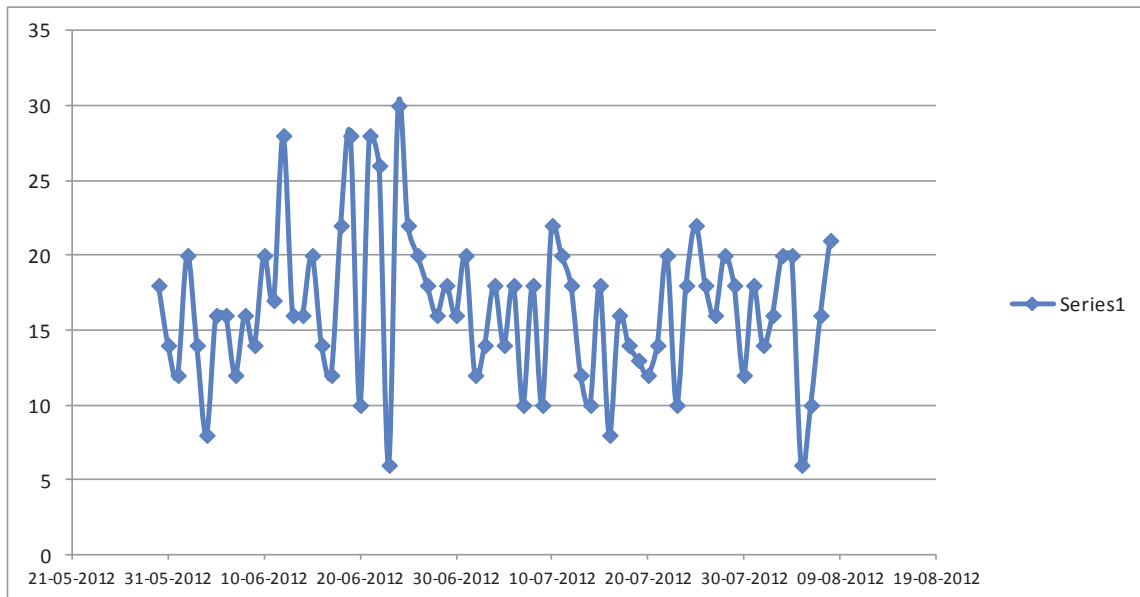


Figura 3-42. Contenido de sólidos en suspensión en PLS

Aunque los niveles están dentro de los valores recomendados, la planta industrial no cuenta con ningún método de prevención o mecanismo de remoción de sólidos en suspensión para esta solución en especial.

Se debe considerar que este contenido corresponde a la alimentación de sólidos al sistema, la no realización de un control provoca una alta acumulación, con todos los impactos que se han estudiado hasta el momento y que han sido mencionados.

3.2.5 Filtración de electrolito

El electrolito rico proveniente de la etapa de re-extracción pasa al estanque de alimentación filtro para luego ingresar hacia la batería de filtros.

Cada estanque de filtros posee una capa de antracita, granate y arena de cuarzo y debido a las densidades de éstas la antracita se halla en el tope y la arena de cuarzo en la base.

La antracita sirve como medio coalescedor, esto quiere decir que junta finas gotas de orgánico en gotas de mayor tamaño. El granate se utiliza como medio filtrante de sólidos finos y la arena complementa los elementos anteriores. Un esquema de funcionamiento se puede observar en la figura 3-43.

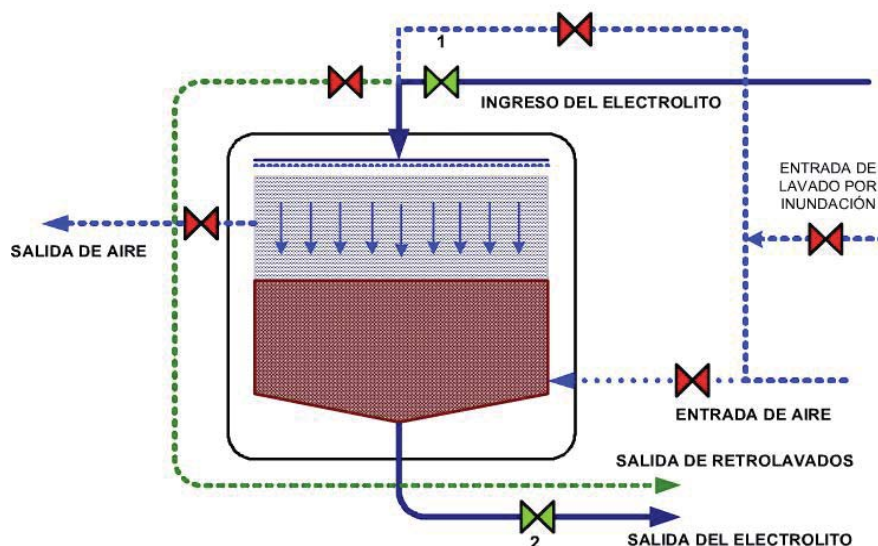


Figura 3-43. Esquema funcionamiento filtración de electrolito

La batería consta de 6 filtros, los que están conectados en paralelo. Funcionan 5 simultáneamente, mientras al sexto, saturado de impurezas, se le aísla y realiza un retrolavado con agua y aire, de manera de remover los sólidos contenidos en los filtros. Cuando alguno de los filtros en funcionamiento se satura (indicado por una disminución en el flujo de alimentación), comienza a operar el que está aislado e inmediatamente se detiene y retrolava el que requiere de mantenimiento.

3.2.6 Calentamiento de electrolito rico

Los intercambiadores de calor tienen la función de recuperar el calor del electrolito pobre y transferirlo al electrolito rico. La temperatura del electrolito es fundamental para la etapa de electro-obtención.

En los intercambiadores el fluido frío lo constituye el electrolito rico, que ingresa con una temperatura de 15 °C (experiencia 23,5 °C), y es calentado por el electrolito pobre que sale de las celdas de electro-obtención con una temperatura aproximada de 50 °C. Una vez realizada la transferencia de calor por el paso de los fluidos por las placas, el electrolito rico sale del intercambiador con una temperatura de 42 °C, para

ser calentado en una segunda etapa. El electrolito pobre abandona con una temperatura de 23 °C (experiencia 36,8 °C) y se dirige a los trenes.

La segunda etapa cuenta con intercambiadores donde el electrolito rico requiere ser calentado hasta una temperatura adecuada con agua caliente a 90 °C. El electrolito sale con una temperatura de 48 °C y se dirige al tanque de recirculación donde se mezcla con el electrolito pobre alcanzando una temperatura de 50 °C. El agua se dirige al tanque de agua caliente a 80 °C.

Una temperatura menor a 30 °C en el electrolito rico puede dar como resultado un grano más grueso y por consiguiente cobre catódico de inferior calidad. Una temperatura mayor a 50 °C puede degradar el orgánico en la etapa de extracción por solvente.

En general si la temperatura del electrolito es muy alta. La velocidad de corrosión del ánodo se incrementa, conduciendo a un contenido de plomo más alto en el cátodo, y una vida del ánodo más corta.

3.2.7 Recirculación de electrolito rico

La recirculación del electrolito se realiza en el tanque TK-04 con la finalidad de acondicionar al electrolito rico para que pueda ser utilizado en la etapa de electro-obtención cumpliendo con los parámetros y condiciones óptimas y así obtener un cátodo de cobre de alta pureza de acuerdo a los estándares de calidad.

La solución de electrolito rico filtrado y calentado, ingresa al tanque de recirculación de electrolito lado del electrolito a de 4838 m³ de capacidad real. Y se mezcla con el electrolito pobre que viene de las celdas de electro-obtención. El electrolito rico que ha sido enviado a las celdas ingresa con una temperatura de 48 °C al momento de producirse la electrolisis el cobre se reduce en una reacción a catódica y en la anódica se genera ácido sulfúrico con desprendimiento de oxígeno produciéndose una reacción exotérmica provocando que el electrolito ahora denominado pobre eleve su temperatura a 50 °C y se dirija al tanque de recirculación lado electrolito pobre.

3.3 ELECTRO-OBTENCIÓN

Para mantener la calidad de los depósitos de cobre y la eficiencia del proceso de electro-obtención en un nivel óptimo es importante un buen control en las condiciones del electrolito. No se debe permitir que el contenido de cobre en el electrolito agotado sea inferior a 35 g/L. Debajo de esta concentración la movilidad reducida de los iones de cobre en la región del cátodo llevaría a depósitos blandos y con una calidad indeseada.

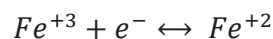
Un depósito de cobre con densidad uniforme es primordial por lo siguiente:

- Las irregularidades o porosidades de la superficie catódica permiten que el óxido de plomo se adhiera fácilmente a la misma.
- Si no es pareja, cuando comienza la deposición del cobre es probable la formación de nódulos que pueden provocar cortocircuitos por contacto entre electrodos, contaminando el cátodo y disminuyendo la eficiencia de corriente.
- Las porosidades también pueden ocasionar que electrolito quede atrapado en los poros (oclusión) que no puede eliminarse con lavado, aportando con impurezas que reducen la calidad del producto.

