

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

PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
QUÍMICO

**ESTUDIO DE ALTERNATIVAS DE REMOCIÓN
DE MERCURIO EN FUNDICIÓN CALETONES**

Danilo Carvajal Araneda

Profesor Guía:
Dr. Horacio Aros Meneses

2007

Agradecimientos

Me gustaría agradecer a Codelco División El Teniente por haberme dado la oportunidad de estar durante ocho meses conociendo de cerca el funcionamiento de una fundición de cobre y planta de ácido.

Agradezco a mi tutor, Dr. Horacio Aros M. sin su apoyo, este trabajo no habría sido posible. Gracias a Don Mario Garrido D., por su paciencia y siempre buena disposición. Gracias al personal de la unidad de limpieza de gases de Caletones por su colaboración y buena disposición.

Gracias a Paola Cavaletto H., por compartir dificultades y buenos momentos. Finalmente, a mi familia, gracias por su apoyo incondicional.

Resumen

A partir de 2005 surge la necesidad de Codelco Chile, de comercializar ácido sulfúrico al mercado de exportación (fertilizantes, industria química), aumentando las exigencias de calidad del ácido. Entre las exigencias de calidad se establece un máximo de 1 mg/kg de mercurio en el ácido sulfúrico. Actualmente (2007) solo el 28% de la producción anual de las plantas de ácido de Caletones (perteneciente a la División El Teniente de Codelco) cumple con dicha especificación.

Los objetivos establecidos en el presente trabajo de tesis son los siguientes: i. analizar los factores principales que afectan el comportamiento del mercurio en el ácido producto de la fundición Caletones y ii., estudiar y proponer alternativas de remoción de mercurio vía mejoramiento del proceso existente o mediante instalación de procesos de limpieza adicionales disponibles en el mercado para lograr el cumplimiento de la norma de calidad del ácido.

El primer punto fue abordado mediante el estudio de la físico - química del mercurio, el análisis de series de tiempo, análisis multivariante, análisis de muestras y balances de masa.

El segundo punto se abordó en dos etapas: i. el estudio del posible impacto cuantitativo de variables críticas del sistema fundición - plantas de limpieza de gases en el comportamiento del mercurio en el ácido producto y ii., el estudio de alternativas de remoción de mercurio presentes en el mercado y la realización de una evaluación económica de orden de magnitud para dos tecnologías de remoción.

Se concluyó que para disminuir la concentración de mercurio en el ácido producto de la planta de limpieza de gases N°1 de Caletones a un nivel inferior a 1 mg/kg es recomendable la instalación de un proceso de remoción de mercurio adicional. Las alternativas que se recomiendan en el presente trabajo son el proceso Boliden Norzink y la tecnología MRT (molecular recognition technology) debido principalmente a su gran experiencia comercial, la primera, y a su bajo costo de capital de inversión, la segunda.

Contenidos

Agradecimientos	
Resumen	
Contenidos	
Lista de Abreviaciones	
Lista de Figuras	
Lista de Tablas	
Capítulo 1: Introducción	1
1.1 Objetivos y Antecedentes	3
1.2 Contenido del Trabajo de Investigación	3
1.3 Contenido de la Tesis	6
1.4 Dificultades Asociadas al Trabajo de Investigación	7
Sumario	8
Capítulo 2: Descripción del Proceso	9
2.1 Antecedentes Generales División El Teniente	9
2.2 Fusión - Conversión	14
2.3 Sistema de Primario de Limpieza de Gases	16
2.4 Planta de Limpieza de Gases	18
2.4.1 Planta de Limpieza de Gases N°1	20
2.2.2 Planta de Limpieza de Gases N°2	27
Sumario	35
Capítulo 3: Físico - Química del Mercurio	36
3.1 Flotación	36
3.2 Secado	37
3.3 Fusión - Enfriamiento Evaporativo	37
3.4 Zona de Limpieza de Gases	39
3.5 Zona de Contacto	41
Sumario	42
Capítulo 4: Balance de Masa	43
4.1 Definición del Sistema	45
4.2 Balance de Masa al Mercurio, Periodo 2002 - 2007	47
4.3 Estimación de Flujo de Entrada de Mercurio al Sistema	48
4.4 Discusión	60
Conclusiones	61
Capítulo 5: Análisis de Series de Tiempo	62
5.1 Mercurio en Acido Producto - Análisis de Datos Mensuales	64
5.1.1 PLG1 - Análisis de Datos Mensuales	64
5.1.2 PLG2 - Análisis de Datos Mensuales	69
5.1.3 Comparación de Series de Tiempo	74
5.2 Insumos Fundición	78
5.3 Análisis de Cambio Estructural del Comportamiento del Mercurio en el Acido Producto	82
5.4 Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG	87

Conclusiones.....	91
Capítulo 6: Análisis Multivariante.....	92
6.1 Regresión Lineal Multivariante.....	93
6.2 Descripción de Modelos.....	95
6.3.1 Resultados Modelos Lineales, PLG1.....	101
6.3.2 Resultados Modelos Lineales, PLG2.....	108
6.4.1 Resultados Modelos no Lineales, PLG1.....	116
6.4.2 Resultados Modelos no Lineales, PLG2.....	121
Conclusiones.....	126
Capítulo 7: Resultados Análisis de Muestras.....	127
7.1.1 Resultados Concentrado de Cobre de Origen Teniente y Fundente.....	130
7.1.2 Resultados Polvos de Fundición.....	131
7.2.1 Resultados Zona de Limpieza PLG1.....	133
7.2.2 Resultados Zona de Limpieza PLG2.....	135
7.2.3 Resultados Zona de Contacto PLG1.....	136
7.2.4 Resultados Zona de Contacto PLG2.....	137
7.3 Resumen de Resultados.....	139
7.4 Discusión.....	140
Conclusiones.....	141
Capítulo 8: Control del Hg en el Acido Producto Mediante Mejoramiento del Proceso Existente.....	142
8.1 Efecto "Dilutivo" del Gas Generado por los CPS en el Gas Alimentado a la PLG2.....	143
8.2 Análisis Zona de Limpieza PLG1.....	156
8.3 Análisis Zona de Limpieza PLG2.....	160
8.4 Discusión.....	175
Conclusiones.....	141
Capítulo 9: Control del Hg en el Acido Producto Mediante Instalación de Procesos de Limpieza Adicionales.....	177
9.1 Procesos de Remoción de Mercurio.....	180
9.1.1 Remoción en Fase Gaseosa.....	180
9.1.2 Remoción en Fase Líquida.....	184
9.2 Selección de Alternativas de Remoción.....	186
9.3 Proceso Boliden Norzink - Estudio y Evaluación Económica.....	188
9.4 Proceso MRT - Estudio y Evaluación Económica.....	211
9.5 Comparación de Costos Entre Alternativas.....	233
9.6 Discusión.....	245
Conclusiones.....	247
Capítulo 10: Conclusiones y Recomendaciones.....	248
Referencias.....	253
Apéndice 1: Indicadores de variables estudiadas.....	256
Apéndice 2: Calidad del ácido sulfúrico.....	264
Apéndice 3: Análisis isocinéticos.....	265
Apéndice 4: Balance de masa al mercurio.....	266
Apéndice 5: Series de tiempo.....	267
Apéndice 6: Status fundición 18 y 19 de enero de 2007.....	271
Apéndice 7: Parámetros de operación, proceso Boliden Norzink.....	273

Lista de Abreviaciones

CT	Convertidor Teniente
CPS	Convertidor Pierce Smith
Hg a.p	Mercurio en Acido Sulfúrico Producto
MAGA	Sistema Primario de Manejo de Gases
PES	Precipitador Electrostático Seco
PEH	Precipitador Electrostático Húmedo
PI	Process Information System
PLG	Planta de Limpieza de Gases
SEE	Sistema de Enfriamiento Evaporativo

Lista de figuras

Fig. 1.1	Procedimiento de Investigación.	4
Fig. 1.2	Procedimiento para el establecimiento de posibles alternativas de control de Hg mediante el mejoramiento del proceso existente.	5
Fig. 1.3	Procedimiento para el establecimiento de posibles alternativas de control de Hg mediante instalación de procesos adicionales de remoción.	6
Fig. 2.1	Diagrama de flujo de procesos, El Teniente.	12
Fig. 2.2	Configuración básica, CT - CPS.	14
Fig. 2.3	Diagrama simplificado sistema primario de tratamiento de gases, fundición Caletones.	16
Fig. 2.4	Esquema simplificado, planta de limpieza de gases de Caletones.	19
Fig. 2.5	Zona de limpieza PLG1: circuito de gas metalúrgico.	20
Fig. 2.6	Zona de limpieza PLG1: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.	21
Fig. 2.7	Zona de contacto PLG1: circuito de gas metalúrgico.	24
Fig. 2.8	Zona de contacto PLG1: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.	24
Fig. 2.9	Zona de limpieza PLG2: circuito de gas metalúrgico.	28
Fig. 2.10	Zona de limpieza PLG2: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.	29
Fig. 2.11	Zona de contacto PLG2: circuito de gas metalúrgico.	32
Fig. 2.12	Zona de contacto PLG2: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.	32
Fig. 4.1	Definición del sistema para fines de balance de masa.	46
Fig. 4.2	Balance de masa mensual al mercurio. El gráfico indica que en el periodo 2002 - 2007 ingresó al sistema una cantidad de mercurio menor a la que salió del sistema.	47
Fig. 5.1	Concentración de mercurio en ácido producto, PLG1.	64
Fig. 5.2	Hg a.p. PLG1, media móvil de 6 meses.	65
Fig. 5.3	Hg a.p. PLG1, gráfico de intervalos, intervalo de confianza de 95% sobre la media.	65
Fig. 5.4	Hg a.p. PLG1, contraste con hitos operacionales.	68
Fig. 5.5	Concentración de mercurio en ácido producto, PLG2.	69
Fig. 5.6	Hg a.p. PLG2, media móvil de 6 meses.	70
Fig. 5.7	Hg a.p. PLG1, gráfico de intervalos, intervalo de confianza de 95% sobre la media.	71
Fig. 5.8	Hg a.p. PLG1, contraste con hitos operacionales.	73
Fig. 5.9	Hg a.p. PLG1 y 2, contraste con hitos operacionales.	74

Fig. 5.10	Hg a.p. PLG1 y 2, contraste con reparaciones y detenciones de planta.	75
Fig. 5.11	Diferencia de comportamiento, Hg a.p. PLG1 y 2.	77
Fig. 5.12	Diferencia de comportamiento, Hg a.p. PLG1 y 2. Gráfico de intervalos.	77
Fig. 5.13	Historial origen insumos, concentrado y fundente, periodo 1999 - 2006.	78
Fig. 5.14	Mercurio en concentrado Teniente.	78
Fig. 5.15	Mercurio en concentrado Andina.	79
Fig. 5.16	Mercurio en Fundente.	80
Fig. 5.17	Contraste del Comportamiento de Hg en Ac. Producto vs Insumos Fundición, PLG1.	80
Fig. 5.18	Contraste del Comportamiento de Hg en Ac. Producto vs Insumos Fundición, PLG2.	81
Fig. 5.19	Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG1 vs Mn a.p. PLG1.	87
Fig. 5.20	Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG1 vs materia orgánica a.p. PLG1.	88
Fig. 5.21	Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG1 vs cromo a.p. PLG1.	89
Fig. 5.22	Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG2 vs turbiedad a.p. PLG2.	90
Fig. 6.1	Modelos lineales Hg a.p. PLG1, coeficientes de correlación.	106
Fig. 6.2	Modelos lineales Hg a.p. PLG2, coeficientes de correlación.	113
Fig. 6.3	Datos Hg a.p. PLG1 vs modelo 1.1NL.	118
Fig. 6.4	Datos Hg a.p. PLG1 vs modelo 1.1NL, comparación de medias móviles (50 días).	118
Fig. 6.5	Datos Hg a.p. PLG1 vs modelo 1.1NL, gráfico de dispersión.	119
Fig. 6.6	Modelo 1.1NL, seq. SS.	119
Fig. 6.7	Datos Hg a.p. PLG2 vs modelo 2.1NL.	123
Fig. 6.8	Datos Hg a.p. PLG2 vs modelo 2.1NL, comparación de medias móviles (50 días).	123
Fig. 6.9	Datos Hg a.p. PLG2 vs modelo 2.1NL, gráfico de dispersión.	124
Fig. 6.10	Modelo 2.1NL, seq. SS.	124
Fig. 8.1	Balance al azufre, sistema fundición - PLG.	145
Fig. 8.2	Efecto del tiempo de soplado de los CPS en la relación Hg en ácido producto PLG2 vs Hg en ácido producto PLG1, válvula chimenea MAGA CPS entre 0 y 20%.	148
Fig. 8.3	Efecto del tiempo de soplado de los CPS en la relación Hg en ácido producto PLG2 vs Hg en ácido producto PLG1, válvula chimenea MAGA CPS entre 20 y 40%.	149

Fig. 8.4	Efecto del tiempo de soplado de los CPS en la relación Hg en ácido producto PLG2 vs Hg en ácido producto PLG1, válvula chimenea MAGA CPS entre 40 y 60%.	149
Fig. 8.5	Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm ³ /hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 0 - 20%.	153
Fig. 8.6	Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm ³ /hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 20 - 40%.	153
Fig. 8.7	Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm ³ /hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 40 - 60%.	154
Fig. 8.8	Histograma de frecuencias, Hg en ácido producto PLG1, periodo 2005 – 2006.	157
Fig. 8.9	Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - T. Lavado - T salida gas.	158
Fig. 8.10	Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - T. Enfriamiento - T salida gas.	158
Fig. 8.11	Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - Efluente - SO ₄ ²⁻ .	159
Fig. 8.12	Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - Efluente - SO ₄ ²⁻ .	159
Fig. 8.13	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren1 - t. enfriamiento - temperatura gas de salida.	164
Fig. 8.14	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - torre vacía - temperatura gas de salida.	164
Fig. 8.15	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - t. enfriamiento - temperatura gas de salida.	164
Fig. 8.16	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren1 - torre vacía - nivel.	165
Fig. 8.17	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - torre vacía - nivel.	165
Fig. 8.18	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 – tren1 - torre vacía – temperatura gases de salida.	165
Fig. 8.19	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren1 - venturi scrubber - temperatura ácido.	166
Fig. 8.20	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - venturi scrubber - temperatura ácido.	166
Fig. 8.21	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - efluente ácido débil - concentración de sulfato.	167

Fig. 8.22	Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - efluente ácido débil - concentración de sulfato.	168
Fig. 8.23	Efectos de la concentración de sulfato en ácido de lavado PLG2, en la concentración de mercurio en ácido producto.	171
Fig. 8.24	Efectos de la concentración de sulfato en ácido de lavado PLG2, en la concentración de mercurio en ácido producto.	172
Fig. 9.1	Diagrama proceso Boliden Norzink	191
Fig. 9.2	Integración del proceso Boliden Norzink en la planta de ácido.	191
Fig. 9.3	Distribución de costos anuales de operación y mantención. Planta Boliden Norzink. Factores obtenidos de bibliografía (Peters & Timmerhaus).	204
Fig. 9.4	Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta	205
Fig. 9.5	Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta. La zona achurada es el rango de valores obtenido mediante factores D.Garrett.	207
Fig. 9.6	Total capital de inversión, planta Boliden Norzink.	208
Fig. 9.7	Total Costo de operación y mantención, planta Boliden Norzink.	209
Fig. 9.8	Total costo anual, incluido recuperación de capital (10 años), planta Boliden Norzink.	209
Fig. 9.9	Diagrama de flujo simplificado, proceso MRT.	215
Fig. 9.10	Distribución de costos anuales de operación y mantención, planta MRT. Factores obtenidos de bibliografía (Peters & Timmerhaus).	225
Fig. 9.11	Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta.	226
Fig. 9.12	Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta. La zona achurada es el rango de valores obtenido mediante factores D.Garrett.	229
Fig. 9.13	Total capital de inversión, planta MRT.	230
Fig. 9.14	Total costos de operación y mantención, planta MRT.	231
Fig. 9.15	Total costo anual, incluido recuperación de capital, planta MRT.	231
Fig. 9.16	Total costo anual vs vida de operación en base a factores Peters & Timmerhaus.	234
Fig. 9.17	Total costo anual vs vida de operación en base a factores D.Garrett.	235
Fig. 9.18	Comparación de capital total de inversión, utilizando factores Peters & Timmerhaus.	236
Fig. 9.19	Comparación de costos de operación y mantención, utilizando factores Peters & Timmerhaus.	237
Fig. 9.20	Comparación de costo anual total, incluido recuperación de capital (10 años), utilizando factores Peters & Timmerhaus.	237

Fig. 9.21	Comparación de capital total de inversión, utilizando factores D.Garrett.	238
Fig. 9.22	Comparación de costo anual de O&M, utilizando factores D.Garrett.	239
Fig. 9.23	Comparación de costo anual total, utilizando factores D.Garrett.	239
Fig. 9.24	Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos de O&M. factores utilizados: Peters & Timmerhaus.	241
Fig. 9.25	Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos de O&M. Factores utilizados: Peters & Timmerhaus.	242
Fig. 9.26	Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos anuales, incluido recuperación de capital (10 años). Factores utilizados: Peters & Timmerhaus.	243
Fig. 9.27	Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos anuales, incluido recuperación de capital (10 años). Factores utilizados: Peters & Timmerhaus.	244

Lista de tablas

Tabla 1.1	Norma de calidad del ácido sulfúrico de Codelco Chile.	2
Tabla 1.2	Mercurio en ácido producto, fundición Caletones.	2
Tabla 2.1	Composición del concentrado de cobre de El Teniente.	13
Tabla 2.2	Composición elemental, polvos fundición.	18
Tabla 2.3	Calidad del ácido producto, PLG1.	27
Tabla 2.4	Calidad del ácido producto, PLG2.	34
Tabla 3.1	Puntos de fusión y ebullición de algunos compuestos de mercurio.	38
Tabla 3.2	Solubilidad de algunos compuestos de mercurio en distintos solventes.	39
Tabla 3.3	Solubilidad de algunos compuestos de mercurio en distintos solventes.	41
Tabla 4.1	Disponibilidad de datos de contenido de mercurio en corrientes de proceso.	46
Tabla 4.2	Consideraciones para contraste de hipótesis.	51
Tabla 4.3	Resumen de Resultados.	58
Tabla 4.4	Comentarios.	59
Tabla 5.1	Hg a. p. PLG1, Periodos de comportamiento definido dentro del periodo 2000 a 2007.	67
Tabla 5.2	Reparaciones generales, PLG1.	68
Tabla 5.3	Hg a. p. PLG2, Periodos de comportamiento definido dentro del periodo 2000 a 2007.	71
Tabla 5.4	Reparaciones generales, PLG2.	72
Tabla 5.5	Comparación de concentraciones promedio anuales, Hg a.p. PLG1 y 2.	76
Tabla 5.6	Resultados análisis de datos diarios. Variables que sufrieron cambios de comportamiento estructural en fechas asociadas a cambios del comportamiento estructural del Hg a.p.	84
Tabla 5.7	Resultados análisis de datos mensuales. Variables que sufrieron cambios de comportamiento estructural en fechas asociadas a cambios del comportamiento estructural del Hg a.p.	85
Tabla 6.1	Distribución de variables modelos Hg a.p. PLG1.	96
Tabla 6.2	Distribución de variables modelos Hg a.p. PLG2.	97
Tabla 6.3	Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG1.	101
Tabla 6.4	Tabla 6.4. Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG1.	102
Tabla 6.5	Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG1 sin variables eléctricas.	103
Tabla 6.6	Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG1 sin variables eléctricas.	104

Tabla 6.7	Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG1 sin variables eléctricas.	105
Tabla 6.8	Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG2.	108
Tabla 6.9	Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG2.	109
Tabla 6.10	Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG2 sin variables eléctricas.	110
Tabla 6.11	Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG2 sin variables eléctricas.	111
Tabla 6.12	Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG2.	112
Tabla 6.13	Variables principales seleccionadas de los modelos lineales Hg a.p. PLG1.	116
Tabla 6.14	Términos de mayor influencia, modelo 1.1NL.	117
Tabla 6.15	Comparación entre modelos 1L y 1.1NL.	120
Tabla 6.16	Variables principales seleccionadas de los modelos lineales Hg a.p. PLG2.	121
Tabla 6.17	Términos de mayor influencia, modelo 2.1NL.	122
Tabla 7.1	Resultados análisis de muestras concentrado de cobre y fundente.	130
Tabla 7.2	Resultados análisis de muestras de polvos de fundición.	131
Tabla 7.3	Resultados análisis de muestras, zona de limpieza PLG1.	133
Tabla 7.4	Resultados análisis de muestras, zona de limpieza PLG2.	135
Tabla 7.5	Resultados análisis de muestras, zona de limpieza PLG2.	135
Tabla 7.6	Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG1.	136
Tabla 7.7	Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG1.	137
Tabla 7.8	Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG2.	137
Tabla 7.9	Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG2.	138
Tabla 7.10	Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG2.	138
Tabla 8.1	Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm ³ /hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 0 - 20%.	151
Tabla 8.2	Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm ³ /hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 20 - 40%.	152
Tabla 8.3	Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm ³ /hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 40 - 60%.	152
Tabla 8.4	Análisis Zona de limpieza PLG1, variables a estudiar.	157
Tabla 8.5	Variables principales, modelo 2.1NL.	161
Tabla 8.6	Variables principales, modelo 2.1NL, zona de limpieza PLG2.	162
Tabla 8.7	Resultados de Isocinéticos realizados en PES JOY1 y PES MILJO 1 y 2.	174

Tabla 9.1	Requerimientos para cubrir costos de operación y mantención, proceso Boliden Norzink.	210
Tabla 9.2	Requerimientos para cubrir costo anual incluido recuperación de capital, proceso Boliden Norzink.	211
Tabla 9.3	Requerimientos para cubrir costos de operación y mantención, proceso MRT.	231
Tabla 9.4	Requerimientos para cubrir costo anual incluido recuperación de capital, proceso MRT.	233

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

El ácido sulfúrico es uno de los productos químicos más importantes en el mundo con un consumo de cerca de 150 mill toneladas por año [1.1]. Se utiliza en la producción de ácido fosfórico¹ para la producción de fertilizantes, tratamiento de aguas, producción de dióxido de titanio, compuestos orgánicos e inorgánicos y en minería, entre otros.

El ácido sulfúrico puede ser producido a partir de azufre elemental, pirita y minerales sulfurados, entre otros. Para la mayoría de los casos el proceso consiste en oxidar a alta temperatura y en presencia de oxígeno el mineral, (azufre o sulfuros metálicos p.ej.) produciendo SO₂, el cual mediante un catalizador es transformado en SO₃. Este último reacciona con agua para formar H₂SO₄.

Hasta el año 2004 la comercialización de ácido producido en plantas de ácido sulfúrico de Codelco se ha dirigido a la industria minera nacional. La calidad de este ácido se basaba solo en la concentración de H₂SO₄ (mínima de 94%). A partir de 2005, surge la necesidad de comercializar ácido al mercado de exportación (fertilizantes, industria química), aumentando las exigencias de calidad de ácido. En este nuevo escenario surge la Norma Codelco de comercialización que define los parámetros de calidad de ácido sulfúrico (tabla 1.1).

[1.1] Improving the Quality of Smelter Acid: The Example of Norddeutsche Affinerie's "Premium Quality" Adalbert Lossin, Hans-Joachim Windhager Norddeutsche Affinerie Aktiengesellschaft Hovestrasse 50, D-20539 Hamburg Germany.

¹ La industria del ácido fosfórico (48% de la demanda mundial de ácido sulfúrico). .G. Davenport, Sulfuric Acid Manufacture, 2006, p13

Especie	Concentración	
	Máxima	
As	1 mg/kg	
Fe	30 mg/kg	
Pb	0,5 mg/kg	
Hg	1 mg/kg	
Cd	0,1 mg/kg	
Ni	3 mg/kg	
Cr	1 mg/kg	
H ₂ SO ₄	98 %	Típica
Turbidez	20/30 NTU	Típica

Fuente: “Mejoramiento de la Calidad del Acido Sulfúrico”, Subgerencia de Ventas de Acido Sulfúrico, Subgerencia de Operaciones Comerciales Casa Matriz, Codelco Chile, Noviembre de 2006.

Tabla 1.1. Norma de calidad del ácido sulfúrico de Codelco Chile.

Con respecto al contenido de Hg, se establece un máximo de 1 mg/kg. En la división El Teniente, esta especificación se cumple solo para el 28% de la producción actual.

La fundición Caletones de la división El Teniente, dispone de dos plantas de ácido sulfúrico que producen cerca de 3.273 ton/día de ácido a partir de gases de fundición.

Planta	Acido Producto [Ton/día]*	Hg [mg/kg]*	Flujo Hg [kg/día]
PLG1	1.260	3,6	4,5
PLG2	2.013	1,3	2,6
Total	3.273		7,2

Fuente: SIOF, USPP

*Promedios diarios 2005 - 2006

Tabla 1.2. Mercurio en ácido producto, fundición Caletones.

La Planta de Limpieza de Gases N°1 (PLG1), los últimos dos años, solo el 3% de los días de operación ha producido ácido con menos de 1 ppm de mercurio. Con respecto a la PLG2 la cifra es de 44%.

Se ha definido, en una primera aproximación a la solución del problema, el estudio de alternativas de remoción de mercurio, que impliquen el tratamiento de una cantidad equivalente al 100% de la producción de la PLG1, para la obtención de un ácido con un contenido de mercurio inferior a 1 mg/kg.

1.1 Objetivos y Antecedentes

Los objetivos establecidos en el presente trabajo de tesis son los siguientes: 1. Analizar los factores principales que afectan el comportamiento del mercurio en el ácido producto de la fundición Caletones y 2., estudiar y proponer alternativas de remoción de mercurio vía mejoramiento del proceso existente o mediante instalación de procesos de limpieza adicionales disponibles en el mercado para lograr el cumplimiento de la norma de calidad del ácido de Codelco.

Por lo anterior el presente trabajo tiene carácter casi netamente investigativo, aunque existen algunos elementos de desarrollo (análisis multivariante).

Existen dos elementos básicos en la investigación: recopilación de información y trabajo analítico, los cuales tienen como objetivo la generación de un diagnóstico del comportamiento del mercurio en la fundición Caletones (en adelante “fundición Caletones” hace referencia a la fundición propiamente tal y plantas anexas, incluida las plantas de ácido) y, la generación de propuestas de mejoramiento de la calidad del ácido producto con respecto al mercurio.

1.2 Contenido del Trabajo de Investigación

Una vez establecida la disponibilidad de datos de proceso y considerando estudios previos realizados con respecto al mercurio en la fundición Caletones (*Ver “Análisis del Comportamiento del Mercurio en la Fundición Caletones y en Planta de Tratamiento de Gases” Miguel Herrera M., Enrique Castro B., Félix de la Fuente E., Instituto de Innovación en Minería y Metalurgia, IM2, 1 de Mayo del 2006*). Se estableció la siguiente pauta de

investigación:

- i. Diagnóstico:** implicó la recopilación de información de proceso, estudio de la físico - química del mercurio, análisis de series de tiempo, análisis multivariante, análisis de muestras y balances de masa.

- ii. Solución:** implicó el estudio del control del mercurio mediante mejoramiento del proceso existente y el control del mercurio mediante la instalación de procesos de limpieza adicionales.

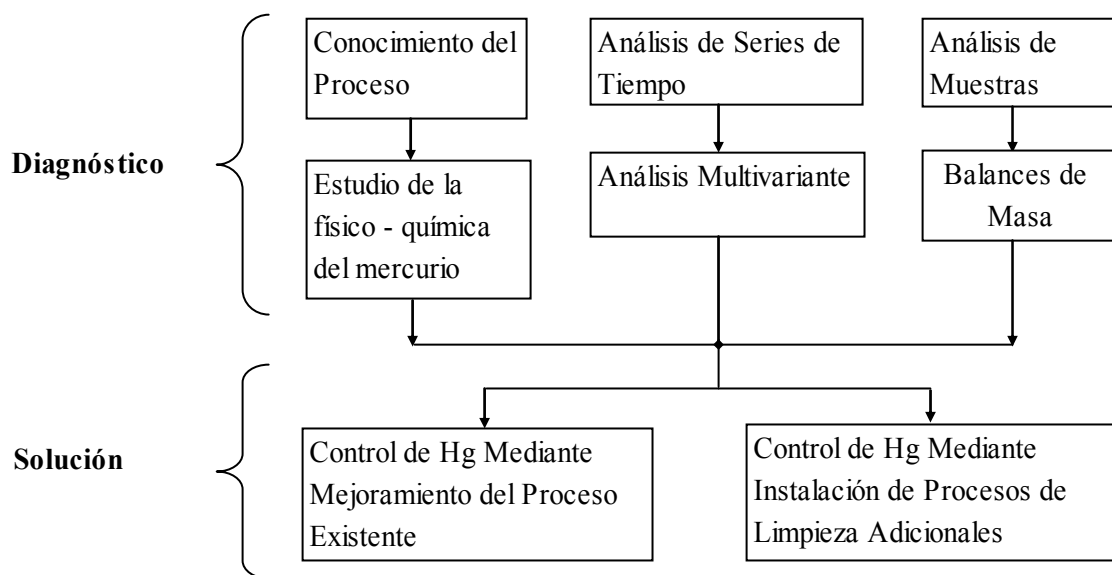


Fig. 1.1. Procedimiento de Investigación.

Conocimiento del proceso: implicó el estudio de parámetros nominales y reales del proceso, además de su historial desde 1999 (puesta en servicio de la PLG1).

Estudio de la físico - química del proceso: circunscrito a los parámetros de proceso de la planta, se estudió el comportamiento de los posibles compuestos de mercurio presentes en el circuito.

Análisis de series de tiempo: el estudio de las series temporales de mercurio en el ácido producto de ambas plantas desde 1999, contrastado con hitos operacionales tales como cambios de origen de insumos de fundición tales como fundente y concentrado de cobre, entregan importante información para aceptar o rechazar hipótesis.

Análisis multivariante: básicamente tiene dos objetivos principales; 1. establecer los factores principales que gobiernan el comportamiento del mercurio en la fundición y 2. entregar información útil para el estudio de control del Hg mediante el mejoramiento del proceso existente.

Control de Hg mediante mejoramiento del proceso existente: mediante análisis estadístico (análisis multivariante) junto con el estudio de la físico - química del mercurio es posible establecer variables operacionales críticas en el comportamiento del mercurio en las corrientes de proceso de la fundición. El objetivo de este ejercicio es establecer el “posible” impacto cuantitativo de estas variables en el comportamiento del mercurio en el ácido producto. El impacto real de estas variables en la calidad del ácido (con respecto al Hg) se puede cuantificar mediante experimentos de laboratorio y/o experiencias a nivel de planta. Ambos estudios no se incluyen en el presente trabajo.

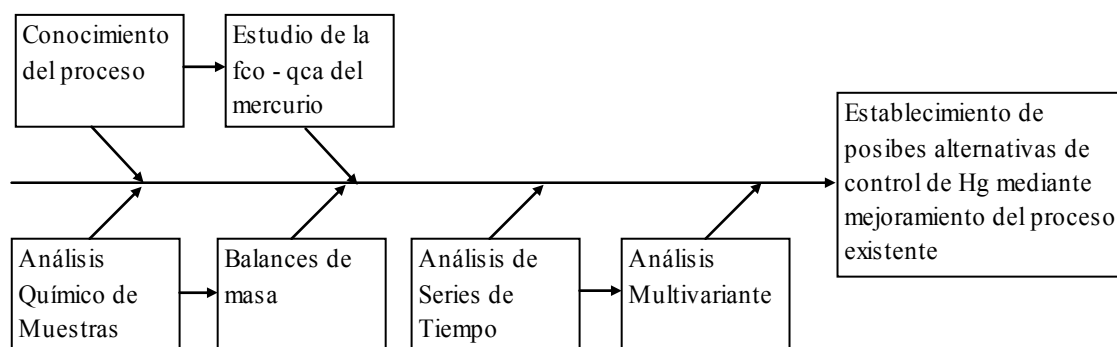


Fig. 1.2. Procedimiento para el establecimiento de posibles alternativas de control de Hg mediante el mejoramiento del proceso existente.

Control de Hg mediante Instalación de Procesos de Limpieza Adicionales: una vez establecido el comportamiento del mercurio en la fundición, se estudia la posibilidad de

instalar procesos de remoción adicionales. En la presente investigación se estudian las alternativas de remoción presentes en el mercado y luego se realiza una evaluación económica de orden de magnitud para dos tecnologías de remoción de mercurio.

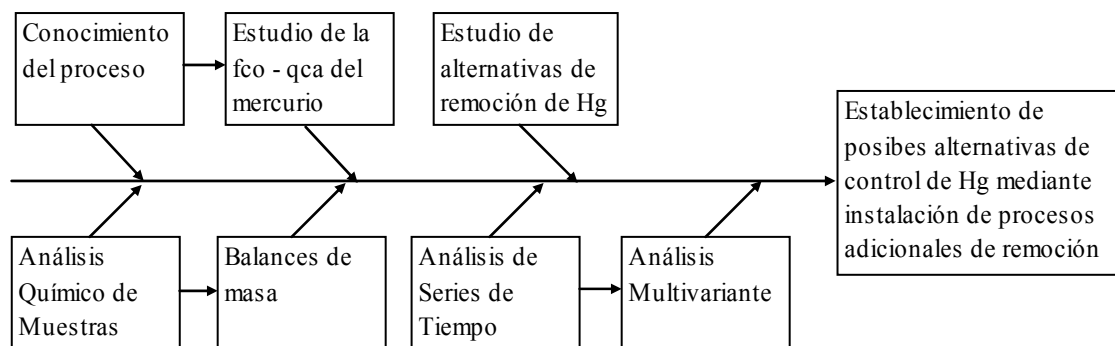


Fig. 1.3 Procedimiento para el establecimiento de posibles alternativas de control de Hg mediante instalación de procesos adicionales de remoción.

1.3 Contenido de la Tesis

La tesis se ordena de la siguiente forma:

En el Capítulo 2 se describe en forma resumida el proceso de El Teniente.

En el Capítulo 3 se describe la físico - química de los compuestos de mercurio a condiciones de operación de los procesos de El Teniente.

En el Capítulo 4 se realizan balances de masa al mercurio en el sistema Fundición - Plantas de Limpieza de Gases.

En el Capítulo 5 se realiza un análisis de series de tiempo del mercurio en el ácido producto.

En el Capítulo 6 se establecen los factores principales que gobiernan el comportamiento del mercurio en el ácido producto.

En el Capítulo 7 se muestran los resultados de análisis de muestras de proceso.

En el Capítulo 8 se determinan posibles alternativas para el control de mercurio mediante mejoras al proceso existente.

En el Capítulo 9 se estudian alternativas de remoción de mercurio mediante instalación de procesos de limpieza adicionales.

En el Capítulo 10 se indican las principales conclusiones y recomendaciones.

1.4 Dificultades Asociadas al Trabajo de Investigación

Las principales dificultades en el desarrollo de la investigación tuvieron relación con los siguientes puntos:

- Bases de datos (históricos de El Teniente) con datos erróneos (datos contradictorios entre bases de datos PI y USPP), tales como concentración de sulfato en efluente PLG2.
- Valores de mediciones en línea erróneos tales como flujo de gas metalúrgico desde CT1 y flujo de agua SONIC CT1 (sistema de enfriamiento evaporativo).
- Falta de registro histórico de variables operacionales tales como concentración de SO₂ en ducto de gases MAGA CPS, flujo de gas desde CPS, flujo de efluentes desde plantas de limpieza de gases y flujo de agua de inyección en zona de limpieza de ambas PLG entre otros.
- Desconocimiento por parte de personal de Codelco del status físico de los precipitadores electrostáticos secos (PES) (historial de mantenimiento).
- Imposibilidad de obtención de datos representativos de concentración de mercurio en polvos de fundición (tiempo circunscrito a la investigación).

La detección de posibles errores en los datos se basó en la comparación entre distintas fuentes, comparación con datos nominales e información entregada por personal de Codelco. Algunas mediciones no disponibles se estimaron de forma indirecta tales como flujo de azufre desde CPS.

Sumario

A partir de 2005, surge la necesidad de comercializar ácido sulfúrico al mercado de exportación (fertilizantes, industria química), aumentando las exigencias de calidad de ácido en Codelco. Entre las exigencias de calidad se establece un máximo de 1 mg/kg de mercurio en el ácido sulfúrico. Solo el 28% de la producción anual de las plantas de ácido de El Teniente cumple con esta especificación.

El presente trabajo de tesis tiene como objetivo determinar el comportamiento del mercurio en el sistema fundición - plantas de limpieza de gases y estudiar posibles alternativas de remediación que impliquen el tratamiento de una cantidad equivalente al 100% de la producción de la PLG1, para la obtención de un ácido con un contenido de mercurio inferior a 1 mg/kg.

Lo anterior fue abordado mediante el estudio de la físico - química del mercurio, el análisis de series de tiempo, análisis multivariante, análisis de muestras, balances de masa, estudio del control del mercurio mediante mejoramiento del proceso existente y el control del mercurio mediante la instalación de procesos de limpieza adicionales.

Las principales dificultades asociados al trabajo de tesis tuvieron que ver con el grado de incertidumbre de datos históricos (bases de datos USPP y SIOF) y falta de registros históricos de variables críticas, entre otros.

CAPÍTULO 2

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1 Antecedentes Generales División El Teniente

El mineral de cobre de “El Teniente” es la mina de cobre subterránea más grande del mundo. Se encuentra ubicada a 2.100 m sobre el nivel del mar, a 80 km al sudeste de Santiago y a 44 km al este de Rancagua.

El yacimiento recibe su nombre de un teniente fugitivo que, en 1760, lo redescubrió cuando intentaba pasar hacia Argentina. Este yacimiento era ya explotado primitivamente desde tiempos prehispánicos por indígenas de la zona en el siglo XVI.

La explotación del mineral a nivel industrial comenzó a principios del siglo XX, cuando el italiano Marcos Chiapponi, por encargo de los dueños de entonces, inició la búsqueda de capitalistas extranjeros interesados en comprar el mineral. Tras fracasar en su intento por atraer capitales europeos, Chiapponi le escribió a Williams Braden, un norteamericano que buscaba oportunidades mineras en Bolivia. En 1904 se constituye la Sociedad “The Rancagua Mines”, que ese mismo año pasó a llamarse “Braden Copper Company”.

El camino de acceso a la mina estuvo listo en 1905. El mismo año comienza la producción operando solo en primavera y verano debido a factores climáticos. La compañía pasa a ser subsidiaria de Kennecott Corporation, recibiendo un gran impulso. Hasta 1906, la industria entregó solo “cobre mate”; una roca húmeda, más o menos molida y sin fundir. Este año se empezó a construir la fundición y El Teniente exportó su primer mineral obtenido industrialmente.

En 1909 William Braden vende el yacimiento a la Guggenheim Exploration Company. El ferrocarril se termina de construir en 1911.

En abril de 1967 el Estado de Chile adquirió el 51% de las acciones de El Teniente constituyéndose la “Sociedad Mineral El Teniente”, iniciándose un plan de expansión para aumentar la capacidad de producción de 163.000 Ton/año a 254.000 Ton/año.

En Julio de 1971 se aprobó la nacionalización de la Gran Minería, pasando El Teniente a manos del Estado, siendo administrada como empresa privada.

En Enero de 1976 se crea la Corporación Nacional del Cobre de Chile (CODELCO - Chile) y El Teniente pasa a formar parte de dicha corporación.

Líneas de Producción

Actualmente existen ocho líneas de producción. Estas son las siguientes:

1. **Extracción:** el mineral de cobre (sulfuro) se explota de manera subterránea, a través del método de hundimiento de bloques. El material hundido es conducido desde el nivel de producción hasta el nivel de transporte principal, a través de galerías y piques de traspaso.
2. **Chancado:** el material obtenido se transporta a las plantas de chancado, donde es reducido de tamaño y luego transportado por correas a un acopio.
3. **Molienda:** el producto de la etapa anterior es reducido de tamaño por medio de cinco secciones de molienda conformadas por molinos de bolas, y luego es clasificado por tamaño mediante baterías de hidrociclones.
4. **Flotación:** en una primera fase (flotación colectiva) se obtiene un concentrado mixto de cobre y molibdeno. En la segunda fase (flotación diferencial) el molibdeno es separado del cobre. El concentrado de cobre es filtrado y enviado a Caletones para su fusión. El relave generado por esta etapa es tratado en la planta de retratamiento de Colón y Sewell, luego es canalizado hasta el tranque Carén, donde es depositado.
5. **Fusión:** La fusión de concentrado se realiza en hornos tipo Convertidor Teniente (CT). Las escorias generadas en los CT son tratadas en hornos de limpieza de escoria. El

producto de la fusión, es metal blanco con un contenido de cobre cercano a 73%.

6. **Conversión, Refinación y Moldeo:** en esta etapa los sulfuros de hierro se oxidan para formar escoria, luego los sulfuros de cobre se oxidan para formar cobre elemental. El producto obtenido se denomina cobre blister y contiene 98% de cobre. Este proceso se realiza en los convertidores Pierce Smith. El cobre blister es sometido a procesos de oxidación y reducción en hornos de refinación, para alcanzar una pureza de 99,7% de cobre. El producto de estos alimenta una rueda de moldeo donde se producen ánodos de cobre.
7. **Limpieza y Tratamiento de Gases:** los gases metalúrgicos producidos en los hornos CT y CPS son enviados a las plantas de limpieza de gases (PLG1 y 2) donde se fija el SO_2 para formar H_2SO_4 .
8. **Hidrometalurgia:** el cobre contenido en las aguas ácidas provenientes de la mina y los polvos provenientes de la fundición, es recuperado a través de procesos hidrometalúrgicos para formar finalmente cátodos de alta pureza.

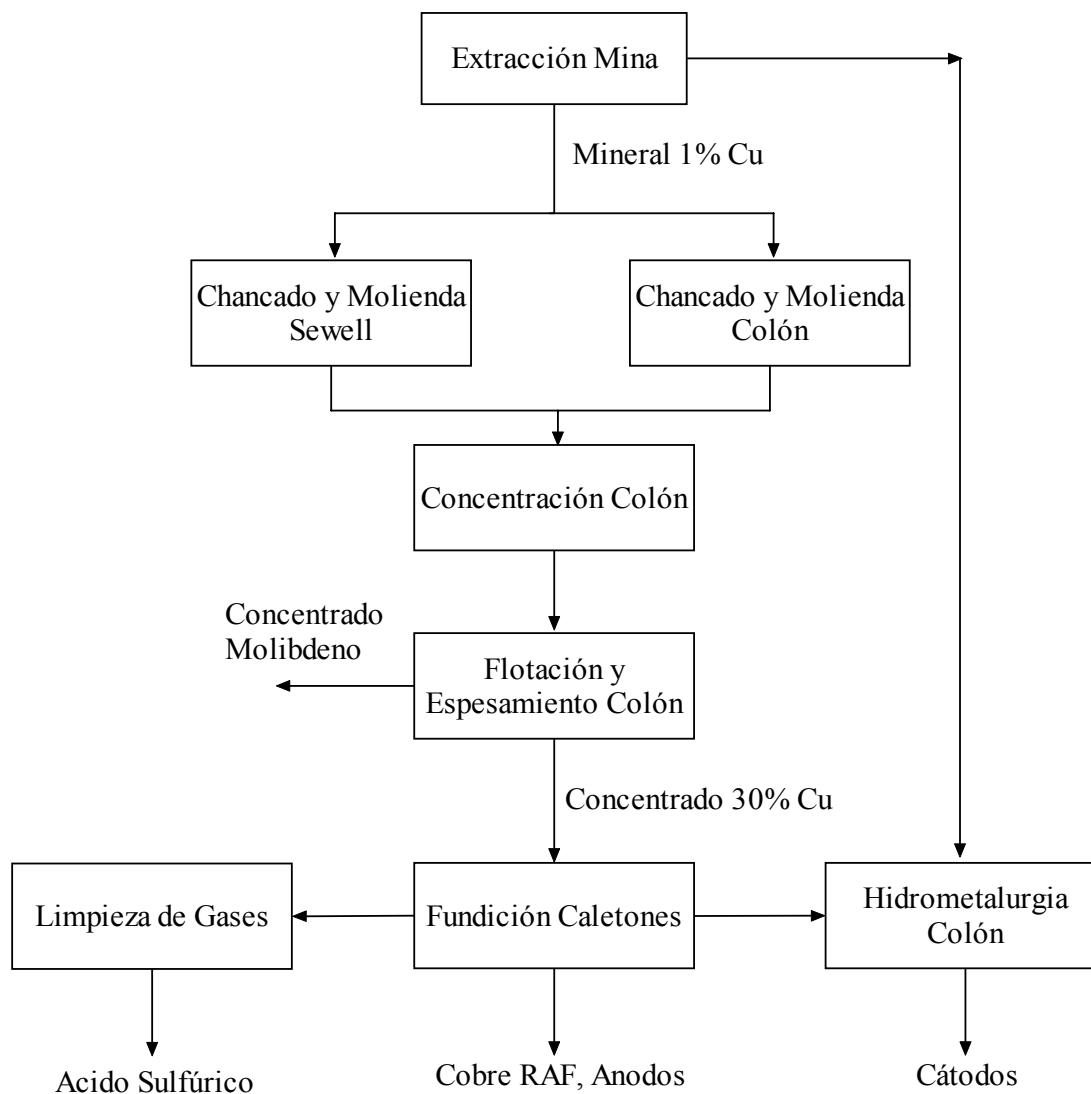


Fig 2.1. Diagrama de flujo de procesos, El Teniente.

Capacidad de Procesamiento

Desde la mina se extrae diariamente aproximadamente 131.000 ton/día de mineral de cobre 1% Cu. La Fundición Caletones, procesa diariamente aproximadamente 4.000 ton de concentrado de cobre principalmente de origen El Teniente con un contenido promedio de 30,3% de cobre. Los principales productos son: cobre refinado a fuego (99,2% Cu aprox.), ánodos de cobre (99,7% Cu aprox.) y ácido sulfúrico (98,5% H₂SO₄).

Capacidad de Producción

<u>Producto</u>	<u>Capacidad Actual</u>	<u>Capacidad Permitida</u>
Cobre refinado a fuego	440 ton/día	
Ánodos de cobre	720 ton/día	
Acido Sulfúrico	3.275 ton/día	3.900 ton/día

Concentrado de Cobre de Origen Teniente

El mineral extraído actualmente de la mina El Teniente está compuesto principalmente (en un 80% [2.1]) por calcopirita (CuFeS_2), digenita (Cu_9S_5) y pirita (FeS). Este mineral es sometido a los procesos de chancado, molienda y flotación obteniéndose un concentrado de cobre, producto rico en cobre, azufre, hierro, arsénico y plomo. Su composición (promedio 2005 - 2006) fue la siguiente:

<u>Especie</u>		
Cu	30,3	%
Fe	26,3	%
S	32,7	%
SiO_2	4,4	%
Al_2O_3	1,6	%
As	0,17	%
Sb	0,02	%
Au	0,39	gr/ton
Ag	56,7	gr/ton
Mo	0,15	%
Pb	700,5	ppm
Bi	21,4	ppm
Hg	0,09	ppm

Fuente: USPP

Tabla 2.1. Composición del concentrado de cobre de El Teniente.

[2.1] <http://cabieta.uchile.cl/revista/10/articulos/articulo5.f.html>

El concentrado de cobre húmedo (H_2O , 8% [2.2]) con una granulometría entre 10 y 100 μm (20 μm D50, septiembre de 2006) obtenido del proceso de flotación es enviado a un secador de lecho fluidizado el cual reduce su contenido de agua a 0,2%. De esta forma el concentrado queda acondicionado para ser inyectado a los convertidores Teniente.

2.2 Fusión - Conversión

Existen dos equipos principales en el proceso de fusión - conversión, llevado a cabo en la fundición Caletones: convertidor Teniente y convertidor Pierce Smith. El objetivo del proceso es transformar concentrado de cobre (30% Cu) en cobre blister (99% Cu).

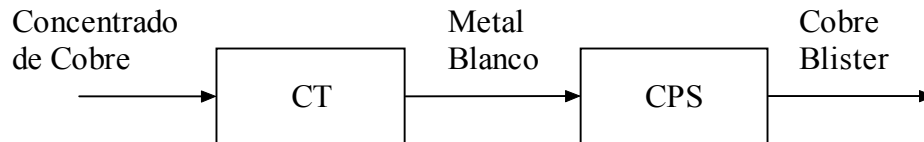


Fig. 2.2. Configuración básica, CT - CPS.

Convertidor Teniente

Concentrado seco y aire/oxígeno son inyectados mediante toberas sumergidas al convertidor Teniente. El concentrado seco se funde a alta temperatura ($1.260^{\circ}C$) y reacciona con el oxígeno presente para formar metal blanco (MB) con un contenido de 73% Cu (principalmente como Cu_2S y FeS), escoria fayalítica con un 8% Cu y 20% de magnetita (F_3O_4) y gas con un contenido de 25% SO_2 . Ambas fases (MB y escoria) se separan debido a diferencias de densidad, quedando la escoria, menos densa, sobre el metal blanco. Ambas fases son retiradas del reactor mediante sangrado.

Se adiciona sílice para controlar la composición de la escoria fayalítica (cuando no se añade sílice suficiente, la formación de magnetita es inevitable, favoreciendo el arrastre de partículas de metal blanco en la escoria, incrementando con esto las pérdidas de cobre en la escoria final, comprometiendo la recuperación global del proceso).

[2.2] Manual de Operaciones Planta de Secado Fluosólido, Documentos El Teniente, 2004, p2

El sistema es autógeno energéticamente debido a que las reacciones de oxidación elevan la temperatura de operación a niveles cercanos a los requeridos por el proceso.

El balance de calor se ajusta mediante la adición de circulantes fríos (carga fría) generados en el proceso de fundición, por el grado de enriquecimiento con O₂ del aire de soplado y por el uso del quemador sumergido (combustión mediante petróleo) [2.3].

En la fundición Caletones actualmente existen 2 convertidores Teniente en servicio.

Convertidor Pierce Smith

Al igual que el CT, el convertidor Pierce Smith es un reactor semicontinuo de burbujeo en el cual el metal blanco (75% Cu, 3% Fe, 21% S) es oxidado en dos etapas; la primera consiste en la desulfuración del sulfuro ferroso, con escorificación de hierro y la segunda, corresponde al soplado (con aire/oxígeno) para producir cobre blister (98,5 - 99,3% Cu). El proceso se lleva a cabo a temperaturas cercanas a los 1.200°C. Al igual que el CT, el CPS no requiere energía adicional para su operación debido a las reacciones de oxidación generadas en el proceso.

Los gases del proceso contienen principalmente SO₂ y se evacuan en forma continua a través de la boca del convertidor. Estos gases junto al polvo arrastrado, son colectados por campanas refrigeradas para luego ser enviados al circuito de enfriamiento y manejo de gases [2.4].

En la actualidad existen 4 CPS en la fundición Caletones, de los cuales 3 están en operación.

[2.3] Manual de Procesos Convertidor Teniente, Documentos El Teniente, 2004 p2

[2.4] Manual de Procesos Convertidor Pierce Smith, Documentos El Teniente, 2004 p3 - 5

2.3 Sistema Primario de Limpieza de Gases

En una primera etapa, los gases producidos por los CT y CPS, constituidos principalmente por una mezcla de aire, SO₂, vapores metálicos y polvo, son diluidos con aire (para enfriar y acondicionar el gas), enfriados (mediante enfriadores evaporativos o radiativos) y limpiados parcialmente (retiro de partículas sólidas mediante precipitadores electrostáticos secos). En términos sencillos, el sistema toma gases a temperaturas cercanas a 1.200°C y concentraciones de SO₂ del orden de 25% y los evacua a las plantas de ácido sulfúrico a una temperatura de 320°C y una concentración de SO₂ entre 6 y 10%.

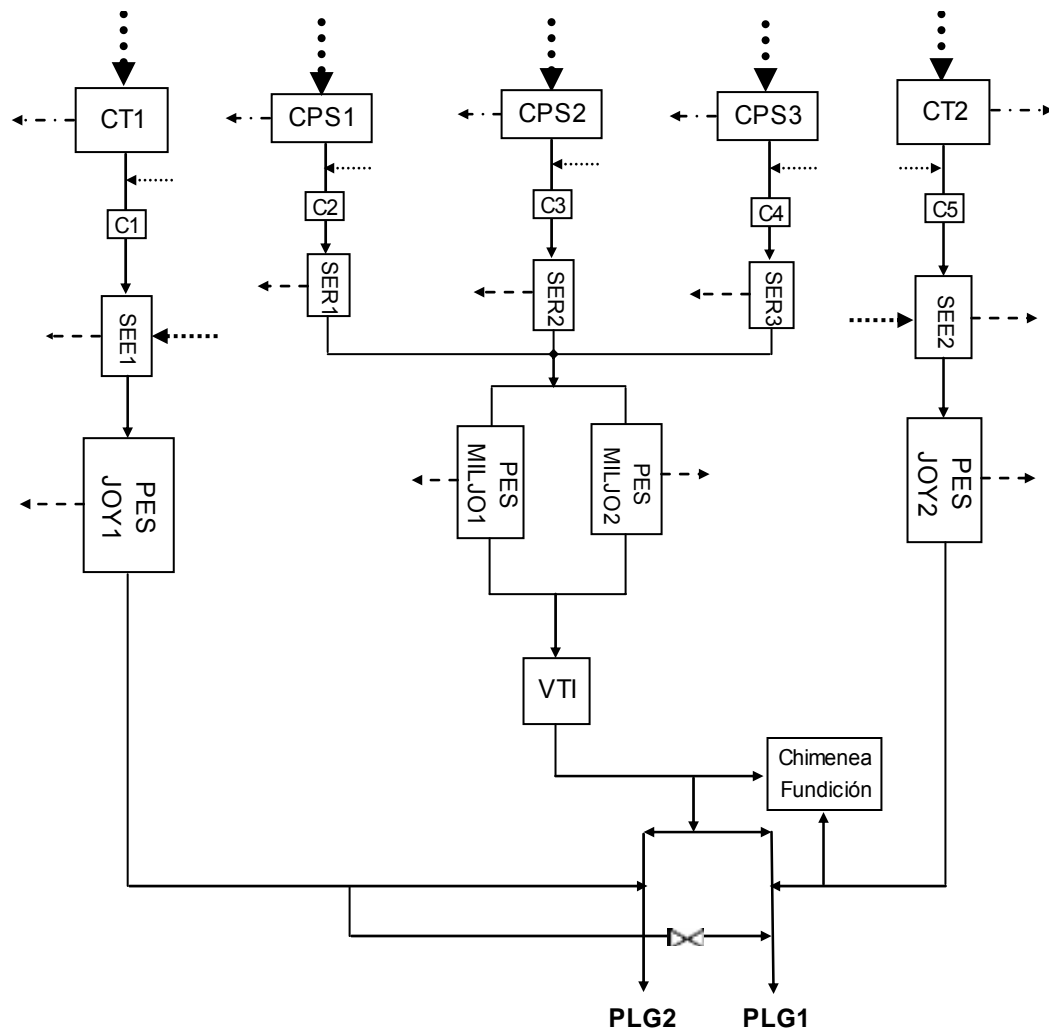


Fig. 2.3. Diagrama simplificado sistema primario de tratamiento de gases, fundición Caletones.

