

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

**DISEÑO Y EVALUACIÓN DE UN MÉTODO
PARA REMOVER IMPUREZAS DESDE
SOLUCIONES DE LIXIVIACIÓN, MEDIANTE
SOBRESATURACIÓN SULFÚRICA.**

Daniela Andrea Latorre Zlatar.

Profesores Guías:
Amelia Dondero C.
Jaime Fernández C.

2010

RESUMEN

Este proyecto fue desarrollado a partir de los requerimientos de división Mantoverde de Anglo American Chile. En él se propone un proceso que permite disminuir la concentración de impurezas desde soluciones de lixiviación, debido a los efectos negativos que generan en el proceso de obtención de cobre.

El método propuesto consiste en la sobresaturación de solución de refino con ácido sulfúrico, con lo cual se obtiene la precipitación de impurezas mediante la formación de sulfatos metálicos sólidos, que posteriormente se filtran y descartan.

Las impurezas consideradas son hierro, manganeso, aluminio y magnesio, y se logró que la concentración promedio de éstas disminuyese en un 30%.

El proyecto contempla el diseño de una metodología experimental para validar el método de sobresaturación, un desarrollo experimental para determinar las condiciones óptimas de un proceso a escala industrial, el diseño de un proceso a escala industrial proyectado en función de las características de operación de división Mantoverde, una evaluación de los resultados del proceso enfocada en los beneficios y pérdidas asociadas, y finalmente una evaluación económica.

En la evaluación económica se consideraron situaciones que contemplan ingresos dados, tanto por la comercialización del sólido generado, como por el beneficio del tratamiento en el proceso de obtención de cobre. Dentro de esto último se encuentra una mayor recuperación de cobre en lixiviación y una menor pérdida de cobalto en electrolito descartado.

Se presentan además sensibilizaciones a precios críticos para obtener valores actuales netos cero del proyecto, y una sensibilización final en función de los valores del precio del ácido sulfúrico y del precio de venta del sólido.

Por último, el proyecto entrega un estudio del efecto que ejerce la concentración de hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio en solución de PLS, tanto en la viscosidad de ésta, como en el tiempo de separación de fases en la etapa de extracción por solventes. De esto se encuentran resultados para identificar el efecto que supone un cambio individual en la concentración de dichas especies, y resultados para conocer el efecto que implica su cambio simultáneo.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mi mamá, papá y hermano por entregarme el valor y las bases que me permitieron llegar a esto.

A mis profesores por la motivación constante y sus conocimientos. En especial a mis profesores guía por la disposición, orientación y entrega.

A Paloma y su familia por recibirme desde el primer año haciéndome sentir en casa.

A Patricia por apoyarme, a Darío por su confianza, a Paolo por su ayuda.

Finalmente a la Superintendencia de Procesos de división Mantoverde por facilitarme el desarrollo de este proyecto.

INDICE DE CONTENIDOS

Capítulo 1 INTRODUCCION	1
1.1 Antecedentes del problema.....	1
1.2 Tratamiento actual al problema.....	2
1.3 Solución propuesta.....	3
1.4 Beneficios de la solución propuesta.....	4
Capítulo 2 OBJETIVOS	5
2.1 Objetivos.....	5
2.1.1 Objetivo general.....	5
2.1.2 Objetivos específicos.....	5
2.2 Objetivos complementarios.....	6
Capítulo 3 FUNDAMENTOS TEORICOS	7
3.1 Descripción de proceso del cobre.....	8
3.1.1 Chancado.....	8
3.1.2 Aglomeración y lixiviación.....	10
3.1.2.1 Aglomeración.....	10
3.1.2.2 Lixiviación Heap.....	11
3.1.2.3 Lixiviación Dump.....	12
3.1.3 Extracción por Solventes.....	14
3.1.3.1 Operación.....	15
3.1.3.2 Fases.....	16
3.1.4 Electro Obtención.....	18
3.2 Impurezas en Mantoverde.....	21
3.2.1 Origen de impurezas.....	21
3.2.1.1 Mineralogía Mantoverde.....	21
3.2.2 Impurezas en soluciones de Mantoverde.....	22
3.3 Efecto de impurezas.....	25
3.3.1 Efecto de impurezas en soluciones.....	25
3.3.2 Efecto de impurezas en el proceso.....	26
3.3.2.1 Efectos en lixiviación.....	27
3.3.2.2 Efectos en extracción por solventes.....	32

Capítulo 4	METODOLOGIA EXPERIMENTAL	41
4.1	Metodología para el diseño de un proceso de remoción de impurezas mediante sobresaturación de refino	42
4.1.1	Determinación de la concentración de ácido en refino para precipitar un 30% de impurezas	43
4.1.1.1	Equilibrio de precipitación	43
4.1.1.2	Cinética de precipitación	46
4.1.2	Precipitación de impurezas en una hora	46
4.1.3	Precipitación de impurezas en una hora y con presencia de semillas	48
4.2	Metodología para evaluar el efecto de impurezas en soluciones y proceso	50
Capítulo 5	RESULTADOS EXPERIMENTALES	57
5.1	Resultados para el diseño de un proceso de remoción de impurezas mediante sobresaturación de refino	58
5.1.1	Determinación de la concentración de ácido en refino para precipitar un 30% de impurezas	58
5.1.1.1	Equilibrio de precipitación	59
5.1.1.2	Equilibrio de precipitación con refinados diferentes	61
5.1.2	Cinética de precipitación	70
5.1.3	Impurezas precipitadas en una hora	72
5.1.4	Impurezas precipitadas en una hora y con presencia de semillas	74
5.1.5	Regresiones multivariantes	77
5.1.5.1	Regresiones en rango de concentración de ácido de 10 a 80% en peso	78
5.1.5.2	Regresiones en rango de concentración de ácido de 25 a 55% en peso	79
5.2	Efecto de impurezas en soluciones y proceso	81
5.2.1	Efecto de impurezas en solución de PLS	81
5.2.1.1	Análisis monovariante Relación entre viscosidad y concentración individual de impurezas	81
5.2.1.2	Análisis multivariante Relación entre viscosidad y concentración simultánea de impurezas	86
5.2.2	Efecto de impurezas en proceso	
	Efecto en tiempo de separación de fases con orgánico descargado	90
5.2.2.1	Análisis monovariante Relación entre tiempo de separación de fases con orgánico descargado y la concentración individual de impurezas en PLS	90

5.2.2.2	Análisis multivariable Relación entre tiempo de separación de fases con orgánico descargado y la concentración simultánea de impurezas en PLS..	95
5.2.3	Efecto de viscosidad en proceso.....	97
5.2.3.1	Efecto entre tiempo de separación de fases con orgánico descargado y viscosidad.....	97
5.3	Conclusiones del capítulo.....	100
5.3.1	Actividades para el cumplimiento del objetivo general.....	100
5.3.2	Actividades para el cumplimiento de objetivos complementarios.....	103
Capítulo 6	DISEÑO DE PROCESO.....	104
6.1	Descripción del proceso.....	105
6.2	Ubicación del proceso.....	107
6.3	Selección de componentes principales.....	110
6.3.1	Mezcladores.....	110
6.3.2	Filtro.....	112
6.3.3	Piping y fitting.....	115
6.4	Condiciones de diseño y operación.....	117
6.4.1	Concentración de ácido en solución.....	118
6.4.2	Tiempo de residencia.....	118
6.4.3	Volumen de mezcladores.....	118
6.4.4	Flujo de alimentación y descarga de mezcladores.....	118
6.4.5	Flujo de alimentación de refino y ácido a M-1.....	122
6.4.6	Duración de los ciclos de filtración.....	124
6.4.7	Capacidad del filtro prensa.....	124
6.4.8	Cantidad de sólidos descargados por hora.....	126
6.4.9	Flujo de solución filtrada enviada a piscina de ILS.....	126
6.5	Diseño de mezclador.....	127
6.5.1	Estanque y agitador.....	127
6.5.2	Velocidad de rotación.....	129
6.5.3	Potencia de agitación.....	130
6.6	Conclusiones del capítulo.....	131
Capítulo 7	EVALUACION DEL PROCESO.....	133
7.1	Descripción y condiciones de evaluación.....	134
7.2	Disminución en la concentración de impurezas.....	136
7.3	Disminución de la viscosidad.....	140
7.4	Beneficios.....	143

7.4.1	Recuperación de cobre.....	143
7.4.2	Electrolito descartado por concepto de arrastres y viscosidad.....	146
7.5	Pérdidas.....	148
7.5.1	Pérdida de ácido sulfúrico.....	148
7.5.2	Pérdida de cobre.....	148
7.6	Sólidos generados.....	150
7.7	Conclusiones del capítulo.....	151
Capítulo 8	EVALUACION ECONOMICA.....	154
8.1	Capital de inversión.....	155
8.1.1	Capital fijo.....	155
8.1.1.1	Capital fijo directo.....	155
8.1.1.2	Capital fijo indirecto.....	158
8.1.1.3	Capital fijo total.....	159
8.1.2	Capital de trabajo.....	159
8.1.3	Capital de Inversión.....	160
8.2	Costo total de producción.....	161
8.2.1	Costos directos de producción.....	161
8.2.1.1	Materias primas.....	161
8.2.1.2	Energía.....	163
8.2.1.3	Personal.....	164
8.2.1.4	Mantenimiento.....	164
8.2.2	Costos indirectos de producción.....	165
8.3	Ingresos.....	166
8.3.1	Ingresos por recuperación de cobre.....	166
8.3.2	Ingresos por ahorro de electrolito.....	167
8.3.3	Comercialización de sólidos.....	168
8.4	Análisis económico.....	170
8.4.1	Análisis sin comercialización de producto.....	170
8.4.2	Análisis con comercialización de producto.....	171
8.4.3	Análisis considerando sólo la venta de sólidos.....	173
8.4.4	Análisis de caso en que se deba pagar por retiro de sólidos.....	174
8.4.5	Sensibilización al precio del ácido sulfúrico.....	175
8.5	Conclusiones del capítulo.....	177
Capítulo 9	CONCLUSIONES.....	180

Bibliografía	183
Anexo A – Cálculos en experiencias de sobresaturación	185
A.1 Cálculos de las cantidades de ácido y refino en solución.....	185
A.2 Cálculos de precipitación.....	187
A.2.1 Precipitación alcanzada con R1.....	188
A.2.2 Precipitación alcanzada con R2.....	192
A.2.3 Precipitación alcanzada con R3.....	195
A.2.4 Precipitación en experiencia de cinética.....	198
A.2.5 Precipitación en una hora.....	200
A.2.6 Precipitación en una hora con semillas.....	202
Anexo B – Procedimientos de precipitación	205
B.1 Precipitación de soluciones para experiencias de equilibrio y cinética.....	205
B.2 Preparación de soluciones para experiencias de una hora.....	207
B.3 Agitación en proceso de una hora.....	209
B.4 Centrifugación de solución.....	210
B.5 Filtración de soluciones.....	212
B.6 Determinación de viscosidad.....	215
B.7 Determinación de tiempo de separación de fases.....	216
Anexo C – Procedimientos de análisis estadístico	218
C.1 Regresiones multivariantes utilizando Statgraphics Centurión.....	218
C.2 Análisis de Varianza Anova.....	225
C.2.1 ANOVA utilizando Statgraphics Centurión.....	225
C.2.2 ANOVA mediante Algoritmo de Yates.....	231
Anexo D – Selección y diseño de bombas para el proceso	238
D.1 Selección de bombas.....	238
D.2 Diseño de bombas.....	239
D.2.1 Bombas de ácido sulfúrico.....	243
D.2.2 Bomba de refino.....	247
Anexo E – Sólidos como subproducto	252
E.1 Mercado de sulfatos metálicos en Chile.....	252
E.1.1 Empresas vinculadas.....	252
E.2.1 Precio de sulfatos metálicos.....	252

E.2 Aplicaciones de sulfatos metálicos.....	253
E.2.1 Sulfato férrico.....	253
E.2.2 Sulfato ferroso.....	253
E.2.3 Sulfato de aluminio.....	253
E.2.4 Sulfato de magnesio.....	254
E.2.5 Sulfato de manganeso.....	254
Anexo F – Equipo de chancado en Mantoverde.....	255
Anexo G – Especificaciones de filtro prensa.....	256
G.1 Datos técnicos.....	256
G.2 Descripción de elementos principales.....	258
G.3 Funcionamiento del equipo.....	260
G.4 Condiciones de venta.....	263
Anexo H – Información de mezcladores.....	265
H.1 Características generales.....	265

INDICE DE TABLAS

Tabla 3.1: Composición de fase acuosa.....	17
Tabla 3.2: Composición de fase orgánica.....	18
Tabla 3.3: Mineralogía de mena Mantoverde.....	21
Tabla 3.4: Mineralogía ganga Mantoverde.....	22
Tabla 3.5: Impurezas en PLS Mantoverde.....	23
Tabla 3.6: Influencia de impurezas en obtención de cobre.....	26
Tabla 3.7: Condiciones experimentales de prueba de sulfatación.....	29
Tabla 3.8: Composición refino.....	29
Tabla 3.9: Resultados pruebas de sulfatación.....	30
Tabla 3.10: Tiempo de separación de fases con PLS de distinta viscosidad.....	34
Tabla 3.11: Eficiencia de extracción de cobre con PLS de distinta viscosidad.....	35
Tabla 3.12: Especificaciones de proceso a escala.....	37
Tabla 3.13: Características de cada prueba.....	37
Tabla 3.14: Resultados de simulación a escala.....	38
Tabla 4.1: Composición refino R1.....	44
Tabla 4.2: Composición refino R2 y R3.....	45
Tabla 4.3: Condiciones de proceso a escala de laboratorio.....	47
Tabla 4.4: Factores experimentales en diseño factorial multinivel.....	51
Tabla 4.5: Concentraciones en PLS para análisis multivariable.....	52
Tabla 4.6: Concentraciones en PLS para análisis monovariable.....	53
Tabla 4.7: Concentraciones en PLS para análisis monovariable.....	54
Tabla 4.8: Reactivos para preparar PLS sintéticos.....	55
Tabla 5.1: Precipitación de impurezas en 7 días.....	59
Tabla 5.2: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.....	60
Tabla 5.3: Composición de refinados comparados.....	62
Tabla 5.4: Comparación de resultados de experiencias de cinética y de equilibrio.....	71
Tabla 5.5: Precipitación de impurezas en 1 hora.	72
Tabla 5.6: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.....	73
Tabla 5.7: Precipitación de impurezas en presencia de semillas.....	75
Tabla 5.8: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.....	76
Tabla 5.9: Comparación de resultados.....	77

Tabla 5.10: Análisis de Varianza de viscosidad.....	89
Tabla 5.11: Análisis de Varianza de tiempo de separación de fases en continuidad acuosa.....	96
Tabla 5.12: Análisis de Varianza de tiempo de separación de fases en continuidad orgánica.....	97
Tabla 5.13: Resultados de viscosidad y tiempo de separación de fases por solución...	98
Tabla 5.14: Resultados de experiencia del 40% en peso de ácido.....	102
Tabla 6.1: Equipos principales del proceso.....	106
Tabla 6.2: Flujos del proceso.....	106
Tabla 6.3: Datos técnicos principales del Filtro prensa TEFSA EHR 800.....	114
Tabla 6.4: Especificaciones de cañerías para líneas de ácido y refino.....	116
Tabla 6.5: Especificaciones de fitting a utilizar en proceso.....	116
Tabla 6.6: Volumen de mezcladores.....	118
Tabla 6.7: Alimentación y descarga de mezclador M-1.....	119
Tabla 6.8: Alimentación y descarga de mezclador M-2.....	120
Tabla 6.9: Volumen acumulado por minuto en M-2.....	121
Tabla 6.10: Densidad de refino y ácido.....	123
Tabla 6.11: Concentración de ácido en refino y ácido de proceso.....	123
Tabla 6.12: Flujos de alimentación de refino y ácido en M-1.....	123
Tabla 6.13: Ciclo de filtración.....	124
Tabla 6.14: Características en la operación de filtración.....	124
Tabla 6.15: Volumen de sólidos por ciclo de filtración.....	125
Tabla 6.16: Número de cámaras de filtro prensa.....	125
Tabla 6.17: Volumen de sólidos generados por hora.....	126
Tabla 6.18: Flujo de solución enviada a piscina de ILS.....	126
Tabla 6.19: Dimensiones del estanque.....	129
Tabla 6.20: Dimensiones del mezclador.....	129
Tabla 6.21: Velocidad de rotación de agitador.....	129
Tabla 6.22: Potencia requerida por el agitador.....	130
Tabla 7.1: Inventario de soluciones de lixiviación de Mantoverde.....	134
Tabla 7.2: Flujo de refino por hora y mensual.....	135
Tabla 7.3: Concentración de impurezas en solución total.....	138
Tabla 7.4: Impurezas precipitadas.....	140

Tabla 7.5: Viscosidad de soluciones.....	141
Tabla 7.6: Viscosidad y recuperación en cobre en el tiempo.....	144
Tabla 7.7: Mineral procesado al año y ley de cobre en Mantoverde.....	145
Tabla 7.8: Toneladas de cobre recuperadas anualmente.....	145
Tabla 7.9: Incremento anual en toneladas de cobre recuperado.....	145
Tabla 7.10: Electrolito descartado por concepto de arrastres y viscosidad.....	147
Tabla 7.11: Electrolito ahorrado anualmente.....	147
Tabla 7.12: Resultados experimentales de impurezas y ácido.....	148
Tabla 7.13: Acido perdido anualmente.....	148
Tabla 7.14: Resultados experimentales de impurezas y cobre.....	149
Tabla 7.15: Cobre precipitado anualmente.....	149
Tabla 7.16: Resultados experimentales de impurezas y sólidos precipitados.....	150
Tabla 7.17: Sólidos descartados anualmente.....	150
Tabla 8.1: Componentes del capital fijo directo.....	155
Tabla 8.2: Valor de equipos principales.....	156
Tabla 8.3: Costo de cañerías del proceso.....	157
Tabla 8.4: Valor de componentes de capital fijo directo.....	157
Tabla 8.5: Componentes de capital fijo indirecto.....	158
Tabla 8.6: Valor de componentes de capital fijo indirecto.....	158
Tabla 8.7: Valor capital fijo total.....	159
Tabla 8.8: Capital de inversión y capital de trabajo.....	160
Tabla 8.9: Capital de inversión.....	160
Tabla 8.10: Precio de ácido sulfúrico proyectado para Mantoverde en 2010.....	162
Tabla 8.11: Costo anual por ácido sulfúrico.....	162
Tabla 8.12: Utilidad de la tonelada de cobre.....	162
Tabla 8.13: Costo anual por cobre.....	163
Tabla 8.14: Potencia demandada por equipos principales.....	163
Tabla 8.15: Costo de energía en Mantoverde y horas de operación del proceso.....	163
Tabla 8.16: Costo anual de energía.....	164
Tabla 8.17: Costo anual de sueldos.....	164
Tabla 8.18: Costo anual de mantención.....	165
Tabla 8.19: Componentes para el cálculo de la depreciación.....	165
Tabla 8.20: Depreciación anual de equipos.....	165

Tabla 8.21: Cobre recuperado adicionalmente por efecto de concentración.....	166
Tabla 8.22: Ingreso anual por cobre recuperado.....	166
Tabla 8.23: Electrolito descartado por concepto de arrastres y viscosidad.....	167
Tabla 8.24: Cobalto ahorrado anualmente por disminución de descarte.....	167
Tabla 8.25: Masa molar de cobalto y sulfato de cobalto.....	167
Tabla 8.26: Sulfato de cobalto ahorrado al año.....	167
Tabla 8.27: Ingreso anual por ahorro en sulfato de cobalto.....	168
Tabla 8.28: Precio de mercado de sulfatos metálicos.....	168
Tabla 8.29: Precio bruto de sólidos.....	169
Tabla 8.30: Precio neto y final de sólidos.....	169
Tabla 8.31: Impurezas y sólidos precipitados anualmente.....	169
Tabla 8.32: Ingreso anual por sólidos.....	169
Tabla 8.33: Flujo de caja neto sin venta de sólidos.....	171
Tabla 8.34: V.A.N. del proyecto sin venta de sólidos.....	171
Tabla 8.35: Flujo de caja neto con venta de sólidos.....	171
Tabla 8.36: Flujo de caja neto con venta de sólidos.....	172
Tabla 8.37: V.A.N. del proyecto con venta de sólidos.....	172
Tabla 8.38: Precio de venta de sólidos para V.A.N.= 0.....	173
Tabla 8.39: Flujo de caja neto sólo con venta de sólidos.....	173
Tabla 8.40: V.A.N. sólo con venta de sólidos.....	173
Tabla 8.41: Precio a pagar por retiro de sólidos.....	174
Tabla 8.42: Flujo de caja neto con el pago por retiro de sólidos.....	174
Tabla 8.43: V.A.N. de proyecto con retiro de sólidos.....	175
Tabla 8.44: Sensibilización del V.A.N. al precio del ácido sulfúrico y precio de venta de sólidos.....	176
Tabla A.1: Variables para el cálculo de masa de refino.....	186
Tabla A.2: Cantidades de refino y ácido de proceso por solución.....	186
Tabla A.3: Composición refino R1.....	188
Tabla A.4: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales.....	189
Tabla A.5: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas.....	190
Tabla A.6: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas.....	191
Tabla A.7: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas por solución.....	192
Tabla A.8: Composición refino R2.....	193

Tabla A.9: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales.....	193
Tabla A.10: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas.....	194
Tabla A.11: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas.....	194
Tabla A.12: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas por solución.....	195
Tabla A.13: Composición refino R2.....	195
Tabla A.14: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales.....	196
Tabla A.15: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones filtradas.....	197
Tabla A.16: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones filtradas.....	197
Tabla A.17: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas por solución.....	198
Tabla A.18: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en solución del 50%.....	198
Tabla A.19: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales.....	199
Tabla A.20: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales.....	199
Tabla A.21: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones.....	200
Tabla A.22: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales.....	200
Tabla A.23: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales.....	201
Tabla A.24: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales.....	201
Tabla A.25: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones.....	201
Tabla A.26: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales.....	202
Tabla A.27: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones.....	203
Tabla A.28: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales.....	203
Tabla A.29: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones.....	204
Tabla C.1: Factores experimentales.....	231
Tabla C.2: Experiencias en orden estándar de Yates.....	232
Tabla C.3: Resolución del algoritmo de Yates.....	233
Tabla C.4: Suma total de cuadrados.....	234
Tabla C.5: Varianza de efectos principales y error experimental.....	235
Tabla C.6: Resumen de varianzas.....	236
Tabla C.7: Valores F de cada efecto principal.....	236
Tabla C.8: Valor F de tabla.....	237
Tabla D.1: Variables implicadas en el cálculo de pérdidas en la línea de ácido.....	243
Tabla D.2: Pérdidas en línea de ácido sulfúrico.....	244
Tabla D.3: Variables implicadas en el cálculo de altura de la bomba de ácido.....	244

Tabla D.4: Altura requerida por la bomba de ácido.....	244
Tabla D.5: Variables implicadas en el cálculo de potencia de la bomba de ácido.....	245
Tabla D.6: Potencia requerida por la bomba de ácido.....	245
Tabla D.7: Especificaciones de bomba de ácido sulfúrico.....	246
Tabla D.8: Variables implicadas en el cálculo de pérdidas en línea de refino.....	248
Tabla D.9: Pérdidas en línea de refino.....	248
Tabla D.10: Variables implicadas en el cálculo de altura de la bomba de refino.....	249
Tabla D.11: Altura requerida por la bomba de refino.....	249
Tabla D.12: Variables implicadas en el cálculo de potencia de la bomba de refino.....	249
Tabla D.13: Potencia requerida por la bomba de refino.....	249
Tabla D.14: Especificaciones de bomba de refino.....	251
Tabla E.1: Precio de mercado de sulfatos metálicos.	252
Tabla F.1: Características chancador primario Mantoverde.....	255
Tabla F.2: Características chancador secundario Mantoverde.....	255
Tabla F.3: Características chancador terciario Mantoverde.....	255
Tabla G.1: Datos de la máquina.....	256
Tabla G.2: Datos del bastidor.....	256
Tabla G.3: Datos grupo hidráulico.....	257
Tabla G.4: Datos paquete filtrante.....	257
Tabla G.5: Datos telas filtrantes.....	258

INDICE DE GRAFICOS

Gráfico 3.1: Impurezas en PLS Mantoverde.....	24
Gráfico 3.2: Efecto de concentración de solución en recuperación de cobre.....	27
Gráfico 3.3: Resultados pruebas de sulfatación.....	30
Gráfico 3.4: Recuperación de cobre en función de concentración de solución lixivante.....	31
Gráfico 3.5: Tiempo de separación de fases en función de la viscosidad del PLS.....	35
Gráfico 3.6: Eficiencia de extracción en función de la viscosidad del PLS.....	36
Gráfico 3.7: Tiempo de separación de fases en función de la viscosidad del PLS.....	38
Gráfico 3.8: Tamaño de banda de dispersión en función de la viscosidad del PLS.....	39
Gráfico 3.9: Arrastres de acuoso en orgánico en función de la viscosidad del PLS.....	39
Gráfico 5.1: Precipitación de impurezas en 7 días.....	59
Gráfico 5.2: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.....	60
Gráfico 5.3: Precipitación de cobre con refinados diferentes.....	62
Gráfico 5.4: Precipitación de hierro con refinados diferentes.....	63
Gráfico 5.5: Precipitación de manganeso con refinados diferentes.....	63
Gráfico 5.6: Precipitación de aluminio con refinados diferentes.....	64
Gráfico 5.7: Precipitación de magnesio con refinados diferentes.....	64
Gráfico 5.8: Precipitación total con refinados diferentes.....	65
Gráfico 5.9: Disminución de ácido con refinados diferentes.....	65
Gráfico 5.10: Cinética de precipitación de impurezas en solución de 50% en peso de ácido.....	71
Gráfico 5.11: Precipitación de impurezas en 1 hora.....	72
Gráfico 5.12: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.....	73
Gráfico 5.13: Precipitación de impurezas en presencia de semillas.....	75
Gráfico 5.14: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.....	76
Gráfico 5.15: Viscosidad PLS vs Concentración Fe (II).....	82
Gráfico 5.16: Viscosidad PLS vs Concentración Fe (III).....	83

Gráfico 5.17: Viscosidad PLS vs Concentración Al.....	84
Gráfico 5.18: Viscosidad PLS vs Concentración Mg.....	85
Gráfico 5.19: Viscosidad de PLS comparada a concentración de impurezas.....	86
Gráfico 5.20: Viscosidad de PLS en función de concentración de impurezas.....	87
Gráfico 5.21: Relación de viscosidad y concentración de impurezas en PLS.....	88
Gráfico 5.22: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en hierro (II).....	91
Gráfico 5.23: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en hierro (III).....	92
Gráfico 5.24: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en aluminio.....	93
Gráfico 5.25: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en magnesio.....	94
Gráfico 5.26: Efecto de viscosidad en tiempo de separación de fases en continuidad acuosa.....	99
Gráfico 5.27: Efecto de viscosidad en tiempo de separación de fases en continuidad orgánica.....	99
Gráfico 6.1: Flujo de alimentación a filtro prensa.....	120
Gráfico 6.2: Variación en el volumen en M-2.....	122
Gráfico 7.1: Comparación de curva de disminución y diferencia de concentración.....	139
Gráfico 7.2: Viscosidad de soluciones.....	142
Gráfico 7.3: Recuperación de cobre en función de viscosidad de solución lixivante....	143
Gráfico 7.4: Concentración de soluciones y recuperación de cobre.....	144
Gráfico D.1: Curva característica de sistema de línea de ácido.....	246
Gráfico D.2: Curvas características de sistema y bomba seleccionada en línea de ácido.....	247
Gráfico D.3: Curvas características de sistema de línea de refinó.....	250
Gráfico D.4: Curvas características de sistema y bomba seleccionada en línea de refinó.....	251

INDICE DE FIGURAS

Figura 3.1: Diagrama de etapa de chancado en Mantoverde.....	9
Figura 3.2: Canchas de lixiviación en Mantoverde.....	11
Figura 3.3: Diagrama de etapa de lixiviación en Mantoverde.....	14
Figura 3.4: Diagrama de etapa extracción por solventes en Mantoverde.....	18
Figura 3.5: Diagrama de etapa de electro obtención en Mantoverde.....	20
Figura 3.6: Diagrama de SX a escala para pruebas.....	37
Figura 5.1: Sólidos filtrados en soluciones de 5 y 10% en peso de ácido.....	67
Figura 5.2: Sólidos filtrados en soluciones de 15 y 20% en peso de ácido.....	68
Figura 5.3: Sólidos filtrados en soluciones de 25 y 30% en peso de ácido.....	68
Figura 5.4: Sólidos filtrados en soluciones de 35 y 40% en peso de ácido.....	69
Figura 5.5: Sólidos filtrados en soluciones de 45 y 50% en peso de ácido.....	69
Figura 5.6: Solución de 40% en peso de ácido en el transcurso y final de filtración.....	70
Figura 6.1: Descripción simplificada del proceso.....	106
Figura 6.2: Configuración típica de lixiviación.....	107
Figura 6.3: Ubicación del proceso propuesto.....	108
Figura 6.4: Diagrama del proceso dentro de la planta.....	109
Figura 6.5: Filtro prensa TEFSA modelo EHR 800	114
Figura 6.6: Proporciones del estanque y agitador.....	127
Figura 7.1: Diagrama para el balance de masa a impurezas.....	136
Figura C.1: Primer cuadro desplegado en Statgraphics Centurión.....	220
Figura C.2: Cuadro desplegado para el ingreso de variables.....	221
Figura C.3: Tabla de datos con variables ingresadas.....	222
Figura C.4: Secuencia para seleccionar la regresión múltiple.....	223
Figura C.5: Cuadro desplegado para seleccionar variables dependiente e independientes.....	223
Figura C.6: Cuadro con regresión multivariable y sus antecedentes estadísticos.....	224
Figura C.7: Primer cuadro desplegado en Statgraphics Centurión.....	226
Figura C.8: Cuadro desplegado para el ingreso de variables.....	227
Figura C.9: Tabla de datos con variables ingresadas.....	228
Figura C.10: Secuencia para seleccionar ANOVA multifactorial.....	229

Figura C.11: Cuadro desplegado para seleccionar la variable dependiente y los factores.....	230
Figura C.12: Cuadro desplegado con análisis de varianza ANOVA.....	230
Figura D.1: Ubicación del proceso dentro de la planta.....	239
Figura G.1: Imagen de filtro cotizado.....	264

Capítulo 1 INTRODUCCION

1.1 Antecedentes del problema

Este proyecto surge por iniciativa de división Mantoverde de Anglo American Chile, y tiene por objeto diseñar un proceso que permita disminuir la concentración de impurezas en las soluciones de lixiviación, debido a los efectos negativos que ocasionan al proceso de obtención de cobre.

Las principales impurezas en solución son hierro, manganeso, aluminio y magnesio. Estas inicialmente conforman la ganga del mineral e ingresan al sistema al ser atacadas con solución ácida en las etapas de aglomeración y lixiviación, donde se disuelven con el cobre.

Su presencia implica diversas alteraciones en las propiedades de las soluciones, a nivel físico incrementan la viscosidad y a nivel químico modifican la carga iónica. Estas transformaciones finalmente repercuten en la operación del proceso.

Las etapas afectadas por la presencia de las impurezas señaladas son la lixiviación y la extracción por solventes. En la etapa de lixiviación los inconvenientes se manifiestan en una menor recuperación de cobre producto de una solución lixivante con mayor carga iónica. A su vez en la etapa de extracción por solventes los efectos se derivan del incremento en la viscosidad de las soluciones, lo cual ocasiona un aumento en el tiempo de separación de fases, arrastres de acuoso en orgánico, arrastres de orgánico en acuoso, e indefinición de la continuidad de fase.

Por lo expuesto, resulta evidente la necesidad de disminuir la concentración de impurezas en las soluciones. Esta tesis contempla el diseño de un proceso que permite tal disminución, su evaluación en términos de operación y económica. Es importante señalar que la evaluación del proceso considera los valores de concentración obtenidos como consecuencia del tratamiento y no contempla la re disolución de impurezas en el tiempo.

Finalmente, el proyecto incluye un estudio para identificar el efecto del hierro, aluminio y magnesio tanto en la viscosidad de las soluciones como en el tiempo de separación de fases de la extracción por solventes, esto para reconocer la impureza de mayor impacto.

1.2 Tratamiento actual al problema

Las impurezas en soluciones de lixiviación representan un grave problema para un gran número de faenas de cobre, por ello existen esfuerzos destinados para removerlas.

El tratamiento habitual consiste en descartar un volumen de refino y reemplazarlo por agua de proceso, con esto se busca generar la dilución de impurezas y dejarlas en un nivel de concentración admisible. Este tratamiento ofrece algunos inconvenientes; el primero de ellos es que al descartar soluciones se desperdicia cobre y ácido, segundo, implica emplear volúmenes adicionales de agua que actualmente es un recurso escaso, y finalmente requiere aplicar un tratamiento a la solución de refino descartada para cumplir con aspectos ambientales. Por ello la alternativa de descarte no es muy atractiva para purificar soluciones y no es aplicada en todas las faenas para solucionar el problema.

Una alternativa técnicamente posible es implementar etapas de extracción por solventes selectivas a los metales que interfieren. Existen extractantes orgánicos que permiten remover cationes metálicos de hierro y aluminio, sin embargo la inversión y el costo de operación de este proceso es muy alto.

Otra alternativa que ha sido estudiada es el uso de resinas de intercambio iónico, sin embargo, al igual que la extracción por solventes, es un proceso caro.

Finalmente, existe una investigación desarrollada en Chile por SKM-Minmetal para remover específicamente aluminio desde soluciones de lixiviación¹. Consiste en disminuir la solubilidad de aluminio con KCl, mediante la formación de la sal de $\text{Al}_2\text{K}_2(\text{SO}_4)_4 \cdot 24\text{H}_2\text{O}$, y en presencia de NaCl para producir Na_2SO_4 y liberar el anión Cl^- que permite la recuperación del KCl. Sin embargo, y pese a sus prometedores resultados, este trabajo está aún en fase de estudio y no ha sido probado industrialmente.

1. Rivera Sergio, Ramírez Ademir. Cristalización en soluciones de electrolitos ácidos y acuosos. Congreso Hydrocopper 2007, Viña del Mar, 2007, p. 177-184

1.3 Solución propuesta

El proceso propuesto para disminuir la concentración de impurezas consiste en la sobresaturación de refino con ácido sulfúrico, a fin de que impurezas disueltas puedan precipitar como sulfatos metálicos y sean descartadas de la solución mediante filtración. Se basa en la hipótesis de que a medida que aumenta la concentración de un reactivo en solución se sobresaturan sus especies y precipitan.

El tratamiento ha sido seleccionado en virtud de lo enunciado, y porque adicionalmente cumple con los siguientes aspectos de gran valor dentro del proceso global de obtención de cobre.

- No involucra volúmenes importantes de agua, considerado un bien escaso.
- Entrega soluciones reutilizables en el proceso global.
- No eleva el pH.
- No requiere tecnologías complejas.
- No requiere insumos adicionales o de difícil acceso.
- Permite descartar las impurezas a través de métodos conocidos.

La selección de refino como solución a tratar se justifica debido a su bajo contenido de cobre, pues de diseñarse el tratamiento para soluciones de mayor concentración de cobre como son ILS (Intermediate Leach Solution) o PLS (Pregnant Leach Solution), se corre el riesgo de que su coprecipitación sea significativa.

1.4 Beneficios de la solución propuesta

Este tratamiento permite obtener una solución que además de tener menor concentración de impurezas es altamente ácida. Gracias a ello, la solución puede dirigirse al riego de pilas o aglomeración permitiendo una mejor operación de estas etapas, además por tratarse las etapas de lixiviación y extracción por solventes de un sistema cerrado de soluciones, los efectos positivos de alguna de las soluciones se traspasan a las restantes.

La importancia de remover impurezas radica en los efectos negativos que ellas generan en las etapas de lixiviación y extracción por solventes.

En el caso de lixiviación, una solución de refino destinada a aglomeración de mineral y riego de pilas que contenga menor cantidad de impurezas ofrece beneficios físicos y químicos. A nivel físico tiene menor viscosidad, lo que mejora su capacidad de penetrar en el mineral para extraer el cobre, y permite además una mejor percolación de solución rica PLS a través de la pila.

Por otra parte, a nivel químico, una menor concentración de impurezas se traduce en una menor carga iónica de la solución, lo que favorece la migración del catión cobre desde el mineral y mejora así su recuperación.

En la etapa de extracción por solventes, una disminución de impurezas y con ello de viscosidad, permite evitar problemas de arrastres y microarrastres entre las fases acuosa y orgánica, ya que las impurezas interfieren en la tensión superficial de la fase orgánica dificultando la coalescencia y separación de fases.

Es así que la remoción de impurezas permite obtener beneficios en la etapa de lixiviación, que se traducen en una mayor recuperación de cobre y mejor percolación de solución, y en la etapa de extracción por solventes consiste básicamente en evitar los problemas que ocasionan en la separación de fases.

Capítulo 2 OBJETIVOS

Este trabajo tiene por objeto diseñar un proceso que permita disminuir la concentración de impurezas en las soluciones de lixiviación debido a los efectos negativos que ellas ocasionan al proceso de obtención de cobre.

El método propuesto consiste en la sobresaturación de refino con ácido sulfúrico y se fundamenta en la hipótesis de que al incorporar en exceso un reactivo se logra la sobresaturación de especies. De este modo se infiere que al agregar en exceso ácido sulfúrico a refino se puede precipitar impurezas en forma de sulfatos metálicos, los cuales pueden removerse mediante un método de separación sólido líquido.

Por otra parte este trabajo contempla como objetivos complementarios un estudio sobre el efecto que el hierro, aluminio y magnesio ocasionan en la viscosidad de las soluciones y en el tiempo de separación de fases. Con ello se pretende identificar cuál es el que genera el mayor impacto.

2.1 Objetivos

2.1.1 Objetivo general

Diseñar un proceso que permita disminuir al menos un 30% la concentración de impurezas en refino, con la restricción de que la concentración de cobre no disminuya en más de un 20%.

2.1.2 Objetivos específicos

- Determinar experimentalmente la concentración de ácido en refino que permita precipitar un 30% de impurezas.
- Cuantificar la pérdida de cobre.
- Cuantificar el consumo de ácido sulfúrico.
- Describir el comportamiento cinético de la precipitación de impurezas.
- Identificar variables que influyan en el diseño del proceso.

2.2 Objetivos complementarios

- Correlacionar la viscosidad de PLS con la concentración simultánea de cada impureza, en una regresión multivariable
- Correlacionar viscosidad de PLS con la concentración individual de cada impureza, en regresiones monovariantes.
- Correlacionar el tiempo de separación de fases en continuidad acuosa y orgánica, con la viscosidad del PLS.
- Correlacionar el tiempo de separación de fases en continuidad acuosa y orgánica, con la concentración simultánea e individual de impurezas en PLS.

Capítulo 3 FUNDAMENTOS TEORICOS

En este capítulo se encuentra la información necesaria para comprender desde el origen del proceso propuesto hasta su impacto.

En una primera instancia se describe la operación de Mantoverde abordando en mayor detalle aquellas etapas vinculadas al tratamiento de impurezas, como son lixiviación y extracción por solventes.

Luego se da a conocer el escenario de las impurezas en la operación de Mantoverde. Esto abarca desde la mineralogía de la mena procesada que da cuenta de las especies y elementos que ingresan al sistema, hasta la concentración de impurezas real en PLS.

Finalmente se entrega información suficiente para comprender el efecto que generan las impurezas tanto en soluciones como en las etapas del proceso involucradas. A partir de esto último es posible estimar el impacto que tiene el tratamiento propuesto, en virtud de la mayor recuperación de cobre en lixiviación y de la menor cantidad de arrastres en extracción por solventes.

3.1 Descripción de proceso del cobre

En Mantoverde, el proceso de producción de cátodos de cobre a partir de mineral oxidado contempla cuatro etapas principales.

- Chancado
- Aglomerado y Lixiviación
- Extracción por Solventes
- Electro Obtención

Las que se describen a continuación.

3.1.1 Chancado

La operación de Chancado consiste en tres etapas que son chancado primario, chancado secundario y chancado terciario.

- **Chancado Primario**

En chancado primario el mineral proveniente de la mina es depositado por camiones directamente al interior del chancador cuya capacidad de tratamiento es de 1122 [ton/hr]. El tamaño del producto resultante es de un 92 % bajo 5 pulgadas y es transportado por una correa hacia el acopio de gruesos.

- **Chancado Secundario**

El material depositado en el acopio de gruesos es conducido por una correa recolectora hacia un primer harnero de clasificación denominado harnero primario. En la clasificación de este harnero el mineral de sobre tamaño ingresa al chancador secundario y el mineral de bajo tamaño (<32[mm]) se dirige a una segunda clasificación dada por los harneros secundarios, al cual ingresa también el producto del chancador secundario.

El material proveniente del bajo tamaño de los harneros secundarios es producto final y se dirige al silo de finos, en tanto el sobre tamaño es enviado a través de una correa transportadora a las tolvas de recepción de los chancadores terciarios, desde aquí es transportado hacia tres chancadores terciarios.

- **Chancado Terciario**

El producto de los chancadores terciarios es depositado sobre una correa que conduce nuevamente el material a los harneros secundarios para asegurar su clasificación, donde el bajo tamaño es producto final y se envía al silo de finos, y el sobre tamaño se re envía a los chancadores terciarios.

Un diagrama de la operación de chancado se muestra en la Figura 3.1

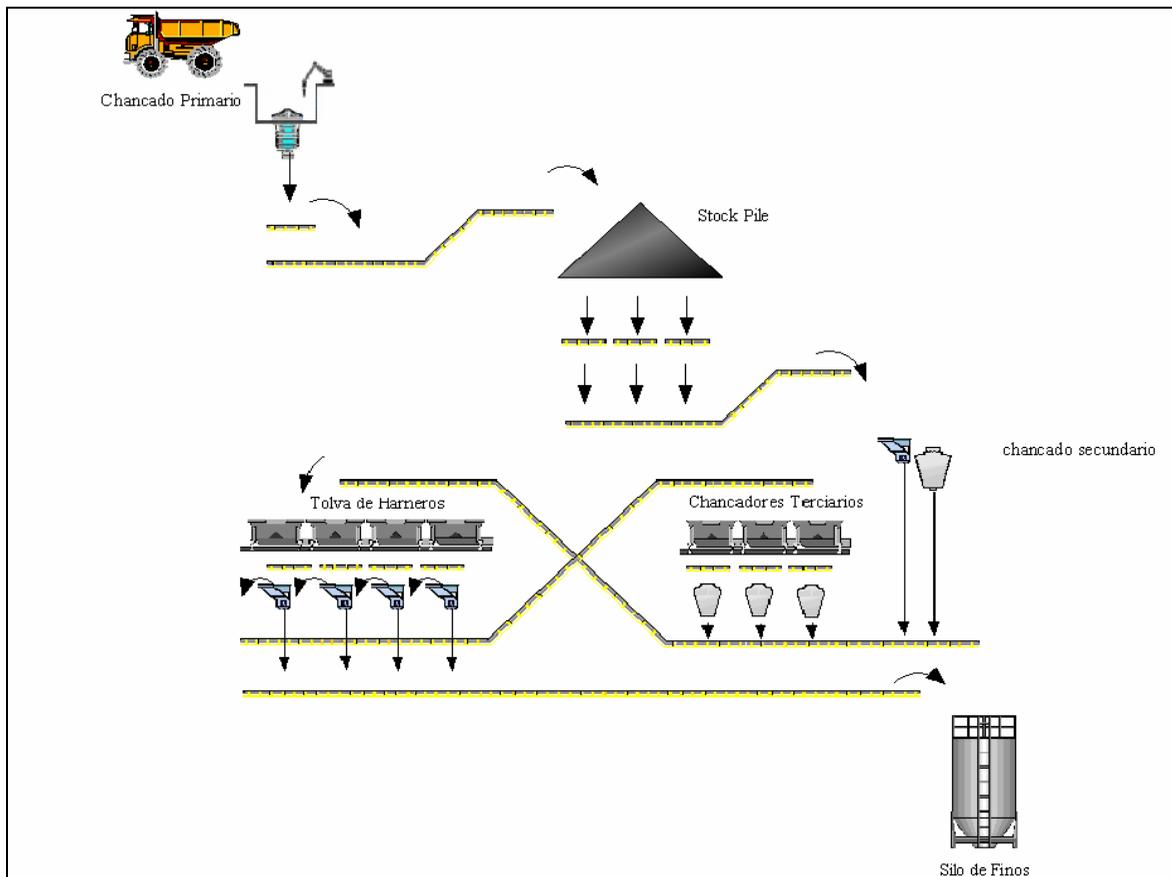


Figura 3.1: Diagrama de etapa de chancado en Mantoverde

3.1.2 Aglomeración y lixiviación

La lixiviación es la operación en que se logra extraer el cobre desde el mineral. Se utiliza ácido sulfúrico debido a que el mineral oxidado es altamente sensible al ataque ácido y puede transferir así los iones cúpricos a la solución.

Mantoverde opera con dos sistemas de lixiviación, un sistema de lixiviación en pilas o Heap y otro sistema de lixiviación Dump. La lixiviación Heap considera el mineral chancado y aglomerado, en tanto la lixiviación Dump opera con mineral ROM (Run of Mine) que proviene directamente de la mina.

Para el caso de la lixiviación Heap el ataque ácido se realiza en tres partes; uno inicial y más fuerte dado en la aglomeración, un segundo ataque más débil dado en el riego con solución intermedia ILS, y un ataque final con refino que busca básicamente recuperar la solución ya lixiviada mediante percolación.

La lixiviación Dump se divide a su vez en sectores Norte y Sur que reciben un tratamiento equivalente y se diferencian en el tipo y origen del mineral que reciben. El mineral de la lixiviación Dump no es sometido a chancado ni aglomeración e inicia su ciclo de lixiviación con una primera etapa de curado ácido y una etapa final de riego.

3.1.2.1 Aglomeración

La aglomeración es la etapa en que se pone por primera vez y en contacto más íntimo el mineral con el ácido sulfúrico. Se desarrolla en tambores aglomeradores inclinados y de velocidad variable a los cuales se inyecta solución y ácido al mineral al mismo tiempo en que se aglutinan sus partículas, con esto se logra una mayor superficie en contacto entre mineral y ácido para que ocurra la reacción de lixiviación.

Una vez que el mineral ha sido aglomerado se dirige a la etapa de lixiviación en pilas con una granulometría de 15 [mm]. Es conducido por correas transportadoras fijas seguido por un sistema de correas móviles que se unen a un apilador radial para concretar la formación de la pila.

3.1.2.2 Lixiviación Heap

Mantoverde trabaja con siete canchas para la formación de las pilas. Las dimensiones de cada cancha son 90 [m] de ancho x 900 [m] de largo y están divididas en nueve módulos. Un diagrama de esto se observa en la Figura 3.2

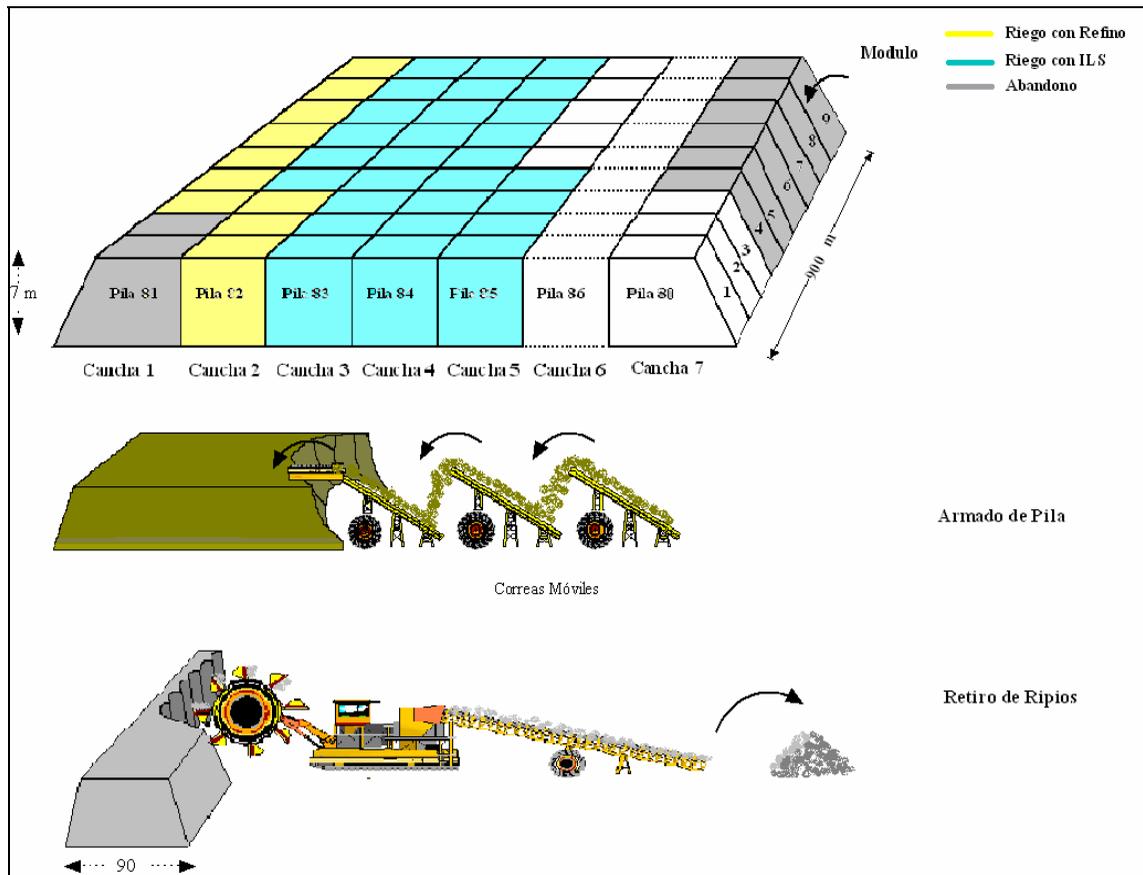


Figura 3.2: Canchas de lixiviación en Mantoverde

- **Sistema de Riego**

El riego de las pilas se realiza por módulos y en dos etapas. La primera etapa se riega con la solución que resulta de la segunda etapa de lixiviación denominada ILS, y la segunda etapa se riega con refino que proviene de la extracción por solventes.

En ambos casos la solución ingresa a una parrilla de riego encargada de distribuir el flujo de solución a las líneas donde se ubican los aspersores. Los aspersores generan un riego radial de 8 metros y la tasa de riego va entre 11 y 14 [l/hm²]

- **Recuperación de la Solución**

Del primer ciclo de lixiviación se obtiene una solución rica en cobre (PLS) con aproximadamente 7 [g/l] de cobre, y del segundo ciclo de lixiviación se obtiene una solución (ILS) con alrededor de 2 [g/l] de cobre.

La solución PLS es enviada a una piscina de recolección y desde ahí es bombeada al proceso de extracción por solventes mediante tres bombas de turbina que funcionan como bombas de impulsión y tres bombas booster para reimpulsión.

La solución intermedia ILS es incorporada nuevamente al sistema de riego de las pilas usando cuatro bombas booster.

3.1.2.3 Lixiviación Dump

Como se señaló, Mantoverde dispone de dos sectores para lixiviación Dump; Dump Norte y Dump Sur. En estos se lixivia mineral que proviene directo de la mina con baja ley de cobre y alto contenido de CaCO₃.

Alrededor de un 15 % de la producción total es aportado por la lixiviación Dump. El tiempo de lixiviación de sus módulos va de 120 a 150 días.

- **Dump Norte**

En este sector se lixivia mineral que proviene del Rajo Central y Mantoverde Norte. Posee alrededor de un 3 a 6% de CaCO_3 y una ley de Cu entre 0,26 y 0,4 %.

Antes de comenzar el riego se realiza un proceso de curado donde se prepara el mineral para ser lixiviado, ello tiene duración entre 15 a 20 días.

- **Dump Sur**

El mineral con el cual se forma este Dump proviene de Mantoverde Sur.

El curado de mineral se realiza entre 20 a 25 días. El riego de los módulos se hace con solución intermedia ILS1 y con solución de refinó a una tasa que oscila entre 6,5 a 7 [l/hr m²]. Las soluciones que allí se generan son ILS1, ILS2 y PLS.

En la Figura 3.3 puede verse un diagrama de todas las etapas de lixiviación, incluyendo la lixiviación en Heap y Dump.

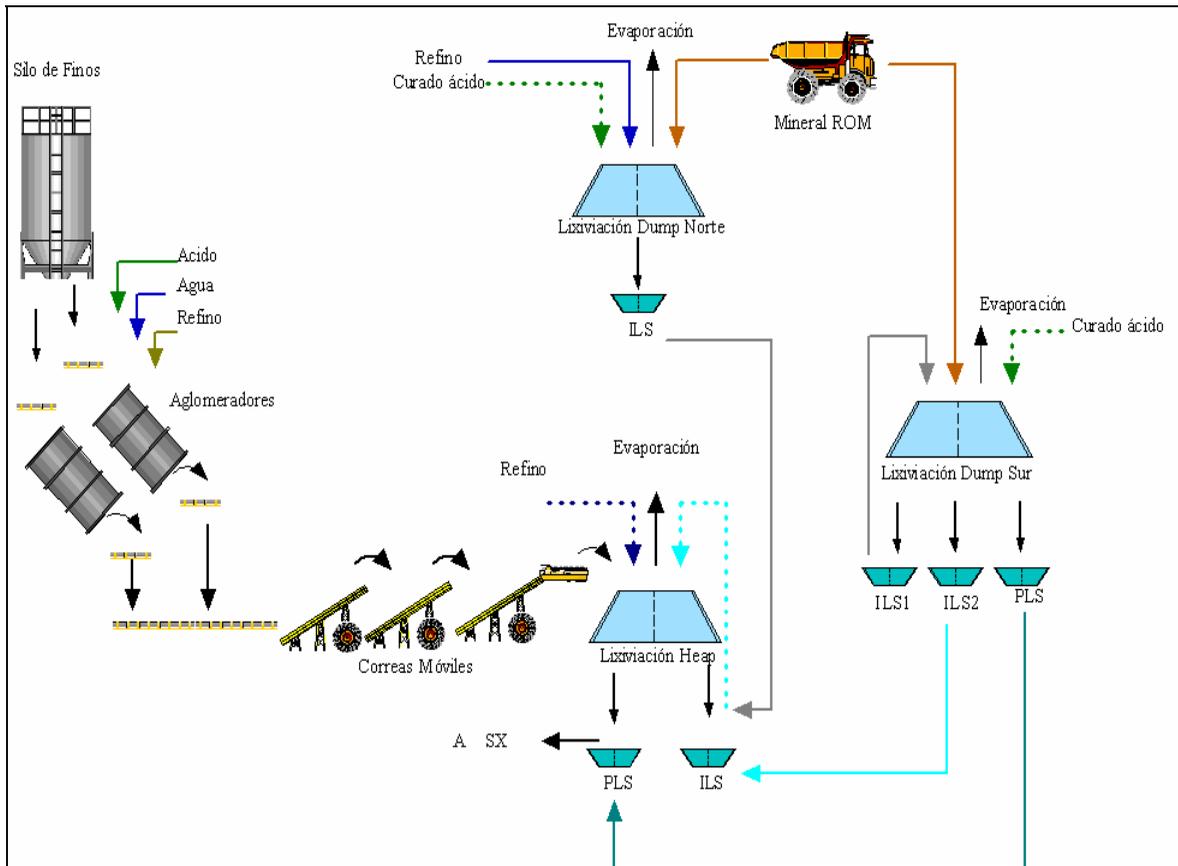
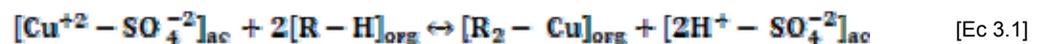


Figura 3.3: Diagrama de etapa de lixiviación en Mantoverde

3.1.3 Extracción por Solventes

El objetivo de la extracción por solventes es transferir cobre a una solución con mayor concentración de este metal para enviarla a electro obtención. Para ello se pone en contacto la solución de PLS que proviene desde lixiviación con una fase orgánica que contiene un reactivo capaz de captar selectivamente el cobre y luego transferirlo a otra solución según sean las condiciones.

La reacción es controlada por el pH de la solución acuosa y ocurre según la siguiente reacción:



Al mezclarse las soluciones acuosa y orgánica se obtiene una emulsión que consiste en un sistema disperso e inestable, en tal situación una de ellas se desempeña como fase continua y la otra como fase dispersa. La interfase generada entre las soluciones acuosa y

orgánica que están separándose corresponde a una zona heterogénea llamada banda de dispersión. Es en esta zona donde está ocurriendo específicamente la separación de las fases y su espesor es una de las variables más importantes en el desarrollo del proceso.

La transformación de la emulsión a un sistema de dos fases separadas recibe el nombre de coalescencia y se alcanza una vez transcurrido un tiempo denominado tiempo de separación de fases. Es un proceso espontáneo y las variables que lo describen son de especial importancia en la etapa de extracción por solventes. Una velocidad de coalescencia lenta produce un aumento en la cantidad de arrastres que pueden ser de acuoso en orgánico o de orgánico en acuoso según sea la continuidad en que se opere.

3.1.3.1 Operación

La configuración de extracción por solventes en Mantoverde incluye dos etapas de extracción (E1 y E2), dos etapas de re-extracción (S2 y S1) y una etapa de lavado de orgánico ubicada a la salida de la etapa E1 y antes de su ingreso a S1.

- **Extracción E1 y E2**

La extracción tiene por objeto extraer el ión cobre desde la solución de lixiviación PLS e incorporarlo a la cadena de reactivo orgánico. Para ello se considera dos etapas de extracción, una etapa E1 en que el orgánico finaliza su carga de cobre y una etapa E2 en que la inicia.

Debido a la baja acidez de la fase acuosa en las etapas de extracción, la reacción vista en la Ecuación 3.1 se desplaza hacia la derecha dando por resultado una fase orgánica cargada de cobre y una fase acuosa descargada.

En la primera etapa E1 se mezcla PLS con orgánico semi cargado que proviene de E2. Una vez que ocurre la separación de las fases los productos que abandonan E1 son una acuosa denominada semi refino y una orgánica con orgánico cargado. El semi refino ingresa a E2 para terminar de descargarse transfiriendo el remanente de cobre, y el orgánico cargado que abandona E1 ingresa a la etapa de lavado.

A la etapa E2 ingresa el semi refino desde E1 y un orgánico descargado desde las etapas de re-extracción. Aquí opera el mecanismo ya descrito en que se mezclan las fases, se

transfiere el cobre, se deja decantar y se espera a que las fases se separen. Las fases resultantes son una acuosa descargada de cobre llamada refino, y una orgánica semi cargada de cobre que es la que ingresa a E1 para terminar de cargarse.

Las operaciones de extracción E1 y E2 ocurren en mezcladores y decantadores. La cámara de mezclado está provista de un agitador especial en donde se produce la emulsión de fases acuosa y orgánica transfiriéndose el cobre de una a otra. La emulsión se dirige luego al decantador donde es separada por decantación.

La fase orgánica opera con una eficiencia de extracción de un 93%. El refino que se genera en la etapa de extracción (E2) posee un remanente de cobre de 0,4 [g/l] y un contenido de orgánico promedio de 36 [ppm].

- **Re-extracción S2 y S1**

El orgánico cargado ingresa a esta etapa con el fin de transferir el cobre que se encuentra en él. El mecanismo es el mismo que en las etapas de extracción, consiste en poner en contacto fases inmiscibles para que generen una emulsión donde ocurra la transferencia del ión cobre, y que luego puedan separarse en fases con el cobre ya transferido.

En la re-extracción el electrolito pobre que se comporta como fase acuosa tiene alta acidez (150-200[g/l]) por lo que la Ecuación 3.1 se desplaza hacia la izquierda generándose electrolito rico de mayor concentración de cobre.

3.1.3.2 Fases

- **Fase Acuosa**

En la etapa de extracción la fase acuosa corresponde a la solución cargada de cobre que proviene desde lixiviación, PLS. Esta solución está caracterizada por la concentración de cobre e impurezas, pH, potencial de oxidación, nivel de sólidos en suspensión y temperatura.

En la Tabla 3.1 se muestra la composición química promedio del PLS de Mantoverde.

Flujo de operación	m ³ /h	1100
---------------------------	-------------------	------

Cu⁺²	g/l	7,0
Fe t	g/l	11
Al	g/l	15
Mg	g/l	15
Mn	g/l	4
SiO₂	g/l	0,1
Cl⁻	g/l	1,9
H₂SO₄	g/l	1,8

Tabla 3.1: Composición de fase acuosa

- **Fase Orgánica**

La fase orgánica es una mezcla de extractante, diluyente y algún modificador.

El extractante es el reactivo encargado de extraer el cobre metálico disuelto en la fase acuosa.

El diluyente es un solvente hidrocarburo que tiene por finalidad disminuir la viscosidad de la fase y actuar como vehículo para el extractante y el complejo órgano-metálico.

La composición de la fase orgánica utilizada en Mantoverde se muestra en la Tabla 3.2.

Componente	Tipo	% v/v
Extractante	Acorga M-5640	19
Diluyente	Escaid 103	81

Tabla 3.2: Composición de fase orgánica

Un diagrama de la etapa de extracción por solventes se encuentra en la Figura 3.4

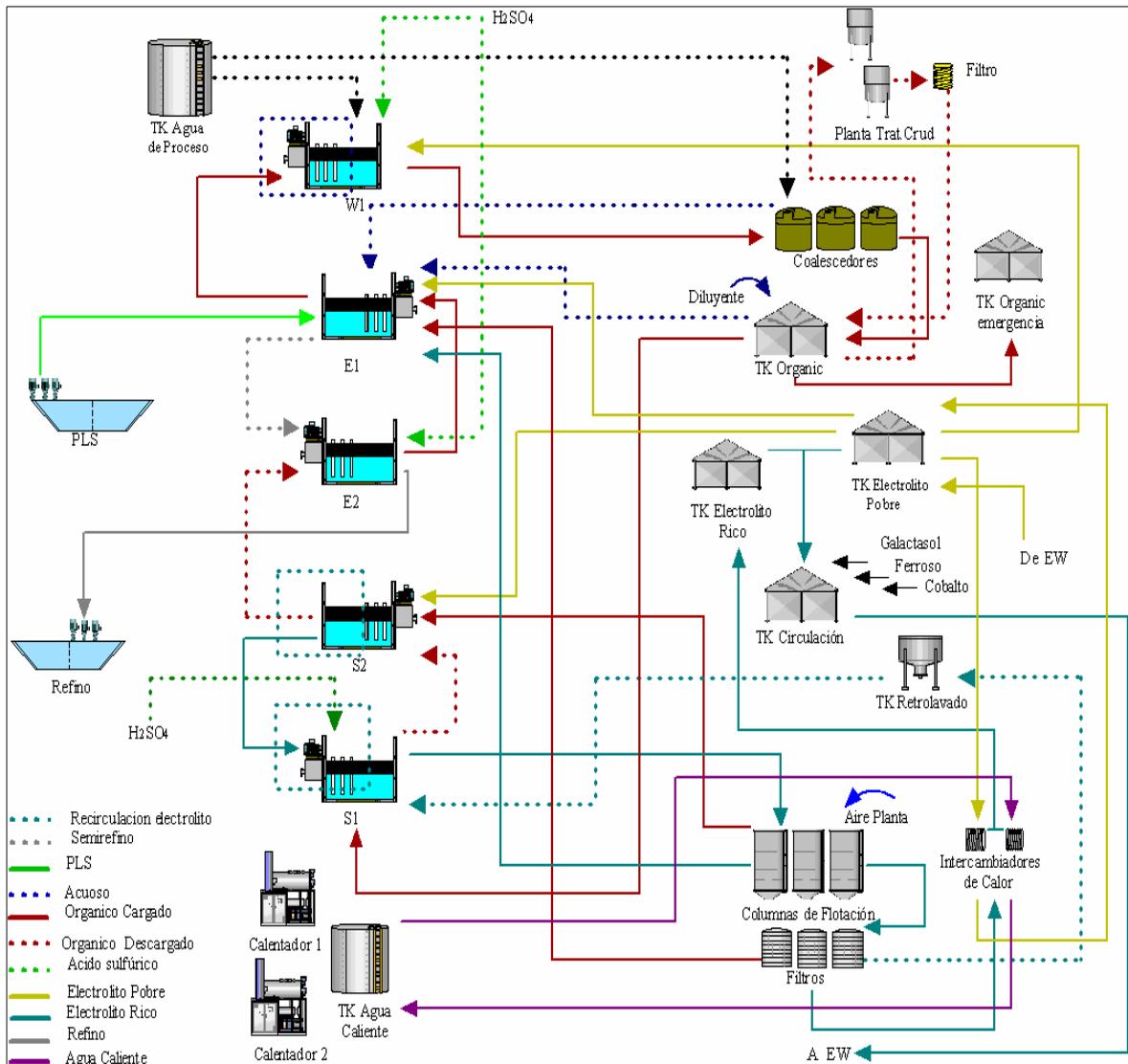
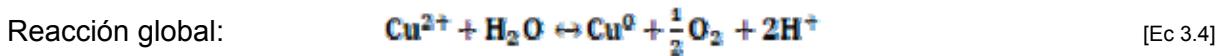
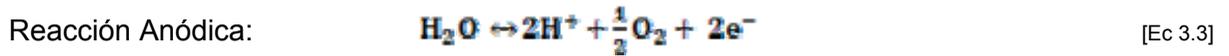
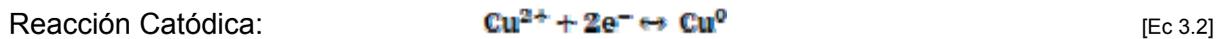


Figura 3.4: Diagrama de etapa extracción por solventes en Mantoverde

3.1.4 Electro Obtención

La electro obtención es la etapa final del proceso y tiene por objetivo entregar cátodos de cobre de alta pureza mediante deposición electrolítica.