Las impurezas del cátodo más preocupantes son el plomo, hierro, cloruro y sulfato (en orden decreciente de importancia). El nivel de sulfato presente en el electrolito (la suma de sulfato de cobre y ácido sulfúrico) otorga más o menos resistividad, dependiendo el caso. Si el contenido de sulfato es bajo, entonces la resistividad será alta, lo que conlleva a mayor voltaje y aumento en el consumo de energía. También es importante que el nivel de temperatura este dentro del rango de 45 – 50 °C, ya que tiene importante incidencia en la movilidad de los iones y resistividad del electrolito.

El cloruro puede atacar el ánodo de plomo, causar picaduras en el cátodo, quedar atrapado en el depósito de cobre y forma gas cloro. La concentración debe mantenerse por debajo de 20 mg/L.

El contenido de hierro provoca disminución en la eficiencia de corriente debido a la reacción electrolítica parasitaria:



El contenido de hierro total en el electrolito se debe controlar a una concentración menor a 1.9 g/l.

El manganeso presente en solución puede provocar la formación de 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, luego por descaramiento del mismo se empieza a contaminar el electrolito.
- Ataca la fase orgánica, degradando el extractante.
- El contenido de hierro debe mantenerse 20 veces más alto que el de manganeso, esto asegurará que la reacción del primero se privilegie respecto a la del segundo. Todo esto ya que formación de permanganato es más perjudicial.

A continuación, se detallan las variables anteriores:

3.3.1 Contenido de cobre en entrada de celda

Diseño: (35 – 40 g/L)

La planta nunca debe operar con un contenido de cobre en el electrolito a EW menor de 35 g/L. Si el contenido baja de este valor la calidad del depósito 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 sobre 50 g/L provoca formación de cristales de cobre dentro de las tuberías.

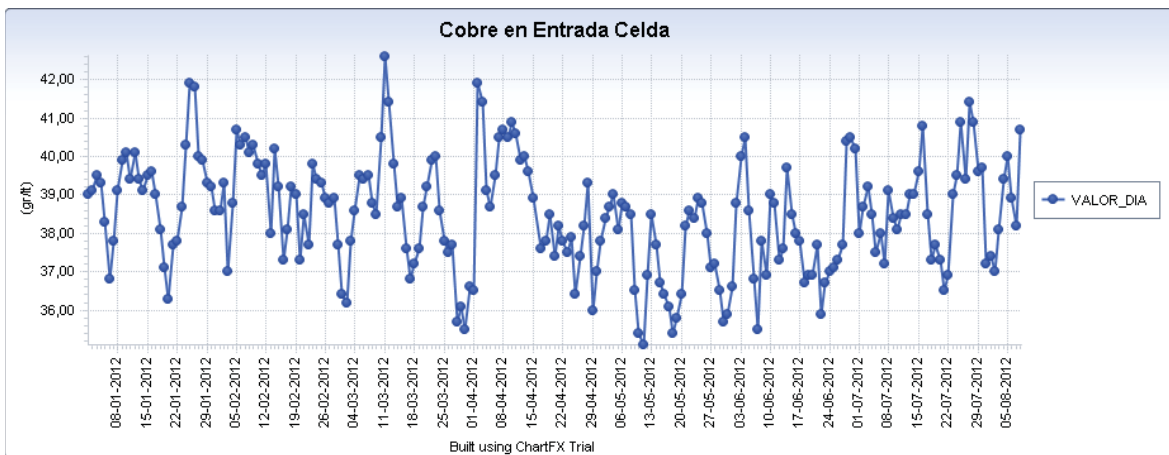


Figura 3-44. Contenido de cobre en entrada de celda

Los datos operacionales demuestran que la concentración de cobre a la entrada de celda está dentro del rango recomendado, tal como se puede apreciar en la figura 3-44.

3.3.2 Contenido de ácido sulfúrico en entrada de celda

Diseño: (150 – 180 g/L)

Si la concentración es inferior a 150 g/L el depósito de cobre es blando y se complica su desmontamiento, además baja la conductividad eléctrica por lo que el consumo de energía es mayor. Con concentraciones superiores a 180 g/L se corroe el ánodo de plomo, para evitar esto se incrementa el agua en el electrolito o se adiciona menor cantidad de ácido.

Claramente el ácido excede el límite superior recomendada de operación (Figura 3-45), pero es una variable que debe ser estudiada con más detalle, y está fuera de los alcances de este trabajo de ingeniería.

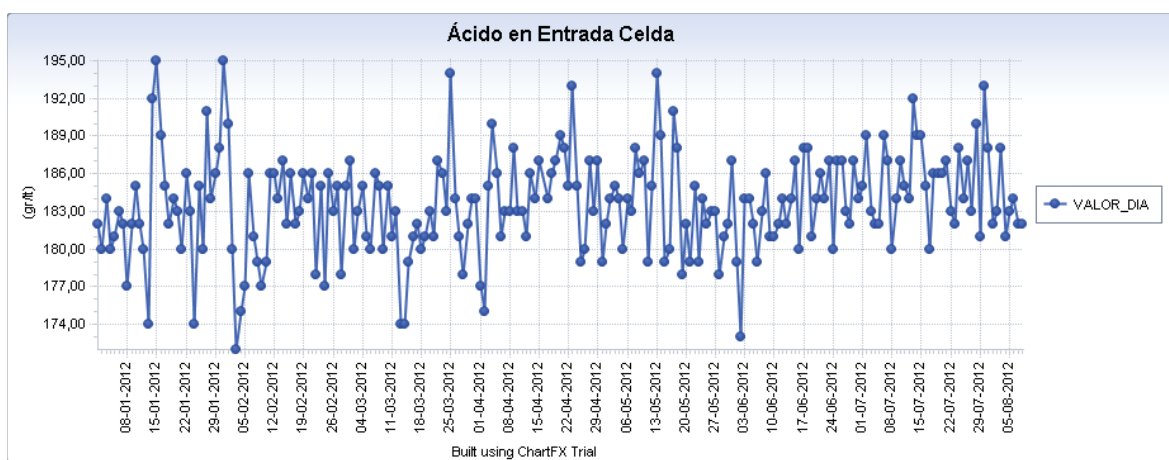


Figura 3-45. Contenido de ácido en entrada de celda

Como comentario, ya mencionado en ítems anteriores, se está haciendo abuso de ácido para mejorar la carga de cobre en los extractantes, pero que puede ser reducido por un control exhaustivo de sólidos en suspensión en solución. Si mejora el potencial de carga debido a la disminución de sólidos, se reducirá el ácido sulfúrico necesario para mantenerla, disminuyendo los costos de operación debido a esta especie.

3.3.3 Concentración de sulfato de cobalto en solución electrolítica

Por diseño, se indica que la concentración de cobalto en solución debe estar entre 135 – 150 ppm (150 ppm si la concentración de manganeso en el electrolito es alta) (Figura 3-46 datos reales).

Si la concentración de cobalto en el electrolito es baja (90 ppm o menos), el sobrepotencial del ánodo aumenta, por lo que aumenta el potencial de celda, incrementando los costos de electricidad, además hay una reducción a la resistencia a la corrosión por parte del ánodo de plomo, disminuyendo de esa forma su vida útil.

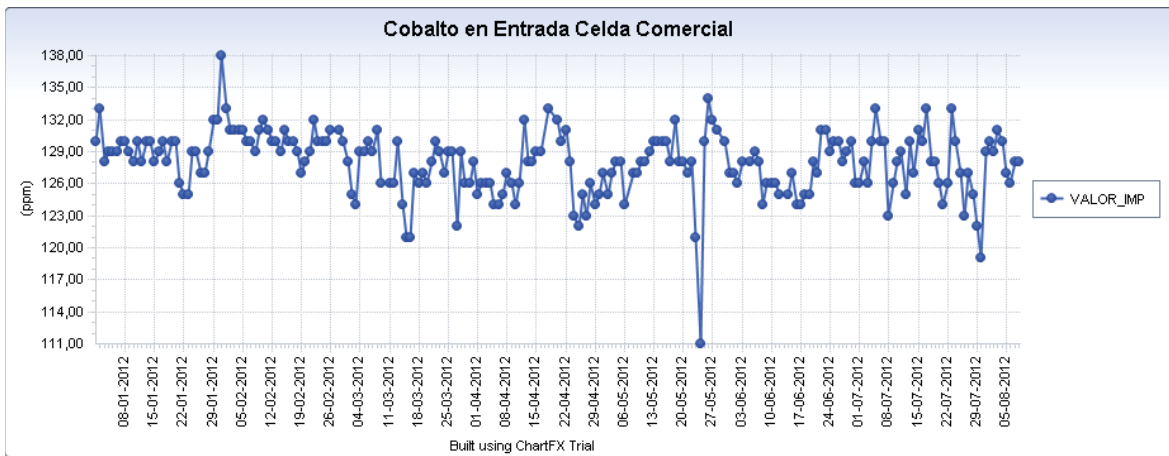


Figura 3-46. Contenido de cobalto en entrada de celda

Cobalto en solución

Un seguimiento de datos de 6 meses indica que los registros de concentración de sulfato de cobalto no están directamente relacionados con la concentración de manganeso (o no son directamente proporcionales), tal como se puede apreciar en la figura 3-47.