Simbología Fig 2.3.

••••	Sólidos y/o Mata de Cobre, Fundente, Aire/O ₂
- - - -	Escoria
.....	Aire de Dilución
————	Linea de Gases
.....	Linea de Agua
- - - -	Linea de Polvos
CT	Convertidor Teniente
CPS	Convertidor Pierce Smith
CM	Convertidor Modificado
C	Campana
SEE	Sistema de Enfriamiento Evaporativo
SER	Sistema de Enfriamiento Radiativo
PES	Precipitador Electrostático Seco
VTI	Ventilador de Tiro Inducido

Cada CT tiene un sistema independiente de tratamiento primario de gases, constituido por los siguientes equipos: campana refrigerada, sistema de enfriamiento evaporativo (mediante agua) y precipitador electrostático seco. El objetivo del sistema de enfriamiento evaporativo es enfriar el gas desde 500 - 700°C a menos de 390°C, temperatura máxima a la que puede operar el precipitador electrostático. Los PES están diseñados para colectar entre 95-97% en masa del polvo en suspensión.

Por otro lado, los gases de tres de los cuatro CPS disponen de un sistema primario de tratamiento de gases. Como se muestra en la figura 2.3, cada CPS tiene campana y sistema de enfriamiento radiativo independiente. El gas proveniente de estos últimos equipos es mezclado y enviado a dos precipitadores electrostáticos secos dispuestos en paralelo.

Manejo de Polvos de Función

Los polvos capturados por el sistema primario de tratamiento de gases son enviados a una planta de tratamiento de polvos para eliminar el arsénico presente. El lodo resultante de este proceso, rico en cobre (30% aprox.), es recirculado al sistema de convertidores.

Composición elemental polvos fundición (promedios, periodo 2005 - 2006):

Elemento	%
As	3,9
Bi	0,6
Cu	31,2
Fe	2,8
Ni	0,01
Pb	9,2
S	14
Sb	0,6

Fuente: USPP

Tabla 2.2. Composición elemental, polvos fundición.

2.4 Planta de Limpieza de Gases

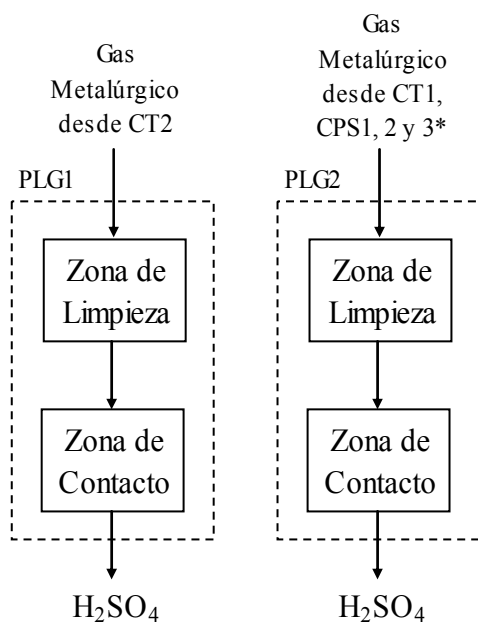
Los gases metalúrgicos provenientes del sistema primario de tratamiento de gases son enfriados (hasta cerca de 30°C) y limpiados (retirando gran parte del SO₃, polvo y vapores metálicos tales como arsénico y plomo). De esta forma, una vez que el gas se encuentra acondicionado, el SO₂ es oxidado a SO₃ mediante convertidores catalíticos y luego fijado en forma de H₂SO₄ mediante torres de absorción.

La fundición Caletones cuenta con dos plantas de ácido sulfúrico; la planta de limpieza de gases N°1 (PLG1), de tecnología Mitsubishi, inició sus operaciones en 1998. Tiene una capacidad de tratamiento nominal de 154.000 Nm³/hr y una producción de 1.500 ton/día de H₂SO₄ (como H₂SO₄ 100%). Por otro lado, la PLG2 entró en servicio el año 2000, tiene una capacidad nominal de 280.000 Nm³/hr y 2.350 ton/día de H₂SO₄ (como H₂SO₄ 100%). Ambas plantas son de contacto único.

Los efluentes generados por ambas plantas son tratados por dos plantas de tratamiento de efluentes. Estas plantas neutralizan el efluente, y remueven y estabilizan el arsénico contenido en este.

Cada planta tiene las siguientes etapas:

- Purificación y limpieza de gases.
- Sección de contacto; donde se convierte el SO_2 en SO_3 y absorción de SO_3 .



**Operación típica: 1 CT y 2 CPS en soplado*

Fig. 2.4. Esquema simplificado, planta de limpieza de gases de Caletones.

Equipos Planta de Acido

Los principios en los que se basan los procesos de ambas plantas son los mismos, sin embargo existen diferencias con respecto al tipo de equipos utilizados, su configuración, materiales y parámetros operacionales. Los fundamentos de proceso de equipos homólogos se describen solo una vez.

2.4.1 Planta de Limpieza de Gases N°1

Zona de Limpieza

La zona de limpieza de la PLG1 incluye los siguientes equipos: torre de lavado (torre vacía), venturi scrubber, torre de enfriamiento por contacto, precipitadores electrostáticos húmedos (PEH) y stripper ácido diluido, entre otros.

El siguiente diagrama describe la ruta que sigue el gas a través de la zona de limpieza de la PLG1.

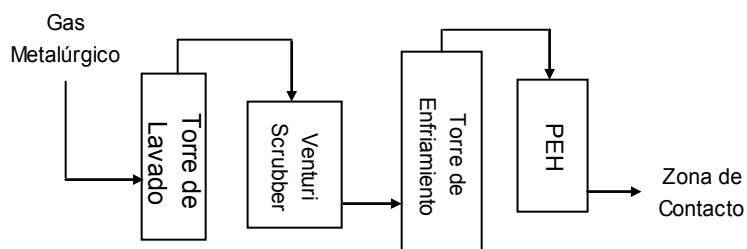


Fig. 2.5. Zona de limpieza PLG1: circuito de gas metalúrgico.

Zona de Limpieza PLG1: Circuito de Gas, Líquidos y Equipos Anexos.

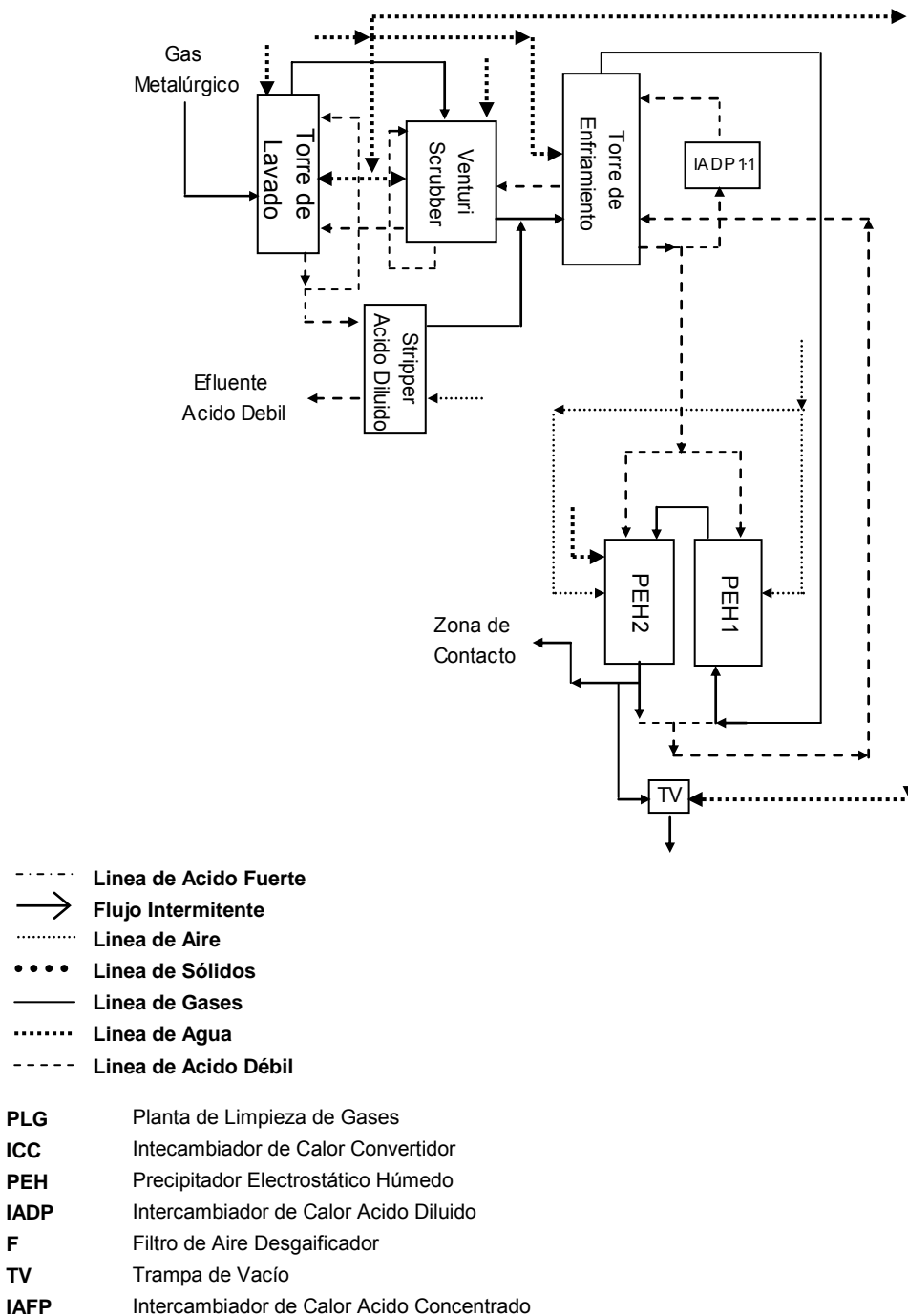


Fig 2.6. Zona de limpieza PLG1: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.

Torre de Lavado

En este equipo el gas metalúrgico es enfriado hasta 60°C mediante la inyección de agua, la cual se evapora saturando el gas. El SO₃ presente al entrar en contacto con agua se transforma en H₂SO₄. Parte del H₂SO₄ se disuelve en el líquido de lavado, el resto continúa en la fase gas en forma de neblina ácida. El enfriamiento y el tiempo de residencia propician la condensación de vapores tales como compuestos de arsénico y fluor. También en esta etapa algo de polvo es arrastrado hacia la fase líquida (debido al aumento de masa de las partículas, consecuencia del contacto con agua).

Venturi Scrubber

Boquillas en la parte superior del venturi scrubber inyectan líquido de lavado (ácido diluido) aumentando la masa de las partículas presentes en el gas. En la garganta del venturi (zona en que se estrecha el diámetro del equipo) se genera un aumento de la velocidad de las partículas, las cuales, por inercia, impactan las paredes del equipo, siendo arrastradas por el líquido de lavado, parte del cual es retornado a las boquillas de inyección tanto de la torre de lavado como el venturi scrubber. Parte del ácido débil de recirculación es purgado para ser tratado en la planta de tratamiento de efluentes.

Stripper Acido Diluido

El ácido diluido purgado desde la zona de limpieza es sometido a stripping con aire en contracorriente para retirar el SO₂ presente en la solución. La mezcla aire/SO₂ es retornada al proceso. El ácido débil “limpio de SO₂” es descargado hacia la planta de tratamiento de efluentes.

Torre de Enfriamiento por Contacto

El gas metalúrgico saturado con agua es enfriado con agua en contra corriente en una torre de

relleno plástico. La temperatura de salida del gas es de cerca de 27°C. Debido a esta baja de temperatura, una parte del agua presente en el gas, condensa. En esta etapa también parte del arsénico y neblina ácida pasan a la fase líquida. El calor sensible retenido por el agua de enfriamiento es retirado mediante intercambiadores de calor de placas.

Precipitadotes Electrostáticos Húmedos

Las partículas más pequeñas de polvo y neblina ácida no retenidas en los pasos anteriores son removidas mediante la inducción de un campo eléctrico de alto voltaje, el cual carga las partículas e induce su movimiento en dirección del campo eléctrico para finalmente impactar contra una superficie colectora la cual es lavada con agua. El efluente generado en esta etapa es enviado a la planta de tratamiento de efluentes.

Zona de Contacto

La zona de contacto de la PLG1 incluye los siguientes equipos; torre de secado, convertidor catalítico, torre de absorción y cross flow stripper, entre otros (fig. 2.7.).

El gas de salida de los PEH contiene vapor de agua. Este vapor de agua debe ser retirado del gas para no producir problemas de corrosión por generación de H_2SO_4 en el convertidor catalítico. Por otro lado el ácido sulfúrico producido por la absorción de SO_3 en agua en la torre de absorción no debe exceder 98,5% debido a que a una concentración mayor se genera neblina ácida la cual podría escapar a la atmósfera. Mantener el balance de agua es de vital importancia en una planta de ácido. El rendimiento óptimo implica que no debiera adicionarse agua extra al proceso. En este sentido es de gran importancia el control de la temperatura del gas a la salida de la torre de enfriamiento por contacto.

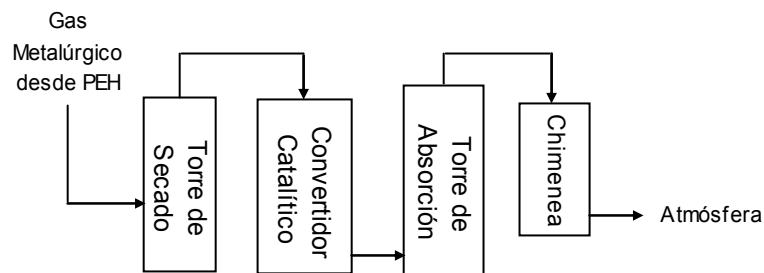


Fig. 2.7. Zona de contacto PLG1: circuito de gas metalúrgico.

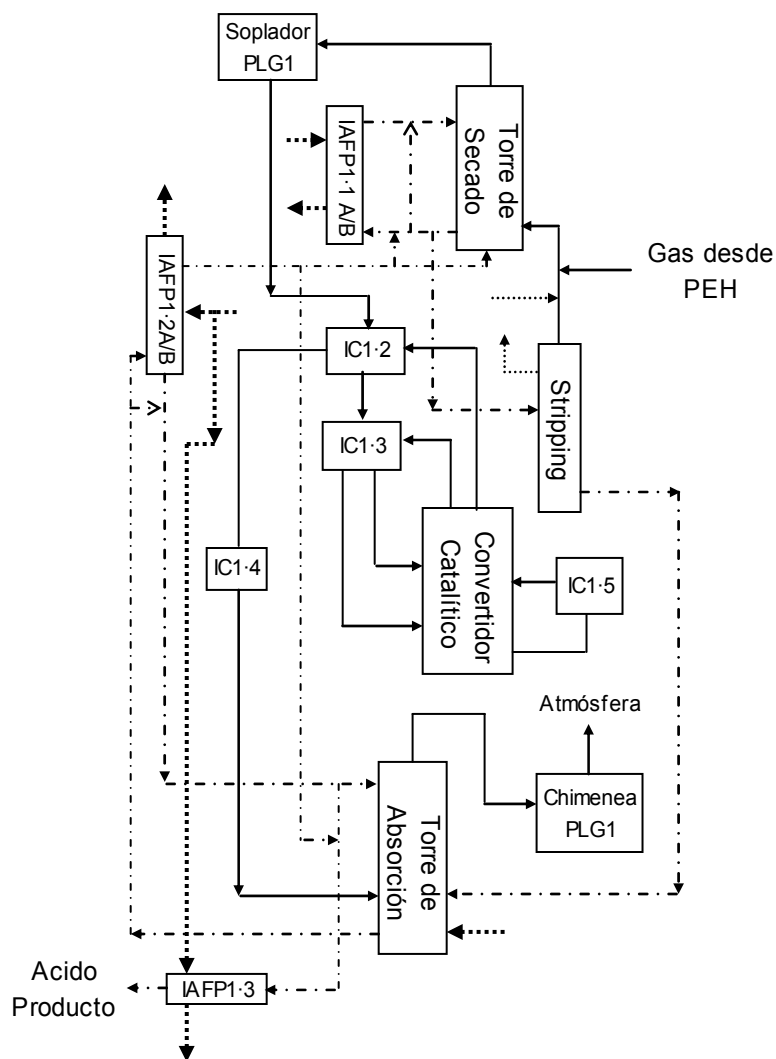


Fig. 2.8. Zona de contacto PLG1: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.

Simbología Fig. 2.8.

---	Linea de Acido Fuerte
→	Flujo Intermitente
.....	Linea de Aire
••••	Linea de Sólidos
—	Linea de Gases
.....	Linea de Agua
-----	Linea de Acido Débil

PLG	Planta de Limpieza de Gases
ICC	Intercambiador de Calor Convertidor
PEH	Precipitador Electrostático Húmedo
IADP	Intercambiador de Calor Acido Diluido
F	Filtro de Aire Desgaificador
TV	Trampa de Vacío
IAFP	Intercambiador de Calor Acido Concentrado

Torre de Secado

La humedad contenida en el gas proveniente de los PEH es removida mediante absorción en ácido sulfúrico concentrado (96%). El equipo donde ocurre este fenómeno es una torre de absorción de relleno cerámico en donde el ácido concentrado circula en contracorriente con la corriente gaseosa.

A la salida de la torre de secado se encuentra el soplador principal. Su ubicación se debe a que las características del gas en este punto es menos corrosivo que en etapas previas.

Convertidor Catalítico

La conversión de SO_2 a SO_3 ocurre en presencia de pentóxido de vanadio (V_2O_5) a una temperatura sobre 400°C . La energía generada por la reacción es utilizada para precalentar el gas de alimentación. La eficiencia disminuye a temperaturas excesivamente altas (sobre 550°C) haciendo que se inhíba la generación de SO_3 y aumenten los peligros de daño de los materiales de construcción del convertidor.

Torre de Absorción

El SO_3 proveniente del convertidor catalítico reacciona con agua presente en la solución de irrigación de la torre de absorción que es de 98,5% H_2SO_4 para formar H_2SO_4 . De esta forma la concentración de ácido en la torre puede llegar hasta 99%. Esta concentración es disminuida mediante mezclamiento con ácido proveniente del cross flow stripper o mediante la adición de agua.

Cross Flow Stripper

El SO_2 contenido en el ácido sulfúrico (96%) proveniente de la torre de secado es removido mediante stripping con aire en contra corriente en una torre de relleno cerámico. El ácido resultante circula hacia la torre de absorción en donde se mezcla con la solución de recirculación de este equipo.

Acido Producto PLG1

Antes de ser despachado, el ácido proveniente de la torre de absorción es enfriado a menos de 40°C y almacenado en tanques de acero al carbono.

La calidad del ácido producto de la PLG1 el año 2006 fue la siguiente:

Especie	Promedio 2006
As	0,14 ppm
Cd	<0,01 ppm*
Cl	1 ppm
Cr	0,1 ppm
Cu	0,06 ppm
F	< 5 mg/lt*
Fe	10 ppm
Pb	0,02 ppm
Hg	3,9 ppm
Mn	0,05 ppm
Ni	0,14 ppm
SO ₂	51 ppm
Zn	0,03 ppm

* Límite de detección.

Fuente: USPP

Tabla 2.3. Calidad del ácido producto, PLG1 (para más información, ver apéndice 2).

2.4.2 Planta de Limpieza de Gases N°2

El proceso de la PLG2 es similar al proceso de la PLG1, con dos etapas definidas; enfriamiento y lavado, y zona de contacto. La diferencia entre las dos plantas es que la corriente de gas que ingresa a la PLG2 se divide en dos corrientes que alimentan los equipos de enfriamiento y lavado. También la zona de limpieza de la PLG2 tiene un equipo adicional (quench venturi).

Zona de Limpieza

Incluye los siguientes equipos: quench venturi, torre de retención, venturi scrubber, torre de enfriamiento por contacto y precipitares electrostáticos húmedos (fig. 2.9).

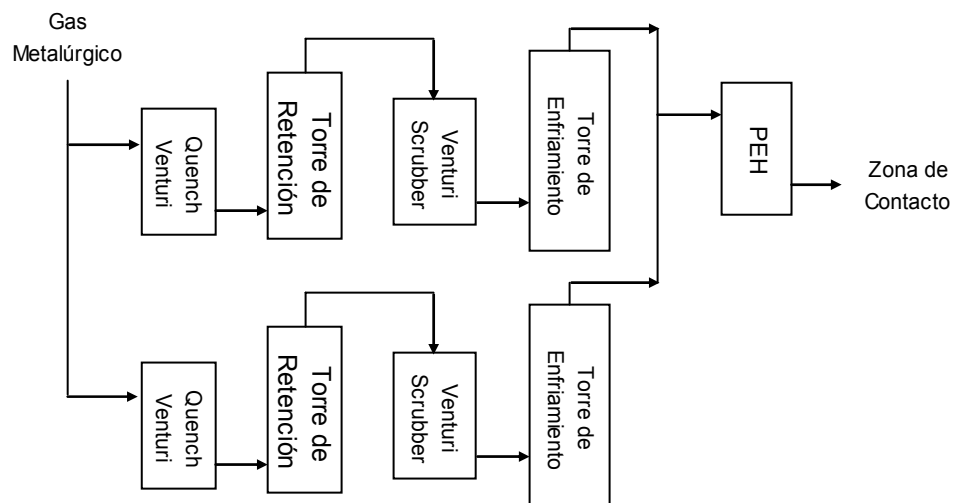


Fig. 2.9. Zona de limpieza PLG2: circuito de gas metalúrgico.

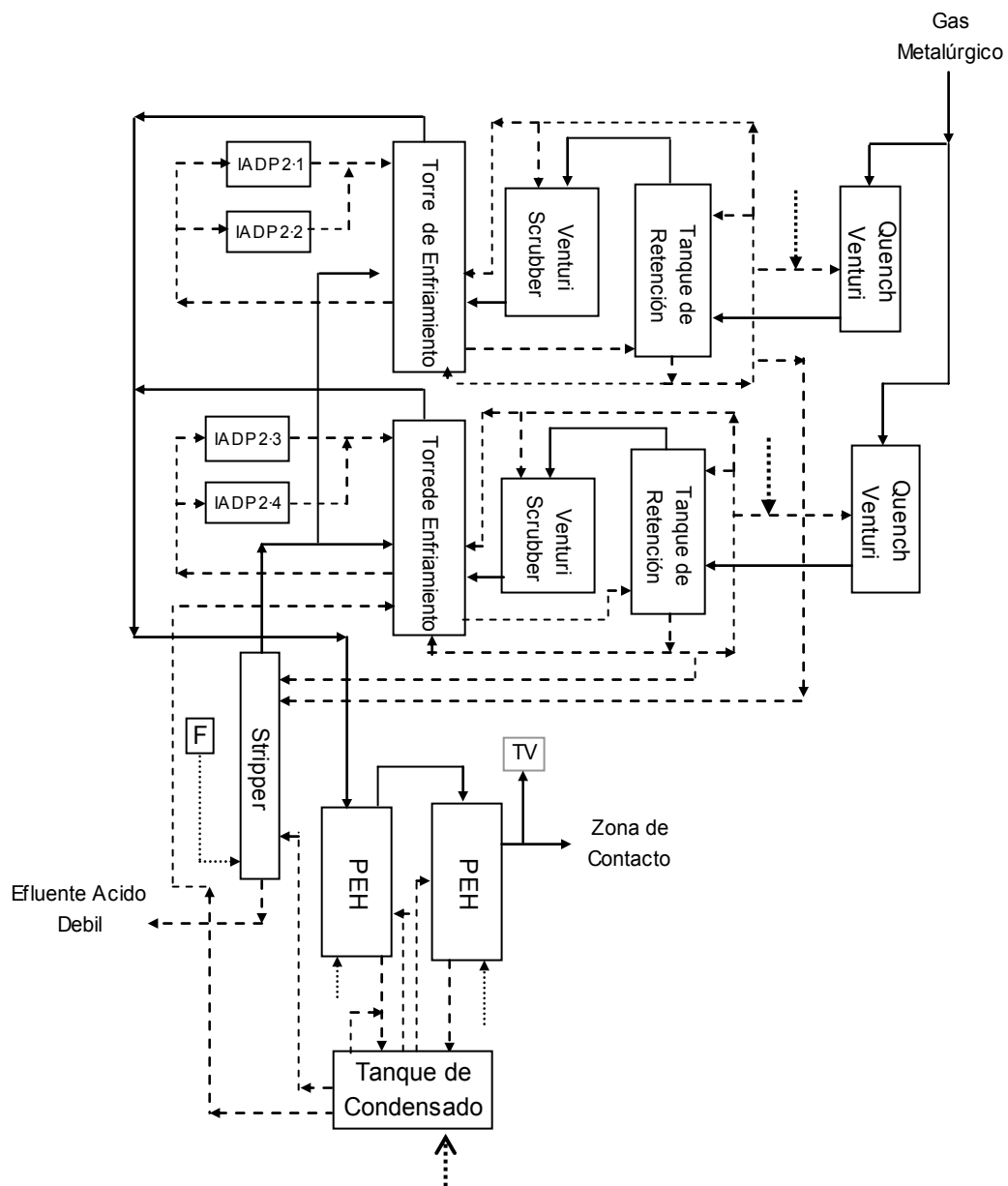


Fig. 2.10. Zona de limpieza PLG2: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.

Simbología, fig. 2.10

-----	Linea de Acido Fuerte
→	Flujo Intermitente
.....	Linea de Aire
••••	Linea de Sólidos
————	Linea de Gases
.....	Linea de Agua
-----	Linea de Acido Débil

PLG	Planta de Limpieza de Gases
ICC	Intercambiador de Calor Convertidor
PEH	Precipitador Electrostático Húmedo
IADP	Intercambiador de Calor Acido Diluido
F	Filtro de Aire Desgaificador
TV	Trampa de Vacío
IAFP	Intercambiador de Calor Acido Concentrado

Quench Venturi

Enfría el gas metalúrgico hasta 63°C mediante inyección de ácido diluido, el cual se evapora saturando el gas.

Parte del SO₃ presente en el gas reacciona con el agua para formar neblina ácida. A demás parte de las partículas presentes en el gas son atrapadas por las gotas de ácido, limpiando parcialmente el gas.

Torre de Retención

Su función es separar el gas y el líquido mezclados en el quench venturi. Proporciona el tiempo de residencia necesario para que condensen compuestos volátiles tales como el arsénico.

Venturi Scrubber

Remueve partículas mediante impactación. A diferencia de la PLG1, Los venturi scrubber de la PLG2 tienen garganta variable, con la cual se puede controlar la remoción de partículas y la

caída de presión del equipo.

Torre de Enfriamiento por Contacto

El gas es enfriado hasta 27°C mediante contacto con agua en contracorriente en una torre con relleno plástico. Parte de los polvos presentes en el gas son removidos. El calor retenido por el agua de enfriamiento es eliminado mediante intercambiadores de calor de placas.

Precipitador Electrostático Húmedo y Tanque de Condensado

La neblina ácida y las partículas finas no removidas en etapas previas son removidas en el PEH mediante la aplicación de un campo eléctrico que carga eléctricamente a las partículas y luego las remueve por contacto con electrodos lavados continuamente con ácido débil. Los PEH de la PLG2 tienen electrodos de plomo a diferencia de la PLG1 que son de plástico. Otra diferencia es la utilización por parte de la PLG2 de ácido débil recirculado desde un tanque de condensado en la parte inferior de los PEH para el lavado de los electrodos.

Zona de Contacto

Los equipos principales en esta zona son: torre de secado, convertidor catalítico, torre de absorción y cross flow stripper entre otros.

El proceso de la zona de contacto de la PLG2 es esencialmente similar a la zona de contacto de la PLG1.

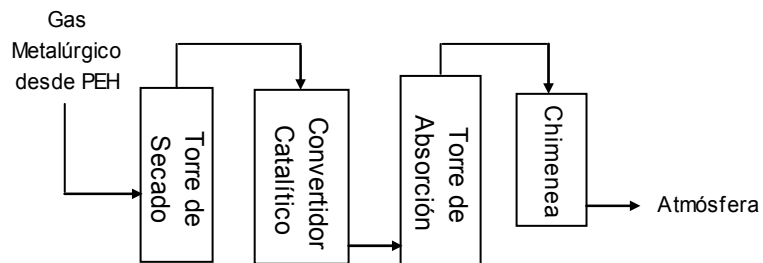


Fig. 2.11. Zona de contacto PLG2: circuito de gas metalúrgico.

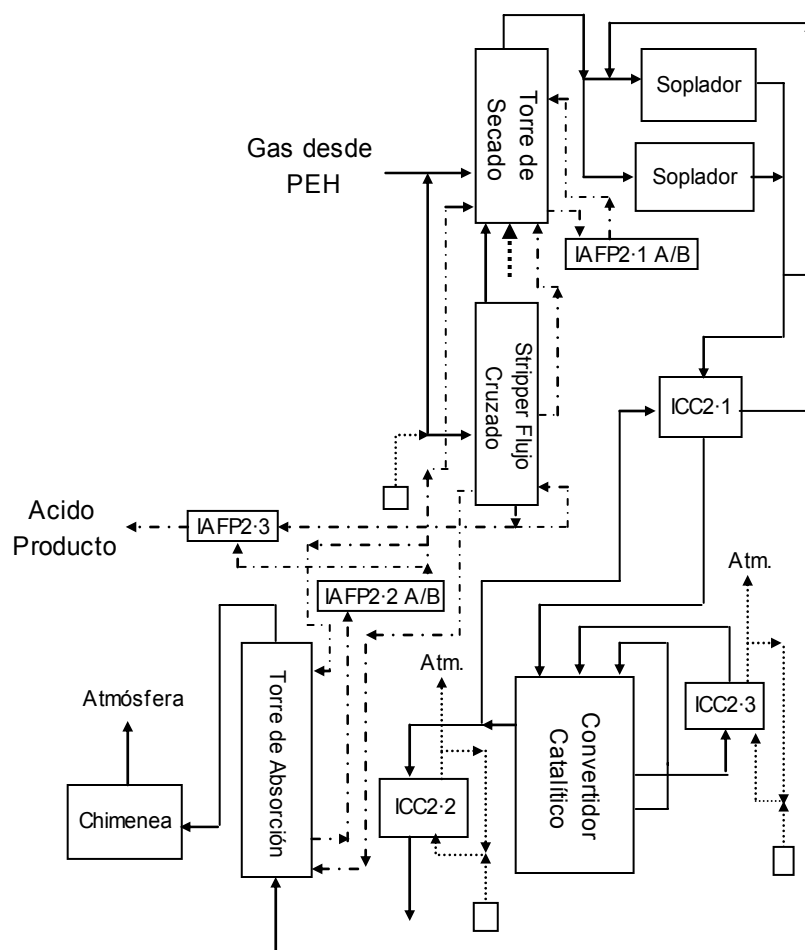


Fig. 2.12. Zona de contacto PLG2: circuito de gas, líquidos y equipos anexos.

Simbología fig. 2.12

-----	Linea de Acido Fuerte
→	Flujo Intermitente
.....	Linea de Aire
••••	Linea de Sólidos
———	Linea de Gases
.....	Linea de Agua
-----	Linea de Acido Débil

PLG	Planta de Limpieza de Gases
ICC	Intercambiador de Calor Convertidor
PEH	Precipitador Electrostático Húmedo
IADP	Intercambiador de Calor Acido Diluido
F	Filtro de Aire Desgaificador
TV	Trampa de Vacío
IAFP	Intercambiador de Calor Acido Concentrado

Equipos Zona de Contacto PLG2

La descripción general de los equipos de la PLG2 son muy similares a la PLG1, por lo tanto no se describirán estos equipos en esta sección.

Acido Producto PLG2

Antes de ser despachado, el ácido proveniente de la torre de absorción es enfriado a menos de 40°C y almacenado en tanques de acero al carbono.

La calidad del ácido producto de la PLG2 el año 2006 fue la siguiente:

Especie	Promedio 2006
As	0,82 ppm
Cd	<0,01 ppm*
Cl	1,1 ppm
Cr	2,9 ppm
Cu	0,45 ppm
F	< 5 mg/lit*
Fe	12 ppm
Pb	0,04 ppm
Hg	1,5 ppm
Mn	0,22 ppm
Ni	3,9 ppm
SO ₂	52 ppm
Zn	0,04 ppm

* Límite de detección.

Fuente: USPP

Tabla 2.4. Calidad del ácido producto, PLG2.

Referencias de Diagramas de Procesos:

PLG1: Mitsubishi Heavy Industries, LTD. MCEC, CTCS Project, Brick Lining Drawing List, 1996

PLG2: Kvaerner Chemetics, Kvaerner Canada INC, Document Number D-97H18500-1-PFD-7501-1, 1999

Sumario

La fundición Caletones procesa diariamente cerca de 4.000 ton/día de concentrado de cobre principalmente de origen en el mineral El Teniente. Los productos principales son; cobre refinado a fuego (440 ton/día), ánodos (720 ton/día) y ácido sulfúrico 98,5% (3.275 ton/día).

El concentrado de cobre es procesado en dos reactores de fusión del tipo Teniente. Estos reactores producen metal blanco (73% Cu) el cual es enviado a tres convertidores Pierce Smith para remover el resto de hierro y azufre que no fue retirado en la etapa anterior. El producto de estos reactores es cobre blister con un 98% de cobre. Este cobre es procesado para aumentar su pureza mediante refinado a fuego, obteniéndose finalmente cobre refinado a fuego y ánodos con 99,2% y 99,7% Cu respectivamente.

Los gases generados en el proceso de fusión - conversión son tratados en una primera etapa mediante precipitadores electrostáticos secos, los cuales retiran parte del polvo presente en el gas. Los gases de salida de los precipitadores electrostáticos son conducidos hacia dos plantas de ácido sulfúrico, en las cuales el gas es enfriado, limpiado (principalmente de impurezas tales como arsénico y plomo) y finalmente el SO₂ contenido este es convertido en SO₃, el cual es fijado en forma de H₂SO₄ mediante reacción con agua.

CAPÍTULO 3

FISICO - QUIMICA DEL MERCURIO

Es posible que el mercurio en el mineral extraído en la mina El Teniente se encuentre en forma de cinabrio (HgS), schuetteita $\text{Hg}_3(\text{SO}_4)\text{O}_2$ y/o livingstonita (HgSb_4S_8)¹. La literatura indica que los minerales de sulfuros de cobre se asocian principalmente a cinabrio, sin embargo no se dispone de información para afirmar que el mineral de cobre de El Teniente esté asociado a este compuesto en particular.

A continuación se describen los fenómenos físico - químicos que sufre el mercurio desde el proceso de flotación del mineral de cobre hasta la generación de H_2SO_4 en las torres de absorción de ambas plantas de ácido.

3.1 Flotación

La concentración típica de mercurio en minerales de cobre es de entre 0.1 y 1 mg/kg [3.1]. Junto al cobre, el mercurio se concentra en el proceso de flotación (2 a 2,5 veces para minerales de cobre - pirita). Debido a que la temperatura de procesamiento del mineral en la planta concentradora no supera los 100°C, el mercurio no debiera evaporarse (el cinabrio se evapora en presencia de luz, su punto de ebullición es de 580°C). En teoría la mayor parte del mercurio sale de la planta junto al concentrado de cobre [3.2].

¹ La corteza terrestre contiene aproximadamente 0,02 ppm de Hg, principalmente como sulfuro. Tesis: "Análisis de la Distribución de Mercurio en la Planta de Acido" (ENAMI), Gilka Da Silva R., EIQ - PUCV, Valparaíso, 2005, p 27, 28, 33

[3.1] <http://www.epa.gov/glnpo/bns/reports/stakemay2006/mercury/Deveau051706.pdf>.

[3.2] Assessment of Mercury Releases from the Russian Federation, Arctic Council Action Plan to Eliminate Pollution of the Arctic (ACAP) Russian Federal Service for Environmental, Technological and Atomic Supervision Danish Environmental Protection Agency COWI A/S, 2004, p194

3.2 Secado

La temperatura del gas que seca el concentrado en la planta de secado de lecho fluidizado no supera los 200°C, temperatura inferior a los puntos de ebullición de la mayoría de los compuestos de mercurio. Esta etapa, por lo tanto no debiera generar cambios en la relación de flujo másico mercurio/concentrado seco.

3.3 Fusión - Enfriamiento Evaporativo

El lugar físico en donde ocurren los fenómenos que gobiernan la eficiencia de remoción de mercurio en el sistema primario (MAGA) y secundario (planta de ácido) de tratamiento de gases es el circuito convertidor Teniente - sistema de enfriamiento evaporativo.

Los fenómenos principales que sufre el mercurio en esta etapa son los siguientes:

- Evaporación de practicante todo el mercurio presente en el concentrado de cobre.
- Oxidación de parte del mercurio volatilizado.
- Absorción y adsorción de mercurio en partículas de polvo suspendido en el gas.
- Reacción de parte del mercurio con especies presentes en el gas tales como oxígeno, sulfatos, cloro y selenio para formar: óxidos (HgO , Hg_2O), sulfatos (HgSO_4), cloruros (HgCl) y seleniuros de mercurio (HgSe).

Los parámetros que controlan los fenómenos anteriormente descritos son los siguientes:

- Temperatura del baño (metal líquido) del convertidor, la cual generalmente es mayor a 1.200°C temperatura a la cual prácticamente todos los compuestos de mercurio están en estado gaseoso (ver tabla 3.1).

Especie	Punto de Fusión [°C]	Punto de Ebullición [°C]
HgCl ₂	277	304
HgO	d.100	
HgSO ₄		d.
HgCl	302	388,7
HgI	290d	310d
Hg ₂ O	d.100	
Hg ₂ SO ₄	d.	
Hg	-38,9	356,9
HgSe		Sublim
HgS	344	580

d. : Descomposición

Fuente: Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7Th Ed - 1999, sección 2-18

Tabla 3.1. Puntos de fusión y ebullición de algunos compuestos de mercurio.

- El gradiente de temperatura (desde 1200°C en el convertidor a 370°C a la salida del SEE) tiene efectos directos en la termodinámica y cinética de reacción de los compuestos de mercurio.
- La cantidad de oxígeno controla (en mayor medida) la cinética de oxidación del Hg. Por otro lado, una alta concentración de O₂ influye en la generación de SO₃, el cual reacciona con el HgO para formar HgSO₄.
- La presencia de catalizadores de las reacciones de oxidación del mercurio tales como óxidos de cobre e hierro, silicatos, alúmina y SO₃ [3.3].
- La cantidad y características físico - químicas del polvo en suspensión.

[3.3] Análisis del Comportamiento del Mercurio en la Fundición de Caletones y en Planta de Tratamiento de Gases, Proyecto IM2 49/03, 2006, Cáp. 4.

En resumen se puede decir que el mercurio que sale del sistema de enfriamiento evaporativo se encuentra en tres estados: vapor de mercurio elemental, vapor de mercurio oxidado, mercurio asociado a partículas sólidas.

El Hg elemental es volátil, insoluble en agua y tiene una alta presión de vapor por lo que no puede ser removido mediante limpieza húmeda ni por equipos de control de material particulado tales como PES y PEH. El Hg oxidado es soluble en agua y puede ser removido mediante limpieza húmeda. El Hg asociado a partículas puede ser removido mediante precipitadores electrostáticos, limpieza húmeda o separadores por momentum.

3.4 Zona de Limpieza de Gases

A la entrada de las plantas de ácido sulfúrico, el gas es enfriado desde 320°C (PLG1) aproximadamente a 58°C a la salida de las torre de lavado (retención) mediante enfriamiento evaporativo. Los principales fenómenos que sufre el mercurio son los siguientes:

- Solubilización de los compuestos de mercurio solubles en ácido débil (5 - 10% H₂SO₄).

Especie	Solubilidad en 100 partes		Otros Solventes
	En Agua Fría	En Agua Caliente	
HgCl ₂	3,6 (0°C)	61,3 (100°C)	Soluble en ácidos
HgO	0,0052 (5°C)	0,0041 (100°C)	
HgSO ₄	Se descompone		Soluble en ácidos
HgCl	0,0014 (0°C)	0,0007 (42°C)	Soluble en agua regia
HgI	2·10 ⁻⁸	Muy poco soluble	Soluble en KI
Hg ₂ O	Insoluble	0,0007	Soluble en ácido caliente
Hg ₂ SO ₄	0,055 (17°C)	0,092 (100°C)	Soluble en H ₂ SO ₄
Hg	Insoluble	Insoluble	Soluble en HNO ₃
HgSe	Insoluble	Insoluble	
HgS	Insoluble	Insoluble	Insoluble en ácidos, Soluble en agua Regia

Fuente: Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7Th Ed - 1999, sección 2-18

Tabla 3.2. Solubilidad de algunos compuestos de mercurio en distintos solventes.

Se puede observar que el HgCl_2 es bastante soluble en agua. Este compuesto es importante desde el punto de vista de procesos de remoción de mercurio ya que reacciona con el Hg elemental presente en el gas metalúrgico para formar HgCl (calomel) insoluble el cual puede ser removido. El HgO reacciona con el ácido sulfúrico diluido para producir HgSO_4 . El HgSO_4 al entrar en contacto con el agua se descompone en Hg^{2+} y SO_4^{2-} . El Hg^{2+} puede reaccionar con especies presentes en la solución de lavado tales como selenio para formar HgSe insoluble.

- Condensación de vapores de mercurio elemental y oxidado (HgO , HgSe , HgSO_4 p.ej). Las partículas de vapores condensados se pueden adherir a gotas de agua y luego ser removidas en equipos de remoción por momentum (venturi scrubber) o precipitadores electrostáticos húmedos. Sin embargo lo anterior, debido a la alta presión de vapor de mercurio elemental, gran parte de este no es retenido por estos equipos.
- Remoción de polvos. El grueso del mercurio asociado a polvos que no fue removido en los PES, es removido en los venturi scrubber y PEH.

Precipitador Electrostático Húmedo

Gran parte de las partículas que no fueron removidas en etapas previas, es removido en los PEH.

En este punto es importante considerar la posible interacción del mercurio con los materiales de construcción de los PEH tales como el plomo (electrodos y otras piezas). El mercurio corroe al plomo. El plomo es altamente soluble en mercurio (1,74%)². La PLG2 tiene PEH con electrodos de plomo (no así en la PLG1 en que los electrodos son de plástico). Esta posible corrosión es estudiada en capítulos posteriores en el presente documento.

² Se detectó corrosión en cámaras de plomo en ácido producto de una planta de tratamiento de gases de una fundición de zinc. F. Habashi. Mercury Free Sulphuric Acid, Department of Mining and Metallurgy Université Laval, Quebec, Canada GIK 7P5

3.5 Zona de Contacto

En la torre de secado el gas metalúrgico es lavado con H_2SO_4 al 96% para extraer el agua remanente. En esta etapa gran parte del mercurio presente en el gas pasa a la fase líquida (ácido concentrado) debido al ambiente fuertemente oxidante generado por el H_2SO_4 .

Especie	Soluble en agua	Insoluble en agua pero soluble en ácidos	Ligeramente soluble en agua pero soluble en ácidos	Insoluble en agua y solo ligeramente soluble en ácidos	Insoluble en agua y ácidos	Se descompone en agua
HgCl			X			
HgI		X				
HgI ₂			X			
HgSO ₄						X
Hg ₂ SO ₄			X			
HgS					X	
Hg ₂ S					X	
Hg ₂ O		X				
HgO			X			

Fuente: CRC Handbook of Chemistry and Physics, Lide, 2004, pp 8-115, 8-116, 8-113

Tabla 3.3. Solubilidad de algunos compuestos de mercurio en distintos solventes.

El vapor de Hg elemental reacciona con el H_2SO_4 para formar $HgSO_4$ en solución. Compuestos tales como HgCl, HgO y $HgSO_4$ son solubles en H_2SO_4 (tabla 3.3).

Sumario

El proceso de concentración de mineral de cobre tiene como “efecto secundario” la concentración de impurezas tales como el mercurio (presente en el mineral extraído).

Luego de disminuir su humedad mediante evaporación, el concentrado de cobre es fundido a 1.200°C, temperatura a la cual la mayoría de los compuestos de mercurio se encuentran en forma de vapor. En este punto el mercurio se puede encontrar en forma de mercurio elemental, oxidado o adherido a partículas sólidas.

La forma en la que se encuentra el mercurio definirá en gran medida su comportamiento en las etapas posteriores de tratamiento del gas metalúrgico. El mercurio adherido a partículas puede ser removido mediante precipitadores electrostáticos secos y limpieza húmeda. El mercurio oxidado puede ser removido mediante limpieza húmeda. El vapor de mercurio elemental no puede ser eliminado con ninguno de los métodos anteriores, ingresando a la zona de contacto de la planta de ácido, contaminando el ácido sulfúrico producto, a no ser que se cuente con un sistema especial de remoción de vapor de mercurio elemental.

Es posible la acumulación de mercurio en zonas frías de la planta de ácido. Estas acumulaciones pueden generar corrosión en equipos con piezas de plomo tales como precipitadores electrostáticos húmedos.

CAPÍTULO 4

BALANCE DE MASA

Desde enero de 2002 se realizan análisis de mercurio al concentrado de cobre, fundente y ácido sulfúrico producto en la fundición Caletones.

Desde 2002 a la fecha (2007) el mercurio en el concentrado de cobre de El Teniente ha sido medido mediante compuestos mensuales. Las muestras son tomadas en intervalos de 8 horas desde una correa transportadora (correa 212) que alimenta con concentrado húmedo (8% H₂O aprox.) la planta de secado de concentrado, la cual abastece a la fundición con concentrado seco.

Muestras de fundente (cuarzo) son tomadas desde almacenes de acopio dispuestos en las cercanías de la fundición. Al igual que el concentrado de cobre, el contenido de mercurio en el cuarzo es medido mediante compuestos mensuales.

El ácido producto se midió inicialmente en compuestos mensuales entre 1999 (inicio de servicio PLG1) hasta julio de 2005. Posteriormente y hasta la actualidad (2007) se realiza un compuesto diario mediante muestras tomadas cada 8 horas. Las muestras son tomadas desde las torres de absorción de ambas plantas. Estas muestras son equivalentes al ácido que es despachado.

Las corrientes residuales tales como el efluente desde las PLG y residuos no recirculados a la fundición, no se analizan.

El laboratorio encargado de los análisis químicos es el laboratorio metalúrgico de Colón (El Teniente). Los análisis químicos de mercurio fueron realizados inicialmente mediante espectroscopia de absorción atómica (AAS en sus siglas en inglés), hasta marzo de 2005 para

luego utilizar espectroscopia de emisión de plasma (ICP, en sus siglas en inglés). El mercurio analizado corresponde al mercurio total; inorgánico y orgánico (HgT)

El objetivo principal en el presente capítulo es determinar la fuente principal de mercurio en la fundición.

Ecuación de Balance de Masa

El principio de conservación de masa (sin reacción nuclear), para una especie atómica en particular, indica lo siguiente:

$$\text{Flujo Másico de Entrada} - \text{Flujo Másico de Salida} = \text{Velocidad de Acumulación} \quad (4.1)$$

Adoptando la expresión anterior a la especie objetivo (Hg total):

$$\text{Hg}[\text{Flujo Másico de Entrada}] - \text{Hg}[\text{Flujo Másico de Salida}] = \text{Hg}[\text{Velocidad de Acumulación}] \quad (4.2)$$

Para el periodo en estudio (1999 – 2007) la expresión (4.2) en términos de cantidad acumulada es la siguiente:

$$\int \text{Hg}[\text{Flujo Másico de Entrada}] dt - \int \text{Hg}[\text{Flujo Másico de Salida}] dt = \int \text{Hg}[\text{Velocidad de Acumulación}] dt \quad (4.3)$$

Para datos discretos:

$$\sum \text{Hg}[\text{Flujo Másico de Entrada}] \Delta t_i - \sum \text{Hg}[\text{Flujo Másico de Salida}] \Delta t_i = \sum \text{Hg}[\text{Velocidad de Acumulación}] \Delta t_i \quad (4.4)$$

En donde Δt_i corresponde al periodo de tiempo de cada dato discreto.

En términos sencillos: “Masa total ingresada al sistema – Masa total salida del sistema = Masa total acumulada en el sistema”

El término $Hg[Velocidad\ de\ Acumulación]$ en este caso es desconocido. No obstante lo anterior, se puede analizar el sistema en base a rangos y no a números en particular.

Por definición:

$$\sum Hg[Velocidad\ de\ Acumulación] \Delta t_i \geq 0 \quad (4.5) \quad (\text{Cantidad total acumulada})$$

Evaluando (4.5) en (4.4):

$$\sum Hg[Flujo\ Másico\ de\ Entrada] \Delta t_i - \sum Hg[Flujo\ Másico\ de\ Salida] \Delta t_i \geq 0 \quad (4.6)$$

Expresión utilizada para calcular los balances.

4.1 Definición del Sistema

Incluye los equipos de fusión - conversión (CT y CPS), sistema primario de tratamiento de gases (MAGA - CT, MAGA - CPS) y sistema secundario de tratamiento de gases (PLG1 y 2).

Entradas y Salidas de Mercurio en el Sistema

El mercurio puede ingresar al sistema vía concentrado de cobre, fundente y combustibles. No se incluye polvos de fundición ni escoria recirculados debido a que no representan un aporte neto de mercurio al sistema.

El mercurio sale del sistema vía ácido producto, efluentes (zonas de limpieza PLG1 y 2), polvos de fundición, escoria, gases de chimenea y productos de fundición (ánodos y cobre RAF).

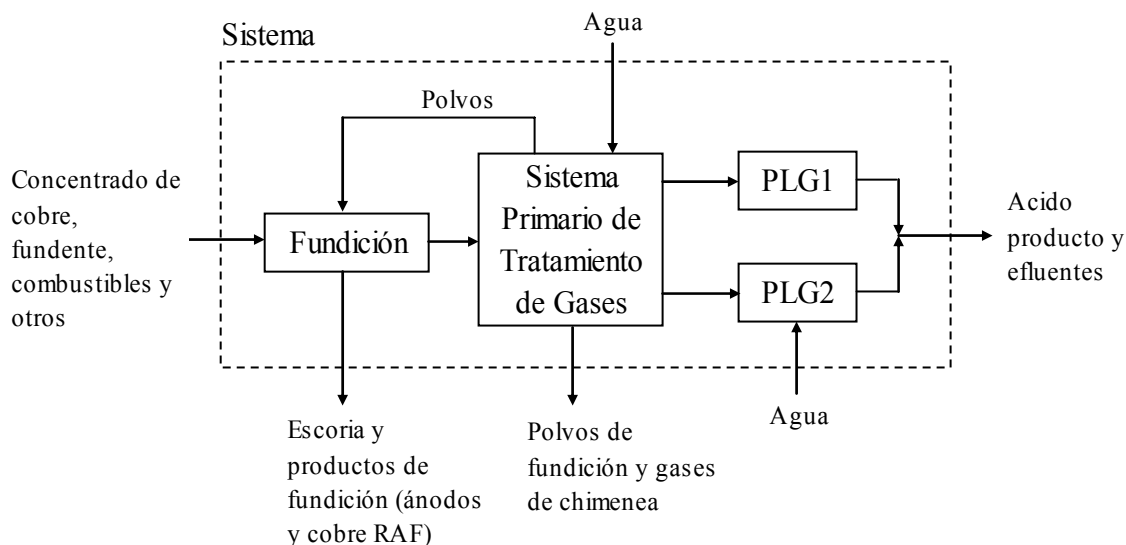


Fig. 4.1. Definición del sistema para fines de balance de masa.