La deposición de cobre metálico se produce a través del paso de corriente eléctrica desde un ánodo insoluble de plomo hacia un cátodo permanente inicial de acero inoxidable. La reacción global que se establece es la siguiente:



Las reacciones ocurren en celdas electrolíticas. Estas están constituidas por la celda propiamente tal que es un estanque donde se encuentra el electrolito que es el conductor iónico que contiene los iones del metal a depositar, y los electrodos que son los conductores sobre los cuales se realizan las reacciones químicas.

Los electrodos están conectados de manera que conforman un circuito por el que se hace circular corriente continua de baja intensidad que entra por los ánodos que hacen de polo positivo y sale por los cátodos que hacen de polo negativo.

La cantidad de cobre depositado se establece mediante la Ley de Faraday, que indica que la masa del metal depositado es proporcional a la cantidad de corriente que circula a través de la celda y al tiempo de operación de la electrólisis. Esta ley se expresa según:

$$m = \frac{M}{n \cdot F} \cdot I \cdot t$$
 [Ec 3.5]

m: masa depositada [g]

M: Masa molar del metal depositado [$\frac{\text{g}}{\text{mol}}$]

n: Valencia del ión metálico en la solución

F: Constante de Faraday (96.487 coulomb/equivalente)

I: Corriente que circula [A]

T: Tiempo de operación de la electrólisis [s]

En Mantoverde la cosecha de cátodos se realiza una vez transcurridos 5 a 6 días, tiempo en que se ha depositado el cobre en las dos caras de la placa de acero. Los cátodos

resultantes son retirados y lavados con agua caliente para remover posibles impurezas de su superficie, luego se despegan las hojas dejando limpio el cátodo permanente de acero el cual se re incorpora al ciclo de electro obtención.

Un diagrama de la etapa de electro obtención en Mantoverde se muestra en la Figura 3.5

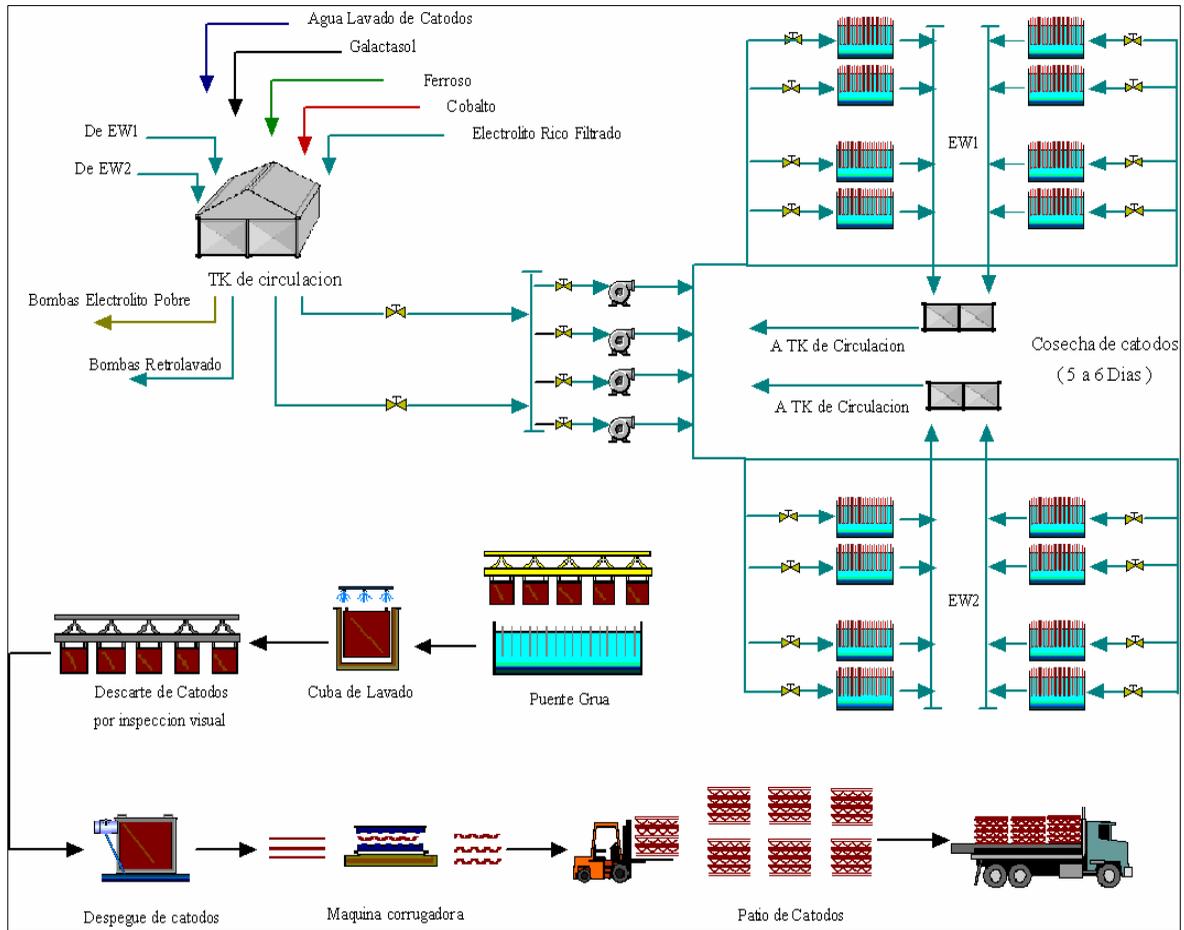


Figura 3.5: Diagrama de etapa de electro obtención en Mantoverde

3.2 Impurezas en Mantoverde

3.2.1 Origen de impurezas

La lixiviación ácida de minerales oxidados de cobre es dependiente de las características de la solución lixivante y de la mena procesada. De la solución lixivante destacan sus propiedades Eh/pH y la dosificación, en tanto del mineral importan sus condiciones físicas como diseminación de especies, porosidad y mineralogía de mena y ganga.

En este escenario existen numerosas reacciones posibles, desarrollándose en forma simultánea a la disolución del cobre, y para identificar la posibilidad de disolver otros metales es conveniente conocer la mineralogía de la mena procesada.

3.2.1.1 Mineralogía Mantoverde

Mantoverde se caracteriza por contener yacimientos de hierro–cobre–oro de origen hidrotermal. Los recursos geológicos están distribuidos en 3 cuerpos mineralizados de óxidos de cobre, y su alteración predominante está representada por cloritización, alteración potásica, silicificación y seritización.

- **Mena**

La mena se caracteriza por la presencia de crisocola, brocantita, malaquita, atacamita y abundantes limonitas cupríferas. A su vez la mineralización primaria consiste en calcopirita, pirita y en menor cantidad bornita y pirrotina.

La Tabla 3.3 muestra la composición química de la mena procesada en Mantoverde.

Mineralogía mena	Fórmula química
Crisocola	$(\text{Cu,Al})_4\text{H}_4(\text{OH})_8\text{Si}_4\text{O}_{10}\cdot n\text{H}_2\text{O}$
Brocantita	$\text{Cu}_4\text{SO}_4(\text{OH})_6$

Malaquita	$\text{Cu}_2\text{CO}_3(\text{OH})_2$
Atacamita	$\text{Cu}_2 \text{Cl} (\text{OH})_3$

Tabla 3.3: Mineralogía de mena Mantoverde

- **Ganga**

Los minerales de ganga se encuentran constituidos principalmente por especularita, magnetita, calcita, ortoclasa, cuarzo, clorita, sericita y goetita.

En la Tabla 3.4 se muestran los minerales presentes en la ganga junto a sus fórmulas químicas. Esto permite identificar la presencia de impurezas que ingresan al proceso.

Mineralogía ganga	Fórmula química
Especularita	$\text{Fe}_2 \text{O}_3$
Magnetita	Fe_3O_4
Calcita	CaCO_3
Feldespató potásico (Ortoclasa)	KAlSi_3O_8
Cuarzo	SiO_2
Clorita (Pennantita)	$(\text{Mn}_5\text{Al})(\text{Si}_3\text{Al})\text{O}_{10}(\text{OH})_8$
Clorita (Daphnita)	$\text{Fe}_5\text{Al}_2\text{Si}_3\text{O}_{10}(\text{OH})_8$
Sericita (Muscovita)	$\text{KAl}_2(\text{AlSi}_3\text{O}_{10}) (\text{OH})_2$
Goetita	FeOOH
Siderita	FeCO_3
Jarosita	$\text{KFe}_3(\text{OH})_6(\text{SO}_4)_2$
Plagioclasa	$(\text{Ca,Na})\text{Al}_2\text{Si}_2\text{O}$
Biotita	$\text{K}(\text{Mg,Fe})_3 (\text{Al,Fe}) \text{Si}_3\text{O}_{10} (\text{OH,F})_2$
Caolinita	$\text{Al}_2 \text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4$

Tabla 3.4: Mineralogía ganga Mantoverde

3.2.2 Impurezas en soluciones de Mantoverde

En la mineralogía del yacimiento que explota Mantoverde se observa la presencia de elementos como hierro, aluminio, calcio, sodio, potasio, magnesio, manganeso, carbono y

silicio, sin embargo, la disolución de éstas depende de diversos factores físico químicos entre los cuales destaca la estabilidad que tengan sus especies en una determinada condición de potencial y pH de la solución lixiviante.

Es así que en medio sulfúrico ocurre la codisolución de elementos diferentes al cobre según la estabilidad que ellos presenten en solución, y se encuentran casos tan variados como el de la sílice que tiene gran presencia en el mineral pero no en la solución lixiviada, o el del magnesio que tiene menor presencia en el mineral pero logra transferirse a la solución lixiviada alcanzando una concentración incluso superior a la del cobre.

En la Tabla 3.5 se encuentran los valores promedio de la concentración de impurezas presentes en la solución PLS durante el año 2008. La concentración de las impurezas predominantes puede dimensionarse en el Gráfico 3.1 en comparación a la de cobre.

Elemento	Promedio [g/l]	Elemento	Promedio [g/l]
Cu	7,1	Ni	0,05
Al	21,5	Cr	0,02
Mg	19,4	Li	0,01
Fe	11,8	K	0,01
Fe (II)	7,9	Sn	<0,01
Mn	3,9	As	<0,003
Cl	1,5	Se	<0,003
Na	0,59	Te	<0,003
Co	0,28	Bi	<0,003
Ca	0,24	Sb	<0,003
SiO2	0,12	Hg	<0,003
F	0,09	TSS	0,331

Tabla 3.5: Impurezas en PLS Mantoverde
* Valor promedio año 2008 calculado en CIMM.

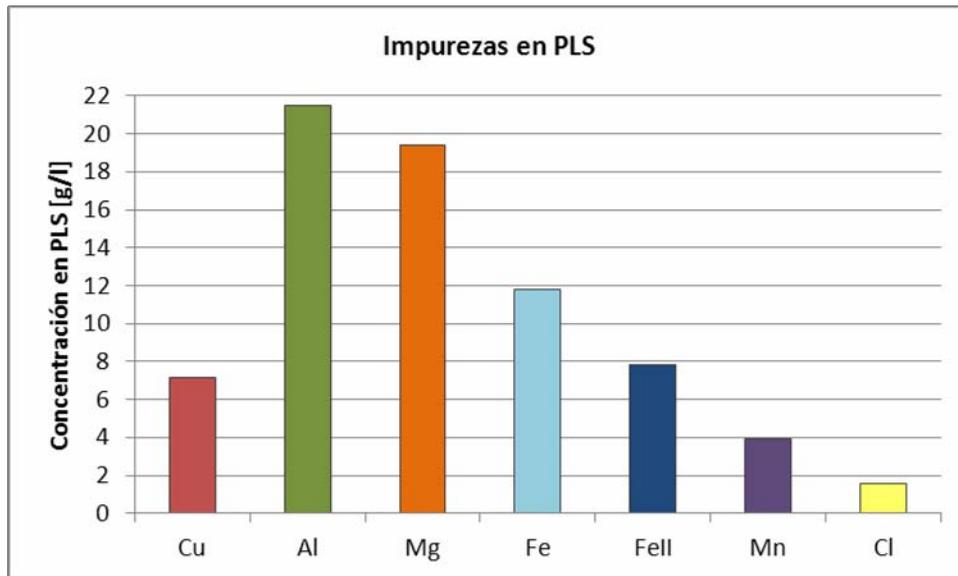


Gráfico 3.1: Impurezas en PLS Mantoverde

Se observa que las impurezas de mayor concentración en PLS son aluminio, magnesio, hierro, manganeso y cloro. La concentración de la suma de éstos alcanza a 58,1 [g/l], lo cual es más de 8 veces la concentración de cobre.

Si consideramos que en Mantoverde se dispone de alrededor de 35.000 [m³] de PLS, puede calcularse que circulan más de 2.000 toneladas de impurezas sólo en esta solución, lo cual además de ofrecer inconvenientes a las etapas del proceso, representa un costo adicional por el sólo hecho de procesarlas junto al cobre.

3.3 Efecto de impurezas

3.3.1 Efecto de impurezas en soluciones

Como se señaló, las impurezas ingresan al sistema principalmente a través de la disolución de la ganga. En el caso del mineral de cobre oxidado la ganga está constituida comúnmente de hierro, aluminio, magnesio, cloro, entre otros, debido a lo cual las impurezas encontradas suelen ser Fe^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} , Mg^{2+} , Mn^{2+} , MnO_4^- , Cl^- , además de SiO_2 , NO_3^- y otras.

De éstas impurezas, las aniónicas tienen particular importancia en la formación de complejos, un ejemplo son los compuestos derivados de nitratos y cloruros. Por otra parte, las impurezas catiónicas presentes en soluciones sulfúricas encuentran su equilibrio como sulfatos y la forma depende estrictamente de las condiciones Eh y pH.

Cuantificar las impurezas catiónicas en forma global como sulfatos es de gran utilidad, pues permite desarrollar correlaciones en función de una sola variable. Es así que se ha relacionado viscosidad de soluciones en función de la concentración de sulfatos y un modelo aproximado propuesto por Cognis viene dado por²:

$$\mu = 0,0006 \cdot [\text{SO}_4^{-2}]^2 - 0,180 \cdot [\text{SO}_4^{-2}] + 17,27 \quad [\text{Ec } 3.6]$$

μ : Viscosidad de solución [cP]

$[\text{SO}_4^{-2}]$: Concentración de sulfatos $\left[\frac{\text{g}}{\text{l}}\right]$

De donde se concluye que ante un aumento en la concentración de impurezas se incrementa la viscosidad de las soluciones.

2. Rojas Eladio. Diagnóstico del arrastre de orgánico. Causas y efectos en el consumo de extractante en SX. División El Salvador, Codelco Chile. Cognis Chile Ltda., 2005.

3.3.2 Efecto de impurezas en el proceso

Las impurezas generan efectos en todas las etapas del proceso del cobre. Algunas de ellas afectan la eficiencia provocando un alza en los costos de operación y otras además pueden afectar la calidad del cátodo.

Hierro, aluminio y magnesio implican efectos en las etapas de lixiviación y extracción por solventes, a su vez el cloruro y manganeso afectan la electro obtención.

Debido a que hierro, aluminio, magnesio, manganeso y cloruro se encuentran disueltos en soluciones sulfúricas, sus estructuras en medio ácido pueden ser diversas. Un resumen de cómo pueden hallarse y su influencia en el proceso del cobre se ve en la Tabla 3.6

Impureza	Estado de Oxidación	Estructura iónica en medio ácido	Influencia		
			Proceso	Costos Operación	Calidad Cátodo
Hierro	+2, +3	Fe^{+3} , $Fe(SO_4)_2^-$, $FeSO_4^+$, $FeHSO_4^+$, Fe^{+2} , $FeOH^{+2}$, $Fe(OH)_2^+$	X	x	No
Aluminio	+3	Al^{+3}	X	x	No
Magnesio	+2	Mg^{+2} , $MgHSO_4^+$	X	x	No
Manganeso	+2, +4, +7	Mn^{+2} , MnO_4^- , Mn^{+4}	X	x	X
Cloro	-1	Cl^- , Cl_2 , $CuCl^+$, $CuCl_3^-$, $CuCl_4^-$ 2 , $HClO$, ClO_3^-	X	x	X

Tabla 3.6: Influencia de impurezas en obtención de cobre

3.3.2.1 Efectos en lixiviación

Las impurezas en solución ofrecen dos inconvenientes de importancia en la etapa de lixiviación. Desde un punto de vista químico aumentan la carga iónica de las soluciones y desde el punto de vista físico aumentan su viscosidad.

- **Efectos de un aumento en carga iónica en lixiviación**

Pruebas de lixiviación demuestran que altas concentraciones de iones en solución tienen efectos perjudiciales en la recuperación de cobre. Resultado de ello se observa en el Gráfico 3.2 donde se muestra la recuperación de cobre obtenida al realizar pruebas de lixiviación agitada con soluciones de 15 [g/l] de ácido en versiones diluida y concentrada de metales, y con soluciones de 30 [g/l] de ácido igualmente diluida y concentrada³.

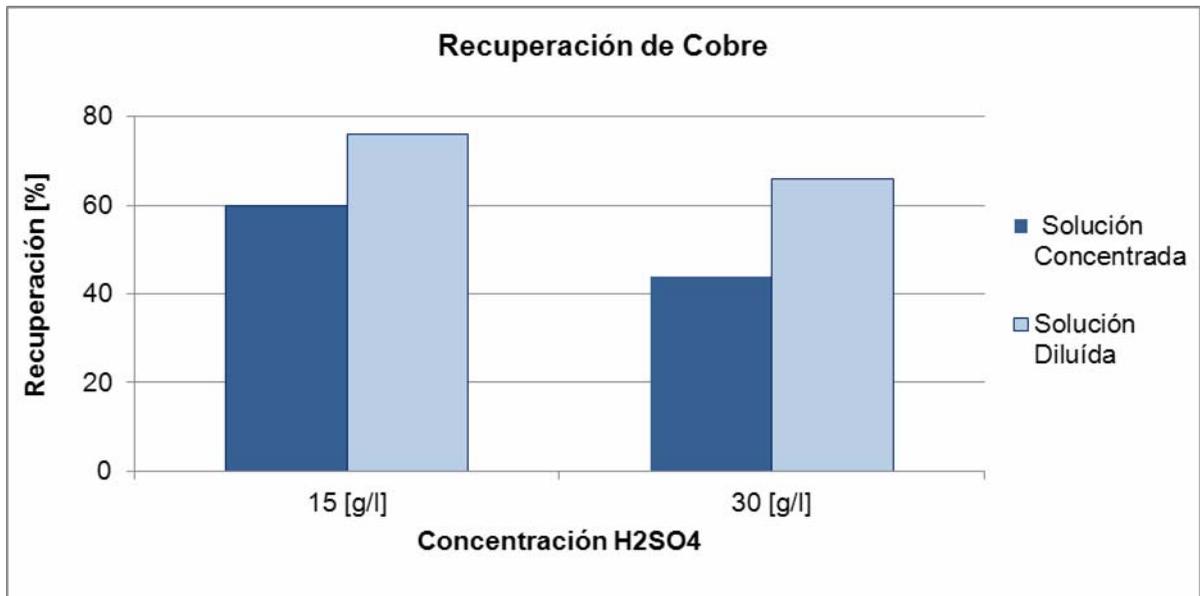


Gráfico 3.2: Efecto de concentración de solución en recuperación de cobre

3. Aguad Jorge, Jordan Héctor, Vargas Tomás. Lixiviación de minerales oxidados de cobre con soluciones ácidas de alta carga iónica. Centro de Estudios Avanzados en Hidrometalurgia – Electrometalurgia, Departamento de Ingeniería de Minas e Ingeniería Química, Universidad de Chile.

Del gráfico se observa que tanto las pruebas realizadas con solución de baja concentración de ácido como las con alta concentración de ácido, entregan una mayor recuperación de cobre en los casos que se encuentran diluidas. Esto indica que independiente a la acidez de la solución, la recuperación se favorece en la medida que tiene menor concentración de metales disueltos.

Los resultados obtenidos se explican debido a que el mecanismo de transferencia que controla la lixiviación es la difusión del ión cúprico, y la fuerza impulsora de la difusión es el gradiente de concentración entre la superficie del mineral y la solución lixivante. Por tanto, si aumenta la concentración iónica de la solución disminuye el gradiente concentración y se limita la difusión del cobre.

Una actividad semejante a la lixiviación agitada corresponde a las pruebas de sulfatación. Estas simulan los resultados obtenidos durante la etapa de aglomeración del mineral, donde se alcanza la mayor recuperación de cobre debido a que es mayor el contacto entre el mineral y el ácido.

Pruebas de sulfatación fueron desarrolladas en Mantoverde a fin de evaluar el efecto que implica sobre la recuperación de cobre el aglomerar con soluciones de distinta concentración de impurezas.

La metodología consistió en que para una misma muestra de mineral se desarrollaron actividades en dos rangos de acidez, a dosis de 60% y 70% del ácido total requerido por el proceso. Además, en cada rango de acidez se realizaron aglomeraciones con soluciones de alta y baja concentración de impurezas. La aglomeración con solución de alta concentración de impurezas se realizó utilizando ácido sulfúrico y refino lo cual representa lo aplicado en Mantoverde, en tanto la aglomeración con solución de baja concentración de impurezas se llevó a cabo con ácido y agua.

Es importante señalar que el concepto dosis representa la cantidad de ácido a incorporar en la aglomeración con respecto a lo que en total requiere el mineral. La cantidad total de ácido requerido responde a un modelo elaborado por Mantoverde e indicado a su proceso. Este depende de la ley de cobre y la ley de carbonato.

La Tabla 3.7 muestra un resumen con las condiciones experimentales de las pruebas. Las pruebas 1 y 2 se desarrollaron con dosis de 60% del ácido total requerido, y las 3 y 4 con dosis del 70% del ácido total. A su vez las pruebas 1 y 3 fueron aglomeradas con refino y ácido en cantidades equivalentes a la operación, donde los volúmenes de agua corresponden a lo que es incorporado en la etapa, en tanto las 2 y 4 fueron aglomeradas sólo con agua y ácido.

Muestra	Acido sulfúrico	Ácido sulfúrico	Agua	Refino
	[%]	[ml]	[ml]	[ml]
1	60	21,4	9,3	80,9
2		21,2	89,4	0
3	70	25,9	9,6	84,0
4		25,4	91,5	0

Tabla 3.7: Condiciones experimentales de prueba de sulfatación

Para relacionar la recuperación de cobre alcanzada con la concentración de impurezas es necesario conocer la composición del refino utilizado. En la Tabla 3.8 se muestra su análisis químico.

Componente	[g/l]
Cu²⁺	0,48
Fe_{Total}	9,70
• Fe ²⁺	6,15
• Fe ³⁺	3,55
Al	14,2
Mg	14,3
Mn	4,05
Total	42,73

Tabla 3.8: Composición refino

A partir de estos valores puede calcularse la concentración de impurezas en solución aglomerante. Sólo se considerará la concentración de metales del refino ya que comparativamente el aporte que pudiera hacer el agua y el ácido es marginal.

En la Tabla 3.9 se muestran los resultados de las pruebas de sulfatación junto a la concentración de impurezas en cada solución aglomerante. Los resultados se expresan en términos de la recuperación de cobre total y la recuperación de cobre soluble.

Muestra	Acido sulfúrico	Impurezas	Rec Cu _{Total}	Rec Cu _{Soluble}
	[%]	[g/l]	[%]	[%]
1	60	31,0	35,0	37,7
2		0	38,2	41,2
3	70	30,0	37,3	40,2
4		0	40,2	43,3

Tabla 3.9: Resultados pruebas de sulfatación

La recuperación de cobre soluble en ambas dosis de ácido se encuentra reflejada en el Gráfico 3.3

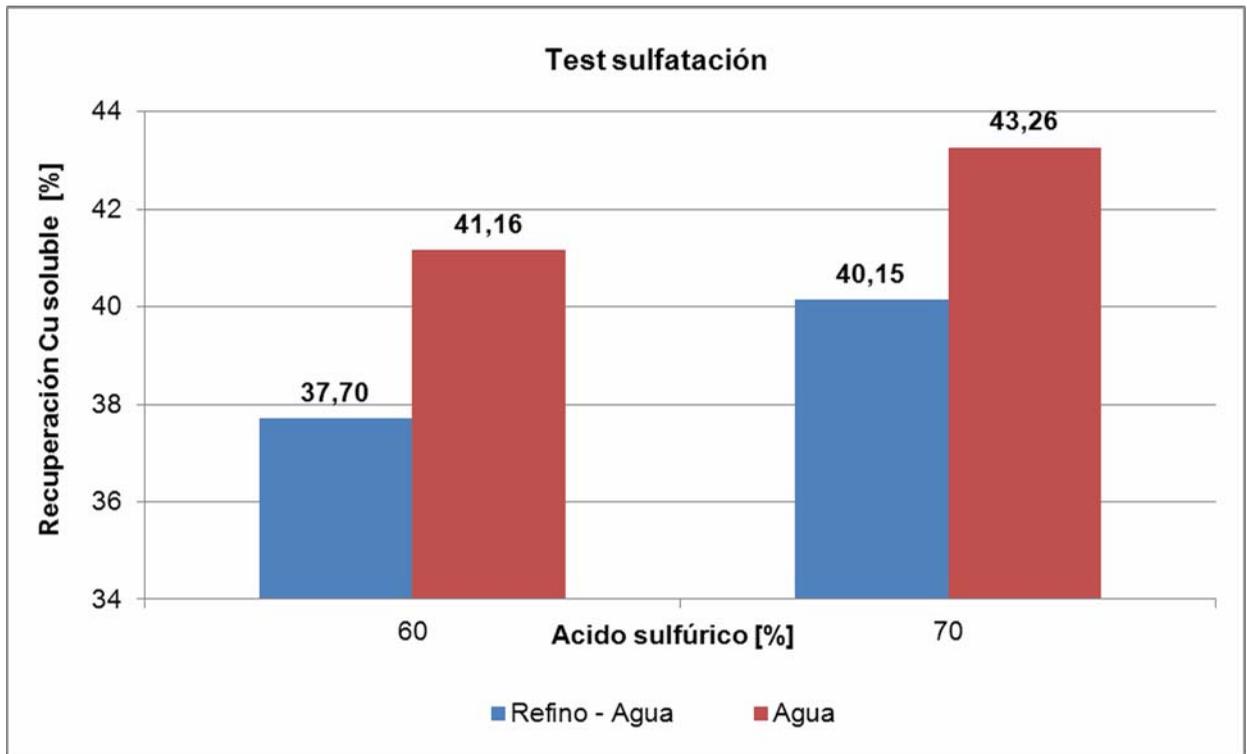


Gráfico 3.3: Resultados pruebas de sulfatación

Allí se observa que para ambas dosis de ácido la recuperación de cobre soluble es mayor al tratarse de una aglomeración utilizando agua.

Mantoverde opera con dosis del 70% del ácido en la aglomeración, por tanto es de interés considerar aquellos resultados. El Gráfico 3.4 muestra la recuperación de cobre soluble en virtud de la concentración de la solución.

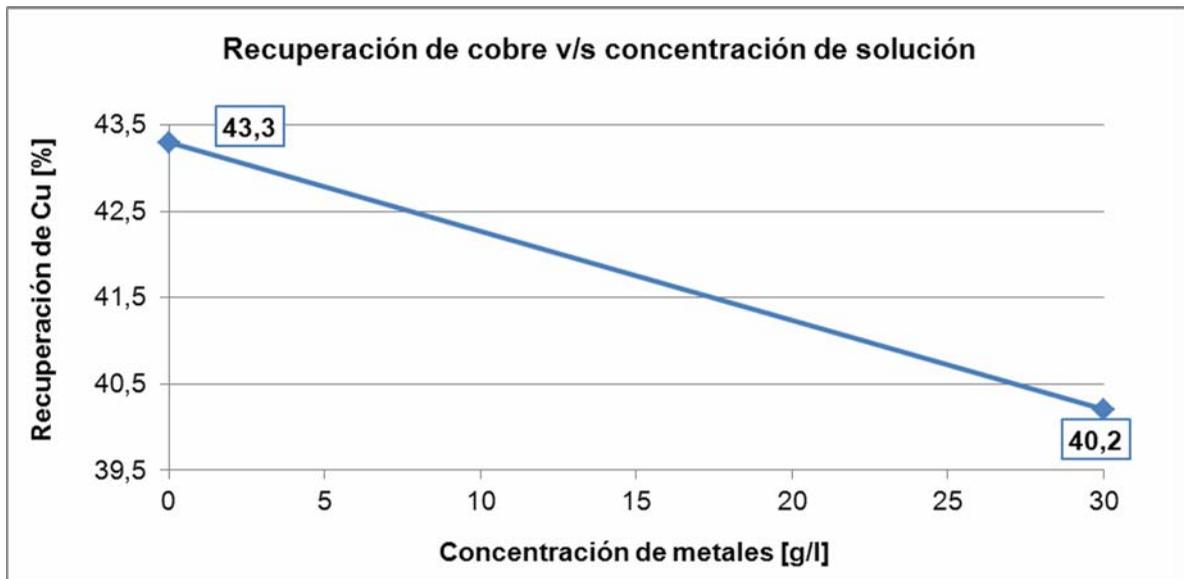


Gráfico 3.4: Recuperación de cobre en función de concentración de solución lixivante

Lo cual finalmente permite entregar la siguiente relación

$$\text{Recuperación Cu}_{\text{soluble}} = -0,1033 \cdot [\text{metales}] + 43,3 \quad [\text{Ec 3.7}]$$

$\text{Recuperación Cu}_{\text{soluble}}$: Recuperación de cobre en aglomeración [%]

$[\text{metales}]$: Concentración de metales $\left[\frac{\text{g}}{\text{l}}\right]$

- **Efectos de un aumento de viscosidad en lixiviación**

Desde el punto de vista físico las impurezas afectan a las soluciones lixiviantes al generar un aumento en su viscosidad, alza que a su vez modifica el comportamiento hidráulico de las soluciones.

Una solución lixiviante de mayor viscosidad enfrenta conflictos para penetrar en la porosidad del mineral y extraer el cobre, así, no debe descuidarse su valor porque en caso contrario tampoco ocurre que la granulometría del mineral se adapte a las características de la solución.

Por otra parte, desde un punto de vista macroscópico, un aumento en la viscosidad de la solución lixiviante puede generar problemas de percolación a través de la pila, provocando inundaciones y otros problemas operacionales como obstrucción de aspersores.

3.3.2.2 Efectos en extracción por solventes

La cantidad de impurezas en la solución PLS que ingresa a la etapa reviste gran importancia debido a que puede provocar desde pérdida de reactivo orgánico hasta conflictos en la etapa siguiente de electro obtención. Para ambos casos la causa viene dada por los arrastres que pueden generarse entre las fases, los cuales a su vez están estrechamente ligados con la viscosidad de las soluciones que depende de la concentración de impurezas.

Los arrastres pueden ser de acuoso en orgánico o de orgánico en acuoso. Si la etapa opera en continuidad de fase orgánica lo probable es que ocurran arrastres de partículas acuosas en la fase orgánica, y de modo contrario, si la etapa opera en continuidad de fase acuosa lo probable es que ocurran arrastres de orgánico en la fase acuosa.

Los arrastres de orgánico en fase acuosa ocurren debido a que fracciones de orgánico no logran coalescer junto a su fase y se mantienen dispersas dentro de la fase acuosa que se comporta como matriz. Consecuencias de esto es la pérdida de reactivo orgánico que abandona disperso en el refino.

A su vez, los arrastres de acuoso en fase orgánica ocurren debido a que fracciones de fase acuosa no logran coalescer junto a su fase y se mantienen dispersas dentro de la fase orgánica que se comporta como matriz. Las consecuencias de estos son un tanto más complejas pues involucran las etapas de extracción, lavado y re-extracción hasta finalmente afectar en la electro obtención.

Al ocurrir arrastres de acuoso en orgánico en las etapas de extracción o de lavado, el orgánico contaminado de acuoso continúa hacia las etapas de re-extracción en donde al mezclarse con electrolito le cede sus partículas dispersas las cuales incluyen impurezas como pueden ser manganeso y cloruro.

En ambos casos de arrastres las causas vienen dadas por una ineficiencia en la coalescencia de las fases. Una correlación propuesta entre velocidad de coalescencia y las propiedades de los líquidos señala que la velocidad de coalescencia es función de la viscosidad de la fase continua, viscosidad de la fase dispersa, densidad de la fase continua, diferencia de densidad entre las fases, tensión interfacial, y tensión superficial del agua.

La correlación propuesta por J. Golob y R. Modic es⁴:

$$\frac{V_{\mu c}}{\gamma} = 0,098 \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu_d}\right)^{1,05} \cdot \left(\frac{\gamma_r}{\gamma}\right)^{0,45} \cdot \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_c}\right)^{0,41} \quad [\text{Ec 3.8}]$$

V: Velocidad de coalescencia

μ_c : Viscosidad fase continua

μ_d : Viscosidad fase dispersa

ρ_c : Densidad fase continua

$\Delta\rho$: Diferencia de densidad entre las fases

γ : Tensión interfacial

γ_r : Tensión interfacial del agua a 20°C

De donde se deduce que las propiedades físicas que más afectan en la velocidad de coalescencia son la viscosidad de la fase dispersa y la densidad de ambas fases.

4. Jara Riffo Carlos. Efecto de impurezas en extracción por solventes. Memoria Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción, Concepción, 1998, p. 32-33

La coalescencia también puede visualizarse determinando el tiempo de separación de fases y el tamaño de la banda de dispersión. Estudios realizados experimentalmente demuestran que la viscosidad afecta el tiempo de separación de fases ⁵ y prueba de ello se encuentra en la Tabla 3.10 y Gráfico 3.5 que recoge los resultados obtenidos en un estudio realizado por Cytec, empresa que presta servicios a Mantoverde.

En estas pruebas se utilizó un PLS₁ de gran viscosidad y se diluyó en tres proporciones para dar origen a PLS₂ PLS₃ y PLS₄ menos viscosos. Luego a estos últimos se repuso la concentración de ácido y cobre para no afectar en los resultados.

PLS	Viscosidad	Densidad	TSF	
			Continuidad Orgánica	Continuidad Acuosa
	[cP]	[g/ml]	[s]	[s]
1	7,8	1,3	384	345
2	4,2	1,24	400	203
3	2,8	1,18	315	151
4	1,7	1,11	328	96

Tabla 3.10: Tiempo de separación de fases con PLS de distinta viscosidad

5. Study of the impact of viscosity in PLS over Solvent Extraction. Advanced Report N°2. Cytec, 2009

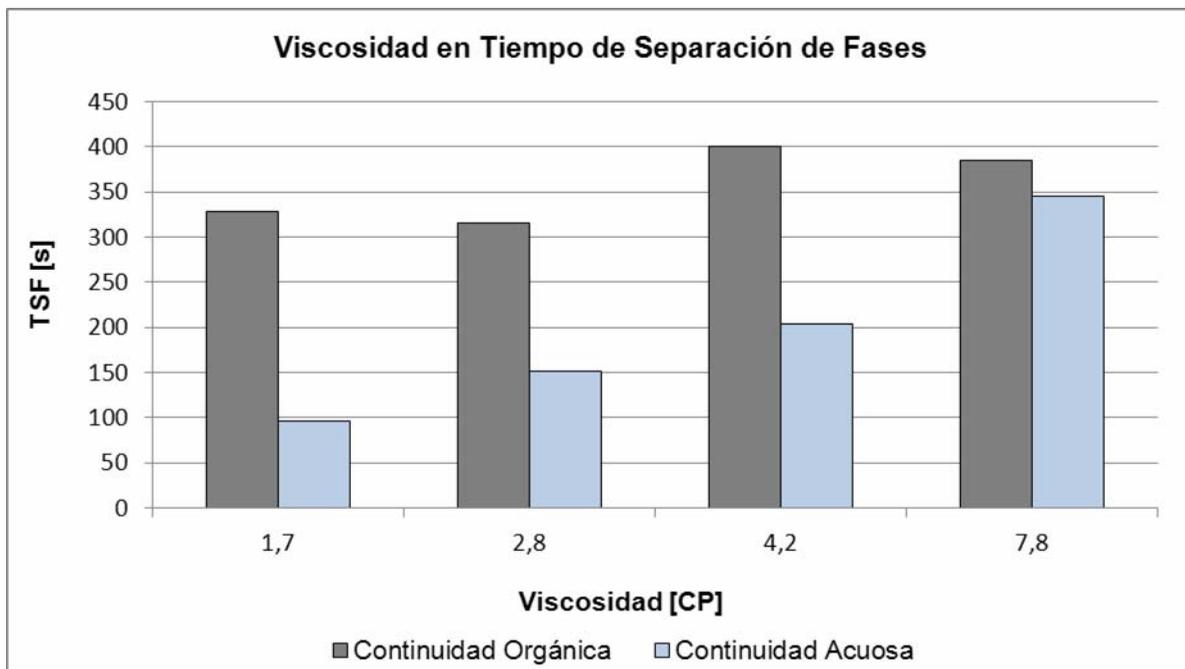


Gráfico 3.5: Tiempo de separación de fases en función de la viscosidad del PLS

En el Gráfico 3.5 se muestra que el tiempo de separación de fases aumenta al realizar las experiencias con soluciones de PLS de mayor viscosidad, lo cual a su vez es más claro operando en continuidad acuosa.

Del mismo modo, la viscosidad en PLS afecta en la operación manifestándose en su eficiencia de extracción de cobre⁵ como puede verse en la Tabla 3.11 y Gráfico 3.6.

PLS	Viscosidad	Eficiencia de extracción
	[cP]	%
1	1,7	98,3
2	2,8	95,6
3	4,2	94
4	7,8	91,6

Tabla 3.11: Eficiencia de extracción de cobre con PLS de distinta viscosidad

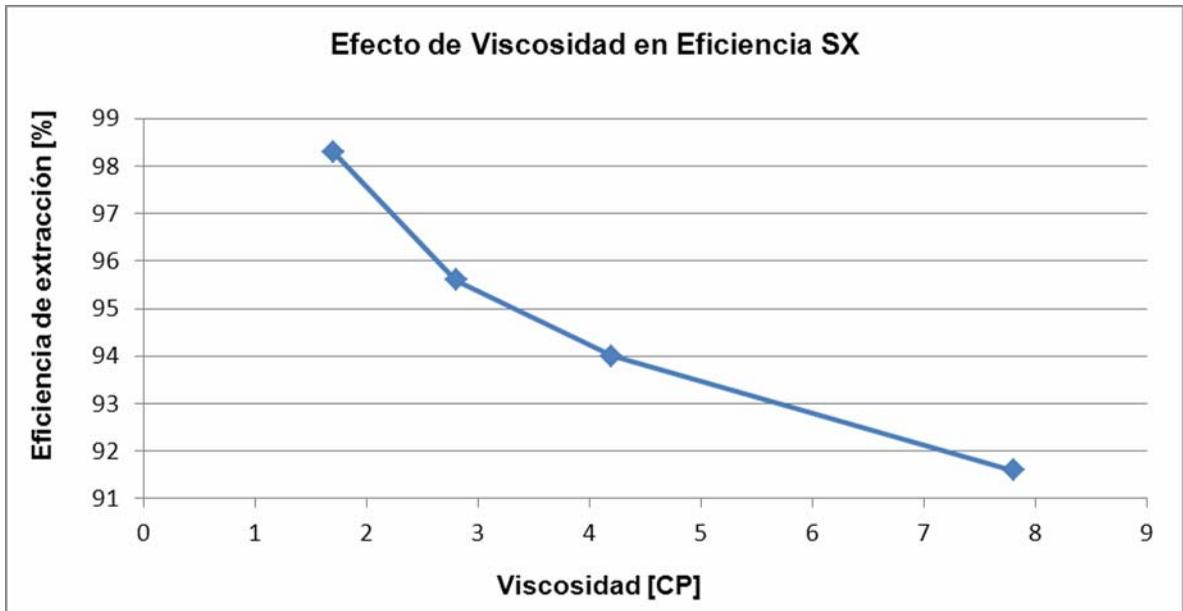


Gráfico 3.6: Eficiencia de extracción en función de la viscosidad del PLS

Por otra parte, para determinar el tamaño de la banda de dispersión y cuantificar los arrastres de acuoso en orgánico es necesario simular la operación de extracción por solventes a escala. Pruebas desarrolladas por Cytec han permitido relacionar el tamaño de la banda y los arrastres en función de la viscosidad del PLS ⁵.

La Figura 3.6 muestra un diagrama del proceso simulado, y en las Tablas 3.12 y 3.13 se encuentran algunas de sus especificaciones y las características de cada prueba.

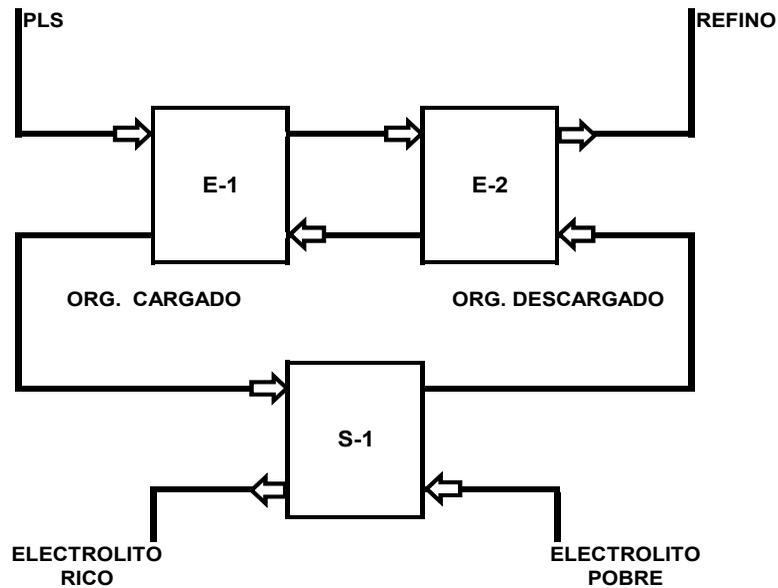


Figura 3.6: Diagrama de SX a escala para pruebas

- **Especificaciones de proceso**

Variable	Unidad	
Configuración del circuito	-	E-1 + E-2 + S-1
Tiempo transcurrido de prueba	[hr]	16
Velocidad lineal promedio	[cm/s]	1,75
Reactivo orgánico Acorga M-5649	[%v/v]	20

Tabla 3.12: Especificaciones de proceso a escala

- **Características de cada prueba**

PLS	Viscosidad de PLS	Continuidad de Etapa E-1	Temperatura Mezcla E-1	Temperatura Mezcla S	Agitación
	cP		°C	°C	
2	2,8	Orgánica	25,1	43	Cte
3	4,2	Orgánica	24,9	43	Cte
4	7,8	Orgánica	25,6	42,7	Cte

Tabla 3.13: Características de cada prueba

Al simular la etapa de extracción por solventes en el circuito señalado y con tres PLS de distinta viscosidad, se encontró que tanto el tiempo de separación de fases, el tamaño de la banda de dispersión y los arrastres de acuoso en orgánico aumentaron de manera proporcional a la viscosidad.

En la Tabla 3.14 se resumen los resultados que luego se encuentran en los Gráficos 3.7, 3.8 y 3.9.

- **Resultados**

PLS	TSF Etapa E-1	Banda de dispersión Etapa E-1	Arrastres A/O Etapa E-1
	[s]	[mm]	[ppm]
2	73	1	5,2
3	84	2,8	24,2
4	91	17,8	71,3

Tabla 3.14: Resultados de simulación a escala

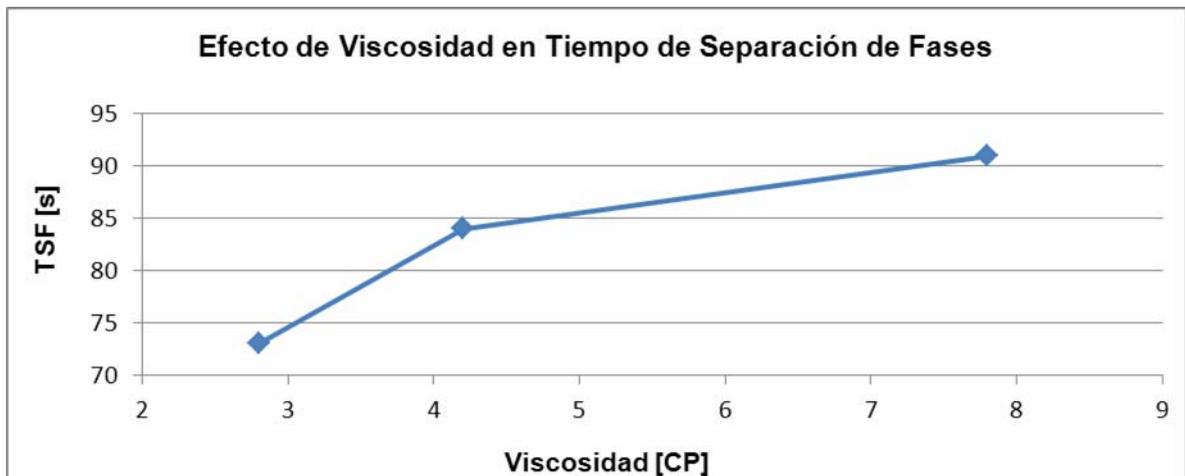


Gráfico 3.7: Tiempo de separación de fases en función de la viscosidad de PLS

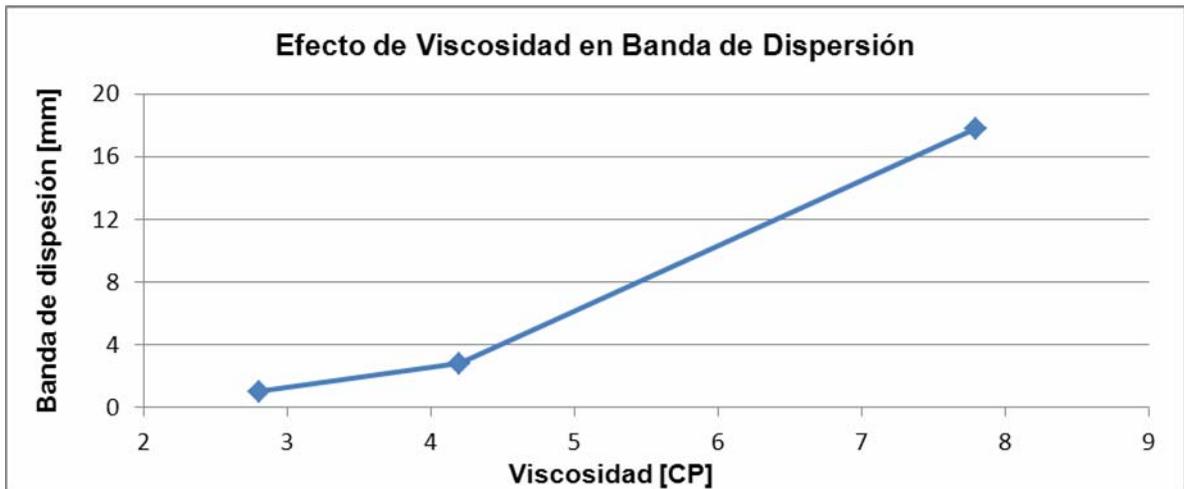


Gráfico 3.8: Tamaño de banda de dispersión en función de la viscosidad de PLS

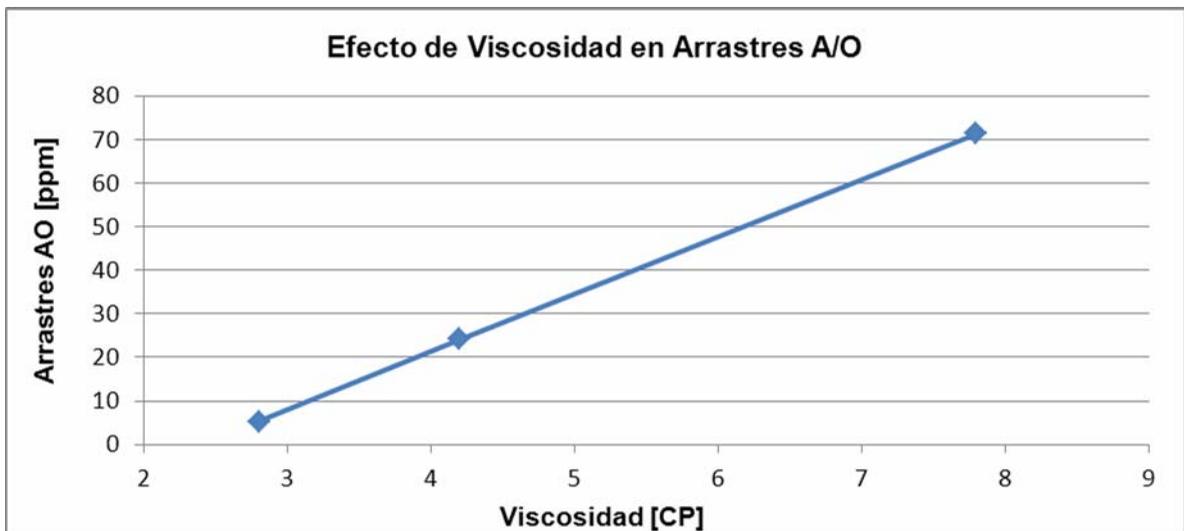


Gráfico 3.9: Arrastres de acuoso en orgánico en función de la viscosidad de PLS

Por otra parte, la empresa Cognis que al igual que Cytec ofrece servicios en el área de extracción por solventes, también ha desarrollado estudios para relacionar la viscosidad de las soluciones con la cantidad de arrastres.

A partir de un diagnóstico realizado para la división El salvador de Codelco, se encontraron ecuaciones para determinar la cantidad de arrastres de orgánico en refinado para las etapas E1 y E2 en función de la viscosidad. Estas son las siguientes²:

$$\text{Arrastres E1} = 0,1381 \cdot \mu^{3,8283} \quad [\text{Ec 3.9}]$$

$$\text{Arrastres E2} = 0,1751 \cdot \mu^{3,7903} \quad [\text{Ec 3.10}]$$

Arrastres E1 = Arrastres de orgánico en acuoso en primera etapa de extracción [ppm]

Arrastres E2 = Arrastres de orgánico en acuoso en segunda etapa de extracción [ppm]

μ = Viscosidad fase acuosa [cP]

Donde se termina por demostrar que la viscosidad ocasiona un aumento en la cantidad de arrastres en la etapa de extracción por solventes.

Capítulo 4 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

En este capítulo se define la metodología experimental para dar cumplimiento tanto al objetivo general como a los objetivos complementarios. En el Capítulo 5 se entrega los resultados y análisis.

En una primera instancia se encuentra la descripción del trabajo desarrollado para determinar las condiciones del proceso propuesto. Para ello se realizaron experiencias destinadas a elaborar la curva de precipitación de impurezas en función de la concentración de ácido en solución, éstas pretenden identificar la concentración a la cual se logra la precipitación de un 30% de las impurezas. Luego se describen las actividades realizadas para estimar el avance de la precipitación en el tiempo, en ellas se evaluaron los resultados en horas y días con objeto de conocer el tiempo mínimo al cual se alcanza la totalidad de la precipitación.

Por otra parte se realizaron experiencias a escala de laboratorio simuladas a un tiempo de una hora en las que se busca determinar la concentración de ácido en refino que permite el máximo de precipitación en una hora. Luego se encuentra el procedimiento de una actividad semejante cuya diferencia radica en que a las soluciones se les incorporó sólidos de un precipitado equivalente para reconocer si su presencia es significativa en la precipitación.

Finalmente se muestra la metodología desarrollada para dar cumplimiento a los objetivos complementarios. Está el detalle del diseño experimental seguido para el análisis multivariable de viscosidad y tiempo de separación de fases en función del cambio simultáneo de la concentración de impurezas. Por último se encuentra la descripción de lo realizado para un análisis monovariable de viscosidad y tiempo de separación de fases en función del cambio individual en la concentración de cada impureza.

4.1 Metodología para el diseño de un proceso de remoción de impurezas, mediante sobresaturación de refino

La metodología contempla experiencias para evaluar los factores de los cuales depende la precipitación mediante sobresaturación. Entre éstos está la concentración de reactivos, el tiempo de reacción y la cantidad de sólidos presentes en la solución al comenzar la sobresaturación.

Se presume que para soluciones de menor concentración se requiere un mayor tiempo de reacción para alcanzar precipitaciones significativas, de modo contrario para soluciones concentradas la precipitación ocurre en menor tiempo, y que en general la presencia de sólidos en solución favorece la formación de precipitados.

Para evaluar las situaciones planteadas se realizaron tres tipos de experiencias; en una de ellas se busca determinar la mínima concentración de ácido para alcanzar la precipitación de un 30% de impurezas independiente del tiempo que ello tarde, en éstas se dejó reaccionar durante un periodo de 7 días. Otra experiencia busca determinar a qué concentración se alcanzan las máximas precipitaciones en tiempo de una hora, y la última pretende determinar si la presencia de sólidos ejerce una influencia significativa en la precipitación.

El objetivo del plan descrito es determinar las condiciones de diseño y de operación de un eventual proceso. Estos pueden ser:

- 1°) Proceso desarrollado a bajas concentraciones de ácido y operando en forma discontinua con altos tiempos de residencia.
- 2°) Proceso desarrollado a mayor concentración de ácido tal que favorezca la precipitación en tiempos de una hora y pueda operar en forma continua.
- 3°) Proceso que deba contar con la presencia de sólidos que actúen como semillas para favorecer la precipitación.

A continuación se encuentra la descripción de la metodología experimental diferenciada según lo formulado.

4.1.1 Determinación de la concentración de ácido en refino para precipitar un 30% de impurezas

Como se señaló, lo primero que se busca determinar es la concentración mínima de ácido a la que se alcanza la precipitación de un 30% de impurezas. Para esto se desarrollaron experiencias destinadas a describir la curva de equilibrio de solubilidad de sulfatos, en la cual se grafica el porcentaje de precipitación en función de la concentración de ácido.

La precipitación del 30% de impurezas considera al hierro, manganeso, aluminio y magnesio como un todo. Se calculó la concentración total inicial y se comparó con lo obtenido en solución tras descartar los sólidos generados, finalmente la disminución en gramos representa lo precipitado.

Por otra parte se realizaron experiencias de cinética de precipitación con soluciones de 50% en peso ácido en las que se evaluó la precipitación alcanzada en tiempos de horas y días, pues la experiencia de equilibrio de precipitación entrega resultados luego de una semana y no permite saber si se alcanzan los mismos valores en tiempos menores.

4.1.1.1 Equilibrio de precipitación

- **Descripción general**

Se prepararon soluciones conformadas por refino – H_2SO_4 en un rango de concentración de H_2SO_4 que abarcó desde un 10 a un 80% en peso, y se mantuvieron en agitación suave durante 7 días para maximizar la posibilidad de precipitación. Transcurrido este tiempo se centrifugaron y analizaron químicamente para calcular mediante balance de masa la remoción de impurezas.

Los análisis efectuados fueron acidez, cobre, hierro total, magnesio, aluminio y manganeso, y para interpretar los resultados se realizaron los mismos análisis a la solución de refino inicial.

Se repitió este procedimiento con soluciones preparadas a partir de diferentes refinados y para ciertos rangos de concentración de ácido, con la intención de validar los resultados.

- **Resumen experimental**

Para la primera experiencia de equilibrio se prepararon soluciones con refino al cual se le asignó el nombre de R1 y diferenciarlo de los utilizados en las actividades siguientes.

La composición de R1 es:

Componente	Unidad	Refino R1
Acidez	[g/l]	12,9
Cu	[g/l]	0,52
Fe total	[g/l]	10,0
Mn	[g/l]	3,62
Al	[g/l]	14,9
Mg	[g/l]	15,1

Tabla 4.1: Composición refino R1

Se utilizó ácido sulfúrico de proceso el cual tiene una concentración del 98%. Se optó por utilizar ácido de proceso y no ácido para análisis ya que se buscó obtener resultados que sean los más aproximados a lo que ocurriría en un proceso real.

Se preparó soluciones de 250 [ml] para disponer de volumen suficiente para realizar los análisis químicos. Se utilizó frascos plásticos de 400 [ml] con doble tapa para evitar evaporación y por la seguridad de su manipulación.

La agitación se realizó en un agitador orbital y con ello se buscó evitar que la fase más densa se depositase y disminuyera su contacto con el resto de la solución. En caso de haber sucedido esto se hubiera alterado la confiabilidad de los resultados.

Se escogió la centrifugación como método de separación debido a que soluciones altamente ácidas presentan inconvenientes en los métodos de filtración que dispone Mantoverde.

A las soluciones centrifugadas se les determinó su volumen para realizar el balance de elementos y calcular su precipitación. Se analizó por volumetría la acidez y por absorción atómica el cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio total.

Para las experiencias de equilibrio posteriores a las realizadas con el refino R1, se utilizaron refinados provenientes de distintas líneas del proceso y cuyas composiciones se encuentran en la Tabla 4.2.

Componente	Unidad	Refino R2	Refino R3
Acidez	[g/l]	11,4	12,3
Cu	[g/l]	0,42	0,24
Fe total	[g/l]	9,5	11,4
Mn	[g/l]	3,58	3,62
Al	[g/l]	14,9	17,5
Mg	[g/l]	15,1	15,9

Tabla 4.2: Composición refino R2 y R3

El rango de ácido experimentado con R2 fue del 35% al 80% en peso, y para R3 del 10% al 50% en peso. En estas igualmente se utilizó ácido sulfúrico de proceso y se prepararon soluciones de 250 [ml]

Para las experiencias con refino R2 las soluciones fueron centrifugadas al igual que las con R1, en tanto las soluciones preparadas con R3 fueron filtradas al vacío para tener conocimiento de cómo se comportan las soluciones y sólidos con ese método de separación.

Finalmente, se determinó el volumen centrifugado y filtrado según sea, y éstos fueron analizados por acidez, cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio, siguiendo las mismas metodologías que se utilizaron en las pruebas con refino R1.

El procedimiento analítico de todo lo descrito se encuentra en el Anexo B.1.

4.1.1.2 Cinética de precipitación

- **Descripción general**

Las experiencias de cinética de precipitación se realizaron con soluciones de refino con 50% en peso de ácido. Se prepararon seis soluciones con el fin de estudiar la precipitación en los ciclos de 6 y 12 horas, y de 1, 3, 5 y 7 días.

Al igual que en la experiencia anterior, las soluciones fueron centrifugadas al tiempo respectivo y analizadas por acidez, cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio.

- **Resumen experimental**

En esta experiencia se utilizó refino R1 cuya composición se encuentra en la Tabla 4.1, y ácido sulfúrico de proceso.

Se prepararon soluciones de 250 [ml] en frascos de 400 [ml] con tapa y se agitaron en agitador orbital.

Finalmente fueron centrifugadas y a la solución obtenida se le determinó su volumen, acidez, cobre, hierro, manganeso y aluminio.

El magnesio no pudo determinarse por inconvenientes que presentó la lámpara del equipo de absorción atómica para tal lectura.

4.1.2 Precipitación de impurezas en una hora

- **Descripción general**

El objetivo de esta actividad es determinar la concentración de ácido a la cual se alcanza la máxima precipitación de impurezas, en un proceso cuyos ciclos son de una hora.

Para ello se diseñó y puso en marcha un sistema que consistió en agitar volúmenes de refino y ácido en un vaso que actuó como reactor, y con el uso de una varilla de acero inoxidable equipada en un equipo de agitación de velocidad controlable.

Las soluciones fueron agitadas durante una hora tras lo cual se centrifugaron, se les midió el volumen separado y finalmente analizaron por acidez, cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio.

Es importante señalar que no en todas las soluciones ocurrió la precipitación de sólidos, por lo cual sólo se analizó aquellas en las que sí ocurrió.

- **Resumen experimental**

El proceso en el cual se desarrolló esta actividad considera variables en su diseño y operación que hubo que definir. En la Tabla 4.3 se encuentran las condiciones de proceso.

Variable	Unidad	Valor
Concentración de H₂SO₄ en solución refino-H₂SO₄	[%] peso	10 – 80
Tiempo de residencia en mezclador	[hr]	1
Tipo de rodete		Turbina
Diámetro rodete	[cm]	3,5
Velocidad de agitación	[rpm]	185
Volumen de solución	[ml]	150
Volumen de reactor	[ml]	400
Tiempo de centrifugación	[min]	1
Velocidad de centrifugación	[rpm]	3000

Tabla 4.3: Condiciones de proceso a escala de laboratorio

De ellas es importante señalar que el tipo de rodete se seleccionó mediante una actividad previa. Esta consistió en agitar durante una hora tres soluciones iguales y utilizando en cada una de ellas un tipo diferente de rodete. Se compararon los resultados obtenidos con rodetes tipo hélice, turbina y cruz, y se encontró que al agitar con rodete de tipo turbina se generó mayor cantidad de sólidos, lo cual es indicador de que éste favorece la precipitación.

Por otra parte, la velocidad de agitación fue de 185 [rpm] constante, y es la mínima posible en el equipo. Se decidió utilizar la mínima para evitar que una mayor turbulencia provocase la desintegración de los sólidos en formación y desfavoreciera la precipitación.

El volumen de solución se calculó siguiendo recomendaciones bibliográficas, el diámetro del rodete y los implementos disponibles en el laboratorio de la división Mantoverde. De bibliografía se recomienda que el diámetro del rodete sea igual a un 50% del diámetro del reactor⁶, y ya que el diámetro del rodete es de 3 [cm]; el vaso a utilizar debió entonces tener 6 [cm]. El vaso disponible con diámetro de 6 [cm] fue el de 400 [ml] y considerando una segunda recomendación bibliográfica en que se propone que la altura del líquido sea equivalente al diámetro del reactor⁷, es decir, que en este caso también sea 6 [cm], se calculó que finalmente el volumen de solución a preparar sea de 170 [ml]. Es importante mencionar que para compensar el aumento de volumen ocasionado por la inmersión del rodete y la agitación, se prepararon soluciones de sólo 150 [ml].

La centrifugación se desarrolló tal como en las actividades anteriores, durante un minuto y a la velocidad de 3.000 [rpm] que son suficientes para separar las fases. Finalmente, en esta actividad se utilizó refino R1 cuya composición está en la Tabla 4.1, y ácido de proceso.

4.1.3 Precipitación de impurezas en una hora y con presencia de semillas

- **Descripción general**

Esta actividad buscó determinar si la presencia de sólidos en solución ejerce una influencia positiva en la precipitación.