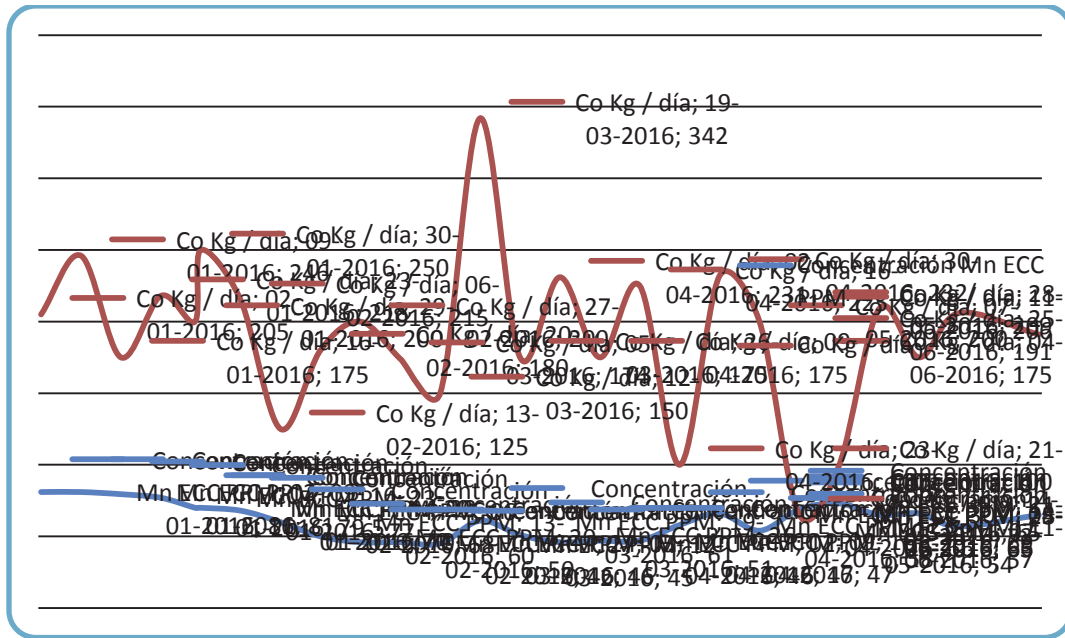


Figura 3-47. Contenido de Mn²⁺ versus dosificación de cobalto

En CMCC, la proporcionalidad de adición de sulfato de cobalto se da a partir del flujo de electrolito, y esto es consecuente ya que a mayor volumen, mayor es la cantidad de un material dentro de una solución.

Específicamente, la cantidad que debe ser dosificada diariamente se calcula en base a la cantidad de agua adicionada y los ppm de cobalto presentes en electrolito a celdas. La solución electrolítica debe tener una concentración de 125 ± 5 ppm.

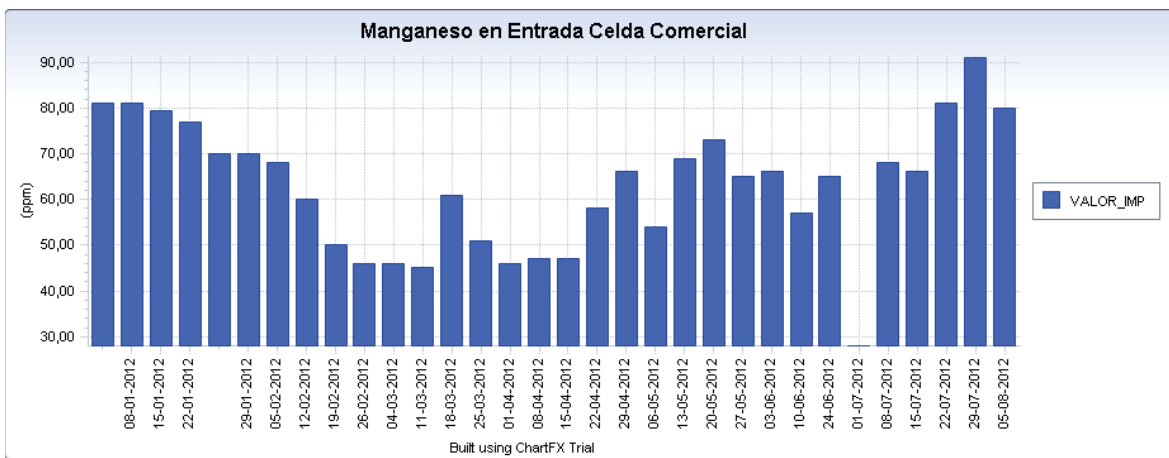


Figura 3-48. Contenido de manganeso en entrada de celda

3.3.4 Concentración de cloruro en solución electrolítica

Diseño: (menos de 20 ppm)

Cuando el cloruro alcanza concentraciones sobre 30 ppm se debe chequear su nivel tanto en solución PLS como en el electrolito. Hay muchas probabilidades de picaduras de la plancha de acero inoxidable del cátodo.

De igual forma, se ven afectados el depósito y la orientación de los cristales depositados, resultando un gránulo más grueso y por consiguiente, un aumento de impurezas en la superficie.

Si la concentración de cloruro alcanzara los 100 ppm el resultado sería una extensa corrosión por picadura. El daño de las planchas es permanente y es necesario pulirlas.

La concentración de cloro en la solución de electrolito de entrada a celda está dentro de los rangos normales (Figura 3-50).

Se puede notar que la concentración de cloro en solución PLS (Figura 3-49) es mayor que 200 ppm y luego el contenido baja considerablemente a 20 ppm. Esto se debe a que el extractante no es selectivo en cloro, por lo que la mayor parte sale en el refinado y retorna a las pilas de lixiviación, sin embargo deben considerarse arrastres de tipo físicos, que como se puede observar son bastantes bajos.

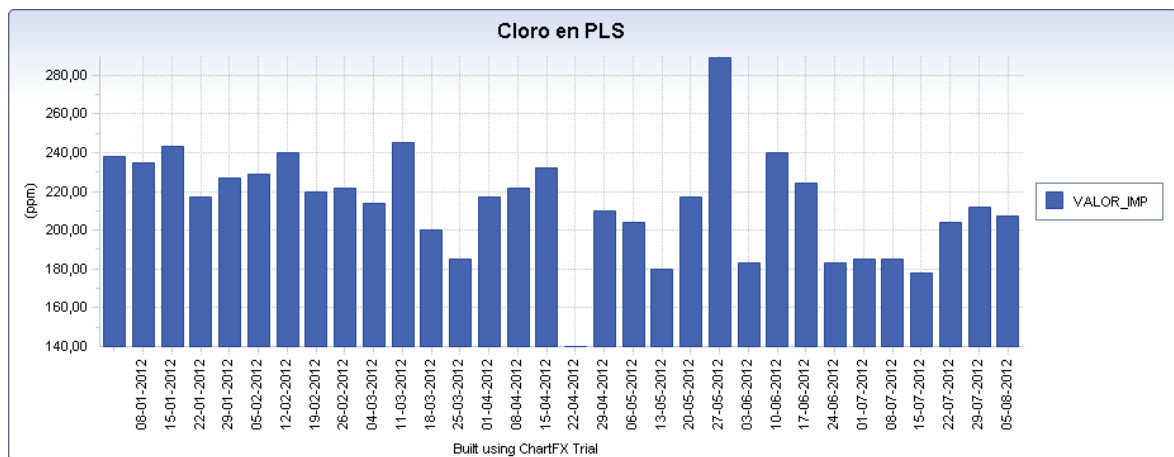


Figura 3-49. Contenido de cloro en PLS

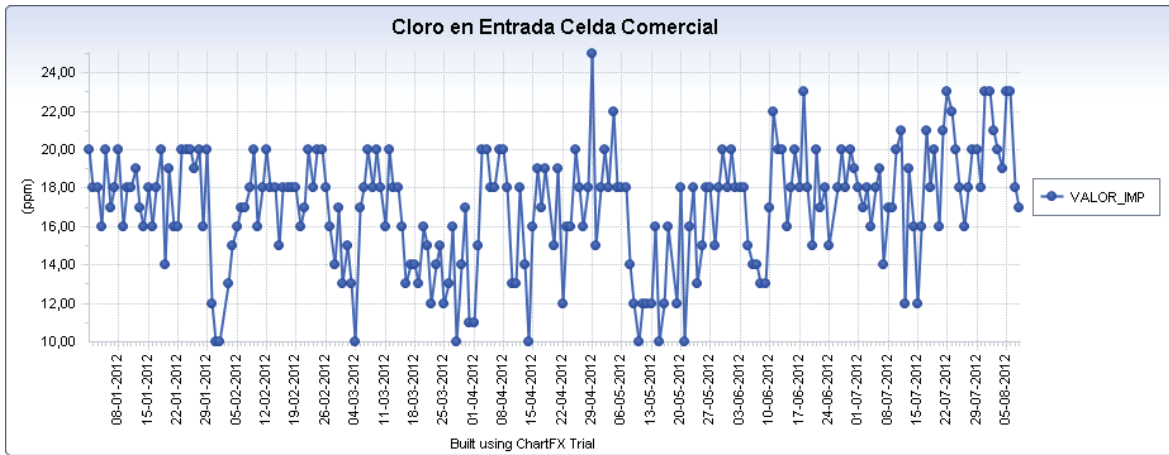


Figura 3-50. Contenido de cloro en entrada de celda

3.3.5 Contenido de hierro

Diseño: (menos de 1,5 g/l)

3.3.5.1 Efecto del hierro en EW

La cantidad de hierro presente en el electrolito depende de la cantidad transferida desde la etapa de extracción por solvente. Aumentos en la cantidad de hierro provoca una disminución en la eficiencia de corriente, incrementando los costos de operación.