Disponibilidad de Datos

Análisis de Mercurio	Disponibilidad de Datos	Características
Concentrado Teniente	Desde enero de 2002	Compuestos mensuales
Concentrado Andina	Desde febrero de 2003	Compuestos mensuales
Cuarzo Los Cóndores	Desde enero de 2002	Compuestos mensuales
Acido Producto PLG1	Desde diciembre de 1998	Compuestos mensuales, compuestos diarios desde junio de 2005
Acido Producto PLG2	Desde diciembre de 2000	Compuestos mensuales, compuestos diarios desde junio de 2006

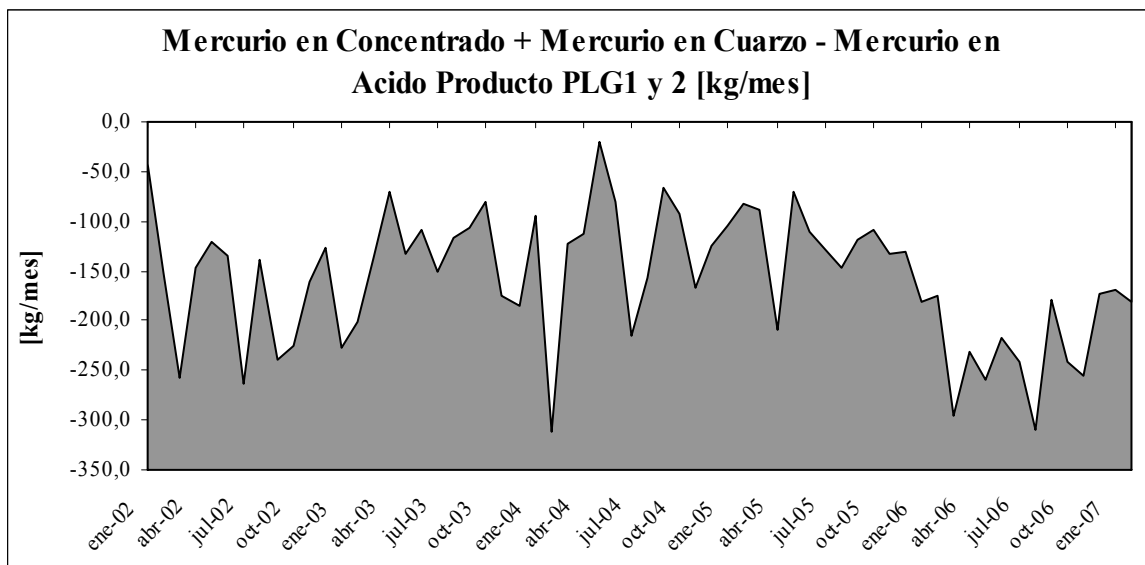
Tabla 4.1. Disponibilidad de datos de contenido de mercurio en corrientes de proceso.

Información de estudios previos [4.1] indican que el aporte de mercurio vía combustible y agua es prácticamente nulo, por lo tanto no se incluirán en los cálculos de balance de masa.

[4.1] Ver Análisis del Comportamiento del Mercurio en la Fundición Caletones y en Planta de Tratamiento de Gases” Miguel Herrera M., Enrique Castro B., Félix de la Fuente E., Instituto de Innovación en Minería y Metalurgia, IM2, 1 de Mayo de 2006

4.2 Balance de Masa al Mercurio, Periodo 2002 - 2007

Considerando el prácticamente nulo aporte de mercurio por parte de los combustibles y el agua suministrada al sistema, según datos USPP y SIOF, en el periodo 2002 - 2007, ingresó al sistema una cantidad de mercurio menor a la que salió de este, como se observa en la figura 4.2.



Fuente: USPP, SIOF

Fig. 4.2. Balance de masa mensual al mercurio. El gráfico indica que en el periodo 2002 - 2007 ingresó al sistema una cantidad de mercurio menor a la que salió del sistema (ver apéndice 4).

La región sombreada del gráfico corresponde a los valores que cumplen con la expresión $\text{Mercurio en Concentrado}^1 + \text{Mercurio en Cuarzo} - \text{Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2}$. Los resultados han sido presentados de esta forma, debido que muchos datos de concentraciones corresponden al límite de medición del equipo de análisis.

¹No se incluye concentrados de origen Potrerillos y Los Bronces debido a su bajo aporte.

En el gráfico se puede observar un hecho curioso: el flujo de Hg que sale del sistema vía ácido producto es mayor que el flujo de mercurio que entra al sistema vía concentrado de cobre y cuarzo durante todo el periodo (2002 a 2007).

Se puede observar que ningún mes el flujo de entrada de mercurio vía concentrado y fundente es mayor que el flujo de salida de Hg del sistema vía ácido producto.

Lo anterior puede tener solo tres posibles explicaciones:

Hipótesis A: En un periodo anterior a 2002 se acumuló una cantidad de mercurio superior a la cantidad que posteriormente salió del sistema vía ácido producto.

Hipótesis B: Parte de los datos son erróneos.

Hipótesis C: Hipótesis A y B simultáneamente

4.3 Estimación de Flujo de Entrada de Mercurio al Sistema

Es de importancia vital en el presente estudio, determinar cual es el origen del mercurio en el sistema. Los datos entregados por USPP indican que desde 2002 a la fecha, el contenido de mercurio en el concentrado de cobre ha sido inferior a 0,1 mg/kg. Por otro lado, el contenido de mercurio en el fundente (cuarzo) ha sido 1,3 mg/kg para el periodo de utilización de cuarzo de origen Los Cóndores e inferior a 0,3 mg/kg para el cuarzo de origen Constitución y Tilttil (estos dos últimos se utilizan desde agosto de 2004 hasta la actualidad).

Análisis de mercurio de muestras de proceso de la fundición Caletones realizados en laboratorios externos (CIMM y Sernageomin) en febrero de 2007 indican que el mercurio ingresa al sistema principalmente vía concentrado de cobre de origen Teniente, con una concentración promedio de 3,5 mg/kg, cifra distinta a la entregada por el laboratorio metalúrgico de Colón (USPP), de la división El Teniente.

Debido al desconocimiento de la representatividad con respecto a años anteriores, de las muestras tomadas en febrero de 2007, es importante establecer si efectivamente existe la posibilidad de un error de muestreo y/o análisis para uno o varios insumos de fundición para un periodo bastante largo de 8 años. A pesar de las dificultades indicadas, es posible estimar el rango probable en el cual se encontró el mercurio en los insumos de fundición durante todo el periodo de servicio de las PLG. Para lo anterior, se utiliza la expresión (4.6) la cual indica que para todo el periodo en estudio, la cantidad de mercurio que ingresa al sistema es mayor a la que sale de este.

La dificultad principal de llevar a cabo lo planteado anteriormente es la no disponibilidad de datos de concentración de mercurio en el concentrado de cobre y fundente el periodo previo a 2002. No obstante lo anterior, es posible establecer cual es la hipótesis correcta mediante el condicionamiento de los datos y utilizando la expresión 4.6.

La metodología utilizada es la siguiente: se consideran tres posibles fuentes de error en los datos; concentración de Hg en concentrado de origen Teniente, concentración de Hg en concentrado de origen Andina y concentración de Hg en fundente (cuarzo). Debido a que cada ítem enumerado anteriormente solo puede tener dos estados; “correcto” y “erróneo”, el número máximo de posibles combinaciones es $2^3 = 8$. Debido a que la alternativa “todos los ítems son erróneos” no puede ser resuelta mediante la expresión 4.6, entonces el número de posibilidades se reduce a siete. Por otro lado, no se puede utilizar la expresión 4.6 cuando los ítems Hg en concentrado Teniente y Hg en cuarzo son erróneos simultáneamente (existe solo una fuente de información para los dos). Eliminando esta ultima alternativa, el número máximo de combinaciones se reduce a seis.

A continuación se muestran las consideraciones para contraste de hipótesis y resultados obtenidos.

Consideraciones para Contraste de Hipótesis

Consideraciones	Descripción
Datos en bruto (2002 - 2007)	· Datos correctos
Consideración N°1: Hg en concentrado Teniente, 1999 - 2001 < 0.01ppm (fte: USPP); Hg en concentrado Andina: < 0.01 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2002: Promedio periodo ene02 - jul04	· Datos correctos · Se considera que el promedio de concentración de Hg en cuarzo Los Condores reportado durante 2002 y 2004 es similar al promedio no reportado entre 1999 y 2001
Consideración N°2: Hg en concentrado Teniente, 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina: <0.01; Hg en cuarzo los Cóndores, 1999 - 2001: Variable	· Datos de Hg en concentrado Teniente y cuarzo Cóndores correctos · Datos de Hg en concentrado Andina erroneos, se trabaja con datos suministrados por Codelco Ventanas · Se calcula el contenido de mercurio en el cuarzo Los Cóndores en el periodo 1999 - 2001 para cumplir la condición: Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema para el periodo 1999 - 2007
Consideración 3: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina: 12 ppm (fte: Codelco Ventanas); Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001: Variable	· Datos de Hg en concentrado Teniente, concentrado Andina y cuarzo Cóndores correctos · Se considera que el promedio de concentración de Hg en cuarzo Los Condores reportado durante 2002 y 2004 es similar al promedio no reportado entre 1999 y 2001 · Se calcula el contenido de mercurio en el concentrado Andina en el periodo 1999 - 2002 para cumplir la condición: Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema para el periodo 1999 - 2007
Consideración 4: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina 1999 - 2002: variable; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001: Promedio periodo ene02 jul04	· Datos de Hg en concentrado Teniente erroneos · Datos de Hg en concentrado Andina y cuarzo Cóndores correctos · Se calcula el contenido de mercurio en el concentrado Teniente en el periodo 1999 - 2007 para cumplir la condición: Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema para el periodo 1999 - 2007

Consideraciones	Descripción
Consideración 5: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2007: Variable; Hg en concentrado Andina < 0.01; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001: Promedio periodo ene02 - jul04	<ul style="list-style-type: none"> · Datos de Hg en concentrado Teniente erróneos · Datos de Hg en concentrado Andina erróneos, se trabaja con datos suministrados por Codelco Ventanas · Se considera que el promedio de concentración de Hg en cuarzo Los Condores reportado durante 2002 y 2004 es similar al promedio no reportado entre 1999 y 2001 · Se calcula el contenido de mercurio en el concentrado Teniente en el periodo 1999 - 2007 para cumplir la condición: Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema para el periodo 1999 - 2007
Consideración 6: Hg en concentrado Teniente 1999 a 2007: Variable; Hg promedio en Concentrado Andina: 12 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001 : Promedio periodo ene02 - jul04	<ul style="list-style-type: none"> · Datos de Hg en concentrado Teniente y Andina erróneos · Se considera que el promedio de concentración de Hg en cuarzo Los Condores reportado durante 2002 y 2004 es similar al promedio no reportado entre 1999 y 2001 · Se calcula el contenido de mercurio en el concentrado Teniente en el periodo 1999 - 2007 para cumplir la condición: Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema para el periodo 1999 - 2007

Tabla 4.2. Consideraciones para contraste de hipótesis.

Cálculos

Todas las cifras están referidas para el periodo 1999 – 2007. El balance general corresponde al valor calculado a partir de la ecuación 4.6:

$$\text{Balance General} = \sum \text{Hg}[\text{Flujo Másico de Entrada}] \Delta t_i - \sum \text{Hg}[\text{Flujo Másico de Salida}] \Delta t_i$$

En donde Δt_i corresponde a cada mes del periodo 1999 – 2007 (febrero).

En el balance no se incluye concentrados de origen Potrerillos y Los Bronces debido a su bajo aporte.

Consideración N°1: Hg en Concentrado Histórico: < 0.01; Hg en C.Andina: <0.01 (promedio ene99 - ago06); Hg en Cuarzo los Cóndores Histórico = Promedio periodo ene02 - jul04

Concentrado de Cobre Fundido

Mercurio en Concentrado Teniente, concentración promedio	:	<0,03	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Teniente, total	:	<322,1	[kg]
Mercurio en Concentrado Andina, concentración promedio	:	<0,02	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Andina, total	:	<7,26	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Concentrado, total		<329,4	[kg]

Cuarzo Fundido en CTs

Mercurio en Cuarzo, concentración promedio	:	<0,95	[mg/kg]
Mercurio en Cuarzo, total	:	<1.083	[kg]

Planta de Limpieza de Gases

Mercurio en Acido Producto PLG1, concentración promedio	:	4,5	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG1, total	:	13.642	[kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, concentración promedio	:	2	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, total	:	4.967	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2, total		18.609	[kg]

Balance General

Mercurio en Concentrado[kg] + Mercurio en Cuarzo [kg] - Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2 [kg]

$$= <-17.196 \text{ [kg]}$$

Consideración N°2: Hg en Concentrado Histórico: < 0.01; Hg en C.Andina: <0.01 (promedio ene99 - ago06); Hg en Cuarzo los Cóndores Histórico = Variable

Concentrado de Cobre Fundido

Mercurio en Concentrado Teniente, concentración promedio	:	<0,03	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Teniente, total	:	<322,18	[kg]
Mercurio en Concentrado Andina, concentración promedio	:	<0,02	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Andina, total	:	<7,27	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Concentrado, total		<329,44	[kg]

Cuarzo Fundido en CTs

Mercurio en Cuarzo, concentración promedio	:	15,94	[mg/kg]
Mercurio en Cuarzo, total	:	18.448	[kg]

Planta de Limpieza de Gases

Mercurio en Acido Producto PLG1, concentración promedio	:	4,5	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG1, total	:	13.642	[kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, concentración promedio	:	1,50	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, total	:	4.967	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2, total		18.609	[kg]

Condición requerida para ajustar balance general a ~ 0 [kg]

Mercurio en cuarzo Los Cóndores, promedio 1999 - 2004	:	42,1	[mg/kg]
---	---	-------------	----------------

Balance General

Mercurio en Concentrado[kg] + Mercurio en Cuarzo [kg] - Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2 [kg]

$$= >-160,7 \text{ y } <168,7 \text{ [kg]}$$

Consideración 3: Hg en Concentrado Histórico: < 0.01; Hg en C.Andina: 12; Hg en Cuarzo los Cóndores Histórico = Variable

Concentrado de Cobre Fundido

Mercurio en Concentrado Teniente, concentración promedio	:	<0,03	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Teniente, total	:	<322,2	[kg]
Mercurio en Concentrado Andina, concentración promedio	:	12,00	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Andina, total	:	6688,46	[kg]
Mercurio en Concentrado, total	:	>6.688 y <7.010	[kg]

Cuarzo Fundido en CTs

Mercurio en Cuarzo, concentración promedio	:	10,2	[mg/kg]
Mercurio en Cuarzo, total	:	11.766	[kg]

Planta de Limpieza de Gases

Mercurio en Acido Producto PLG1, concentración promedio	:	4,5	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG1, total	:	13.642	[kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, concentración promedio	:	1,50	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, total	:	4.967	[kg]
Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2, total	:	18.609	[kg]

Condición requerida para ajustar balance general a ~ 0 [kg]

Mercurio en cuarzo Los Cóndores, promedio 1999 - 2004	:	26,4	[mg/kg]
---	---	------	---------

Balance General

Mercurio en Concentrado[kg] + Mercurio en Cuarzo [kg] - Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2 [kg]

$$= >-160,7 \text{ y } <168,7 \text{ [kg]}$$

Consideración 4: Hg en Concentrado Histórico: < 0.01; Hg en C.Andina: variable; Hg en Cuarzo los Cóndores Histórico = Promedio periodo ene02 - jul04

Concentrado de Cobre Fundido

Mercurio en Concentrado Teniente, concentración promedio	:	<0,03	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Teniente, total	:	<322,2	[kg]
Mercurio en Concentrado Andina, concentración promedio	:	20,5	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Andina, total	:	17.382	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Concentrado, total	:	>17.383 y <17.704	[kg]

Cuarzo Fundido en CTs

Mercurio en Cuarzo, concentración promedio	:	0,95	[mg/kg]
Mercurio en Cuarzo, total	:	1.083	[kg]

Planta de Limpieza de Gases

Mercurio en Acido Producto PLG1, concentración promedio	:	4,5	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG1, total	:	13.642	[kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, concentración promedio	:	1,50	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, total	:	4.967	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2, total	:	18.609	[kg]

Condición requerida para ajustar balance general a ~ 0 [kg]

Mercurio en Concentrado Andina, promedio 1999 - 2004	:	>40,6	[mg/kg]
--	---	-------	---------

Balance

Mercurio en Concentrado[kg] + Mercurio en Cuarzo [kg] - Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2 [kg]

$$= >-143,4 \text{ y } <178,8 \text{ [kg]}$$

Consideración 5: Hg en Concentrado Teniente 1999 - 2007: Variable; Hg en C.Andina: <0.01 (promedio ene99 - ago06); Hg en Cuarzo los Cóndores Histórico = Promedio periodo ene02 - jul04

Concentrado de Cobre Fundido

Mercurio en Concentrado Teniente, concentración promedio	:	1,90	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Teniente, total	:	18.094	[kg]
Mercurio en Concentrado Andina, concentración promedio	:	<0,02	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Andina, total	:	<7,3	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Concentrado, total	:	>18.094 y <18.101	[kg]

Cuarzo Fundido en CTs

Mercurio en Cuarzo, concentración promedio	:	0,95	[mg/kg]
Mercurio en Cuarzo, total	:	1.083	[kg]

Planta de Limpieza de Gases

Mercurio en Acido Producto PLG1, concentración promedio	:	4,5	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG1, total	:	13.642	[kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, concentración promedio	:	1,5	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, total	:	4.967	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2, total	:	18.609	[kg]

Condición requerida para ajustar balance general a ~ 0 [kg]

Mercurio en Concentrado Teniente, promedio 1999 - 2004	:	1,9	[mg/kg]
--	---	------------	----------------

Balance General

Mercurio en Concentrado[kg] + Mercurio en Cuarzo [kg] - Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2 [kg]

$$= >568,2 \text{ y } <575,5 \text{ [kg]}$$

Consideración 6: Hg en Concentrado Teniente 1999 a 2007: Variable; Hg en C.Andina: 12;
Hg en Cuarzo los Cóndores Histórico = Promedio periodo ene02 - jul04

1. Concentrado de Cobre Fundido

Mercurio en Concentrado Teniente, concentración promedio	:	1,20	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Teniente, total	:	11.423	[kg]
Mercurio en Concentrado Andina, concentración promedio	:	12,00	[mg/kg]
Mercurio en Concentrado Andina, total	:	6.688	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Concentrado, total	:	18.116	[kg]

2. Cuarzo Fundido en CTs

Mercurio en Cuarzo, concentración promedio	:	0,95	[mg/kg]
Mercurio en Cuarzo, total	:	1083	[kg]

3. Planta de Limpieza de Gases

Mercurio en Acido Producto PLG1, concentración promedio	:	4,5	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG1, total	:	13.642	[kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, concentración promedio	:	1,50	[mg/kg]
Mercurio en Acido Producto PLG2, total	:	4967	[kg]
<hr/>			
Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2, total	:	18.609	[kg]

Condición requerida para ajustar balance general a ~ 0 [kg]

Mercurio en Concentrado Teniente, promedio 1999 - 2004	:	1,2	[mg/kg]
--	---	-----	---------

Balance General

Mercurio en Concentrado[kg] + Mercurio en Cuarzo [kg] - Mercurio en Acido Producto PLG1 y 2 [kg]

$$= \mathbf{590,6 \quad [kg]}$$

Resumen de Resultados

Datos	Resultados
Datos en bruto (2002 - 2007)	Ningún balance mensual cumple la condición; Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema
Consideración N°1: Hg en concentrado Teniente, 1999 - 2001 < 0.01ppm; Hg en concentrado Andina: < 0.01 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2002: Promedio periodo ene02 - jul04	<ul style="list-style-type: none"> • Ningún balance mensual cumple la condición; Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema • El balance global no cumple la condición; Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema (Hg, Entradas al sistema - Salidas del Sistema = -17.196 kg)
Consideración N°2: Hg en concentrado Teniente, 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina: <0.01; Hg en cuarzo los Cóndores, 1999 - 2001: Variable	La condición requerida para cumplir la condición Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema: mercurio en cuarzo Los Cóndores, promedio 1999 - 2004: > 41,8 ppm
Consideración 3: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina: 12 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001: Variable	• La condición requerida para cumplir la condición Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema: mercurio en cuarzo Los Cóndores, promedio 1999 - 2001: > 26,1 ppm
Consideración 4: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina 1999 - 2002: variable; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001: Promedio periodo ene02 - jul04	• La condición requerida para cumplir la condición Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema: mercurio en concentrado Andina, promedio 1999 - 2002: > 40,2 ppm
Consideración 5: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2007: Variable; Hg en concentrado Andina < 0.01; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001: Promedio periodo ene02 - jul04	• La condición requerida para cumplir la condición Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema: Mercurio en Concentrado Teniente, promedio 1999 - 2007: > 1,9 ppm
Consideración 6: Hg en concentrado Teniente 1999 a 2007: Variable; Hg promedio en Concentrado Andina: 12 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001 : Promedio periodo ene02 - jul04	• La condición requerida para cumplir la condición Entradas de Hg al sistema > Salidas del Hg del Sistema: Mercurio en Concentrado Teniente, promedio 1999 - 2004: > 1,2 ppm

Tabla 4.3. Resumen de Resultados.

Comentarios

Datos	Comentarios
Datos en bruto (2002 - 2007)	-
Consideración N°1: Hg en concentrado Teniente, 1999 - 2001 < 0.01ppm; Hg en concentrado Andina: < 0.01 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2002: Promedio periodo ene02 - jul04	-
Consideración N°2: Hg en concentrado Teniente, 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina: <0.01; Hg en cuarzo los Cóndores, 1999 - 2001 = Variable	Ninguna fuente ha medido concentración de cuarzo los Cóndores sobre 41,8 ppm
Consideración 3: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina: 12 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001 = Variable	Ninguna fuente ha medido concentración de cuarzo los Cóndores sobre 26,1 ppm
Consideración 4: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2001 < 0.01 ppm; Hg en concentrado Andina 1999 - 2002 = variable; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001: Promedio periodo ene02 - jul04	Control de Calidad de Codelco Ventanas nunca ha medido Hg en concentrado Andina sobre 40,2 ppm (solo una fuente)
Consideración 5: Hg en concentrado Teniente 1999 - 2007: Variable; Hg en concentrado Andina: < 0.01; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001 = Promedio periodo ene02 - jul04	Según Control de Calidad de Codelco Ventanas, el Hg en concentrado Andina tiene como promedio 12 ppm
Consideración 6: Hg en concentrado teniente 1999 a 2007: Variable; Hg promedio en Concentrado Andina: 12 ppm; Hg en cuarzo los Cóndores 1999 - 2001 = Promedio periodo ene02 - jul04	-

Tabla 4.4. Comentarios.

4.4 Discusión

Al estudiar la información entregada por las tablas 4.3 y 4.4, se concluye que la consideración N° 6 es la que con mayor probabilidad cumple con la ecuación 4.6. Se puede decir, entonces que muy probablemente la concentración promedio de mercurio en el concentrado de cobre de El Teniente en el periodo 1999 - 2007 estuvo sobre 1,2 mg/kg.

Por lo anterior, la hipótesis A, que indica que en un periodo anterior a 2002 se acumuló una cantidad de mercurio superior a la cantidad que posteriormente salió del sistema vía ácido producto con alto grado de certeza es falsa.

Conclusiones

El balance de masa al mercurio en el sistema fundición - PLG1 y 2 indica que el principal aporte de mercurio al sistema es el concentrado de cobre de origen Teniente.

Para el periodo 1999 - 2007, el concentrado de cobre de Teniente ha tenido muy probablemente un contenido de mercurio promedio sobre 1,2 mg/kg.

El flujo promedio (1999 - 2007) de Hg vía concentrado de cobre Teniente es mayor a 4,3 kg/día.

Muestras de concentrado de cobre de origen Teniente tomadas en febrero de 2007 fueron analizadas en laboratorios del CIMM y el Sernageomin coincidiendo con los resultados obtenidos en el balance de masa, reportando contenidos de mercurio sobre 2,5 ppm.

CAPÍTULO 5

ANÁLISIS DE SERIES DE TIEMPO

Existen varios posibles objetivos del análisis de series de tiempo, estos pueden ser: describir, explicar, predecir y controlar el comportamiento de alguna variable en particular [5.1]. El presente capítulo tiene como objetivo la búsqueda de posibles explicaciones a patrones generales y singulares de comportamiento del Hg en el a.p. (en adelante Hg a.p. es la abreviación de mercurio en ácido producto).

Se estudia si cambios de origen de suministros a la fundición (concentrado y fundente), cambios operacionales (proyecto PLG2, proyecto MAGA CPS, proyecto ampliación de capacidad del CT1) e hitos operacionales (mantenciones generales de las PLG), están asociados a cambios estructurales de comportamiento del Hg a.p. Para lo cual se analizarán tendencias, estacionalidades, datos poco usuales y discontinuidades.

Se compara el comportamiento de ambas PLG con respecto a tales cambios e hitos, se establece si existe posible relación.

Es importante recordar que en este capítulo se establecen hipótesis que luego son demostradas o desechadas en capítulos posteriores. El presente capítulo es un paso previo necesario en el análisis de factores mediante modelos de regresión múltiple de la sección análisis multivariante.

[5.1] C. Chatfield, The Analysis of Time Series, An Introduction, 6 ed., 2004, Cap. 1

Definiciones

Tendencia: cambio sistemático en el promedio [5.1].

Tendencia sostenida: aumento o disminución sistemática del promedio.

Cambio de comportamiento estructural: cambio radical en el comportamiento del promedio y la desviación estándar para periodos largos (años).

Serie de tiempo estacionaria: sin cambio sistemático en el promedio y la varianza.

Origen de los Datos

Bases de datos USPP, SIOF, PI

Datos poco comunes

Se estudian los datos poco usuales o “anómalos” para buscar correlación con respecto a hitos puntuales tales como reparaciones generales de las PLG.

Filtrado de Datos

Para el análisis de tendencias mediante medias móviles se eliminan los datos poco comunes (outliers) debido a la sensibilidad de la media con respecto a estos valores. La no eliminación de outliers puede significar conclusiones erróneas.

5.1 Mercurio en Acido Producto - Análisis de Datos Mensuales

En esta sección se determinan periodos de comportamiento definido del Hg en el ácido producto. Los parámetros básicos a utilizar son la media móvil y varianza móvil de 6 meses. También se estudian los datos poco comunes.

5.1.1 PLG1 - Análisis de Datos Mensuales

El siguiente gráfico muestra la serie de tiempo del Hg a.p. incluidos datos poco usuales.

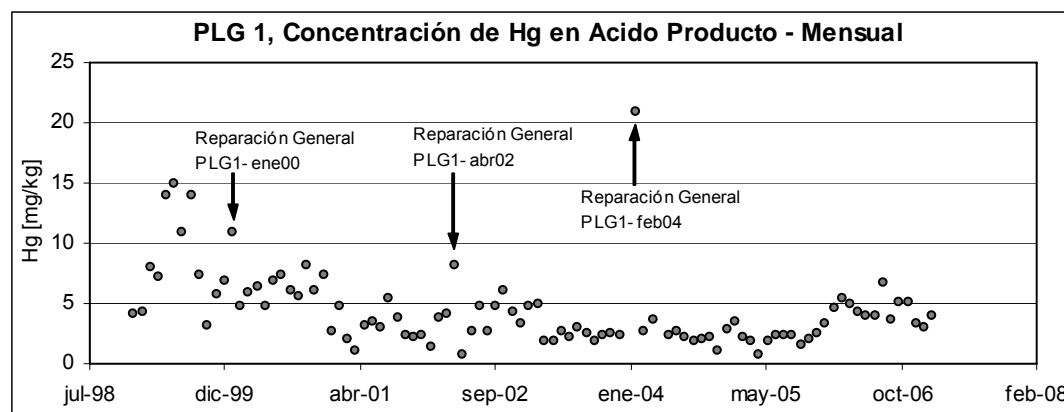


Fig. 5.1. Concentración de mercurio en ácido producto, PLG1.

Datos Poco Comunes

Se puede notar que curiosamente, peaks bastante altos están asociados a reparaciones generales de la PLG1.

Estos hitos son los siguientes:

Ene01: Reparación General PLG1

Abr02: Reparación General PLG1, Inicio: 27/03/2002, Término: 10/04/2002

Feb04: Reparación General PLG1, Inicio: 23/12/2003, Término: 16/02/2004

Estos datos son eliminados del análisis de tendencias generales debido a la sensibilidad de las medias móviles respecto a estos peaks.

Tendencias y Dispersión

Gráfico de Medias Móviles (periodo: 6 meses)

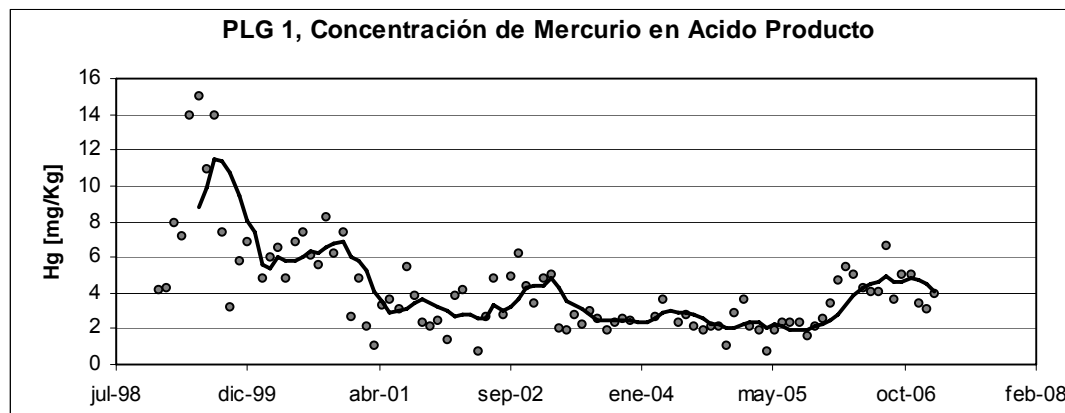


Fig. 5.2. Hg a.p. PLG1, media móvil de 6 meses.

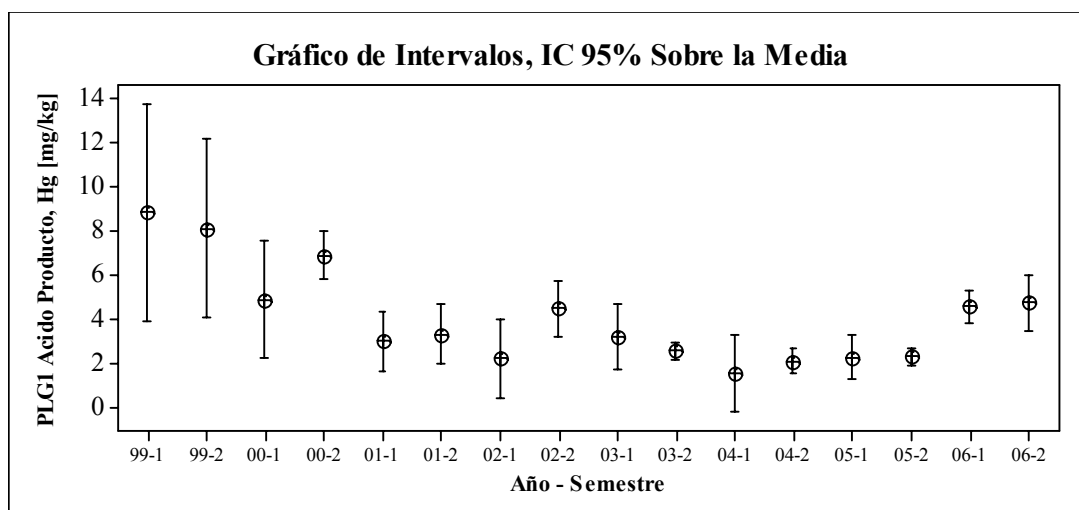


Fig. 5.3. Hg a.p. PLG1, gráfico de intervalos, intervalo de confianza de 95% sobre la media.

Tendencias de Largo Plazo

La serie de tiempo se puede dividir en dos periodos bastante definidos: El primero es de enero de 1999 a diciembre de 2000, periodo en el cual el Hg tiene un promedio de 6,4 mg/kg. El segundo periodo, corresponde a enero de 2001 hasta la fecha actual (marzo de 2007), periodo en el cual el promedio de Hg es 3,2 mg/kg.

El primer periodo presenta una tendencia a la baja y una disminución de la dispersión. Por otro lado el segundo gran periodo presenta inestabilidad tanto en tendencia como en dispersión.

Periodos de comportamiento definido dentro del periodo 2000 a 2007

Dentro del periodo 2000 a 2007 existen comportamientos del Hg a.p. claramente diferenciables, estos son:

Periodo 1, ene99 a dic00: Hg promedio: 6,4 mg/kg, tendencia a la baja de la desviación estándar.

Periodo 2, ene01 a feb03: Promedio relativamente estable entorno a 3,5 mg/kg.

Periodo 3, mar03 a feb06: Promedio relativamente estable entorno a 2,4 mg/kg.

Periodo 4, mar06 a feb07: Promedio del periodo, 4,5 mg/kg alza del promedio semestral en un 88% con respecto al periodo anterior.

Periodo	Inicio	Término	Promedio [mg/kg]	Desv. Std [mg/kg]
1	ene-99	dic-00	6,4	3,2
2	ene-01	feb-03	3,5	1,4
3	mar-03	feb-06	2,4	0,7
4	mar-06	feb-07	4,5	1
1999 - 2007			4,2	2,7

Tabla 5.1. Hg a. p. PLG1, Periodos de comportamiento definido dentro del periodo 1999 a 2007.

Periodo con mejor calidad: mar-04 a feb-06

Hitos Operacionales Importantes

Ene01: Inicio operaciones PLG2

Abr03: Proyecto MAGA CPS

Ago04: Cambio de origen del Fundente alimentado a los CT (Cuarzo Los Cóndores a Cuarzo Constitución - TilTil)

Ago04: Ampliación Capacidad CT1

Periodos de suministro de concentrado Andina

Periodo 1: ene99 a oct03

Periodo 2: sep06 a nov06

Fundente

Ago04: Cambio de origen del Fundente alimentado a los CT (Cuarzo Los Cóndores a Cuarzo Constitución - TilTil)

PLG1 - Reparaciones Generales

Inicio	Término
ene-00	
jun-00	
27/03/2002	10/04/2002
01/01/2003	22/01/2003
24/05/2003	05/06/2003
23/12/2003	16/02/2004
10/05/2004	13/06/2004
17/01/2005	13/02/2005
15/03/2006	09/04/2006
23/01/2007	26/01/2007

Tabla 5.2. Reparaciones generales, PLG1.

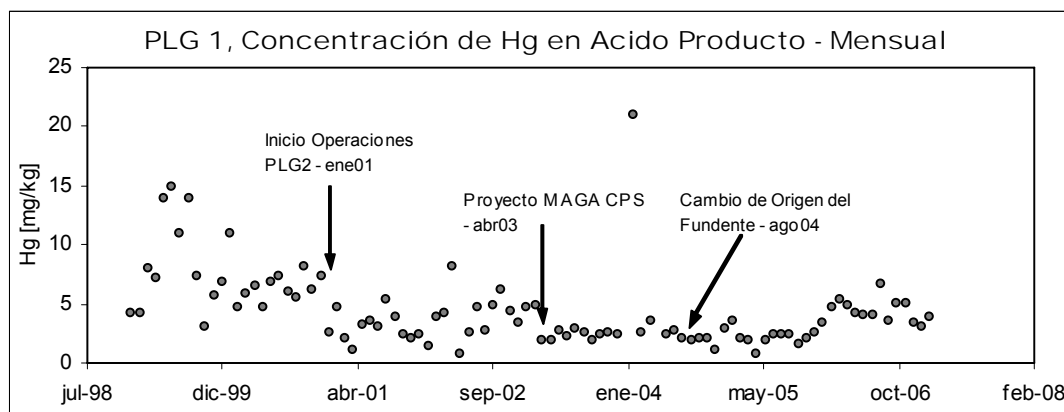


Fig. 5.4. Hg a.p. PLG1, contraste con hitos operacionales.

- Se observa que dos hitos operacionales importantes: inicio de servicio PLG2 y Proyecto MAGA CPS coinciden exactamente con cambios de comportamiento estructural del Hg a.p. El proyecto MAGA CPS implicó un cambio en la estructura del ducto de evacuación de gases desde el CT2.
- El cambio de origen del fundente (cuarzo Los Cóndores) no se asocia a cambios en el

comportamiento estructural del mercurio en el ácido producto de la PLG1.

- El inicio de operaciones de la PLG2 se asocia a un cambio notorio en el comportamiento del Hg en el ácido producto de la PLG1, disminuyó en forma importante la concentración promedio mensual, así como también la desviación estándar de los promedios mensuales. No necesariamente este hito es causa de un cambio estructural del Hg a.p.
- Algunos peaks de concentración de Hg se presentaron cerca de periodos de reparaciones generales de la PLG1. Estos hechos son estudiados con más profundidad más adelante en el presente documento.
- Varios periodos de buen comportamiento del Hg están cercanos a periodos de reparaciones generales de la PLG2. Estos hechos son estudiados con más profundidad más adelante en el presente documento.

5.1.2 PLG2 - Análisis de Datos Mensuales

El siguiente gráfico muestra la serie de tiempo del Hg a.p. , incluidos datos poco comunes

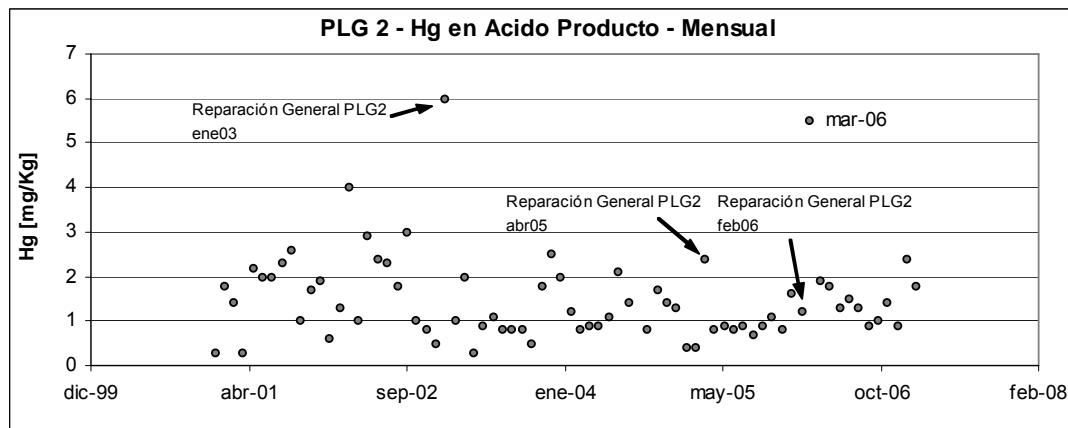


Fig. 5.5. Concentración de mercurio en ácido producto, PLG2.

Datos poco comunes

Hay tres peaks muy cercanos a reparaciones generales: enero de 2003, abril de 2005 y marzo de 2006.

Ene03: Reparación general PLG2, Inicio: 31/12/2002, Término: 08/01/2003

Abr05: Reparación general PLG2, Inicio: 05/04/2004, Término: 26/04/2004

Mar06: Reparación general PLG2, Inicio: 14/02/2006, Término: 04/03/2006

Tendencias y Dispersión

Gráfico de Medias Móviles (periodo: 6 meses)

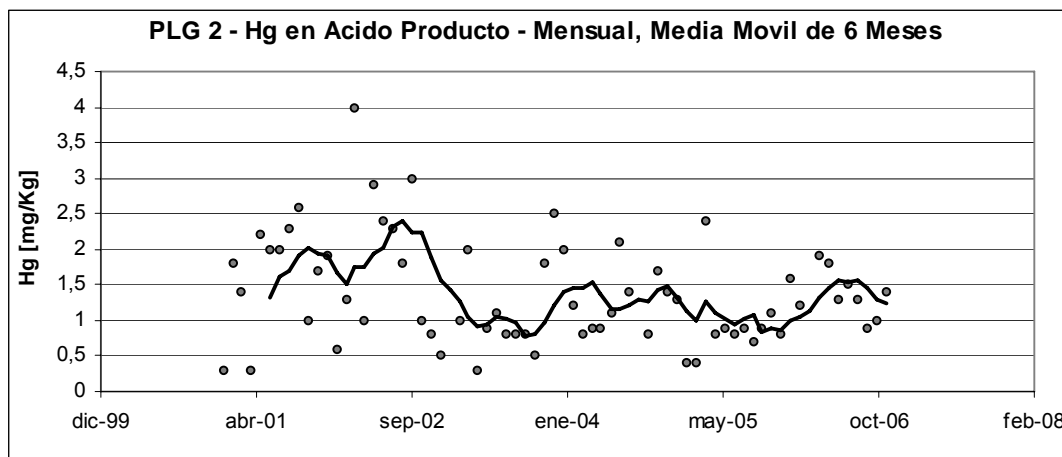


Fig. 5.6. Hg a.p. PLG2, media móvil de 6 meses.

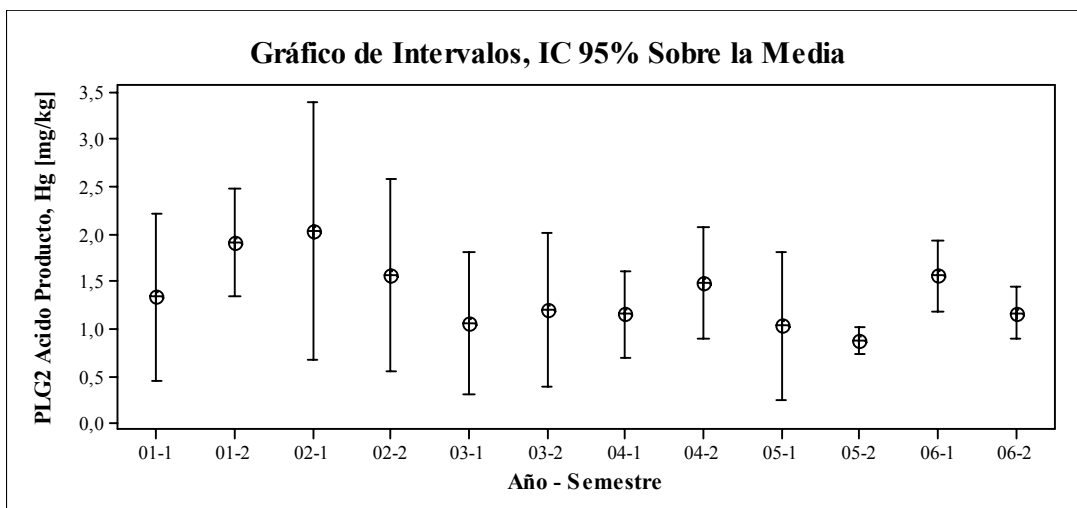


Fig. 5.7. Hg a.p. PLG1, gráfico de intervalos, intervalo de confianza de 95% sobre la media.

Periodos de Comportamiento Definido

Periodo 1, ene01 a sep02: Media móvil inestable, desviación estándar inestable

Periodo 2, oct02 a feb07: Media móvil inestable, un 24% menor con respecto al periodo anterior, varianza inestable menor en 33% con respecto al periodo anterior

Periodo	Inicio	Término	Promedio [mg/kg]	Desv. Std [mg/kg]
1	ene-01	sep-02	1,57	0,81
2	oct-02	feb-07	1,19	0,54
2001 - 2007			1,38	0,74

Tabla 5.3. Hg a. p. PLG2, Periodos de comportamiento definido dentro del periodo 2000 a 2007.

Tendencias de Largo Plazo

No existe tendencia estable en el largo plazo.

La dispersión disminuye moderadamente después del segundo semestre de 2003

Hitos Operacionales Importantes

Ene01: Inicio operaciones PLG2

Abr03: Proyecto MAGA CPS

Ago04: Ampliación Capacidad CT1

Periodos de suministro de concentrado Andina

Periodo 1: ene99 a oct03

Periodo 2: sep06 a nov06

Fundente

Ago04: Cambio de origen del Fundente alimentado a los CTs (Cuarzo Los Cóndores a Cuarzo Constitución - TilTil).

PLG2 - Reparaciones Generales

Inicio	Término
abr-01	
25/05/2002	16/06/2002
31/12/2002	08/01/2003
01/01/2004	06/01/2004
05/04/2004	26/04/2004
02/03/2005	21/03/2005
01/01/2006	04/01/2006
14/02/2006	04/03/2006
23/01/2007	11/02/2007

Tabla 5.4. Reparaciones generales, PLG2.

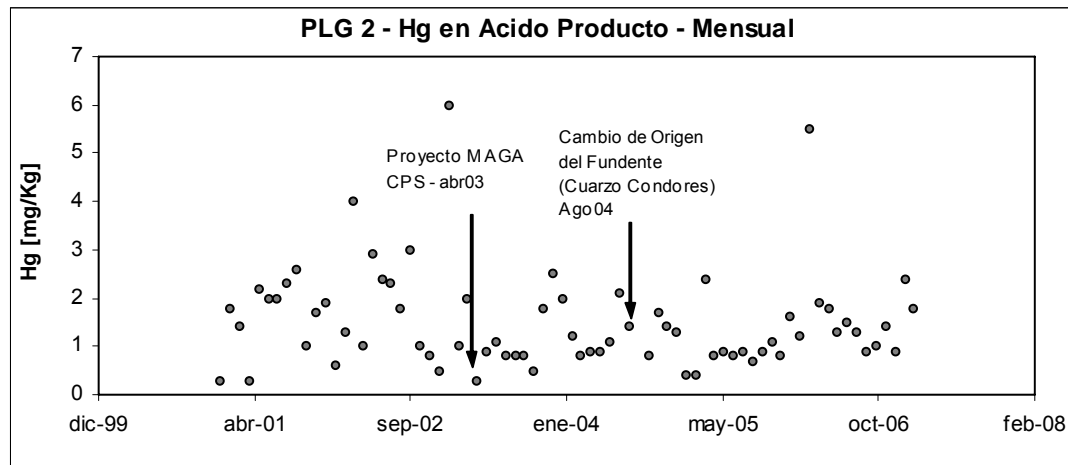


Fig. 5.8. Hg a.p. PLG1, contraste con hitos operacionales.

- El cambio de origen del fundente (cuarzo Cóndores) no generó cambios apreciables en el comportamiento de largo plazo del mercurio en el ácido producto de la PLG2.
- El proyecto MAGA CPS es cercano a sep02, fecha de cambio estructural en el comportamiento del Hg a.p. de la PLG2.
- La ampliación de capacidad de producción del CT1 no generó cambios apreciables en el comportamiento del mercurio en el ácido producto de la PLG2.

5.1.3 Comparación de Series de Tiempo

En los siguientes gráficos (fig. 5.9 y 5.10) se incluye las series de tiempo del Hg a.p. de la PLG1 y 2. Se destacan hitos importantes tales como reparaciones generales.

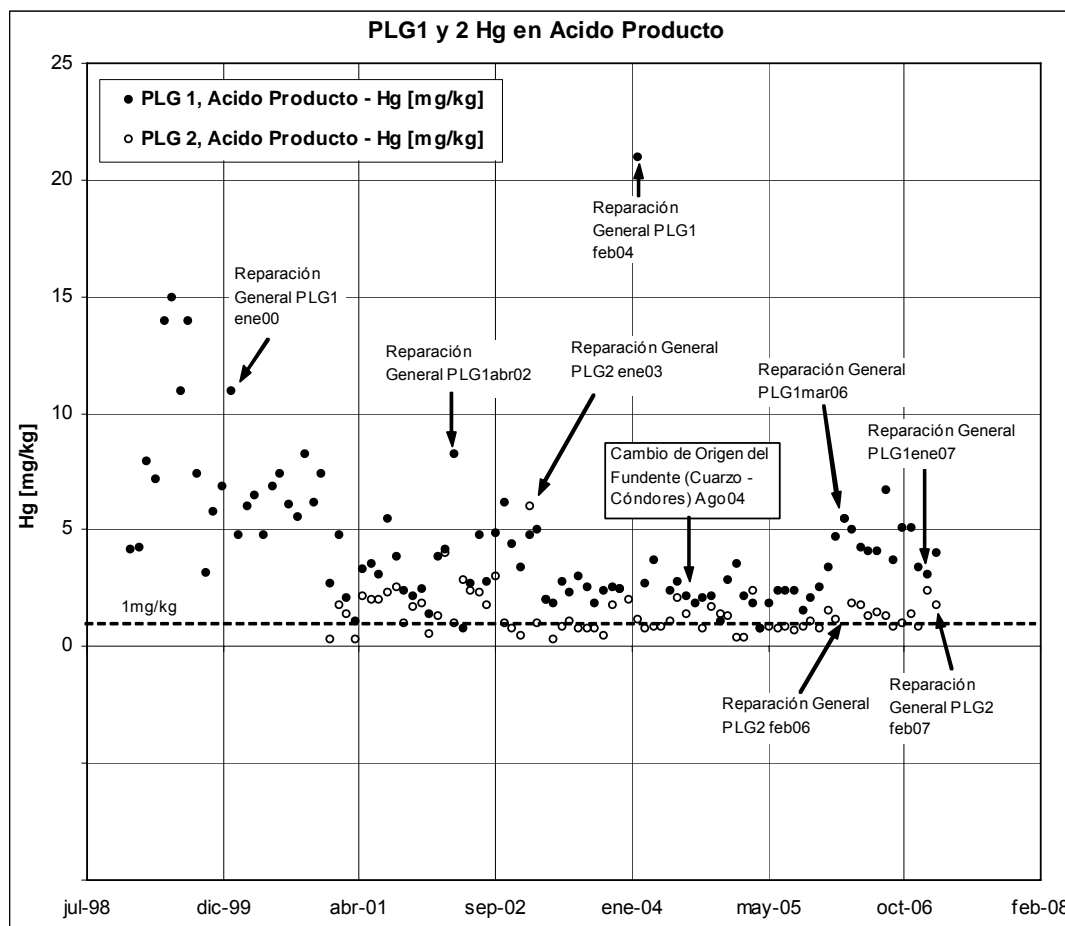


Fig. 5.9. Hg a.p. PLG1 y 2, contraste con hitos operacionales.

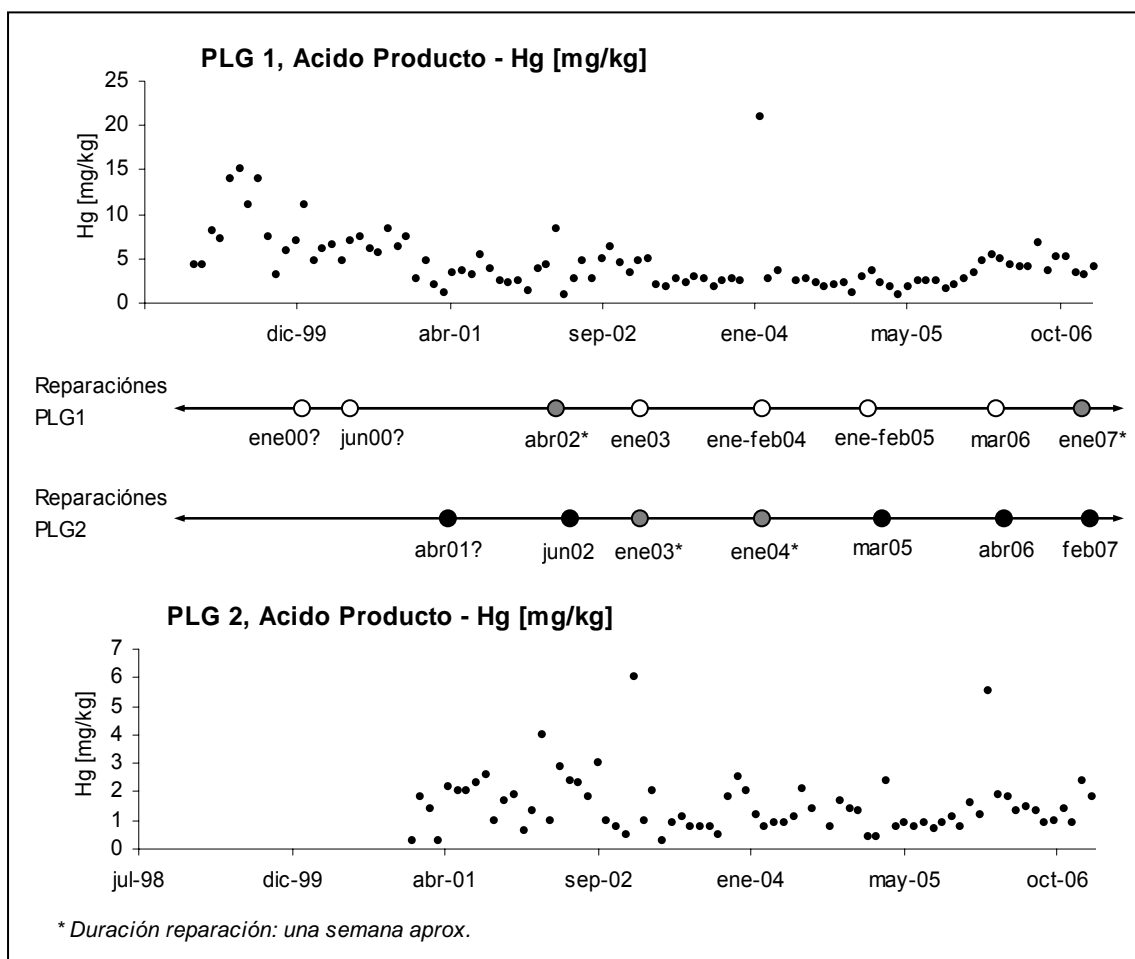


Fig. 5.10. Hg a.p. PLG1 y 2, contraste con reparaciones y detenciones de planta.

Comparación de Concentraciones Promedio Anuales

La siguiente tabla indica los años con menores y mayores concentraciones promedio de Hg a.p. de ambas plantas.

Año	PLG1 - Acido Producto - Hg [mg/kg] promedio mensual	PLG2 - Acido Producto - Hg [mg/kg] promedio mensual	Razón PLG1/PLG2
1999	8,4 Máx	-	-
2000	6,4	-	-
2001	3,1	1,6	1,9
2002	3,6	1,8 Máx	2,0
2003	2,8	1,1	2,5
2004	2,3	1,3	1,8 Min
2005	2,2 Min	0,95 Min	2,3
2006	4,7	1,76	2,7 Máx

Tabla 5.5. Comparación de concentraciones promedio anuales, Hg a.p. PLG1 y 2.

Los datos indican que el mejor año con respecto al mercurio en el ácido producto de ambas plantas fue el año 2005. El peor año fue 2006.