Para cada solución se utilizaron sólidos generados previamente por una solución de igual concentración, y la cantidad incorporada a cada una de ellas fue de 50 [g].

Estas actividades fueron desarrolladas del mismo modo que en la actividad anterior, es decir, cada solución se preparó a partir de ácido de proceso, refino R1, y los sólidos respectivos, luego se agitó durante una hora y finalmente se centrifugó.

6. McCabe Warren, Smith Julian. Operaciones Básicas de Ingeniería Química. Volumen 1. Editorial Reverté, 2003, p. 255

7. McCabe Warren, Smith Julian, Harriott Peter. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Cuarta Edición. Editorial McGraw-Hill, p. 251.

La solución centrifugada fue analizada por acidez, cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio, y se determinó su volumen para calcular el porcentaje de precipitación.

- **Resumen experimental**

Lo primero que hubo que considerar fue la disponibilidad de sólidos, para ello se utilizó los mismos generados en las experiencias de equilibrio de precipitación.

Se decidió incorporar una cantidad constante de sólidos para evitar que ésta sea una variable adicional en el comportamiento de la precipitación. Se estimaron 50 [g] debido a que fue lo que en promedio pudo separarse en la actividad anterior.

Las soluciones preparadas abarcaron un rango de acidez del 10% al 80% en peso de ácido. A cada vaso se agregó inicialmente refino R1 y luego los sólidos, esta mezcla fue homogeneizada manualmente con varilla de vidrio y finalmente se le incorporó el ácido de proceso.

Una vez preparada, cada solución fue agitada durante una hora, se utilizó rodete tipo turbina, a velocidad de 185 [rpm]. Finalmente se centrifugó y analizó la solución por acidez, cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio.

4.2 Metodología para evaluar el efecto de impurezas en soluciones y proceso

- **Descripción general**

Para evaluar el efecto que ejercen las impurezas en la solución de PLS se consideró la viscosidad de éste como variable a estudiar. A su vez para evaluar el efecto que ejercen en el proceso, se consideró el tiempo de separación de fases debido a que la extracción por solventes es la etapa que se ve más afectada por la variación de viscosidad del PLS.

Para ambos casos se realizaron actividades destinadas a obtener correlaciones matemáticas que describieran el comportamiento de las variables estudiadas (viscosidad y tiempo de separación de fases), en función de la concentración de hierro, aluminio y magnesio como impurezas principales.

Para determinar el efecto que genera un cambio simultáneo en la concentración de cada impureza se realizó un análisis multivariable utilizando en programa Statgraphics Centurión, el cual permitió entregar regresiones multivariantes y análisis de varianza multivariable.

La descripción de los procedimientos desarrollados para obtener las regresiones multivariantes y los análisis de varianza mediante el uso del programa Statgraphics Centurión, se encuentran en el Anexo C.

Finalmente para conocer el efecto que supone un cambio de concentración individual se realizó un análisis monovariable que consistió en cuantificar el cambio de viscosidad y tiempo de separación de fases obtenido, al utilizar soluciones con distinta concentración de hierro, aluminio y magnesio.

- **Diseño experimental para análisis multivariable**

El diseño experimental desarrollado para evaluar el efecto que implica un cambio simultáneo de impurezas sobre viscosidad y tiempo de separación de fases, es un Diseño Factorial Multinivel del tipo 2^4 , es decir, con cuatro factores experimentales y dos valores asignados a cada factor.

Los cuatro factores experimentales representaron la concentración de hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio, y los valores asignados a cada factor corresponden uno de ellos a su concentración promedio registrada en el año 2008, y el otro al valor máximo alcanzado en el mismo periodo.

El detalle de lo descrito se encuentra resumido como sigue.

Factores Experimentales	Niveles	Valor Mínimo (Promedio PLS 2008)	Valor Máximo (Máximo PLS en 2008)	Unidades
Fe(II)	2	6,3	10,0	[g/l]
Fe(III)	2	4,6	5,1	[g/l]
Al	2	15,5	18,3	[g/l]
Mg	2	15,2	20,6	[g/l]

Tabla 4.4: Factores experimentales en diseño factorial multinivel

Experiencias a desarrollar: $(2^4) = 16$

Experiencia	Fe (II)	Fe (III)	Al	Mg
	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
1	6,3	4,6	15,5	15,2
2	10,0	4,6	15,5	15,2
3	6,3	5,1	15,5	15,2
4	10,0	5,1	15,5	15,2
5	6,3	4,6	18,3	15,2
6	10,0	4,6	18,3	15,2
7	6,3	5,1	18,3	15,2
8	10,0	5,1	18,3	15,2
9	6,3	4,6	15,5	20,6
10	10,0	4,6	15,5	20,6
11	6,3	5,1	15,5	20,6
12	10,0	5,1	15,5	20,6
13	6,3	4,6	18,3	20,6
14	10,0	4,6	18,3	20,6
15	6,3	5,1	18,3	20,6
16	10,0	5,1	18,3	20,6

Tabla 4.5: Concentraciones en PLS para análisis multivariable

- **Análisis monovariable**

Se realizaron experiencias destinadas a análisis monovariable. En ellas se estudió el efecto que ejerce cada una de las cuatro impurezas sobre viscosidad y tiempo de separación de fases, modificando su concentración en tres valores superiores al promedio de lo real en PLS, pero manteniendo la restantes impurezas en un su valor de PLS.

Los tres valores en los cuales se incrementó cada impureza en las soluciones, corresponden el primero al valor máximo alcanzado en el 2008, el segundo considera el doble de la magnitud del primer incremento, y el tercero triplica tal incremento.

Un resumen de los cuatro valores calculados para cada impureza, es decir, un primer valor equivalente al PLS y otros tres valores incrementados, se encuentra en la Tabla 4.6.

Elemento		1° Valor	2° Valor	Δ	3° Valor	4° Valor
		Promedio en PLS	Máximo en PLS 2008		Prom PLS + 2 Δ	Prom PLS + 3 Δ
Fe(II)	g/l	6,3	10,0	3,7	13,7	17,4
Fe(III)	g/l	4,6	5,1	0,5	5,6	6,1
Al	g/l	15,5	18,3	2,8	21,1	23,9
Mg	g/l	15,2	20,6	5,4	26,0	31,4

Tabla 4.6: Concentraciones en PLS para análisis monovariable

Y las soluciones así preparadas se muestran en la Tabla 4.7.

Experiencia	Fe (II)	Fe (III)	Al	Mg
	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
1	6,3	PLS	PLS	PLS
2	10,0	PLS	PLS	PLS
3	13,6	PLS	PLS	PLS
4	17,3	PLS	PLS	PLS

5	PLS	4,6	PLS	PLS
6	PLS	5,1	PLS	PLS
7	PLS	5,5	PLS	PLS
8	PLS	6,0	PLS	PLS

9	PLS	PLS	15,5	PLS
10	PLS	PLS	18,3	PLS
11	PLS	PLS	21,1	PLS
12	PLS	PLS	23,9	PLS

13	PLS	PLS	PLS	15,2
14	PLS	PLS	PLS	20,6
15	PLS	PLS	PLS	26,1
16	PLS	PLS	PLS	31,5

Tabla 4.7: Concentraciones en PLS para análisis monovariable

- **Resumen experimental**

Cada solución fue preparada a partir de PLS y se les incorporó el reactivo respectivo hasta alcanzar las concentraciones indicadas. Los reactivos utilizados por cada elemento son:

Elemento	Reactivo	Fórmula
Fe(II)	Sulfato Ferroso	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
Fe(III)	Nitrato Férrico	$\text{Fe}_2(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$
Al	Sulfato de aluminio	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$
Mg	Sulfato de magnesio	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

Tabla 4.8: Reactivos para preparar PLS sintéticos

De cada una de las soluciones destinadas a análisis mono y multivariable se preparó un litro. Este volumen se separó a su vez en tres muestras, dos de ellas de 400 [ml] y una de 200 [ml]. Una de las muestras de 400 [ml] fue utilizada en la prueba de tiempo de separación de fases con reactivo orgánico descargado, la otra se dejó como reserva para el caso en que fuese necesario repetir el procedimiento, y la muestra de 200 [ml] se utilizó para los análisis de viscosidad.

Las pruebas de tiempo de separación de fases se realizaron siguiendo el procedimiento propio de división Mantoverde, el cual consiste en agitar por tres minutos una mezcla de 400 [ml] de PLS con 400 [ml] de reactivo orgánico, y luego contabilizar el tiempo en que tardan las fases en separarse desde que se detiene la agitación.

Las pruebas de tiempo de separación de fases se realizaron a su vez en continuidad acuosa y continuidad orgánica, esto ya que es la forma tradicional de comparar resultados propuesta por Cytec, empresa que ofrece servicios asociados a la extracción por solventes en Mantoverde.

La diferencia de la prueba en continuidad acuosa y orgánica radica en el orden en que se agregan los reactivos al reactor, así, para continuidad acuosa se agrega primero el PLS y sobre éste el orgánico, y para la prueba de continuidad orgánica se agrega primero el reactivo orgánico y sobre éste el PLS.

El orgánico utilizado fue el cargado de cobre de proceso, y se cuidó como detalle solicitar un volumen suficiente que permitiera utilizar el mismo para todo el desarrollo de la actividad y evitar que una variabilidad en sus características afectara en los resultados.

Por otra parte, para las mediciones de viscosidad de PLS se utilizaron las muestras de 200 [ml] separadas anteriormente.

Se siguió el procedimiento de división Mantoverde el cual corresponde al uso de un viscosímetro de bola. Este consiste en llenar un tubo de vidrio con la solución a analizar y contabilizar el tiempo que tarda una bola metálica en recorrer una distancia marcada en el tubo. La medición del tiempo en segundos y el valor de la densidad de la solución, se introducen en una fórmula específica para el viscosímetro y la bola utilizada, y así entrega el valor de la viscosidad con unidades de centipoise.

Para la medición de la densidad se utilizó un densímetro de inmersión, el cual consiste en dejarlo flotar sobre la solución dispuesta en una probeta.

Finalmente, las mediciones de viscosidad y densidad se realizaron a temperatura de 20[°C] para lo cual se utilizó un baño termorregulador.

Capítulo 5 RESULTADOS EXPERIMENTALES

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos experimentalmente y que dan cumplimiento tanto al objetivo general como a los complementarios.

En relación al diseño del proceso se muestran las curvas de precipitación de impurezas en función de la concentración de ácido en solución, se comparan los resultados con diferentes refinados utilizados, se entregan correlaciones matemáticas para el porcentaje de precipitación total y la de cobre y se muestra el comportamiento de la precipitación en el tiempo. Además se encuentran los resultados de las actividades que simulan un proceso de laboratorio en donde se evalúa la precipitación, con y sin presencia de sólidos, en tiempo de una hora.

Por último se entregan los resultados de las actividades destinadas a evaluar el efecto de las impurezas en viscosidad de soluciones y en el tiempo de separación de fases.

5.1 Resultados para el diseño de un proceso de remoción de impurezas mediante sobresaturación de refino

En esta sección se presentan los resultados de las experiencias desarrolladas para determinar la mínima concentración de ácido sulfúrico en refino a la que se alcanza la precipitación de un 30% de las impurezas totales.

Se muestran también los resultados de las pruebas destinadas a evaluar la cinética de precipitación, las cuales buscan conocer en cuánto tiempo se logra el equilibrio.

Se encuentran también los resultados de las experiencias desarrolladas en un proceso a escala de laboratorio que operó con ciclos de una hora, con y sin la presencia de semillas de precipitado tal como se anticipó en el capítulo anterior.

Finalmente se entregan modelos matemáticos en los que se relaciona la precipitación total y la precipitación de cobre con los valores de acidez, concentración de cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio en la solución sobresaturada.

5.1.1 Determinación de la concentración de ácido en refino para precipitar un 30% de impurezas

Para determinar a qué concentración de ácido se alcanza la precipitación de un 30% de las impurezas totales (que incluye hierro, manganeso, aluminio, y magnesio), se entregan los resultados de la experiencia de equilibrio de precipitación, en la cual también se cuantificó la pérdida de cobre y de ácido como información útil para evaluar el proceso.

Se presentan también los resultados obtenidos al repetir los procedimientos utilizando refinados diferentes para validar los resultados obtenidos.

5.1.1.1 Equilibrio de precipitación

En el Gráfico 5.1 se muestra la precipitación alcanzada por cada elemento presente en el refino tras preparar soluciones cuya concentración de ácido sulfúrico se incrementó de un 10 a un 80% en peso y transcurridos 7 días. En la Tabla 5.1 se encuentran los valores.

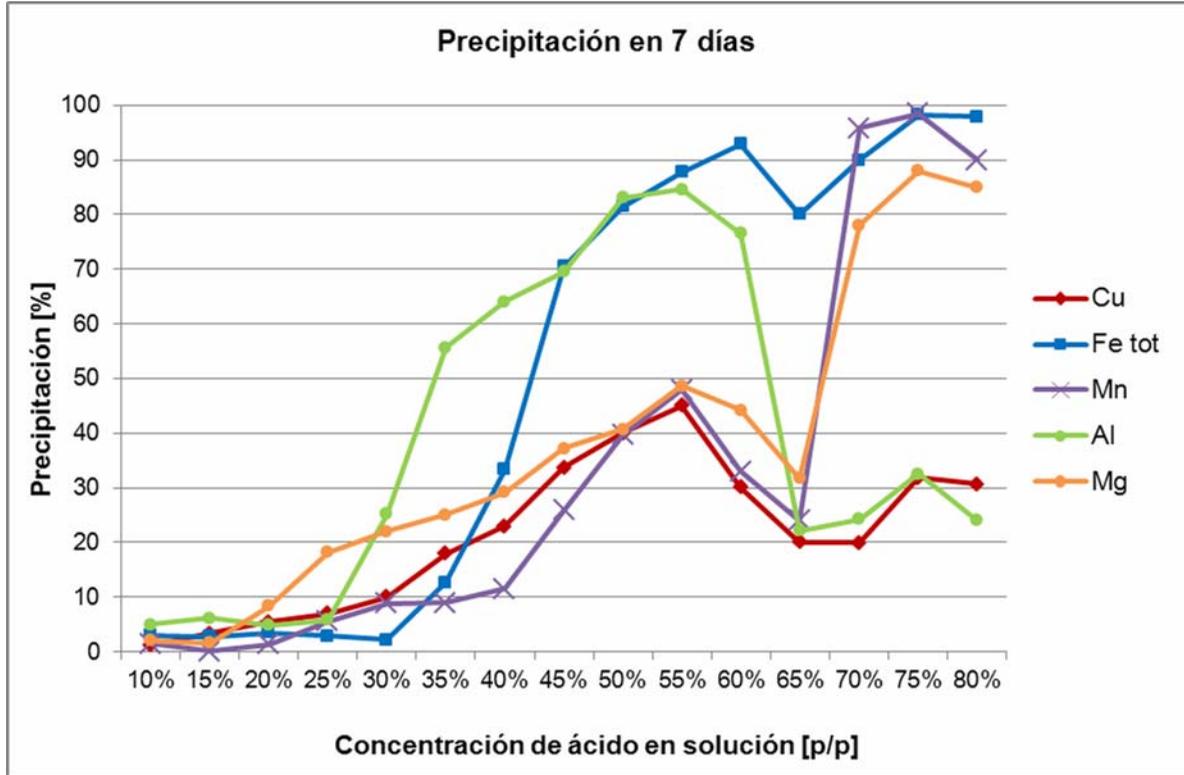


Gráfico 5.1: Precipitación de impurezas en 7 días

		Concentración de ácido sulfúrico en refino														
		10%	15%	20%	25%	30%	35%	40%	45%	50%	55%	60%	65%	70%	75%	80%
Precipitación [%]	Cu	1,2	3,3	5,5	7,0	10,0	18,0	23,0	33,8	40,0	45,0	30,1	20,0	19,9	31,9	30,6
	Fe Total	3,0	2,7	3,4	2,8	2,1	12,7	33,4	70,4	81,4	87,7	92,9	80,0	90,0	98,3	97,9
	Mn	1,5	0,1	1,4	5,6	8,8	8,9	11,6	25,9	39,6	47,9	33,0	24,0	95,8	98,4	90,0
	Al	5,0	6,1	4,9	5,8	25,2	55,7	64,1	69,5	83,1	84,6	76,6	22,2	24,2	32,6	24,0
	Mg	2,1	1,6	8,4	18,2	22,1	25,1	29,1	37,2	40,7	48,7	44,2	31,7	78,1	88,0	85,0

Tabla 5.1: Precipitación de impurezas en 7 días

En ella se observa que si bien la precipitación aumenta a medida que aumenta la concentración de ácido; esto ocurre sólo como tendencia, pues existen condiciones en las que la precipitación se desfavorece para algunos elementos. Razón de ello puede ser el efecto dilución que sufren las impurezas del refino al agregar mayor volumen de ácido para sobresaturar las soluciones. Con menor concentración de impurezas, menor saturación y finalmente menor precipitación.

En el Gráfico 5.2 y Tabla 5.2 se muestra la precipitación total de impurezas la cual considera el hierro, manganeso, aluminio y magnesio, y se grafica la precipitación de cobre y la disminución de ácido asociada a cada solución.

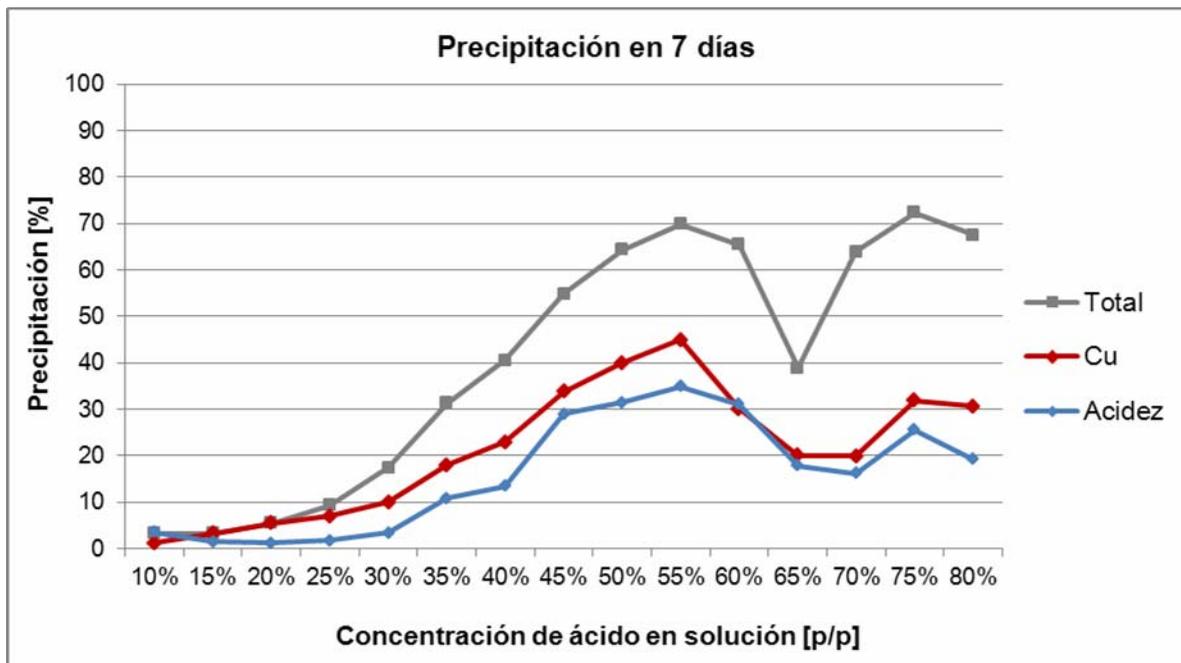


Gráfico 5.2: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.

		Concentración de ácido sulfúrico en refino														
		10%	15%	20%	25%	30%	35%	40%	45%	50%	55%	60%	65%	70%	75%	80%
Precip. [%]	Total	3,2	3,2	5,5	9,4	17,4	31,4	40,6	54,9	64,4	69,8	65,5	38,9	63,9	72,3	67,5
	Cu	1,2	3,3	5,5	7,0	10,0	18,0	23,0	33,8	40,0	45,0	30,1	20,0	19,9	31,9	30,6
	Acidez	3,5	1,4	1,2	1,8	3,4	10,8	13,5	29,0	31,4	34,9	31,1	17,8	16,2	25,5	19,2

Tabla 5.2: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.

En ésta se observa que en la solución refino – H₂SO₄ con un 35% en peso de ácido se logra precipitar un 31,4% de las impurezas totales y se cumple con la restricción de que la precipitación de cobre no sea mayor a un 20%, ya que ocurre el 18,0% de su precipitación. Puede también verse que en la solución de un 40% en peso de ácido se alcanza un 23,0% de precipitación de cobre y esta puede considerarse admisible virtud de que la precipitación total de impurezas se eleva al 40,6%.

En relación a la disminución de ácido, ésta se mantiene en valores bajos dentro del rango de concentración inferior al 40% en peso, y destaca que el comportamiento de su curva adopta la misma forma que la curva de precipitación total y precipitación de cobre, lo cual demuestra que la tendencia obtenida es correcta.

En términos de calidad del sólido descartado, los mejores resultados se obtuvieron en el rango de concentración entre 30 y 40 % en peso de ácido, a otras concentraciones resultó difícil separarlo de la solución.

A partir de la precipitación total de impurezas, la precipitación puntual de cobre, la disminución de ácido y la calidad del sólido; la concentración de ácido en refino para un eventual diseño de proceso es 40% en peso.

Pese a los buenos resultados obtenidos, se desarrollaron actividades adicionales de equilibrio de precipitación, y utilizando refinados de distinta concentración para identificar si surgen casos más favorables especialmente para el cobre.

5.1.1.2 Equilibrio de precipitación con refinados diferentes

Al repetir los procedimientos de las pruebas de equilibrio pero con refinados de diferente concentración de cobre e impurezas, se encontró que en general las curvas obtenidas conservan su forma.

En la Tabla 5.3 se muestra la caracterización de los refinados utilizados en esta comparación de curvas de equilibrio, y desde el Gráfico 5.3 al Gráfico 5.9 se entregan individualmente los resultados comparados por elemento, promedio y acidez.

Componente	Unidad	Refino R1	Refino R2	Refino R3
Acidez	[g/l]	12,9	11,4	12,3
Cu	[g/l]	0,52	0,42	0,24
Fe total	[g/l]	10	9,5	11,4
Mn	[g/l]	3,62	3,58	3,62
Al	[g/l]	14,9	14,9	17,5
Mg	[g/l]	15,1	15,1	15,9

Tabla 5.3: Composición de refinós comparados

- Cobre

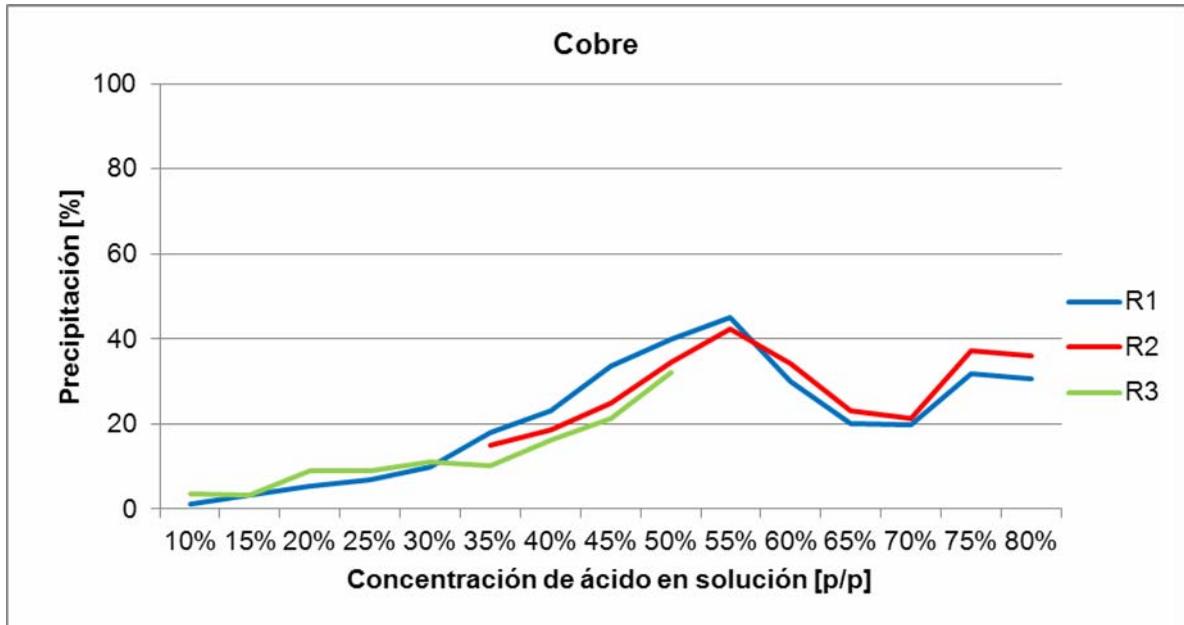


Gráfico 5.3: Precipitación de cobre con refinós diferentes

- Hierro

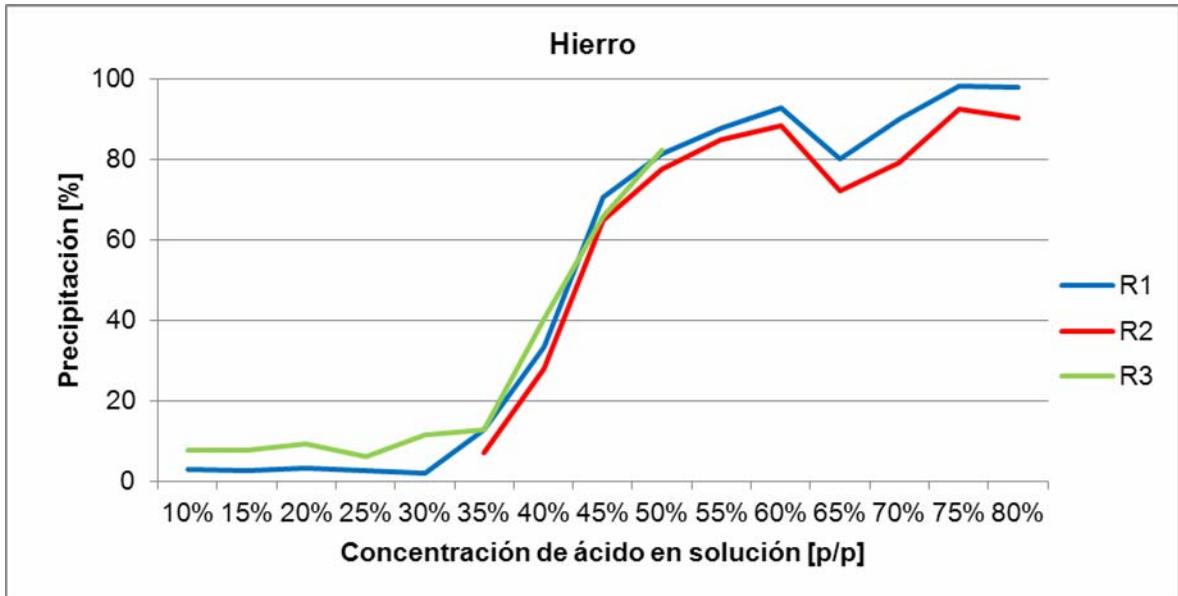


Gráfico 5.4: Precipitación de hierro con refinós diferentes

- Manganeso

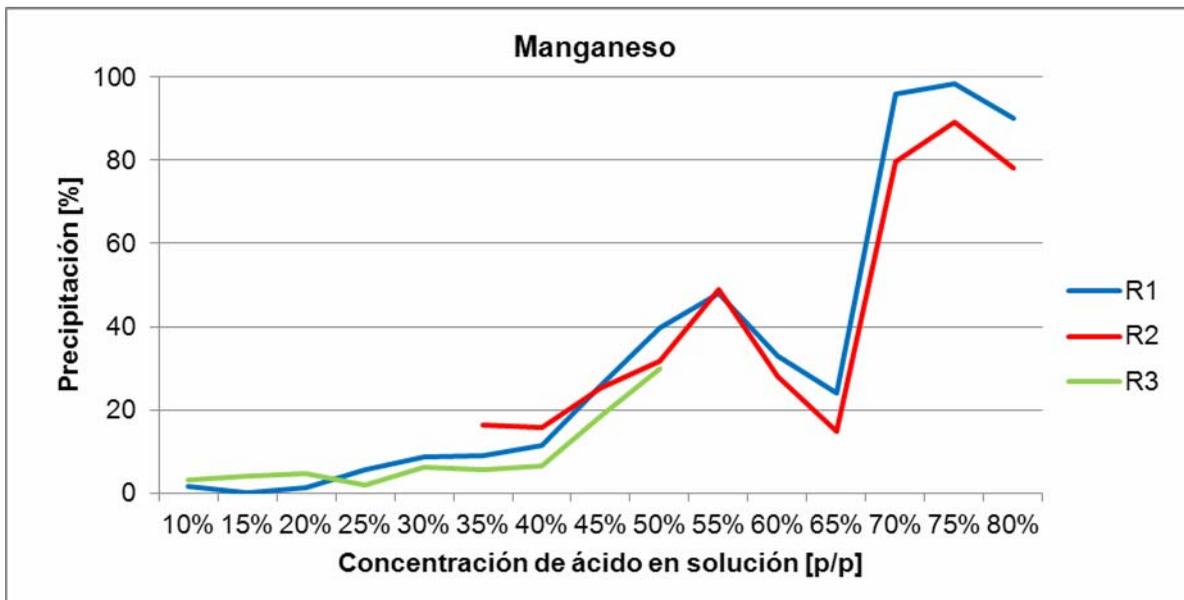


Gráfico 5.5: Precipitación de manganeso con refinós diferentes

- Aluminio

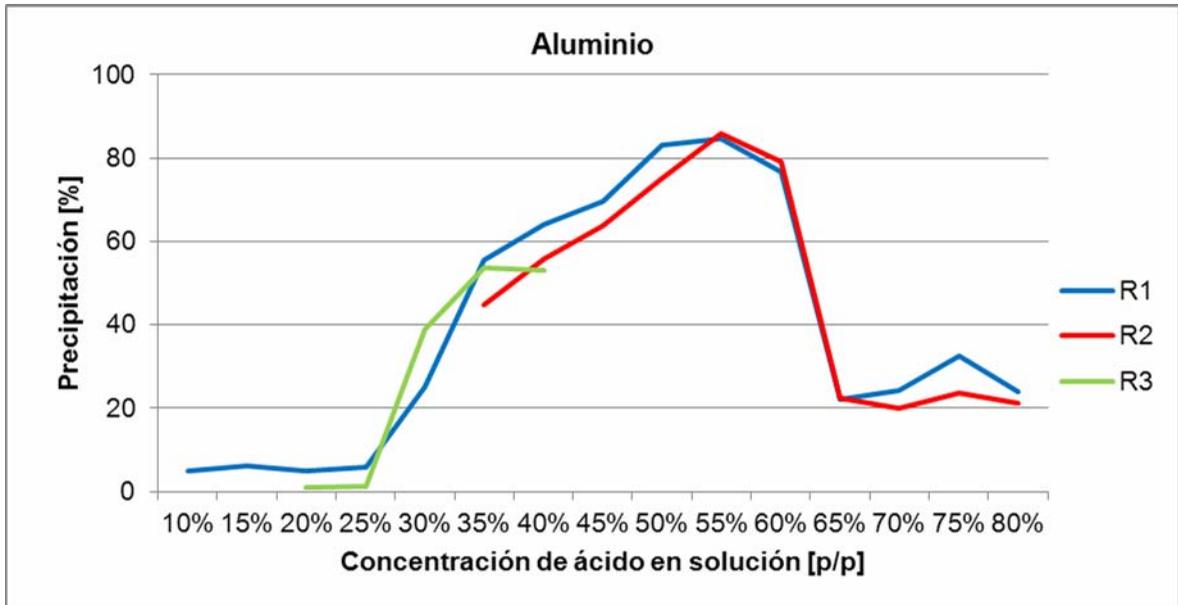


Gráfico 5.6: Precipitación de aluminio con refinados diferentes

- Magnesio

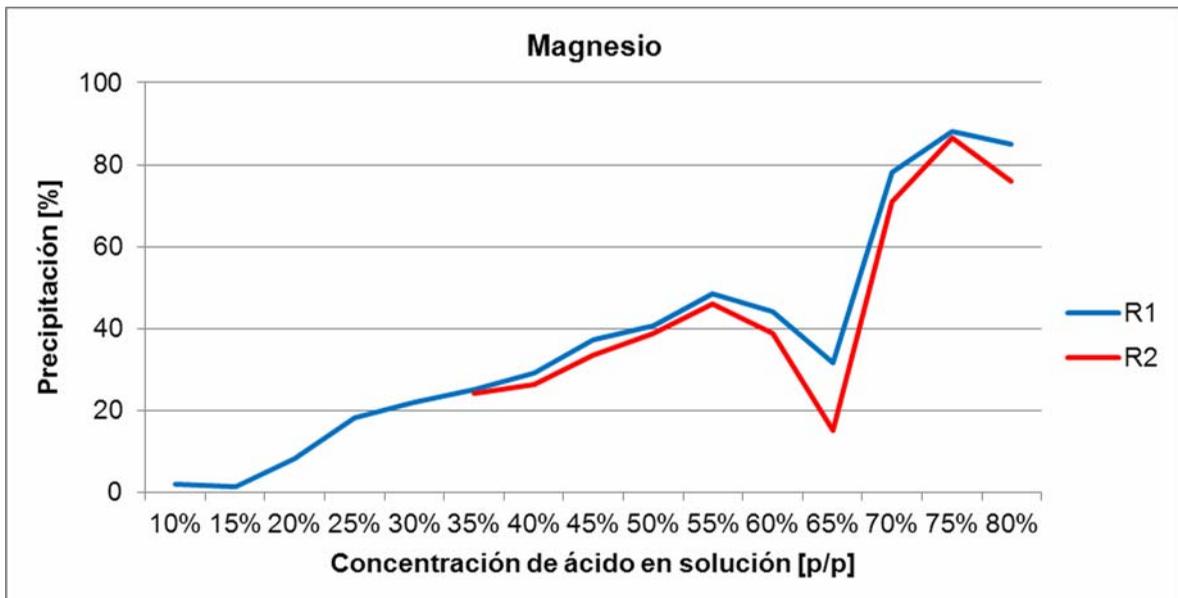


Gráfico 5.7: Precipitación de magnesio con refinados diferentes

- Total de impurezas

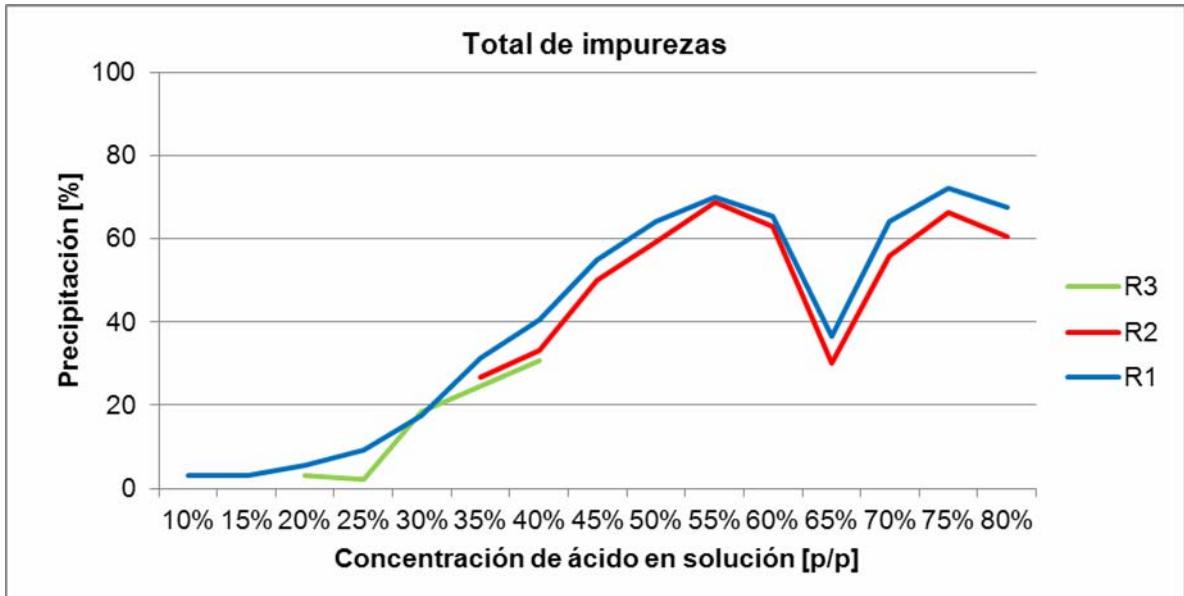


Gráfico 5.8: Precipitación total con refinados diferentes

- Acido sulfúrico

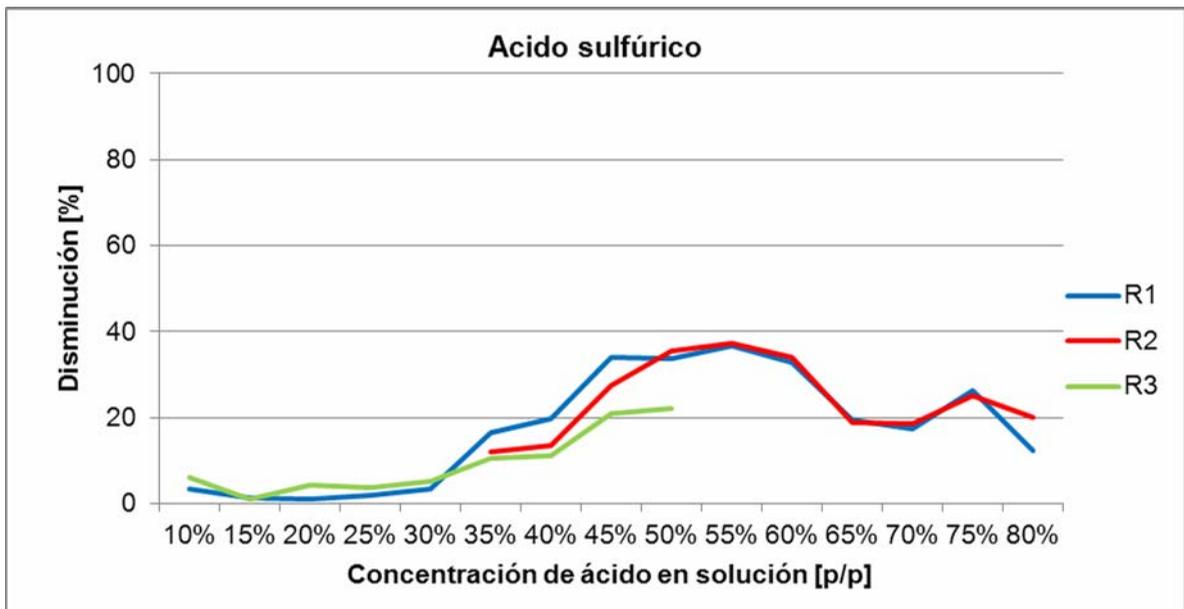


Gráfico 5.9: Disminución de ácido con refinados diferentes

A partir de las curvas es posible validar los resultados obtenidos, pues sus formas fueron equivalentes para todos los componentes comparados. Es interesante observar el caso de cobre en el cual se encontraron resultados más favorables, ahí se constata que al utilizar refino con concentración menor de cobre la precipitación de éste disminuye en la solución del 40% de ácido. Lo hace desde un 23% obtenido con el refino R1, a un 18,6% obtenido con el refino R2.

En las Figuras 5.1 a 5.5 se muestran los sólidos generados al realizar las experiencias con el refino R3. Como se señaló en el capítulo anterior, estas soluciones fueron filtradas al vacío precisamente para poder observar el comportamiento del sólido durante la filtración, y ver además sus características en detalle.

La Figura 5.1 muestra los sólidos obtenidos en las soluciones con 5 y 10% en peso de ácido, y se observa la escasa presencia de sólidos en solución. Es importante mencionar que la solución del 5% de ácido no ha sido considerada en este estudio precisamente por no generar sólidos. Esto puede constatarse visualmente en la imagen.

La Figura 5.2 muestra los sólidos de las soluciones de 15 y 20% en peso de ácido. Se observa una mayor cantidad de sólidos que en las soluciones anteriores y perfectamente definidos.

La Figura 5.3 muestra los sólidos de las soluciones de 25 y 30% en peso de ácido. En la primera de ellas se reconocen sólidos bien definidos, en tanto en la de 30% se obtuvo una especie de pasta compacta.

En la Figura 5.4 están los resultados de las soluciones de 35 y 40% en peso, ahí se ve claramente el aumento en la cantidad de sólidos. La solución del 35% de ácido se asemejó a la del 30% y presentó zonas húmedas en la torta filtrada, en tanto la solución del 40% entregó sólidos que además de abundantes fueron bien definidos y lograron quedar secos.

En la Figura 5.5 se muestran los sólidos de las soluciones de 45 y 50% en peso de ácido. Estas presentaron dificultades para ser filtradas y tras horas de procedimiento no lograron quedar secas.

Como se puede apreciar en las imágenes, en términos de cantidad y calidad de sólidos descartados, los mejores resultados los entregó la solución del 40% en peso y se valida su selección para el diseño del proceso.

- **Soluciones 5 y 10% en peso de ácido**



Figura 5.1: Sólidos filtrados en soluciones de 5 y 10% en peso de ácido

- Soluciones 15 y 20% en peso de ácido



Figura 5.2: Sólidos filtrados en soluciones de 15 y 20% en peso de ácido

- Soluciones 25 y 30% en peso de ácido



Figura 5.3: Sólidos filtrados en soluciones de 25 y 30% en peso de ácido

- Soluciones 35 y 40% en peso de ácido



Figura 5.4: Sólidos filtrados en soluciones de 35 y 40% en peso de ácido

- Soluciones 45 y 50% en peso de ácido



Figura 5.5: Sólidos filtrados en soluciones de 45 y 50% en peso de ácido

Por último en la Figura 5.6 hay imágenes del transcurso de la filtración de la solución de 40% en peso de ácido. En ella se ve la solución en la mitad de su proceso de filtración y luego en estado final.

- **Transcurso de filtración de solución de 40% en peso de ácido**

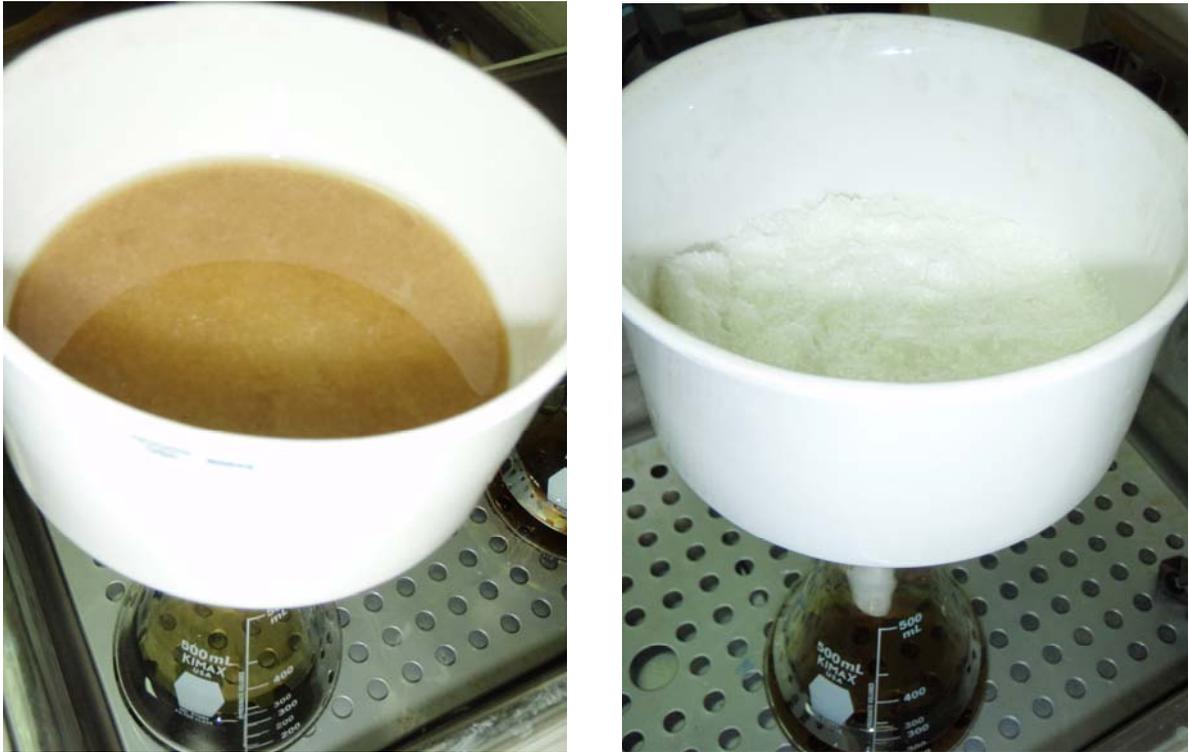


Figura 5.6: Solución de 40% en peso de ácido en el transcurso y final de filtración

5.1.2 Cinética de precipitación

Las experiencias de cinética permitieron demostrar que la precipitación individual de elementos no evoluciona significativamente en el tiempo, y para ciertos elementos los equilibrios se alcanzan al cabo de horas.

- **Solución 50%**

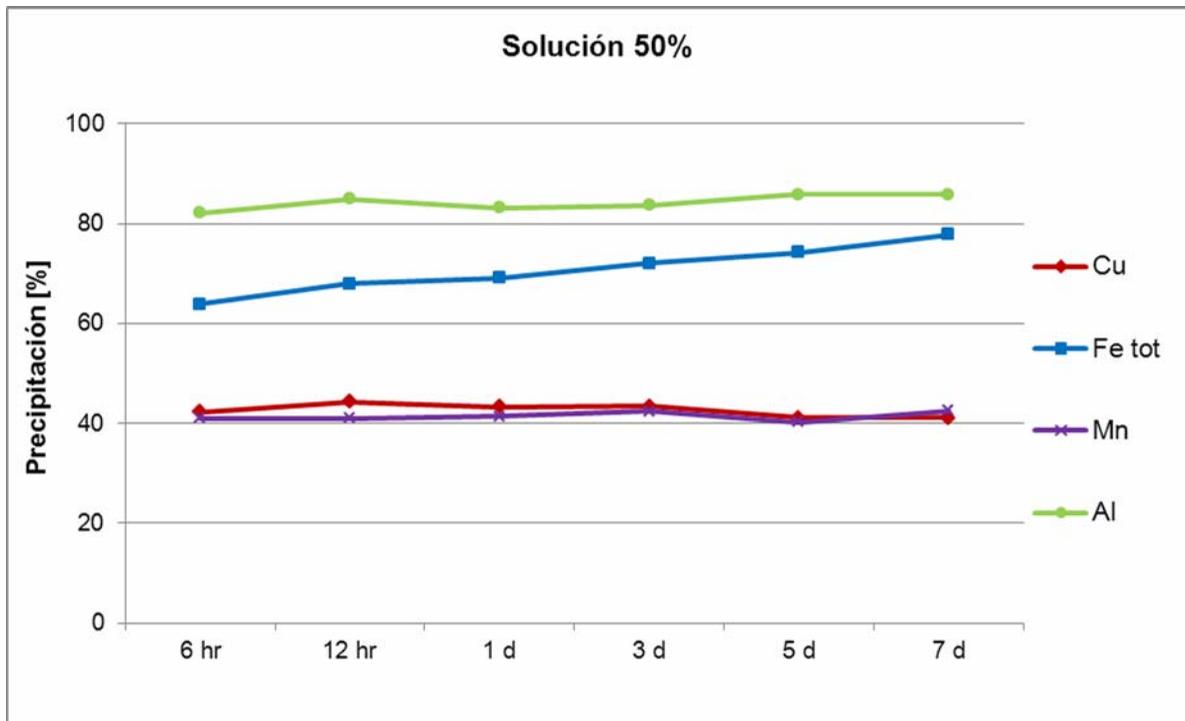


Gráfico 5.10: Cinética de precipitación de impurezas en solución de 50% en peso de ácido

Puede observarse en el Gráfico 5.10 que el cobre, manganeso y aluminio no presentan un avance significativo de precipitación en el tiempo, teniendo casi el mismo porcentaje al cumplirse 6 horas como 7 días. El hierro en tanto aumenta su precipitación en el tiempo.

En la Tabla 5.4 se muestran los resultados de la experiencia de cinética al séptimo día, comparados con los resultados obtenidos para la solución del 50% en la experiencia de equilibrio. Se aprecia que para todos los elementos comparados el porcentaje de precipitación es semejante.

Elemento		Experiencia de Cinética (7 días)	Experiencia de Equilibrio (R2)
Cu	%	41,1	40,0
Mn	%	42,5	39,6
Fe tot	%	77,8	81,4
Al	%	85,9	83,1

Tabla 5.4: Comparación de resultados en experiencias de cinética y de equilibrio

5.1.3 Impurezas precipitadas en una hora

Al realizar las experiencias de precipitación en proceso a escala de laboratorio, se encontró que sólo a concentraciones superiores al 70% en peso de ácido ocurrió precipitación en los ciclos de una hora. Resultado de ello se muestra en el Gráfico 5.13.

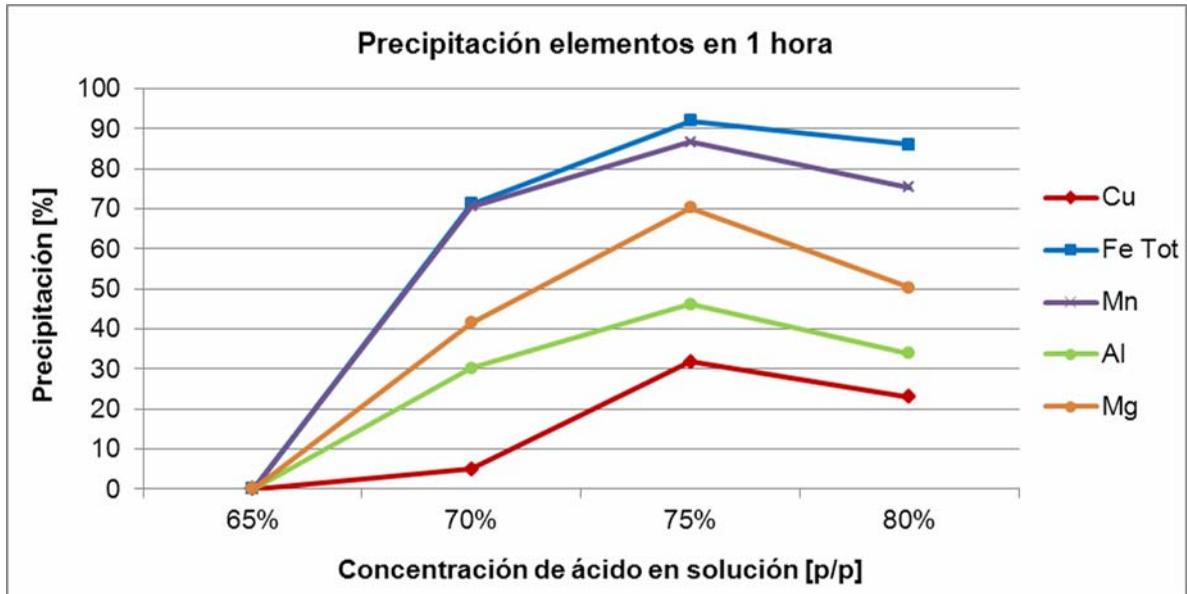


Gráfico 5.11: Precipitación de impurezas en 1 hora

En la Tabla 5.5 se muestran los porcentajes de precipitación por elemento obtenidos en las soluciones de 70, 75 y 80% en peso de ácido.

		Concentración de ácido sulfúrico en refino			
		65%	70%	75%	80%
Precipitación [%]	Cu	0,0	4,9	31,8	23,0
	Fe total	0,0	71,2	92,0	86,1
	Mn	0,0	70,6	86,7	75,4
	Al	0,0	30,2	46,2	33,9
	Mg	0,0	41,5	70,3	50,4

Tabla 5.5: Precipitación de impurezas en 1 hora.

En las soluciones precipitadas se mantiene la tendencia vista en la experiencia de equilibrio de precipitación, es decir, el hierro es quien alcanza los mayores porcentajes, seguido por manganeso, magnesio y aluminio respectivamente.

La precipitación total se muestra en el Gráfico 5.12 y Tabla 5.6 junto a la pérdida de cobre y de ácido.

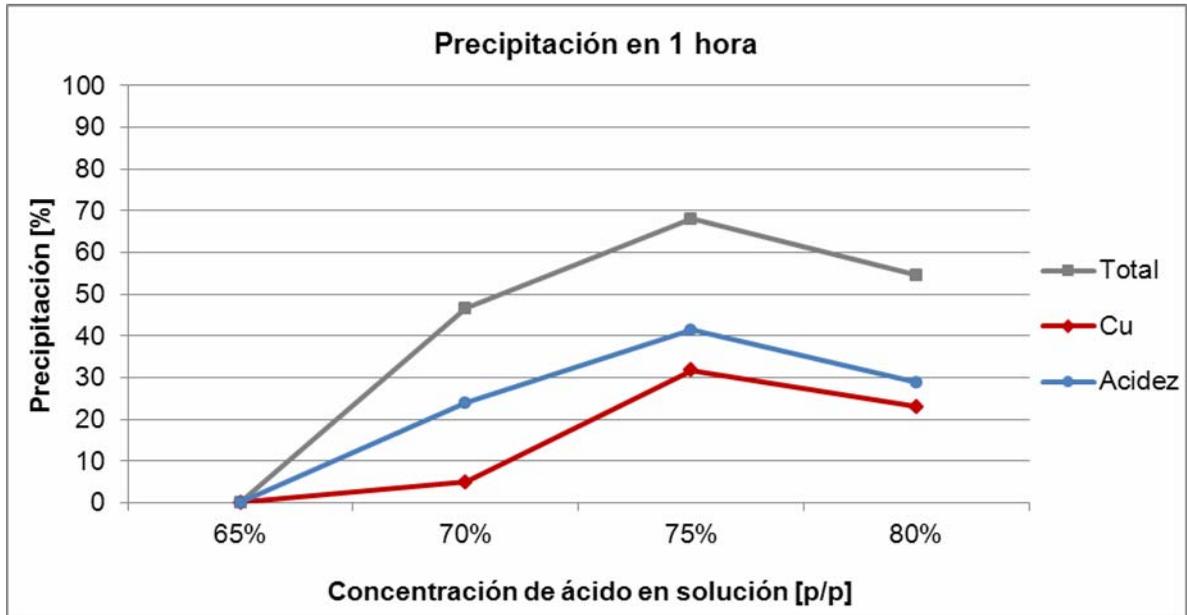


Gráfico 5.12: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido

		Concentración de ácido sulfúrico en refino			
		65%	70%	75%	80%
Precip. [%]	Total	0,0	46,6	68,1	54,6
	Cu	0,0	4,9	31,8	23,0
	Acidez	0,0	23,9	41,4	28,9

Tabla 5.6: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido

La precipitación total alcanzada fue inferior a lo obtenido en las experiencias de equilibrio de precipitación, en tal caso la solución del 70% en peso de ácido logró un 64% y en éste alcanzó un 47%, así mismo la solución de un 75% en peso de ácido logró un 72% de precipitación total en 7 días y un 68% en 1 hora, y finalmente la de 80% en peso alcanzó un 68% de precipitación total en 7 días y un 55% en 1 hora. Sin embargo, los resultados se consideran positivos debido a que el tiempo evaluado es sólo de una hora.

En relación a la pérdida de cobre, para las tres soluciones precipitadas ésta fue menor que en las experiencias de equilibrio, lo cual es positivo para el proceso, pues se busca afectar lo menos posible al cobre. En la solución del 70% su precipitación alcanzó un 5% en una hora, y si observamos la experiencia de equilibrio, se constata que la precipitación de cobre en la solución de igual concentración de ácido también disminuyó.

Para las tres soluciones analizadas se encontró que la disminución de ácido fue mayor a lo obtenido en 7 días, lo cual no es un buen indicador para el proceso pues eleva sus costos.

Finalmente, considerando la baja precipitación de cobre y la menor pérdida de ácido, la solución que entregó los mejores resultados en estas experiencias fue la de un 70% en peso de ácido, en la que además se obtuvo un óptimo 47% de precipitación de las impurezas totales.

5.1.4 Impurezas precipitadas en una hora y con presencia de semillas

En las experiencias desarrolladas con sólidos fue necesario analizar todas las soluciones centrifugadas, ya que la presencia de sólidos no fue indicador de que la precipitación ocurriese, pues se encontraban desde un principio.

Las soluciones estudiadas cubrieron un rango de acidez de un 10% a un 80% en peso de ácido, sin embargo, las soluciones del 10 al 40% en peso fueron descartadas del estudio debido a que formaron gel tras ser centrifugadas.

Las soluciones que se mantuvieron en estado líquido y que por tanto se analizaron químicamente, son las soluciones del rango de un 45 a un 80% en peso, excluyendo la de 65% que también formó gel.

Los resultados para cada elemento se observan en el Gráfico 5.13.

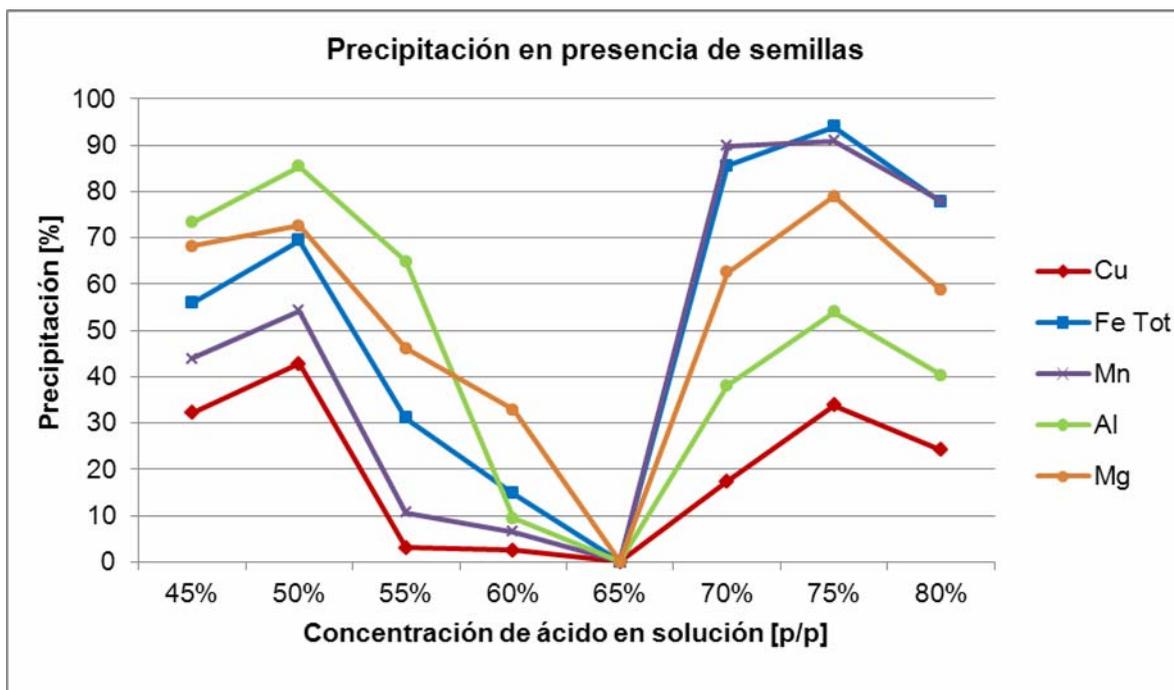


Gráfico 5.13: Precipitación de impurezas en presencia de semillas

En la Tabla 5.7 se muestran los porcentajes de precipitación por elemento.

		Concentración de ácido sulfúrico en refino							
		45%	50%	55%	60%	65%	70%	75%	80%
Precipitación [%]	Cu	32,2	42,8	3,0	2,5	0,0	17,4	33,8	24,2
	Fe total	55,9	69,4	31,1	14,8	0,0	85,6	94,0	77,6
	Mn	43,8	54,3	10,6	6,5	0,0	89,8	90,9	77,8
	Al	73,3	85,3	64,9	9,5	0,0	38,1	53,9	40,3
	Mg	68,1	72,5	46,1	32,9	0,0	62,5	78,9	58,7

Tabla 5.7: Precipitación de impurezas en presencia de semillas

En el Gráfico 5.14 se muestra la precipitación total, la precipitación de cobre, y la disminución de ácido.

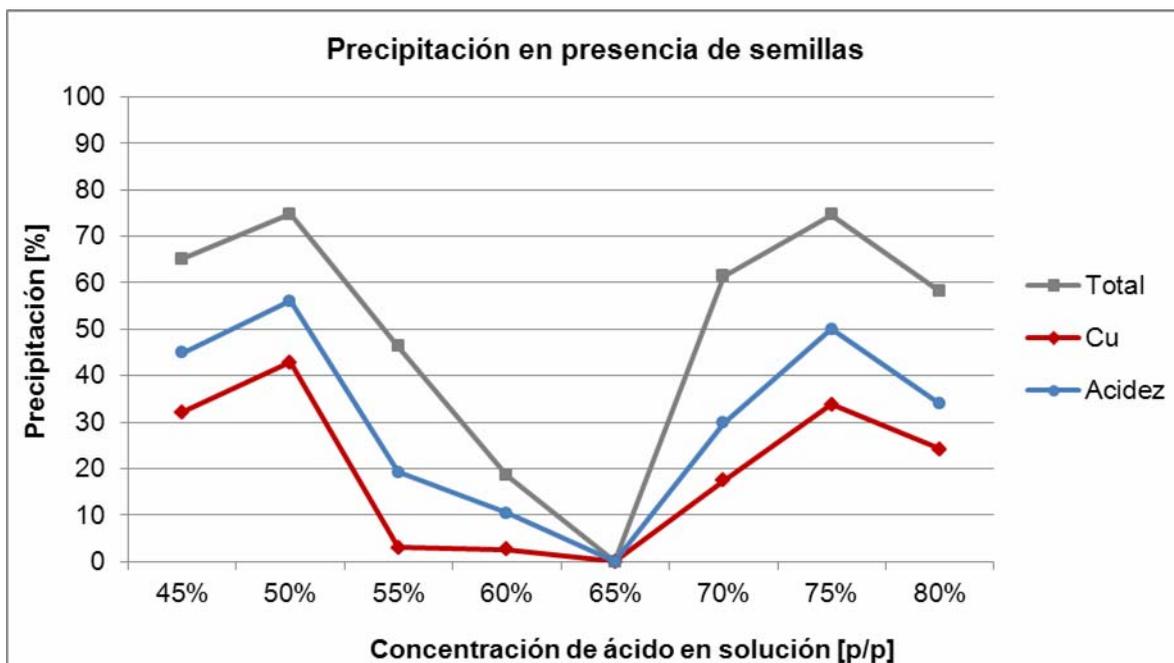


Gráfico 5.14: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido

		45%	50%	55%	60%	65%	70%	75%	80%
Precip. [%]	Total	65,2	74,7	46,3	18,6	0,0	61,4	74,6	58,1
	Cu	32,2	42,8	3,0	2,5	0,0	17,4	33,8	24,2
	Acidez	45,0	56,0	19,3	10,5	0,0	29,8	50,1	33,9

Tabla 5.8: Precipitación total, precipitación de cobre y disminución de ácido.

Es importante señalar que transcurridas las horas las soluciones del 45% al 60% también comenzaron a formar gel, por lo cual tampoco se considerarán sus resultados, ya que en caso de reproducir este procedimiento a escala industrial no podrían reutilizarse sus soluciones al proceso del cobre.

Al comparar los resultados obtenidos en soluciones sobre el 70% con los mismos resultados obtenidos sin sólidos, se encontró que efectivamente la presencia de sólidos fomenta la precipitación. Prueba de ello se encuentra en la Tabla 5.9 donde se muestra la diferencia alcanzada por cada elemento entre las pruebas con sólidos y sin éstos.