Se encontró una dependencia lineal entre el contenido de hierro del electrolito de entrada de celda (transferido a partir del orgánico cargado, quien lleva consigo las impurezas debido a los arrastres desde PLS) y del electrolito pobre, como se muestra en la figura 3-51:

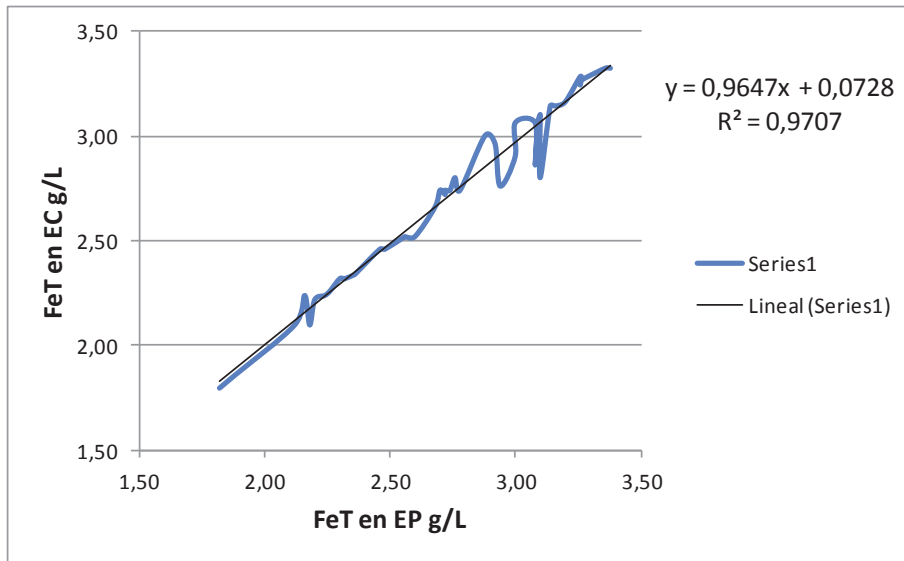


Figura 3-51. Linealidad entre contenido de hierro en entrada y salida de celda

Esto demuestra la total dependencia que tienen los niveles de hierro en las celdas de electro-obtención con los contenidos que ingresan a la etapa de extracción por solventes.

Es por ello la importancia de una etapa de lavado de orgánico cargado. Minimizar la transferencia de hierro hacia el electrolito, para minimizar las bajas en la eficiencia de corriente.

La figura 3-52 muestra las variaciones de los niveles de hierro a la entrada de celda durante un periodo de tiempo.

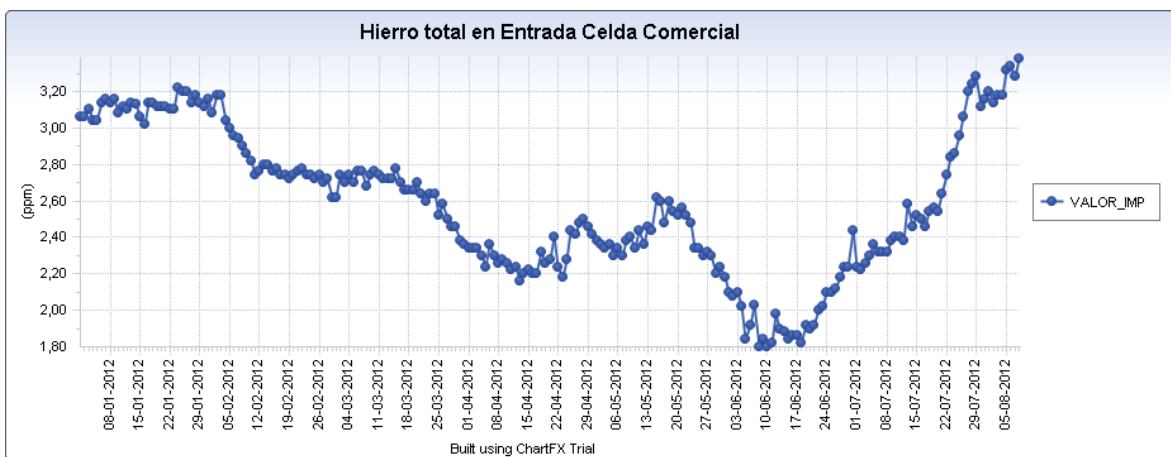


Figura 3-52. Contenido de hierro en entrada de celda

Y las figuras 3-53 y 3-54 correspondientes al mes de estudio de los descartes de electrolito se muestran a continuación:

Generalmente en CMCC la concentración de hierro total alcanza concentraciones inferiores a 1,5 g/L, pero también en muchas ocasiones, como se puede apreciar en las figuras mencionadas, el contenido es superior a ese valor. En tal caso, se realiza un descarte de electrolito rico desde el tanque de recirculación lado electrolito pobre. De esta forma se logra controlar el contenido de hierro que ingresa a celdas, pero también se pierden reactivos como por ejemplo sulfato de cobalto, guar, etc. Lo anterior teóricamente, pero se verá que no siempre se cumple.

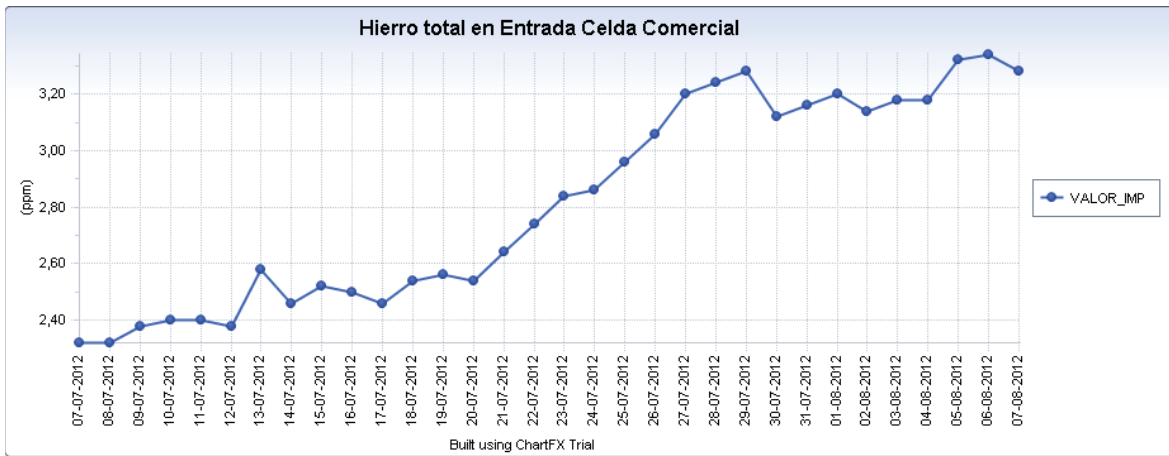


Figura 3-53. Contenido de hierro en entrada de celda mes de estudio

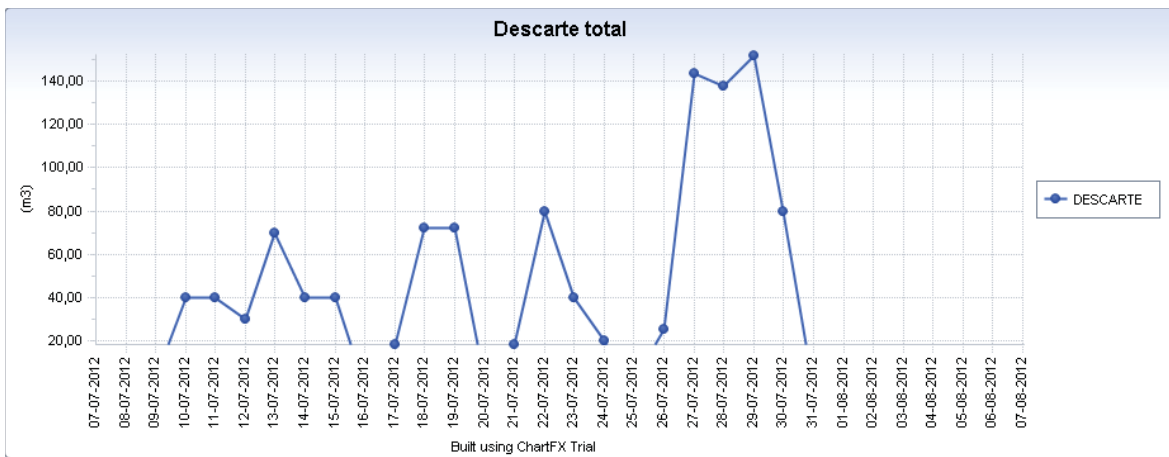


Figura 3-54. Volumen de descartes realizados mes de estudio

Al comparar las figuras se puede notar que no hay incidencia entre el descarte de electrolito rico y la concentración de hierro, por lo que no se ve reflejado en una reducción sustancial del contenido de hierro en la solución electrolítica.