Diferencias de Comportamiento entre Ambas Plantas

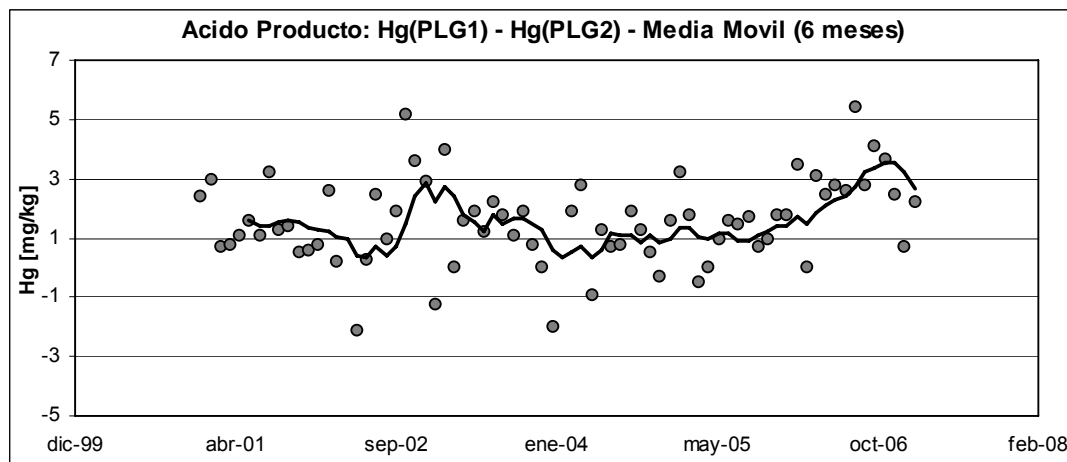


Fig 5.11. Diferencia de comportamiento, Hg a.p. PLG1 y 2.

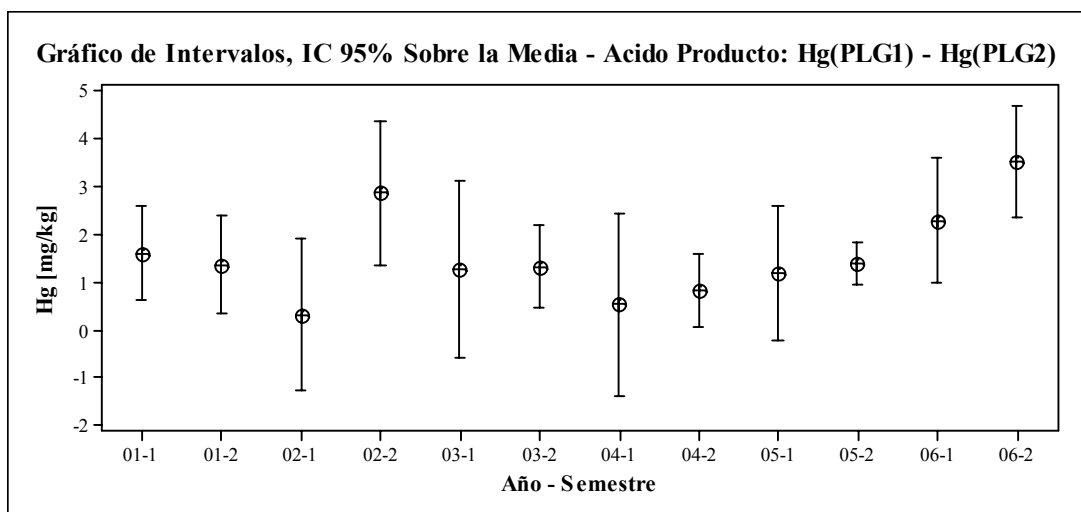


Fig 5.12. Diferencia de comportamiento, Hg a.p. PLG1 y 2. Gráfico de intervalos.

Existe una clara tendencia de aumento de la diferencia de concentraciones de ambas plantas desde 2004.

5.2 Insumos Fundición

En el siguiente diagrama¹ se esquematiza el tiempo de suministro de concentrado de cobre de origen Teniente y Andina, y cuarzo de origen Los Cóndores, Constitución y Tiltil.

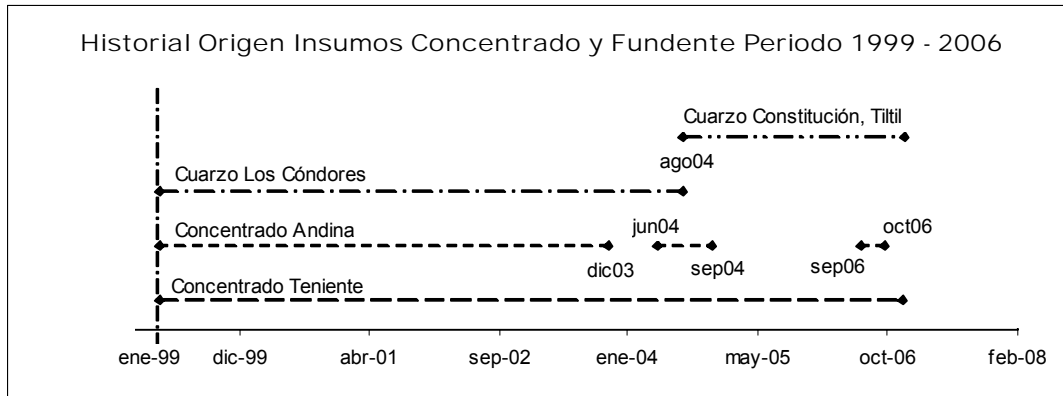


Fig. 5.13. Historial origen insumos, concentrado y fundente, periodo 1999 - 2006.

Mercurio en Concentrado Teniente (Fuente: USPP)

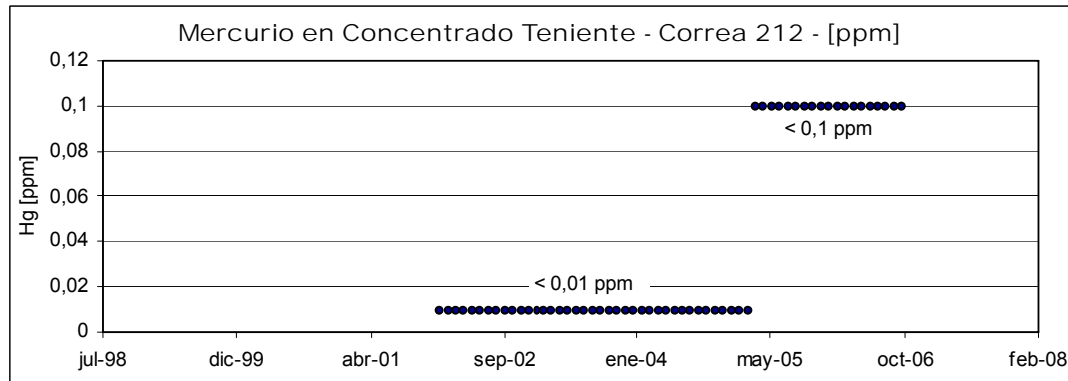


Fig. 5.14. Mercurio en concentrado Teniente.

Los valores graficados corresponden al límite de medición del instrumento, es decir los valores reales son iguales o menores a los expuestos.

¹ Notas Gráfico: [1] No se incluye los concentrados de Potrerillos y Los Bronces debido a su baja cuota. [2] Los periodos corresponden a insumos fundidos. [3] En el periodo ene99 - dic03 existen algunas interrupciones de suministro de concentrado Andina

No existen datos anteriores a enero de 2002.

Hitos

Mar05: Cambio de metodología de análisis de Hg en Laboratorio Metalúrgico de Colón (A.A. a I.C.P.)

Mercurio en Concentrado de Andina

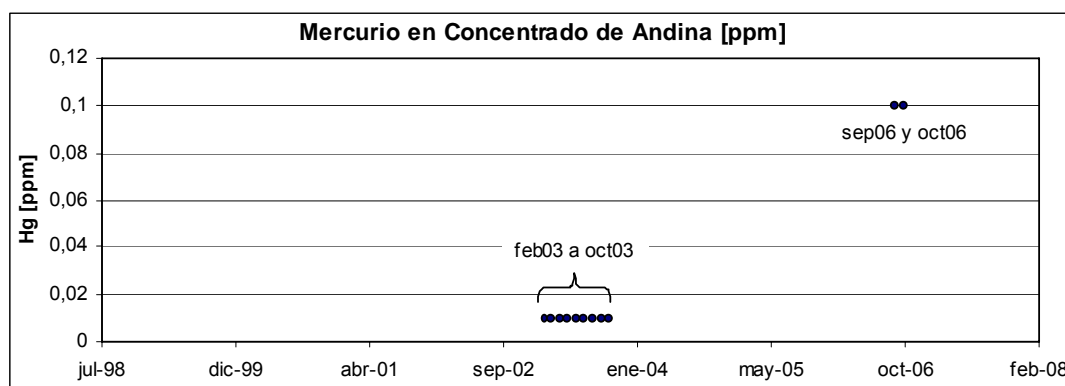


Fig. 5.15. Mercurio en concentrado Andina.

Los valores graficados corresponden al límite de medición del instrumento, es decir los valores reales son iguales o menores a los expuestos.

No existen datos anteriores a febrero de 2003.

Hitos

Mar05: Cambio de metodología de análisis (A.A. a I.C.P.)

Mercurio en Fundente

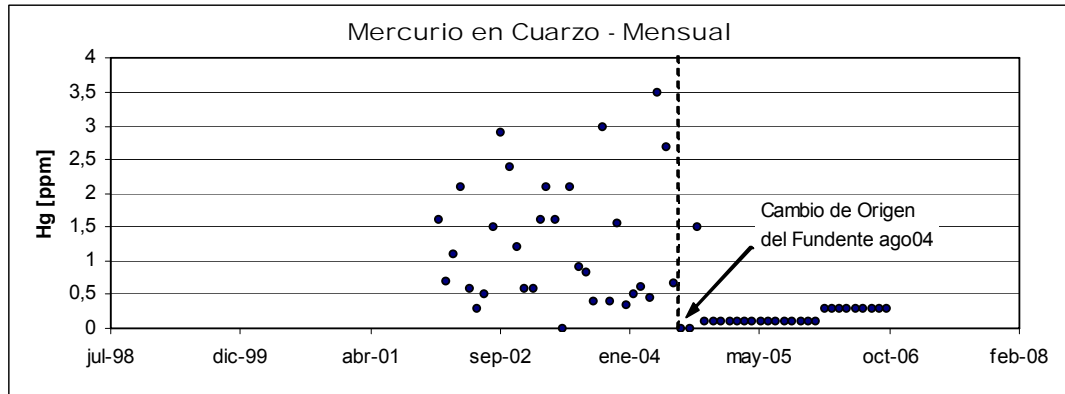


Fig. 5.16. Mercurio en Fundente.

Hitos

Ago04: Cambio de origen del Fundente

PLG1: Contraste del Comportamiento de Hg en Ac. Producto vs Insumos Fundición

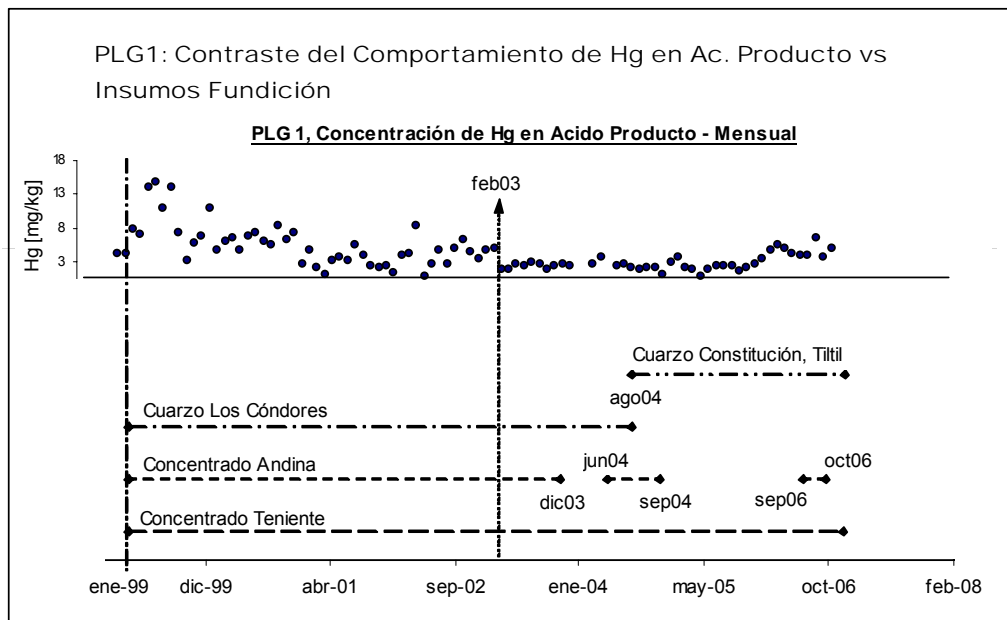


Fig. 5.17. Contraste del Comportamiento de Hg en Ac. Producto vs Insumos Fundición, PLG1.

No existe relación entre el cambio de fundente y algún cambio de comportamiento de largo plazo en el Hg a.p. de la PLG1. Hay más de un año de diferencia entre el cambio estructural de comportamiento del Hg a.p. (feb03) de la PLG1 con respecto al cambio de origen del fundente (ago04).

PLG2: Contraste del Comportamiento de Hg en Ac. Producto vs Insumos Fundición

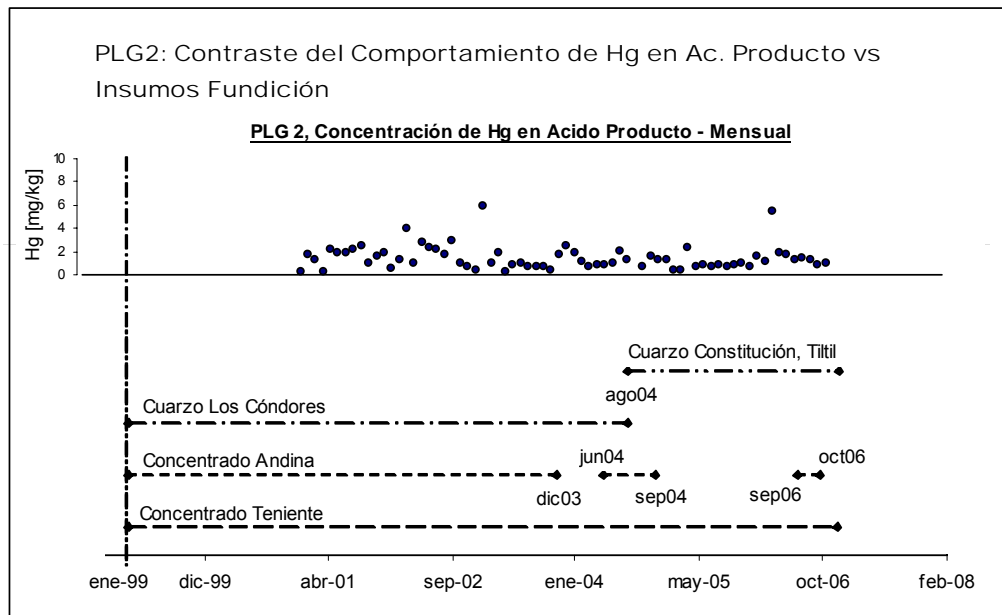


Fig. 5.18. Contraste del Comportamiento de Hg en Ac. Producto vs Insumos Fundición, PLG2.

No existe relación entre el cambio de fundente y algún cambio de comportamiento de largo plazo en el mercurio del ácido producto de la PLG2

5.3 Análisis de Cambio Estructural del Comportamiento del Mercurio en el Acido Producto

Una primera aproximación al análisis de variables principales que afectan a la concentración de Hg a.p. es determinar cambios de comportamiento estructural simultáneos de variables operacionales de distintos puntos del sistema con cambios estructurales del comportamiento del Hg a.p.

Se estudiaron 179 variables, las cuales corresponden a concentraciones, flujos, temperaturas, etc. del sistema fundición - planta de ácido. El periodo estudiado fue enero de 1999 a noviembre de 2006. La mayoría de los datos son promedios diarios. Las fuentes de datos son las bases de datos USPP, PI, SIOF.

Según la sección anterior las fechas de inflexión en el comportamiento del Hg a.p. PLG1 son enero de 2001, abril de 2003 y febrero de 2006. Con respecto a la PLG2, septiembre de 2002.

Variables que sufrieron cambios de comportamiento estructural en fechas asociadas a cambios del comportamiento estructural del Hg a.p.

Definiciones

Los hitos son puntos de inflexión en el comportamiento de largo plazo del mercurio en el ácido producto de la PLG1.

Criterio de selección: Patrón de tendencia y dispersión claramente diferenciables entre los periodos estudiados.

Datos: Periodo: enero de 1999 a noviembre de 2006

Fuentes: USPP (Caracterización química de insumos y productos), PI: Variables

Operacionales (Flujos, Presiones, Temperaturas, etc.).

Resultados Análisis de Datos Diarios

Fecha	Correa 212	CT1	CT2	MAGA CT1	MAGA CT2	MAGA CPS
dic-00	As, Pb, Sb	Sin Datos	Sin Datos	Sin Datos	Sin Datos	Sin Datos
feb-03	As, Pb, Sb	Sin Datos	Sin Datos	Sin Datos	Sin Datos	Sin Datos
ene-06	Sb, Pb (Desv Estandar), Fe	Escoria - Temp., Enriquecimiento O ₂	CT2 - Flujo Aire de Soplado, CT2 Flujo Fundente, Enriquecimiento O ₂	Cam. Enfriam. - Temp. Gas Entrada	MAGA CT2 - Cám. de Enfriam. - Temp. Salida, Sist. Sonic - Flujo Agua, Temp Gas Salida JOY 2	

Fecha	PLG1	PLG2
dic-00	PLG1 - Gas de Entrada % de SO ₂ , Flujo de Gas Metalúrgico	Sin Datos
feb-03	PLG1 - Gas de Entrada % de SO ₂ , Flujo de Gas Metalúrgico	PLG2 - Gas de Entrada % de SO ₂ , Producción de Acido
ene-06	T.Lavado - Temp. Gas Entrada, Intercambiador Frío - Flujo?, T.Secado, H ₂ SO ₄ menor a 96%, T.Secado - Temp. Menor a 50°C, Soplador Principal - P Gas Entrada, PLG1 Gas de Entrada % de SO ₂ , Torre de Lavado - Nivel	PLG2 - Gas de Entrada % de SO ₂ , Acido Lavado - SO ₄ ²⁻ , Producción de Acido, Tren1 - Nivel Torre Vacía, Tren2 - Nivel Torre Vacía

Tabla 5.6. Resultados análisis de datos diarios. Variables que sufrieron cambios de comportamiento estructural en fechas asociadas a cambios del comportamiento estructural del Hg a.p. Para mayor información ver apéndice 5.

Resultados Análisis de Datos Mensuales

Fecha	Correa 212	Cuarzo Usado	Escoria CT1	MB CT1	Escoria CT2	MB CT2	Polvos FU	Ac.Prod. PLG1	Ac.Prod. PLG2
dic-00	As, Sb, Ag		Fe ₃ O ₄ , As, Pb						
feb-03	As, Pb	Bi	Pb, As	As, Fe, Pb	As, Pb, Al ₂ O ₃	Pb	Sb, Pb, Fe, Cu, Bi		Mat. Organica
ene-06	Sb	Pb, Hg		Fe				Zn, Color, N	

Tabla 5.7. Resultados análisis de datos mensuales. Variables que sufrieron cambios de comportamiento estructural en fechas asociadas a cambios del comportamiento estructural del Hg a.p.

Discusión

- Los tres hitos están asociados a cambios profundos en las características químicas del concentrado.
- Los tres hitos están asociados a cambios de largo plazo en el comportamiento del SO₂.
- Ambas PLG tienen cambios operacionales como consecuencia del hito 3.
- Los cambios de calidad del concentrado pueden afectar profundamente las variables operacionales del sistema de tratamiento de gases.

Existen tres posibles explicaciones para el comportamiento de largo plazo del mercurio:

1. El contenido de mercurio en el concentrado de cobre.
2. El estado que adquiere el mercurio en la fase gaseosa (oxidado o adsorbido en partículas sólidas) como consecuencia de la calidad del concentrado y cuarzo fundido.
3. El estado que adquiere el mercurio en la fase gaseosa como consecuencia de las características operacionales del sistema CT – MAGA CT.
4. Cambios en la físico - química del gas que pueden afectar la eficiencia de remoción de Hg del circuito PES – PLG.

5.4 Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG

En esta sección se establece si los peaks de concentración de Hg a.p. luego de detenciones de planta tales como reparaciones generales, obedece a un patrón común con resto de las impurezas en el ácido producto. Para lo anterior se analizan los siguientes gráficos:

Acido Producto PLG1

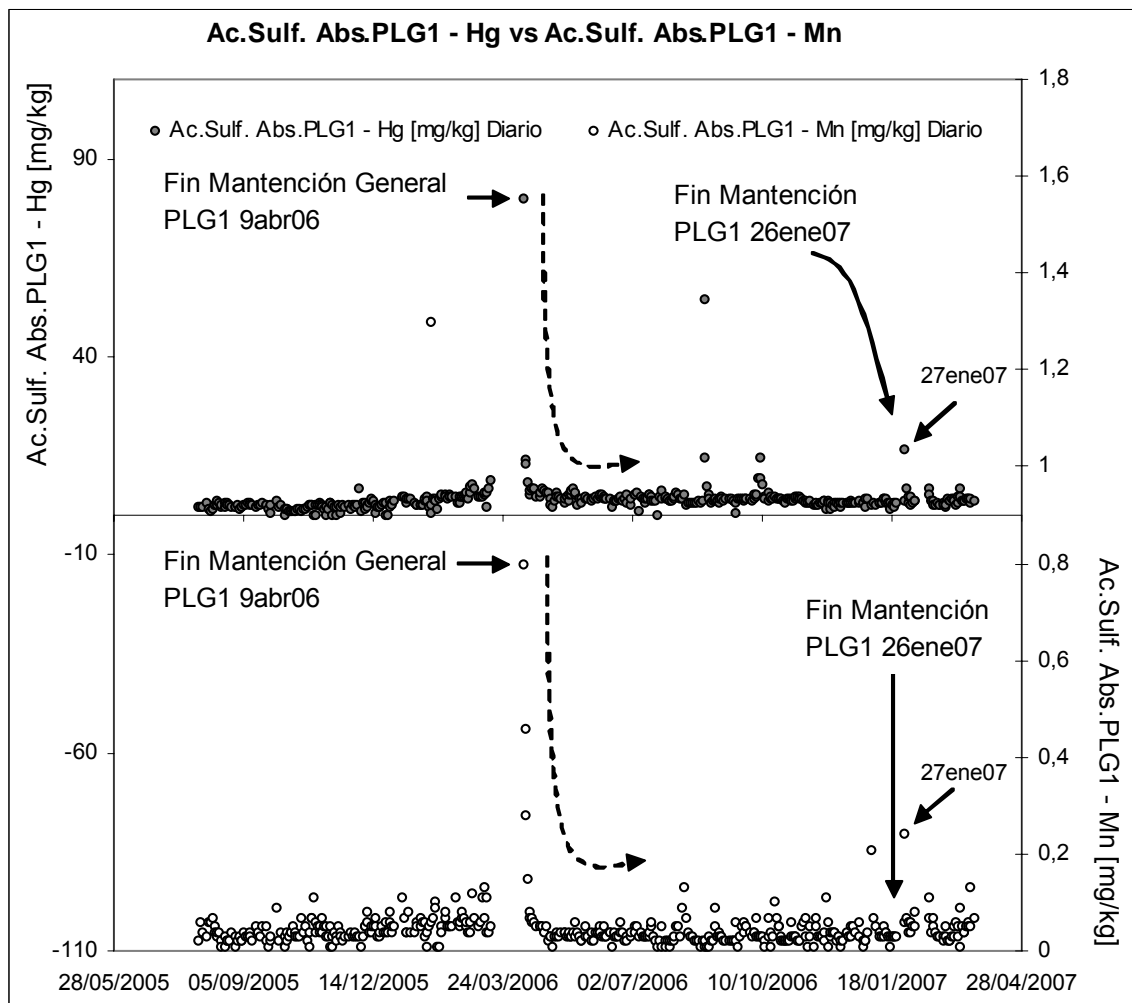


Fig. 5.19. Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG1 vs Mn a.p. PLG1.

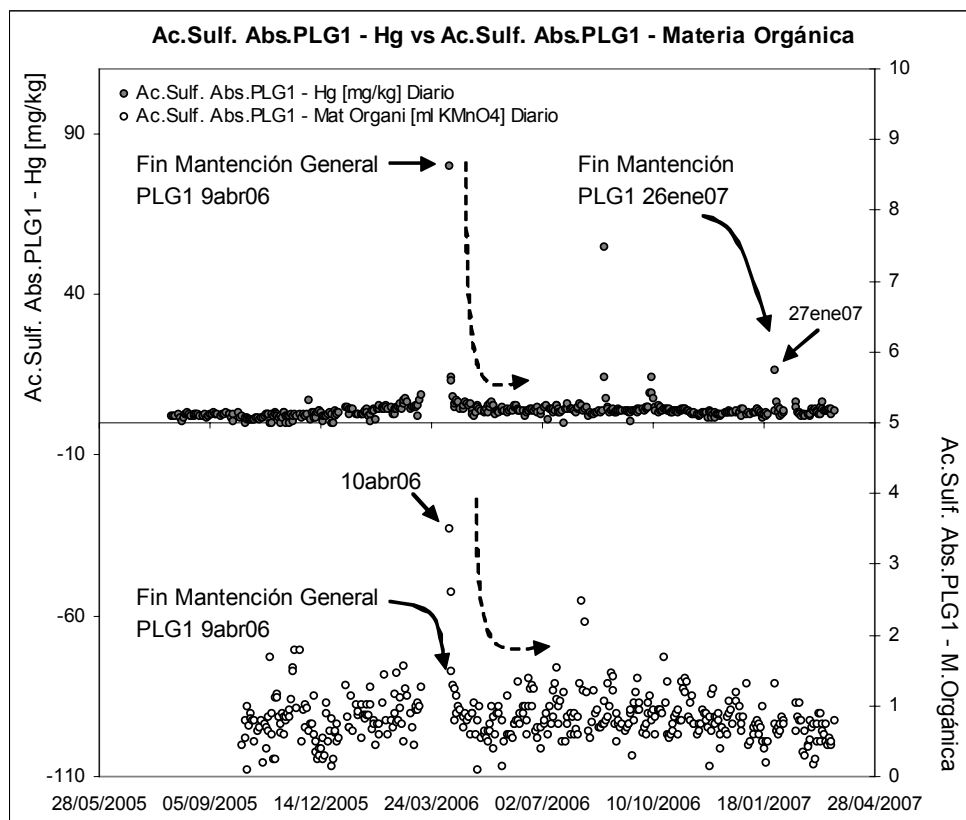


Fig. 5.20. Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG1 vs materia orgánica a.p. PLG1.

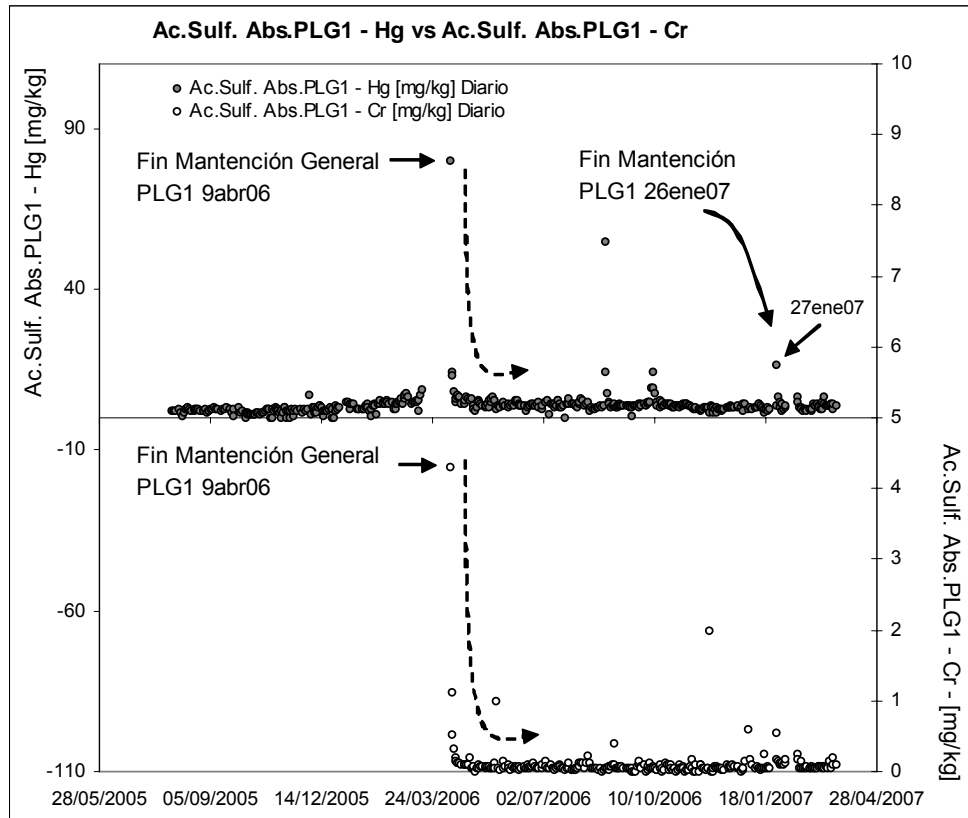


Fig. 5.21. Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG1 vs cromo a.p. PLG1.

En el caso del ácido producto de la PLG1 se puede decir que los peaks como consecuencia de detenciones de planta relativamente largas (más de una semana) tienen consecuencias no solo en la concentración de Hg sino que también en impurezas tales como el manganeso, materia orgánica y cromo. Se observa que tanto el Mn como el Cr tienen un peak “post-detención” de características similares al mercurio en los dos últimos años (2006 – 2007)

Acido Producto PLG2

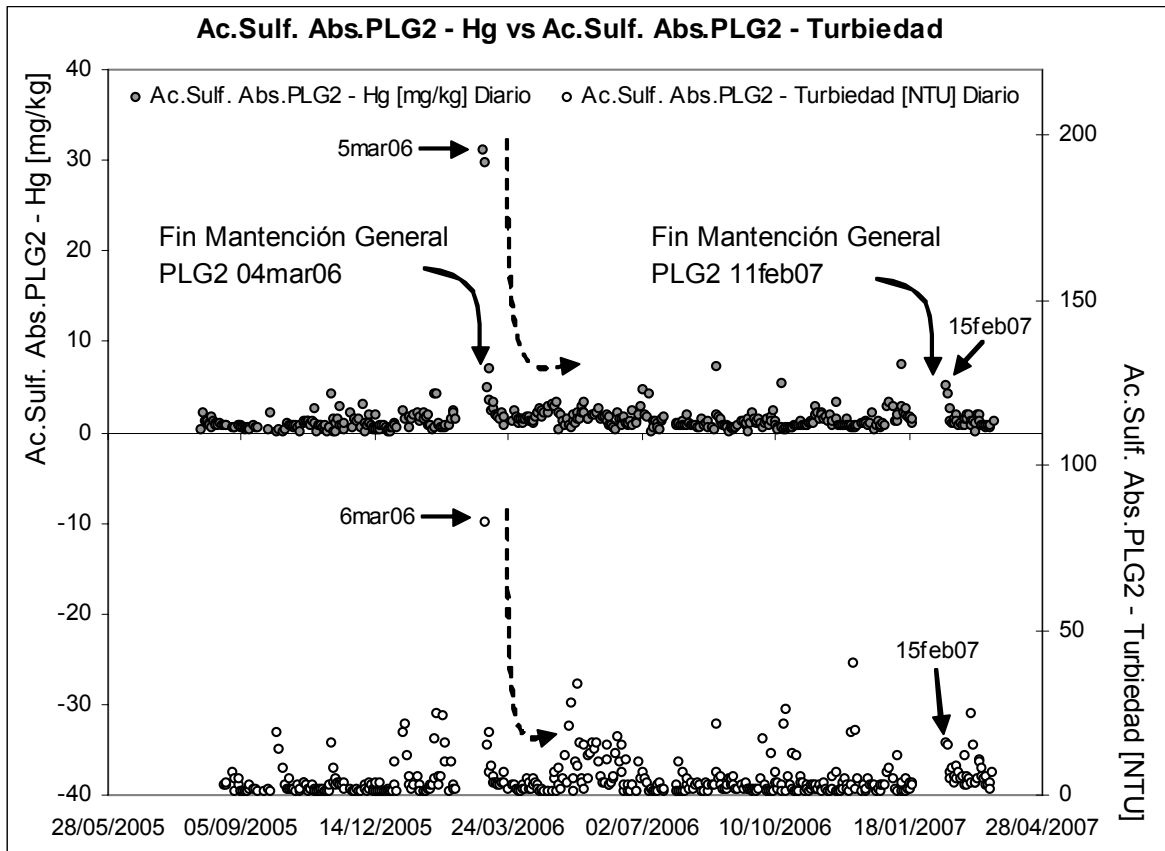


Fig. 5.22. Peaks de concentración de impurezas luego de reparaciones en las PLG. Hg a.p. PLG2 vs turbiedad a.p. PLG2.

En el caso de la PLG2, el contenido de mercurio en el ácido producto y el nivel de turbiedad presentan peaks “post detención”.

Discusión

Los peaks de concentración de impurezas luego de detenciones de planta muy probablemente se deben a los cambios en las condiciones de los circuitos de ácido concentrado.

Conclusiones

El mercurio del ácido producto de la PLG1 presenta tres periodos bien definidos de comportamiento: ene/99 a dic/00, ene/01 a feb/03. Estos tres periodos están asociados (no necesariamente relacionados) a dos hitos operacionales: inicio de operaciones PLG2 en enero de 2001 y proyecto MAGA CPS en febrero de 2003. Simultáneamente, en las dos fechas antes mencionadas, la calidad del concentrado de cobre de origen Teniente tuvo un fuerte cambio con respecto a las impurezas arsénico, plomo y antimonio.

El mercurio en el ácido producto de la PLG2 presenta dos periodos de comportamiento estructural: ene/01 a sep/02 y oct/02 a feb/07 aunque son menos diferenciados que en el caso de la PLG1.

No existe relación entre el cambio del fundente, cuarzo Los Cóndores a cuarzo de Constitución (agosto de 2004) con algún cambio de comportamiento estructural del Hg a.p.

CAPÍTULO 6

ANÁLISIS MULTIVARIANTE

El objetivo principal del presente capítulo es determinar cuales son las variables del sistema fundición - plantas de ácido que se correlacionan más fuertemente con el comportamiento del mercurio en el ácido producto.

Se establecen variables de interés para el estudio de optimización de remoción de mercurio del sistema mediante mejoramiento del proceso existente.

Existen dos factores que justifican la realización de un análisis multivariante en el presente trabajo: 1) la generación de conclusiones “robustas” basadas en una gran cantidad de información (196 variables de proceso) las cuales pueden significar la aceptación o el rechazo de hipótesis planteadas en capítulos anteriores y 2) la determinación de posibles variables críticas en el comportamiento del mercurio en el sistema sin la necesidad de conocer los fenómenos físico - químicos involucrados, los cuales son (en la mayoría de los casos) extremadamente difíciles de establecer en este sistema en particular.

El método de análisis utilizado es el estudio de modelos de regresión lineal multivariante debido a su utilidad en sistemas en los cuales se quiere conocer la posible asociación simultánea de varias variables con respecto a una en particular.

Se estudió un total de 196 variables del sistema fundición - plantas de ácido. Las variables fueron divididas en grupos asociados a secciones del sistema tales como: variables CT1, MAGA CT1, CPS, MAGA CPS, PLG1 - Zona de Limpieza, etc.

Se comparó modelos de distintos grupos y se determinaron las secciones de mayor correlación con las variables objetivo (Hg a.p). Finalmente utilizando las variables principales obtenidas de los modelos lineales, se construyeron modelos no lineales polinomiales con términos de

interacciones bivariadas para tener una visión más profunda acerca de las variables principales.

6.1 Regresión Lineal Multivariante

Se basa en el método de mínimos cuadrados multivariados. Es un excelente método para una primera aproximación al análisis de datos multivariados. Una desventaja es su sensibilidad con respecto a datos poco comunes (outliers).

La ecuación básica para estimar los parámetros del modelo es la siguiente:

$$0 = \nabla \sum (y_i - f(x_j))^2 \quad (6.1)$$

En donde y_i corresponde al vector columna (1 x n) con los datos de la variable dependiente (en nuestro caso el Hg a.p.), $f(x_j)$ corresponde al valor calculado por el modelo, x_i es una matriz de $n \times m$, en donde n corresponde al número de datos de las variables y m es el número de variables independientes.

En términos sencillos, el método de mínimos cuadrados estima los parámetros de una función para los cuales la suma de cuadrados de las diferencias entre los datos y los datos calculados es mínima.

Modelos Lineales

Se utilizan modelos lineales con la siguiente ecuación general:

$$f(x) = \alpha \cdot x + \beta \quad (6.2)$$

Los parámetros α (vector fila) y β (vector columna) serán estimados mediante la ecuación 6.1.

Matriz de Correlación

El coeficiente de correlación de Pearson (R^2) es un indicador de la dispersión de los datos con respecto a datos calculados mediante un modelo. Un R^2 mayor a 0,6 para la mayoría de los autores, indica alta asociación lineal. Sin embargo se debe ser muy cuidadoso en la lectura de este parámetro debido a su sensibilidad a outliers y su alta dependencia con respecto a la distribución de los datos. Para el propósito de la presente investigación, R^2 más que un indicador de magnitud de asociación lineal, este es utilizado para comparar modelos. El nivel de asociación lineal es estudiado mediante observación de gráficos.

El coeficiente de correlación para datos bivariados se calcula de la siguiente forma:

$$R^2 = \sum (y_j - f(x_j))^2 / \sum y_j^2 \quad (6.3)$$

Suma de Cuadrados Secuenciales (Seq. SS en sus siglas en inglés)

Es el incremento de la suma de cuadrados del modelo regresivo cuando una o más variables son agregadas al modelo. Se utiliza para determinar el nivel de influencia de las variables independientes [6.1].

Modelos no Lineales¹

La ecuación general es la siguiente:

$$f(x) = \alpha \cdot g(x) + \beta \quad (6.4)$$

¹ La mayoría de los sistemas físicos son por naturaleza no lineales. Los sistemas no lineales son aquellos que su comportamiento no puede ser expresado por la suma de de los comportamientos de sus descriptores, es decir no cumplen con el principio de superposición.

[6.1] Ayuda Minitab 14

$g(x)$ es una función polinomial de tercer grado con términos bivariados asociados a la variable independiente principal (con mayor seq. SS), de la siguiente forma:

$$g(x) = \{x_1, x_1^2, x_1^3, 1/x_1, 1/x_1^2, 1/x_1^3, x_2, x_2^2, x_2^3, 1/x_2, 1/x_2^2, 1/x_2^3, x_1 \cdot x_2, x_1/x_2, 1/(x_1 \cdot x_2), x_3, x_3^2, x_3^3, 1/x_3, 1/x_3^2, 1/x_3^3, x_1 \cdot x_3, x_1/x_3, 1/(x_1 \cdot x_3), \dots, x_m, x_m^2, x_m^3, 1/x_m, 1/x_m^2, 1/x_m^3, x_1 \cdot x_m, x_1/x_m, 1/(x_1 \cdot x_m)\} \quad (6.5)$$

En donde x_1 es la variable independiente principal, x_2, x_3, \dots, x_m corresponden al resto de las variables independientes del modelo

$x_1, x_2, x_3, \dots, x_m$ son vectores columna de tamaño $1 \times n$. $g(x)$ es una matriz de $n \times 6m-3$.

Los parámetros α y β son un vector fila de $6m-3 \times 1$ y un vector columna de $1 \times n$.

6.2 Descripción de Modelos

En total se estudiaron 18 modelos, de los cuales 9 estiman el comportamiento del Hg a.p. PLG1 y el resto el Hg a.p. PLG2.

Cada modelo tiene los siguientes atributos distintivos:

- Tipo de modelo: lineal o no lineal
- Tipo de variables: con o sin variables eléctricas
- Ubicación de las variables:

El sistema se divide en 8 secciones homólogas para cada planta:

Hg a.p. PLG1: (1) Correa 212, (2) CT2, (3) MAGA CT2, (4) PLG1 - Zona de Limpieza, (5) PLG1 - PEH, (6) PLG1 - T.Secado, (7) PLG1 - T.Absorción, (8), PLG1 - Calidad del Acido Producto.

Hg a.p. PLG2: (1) Correa 212, (2) CT1, (3) MAGA CT1, (4) PLG2 – Zona de Limpieza, (5) PLG2 – PEH, (6) PLG2 – T.Secado, (7) PLG2-T.Absorción, (8), PLG2 – Calidad del Acido Producto.

Identificación de Modelos

Cada modelo tiene un código de identificación con el siguiente formato: N.MR

Donde N identifica la variable dependiente (1 para el caso Hg a.p. PLG1 y 2 para Hg a.p. PLG2). M corresponde a la ubicación de las variables y R corresponde a una letra que indica si el modelo incluye variables eléctricas o no (en este caso “A” para modelos con variables eléctricas y “B”, modelos sin variables eléctricas).

En el siguiente diagrama se esquematiza como se distribuyen las variables para cada modelo.

En el caso de los modelos Hg a.p. PLG1:

Area	Modelo							
	1.1A	1.2A	1.3A	1.4A	1.5A	1.6A	1.7A	1.8A
Correa 212	x							
CT2	x	x						
MAGA CT2	x	x	x					
PLG1 – Zona de Limpieza	x	x	x	x				
PLG1 – PEH	x	x	x	x	x			
PLG1 – T.Secado	x	x	x	x	x	x		
PLG1-T.Absorción	x	x	x	x	x	x	x	
PLG1 – Calidad del H ₂ SO ₄	x	x	x	x	x	x	x	x

Tabla 6.1. Distribución de variables modelos Hg a.p. PLG1.

Para el caso de los modelos Hg a.p. PLG2:

Area	Modelo							
	2.1A	2.2A	2.3A	2.4A	2.5A	2.6A	2.7A	2.8A
Correa 212	x							
CT1	x	x						
MAGA CT1	x	x	x					
PLG2 – Zona de Limpieza	x	x	x	x				
PLG2 – PEH	x	x	x	x	x			
PLG2 – T.Secado	x	x	x	x	x	x		
PLG2-T.Absorción	x	x	x	x	x	x	x	
PLG2 – Calidad del H ₂ SO ₄	x	x	x	x	x	x	x	x

Tabla 6.2. Distribución de variables modelos Hg a.p. PLG2.

Criterios de Elección de Variables Principales

El nivel influencia de las variables de cada modelo se relaciona con el seq. SS de las variables. Mientras más alto, mayor es el nivel de influencia.

Criterio de Elección de Variables para Modelos no Lineales

Se basa en dos características de la variable:

- El nivel de influencia con respecto al modelo: Se seleccionan las variables con mayor seq. SS.
- La “cercanía” de la variable con respecto a variables de alimentación del sistema: Las variables más cercanas al punto de entrada del Hg al sistema son más independientes que las variables cercanas al ácido producto. Se elijen las más cercanas a la entrada del Hg al sistema.

Variables Eléctricas

Las variables eléctricas de los PES y PEH son indicadores de la físico - química del gas que circula a través de ellos. La literatura² indica que la eficiencia de un PES depende de la resistividad del gas, su temperatura, la composición química (del polvo y del gas), y la distribución del tamaño de las partículas. La eficiencia de un PEH depende de los mismos factores que el PES sin incluir la resistividad del gas, ya que la humedad del PEH disminuye fuertemente la resistividad de partículas.

Herramientas y Métodos

- El acondicionamiento de datos se realizó mediante EXCEL y MATLAB 7.
- Los modelos lineales fueron construidos mediante MINITAB 14.
- Los modelos no lineales fueron construidos mediante EXCEL, MATLAB 7 y MINITAB.

La metodología de trabajo se basó en el siguiente procedimiento:

1. Construcción de base de datos, con datos “en bruto”
2. Filtrado de datos
3. Estudio de matriz de correlación
4. Desarrollo y análisis de modelos lineales
5. Desarrollo y análisis de modelos lineales solo sin variables eléctricas
6. Desarrollo y análisis de modelos no lineales

Origen de los Datos

Bases de datos USPP, SIOF y PI.

² Ver Técnicas de Control de Materia Particulada Fina Proveniente de Fuentes Estacionarias, Kenneth Woodard, Integrated Policy and Strategies Group (MD-15) Air Quality Strategies and Standards Division U.S. Environmental Protection Agency, Research Triangle Park, North Carolina 27711, 1998, Sección 5.2).

Elección de Variables

Se tomó el máximo número de variables posibles que pudieran estar asociadas directa o indirectamente con la calidad del ácido sulfúrico. Las variables redundantes fueron eliminadas sistemáticamente según su nivel de colinealidad con otras variables y por su nivel de influencia en los modelos.

Tipo de datos

Para el caso de variables con datos muestreados en periodos menores a 24 hr se tomó el promedio diario como parámetro. En algunos casos se toma el tiempo en condiciones específicas.

Todos los datos tienen una frecuencia de 24 hr debido a que la variable principal (Hg a.p.) se mide mediante compuestos diarios.

Periodo de Análisis

1 de agosto de 2005 a 15 de marzo de 2007

Acondicionamiento de Datos

Debido a la gran cantidad de datos (195 variables, 592 datos por variable), se ordenaron los datos en una base de datos común.

Filtrado de Datos

Se eliminaron ceros y outliers debido a la sensibilidad de los métodos de mínimos cuadrados con respecto a estos valores.

Etiquetas (Tags)

Cada variable tiene una etiqueta de identificación con el siguiente código:

LNNN, en donde L es una letra e NNN es un número

Una lista completa de las variables con sus códigos se presenta en el Apéndice 1

Descripción de Variables

Todas las variables tienen una descripción la cual incluye el punto físico de medición, variable, unidad, tipo de dato (promedio, tiempo en una condición en particular, etc.), Tag PI (Solo datos obtenidos mediante PI).

Los Tag PI tienen el siguiente formato general: NN_LLL_MMM, en donde NN identifica el área de la fundición en donde se realiza la medición (31: CT1, 32:CT2, 51:PLG1, 52:PLG2, etc). LLL corresponde al tipo de variable (F:flujo, L: nivel, T: temperatura, etc.). MMM corresponde a la corriente, por ejemplo 1001 corresponde al ducto de gas de entrada de la PLG1.

6.3.1 Resultados Modelos Lineales, PLG1

Modelo	Descripción	N° Datos	N° Variables	S	R ² %
1.1A	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG1	432	10	1,1	41,2
1.2A	Correa 212, CT2 vs Hg en Acido Producto PLG1	403	18	1,1	48,7
1.3A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - vs Hg en Acido Producto PLG1	367	34	1,1	54,1
1.4A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases vs Hg en Acido Producto PLG1	364	47	1,0	57,8
1.5A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, vs Hg en Acido Producto PLG1	361	59	1,0	60,1
1.6A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado vs Hg en Acido Producto PLG1	361	64	1,0	62,6
1.7A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado, PLG1 - C.Catalítico, PLG1 - T.Absorción vs Hg en Acido Producto PLG1	357	72	1,0	63,7
1.8A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado, PLG1 - C.Catalítico, PLG1 - T.Absorción, PLG1 - Calidad Acido Producto vs Hg en Acido Producto PLG1	338	77	0,9	67,3
1.2C	Correa 212, CT2, Composic. Cuarzo vs Hg Acid.Prod PLG1	218	25	1,4	48,3
3.1	Correa 212, CT2 vs Flujo Fundente a CT2	523	27	3,5	83
3.2	Correa 212, CT2 vs Temperatura Baño CT2	402	28	56,2	35,6
3.3	Correa 212 hasta T.Secado PLG1 vs Nivel T.Secado PLG1	361	64	1,1	81,3

Tabla 6.3. Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG1.

Modelo	Descripción	Variables de Mayor Influencia									
		1°	2°	3°	4°	5°	6°	7°	8°	9°	10°
1.1A	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C6	C3	C4	C5	C11	C7	C8	C9	
1.2A	Correa 212, CT2 vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C24	C4	C25	C5	C21	C8
1.3A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C59	C4	C24	C21	C5	C8
1.4A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C59	C108	C4	C24	C21	C8
1.5A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C59	C120	C108	C4	C24	C21
1.6A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C133	C59	C120	C108	C4	C24
1.7A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado, PLG1 - C.Catalítico, PLG1 - T.Absorción vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C133	C120	C108	C59	C5	C8
1.8A	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado, PLG1 - C.Catalítico, PLG1 - T.Absorción, PLG1 - Calidad Acido Producto vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C133	C108	C5	C114	C120	C4
1.2C	Correa 212, CT2, Composic Cuarzo vs Hg Acid.Prod PLG1	C10	C6	C4	C3	C8	C28	C207	C21	C203	C25
3.1	Correa 212, CT2 vs Flujo Fundente a CT2	C20	C6	C10	C27	C3	C51	C57	C59	C7	C52
3.2	Correa 212, CT2 vs Temperatura Baño CT2	C56	C5	C25	C23	C1	C8	C20	C22	C27	C55
3.3	Correa 212 hasta T.Secado PLG1 vs Nivel T.Secado PLG1	C5	C3	C56	C70	C21	C53	C1	C114	C11	C63

Tabla 6.4. Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG1.

Modelos sin Variables Eléctricas

Modelo	Descripción	N° Datos	N° Variables	S	R²%
1.1B	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG1	432	10	1,1	41
1.2B	Correa 212, CT2 vs Hg en Acido Producto PLG1	403	18	1,1	49
1.3B	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - vs Hg en Acido Producto PLG1	371	32	1,1	54
1.4B	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases vs Hg en Acido Producto PLG1	368	43	1,0	57
1.5B	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, vs Hg en Acido Producto PLG1	-	-	-	-
1.6B	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado vs Hg en Acido Producto PLG1	368	81	1,0	59
1.7B	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado, PLG1 - C.Catalítico, PLG1 - T.Absorción vs Hg en Acido Producto PLG1	367	99	1,0	61
1.8B	Correa 212, CT2, MAGA - CT2, PLG1 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG1 - PEH, PLG1 - T. Secado, PLG1 - C.Catalítico, PLG1 - T.Absorción, PLG1 - Calidad Acido Producto vs Hg en Acido Producto PLG1	-	-	-	-

Tabla 6.5. Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG1 sin variables eléctricas.

Modelo	Descripción	Variables de Mayor Influencia									
		1°	2°	3°	4°	5°	6°	7°	8°	9°	10°
1.1B	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C6	C3	C4	C5	C11	C7	C8	C9	
1.2B	Correa 212, CT2 vs Hg en Acido Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C24	C4	C25	C5	C21	C8
1.3B	Correa 212 hasta JOY2 vs Hg en Ac.Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C59	C4	C25	C24	C21	C8
1.4B	Correa 212 hasta T.Enfriam PLG2 vs Hg en Ac.Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C59	C108	C4	C25	C24	C21
1.5B	-										
1.6B	Correa 212 hasta T.Secado PLG2 vs Hg en Ac.Producto PLG1	C10	C3	C6	C28	C133	C59	C120	C108	C133	C108
1.7B	Correa 212 hasta T.Absorción PLG2 vs Hg en Ac.Producto PLG2	C10	C3	C6	C28	C133	C133	C59	C108	C114	C120
1.8B	-										

Tabla 6.6. Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG1 sin variables eléctricas.

Variables Principales

Tag	Descripción
C3	Correa 212 - Bi - [ppm] - Diario
C4	Correa 212 - Al ₂ O ₃ - [%] - Diario
C5	Correa 212 - As - [%] - Diario
C6	Correa 212 - Fe - [%] - Diario
C7	Correa 212 - Ni - [ppm] - Diario
C8	Correa 212 - Pb - [ppm] - Diario
C9	Correa 212 - S - [%] - Diario
C10	Correa 212 - Sb - [%] - Diario
C11	Correa 212 - SiO ₂ - [%] - Diario
C21	CT2- Enriquecimiento O ₂ - [%] - Prom Diario 32 AI 202
C24	CT2 - Temp. Baño - Promedio [°C] - Diario - 32 TT 208
C25	CT2 - Escoria - Temperatura [°C] - Prom Diario - 32 TT 207
C28	CT2 - Totaliz Fundente - Promedio Diario - [ton] - 92-32 WQI 241.ORA
C59	JOY2 - T Gas Salida - [°C] - Promedio Diario - 54 TT 325
C108	PLG1 - T.Lavado - Agua Indust. Inyecc. - Válv. Alim. - [%] - Promedio - 51-1L-1001.OUT
C114	PLG1 - T.Enfriam - Spray A - T Acido - Prom Diario - [°C] - 51-1T-1006-A
C120	PLG1 - PEH - Campo1A - Corr - [mA] - Prom Diario - 51-1I-1001A
C133	PLG1 - T.Secado - Nivel - Promedio Diario - [%] - 51-1L-2001

Tabla 6.7. Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG1 sin variables eléctricas.