Elemento	Diferencia en % de precipitación		
	[Resultados con sólidos – Resultados sin sólidos]		
	Solución 70%	Solución 75%	Solución 80%
Cu	12,9	2,1	1,1
Fe total	14,3	2,0	-8,4
Mn	19,2	4,2	2,4
Al	7,9	7,8	6,4
Mg	21,0	8,6	8,3

Tabla 5.9: Comparación de resultados

En la solución del 70% en peso de ácido se logró precipitar hasta un 21% más de magnesio en presencia de sólidos, un 19% de manganeso y un 14% más de hierro, lo cual es muy positivo, sin embargo también se alcanza un 13% más de precipitación de cobre que no favorece.

En las soluciones del 75% y 80% igualmente se alcanzan mayores precipitaciones de impurezas, pero el incremento no es tan amplio para validar el uso de sólidos a estas concentraciones, pues el diseño y operación de un proceso así se complica y encarece.

Finalmente, en la solución del 70% ocurre una precipitación de cobre muy superior a lo obtenido en la experiencia sin sólidos, se descarta por tanto como opción. Así mismo, se considera que en las soluciones del 75% y 80% ocurren precipitaciones que no son lo suficientemente altas para validar un proceso de mayor complejidad, en consecuencia, un diseño de proceso de este tipo será evaluado sin presencia de sólidos.

5.1.5 Regresiones multivariantes

Ya que el proceso propuesto opera con el refino disponible en planta, debe ser capaz de responder a una variabilidad de concentraciones. Por ello es de interés entregar una ecuación que modele la precipitación promedio de impurezas y la de cobre, en función de las características de la solución sobresaturada a conformar con cualquier refino.

Las regresiones multivariantes fueron determinadas utilizando el programa Statgraphics Centurión, y un detalle del procedimiento a realizar para determinarlas se encuentra en el Anexo C.

5.1.5.1 Regresiones en rango de concentración de ácido de 10 a 80% en peso

- **Precipitación total**

Para obtener un modelo de la precipitación total se consideró todos los resultados obtenidos al realizar pruebas con refino R1 y refino R2 en el rango de concentración de ácido del 10% al 80% en peso. Las variables incluidas son acidez y concentración de cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio de las soluciones preparadas con tales refinados.

La ecuación del modelo establecida con el programa Statgraphics Centurión es:

$$\begin{aligned} \% \text{ total} = & 6201,4 - 3,34 [H^+] - 104,6 [Cu] + 47,9 [Fe] \\ & - 95,0 [Mn] - 257,8 [Al] - 157,4 [Mg] \end{aligned} \quad [\text{Ec } 5.1]$$

% total: Precipitación promedio de hierro, manganeso, aluminio y magnesio [%]

[H⁺]: Concentración de ácido en solución $\left[\frac{g}{l} \right]$

[Cu]: Concentración de cobre en solución $\left[\frac{g}{l} \right]$

[Fe]: Concentración de hierro en solución $\left[\frac{g}{l} \right]$

[Mn]: Concentración de manganeso en solución $\left[\frac{g}{l} \right]$

[Al]: Concentración de aluminio en solución $\left[\frac{g}{l} \right]$

[Mg]: Concentración de magnesio en solución $\left[\frac{g}{l} \right]$

El estadístico R-Cuadrado ajustado, que es más apropiado para modelos multivariantes, indica que el modelo así ajustado es de un 78,7% de los resultados obtenidos.

- **Precipitación de cobre**

Para la regresión multivariable de precipitación de cobre se utilizaron los mismos datos que para la de precipitación total, es decir, acidez y concentración de soluciones preparadas con refino R1 y R2, en un rango del 10% al 80% en peso de ácido. El modelo es:

$$\% \text{ Cu} = 3461,6 - 1,87 [\text{H}^+] - 95,1 [\text{Cu}] + 28,2 [\text{Fe}] -$$

$$61,9 [\text{Mn}] - 129,0 [\text{Al}] - 98,8 [\text{Mg}]$$

[Ec 5.2]

% Cu : Precipitación de cobre [%]

El estadístico R-Cuadrado ajustado indica que este modelo explica un 64,9% de los resultados obtenidos con las soluciones de un 10% a un 80% en peso de ácido.

5.1.5.2 Regresiones en rango de concentración de ácido de 25 a 55% en peso

Debido a que los modelos anteriores pueden explicar sólo entre un 65 y un 79% de los resultados experimentales, se crearon modelos adicionales para un rango acotado de datos. Se consideraron los resultados de las soluciones entre un 25 y un 55% en peso de ácido para predecir la precipitación total y precipitación de cobre. Este rango fue escogido debido a que la concentración de interés es la de 40% en peso de ácido, y a que la solución del 55% de concentración muestra un quiebre en la precipitación total alcanzada. Esto puede verificarse en la gráfica 5.2.

Al igual que en los modelos anteriores las variables incluidas son acidez y concentración de cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio de las soluciones preparadas con los refinados R1 y R2.

- **Precipitación total**

El modelo para la precipitación total en este rango de concentración de ácido es:

$$\begin{aligned} \% \text{ total} = & -23,7 + 0,11 [\text{H}^+] - 38,1 [\text{Cu}] + 21,8 [\text{Fe}] - \\ & 16,0 [\text{Mn}] + 7,9 [\text{Al}] - 17,3 [\text{Mg}] \end{aligned} \quad [\text{Ec 5.3}]$$

Y el estadístico R-Cuadrado ajustado indica que el modelo explica el 98,5% lo cual se considera óptimo.

- **Precipitación de cobre**

Del mismo modo para la precipitación total de impurezas se obtuvo que en este rango de concentración de ácido, el modelo es:

$$\begin{aligned} \% \text{ Cu} = & -132,0 + 0,14 [\text{H}^+] - 16,4 [\text{Cu}] + 14,7 [\text{Fe}] - \\ & 4,15 [\text{Mn}] + 24,1 [\text{Al}] - 24,5 [\text{Mg}] \end{aligned} \quad [\text{Ec 5.4}]$$

Y el estadístico R-Cuadrado ajustado indica que el modelo explica un 97,2% de los resultados, por lo cual también se valida.

5.2 Efecto de impurezas en soluciones y proceso

5.2.1 Efecto de impurezas en solución de PLS

La variable estudiada fue la viscosidad del PLS. Se realizó un análisis multi y mono variable de ésta en función de la concentración de impurezas en solución.

5.2.1.1 Análisis monovariable

Relación entre viscosidad y concentración individual de impurezas

Al determinar el efecto que individualmente tiene cada impureza en la viscosidad, se demuestra que efectivamente ésta es proporcional a las concentraciones en PLS.

Ya que todas las soluciones evaluadas consideran un incremento igualmente posible y calculado en función de valores reales registrado en PLS, pueden compararse sus resultados desde la perspectiva de su ocurrencia. Así, en caso de que cada elemento sufra un incremento en su concentración como el ya registrado durante el 2008, e incluso duplique o triplique tal incremento, la viscosidad del PLS aumentará según se predice en las siguientes gráficas.

- **Hierro (II)**

En caso que el PLS aumente su concentración de hierro (II) desde 6,3 [g/l] a 17,3[g/l] la viscosidad sufrirá un alza de 1,97 [CP], y con la fórmula presentada puede además estimarse qué valores alcanzará dentro de este rango de concentración.

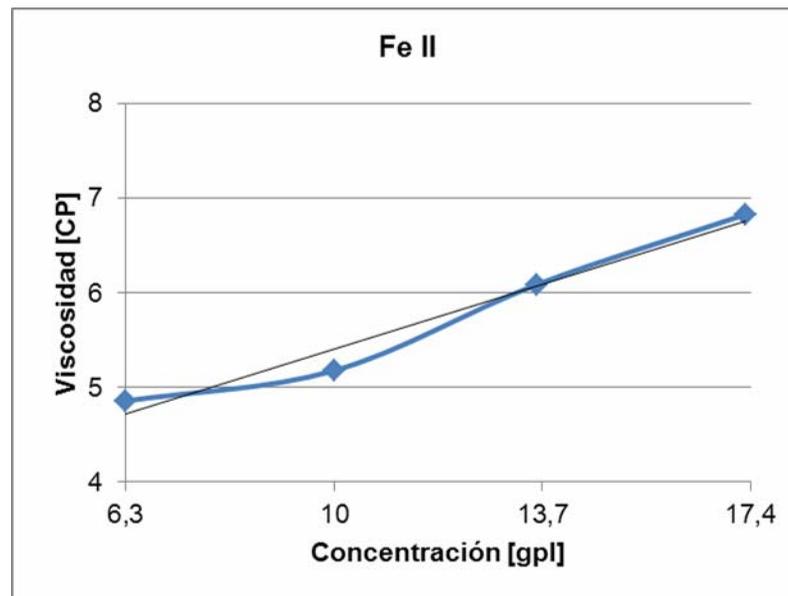


Gráfico 5.15: Viscosidad PLS vs Concentración Fe (II)

$$\mu = 0,19 [\text{Fe II}] + 3,54$$

[Ec 5.5]

μ : Viscosidad PLS [CP]

[Fe II]: Concentración de hierro (II) en PLS $\left[\frac{g}{l}\right]$

- Hierro (III)

El hierro (III) es la impureza que menos alza genera en la viscosidad. En caso de que su concentración en PLS aumente según lo estudiado, la viscosidad aumentará sólo 0,3 [CP].

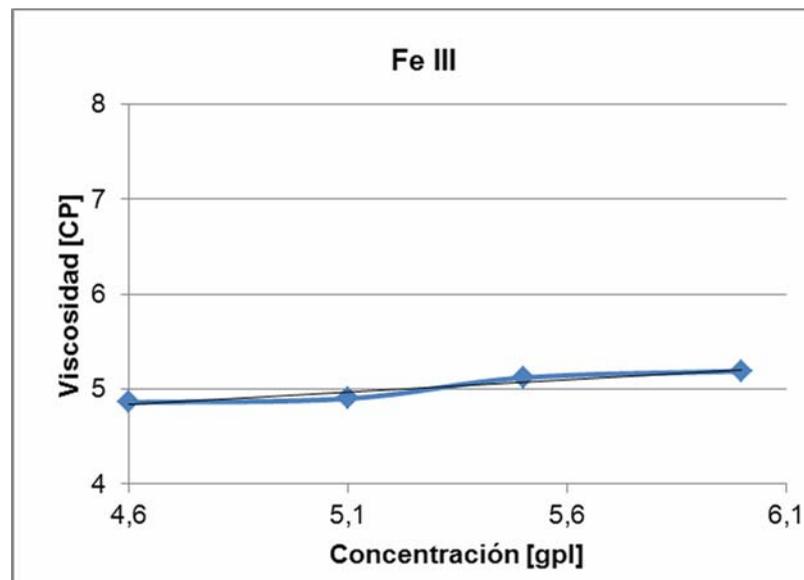


Gráfico 5.16: Viscosidad PLS vs Concentración Fe (III)

$$\mu = 0,26 [\text{Fe III}] + 3,64$$

[Ec 5.6]

μ : Viscosidad PLS [CP]

[Fe III]: Concentración de hierro (III) en PLS $\left[\frac{g}{l}\right]$

- **Aluminio**

El aluminio es la impureza que entregó los valores más altos de viscosidad al aumentar su concentración. Realizando el mismo ejercicio de elevar su valor se encontró que la viscosidad aumentó en 3,1 [CP] llegando a ser 8,0 [CP].

Su curva y la ecuación que la describe se ven en el Gráfico 5.17

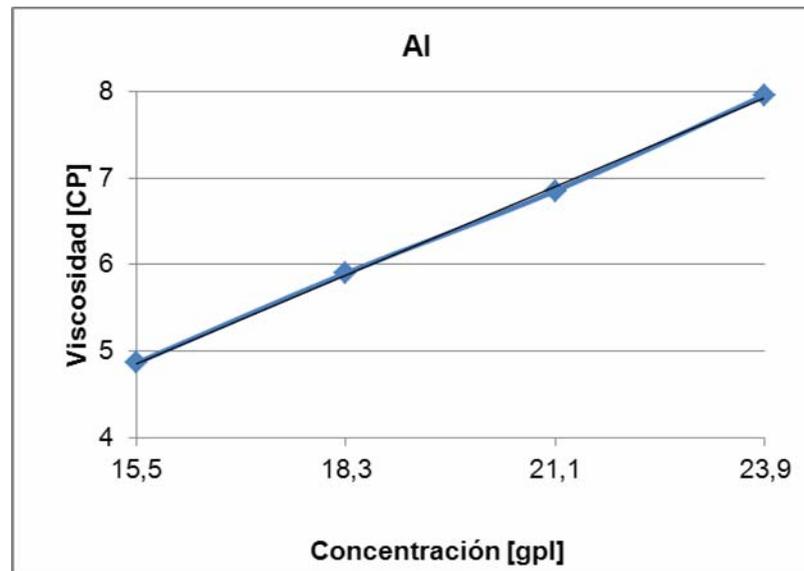


Gráfico 5.17: Viscosidad PLS vs Concentración Al

$$\mu = 0,37 [Al] - 0,81$$

[Ec 5.7]

μ : Viscosidad PLS [CP]

[Al]: Concentración de aluminio en PLS $\left[\frac{g}{l}\right]$

- **Magnesio**

Finalmente el magnesio también presenta una influencia en el valor de la viscosidad. Para el rango de ocurrencia estudiado se encontró que la viscosidad puede aumentar en 1,3 [CP], llegando el PLS a tener 6,3 [CP]. Su gráfica y correlación se ven en el Gráfico 5.18

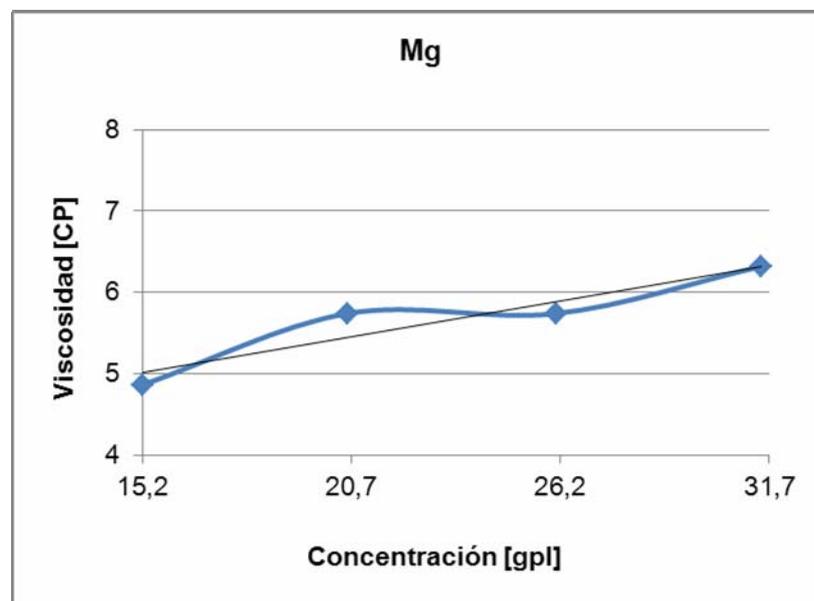


Gráfico 5.18: Viscosidad PLS vs Concentración Mg

$$\mu = 0.08 [\text{Mg}] + 3.79$$

[Ec 5.8]

μ : Viscosidad PLS [CP]

[Mg]: Concentración de magnesio en PLS $\left[\frac{\text{g}}{\text{l}}\right]$

5.2.1.2 Análisis multivariable

Relación entre viscosidad y concentración simultánea de impurezas

Para el análisis multivariable se prepararon 16 soluciones según indicó el diseño experimental. En el Gráfico 5.19 se muestran los valores de viscosidades obtenidas junto a las concentraciones de hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio. Se asume además que todas tienen al cobre y al manganeso incorporado, cuyas cantidades suman 10,8 [g/l]

En el Gráfico 5.20 se muestran los mismos resultados pero en función de la suma de las concentraciones y se observa que efectivamente la viscosidad es proporcional a ella.

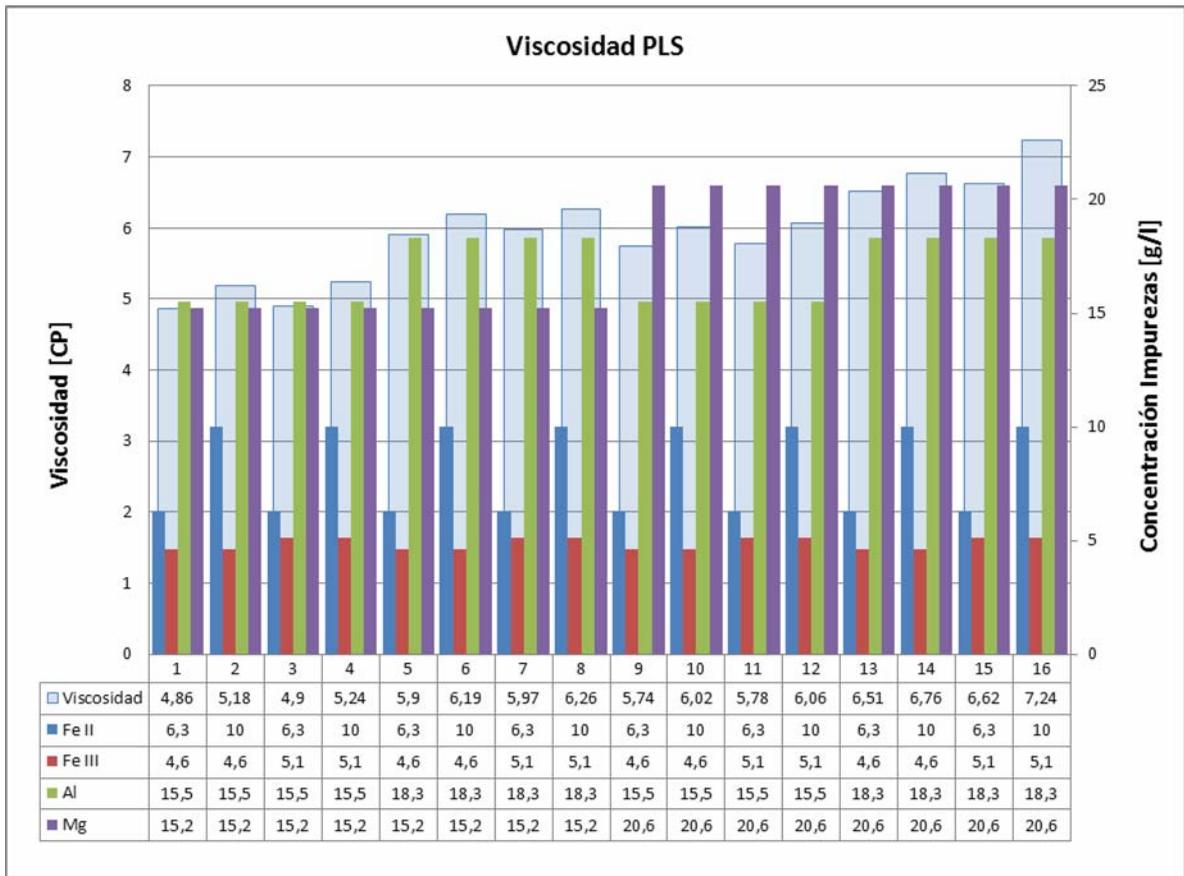


Gráfico 5.19: Viscosidad de PLS comparada a concentración de impurezas

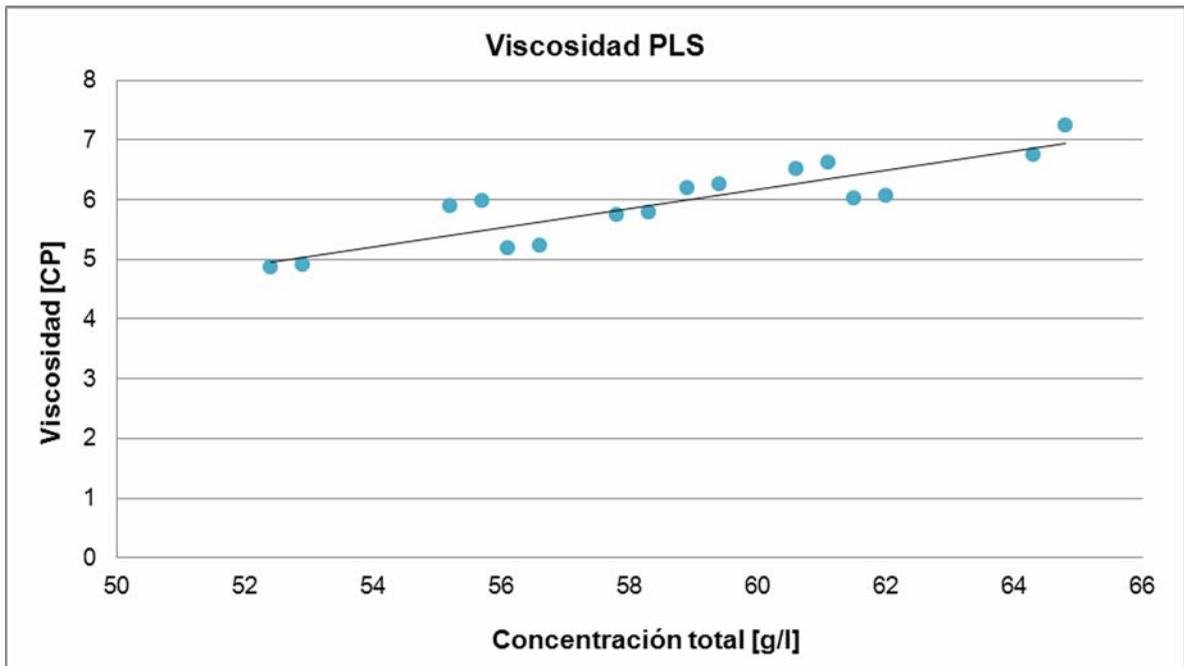


Gráfico 5.20: Viscosidad de PLS en función de concentración de impurezas

La ecuación que relaciona la viscosidad con la concentración total de impurezas es:

$$\mu = 0,16 [i] - 1,73$$

[Ec 5.9]

μ : Viscosidad [CP]

[i]: Suma de concentración de hierro, aluminio, magnesio, cobre y manganeso $\left[\frac{g}{l}\right]$

De la cual se obtiene un coeficiente de correlación de 0,78. Esta relación es válida sólo dentro del rango de concentración evaluado, no obstante, es claro que para concentraciones inferiores no aplica debido a que si la concentración se vuelve cero, la viscosidad toma un valor de -1,73 [CP] que no corresponde.

Una solución del tipo PLS que está compuesto mayoritariamente por agua y metales disueltos, puede tener un valor mínimo de viscosidad equivalente a lo que tiene el agua en ausencia de impurezas, esto es 1 [CP], por tanto a partir de esta restricción el modelo ha sido reformulado y ha adoptado la siguiente fórmula.

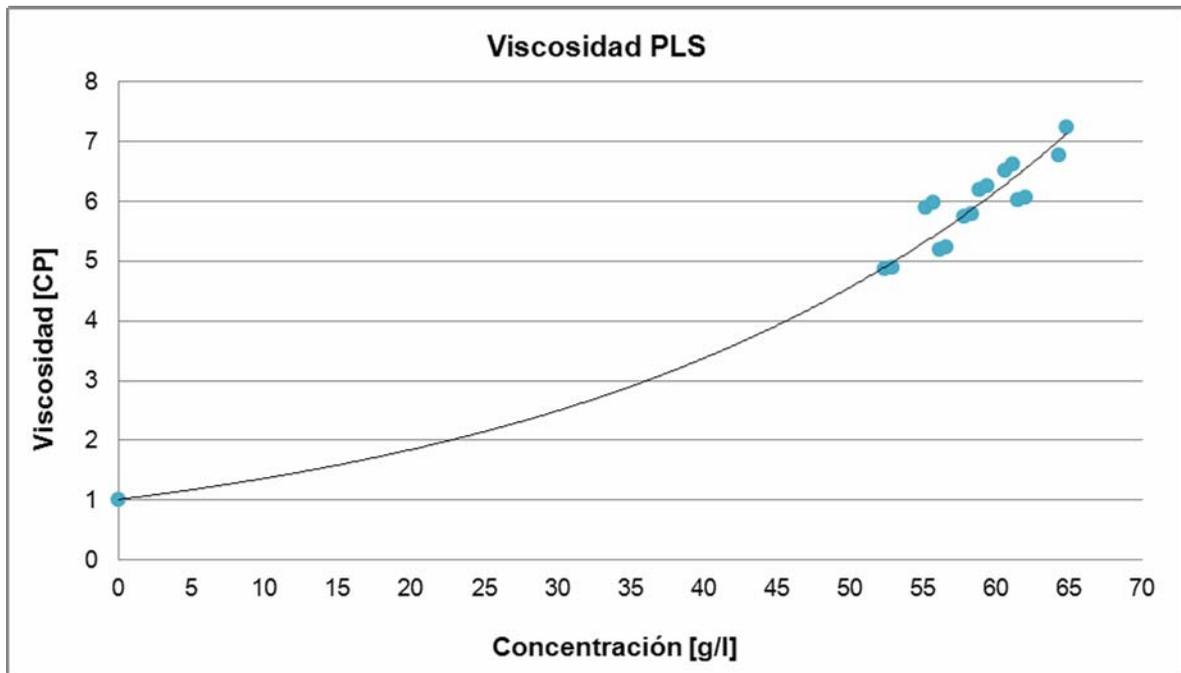


Gráfico 5.21: Relación de viscosidad y concentración de impurezas en PLS

$$\mu = 1,0101 \cdot e^{0,0392 \cdot [i]}$$

[Ec 5.10]

μ : Viscosidad PLS [CP]

[i]: Suma de concentración de hierro, aluminio, magnesio, cobre y manganeso $\left[\frac{g}{l}\right]$

- **Modelo multivariable**

Al ajustar los resultados a un modelo de regresión lineal múltiple en el programa Statgraphics Centurión y describir así la relación entre viscosidad y 4 variables que representan la concentración de Fe (II), Fe (III), Al y Mg, se obtiene:

$$\mu = -4,23 + 0,090 [FeII] + 0,228 [Fe III] + 0,342 [Al] + 0,144 [Mg]$$

[Ec
5.11]

Cuyo estadístico R-Cuadrado ajustado para modelo multivariable indica que la ecuación explica un 97,6% de la variabilidad de los resultados.

Esta regresión ha sido determinada del mismo modo que las regresiones de precipitación. El procedimiento realizado con el programa Statgraphics se encuentra en el Anexo C.

- **Análisis de Varianza ANOVA multifactorial**

Fuente	Suma de Cuadrados	Grados de libertad	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Efectos					
· Fe II	0,445556	1	0,445556	41,92	0,0000
· Fe III	0,051756	1	0,051756	4,87	0,0495
· Al	3,67681	1	3,67681	345,92	0,0000
· Mg	2,42581	1	2,42581	228,23	0,0000
Residuos	0,11692	11	0,01063		
Total	6,71684	15			

Tabla 5.10: Análisis de Varianza de viscosidad

La Tabla 5.10 descompone la variabilidad de viscosidad en contribuciones debidas a varios factores y los Valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de éstos.

A partir de los valores de la Razón-F puede afirmarse que el factor que ejerce mayor influencia sobre la variable viscosidad es la concentración de aluminio seguida por la de magnesio. Esto porque sus magnitudes son las más altas. A su vez, puede sostenerse que comparativamente al aluminio y el magnesio, el hierro (III) no contribuye en la variabilidad de la viscosidad, ya que la magnitud de su Razón-F es mucho menor.

En relación a los Valores-P, puede afirmarse que todos los factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre viscosidad con un 95,0% de nivel de confianza y sólo el hierro (III) se aproxima a no tener significancia en el modelo. Esto ya que los cuatro Valores-P son menores que 0,05.

Finalmente, el comportamiento del hierro (III) en el modelo coincide con lo visto en el análisis mono variable, allí pudo constatar que fue la impureza de menor impacto en viscosidad.

5.2.2 Efecto de impurezas en proceso

Efecto en tiempo de separación de fases con orgánico descargado

Al determinar el tiempo de separación de fases entre soluciones de PLS modificadas y orgánico descargado, se encontró que en ambas continuidades de fase éste aumenta proporcional a la concentración de impurezas. En el análisis monovariante se grafica cómo afecta un aumento individual en la concentración de cada impureza y en el análisis multivariante se modela el cambio simultáneo de éstas.

5.2.2.1 Análisis monovariante

Relación entre tiempo de separación de fases con orgánico descargado y la concentración individual de impurezas en PLS

En los Gráficos 5.22 a 5.25 se observa el tiempo de separación de fases al poner en contacto orgánico descargado con PLS modificados en hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio respectivamente.

Este procedimiento se realizó en continuidad acuosa y orgánica, y las concentraciones corresponden a las descritas en la metodología experimental.

- **Hierro (II)**

El hierro (II) es la impureza que mayor efecto tiene sobre el tiempo de separación de fases. Al aumentar su concentración desde 6,3 a 17,3 [g/l] el tiempo de separación de fases en continuidad acuosa aumenta en 17 segundos, y en continuidad orgánica en 38 segundos.

Es importante señalar que todas las etapas de extracción por solventes en Mantoverde operan en continuidad orgánica, por lo que estos resultados son de mayor interés.

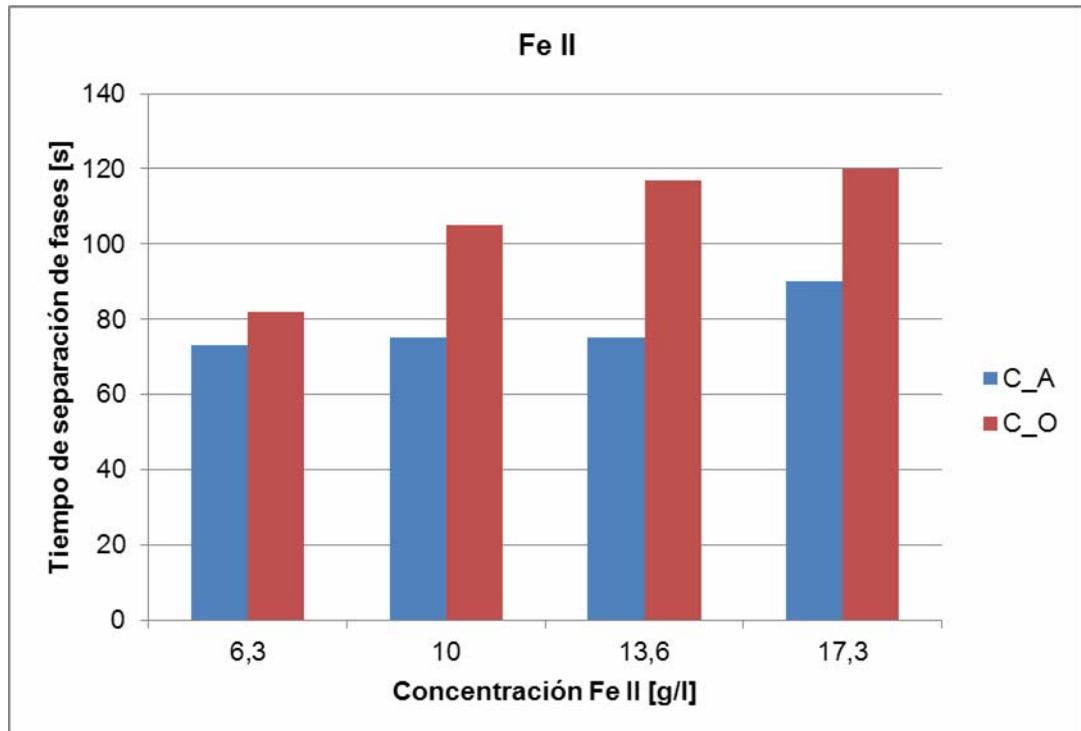


Gráfico 5.22: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en hierro (II)

- **Hierro (III)**

El hierro (III) por su parte es la impureza que al incrementar su concentración menos efectos causó al tiempo de separación de fases.

Así, al aumentar la concentración de hierro (III) desde 4,6 [g/l] a 6 [g/l] el tiempo de separación de fases en continuidad acuosa aumenta en 5 segundos, y en continuidad orgánica en 32 segundos.

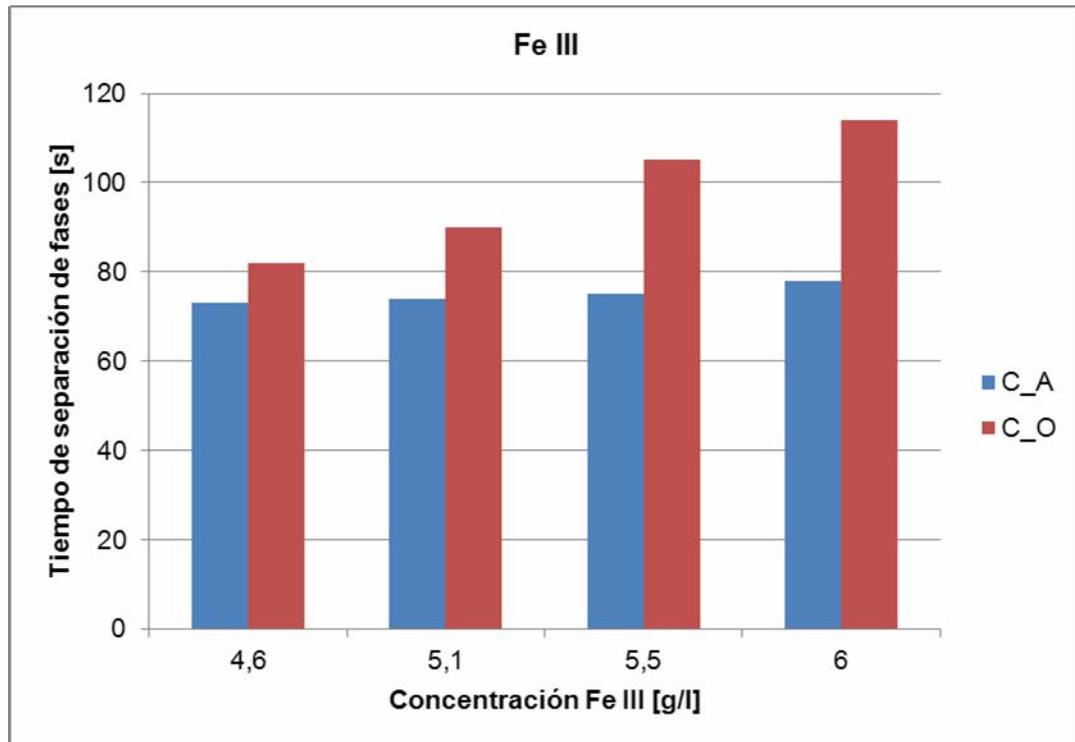


Gráfico 5.23: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en hierro (III)

- **Aluminio**

El aluminio es la impureza que después del hierro (II) mayor alza causó en el tiempo de separación de fases. Un aspecto importante es que el aluminio fue la impureza de mayor influencia en la viscosidad del PLS, por lo cual al determinar el tiempo de separación de fases es posible que éste haya aumentado como consecuencia de la mayor viscosidad que provoca en el PLS.

Los valores obtenidos al aumentar su concentración desde 15,5 [g/l] a 23,9 [g/l] fueron 11 segundos en continuidad acuosa y 38 segundos en continuidad orgánica, lo mismo registrado con hierro (II).

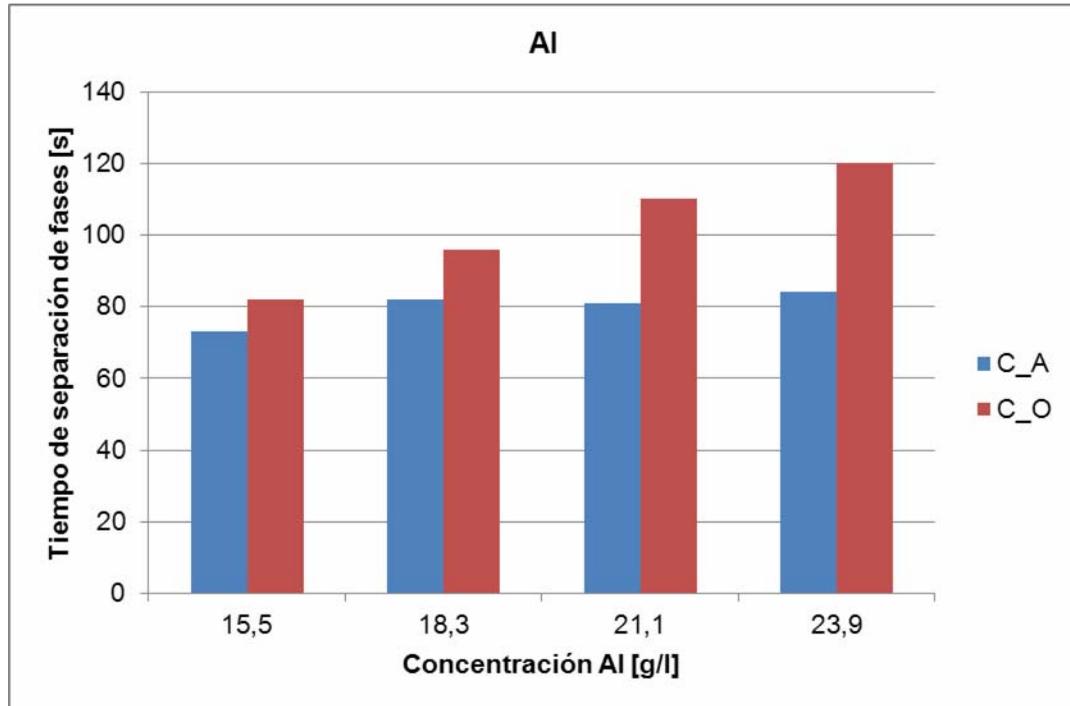


Gráfico 5.24: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en aluminio

- **Magnesio**

El magnesio se comportó de forma equivalente al hierro (III), causó un aumento en tiempo de separación de fases en continuidad acuosa de 7 segundos, y en continuidad orgánica de 32 segundos. Estos valores de hierro (III) y magnesio si bien son los menores en ambas continuidades, son significativos en lo que representan, pues 32 segundos en la continuidad de interés es casi un 40% del tiempo registrado sin aumentar sus concentraciones.

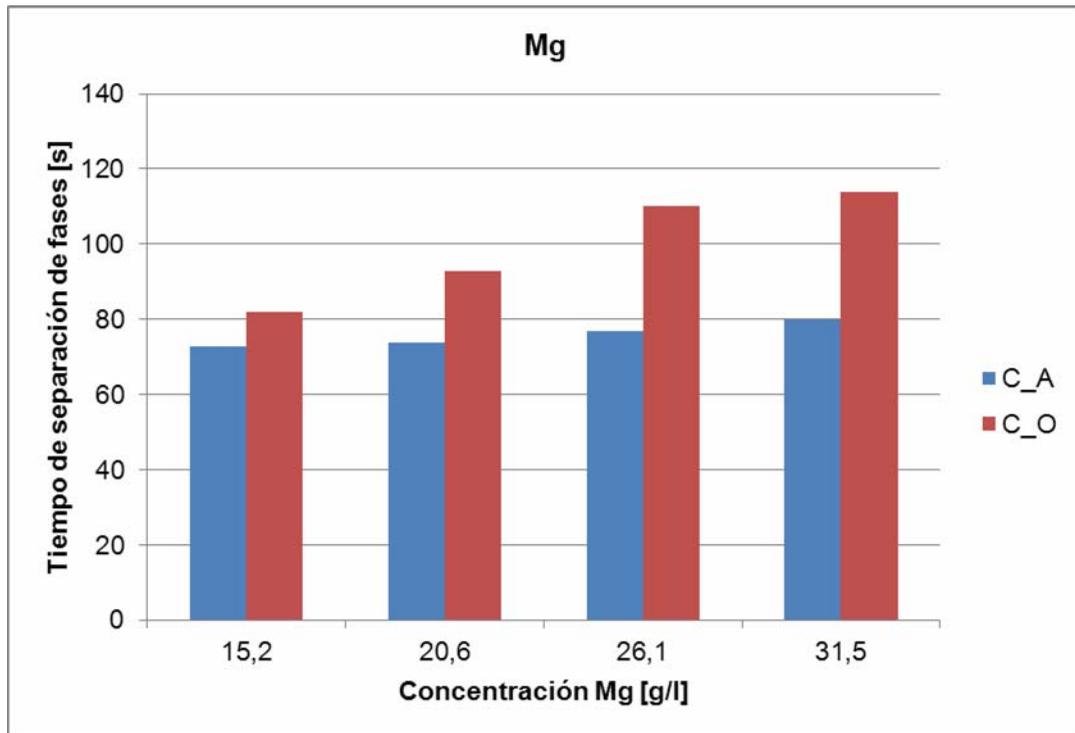


Gráfico 5.25: Tiempo de separación de fases con PLS modificado en magnesio

5.2.2.2 Análisis multivariable

Relación entre tiempo de separación de fases con orgánico descargado y la concentración simultánea de impurezas en PLS

Del análisis multivariable realizado para determinar el efecto que supone un cambio simultáneo en la concentración de impurezas en PLS sobre el tiempo de separación de

fases, se obtuvieron resultados coherentes a lo visto en el análisis mono variable, ya que el hierro (II) se comportó como la impureza de menor significancia.

- **Continuidad acuosa**

Con la ayuda del programa Statgraphics Centurión puede plantearse un modelo multivariable para el tiempo separación de fases que considere los factores experimentales. Esto según:

$$TSF_{CA} = -216,1 + 5,68 [Fe II] + 2,5 [Fe III] + 10,81 [Al] + 4,03 [Mg]$$

[Ec
5.12]

TSF_{CA} : Tiempo de separación de fases en continuidad acuosa. [s]

[Fe II]: Concentración hierro (II) $\left[\frac{g}{l}\right]$

[Fe III]: Concentración hierro (III) $\left[\frac{g}{l}\right]$

[Al]: Concentración aluminio $\left[\frac{g}{l}\right]$

[Mg]: Concentración magnesio $\left[\frac{g}{l}\right]$

El estadístico R-Cuadrado ajustado a regresiones multivariadas indica que el modelo logra explicar un 86,3% de los resultados.

A su vez, la Tabla ANOVA 5.11 descompone la variabilidad del tiempo de separación de fases en continuidad acuosa, debido a efectos simultáneos de hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio.

Efectos	Suma de Cuadrados	g.l.	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Fe II	1764,0	1	1764,0	23,71	0,0005

· Fe III	6,25	1	6,25	0,08	0,7773
· Al	3660,25	1	3660,25	49,21	0,0000
· Mg	1892,25	1	1892,25	25,44	0,0004
Residuos	818,25	11	74,3864		

Tabla 5.11: Análisis de Varianza de tiempo de separación de fases en continuidad acuosa

A partir de los valores de la Razón-F puede afirmarse que el factor que ejerce mayor influencia sobre el tiempo de separación de fases en continuidad acuosa es la concentración de aluminio. Esto porque su magnitud es la más alta. A su vez, puede sostenerse que la concentración de magnesio y de hierro (II) contribuyen de manera semejante en el tiempo de separación de fases, no así el hierro (III) que dado su bajo valor de Razón-F demuestra no contribuir.

En relación a los Valores-P puede afirmarse que hierro (II), aluminio y magnesio tienen un efecto estadísticamente significativo sobre viscosidad con un 95,0% de nivel de confianza, en tanto el hierro (III) no tiene significancia en el modelo ya que su Valor-P es menor que 0,05.

- **Continuidad orgánica**

Al ajustar los resultados a un modelo multivariable en el programa Statgraphics Centurión, se encontró que el tiempo de separación de fases se comporta en función de la concentración de impurezas según:

$$TSF_{CO} = -143,5 + 5,37 [Fe II] + 3,25 [Fe III] + 5,54 [Al] + 3,68 [Mg] \quad [Ec 5.13]$$

TSF_{CO} = Tiempo de separación de fases continuidad orgánica [s]

Donde el estadístico R-Cuadrado ajustado indica que el tal modelo permite explicar un 89,5% de los resultados.

Al realizar el mismo análisis de varianza pero en continuidad orgánica, se encontraron resultados equivalentes a lo visto anteriormente, es decir, el hierro (III) presentó un Valor-P superior a 0,05; por lo cual no puede considerarse estadísticamente significativo sobre el

tiempo de separación de fases en continuidad orgánica, y dentro del intervalo de confianza del 95%. Prueba de ello se ve en la Tabla ANOVA 5.12.

Es importante destacar los valores de Razón-F obtenidos para hierro (II), aluminio y magnesio. En la Tabla 5.12 se observa que sus magnitudes son semejantes, por tanto puede sostenerse que estos factores contribuyen de manera semejante en la variabilidad del tiempo de separación de fases en continuidad orgánica.

Efectos	Suma de Cuadrados	g.l.	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
· Fe II	1580,06	1	1580,06	42,17	0,0000
· Fe III	10,5625	1	10,5625	0,28	0,6060
· Al	1785,06	1	1785,06	47,64	0,0000
· Mg	1580,06	1	1580,06	42,17	0,0000
Residuos	412,188	11	37,4716		

Tabla 5.12: Análisis de Varianza de tiempo de separación de fases en continuidad orgánica

5.2.3 Efecto de viscosidad en proceso

5.2.3.1 Efecto entre tiempo de separación de fases con orgánico descargado y viscosidad

Al relacionar los datos obtenidos en el análisis multivariable de viscosidad, con los de tiempo de separación de fases en ambas continuidades, y cuyos análisis de realizaron a partir de las mismas soluciones, puede determinarse la relación que existe entre éstos.

Los resultados obtenidos de viscosidad y tiempo de separación de fases para cada solución estudiada se muestran en la Tabla 5.13

Solución	Fe (II)	Fe (III)	Al	Mg	Viscosidad	C_A	C_O
	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[CP]	[s]	[s]
PLS	6,3	4,6	15,5	15,2	4,86	73	82
2	10,0	4,6	15,5	15,2	5,18	75	100
3	6,3	5,1	15,5	15,2	4,9	74	90
4	10,0	5,1	15,5	15,2	5,24	76	101

5	6,3	4,6	18,3	15,2	5,9	82	96
6	10,0	4,6	18,3	15,2	6,19	112	117
7	6,3	5,1	18,3	15,2	5,97	81	97
8	10,0	5,1	18,3	15,2	6,26	110	113
9	6,3	4,6	15,5	20,6	5,74	74	93
10	10,0	4,6	15,5	20,6	6,02	100	115
11	6,3	5,1	15,5	20,6	5,78	75	95
12	10,0	5,1	15,5	20,6	6,06	102	115
13	6,3	4,6	18,3	20,6	6,51	114	122
14	10,0	4,6	18,3	20,6	6,76	135	144
15	6,3	5,1	18,3	20,6	6,62	113	121
16	10,0	5,1	18,3	20,6	7,24	144	150

Tabla 5.13: Resultados de viscosidad y tiempo de separación de fases por solución

- **Continuidad acuosa**

La Ecuación 5.14 muestra la relación que existe entre el tiempo de separación de fases con orgánico descargado en continuidad acuosa y la viscosidad del PLS.

$$T_{SF_{CA}} = 11,9 \mu^2 - 109,8 \mu + 323,7 \quad [\text{Ec 5.14}]$$

$T_{SF_{CA}}$: Tiempo de separación de fases continuidad acuosa. [s]

μ : Viscosidad [CP]

El coeficiente de correlación es 0,88; por lo que puede sostenerse que existe una relación fuerte entre las variables. Esta misma tendencia se aprecia en el Gráfico 5.26

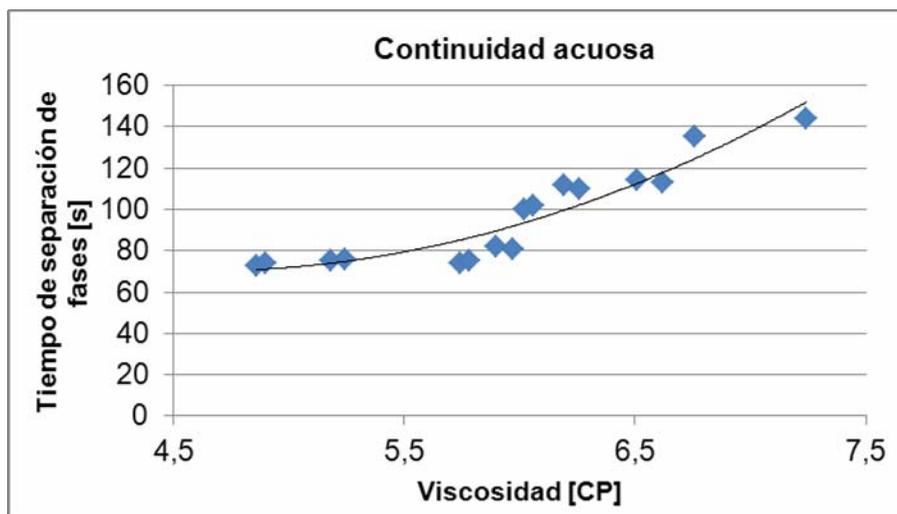


Gráfico 5.26: Efecto de viscosidad en tiempo de separación de fases en continuidad acuosa

- **Continuidad orgánica**

Como se puede ver en la Ecuación 5.15 y Gráfico 5.27, también existe una relación entre el tiempo de separación de fases en continuidad orgánica y la viscosidad del PLS.

$$TSF_{CO} = 9,58 \mu^2 - 88,3 \mu + 292,9$$

[Ec 5.15]

El coeficiente de correlación es 0,86; y demuestra que existe una relación fuerte entre el tiempo de separación de fases en continuidad orgánica y la viscosidad del PLS.

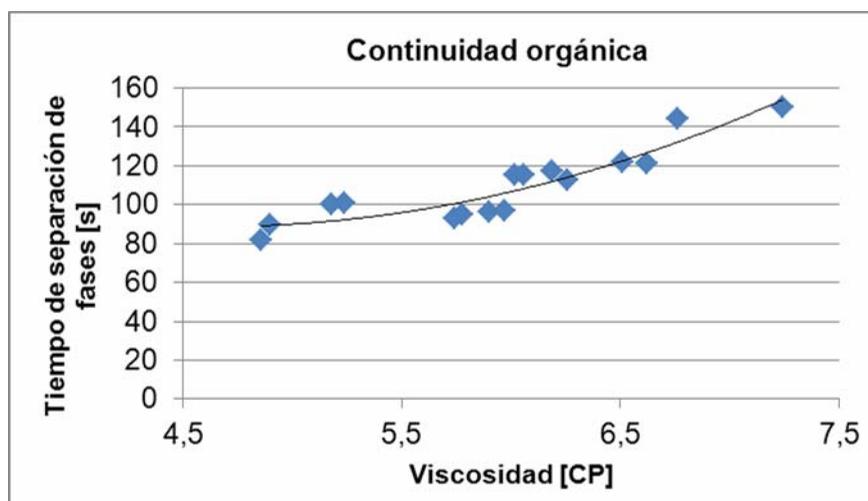


Gráfico 5.27: Efecto de viscosidad en tiempo de separación de fases en continuidad orgánica

5.3 Conclusiones del capítulo

5.3.1 Actividades para el cumplimiento del objetivo general

Las primeras actividades estuvieron destinadas a determinar la concentración de ácido sulfúrico en refino que permitiese la precipitación de un 30% de las impurezas totales. Se encontró que la solución con un 35% en peso de ácido cumple con ello y además con el requisito de que la precipitación de cobre no fuese mayor al 20%, ya que en este caso ocurrió un 18%.

Pudo verse también que la solución de un 40% en peso de ácido alcanzó un 23% de precipitación de cobre el cual puede considerarse admisible en virtud de que la precipitación total de impurezas se elevó al 40%.

En relación a la disminución de ácido, ésta se mantuvo en valores bajos dentro del rango de concentración igual e inferior al 40% en peso.

En términos de cantidad y calidad del sólido descartado los mejores resultados se obtuvieron en el rango de concentración entre 30 y 40 % en peso de ácido, a concentraciones menores la cantidad fue muy baja, y a concentraciones superiores resultó difícil separarlo de la solución.

A partir de la precipitación total de impurezas, la precipitación puntual de cobre, la disminución de ácido y la calidad del sólido; la concentración de ácido en refino que mejores resultados entregó fue la de 40% en peso.

Luego se compararon las curvas de precipitación por elemento al preparar soluciones con distintos refinados. Para todos los elementos las curvas obtenidas fueron semejantes y en el caso del cobre se constató que al utilizar refino con menor concentración de éste su precipitación disminuyó en la solución del 40% de ácido alcanzando un 18,6%.

Por otra parte, en la experiencia de cinética de precipitación de la solución de 50% en peso de ácido se vio que el cobre, manganeso y aluminio no presentaron un avance significativo de precipitación en el tiempo, teniendo casi el mismo porcentaje al cumplirse 6 horas como 7 días. El hierro en tanto aumenta su precipitación en el tiempo.

Al realizar las experiencias de precipitación en proceso a escala de laboratorio sin presencia de sólidos, se encontró que sólo a concentraciones superiores al 70% en peso de ácido ocurrió precipitación en los ciclos de una hora.

En general la precipitación total alcanzada fue inferior a lo obtenido en las experiencias de equilibrio de precipitación. Para las tres soluciones precipitadas la pérdida de cobre fue menor que en las experiencias de equilibrio, a su vez la disminución de ácido fue mayor a lo obtenido en 7 días.

Considerando la baja precipitación de cobre y la menor pérdida de ácido, la solución que entregó los mejores resultados en estas experiencias fue la del 70% en peso de ácido, donde además se obtuvo un óptimo 47% de precipitación de las impurezas totales.

En las experiencias a escala con presencia de semillas ocurrió que las soluciones entre un 10% y un 65% de ácido gelificaron algunas antes y otras después de ser centrifugadas. Al comparar los resultados obtenidos en soluciones sobre el 70% con los mismos resultados obtenidos sin sólidos, se encontró que efectivamente la presencia de sólidos fomenta la precipitación, no obstante, el incremento no es tan amplio para validar un proceso de estas concentraciones, pues el diseño y operación se complica y encarece.

Por último se elaboraron modelos multivariantes para determinar la precipitación total y la precipitación de cobre en función de la acidez y la concentración de cada metal presente en solución. Dentro del rango de acidez de entre un 25 y un 55% en peso de ácido se obtuvieron modelos que permiten explicar el 98,5% de los resultados obtenidos en la precipitación total y un 97,2% de los de la precipitación de cobre.

Una vez finalizadas todas las actividades que permiten dar cumplimiento al objetivo general de este trabajo, puede determinarse que la concentración de ácido en refino para diseñar el proceso es de 40% y que el tiempo de reacción es de seis horas. Se ha optado por esta y no por la solución del 70% en peso de ácido por las siguientes razones:

Primero, si bien en la solución del 70% de ácido la precipitación total es mayor en términos de porcentaje, no lo es en cantidad. Esto debido a que la solución de 70% considera un volumen mayoritario de ácido y por tanto la cantidad de refino involucrado es baja, a su vez

la solución del 40% de ácido al tener menos ácido tiene más refino y su precipitación se vuelve significativa.

En la solución del 70% la precipitación alcanzó a un 47% de las impurezas presentes en solución lo cual equivale a 2,2 gramos, a su vez en la solución del 40% la precipitación fue un 33% que equivale a 5,9 gramos de impurezas.

Otra desventaja que presenta la solución del 70% es su elevada pérdida de ácido. Se encontró que esta es un 23,9% lo cual es considerable al tratarse de una solución conformada por un 75% de ácido. A su vez la solución del 40% mostró sólo un 13,4% de pérdida que además se aplica sobre un volumen menor de ácido en solución.

Otro aspecto contemplado en la selección de la concentración de ácido es la seguridad y protección de las componentes del proceso. Un proceso operando con soluciones del 70% de ácido presenta alto riesgo al personal y requiere además de equipos y áreas especialmente protegidas.

Finalmente, en la Tabla 5.14 se encuentran los resultados obtenidos con la solución del 40% en peso de ácido y refino R2. Esto ya que R2 es el que tiene una concentración intermedia de cobre. Estos valores serán los considerados para el diseño y evaluación del proceso.

Componente	Disminución
	[%]
Acidez	13,4
Cu	18,6
Fe total	15,7
Mn	15,7
Al	55,7
Mg	26,3
Promedio de impurezas	33,2

Tabla 5.14: Resultados de experiencia del 40% en peso de ácido.

5.3.2 Actividades para el cumplimiento de objetivos complementarios

Las experiencias desarrolladas para cumplir los objetivos complementarios fueron un estudio sobre el efecto que ejerce la concentración de impurezas en viscosidad, el efecto en el tiempo de separación de fases en ambas continuidades con orgánico descargado, y finalmente el efecto de viscosidad sobre el tiempo de separación de fases.

En el estudio para determinar el efecto que implica sobre la viscosidad el cambio individual en la concentración de cada impureza se encontró que el mayor impacto lo genera el aluminio, seguido por hierro (II), magnesio y hierro (III) respectivamente.

Del análisis multivariable desarrollado para identificar la impureza que tiene mayor significancia estadística en el comportamiento de la viscosidad, se encontró que aluminio, magnesio y hierro (II) son significativos, en tanto el hierro (III) se aproxima a no serlo.

Además se entregó un modelo multivariable cuyo estadístico R-cuadrado ajustado indica que la ecuación presentada explica un 97,6% de los resultados obtenidos.

Por otra parte, en el estudio de impurezas sobre el tiempo de separación de fases se encontró que las que ejercen mayor influencia en continuidad orgánica son el aluminio y el hierro (II), provocando un aumento de 38 segundos en el tiempo de separación de fases. Hierro (III) y magnesio ocasionaron un alza de 32 segundos.

En continuidad acuosa los tiempos registrados fueron menores, siendo los incrementos desde 7 a 17 segundos. La impureza de mayor impacto fue el hierro (II), seguida por el aluminio, el magnesio y finalmente el hierro (III).

Finalmente se entregaron relaciones entre el tiempo de separación de fases en ambas continuidades y la viscosidad de los PLS. Se determinó que éstas variables son proporcionales y tienen relaciones cuadráticas con factores de correlación superiores al 85%.

Capítulo 6 DISEÑO DE PROCESO

En este capítulo se encuentra la descripción del proceso propuesto, su ubicación dentro de una planta con configuración típica, los antecedentes considerados para seleccionar los componentes principales del proceso, las condiciones de diseño y operación y finalmente una aproximación al diseño de los equipos requeridos.

El proceso propuesto responde tanto a los resultados experimentales como a información recopilada para la selección de componentes principales.

Los antecedentes entregados para la selección de tales componentes son los que permiten justificar el uso y describir las características particulares que deben tener el mezclador, filtro, cañerías y fitting.

En las condiciones de diseño y operación se consideran las variables que deben estar pre establecidas. Entre estas se encuentran valores de flujos, concentraciones, dimensiones de los equipos y otras condiciones de operación.

Finalmente en el diseño de los equipos se muestran las proporciones propuestas en bibliografía para el mezclador y agitador. Esta información se entrega sólo en términos generales ya que el objetivo de este trabajo es realizar un diseño conceptual del tratamiento.

6.1 Descripción del proceso

El proceso propuesto consta de dos operaciones principales, mezclado y filtración. En la primera se mezcla ácido sulfúrico con refino en un tanque agitado para permitir la formación de sólidos, y en la segunda se filtra la solución resultante en filtro prensa a fin de separar los sólidos generados.

Del proceso propuesto se obtienen dos productos; un sólido que contiene las impurezas precipitadas y una solución altamente ácida. Los sólidos van a una piscina de recepción de sólidos como destino final, en tanto la solución ácida es enviada a la piscina de ILS.

La operación de mezclado considera dos etapas en serie. Esto surge ya que el tiempo de residencia obtenido experimentalmente es muy alto y para alcanzarlo se requeriría de un mezclador desproporcionadamente grande. A su vez se contempla que la operación del primer mezclador sea a volumen constante, en tanto la del segundo sea de volumen variable. Esta condición del segundo mezclador responde a su ubicación dentro del tratamiento, el segundo mezclador es alimentado por un flujo constante proveniente del primer mezclador, sin embargo su descarga es variable porque está determinada por la operación del filtro prensa. Se considera que el impacto de esta configuración sobre el tiempo de residencia es menor y el detalle se encuentra más adelante en la sección Condiciones de operación.

La alimentación de ácido sulfúrico proviene de una bifurcación desde la línea principal que envía ácido a la piscina de ILS, en tanto la alimentación de refino corresponde a una bifurcación desde la línea que lo envía al riego de pilas. Debido a que tanto ácido como refino ya poseen cierta presión y velocidad en los puntos iniciales de este proceso, no se considerará el uso de bombas para impulsarlos al mezclador. No obstante en el Anexo se encuentra el cálculo requerido para especificar ambas bombas en caso de que el tratamiento se abastezca desde un estanque de ácido y la piscina de refino.

Una descripción simplificada del proceso es la que se muestra en la Figura 6.1. La nomenclatura de equipos principales y flujos se encuentra en las Tablas 6.1 y 6.2.

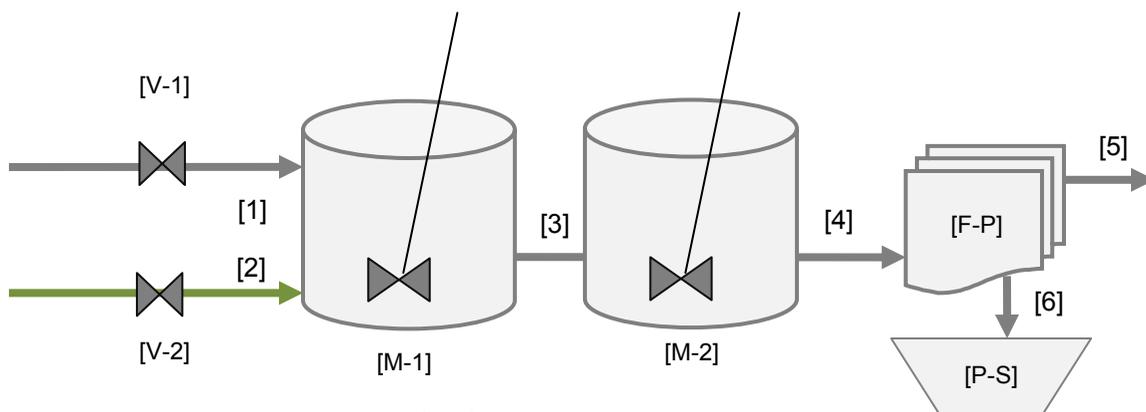


Figura 6.1: Descripción simplificada del proceso

- Equipos principales

Equipos	Símbolo
Mezclador	M-1
Mezclador	M-2
Filtro Prensa de cámaras	F-P
Recepción de sólidos filtrados	P-S
Válvula de control de ácido	V-1
Válvula de control de refino	V-2

Tabla 6.1: Equipos principales del proceso

- Flujos

Flujos	Flujo
Alimentación de Acido a M1	[1]
Alimentación de Refino a M1	[2]
Solución Refino – H ₂ SO ₄ en salida M1	[3]
Alimentación al filtro	[4]
Solución filtrada	[5]

Tabla 6.2: Flujos del proceso

6.2 Ubicación del proceso

Antes de ubicar el proceso propuesto es importante conocer cómo se configuran normalmente las etapas de lixiviación y extracción por solventes en las plantas de cobre lixiviado, esto a fin de que el tratamiento se haga extensivo a cualquier faena equivalente y no sea de beneficio exclusivo para división Mantoverde. La Figura 6.2 muestra una configuración típica.