Fueron realizados durante los meses de julio y agosto considerables descartes de electrolito sin los resultados esperados.

3.3.5.2 Descarte de electrolito

En la planta se realizan dos tipos de descartes de electrolito: descarte por aumento de concentración de hierro y por desborre de celdas en etapa de electro-obtención.

Los criterios de los descartes están a cargo del jefe de turno de la etapa de electro-obtención y funcionan bajo los siguientes parámetros:

En sala de control se analiza si se justifica la realización de un descarte, con la consecuencia de disminuir las altas concentraciones de hierro, pero también de perder cobre y reactivos.

El descarte de electrolito debido al alto contenido de hierro en solución se realiza cuando está detenida la operación de desborre de celdas en la etapa de electro-obtención y cuando la concentración de hierro es alta, sobre los 2,0 – 2,5 g/L en la solución electrolítica a la entrada de celda.

Generalmente la operación de desborre de celdas se realiza con una frecuencia de 4 celdas por turno con un descarte aproximado de 12 m³/celda de un total de 322 celdas operativas a la fecha (agosto de 2012) y el descarte de electrolito una o dos veces por semana con un volumen dentro del rango de los 80 – 120 m³ cuando las condiciones lo ameritan.

Relación descartes de electrolito vs cobre depositado (Figura 3-55):

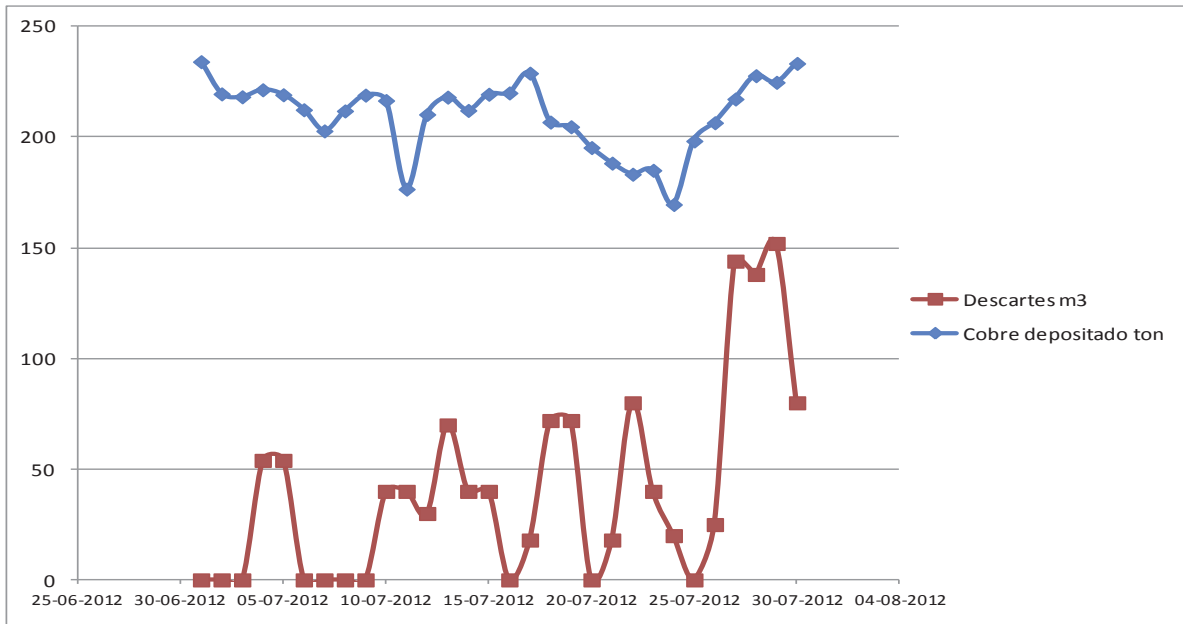


Figura 3-55. Relación descartes de electrolito y cobre depositado

Claramente los descartes son tan bajos que no tienen incidencia en la cantidad de cobre depositada.

3.3.5.3 Pérdidas por descartes de electrolito

Se presenta la tabla 3-10 con las pérdidas de diversos reactivos, tanto el volumen como el costo económico del descarte de 1 m³ de electrolito.

Insumo / Reactivo	Contenido en 1 m ³	Unidad	Precio	Costo descarte (US\$/m ³)
Cobre	38,6	g/l	2,33 (US\$/lb)	0,1983*
FC-1100	4,85	g/m ³	11 (US\$/lb)	0,1213
Sulfato de cobalto	125	g/m ³	7,89 (US\$/kg)	0,9863
Guar	6,43	g/m ³	8,29 (US\$/kg)	0,0533
Extractantes	1,82	g/m ³	13,32 (US\$/kg)	0,0242
Agua de proceso	1	m ³	0,3 (US\$/m ³)	0,3
Re-tratamiento	1	m ³	0,0032 (US\$/m ³)	0,0032
COSTO TOTAL DESCARTE 1 m³				1,69

Tabla 3-10. Costo descartes de electrolito

*Ciertamente, el cobre no es eliminado ya que ingresa al proceso nuevamente en la etapa de extracción por solventes en la solución PLS. A pesar de aquello, se considera pérdida de tratamiento ya que es solución que no se utilizó para la producción de cobre y los arrastres químicos y físicos no son cuantificados en planta. En otras palabras, es un costo estimado sobre oportunidad de tratamiento.

Los descartes son realizados de forma intermitente, en promedio anual se descartan 12468 m³ de electrolito, lo que significa un costo de oportunidad de tratamiento de US\$ 21029. Este valor se denota para representar la diferencia de costos entre distintas alternativas de reducción de impurezas (etapa de lavado por ejemplo).

Una solución simple es realizar los descartes inmediatamente antes de la dosificación de reactivos y así reducir el impacto de las pérdidas.

Aunque para reducir sustancialmente el problema de los descartes se debe evaluar una etapa de control de hierro, como la especificada en el ítem 4.2.3, de la cual se sabe que al lavar ácido con agua y ácido sulfúrico existe arrastre químico de ión férrico.

3.3.6 Temperatura entrada de celda

Diseño: (45 – 50 °C)

Se debe tener especial cuidado en mantener la temperatura constante para que no haya desprendimiento de óxido de plomo en el ánodo (48 ± 2 °C). Una temperatura inferior a 30 °C tiene como consecuencia un grano más grueso.

El electrolito rico proveniente de extracción por solvente, entra a tank farm ingresando a dos intercambiadores de calor (electrolito-electrolito) que trabajan en paralelo alcanzando una temperatura de 41,5 °C, luego a otros dos intercambiadores (electrolito-agua caliente) instalados en paralelo, saliendo con una temperatura de 47,5 °C. La solución finalmente entra al tanque de recirculación donde se mezcla con electrolito pobre, agua de reposición, sulfato de cobalto y guar. La temperatura resultante es de 49,5 °C.

Ciertamente, en ocasiones la temperatura del electrolito rico tiende a disminuir (Ver figura 3-56) debido generalmente a una reducción en la concentración de cobre, cuando esto ocurre se debe bajar la carga de corriente y esto tiene como consecuencia una disminución en la cinética de la reacción exotérmica de descomposición del agua.

Ciertamente, en ocasiones la temperatura del electrolito rico tiende a disminuir debido generalmente a una reducción en la concentración de cobre, cuando esto ocurre se debe bajar la carga de corriente y esto tiene como consecuencia una disminución en la cinética de la reacción exotérmica de descomposición del agua.

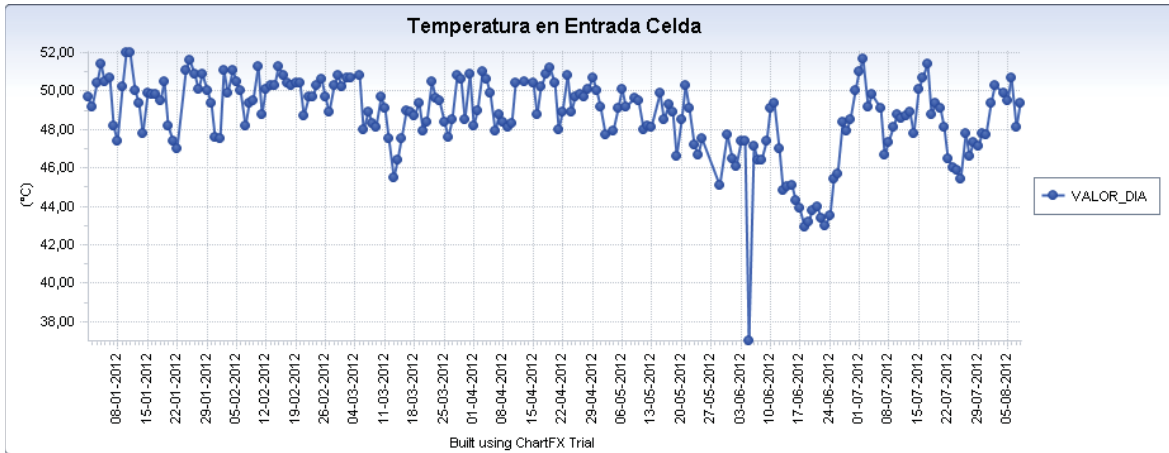


Figura 3-56. Temperatura de celda

Los intercambiadores de calor presentan problemas de funcionamiento. La transferencia de temperatura alcanza 3 °C.