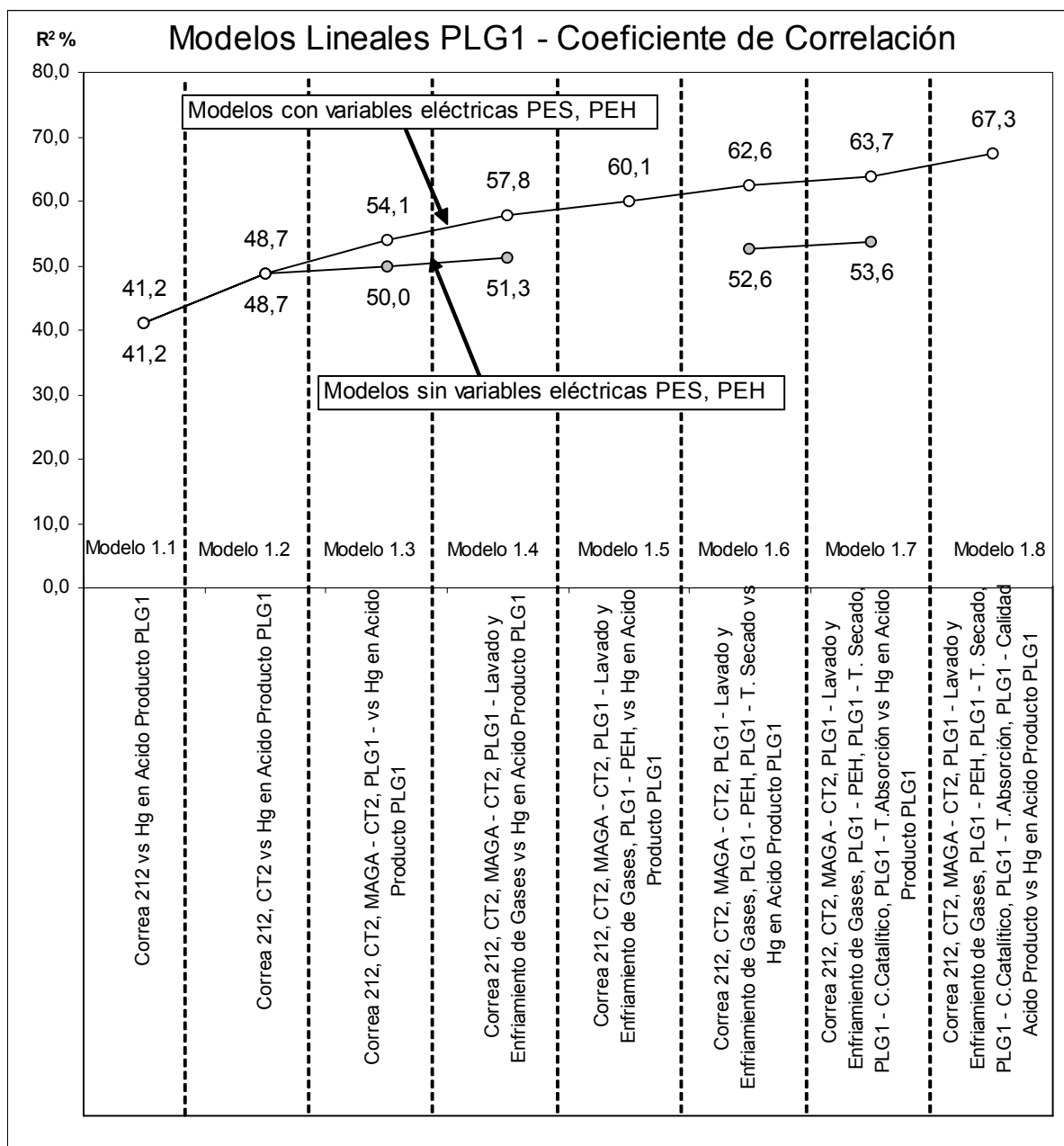


Fig. 6.1. Modelos lineales Hg a.p. PLG1, coeficientes de correlación.

Resultados Modelos Lineales PLG1

- La variable principal en todos los modelos Hg a.p. PLG1 es la concentración de antimonio de la correa 212 (C10).
- Todos los modelos están fuertemente influenciados por variables de concentración de impurezas en el concentrado de cobre transportado por la correa 212; principalmente Bismuto (C3) e Hierro (C6).
- El flujo de fundente (cuarzo) adicionado al CT1 (C28) está en cuarto lugar dentro de las variables principales en la mayoría de los modelos.
- Otras variables importantes son: Temperatura de salida gas JOY2 (C59), nivel torre de secado PLG1 (C133).
- La cantidad de fundente alimentado (C28) depende principalmente de la cantidad de concentrado fundido (C20) y la cantidad de hierro (C6) contenido en este.
- La temperatura del baño CT2 depende principalmente de la composición (variables C5, C1, C8, C9) y cantidad alimentada de concentrado (C20).
- Existe una alta correlación entre el hierro y el antimonio en el concentrado.
- Para una muestra de 218 datos de 592, existe una baja correlación entre la composición (C201 a C207) del cuarzo y la concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG1.
- Las variables eléctricas PES y PEH mejoran notablemente el coeficiente de correlación de los modelos. Esto indica que efectivamente tales variables son indicadores de la físico química del gas que circula a través de ellos, tal como dice la literatura.

6.3.2 Resultados Modelos Lineales, PLG2

Modelo	Descripción	N° Datos	N° Variables	S	R²%
2.1A	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG2	410	9	0,82	13,7
2.2A	Correa 212, CT1, CPS vs Hg en Acido Producto PLG2	395	17	0,83	15,3
2.3A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - vs Hg en Acido Producto PLG2	368	61	0,76	30,7
2.4A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases vs Hg en Acido Producto PLG2	334	69	0,70	43,0
2.5A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - PEH, vs Hg en Acido Producto PLG2	331	83	0,69	46,7
2.6A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - PEH, PLG2 - T. Secado vs Hg en Acido Producto PLG2	326	90	0,67	51,1
2.7A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - PEH, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción vs Hg en Acido Producto PLG2	323	100	0,67	54,7
2.8A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - PEH, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción, PLG2 - Calidad Acido Producto vs Hg en Acido Producto PLG2	249	105	0,70	58,8

Tabla 6.8. Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG2.

Modelo	Descripción	Variables de Mayor Influencia									
		1°	2°	3°	4°	5°	6°	7°	8°	9°	10°
2.1A	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C6	C11	C8	C9	C3	C5	C4	C7	
2.2A	Correa 212, CT1, CPS vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C6	C11	C15	C8	C19	C18	C17	C12	C13
2.3A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C37	C6	C11	C97	C74	C8	C88	C71	C77
2.4A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C37	C6	C74	C150	C97	C77	C71	C11	C76
2.5A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2	C10	C85	C37	C77	C45	C11	C150	C50	C151	C95
2.6A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - PEH, PLG2 - T. Secado vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C6	C37	C150	C74	C97	C77	C76	C162	C47
2.7A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - PEH, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C6	C37	C150	C74	C97	C77	C76	C162	C47
2.8A	Correa 212, CT1, CPS, MAGA CT1, MAGA CPS, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - PEH, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción, PLG2 - Calidad Acido Producto vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C85	C37	C77	C50	C192	C151	C45	C11	C74

Tabla 6.9. Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG2.

Modelos sin Variables Eléctricas

Modelo	Descripción	N° Datos	N° Variables	S	R²%
2.1B	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG2	410	9	0,82	13,7
2.2B	Correa 212, CT1, CPS vs Hg en Acido Producto PLG2	395	17	0,83	15,3
2.3B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - vs Hg en Acido Producto PLG2	384	33	0,77	24,3
2.4B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases vs Hg en Acido Producto PLG2	351	44	0,72	34,9
2.5B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, vs Hg en Acido Producto PLG2	-	-	-	-
2.6B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - T. Secado vs Hg en Acido Producto PLG2	351	51	0,71	37,0
2.7B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción vs Hg en Acido Producto PLG2	347	61	0,71	40,5
2.8B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción, PLG2 - Calidad Acido Producto vs Hg en Acido Producto PLG2	-	-	-	-
2.2C	Correa 212, CT1, CPS vs Hg en Acido Producto PLG2 más Temperatura Baño CT1 (C14)	223	17	0,79	18

Tabla 6.10. Resultados modelos lineales Hg a.p. PLG2 sin variables eléctricas.

Modelo	Descripción	Variables de Mayor Influencia									
		1°	2°	3°	4°	5°	6°	7°	8°	9°	10°
2.1B	Correa 212 vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C6	C11	C8	C9	C3	C5	C4	C7	
2.2B	Correa 212, CT1, CPS vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C6	C11	C15	C8	C19	C18	C17	C12	C13
2.3B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C8	C71	C73	C37	C38	C4	C40	C11	C17
2.4B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C37	C6	C74	C150	C71	C11	C155	C152	C15
2.5B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, vs Hg en Acido Producto PLG2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2.6B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - T. Secado vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C37	C6	C152	C153	C88	C178	C71	C11	C180
2.7B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción vs Hg en Acido Producto PLG2	C10	C37	C6	C195	C152	C153	C71	C178	C88	C11
2.8B	Correa 212, CT1, MAGA - CT1, PLG2 - Lavado y Enfriamiento de Gases, PLG2 - T. Secado, PLG2 - C.Catalítico, PLG2 - T.Absorción, PLG2 - Calidad Acido Producto vs Hg en Acido Producto PLG2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2.2C	Correa 212, CT1, CPS vs Hg en Acido Producto PLG2 más Temperatura Baño CT1 (C14)	C6	C3	C11	C10	C12	C19	C14	C17	C15	C18

Tabla 6.11. Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG2 sin variables eléctricas

Tag	Descripción
C3	Correa 212 - Bi - [ppm] - Diario
C4	Correa 212 - Al2O3 - [%] - Diario
C5	Correa 212 - As - [%] - Diario
C6	Correa 212 - Fe - [%] - Diario
C7	Correa 212 - Ni - [ppm] - Diario
C8	Correa 212 - Pb - [ppm] - Diario
C9	Correa 212 - S - [%] - Diario
C10	Correa 212 - Sb - [%] - Diario
C11	Correa 212 - SiO2 - [%] - Diario
C12	CT1 - Concentrado Seco Alimentado- Total Diario - [ton]
C13	CT1 - Valv. Aire de Sopl. - Tpo en ABIERTA (h) - Diario - 31_ZSH_204
C15	CT1 - Escoria - Temperatura [°C] - Prom Diario - 31 TT_207
C17	CT1 - O2 Soplado - Flujo - Promedio Diario - [Nm3%h] - 31 FI_202
C18	CT1 - Totaliz Fundente - Promedio Diario - [ton] - 92-31_WQI_241.ORA
C19	CT1 - Totaliz Carga Fría - Promedio Diario - [ton] - 92-31_WQI_242.ORA
C37	MAGA CT1 - Valv Agua Sonic - [%] - Prom Diario - 53 TIC_299.OUT
C45	JOY1 - CampoA - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1_A2
C47	JOY1 - CampoC - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1_C2
C50	JOY1 - CampoC - Chispas - [spk%min] - Prom Diario - 33 CT1_C6
C71	CPS1 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 55-PIT-55605
C74	MILJO 1 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722B-1
C76	MILJO 1 - Campo 1 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-71771-S
C77	MILJO 1 - Campo 2 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-71772-S
C85	MILJO 1 - Campo 1 - Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-71774-S
C88	MILJO 2 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722A-2
C95	MILJO 2 - Campo 3 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-72770-S
C97	MILJO 2 - Campo 2 - Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-72775-S
C150	PLG2 - Tren 1 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651103
C151	PLG2 - Tren1 - Torre Vacía - T Gases Salida - Prom Diario - [°C] - 52-TI-651104
C152	PLG2 - Tren2 - Torre Vacía - T Gas Salida - Promedio Diario - [°C] - 52-TI-651154
C153	PLG2 - Tren 2 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651153.SPT
C162	PLG2 - CTE.ESP 6570-D-A SEGUNDA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-657010

Tabla 6.12. Variables de mayor influencia en modelos lineales Hg a.p. PLG2.

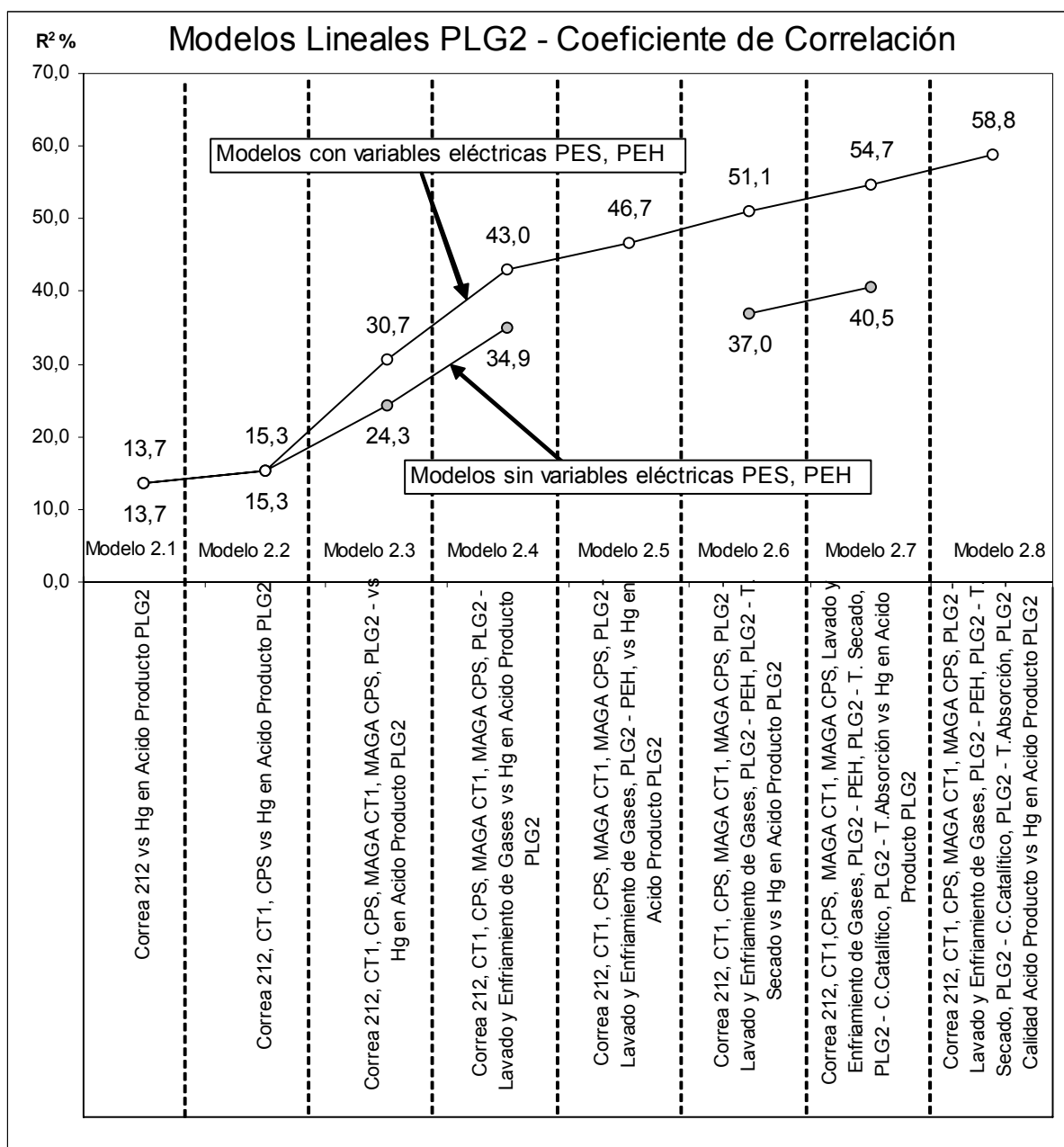


Fig. 6.2. Modelos lineales Hg a.p. PLG2, coeficientes de correlación.

Resultados Modelos Lineales PLG2

- La concentración de antimonio en el concentrado de la correa 212 (C10) tiene el más alto nivel de influencia en los todos los modelos.
- Las variables Sb en correa 212, Fe en correa 212 (C6) y SiO₂ en correa 212 (C11) aparecen recurrentemente dentro de las variables con mas peso en todos los modelos.
- El status operacional de los CPS (variable C71 y C73) tiene una alta incidencia en el modelo 2.3B.
- El % de apertura de la válvula de agua SONIC (MAGA CT1) tiene una alta incidencia en los modelos 2.3B a 2.7B.
- Las variables de nivel y temperatura (C150, C151 y C152) de la zona de limpieza de la PLG2 están entre las cinco variables principales de los modelos 2.4B, 2.5B y 2.6B.
- Las variables eléctricas PES y PEH mejoran notablemente el coeficiente de correlación de los modelos.

Discusión Modelos Lineales

PLG1 y 2

- Como mínimo, dos variables de concentración de impurezas en el concentrado de la correa 212 aparecen dentro de las primeras tres variables principales en modelos tanto del Hg a.p de la PLG1 como de la PLG2. Prácticamente todos los modelos tienen como variable principal el Sb de la correa 212.
- El Hg a.p. PLG1 tiene un mayor nivel de asociación a variables de calidad del concentrado de cobre que la PLG2.
- El status operacional de los CPS es una de las variables que probablemente más incide en el comportamiento del Hg a.p. PLG2, lo anterior se puede deber a que el gas de los CPS tienen una relación concentración de mercurio vs concentración de S, mucho más baja que el gas desde el CT1 lo anterior probablemente genera un efecto de "dilución" con respecto al flujo de mercurio cuando se mezclan las corrientes de gases con origen en el CT1 y CPS.
- Las variables eléctricas PES y PEH mejoran notablemente el R^2 de los modelos

6.4.1 Resultados Modelos no Lineales, PLG1

Las variables principales seleccionadas de los modelos lineales Hg a.p. PLG1 son las siguientes (tabla 6.13):

Tag	Descripción
C1	PLG 1 - T. Absorción - Acido Sulfúrico - Hg - [mg%kg] - Diario
C10	Correa 212 - Sb - [%] - Diario
C6	Correa 212 - Fe - [%] - Diario
C3	Correa 212 - Bi - [ppm] - Diario
C18	CT1 - Totaliz Fundente - Promedio Diario - [ton] - 92-31_WQI_241.ORA
C59	JOY2 - T Gas Salida - [°C] - Promedio Diario - 54_TT_325
C24	CT2 - Temp. Baño - Promedio [°C] - Diario - 32_TT_208

Tabla 6.13. Variables principales seleccionadas de los modelos lineales Hg a.p. PLG1.

Modelo 1.1NL, Términos de Mayor Influencia

	Predictor	Descrip	Coef	Seq SS
	Constant		43,65	
Nº1	P1	C10	-0,099	324,78
Nº2	P37	1/C59	-12,444	18,183
Nº3	P22	C3*C10	-0,7366	13,782
Nº4	P13	C6*C10	2,299	10,409
Nº5	P29	1/C18^2	-1,1333	9,53
Nº6	P39	1/C59^3	6,637	9,129
Nº7	P35	C59^2	-1,7E-07	6,154
Nº8	P21	1/C3^3	0,3212	4,865
Nº9	P51	1/(C24*C10)	-3,961	4,814
Nº10	P7	C6	-1,0277	3,137
Nº11	P26	C18^2	-0,000184	3,025
Nº12	P48	1/C24^3	-0,181	2,839
Nº13	P2	C10^2	0,5765	2,837
Nº14	P28	1/C18	0,45	2,226
Nº15	P36	C59^3	-1E-08	1,941
Nº16	P42	1/(C59*C10)	0,7825	1,911
Nº17	P40	C59*C10	0,07863	1,826
Nº18	P17	C3^2	0,0000661	1,747
Nº19	P33	1/(C18*C10)	-0,3163	1,535
Nº20	P3	C10^3	0,4701	1,489

NºDatos	S	R²
408	1,09	51,1%

Tabla 6.14. Términos de mayor influencia, modelo 1.1NL.

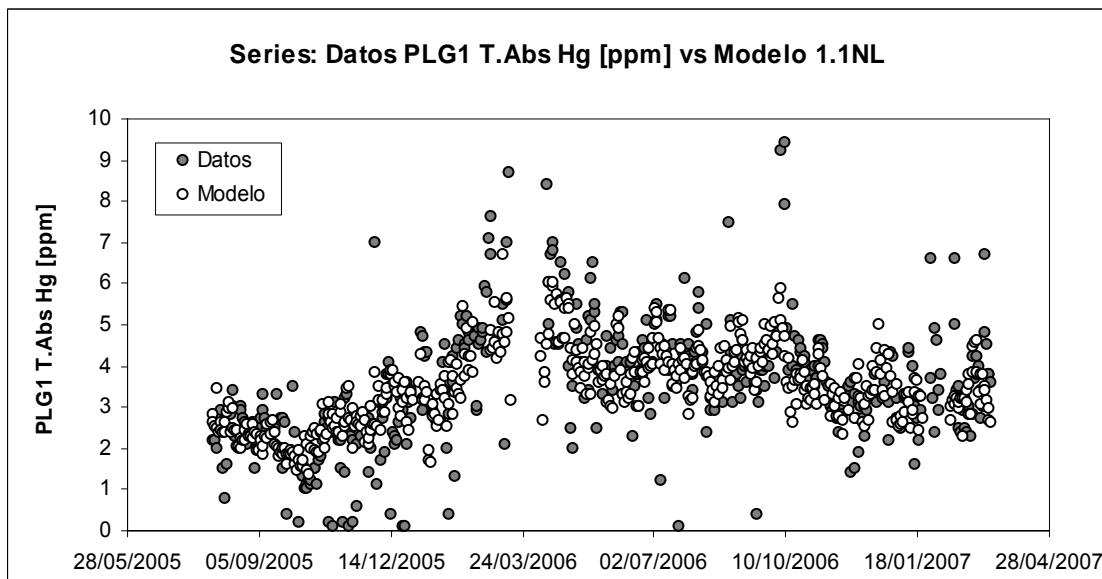


Fig. 6.3. Datos Hg a.p. PLG1 vs modelo 1.1NL.

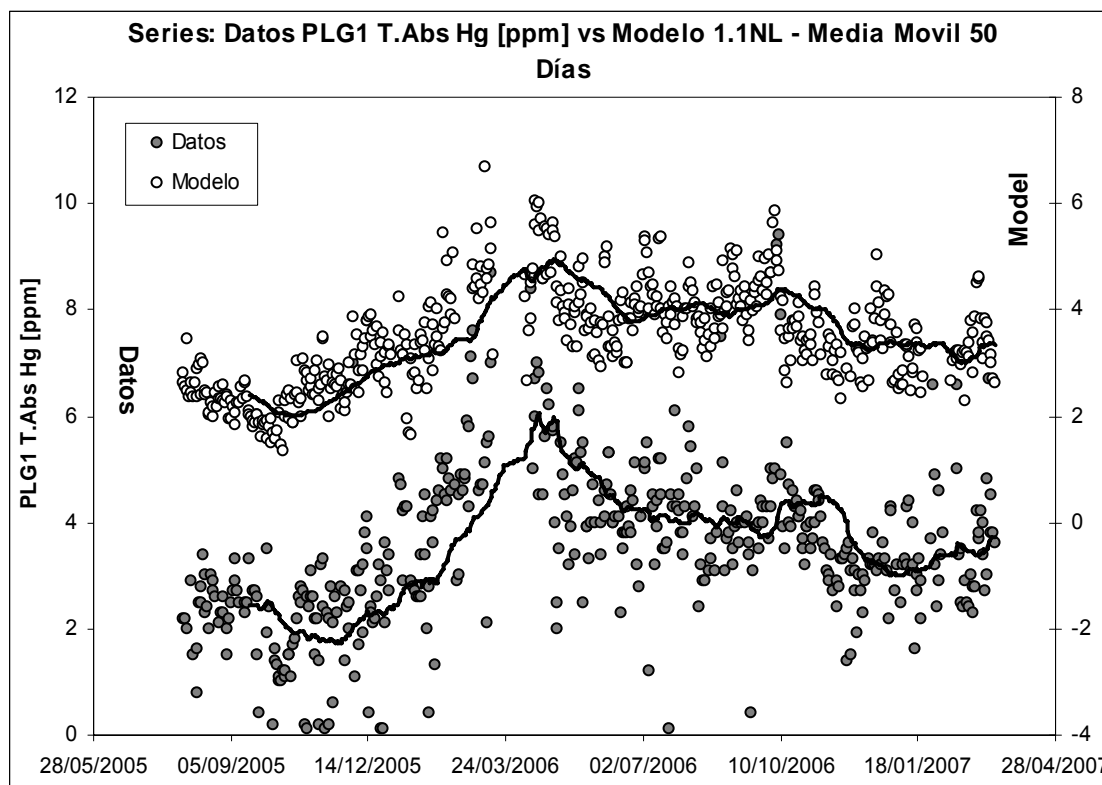


Fig. 6.4. Datos Hg a.p. PLG1 vs modelo 1.1NL, comparación de medias móviles (50 días).

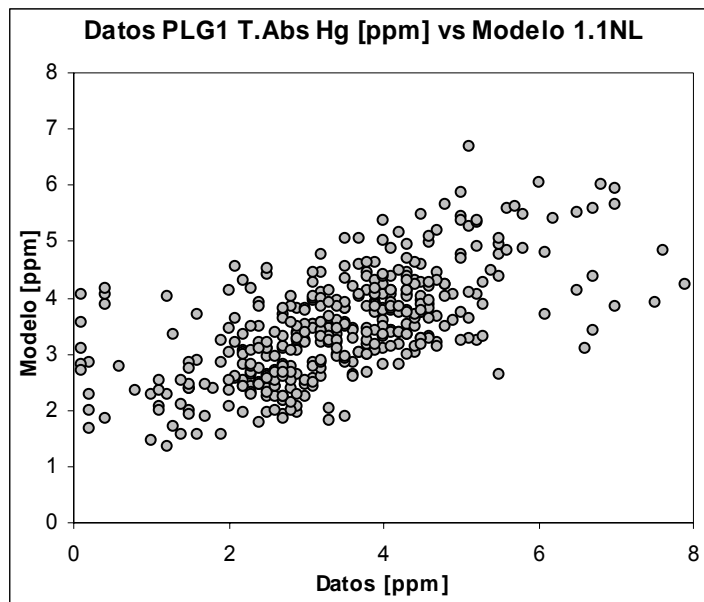


Fig. 6.5. Datos Hg a.p. PLG1 vs modelo 1.1NL, gráfico de dispersión.

Como se puede ver en el gráfico (fig. 6.4), el modelo se ajusta bastante bien con respecto a tendencia general, peaks y valles.

Variables Principales

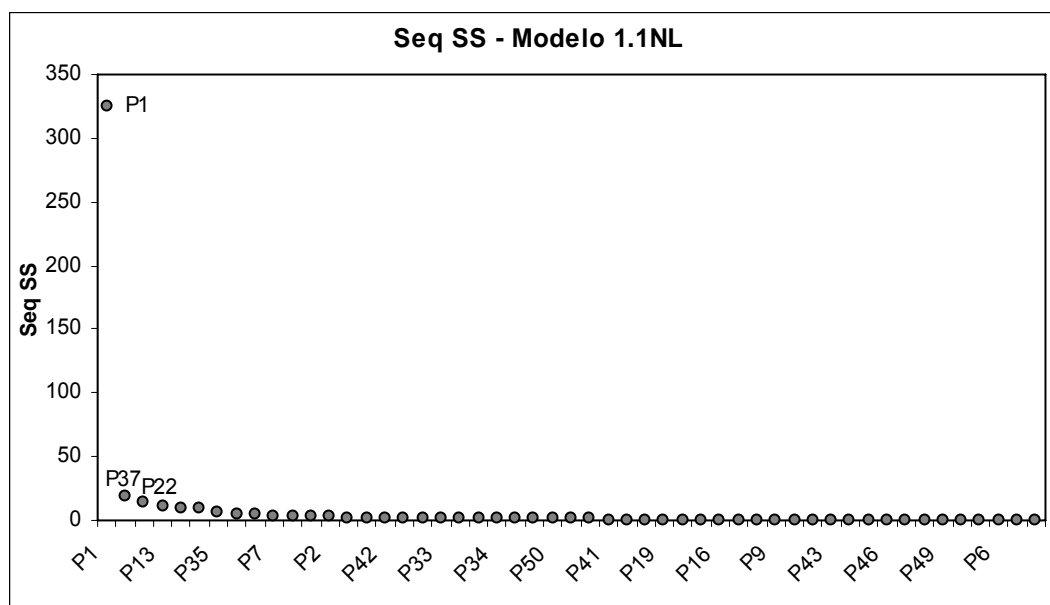


Fig. 6.6. Modelo 1.1NL, seq. SS.

En el gráfico (fig 6.6) se observa la notable influencia en el modelo de la variable C10 (P1) antimonio en correa 212.

Si se realiza una regresión lineal múltiple con las mismas variables utilizadas en el modelo 1.1NL, el R^2 obtenido es de 41%, comparado con el 51% del modelo no lineal, la diferencia evidencia la superioridad de este tipo de modelo en este caso en particular.

Modelo	Variables	Nº Variables	Nº Datos	S	R^2
1L	C10, C6, C3, C18, C59, C24	6	410	1,13	41,0%
1.1NL	C10, C6, C3, C18, C59, C24	6	408	1,09	51,1%

Tabla 6.15. Comparación entre modelos 1L y 1.1NL.

6.4.2 Resultados Modelos no Lineales, PLG2

Las variables principales seleccionadas de los modelos lineales Hg a.p. PLG2 son las siguientes:

Var	Descripción
C2	PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - [mg%kg] - Diario
C3	Correa 212 - Bi - [ppm] - Diario
C6	Correa 212 - Fe - [%] - Diario
C10	Correa 212 - Sb - [%] - Diario
C11	Correa 212 - SiO2 - [%] - Diario
C18	CT1 - Totaliz Fundente - Promedio Diario - [ton] - 92-31_WQI_241.ORA
C19	CT1 - Totaliz Carga Fría - Promedio Diario - [ton] - 92-31_WQI_242.ORA
C37	MAGA CT1 - Valv Agua Sonic - [%] - Prom Diario - 53 TIC 299.OUT
C40	JOY1 - P Gas Entrada - Promedio Diario - [mmH2O] - 53_PT_312
C71	CPS1 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 55-PIT-55605
C72	CPS2 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 56-PIT-56605
C73	CPS3 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 57-PIT-57605
C74	MILJO 1 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722B-1
C88	MILJO 2 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722A-2
C150	PLG2 - Tren 1 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651103
C151	PLG2 - Tren1 - Torre Vacía - T Gases Salida - Prom Diario - [°C] - 52-TI-651104
C152	PLG2 - Tren2 - Torre Vacía - T Gas Salida - Promedio Diario - [°C] - 52-TI-651154
C153	PLG2 - Tren 2 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651153.SPT
C154	PLG2 - Tren1 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651151
C155	PLG2 - Tren2 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651155
C197	PLG2 - Tren1 - T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653003
C199	PLG2 - Tren2- T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653053

Tabla 6.16. Variables principales seleccionadas de los modelos lineales Hg a.p. PLG2.

Modelo 2.1NL, Términos de Mayor Influencia

	Tag	Descrip	Coef	Seq SS
	Constant		-1,97	
Nº1	P1	C10	6,879	22,4472
Nº2	P20	1/C3^2	-0,1499	6,149
Nº3	P173	1/C197^2	-0,4818	4,2325
Nº4	P98	C18^2	-0,00025894	4,0446
Nº5	P82	1/C152	40,47	3,962
Nº6	P59	C73/C10	0,00010932	2,8365
Nº7	P22	C3*C10	-0,0379	2,643
Nº8	P16	C3	0,009965	2,6034
Nº9	P182	1/C199^2	-0,5082	2,4145
Nº10	P41	C71/C10	0,007607	2,4059
Nº11	P94	C19*C10	0,5178	2,3124
Nº12	P83	1/C152^2	2,369	2,2719
Nº13	P144	C150^3	0,00000029	2,1667
Nº14	P97	C18	0,004579	2,1593
Nº15	P25	C11	0,934	2,0598
Nº16	P155	1/C153^2	0,5182	1,9626
Nº17	P50	C72/C10	-0,002874	1,8299
Nº18	P150	1/(C150*C10)	-0,4797	1,7426
Nº19	P88	C19	0,001863	1,7024
Nº20	P72	C151^3	0,00000028	1,6441

Nº Datos	S	R ²
389	0,8	50,9

Tabla 6.17. Términos de mayor influencia, modelo 2.1NL.

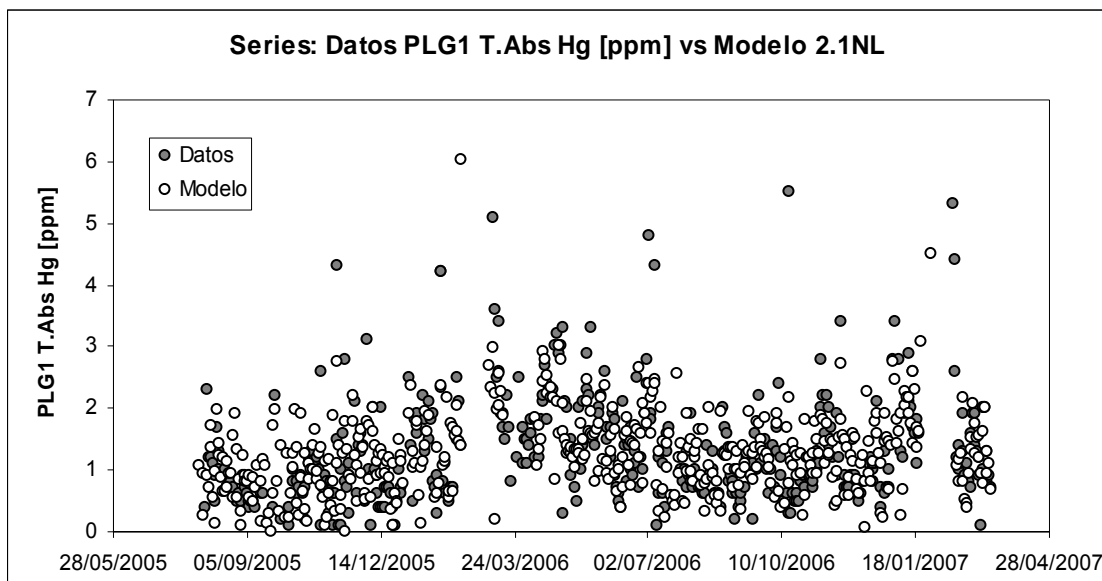


Fig. 6.7. Datos Hg a.p. PLG2 vs modelo 2.1NL.

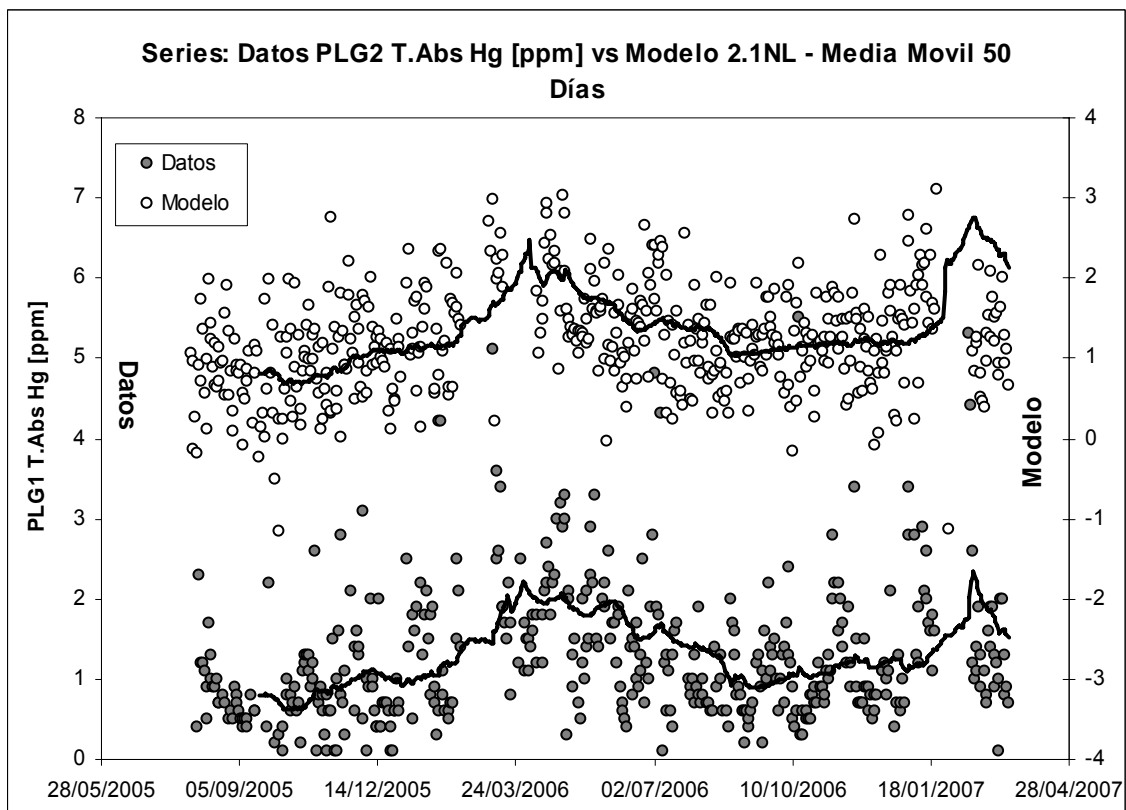


Fig. 6.8. Datos Hg a.p. PLG2 vs modelo 2.1NL, comparación de medias móviles (50 días).

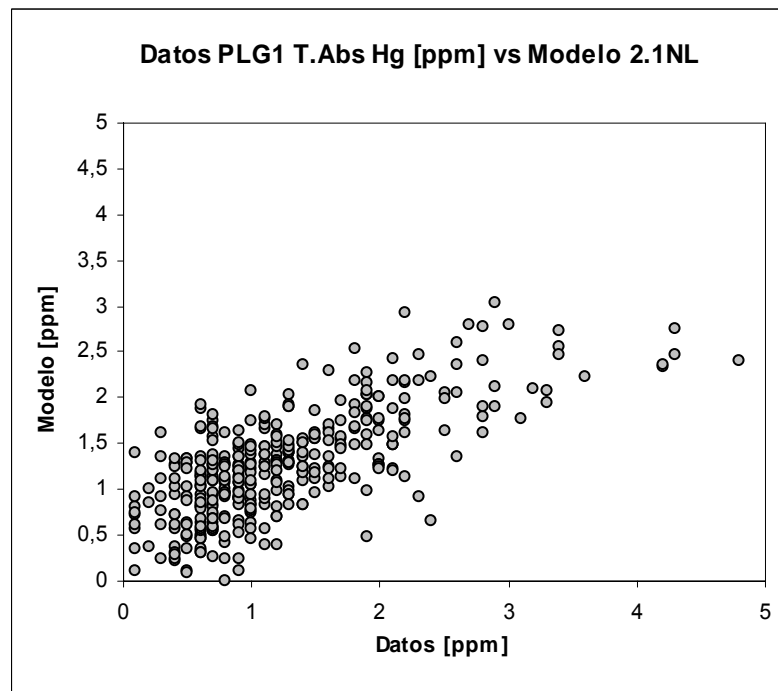


Fig. 6.9. Datos Hg a.p. PLG2 vs modelo 2.1NL, gráfico de dispersión.

El modelo se ajusta bastante bien en lo que respecta a tendencia, peaks y valles.

Análisis de Variables Principales

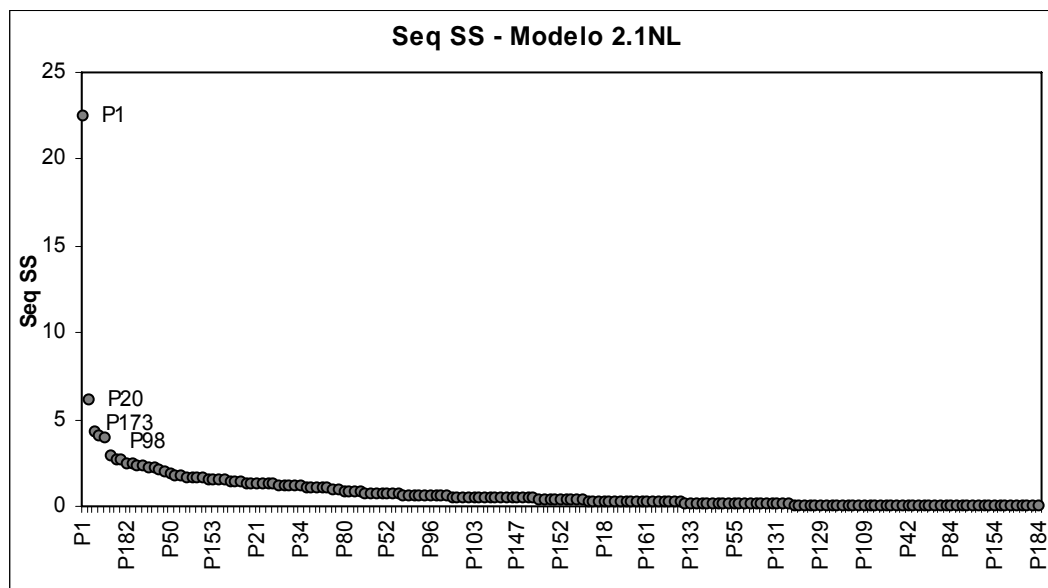


Fig. 6.10. Modelo 2.1NL, seq. SS.

Se puede ver en la figura 6.10, la importancia en el modelo de la variable C10 (P1) correspondiente al antimonio en el concentrado de la correa 212.

Otras variables importantes son: C3 (P20); Bi en correa 212, C197 (P173); T gas de salida T.Enfriamiento Tren1, C18 (P98); Totalizador fundente adicionado a CT1, C152 (P82); T gas de salida T.Vacía Tren2, C73 (P59); Presión gas de salida CPS3.

Conclusiones

Según los modelos de regresión lineal y no lineal múltiple, las variables principales que se asocian el comportamiento del mercurio en el ácido producto de la PLG1 son fuertemente las características químicas del concentrado de cobre de origen Teniente y en menor medida las variables del sistema CT2 - MAGA CT2.

El comportamiento del Hg a.p PLG2 se asocia en primer lugar a las características químicas del concentrado de cobre Teniente y en segundo lugar las variables operacionales del sistema CPS y la zona de limpieza de la PLG2.

La concentración de antimonio en la correa 212 es la variable con mayor influencia en todos los modelos. Existen dos posibles explicaciones para este fenómeno:

- i. El Sb es un indicador de la concentración de mercurio en el concentrado de cobre.
- ii. El Sb es un indicador de la calidad del concentrado de cobre, factor que afecta el comportamiento de las variables que controlan el estado del mercurio en el sistema CT - SEE - PES, ya sea como Hg elemental, oxidado o adherido a partículas sólidas.

CAPÍTULO 7

RESULTADOS ANALISIS DE MUESTRAS

Entre enero y abril de 2007 se realizó una serie de muestreos en la Fundición Caletones con el fin de obtener datos significativos para la presente investigación. Se tomaron muestras de concentrado de cobre de origen Teniente, cuarzo Los Cóndores, Constitución y Til Til y polvos de fundición. Se realizó una campaña de muestreo de corrientes líquidas de 24 horas en 10 puntos de las dos plantas, tomando muestras cada 8 horas. Se aprovechó la oportunidad con motivo de reparaciones realizadas a la PLG1 y PLG2 durante enero y febrero de 2007 para tomar muestras de lodo de distintos puntos de las plantas.

Los objetivos de estos muestreos fueron los siguientes:

1. Obtención de datos requeridos para realizar el balance de masa del mercurio en la fundición.
2. Cuantificación de la presencia de impurezas asociadas al comportamiento del mercurio, tales como plomo y selenio.
3. Determinación de puntos de acumulación de mercurio.

Las muestras y análisis requeridos fueron las siguientes:

Alimentación al Convertidor Teniente

- Hg en concentrado de cobre origen Teniente
- Hg en cuarzo origen Constitución
- Hg en cuarzo origen Los Cóndores
- Hg en cuarzo origen Tilttil - Natacha
- Hg en cuarzo origen Tilttil - La Pichanga

Polvos de Fundición

- Hg en polvos JOY1 y 2
- Hg en polvos Miljo

Zona de limpieza PLG1

- Hg, Se, Pb en líquido de lavado
- Hg, Se, Pb en sólidos no solubles de líquido de lavado

Zona de contacto PLG1

- Hg en ácido torre de secado
- Hg en ácido torre de absorción

Zona de limpieza PLG2

- Hg, Se, Pb en líquido de lavado
- Hg, Se, Pb en sólidos no solubles de líquido de lavado
- Hg, Se, Pb en polvo adherido a relleno de la torre de enfriamiento, tren 1
- Hg, Se, Pb lodo acumulado en el fondo del precipitador electrostático húmedo, 16560-D-B (M24)
- Hg, Se, Pb y As en lodo acumulado en tanque de condensado

Zona de contacto PLG2

- Hg en ácido torre de secado
- Hg en ácido torre de absorción
- Hg, Se, Pb en lodo acumulado en relleno torre de secado
- Hg, Se, Pb en líquido, demister, torre de secado
- Hg, Se, Pb en líquido, distribuidor, torre de secado

- Hg, Se, Pb en líquido, distribuidor, cross flow stripper
- Hg, Se, Pb en lodo acumulado en relleno torre de absorción
- Hg, Se, Pb en líquido, filtros vela, torre de absorción
- Hg, Se, Pb en líquido, distribuidor, torre de absorción

Laboratorios de Análisis Químico

Las muestras de concentrado de cobre y cuarzo fueron enviadas al laboratorio analítico del CIMM en Santiago. Se envió una contra muestra de concentrado de cobre a Sernageomin. Los lodos fueron enviados al laboratorio metalúrgico de Colón y al CIMM. Los polvos fueron enviados al laboratorio metalúrgico de Colón.

Técnicas de Análisis Químico

- Laboratorio metalúrgico de Colón: los análisis tanto para líquidos como para sólidos fueron hechos mediante ICP.
- Laboratorio analítico, CIMM: para análisis de mercurio en concentrado, cuarzo y lodos se utilizó CVAAS. Pb y el Se se analizaron mediante AAS.
- Sernageomin: se midió Hg en concentrado mediante AAS por amalgamación con oro.

7.1.1 Resultados Concentrado de Cobre de Origen Teniente y Fundente

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Hg	Laboratorio	Notas
FUCO - Correa 212	08/02/2006	Concentrado de Cobre Teniente	3,5 ppm	CIMM, Stgo	Compósito de 3 muestras, una cada 8 horas durante 1 día
FUCO - Correa 212	09/02/2006	Concentrado de Cobre Teniente	2,4 ppm	CIMM, Stgo	Compósito de 3 muestras, una cada 8 horas durante 1 día
FUCO - Correa 212	10/02/2006	Concentrado de Cobre Teniente	3,4 ppm	CIMM, Stgo	Compósito de 3 muestras, una cada 8 horas durante 1 día
Acopio Cuarzo Barahona	08/02/2006	Cuarzo Los Cóndores	3,8 ppm	CIMM, Stgo	
Acopio Cancha de Ladrillo	08/02/2006	Cuarzo Constitución	< 0.2 ppm	CIMM, Stgo	
Acopio Cuarzo Barahona	08/02/2006	Cuarzo Tilttil - Pichanga	< 0.2 ppm	CIMM, Stgo	
Camión en Tránsito a Barahona	08/02/2006	Cuarzo Tilttil - Natacha	< 0.2 ppm	CIMM, Stgo	

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Hg	Laboratorio	Notas
FUCO - Correa 212	08/02/2006	Concentrado de Cobre Teniente	4,8 ppm	Sernageomin	Compósito de 3 muestras, una cada 8

Tabla 7.1. Resultados análisis de muestras concentrado de cobre y fundente.

El rango de valores de concentración de Hg en el concentrado de cobre de origen Teniente fue de 2,4 a 4,8 ppm. Con estos niveles, el flujo de mercurio a la fundición, considerando que se funden aproximadamente 4.000 toneladas diarias de concentrado seco, es de entre 9,6 y 19,2 kg/día, cantidad mayor a la de mercurio que sale del sistema vía ácido producto que es de entre 4,7 y 8,8 kg/día.

Para los días en los que se muestreó, la fluctuación diaria mayor en la concentración de mercurio en el concentrado de cobre fue de 46%.

La cantidad de mercurio que ingresa vía cuarzo es mínima en comparación con el concentrado, este flujo es menor a 0,04 kg/día.

La cantidad de mercurio contenida en el cuarzo de origen los Cóndores no es excesivamente diferente a lo reportado en años en los cuales se utilizó este insumo (1,3 ppm, hasta julio de

2004). Se puede decir entonces que la cantidad de mercurio que ingresó a la fundición vía cuarzo los Cóndores durante el periodo enero de 2002 a julio de 2004 oscilaba entorno a 0,5 kg/día.

Según el balance de masa al mercurio, durante todo el periodo de operación de la PLG1 el mercurio en el concentrado de cobre era superior a 1 ppm, por lo tanto para 2002, 2003 la cantidad que ingresaba al sistema vía concentrado (mayor a 4 kg/día) era muy superior a los 0,5 kg/día que ingresaban vía cuarzo, la relación es mayor a 8/1.

No se sabe actualmente en que forma que se encuentra el mercurio en el concentrado de cobre de El Teniente, sin embargo, según la literatura es muy probable que se encuentre como HgS (cinabrio).

7.1.2 Resultados Polvos de Fundición

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Hg	Se	Aspecto
JOY 1	05/04/2007	Polvo	70 ppm		Polvo fino gris
JOY 2	05/04/2007	Polvo	0,59 ppm		Polvo fino gris
MAGA CPS - MILJO	05/04/2007	Polvo	3,2 ppm		Polvo fino gris
MAGA CT2 - Cam. Enfriam. Evaporativo	04/04/2007	Acreción - Polvo Aglomerado	2,9 ppm	205 ppm	Polvo aglomerado gris con cristales purpura

Tabla 7.2. Resultados análisis de muestras de polvos de fundición.

En promedio el PES JOY1 remueve 6 ton/día de polvo desde el gas metalúrgico. Con un contenido de 70 ppm en el polvo removido, el flujo de mercurio vía polvo es del orden de 0,420 kg/día.

Por otro lado el PES JOY2 remueve en promedio 4 ton/día. Con un contenido de 0,59 ppm en el polvo removido, el flujo de mercurio es de 0,002 kg/día.

Los polvos finos generados por los PES son enviados a una planta de tratamiento de polvos, en donde son tratados para remover el arsénico. Luego de ser tratados, el lodo generado es retornado a la fundición para recuperar su contenido de cobre. Para fines del balance de masa global del sistema, el flujo de recirculación no se consideró ya que este no implica aporte extra de mercurio al sistema.

Detalles Campaña de Muestreo de 24 hr en corrientes líquidas de ambas plantas de ácido

El status operacional para todo el tiempo de muestreo fue: CT1 y 2 en soplado, CPS2, válvula de soplado cerrada. Para los instantes precisos de la toma de muestras, el CPS1 estuvo en soplado y el CPS3 con la válvula de soplado cerrada (para mayor información, ver apéndice 6).

7.2.1 Resultados Zona de Limpieza PLG1

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico				Laboratorio
			Hg [ppm]	Pb [ppm]	Se [ppm]	SO ₄ [gr/lit]	
PLG1 - Torre de Lavado - Entrada Bomba 1P111A	18/01/2006 14:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	7,8	37	18	35,5	Metalúrgico Colón
PLG1 - Torre de Lavado - Entrada Bomba 1P111A	18/01/2006 22:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	6	43	18	36,2	Metalúrgico Colón
PLG1 - Torre de Lavado - Entrada Bomba 1P111A	19/01/2006 6:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	4,5	34	17	32,7	Metalúrgico Colón
PLG1 - Toma Muestra P.Electr. Hum 1M141A Entrada	18/01/2006 14:00	Líquido ácido	3,3	75	9,4	23,3	Metalúrgico Colón
PLG1 - Toma Muestra P.Electr. Hum 1M141A Entrada	18/01/2006 22:00	Líquido ácido	11	65	14	25,1	Metalúrgico Colón
PLG1 - Toma Muestra P.Electr. Hum 1M141A Entrada	19/01/2006 6:00	Líquido ácido	2,6	95	9,3	23,5	Metalúrgico Colón
PLG1 - Torre de Lavado - Entrada Bomba 1P111A	05/04/2007 11:00	Líquido ácido debil - H ₂ SO ₄ 10% Aprox.	0,73				Metalúrgico Colón
PLG1 - Torre de Lavado - Entrada Bomba 1P111A	05/04/2007 11:00	Líquido ácido debil - H ₂ SO ₄ 10% Aprox. Alto contenido de sólidos	450				Metalúrgico Colón
PLG1 - Toma Muestra P.Electr. Hum 1M141A Salida	18/01/2006 14:00	Líquido ácido	<0.1	0,4	<0.1		Metalúrgico Colón
PLG1 - Toma Muestra P.Electr. Hum 1M141A Salida	18/01/2006 22:00	Líquido ácido	0,3	15	<0.1		Metalúrgico Colón
PLG1 - Toma Muestra P.Electr. Hum 1M141A Salida	19/01/2006 6:00	Líquido ácido	0,1	5,5	<0.1		Metalúrgico Colón

Tabla 7.3. Resultados análisis de muestras, zona de limpieza PLG1.

Considerando un flujo aproximado de 9 m³/hr de efluente desde la PLG1, el flujo de mercurio por esta corriente es del orden de 1,3 kg/día aproximadamente.

La concentración de mercurio en el líquido de lavado de salida de los PEH tiene un contenido de Hg menor a 0,3 mg/kg.

Para muestras tomadas cada 8 hr durante un día en las zonas de limpieza de ambas plantas, la oscilación de la concentración de mercurio en el ácido de lavado fue de 73%.

El selenio presentó en una concentración entre 9,3 y 18 ppm.

La acidez del líquido de lavado osciló entre 2,3 y 3,5% H₂SO₄.

Discusión

Muy probablemente el mercurio oxidado presente en el gas que entra en contacto con el líquido de lavado se encuentra en forma de HgSO₄, HgO, HgCl₂ y HgSe.

Según la literatura y los resultados obtenidos en la campaña de muestreo, probablemente el mercurio presente en el ácido de lavado está principalmente en la forma de HgS (insoluble), HgSe (insoluble) HgSO₄ (soluble) y HgO(soluble) [7.1].

Para el caso de los sólidos obtenidos por decantación del ácido de lavado, esta presentó una concentración de 450 ppm de Hg, 75 veces más que el mercurio en solución.

Muy probablemente el Hg en estos sólidos insolubles del ácido de lavado de la PLG1 y 2 está en forma de HgS (p.ej por reacción con H₂S u otros sulfuros tales como FeS presente en el gas metalúrgico) y HgSe, ambos insolubles en ambiente acuoso y ácido.