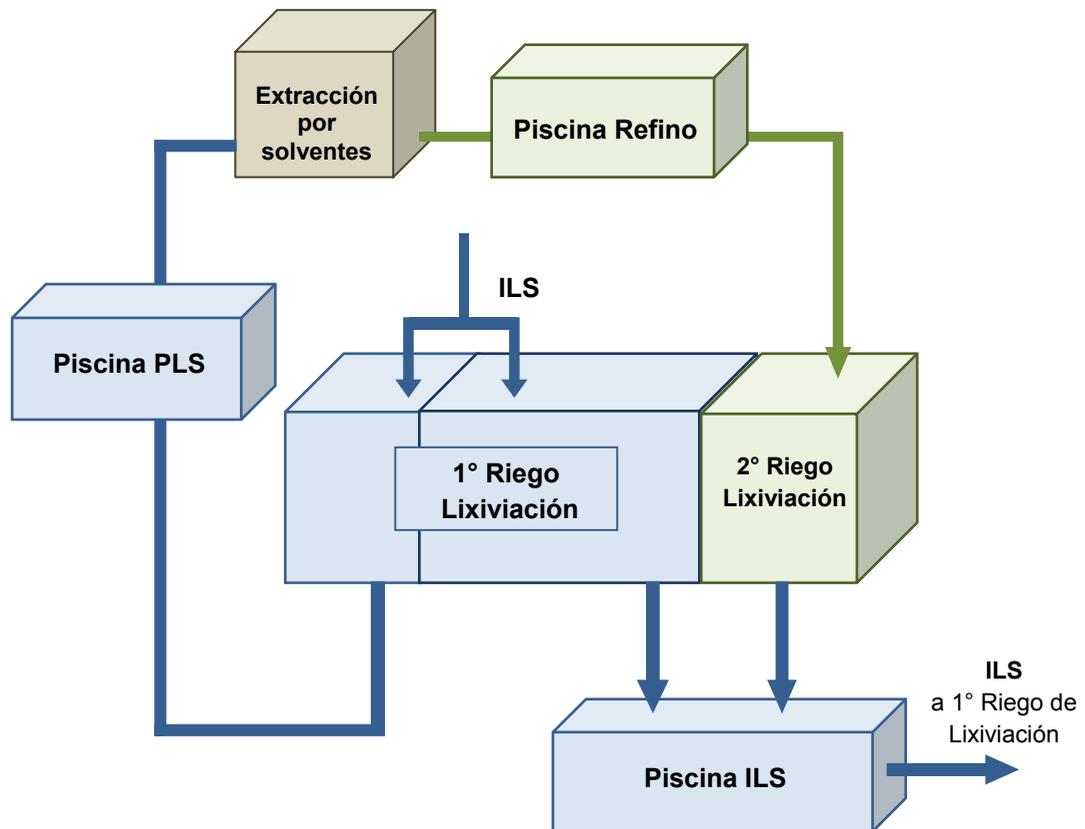


Figura 6.2: Configuración típica de lixiviación

Debido a que el tratamiento propuesto se abastece de refino y entrega una solución ácida que es enviada a la piscina de ILS, es conveniente situarlo en forma paralela al segundo ciclo de lixiviación, el cual se riega con refino y del que se recolecta solución ILS.

En la Figura 6.3 se muestra la ubicación del proceso propuesto dentro de una planta con configuración típica.

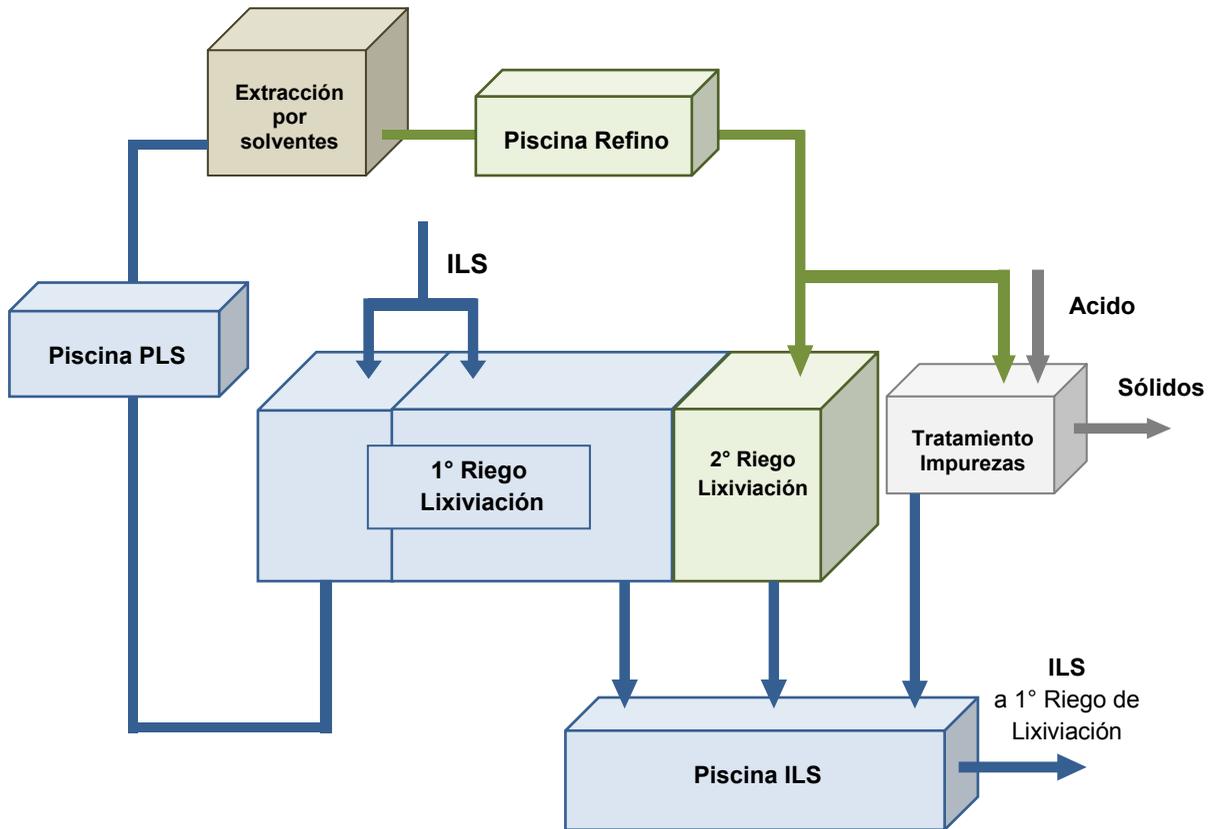


Figura 6.3: Ubicación del proceso propuesto

Para que el tratamiento propuesto no afecte a los balances volumétricos del proceso global se propone el siguiente ciclo:

- Descontar refino desde la línea de riego de pilas.
- Aumentar la producción refino en extracción por solventes en cantidad equivalente a lo descontado.
- Elevar el flujo de PLS que ingresa a extracción por solventes en igual valor.
- Aumentar la producción de PLS en pilas en igual valor.
- Aumentar el riego de pilas que aportan PLS con un volumen adicional de ILS.

- Incrementar el volumen de la piscina de ILS con el envío de la solución resultante del tratamiento.

Finalmente esto se ha validado ya que el flujo de refino considerado representa menos de un 0,5% del flujo con que opera la extracción por solventes, y porque la solución enviada a la piscina de ILS que es altamente ácida, puede sustituir parte del volumen de ácido de proceso que normalmente es ahí adicionado.

En la Figura 6.4 se muestra un diagrama de la etapa de lixiviación en división Mantoverde, y a la derecha se encuentra ubicado el proceso propuesto para remover impurezas.

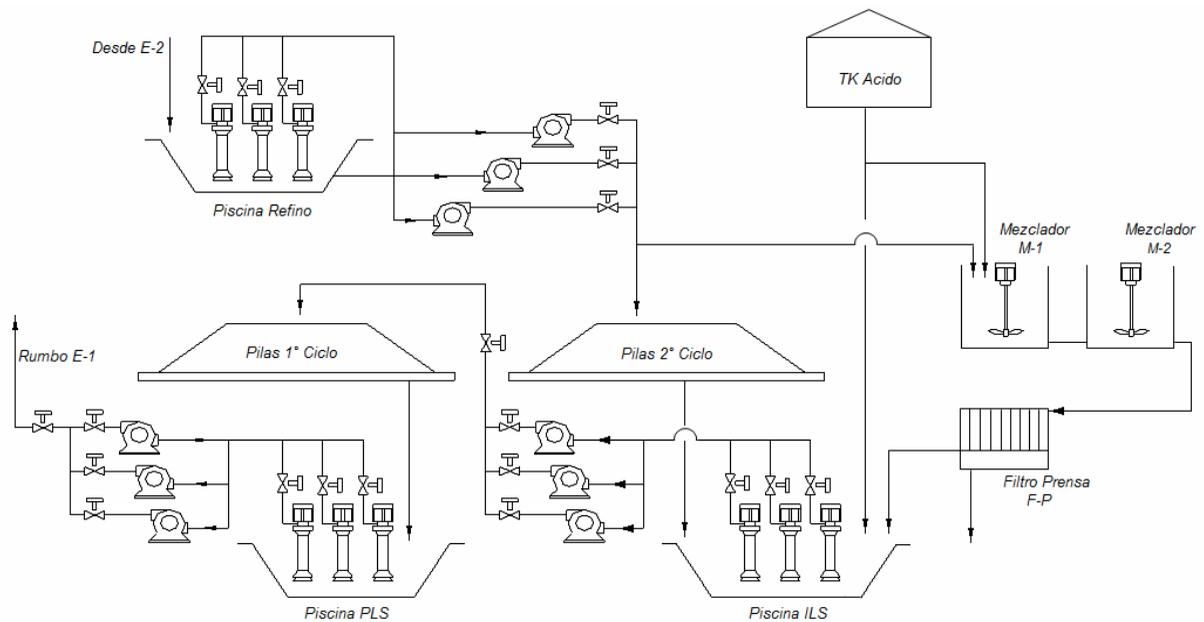


Figura 6.4: Diagrama del proceso dentro de la planta

6.3 Selección de componentes principales

6.3.1 Mezcladores

El principal objetivo en los sistemas de agitación aplicados a procesos de cristalización es mantener los cristales en suspensión y promover interfases que favorezcan la formación de sólidos. Para asegurar esta máxima superficie de contacto y lograr que todas las partículas estén expuestas al fluido debe inducirse la turbulencia adecuada, y para alcanzar tal condición debe considerarse tanto el diseño como sus variables de operación.

En relación al diseño el principal objeto de estudio es el tipo de agitador, ya que según sea se pueden generar flujos axiales o radiales dentro del estanque, lo cual cobra especial atención en casos con presencia de sólidos suspendidos. Para el caso de las variables de operación, lo que condiciona la turbulencia es la velocidad de agitación.

Finalmente, tanto las proporciones del estanque como del agitador dependen del tipo de agitador utilizado, el cual como se mencionó se selecciona según el objetivo de la operación.

Detalle de las principales características a considerar en la selección del estanque y agitador se encuentran a continuación.

- **Estanque**

El estanque debe estar confeccionado de un material que ofrezca alta resistencia química y mecánica, una variedad de esto puede encontrarse en plásticos reforzados en fibra de vidrio, PRFV.

Los PRFV se utilizan para la fabricación de estanques, bombas y tuberías, y según sea la aplicación de estos equipos se debe tener en cuenta tanto el tipo de resina como el de fibra utilizado en su confección. El tipo de resina se selecciona principalmente en virtud de su

resistencia química, y en casos como el de este proceso interesan aquellas que ofrezcan alta resistencia.

El viniléster es una resina indicada para uso industrial bajo severas condiciones, posee una excepcional resistencia a la corrosión en ambientes ácidos y básicos, es capaz de trabajar a altas temperaturas, tiene alta resistencia al impacto y la fatiga, alta resistencia mecánica, y excelentes propiedades de aislamiento térmico y eléctrico⁸.

Por lo expuesto, se propone el uso de PRFV confeccionado con resinas viniléster para la elaboración del estanque del proceso, y sólo resta aportar que los PRFV así confeccionados requieren de un mínimo de mantenimiento durante un largo periodo de servicio.

Es conveniente que el espesor del PRFV seleccionado sea determinado por los fabricantes de tales estructuras, ya que debe responder a una serie de condiciones entre las cuales destaca el volumen del estanque, densidad de fluidos, agitación inducida, temperatura de trabajo, y otras condiciones de operación.

En relación al diseño, las proporciones del estanque pueden definirse a partir del tipo de agitador seleccionado y existen proporciones sugeridas en bibliografía según esto. El detalle se encuentra más adelante en la sección Diseño de equipos.

Finalmente, es importante añadir que para eliminar regiones en las que el fluido no lograra penetrar se puede considerar un fondo toriesférico. Así mismo, en la parte superior debe disponerse de una plataforma en la cual se ubique el motor sobre el que se monte el eje del agitador.

- **Agitador**

La clasificación de los agitadores puede hacerse en función del tipo de flujo que generan o en función de su geometría. Considerando el tipo de flujo los agitadores pueden clasificarse en aquellos que generan flujo axial y aquellos que generan flujo radial dentro del estanque, y considerando la geometría pueden identificarse en agitadores de hélice, de paleta y de turbina.

8. Bendezú José Humberto. Los Plásticos Reforzados en Fibra de Vidrio (PRFV), sus Aplicaciones y Desarrollo en la Industria Nacional. Tesis Digitales Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Lima, Perú, 2007.

Los agitadores de turbina son de gran versatilidad, son eficaces para un amplio rango de viscosidades, y según sea la inclinación de sus paletas pueden generar flujos axiales, radiales o ambos a la vez. Un tipo comúnmente usado de estos agitadores son las turbinas axiales de palas curvas, éstas generan un flujo predominantemente axial con componentes radiales y su uso está especialmente destinado para fluidos con sólidos suspendidos y medios viscosos.

En virtud de las aplicaciones recomendadas para este tipo de agitador es que se ha seleccionado para el proceso de precipitación de impurezas.

6.3.2 Filtro

Los filtros industriales pueden clasificarse a partir de su fuerza impulsora que puede ser gravedad, presión o vacío, y seguir diferenciándose según operen en forma continua o discontinua. El filtro continuo ofrece una mayor capacidad de producción para una determinada superficie filtrante, sin embargo, si la torta filtrada ofrece alta resistencia el filtro discontinuo permite un mejor funcionamiento.

Debido a la alta concentración de sólidos generados en la solución de este proceso se recomienda el uso de un filtro discontinuo, entre los de este tipo destaca la funcionalidad del filtro prensa. Existen dos categorías principales de filtro prensa; filtro prensa de placas y membranas, y el filtro prensa de cámaras. El filtro prensa de placas y membranas permite una filtración más efectiva que el filtro de cámaras, siendo su principal ventaja la de generar un sólido con menor humedad residual.

Para el objetivo de este proceso, en que no se requiere un sólido perfectamente seco, basta con los resultados que ofrece un filtro prensa de cámaras.

Dentro de los filtros de esta categoría existen distintas variantes en términos de su aplicación, eficiencia de filtrado, la cantidad de operaciones incluidas en el filtrado y finalmente el tipo de operación.

La aplicación de este tratamiento requiere el uso de un filtro resistente a flujos corrosivos y con alto contenido de sólidos. Estas características hacen que el filtro a seleccionar corresponda a los destinados a uso en minería y sea semejante a los utilizados en la filtración de concentrados de cobre.

Por otra parte, la eficiencia de filtrado se miden en función de la humedad residual del sólido descargado. En este tratamiento el objetivo principal es sólo separar sólidos de líquidos y debido a que ninguno de ellos es producto final, no se justifica invertir en un filtro de máxima eficiencia.

Otra de las variantes señaladas corresponde la cantidad de operaciones incluidas, entre las que destaca el lavado de telas alternado a la descarga de sólidos. En este caso esta etapa tampoco es necesaria ya que se trata de un proceso que involucra ácido sulfúrico altamente reactivo al contacto de líquidos y puede ser más perjudicial que beneficiosa.

Finalmente el tipo de operación puede ser abierta o cerrada. La operación abierta entrega una inspección del líquido filtrado más fácil, en tanto la operación cerrada es ideal para trabajar con productos peligrosos y es idóneo para evitar el contacto con el líquido filtrado. Por lo señalado la operación del filtro a seleccionar debe ser cerrada.

Con estos criterios iniciales se puede contactar con proveedores de filtros para que indiquen cual es el modelo apropiado. En este trabajo se tuvo contacto personal con agentes comerciales de la marca española TEFSA Técnicas de filtración S.A., quienes recomendaron lo siguiente:

- Filtro destinado a uso en minería confeccionado en materiales anti corrosión.
- Filtro de cámara y no de membrana ya que si bien estos últimos son más eficientes, son también más costosos lo cual en este caso no se justifica.
- Filtro sin lavado de cámaras, básicamente por protección del equipo.
- Filtro de operación cerrada por tratarse de productos peligrosos.

Y los modelos que cumplen con lo indicado son los de la serie EHC y EHR. La selección de uno en particular depende de la capacidad del filtro, y en base lo estimado para este proceso cuyo detalle se encuentra en la sección 6.4.8, el filtro seleccionado corresponde al filtro prensa de cámaras modelo EHR 800 de 14 placas y traslado lateral.

En la Figura 6.5 se muestra el filtro indicado y en la Tabla 6.3 están las principales especificaciones técnicas otorgadas por su proveedor.

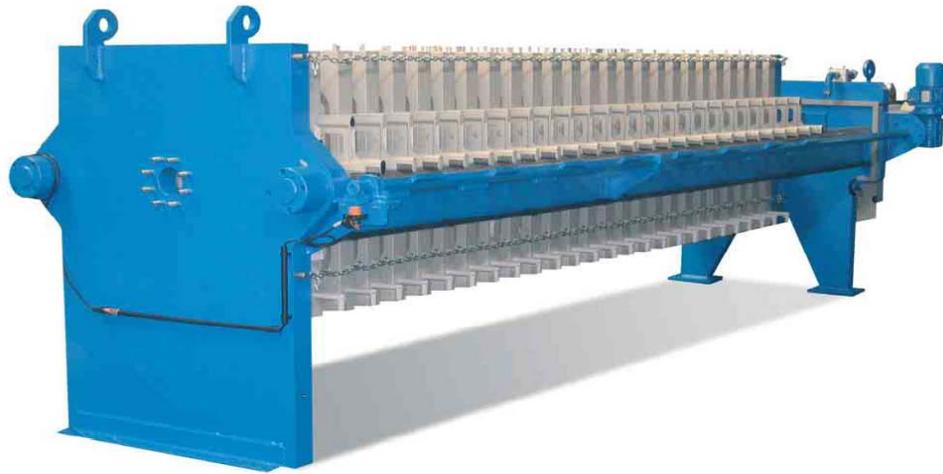


Figura 6.5: Filtro prensa TEFSA modelo EHR 800

Modelo	EHR 800
Operación	Cerrada
Presión máxima de servicio	16 bar
Tamaño de placas	800 x 800 mm
N° de placas	15
N° de cámaras	14
Superficie filtrante por cámara	0,95 m ²
Volumen torta por cámara	15,4 litros
Espesor torta	30 mm
Material placas	Polipropileno
Material tela	Polipropileno
Tipo de hilo	Mono/multifilamento
Tratamiento	Termofijado

6.3.3 Piping y fitting

- **Piping**

Las cañerías del proceso deben contemplar los efectos de la corrosión. Podría utilizarse materiales inoxidables, sin embargo, por aspectos económicos es preferible utilizar cañerías de acero carbono de mayor diámetro pero a velocidades más bajas.

Particularmente para el ácido sulfúrico se admite el uso de cañerías de acero carbono siempre y cuando su velocidad de flujo sea menor a 1[m/s]⁹. Por ello se asignará este valor en el diseño de la línea de ácido.

Para el caso del refino su velocidad de flujo se determinó siguiendo criterios de diseño en virtud de su agresividad y densidad. Se obtuvo una velocidad inferior a 2 [m/s] y se ha considerado apropiada para el uso de acero carbono debido a que es mucho menos corrosivo que el ácido cuya velocidad era 1[m/s].

El acero carbono adecuado para las cañerías de ácido y refino es el ASTM A 53 grado B ya que no involucra altas temperaturas ni altas presiones. Además para aumentar la protección a la corrosión se propone un espesor superior al promedio que es Sch. 40 y este será Sch. 80. Como última medida protección se recomienda un acabado galvanizado¹⁰.

Finalmente la norma que aplica en las dimensiones, tolerancias y presiones de trabajo de cañerías de acero carbono es la norma ASME B36.10 y es de ésta que se han obtenido valores para el diseño¹¹.

9. Bilurbina Luis, Liesa Francisco, Iribarren Iñaki, Iribarren Jose. Corrosión y protección. Editorial Universidad Politécnica de Cataluña, 2003, p.142

10. Normas ASTM para Cañerías y Tubos. Boletín Técnico No.12. Fastpack Piping Products.

11. Welded and Seamless Wrought Steel Pipe. An American National Standard. ASME B36.10.M-2000. The American Society of Mechanical Engineers, U.S.A., 2001.

Flujo	Velocidad promedio [m/s]	Tipo de acero carbono	Dimensiones	Espesor	Acabado
Acido	< 1	ASTM A53 Gr B	ASME B36.10	Sch 80	Galvanizado
Refino	< 1,6	ASTM A53 Gr B	ASME B36.10	Sch 80	Galvanizado

Tabla 6.4: Especificaciones de cañerías para líneas de ácido y refino

- **Fitting**

La cantidad y el tipo fitting utilizados en el proceso dependen finalmente de la ubicación de éste dentro de la planta, sin embargo, puede afirmarse que se requiere el uso de flanges, codos y tee.

Las normas que aplican en la fabricación y materiales de fitting de acero carbono es la ASTM A105 y en lo referente a sus medidas, tolerancias y presiones de trabajo aplica la norma ASME B16.5

En relación al tipo se fitting seleccionados para este proceso, se recomiendan flanges tipo socket weld debido a que se utilizan preferentemente en cañerías de diámetros pequeños. Lo mismo para codos y tee, cuyos diseños más apropiados corresponden a codo socket weld y tee socket Weld ¹².

Fitting	Tipo	Tipo de acero carbono	Dimensiones	Acabado
Flange	Socket Weld	ASTM A105	ASME B16.5	Galvanizado
Codo 45°	Socket weld elbow 45°	ASTM A105	ASME B16.5	Galvanizado
Codo 90°	Socket weld elbow 90°	ASTM A105	ASME B16.5	Galvanizado
Tee	Socket weld tee	ASTM A105	ASME B16.5	Galvanizado

Tabla 6.5: Especificaciones de fitting a utilizar en proceso

6.4 Condiciones de diseño y operación

En el proceso deben definirse las siguientes condiciones de diseño y operación:

- Concentración de ácido sulfúrico en solución
- Tiempo de residencia de la solución en etapa de mezclado
- Volumen de mezcladores
- Flujo de alimentación y descarga de mezcladores
- Flujo de alimentación de refino a etapa de mezclado
- Flujo de alimentación de ácido de proceso a etapa de mezclado
- Duración de los ciclos de filtración
- Capacidad de filtro prensa
- Cantidad de sólidos descargados por ciclo y hora
- Flujo de solución filtrada enviada a piscina de ILS

Para los cálculos es importante indicar algunas consideraciones tomadas, éstas son:

1°) Es conveniente iniciar los cálculos con el volumen de los mezcladores ya que aún cuando se propone el uso de dos en serie, el tiempo de residencia es muy alto y sus volúmenes pueden resultar desproporcionadamente grandes para determinados flujos. Se prefiere que sean los flujos quienes se adapten para cumplir con volúmenes considerados razonables.

2°) En relación a la duración de los ciclos de filtración se consultó a su proveedor sobre la duración recomendada.

3°) El flujo de solución ácida enviada a la piscina de ILS y el volumen de sólidos son valores que dependen de la operación del filtro y que el fabricante debe aportar con mayor exactitud. Para efectos de éste trabajo se ha considerado lo obtenido experimentalmente.

6.4.1 Concentración de ácido en solución

Del estudio experimental se determinó que la concentración de ácido en la solución sobresaturada es 40% en peso.

6.4.2 Tiempo de residencia

El tiempo mínimo al cual se alcanzan las precipitaciones óptimas para soluciones de 40% en peso de ácido es de seis horas.

6.4.3 Volumen de mezcladores

Como se señaló, es conveniente determinar el valor de éstos antes que los flujos de alimentación ya que el tiempo de residencia es muy alto.

Un volumen razonable de solución a tratar es 20 [m³] por mezclador, por lo que con un factor de sobrediseño del 30% cada mezclador del proceso tiene un volumen real de 26 [m³]

Mezcladores M-1 y M-2	[m ³]
Volumen de operación	20
Volumen de diseño	26

Tabla 6.6: Volumen de mezcladores

6.4.3 Flujo de alimentación y descarga de mezcladores

Estos pueden calcularse a partir del volumen de operación y el tiempo de residencia según:

$$Q_{\text{mezclador}} = \frac{V}{t} \quad [\text{Ec 6.1}]$$

$Q_{\text{mezclador}}$: Flujo de alimentación y descarga del mezclador [m³/h]

V : Volumen de operación de mezclador [m³]

τ : Tiempo de residencia en mezclador [h]

- **M-1**

Como se indicó anteriormente, sólo el primer mezclador opera a volumen constante. Este contempla la mitad del tiempo de residencia total que son tres horas, por lo que para un volumen de 20 [m³] se tiene que el flujo de alimentación y descarga es:

M-1	[m ³ / h]
Flujo de alimentación	6,7
Flujo de descarga	6,7

Tabla 6.7: Alimentación y descarga de mezclador M-1

- **M-2**

El flujo de alimentación a M-2 corresponde al de descarga de M-1 que es 6,7 [m³/h], a su vez el flujo de descarga de M-2 corresponde a la alimentación del filtro prensa.

La alimentación al filtro prensa es de flujo variable, esto ya que en la medida que la solución ingresa a las cámaras se impregnan sólidos en la tela filtrante y aumenta la resistencia al paso de solución. El flujo finalmente depende de las características del sólido y la tela, sin embargo puede estimarse.

Para un ciclo de 10 minutos de filtración que incluye alimentación, soplado, descarga de sólidos y tiempos muertos, un avance en la velocidad de alimentación por ciclo puede estimarse.

En el Gráfico 6.1 se muestra una curva de alimentación y luego sus valores estimados minuto a minuto. Estos cumplen con procesar 1,12 [m³] en 10 minutos lo cual es equivalente a un flujo de 6,7 [m³/h].

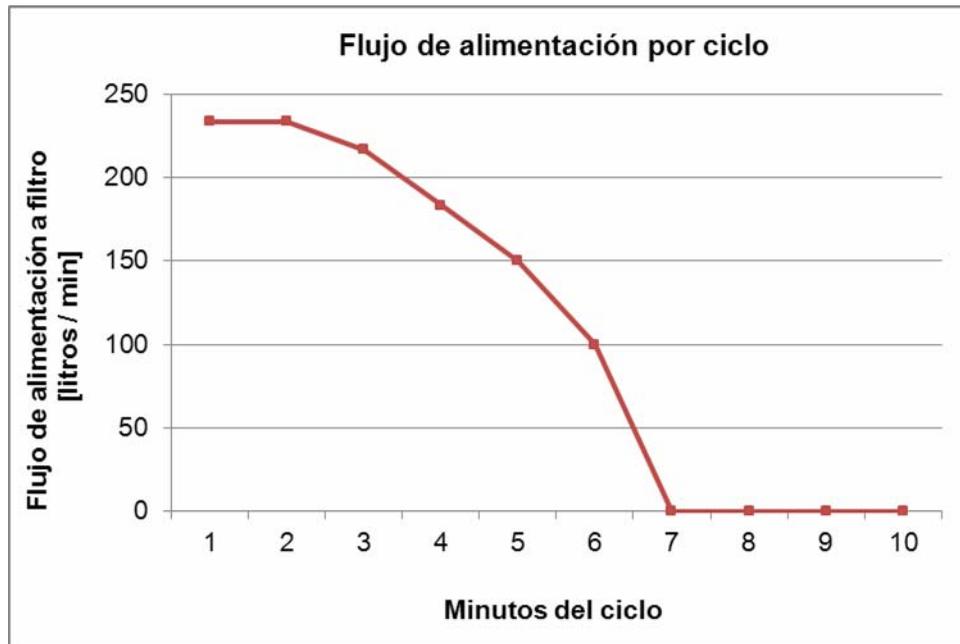


Gráfico 6.1: Flujo de alimentación a filtro prensa

Por último, estas mismas cantidades corresponden a la de descarga de M-2, por lo que se tiene que los flujos de alimentación y descarga obtenidos en el transcurso de 10 minutos son:

Tiempo	Flujo de alimentación M-1	Flujo de descarga M-2
[minutos]	[litros /min]	[litros /min]
1	111,7	233,3
2	111,7	233,3
3	111,7	216,7
4	111,7	183,3
5	111,7	150,0
6	111,7	100,0
7	111,7	0,0
8	111,7	0,0
9	111,7	0,0
10	111,7	0,0

Tabla 6.8: Alimentación y descarga de mezclador M-2

Para evaluar el impacto que tiene esta variabilidad en el flujo de descarga sobre el tiempo de residencia de la solución en M-2, debe calcularse la diferencia de volumen acumulado en el tiempo

En la Tabla 6.9 se muestra el flujo que ingresa expresado en litro por minuto, el flujo que abandona, la diferencia entre éstos, y finalmente la diferencia de volumen de solución acumulado en el tiempo.

Tiempo	Flujo ingresa	Flujo abandona	Diferencia	Diferencia acumulada
[minutos]	[litros /min]	[litros /min]	[litros /min]	[litros]
1	111,7	233,3	-121,7	-121,7
2	111,7	233,3	-121,7	-243,3
3	111,7	216,7	-105,0	-348,3
4	111,7	183,3	-71,7	-420,0
5	111,7	150,0	-38,3	-458,3
6	111,7	100,0	11,7	-446,7
7	111,7	0,0	111,7	-335,0
8	111,7	0,0	111,7	-223,3
9	111,7	0,0	111,7	-111,7
10	111,7	0,0	111,7	0,0
Total	1116,7	1116,7	0,0	

Tabla 6.9: Volumen acumulado por minuto en M-2

En la Tabla 6.9 se observa que en el minuto 5 se alcanza la condición más crítica en que el volumen de solución se hace mínimo y es 458,3 litros menos que al iniciar el ciclo, sin embargo, esta cantidad no es significativa dentro del volumen total de M-2 por lo cual se desprecia su efecto en el tiempo de residencia.

En el Gráfico 6.2 se muestra la disminución del volumen de M-2 a lo largo del ciclo de diez minutos.

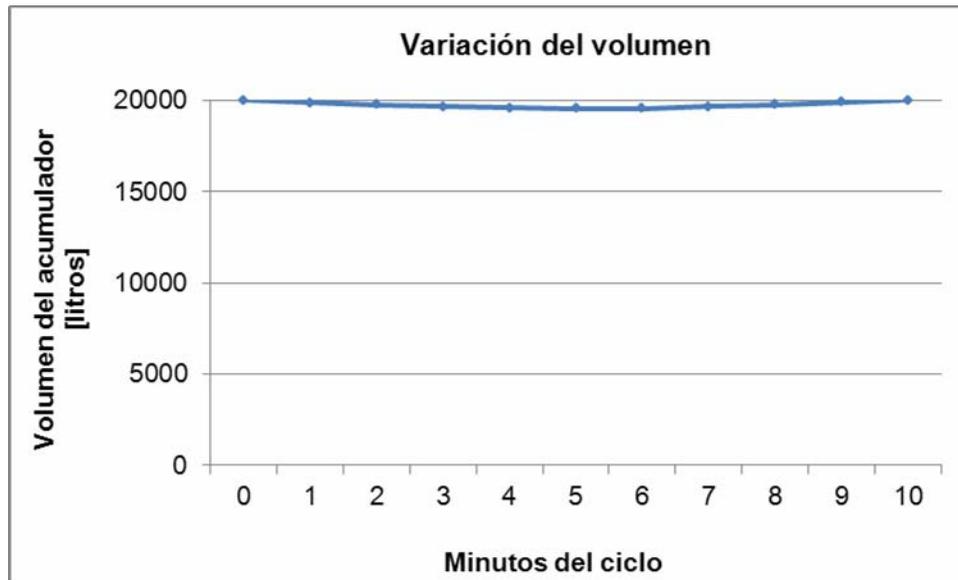


Gráfico 6.2: Variación en el volumen en M-2

6.4.5 Flujo de alimentación de refino y ácido a M-1

El flujo individual de refino y ácido se calcula a partir del flujo total de alimentación y la concentración de ácido del proceso. Estos pueden hallarse resolviendo el siguiente sistema de ecuaciones:

$$Q_{\text{Solución}} = Q_{\text{Refino}} + Q_{\text{Acido}} \quad [\text{Ec 6.2}]$$

$$Q_{\text{Refino}} = \frac{M_{\text{Refino}}}{\rho_{\text{Refino}}} \quad [\text{Ec 6.3}]$$

$$Q_{\text{Acido}} = \frac{M_{\text{Acido}}}{\rho_{\text{Acido}}} \quad [\text{Ec 6.4}]$$

$$0,4 = \frac{[\text{gr H}^{\hat{+}}_{\text{Refino}}] + [\text{gr H}^{\hat{+}}_{\text{Acido}}]}{M_{\text{Refino}} + M_{\text{Acido}}} \quad [\text{Ec 6.5}]$$

Q_{Refino} : Flujo volumétrico de refino [m^3/h]

Q_{Acido} : Flujo volumétrico de ácido [m^3/h]

M_{Refino} : Flujo másico de refino [ton/h]

M_{Acido} : Flujo másico de ácido [ton/h]

ρ_{Refino} : Densidad de refino [ton/m³]

ρ_{Acido} : Densidad de ácido de proceso [ton/m³]

$gr\ H_{\text{Refino}}^+$: Concentración de ácido en refino [p/p]

$gr\ H_{\text{Acido}}^+$: Concentración de ácido en ácido de proceso [p/p]

A partir de los siguientes valores de densidad:

Densidad	[t/m ³]
Refino	1,22
Acido de proceso	1,83

Tabla 6.10: Densidad de refino y ácido

Y de las concentraciones de ácido sulfúrico en refino y en ácido de proceso correspondientes a los utilizados en la experiencia de precipitación, cuyos valores son:

Concentración	[g/g]
Acido en refino	0,0082
Acido en ácido de proceso	0,98

Tabla 6.11: Concentración de ácido en refino y ácido de proceso

Se puede determinar los flujos volumétricos de refino y ácido para obtener el flujo total de 6,7 [m³/ h] calculado anteriormente. Dichas cantidades son:

Flujos de alimentación	[m ³ /h]
Flujo total	6,7
Flujo de refino	4,6
Flujo de ácido	2,1

Tabla 6.12: Flujos de alimentación de refino y ácido en M-1

6.4.6 Duración de los ciclos de filtración

La duración de los ciclos de filtración es una variable que depende de las características de cada filtro y de cada lodo a filtrar, por ello no se puede establecer anticipadamente.

Cada marca recomienda ciertos tiempos de filtración para sus modelos y para el caso del filtro seleccionado modelo EHR 800 de la marca TEFSA, Técnicas de filtración S.A., los tiempos de filtración recomendados son de 10 minutos, por tanto éste es el valor utilizado en la evaluación de este proceso.

Ciclo de filtración	[Min]	10
----------------------------	-------	----

Tabla 6.13: Ciclo de filtración

6.4.7 Capacidad del filtro prensa

La capacidad del filtro puede determinarse en función del volumen de sólidos descartados por ciclo, tal que se encuentre dentro del rango indicado en catálogo para cada modelo. Por su parte, el volumen de sólidos descartado por ciclo puede calcularse a partir del flujo promedio de alimentación, el contenido de éstos en solución y la duración de los ciclos de filtración.

El flujo promedio a considerar será equivalente al de operación de mezclado, la cantidad de sólidos es la obtenida experimentalmente, y la duración de los ciclos la recomendada anteriormente. Estos valores expresados en unidades convenientes son:

Flujo de alimentación	[m ³ /h]	6,7
Sólidos en solución	[m ³ /m ³]	0,18
Ciclo filtración	[hr/ciclo]	0,17

Tabla 6.14: Características en la operación de filtración

Se tiene que el volumen de sólidos por ciclo es:

$$V_{\text{sólidos}} = Q_a \cdot Y_a \cdot t_{\text{ciclo}}$$

[Ec 6.6]

$V_{\text{sólidos}}$: Volumen de sólidos por ciclo $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{ciclo}}\right]$

Q_a : Flujo de alimentación de solución $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right]$

γ : Fracción volumétrica de sólidos en solución $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}\right]$

τ_{ciclo} : Duración de los ciclos de filtración $\left[\frac{\text{h}}{\text{ciclo}}\right]$

Sólidos	$[\text{m}^3 / \text{ciclo}]$	$[\text{l} / \text{ciclo}]$
Volumen por ciclo	0,205	205

Tabla 6.15: Volumen de sólidos por ciclo de filtración

Con este valor puede seleccionarse un filtro TEFSA de la serie EHR modelo 800 ya que se encuentra dentro de su rango indicado en catálogo, resta sólo determinar su capacidad exacta según la cantidad de cámaras.

Considerando que la capacidad de sólidos por cámara de este modelo es 15,4 litros, puede determinarse el número de cámaras según

$$\text{Número de cámaras} = \frac{\text{Volumen total de sólidos} [\text{l}]}{\text{Volumen de sólidos por cámara} \left[\frac{\text{l}}{\text{cámara}}\right]} \quad [\text{Ec 6.7}]$$

De donde se obtiene que el número de cámaras es 13,3; por lo cual aproximando al número cercano mayor, se tiene:

Número de cámaras	14
--------------------------	----

Tabla 6.16: Número de cámaras de filtro prensa

Las especificaciones del filtro TEFSA EHR 800 de 14 cámaras se encuentra en el Anexo G.

6.4.8 Cantidad de sólidos descargados por hora

La cantidad de sólidos descargados por hora puede calcularse a partir de los resultados experimentales. Allí se estableció que el volumen de sólidos generados fue equivalente a un 18% del volumen de solución inicial, por tanto una forma de determinarlos es según:

$$V_{\text{sólidos}} = 0,18 \cdot Q_a \quad [\text{Ec 6.8}]$$

$$V_{\text{sólidos}}: \text{Volumen de sólidos por hora} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$$

$$Q_a: \text{Flujo de alimentación de solución} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$$

De donde se obtiene que para una alimentación de 6,7 [m³/h] el volumen de sólidos es:

Volumen de sólidos por hora	[m ³ /h]	1,2
------------------------------------	---------------------	-----

Tabla 6.17: Volumen de sólidos generados por hora

6.4.9 Flujo de solución filtrada enviada a piscina de ILS

El flujo de solución filtrada también puede calcularse a partir de los resultados experimentales. En la solución al 40% en peso de ácido se logró filtrar 202 [ml] desde un volumen inicial de 250[ml] y esta relación puede hacerse extensiva según:

$$Q_{\text{final}} = \left(\frac{202}{250} \right) \cdot Q_{\text{inicial}} \quad [\text{Ec 6.9}]$$

$$Q_{\text{final}}: \text{Flujo de solución filtrada enviado a la piscina de ILS} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$$

$$Q_{\text{inicial}}: \text{Flujo de alimentación al filtro prensa} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$$

Para un flujo inicial de 6,7 [m³/h] se tiene que la solución filtrada es:

Flujo de solución filtrada	[m ³ /h]	5,42
-----------------------------------	---------------------	------

6.5 Diseño de mezclador

En esta sección se encuentran las proporciones propuestas para el mezclador, la velocidad de rotación y la potencia requerida por el agitador. El filtro ha quedado al margen debido a que su diseño proviene de fábrica y sólo corresponde calcular su capacidad, lo cual se vio en las condiciones de operación.

6.5.1 Estanque y agitador

Para dimensionar cada estanque debe considerarse un sobre diseño del 30%, tal que el volumen real sea:

$$V_{\text{real}} = 1,3 \cdot V_{\text{teórico}} \quad [\text{Ec 6.10}]$$

El diámetro y altura de cada estanque y agitador pueden obtenerse a partir de proporciones sugeridas en bibliografía⁷. Las proporciones formuladas son:

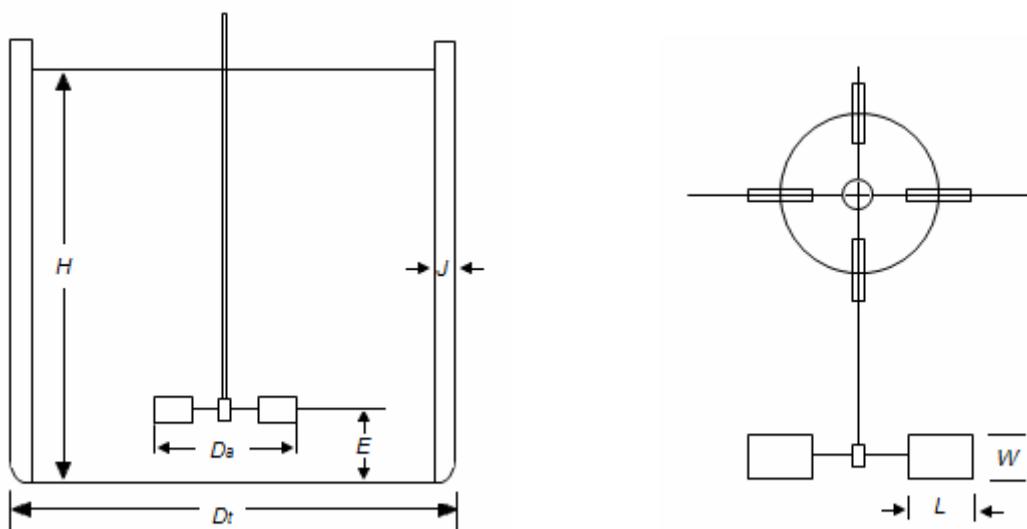


Figura 6.6: Proporciones del estanque y agitador

$$\frac{H}{D_t} = 1 \quad [\text{Ec 6.11}]$$

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad [\text{Ec 6.12}]$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad [\text{Ec 6.13}]$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad [\text{Ec 6.14}]$$

Así mismo se encuentra que las dimensiones del agitador tipo turbina son:

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad [\text{Ec 6.15}]$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad [\text{Ec 6.16}]$$

$V_{\text{teórico}}$: Volumen considerado en cálculo de flujos

V_{real} : Volumen real tanque con sobrediseño

D_t : Diámetro total

D_a : Diámetro agitador

H: Altura total

E: Altura agitador

J: Ancho deflectores

L: Ancho de paletas de turbina

W: Alto de paletas de turbina

De las ecuaciones 6.1 y 6.2 se calcula el volumen, el diámetro y la altura de cada estanque.

Medida	Unidad	Valor
V	[m ³]	26
D _t	[m]	3,21
H	[m]	3,21

Tabla 6.19: Dimensiones del estanque

De 6.3, 6.4, 6.6 y 6.7 se calcula el diámetro del agitador, su distancia al fondo y las dimensiones de sus paletas.

Medida	Unidad	Valor
D _a	[m]	1,07
E	[m]	1,07
L	[m]	0,27
W	[m]	0,21

Tabla 6.20: Dimensiones del mezclador

6.5.2 Velocidad de rotación

Para el cálculo de la velocidad existen diversas correlaciones que dependen de las variables de operación y algunas características del fluido, sin embargo, existen también valores recomendados para mezclas suaves según el diámetro del estanque. Ejemplo de ello se encuentra en una publicación hecha en la revista Chemical Engineering¹³, que entrega hojas de cálculos para la operación de mezclado. En esta se encuentra que para una mezcla suave y en un estanque de 20 [m³] la velocidad de agitación recomendada es:

Agitación	[rpm]	[rps]
Velocidad	50	0,83

Tabla 6.21: Velocidad de rotación de agitador

13. Drury Steven, Gates Lewis. Mixer Specification a la Spreadsheet. Chemical Engineering, February 2001.

6.5.3 Potencia de agitación

En estanques con placas deflectoras y agitación turbulenta, la potencia puede calcularse a partir de:

$$P = K_T \cdot n^3 \cdot D^5 \cdot \rho \quad [\text{Ec 6.17}]$$

P: Potencia de agitación. [W]

K_T : Constante de agitación en régimen turbulento

n: Velocidad de rotación. [rpm]

D: Diámetro del rodete. [m]

ρ : Densidad de solución. [$\frac{t}{m^3}$]

La constante de agitación K_T es un valor que depende del tipo de rodete utilizado y su valor se encuentra en bibliografía ¹⁴.

Para un rodete tipo turbina de palas planas inclinadas la constante K_T tiene un valor de 4,8. La velocidad de rotación expresada en revoluciones por segundos es 0,83, el diámetro del rodete es 1,07 [m] y la densidad considerada es la densidad promedio de la solución cuyo valor es 1410 [t/m^3]

Con estas cantidades puede calcularse la potencia de agitación según la ecuación 6.17, de donde se obtiene:

Agitación	[W]	[KW]
Potencia	5.500	5,5

Tabla 6.22: Potencia requerida por el agitador

14. McCabe Warren, Smith Julian, Harriott Peter. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Cuarta Edición. Editorial McGraw-Hill, p.- 262.

6.6 Conclusiones del capítulo

En este capítulo se mostró la descripción del proceso propuesto el cual consta de dos etapas principales, mezclado y filtración. En la primera se mezcla ácido sulfúrico con refino en un estanque agitado para permitir la formación de sólidos, y en la segunda se filtra la solución resultante en filtro prensa para separar los sólidos generados.

Del proceso propuesto se obtienen dos productos, un sólido que contiene las impurezas precipitadas y una solución altamente ácida. Los sólidos van a una piscina de recepción de sólidos como destino final, en tanto la solución ácida se envía a la piscina de ILS.

Luego se determinó su ubicación. Este se encuentra en el área de lixiviación cerca de la piscina de ILS. El abastecimiento de ácido ocurre desde una bifurcación de la línea enviada a la piscina de ILS, el de refino desde una bifurcación de la línea enviada a riego de pilas, y la solución ácida generada es enviada de manera independiente a la piscina de ILS.

En la selección de componentes se indicaron los criterios considerados para determinar el tipo de mezclador, filtro, cañerías y piping.

Para el mezclador se propone una confección de plástico reforzado en fibra de vidrio PRFV, ya que el uso de acero al carbón no es apropiado para una solución tan corrosiva y el acero inoxidable tiene un costo muy alto. El tipo de resina seleccionado para el PRFV es el viniléster debido a su excelente resistencia química, mecánica, y a la temperatura.

El tipo de agitador escogido es el de turbina con palas planas inclinadas debido a que es indicado para soluciones de alta viscosidad y con sólidos suspendidos.

El filtro seleccionado corresponde a un filtro prensa de cámaras ya que está capacitado para procesar lodos con alto contenido de sólidos y entrega buen desempeño en procesos corrosivos. El modelo específico se ha escogido considerando lo ofrecido por la marca española TEFSA y se ha determinado en función de la capacidad requerida.

Las cañerías del proceso también deben contemplar el efecto de la corrosión, se admite el uso de cañerías de acero carbono con diámetros altos a fin de que la velocidad de flujo sea baja. Para flujos a temperatura y presión moderada, la norma que rige el acero a utilizar en cañerías es la ASTM A 53 grado B, para ambos fluidos se recomienda que sea de este tipo y que además considere un número Schedule de 80 y acabado galvanizado como protección adicional.

Los fitting requeridos dependen de la ubicación del proceso dentro de la planta, sin embargo se presume la necesidad de flanges, codos y tee. Se recomiendan flanges, codos y tee del tipo socket weld debido a que se utilizan preferentemente en cañerías de diámetros pequeños. Las normas que aplican en la fabricación de materiales para fitting de acero carbono es la ASTM A 105 y para sus dimensiones es la ASME B16.5.

Luego se determinaron algunas condiciones de diseño y operación necesarias para definir el proceso y cumplir con su diseño conceptual.

La concentración de ácido en solución y el tiempo de residencia fueron determinados experimentalmente y corresponden a 40% en peso de ácido y seis horas respectivamente.

Se consideró el uso de dos mezcladores en serie para completar el tiempo de residencia señalado. Cada mezclador tiene un volumen de operación de 20 [m³]

El flujo de alimentación a los mezcladores fue calculado a partir del tiempo de residencia y del volumen de cada mezclador, este resultó ser 6,7 [m³/h] de los cuales 4,6 [m³/h] son de refino y 2,1 [m³/h] de ácido sulfúrico.

La duración de los ciclos de filtración ha sido recomendada por el fabricante del filtro y es de 10 minutos. A partir de este valor, del flujo a procesar y de la cantidad de sólidos en solución, se estimó la capacidad del filtro la cual es de 14 cámaras de 800 x 800 mm.

El volumen de sólidos descartados por ciclo de filtración es de 205 litros y el flujo de solución ácida enviado a la piscina de ILS es de 5,42 [m³/h].

Finalmente en la sección diseño de equipos se proponen las dimensiones para los mezcladores, la velocidad de agitación y se entrega la potencia requerida calculada en función del tipo de agitador a utilizar.

Capítulo 7 EVALUACION DEL PROCESO

En este capítulo se encuentra la evaluación del proceso propuesto, la cual se ha desarrollado a partir de la disminución en la concentración de impurezas y de la viscosidad en soluciones.

La evaluación considera beneficios y pérdidas, éstos han sido calculados para una operación mensual, sin embargo sus resultados se muestran por año y considerando un periodo total de ocho años.

Dentro de los beneficios derivados de la disminución de impurezas en soluciones está el aumento en la recuperación de cobre alcanzado en las etapas de aglomeración y lixiviación. Por su parte la disminución de viscosidad proyecta el beneficio en la menor cantidad de arrastres en la etapa de extracción por solventes y con ello un ahorro en el volumen de electrolito descartado en electro obtención.

Las pérdidas evaluadas corresponden al cobre que abandona en el precipitado y el ácido perdido en el proceso.

Finalmente se entrega una cuantificación de sólidos generados. Estos no han sido catalogados como beneficio pues su comercialización se presenta sólo como alternativa.

7.1 Descripción y condiciones de evaluación

La evaluación del proceso contempla su respuesta en cuanto a:

- Disminución en la concentración de impurezas en soluciones
- Disminución de la viscosidad en soluciones

Y a partir de dichos resultados posteriormente se ha estimado lo siguiente:

- Beneficios proyectados por disminución de impurezas y viscosidad
- Pérdidas asociadas a la operación del tratamiento
- Sólidos generados

El beneficio proyectado ha sido calculado en virtud de dos conceptos; un aumento en la recuperación de cobre en lixiviación y ahorro de electrolito descartado por disminución de arrastres. Las pérdidas a su vez han sido calculadas mediante la pérdida de cobre y la de ácido sulfúrico

Antes de determinar tanto la disminución de impurezas y de viscosidad, como los beneficios y pérdidas asociadas, es necesario señalar algunos aspectos asignados en la evaluación:

1°) Se consideró el volumen total de las soluciones de lixiviación debido a que éstas operan en sistema cerrado. Así el refinado se transforma en el ILS, el cual a su vez origina PLS, el que finalmente regenera refinado.

El inventario de soluciones de Mantoverde se encuentra en la Tabla 7.1

Solución	[m³]
Refino	37.500
ILS	37.500
PLS	5.000
Total	80.000

Tabla 7.1: Inventario de soluciones de lixiviación de Mantoverde

2) La evaluación se realizó a partir de los resultados que pudieran obtenerse mensualmente. Para determinar el flujo que el tratamiento es capaz de procesar en dicho tiempo se consideró una operación de 24 horas al día y de 29 días al mes.

A partir del flujo de refino por hora establecido en el diseño, el flujo mensual es:

Flujo Refino por hora	[m ³ /h]	4,6
Flujo Refino mensual	[m ³ /mes]	3.200

Tabla 7.2: Flujo de refino por hora y mensual

3) El periodo presentado en la evaluación corresponde a 8 años, ya que al cumplirse tal plazo el tratamiento entrega resultados que si bien cumplen con lo esperado, dejan de evolucionar positivamente en el tiempo.

4) La disminución en la concentración de impurezas contempla al cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio como un todo. Se consideraron los resultados experimentales al utilizar refino R2 en la solución del 40%, en donde se obtuvo que la precipitación total de los elementos señalados alcanzó un 33,2%.

Para todos los meses evaluados en este estudio se contempló una precipitación del 33,2% de las impurezas presentes en solución incluyendo el cobre. Finalmente es importante señalar que para simplificar la redacción, en este capítulo se hablará de impurezas al referirse al cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio, aún cuando el cobre no lo sea.

5) No se consideró una posible re lixiviación de impurezas en el tiempo. Las concentraciones de impurezas con las cuales se realizó la evaluación representan la respuesta del tratamiento propuesto, y se ignora el efecto que otras variables pudieran ocasionar.

Mencionados los aspectos asignados para la evaluación, corresponde determinar la disminución de impurezas y viscosidad en la solución a lo largo del tiempo. Luego de esto se presentan los beneficios del tratamiento, las pérdidas asociadas y finalmente la cantidad de sólidos generados.

7.2 Disminución en la concentración de impurezas

La concentración de impurezas en la solución total tras un mes de tratamiento se puede determinar mediante un balance de masa a las impurezas.

En la Figura 7.1 se encuentra un diagrama con las variables de concentración y volumen tratado en un mes.

Se considera por tiempo cero el inicio del tratamiento, desde ese instante se procesa un volumen de solución V_m con una concentración de impurezas C_i . Transcurrido el mes, del proceso abandona una solución con concentración C_p y un volumen equivalente V_m , ello debido a que si bien el flujo filtrado es menor, queda implícita la reposición realizada con ácido y/o agua según lo precise la planta. No se considera el efecto dilución que implica la reposición de volumen, se contempla sólo la concentración final de impurezas propia del tratamiento. Finalmente esta solución se reintegra a la solución total, la cual ve modificada su concentración que inicialmente era C_i y pasa a ser C_t .

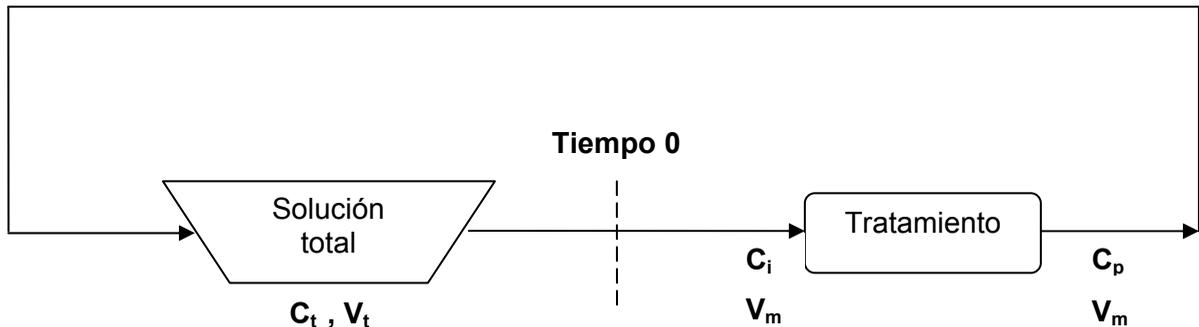


Figura 7.1: Diagrama para el balance de masa a impurezas

- **Balance a impurezas en solución total tras un mes de tratamiento**

La cantidad de impurezas en la solución total y transcurrido el mes es igual a:

La suma de lo que hay en solución a la concentración de pre-tratamiento, más lo que ingresa después de ser tratada; en tanto el volumen que hay en solución inicial es igual al

volumen total menos lo tratado, y lo que ingresa corresponde precisamente a dicho volumen tratado.

Lo descrito se muestra en la Ecuación 7.1

$$C_t \cdot V_t = C_i \cdot (V_t - V_m) + C_p \cdot V_m \quad [\text{Ec 7.1}]$$

C_t = Concentración de la solución total transcurrido el mes. [g/l]

V_t = Volumen de solución total. [m³]

C_i = Concentración de la solución total antes de iniciar tratamiento. [g/l]

V_m = Volumen tratado en un mes. [m³]

C_p = Concentración de solución que abandona el tratamiento. [g/l]

De donde se obtiene que la concentración de impurezas en la solución total es:

$$C_t = \frac{(V_t - V_m) \cdot C_i + V_m \cdot C_p}{V_t} \quad [\text{Ec 7.2}]$$

- **Concentración de impurezas en solución total mes a mes**

La concentración de impurezas en la solución total después de un mes de tratamiento se puede calcular según se la Ecuación 7.2.

En la Tabla 7.3 se observa que procesando mensualmente un volumen de 3.200 [m³] de refino y con una precipitación del 33,2% de sus impurezas, ocurre una disminución paulatina en la concentración de éstas dentro de la totalidad del volumen de 80.000 [m³]. Como se dijo, la concentración considerada incluye cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio, los cuales suman inicialmente 43,5 [g/l]

En los primeros años la disminución es significativa debido a un mayor contenido disponible para precipitar y con el tiempo tal diferencia se vuelve menor.

Meses	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
	[g/l]								
Enero		42,9	36,6	31,2	26,6	22,6	19,3	16,4	14,0
Febrero		42,4	36,1	30,8	26,2	22,3	19,0	16,2	13,8
Marzo		41,8	35,6	30,3	25,9	22,0	18,8	16,0	13,6
Abril		41,2	35,1	29,9	25,5	21,7	18,5	15,8	13,5
Mayo		40,7	34,7	29,5	25,2	21,5	18,3	15,6	13,3
Junio		40,2	34,2	29,2	24,8	21,2	18,0	15,4	13,1
Julio		39,6	33,8	28,8	24,5	20,9	17,8	15,2	12,9
Agosto		39,1	33,3	28,4	24,2	20,6	17,6	15,0	12,8
Septiembre		38,6	32,9	28,0	23,9	20,3	17,3	14,8	12,6
Octubre		38,1	32,4	27,6	23,6	20,1	17,1	14,6	12,4
Noviembre		37,6	32,0	27,3	23,2	19,8	16,9	14,4	12,3
Diciembre	43,5	37,1	31,6	26,9	22,9	19,5	16,7	14,2	12,1

Tabla 7.3: Concentración de impurezas en solución total

En el Gráfico 7.1 se muestran dos curvas, una de ellas representa la concentración de impurezas en solución total mes a mes y considera los mismos valores mostrados en la Tabla 7.3, y la otra curva muestra la diferencia en la concentración de un mes a otro. De esta última curva se puede apreciar que al principio la disminución de impurezas es mayor que al final del periodo evaluado.

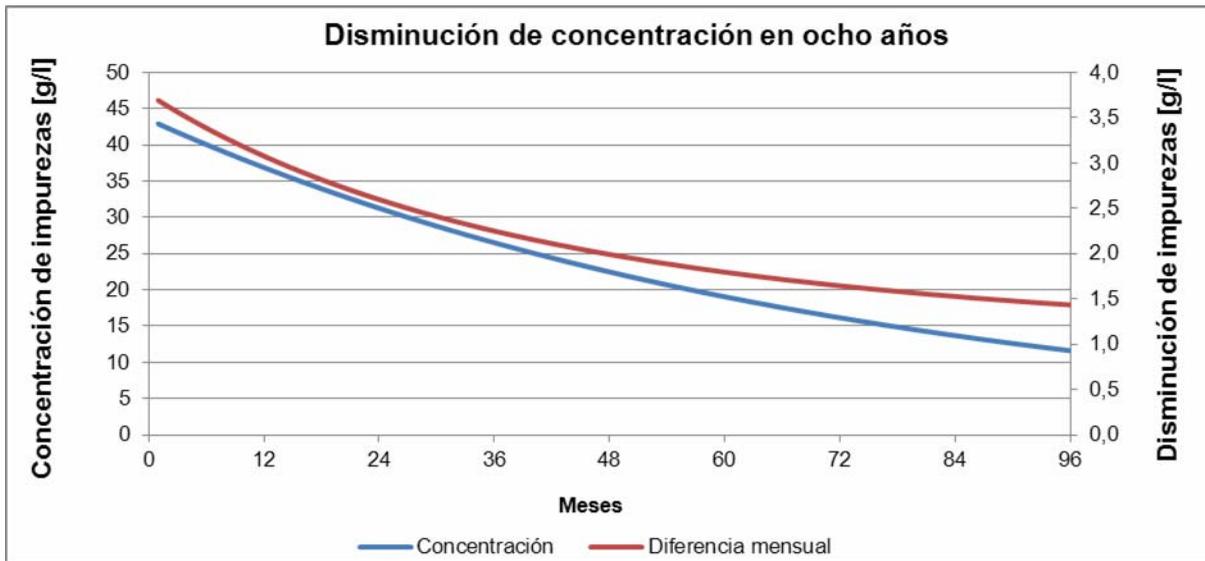


Gráfico 7.1: Comparación de curva de disminución y diferencia de concentración

En esta sección se visualiza el cumplimiento del objetivo general de este trabajo, el cual es disminuir en un 30% la concentración de impurezas en solución.

Para una concentración inicial de impurezas de 43,5[g/l] la disminución del 30% se obtiene cuando ésta llega a 30,5 [g/l]. En la Tabla 7.3 se observa que entre los meses de febrero y marzo del tercer año la concentración alcanza tal valor.

- **Impurezas precipitadas**

En la Tabla 7.4 se muestra la cantidad de impurezas precipitadas en términos de toneladas. Es importante señalar que estas cantidades no representan el tonelaje de sólidos obtenidos, los que además de incluir las impurezas involucran cantidades de sulfatos y moléculas de agua. Las cantidades de la Tabla 7.4 representan las pérdidas de cobre, hierro, manganeso, aluminio y magnesio, y han sido calculadas a partir de la diferencia de concentración alcanzada en el volumen procesado mensualmente.

Meses	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
	[t]							
Enero	46,1	39,3	33,5	28,5	24,3	20,7	17,6	15,0
Febrero	45,5	38,8	33,0	28,1	24,0	20,4	17,4	14,8
Marzo	44,9	38,2	32,6	27,8	23,7	20,2	17,2	14,6
Abril	44,3	37,7	32,2	27,4	23,4	19,9	17,0	14,4
Mayo	43,7	37,2	31,7	27,0	23,0	19,6	16,7	14,3
Junio	43,1	36,7	31,3	26,7	22,7	19,4	16,5	14,1
Julio	42,6	36,3	30,9	26,3	22,4	19,1	16,3	13,9
Agosto	42,0	35,8	30,5	26,0	22,1	18,9	16,1	13,7
Septiembre	41,4	35,3	30,1	25,6	21,8	18,6	15,9	13,5
Octubre	40,9	34,8	29,7	25,3	21,6	18,4	15,7	13,3
Noviembre	40,3	34,4	29,3	25,0	21,3	18,1	15,4	13,2
Diciembre	39,8	33,9	28,9	24,6	21,0	17,9	15,2	13,0
Total anual	514,6	438,5	373,7	318,4	271,3	231,2	197,0	167,9

Tabla 7.4: Impurezas precipitadas

7.3 Disminución de la viscosidad

El cálculo de la viscosidad se puede realizar a partir de la ecuación obtenida experimentalmente y que fue entregada en el Capítulo 5. Esta es:

$$\mu = 1,0101 e^{0,0302 \cdot C} \quad [\text{Ec 5.10}]$$

μ : Viscosidad de solución [CP]

C: Concentración de impurezas $\left[\frac{\text{g}}{\text{l}}\right]$

Para el cálculo de las viscosidades mensuales se utilizaron las concentraciones de impurezas en solución ya vistas en la Tabla 7.3. Los valores de viscosidad calculados son:

Meses	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
	[cP]								
Enero		3,7	3,0	2,6	2,3	2,0	1,8	1,7	1,6
Febrero		3,6	3,0	2,6	2,2	2,0	1,8	1,7	1,5
Marzo		3,6	3,0	2,5	2,2	2,0	1,8	1,6	1,5
Abril		3,5	2,9	2,5	2,2	1,9	1,8	1,6	1,5
Mayo		3,5	2,9	2,5	2,2	1,9	1,8	1,6	1,5
Junio		3,4	2,8	2,4	2,1	1,9	1,8	1,6	1,5
Julio		3,3	2,8	2,4	2,1	1,9	1,7	1,6	1,5
Agosto		3,3	2,8	2,4	2,1	1,9	1,7	1,6	1,5
Septiembre		3,2	2,7	2,4	2,1	1,9	1,7	1,6	1,5
Octubre		3,2	2,7	2,3	2,1	1,9	1,7	1,6	1,5
Noviembre		3,1	2,7	2,3	2,0	1,8	1,7	1,6	1,5
Diciembre	3,8	3,1	2,6	2,3	2,0	1,8	1,7	1,6	1,5
Promedio	3,8	3,4	2,8	2,4	2,1	1,9	1,7	1,6	1,5

Tabla 7.5: Viscosidad de soluciones

Se consideró la viscosidad en diciembre del año cero para tener referencia de su valor antes de comenzar el tratamiento. Por otra parte se muestra el valor de viscosidad promedio que alcanzan las soluciones año a año, desde antes de comenzar su tratamiento hasta transcurridos los ocho años de evaluación.