Se puede observar en la figura 3-56 que a condiciones normales la planta opera entre los rangos óptimos de temperatura.

3.3.7 Detección y eliminación de cortocircuitos

Los cortocircuitos se revisan con una cámara termográfica ubicada en el puente grúa y monitoreada desde sala de control.

Los cortes por proximidad son corregidos realineando los electrodos o retirando los que presentan problemas de verticalidad. Los electrodos que presentan cortocircuitos por deposición se corrigen quebrando el crecimiento nodular.

Las celdas con cortocircuitos presentan reducción de eficiencia de corriente, voltajes más bajos, calentamiento de electrodos y barras de soporte. Por el contrario, la inexistencia de cortes provee al sistema de energía más eficientemente distribuida, alcanzando depósitos de mejor calidad.

Se debe prestar atención a los electrodos que presentan una diferencia de temperatura igual o superior a 10 °C

La alineación de los electrodos se hace una vez realizada la cosecha.

Los nódulos generalmente no provocan cortocircuitos después de 4 cosechas, cuando ya tienen un tamaño considerado se procede a su quebramiento.

3.3.8 Control de corriente a celdas

Las variaciones de corriente se realizan acorde a la rampa definida (amp/s) y en modo automático para evitar variaciones bruscas.

Los ajustes de corriente están basados en la concentración de cobre en el electrolito pobre.

Un aumento de corriente disminuye la concentración de cobre, aumenta la formación de ácido sulfúrico y la densidad de corriente. Incrementos bruscos dañan los ánodos, pierden energía y se desprende la capa de óxido de plomo.

Menos corriente afecta el depósito de cobre en el cátodo y se produce una desestabilización de la capa de óxido de plomo.

En CMCC este valor es en general constante dentro de un rango (Figura 3-57), sólo se realiza una verificación periódica de acuerdo a un valor puntual de eficiencia de corriente calculada experimentalmente.

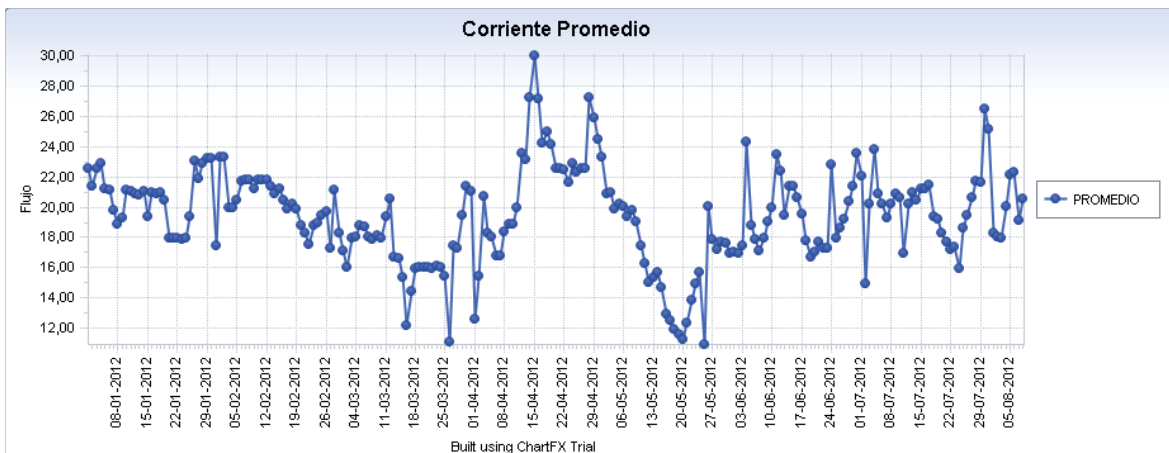


Figura 3-57. Corriente promedio celdas

3.3.9 Desborre de celdas

El desborre consiste en el descarte de electrolito rico por fondo de celda (a piso) hacia piscina de PLS. En figura 3-58 se muestra el volumen de desborres.

Aproximadamente son recirculados unos 12 m³ por celda.

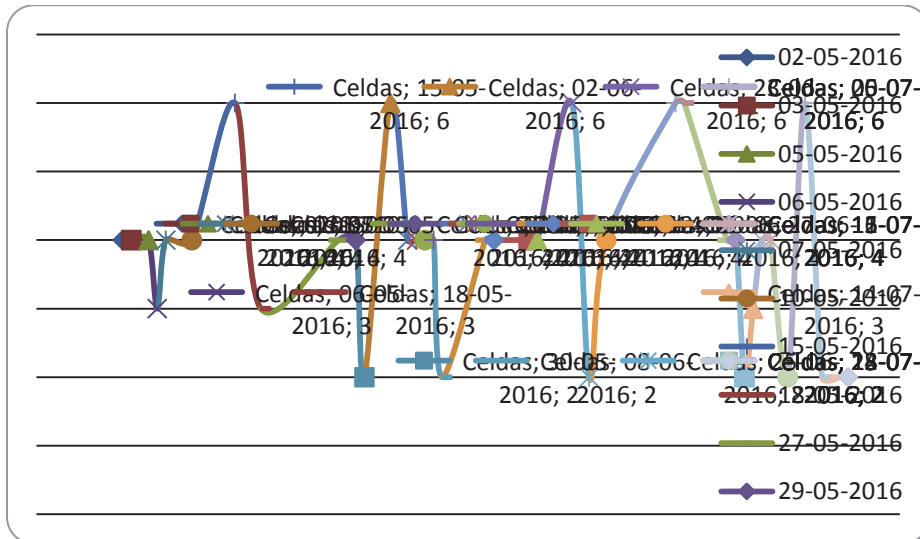


Figura 3-58. Volumen descartes por desborre de celdas

En promedio, se desborran 4 celdas por día. Es decir, aproximadamente se realiza un descarte de electrolito por desborre de celdas de 48 m³ por día.

Esta operación no puede ser controlada o regulada.

4.CONCLUSIONES

Se realizaron evaluaciones para múltiples variables tanto de la etapa de extracción por solventes como de electro-obtención de la Compañía Minera Cerro Colorado.

Dentro de las observaciones y resultados que más destacan son los de concentraciones de hierro y sólidos en suspensión en electrolito y estos antecedentes propios del levantamiento fueron vistos en detalle ya que el objetivo de la memoria es hallar variables de mayor impacto para encontrar alguna solución y minimizar su impacto en el proceso.

Una etapa de lavado de orgánico reduce los contenidos de hierro, sólidos en suspensión y otras impurezas del orgánico, que las transfiere por arrastre hacia el electrolito que va a las celdas de electro-obtención. Lo anterior, por proyecciones, reduciría los costos para el proceso.

La etapa de lavado debe estar complementada con la etapa de tratamiento de borra, para aumentar el porcentaje de eficiencia de reducción del contenido de sólidos en suspensión.

Las mejoras esperadas según referencias de pruebas de lavado convencional realizadas en vertederos de la etapa de extracción por solventes en distintas plantas industriales son un 70% de eficiencia de extracción para hierro total. Además, según lo mencionado en el levantamiento de procesos se espera un contenido de sólidos en suspensión en orgánico inferior a 20 ppm, equivalente a un 90% de eficiencia de remoción respecto al contenido actual de sólidos que presenta el orgánico de planta.

Los resultados de las pruebas de lavado de orgánico y de acuerdo a los parámetros mencionados anteriormente, indican que es posible extraer hierro con una eficiencia del 80%, mayor que la esperada y extracciones, aunque con menor eficiencia, de otras impurezas, como cloro y manganeso. Esto quiere decir que se tendrá un orgánico más limpio, y según lo expuesto en el ítem 4.3.6.1, el cual menciona que gran parte de las impurezas que ingresan a las celdas de electro-obtención son producto de la transferencia llevada a cabo desde la etapa de lixiviación en la solución PLS hacia el orgánico cargado y posteriormente al electrolito rico, habría una reducción gradual del contenido de hierro e impurezas en este último y por tanto se esperarían eficiencias de corriente más altas y cátodos de mayor calidad.

En cuanto a los sólidos en suspensión, una etapa de lavado, según los resultados, realizaría una remoción con un máximo de 50% de eficiencia, menor al 90% que se esperaba. Aunque este valor se vería aumentado con la realización metódica y

constante de la etapa de tratamiento de borra, que tiene una eficiencia mayor al 97% en la separación de las fases de acuoso, orgánico y sólidos.