El plomo muy probablemente está en forma de óxido soluble y sulfato insoluble, no reacciona con el mercurio en estas formas, sin embargo es útil comparar estas concentraciones con las concentraciones de plomo de la PLG2, las cuales pueden contener mercurio mezclado con plomo en forma de amalgama, producto de la corrosión de los electrodos de plomo de los precipitadores electrostáticos húmedos.

[7.1] CRC Handbook of Chemistry and Physics - Lide - 2004 - pp 8·115, 8·116, 8·113

7.2.2 Resultados Zona de Limpieza PLG2

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico				Laboratorio
			Hg [ppm]	Pb [ppm]	Se [ppm]	SO ₄ [gr/lit]	
PLG2 - Tren 1 - Quench Venturi - Salida Bomba 6513P1A	18/01/2006 14:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	7,1	25	27	112,7	Metalúrgico Colón
PLG2 - Tren 1 - Quench Venturi - Salida Bomba 6513P1A	18/01/2006 22:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	13	55	55	127,1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Tren 1 - Quench Venturi - Salida Bomba 6513P1A	19/01/2006 6:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	6,4	17	32	123,2	Metalúrgico Colón
PLG2 - Tren 2 - Quench Venturi - Salida Bomba 6513P2B	18/01/2006 14:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	13	60	50	121,1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Tren 2 - Quench Venturi - Salida Bomba 6513P2C	18/01/2006 22:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	13	44	47	136,6	Metalúrgico Colón
PLG2 - Tren 2 - Quench Venturi - Salida Bomba 6513P2B	19/01/2006 6:00	Líquido H ₂ SO ₄ 10% aprox.	15	38	65	129,1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Estanque de Condensado 6551-T	18/01/2006 14:00	Líquido ácido	2,8	38	14	40,9	Metalúrgico Colón
PLG2 - Estanque de Condensado 6551-T	18/01/2006 22:00	Líquido ácido	3	55	11	44	Metalúrgico Colón
PLG2 - Estanque de Condensado 6551-T	19/01/2006 6:00	Líquido ácido	7,1	39	24	45,2	Metalúrgico Colón

Tabla 7.4. Resultados análisis de muestras, zona de limpieza PLG2.

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico			Laboratorio
			Hg	Pb	Se	
PLG2 - Tren 2 - Torre de Enfriamiento 6530-U-2, Tope Relleno	25/01/2007 16:00	Polvo Fino Gris	1,4 %	2,2 %	7090 ppm	CIMM Stgo.
PLG2 - Torre de Enfriamiento - Elementos de Relleno	02/02/2007 14:00	Polvo color gris	3950,0 ppm	5,7 %	5,1 %	Metalúrgico Colón
PLG2 - P.Electrostático 1º Etapa, 16560-D-B (M24), Fondo (Piso)	26/01/2007 10:00	Lodo denso color gris oscuro	1 %	2,3 %	2,5 %	CIMM Stgo.
PLG2 - P.Electrostático 1º Etapa, 16560-D-B (M24), Fondo (Soportes)	26/01/2007 10:00	Lodo denso color gris oscuro	9200 ppm	3,6 %	2,8 %	CIMM Stgo.

Tabla 7.5. Resultados análisis de muestras, zona de limpieza PLG2.

Para un flujo de efluente desde la zona de limpieza de la PLG2 sobre 13 m³/h, el flujo de Hg por esta corriente fue superior a 3,3 kg/día (lo cual indicaría una mayor eficiencia de remoción

de mercurio del circuito CT1 - zona de limpieza PLG2 por sobre el circuito CT2 - zona de limpieza PLG1).

Para análisis tomados cada 8 hr durante un día en las zonas de limpieza de ambas plantas la oscilación de la concentración de mercurio en el ácido de lavado fue de 103%.

Es muy probable que el polvo adherido a los elementos de relleno de las torre de enfriamiento de la PLG2 sea de la misma naturaleza que el lodo del tanque de condensado (existe una corriente de líquido que circula desde el tanque de condensado a las torres de enfriamiento). El Hg contenido tanto en el polvo de la torre de enfriamiento como en el lodo del tanque de condensado muy probablemente se encuentre en forma de HgSO₄, HgSe y Hg amalgamado con plomo [7.2]. Esta amalgamación podría ser consecuencia del contacto físico entre el mercurio elemental que precipita en los PEH y los electrodos de plomo [7.3]. El selenio muy probablemente se encuentra como HgSe, SeO y Se [7.4].

7.2.3 Resultados Zona de Contacto PLG1

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico			Laboratorio
			Hg [ppm]	Pb [ppm]	Se [ppm]	
PLG1 - Pto. Muestreo Torre Secado	18/01/2006 14:00	Líquido H ₂ SO ₄ 96% aprox.	2	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG1 - Pto. Muestreo Torre Secado	18/01/2006 11:00	Líquido H ₂ SO ₄ 96% aprox.	1,4	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG1 - Pto. Muestreo Torre Secado	19/01/2006 6:00	Líquido H ₂ SO ₄ 96% aprox.	1,4	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG1 - Pto. Muestreo T. Absorción	18/01/2006 14:00	Líquido H ₂ SO ₄ 98% aprox.	1,8	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG1 - Pto. Muestreo T. Absorción	18/01/2006 11:00	Líquido H ₂ SO ₄ 98% aprox.	0,6	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG1 - Pto. Muestreo T. Absorción	19/01/2006 6:00	Líquido H ₂ SO ₄ 98% aprox.	1,6	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón

Tabla 7.6. Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG1.

[7.2] http://www.sulphuric-acid.com/TechManual/GasCleaning/gcl_hg.htm.

[7.3] Douglas K. Louie, Handbook of Sulfuric Acid Manufacturing, 2006, Canada, p 2-47

[7.4] Douglas K. Louie, Handbook of Sulfuric Acid Manufacturing, 2006, Canada, p 2-75

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico			Laboratorio
			Hg	Pb	Se	
PLG1 - Torre de Secado - Distribuidor (M11)	25/01/2007 10:00	Lodo color verde claro	5600 ppm	12 ppm	130 ppm	CIMM Stgo.
PLG1 - Torre de Secado - Distribuidor (M12)	25/01/2007 10:00	Lodo color gris claro	5620 ppm	1,7 ppm	120 ppm	CIMM Stgo.
PLG1 - Torre de Absorción - Tope Relleno (M13)	25/01/2007 10:00	Lodo color beige claro con tinetes verdosos	625 ppm	155 ppm	320 ppm	CIMM Stgo.
PLG1 - Torre de Absorción - Tope Relleno (M14)	25/01/2007 10:00	Lodo color gris, consistencia semisólida	200 ppm	20 ppm	22 ppm	CIMM Stgo.

Tabla 7.7. Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG1.

El contenido de mercurio en el ácido concentrado de la torre de secado de la PLG1 presenta fluctuaciones de hasta 42% para un intervalo de 8 hr.

El contenido de mercurio en el ácido concentrado de la torre de absorción de la PLG1 presenta fluctuaciones de hasta 67% para un intervalo de 8 hr.

El contenido de mercurio el lodo de la torre de secado fue de 0,56% en masa. El contenido de mercurio en el lodo de la torre de absorción fue de 0,06% en masa.

7.2.4 Resultados Zona de Contacto PLG2

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico			Laboratorio
			Hg [ppm]	Pb [ppm]	Se [ppm]	
PLG2 - Pto. Muestreo Torre Secado	18/01/2006 14:00	Líquido H ₂ SO ₄ 96% aprox.	1,7	0,2	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Pto. Muestreo Torre Secado	18/01/2006 11:00	Líquido H ₂ SO ₄ 96% aprox.	1,6	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Pto. Muestreo Torre Secado	19/01/2006 6:00	Líquido H ₂ SO ₄ 96% aprox.	1,6	0,2	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Pto. Muestreo T. Absorción	18/01/2006 14:00	Líquido H ₂ SO ₄ 98% aprox.	1,6	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Pto. Muestreo T. Absorción	18/01/2006 11:00	Líquido H ₂ SO ₄ 98% aprox.	1	< 0.1	< 0.1	Metalúrgico Colón
PLG2 - Pto. Muestreo T. Absorción	19/01/2006 6:00	Líquido H ₂ SO ₄ 98% aprox.	1,6	0,1	< 0.1	Metalúrgico Colón

Tabla 7.8. Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG2.

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico			Laboratorio
			Hg	Pb	Se	
PLG2 - Torre de Secado - Distribuidor (canal)	25/01/2007 10:00	Líquido verde	6 ppm	1,2 ppm	45 ppm	CIMM Stgo.
PLG2 - Torre de Absorción - Filtros Vela	25/01/2007 10:00	Lodo de color beige verdoso claro	360 ppm	410 ppm	205 ppm	CIMM Stgo.
PLG2 - Torre de Secado - Demister	26/01/2007 10:00	Líquido verde	120 ppm	22 ppm	40 ppm	CIMM Stgo.
PLG2 - Torre de Absorción - Distribuidor -	26/01/2007 10:00	Líquido verde	70 ppm	2,2 ppm	30 ppm	CIMM Stgo.

Tabla 7.9. Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG2.

Punto	Fecha/Hora	Matríz	Análisis Químico			Laboratorio
			Hg	Pb	Se	
PLG2 - Torre de Secado - Relleno - Borra	02/02/2007 14:00	Lodo beige claro	17,3 %	345,0 ppm	900,0 ppm	Meta-lúrgico Colón
PLG2 - Cross Flow Stripper - Distribuidor	02/02/2007 14:00	Semisólido color verde	3560,0 ppm	32,0 ppm	415,0 ppm	Meta-lúrgico Colón

Tabla 7.10. Resultados análisis de muestras, zona contacto PLG2.

Se observa que el nivel de fluctuación en 8 hr, de la concentración de Hg en el ácido concentrado de la zona de contacto es de 41% máximo.

El lodo beige claro adherido a los elementos de relleno de la torre de secado resulto ser la muestra con mayor contenido de mercurio (17,3% en masa) obtenida durante la campaña de muestreo.

Comparación de Resultados de Muestreos con Balance de Masa (periodo 1999 - 2007)

La principal conclusión del balance de masa al mercurio en el periodo 1999 - 2007 es que la concentración promedio de Hg en el concentrado de cobre de origen Teniente durante ese periodo fue muy probablemente mayor a 1,2 mg/kg, lo cual concuerda totalmente con los resultados obtenidos de los muestreos realizados en febrero de 2007, cuyos valores promediaron 3,5 mg/kg.

7.3 Resumen de Resultados

Los resultados más relevantes fueron los siguientes:

- Todas las muestras de concentrado de cobre de origen Teniente enviadas tanto al CIMM como al Sernageomin presentaron concentraciones sobre 2 mg/kg de Hg.
- La muestra de cuarzo los Cóndores presentó un contenido de 3,8 ppm de Hg.
- Las muestras de cuarzo de Til - Til y Constitución presentaron concentraciones menores a 0,2 ppm de Hg
- Las muestras de líquido de lavado de ambas plantas de ácido presentaron concentraciones entre 4,5 y 15 mg/kg de Hg.
- Las muestras de polvo adherido al relleno de la torre de enfriamiento, tren 1, de la PLG2, presentaron concentraciones sobre 0,5% en masa de Hg.
- El lodo del precipitador electrostático húmedo de la PLG2 presentó 1% de mercurio.
- Las muestras de lodo del distribuidor de la torre de secado de la PLG1 presentó 0,4% en masa de mercurio.
- Prácticamente todas las muestras de lodo tomadas de la PLG2 presentaron concentraciones sobre 0,3% en masa de mercurio.
- Las muestras de líquido con mayores contenidos en mercurio fueron en primer lugar: el ácido de lavado de la zona de limpieza de la PLG2 con concentraciones entre 6,4 y 15 mg/kg y en segundo lugar, el líquido de lavado del precipitador electrostático húmedo 1M141A (entrada) de la PLG1 (11 mg/kg).
- Las muestras de lodo con mayores contenidos en mercurio fueron en primer lugar: lodo adherido a elementos de relleno de la torre de secado de la PLG2 (17,3%), 2º: polvo adherido a elementos de relleno de la torre de enfriamiento, tren 1 de la PLG2 (1,4%), y 3º: lodo acumulado en tanque de condensado PLG2 (1,2%).

7.4 Discusión

Si se considera los resultados obtenidos por los muestreos de concentrado de cobre de origen Teniente y cuarzo realizados en febrero de 2007 como representativos con respecto al orden de magnitud (para el periodo 2006 - 2007); para un flujo de concentrado fundido de 4.000 tón/día y una producción de ácido sulfúrico de 1.250 tón/día y 2.000 tón/día para la PLG1 y 2 respectivamente, y para un flujo de efluente de ácido de lavado de 9 y 13 m³/h para la PLG1 y 2 respectivamente, y considerando el aporte de mercurio vía fundente despreciable (menor a 0,04 kg/día), los flujos de mercurio son los siguientes:

- Flujo de Hg vía concentrado de cobre: 14 kg/día (Ftes: muestreos 2007, SIOF)
- Flujo de Hg vía efluentes PLG: 5 kg/día (Ftes: muestreos 2007, PI)
- Flujo de Hg vía ácido producto PLG: 8,6 kg/día (Ftes: USPP, SIOF, PI)

Si estos flujos son representativos con respecto al orden de magnitud, entonces, considerando que los sistemas de limpieza húmeda de las PLG son altamente eficientes con respecto a la remoción de mercurio oxidado y adherido a partículas, y muy poco eficientes con respecto a la remoción de vapor de mercurio elemental, la relación entre el mercurio oxidado y adherido a partículas vs Hg elemental se estima a continuación:

$$\text{Flujo de Hg vía efluentes PLG} / \text{Flujo de Hg vía ácido producto PLG} = 5/8,5 = 0,6$$

En este caso no existe diferencias de orden de magnitud (diferencias con un factor de 10, 100, etc).

Respecto a los lodos con alto contenido de Hg acumulados en los equipos de las PLG, la literatura indica que el Hg elemental condensado se puede depositar en tubos y equipos o formar amalgamas con plomo por ejemplo. Lo anterior indica que este fenómeno es un hecho perfectamente factible. El efecto de esta acumulación en la calidad del ácido es transitorio (como se concluyó en el capítulo 5).

Conclusiones

Según los resultados de la campaña de muestreo de enero - febrero de 2007, el mercurio ingresa la fundición principalmente vía concentrado de cobre de origen Teniente. La concentración promedio de Hg en el concentrado fue de 3,5 mg/kg promedio, lo cual concuerda totalmente con el balance de masa al Hg para el periodo 1999 - 2007 (capítulo 4).

Durante los días de muestreo (18 y 19 de febrero de 2007), una cantidad cercana a 5 kg/día de Hg abandonó las plantas de ácido vía efluentes de líquido de lavado de las zonas de limpieza.

Se detectó una alta concentración de mercurio (sobre 0,3% en la mayoría de los casos) en lodos de la PLG1 (torre de secado) y, lodos y polvos de la PLG2 (torres de enfriamiento evaporativo, PEH, tanque de condensado y torre de secado).

CAPÍTULO 8

CONTROL DEL Hg EN EL ACIDO PRODUCTO MEDIANTE MEJORAMIENTO DEL PROCESO EXISTENTE

Hipotéticamente existe un estado del proceso en el cual se maximiza la eficiencia de remoción de mercurio del sistema. En este estado óptimo, si las variables controlables del sistema no varían, la concentración de mercurio en el ácido producto se mantendría en un rango inferior a lo reportado en la actualidad. Si este estado hipotético no genera efectos laterales adversos en el proceso, entonces se puede decir que el proceso se puede optimizar.

Dependiendo de la complejidad del sistema, una de las grandes dificultades en la determinación de estados óptimos es la disponibilidad de información del sistema. En este sentido por ejemplo, si se conoce la físico - química que gobierna al sistema, este se puede modelar en base a la teoría (mecánica de fluidos, transferencia de calor, cinética química, etc.) y establecer las relaciones causa - efecto de las distintas variables en el estado transiente. En este caso el modelo indica el estado óptimo. El contraste con datos reales indicaría si el modelo es válido.

En un sistema complejo tal como el circuito CT - PLG esto es extremadamente difícil de llevar a cabo debido a la complejidad del sistema y al desconocimiento de los fenómenos asociados. No obstante lo anterior, se puede establecer posibles relaciones causa - efecto mediante análisis estadístico (análisis de correlación por ejemplo). Si el estado es reproducible mediante pruebas de laboratorio y/o de planta, entonces el modelo (llamado empírico) es válido y puede tener cierta utilidad práctica.

En el presente capítulo se realizará una aproximación superficial al análisis estadístico para determinar estos posibles estados óptimos y cuantificar sus posibles efectos en la calidad del ácido con respecto al mercurio. La metodología es intuitivamente sencilla, basada en cálculo de probabilidades.

8.1 Efecto "Dilutivo" del Gas Generado por los CPS en el Gas Alimentado a la PLG2

¿Es posible que el efecto "dilutivo" del gas generado por los CPS en el gas alimentado a la PLG2 sea un factor estructural en el comportamiento del mercurio en ácido producto de la PLG2?

La relación flujo de mercurio - flujo de azufre en el gas metalúrgico (como SO₂) que entra a las PLG establece un posible límite para la concentración de mercurio en el ácido producto.

Existe el antecedente de que la implementación del Proyecto MAGA CPS, que implicó el desvío de gases CPS a la PLG2, coincide con una baja importante en la concentración de Hg a.p. (aunque no se sabe si existe relación directa).

El objetivo principal del siguiente ejercicio es de estimar la cantidad de azufre que entra a las PLG y compararlo con el mercurio para obtener una relación mercurio/azufre presente en el gas metalúrgico, útil para encontrar posibles fuentes de diferenciación entre las plantas con respecto al comportamiento del mercurio en el ácido producto.

Flujo de azufre en gas metalúrgico desde CT y CPS

Considerando que a condiciones normales 1 kmol de gas ideal ocupa un volumen de 22,4 m³;

El flujo de azufre en gas metalúrgico está dado por:

$$\text{Flujo de azufre en gas [ton/h]} = \text{Flujo volumétrico gas [Nm}^3\text{/h]} \cdot (\% \text{SO}_2 / 100) \cdot (1 \text{ kmol} / 22,4 \text{ m}^3) \cdot 10^{-3} \cdot \text{PM}(\text{SO}_2) [\text{kg/kgmol}] \cdot \text{PA}(\text{S}) / \text{PM}(\text{SO}_2)$$

Evaluando PA(S) = 32,1; PM(SO₂) = 64,1

$$\text{Flujo de azufre en gas [ton/h]} = \text{Flujo volumétrico gas [Nm}^3\text{/h]} \cdot \% \text{SO}_2 / 69.782$$

Se calcula el flujo de azufre en el gas desde el CT1:

Aire de soplado CT (considerando un flujo de 50.000 Nm³/hr):

$$\text{Flujo de Azufre en gas desde CT1} = 50.000 \cdot 25 / 69.782 = 17,9 \text{ [ton/h]}$$

Considerando que el CT1 opera en soplado durante 22,5 hr/día en promedio, para un día;

$$\text{Flujo de Azufre en gas desde CT1} = 17,9 \cdot 22,5 = 402,8 \text{ [ton/día]}$$

Con respecto a los CPS (flujo por unidad), para un flujo de 38.000 Nm³/hr:

$$\text{Flujo de Azufre en gas desde CPS} = 38.000 \cdot 18 / 69.782 = 9,8 \text{ [ton/h]}$$

Considerando que los CPS operan en soplado durante 12,8 hr/día en promedio, para un día;

$$\text{Flujo de Azufre en gas desde CPS} = 9,8 \cdot 12,8 = 125,4 \text{ [ton/día]}$$

Flujo de azufre en ácido producto:

El cálculo está dado por la siguiente ecuación:

$$\text{Flujo de Azufre en ácido producto [ton/día]} = \text{Flujo másico [ton/día]} \cdot (\% \text{ H}_2\text{SO}_4 / 100) \cdot \text{PA(S)} / \text{PM(H}_2\text{SO}_4)$$

Evaluando PA(S)=32,1, PM(H₂SO₄) = 98,1;

$$\text{Flujo de Azufre en ácido producto [ton/día]} = \text{Flujo másico [ton/día]} \cdot \% \text{ H}_2\text{SO}_4 / 306$$

Para la PLG1:

Flujo de Azufre en ácido producto PLG1 = $1.220 \cdot 98,7 / 306 = 393,5$ [ton/día]

Para la PLG2:

Flujo de Azufre en ácido producto PLG2 = $1.930 \cdot 98,4 / 306 = 620,6$ [ton/día]

Asumiendo que el flujo de azufre en el gas desde el CT2 es similar al flujo de azufre desde el CT1 (la diferencia de flujo de alimentación de concentrado de cobre entre convertidores es de 2% promedio), el flujo de gas a chimenea CT y CPS despreciable en comparación con flujo de gas a las PLG, y considerando 2 CPS descargando gas a la PLG2; se resume todo lo anterior en el siguiente diagrama:

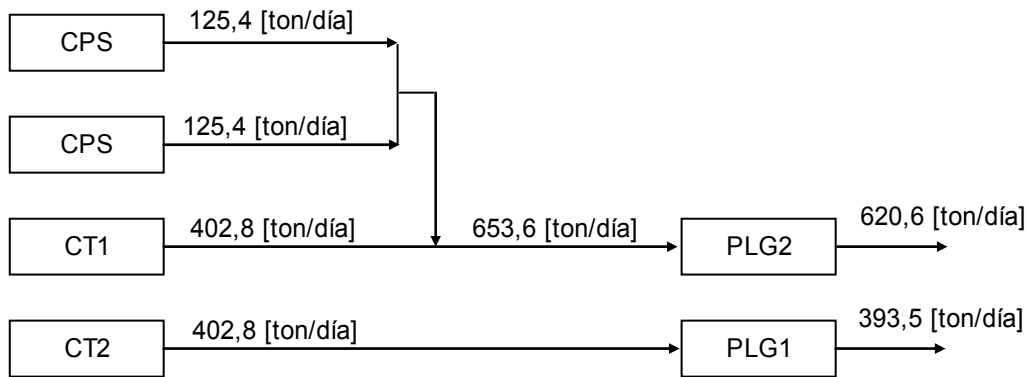


Fig. 8.1 Balance al azufre, sistema fundición - PLG.

Para el balance de azufre a la PLG1 asumiendo una eficiencia de conversión del SO_2 a H_2SO_4 sobre 98% se tiene un error de menos del 1% en el balance y para la PLG2 de 3,2%. Considerando que se utilizaron valores promedios no ponderados, esto hecho es factible. No obstante lo anterior, para el análisis que se mostrará a continuación se puede trabajar con estos valores sin temor a errar en las conclusiones.

La mayor parte del mercurio que entra a los CT se volatiliza y se transfiere hacia las PLG. Según isocinéticos realizados en 2002 y 2003 (ver apéndice 3), probablemente el flujo de

mercurio desde los PES MILJO es de un orden de magnitud menos que el flujo de mercurio del PES JOY2, estos datos se apoyan en muestreos realizados en diferentes fechas, por lo tanto esta información es débil y no tiene elementos cuantitativos de comparación, sin embargo lo anterior, la teoría indica que la mayor parte de el mercurio alimentado al CT se debería de evaporar debido a que la temperatura que alcanza este equipo supera los 1.200°C, temperatura muy superior a los puntos de ebullición de la mayoría de los compuestos de mercurio (P.ej, cinabrio HgS: 357°C).

La consideración básica a utilizar según lo anterior es la siguiente:

Flujo de mercurio desde CT2 >> Flujo de mercurio desde CPS

Las afirmaciones anteriores indican que el gas que entra a la PLG2 tiene potencialmente una menor relación flujo mercurio - flujo de azufre que el gas que ingresa a la PLG1, (se dice "potencialmente" debido a que la eficiencia de remoción de los PES de ambos sistemas MAGA muy probablemente no es la misma). Este efecto "dilución" se estima mediante el siguiente cálculo:

Considerando un flujo x de mercurio volatilizado, similar en ambos CT; la relación mercurio - azufre en la salida de ambos CT es:

$$[\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{salida CT1}} = x / 402,8 \text{ (fig. 8.1)}$$

$$[\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{salida CT2}} = x / 402,8$$

La mayor razón potencial de flujo de mercurio - azufre es la siguiente:

$$[\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{entrada PLG1}} = x / 402,8$$

$$[\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{entrada PLG2}} = x / 653,6$$

$$[\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{entrada PLG2}} / [\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{entrada PLG1}} = 402,8 / 653,6 = 0,6$$

Por lo tanto la mayor relación potencial de concentración de mercurio en ácido producto entre ambas PLG sin considerar efectos acumulativos es:

$$\frac{[\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{PLG2 ácido producto}}}{[\text{Razón flujo mercurio - azufre}]_{\text{PLG1 ácido producto}}} = 0,6$$

Agregando al análisis, conclusiones obtenidas en capítulos anteriores (sección 7.2.2), las cuales indican que el sistema MAGA CT1 - PLG2 es más eficiente en la remoción de mercurio que el sistema MAGA CT2 - PLG1 con respecto a la cantidad de concentrado fundido en los CT asociados. Se puede inferir la siguiente hipótesis:

"La PLG2 recibiendo gases de un CT y dos CPS en soplado, en general no produce un ácido con una concentración de mercurio mayor a 3/5 de la concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG1"

No se dispone de datos de flujo de gas desde los CPS a la PLG2, las únicas variables disponibles asociadas son el status válvula aire de soplado CPS, flujo aire de soplado CPS, status damper CPS a PLG2, status damper MAGA - CT1 a chimenea y status damper MAGA - CPS a chimenea entre otros. No obstante lo anterior, es posible iniciar el estudio cuantitativo del efecto del flujo de gas CPS en la concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG2 asumiendo inicialmente criterios relativamente débiles, para luego agregar más elementos al análisis y finalmente comparar el resultado final con las asunciones iniciales para tener un conocimiento más completo del sistema.

Para un universo de 368 datos diarios de concentración de mercurio en ácido producto de las PLG, tomados entre el 1 de agosto de 2005 y 15 de marzo de 2007, y considerando el tiempo en soplado de los CPS "relativamente" un buen parámetro asociado al flujo de gas desde los CPS hacia la PLG2: 312 datos cumplen con la hipótesis anterior, lo que representa un 85% aciertos. La debilidad de esta demostración es que el tiempo de soplado de los CPS es proporcional al flujo de gas solo para ciertos rangos de flujo.

Lo hipótesis anterior puede ser demostrada haciendo restricciones al status operacional de los sistemas MAGA CT1 y MAGA CPS.

Las restricciones para el análisis son las siguientes:

Condición 1 (Variable): Suma de tiempos diarios válvulas aire de soplado CPS.

Condición 2: Aire de soplado CT1 y 2 sobre 35.000 Nm³/h promedio diario.

Condición 3: Damper MAGA CT1 a chimenea, % apertura < 3%.

Condición 4 (Variable): Damper MAGA CPS a chimenea en rangos: 0 a 20%; 20 a 40% y 40 a 60%.

La relación (PLG2 Acido Producto Hg [mg/kg]) / (PLG1 Acido Producto Hg [mg/kg]) es analizada aplicando las tres condiciones anteriores.

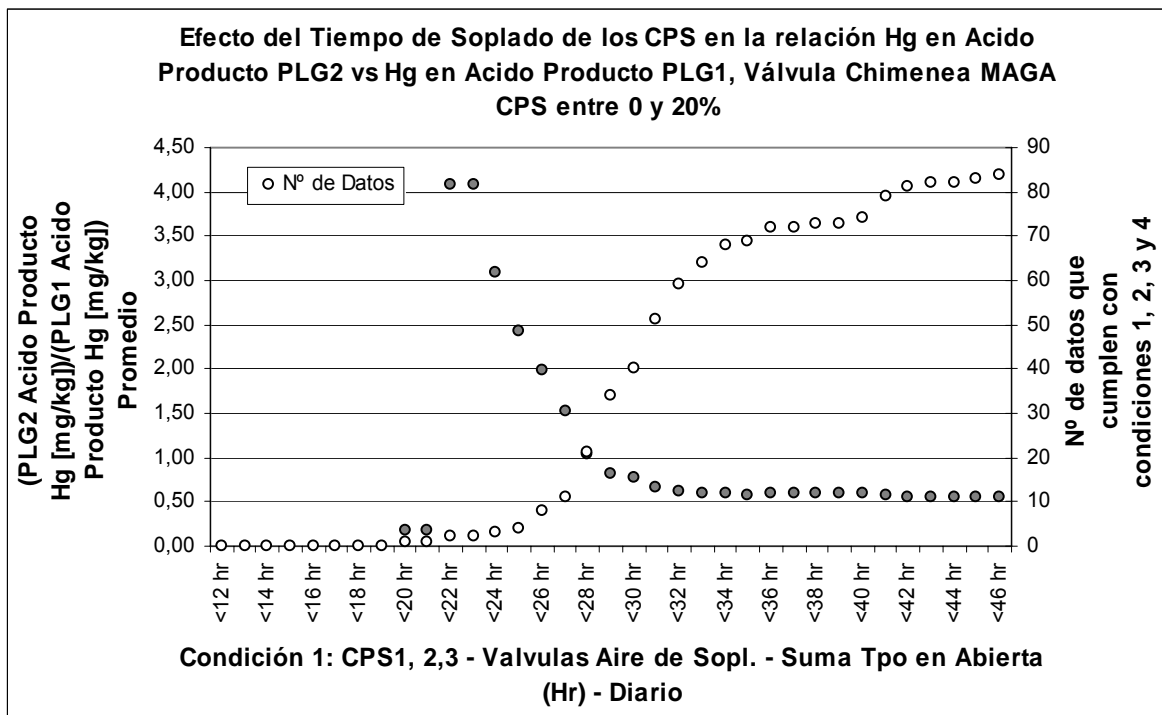


Fig. 8.2. Efecto del tiempo de soplado de los CPS en la relación Hg en ácido producto PLG2 vs Hg en ácido producto PLG1, válvula chimenea MAGA CPS entre 0 y 20%.

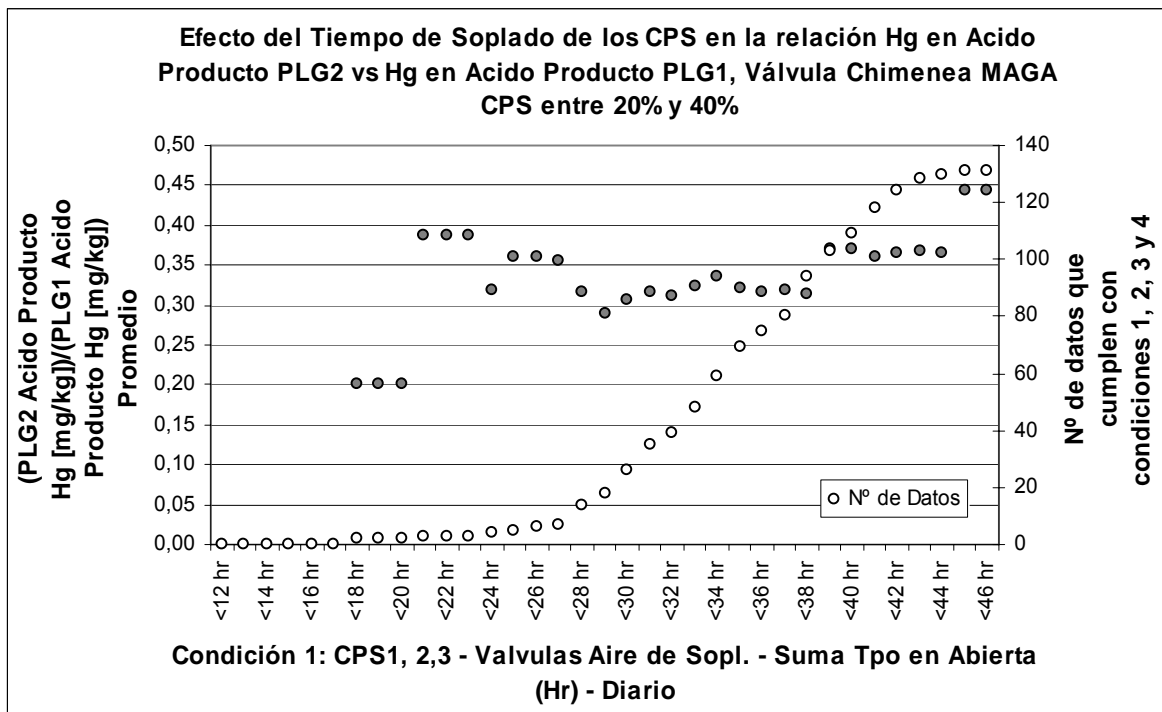


Fig. 8.3. Efecto del tiempo de soplado de los CPS en la relación Hg en ácido producto PLG2 vs Hg en ácido producto PLG1, válvula chimenea MAGA CPS entre 20 y 40%.

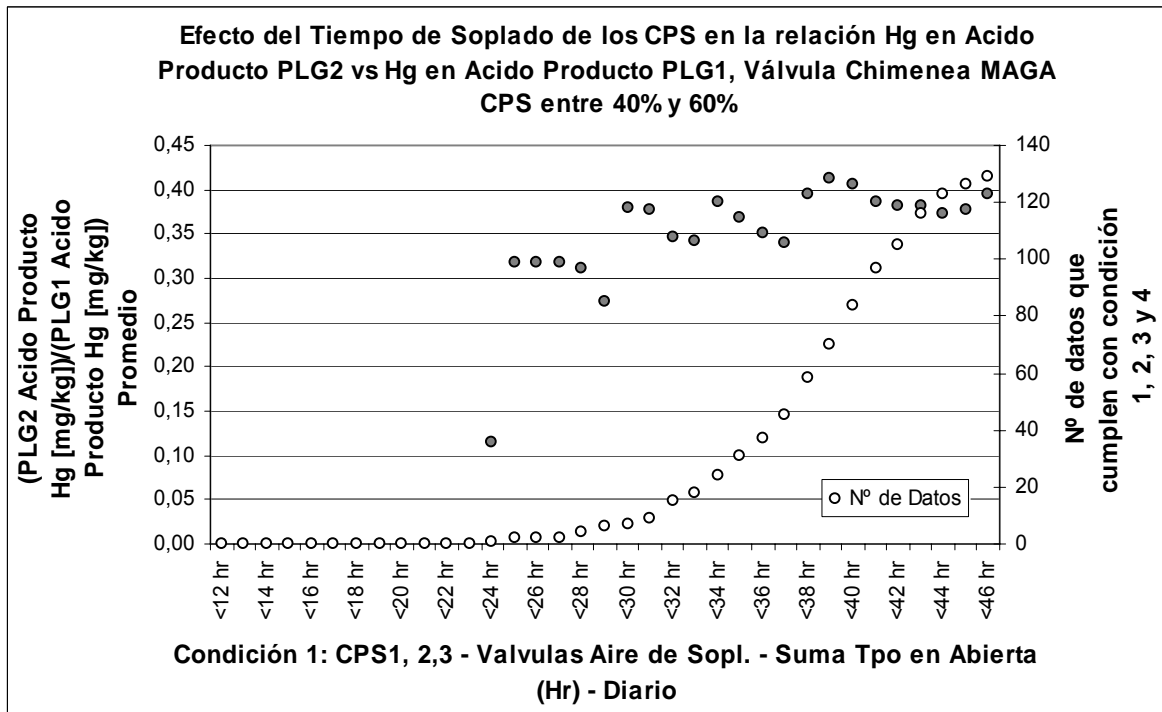


Fig. 8.4. Efecto del tiempo de soplado de los CPS en la relación Hg en ácido producto PLG2 vs Hg en ácido producto PLG1, válvula chimenea MAGA CPS entre 40 y 60%.

Como se puede ver en los tres gráficos anteriores y más claramente en el primer gráfico (fig 8.2) que todas las razones (PLG2 Acido Producto Hg [mg/kg])/ (PLG1 Acido Producto Hg [mg/kg]) convergen a un valor cercano a 0,5 a medida que aumenta el tiempo diario en soplado de los CPS, cifra cercana a la planteada en la hipótesis.

Llama bastante la atención al observar el primer gráfico en el cual mientras menor es el tiempo aire de soplado diario de los CPS la concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG2 se hace mayor que en el ácido de la PLG1.

Análisis de la relación de flujo de azufre desde CPS vs flujo azufre desde CT1 en ducto de entrada PLG2 requerida para obtener una concentración Hg a.p. menor a 1 ppm

La relación de flujo de azufre desde CPS vs flujo azufre desde CT1 en el ducto de entrada PLG2 es un factor importante en la concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG2. Cuantificar esta relación resulta complicado desde el punto de vista de la disponibilidad de datos diarios (particularmente para realizar el balance al azufre en las corrientes de gas metalúrgico que alimenta a la PLG2).

La información crítica no disponible incluye las siguientes variables: flujo de gas y concentración de SO₂ en ducto de alimentación gas desde CPS a PLG2. No obstante lo anterior, se dispone de variables que se relacionan directamente con el flujo de azufre desde los CPS a la PLG2: flujo aire de soplado CPS1, 2 y 3; % apertura damper gas a chimenea MAGA CPS.

Considerando el nivel de incertidumbre en el uso de estas variables, se examina el efecto de cada una de ellas con el fin de determinar las condiciones operacionales óptimas del sistema CPS para la obtención de un ácido producto en la PLG2 con un contenido menor a 1 ppm.

Se sabe que aproximadamente el 44% de los días de operación de la PLG2 durante el año se cumple con la condición de un ácido producto con un contenido menor a 1 ppm.

En el siguiente ejercicio se estima la razón de flujo óptima CPS vs CT1 para la obtención de un ácido producto con menos de 1 ppm, para lo cual se calculan probabilidades con las siguientes condiciones:

- Flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm³/hr promedio diario.
- Damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%.
- Damper a chimenea a chimenea MAGA CPS variable: rangos 0 - 20%, 20 - 40%, 40 - 60%.
- $(CPS1, 2 \text{ y } 3 - \text{Flujo Total Aire Soplado} - [Nm^3/hr] - \text{Prom. Diario}) / (CT1 - \text{Flujo Aire de Soplado} - [Nm^3/h] - \text{Prom. Diario})$.

Resultados

Damper chimenea CPS < 20%		
(CPS1, 2 y 3 - Flujo Total Aire Soplado - [Nm ³ /hr] Prom Diario)/(CT1 - Flujo Aire de Soplado - [Nm ³ /h] Prom Diario)	P(PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - [mg/kg] - Prom. Diario < 1)	Nº de Datos que cumplen solo con la condición PLG2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - Prom. Diario < 1 ppm
2 - 2,2	0,48	25
2,2 - 2,4	1,00	1
2,4 - 2,6	0,88	8
2,6 - 2,8	0,72	29
2,8 - 3	0,75	12
3 - 3,2	1,00	2
	Total	77

Tabla 8.1. Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm³/hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 0 - 20%.

20% < Damper chimenea CPS < 40%		
(CPS1, 2 y 3 - Flujo Total Aire Soplado - [Nm ³ /hr] Prom Diario)/(CT1 - Flujo Aire de Soplado - [Nm ³ /h] Prom Diario)	P(PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - [mg/kg] - Prom. Diario < 1)	Nº de Datos que cumplen solo con la condición PLG2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - Prom. Diario < 1 ppm
2 - 2,2	0,38	13
2,2 - 2,4	0,00	1
2,4 - 2,6	0,00	4
2,6 - 2,8	0,56	25
2,8 - 3	0,56	70
3 - 3,2	0,60	30
Total		143

Tabla 8.2. Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm³/hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 20 - 40%.

40% < Damper chimenea CPS < 60%		
(CPS1, 2 y 3 - Flujo Total Aire Soplado - [Nm ³ /hr] Prom Diario)/(CT1 - Flujo Aire de Soplado - [Nm ³ /h] Prom Diario)	P(PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - [mg/kg] - Prom. Diario < 1)	Nº de Datos que cumplen solo con la condición PLG2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - Prom. Diario < 1 ppm
2 - 2,2		0
2,2 - 2,4		0
2,4 - 2,6		0
2,6 - 2,8	0,45	29
2,8 - 3	0,51	45
3 - 3,2	0,86	14
Total		88

Tabla 8.3. Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm³/hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 40 - 60%.

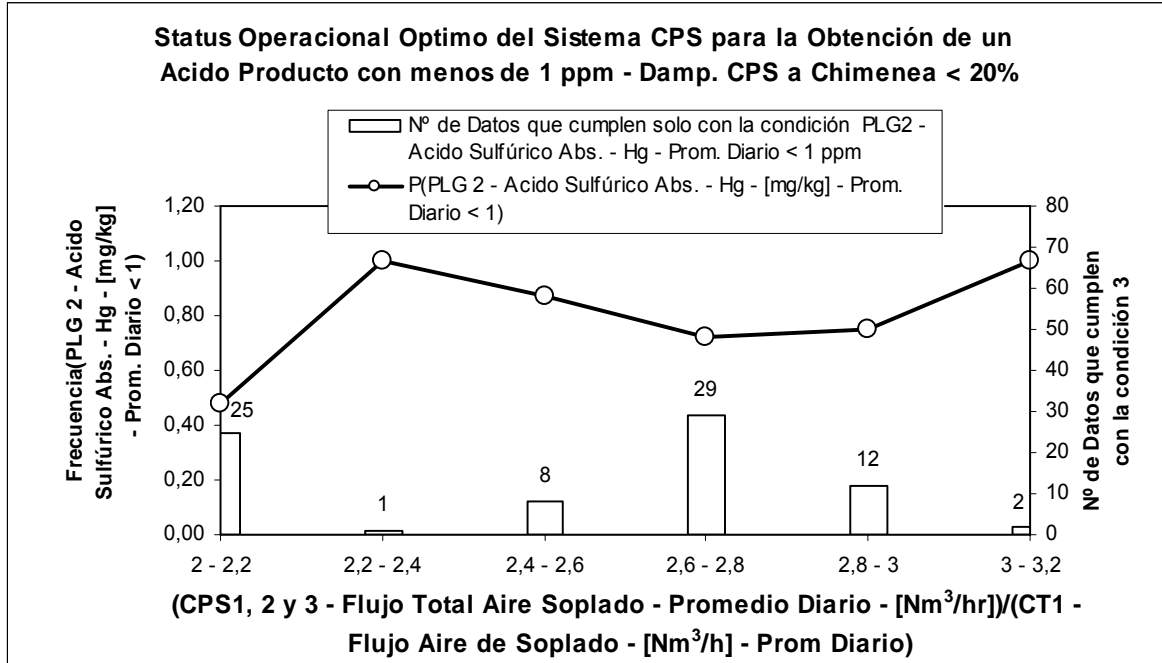


Fig 8.5. Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm³/hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 0 - 20%.

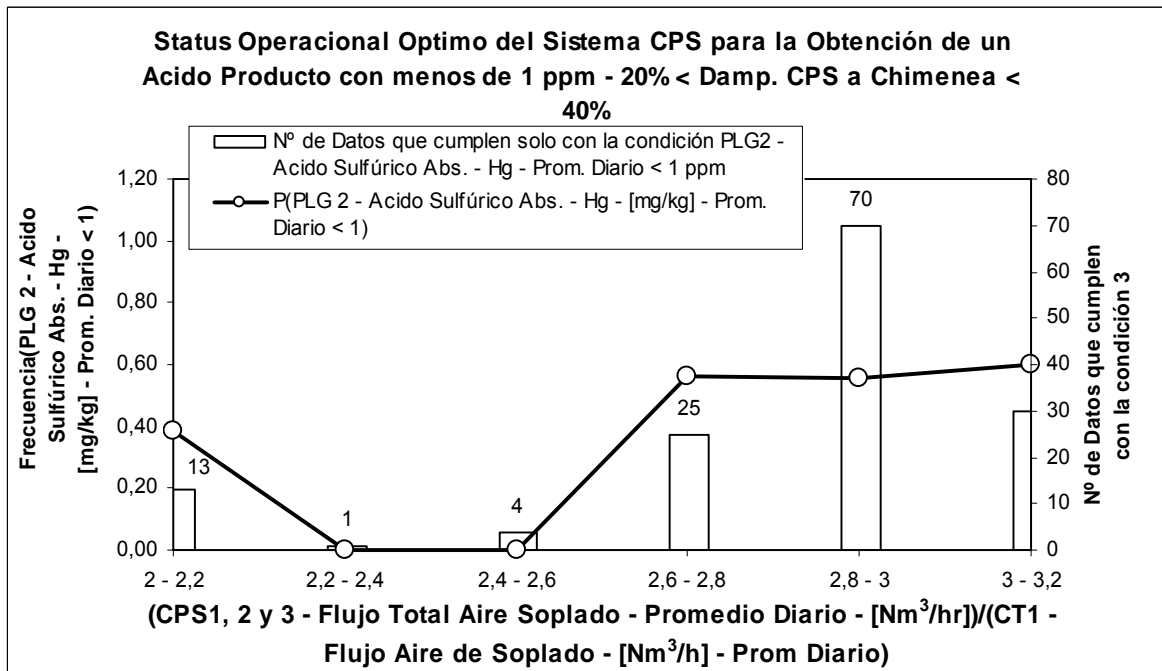


Fig 8.6. Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm³/hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 20 - 40%.

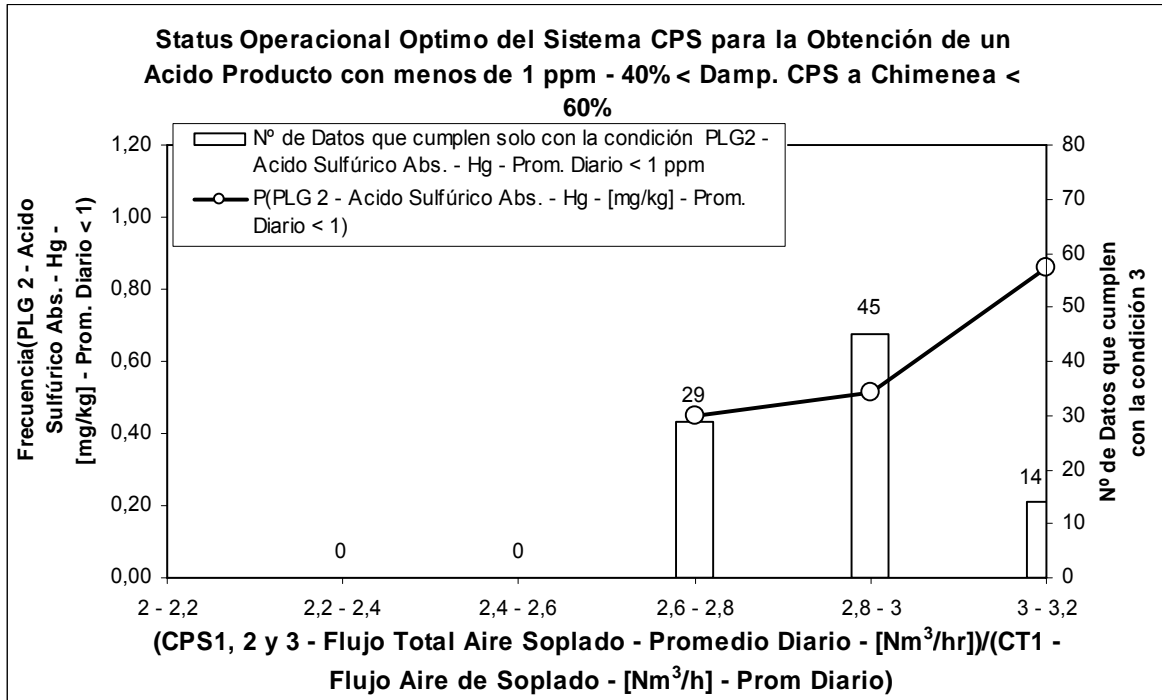


Fig 8.7. Cálculo de probabilidades. Condiciones: flujo aire de soplado CT1 mayor a 35.000 Nm³/hr promedio diario, damper a chimenea MAGA CT1 menor a 3%, damper a chimenea CPS 40 - 60%.

En todos los gráficos se observa un peak para una relación (CPS1, 2 y 3 - Flujo Total Aire Soplado - [Nm³/hr] - Prom. Diario) / (CT1 - Flujo Aire de Soplado - [Nm³/h] - Prom. Diario) entre 3 y 3,2, en todos estos casos la probabilidad de ocurrencia de un contenido de mercurio en el ácido producto de la PLG2 menor a 1 ppm es mayor a 0,6.

Ampliando este rango, se tiene que para una relación (CPS1, 2 y 3 - Flujo Total Aire Soplado - [Nm³/hr] - Prom. Diario) / (CT1 - Flujo Aire de Soplado - [Nm³/h] - Prom. Diario) mayor a 2,8 sujeto a la restricción, damper CPS gas a chimenea menor a 40% tiene una probabilidad mínima de 0,56.

Considerando las siguientes cifras:

$$P(A) = P(\text{Hg Acid. Producto} < 1 \text{ ppm}) = 184/420 = 0,438$$

$P(B) = P(\text{Hg Acid. Producto} < 1 \text{ ppm y Flujo de aire de soplado CT1} > 35.000 \text{ Nm}^3/\text{hr}; \text{ Damper chimenea MAGA CT1} < 3\%, \text{ Damper chimenea MAGA CPS} < 40\%; \text{ CPS1, 2 y 3 - Flujo Total Aire Soplado - Prom. Diario}) / (\text{CT1 - Flujo Aire de Soplado - Prom. Diario}) > 2,8) = 68/114 = 0,6$

$\% \text{ de Aumento de días bajo } 1 \text{ ppm} = (P(B) - P(A)) \cdot 100/P(A) = (0,6 - 0,438) \cdot 100/0,438 = 37\%$

Lo anterior traducido en días, indicaría lo siguiente: para una disponibilidad de servicio del 84% (años 2005 y 2006) de la PLG2, lo cual equivale a aproximadamente a 307 días al año, $307 \cdot 0,6 - 307 \cdot 0,438 = 50$ días, prácticamente dos meses más (de lo común) produciendo un ácido producto con menos de 1 ppm de Hg.

Llevando estas cifras a flujos de ácido producto, considerando 1.930 ton/día promedio de ácido sulfúrico producido, para 50 días: 96.500 ton de ácido con contenido de mercurio menor a 1 ppm.

Proyecto MAGA CPS

El primer semestre de 2003 hubo un cambio importante en el comportamiento del Hg a.p. PLG2. Básicamente este disminuyó en un 40% aproximadamente con respecto a los dos años anteriores. El proyecto MAGA CPS implicó la desviación de gases desde CPS a la PLG2, es decir, desde 2003 la PLG2 recibe gases CPS. Esto indica que probablemente la concentración de Hg en el periodo anterior (2001, 2002) fue superior. Esto es efectivamente así, sin embargo el estudio de cambios estructurales en la calidad del concentrado de cobre de origen Teniente realizado en esta investigación, dice que durante ese mismo periodo la calidad del concentrado varió enormemente. No es posible saber el impacto relativo de estos sucesos ya que no se dispone de los datos necesarios para tal análisis.

8.2 Análisis Zona de Limpieza PLG1

El análisis multivariante realizado para determinar los factores principales del comportamiento del mercurio en el ácido producto de la PLG1 concluyó que este está fuertemente asociado a las características del concentrado de cobre de origen Teniente suministrado a la fundición y en menor medida, variables operacionales básicamente temperaturas en el circuito CT - PES.

La eficiencia de remoción de una planta de ácido que no dispone de instalaciones anexas para la remoción de mercurio depende principalmente de la zona de limpieza. La solubilización del mercurio oxidado desde la fase gaseosa depende principalmente de la temperatura, pH de la solución de lavado, características de la solución de lavado (geometría de las gotas p.ej) y el tiempo de residencia del gas en la zona de lavado entre otras condiciones.

Por lo tanto es primordial estudiar estas variables y su probable asociación con el comportamiento del Hg en el ácido producto.

Para lo anterior, se realizó el siguiente ejercicio:

Se dividen los datos de mercurio diario en ácido producto en dos rangos, uno "bajo" en mercurio y uno "alto".

Se necesita tener una gran cantidad de datos para ambas situaciones, por lo tanto se estudia la distribución de datos Hg a.p. PLG1 (fig. 8.8).

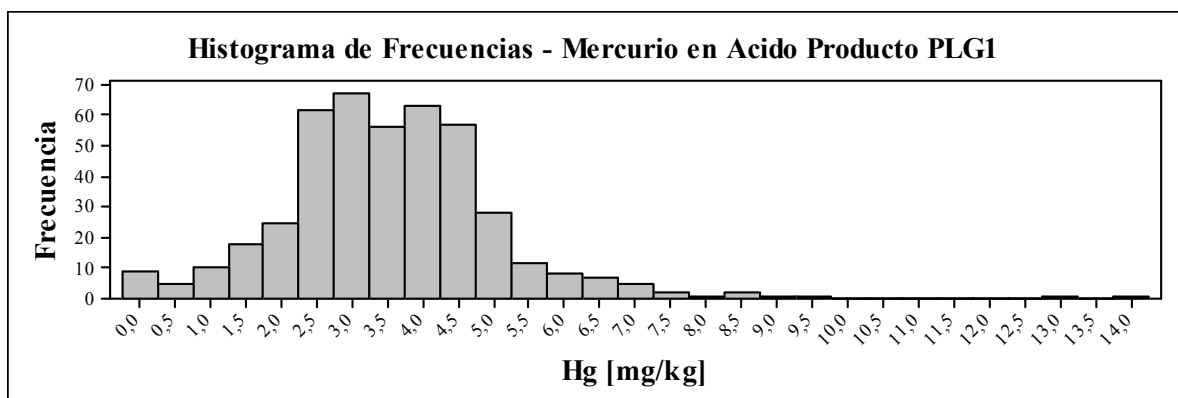


Fig. 8.8. Histograma de frecuencias, Hg en ácido producto PLG1, periodo 2005 - 2006.