El Gráfico 7.2 muestra los valores viscosidad de la Tabla 7.5.

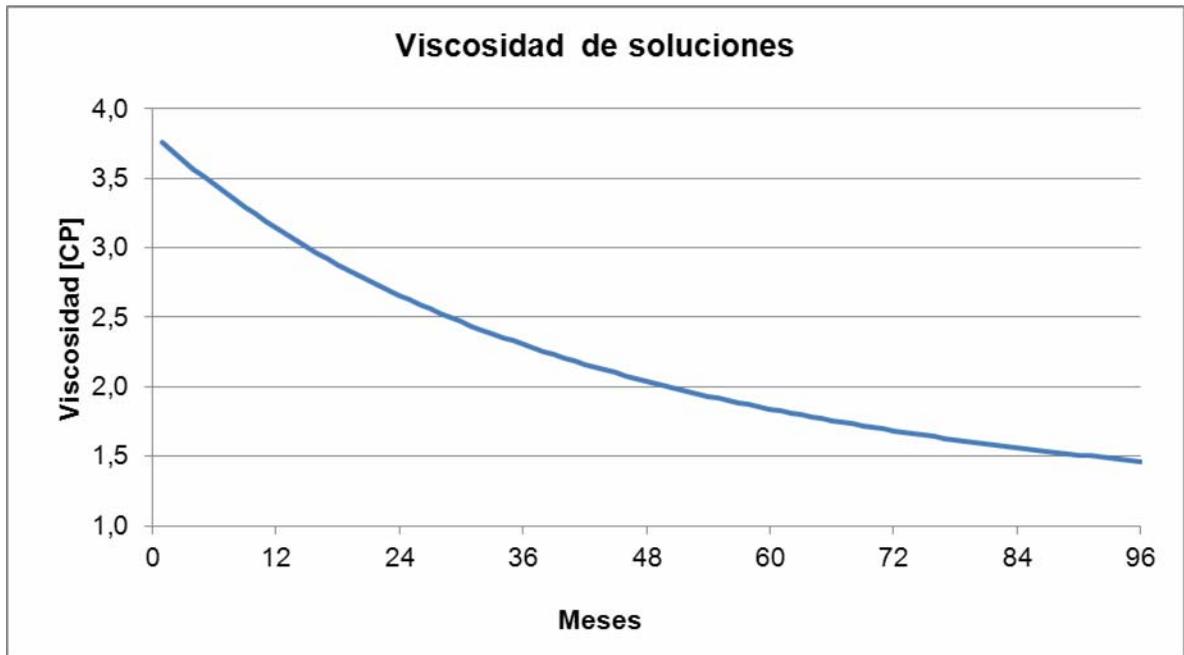


Gráfico 7.2: Viscosidad de soluciones

En él se puede apreciar que al igual que la concentración de impurezas, la viscosidad experimenta diferencias que con el tiempo van disminuyendo.

En el primer, segundo y tercer año de tratamiento la disminución de viscosidad es de 0,4 [cP]. En adelante las disminuciones anuales de viscosidad alcanzan sólo 0,2 y 0,1 [cP], esto ya que la viscosidad es proporcional a la concentración de impurezas la cual como se vio en el Gráfico 7.1 disminuye en menor grado con el tiempo.

Finalmente, es importante destacar que concluido el octavo año de tratamiento (mes 96), y procesando un flujo mensual de 3.200 [m³], la viscosidad de la solución total llega a ser de sólo 1,5 [cP].

7.4 Beneficios

Los beneficios proyectados por disminución de impurezas y viscosidad en solución han sido evaluados en virtud de dos conceptos; un aumento en la recuperación de cobre en la etapa de lixiviación, y un ahorro de electrolito descartado por causa de arrastres.

7.4.1 Recuperación de cobre

La recuperación de cobre se estimó en función de la concentración de metales en solución lixivante. El cálculo se realizó considerando los resultados obtenidos en pruebas de sulfatación ya vistos en el Capítulo 3, en donde la relación propuesta es:

$$\text{Recuperación Cu}_{\text{soluble}} = -0,1033 \cdot [\text{metales}] + 43,3 \quad [\text{Ec 3.7}]$$

$\text{Recuperación Cu}_{\text{soluble}}$: Recuperación de cobre en aglomeración [%]

$[\text{metales}]$: Concentración de metales $\left[\frac{\text{g}}{\text{l}}\right]$

En el Gráfico 7.3 muestra los resultados de las pruebas de sulfatación y se ve que la recuperación de cobre es mayor al aglomerar con solución de menor concentración.

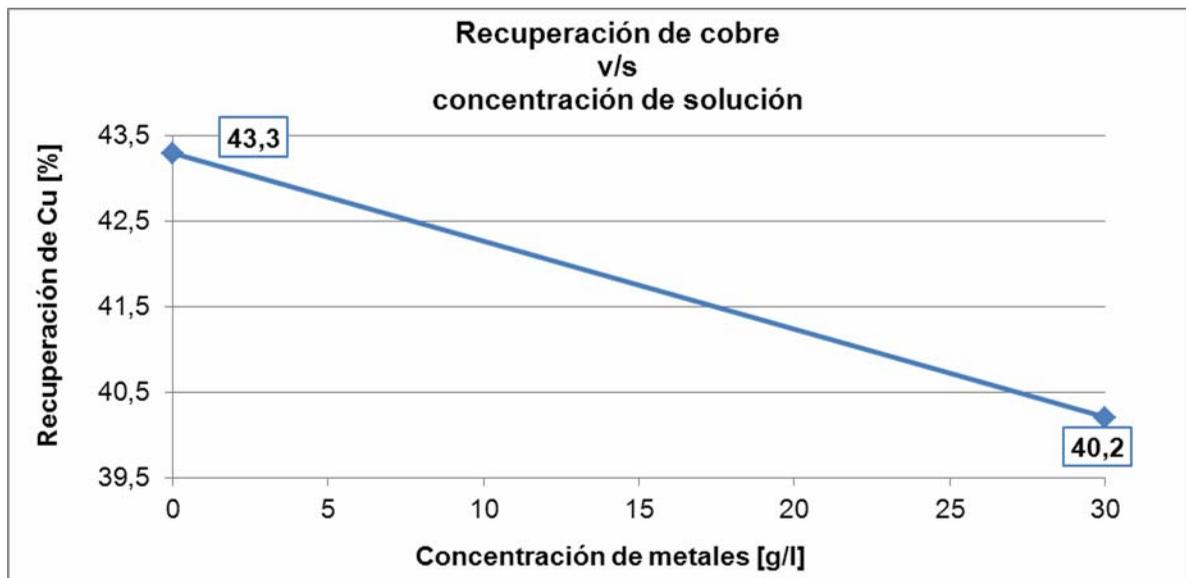


Gráfico 7.3: Recuperación de cobre en función de viscosidad de solución lixivante

Cabe señalar que en este caso la recuperación equivale a lo alcanzado en la aglomeración y no al ciclo completo de lixiviación, sin embargo, se presume que la diferencia porcentual se mantiene debido a que además todo el riego también ocurriría con soluciones de menor concentración.

Para el cálculo de la recuperación de cobre de cada año se utilizó el valor de concentración obtenido al final de dicho periodo. En la Tabla 7.6 se muestran las concentraciones ya vistas, junto a los respectivos valores de recuperación calculados según la Ecuación 3.7.

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Concentración de metales	[g/l]	43,5	37,1	31,6	26,9	22,9	19,5	16,7	14,2	12,1
Recuperación de cobre	[%]	38,8	39,5	40,0	40,5	40,9	41,3	41,6	41,8	42,1

Tabla 7.6: Viscosidad y recuperación en cobre en el tiempo

En el Gráfico 7.4 se muestra en paralelo los valores de la concentración de metales de las soluciones obtenidas en el tiempo y la recuperación de cobre respectiva. Se observa que a medida que la concentración disminuye gradualmente la recuperación de cobre lixiviado aumenta de manera semejante.

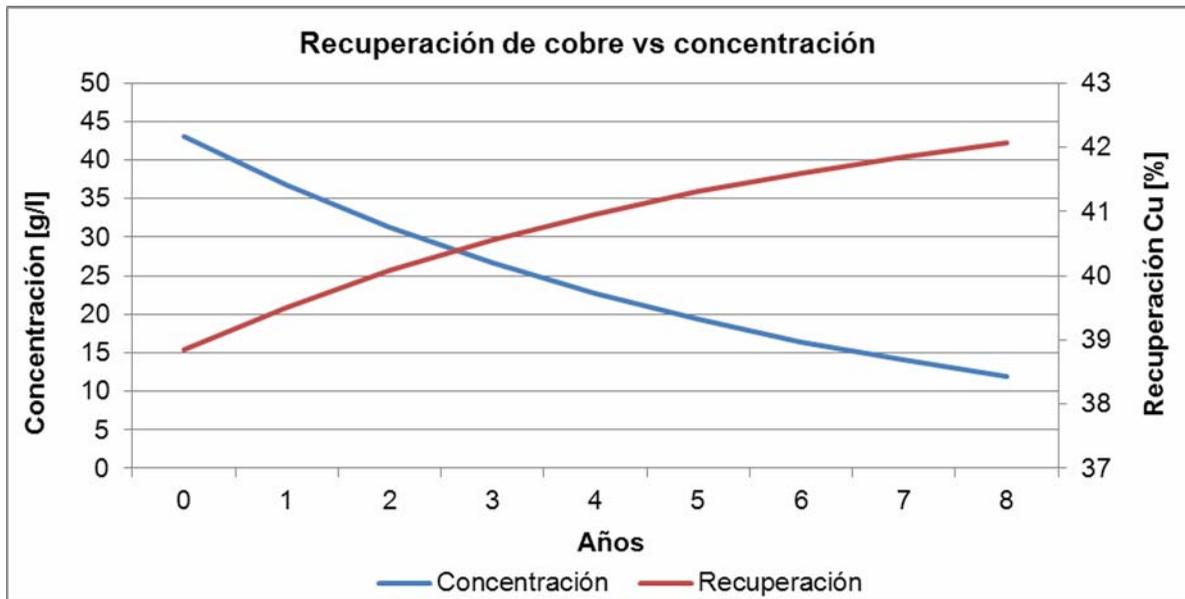


Gráfico 7.4: Concentración de soluciones y recuperación de cobre

El aumento de recuperación puede llevarse a toneladas de cobre a partir de la cantidad de mineral procesado y su ley de cobre soluble. Para el caso de Mantoverde los valores promedio de esto son:

Mineral procesado	[t / año]	9.600.000
Ley de cobre soluble	[%]	0,7

Tabla 7.7: Mineral procesado al año y ley de cobre en Mantoverde

Considerando los aumentos de recuperación anuales, la cantidad de mineral a procesar por año y la ley de cobre soluble, el cobre recuperado anualmente se determina según:

$$Cu = \text{Mineral} \cdot \frac{\text{Ley}}{100} \cdot \frac{\text{Recuperación}}{100} \quad [\text{Ec 7.3}]$$

Cu: Cobre recuperado por año [t]

Mineral: Mineral procesado anualmente $\left[\frac{t}{\text{año}}\right]$

Ley: Ley de cobre soluble [%]

Recuperación : Recuperación de cobre lixiviado [%]

Sus cantidades junto a los porcentajes de recuperación respectivos se encuentran en la Tabla 7.8

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Recuperación	[%]	43,3	43,3	43,3	43,3	43,3	43,3	43,3	43,3	43,3
Cobre	[t]	26.078	26.524	26.905	27.229	27.505	27.741	27.942	28.112	28.258

Tabla 7.8: Toneladas de cobre recuperadas anualmente

A partir de los valores de la Tabla 7.8 se puede determinar el incremento en las toneladas de cobre recuperadas año a año. Estas son.

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Incremento anual de cobre	[t]	447	381	324	276	235	201	171	146

Tabla 7.9: Incremento anual en toneladas de cobre recuperado

Y estas representan el beneficio que implica una lixiviación con soluciones de menor concentración, el cual ha sido proyectado mediante el aumento en la recuperación de cobre.

Una valorización económica de las cantidades obtenidas se encuentra en el Capítulo 8 Evaluación económica.

7.4.2 Electrolito descartado por concepto de arrastres y viscosidad

El beneficio que implica el tratamiento de impurezas también se manifiesta en la extracción por solventes. Una disminución en la viscosidad de soluciones conlleva un menor contenido de arrastres en las etapas E1, W1 y S1, y con ello finalmente una disminución en la cantidad de electrolito descartado en la electro obtención.

Para determinar la cantidad de arrastres asociados a la viscosidad del PLS es necesario realizar experiencias en plantas pilotos que incluyan tanto las etapas de extracción por solventes como de electro obtención. Esta actividad fue desarrollada por Cytec y les permitió formular una correlación entre viscosidad de PLS con arrastres y una correlación entre viscosidad de PLS con electrolito descartado.

La relación entre viscosidad de PLS y electrolito descartado es más directa y ha sido estimada bajo la condición de mantener un nivel de cloruro de 25 ppm en el electrolito. Esta expresión se encuentra en la Ecuación 7.4:

$$E_d = 11145 \cdot \mu - 2.663 \quad [\text{Ec 7.4}]$$

E_d : Flujo de electrolito descartado $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}}\right]$

μ : Viscosidad del PLS [CP]

A partir de ella puede estimarse el volumen de electrolito descartado en función de la viscosidad de las soluciones que eventualmente se presentarían al aplicar el tratamiento. Es importante destacar que el PLS tiene un alto contenido de cobre, por tanto a las concentraciones de impurezas en solución mostradas anteriormente, se han sumado 7 [g/l] para corregir la viscosidad.

La Tabla 7.10 muestra la concentración de impurezas en solución total alcanzada al final de cada año, la concentración del PLS con el cobre incorporado, la viscosidad del PLS calculada según la Ecuación 5.10 y finalmente el volumen de electrolito descartado determinado según la relación dada por Cytec.

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Concentración de impurezas	[g/l]	43,5	37,1	31,6	26,9	23,0	19,5	16,7	14,2	12,1
Concentración en PLS	[g/l]	50,1	43,7	38,2	33,5	29,5	26,1	23,2	20,8	18,7
Viscosidad PLS	[cP]	4,58	3,77	3,20	2,78	2,46	2,22	2,04	1,89	1,78
Electrolito descartado	[km ³]	51,1	42,1	35,6	31,0	27,5	24,8	22,7	21,1	19,8

Tabla 7.10: Electrolito descartado por concepto de arrastres y viscosidad

El beneficio concreto puede estimarse en función de la diferencia en el volumen descartado año a año. Se asume que el ahorro se deriva de la menor cantidad de arrastres producto de la menor viscosidad del PLS, que a su vez es consecuencia del tratamiento realizado a las impurezas de soluciones.

La diferencia de electrolito descartado año a año y que representa su ahorro se muestra en la Tabla 7.11.

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Electrolito ahorrado	[km ³]	-	9,0	6,4	4,7	3,5	2,7	2,1	1,6	1,3

Tabla 7.11: Electrolito ahorrado anualmente

7.5 Pérdidas

Las pérdidas asociadas al tratamiento de impurezas pueden resumirse en dos; la de ácido sulfúrico y la de cobre. A continuación se determinan las cantidades de ácido y cobre sacrificadas en el tiempo por cumplir con la operación del tratamiento.

7.5.1 Pérdida de ácido sulfúrico

La cantidad de ácido sulfúrico sacrificada en el tratamiento puede calcularse a partir de los resultados experimentales. Allí se determinó que para cierta cantidad de impurezas precipitadas ocurre una pérdida conocida de ácido. Esto es:

Resultados experimentales	[g]
Impurezas precipitadas	2,5
Pérdida de ácido sulfúrico	19,5

Tabla 7.12: Resultados experimentales de impurezas y ácido

De allí se establece que el de ácido perdido es 7,8 veces la cantidad de impurezas precipitadas. Finalmente, el ácido perdido cada año puede determinarse considerando las impurezas precipitadas anualmente ya vistas en la Tabla 7.4. Sus cantidades expresadas en toneladas se muestran en la Tabla 7.13

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Impurezas precipitadas	[t]	515	439	374	318	271	231	197	168
Acido perdido	[t]	4.014	3.420	2.915	2.484	2.116	1.803	1.537	1.309

Tabla 7.13: Acido perdido anualmente

7.5.2 Pérdida de cobre

Las pérdidas de cobre han sido calculadas del mismo modo que las de ácido sulfúrico. Experimentalmente se determinó la cantidad de cobre involucrada dentro de la precipitación total de impurezas, esto es:

Resultados experimentales	[g]
Impurezas precipitadas	2,5
Cobre precipitado	0,13

Tabla 7.14: Resultados experimentales de impurezas y cobre

De donde se obtuvo que el cobre corresponde a un 0,54% del total.

$$\mathbf{Cobre [Ton] = 0,0054 \cdot Impurezas [Ton]} \quad [Ec 7.5]$$

Con esta relación se calcula el cobre perdido anualmente en función de las impurezas precipitadas. Ambas cantidades se muestran en la Tabla 7.15

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Impurezas precipitadas	[t]	515	439	374	318	271	231	197	168
Cobre precipitado	[t]	2,8	2,4	2,0	1,7	1,5	1,2	1,1	0,9

Tabla 7.15: Cobre precipitado anualmente

7.6 Sólidos generados

En esta sección se determinará la cantidad de sólidos que anualmente genera el tratamiento. Esto no puede clasificarse como beneficio ya que la posibilidad de comercializarlos queda abierta.

Este trabajo no contempla un estudio al sólido y sólo se restringe a cuantificarlo. Para ello se han considerado los resultados experimentales en donde se obtuvieron las siguientes cantidades a partir de 250 [ml] de solución sobresaturada.

Resultados experimentales	[g]
Impurezas precipitadas	2,5
Sólidos precipitados	53,3

Tabla 7.16: Resultados experimentales de impurezas y sólidos precipitados

Estos pueden relacionarse del mismo modo que se hizo con el ácido sulfúrico y el cobre perdido, tal que:

$$\text{Sólidos generados} = 21,32 \cdot \text{Impurezas}$$

[Ec 7.6]

Con esta relación se puede determinar la cantidad de sólidos generados cada año en función de la cantidad respectiva de impurezas precipitadas.

En la Tabla 7.17 se encuentran los sólidos generados año a año, los cuales fueron calculados a partir de las impurezas precipitadas ya vistas en la Tabla 7.4.

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Impurezas precipitadas	[t]	515	439	374	318	271	231	197	168
Sólidos generados	[t]	10.971	9.349	7.966	6.788	5.785	4.929	4.200	3.579

Tabla 7.17: Sólidos descartados anualmente

7.7 Conclusiones del capítulo

La evaluación consideró beneficios derivados de una disminución en la concentración de impurezas y disminución de viscosidad en soluciones, a su vez se estimó por pérdidas la cantidad de cobre que abandona en el precipitado y el ácido sulfúrico no recuperado.

Se contempló el volumen total de soluciones de lixiviación a tratar, es decir, refino, ILS y PLS, las cuales en Mantoverde suman 80.000 [m³].

Los resultados se estimaron para una operación de 29 días al mes y 24 horas al día, y se presentan por año durante un periodo total de ocho años.

En relación a la disminución en la concentración de impurezas en solución se tiene que para un valor inicial de 43,5 [g/l] se puede lograr una disminución progresiva tal que al octavo año se tenga sólo 12,1 [g/l] de metales en solución.

En esta sección se visualiza el cumplimiento del objetivo general de este trabajo el cual es disminuir en un 30% la concentración de impurezas en solución. Esto se alcanzó al comienzo del tercer año de tratamiento. Para una concentración inicial de impurezas de 43,5[g/l] la disminución del 30% se obtiene cuando ésta llega a 30,5 [g/l], ésta se alcanzó entre los meses de febrero y marzo del tercer año.

Al convertir la disminución de concentración en cantidad de impurezas precipitadas, se tuvo que la remoción de cobre, hierro, manganeso aluminio y magnesio llegó a ser 514,6 toneladas el primer año y 167,9 toneladas el último año. Es claro que la disminución es más significativa en un principio del tratamiento ya que hay mayor presencia de metales disponibles para ser precipitados.

En cuanto a la disminución de viscosidad esta también fue calculada a lo largo del periodo evaluado. La viscosidad de un refino que inicialmente posee 43,5 [g/l] de cobre e impurezas fue de 3,8 [cP], luego al aplicar el tratamiento y disminuir la concentración de metales a 12,1 [g/l] en el octavo año, se determinó que la viscosidad descendió a 1,5 [cP]

En el primer, segundo y tercer año de tratamiento la disminución de viscosidad fue de 0,4 [cP]. En adelante las disminuciones anuales de viscosidad alcanzaron sólo 0,2 y 0,1 [cP].

El beneficio derivado de la disminución en la concentración de impurezas es el aumento en la recuperación de cobre. En relación a esto se determinó que para las concentraciones calculadas anualmente tras aplicar el tratamiento, la recuperación de cobre pudo aumentar en ocho años desde un 38,8 % a un 42,1% en la etapa de aglomeración. Se presume además que estos puntos porcentuales se mantienen en el ciclo completo de lixiviación, ello debido a que las soluciones de riego también se encuentran con menor concentración de impurezas disueltas.

Al convertir estos porcentajes de recuperación en aglomeración a toneladas de cobre, se consideró una cantidad de mineral procesado en Mantoverde igual a 9.600.000 [ton] y con una ley de cobre soluble de 0,7 %. A partir de éstos se determinó que las toneladas recuperadas anualmente aumentan desde 26.078 obtenidas en el primer año, hasta 28.258 toneladas alcanzadas en el octavo año.

Las toneladas de cobre recuperado de manera adicional y que han sido proyectadas como beneficio exclusivo del tratamiento propuesto son 447 el primer año, 381 el segundo, 324 el tercero, 276 el cuarto, 235 el quinto, 201 el sexto, 171 el séptimo y 146 el octavo.

Por otra parte, los beneficios derivados de la disminución de viscosidad han sido evaluados en virtud de la cantidad de electrolito que deja de descartarse. Para determinar la cantidad de electrolito a descartar por efecto de viscosidad del PLS, se utilizó una relación formulada por la empresa Cytec. Se determinó que en un primer año, para una solución de PLS de viscosidad 4,58 [cP], el volumen de electrolito a descartar alcanza los 51.081 [m³], en tanto al completar el periodo de evaluación del tratamiento en el octavo año se tiene que para un PLS con 1,8 [cP] de viscosidad, el volumen de electrolito a descartar puede ser de sólo 19.783 [m³].

La diferencia en el volumen de electrolito descartado que existe entre un año y otro, representa el ahorro que implica la disminución de viscosidad en PLS. Así, se tiene que en un primer año tal ahorro es de 9.019 [m³], en el segundo es 6.417[m³], en el tercero es 4.690[m³], en el cuarto 3.506[m³], en el quinto 2.672[m³], en el sexto 2.071[m³], en el séptimo 1.628[m³] y en el octavo 1.294 [m³] de electrolito.

Las pérdidas asociadas al tratamiento corresponden al ácido sulfúrico sacrificado en el proceso y a la cantidad de cobre que abandona en el precipitado. Ambas fueron calculadas a partir de resultados experimentales.

Para el caso del ácido se tiene que la cantidad involucrada equivale a 7,8 veces la cantidad de impurezas precipitadas. Considerando las toneladas de impurezas precipitadas ya vistas, se estima que la pérdida de ácido anual abarca desde 4.014 toneladas en el primer año, hasta 1.309 en el último.

Del mismo modo se cuantificó la pérdida de cobre, experimentalmente se obtuvo que este representa un 0,54% de los metales presentes en el precipitado, así, a partir de la cantidad de impurezas precipitadas anualmente se ha determinado que la pérdida de cobre alcanza desde 2,8 toneladas el primer año hasta 0,9 en el último.

Finalmente la evaluación del proceso contempló la producción de sólidos. Como se dijo, estos no han sido catalogados como beneficio ya que su comercialización se plantea como alternativa.

La cantidad de sólidos generados también se ha determinado en función de los resultados experimentales. Estos llegan a ser 21,3 veces la cantidad de metales precipitados, por tanto a partir de las toneladas precipitadas se tiene que los sólidos generados alcanzan las 10.971 toneladas en el primer año hasta las 3.579 en el último.

Capítulo 8 EVALUACION ECONOMICA

La evaluación económica contempla el cálculo de la inversión inicial, los costos asociados a la operación del tratamiento y los ingresos derivados de sus beneficios.

La inversión inicial considera los equipos principales, los costos de instalación, preparación de terreno, gastos administrativos y legales, entre otros más.

Los costos de operación incluidos son principalmente las materias primas, insumos, personal, mantención y la depreciación de los equipos.

Los ingresos asociados al proceso corresponden a los beneficios proyectados en el capítulo anterior, es decir, la cantidad de cobre adicionalmente recuperada cada año y el ahorro en la cantidad de electrolito descartado. Luego se muestra una valorización económica a los sólidos generados calculada a partir del valor de mercado de sulfatos metálicos semejantes.

Finalmente se encuentra las evaluaciones desarrolladas en torno al valor actual neto que ofrece el tratamiento proyectado en ocho años. Se plantean distintos casos sin y con venta de sólidos.

8.1 Capital de inversión

El capital de inversión está constituido por todas las inversiones necesarias para dejar la planta en condiciones de operar. Sus componentes principales son el capital fijo y el capital de trabajo.

$$\text{Capital de inversión} = \text{Capital fijo} + \text{Capital de trabajo}$$

8.1.1 Capital fijo

El capital fijo contempla los gastos necesarios para que la planta quede instalada. Se compone de capital fijo directo y capital fijo indirecto.

$$\text{Capital fijo} = \text{Capital fijo directo} + \text{Capital fijo indirecto}$$

8.1.1.1 Capital fijo directo

Para proyectos de plantas químicas que procesen fluidos sólido – líquido y que están anexas a una planta mayor, el costo de cada ítem del capital fijo directo puede determinarse a partir del valor de los equipos principales¹⁵. Un detalle de los componentes para este proceso se encuentra en la Tabla 8.1.

Item	Costo
Equipos principales	EP
Cañerías de proceso	Dato
Instalación de equipos	0,39 EP
Instrumentación y control	0,13 EP
Instalaciones eléctricas	0,1 EP
Preparación terreno	Dato

Tabla 8.1: Componentes del capital fijo directo

15. Timmerhaus Klaus, Peters Max. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Editorial McGraw Hill International, Cuarta Edición, p. 183

- **Equipos principales**

El valor de los equipos del proceso considera además de su precio de compra, todos los gastos implicados en su adquisición y disposición en planta, es decir, desde aranceles de aduana hasta el flete. Por ello el valor entregado corresponde a precios FOB y una estimación aceptable es considerar que seguros, aranceles y flete constituyen un 20% del precio CIF.

Es importante señalar que los precios FOB, cuya sigla en inglés es Free On Board, se diferencian de los precios CIF que a su vez significa Cost, Insurance and Freight, en que estos últimos incluyen seguros, aranceles y flete.

Los equipos principales de este proceso se muestran en la Tabla 8.2 junto a una aproximación de sus precios FOB. Los precios del estanque y del filtro prensa han sido obtenidos a partir de contacto personal con sus proveedores, en tanto el de las bombas y el agitador han sido determinados a partir de sus publicaciones en línea.

Equipo	Valor [US\$]
Estanques de PRFV	22.883
Agitadores turbina con motorreductor	20.000
Filtro prensa	66.000
Total equipos principales	108.883

Tabla 8.2: Valor de equipos principales

- **Otras componentes del capital fijo directo**

Para las cañerías del proceso se cotizó el metro lineal de cañerías galvanizadas de acero carbono ASTM A-106 Sch 80 al diámetro indicado. En la Tabla 8.3 se muestra un resumen con el precio del metro lineal, la longitud estimada para las líneas de ácido y refino, y finalmente el costo total.

Diámetro nominal	Precio metro lineal	Longitud requerida	Costo total
[pulg]	[\$]	[m]	[US\$]
1	7.080	200	2.676

Tabla 8.3: Costo de cañerías del proceso

Por otra parte, en la preparación del terreno el valor también ha sido asignado. Se han considerado [US\$] 15.000 debido a que el proceso se encuentra dentro de una planta que dispone de maquinarias para realizarlo y donde sólo se requiere de horas de trabajo y materiales para la construcción de una losa.

Los valores de la instalación de los equipos, instrumentación y control, y las instalaciones eléctricas han sido calculados a partir del valor de los equipos principales como se sugirió en la Tabla 8.1

Finalmente, en la Tabla 8.4 se encuentra el detalle de los componentes del capital fijo directo.

Item	Valor [US\$]
Equipos principales	108.883
Cañerías de proceso	2.676
Instalación de equipos	42.464
Instrumentación y control	14.155
Instalaciones eléctricas	10.888
Preparación terreno	15.000
Capital fijo directo total (C.F.D)	194.066

Tabla 8.4: Valor de componentes de capital fijo directo

8.1.1.2 Capital fijo indirecto

El capital fijo indirecto lo componen aquellos gastos de administración en los que se debe incurrir para que la planta quede lista para operar. Dentro de los más importantes en este proceso están los gastos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción y gastos legales.

Los gastos de ingeniería y supervisión incluyen el pago de estudios y del personal necesario para poner en marcha la planta.

Los gastos de construcción contemplan el arriendo de maquinarias, materiales, seguros, servicios médicos, vigilancia, galpones y otras facilidades que requiera la obra.

Por último los gastos legales lo componen eventuales gastos notariales, pago de derechos, permisos, y otros similares.

En la Tabla 8.5 se muestra el detalle del capital fijo indirecto junto a un modo de estimar sus valores.

Item	Costo
Ingeniería y supervisión	0,32 EP
Gastos de construcción	0,34 EP
Total C.F.I.₁	0,66 EP
Gastos legales	0,05 (C.F.D. + C.F.I. ₁)

Tabla 8.5: Componentes de capital fijo indirecto

Lo cual en detalle es:

Item	Valor [US\$]
Ingeniería y supervisión	34.843
Gastos de construcción	37.020
Total CFI₁	71.863
Gastos legales	0,05 (C.F.D. + C.F.I. ₁)
Capital fijo indirecto total	85.159

Tabla 8.6: Valor de componentes de capital fijo indirecto

8.1.1.3 Capital fijo total

En la Tabla 8.7 se encuentra el valor del capital fijo total, con el detalle de cuánto corresponde al capital fijo directo y al capital fijo indirecto ya calculado.

Item	Valor [US\$]
Capital Fijo Directo	194.066
Capital Fijo Indirecto	85.159
Capital Fijo Total	279.225

Tabla 8.7: Valor capital fijo total

8.1.2 Capital de trabajo

El capital de trabajo está compuesto por todos los gastos necesarios para que una vez instalada la planta de tratamiento, quede en condiciones de operar. Incluye los gastos relacionados con las adquisiciones de materias primas e insumos, el pago de sueldos y cualquier eventualidad operacional que surja antes de que la planta comience a operar.

El capital de trabajo puede considerarse como un 15% del capital de inversión. Esto es:

$$CW = 0,15 \cdot CI \quad [\text{Ec 8.1}]$$

Además se sabe que

$$CI = CFT + CW \quad [\text{Ec 8.2}]$$

CI: Capital de inversión

CFT: Capital fijo total

CW: Capital de trabajo

De donde se obtienen las siguientes relaciones para el capital de inversión y el capital de trabajo en función del capital fijo total ya calculado.

$$CI = \frac{CFT}{0,85} \quad [\text{Ec 8.3}]$$

$$CW = 0,15 \cdot \left(\frac{CFT}{0,85}\right) \quad [\text{Ec 8.4}]$$

Para un capital fijo total de [US\$] 279.226 se tiene que el capital de inversión y el capital de trabajo es:

Item	[US\$]
Capital de inversión	328.501
Capital de trabajo	49.275

Tabla 8.8: Capital de inversión y capital de trabajo

8.1.3 Capital de Inversión

Como se indicó anteriormente, el capital de inversión se compone del capital fijo total y del capital de trabajo. Esto según:

$$\text{Capital de inversión} = \text{Capital fijo} + \text{Capital de trabajo}$$

En la Tabla 8.9 se muestra el detalle e estas cantidades.

Item	Valor [US\$]
Capital fijo total	279.226
Capital de trabajo	49.275
Capital de inversión	328.501

Tabla 8.9: Capital de inversión

8.2 Costo total de producción

Para realizar la evaluación económica se debe determinar los gastos asociados a la operación del tratamiento. Estos pueden dividirse en costos directos y costos indirectos de producción.

Los costos directos son aquellos cuyo valor es proporcional a la cantidad producida. Para este tratamiento los principales son las materias primas, insumos, personal y mantención.

Los costos indirectos son aquellos que no dependen de la cantidad producida, en este caso se considera sólo la depreciación de los activos fijos depreciables.

Es importante señalar que por tratarse de un proceso incorporado a otro mayor no se incurre en costos generales del tipo administrativo, financiero y de comercialización.

8.2.1 Costos directos de producción

Como se señaló, los costos directos incluidos en este proceso son las materias primas, insumos, personal y mantención.

8.2.1.1 Materias primas

El proceso se abastece de refino y ácido sulfúrico. Para cuantificar el refino sólo se considerará su contenido de cobre, esto ya que hierro, manganeso, aluminio y magnesio no representan un valor económico estando en solución. Por otra parte el volumen de agua se reintegra al proceso general por lo cual no representa costos.

En el capítulo anterior se determinaron las cantidades de ácido sulfúrico y cobre consumidas por año. A continuación se presentan sus valorizaciones económicas.

- **Acido sulfúrico**

El costo asociado al ácido sulfúrico se ha calculado a partir de su valor por tonelada y de la cantidad de ácido consumida anualmente en el tratamiento. No se ha considerado la cantidad total de ácido requerida por la operación, ya que la solución resultante es reintegrada al proceso global del cobre y su contenido de ácido se reutiliza.

Sea el precio de la tonelada de ácido sulfúrico proyectado para el año 2010 en Mantoverde:

Precio ácido sulfúrico	[US\$ / t]	60
------------------------	------------	----

Tabla 8.10: Precio de ácido sulfúrico proyectado para Mantoverde en 2010

El costo anual calculado en función de las toneladas de ácido perdidas y su precio, se muestra en la Tabla 8.11

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Acido anual	[t]	4.014	3.420	2.915	2.484	2.116	1.803	1.537	1.309
Costo anual por ácido sulfúrico	[KUS\$]	241	205	175	149	127	108	92	79

Tabla 8.11: Costo anual por ácido sulfúrico

Evidentemente los costos son mayores en los primeros años debido a que la precipitación de impurezas también es mayor.

- **Cobre**

El costo que supone la pérdida de cobre se ha calculado considerando las toneladas precipitadas anualmente y un valor económico asignado a la tonelada.

Para determinar dicho valor se ha estimado la utilidad que representa la tonelada de cobre, es decir, a su valor comercial se ha descontado el costo de producción que específicamente tiene Mantoverde.

En la Tabla 8.12 se muestra un precio referencial de la libra de cobre, el costo total de producción de la libra de cobre en Mantoverde estimado para el año 2010 y finalmente la utilidad expresada en términos de toneladas.

Precio del cobre	[US\$ / lb]	3,0
Costo de producción de cobre	[US\$ / lb]	1,45
Utilidad por tonelada de cobre	[US\$ / t]	3.417

Tabla 8.12: Utilidad de la tonelada de cobre

A partir de la utilidad por tonelada y de las toneladas de cobre precipitadas anualmente, se ha determinado el costo anual . Resultado de ello se muestra en la Tabla 8.13.

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Cobre anual	[t]	2,8	2,4	2,0	1,7	1,5	1,2	1,1	0,9
Costo anual por cobre	[KUS\$]	9,6	8,2	6,8	5,8	5,1	4,1	3,8	3,1

Tabla 8.13: Costo anual por cobre

Al igual que en el caso del ácido sulfúrico, los costos son mayores en los primeros años ya que la precipitación total es mayor y en consecuencia lo es también la del cobre.

8.2.1.2 Energía

Para determinar el consumo de energía se ha considerado la operación de los equipos principales, éstos son el agitador, el filtro prensa y las bombas. En la Tabla 8.14 se muestran las potencias respectivas.

La potencia requerida por los agitadores se determinó en el Capítulo 6, en tanto la potencia requerida por el filtro se obtuvo a partir de su catálogo técnico.

Equipo	Potencia [KW]
Agitadores	11
Filtro	4,5
Total	15,5

Tabla 8.14: Potencia demandada por equipos principales

El costo unitario de energía y el tiempo considerando una operación de 24 horas al día y 348 días al año, se muestran en la Tabla 8.15.

Costo unitario de energía	[US\$ / KW h]	0,8
Tiempo de operación anual	[h]	8.352

Tabla 8.15: Costo de energía en Mantoverde y horas de operación del proceso

Finalmente el costo por energía para satisfacer la demanda de potencia total de los equipos es:

Costo anual de energía	[US\$]	103.565
-------------------------------	---------------	----------------

Tabla 8.16: Costo anual de energía

8.2.1.3 Personal

La operación de la planta no requiere gran dotación de personal debido a que tiene alto grado de automatización.

Al dividir las 24 horas de operación diarias en turnos de ocho horas, se obtienen tres turnos, y contemplando la participación de un operador por turno se determina la necesidad de 3 operadores.

En la tabla 8.17 se muestra el sueldo mensual de cada operador y el costo anual por este ítem.

Sueldo mensual de un operador	[US\$ / mes]	1.000
Sueldo anual de un operador	[US\$ / año]	12.000
Costo anual de sueldos	[US\$ / año]	36.000

Tabla 8.17: Costo anual de sueldos

8.2.1.4 Mantenición

Para determinar el costo de mantención anual de los equipos se utiliza como criterio que su valor sea un 3% del valor de los equipos principales instalados¹⁶.

El costo de los equipos instalados corresponde a la suma del valor de los equipos principales que es [US\$] 108.883, más el costo de instalación que es [US\$] 42.464.

16. Timmerhaus Klaus, Peters Max. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Editorial McGraw Hill International, Cuarta Edición, p. 203

En la Tabla 8.18 se muestra el costo de los equipos ya instalados y finalmente el costo anual por mantención.

Costo de equipos instalados	[US\$]	151.347
Costo anual de mantención	[US\$]	4.540

Tabla 8.18: Costo anual de mantención

8.2.2 Costos indirectos de producción

Como se señaló, los costos indirectos son aquellos que no dependen de la cantidad producida y en este proceso sólo se ha considerado la depreciación de los activos fijos depreciables.

- **Depreciación**

Los activos fijos depreciables de mayor importancia en este caso son los equipos principales. Para una depreciación lineal su valor se calcula según:

$$\text{Depreciación} = \frac{\text{Valor equipos} - \text{Valor salvamento}}{\text{Vida útil}} \quad [\text{Ec } 8.5]$$

En la Tabla 8.19 se encuentra el valor de los equipos, el valor de salvamento estimado y la vida útil equivalente al periodo de evaluación.

Valor de equipos principales	[US\$]	108.883
Valor de salvamento	[US\$]	0
Vida útil	Años	8

Tabla 8.19: Componentes para el cálculo de la depreciación

Finalmente se determina que la depreciación anual es:

Depreciación anual	[US\$ / año]	13.610
---------------------------	---------------------	---------------

Tabla 8.20: Depreciación anual de equipos

8.3 Ingresos

Como se vio en el capítulo anterior los beneficios del proceso pueden evaluarse en virtud de dos conceptos, una mayor recuperación de cobre y una menor cantidad de electrolito descartado.

A continuación se cuantifican económicamente los beneficios señalados y se plantea un tercer escenario en el que además se comercialice el sólido generado.

8.3.1 Ingresos por recuperación de cobre

Para dar valor económico al beneficio que supone una mayor recuperación de cobre se utilizarán dos datos referenciales; la utilidad de la tonelada de cobre y la cantidad de toneladas que pueden ser recuperadas adicionalmente cada año por efectos del tratamiento.

Como se vio en la Tabla 8.12, la utilidad de la tonelada de cobre calculada a partir de su precio de mercado y costo de producción en Mantoverde es de [US\$] 3.417 la tonelada.

Por otra parte, las toneladas obtenidas de manera adicional por lixiviar con soluciones de menor concentración se muestran en la Tabla 8.21. Esta recoge las cantidades de la Tabla 7.9 calculadas en el capítulo anterior.

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Incremento anual de cobre	[t]	447	381	324	276	235	201	171	146

Tabla 8.21: Cobre recuperado adicionalmente por efecto de concentración

Con estas cantidades y la utilidad por tonelada se determina el ingreso anual que genera el tratamiento. Estos valores expresados en miles de dólares se muestran en la Tabla 8.22.

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingreso anual por cobre recuperado	[kUS\$]	1.527	1.302	1.107	943	803	689	584	499

Tabla 8.22: Ingreso anual por cobre recuperado

8.3.2 Ingresos por ahorro de electrolito

El electrolito tiene cuatro componentes de valor; cobre, ácido, cobalto y agua, sin embargo si el descarte se envía a una de las piscinas del proceso como puede ser la de ILS, el cobre, ácido y agua se recupera, y sólo el cobalto se da por perdido. Es por esto que los ingresos asociados al ahorro de electrolito descartado pueden calcularse en función de su concentración de cobalto.

En el capítulo anterior se determinó el volumen de electrolito que deja de descartarse anualmente por efectos del tratamiento. Estos son:

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Electrolito ahorrado	[km ³]	-	9,0	6,4	4,7	3,5	2,7	2,1	1,6	1,3

Tabla 8.23: Electrolito descartado por concepto de arrastres y viscosidad

En Mantoverde la concentración promedio de cobalto en electrolito es 225 ppm, con este valor se ha calculado la cantidad de cobalto presente en dichos volúmenes.

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Cobalto ahorrado	[t]	-	2,0	1,4	1,1	0,8	0,6	0,5	0,4	0,3

Tabla 8.24: Cobalto ahorrado anualmente por disminución de descarte

Para dar valor económico, estas toneladas deben expresarse en términos de sulfato de cobalto. Su conversión requiere de la masa molar del cobalto y del sulfato de cobalto.

Sustancia	Fórmula	Masa molar [g/mol]
Cobalto	Co	58,9
Sulfato de cobalto	Co(SO ₄) 7H ₂ O	281,2

Tabla 8.25: Masa molar de cobalto y sulfato de cobalto

En la Tabla 8.26 se muestra la conversión de cobalto a sulfato de cobalto.

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Sulfato de cobalto ahorrado	[t]	-	9,7	6,9	5,0	3,8	2,9	2,2	1,7	1,4

Tabla 8.26: Sulfato de cobalto ahorrado al año

Finalmente, la tonelada de sulfato de cobalto tiene un precio aproximado de [US\$] 45.600 en Mantoverde. Con este dato se puede determinar que el ahorro económico por contenido de sulfato de cobalto en electrolito ahorrado es:

	Unidad	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingreso por ahorro de cobalto	[kUS\$]	-	442,3	314,6	228,0	173,3	132,2	100,3	77,5	63,8

Tabla 8.27: Ingreso anual por ahorro en sulfato de cobalto

8.3.3 Comercialización de sólidos

Una alternativa del proceso es comercializar los sólidos generados. Estos son ricos en hierro, manganeso, aluminio, magnesio y sulfatos, y pueden ser de interés para alguna industria que los requiera como materia prima.

No se puede asignar un precio a la tonelada, sin embargo, a partir del precio de sulfatos metálicos similares se puede estimar un valor.

En la Tabla 8.28 se encuentran los precios de mercado de sulfatos comercializados en Chile y cotizados en Agosto del 2009.

Compuesto	[US\$ / t]
$\text{Fe}(\text{SO}_4) \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	368
$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ en solución	276
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	534
$\text{MgSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	248
$\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	1473

Tabla 8.28: Precio de mercado de sulfatos metálicos

Un escenario conveniente es proponer que el valor de adquisición sea sólo un 5% del valor comercial que tiene alguno de estos compuestos. El precio mínimo lo ofrece el sulfato férrico en solución cuya tonelada cuesta [US\$] 276, en tal caso la tonelada de sólidos podría tener un precio bruto de:

Compuesto	Precio bruto [US\$ /t]
Sólidos generados	13,8

Tabla 8.29: Precio bruto de sólidos

Si a este precio se descuentan los gastos de flete como cargo al vendedor, se puede estimar otro precio que sea percibido como ingreso. El valor propuesto se encuentra en la Tabla 8.30.

Precio	[US\$ /t]
Precio final descontando cargo por flete	10

Tabla 8.30: Precio neto y final de sólidos

En la Tabla 8.31 se muestran las toneladas de sólidos precipitadas anualmente. Estas fueron calculadas en el capítulo anterior.

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Sólidos precipitados	[t]	10.971	9.349	7.966	6.788	5.785	4.929	4.200	3.579

Tabla 8.31: Impurezas y sólidos precipitados anualmente

Con estas cantidades de sólidos precipitadas y el precio final se puede determinar los ingresos por concepto de comercialización. Estos valores se muestran en la Tabla 8.32.

	Unidad	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingreso anual por sólidos	[kUS\$]	109,7	93,5	79,7	67,9	57,9	49,3	42,0	35,8

Tabla 8.32: Ingreso anual por sólidos

8.4 Análisis económico

El análisis económico tiene por objeto determinar si la inversión y costos del tratamiento se justifican en función de los ingresos asociados. El criterio de evaluación es el Valor Actual Neto, V.A.N., que permite proyectar en un valor presente el flujo de caja neto de cada año.

El cálculo del V.A.N. consiste en actualizar mediante una tasa de interés, todos los flujos netos futuros y restar además la inversión inicial. Lo descrito se resumen en:

$$VAN = -I_0 + \sum_{n=1}^N \frac{(FCN)_n}{(1+i)^n} \quad [\text{Ec 8.6}]$$

VAN: Valor actual neto del proceso. [US\$]

I_0 : Inversión inicial. [US\$]

FCN_n : Flujo de caja neto en el año n. [US\$]

i: Tasa de interés del proyecto

n: Años de evaluación

A continuación se presenta el análisis económico de distintos casos evaluados en un periodo de 8 años, con una tasa de interés anual del 30% y considerando que al final de dicho periodo los equipos principales se han depreciado completamente.

8.4.1 Análisis sin comercialización de producto

El primer análisis considera la inversión inicial, los costos de producción, la depreciación de los equipos y los ingresos derivados de la disminución en la concentración de impurezas en soluciones, es decir, el aumento en la recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito descartado.

En la Tabla 8.33 se muestra el flujo de caja neto de los 8 años.

Item [kUS\$]		Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingresos										
Recuperación Cu	+		1.526	1.300	1.108	944	804	686	584	498
Electrolito	+		442	314	230	172	131	101	80	63
Costos de producción	-		408	371	339	313	290	270	254	239
Utilidad de producción	=		1.560	1.244	998	803	646	517	410	322
Depreciación	+		14	14	14	14	14	14	14	14
Inversión inicial	-	329								
Flujo caja neto	=	-329	1.573	1.257	1.012	817	659	530	424	335

Tabla 8.33: Flujo de caja neto sin venta de sólidos

El cálculo del V.A.N. contempla una tasa de retorno del 30%.

Valor Actual Neto	[US\$]	2.768.207
--------------------------	---------------	------------------

Tabla 8.34: V.A.N. del proyecto sin venta de sólidos

8.4.2 Análisis con comercialización de producto

El análisis económico del caso con comercialización de los sólidos ha considerado un precio de venta [US\$] 10 por tonelada.

A partir de los ingresos asociados a la venta de sólidos ya vistos en la Tabla 8.32 y de los costos de operación del tratamiento, se puede determinar la utilidad de la venta. Esta se muestra en la Tabla 8.35

Item [kUS\$]		Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingresos										
Sólidos	+		110	94	80	68	58	49	42	36
Costos de producción	-		408	371	339	313	290	270	254	239
Utilidad de producción	=		-298	-280	-260	-245	-232	-221	-212	-204

Tabla 8.35: Flujo de caja neto con venta de sólidos

Ahí se observa que la venta de sólidos a ese precio por tonelada no genera utilidades, por lo cual queda exenta del pago de impuestos. Sin embargo los ingresos de la venta pueden incorporarse a los otorgados por la recuperación de cobre y el ahorro de electrolito.

En la Tabla 8.36 se muestra el nuevo flujo de caja sin pago de impuestos, que considera los ingresos indirectos por recuperación de cobre y ahorro de electrolito, y los ingresos directos dados por la venta de sólidos.

Item [kUS\$]		Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingresos										
Recuperación Cu	+		1.526	1.300	1.108	944	804	686	584	498
Electrolito	+		442	314	230	172	131	101	80	63
Sólidos	+		110	94	80	68	58	49	42	36
Costos de producción	-		408	371	339	313	290	270	254	239
Utilidad de producción	=		1.669	1.337	1.078	871	704	566	452	358
Depreciación	+		14	14	14	14	14	14	14	14
Inversión inicial	-	329								
Flujo caja neto	=	-329	1.683	1.351	1.091	885	717	580	466	371

Tabla 8.36: Flujo de caja neto con venta de sólidos

El Valor Actual Neto de este caso es:

Valor Actual Neto	[US\$]	3.004.824
--------------------------	---------------	------------------

Tabla 8.37: V.A.N. del proyecto con venta de sólidos

Su valor aumentó en [US\$] 236.617 considerando el precio de venta de 10 [US\$] por tonelada de sólido.

8.4.3 Análisis considerando sólo la venta de sólidos

Otro escenario que interesa conocer es el caso crítico en que sólo se considere como ingreso la comercialización de sólidos. Para que en estas condiciones el proyecto siga siendo rentable, debe determinarse el precio mínimo de venta de la tonelada de sólidos al cual el V.A.N. del proyecto se vuelve cero en ocho años. De este modo, a cualquier precio superior al encontrado, el proyecto reportará utilidades.

El valor que cumple con lo anterior es:

Precio de sólidos	[US\$ / t]	57,4
--------------------------	-------------------	-------------

Tabla 8.38: Precio de venta de sólidos para V.A.N.= 0

Luego, el flujo de caja neto calculado para cada año con dicho precio de venta se muestra en la Tabla 8.39. Este ignora las utilidades dadas por la mayor recuperación de cobre en lixiviación y por el ahorro de cobalto por descarte.

Item [kUS\$]		Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingresos										
Sólidos	+		632	538	459	391	333	284	242	206
Costos de producción	-		408	371	339	313	290	270	254	239
Utilidad de producción	=		222	166	118	77	43	13	-12	-34
Impuestos	-		42	32	22	15	8	2	0	0
Utilidad post impuestos	=		180	134	96	63	34	10	-12	-34
Depreciación	+		14	14	14	14	14	14	14	14
Inversión inicial	-	329								
Flujo de caja neto	=	-329	194	148	109	76	48	24	1	-20

Tabla 8.39: Flujo de caja neto sólo con venta de sólidos

De donde efectivamente se obtiene que para una tasa de retorno del 30% el V.A.N. es cero.

Valor Actual Neto	[US\$]	0
--------------------------	---------------	----------

Tabla 8.40: V.A.N. sólo con venta de sólidos.

8.4.4 Análisis de caso en que se deba pagar por retiro de sólidos

Otro caso interesante es aquel el que el retiro de sólidos sea obligatorio para la faena, y deba incluso cancelarse un monto por dicha labor. En tal situación los beneficios a considerar son sólo los dados por la mayor recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito descartado.

Importa determinar el precio máximo que se puede cancelar por el retiro de cada tonelada de sólidos, a fin de que considerando los beneficios ya señalados, el proyecto ofrezca un V.A.N. mínimo igual a cero.

El precio a pagar por retiro de sólidos para que el proyecto no entregue pérdidas a lo largo de los ocho años, es:

Precio a pagar	[US\$ / t]	117,0
-----------------------	-------------------	--------------

Tabla 8.41: Precio a pagar por retiro de sólidos.

El flujo de caja del proyecto en esta situación se muestra en la Tabla 8.42. Allí se considera como ingresos la mayor recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito, a su vez se suma como costos a los de producción, el pago por el retiro de sólidos.

		Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ingresos										
Recuperación Cu	+		1.526	1.300	1.108	944	804	686	584	498
Electrolito	+		442	314	230	172	131	101	80	63
Costos de producción	-		408	371	339	313	290	270	254	239
Retiro de Sólidos	-		1.284	1.094	932	794	677	577	491	419
Utilidad de producción	=		276	150	66	9	-31	-60	-81	-97
Depreciación	+		14	14	14	14	14	14	14	14
Inversión inicial	-	329								

Flujo de caja neto		-329	290	163	80	23	-17	-46	-67	-83
---------------------------	--	------	-----	-----	----	----	-----	-----	-----	-----

Tabla 8.42: Flujo de caja neto con el pago por retiro de sólidos

El valor actual neto del proyecto en tal condición y calculado con una tasa interna de retorno del 30% es efectivamente cero.

Valor Actual Neto	[US\$]	0
--------------------------	---------------	----------

Tabla 8.43: V.A.N. de proyecto con retiro de sólidos

Y es importante señalar que para cualquier precio a pagar por el retiro de sólidos que sea inferior al valor entregado, el V.A.N. reportará utilidades al proyecto.

8.4.5 Sensibilización al precio del ácido sulfúrico

Finalmente se realizó una sensibilización al V.A.N. en función de un cambio en el precio de la tonelada de ácido sulfúrico y del precio de venta de la tonelada de sólidos.

Este análisis se realizó para el caso más crítico en el cual se ignoran los ingresos derivados de la mayor recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito. Sólo se consideró los ingresos generados por la venta de sólidos.

El flujo de caja neto calculado es equivalente a lo presentado en la Tabla 8.39, y la sensibilización del V.A.N. se ha realizado considerando dicho esquema.

En la Tabla 8.44 se encuentran los valores límite para el precio del ácido y precio de venta de sólidos a los cuales el proyecto reporta pérdidas y utilidades en ocho años.

En caso de que la tonelada de ácido aumente su valor a 120 [US\$/t], el sólido debe comercializarse a un valor mínimo de 80 [US\$/t] para otorgarle al proyecto un V.A.N. positivo.

V.A.N.	Precio ácido sulfúrico [US\$/t]														
	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100	105	110	115	120
52	-34	-70	-105	-141	-176	-212	-247	-283	-318	-353	-389	-424	-460	-495	-531
54	4	-31	-67	-102	-137	-173	-208	-244	-279	-315	-350	-386	-421	-456	-492
56	43	8	-28	-63	-99	-134	-170	-205	-240	-276	-311	-347	-382	-418	-453
58	82	46	11	-24	-60	-95	-131	-166	-202	-237	-273	-308	-343	-379	-414
60	121	85	50	14	-21	-57	-92	-128	-163	-198	-234	-269	-305	-340	-376
62	159	124	88	53	18	-18	-53	-89	-124	-160	-195	-231	-266	-301	-337
64	198	163	127	92	56	21	-15	-50	-85	-121	-156	-192	-227	-263	-298
66	237	201	166	131	95	60	24	-11	-47	-82	-118	-153	-188	-224	-259
68	276	240	205	169	134	98	63	27	-8	-43	-79	-114	-150	-185	-221
70	314	279	243	208	173	137	102	66	31	-5	-40	-76	-111	-146	-182
72	353	318	282	247	211	176	140	105	70	34	-1	-37	-72	-108	-143
74	392	356	321	286	250	215	179	144	108	73	37	2	-33	-69	-104
76	431	395	360	324	289	253	218	183	147	112	76	41	5	-30	-66
78	469	434	398	363	328	292	257	221	186	150	115	79	44	9	-27
80	508	473	437	402	366	331	295	260	225	189	154	118	83	47	12

Tabla 8.44: Sensibilización del V.A.N. al precio del ácido sulfúrico y precio de venta de sólidos

8.5 Conclusiones del capítulo

La evaluación económica se desarrolló en torno al valor actual neto que ofrece el proyecto evaluado en distintos escenarios.

Se consideró un periodo de ocho años debido a que al cumplirse tal plazo, el tratamiento entrega resultados que si bien cumplen con lo esperado, dejan de evolucionar positivamente en el tiempo.

Para establecer los flujos de caja netos de cada situación evaluada, fue necesario determinar inicialmente el capital de inversión y los costos de producción.

El capital de inversión lo conformó el capital fijo y el capital de trabajo. El capital fijo incluye todos los gastos en los que se debe incurrir para que la planta quede instalada y fue determinado a partir de los métodos de las proporciones. Mediante éste, se determinó que su valor alcanza los US\$ 279.225.

A su vez, el capital de trabajo que considera los gastos necesarios para que la planta comience a operar estando ya instalada, también fue determinado a partir del método de las proporciones y su valor es de US\$ 49.275.

En suma, el capital de inversión total del proyecto es de US\$ 328.501.

Es importante señalar que el método de las proporciones se seleccionó tomando en cuenta que se trata de un proyecto anexo a una planta ya existente, y que cumple con procesar sólidos y líquidos.

Para determinar el costo de producto se consideró por costos directos aquellas cantidades proporcionales a la producción, es decir, materias primas, insumos, personal y mantención; y por costo indirecto la depreciación de los equipos.

Las materias primas involucradas son el ácido sulfúrico y el refino, sin embargo, del refino sólo se cuantificó su pérdida de cobre.

Con valores de US\$ 60 por tonelada de ácido sulfúrico y US\$ 3.417 por tonelada de cobre se calculó el costo por materias primas. Estas magnitudes corresponden a valores proyectados en Mantoverde para el 2010 y en el caso del cobre equivale al valor comercial de la tonelada de cobre menos su costo de producción en la división.

El costo obtenido por materias primas es diferente en cada año, esto ya que como se vio en el Capítulo 7, la formación de sólidos va disminuyendo en el tiempo.

Por otra parte el ítem de insumos contempló el gasto por energía. Para determinarlo se utilizaron los consumos de potencia de los equipos principales del proceso, las horas de operación al año, y el costo unitario de energía en Mantoverde el cual es US\$ 0,8 el kWh.

Otros costos considerados fueron por mano de obra y mantención. Estos, sumados a materias primas, insumos, y depreciación de equipos permitieron calcular los costos totales de producción los cuales lógicamente fueron variables en el tiempo.

Los ingresos del proyecto pueden derivar de la venta de sólidos, o bien de la mayor recuperación de cobre en lixiviación y del ahorro de cobalto en electrolito descartado. Esto último como consecuencia indirecta del tratamiento al disminuir la concentración de impurezas en soluciones.

Un primer caso evaluado en el análisis económico sólo considera los ingresos derivados de la disminución en la concentración de impurezas en soluciones, es decir, el aumento en la recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito descartado. El valor actual neto del proyecto en este escenario sin venta de sólidos es de US\$ 2.768.207. Su valor, y al igual que los obtenidos en los casos restantes, se estableció a partir de una tasa interna de retorno del 30%.

Una segunda situación planteada es con la comercialización de los sólidos generados. A un precio de venta de US\$ 10 la tonelada y sin considerar los ingresos indirectos que genera el proyecto por la recuperación de cobre y el ahorro de cobalto, puede declararse que la venta no reporta utilidades, por tanto, queda exenta del pago de impuestos. Sin embargo, aún cuando los ingresos indirectos no sean declarados formalmente éstos existen, por ello, a los

ingresos declarados por la venta de sólidos pueden añadirse los recibidos de manera indirecta y re formularse así el flujo de caja.

Al calcular el valor actual neto en este escenario con venta de sólidos a US\$ 10 la tonelada y sumando los ingresos dados por recuperación de cobre y ahorro de cobalto, se obtiene un valor de US\$ 3.004.824.

Otro caso analizado es aquel en que se ignoren los beneficios indirectos y el proyecto sólo deba sustentarse con la venta de los sólidos. Es claro que en esta situación el proyecto reportaría pérdidas, por ello, se determinó el precio mínimo de venta de la tonelada de sólidos, para que una vez cumplidos los ocho años, el proyecto entregue un valor actual neto cero. Al realizar tal sensibilización, el precio mínimo de venta de los sólidos debe ser de US\$ 57,4 la tonelada, y se entiende que para cualquier precio superior, el proyecto reportará utilidades en el tiempo.

Otro escenario posible es aquel en que la planta deba necesariamente deshacerse de los sólidos generados, teniendo incluso que pagar por su retiro. En este caso se determinó el precio máximo a pagar por el retiro de sólidos a fin de que los ingresos indirectos del proyecto le otorguen un valor actual neto de éste igual a cero. El precio máximo a pagar por tonelada de sólido es US\$ 117,0; en este contexto, cualquier precio superior conduciría a pérdidas y cualquiera inferior reportaría utilidades.

Por último, se realizó una sensibilización del valor actual neto del proyecto, en función del precio del ácido sulfúrico y del precio de venta de los sólidos.

Este análisis se realizó para el caso más crítico en el cual se ignoraron los ingresos derivados de la mayor recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito, y sólo se consideró los ingresos generados por la venta de sólidos.

Allí se obtuvo que en caso de que la tonelada de ácido aumente su valor a US\$ 120, el sólido debe comercializarse a un valor mínimo de US\$ 80 la tonelada para otorgarle al proyecto un V.A.N. positivo.

Capítulo 9 CONCLUSIONES

En esta tesis se diseñó y evaluó un tratamiento que permite disminuir en un 30% la concentración de impurezas desde soluciones de lixiviación, mediante la sobresaturación de refino con ácido sulfúrico para provocar la precipitación de impurezas metálicas.

El proceso propuesto consta de dos etapas principales, mezclado y filtración. En la primera se mezcla ácido sulfúrico con refino en un estanque agitado para permitir la formación de sólidos, y en la segunda se filtra la solución resultante en filtro prensa para separar los sólidos generados. De este modo, la disminución del 30% en la concentración de impurezas se logra al comienzo del tercer año del tratamiento.

La validación del método contempló un trabajo experimental en el cual se consideraron los resultados obtenidos en términos de:

- Precipitación total de impurezas.
- Precipitación puntual de cobre.
- Pérdida de ácido sulfúrico.
- Calidad del sólido obtenido.

De donde se determinó que la concentración de ácido sulfúrico en solución para obtener los mejores resultados es de un 40% en peso de ácido.

La evaluación consideró beneficios derivados de una disminución en la concentración de impurezas y disminución en viscosidad de soluciones, a su vez se estimó por pérdidas la cantidad de cobre que abandona en el precipitado y el ácido sulfúrico no recuperado.

En relación a la disminución en la concentración de impurezas en solución se tiene que para un valor inicial de 43,5 [g/l] se puede lograr una disminución progresiva tal que al octavo año se tenga sólo 12,1 [g/l] de metales en solución.

En cuanto a la disminución de viscosidad esta también fue calculada a lo largo de ocho años. La viscosidad de un refino que inicialmente posee 43,5 [g/l] de cobre e impurezas fue de 3,8 [cP], luego al aplicar el tratamiento y disminuir la concentración de metales a 12,1 [g/l] en el octavo año, se determinó que la viscosidad descendió a 1,5 [cP]

El beneficio derivado de la disminución en la concentración de impurezas es el aumento en la recuperación de cobre. En relación a esto se determinó que para las concentraciones calculadas anualmente tras aplicar el tratamiento, la recuperación de cobre pudo aumentar en ocho años desde un 38,8% a un 42,1% en la etapa de aglomeración.

Al convertir estos porcentajes de recuperación a toneladas de cobre, se determinó que las toneladas de cobre recuperadas como beneficio exclusivo del tratamiento son 447 el primer año, 381 el segundo, 324 el tercero, 276 el cuarto, 235 el quinto, 201 el sexto, 171 el séptimo y 146 el octavo.

Por otra parte, los beneficios derivados de la disminución de viscosidad han sido evaluados en virtud de la cantidad de electrolito que deja de descartarse. Así, se tiene que en un primer año tal ahorro es de 9.019 [m³] y de 1.294 [m³] en el octavo año.

Las pérdidas asociadas al tratamiento corresponden al ácido sulfúrico sacrificado en el proceso y a la cantidad de cobre que abandona en el precipitado. Ambas fueron calculadas a partir de resultados experimentales, al igual que se determinó la cantidad de sólidos generados.

La evaluación económica se desarrolló en torno al valor actual neto que ofrece el proyecto en distintos escenarios, evaluados en ocho años, y con una tasa interna de retorno del 30%.

El capital de inversión total del proyecto es de US\$ 328.501 y los ingresos pueden derivar de la venta de sólidos, de la mayor recuperación de cobre en lixiviación o del ahorro de cobalto en electrolito descartado.