Menor contenido de sólidos en el orgánico cargado requeriría eventualmente una menor dosificación de ácido sulfúrico en el electrolito pobre, debido a que su potencial de carga de cobre se vería aumentado por el primer dato, y por tanto sería necesaria menor concentración de ácido de la que presenta actualmente (195 g/l actual a 170 – 180 g/l de diseño) incurriendo en una disminución de los costos debido a este parámetro.

En consecuencia, una etapa de lavado de orgánico en mezcla agitada con electrolito pobre y agua de proceso en los estanques de orgánico cargado, tiene una eficiencia aceptable comparada con las etapas de lavado convencionales realizadas en la etapa de extracción por solventes de muchas plantas industriales. Con la ventaja de que en cuanto a equipamiento para implementación se requeriría sólo de un agitador para uno de los dos estanques de orgánico cargado, presentando además la opción de efectuar un lavado continuo o batch. El único costo adicional estaría dado por el aumento del consumo de agua de proceso y por la mantención del agitador.

5. RECOMENDACIONES

Respecto al trabajo de ingeniería realizado sería importante y recomendable una evaluación detallada de cada variable, ya que fueron vistas de manera general. Algunas por el contrario fueron verificadas con mayor detalle, aunque de todas formas se debe extremar el detalle y cada parámetro debiese ser revisado con mayor especificidad.

En cuanto a las pruebas de lavado de orgánico:

Deben ser realizadas mayor cantidad de pruebas de lavado, ya que los alcances de la memoria no lo permitieron. El universo de datos en la ingeniería es de vital importancia, por lo mismo los registros deben aumentar, para minimizar y delimitar márgenes de error y desviaciones propias de un trabajo experimental.

Se debe verificar la carga o potencial de extracción de cobre en un orgánico post lavado, a diferentes concentraciones de ácido sulfúrico. La idea es evaluar el contenido de ácido con un orgánico limpio y así, evaluar la hipótesis de que un orgánico con bajos contenidos de sólidos en suspensión requiere de pH más bajos respecto a uno sucio, con elevadas concentraciones de sólidos.

De esa forma, se podría estimar la reducción de costos que tendría el sistema con una etapa de lavado, ya que recordemos que los costos más importantes son tres: dosificación de extractantes, descartes de electrolito y dosificación de ácido sulfúrico. Se cuenta con los primeros dos parámetros, sólo restaría el tercero.

Una vez se evalúe el costo económico también se debiese verificar el costo que implica la implementación de esta etapa de lavado de orgánico en la planta industrial, que redundaría en general en dos factores: costo de aumento de dosificación de agua de proceso; el EP utilizado retorna a las piscinas de refino, por lo que no influyen en ningún tipo de costo directo. Y la mantención del agitador y energía requerida para su funcionamiento.

Para la empresa:

Se debe realizar una exhaustiva y constante supervisión de la etapa de tratamiento de borra, puesto que ésta lleva medio año sin realizarse, la proyección de costos realizada indica que por este motivo han aumentado los costos en 600 mil dólares aproximados.

Los descartes de electrolito no tienen ningún efecto sobre el proceso, aunque las pérdidas económicas son bajas, son pérdidas al fin y al cabo, por lo que se debe buscar otra alternativa, como la etapa de lavado de orgánico.

6.REFERENCIAS

1. Basf. "Boletín técnico: extractantes LIX 860N-IC y LIX 84-IC". 1996.
2. Compañía Minera Cerro Colorado. "Manual de diseño y operaciones". 2008.
3. Hans Hein. "Importance of a wash stage in copper solvent extraction". Cognis Chile Ltda. 2005.
4. Bethan Ruth. "Removal of iron by ion exchange from copper electrowinning electrolyte solutions containing antimony and bismuth". 2007.
5. Hernández, Marcelo. "Control de hierro en el circuito de extracción por solventes para la sociedad contractual minera El Abra". Marzo 2007.
6. Morales, Carolina. "Puesta en marcha y pruebas metalúrgicas de mini planta piloto de extracción por solventes en Compañía Minera Cerro Colorado Limitada." 2010.
7. Avendaño, Carlos. "El uso de etapa de lavado de orgánico". "Decisiones en el desarrollo de un proyecto hidrometalúrgico". 2011.

7. ANEXOS

A. Procedimiento de seguridad etapa de lavado de orgánico

El análisis de riesgos del trabajo (ART) para el manejo de soluciones ácidas en la empresa para la etapa de lavado de orgánico tiene la siguiente característica:

Traslado de Solución Acidulada



GERENCIA:	Planta	
AREA:	SX – Tank Farm	
TRABAJO:	Traslado de Solución Acidulada	
APROBADO POR		
	Firma	Fecha
Toma conocimiento CMCC.		
	Firma	Fecha
TIPO ROPA DE TRABAJO		
Ropa Antiácida	EQUIPO PROTECCION PERSONAL Casco se seguridad Zapatos de seguridad Lentes de seguridad Chaleco reflectante Respirador dos vías Filtro para Gases Guante Nitrilo Guante Cuero	
MATERIALES		
Bidón Resistente a solución acidulada Cordel Nylon para amarra	EQUIPOS / HERRAMIENTAS Vehículo con Equipamiento necesarios para ingresa a Área Restringida : Atrapa Chispa Cadena a Tierra	
SECUENCIA DE TRABAJO		
1.Aplicación 5 Pasos Vitales	RIESGOS POTENCIALES • Desconocimiento de riesgos inherentes del área y del trabajo	CONTROL DE RIESGOS • Realizar con todos los trabajadores el desarrollo de los 5 Pasos Vitales antes, durante y después” y tomar inmediatamente las medidas de control a los riesgos que se encuentren.



2. Charla de seguridad 5	<ul style="list-style-type: none"> • Desconocimiento por parte del trabajador de los riesgos asociados a la actividad. • Trabajadores no entienden la actividad 	<ul style="list-style-type: none"> • El personal a cargo del trabajo deberá instruir a todos los trabajadores involucrados en la actividad respecto al Procedimiento de trabajo seguro, los riesgos asociados a la actividad y las medidas de control para enfrentar los riesgos.
3. Contactar Jefe de Turno Laboratorio para retiro de Bidones con Agua Acidulada	<ul style="list-style-type: none"> • Desconocimiento por parte del trabajador de los riesgos asociados a la actividad. 	<ul style="list-style-type: none"> • Supervisor de laboratorio entrega Bidones con agua acidulada debidamente cerrados y rotulados
4. Carguío de bidones	<ul style="list-style-type: none"> • Atrición de extremidades • Dolencia muscular 	<ul style="list-style-type: none"> • Uso de EPP adecuados para la tarea. • Tener postura adecuada al momento de cargar
5. Traslado	<ul style="list-style-type: none"> • Colisión 	<ul style="list-style-type: none"> • Respetar Reglamento interno de conducción • Estar atento a las condiciones del entorno
6. Solicitud de ingreso al Área de Tank-Farm	<ul style="list-style-type: none"> • Desconocimiento del PRO-213 	<ul style="list-style-type: none"> • Seguir protocolo de ingreso al Área. (PRO-213) •
7. Solicitar al operador de Tank-Farm autorización de ingreso y apertura de portón.	<ul style="list-style-type: none"> • Desconocimiento por parte del trabajador de los riesgos asociados a la actividad • Desconocimiento de tareas en entorno. 	<ul style="list-style-type: none"> • Operador de Tank-Farm deberá instruir a todos los trabajadores involucrados en la actividad respecto al Procedimiento de trabajo seguro, los riesgos asociados a la actividad y las medidas de control para enfrentar los riesgos. • Operador de Tank-Farm deberá controlar que vehículo cuente con todos los requisitos para ingresar al área.

8. Descarga de Bidones con agua acidulada	<ul style="list-style-type: none"> • Lesión a terceros • Atrición de extremidades • Dolencia Muscular 	<ul style="list-style-type: none"> • Segregar Área de Trabajo Con Barreas Duras • Uso de EPP adecuados para la tarea. • Tener postura adecuada al momento de cargar
9. Se Informa a operador de Tank-Farm el Retiro del Vehículo del Área	<ul style="list-style-type: none"> • Desconocimiento por parte del trabajador de los riesgos asociados a la actividad • Desconocimiento de tareas en entorno 	<ul style="list-style-type: none"> • Operador de Tank-Farm chequeara que vía de salida se encuentre despejada • Conductor de vehículo retira móvil estando atento a las condiciones del entorno.