Se puede ver que la mediana de la concentración de mercurio en el ácido producto para el periodo 2005 - 2006 es cercana a 3,5 mg/kg. Se Tomará este valor como parámetro de separación entre valores "altos" y "bajos".

Debido a que no se dispone de valores de acidez, se utilizarán los datos de concentración de sulfato en efluente de la PLG1, los cuales muy probablemente se correlacionan fuertemente con la acidez del líquido de lavado de la zona de limpieza.

Las variables a estudiar son las siguientes:

Tag	Descripción
C2	PLG1 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - [mg/kg] - Diario
D1	PLG1 - T.Lavado - T Salida Gas - Prom Diario - [°C] - 51-1T-1002-A
C113	PLG1 - T. Enfriamiento - T Gas Salida - Prom. Diario - [°C] - 51-1T-1003
C119	ETP1 - Efluente PLG1 - SO4 - [gr/l] - Prom - Diario - 91-51-SO4_EFLUE

Tabla 8.4. Análisis Zona de limpieza PLG1, variables a estudiar.

Los datos de cada variable se separan en dos grupos aplicando los siguientes criterios; condición "A": Datos para los cuales la concentración de mercurio en el ácido es menor a 3,5 mg/kg y condición "B": Datos para los cuales la concentración de mercurio en el ácido es mayor a 3,5 mg/kg.

A los códigos de las variables se les agregará la letra A para identificarlos con la condición A, lo mismo para la condición B.

Por lo tanto por ejemplo el caso de D1A corresponde a los datos de la variable D1 que cumplen con la condición A.

Los resultados se muestran a continuación:

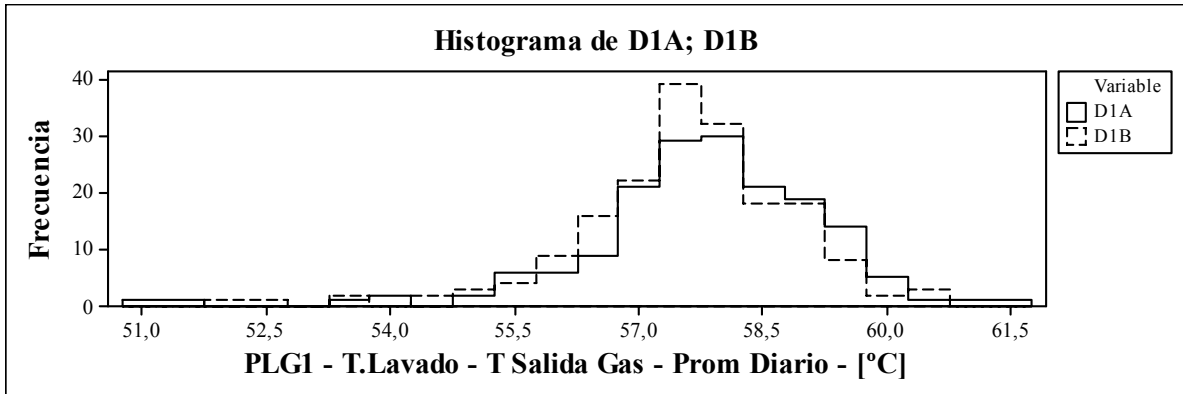


Fig. 8.9. Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - T. Lavado - T salida gas.

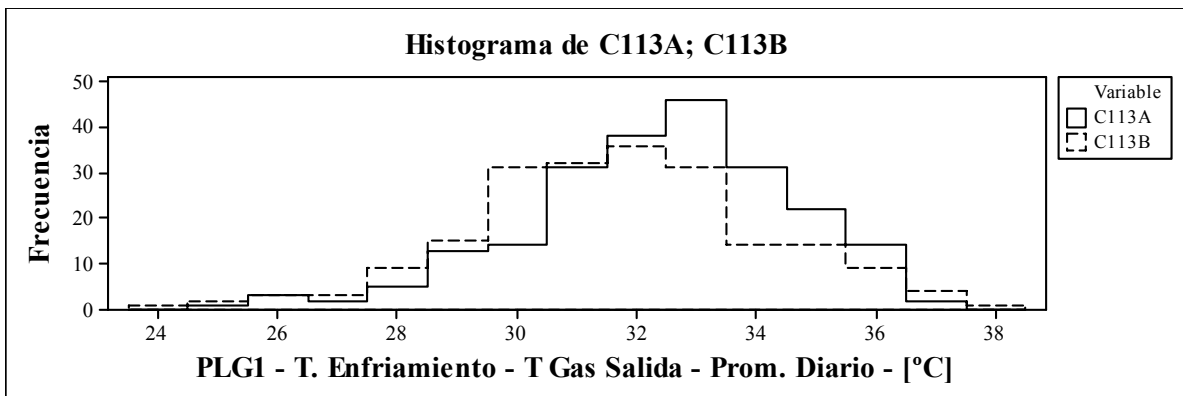


Fig. 8.10. Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - T. Enfriamiento - T salida gas.

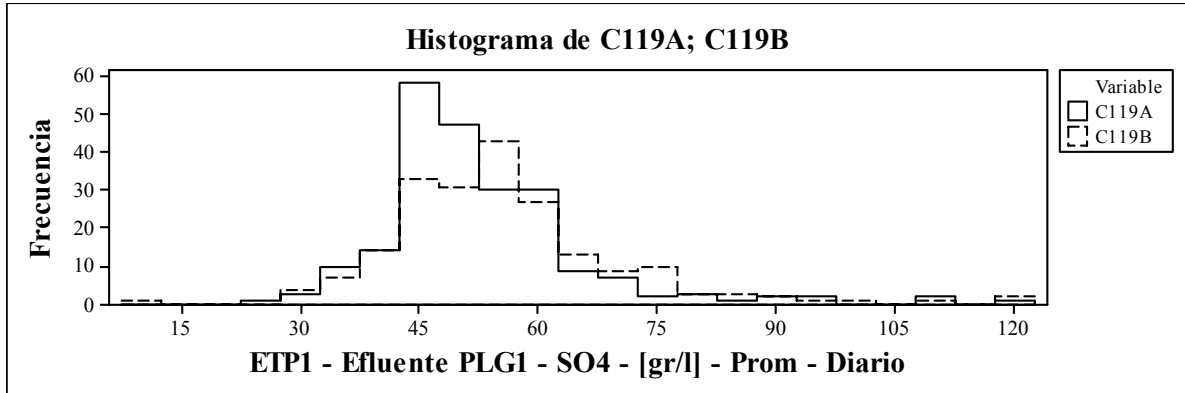


Fig. 8.11. Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - Efluente - SO_4^{2-} .

Para el caso de las temperaturas de la zona de limpieza, el patrón es claro: una concentración baja de mercurio está probablemente asociada a una temperatura alta en la zona de limpieza (1 o 2°C de diferencia).

En el caso del sulfato, la interpretación es más complicada. No existe diferenciación clara, existe diferenciación solo en un rango ajustado dentro de la distribución. Probablemente el efecto de la concentración de sulfato (a los rangos de operación) sea un factor marginal en la variabilidad del mercurio en el ácido producto de la PLG1.

Para ahondar más el análisis del sulfato, se tomará como parámetro de diferenciación entre las condiciones A y B, 2,5 mg/kg de mercurio en el ácido producto de la PLG1.

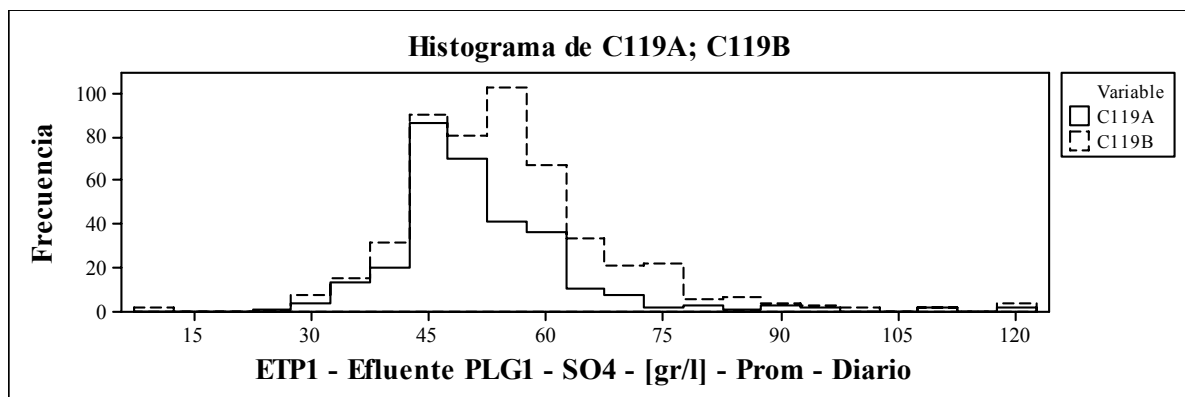


Fig. 8.12. Histogramas de frecuencia, condiciones A y B, PLG1 - Efluente - SO_4^{2-} .

Como se puede ver en la figura 8.12, el sulfato a bajas concentraciones se asocia a una concentración de baja de mercurio. Si se considera lo anterior como relación causa - efecto, y al sulfato un factor de peso en el comportamiento del mercurio en el ácido producto, este fenómeno estaría en contradicción con la teoría que dice que un aumento de pH de la solución de ácido débil de la zona de limpieza debería de disminuir la cantidad de mercurio que entra a la zona de contacto.

Existen dos posibilidades para que el comportamiento antes analizado no esté dentro de lo estimado: 1. el sulfato es un indicador indirecto de una variable de mayor peso en el comportamiento del mercurio, probablemente en la línea CT2 - PES y 2. el sulfato, en este caso no es un buen indicador de la acidez de la solución de ácido débil.

8.3 Análisis Zona de Limpieza PLG2

En esta sección se analizan las variables de la zona de limpieza de gases de la PLG2 de mayor peso en el modelo 2.1NL (ver capítulo Análisis Multivariante).

Como resultado del análisis de modelos lineales y no lineales de la PLG2, se concluyó que las variables operacionales de se zona de limpieza se correlacionan fuertemente con el comportamiento del Hg a.p. PLG2. Se utiliza el término "correlaciona" ya que estas variables son intrínsecamente dependientes de las variables de alimentación de gas de la planta: temperatura, humedad, carga de polvo, etc. Sin embargo se sabe que la capacidad de remoción de la zona de limpieza depende de estas variables; en esta zona una parte del mercurio se transfiere al ácido débil. Por otro lado, esta zona juega un papel de primera importancia en el estado en que llega el mercurio oxidado a los PEH en los cuales teóricamente, gran parte debería ser removido.

Las variables principales del modelo 2.1NL ordenadas de mayor influencia a menor, se muestran en la tabla 8.5.

	Tag	Descripción
Nº1	C10	Correa 212 - Sb - [%] - Diario
Nº2	C3	Correa 212 - Bi - [ppm] - Diario
Nº3	C197	PLG2 - Tren1 - T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653003
Nº4	C18	CT1 - Totaliz Fundente - Promedio Diario - [ton] - 92-31 WQI 241.ORA
Nº5	C152	PLG2 - Tren2 - Torre Vacía - T Gas Salida - Promedio Diario - [°C] - 52-TI-651154
Nº6	C73	CPS3 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 57-PIT-57605
Nº7	C199	PLG2 - Tren2- T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653053
Nº8	C71	CPS1 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 55-PIT-55605
Nº9	C19	CT1 - Totaliz Carga Fría - Promedio Diario - [ton] - 92-31 WQI 242.ORA
Nº10	C150	PLG2 - Tren 1 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651103
Nº11	C11	Correa 212 - SiO2 - [%] - Diario
Nº12	C153	PLG2 - Tren 2 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651153.SPT
Nº13	C72	CPS2 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 56-PIT-56605
Nº14	C151	PLG2 - Tren1 - Torre Vacía - T Gases Salida - Prom Diario - [°C] - 52-TI-651104
Nº15	C40	JOY1 - P Gas Entrada - Promedio Diario - [mmH2O] - 53_PT_312
Nº16	C88	MILJO 2 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722A-2
Nº17	C74	MILJO 1 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722B-1
Nº18	C6	Correa 212 - Fe - [%] - Diario
Nº19	C154	PLG2 - Tren1 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651151
Nº20	C155	PLG2 - Tren2 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651155
*	C37	MAGA CT1 - Valv Agua Sonic - [%] - Prom Diario - 53 TIC 299.OUT
Obj.	C2	PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Hg - [mg%kg] - Diario

Tabla 8.5. Variables principales, modelo 2.1NL.

Las variables de la zona de limpieza fueron tachadas. Como se puede ver, estas variables están dentro de las de mayor influencia en el modelo.

	Var	Descripción
Nº3	C197	PLG2 - Tren1 - T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653003
Nº5	C152	PLG2 - Tren2 - Torre Vacía - T Gas Salida - Promedio Diario - [°C] - 52-TI-651154
Nº7	C199	PLG2 - Tren2 - T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653053
Nº10	C150	PLG2 - Tren 1 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651103
Nº12	C153	PLG2 - Tren 2 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651153.SPT
Nº14	C151	PLG2 - Tren1 - Torre Vacía - T Gases Salida - Prom Diario - [°C] - 52-TI-651104
Nº19	C154	PLG2 - Tren1 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651151
Nº20	C155	PLG2 - Tren2 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651155

Tabla 8.6. Variables principales, modelo 2.1NL, zona de limpieza PLG2.

Es curioso que 6 de 8 variables correspondan a temperaturas y dos a niveles de líquido. Este no es un hecho casual; ya que estas variables fueron seleccionadas de un universo de 61 de las cuales 28 correspondían a variables operacionales de la PLG2.

Como se puede ver en la tabla 8.6, las temperaturas de operación de las torres de enfriamiento por contacto y las torres vacías juegan un papel principal.

Antes de continuar, es importante recordar las fuertes dependencias entre estas variables y con otras variables "aguas arriba" en el gas metalúrgico tales como la cantidad de humedad presente en el gas, fuertemente dependiente en forma directa, del flujo de agua desde el sistema SONIC e indirectamente de la temperatura de los gases en la salida del CT y el flujo de aire de dilución.

No se descarte la importancia de estas variables en el presente estudio, sin embargo y recordando nuevamente lo dicho anteriormente, el fenómeno de transferencia de mercurio oxidado a la fase líquida, tanto en la zona de limpieza, como en los PEH depende fuertemente de la operación de enfriamiento y lavado. La temperatura, la humedad, el tiempo de residencia y las características de las gotas de agua de lavado son las variables que afectan directamente el fenómeno de solubilización del mercurio oxidado en la fase acuosa.

Para conocer un poco más el "peso" cuantitativo que tienen estas variables en el Hg a.p. PLG2 se realiza el siguiente ejercicio:

Los datos son divididos en dos grupos, cada uno de los cuales cumple con la siguiente condición: los datos de las variables C197, C152, C199, etc. que coincidan con días en que el mercurio en el ácido producto fue menor a 1 mg/kg. El segundo grupo corresponde a la condición contraria, es decir datos para los cuales el mercurio en el ácido fue mayor a 1 mg/kg. Luego se grafican estos resultados utilizando histogramas de frecuencia.

Las variables que tienen asociada la condición "menor a 1 ppm en ácido PLG2" son identificadas con una "A" adjunta al tag de la variable, es decir para C197 es C197A, para la condición "mayor a 1 ppm en ácido PLG2" el identificador es "B"

En primer lugar se observa la cantidad de datos que cumplen con las distintas condiciones para obtener muestras bastante grandes para obtener conclusiones robustas. Para 420 datos de concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG2, 184 (44%) cumplen con la condición ppm Hg en ácido menor a 1 ppm.

Para un universo de 592 datos diarios tomados entre 1/08/2005 a 15/03/2007, los resultados se muestran a continuación.

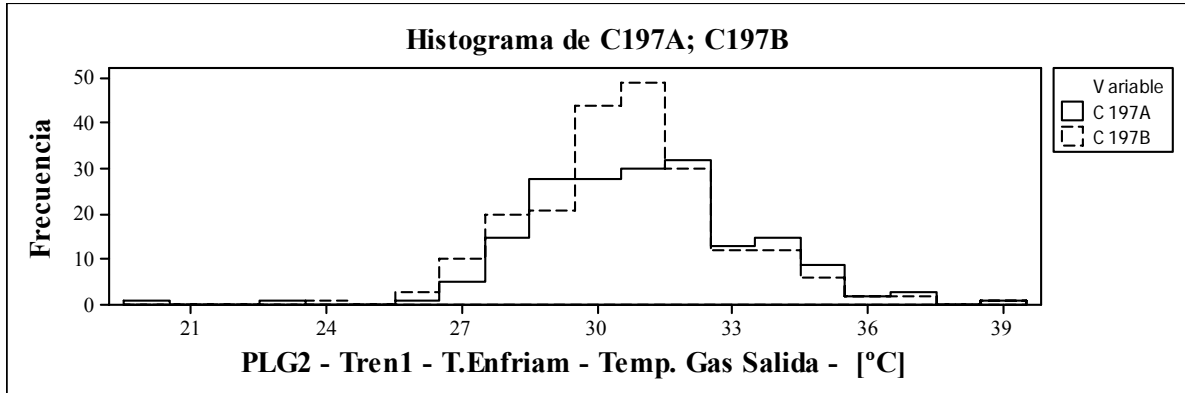


Fig. 8.13. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren1 - t. enfriamiento - temperatura gas de salida.

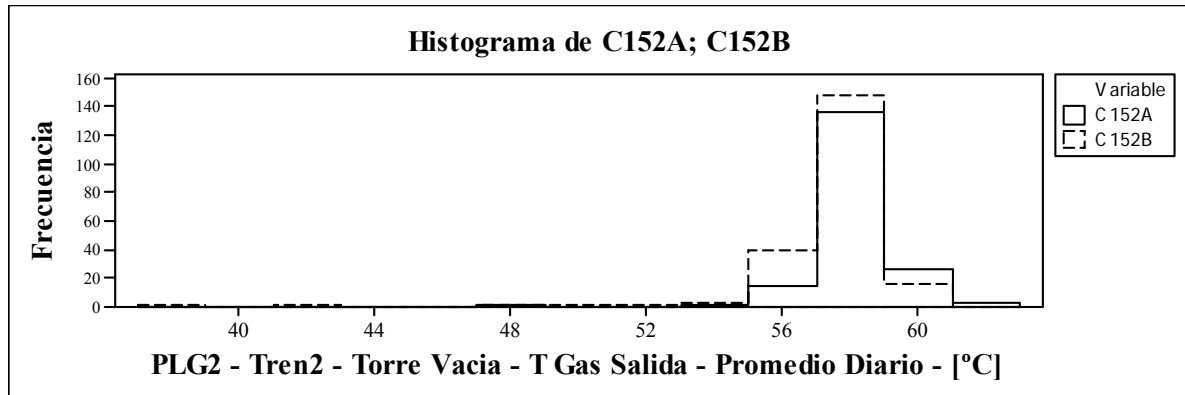


Fig. 8.14. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - torre vacía - temperatura gas de salida.

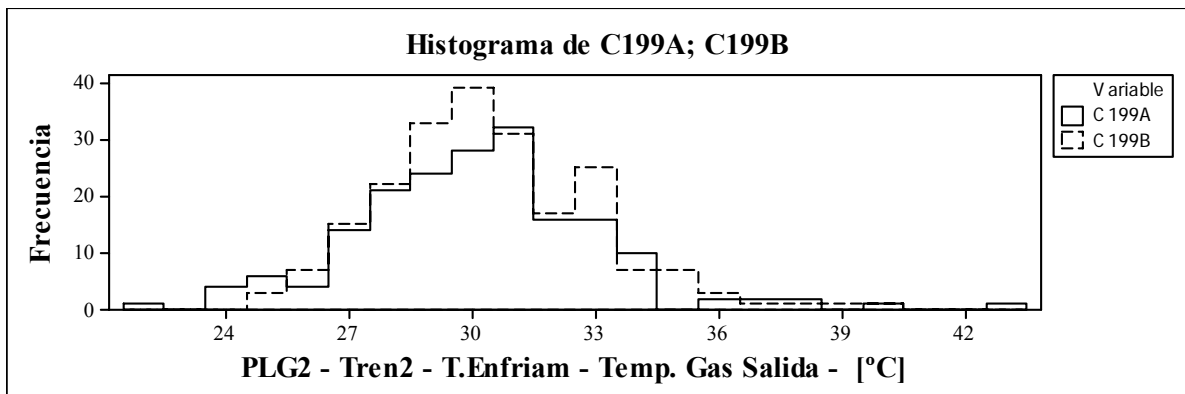


Fig. 8.15. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - t. enfriamiento - temperatura gas de salida.

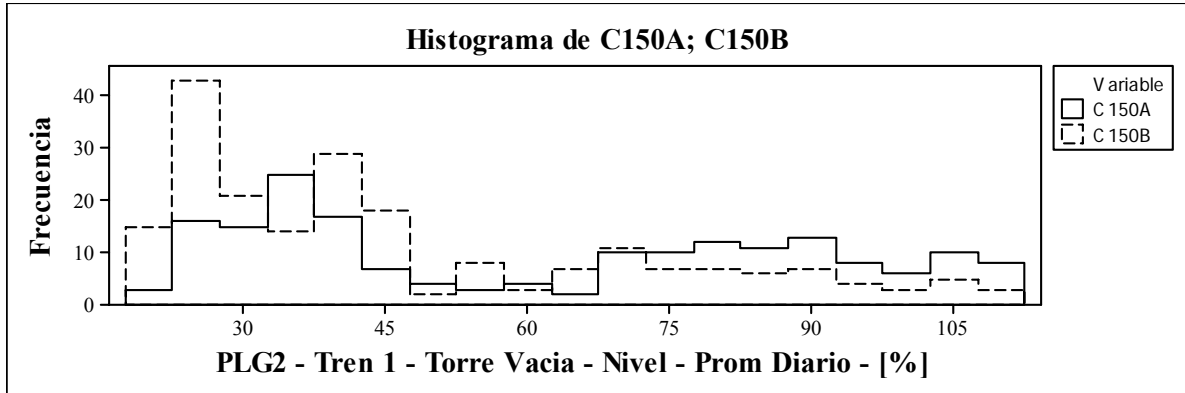


Fig. 8.16. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren1 - torre vacía - nivel.

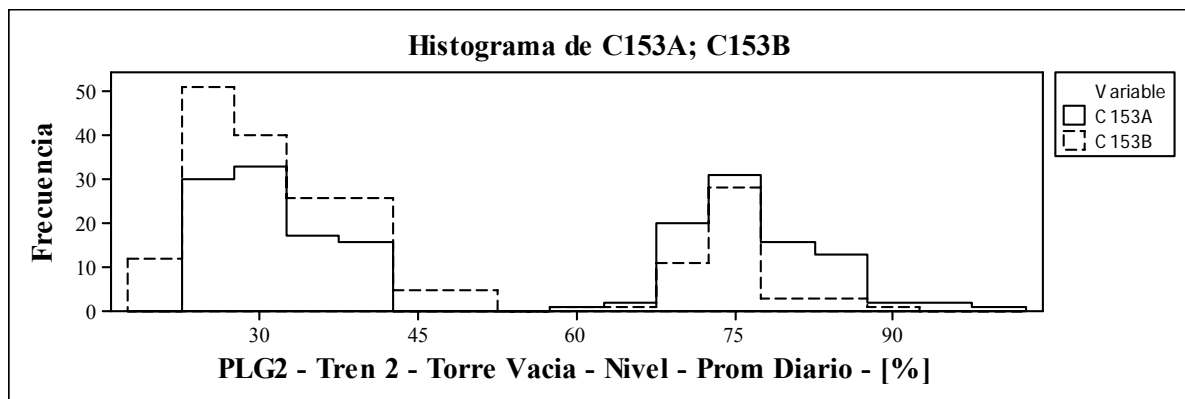


Fig. 8.17. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - torre vacía - nivel.

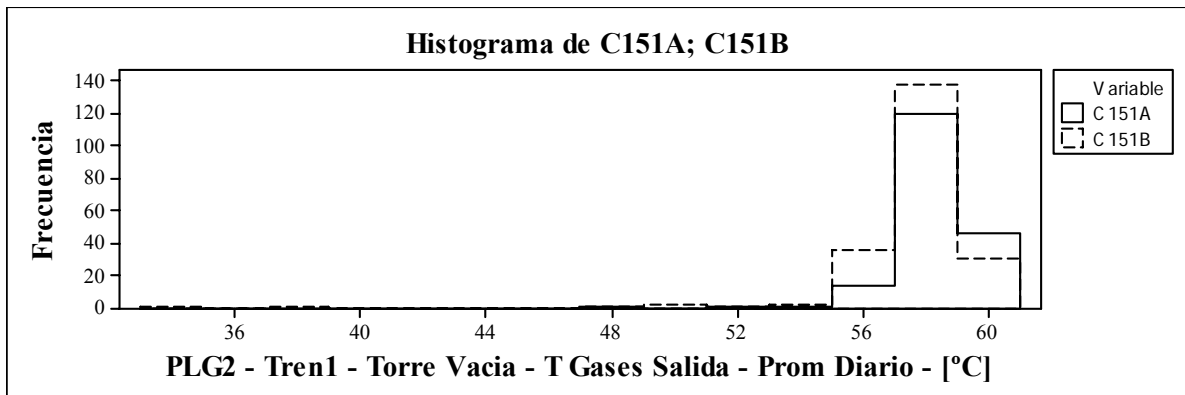


Fig. 8.18. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren1 - torre vacía - temperatura gases de salida.

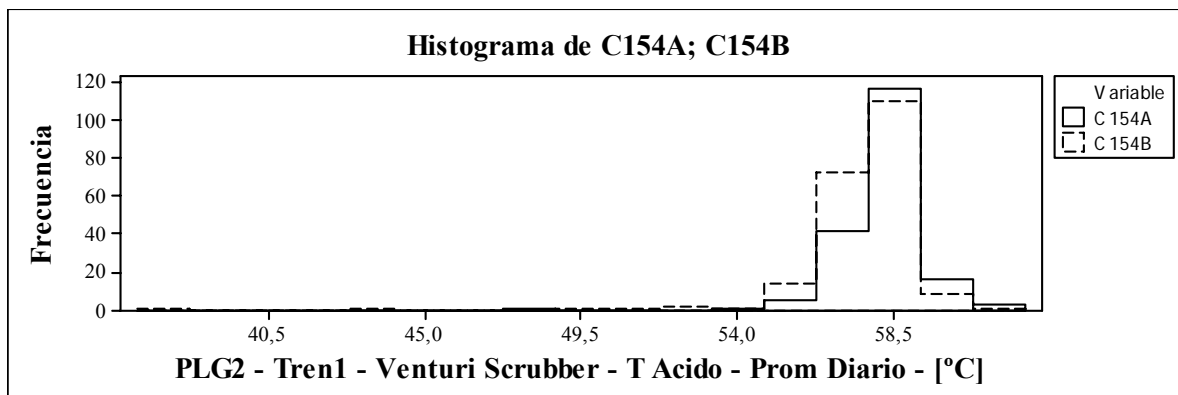


Fig. 8.19. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren1 - venturi scrubber - temperatura ácido.

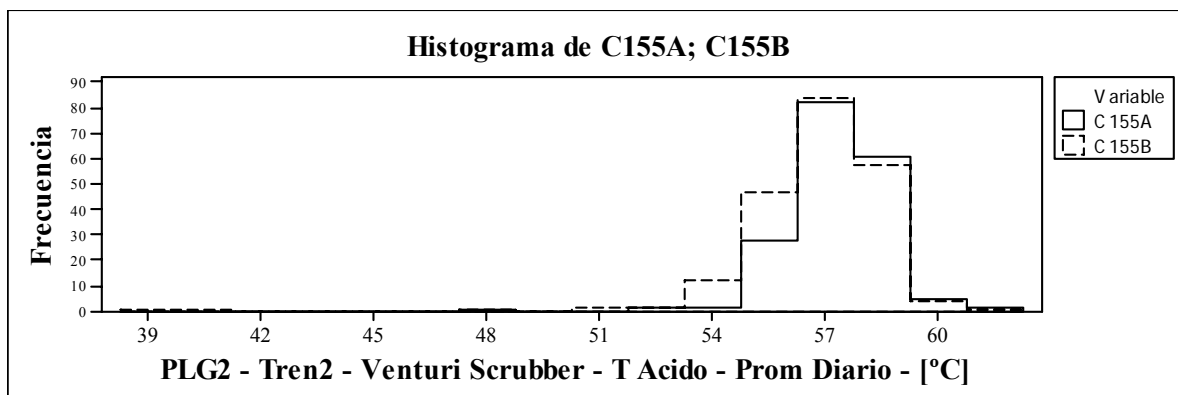


Fig. 8.20. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - tren2 - venturi scrubber - temperatura ácido.

Al observar la distribución general de frecuencias de las variables (figuras 8.13 - 8.20), estas no presentan diferencias marcadas. Sin embargo si se observan todos los gráficos, se notará que todos los gráficos de temperaturas presentan un ligero desplazamiento a la derecha cuando la concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG2 es menor a 1 ppm. Considerando la distribución homogénea de los datos en el tiempo, la probabilidad de obtener un ácido producto con un contenido de mercurio inferior a 1 ppm aumenta con un ligero aumento de temperatura (del orden de 1°C promedio diario aprox.) de los gases de la zona de limpieza.

Es importante tener presente que la probabilidad de un suceso sujeto a ciertas restricciones no

es un indicador de un fenómeno causa - efecto. En este caso, el análisis de datos por si solo no es capaz de establecer si la temperatura en la zona de limpieza es un factor directo, de peso en el comportamiento del mercurio en el ácido producto, o es solo un indicador indirecto, una consecuencia de la variación de otra u otras variables (un efecto, en otras palabras).

El pH no se mide en el ácido de lavado de la zona de limpieza de la PLG2. Sin embargo se dispone de datos de sulfato (SO_4^{2-}), que muy probablemente se correlacione altamente con el pH. El pH del ácido diluido es de gran importancia en el comportamiento del mercurio en las plantas de ácido sulfúrico, el incremento del pH se asocia al aumento de la capacidad de remoción de mercurio de la zona de limpieza. Aunque el sulfato presente en el efluente de la PLG2 se incluyó dentro del análisis multivariante, este no presentó alta correlación con respecto al mercurio del ácido producto. Como se dijo en capítulos anteriores, el análisis multivariante puede tener debilidades en determinar factores principales ya que indica correlación y no necesariamente relación. A continuación se va a estudiar esta variable utilizando la misma nomenclatura acordada anteriormente.

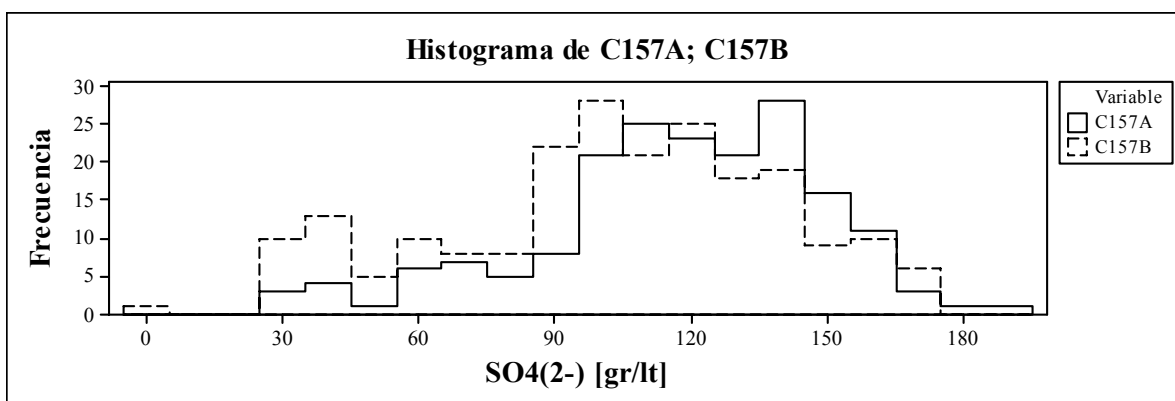


Fig. 8.21. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - efluente ácido débil - concentración de sulfato.

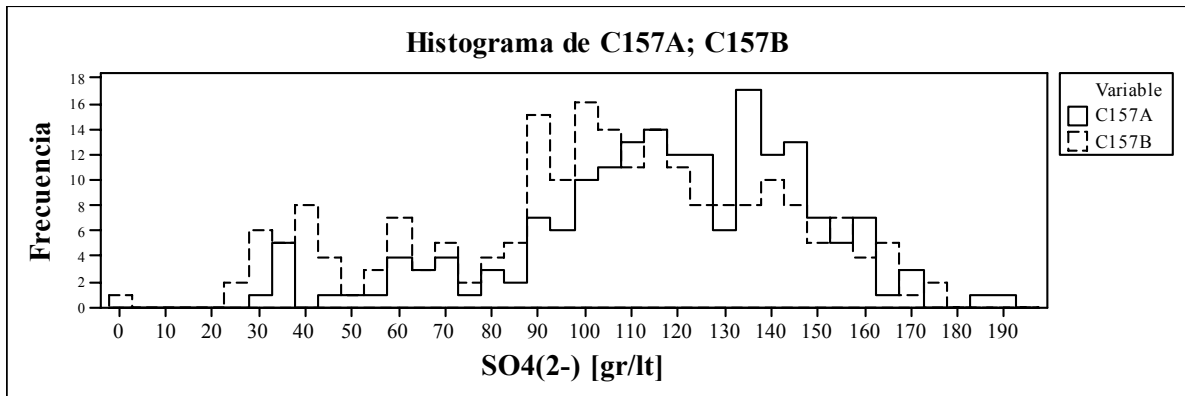


Fig. 8.22. Histograma de frecuencia, condiciones A y B, PLG2 - efluente ácido débil - concentración de sulfato.

En el gráfico se observa que existe cierta diferenciación, las distribuciones son ligeramente distintas. La probabilidad de obtener un ácido producto con menos de 1 ppm de mercurio es mayor cuando la concentración de sulfato está por sobre 130 gr/Lt. Es posible calcular esta probabilidad, estudiando los datos; para valores de sulfato mayores a 130 gr/Lt la probabilidad de obtener un ácido producto con un contenido de mercurio menor a 1 ppm es mayor en un 33% que a condiciones de sulfato menores a 130 gr/Lt. Los valores con estas condiciones se distribuyen en forma homogénea a través del tiempo, por lo tanto la probabilidad obtenida es válida.

La concentración de H₂SO₄ en la zona de limpieza está directamente relacionada con la temperatura del gas que circula a través de esta zona (la temperatura del gas a la salida de la torre vacía controla el nivel de saturación del agua en el gas y por otro lado, la temperatura de las torres de enfriamiento controla el flujo de agua que condensa en estos equipos y que es recirculada a los equipos de lavado).

El patrón de temperaturas en la zona de limpieza antes estudiado, muy probablemente, no obedece a un hecho aislado y se debe ser cuidadoso en su interpretación. La teoría indica lo siguiente:

i. La solubilidad en agua de la mayoría de los compuestos de mercurio (HgO , Hg_2O , Hg_2SO_4 , $\text{HgSO}_4 \cdot 2\text{HgO}$, HgBr_2 , HgCl_2) aumenta con el aumento de temperatura, a excepción de HgBr , HgCl (calomel). Algunos compuestos son insolubles para todo rango de temperaturas (0 - 100°C) como $\text{Hg}(\text{OH})_2$, Hg , HgS , Hg_2S el HgI que es muy poco soluble (300 veces menos que el HgO en agua fría). Otros compuestos como el HgSO_4 se descomponen en presencia de agua [8.1].

ii. La cantidad de vapor de mercurio metálico en el gas aumenta con el aumento de temperatura [8.2].

iii. El aumento del pH para un potencial E mayor a 0 V aumenta el nivel de oxidación del mercurio (aumentando su solubilidad; el HgO es más de 1000 veces más soluble que el Hg°).

iv. A menor temperatura del gas, mayor cantidad de mercurio elemental condensado (con un posible aumento de remoción de Hg^0 por los PEH).

v. No se dispone de información para conocer la cinética de las especies de mercurio en el gas de entrada a la PLG2 y la zona de lavado. El equilibrio termodinámico no es un buen parámetro para establecer la especiación del mercurio en la fase gaseosa (fase homogénea). La cinética de transformación de mercurio elemental a mercurio oxidado depende básicamente de la temperatura, concentración de mercurio, concentración de gases tales como HCl y SO_3 y tiempo de residencia. Según datos tomados de estudios de mercurio aplicados a plantas térmicas, es probable que la velocidad de conversión Hg elemental a Hg oxidado y la velocidad de transferencia de $\text{Hg}(\text{gas})$ a la fase sólida aumenten con la disminución de temperatura (de 400°C a 275°C en condiciones controladas) [8.3].

[8.1] Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7Th Ed - 1999 - sección 2-18

[8.2] <http://www.affinerie.de/NA/konzern/NA/admin/dbAdmin/Downloadcenter/downloaddateien/109bPaper3SaeureSulfur.pdf>

[8.3] Steven A. Benson, Modeling Mercury Speciation in Coal Combustion Systems, <http://www.underc.org/catm/pdf/area3/ModelingMercury2003.pdf>

Los datos y la teoría conducen a concluir que es muy probable que la temperatura y el pH jueguen un papel central en la capacidad de remoción de mercurio de la zona de limpieza de la PLG2.

Análisis Cuantitativo del posible efecto del %H₂SO₄ del líquido de lavado en el comportamiento del mercurio en el ácido producto de la PLG2

En el siguiente ejercicio se va a tratar de establecer si es posible cuantificar el "posible" efecto de la acidez del líquido de lavado de la PLG2 en el comportamiento del mercurio en el ácido producto de la PLG2.

En la figura 8.21 se observa el desplazamiento de las distribuciones de frecuencias para los datos del SO₄²⁻ sujetos a la condición "A": contenido de mercurio en ácido producto de la PLG2 menor a 1 ppm y "B": contenido de mercurio sobre 1 ppm.

Para un universo de 420 datos mercurio en el ácido producto de la PLG2 se realizó el siguiente análisis, asignando nombre a las condicionantes: A1, A2 y A3

A1: N° de datos que cumplen con la condición: Hg Acid. PLG2 < 1 ppm y SO₄²⁻ > 120 gr/lit = 90

A2: N° de datos que cumplen con la condición: Hg Acid. PLG2 > 1 ppm y SO₄²⁻ < 120 gr/lit = 72

A3: N° de datos que no cumplen las dos condiciones anteriores = 288

La razón $A1/A2 = 90/72 = 1,25$ indica que es más probable obtener un ácido producto con un contenido menor a 1 ppm a las condiciones de A1 que de A2 en un 20%.

Probabilidad(Hg Acid. PLG2 < 1 ppm y SO₄²⁻ > 120 gr/lit) = P(A1) = 90/420 = 0,21

Probabilidad(Hg Acid. PLG2 > 1 ppm y SO₄²⁻ < 120 gr/lit) = P(A2) = 72/420 = 0,17

Porcentaje de diferencia:

$$(P(A1) - P(A2))/P(A2) = 0,24$$

En palabras simples se puede decir que la probabilidad de obtener mercurio en ácido menor a 1 ppm con la condición de sulfato en el ácido de lavado mayor a 120 gr/lit es un 24% mayor con respecto a la condición contraria (mercurio en ácido mayor a 1 ppm con la condición de sulfato en el ácido de lavado menor a 120 gr/lit).

Si se hace variar la condición Hg en ácido producto PLG2 y se calculan los promedios y las medianas obtenidas de los datos de sulfato que cumplen con las condiciones de concentración, se puede construir el siguiente gráfico:

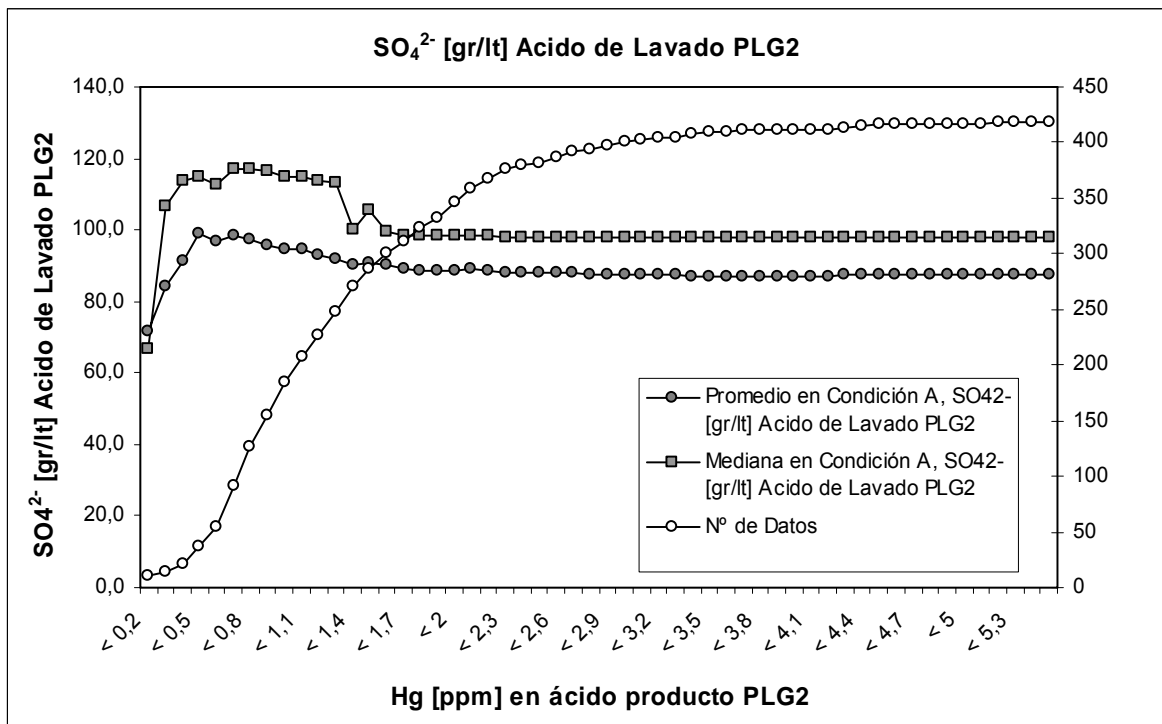


Fig. 8.23. Efectos de la concentración de sulfato en ácido de lavado PLG2, en la concentración de mercurio en ácido producto.

El gráfico indica claramente un peak para concentraciones entre 0,3 ppm y 1,3 ppm de mercurio en ácido producto de la PLG2 asociado a un contenido de sulfato del líquido de lavado de la PLG2 entre 110 gr/lit y 120 gr/lit.

El análisis anterior tomo como parámetro la mediana debido a que esta no es tan sensible a outliers como lo es el promedio, sin embargo estas dos medidas de tendencia central coinciden en que un alza en la concentración de sulfato está asociada a una baja en la concentración de mercurio en el ácido producto.

Agregando más elementos al análisis, se determina la frecuencia de datos de concentración de sulfato que cumplen con la condición de contenido de mercurio en ácido producto menor a 1 ppm, para lo cual se estudia esta frecuencia, con respecto a rangos de concentración de sulfato con la finalidad de detectar un posible rango óptimo.

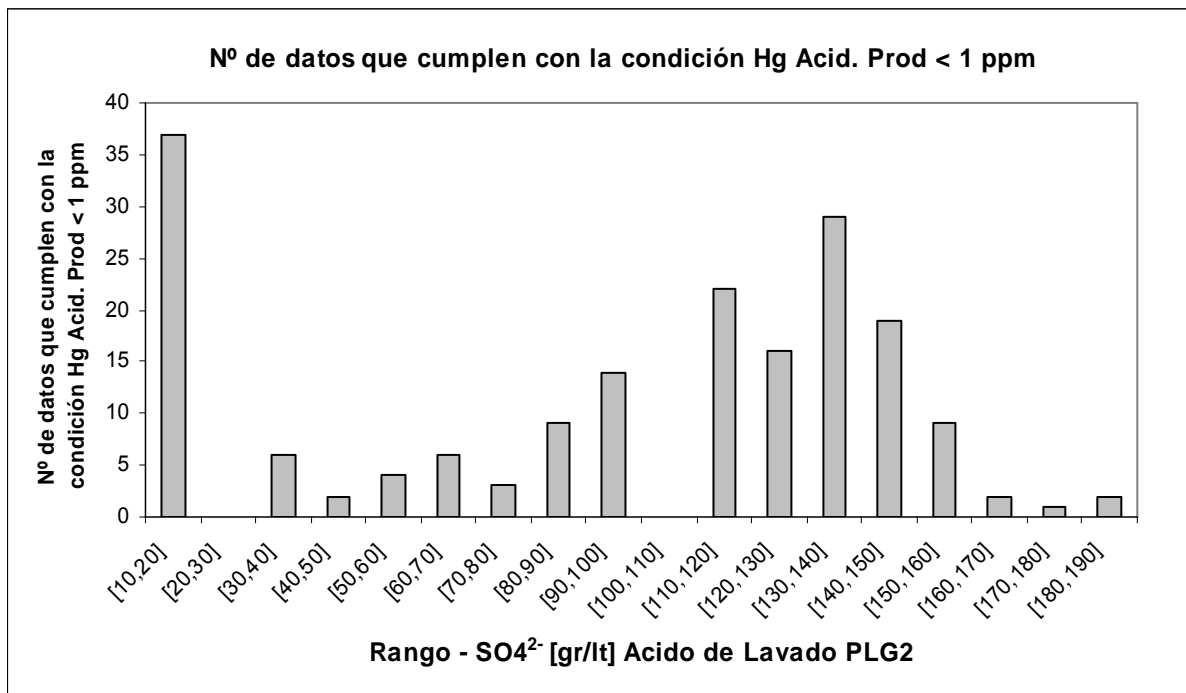


Fig. 8.24. Efectos de la concentración de sulfato en ácido de lavado PLG2, en la concentración de mercurio en ácido producto.

En la figura 8.24 existen dos grandes peaks; uno en el rango 10 a 20 gr/lit de sulfato y otro entre 130 y 140 gr/lit. La alta discontinuidad del primer peak se debe muy probablemente a la presencia de gran cantidad de outliers en los datos. El segundo peak obedece a un patrón claro, indica un posible rango óptimo. El rango 130 a 140 gr/lit tiene una frecuencia de 29 datos, debido a que no se sabe cual es el mínimo de una muestra representativa de datos, se va a

tomar el rango mayor posible; 110 a 150 gr/lit.

Con estos antecedentes se va a determinar el aumento de probabilidad de obtener valores de concentración de mercurio en condiciones típicas (años 2005 - 2006) con respecto a condiciones de sulfato en el rango obtenido anteriormente.

El número de días con mercurio en ácido producto menores a 1 ppm es de 184 sobre un universo de 420 datos, correspondiente a un 44%.

$$P(\text{Hg Acid. Producto} < 1 \text{ ppm}) = 184/420 = 0,438$$

El número de días en que se cumple la condición: concentración de sulfato entre 110 y 150 gr/lit es de 181.

El número de días en que se cumple la condición: concentración de sulfato entre 110 y 150 gr/lit y Hg en ácido producto es de 95.

$$P(110 < \text{SO}_4^{2-} < 150 \text{ gr/lit y Hg Acid. Producto} < 1 \text{ ppm}) = 95/181 = 0,524$$

Es posible entonces calcular el aumento de frecuencia de días con mercurio en el ácido bajo 1 ppm para valores de sulfato entre 110 y 150 gr/lit de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \% \text{ de Aumento de días bajo 1 ppm} &= (P(110 < \text{SO}_4^{2-} < 150 \text{ gr/lit y Hg Acid. Producto} < 1 \text{ ppm}) \\ &- P(\text{Hg Acid. Producto} < 1 \text{ ppm})) \cdot 100/P(\text{Hg Acid. Producto} < 1 \text{ ppm}) = (0,524 - 0,438) \cdot \\ &100/0,438 = 19,6\% \end{aligned}$$

Lo anterior traducido en días, indicaría lo siguiente: para una disponibilidad de servicio del 84% (años 2005 y 2006) de la PLG2, lo cual equivale a aproximadamente a 307 días al año, para el rango normal de sulfato en el líquido de lavado de la PLG2, 135 ($307 \cdot 0,438$) días promedio el contenido de mercurio en el ácido producto de menos de 1 ppm. Si se considera la condición; sulfato entre 110 y 150 gr/lit, 161 ($307 \cdot 0,524$) días. Lo que equivale a aproximadamente un mes más con respecto al promedio, produciendo ácido con menos

de 1 ppm de mercurio. Si se llevan estas cifras a flujos de ácido producto, considerando 1.930 ton/día promedio de ácido sulfúrico producido, para 26 días: 50.180 ton de ácido con contenido de mercurio menor a 1 ppm.

Hay que subrayar que el análisis anterior se basa en frecuencias de ocurrencia (probabilidad) de un evento, lo cual no es indicador causa - efecto. Por ese motivo no se ha mencionado la posibilidad de control del proceso el cual requiere un conocimiento más acabado del sistema.

Aprehensiones con respecto al uso de la concentración de sulfato en el control de calidad del mercurio en el ácido producto

El análisis hecho anteriormente considera al sulfato una variable "asociada" o "correlacionada" al comportamiento del mercurio en el ácido producto y no necesariamente relacionada en forma directa, es decir, una relación causa efecto.

Surgen dudas al respecto debido al origen del H₂SO₄ y el SO₃ que reacciona con el agua para formar sulfato.

La única información que se dispone sobre el flujo de SO₃ y H₂SO₄ a la salida del PES JO1 y PES MILJO 1 y 2 se muestra en tabla 8.7.

Punto	Fecha	Flujo [Nm³/hr]	SO₃ [mg/Nm³]	H₂SO₄ [mg/Nm³]	Flujo S^{SO3,H2SO4} [kg/hr]
Salida PES JOY1	10/02/2004	148.070	36,4	1.216,4	61,1
Salida PES Miljo 1 y 2	09/05/2003	129.564	14,142	24,148	2,0

Tabla 8.7. Resultados de Isocinéticos realizados en PES JOY1 y PES MILJO 1 y 2.

La debilidad en el uso de esta información, tiene que ver con el tiempo de diferencia a la cual

se realizaron los muestreos, y a que los datos corresponden solo a mediciones puntuales, las que no necesariamente son representativas para un día o un año

Si se considera estos datos como representativos con respecto al orden de magnitud, se puede decir que el grueso de el sulfato en el líquido de limpieza de la zona de lavado de la PLG2 es consecuencia del la neblina ácida (H_2SO_4) y el SO_3 provenientes del circuito CT1 - PES JOY1.

Si lo anterior es cierto, entonces la concentración de sulfato no sería un indicador indirecto del flujo de azufre desde los CPS. Este hecho indicaría que muy probablemente el sulfato del líquido de lavado de la PLG2 sea un indicador directo o factor de causa directa del comportamiento del mercurio en la zona de limpieza.

8.4 Discusión

La determinación del impacto real de las modificaciones propuestas para mejorar el proceso existente con el fin de disminuir la concentración de mercurio en el ácido producto implica realizar las siguientes acciones (según sea el foco de estudio):

- Estudio estadístico de efectos laterales.
- Determinación de relación mercurio elemental, oxidado y adherido a partículas presentes en el gas metalúrgico desde el o los CT, mediante isocinéticos representativos con respecto a tiempos prolongados (semanas o meses).
- Análisis de mercurio en efluentes ácido débil desde PLG (1 y/o 2).
- Experimentos a escala de planta.

Conclusiones

El estudio de una posible optimización del proceso, que mejore la calidad del ácido con respecto al mercurio, indica que la PLG2 es la que tiene más posibilidades en este sentido. La maximización de la relación flujo de azufre en gas desde CPS vs flujo de azufre en gas desde CT1 se estima podría generar un aumento de 37% de días en que la concentración de mercurio es menor a 1 ppm, esto es equivalente a producir 96.500 toneladas extra de ácido con un contenido de mercurio menor a 1 ppm. El análisis de datos indica que es muy probable que el aumento de la acidez del líquido de lavado de la zona de limpieza de la PLG2 (con un promedio de 11% H₂SO₄ aproximadamente) elevado a un rango entre 11 y 15% signifique un incremento de 20% en el número de días en que la concentración de mercurio sea menor a 1 ppm, esto es equivalente a producir 50.000 toneladas anuales adicionales de ácido producto con menos de 1 ppm de mercurio. El impacto real de las modificaciones propuestas se puede cuantificar mediante experimentos de laboratorio y/o experiencias a nivel de planta. Ambos estudios no se incluyen en la presente tesis.

Considerando que solo el 28% de la producción actual de ácido sulfúrico de El Teniente cumple con la especificación de calidad que establece un contenido de mercurio inferior a 1 mg/kg, el efecto de la implementación de alguna de las alternativas de mejoramiento del proceso estudiadas en este trabajo (en el caso de ser posible su implementación) generarían un incremento máximo de 10% en la producción de ácido con un contenido de Hg inferior a 1 mg/kg, muy por debajo del 38% de incremento requerida para cumplir con la meta de mejorar la calidad del ácido (respecto al Hg) para una cantidad equivalente al 100% de la capacidad de la PLG1. Lo anterior indica que la implementación de alguna de las alternativas de mejoramiento del proceso estudiadas, no es suficiente por si sola para lograr el objetivo establecido. Se concluye entonces, que se requiere agregar un proceso de remoción de mercurio adicional en el sistema.

La importancia del estudio de mejoramiento del proceso existente en este trabajo obedece al enfoque dado a la presente investigación, que incluye no descartar a priori ninguna de las posibles soluciones, aunque estas impliquen solo una solución parcial del problema.

CAPÍTULO 9

CONTROL DEL Hg EN EL ACIDO PRODUCTO MEDIANTE INSTALACIÓN DE PROCESOS DE LIMPIEZA ADICIONALES

El mejoramiento de la calidad del ácido (con respecto al Hg) mediante el mejoramiento del proceso existente puede tener, en teoría, ventajas desde el punto de vista económico (capital de inversión bajo o nulo y costo de operación y mantención bajo o nulo). Sin embargo tiene una característica intrínseca que limita su capacidad como solución del problema de la alta concentración de Hg en el ácido, y es que la eficiencia de remoción de mercurio de las plantas de ácido sulfúrico tiene un límite, muy probablemente con un promedio cercano al 50% (*F.Habashi, 1993*). La implementación de alguna de las alternativas de mejoramiento del proceso estudiadas, no es suficiente por si sola para lograr el objetivo establecido.