Un primer caso evaluado en el análisis económico sólo consideró los ingresos derivados de la disminución en la concentración de impurezas en soluciones, es decir, el aumento en la

recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito descartado. El valor actual neto del proyecto en este escenario sin venta de sólidos fue US\$ 2.768.207

En otro caso analizado se ignoraron los beneficios indirectos y sólo se consideró la venta de los sólidos. En esta situación se determinó el precio mínimo de venta de la tonelada de sólidos es US\$ 57,6 la tonelada, y para cualquier precio superior, el proyecto reportará utilidades en el tiempo.

En el caso que la planta deba deshacerse de los sólidos generados, se determinó el precio máximo a pagar a fin de que los ingresos indirectos del proyecto le otorguen un valor actual neto igual a cero es US\$ 117,0; en este contexto, cualquier precio superior conduciría a pérdidas y cualquiera inferior reportaría utilidades.

Por último, se realizó una sensibilización del valor actual neto del proyecto, en función del precio del ácido sulfúrico y del precio de venta de los sólidos. Este análisis se realizó para el caso más crítico en el cual se ignoraron los ingresos derivados de la mayor recuperación de cobre y el ahorro de cobalto en electrolito, y sólo se consideró los ingresos generados por la venta de sólidos.

Allí se obtuvo que en caso de que la tonelada de ácido aumente su valor a US\$ 120, el sólido debe comercializarse a un valor mínimo de US\$ 80 la tonelada para otorgarle al proyecto un V.A.N. positivo.

Las conclusiones específicas del trabajo experimental se encuentran al final del Capítulo 5, allí se concluye además sobre el efecto que hierro, aluminio y magnesio genera en la viscosidad de soluciones y en el tiempo de separación de fases. Las conclusiones relativas al diseño del proceso se muestran al final del Capítulo 6, así como las específicas de la evaluación del proceso están al final del Capítulo 7, y las de la evaluación económica al final del Capítulo 8.

Bibliografía

- Aguiar Fernando, Saldaña Marcelo. Tratamiento de impurezas presentes en soluciones de lixiviación. Memoria Ingeniero Civil Químico, Universidad Católica de Valparaíso, Valparaíso, 2001.
- Rivera Sergio, Ramírez Ademir. Cristalización en soluciones de electrolitos ácidos y acuosos. Congreso Hydrocopper 2007, Viña del Mar, 2007
- Vera G. Christian. Obtención de sulfato férrico a partir de una solución de refino. Memoria de Ingeniero de Ejecución en Metalurgia, Universidad de Atacama, Copiapó, 2008.
- Schmidt Marcela. Diseño conceptual de un proceso de tratamiento de soluciones metalúrgicas de decarte. Memoria Ingeniero Civil Químico, Universidad de Chile, Santiago, 2005.
- Jara Riffo Carlos. Efecto de impurezas en extracción por solventes. Memoria Ingeniero Civil Metalúrgico, Universidad de Concepción, Concepción, 1998.
- Aguad Jorge, Jordan Héctor, Vargas Tomás. Lixiviación de minerales oxidados de cobre con soluciones ácidas de alta carga iónica. Centro de Estudios Avanzados en Hidrometalurgia – Electrometalurgia, Departamento de Ingeniería de Minas e Ingeniería Química, Universidad de Chile.
- Hurtado Claudio. Diagnóstico, evaluación y alternativas de control para contaminantes en soluciones de lixiviación de Cerro Verde, Anglo American Chile. 2007.
- Rojas Eladio. Diagnóstico del arrastre de orgánico. Causas y efectos en el consumo de extractante en SX. División El Salvador, Codelco Chile. Cognis Chile Ltda., 2005.
- Study of the impact of viscosity in PLS over Solvent Extraction. Advanced Report N°2. Cytec, 2000.

- McCabe Warren, Smith Julian. Operaciones Básicas de Ingeniería Química. Volumen 1. Editorial Reverté, 2003.
- McCabe Warren, Smith Julian, Harriott Peter. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Cuarta Edición. Editorial McGraw-Hill.
- Giulietti M., Seckler M., Derenzo D., Ré M.I., Cekinski E. "Industrial Crystallization and Precipitation from Solutions: State of the Techique". Brazilian Journal of Chemical Engineering, Vol.18 no.4, São Paulo, Dec. 2001. ISSN 0104-6632
- Miravete Antonio. Los Nuevos Materiales en la Construcción. Volumen 1. Editorial Reverté, 2004.
- Bendezú José Humberto. Los Plásticos Reforzados en Fibra de Vidrio (PRFV), sus Aplicaciones y Desarrollo en la Industria Nacional. Tesis Digitales Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Lima, Perú, 2007.
- Bilurbina Luis, Liesa Francisco, Iribarren Iñaki, Iribarren José. Corrosión y protección. Editorial Universidad Politécnica de Cataluña, 2003.
- Normas ASTM para Cañerías y Tubos. Boletín Técnico No.12. Fastpack Piping Products.
- Welded and Seamless Wrought Steel Pipe. An American National Standard. ASME B36.10.M-2000. The American Society of Mechanical Engineers, U.S.A., 2001.
- Flanges. Boletín Técnico Octubre 2000. Fastpack Piping Products.
- Drury Steven, Gates Lewis. Mixer Specification a la Spreadsheet. Chemical Engineering, February 2001.
- Timmerhaus Klaus, Peters Max. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Editorial McGraw Hill International, Cuarta Edición.

Anexo A – Cálculos en experiencias de sobresaturación

A.1 Cálculo de las cantidades de ácido y refino en solución

Las cantidades de ácido de proceso y refino requeridas para preparar soluciones de 250 [ml] con concentraciones del 10 al 80% en peso de ácido fueron determinadas a partir de un balance de masa al ácido. Esto según:

$$[H^+] \cdot (M_A + M_R) = [H_R^+] \cdot M_R + [H_A^+] \cdot M_A \quad [\text{Ec A.1}]$$

$$V = \frac{M_A}{\rho_A} - \frac{M_R}{\rho_R} \quad [\text{Ec A.2}]$$

$[H^+]$: Concentración de ácido en solución $\left[\frac{\text{g}}{\text{g}} \right]$

V: Volumen de solución [ml]

M_A : Gramos de ácido sulfúrico de proceso [g]

M_R : Gramos de refino [g]

$[H_A^+]$: Concentración de ácido sulfúrico en ácido de proceso $\left[\frac{\text{g}}{\text{g}} \right]$

$[H_R^+]$: Concentración de ácido sulfúrico en refino $\left[\frac{\text{g}}{\text{g}} \right]$

ρ_A : Densidad del ácido sulfúrico de proceso $\left[\frac{\text{g}}{\text{ml}} \right]$

ρ_R : Densidad de refino $\left[\frac{\text{g}}{\text{ml}} \right]$

Al despejar la masa de refino M_R del sistema de ecuaciones, se tiene que ésta es:

$$M_R = \frac{([H_A^+] - [H^+]) \cdot \rho_A \cdot V}{([H^+] - [H_R^+]) + ([H_A^+] - [H^+]) \cdot \left(\frac{\rho_A}{\rho_R}\right)}$$

[Ec A.3]

En la Tabla A.1 se muestran los valores utilizados para calcular la masa de refino.

Variable	Unidad	Valor
H ⁺	[g/g]	0,1 – 0,8
V	[ml]	250
H ⁺ _A	[g/g]	0,97
H ⁺ _R	[g/g]	0,0081967
ρ _A	[g/[ml]]	1,83
ρ _R	[g/[ml]]	1,22

Tabla A.1: Variables para el cálculo de masa de refino

A partir de estos valores se determinó la cantidad de refino requerida para cada solución de 250 [ml] con concentración de ácido del 10 al 80% en peso. El volumen de refino de cada solución se obtuvo a partir de su densidad.

El volumen de ácido de proceso de cada solución se calculó por diferencia considerando los 250 [ml] y el volumen de refino ya conocido. Finalmente la masa de éste se determinó con la densidad.

En la Tabla A.2 se encuentran las cantidades señaladas para las soluciones preparadas.

Solución [% p/p H ₂ SO ₄]	Refino		Acido sulfúrico de proceso	
	Masa [g]	Volumen [ml]	Masa [g]	Volumen [ml]
10	285,0	233,6	30,1	16,4
15	273,5	224,2	47,3	25,8
20	261,6	214,4	65,2	35,6
25	249,2	204,3	83,7	45,7
30	236,4	193,7	102,9	56,3
35	223,0	182,8	123,0	67,2
40	209,2	171,4	143,8	78,6
45	194,7	159,6	165,4	90,4
50	179,7	147,3	188,0	102,7
55	164,0	134,4	211,5	115,6
60	147,6	121,0	236,1	129,0

65	130,5	107,0	261,7	143,0
70	112,6	92,3	288,6	157,7
75	93,9	77,0	316,6	173,0
80	74,3	60,9	346,1	189,1

Tabla A.2: Cantidades de refino y ácido de proceso por solución

A.2 Cálculos de precipitación

El cálculo de la precipitación de impurezas se realizó a partir de la cantidad final de gramos en solución con respecto a la cantidad inicial.

Para conocer la cantidad de impurezas en la solución inicial se consideró el volumen de refino utilizado para preparar la solución y la concentración de impurezas presentes en tal refino. Se asumió que el ácido no aporta cantidades significativas de metales.

La fórmula para calcular la cantidad inicial de impurezas en solución es:

$$i_{\text{inicial}} = V_R \cdot i_R \quad [\text{Ec A.4}]$$

V_R : Volumen de refino utilizado para preparar cada solución [l]

i_R : Concentración de i en refino $\left[\frac{\text{g}}{\text{l}}\right]$

Es importante recordar que el volumen de refino utilizado para preparar cada solución corresponde a lo visto en la Tabla A.2 y la concentración de i en refino es la concentración de cobre, hierro, manganeso, aluminio, magnesio o ácido presente en el refino utilizado.

La condición final representa la solución ya centrifugada o filtrada según corresponda a la actividad.

Sea i un componente genérico que representa al cobre, hierro, manganeso, aluminio, magnesio y ácido sulfúrico en solución. La precipitación de i, o bien su disminución en el caso del ácido se determinó según:

$$\%i = \frac{i_{\text{inicial}} - i_{\text{final}}}{i_{\text{inicial}}} \cdot 100 \quad [\text{Ec A.5}]$$

$$i_{\text{final}} = C \cdot i_{\text{final}} \cdot V_{\text{final}} \quad [\text{Ec A.6}]$$

$$I_{\text{inicial}} = V_R \cdot I_R$$

[Ec A.4]

$\%_i$: Porcentaje de precipitación o disminución de i [%]

i_{final} : Cantidad de i en solución final [g]

i_{inicial} : Cantidad de i en solución inicial [g]

$C_{i_{\text{final}}}$: Concentración de i en solución final $\left[\frac{\text{g}}{\text{l}}\right]$

V_{final} : Volumen de solución obtenido tras centrifugar o filtrar [l]

A.2.1 Precipitación alcanzada con R1

La precipitación se calculó mediante la cantidad de impurezas finales e iniciales.

- **Cantidad inicial de impurezas**

La cantidad inicial de impurezas se determinó considerando su concentración presente en el refino utilizado y el volumen requerido para conformar cada solución. La composición del refino R1 es:

Componente	Unidad	Refino R1
Acidez	[g/l]	12,9
Cu	[g/l]	0,52
Fe total	[g/l]	10
Mn	[g/l]	3,62
Al	[g/l]	14,9
Mg	[g/l]	15,1

Tabla A.3: Composición refino R1

A partir de tales concentraciones y del volumen de refino utilizado por solución, la cantidad de impurezas y cobre se muestra en la Tabla A.4. La cantidad de ácido consideró además el volumen de ácido requerido por la solución.

Solución	Volumen R1	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[ml]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
10	233,6	33,1	0,12	2,34	0,85	3,48	3,53	10,2
15	224,2	50,2	0,11	2,24	0,81	3,34	3,38	9,8
20	214,4	67,9	0,11	2,14	0,78	3,19	3,24	9,4
25	204,3	86,3	0,10	2,04	0,74	3,04	3,08	8,9
30	193,7	105,4	0,10	1,94	0,70	2,89	2,93	8,5
35	182,8	125,3	0,09	1,83	0,66	2,72	2,76	8,0
40	171,4	146,0	0,09	1,71	0,62	2,55	2,59	7,5
45	159,6	167,5	0,08	1,60	0,58	2,38	2,41	7,0
50	147,3	189,9	0,08	1,47	0,53	2,19	2,22	6,4
55	134,4	213,3	0,07	1,34	0,49	2,00	2,03	5,9
60	121,0	237,7	0,06	1,21	0,44	1,80	1,83	5,3
65	107,0	263,1	0,05	1,07	0,39	1,59	1,62	4,7
70	92,3	289,8	0,05	0,92	0,33	1,38	1,39	4,0
75	77,0	317,6	0,04	0,77	0,28	1,15	1,16	3,4
80	60,9	346,8	0,03	0,61	0,22	0,91	0,92	2,7

Tabla A.4: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales

- **Cantidad final de impurezas**

La cantidad final se calculó mediante el volumen centrifugado y la concentración de impurezas, cobre y ácido presente en dicha solución.

En la Tabla A.5 se muestra el volumen centrifugado por solución y la concentración determinada analíticamente.

Solución	Volumen final	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg
[% p/p H₂SO₄]	[ml]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
10	245	130,3	0,48	9,25	3,40	13,50	14,10
15	245	201,9	0,45	8,90	3,31	12,80	13,60
20	245	274,0	0,42	8,45	3,12	12,40	12,10
25	245	346,0	0,40	8,10	2,85	11,70	10,30
30	240	424,6	0,37	7,90	2,66	9,00	9,50
35	210	532,0	0,36	7,60	2,87	5,75	9,84
40	204	619,0	0,33	5,60	2,69	4,50	8,99
45	169	706,0	0,32	2,80	2,54	4,30	8,98
50	161	809,0	0,28	1,70	2,00	2,30	8,20
55	150	926,0	0,25	1,10	1,69	2,05	6,95
60	173	948,9	0,25	0,50	1,70	2,45	5,91
65	224	967,3	0,20	0,96	1,32	5,55	4,93
70	199	1222,9	0,19	0,47	0,07	5,25	1,54
75	191	1238,6	0,14	0,07	0,02	4,05	0,73
80	216	1300,0	0,10	0,06	0,10	3,20	0,64

Tabla A.5: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas

Luego las cantidades de impurezas presentes en solución final expresadas en gramos son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
10	31,92	0,12	2,27	0,83	3,31	3,45	9,86
15	49,47	0,11	2,18	0,81	3,14	3,33	9,46
20	67,13	0,10	2,07	0,77	3,04	2,96	8,84
25	84,77	0,10	1,98	0,70	2,87	2,52	8,07
30	101,90	0,09	1,90	0,64	2,16	2,28	6,98
35	111,72	0,08	1,60	0,60	1,21	2,07	5,48
40	126,28	0,07	1,14	0,55	0,92	1,83	4,44
45	118,96	0,05	0,47	0,43	0,72	1,51	3,13
50	130,25	0,05	0,27	0,32	0,37	1,32	2,28
55	138,90	0,04	0,17	0,25	0,31	1,04	1,77
60	163,68	0,04	0,09	0,29	0,42	1,02	1,82
65	216,19	0,04	0,21	0,29	1,24	1,10	2,84
70	242,75	0,04	0,09	0,01	1,04	0,31	1,45
75	236,57	0,03	0,01	0,00	0,77	0,14	0,92
80	280,15	0,02	0,01	0,02	0,69	0,14	0,86

Tabla A.6: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas

- **Precipitación**

El porcentaje de precipitación por componente se calculó según la Ecuación A.4 y las cantidades de las Tablas A.4 y A.6. Estas son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
10	3,5	1,2	3,0	1,5	5,0	2,1	3,2
15	1,4	3,3	2,7	0,1	6,1	1,6	3,3
20	1,2	5,5	3,4	1,4	4,9	8,4	5,5
25	1,8	7,0	2,8	5,6	5,8	18,2	9,4
30	3,4	10,0	2,1	8,8	25,2	22,1	17,5
35	10,8	18,0	12,7	8,9	55,7	25,1	31,4
40	13,5	23,0	33,4	11,6	64,1	29,1	40,6
45	29,0	33,8	70,4	25,9	69,5	37,2	54,9
50	31,4	40,0	81,4	39,6	83,1	40,7	64,4
55	34,9	45,0	87,7	47,9	84,6	48,7	69,8
60	31,1	30,1	92,9	33,0	76,6	44,2	65,5
65	17,8	20,0	80,0	24,0	22,2	31,7	38,9
70	16,2	19,9	90,0	95,8	24,2	78,1	63,9
75	25,5	31,9	98,3	98,4	32,6	88,0	72,3
80	19,2	30,6	97,9	90,0	24,0	85,0	67,5

Tabla A.7: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas por solución

A.2.2 Precipitación alcanzada con R2

- **Cantidad inicial de impurezas**

La cantidad inicial de impurezas se determinó considerando su concentración presente en el refino R2 y el volumen requerido para conformar cada solución. La composición de R2 es:

Componente	Unidad	Refino R2
Acidez	[g/l]	11,4
Cu	[g/l]	0,42
Fe total	[g/l]	9,5
Mn	[g/l]	3,58
Al	[g/l]	14,9
Mg	[g/l]	15,1

Tabla A.8: Composición refino R2

A partir de tales concentraciones y del volumen de refino y ácido utilizado por solución, la cantidad de impurezas, cobre y ácido presente en cada solución es:

Solución	Volumen R2	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[ml]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
35	182,8	125,04	0,08	1,74	0,65	2,72	2,76	7,88
40	171,4	145,72	0,07	1,63	0,61	2,55	2,59	7,39
45	159,6	167,25	0,07	1,52	0,57	2,38	2,41	6,88
50	147,3	189,68	0,06	1,40	0,53	2,19	2,22	6,34
55	134,4	213,07	0,06	1,28	0,48	2,00	2,03	5,79
60	121,0	237,47	0,05	1,15	0,43	1,80	1,83	5,21
65	107,0	262,96	0,04	1,02	0,38	1,59	1,62	4,61
70	92,3	289,62	0,04	0,88	0,33	1,38	1,39	3,98
75	77,0	317,52	0,03	0,73	0,28	1,15	1,16	3,32
80	60,9	346,75	0,03	0,58	0,22	0,91	0,92	2,62

Tabla A.9: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales

- **Cantidad final de impurezas**

La cantidad final se calculó mediante el volumen centrifugado y la concentración de impurezas, cobre y ácido presente en dicha solución.

En la Tabla A.10 se muestra el volumen centrifugado por solución y la concentración determinada analíticamente.

Solución	Volumen final	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg
[% p/p H₂SO₄]	[ml]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
35	207	532,86	0,31	7,80	2,66	7,30	10,15
40	202	625,00	0,29	6,80	2,56	5,60	9,45
45	180	673,30	0,28	5,05	2,38	4,80	8,90
50	162	754,60	0,25	1,95	2,22	3,35	8,40
55	148	904,00	0,22	1,30	1,66	1,90	7,40
60	167	940,00	0,20	0,80	1,87	2,25	6,70
65	203	1051,80	0,17	1,40	1,61	6,10	6,75
70	203	1161,10	0,15	0,90	0,33	5,42	2,00
75	184	1290,60	0,11	0,30	0,16	4,75	0,85
80	191	1452,35	0,09	0,30	0,25	3,75	1,15

Tabla A.10: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas

Luego las cantidades de impurezas presentes en solución final expresadas en gramos son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
35	110,03	0,06	1,61	0,55	1,51	2,10	5,76
40	126,25	0,06	1,37	0,52	1,13	1,91	4,93
45	121,19	0,05	0,91	0,43	0,86	1,60	3,80
50	122,25	0,04	0,32	0,36	0,54	1,36	2,58
55	133,79	0,03	0,19	0,25	0,28	1,10	1,81
60	156,98	0,03	0,13	0,31	0,38	1,12	1,94
65	213,52	0,03	0,28	0,33	1,24	1,37	3,22
70	235,70	0,03	0,18	0,07	1,10	0,41	1,76
75	237,47	0,02	0,06	0,03	0,87	0,16	1,12
80	277,40	0,02	0,06	0,05	0,72	0,22	1,04

Tabla A.11: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones centrifugadas

- **Precipitación**

El porcentaje de precipitación por componente se calculó según la Ecuación A.4 y las cantidades de las Tablas A.9 y A.11. Estas son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
35	12,00	16,63	7,26	16,23	44,66	24,07	26,83
40	13,36	18,64	15,66	15,74	55,72	26,26	33,24
45	27,54	24,81	40,00	25,18	63,67	33,53	44,69
50	35,55	34,52	77,42	31,79	75,27	38,81	59,35
55	37,21	42,32	84,93	48,94	85,96	46,04	68,66
60	33,89	34,27	88,38	28,09	79,16	38,76	62,79
65	18,80	23,19	72,03	14,92	22,31	15,17	30,16
70	18,62	21,46	79,17	79,73	20,00	70,87	55,84
75	25,21	37,39	92,45	89,32	23,79	86,54	66,37
80	20,00	36,00	90,10	78,10	21,07	76,11	60,32

Tabla A.12: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas por solución

A.2.3 Precipitación alcanzada con R3

- **Cantidad inicial de impurezas**

La cantidad inicial de impurezas se determinó considerando su concentración presente en el refino R3 y el volumen requerido para conformar cada solución. La composición de R3 es:

Componente	Unidad	Refino R3
Acidez	[g/l]	12,3
Cu	[g/l]	0,24
Fe total	[g/l]	11,4
Mn	[g/l]	3,62
Al	[g/l]	17,5

Mg	[g/l]	15,9
-----------	--------------	-------------

Tabla A.13: Composición refino R2

A partir de tales concentraciones y del volumen de refino y ácido utilizado por solución, la cantidad de impurezas, cobre y ácido presente en cada solución es:

Solución	Volumen R3	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[ml]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
10	233,57	32,94	0,06	2,66	0,85	4,09	3,71	11,31
15	224,16	50,05	0,05	2,56	0,81	3,92	3,56	10,85
20	214,40	67,79	0,05	2,44	0,78	3,75	3,41	10,38
25	204,27	86,20	0,05	2,33	0,74	3,57	3,25	9,89
30	193,75	105,33	0,05	2,21	0,70	3,39	3,08	9,38
35	182,81	125,20	0,04	2,08	0,66	3,20	2,91	8,85
40	171,44	145,88	0,04	1,95	0,62	3,00	2,73	8,30
45	159,60	167,39	0,04	1,82	0,58	2,79	2,54	7,73
50	147,27	189,81	0,04	1,68	0,53	2,58	2,34	7,13

Tabla A.14: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales

- **Cantidad final de impurezas**

La cantidad final se calculó mediante el volumen filtrado y la concentración de impurezas, cobre y ácido presente en dicha solución.

En la Tabla A.15 se muestra el volumen filtrado por solución y la concentración determinada analíticamente.

Solución	Volumen final	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[ml]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
10	245,4	124,0	0,2	10,0	3,3	-	-
15	247,9	200,0	0,2	9,5	3,1	-	-
20	246,4	263,0	0,2	9,0	3,0	15,1	13,7
25	248,0	335,0	0,2	8,8	2,9	14,2	13,1
30	229,6	435,0	0,2	8,5	2,9	9,0	13,0
35	218,5	513,0	0,2	8,3	2,9	6,8	12,6
40	215,1	603,0	0,2	5,4	2,7	6,6	12,1
45	188,5	703,0	0,2	3,3	2,5	-	-
50	184,7	800,0	0,1	1,6	1,6	-	-

Tabla A.15: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones filtradas

Luego las cantidades de impurezas presentes en solución final expresadas en gramos son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
10	30,43	0,05	2,45	0,82	-	-	-
15	49,59	0,05	2,36	0,78	-	-	-
20	64,80	0,05	2,22	0,74	3,72	3,39	10,07
25	83,09	0,04	2,18	0,72	3,53	3,24	9,67
30	99,86	0,04	1,95	0,66	2,07	2,98	7,66
35	112,10	0,04	1,81	0,62	1,48	2,74	6,65
40	129,69	0,03	1,16	0,58	1,41	2,59	5,74
45	132,53	0,03	0,62	0,47	-	-	-
50	147,75	0,02	0,30	0,29	-	-	-

Tabla A.16: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones filtradas

Las concentraciones de aluminio y magnesio que faltan no pudieron determinarse por problemas en el equipo de absorción atómica para tal lectura.

- **Precipitación**

El porcentaje de precipitación por componente se calculó según la Ecuación A.4 y las cantidades de las Tablas A.14 y A.16. Estas son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
10	7,64	3,70	7,85	3,07	-	-	
15	0,92	3,21	7,82	4,05	-	-	
20	4,41	9,02	9,27	4,76	0,84	0,69	3,07
25	3,61	8,93	6,27	2,05	1,26	0,26	2,17
30	5,20	11,14	11,66	6,39	39,00	3,13	18,34
35	10,47	10,35	12,97	5,56	53,69	5,65	24,73
40	11,10	16,37	40,58	6,43	53,05	4,85	30,80
45	20,83	21,25	65,81	18,43	-	-	
50	7,64	3,70	7,85	3,07	-	-	

Tabla A.17: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas por solución

A.2.4 Precipitación en experiencia de cinética

- **Cantidad inicial de impurezas**

El volumen de refino y la cantidad de impurezas, cobre y ácido presente en la solución del 50% en peso de ácido es:

Solución	Volumen R1	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[ml]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
50	147,3	189,9	0,08	1,47	0,53	2,19	2,22	6,4

Tabla A.18: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en solución del 50%

- **Cantidad final de impurezas**

En la Tabla A.19 se muestra el volumen centrifugado por solución y la concentración determinada analíticamente.

Tiempo	Volumen final	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al
	[ml]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
6 Horas	140	800,00	0,31	3,80	2,25	2,80
12 Horas	135	797,00	0,31	3,50	2,33	2,45
1 Día	142	798,00	0,30	3,20	2,20	2,60
3 Días	133	795,99	0,32	3,10	2,31	2,70
5 Días	148	814,00	0,30	2,58	2,16	2,10
7 Días	148	809,17	0,30	2,22	2,08	2,10

Tabla A.19: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales

Luego las cantidades de impurezas presentes en solución final expresadas en gramos son:

Tiempo	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al
	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
6 Horas	112,00	0,04	0,53	0,32	0,39
12 Horas	107,60	0,04	0,47	0,31	0,33
1 Día	113,32	0,04	0,45	0,31	0,37
3 Días	105,87	0,04	0,41	0,31	0,36
5 Días	120,07	0,04	0,38	0,32	0,31
7 Días	119,35	0,04	0,33	0,31	0,31

Tabla A.20: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales

- **Precipitación**

El porcentaje de precipitación por componente se calculó según la Ecuación A.4 y las cantidades de las Tablas A.18 y A.20. Estas son:

Tiempo	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
6 Horas	40,98	42,22	63,88	40,91	82,14
12 Horas	43,30	44,28	67,92	41,00	84,93
1 Día	40,29	43,28	69,14	41,40	83,17
3 Días	44,21	43,33	72,00	42,37	83,63
5 Días	36,73	41,08	74,20	40,24	85,88
7 Días	37,11	41,08	77,80	42,45	85,88

Tabla A.21: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones

A.2.5 Precipitación en una hora

- **Cantidad inicial de impurezas**

A partir de las concentraciones presentes en refino R2 y del volumen de refino y ácido utilizado por solución, la cantidad de impurezas, cobre y ácido presente en cada solución es:

Solución	Volumen R2	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[ml]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
70	92,3	289,62	0,04	0,88	0,33	1,38	1,39	3,98
75	77,0	317,52	0,03	0,73	0,28	1,15	1,16	3,32
80	60,9	346,75	0,03	0,58	0,22	0,91	0,92	2,62

Tabla A.22: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales

- **Cantidad final de impurezas**

La cantidad final se calculó mediante el volumen centrifugado y la concentración de impurezas, cobre y ácido presente en dicha solución.

En la Tabla A.23 se muestra el volumen centrifugado por solución y la concentración determinada analíticamente.

Solución	Volumen final	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[ml]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
70	194	1136,00	0,19	1,30	0,50	4,95	4,20
75	147	1265,00	0,15	0,40	0,25	4,20	2,35
80	179	1377,00	0,11	0,45	0,30	3,35	2,55

Tabla A.23: Concentraciones de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales

Luego las cantidades de impurezas presentes en solución final expresadas en gramos son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
70	220,38	0,04	0,25	0,10	0,96	0,81	2,12
75	185,96	0,02	0,06	0,04	0,62	0,35	1,06
80	246,48	0,02	0,08	0,05	0,60	0,46	1,19

Tabla A.24: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales

- **Precipitación**

El porcentaje de precipitación por componente se calculó según la Ecuación A.4 y las cantidades de las Tablas A.22 y A.24. Estas son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[g]
70	23,91	4,93	71,24	70,65	30,18	41,55	46,58
75	41,43	31,79	91,96	86,66	46,17	70,28	68,08
80	28,92	23,02	86,08	75,37	33,92	50,36	54,63

Tabla A.25: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones

A.2.6 Precipitación en una hora con semillas

- **Cantidad inicial de impurezas**

A partir de las concentraciones presentes en refino R2 y del volumen de refino y ácido utilizado por solución, la cantidad de impurezas, cobre y ácido presente en cada solución es:

Solución	Volumen R2	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[ml]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
45	159,6	167,25	0,07	1,52	0,57	2,38	2,41	6,88
50	147,3	189,68	0,06	1,40	0,53	2,19	2,22	6,34
55	134,4	213,07	0,06	1,28	0,48	2,00	2,03	5,79
60	121,0	237,47	0,05	1,15	0,43	1,80	1,83	5,21
65	107,0	262,96	0,04	1,02	0,38	1,59	1,62	4,61
70	92,3	289,62	0,04	0,88	0,33	1,38	1,39	3,98
75	77,0	317,52	0,03	0,73	0,28	1,15	1,16	3,32
80	60,9	346,75	0,03	0,58	0,22	0,91	0,92	2,62

Tabla A.26: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones iniciales

- **Cantidad final de impurezas**

La cantidad final se calculó mediante el volumen centrifugado y la concentración de impurezas, cobre y ácido presente en dicha solución.

En la Tabla A.27 se muestra el volumen centrifugado por solución y la concentración determinada analíticamente.

Solución	Volumen final	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[ml]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
45	134	688,6	0,3	5,0	2,4	4,8	5,8
50	107	778,1	0,3	4,0	2,3	3,0	5,7
55	195	880,0	0,3	4,5	2,2	3,6	5,6
60	225	944,6	0,2	4,4	1,8	7,3	5,5
65	250	-	-	-	-	-	-
70	169	1205,7	0,2	0,8	0,2	5,1	3,1
75	126	1260,3	0,2	0,4	0,2	4,2	2,0
80	162	1416,9	0,1	0,8	0,3	3,4	2,4

Tabla A.27: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones

Las cantidades de impurezas presentes en soluciones finales y expresadas en gramos son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H ₂ SO ₄]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]	[g]
45	92,07	0,05	0,67	0,32	0,64	0,77	2,39
50	83,40	0,04	0,43	0,24	0,32	0,61	1,60
55	172,02	0,05	0,88	0,43	0,70	1,09	3,11
60	212,62	0,05	0,98	0,41	1,63	1,23	4,24
65	-	-	-	-	-	-	-
70	203,19	0,03	0,13	0,03	0,85	0,52	1,53
75	158,55	0,02	0,04	0,03	0,53	0,25	0,84
80	229,07	0,02	0,13	0,05	0,54	0,38	1,10

Tabla A.28: Cantidades de ácido, cobre e impurezas en soluciones finales

- **Precipitación**

El porcentaje de precipitación por componente se calculó según la Ecuación A.4 y las cantidades de las Tablas A.26 y A.28. Estas son:

Solución	Acidez	Cu	Fe tot	Mn	Al	Mg	Suma Fe, Mn, Al y Mg
[% p/p H₂SO₄]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
45	44,95	32,18	55,91	43,84	73,29	68,10	65,19
50	56,03	42,81	69,35	54,25	85,35	72,52	74,74
55	19,26	3,04	31,11	10,63	64,86	46,06	46,32
60	10,46	2,55	14,81	6,46	9,47	32,85	18,59
65	-	-	-	-	-	-	-
70	29,84	17,42	85,59	89,80	38,13	62,52	61,44
75	50,07	33,85	93,98	90,87	53,93	78,89	74,58
80	33,94	24,15	77,65	77,75	40,32	58,69	58,10

Tabla A.29: Porcentaje de disminución de ácido, cobre e impurezas en soluciones

Anexo B – Procedimientos de precipitación

B.1 Preparación de soluciones para experiencias de equilibrio y cinética

Reactivos

- Refino
- Acido sulfúrico

Equipos y materiales

- 1 Vaso precipitado de 1 [l] para agregar refino
- 1 Vaso precipitado de 0,4 [l] para llenar bureta con ácido
- 1 Bureta de 250 [ml]
- Soporte de bureta
- Balanza
- Equipo de extracción de aire (campana)
- Frascos plásticos de 0,5 [l] con doble tapa
- Agitador orbital

Procedimiento

Rotular y pesar el frasco plástico con tapa a utilizar. Registrar el valor en hoja experimental.

Agregar a un vaso precipitado de 1 [l] solución de refino para facilitar su manipulación.

Adicionar desde el vaso de 1 [l] los gramos de refino correspondientes (según la concentración de la solución) al frasco plástico de 0,5 [l].

Agregar ácido sulfúrico a un vaso precipitado de 0,4 [l] y a partir de él llenar la bureta.

Ajustar la bureta en el soporte y disponer de una bandeja metálica en el mesón como medida de protección en caso de derrame.

Encender la campana.

Incorporar el volumen de ácido sulfúrico al frasco plástico según corresponda a la concentración de la solución. Realizar esto con sumo cuidado, manteniendo el frasco sobre la bandeja y con agitación suave.

Una vez preparada la solución, tapar el frasco y llevar a un recipiente con agua.

Agitar lentamente bajo el agua el frasco hasta que alcance temperatura ambiente.

Secar el frasco, pesarlo y registrar su valor.

Una vez frío y seco introducir el frasco en el soporte del agitador orbital durante el tiempo respectivo a la actividad. Es importante respetar esta condición debido a que si la solución se encuentra aún caliente, puede romperse el frasco al engancharse en el soporte del agitador.

B.2 Preparación de soluciones para experiencias de una hora

Reactivos

- Refino
- Acido sulfúrico

Equipos y materiales

- 1 Vaso precipitado de 1 [l] para agregar refino
- 1 Vaso precipitado de 0,4 [l] para llenar bureta con ácido
- Vasos precipitados de 0,4 [l] para preparar soluciones
- 1 Bureta de 250 [ml]
- Soporte de bureta
- Balanza
- Equipo de extracción de aire (campana)
- Agitador magnético
- Pastilla de agitación
- Imán
- Vidrio reloj

Procedimiento

Rotular el vaso precipitado a utilizar, pesarlo y registrar su valor.

Agregar a un vaso precipitado de 1 [l] solución de refino para facilitar su manipulación.

Adicionar desde el vaso de 1 [l], los gramos de refino correspondientes al vaso precipitado en el cual se prepara la solución.

Agregar ácido sulfúrico a un vaso precipitado de 0,4 [l] y a partir de él llenar la bureta.

Ajustar la bureta en el soporte.

Colocar el vaso precipitado con solución de refino centrado sobre el equipo de agitación magnética.

Introducir al vaso con refino la pastilla de agitación.

Ajustar la altura de la bureta de modo que la punta quede apoyada sobre una pared interna del vaso. Considerar que la llave de la bureta quede cómoda para manipularla.

Encender el equipo de agitación magnética.

Encender la campana.

Incorporar el volumen correspondiente de ácido sulfúrico al vaso precipitado con refino.

Una vez agregada la cantidad de ácido, detener el agitador magnético y retirar el vaso con solución.

Con la ayuda de un imán, retirar la pastilla de agitación del vaso con solución. Realizar esto bajo campana y con muchísima precaución.

Tapar el vaso precipitado con vidrio reloj, mientras se traslada hacia el agitador de turbina.

B.3 Agitación en proceso de una hora

Equipos y materiales

- Equipo de agitación con agitador de turbina
- Llave para ajustar el agitador

Procedimiento

Colocar previamente en el equipo de agitación el agitador de turbina y establecer las 185 rpm de prueba.

Disponer en el mesón de trabajo una bandeja metálica como medida de protección de derrame.

Colocar el vaso con solución sobre la bandeja.

Ajustar el rodete del agitador a un centímetro sobre el fondo del vaso.

Asegurar el vástago del agitador con llave hasta que quede firme.

Encender el motor del agitador.

Registrar el tiempo cero.

Una vez transcurrido el ciclo de la prueba, detener y retirar el agitador.

Pesar el vaso con solución.

B.4 Centrifugación de soluciones

Equipos y materiales

- Centrífuga IEC HN-SII
- Frascos metálicos de 4 [cm] de diámetro
- Frascos plásticos con tapa de 50 [ml]

Procedimiento

Verificar que todos los controles estén en estado de detención.

Pesar el o los frascos de 50 [ml] a utilizar. Registrar valores.

Pesar el frasco con solución que se va a centrifugar.

Rotular y pesar un frasco limpio destinado a recibir la solución ya centrifugada.

Con mucho cuidado agregar a los tubos frascos de 50 [ml] un volumen de 40 [ml] de solución.

Tapar los frascos e introducirlos en los tubos de la centrífuga.

Ajustar los tubos con los frascos en el soporte instalado dentro de la centrífuga.

Cerrar la tapa y enchufar el equipo.

Encender poniendo el interruptor Power en posición On

Indicar el tiempo de operación en minutos y la velocidad.

Una vez transcurrida la centrifugación, colocar el interruptor Power en Off.

Esperar a que el movimiento se detenga y desenchufar el equipo.

Abrir la tapa.

Retirar los tubos sólo si están completamente detenidos.

Incorporar al frasco destinado a la recepción de solución centrifugada, el volumen sobrenadante de los frascos de 50 [ml].

Agregar a los frascos de 50 [ml] cantidades de solución por centrifugar hasta llegar al aforo de 40 [ml]. Repetir el procedimiento cuantas veces sea necesario hasta centrifugar la totalidad de la solución.

Una vez que toda la solución ha sido centrifugada, pesar el frasco en el cual se encontraba la solución inicial para cuantificar las pérdidas.

Pesar el frasco con la solución centrifugada.

Pesar los frascos de 50 [ml] con los sólidos.

B.5 Filtración de soluciones

Reactivos

- Soluciones sobresaturadas

Equipos y materiales

Papel filtro W#40

Matraz kitazato 0,5[l]

Matraz kitazato de 1[l] u otro volumen para ajustar el papel al embudo

Embudo buncher de porcelana

Tapones de goma para la punta del embudo

Piseta con agua

Bomba de vacío

Balanza

Vidrio reloj

Procedimiento

Rotular y pesar papeles filtro W#40

Verificar que el matraz kitazato de 0,5[l] esté limpio y seco.

Pesar el matraz kitazato.

Pesar el frasco con solución a filtrar.

Conectar el kitazato de 1[l] a la bomba

Introducir el papel filtro que corresponda a la experiencia, dentro del embudo.

Introducir el embudo al matraz kitazato de 1[l].

Con la ayuda de una piseta humedecer el papel filtro sobre el embudo.

Encender la bomba.

Extraer el agua hasta que el filtro esté completamente impregnado al embudo y deje de gotear.

Detener la bomba.

Cambiar el embudo de matraz kitazato. Colocarlo sobre el de 500 [ml] que corresponda a la experiencia.

Abrir la válvula indicada y encender la bomba.

Encender la campana.

Con guantes de nitrilo, agregar cuidadosamente la solución del frasco al embudo de filtración.

Registrar la hora a la que comienza la filtración.

Pesar el frasco después de haber trasvasiado la solución al embudo.

Lavar y secar el mismo frasco para que pueda recibir luego la solución filtrada.

Pesar el frasco limpio y seco.

Una vez concluida la filtración en W#40 retirar cuidadosamente el papel filtro con los sólidos, y dejarlos sobre vidrio reloj.

Registrar la hora de término.

Pesar el matraz kitazato con solución filtrada.

Trasvasijar la solución filtrada desde el matraz kitazato al frasco que corresponda.

Pesar el matraz kitazato después del trasvasije para estimar las pérdidas.

Pesar el frasco con solución ya filtrada.

Llevar la solución filtrada a análisis.

B.6 Determinación de viscosidad

Materiales

- Viscosímetro de caída de bola marca Gilmont n°2
- Cronómetro
- Baño termostático

Procedimiento

Llevar las soluciones al baño termostático hasta alcanzar temperatura de 20°C.

Una vez alcanzada la temperatura, llenar el viscosímetro con la solución a analizar.

Introducir en el viscosímetro la bola y tapar, tomando la precaución de que no queden burbujas en el interior.

Invertir el viscosímetro para que la bola descienda.

Nuevamente se debe invertir el viscosímetro en forma vertical y se debe tomar el tiempo cuando la bola pasa por el aforo ubicado en la parte superior. Se debe detener el tiempo cuando la bola pasa por el aforo ubicado en el extremo inferior del viscosímetro.

Calcular viscosidad según:

$$\mu = 3,3 \cdot (2,53 - \rho_{\text{solución}}) \cdot T$$

μ : Viscosidad de solución [cP]

$\rho_{\text{solución}}$: Densidad de solución [$\frac{\text{g}}{\text{ml}}$]

T: Tiempo cronometrado en viscosímetro [min]

B.7 Determinación de tiempo de separación de fases

Reactivos

- Soluciones de PLS preparadas según la concentración de impurezas
- Solución orgánica de proceso.

Equipos y materiales

- Reactor
- Cronómetro

Procedimiento continuidad acuosa

Previo a las pruebas de separación de fases, el reactor debe estar vacío y las paredes, paletas y agitador del reactor enjuagados con diluyente.

Transferir 400 [ml] de solución PLS al reactor.

Comenzar la agitación ajustada a 600 rpm y agregar 400 ml de muestra de solución orgánica de proceso.

Una vez que se agregó toda la solución orgánica, comenzar a contabilizar el tiempo con cronómetro.

Mantener la agitación por tres minutos.

Transcurridos los tres minutos detener el agitador e inmediatamente poner en cero el cronómetro y empezar un nuevo registro de tiempo.

Dejar separar las fases y tomar el tiempo que tarda la separación total de las fases.

Descartar por el fondo del reactor la fase acuosa y dejar la totalidad de la fase orgánica para el siguiente procedimiento.

Procedimiento continuidad orgánica

Comenzar la agitación nuevamente a 600 rpm, conteniendo la solución orgánica en el reactor.

Adicionar 400 [ml] de solución PLS.

Una vez que se agregó toda la solución PLS, comenzar a contabilizar el tiempo con cronómetro.

Mantener la agitación por tres minutos.

Transcurridos los tres minutos detener el agitador e inmediatamente poner en cero el cronómetro y empezar un nuevo registro de tiempo.

Dejar separar las fases y tomar el tiempo que tarda la separación total de las fases.

Descartar por el fondo del reactor ambas fases.

Anexo C – Procedimientos de análisis estadístico

C.1 Regresiones multivariantes utilizando Statgraphics Centurión

En el Capítulo 5 se formularon regresiones multivariantes para las siguientes variables.

- Precipitación total de impurezas en rango de concentración de ácido de 10 a 80% en peso
- Precipitación de cobre en rango de concentración de ácido de 10 a 80% en peso
- Precipitación total de impurezas en rango de concentración de ácido de 25 a 55% en peso
- Precipitación de cobre en rango de concentración de ácido de 25 a 55% en peso

Todas ellas en función de los siguientes factores:

- Concentración de ácido en solución
- Concentración de cobre en solución
- Concentración de hierro en solución
- Concentración de manganeso en solución
- Concentración de aluminio en solución
- Concentración de magnesio en solución.

Además se determinaron regresiones multivariantes para:

- Viscosidad de PLS
- Tiempo de separación de fases en continuidad acuosa
- Tiempo de separación de fases en continuidad orgánica

Todas ellas en función de los siguientes factores:

- Concentración de hierro (II) en PLS
- Concentración de hierro (III) en PLS
- Concentración de aluminio en PLS
- Concentración de magnesio en PLS

Para ejemplificar el procedimiento realizado con el programa Statgraphics Centurión, consideraremos como ejemplo la regresión multivariable para determinar la relación entre viscosidad de PLS y la concentración de hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio.

Las restantes regresiones se desarrollaron de la misma manera, pero incorporando las variables y valores respectivos.

Procedimiento a seguir en Statgraphics Centurión

- 1) Al abrir el programa, aparece por defecto el cuadro "StatWizard". Este consulta por el tipo de tareas a realizar.

Debe seleccionarse la opción "Introducir nuevos datos o importarlos de una fuente externa", y luego ACEPTAR.

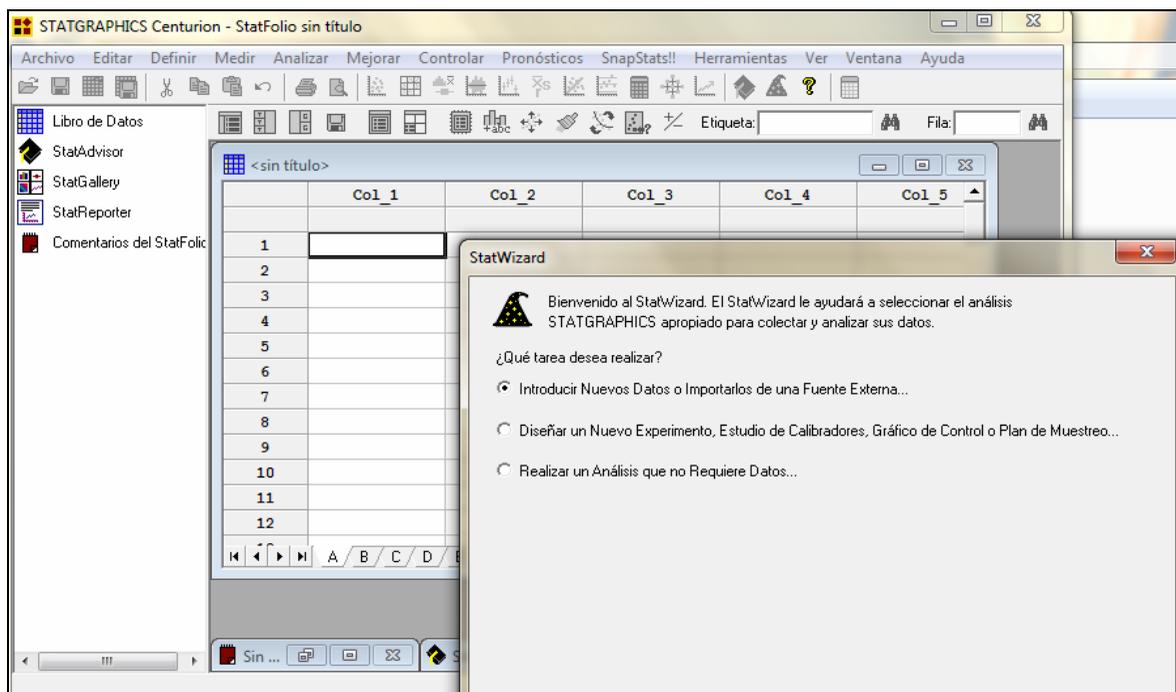


Figura C.1: Primer cuadro desplegado en Statgraphics Centurión

- 2) Al aceptar en el paso anterior, se despliega un siguiente cuadro cuyo nombre es “Modificar Columna”. Donde aparece “Nombre”, debe escribirse el nombre de una variable a considerar. Ello puede verse en la Figura C.2.

La primera variable ingresada puede ser la variable dependiente de la regresión, o bien ser alguno de los factores, y figurará luego en la tabla de datos en la primera columna. De igual modo la segunda variable será la segunda columna, etcétera.

En este caso la primera variable ingresada es “Fe II” y representará la concentración de hierro (II) en PLS. Una vez escrito el nombre, debe presionarse ACEPTAR.

Al presionar ACEPTAR, vuelve a aparecer el mismo cuadro “Modificar Columna” en el cual debe ingresarse otra variable. En este caso la segunda variable ingresada fue “Fe III”, la tercera “Al”, la cuarta “Mg” y la quinta fue “Viscosidad”.

Una vez que se han ingresado todos los nombres de columna que representan tanto a la variable dependiente como a los factores, debe presionarse CANCELAR. Con ello se detiene el ingreso de variables.

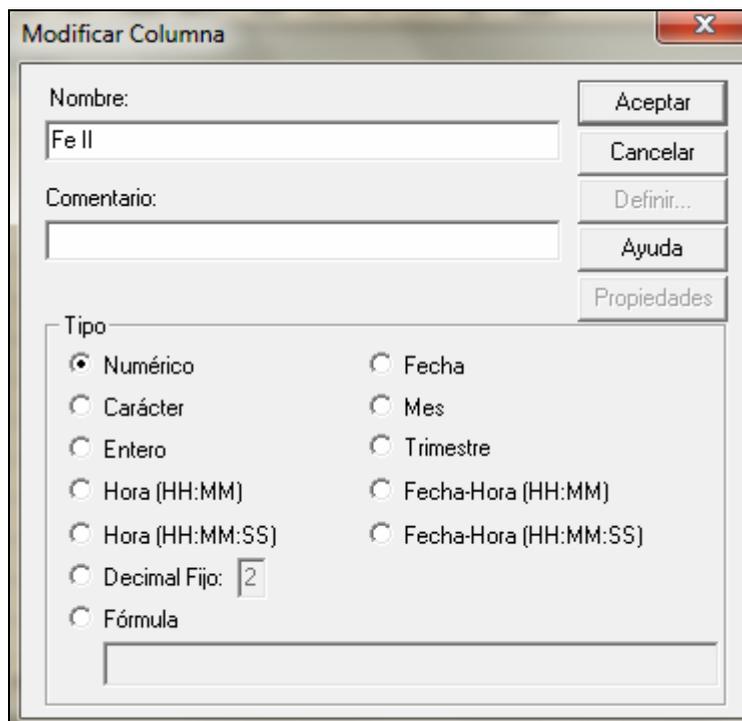


Figura C.2: Cuadro desplegado para el ingreso de variables

- 3) Tras ingresar todas las variables, el programa muestra la tabla de datos con el nombre de las variables en el encabezado de cada columna. A su vez las filas enumeradas representan la actividad a evaluar.

En este caso, las filas corresponden a las experiencias desarrolladas. Por ejemplo, fila 1 es experiencia 1, en donde el valor de cada columna es la concentración de cada elemento en PLS y la viscosidad es la variable respuesta obtenida experimentalmente.

Los datos de cada actividad, o experiencia en este caso, pueden importarse desde Excel o bien ingresarse con el teclado.

Una vez que se han ingresado los valores de concentraciones y viscosidad para cada experiencia, y se ha obtenido una tabla de datos como la que se aprecia en la Figura C.3, debe determinarse la regresión múltiple.

	Fe II	Fe III	Al	Mg	Viscosidad	Col_6
1	6,3	4,6	15,5	15,2	4,9	
2	10,0	4,6	15,5	15,2	5,18	
3	6,3	5,1	15,5	15,2	4,9	
4	10,0	5,1	15,5	15,2	5,24	
5	6,3	4,6	18,3	15,2	5,9	
6	10,0	4,6	18,3	15,2	6,19	
7	6,3	5,1	18,3	15,2	5,97	
8	10,0	5,1	18,3	15,2	6,26	
9	6,3	4,6	15,5	20,6	5,74	
10	10,0	4,6	15,5	20,6	6,02	
11	6,3	5,1	15,5	20,6	5,78	
12	10,0	5,1	15,5	20,6	6,06	
13	6,3	4,6	18,3	20,6	6,51	
14	10,0	4,6	18,3	20,6	6,76	
15	6,3	5,1	18,3	20,6	6,62	
16	10,0	5,1	18,3	20,6	7,24	
17						

Figura C.3: Tabla de datos con variables ingresadas

4) Para llegar a la opción “Regresión Múltiple”, debe seleccionarse en la barra de herramientas la opción “Mejorar”, luego “Análisis de Regresión”, luego “Varios Factores” y finalmente “Regresión Múltiple”. Esto según se observa en la Figura C.4.

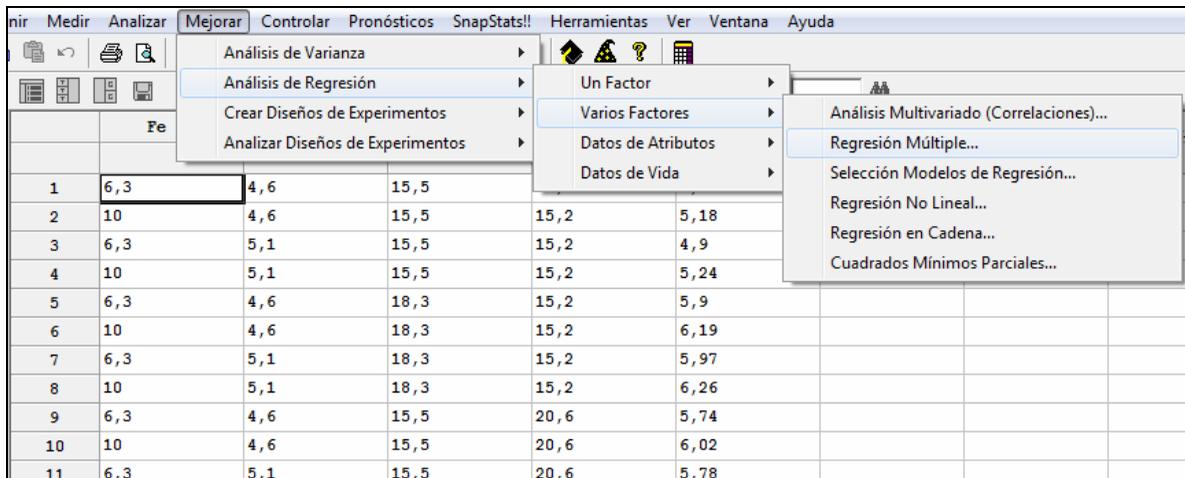


Figura C.4: Secuencia para seleccionar la regresión múltiple

- 5) Al seleccionar “Regresión Múltiple” aparece el cuadro que se muestra en la Figura C.5. En él debe ingresarse la variable independiente y las independientes seleccionándolas desde la lista que aparece al costado izquierdo de dicho cuadro.

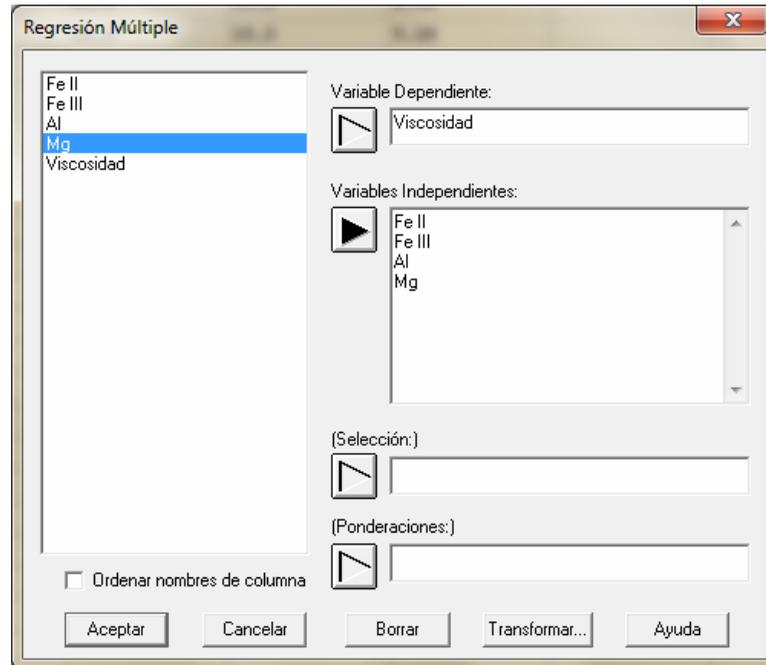


Figura C.5: Cuadro desplegado para seleccionar variables dependiente e independientes

En este caso la variable dependiente es la viscosidad y las independientes son las concentraciones. Una vez seleccionadas todas, debe presionarse ACEPTAR.

- 6) El programa muestra un cuadro en el cual aparece la regresión múltiple de acuerdo a la variable dependiente y las variables independientes seleccionadas.

Este puede verse en la Figura C.6.

Finalmente, junto a la regresión aparecen los valores de R-cuadrada para estimar el grado en que el modelo logra explicar los resultados obtenidos.

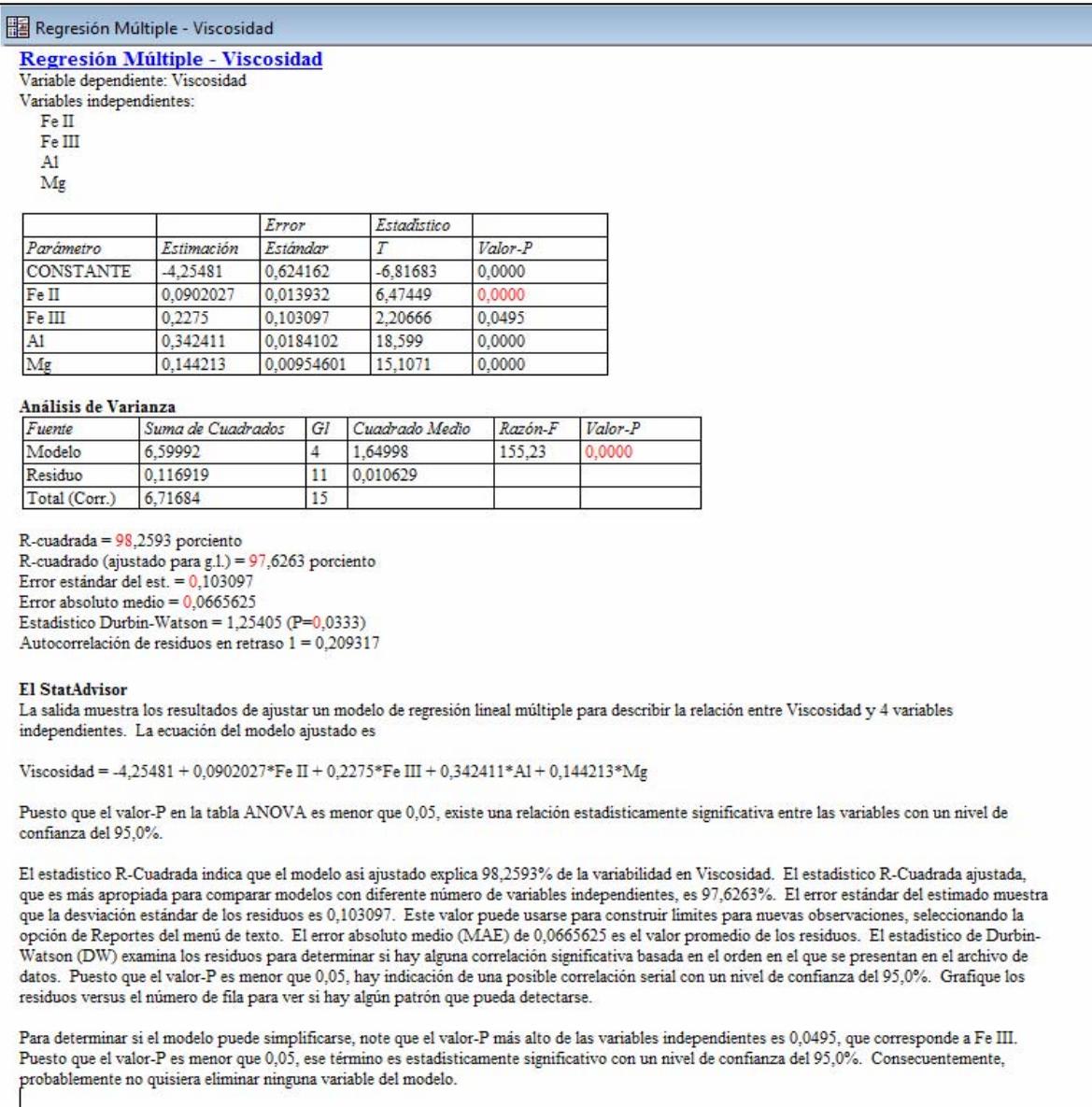


Figura C.6: Cuadro con regresión multivariable y sus antecedentes estadísticos

C.2 Análisis de Varianza ANOVA

En el Capítulo 5 se determinaron los siguientes análisis de varianza ANOVA:

- Viscosidad de PLS
- Tiempo de separación de fases en continuidad acuosa
- Tiempo de separación de fases en continuidad orgánica

Todas ellas en función de los siguientes factores:

- Concentración de hierro (II) en PLS
- Concentración de hierro (III) en PLS
- Concentración de aluminio en PLS
- Concentración de magnesio en PLS

En un ANOVA multifactorial nos planteamos si entre una cierta variable respuesta y ciertas variables llamadas factores, hay relación o no. En este contexto interesa conocer qué factores resultan significativos, es decir, qué factor tiene influencia sobre la variable respuesta.

C.2.1 ANOVA utilizando Statgraphics Centurión

Para ejemplificar el procedimiento realizado con el programa, consideraremos como ejemplo el análisis para determinar el efecto que ejerce la concentración de hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio en PLS, sobre la viscosidad.

Los análisis de varianza para los tiempos de separación de fases se desarrollaron de la misma manera.

Procedimiento a seguir en Statgraphics Centurión

- 1) Al abrir el programa, aparece por defecto el cuadro “StatWizard”. Este consulta por el tipo de tareas a realizar.

Debe seleccionarse la opción “Introducir nuevos datos o importarlos de una fuente externa”, y luego ACEPTAR. El cuadro se muestra en la Figura C.7

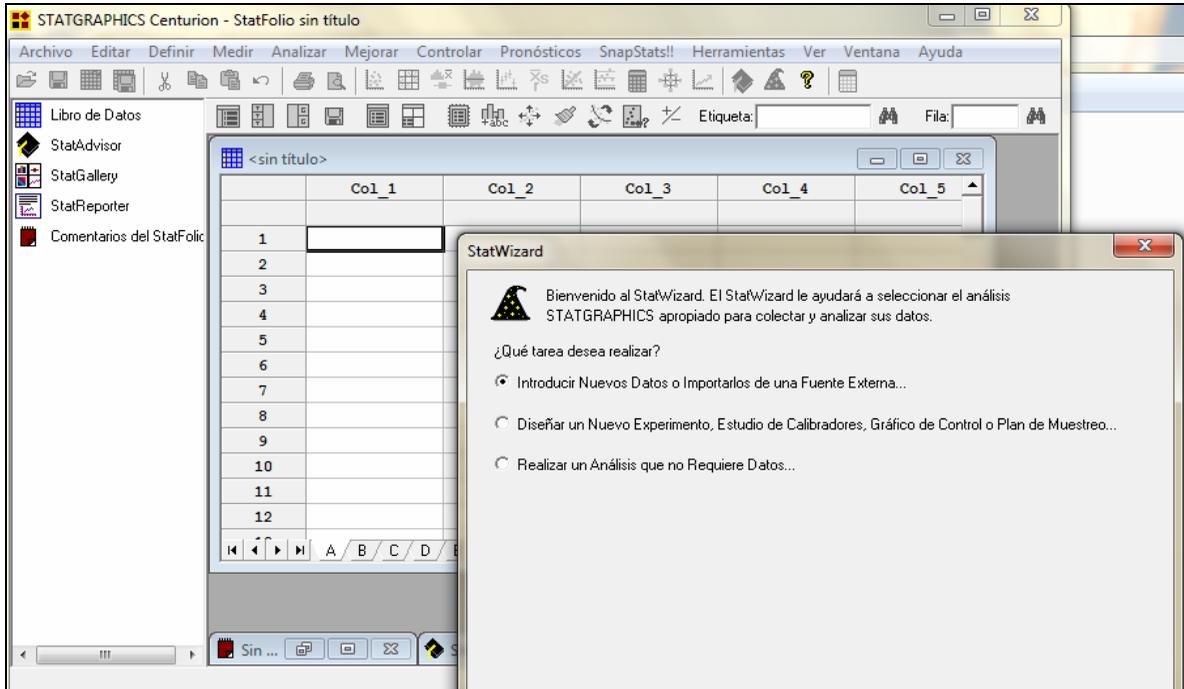


Figura C.7: Primer cuadro desplegado en Statgraphics Centurión

- 2) Al aceptar en el paso anterior, se despliega un siguiente cuadro cuyo nombre es “Modificar Columna”. Donde aparece “Nombre”, debe escribirse el nombre de una variable a considerar. Ello puede verse en la Figura C.8.