Figura 7-1. ART para pruebas de lavado en CMCC

B. Resultados pruebas de lavado de orgánico

1. Pruebas Blanco

		FOLIO N°									
REPORTE ANÁLISIS QUÍMICO											
Area		LABORATORIO QUÍMICO									
Solicitado por		METALURGIA									
Enviado por		Luis Beroiza									
Fecha de muestra		25-09-2012									
N° MUESTRA	Identificación Muestras	Cu+2 g/L	FeT g/L	Fe+2 g/L	Acidez g/L	pH	Mv	Cl- ppm	Mn+2 ppm	SO42- g/L	Arrastre de Acuoso en Orgánico (m/m3)
1	OC TK-16 PB50	5,11	29,8								
2	OC TK-25	5,42	32,5								
3	ACUOSO TK-16 PB50	0,24	0,26	0,16	2,0	1,75	736	32	7		
4	ACUOSO TK-25	0,87	8,50	2,26	13,0	1,48	749	217	136		

bhpbilliton		FOLIO N°		CIMM TECNOLOGÍAS Y SERVICIOS S.A.									
LABORATORIO QUÍMICO													
Solicitado por		METALURGIA											
Enviado por		Luis Beroiza											
Fecha de muestra		27-09-2012											
N° MUESTRA	Identificación Muestras	Cu+2 g/L	FeT g/L	Fe+2 g/L	Acidez g/L	pH	Mv	Cl- ppm	Mn+2 ppm	S.S ppm	SO42- ppm	Arrastre A/O (ml/m3)	
1	OC TK-16 PB100	4,92	7										
2	OC TK-16 PB150	4,96	7										
3	OC TK-25	5,02	6										
4	ACUOSO TK-16 PB100	0,01	0,17	0,10	0,3	2,34	719	7	4	20			
5	ACUOSO TK-16 PB150	0,01	0,20	0,10	0,4	2,14	724	4	5	36			
6	ACUOSO TK-25	0,72	9,0	2	12,9	1,32	709	311	192	490			
7	Orgánico cargado										3	33	

Figura 7-2. Análisis de especies pruebas de lavado blanco

2. Pruebas Dosificación

bhpbilliton		FOLIO N°		CIMM TECNOLOGÍAS Y SERVICIOS S.A.									
LABORATORIO QUÍMICO													
Solicitado por		METALURGIA											
Enviado por		Luis Beroiza											
Químico Recepciona Muestra		A.Alarcón											
Químico responsable Resultados		N.Ovalle - K. Yantorno											
Información Análisis		Pruebas especiales											
Cantidad de Muestras		20											
Fecha de análisis		14-10-2012											
Fecha de muestra		11-10-2012											
N° MUESTRA	Identificación Muestras	Cu+2 g/L	FeT g/L	Fe+2 g/L	Acidez g/L	pH	Mv	Cl- ppm	Mn+2 ppm	S.S ppm	SO42- ppm	Arrastre A/O (ml/m3)	
1	AC TK-01 10/10/12	2,92	9,50	1,62	8,9	1,05	697	22	187	6			
2	AC TK-01 11/10/12	0,80	9,80	1,56	6,2	1,20	700	24	192	6			
3	AC TK-16 PD1	25,88	1,90	0,10	63	0,60	729	15	28	6			

4	AC TK-16 PD2	37,31	1,80	0,28	83	0,53	717	11	29	10		
5	AC TK-16 PD3	56,84	2,90	0,46	103	0,34	713	10	48	6		
6	AC TK-16 PD4	60,52	2,60	0,44	122	0,37	710	25	42	5		
7	AC TK-16 PD5	55,38	2,80	0,46	139	0,32	710	8	45	7		
8	AC TK-16 PD10	57,69	3,00	0,48	134	0,32	708	11	50	6		
9	AC TK-16 PD7	31,82	1,40	0,24	56	0,54	705	5	23	4		
10	EP 10/10/12	37,46	2,30	0,46	188	0,19	712	14	44	6		
11	EP 11/10/12	41,25	3,00	0,48	190	0,18	710	15	50	6		
12	OC TK-01 10/1012	5	0,05							150		
13	OC TK-01 11/1012	5	0,05							190		
14	OC TK-16 PD1	5,04	0,04							100		
15	OC TK-16 PD2	4,73	0,03							116		
16	OC TK-16 PD3	4,33	0,03							128		
17	OC TK-16 PD4	4,23	0,02							112		
18	OC TK-16 PD5	3,95	0,02							96		
19	OC TK-16 PD10	3,96	0,02							96		
20	OC TK-16 PD7	4,81	0,02							100		
21	Orgánico Cargado										9	102

REPORTE ANÁLISIS QUÍMICO

Area		LABORATORIO QUÍMICO										
Solicitado por		METALURGIA										
Enviado por		Luis Beroiza										
Químico Recepciona Muestra		A.Alarcón										
Químico responsable Resultados		N.Ovalle - K. Yantorno										
Información Análisis		Pruebas especiales										
Cantidad de Muestras		7										
Fecha de análisis		27-10-2012										
Fecha de muestra		25-10-2012										
N° MUESTRA	Identificación Muestras	Cu+2 g/L	FeT g/L	Fe+2 g/L	Acidez g/L	pH	Mv	Cl- ppm	Mn+2 ppm	S.S ppm	SO42- ppm	Arrastre A/O (ml/m3)
1	EP 24/10/12	37,42	3,60	0,52	190	0,32	702	27	58	16		
2	AC PD5 24/10/12	45,43	2,50	0,40	110	0,44	707	91	47	16		
3	AC PD8 24/10/12	59,91	3,00	0,50	140	0,37	702	146	56	10		
4	AC PD9 24/10/12	56,21	3,00	0,46	146	0,34	700	94	57	12		
5	OC TK-01 24/10/12	4,74	0,10							510		
6	OC PD6 24/10/12	4,38	0,02							440		
7	OC PD8 24/10/12	4,04	0,02							320		
8	OC PD9 24/10/12	3,99	0,02							310		
9	Orgánico Cargado										10	179

Figura 7-3. Análisis de especies pruebas de dosificación

C. Cálculos

1. Escalamiento por flujos

$$t_{PLANTA INDUSTRIAL} = t_{SISTEMA DE PRUEBAS}$$

$$\frac{V (m^3)_{PLANTA INDUSTRIAL}}{Q(m^3/h)_{PLANTA INDUSTRIAL}} = \frac{V (m^3)_{SISTEMA DE PRUEBAS}}{Q(m^3/h)_{SISTEMA DE PRUEBAS}}$$

Luego,

$$Q(m^3/h)_{SISTEMA DE PRUEBAS} = \frac{Q(m^3/h)_{PLANTA INDUSTRIAL} \cdot V (m^3)_{SISTEMA DE PRUEBAS}}{V (m^3)_{PLANTA INDUSTRIAL}}$$

Los cálculos para la solución estándar están dados por:

$$Q_{AC} (m^3/h)_{PI} = \frac{Q_{OC} (m^3/h)_{PI}}{Razón O/A} = \frac{4000}{100} = 40$$

Entonces,

$$Q_{AC} (m^3/h)_{PP} = \frac{40 \cdot 7,17}{615} = 0,47$$

Y,

$$Q_{OC} (m^3/h)_{PP} = \frac{4000 \cdot 7,17}{615} = 47$$

2. Descartes de electrolito

Sulfato de cobalto:

$$125 \text{ ppm} = 125 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \rightarrow \text{Descarte} = 0,125 \cdot 1119 = 139,9 \text{ kg}$$

Guar: Para este reactivo se consideró que al momento de los descartes no se había consumido en celdas.

$$45 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \rightarrow \text{Concentración guar} = \frac{45}{7000} = 6,43 \text{ ppm} \rightarrow \text{Descarte} = \frac{6,43 \cdot 1119}{1000} = 7,2 \text{ kg}$$

H₂SO₄:

$$185 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 185 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \rightarrow \text{Descarte} = \frac{185 \cdot 1119}{1000} = 207 \text{ ton}$$

Cobre:

$$38 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 0,038 \frac{\text{ton}}{\text{m}^3} \rightarrow \text{Descarte} = 0,038 \cdot 1119 = 42,5 \text{ ton}$$

3. Reducción costos extractantes

Costo anual:

	Precio US\$/kg	Promedio		Dosificación		PRECIO (US\$/mes)
LIX 84-IC	14,14	5	libc	4500	kg	63630
LIX 860N-IC	12,5	5	libc	4500	kg	56250

$$\text{US\$/año} = (63630 + 56250) \times 12 = 1.438.560 \text{ US/año}$$

Para el costo hasta el mes de agosto del 2012 se consideró la cantidad de meses correspondientes.

Reducción:

**OPERACIÓN DE
TB**

Tasa acumulación borra	>70	m ³ /sem
Volumen tratado por operación	28	m ³ /op
Porcentaje recuperación orgánico	50	%
Recuperación extractantes (14%)	2	m ³ /op
n° de operaciones a considerar	4	op/mes
Vol recuperado de extractantes	8	m ³ /mes
Masa correspondiente promedio	7560	kg/mes
n° de libcs	8	Libc/mes
Reducción costo aproximada	100699	US\$/mes
Reducción costo anual	1208388	US\$/año

La tasa de acumulación, el volumen tratado y el porcentaje de recuperación de orgánico por operación fueron obtenidos a partir de datos experimentales de la planta.

A partir de eso:

Recuperación de extractantes = $28 \times 0,5 \times 0,14 = 2 \text{ m}^3/\text{operación}$

Promedio precios (US\$/kg) de mezcla de extractantes = 13,32

Costo = $7560 \times \text{Promedio precios (US$/kg)} \times 12 = 1.208.388 \text{ US$/año}$

Reducción de costos en porcentaje = $1.208.388 / 1.438.560 = 84 \%$

D. Programación Carta Gantt

La programación de las pruebas de lavado de orgánico es especificada en la siguiente figura.