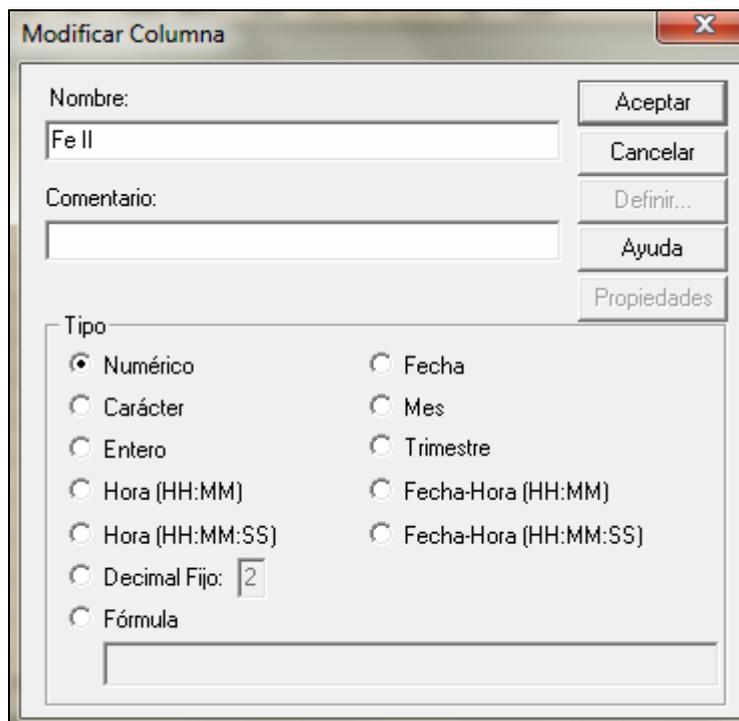


Figura C.8: Cuadro desplegado para el ingreso de variables

La primera variable ingresada puede ser la variable dependiente, o bien ser alguno de los factores, y ésta figurará luego en la primera columna de la tabla de datos. De igual modo la segunda variable será la segunda columna, etcétera.

En este caso la primera variable ingresada es "Fe II" y representará la concentración de hierro (II) en PLS. Una vez escrito el nombre, debe presionarse ACEPTAR.

Al presionar ACEPTAR vuelve a aparecer el mismo cuadro "Modificar Columna" en el cual debe ingresarse otra variable. En este caso la segunda variable ingresada fue "Fe III", la tercera "Al", la cuarta "Mg" y la quinta "Viscosidad".

Una vez que se han ingresado todos los nombres de columna que representan tanto a la variable dependiente como a los factores, debe presionarse CANCELAR. Con ello se detiene el ingreso de variables.

3) Tras ingresar todas las variables, el programa muestra la tabla de datos con el nombre de las variables en el encabezado de cada columna. A su vez las filas enumeradas representan la actividad a evaluar.

En este caso, las filas representan las experiencias desarrolladas. Por ejemplo, fila 1 es experiencia 1, en donde el valor de cada columna corresponde a la concentración de cada elemento en PLS y la viscosidad es la variable respuesta obtenida experimentalmente.

Los datos de cada actividad, o experiencia en este caso, pueden importarse desde Excel o bien ingresarse con el teclado.

La tabla de datos completa se muestra en la Figura C.9

The screenshot shows the STATGRAPHICS Centurion software interface. The main window displays a data table with the following structure:

	Fe II	Fe III	Al	Mg	Viscosidad	Col_6
1	6,3	4,6	15,5	15,2	4,9	
2	10,0	4,6	15,5	15,2	5,18	
3	6,3	5,1	15,5	15,2	4,9	
4	10,0	5,1	15,5	15,2	5,24	
5	6,3	4,6	18,3	15,2	5,9	
6	10,0	4,6	18,3	15,2	6,19	
7	6,3	5,1	18,3	15,2	5,97	
8	10,0	5,1	18,3	15,2	6,26	
9	6,3	4,6	15,5	20,6	5,74	
10	10,0	4,6	15,5	20,6	6,02	
11	6,3	5,1	15,5	20,6	5,78	
12	10,0	5,1	15,5	20,6	6,06	
13	6,3	4,6	18,3	20,6	6,51	
14	10,0	4,6	18,3	20,6	6,76	
15	6,3	5,1	18,3	20,6	6,62	
16	10,0	5,1	18,3	20,6	7,24	
17						

Figura C.9: Tabla de datos con variables ingresadas

4) Una vez que se han ingresado los valores de concentraciones y viscosidad para cada experiencia, debe seleccionarse el análisis de varianza ANOVA Multifactorial como se muestra en la Figura C.10.

Para llegar a la opción “ANOVA Multifactorial”, debe seleccionarse en la barra de herramientas la opción “Mejorar”, luego “Análisis de Varianza” y finalmente “ANOVA Multifactorial”

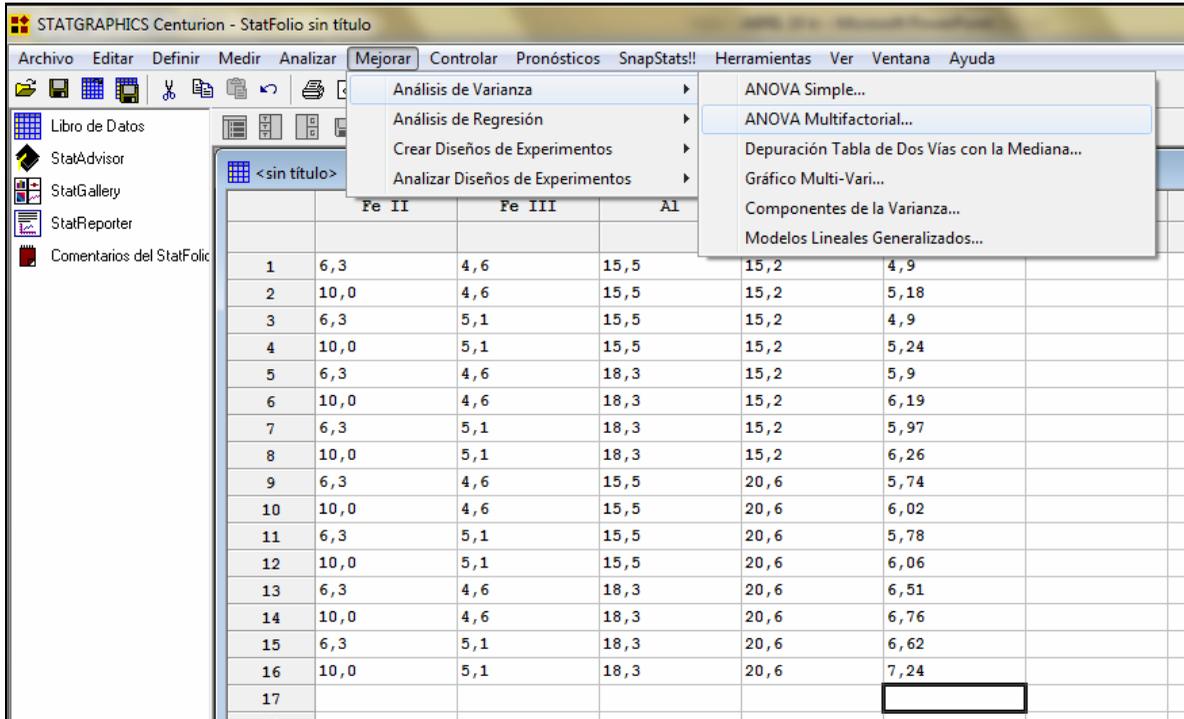


Figura C.10: Secuencia para seleccionar ANOVA multifactorial

5) Al seleccionar ANOVA multifactorial se despliega un cuadro en el cual debe ingresarse la variable dependiente y los factores experimentales como se muestra en la Figura C.11.

En este caso la variable dependiente es la viscosidad del PLS y los factores son las concentraciones de Fe (II), Fe (III), Al y Mg en PLS.

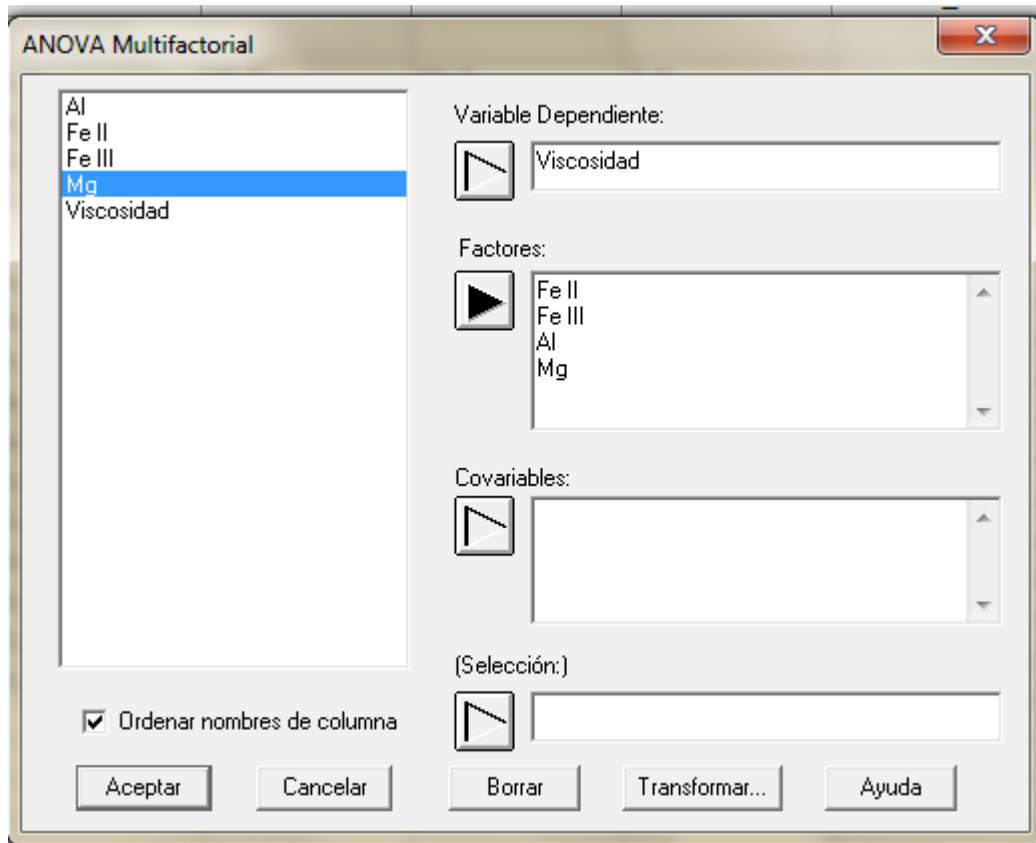


Figura C.11: Cuadro desplegado para seleccionar la variable dependiente y los factores

Al presionar el botón Aceptar aparece la información vista en la Figura .12 la cual entrega la razón F y el valor P de cada factor.

Análisis de Varianza para Viscosidad - Suma de Cuadrados Tipo III					
Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
EFECTOS PRINCIPALES					
A:Fe II	0,445556	1	0,445556	41,92	0,0000
B:Fe III	0,0517563	1	0,0517563	4,87	0,0495
C:Al	3,67681	1	3,67681	345,92	0,0000
D:Mg	2,42581	1	2,42581	228,23	0,0000
RESIDUOS	0,116919	11	0,010629		
TOTAL (CORREGIDO)	6,71684	15			

Todas las razones-F se basan en el cuadrado medio del error residual

El StatAdvisor
 La tabla ANOVA descompone la variabilidad de Viscosidad en contribuciones debidas a varios factores. Puesto que se ha escogido la suma de cuadrados Tipo III (por omisión), la contribución de cada factor se mide eliminando los efectos de los demás factores. Los valores-P prueban la significancia estadística de cada uno de los factores. Puesto que 4 valores-P son menores que 0,05, estos factores tienen un efecto estadísticamente significativo sobre Viscosidad con un 95,0% de nivel de confianza.

Figura C.12: Cuadro desplegado con análisis de varianza ANOVA

C.2.2 ANOVA mediante Algoritmo de Yates

El Algoritmo de Yates es un método simple para calcular los efectos principales sobre una variable respuesta, a partir de datos obtenidos mediante un diseño experimental.

Los diseños factoriales 2^k permiten la estimación separada de los efectos individuales y de los efectos de interacción en un programa experimental en que k factores varían simultáneamente en una secuencia organizada de ensayos.

Un experimento factorial con k factores, cada uno a dos niveles, se conoce como un diseño de experimentos factorial 2^k . Consiste en 2^k ensayos, un ensayo por cada combinación de los niveles de los factores. Para identificar los diferentes ensayos se utilizan notaciones y se ordenan según la secuencia estándar de Yates.

Para ejemplificar el procedimiento, se realizará el análisis ANOVA mediante Algoritmo de Yates para determinar el efecto que las concentraciones de hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio en PLS ejercen sobre la variable viscosidad.

En la Tabla C.1 se muestran los factores experimentales, sus niveles mínimos y máximos, y la notación asignada para éstos con letras minúsculas y mayúsculas respectivamente.

Factores Experimentales	Niveles	Valor Mínimo		Valor Máximo		Unidades
Fe(II)	2	a	6,3	A	10,0	[g/l]
Fe(III)	2	b	4,6	B	5,1	[g/l]
Al	2	c	15,5	C	18,3	[g/l]
Mg	2	d	15,2	D	20,6	[g/l]

Tabla C.1: Factores experimentales

En la Tabla C.2 se encuentran la secuencia de experimentos en orden estándar de Yates, junto a la descripción de cada actividad.

Experiencia	Orden estándar	Fe (II)	Fe (III)	Al	Mg
		[g/l]	[g/l]	[g/l]	[g/l]
1	abcd	6,3	4,6	15,5	15,2
2	Abcd	10,0	4,6	15,5	15,2
3	aBcd	6,3	5,1	15,5	15,2
4	ABcd	10,0	5,1	15,5	15,2
5	abCd	6,3	4,6	18,3	15,2
6	AbCd	10,0	4,6	18,3	15,2
7	aBCd	6,3	5,1	18,3	15,2
8	ABCd	10,0	5,1	18,3	15,2
9	abcD	6,3	4,6	15,5	20,6
10	AbcD	10,0	4,6	15,5	20,6
11	aBcD	6,3	5,1	15,5	20,6
12	AcBD	10,0	5,1	15,5	20,6
13	abCD	6,3	4,6	18,3	20,6
14	AbCD	10,0	4,6	18,3	20,6
15	aBCD	6,3	5,1	18,3	20,6
16	ABCD	10,0	5,1	18,3	20,6

Tabla C.2: Experiencias en orden estándar de Yates

Procedimiento algoritmo

- 1) El algoritmo considera $(k + 2)$ columnas, la primera de las cuales contiene la matriz del diseño de experimentos, es decir, los 2^k tratamientos escritos en orden estándar de Yates.
- 2) En la columna 2 se escribe el resultado correspondiente a cada tratamiento listado en la columna 1. Si el diseño se repitiese, se escribiría la media de los resultados obtenidos en las repeticiones de cada tratamiento.
- 3) En la mitad superior de la columna 3 se escriben en orden las sumas de pares consecutivos de la columna 2, es decir, el primero más el segundo, el tercero más el

cuarto, y así sucesivamente. En la mitad inferior de la columna 3 se introduce, en orden, las diferencias entre los mismos pares consecutivos observados antes, es decir, el segundo dato menos el primero, el cuarto menos el tercero, etc.

- 4) Las columnas 4, 5 ... ($k + 2$) se obtienen de la misma forma que la columna 3, es decir, obteniendo en cada paso sumas y diferencias de pares de la columna precedente en la forma descrita.

Col 1	Col 2	Col 3	Col 4	Col 5	Col 6
Experiencia	Viscosidad [cP]	(+/-) Col 2	(+/-) Col 3	(+/-) Col 4	(+/-) Col 5
Abcd	4,9	10,0	20,2	44,5	95,2
Abcd	5,18	10,1	24,3	50,7	2,7
aBcd	4,9	12,1	23,6	1,2	0,9
ABcd	5,24	12,2	27,1	1,4	0,4
abCd	5,9	11,8	0,7	0,2	7,7
AbCd	6,19	11,8	0,6	0,7	0,2
aBCd	5,97	13,3	0,6	0,0	0,5
ABCd	6,26	13,9	0,9	0,4	0,4
abcD	5,74	0,3	0,1	4,1	6,2
AbcD	6,02	0,3	0,1	3,5	0,2
aBcD	5,78	0,3	0,1	-0,1	0,4
AcBD	6,06	0,3	0,6	0,3	0,4
abCD	6,51	0,3	0,0	0,0	-0,6
AbCD	6,76	0,3	0,0	0,5	0,4
aBCD	6,62	0,3	0,0	0,0	0,5
ABCD	7,24	0,6	0,4	0,4	0,4

Tabla C.3: Resolución del algoritmo de Yates

- 5) Para realizar el análisis de varianza, debe calcularse previamente la suma total de cuadrados. Esta se determina elevando al cuadrado el valor obtenido en la última columna (Col 6) y dividiéndolo por el total de experiencias realizadas que en este caso son 16.

	Suma total de cuadrados
	$(\text{Col 6})^2 / 16$
g(t)	-
g(A)	0,446
g(B)	0,052
g(AB)	0,010
g(C)	3,677
g(AC)	0,003
g(BC)	0,019
g(ABC)	0,008
g(D)	2,426
g(AD)	0,002
g(BD)	0,012
g(ABD)	0,008
g(CD)	0,023
g(ACD)	0,010
g(BCD)	0,014
g(ABCD)	0,010

Tabla C.4: Suma total de cuadrados

- 6) La varianza a su vez se determina dividiendo la suma total de cuadrados de cada factor por sus respectivos grados de libertad.

Por otra parte, suponiendo que no existen interacciones, la sumatoria de la suma de cuadrados de las interacciones correspondería a la suma de cuadrados del error experimental.

Detalle de la varianza para los factores A: Hierro(II), B: Hierro (III), C: Magnesio y D: Aluminio, y del error experimental se encuentra en la Tabla C.5

Efectos principales	Suma total de cuadrados	G.L.	Varianza
g(A)	0,446	1	0,446
g(B)	0,052	1	0,052
g(C)	3,677	1	3,677
g(D)	2,426	1	2,426
Interacciones			
g(AB)	0,010	1	-
g(AC)	0,003	1	-
g(AD)	0,002	1	-
g(BC)	0,019	1	-
g(BD)	0,012	1	-
g(CD)	0,023	1	-
g(ABC)	0,008	1	-
g(ABD)	0,008	1	-
g(ACD)	0,010	1	-
g(BCD)	0,014	1	-
g(ABCD)	0,010	1	-
Suma: Error experimental	0,117	11	0,0106

Tabla C.5: Varianza de efectos principales y error experimental

Estableciendo por hipótesis nula (H_0)

$$H_0: S^2_{\text{efecto}} = S^2_{\text{error experimental}}$$

Usando el test F, tal que:

$$F_{\alpha} = \frac{\text{Varianza del efecto principal}}{\text{Varianza del error experimental}}$$

[Ec 6.1]

Se puede determinar el valor F de cada efecto.

En la Tabla C.6 se encuentran los valores de varianza de cada efecto y del error que representa las interacciones de los efectos.

Efecto	Varianza
g(A)	0,446
g(B)	0,052
g(C)	3,677
g(D)	2,426
Error	0,0106

Tabla C.6: Resumen de varianzas

Con estas cantidades y a partir de la Ecuación C.1 se puede determinar el valor F_{α} de cada efecto. Estas cantidades se encuentran en la Tabla C.7

F(A)	Hierro (II)	41,919
F(B)	Hierro (III)	4,869
F(C)	Aluminio	345,923
F(D)	Magnesio	228,226

Tabla C.7: Valores F de cada efecto principal

A partir de las magnitudes obtenidas, puede sostenerse que las variables que resultan ser más significativas sobre la viscosidad del PLS son la concentración de aluminio y de magnesio, esto debido a que ofrecieron valor F de mayor magnitud.

Finalmente, para verificar la significancia estadística de cada variable, debe compararse su valor F con el valor de tabla para cierto intervalo de confianza. Para un intervalo de confianza del 95%, 1 grado de libertad por efecto principal y 11 grados de libertad del error experimental, se obtiene un valor F igual a:

F_{0,05} (1;11)	4,844
--------------------------------	--------------

Tabla C.8: Valor F de tabla

Luego, los valores F calculados para hierro (II), hierro (III), aluminio y magnesio son superiores a 4,844, por tanto todas las variables son significativas con un nivel de confianza del 95%, siendo las más significativas el aluminio y el magnesio.

Anexo D – Selección y diseño de bombas para el proceso

D.1 Selección de bombas

Las bombas por seleccionar son aquellas destinadas para impulsar ácido y refino al mezclador en caso de que el ácido se abastezca desde un estanque y el refino desde la piscina. Dada la ubicación de la succión en el caso de refino, puede utilizarse para su impulsión una bomba flotante.

La bomba de alimentación al filtro prensa viene incorporada en este equipo por lo cual no será considerada en el diseño.

En procesos con fluidos corrosivos la mayoría de las bombas utilizadas son centrífugas, y para casos como estos en que los fluidos son altamente corrosivos es importante además utilizar bombas confeccionadas con materiales especialmente resistentes al ataque químico.

Dentro de los materiales que se puede utilizar está el acero inoxidable y la gama de los plásticos reforzados. Entre estos últimos el polipropileno PP y la resina fluorada PVDF cumplen con ser plásticos de alta calidad y ofrecer alta resistencia química y mecánica.

En relación al sistema de conexión entre motor y turbina puede utilizarse una bomba de tracción magnética. Estas están destinadas especialmente a la impulsión de líquidos agresivos ya que aseguran el aislamiento total del fluido, con lo cual se evitan derrames y el deterioro de las partes internas de la bomba.

Finalmente, la selección de las bombas se iniciará considerando los aspectos indicados, pero el criterio final vendrá dado por sus dimensiones y curvas características adecuadas a los requerimientos de sus operaciones.

D.2 Diseño de bombas

Una vez determinado el tipo de bomba a utilizar, el modelo específico se selecciona de catálogo a partir de dos criterios principales; su altura y potencia. Luego se comparan las curvas altura – caudal del sistema y la bomba, y se verifica que al caudal de operación la bomba entregue una altura superior a la del sistema.

Las bombas por dimensionar en el caso de que el ácido provenga desde un estanque y el refino desde una piscina son la bomba B-1 de ácido y la bomba flotante B-2 de refino. Su ubicación dentro del proceso y de la planta se muestra en la Figura D.1

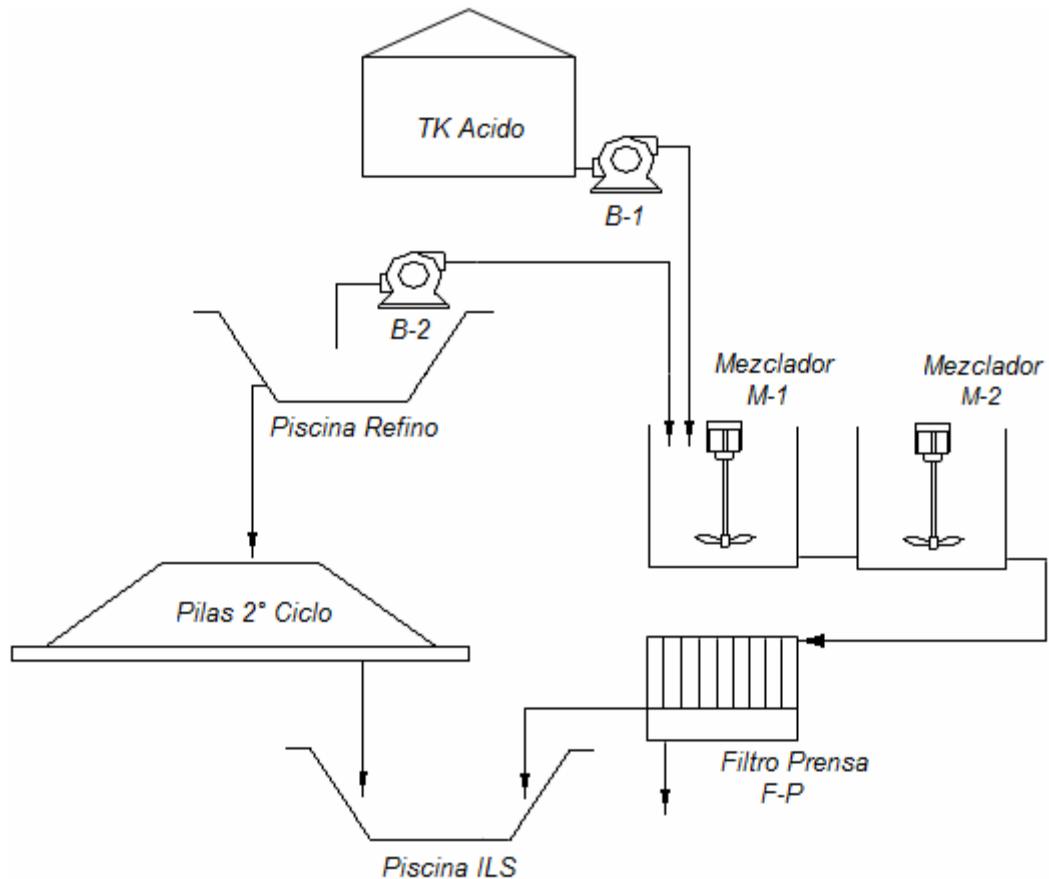


Figura D.1: Ubicación del proceso dentro de la planta

- **Altura de la bomba**

La altura se calcula mediante un balance de energía mecánica realizado entre un punto anterior (1) y uno posterior (2) a la bomba. El balance completo incluye los términos referidos a presión, velocidad, altura estática y pérdidas de carga, y puede verse en la Ecuación D.1 conocida como Bernoulli.

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} + h_1 + H_{\text{Bomba}} = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_2 + h_{\text{pérdidas}} \quad [\text{Ec D.1}]$$

$$H_{\text{Bomba}} = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_2 + h_{\text{pérdidas}} - \frac{P_1}{\rho g} - \frac{v_1^2}{2g} - h_1 \quad [\text{Ec D.2}]$$

$P_{(1\text{ y }2)}$: Presión en puntos 1 y 2. [Pa]

$V_{(1\text{ y }2)}$: Velocidad en puntos 1 y 2. $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$

$h_{(1\text{ y }2)}$: Altura estática en puntos 1 y 2. [m]

$h_{\text{pérdidas}}$: Pérdidas de altura por fricción. [m]

g : Constante de gravedad. $9,8 \left[\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right]$

ρ : Densidad del fluido. $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$

Las pérdidas corresponden a la suma de pérdidas en la línea de succión más las de la línea de descarga, y cada una de ellas se calcula mediante la ecuación de Fanning tal que,

$$h_{\text{pérdidas}} = h_s + h_d \quad [\text{Ec D.3}]$$

$$h_{s-d} = h_f = 2 f_l \cdot \frac{(L_{\text{eq}})}{d_l} \cdot v_l^2 \quad [\text{Ec D.4}]$$

Donde:

f : Factor de fricción en succión o descarga.

L_{eq} : Largo equivalente en succión o descarga. [m]

D_1 : Diámetro tubería en succión o descarga. [m]

V_1 : Velocidad de flujo en succión o descarga. $\left[\frac{m}{s}\right]$

El factor de fricción en succión y descarga puede determinarse gráficamente a partir del número de Reynolds respectivo, o bien calcularse para el caso de flujo laminar con la siguiente fórmula:

$$f_{s,d} = \frac{64}{Re_{s,d}} \quad [\text{Ec D.5}]$$

A su vez, el número de Reynolds es:

$$Re_{s,d} = \frac{D_1 \cdot V_1 \cdot \rho \cdot 1000}{\mu} \quad [\text{Ec D.6}]$$

μ : Viscosidad de solución $\left[\frac{m \cdot s}{kg}\right]$

El largo equivalente L_{eq} comprende tanto tramos rectos de tubería como el piping. Se determina sumando el largo de la tubería y el largo asociado a cada fitting, los cuales a vez se obtienen gráficamente mediante sus diámetros.

Para el cálculo de la altura de la bomba y las pérdidas de carga vistas en las ecuaciones D.4 y D.2, se requiere de cantidades que pueden dividirse en tres tipos según sean valores desconocidos, valores conocidos o valores asignados por criterios de diseño.

Dentro de los valores cuya cantidad exacta se desconoce está la longitud del tramo sobre el que opera la bomba, los fitting incluidos en dicha trayectoria y la diferencia de altura estática entre los puntos inicial y final. Todas estas cantidades dependen de la disposición del

tratamiento dentro de la planta y para efectos de este cálculo se considerarán valores estimados.

Está también otro tipo de magnitudes que sí puede determinarse, éstas pueden ser cantidades conocidas como son las propiedades de los fluidos, la presión y velocidad inicial y final de las líneas, o bien ser magnitudes calculadas a partir de otros valores estimados o asignados por criterio, como son los diámetros y los factores de fricción.

Por último están las variables cuyos valores se entregan por criterios de diseño, entre éstas están las velocidades de flujo según la naturaleza del fluido y la relación de velocidades entre succión y descarga.

Para el cálculo de la altura de la bomba de ácido y refino se detallará si cada una de estas cantidades representa un valor estimado, real o asignado.

- **Potencia de la bomba**

La potencia de la bomba se calcula a partir de la altura requerida por la bomba, el flujo, y un valor de eficiencia asignado. La fórmula es:

$$\text{Potencia} = \frac{H \cdot \rho \cdot Q}{3600 \cdot \varphi} \quad [\text{Ec D.7}]$$

Potencia: Potencia de la bomba [W]

H: Altura de la bomba [m]

ρ : Densidad del fluido. $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$

Q : Flujo volumétrico. $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$

φ : Eficiencia de la bomba

D.2.1 Bomba de ácido sulfúrico

La bomba de ácido sulfúrico opera desde un punto inicial (1) correspondiente a su salida del estanque de ácido hasta un punto final (2) dado por la superficie del estanque mezclador. Para calcular la altura requerida se determinará primero sus pérdidas según la Ecuación D.4.

En la Tabla D.1 se encuentra un resumen con las variables requeridas para el cálculo de las pérdidas y se entrega una observación que indica si su valor es estimado, real o asignado por criterio.

Re_{succión}	N° Reynolds succión	-	1457	Calculado a partir de valores estimados, conocidos y asignados.
Re_{descarga}	N° Reynolds descarga	-	1883	Calculado a partir de valores estimados, conocidos y asignados.
f_{succión}	Factor de fricción en succión	-	0,044	Calculado a partir de Reynolds
f_{descarga}	Factor de fricción en descarga	-	0,034	Calculado a partir de Reynolds
L_{eq suc}	Largo equivalente succión	[m]	10	Valor estimado
L_{eq desc}	Largo equivalente descarga	[m]	100	Valor estimado
D_{succión}	Diámetro interno línea de succión	[cm]	3,73	Calculado a partir de velocidad asignada por criterio
D_{descarga}	Diámetro interno de descarga	[cm]	2,89	Calculado a partir de velocidad asignada por criterio
V_{succión}	Velocidad de succión	[m/s]	0,53	Valor asignado por criterio
V_{descarga}	Velocidad de descarga	[m/s]	0,89	Valor asignado por criterio

Tabla D.1: Variables implicadas en el cálculo de pérdidas en la línea de ácido

De la Ecuación D.4 y a partir de los valores de la Tabla D.1, se tiene que las pérdidas en la línea de succión, descarga y finalmente las pérdidas totales son:

Pérdidas	[m]
h succión	0,2
h descarga	4,8
h total	4,9

Tabla D.2: Pérdidas en línea de ácido sulfúrico

Para calcular la altura de la bomba se utilizarán los valores de la Tabla D.3 en los cuales igualmente se indica si las magnitudes corresponden a valores estimados, reales o asignados por criterio.

Variable	Descripción	Unidad	Valor	Observación
P₁	Presión en punto de succión	[Pa]	101325	Valor real
P₂	Presión en superficie del mezclador	[Pa]	101325	Valor real
V₁	Velocidad en punto de succión	[m/s]	0	Valor real
V₂	Velocidad en superficie del mezclador	[m/a]	0	Valor real
h₁	Altura estática inicial	[m]	0	Valor de referencia
h₂	Altura estática final	[m]	5	Valor estimado
ρ	Densidad del ácido sulfúrico	[kg/m ³]	1830	Valor real
h pérdidas	Pérdidas totales	[m]	4,9	Valor calculado

Tabla D.3: Variables implicadas en el cálculo de altura de la bomba de ácido

A partir de la Ecuación D.2 se tiene que la altura requerida por la bomba de ácido es:

Bomba de ácido sulfúrico	[m]
Altura total requerida	9,94

Tabla D.4: Altura requerida por la bomba de ácido

Finalmente para el cálculo de la potencia de la bomba se utilizará la Ecuación D.7 y los siguientes valores.

Variable	Descripción	Unidad	Valor	Observación
H	Altura total	[m]	9,94	Valor calculado
Q	Flujo de solución	[m ³ /h]	2,1	Valor real
φ	Eficiencia bomba	-	0,6	Criterio de diseño
g	Constante de gravedad	[m/s ²]	9,8	Valor real
ρ	Densidad	[kg/m ³]	1830	Valor real

Tabla D.5: Variables implicadas en el cálculo de potencia de la bomba de ácido

De donde se obtiene que la potencia de la bomba es:

Bomba de ácido sulfúrico	[W]
Potencia	173,3

Tabla D.6: Potencia requerida por la bomba de ácido

Con estos datos de altura y potencia puede consultarse en catálogos de bombas y seleccionar un modelo.

En el Gráfico D.1 se muestra la curva característica del sistema de bombeo de ácido.

$$H = 7Q^2 - 14Q + 12$$

[Ec D.8]

H: Altura requerida [m]

Q: Caudal [$\frac{m^3}{h}$]

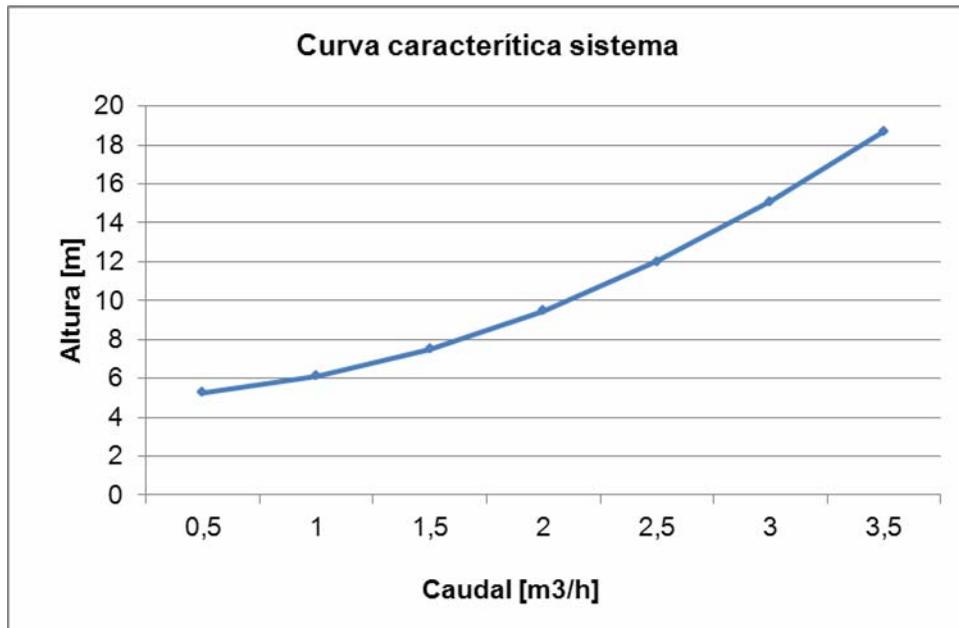


Gráfico D.1: Curva característica de sistema de línea de ácido

Finalmente, puede seleccionarse de catálogo una bomba que cumpla con la altura y potencia requerida.

Las bombas de tracción magnética Plastomec series MC y MCA cumplen con ser resistentes a ambientes altamente corrosivos. El modelo PO253 puede seleccionarse para el bombeo de ácido sulfúrico. Sus especificaciones básicas se encuentran en la Tabla D.7.

Variable	Unidad	Valor
Caudal máximo	[l/min]	340
Altura máxima	[m]	18
Potencia	[KW]	1,1
Material		Polipropileno

Tabla D.7: Especificaciones de bomba de ácido sulfúrico

Y al comparar su curva característica con la del sistema, se obtiene la siguiente gráfica.

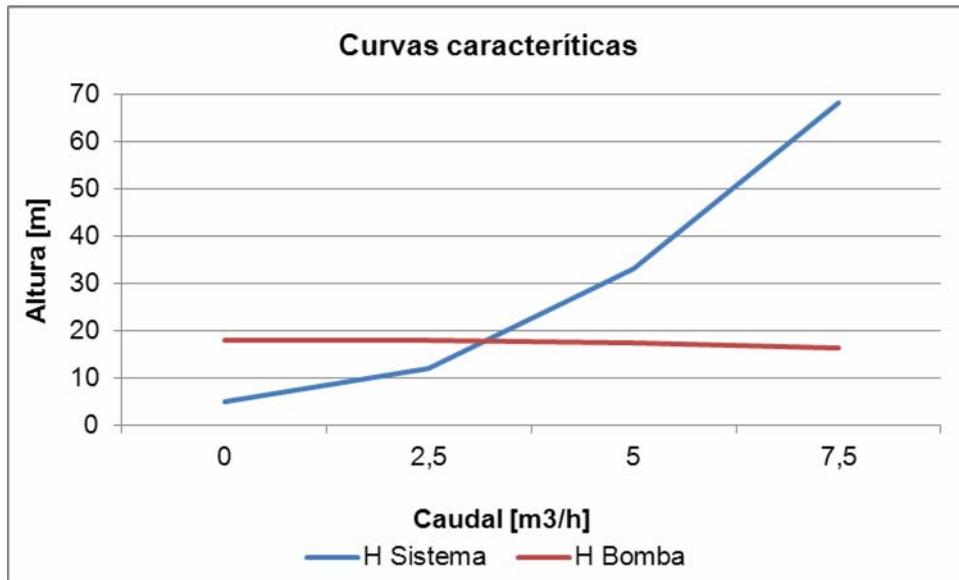


Gráfico D.2: Curvas características de sistema y bomba seleccionada en línea de ácido

En el Gráfico D.2 puede verificarse que la bomba propuesta es apropiada para la línea, ya que para el caudal de operación de 2,1 [m³/h] la altura que ofrece es mayor a la requerida por el sistema.

D.2.2 Bomba de refino

La bomba de refino opera desde un punto inicial (1) correspondiente a la piscina de refino hasta un punto final (2) dado por la superficie del estanque mezclador. Para calcular la altura requerida se determinará primero sus pérdidas según la Ecuación D.4

En la Tabla D.8 se encuentra un resumen con las variables requeridas para el cálculo de las pérdidas, y se indica si su valor es estimado, real o asignado por criterio.

Re_{succión}	N° Reynolds succión	-	4405	Calculado a partir de valores estimados, conocidos y asignados.
Re_{descarga}	N° Reynolds descarga	-	5695	Calculado a partir de valores estimados, conocidos y asignados.
f_{succión}	Factor de fricción en succión	-	0,041	Calculado a partir de Reynolds y diámetro
f_{descarga}	Factor de fricción en descarga	-	0,039	Calculado a partir de Reynolds y diámetro
L_{eq suc}	Largo equivalente succión	[m]	10	Valor estimado
L_{eq desc}	Largo equivalente descarga	[m]	100	Valor estimado
D_{succión}	Diámetro interno línea de succión	[cm]	3,73	Calculado a partir de un valor asignado por criterio
D_{descarga}	Diámetro interno de descarga	[cm]	2,89	Calculado a partir de un valor asignado por criterio
V_{succión}	Velocidad de succión	[m/s]	1,16	Valor asignado por criterio
V_{descarga}	Velocidad de descarga	[m/s]	1,94	Valor asignado por criterio

Tabla D.8: Variables implicadas en el cálculo de pérdidas en línea de refino

A partir de los valores de la Tabla D.8 se tiene que las pérdidas son:

Pérdidas	[m]
h succión	0,8
h descarga	26,0
h total	26,7

Tabla D.9: Pérdidas en línea de refino

Para calcular la altura de la bomba se utilizarán los valores de la Tabla D.8.

Variable	Descripción	Unidad	Valor	Observación
P_1	Presión en punto de succión	[Pa]	101325	Valor real
P_2	Presión en superficie del mezclador	[Pa]	101325	Valor real
V_1	Velocidad en punto de succión	[m/s]	0	Valor real
V_2	Velocidad en superficie del mezclador	[m/a]	0	Valor real
h_1	Altura estática inicial	[m]	0	Valor de referencia
h_2	Altura estática final	[m]	5	Valor estimado
ρ	Densidad de refino	[kg/m ³]	1220	Valor real
$h_{\text{pérdidas}}$	Pérdidas totales	[m]	26,7	Valor calculado

Tabla D.10: Variables implicadas en el cálculo de altura de la bomba de refino

Y a partir de la Ecuación D.2, se tiene que la altura requerida por la bomba de ácido es:

Bomba de refino	[m]
Altura total requerida	31,73

Tabla D.11: Altura requerida por la bomba de refino

Finalmente para el cálculo de la potencia de la bomba se utilizará la Ecuación D.7 y los siguientes valores.

Variable	Descripción	Unidad	Valor	Observación
H	Altura total	[m]	31,7	Valor calculado
Q	Flujo de solución	[m ³ /h]	4,6	Valor real
Φ	Eficiencia bomba	-	0,6	Criterio de diseño
g	Constante de gravedad	[m/s ²]	9,8	Valor real
ρ	Densidad	[kg/m ³]	1220	Valor real

Tabla D.12: Variables implicadas en el cálculo de potencia de la bomba de refino

De donde se obtiene que la potencia es:

Bomba de refino	[W]
Potencia	802,9

Tabla D.13: Potencia requerida por la bomba de refino

La curva característica altura-caudal del sistema se muestra en el Gráfico D.3

$$H = 8 Q^2 - 16 Q + 13$$

[Ec C.9]

H: Altura requerida [m]

Q: Caudal [$\frac{m^3}{h}$]

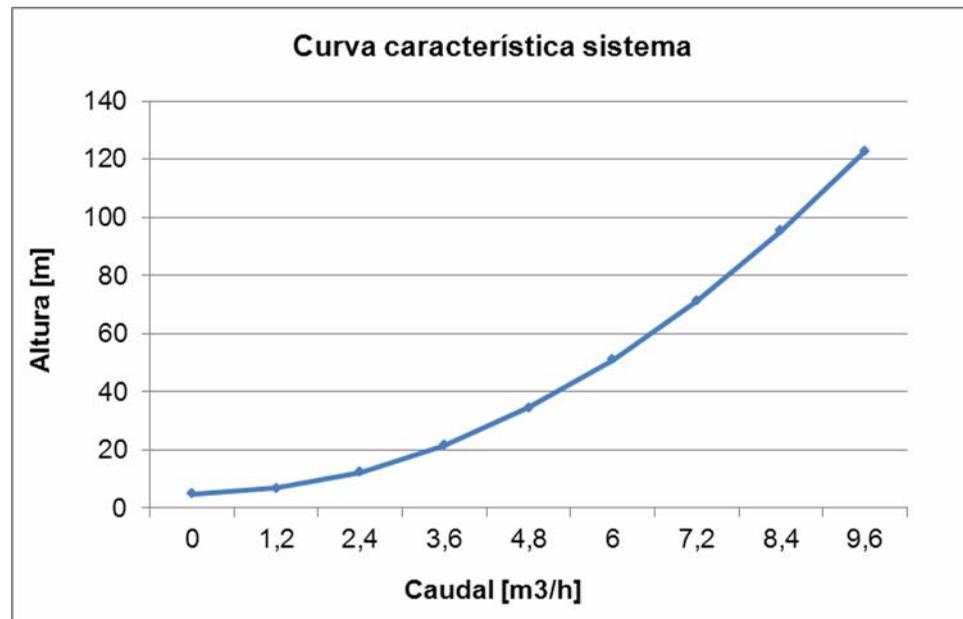


Gráfico D.3: Curvas características de sistema de línea de refino

Para la impulsión de refino también puede utilizarse una bomba de tracción magnética Plastomec de las series MC y MCA. El modelo PO951 aparenta ser indicado y sus especificaciones básicas se encuentran en la Tabla D.14.

Variable	Unidad	Valor
Caudal máximo	[l/min]	980
Altura máxima	[m]	38
Potencia	[KW]	5,5
Material		Polipropileno

Tabla D.14: Especificaciones de bomba de refino

Finalmente, en el Gráfico D.4 se muestra la comparación de las curvas características del sistema y de la bomba seleccionada para el impulso del refino. Ahí puede verificarse que la bomba es adecuada debido a que a caudal 4,6 [m³/h] la bomba entrega una altura superior a la requerida por el sistema.

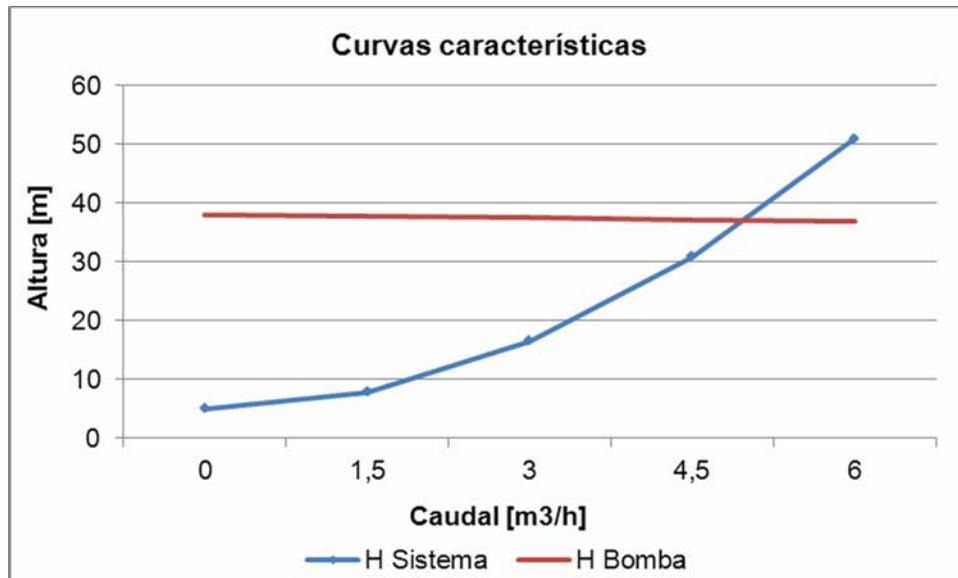


Gráfico D.4: Curvas características de sistema y bomba seleccionada en línea de refino

Anexo E - Sólidos como subproducto

E.1 Mercado de sulfatos metálicos en Chile

E.1.1 Empresas vinculadas

El mercado de sulfatos metálicos en Chile es abordado por empresas tales como Quimetal Industrias S.A., Redoxi Waters, Química del Sur y Cía Ltda., Agroquímica Ltda., Química Industrial Ses S.A., y Fábricas Arteaga Ltda.

E.1.2 Precios de sulfatos metálicos

Los valores comerciales de sulfatos metálicos de hierro, manganeso, aluminio y magnesio cotizados en mercado nacional son:

Compuesto	[US\$ /t]**
$\text{Fe}(\text{SO}_4) \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	368
$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ en solución	276
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	534
$\text{MgSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	248
$\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	1473

Tabla E.1: Precio de mercado de sulfatos metálicos.

**Dólar a la fecha 10-08-2009

E.2 Aplicaciones de sulfatos metálicos

E.2.1 Sulfato férrico

La producción de sulfato férrico utiliza como materia prima principalmente chatarras de hierro, relaves de minerales de hierro, escorias de fundición, ácido sulfúrico, y peróxido de hidrógeno como oxidante.

➤ Aplicaciones

La mayor producción de sulfato férrico es en solución, el cual tiene aplicaciones como coagulante y oxidante en tratamiento de efluentes. Se utiliza también como mordiente antes de aplicar colorantes, como pigmento colorante en los baños para aluminio y acero, y en aspectos médicos tiene usos como astringente.

E.2.2 Sulfato Ferroso

La producción de sulfato ferroso se realiza a partir de pirita o magnetita con ácido sulfúrico.

➤ Aplicaciones

El sulfato ferroso se utiliza para purificar agua por floculación y para eliminar fosfatos en las plantas de depuración. Se utiliza también como materia prima en procesos industriales, elaboración de pigmentos que van desde tinta color índigo hasta pigmentos para teñir hormigón y maderas. Se utiliza también en la preparación de mezclas alimenticias para animales, y como agente reductor en procesos químicos, por ejemplo para reducir cromatos en cemento, entre otras aplicaciones.

E.2.3 Sulfato de Aluminio

➤ Aplicaciones

La principal aplicación del sulfato de aluminio es en tratamiento de aguas, siendo uno de los reactivos más utilizado como floculante.

También se utiliza en la fabricación de papel en conjunto con resinas denominadas encolantes, dándole al papel la resistencia a la penetración por el agua y buenas condiciones para fijar los colores.

En la industria del azúcar se utiliza como purificador de melaza de caña de azúcar.

Además se utiliza como coagulante en la manufactura de caucho sintético, como retardante de fuego, y en la purificación de glicerina.

Finalmente se utiliza en la fabricación de sulfatos dobles como sulfato de amonio y aluminio, y potasio y aluminio conocidos como alumbre.

E.2.4 Sulfato de Magnesio

➤ Aplicaciones

El sulfato de magnesio se utiliza como fertilizante (micronutriente), su ventaja por la de otros aditivos de magnesio es su alta solubilidad.

En el ámbito médico se utiliza como laxante, para aplicación sobre heridas, para reducir calambres, para evitar crisis convulsivas, para aliviar el asma, entre otras.

Tiene aplicaciones en el proceso de curtido de suelas y como mordiente para teñir lanas con ciertos colores básicos.

E.2.5 Sulfato de Manganeso

➤ Aplicaciones

El sulfato de manganeso se utiliza como fertilizante agrícola (micronutriente), alimento para aves y animales, en la industria de cerámica, en la industria textil en teñido de algodón, entre otras.

Anexo F – Equipos de chancado en Mantoverde

➤ Chancador primario

Tipo de chancador		Fuller Traylor
Utilización de diseño	%	67
Capacidad de diseño	[tm/hr]	1380
Closed side setting	[mm]	140
Potencia instalada	[KW]	300
Ajuste abertura alimentación	[mm]	241(máx), 102(mín)
Dimensiones	[pulg]	42"x 66"

Tabla F.1: Características chancador primario Mantoverde

➤ Chancados secundario

Tipo de chancador		Nordberg Corp, Estandar
Utilización de diseño	%	70
Capacidad de diseño	[tm/día]	20880
Closed side setting	[mm]	25
Potencia	[KW]	375
Abertura de alimentación	[mm]	298(mín), 330(máx)
Tamaño del producto nominal	[mm]	32
Dimensiones	[pies]	7

Tabla F.2: Características chancador secundario Mantoverde

➤ Chancador terciario

Tipo de chancador		Nordberg de cabeza corta
Número de máquinas		3
Closed side setting	[mm]	6
Potencia instalada	[KW]	375
Abertura de alimentación	[mm]	114(mín), 120(máx)
Tamaño nominal del producto	[mm]	8
Dimensiones	[pies]	7

Tabla F.3: Características chancador terciario Mantoverde

Anexo G – Especificaciones de filtro prensa

G.1 Datos técnicos

➤ Datos de la máquina

Nombre	Filtro prensa
Modelo	EHR 800/16
Año de fabricación	2008
Detalles	Zonas húmedas forradas en P.P. Tensión de 460 V – 60 Hz Paro automático

Tabla G.1: Datos de la máquina

➤ Bastidor

Modelo	EHR-800
Construcción	Soldada
Material de construcción	ST-37.2
Ejecución	Cerrada
Tabuladura entrada suspensión	DN-80
Salida de filtrado	DN-50
Presión máxima de servicio	16 bar
Proceso pintado partes exteriores y húmedas	Chorreado gr. 2 ½ 1 mano de imprimación fosfocromante de 2 componentes. 2 manos de acabado azul RAL 5015 epoxi. Espesor total película seca 110 ÷ 120 micras

Tabla G.2: Datos del bastidor

➤ **Grupo hidráulico**

Funcionamiento	Automático
Motor bomba hidráulica	Pistones radiales
Caudal	27,5 l/min
Construcción	B-5
Potencia instalada	4 kW
Rpm	1500
Tensión de servicio	220/380 V 50 Hz
Tensión de mando	220 V 50 Hz – 24DC
Depósito de aceite	128 litros
Conexiones al cilindro	Tubo hidráulico
Montaje	Sobre bancada soldada al cabezal hidráulico

Tabla G.3: Datos grupo hidráulico

➤ **Paquete filtrante**

Tipo de placa filtrante	De cámara incorporada
Tamaño placas	800 x 800 mm
Ejecución placas	Cerrada
Nº de placas de cámaras	15
Nº de cámaras	14
Espesor placa de cámara incluyendo tela	61,5 mm
Espesor torta	30 mm
Superficie filtrante cámara	0,95 m ²
Volumen torta/cámara	15,4 litros
Material placas	Polipropileno gris

Tabla G.4: Datos paquete filtrante

➤ **Telas filtrantes**

Tipo de tela	95125AN + 477
Ejecución	Dobles
Tamaño	800 x 800 mm
N° de telas dobles	13
Fijación tela sobre placas	Ojales de latón/cierre rápido
Material tela filtrante	Polipropileno
Tipo de hilo	Mono/multifilamento
Tratamiento	Termofijado

Tabla G.5: Datos telas filtrantes

G.2 Descripción de elementos principales

Los filtros prensa de la serie EHR con cierre y abertura electrohidráulica constan de los siguientes elementos:

➤ **Cabezal frontal**

Los modelos fabricados en ejecución cerrada generalmente constan de una tubuladura central para la entrada del producto a filtrar y de 4 laterales para la salida del producto ya filtrado.

➤ **Paquete filtrante**

El paquete filtrante consta de un número determinado de elementos filtrantes que incluyen una placa de entrada y una final.

Todas las placas están unidas entre sí por medio de cadenas y fijadas con las mismas en sus extremos al cabezal frontal y a la pieza móvil de presión. Cuando se abre el filtro, la pieza móvil de presión abre también todo el paquete filtrante quedando las placas filtrantes a una distancia determinada entre sí, lo cual permite la libre caída de la torta.

➤ **Telas filtrantes**

Con el fin de retener los sólidos contenidos en la suspensión a filtrar, cada placa filtrante va prevista con una tela filtrante doble unida por un collarín de tejido impermeable.

➤ **Pieza móvil de presión**

Este elemento se desliza mediante ruedas de soporte sobre unos largueros laterales. Para permitir un movimiento sin balanceo, lleva incorporada un yugo que en sus extremos se apoya igualmente sobre ambos largueros.

➤ **Cabezal hidráulico**

Mediante un cilindro hidráulico de doble efecto y en ejecución desmontable, lleva incorporado un pistón rectificadillo calculado para alcanzar con suficiente reserva la presión de cierre para la cual ha sido diseñado el equipo.

➤ **Largueros laterales**

Estos elementos están fabricados en secciones redondas con sus dispositivos correspondientes de fijación, que unen el cabezal frontal y el cabezal hidráulico, y a su vez sirven como sustento para la pieza móvil de presión y de los elementos filtrantes.

➤ **Grupo hidráulico**

La presión para el cierre y la abertura del filtro prensa se obtiene desde un grupo electrohidráulico compuesto por los siguientes componentes:

- Depósito de aceite con mirilla de nivel y tapón de llenado/vaciado.
- Motobomba hidráulica (sumergida).
- Distribuidor electromagnético de doble cuerpo para cerrar o abrir.
- Presostato para la puesta en marcha de la bomba de alimentación al filtro prensa.
- Presostato digital para vigilancia de la presión de cierre del filtro prensa.
- Válvula de seguridad.
- El grupo completo está montado sobre una bancada fijado al cabezal hidráulico, y conectado mediante un tubo hidráulico y racores al cilindro.

➤ **Sacudidor de descarga**

Este dispositivo consiste en un eje hexagonal equipado con una serie de levas que va montado a un lateral del filtro prensa. Está accionado a través de un motoreductor con freno. Para poder realizar la abertura del filtro, este dispositivo debe permanecer en la posición correcta, es decir, que la cara del eje hexagonal que no incorpora las levas debe

permanecer en la parte superior donde no pueda interceptar con ninguna maneta de las placas filtrantes.

➤ **Cuadro eléctrico de maniobra**

Este elemento se utiliza para el control de todas las funciones automáticas, incluyendo la bomba de alimentación de fangos, válvulas automáticas, etc. El cuadro eléctrico está previsto con un autómata de libre programación y equipado con un selector para el servicio automático/manual.

G.3 Funcionamiento del equipo

Los filtros prensa de la serie EHR pueden considerarse unos equipos de separación sólido/líquido totalmente automáticos, sin ninguna intervención manual, e incluso sin vigilancia.

Todas las secuencias automáticas o manuales se controlan mediante un autómata de libre programación que permite la inclusión de una serie de dispositivos más complejos.

Al accionar el pulsador ciclo automático, comienzan las siguientes operaciones:

- Se pone en marcha el grupo electrohidráulico.
- Arranca un temporizador que desconecta el paro automático.
- Cuando la presión de cierre llega a unos 150 [Kg/cm²], el presostato digital situado dentro del grupo hidráulico proporciona una señal para la abertura de la válvula de alimentación del filtro prensa, y se pone en funcionamiento dicha bomba de alimentación.

➤ **Filtración**

Durante la fase de filtración, el temporizador anula (durante un tiempo) la función del paro automático hasta que el producto ya filtrado detecta el electrodo de control.

El paro automático situado al final de la canal consta de una chapa perforada y una cámara de medición con una válvula de carga ajustable, así como de un electrodo de control de nivel.

Al aumentar paulatinamente el espesor de la torta en el interior de las cámaras aumenta, simultáneamente, la pérdida de las cargas. Por tanto, se eleva la presión de la bomba de alimentación y baja su caudal.

El paro automático vigila constantemente esta disminución del caudal de filtrado, donde la mayor parte se extrae fuera del paro y pasa a través de una válvula de control.

Al final de la filtración, el flujo de filtrado se ha reducido de tal manera que su totalidad pasa por la apertura de la válvula de control, con lo que poco a poco desciende el nivel en la cámara de medición.

En el momento en que queda librado el electrodo, se transmite una señal al cuadro eléctrico que detiene la bomba de alimentación, cerrando por tanto, la válvula de alimentación y abriendo la válvula de retorno del soplado colector.

La misma señal pone en marcha un temporizador que retarda durante unos segundos el comienzo de las siguientes secuencias:

➤ **Soplado colector**

Con la señal recibida de este último temporizador se abre la válvula de entrada de aire para el soplado colector, y el aire comprimido desplaza los tapones formados dentro de cada orificio de alimentación de las placas a un depósito de fangos.

La duración de esta operación se vigila mediante un temporizador.

➤ **Soplado final**

Con el fin de evacuar los restos del filtrado acumulado en las telas y placas filtrantes, se debe realizar la siguiente operación:

Se cierra la válvula de retorno del soplado colector manteniendo abierta la válvula de entrada de aire para el soplado colector. El aire comprimido entra en cada una de las cámaras arrastrando el filtrado residual de las tortas, y expulsándolo a través de los tubos de filtrado hacia el exterior.

La duración de esta secuencia está controlada por un temporizador.

➤ **Abertura filtro prensa**

Al finalizar el tiempo de este último temporizador, y después de un corto retardo vigilado por otro temporizador, este último recibe una señal para efectuar el arranque del grupo electrohidráulico.

Las válvulas distribuidoras se colocan en su posición correcta, el motor de la bomba se pone en marcha, y el cilindro hidráulico comienza su retroceso, llevándose consigo la pieza móvil de presión y con ésta las placas filtrantes unidas entre sí, produciéndose de esta manera la libre caída de las tortas.

Si la descarga de las tortas se realiza mediante una cinta transportadora montada a través de una tolva por debajo del filtro, esta se pondrá en marcha simultáneamente con el arranque del grupo hidráulico.

Un final de carrera situado en el pistón detiene el grupo hidráulico una vez que el vástago permanece retrocedido.

➤ **Llenar y filtrar**

Durante el proceso de filtración, todos los grifos deben permanecer abiertos. Dejar cerrado un grifo puede tener como consecuencia la rotura de una o más placas filtrantes.

Se ha de prestar atención que la suspensión del producto a filtrar sea homogénea durante el ciclo de filtración.

Es importante llenar el volumen del paquete filtrante en un tiempo no demasiado largo (aproximadamente 5 minutos para ciclos cortos de 15/45 minutos), con el fin de obtener una formación inicial de la torta lo más uniformemente posible.

A medida que avanza el tiempo de filtración y que aumenta en consecuencia el espesor de la torta, se reduce poco a poco la cantidad de la suspensión que pueda penetrar, y al mismo tiempo que aumente la presión en la alimentación, de acuerdo con la potencia de la bomba.

El final de un ciclo de filtración ha llegado cuando el espacio para la torta se ha llenado completa y uniformemente con la materia sólida.

Una vez iniciado un ciclo de filtración, no se debe interrumpir. Es aconsejable que la presión de filtración en el filtro prensa no sobrepase la presión que indica la placa de características montada en el bastidor o en cabezal hidráulico.

G.4 Condiciones de venta

➤ Precio

El coste referencial de una unidad EHR-800/16 es EUR 40.000.

➤ Condiciones de pago

Mediante carta de crédito confirmada por Banco Popular Español. Gastos bancarios de Carta de Crédito y/o Transferencia Bancaria en caso de especificarlo, a cargo del cliente.

➤ Plazo de entrega

El plazo de entrega está de acuerdo con la situación actual en nuestros talleres y está referido al momento de recepción del pedido y con todos los detalles técnicos y comerciales aclarados.

➤ Montaje y puesta en marcha

Si no están incluidos en el precio, le pondremos a su disposición nuestros montadores especializados, cuyo coste se facturará de acuerdo con las tarifas vigentes.

➤ Validez oferta

60 días pasados los cuales deberá someterse a revisión.

➤ Garantía

En caso de que aparecieran defectos de fabricación o calidad en un plazo de doce meses desde el momento de la entrega, se procederá por TÉCNICAS DE FILTRACIÓN, S.A. a reparar o sustituir los elementos afectados. Este servicio se realizará sin cargo para el comprador.

➤ Contacto

Arnoud Sanz Van Beuzekom

Export Manager - TEFSA Barcelona

arnoudsanz@gruptefsa.com

➤ **Imagen de filtro cotizado**



Figura G.1: Imagen de filtro cotizado

Anexo H – Información de mezcladores

H.1 Características generales

Estanque tipo cilíndrico vertical estacionario de superficie fabricado con Resina Vinilester. Escotilla entrada hombre de 0,60 [m] de diámetro.

Interior en resina natural, exterior con color incorporado a material mediante Gelcoat. Entradas, salidas y venteo superior en Tubo de PVC hidráulico unido a material.

➤ **Material**

Resina Vinilester con barrera química de velo de superficie. Estructura reforzada con tres paños de fibra de vidrio multidireccional MAT 450 [g/m²] y tres paños de fibra de vidrio bidireccional de alta resistencia tejido Roving 800 [g/m²]

➤ **Precio**

Valor neto: \$ 4.240.220 + I.V.A.

➤ **Condiciones de pago**

Un tercio del valor total como anticipo. Saldo documentado a 30 y 60 días.

➤ **Plazo de entrega**

30 días

➤ **Validez oferta**

10 días

➤ **Garantía**

2 años

➤ **Contacto**

Mauricio Carrasco Santana

AZORES fibra de vidrio.

(32) - 2871307; 93309972

Viña del mar