El análisis de datos y el análisis de muestras indica que la calidad del concentrado de cobre es el factor principal en el comportamiento del mercurio en el ácido producto de ambas plantas (PLG1 y 2) y que el flujo de mercurio que ingresa a la fundición vía concentrado es del orden de 14 kg/día. El flujo de mercurio vía ácido producto (promedio 2005 - 2006) es de 4,6 kg/día para la PLG1 y 2,7 kg/día para la PLG2.

Para lograr una producción de ácido con Hg menor a 1 ppm, entre 685 y 1.370 ton/día (entre 50 y 100% de la producción actual de la PLG1), para el ácido producto de la PLG1 se requiere remover una cantidad entre 3,2 y 3,9 kg/día como mínimo. En teoría, una solución de mejoramiento del proceso podría contribuir solo con una fracción (ver conclusiones, Cáp. 8) en la remoción de los flujos antes mencionados.

En la actualidad existen al menos 10 alternativas de remoción de mercurio tanto en fase gaseosa como en fase líquida, entre las cuales están los siguientes procesos: Outokumpu, Bolkem, filtro de selenio, lavador de selenio, Boliden Norzink, proceso Dowa, filtro de carbón, precipitación de sulfato, proceso Toho y tecnología de reconocimiento molecular

(MRT en sus siglas en inglés), entre otros.

Entre los fenómenos físico-químicos en los cuales se basan estos procesos están los siguientes: absorción y adsorción heterogénea, absorción y adsorción en fase líquida (homogénea), precipitación y selección molecular (o reconocimiento molecular).

Los objetivos del presente capítulo son:

- i. Estudiar las características generales de los distintos procesos de remoción de mercurio.
- ii. Seleccionar según criterios definidos, dos procesos; uno para el tratamiento de la fase gaseosa (gas metalúrgico) y otro para la fase líquida (ácido sulfúrico).
- iii. Estudiar los procesos seleccionados y realizar una estimación de orden de magnitud de capital de inversión y costo de operación y mantención.
- iv. Comparar desde el punto de vista técnico y económico (costo anual uniforme equivalente) ambas alternativas.

El cálculo de flujos y estimaciones de costo son realizados en base a datos de la PLG1, especialmente en lo que se refiere a flujo de mercurio vía gas metalúrgico y ácido producto.

Sistemas de Remoción de Hg en Fase Gaseosa

Una ventaja de este tipo de tecnologías es la remoción de Hg antes de que ingrese a la zona de contacto. El Hg puede envenenar al catalizador o acumularse en equipos tales como intercambiadores de calor y generar corrosión en metales con los que forma amalgamas tales como plomo. Entre las desventajas están el aumento de la caída de presión en corriente de gas metalúrgico. El aumento de caída de presión implica un aumento de la potencia requerida por los sopladores principales de la planta de ácido. Otra desventaja es el gran tamaño de los equipos.

La gran mayoría de las plantas de ácido sulfúrico en el mundo que presentan altas concentraciones de mercurio en el ácido producto han adoptado tecnología de remoción de Hg en fase gaseosa.

Sistemas de Remoción de Hg en Fase Líquida

Una ventaja importante de este tipo de sistemas es que no genera cambios estructurales en el proceso de la planta de ácido. Otra ventaja es que debido a que las dimensiones de los equipos no dependen del flujo de gas metalúrgico, el dimensionamiento de estos equipos depende solo del flujo de ácido a tratar. Debido a que el fluido a tratar es líquido, los equipos requeridos son de tamaño pequeño.

Las posibles desventajas de remover mercurio en matriz líquida tienen que ver con la necesidad de modificación de las características del ácido en algunos casos (p.ej precipitación con yoduro de potasio requiere una concentración de H_2SO_4 menor a 93% o tiosulfato de sodio que requiere una concentración menor a 85%), y el posible alto costo de las resinas de reconocimiento molecular.

Estado de Oxidación del Mercurio

El mercurio en el gas metalúrgico puede estar en tres formas tal como se ha mencionado en distintas oportunidades en el presente documento: estado elemental, oxidado o adherido a partículas. En teoría una gran parte del mercurio oxidado y adherido a partículas debiera ser removido en los sistemas convencionales de limpieza húmeda de la zona de lavado de la planta de ácido. Una característica común en todas las tecnologías de remoción de mercurio es el estado oxidación del Hg en el residuo final ya sea como Hg(I) o Hg(II) en compuestos tales como Hg_2Cl_2 (calomel), HgS, HgSe, HgI_2 entre otros. El estado del mercurio residual define las alternativas de su tratamiento y/o disposición, considerando por ejemplo que el HgSe y HgS a pesar de ser residuos peligrosos, son altamente estables y por lo tanto pueden ser dispuestos, previa encapsulación, prácticamente sin presentar lixiviación (a condiciones atmosféricas). Por otro lado, el menos estable Hg_2Cl_2 requiere mayores restricciones para ser confinado. A demás de su posible disposición, y dependiendo del retorno económico, los residuos de mercurio pueden ser sometidos a “retort” (destilación) o electrólisis para recuperar su contenido de mercurio en forma de mercurio elemental.

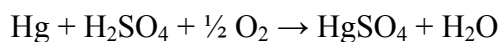
9.1 Procesos de Remoción de Mercurio

A continuación se explicará en forma resumida los distintos tipos de tecnologías antes mencionadas.

9.1.1 Remoción en Fase Gaseosa

Proceso Outokumpu

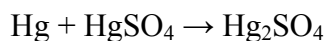
Se basa en la conversión del mercurio elemental presente en la fase gaseosa en sulfato de mercurio de acuerdo a la siguiente reacción:



El gas metalúrgico es lavado con H_2SO_4 80 - 90% a una temperatura entre 150 y 180°C. El ácido es recirculado hasta que el Hg comienza a precipitar. Los cristales de HgSO_4 son separados en un espesador. El mercurio puede ser recuperado por mezclamiento con óxido de calcio para luego ser destilado obteniéndose mercurio elemental.

Proceso Bolkem¹

El mercurio en el gas metalúrgico es capturado mediante dos torres de secado en serie. La primera torre de secado opera con una concentración de H_2SO_4 de 80% y una temperatura bajo 50°C. La segunda torre de secado es una torre convencional que opera con H_2SO_4 93%. El mercurio reacciona con el mercurio disuelto en el ácido para formar sulfato de mercurioso:



¹En Chile existe una fundición con tecnología Bolkem: Codelco Ventanas, fuera de servicio actualmente.

El sulfato mercúrico (HgSO_4) es oxidado a sulfato de mercurioso (Hg_2SO_4) por el ácido sulfúrico concentrado y el oxígeno presente en el gas. Se purga ácido desde la torre de secado para controlar la concentración de sulfato mercúrico en el ácido de recirculación. El ácido es tratado con tiosulfato de sodio para precipitar el mercurio como sulfato mercúrico.

Filtro de Selenio

Es especialmente útil para bajas concentraciones de mercurio en el gas (menos de 10 mg/Nm^3) [9.1] y bajos flujos (Este normalmente no se construye para capacidades por sobre 40.000 Nm^3 debido a su costo. Es económico para volúmenes de gas de 30.000 Nm^3 y $1 - 2 \text{ mg/Nm}$ de mercurio). El filtro de selenio consiste en un material poroso inerte empapado en ácido selenioso, este reacciona con agua y SO_2 para formar un precipitado de selenio rojo amorfo según la siguiente reacción:



El selenio amorfo reacciona con el mercurio presente en el gas para formar HgSe . El tiempo de residencia del gas en el filtro es de 1 a 2 segundos. El filtro es efectivo hasta que el nivel de mercurio en este alcanza entre 10 y 15%. El filtro, entonces es tratado para recuperar el mercurio y regenerar el selenio. El filtro puede remover hasta un 90% del mercurio en el gas metalúrgico. La carga máxima de polvo en el gas es 10 mg/m^3 , la temperatura máxima es 110°C y la caída de presión es de entre 350 y 600 Pa.

Lavador de Selenio

Una solución de ácido sulfúrico con selenio amorfo se hace circular a través de una torre empacada. La concentración de ácido se mantiene entre 20 y 40%. A bajas concentraciones de H_2SO_4 se puede formar compuestos altamente solubles de selenio (sulfuros) haciendo inefectivo su reacción con el mercurio presente en el gas. A altas concentraciones, el poder oxidante del ácido puede resultar en la formación de dióxido de selenio.

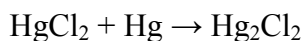
[9.1] Connock, Lisa, Meeting acid quality requirements. (Removal of mercury content)(Sulphur 98: Special Conference Issue), 9/1/1998

Si el gas a ser tratado contiene suficiente selenio, no se requiere agregar selenio adicional a la solución de lavado.

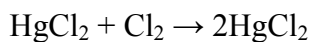
El lavador de selenio es útil para remover gran cantidad de mercurio en la fase gas con una eficiencia cercana a 90%

Proceso Boliden Norzink

Desarrollado en 1972, es el proceso más popular para la remoción de mercurio desde gas metalúrgico^{1,2}. El equipo de remoción es ubicado después de la zona de limpieza y enfriamiento de gases de la planta de ácido con la finalidad de que el gas metalúrgico presente una cantidad mínima de polvo (inferior a 1 mg/Nm³) y SO₃ (inferior a 20 mg/Nm³) y su temperatura sea cercana a 30°C. El gas es lavado en una torre empacada mediante una solución que contiene cloruro mercúrico (HgCl₂), el cual reacciona con el mercurio elemental presente en el gas para formar un precipitado de cloruro de mercurioso (Hg₂Cl₂) según la siguiente reacción:



Parte del calomel (Hg₂Cl₂) es removido desde la solución de recirculación para reaccionar con cloro gaseoso según la siguiente reacción:



El HgCl₂ generado es recirculado a la torre empacada, “reciclando” entonces parte del mercurio para mantener la concentración de cloruro mercurio en la torre.

El cloruro de mercurioso puede ser tratado para recuperar su contenido de mercurio en forma de mercurio elemental o ser dispuesto para su almacenamiento.

¹En Chile existen dos fundiciones con tecnología Boliden Norzink: Chuquicamata y Chagres, ambas fuera de servicio actualmente.

²Filtro de Selenio y Boliden Norzink son desarrollos de Boliden Contech of Helsingborg, Suecia.

Este método es muy efectivo para remover mercurio desde el gas metalúrgico. Un ácido producto con 0,5 mg/kg de Hg puede ser producido a partir de un gas que contiene 150 ppm de mercurio.

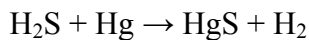
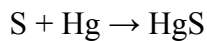
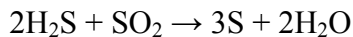
Filtro de Carbón Activado

El carbón activado puede adsorber entre 10 y 12% de su propio peso en mercurio. La temperatura de operación de un filtro de carbón está limitada a 50°C. Este método es especialmente apropiado para concentraciones bajas de mercurio en el gas. Se puede alcanzar una eficiencia de remoción de 90%.

Precipitación por Sulfuro en Fase Gaseosa

Una cantidad controlada de sulfuro de hidrógeno (H₂S) es inyectada en la fase gaseosa, la cual reacciona con el mercurio presente para formar HgS.

Las reacciones involucradas son las siguientes:



El sulfuro de mercurio (HgS) es removido del sistema vía efluente ácido débil de la zona de limpieza de gases. El consumo de H₂S es entre 1,5 a 2 veces la cantidad estequiométrica. Aproximadamente el 90% del mercurio en el gas es removido.

Proceso Dowa

El gas es conducido a través de un relleno fijo con pellets especiales adsorbentes. El adsorbente de basa en pellets de piedra pómez (piedra volcánica porosa) cubierta con sulfuro

de plomo (PbS) activado. El mercurio es químicamente retenido mediante la siguiente reacción:



La eficiencia de remoción es de entre 95 y 99%. Otros metales pesados tales como As, Cd y Cu son físicamente adsorbidos en la superficie de los pellets.

9.1.2 Remoción en Fase Líquida

Precipitación mediante sulfuro

Azufre coloidal puede ser generado en ácido mediante adición de tiosulfato de sodio. La reacción es la siguiente:



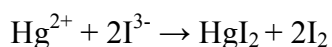
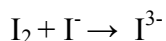
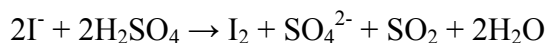
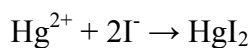
El azufre puede entonces reaccionar con el mercurio para formar cristales de sulfuro de mercurio (HgS). Otros metales contaminantes en el ácido pueden también reaccionar con el azufre para formar sulfuros metálicos insolubles.

Este método se restringe para concentraciones de menos de 85% H₂SO₄. Concentraciones altas pueden hacer que el azufre sea oxidado a SO₂. También el ácido producto puede contener sulfato de sodio el cual puede ser indeseable en el ácido. Una dosificación apropiada de tiosulfato de sodio también es importante para no generar partículas muy pequeñas de HgS las cuales pueden no ser retenidas en filtros. El método es capaz de reducir niveles de mercurio desde 15 mg/lit a 0,5 mg/lit.

Sulfuro de hidrógeno puede ser utilizado como reemplazo del tiosulfato de sodio. Este método es preferible cuando no se desea la presencia de sulfato de sodio en el ácido producto.

Proceso Toho

Se basa en la adición de ioduro de potasio en el ácido sulfúrico, el cual reacciona con el mercurio presente para formar ioduro mercúrico. Las reacciones químicas involucradas son las siguientes:



La adición de ioduro cuproso en la solución de ioduro de potasio puede formar el precipitado estable Cu_2HgI_4 . El precipitado de mercurio es separado por filtración. Aire es utilizado para eliminar por desorción (stripping) el SO_2 presente en el ácido.

Bajo condiciones adecuadas, se pueden lograr concentraciones de mercurio en el ácido producto de menos de 1 mg/lt a partir de un ácido con 60 mg/lt. La reacción es favorecida por la alta concentración de ácido y la baja temperatura. Un buen rendimiento se obtiene con 93% H_2SO_4 a 0°C . Un pobre rendimiento se obtiene a 98% H_2SO_4 y 75°C

Tecnología de Reconocimiento Molecular

La tecnología de reconocimiento molecular (MRT en sus siglas en inglés) se basa en la alta selectividad de compuestos llamados “macrocielos” con respecto a iones tales como Hg^{2+} . El proceso (a grandes rasgos) es muy similar a tecnologías basadas en resinas de intercambio iónico. Este se basa en dos fases:

1. Carga del ión objetivo en la resina.
2. Regeneración de la resina.

En la primera etapa el ácido sulfúrico se hace circular a través de columnas con resina, siendo el mercurio retenido por esta. El ácido producto sale del proceso con concentraciones de mercurio potencialmente inferiores a 0,1 mg/lit.

En la segunda etapa se remueve el mercurio retenido por la resina mediante una solución de ácido sulfúrico y tiourea. El HgS puede ser retirado mediante filtración y los compuestos de tiourea son oxidados mediante una solución de NaOH para formar CO₂ y NH₃. [9.2]

9.2 Selección de Alternativas de Remoción

Parámetros de Selección de Alternativas de Remoción

Los parámetros de selección fueron los siguientes:

- Capacidad y eficiencia de remoción.
- Insumos requeridos.
- Residuos generados.
- Experiencia comercial.
- Capital de inversión, costos de operación y mantención.

Con respecto a la capacidad y eficiencia de remoción, se establece un rango de carga máxima para procesos de remoción en fase gaseosa de entre 150.000 y 174.000 Nm³/hr y una concentración de Hg de salida del proceso inferior a 0,2 mg/Nm³. Para procesos de remoción en fase líquida, se consideró un rango de flujo indefinido y una concentración máxima de 0,5 mg/kg.

Respecto a los insumos requeridos y residuos generados por los procesos en estudio, se tuvo en consideración sus características de peligrosidad y estabilidad.

Selección de Alternativas

En una primera etapa se estudió lo que indicaba distintas fuentes tales como la literatura y especialistas en la materia. A partir de la información recopilada, se identificó los procesos que más se acercaban a los parámetros definidos previamente. Se seleccionaron dos procesos para ser investigados y contrastados en forma más profunda; un proceso para remoción en fase gaseosa y otro en fase líquida. Se concluyó que la alternativa más fiable para el tratamiento del gas metalúrgico es el proceso Boliden Norzink de Boliden Contech y respecto al tratamiento del ácido producto, la tecnología de reconocimiento molecular de IBC Advanced Technologies.

Flujo de Mercurio en la PLG1

La literatura indica que el flujo de mercurio en el gas metalúrgico previo a la torre de secado es muy similar al flujo de mercurio en el ácido producto. Por lo tanto es perfectamente factible, en la situación de no disponer de datos de concentración de mercurio en el gas, estimar este flujo con los datos de concentración de mercurio y flujo de ácido producto.

Estimación de Capital de Inversión y Costos de Operación y Mantenimiento

El cálculo de capital de inversión se basó en la estimación de costos de equipos obtenido de la literatura (*Peters & Timmerhaus [9.2]*, *D.Garrett y R.K Sinnot [9.3]*) e Internet [9.4].

Las estimaciones de costos de operación y mantenimiento se basaron en datos de proceso, balances de masa, la literatura (*Peters & Timmerhaus, D.Garrett, R.K Sinnot* y documentos EPA) y cotizaciones realizadas a nivel nacional e internacional.

[9.2] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5^{ed}), 2003, Nueva York

[9.3] D.E. Garret, *Chemical Engineering Economics*, 1989, Nueva York

[9.4] Matches, Conceptual process, cost and optimization engineering services, equipment capital cost estimating, <http://www.matche.com/>

Precios FOB y CIF

Todos los precios de los equipos son FOB. Prácticamente todos los precios de los insumos son CIF. Debido a que los precios de los insumos químicos en Chile son muy similares a los del mercado internacional, se optó por no agregar los costos de embarque a los precios de los equipos para simplificar los cálculos, sin que ello signifique errores de interpretación de los resultados.

Errores en las Estimaciones de Costos

El siguiente trabajo tiene como objetivo estimar órdenes de magnitud en los costos de capital de inversión y, costos de operación y mantención. En este tipo de estudio el error puede llegar a 30%. Debido a lo anterior los cálculos de cada ítem se realizaron en base a dos fuentes: estimación de capital de inversión mediante factores obtenidos de la bibliografía (*Peters & Timmerhaus*) el cual arroja valores puntuales de orden de magnitud, y “rangos” de factores obtenidos de la bibliografía (*D. Garrett*), el cual arroja rangos de costos. Lo anterior se realizó para tener una idea más precisa de los posibles costos.

9.3 Proceso Boliden Norzink - Estudio y Evaluación Económica

Basado información obtenida de Anglo American Chile, Fundición Chagres, específicamente una planta de mercurio con tecnología Boliden Norzink instalada en esta fundición; se estimaron flujos, equipos requeridos y materiales. A continuación se describe el proceso, equipos requeridos, cálculo de flujos y estimación de costos.

Proceso

El proceso consta de dos etapas principales:

- i. Absorción de Mercurio

- ii. Cloración de Solución de $\text{HgCl}_2/\text{Hg}_2\text{Cl}_2$

1. Absorción de Mercurio

El gas metalúrgico proveniente de los precipitadores electrostáticos húmedos se hace circular a través de una torre de absorción con un relleno bañado por una solución de cloruro mercúrico (HgCl_2). El mercurio contenido en el gas reacciona con el cloruro mercúrico formando cloruro mercurioso (Hg_2Cl_2). El cloruro mercurioso es una sal relativamente insoluble que queda en suspensión en la solución. Los gases pasan luego por un eliminador de neblina, ubicado en el tope de la torre de absorción, para eliminar las gotas de líquido arrastradas por la corriente gaseosa. El gas tratado en la torre de absorción de mercurio es enviado a la zona de contacto de la planta de ácido¹.

2. Cloración de Solución de $\text{HgCl}_2/\text{Hg}_2\text{Cl}_2$

Para regenerar el cloruro mercúrico de la solución de recirculación de líquido de lavado de la torre de absorción, parte del cloruro mercurioso (Hg_2Cl_2) obtenido en la etapa anterior, se hace reaccionar con cloro gaseoso para formar HgCl_2 el cual es recirculado a la torre de absorción. De esta forma no se requiere adicionar cloruro mercúrico extra al proceso global.

Insumos de Proceso

El consumo de cloro gaseoso depende de la cantidad de mercurio removida desde el gas metalúrgico (la relación aproximada es 0,3 kg de cloro por kg de mercurio removido). El sistema clorador requiere agua industrial filtrada.

Efluentes

Es una solución de Hg_2Cl_2 con un contenido de sólidos de 20%. Se adiciona zinc en polvo para remover el HgCl_2 remanente, los productos son Hg metálico y ZnCl_2 .

• ¹Otras impurezas en el gas tales como cloro y fluor prácticamente no son removidos en la planta de mercurio.

Residuos

El calomel es un residuo peligroso, tóxico, relativamente poco soluble en agua, sensible a luz e incompatible con bases fuertes, carbonatos, sulfuros, cianuros, álcalis, sulfitos, sulfatos, peróxido de hidrógeno, amoníaco, yodo y bromuro de hidrógeno entre otros¹. Dependiendo de los costos y/o posibles retornos económicos, es posible producir mercurio elemental a partir de este residuo, mediante destilación (retort) o métodos electroquímicos. El calomel, también, puede ser confinado y encapsulado en recipientes para ser dispuestos en lugares habilitados. En la actualidad existe una mayor tendencia a su disposición. El cloruro de zinc ($ZnCl_2$) es una sustancia tóxica, en general estable (incompatible con potasio)².

Equipos

El equipo principal de la planta de mercurio es la torre de absorción de mercurio. Consta de dos secciones, una inferior y otra superior. La sección inferior contiene el relleno y la superior, el eliminador de neblina. Hay cinco tanques principales: Tanque de sedimentación, Tanque de recirculación, Tanque diario clorador de mercurio, Tanque almacenamiento de efluente y Tanque clorador. Se utilizan bombas centrífugas para el sistema de recirculación de solución de $HgCl_2/Hg_2Cl_2$, bombas clorador, y efluentes.

- ¹http://ptcl.chem.ox.ac.uk/MSDS/ME/mercury_I_chloride.html
- ²http://ptcl.chem.ox.ac.uk/MSDS/ZI/zinc_chloride.html

Diagrama de Flujo Simplificado

El siguiente esquema indica en forma simplificada los principales flujos de la planta y la integración del proceso a la planta de ácido.

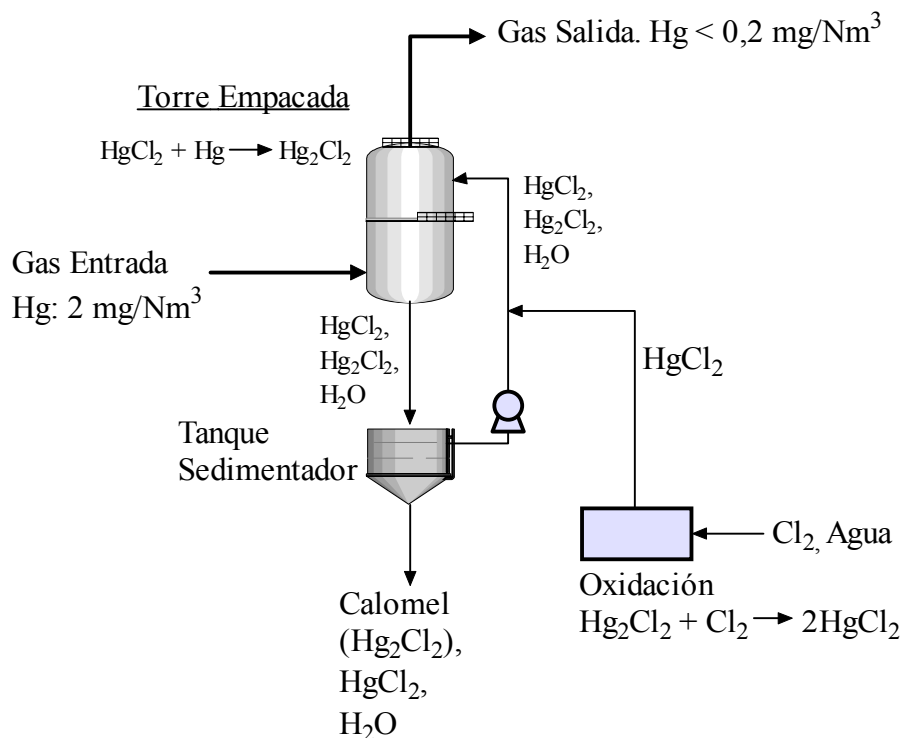


Fig. 9.1. Diagrama proceso Boliden Norzink.

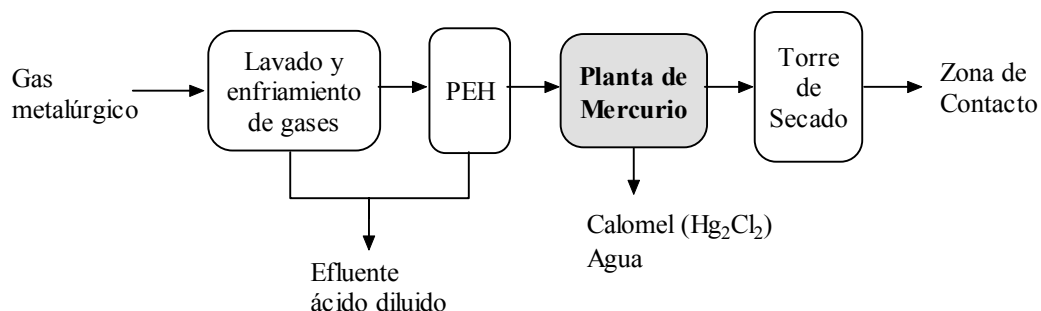


Fig. 9.2. Integración del proceso Boliden Norzink en la planta de ácido.

Parámetros de Planta

Los cálculos de flujos y datos de equipos se basaron en información obtenida de fundición Chagres (Anglo American Chile) para una planta de mercurio con capacidad muy similar a la requerida por la PLG1.

Gas de Entrada

Flujo	: 150.000 Nm ³ /hr
Temperatura	: 40°C
Presión	: -1000 mmH ₂ O
Hg	: 2 mg/Nm ³ (considerando 5 ppm en ácido producto PLG1, con 1.370 ton/día, 7 kg/día)
Polvos	: 1 mg/Nm ³

Gas de Salida

Hg	: 0,2 mg/Nm ³ (apéndice 7)
----	---------------------------------------

Equipos

Torre de Absorción

Cilindro Superior:

Diámetro interior	: 4,5 m
Altura	: 2,9 m
Demister	: 200 mm altura, mesh pad (polipropileno)

Cilindro Inferior:

Diámetro interior	: 6,7 m
Altura de carcasa	: 11 m
Altura de relleno	: 6 m
Tipo de relleno	: Super Intalox Saddles, 51 mm, polipropileno
Material construcción	: FRP

Presión operación	: -15 kPa (g)
$\Delta P_{\text{máx}}$: 120 mmH ₂ O (<i>Meeting acid quality requirements, Sulphur, 1998, Special Conference Issue</i>)
Temperatura operación	: 50°C

Tanque de sedimentación

Carcasa cilíndrica

Diámetro interior	: 6,7 m
Altura	: 1,03 m

Zona cónica

Diámetro superior	: 6,7 m
Altura	: 3,5 m

Material de construcción	: FRP
Presión operación	: -15 kPa (g)
Temperatura operación	: 50°C

Tanque de recirculación

Diámetro de carcasa	: 4 m
Altura de carcasa	: 4,9 m
Material de construcción	: FRP
Presión operación	: -15 kPa (g)
Temperatura operación	: 50°C

Tanque Diario Clorador de Mercurio

Diámetro de carcasa	: 2,4 m
Altura de carcasa	: 2,7 m
Material de construcción	: FRP
Presión operación	: -15 kPa (g)
Temperatura operación	: 50°C

Tanque Almacenamiento de Efluente

Carcasa cilíndrica

Diámetro interior : 4 m
Altura : 2,9 m

Zona cónica

Diámetro superior : 4 m
Altura : 2,2 m

Material de construcción : FRP
Presión operación : -15 kPa (g)
Temperatura operación : 50°C

Tanque Clorador

Diámetro de carcasa : 2,4 m
Altura de carcasa : 3,3 m
Material de construcción : FRP
Presión operación : -15 kPa (g)
Temperatura operación : 50°C

Bombas

Bomba circulación torre de mercurio

Cantidad : 2 unidades
Flujo : 375 m³/hr
RPM : 1.500
HP : 100
Material Carcasa : HDPE

Bomba pozo recirculación mercurio

Cantidad : 1 unidad

Flujo	: 20 m ³ /hr
RPM	: 1.500
HP	: 5

Bombas clorador

Cantidad	: 2 unidades
Flujo	: 6 m ³ /hr
RPM	: 1.500
HP	: 5

Bombas efluentes de mercurio

Cantidad	: 2 unidades
Flujo	: 1,1 m ³ /hr
RPM	: 1.500
HP	: 5

Otros

Contenedor de Gas Cloro

Cantidad	: 2 unidades
Capacidad	: 1.000 kg

Cálculo de Flujos

El flujo de mercurio en el gas metalúrgico fue estimado a partir de datos de concentración de mercurio y flujo en ácido producto de la PLG1. El cálculo de flujos de cloro y zinc se realizó en base a balances de masa y concentraciones de operación.

Consideraciones:

Flujo gas de entrada : 150.000 Nm³/hr
Hg en gas de entrada : 2 mg/Nm³
Eficiencia de remoción : 90%

• [Flujo Hg₂Cl₂]_{Efluyente} >> [Flujo HgCl₂]_{Efluyente}

• [Concentración Hg₂Cl₂]_{Efluyente} = 20%

PA(Hg) = 200,59

PA(Cl) = 35,45

PM(HgCl₂) = 271,49

PM(Hg₂Cl₂) = 472,08

Torre de Absorción

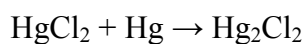
Entrada Gas

Hg⁰ : 0,3 kg/hr (1,5 mol/hr)

Salida Gas

Hg⁰ : 0,03 kg/hr (0,15 mol/hr)

Oxidación de Hg Mediante HgCl₂



Entrada Líquido Tope

HgCl₂ : 1.554 kg/hr (5.724 mol/hr)

Hg₂Cl₂ : 194 kg/hr (410,9 mol/hr)

H₂O : 388.393 kg/hr (para mantener concentración de 4 gr/lt de HgCl₂ y 0,5 gr/lt de Hg₂Cl₂)

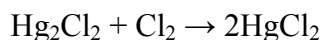
Salida Líquido Fondo

HgCl₂ : 1.553,64 kg/hr (5.722,65 mol/hr)

Hg₂Cl₂ : 194,61 kg/hr (412,25 mol/hr)

H₂O : 388.393 kg/hr

Regeneración de HgCl₂



HgCl₂ : [moles/hr de HgCl₂ que reaccionan con Hg en la t. absorción]

$$: 5.724 - 5.722,65 \text{ mol/hr} = 1,35 \text{ mol/hr}$$

Cl₂^a : 1,35/2 mol/hr = 0,675 mol/hr (0,0479 kg/hr) (1,15 kg/día)

Efluente

Hg₂Cl₂ : [Moles/hr de Hg removidos]·PM(Hg₂Cl₂)·10⁻³/2

$$: (1,5 - 0,15) \cdot 472,08 \cdot 10^{-3} / 2 = 0,319 \text{ kg/hr} (7,66 \text{ kg/día})$$

H₂O : Para generar un efluente con 20% de Hg₂Cl₂: 0,319·100/20 = 1,6 kg/hr

Requerimientos de Agua de Proceso

$$[\text{Flujo H}_2\text{O}]_{\text{Alimentación}} = [\text{Flujo H}_2\text{O}]_{\text{Efluente}} = 1,6 \text{ kg/hr} (38,4 \text{ kg/día})$$

Requerimientos de Zinc (polvo) para Cementación de HgCl₂

Considerando una relación^b de flujo másico Hg₂Cl₂/HgCl₂ = 49,2; el flujo estimado de HgCl₂ en el efluente es de:

$$\text{HgCl}_2 : 0,319 / 49,2 = 0,00648 \text{ kg/hr} (0,02387 \text{ mol/hr}) (0,156 \text{ kg/día})$$



$$\text{Zn mínimo requerido} : 0,02387 \cdot 65,39 = 1,56 \text{ gr/hr} (37,4 \text{ gr/día})$$

$$\text{Zn total}^c : 1,56 \cdot 2 = 3,12 \text{ gr/hr} (74,9 \text{ gr/día})$$

^aSin considerar exceso.

^bRelación tomada de manual de procesos, planta de mercurio, fundición Chagres

^cConsiderando exceso.

Cálculo de Capital de Inversión y Costos de Operación y Mantenición

Torre de Absorción de Mercurio	<u>\$USD</u>	<u>Ref.</u>
Carcasa superior	39.960	[1]
Carcasa inferior	696.200	[2]
Relleno	93.240	[3]
Soporte de relleno (1 unidad)	<u>30.680</u>	[4]
Total Torre de Absorción	860.080	
Tanques		
Tanque de sedimentación	127.440	[5]
Tanque de recirculación	116.820	[6]
Tanque diario clorador de mercurio	48.852	[7]
Tanque almacenamiento de efluente	116.820	[8]
Tanque clorador	<u>53.100</u>	[9]
Total Tanques	463.032	
Bombas		
Bomba circulación torre de mercurio (2 unidades)	18.880	[10]
Bomba pozo recirculación mercurio	3.186	[10]
Bombas clorador	3.540	[10]
Bombas efluentes de mercurio (2 unidades)	<u>3.540</u>	[10]
Total bombas	29.146	
Otros Equipos		
Contenedor de Gas Cloro (2 unidades)	<u>8.968</u>	[11]
Total Otros Equipos	8.968	
Total Costo de Equipos Comprados	<u>1.361.226</u>	

Referencias pág. 198

- [1] R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design (4^{ed}), 2005, p256 (USD de 2006).
- [2] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p796 (considerando que los costos de instalación + auxiliares = 103% del costo del equipo comprado, y utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).
- [3] R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design (4^{ed}), 2005, p256 (211,54 m³ de relleno Pall Rings de polipropileno de 50 mm, USD de 2006).
- [4] D.E. Garrett, Chemical Engineering Economics, 1989, Nueva York, p269 (USD de 2006 mediante M&S installed - equipment indexes).
- [5] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p557 (capacidad 72 m³, utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).
- [6] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p557 (capacidad 60 m³, utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).
- [7] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p557 (capacidad 12,81 m³, utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).
- [8] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p557 (capacidad 63,5 m³, utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).
- [9] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p557 (capacidad 15,62 m³, utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).
- [10] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p519 (bomba centrífuga de hierro fundido, no incluye carcasa plástica, USD de 2006)
- [11] TEMAC S.A., Santiago, Chile, Junio de 2007 (no incluye IVA).

Cálculo de Capital de Inversión (mediante factores de Peters & Timmerhaus)

Factores obtenidos de: *M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p251*, para plantas de procesamiento de fluidos.

Costos Directos	<u>USD\$</u>
Equipos comprados (EC)	1.361.226
Instalación de equipos comprados ¹	639.776
Instrumentación y control ² (instalado)	490.041
Piping ³ (instalado)	925.634
Sistemas eléctricos (instalado) ⁴	149.735
Edificaciones (incluye servicios) ⁵	245.021
Preparación del sitio ⁶	136.123
Instalaciones de servicios ⁷	<u>952.858</u>
Total costos directos	4.900.414
Costos Indirectos	
Ingeniería y supervisión ⁸	449.205
Gastos de construcción ⁹	558.103
Costos regulatorios ¹⁰	54.449
Honorario de contratistas ¹¹	299.470
Contingencia ¹²	<u>598.939</u>
Total costos indirectos	1.960.165
Inversión de capital fijo	6.860.579
Capital de trabajo¹³	<u>1.211.491</u>
Total Capital de Inversión (TCI)	8.072.070

- Factores utilizados (pag 200)
- ¹47% de los costos EC
- ²36% de los costos EC
- ³68% de los costos EC
- ⁴11% de los costos EC
- ⁵18% de los costos EC
- ⁶10% de los costos EC
- ⁷70% de los costos EC
- ⁸33% de los costos EC
- ⁹41% de los costos EC
- ¹⁰4% de los costos EC
- ¹¹22% de los costos EC
- ¹²44% de los costos EC
- ¹³89% de los costos EC

Cálculo de Capital de Inversión (mediante factores de D.Garrett)

Factores obtenidos de: D.E. Garret, Chemical Engineering Economics, 1989, Nueva York, p29

Costos Directos	Rango USD\$	
Equipos comprados (EC)	1.361.226	1.361.226
Instalación de equipos comprados ^a	639.776	639.776
Piping ¹	204.184	- 952.858
Sistemas eléctricos ²	136.123	- 204.184
Instrumentación ³	136.123	- 476.429
Fundaciones ⁵	95.286	- 163.347
Aislamiento ⁶	27.225	- 108.898
Acondicionamiento del Terreno ⁸	68.061	- 204.184
Edificaciones (incluye servicios) ¹⁰	68.061	- 1.361.226
Total costos directos	2.736.064	- 5.472.129

Costos Indirectos

Construcción e ingeniería ¹¹	408.368	-	1.020.920
Honorario de contratistas ¹²	136.123	-	612.552
Contingencia ¹³	204.184	-	1.088.981
Total costos indirectos	<u>748.674</u>	-	<u>2.722.452</u>
Inversión de capital fijo	3.484.739	-	8.194.581
Puesta en marcha¹⁴	272.245	-	1.225.103
Capital de trabajo^b	<u>1.211.491</u>	-	<u>1.211.491</u>
Total Capital de Inversión (TCI)	4.968.475	-	10.631.175

Factores utilizados (págs. 201, 202)

^a47% de los costos EC, ref [1]

^b89% de los costos EC, ref [1]

¹Entre 15 y 70% de los costos EC

²Entre 10 y 15% de los costos EC

³Entre 10 y 35% de los costos EC

⁵Entre 7 y 12% de los costos EC

⁶Entre 2 y 8% de los costos EC

⁸Entre 5 y 15% de los costos EC

¹⁰Entre 5 y 100% de los costos EC

¹¹Entre 30 y 75% de los costos EC

¹²Entre 10 y 45% de los costos EC

¹³Entre 15 y 80% de los costos EC

¹⁴Entre 20 y 90% de los costos EC

Cálculo de Costos Anuales (mediante factores de Peters & Timmerhaus)

Costos Directos

Insumos	Cantidad	Costo/unidad	Fuente	Costo USD/día	Costo USD/año
Gas cloro	1,15 kg/día	1,44 USD/kg	OXIQUIM S.A.	1,67	610
Zinc en polvo ^a	0,075 kg/día	74 USD/kg	Merck Chile	5,55	2.026
Total Insumos				7,22	2.635
Servicios					
Energía Eléctrica	1512 kWh/día	0,067 USD/kWh	www.chilectra.cl /link.exe/Tarifas	101,3	36.975
Agua	0,0384 m ³ /día	0,5 USD/m ³	ESSBIO S.A.	0,02	7
Total Servicios				101,32	36.982
Mano de Obra					
Operadores ^b	0,5 trabajadores/turno	5 USD/hr		60	21.900
Supervisores ¹				27	9.855
Mantenimiento ²				180	65.700
Total Mano de Obra				267	97.455
Otros^c					
Mantenimiento, materiales ³				180	65.700
Análisis Químicos ⁴				27	9.855
Disposición de Residuos ⁵	7,66 kg/día (Calomel)	2 USD/kg (retort)	Bethlehem Apparatus Co., Inc.	15,32	5.592
Total Otros				222,32	81.147
Total costos directos				597,86	218.219

Costos indirectos

Impuestos ⁶	217,9	79.550
Seguros ⁷	217,9	79.550
Total costos indirectos	435,9	159.101
Total Costo Operación y Mantenición (TCOM)	1033,8	377.319
Recuperación de capital (RC) ⁸	variable	variable
Total Costo Anual		377.319 + RC

**Distribución Costos Anuales de O&M -
Planta Boliden Norzink (\$USD)
TCOM: 377.319 USD/año**

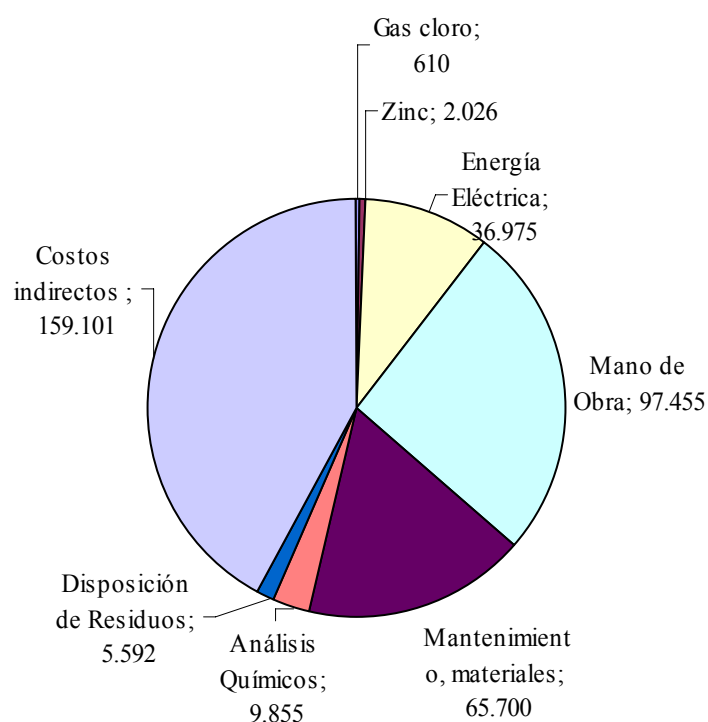


Fig. 9.3. Distribución de costos anuales de operación y mantención. Planta Boliden Norzink. Factores obtenidos de bibliografía (Peters & Timmerhaus).

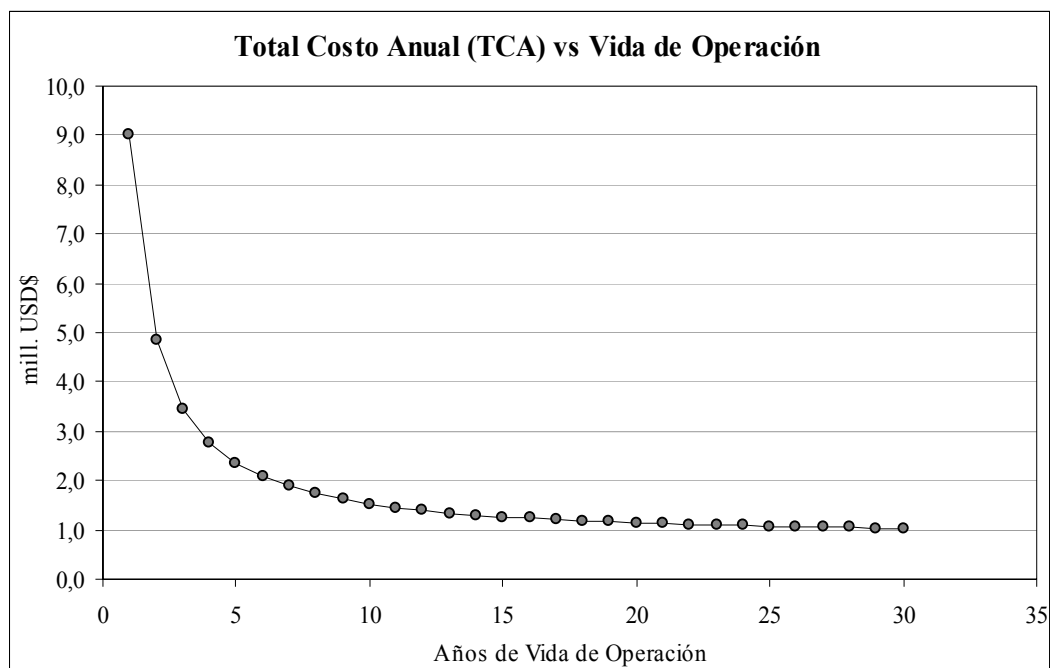


Fig. 9.4. Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta

Referencias (págs. 203, 204)

^aGrado analítico <45µm.

^bTorre de absorción + equipos auxiliares: 0,5 trabajadores/turno (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

^cNo se incluye transporte de cloro y residuos.

^dNo se considera aumento de consumo de energía de soplador principal de la PLG1 (Aumento de ΔP del soplador inferior a 3%; ΔP(soplador sin t. absorción de Hg) = 5.913 mmH₂O, fte: PI; ΔP(soplador con t. absorción de Hg) = 6.033 mmH₂O).

¹15% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

²100% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

³100% de la mano de obra de mantenimiento, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁴15% de la mano de obra de operación, M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^oed), 2003, Nueva York, p261.

⁵No incluye transporte.

⁶2,7·10⁻³% del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁷2,7·10⁻³% del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁸RC = FRC·TCI, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

FRC = $i \cdot (1 + i)^n / [(1 + i)^n - 1]$, donde i es la tarifa de interés anual y, n la vida de operación.

Cálculo de Costos Anuales (mediante factores de D.Garrett)

Costos Directos

Insumos	Cantidad	Costo/unidad	Fuente	Costo USD/día	Costo USD/año
Gas cloro	1,15 kg/día	1,44 USD/kg	OXIQUM S.A.	1,67	610
Zinc en polvo ^a	0,075 kg/día	74 USD/kg	Merck Chile	5,55	2.026
Total Insumos				7,22	2.635
Servicios					
Energía Eléctrica	1512 kWh/día	0,067 USD/kWh	www.chilectra.cl /link.exe/Tarifas	101,3	36.975
Agua	0,0384 m ³ /día	0,5 USD/m ³	ESSBIO S.A.	0,02	7
Total Servicios				101,32	36.982
Mano de Obra					
Operadores ^b	0,5 trabajadores/t urno	5 USD/hr		60	21.900
Supervisores ¹				27	9.855
Mantenimiento ²				180	65.700
Total Mano de Obra				267	97.455
Otros^c					
Mantenimiento, materiales ³				180	65.700
Análisis Químicos ⁴				27	9.855
Disposición de Residuos ⁵	7,66 kg/día (Calomel)	2 USD/kg (retort)	Bethlehem Apparatus Co., Inc.	15,32	5.592
Total Otros				222,32	81.147
Total costos directos				597,86	218.219

Costos indirectos

Impuestos ⁶	134,1 - 287	48.964 - 104.770
Seguros ⁷	134,1 - 287	48.964 - 104.770
Total costos indirectos	268,2 - 574	97.928 - 209.540

Total Costo Operación y Mantenimiento (TCOM)	866,1 - 1.171,9	316.147 - 427.759
---	------------------------	--------------------------

Recuperación de capital (RC) ⁸	variable	variable
---	----------	----------

Total Costo Anual		316.147 - 427.759 + RC
--------------------------	--	---

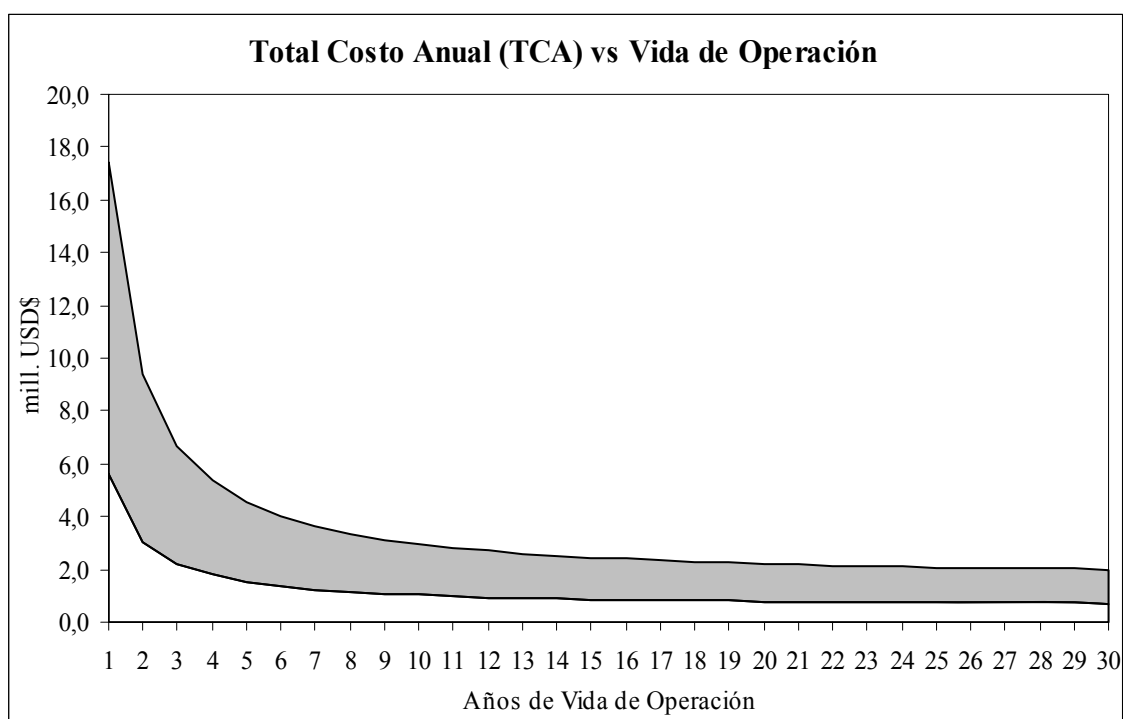


Fig. 9.5. Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta. La zona achurada es el rango de valores obtenido mediante factores D.Garrett.

Referencias (págs. 206, 207)

^aGrado analítico <45µm

^bTorre de absorción + equipos auxiliares: 0,5 trabajadores/turno (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

^cNo se incluye transporte de cloro y residuos

¹15% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

²100% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

³100% de la mano de obra de mantenimiento, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

⁴15% de la mano de obra de operación, M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^oed), 2003, Nueva York, p261

⁵No incluye transporte

⁶2,7-10-3% del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

⁷2,7-10-3% del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

⁸RC = FRC·TCI, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>)

FRC = $i \cdot (1 + i)^n / [(1 + i)^n - 1]$, donde i es la tarifa de interés anual y, n la vida de operación.

Resumen de Resultados Obtenidos de Estimación de Capital de Inversión y Costos de O&P

Las estimaciones de orden de magnitud indican que el costo de capital de inversión de una planta Boliden Norzink adaptada para tratar gases equivalentes a los tratados por la PLG1 es de un orden de magnitud de entre 5 y 11 millones de USD (fig. 9.6).

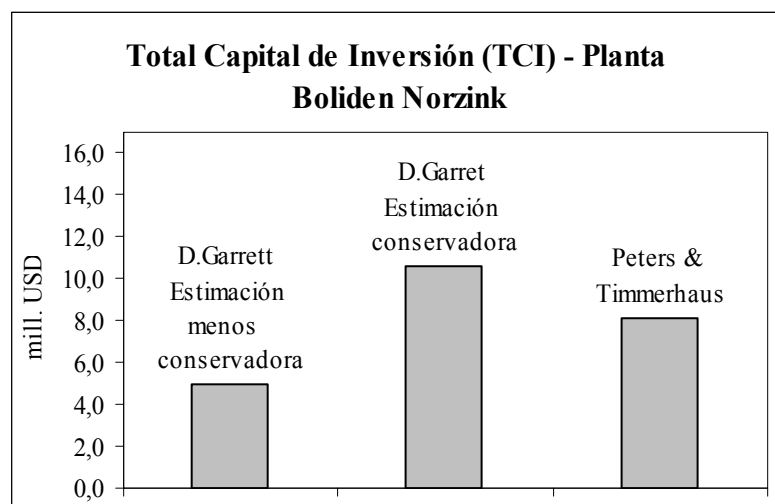


Fig. 9.6. Total capital de inversión, planta Boliden Norzink.

Por otro lado, los costos de operación y mantención estarían entre 300.000 y 450.000 USD.

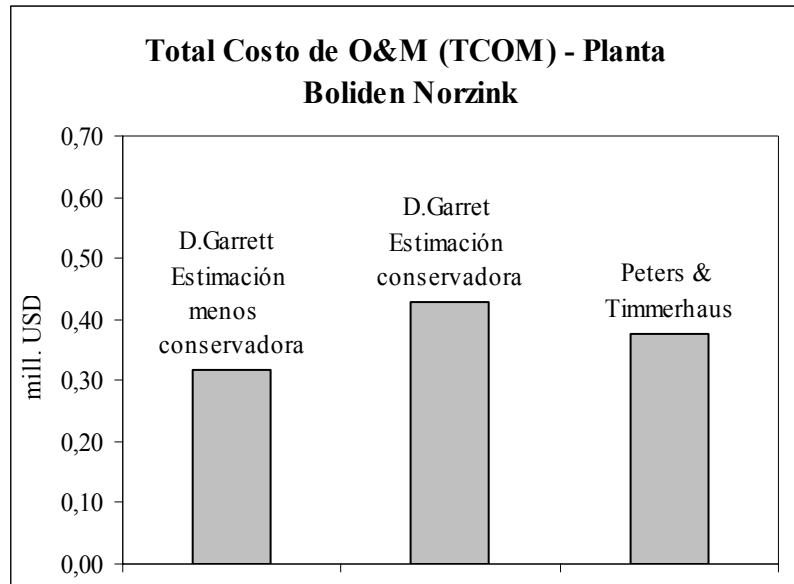


Fig. 9.7. Total Costo de operación y mantención, planta Boliden Norzink.

Para una vida útil de 10 años el costo total anual incluido recuperación de capital de inversión es de entre 800.000 y 1.500.000 USD.

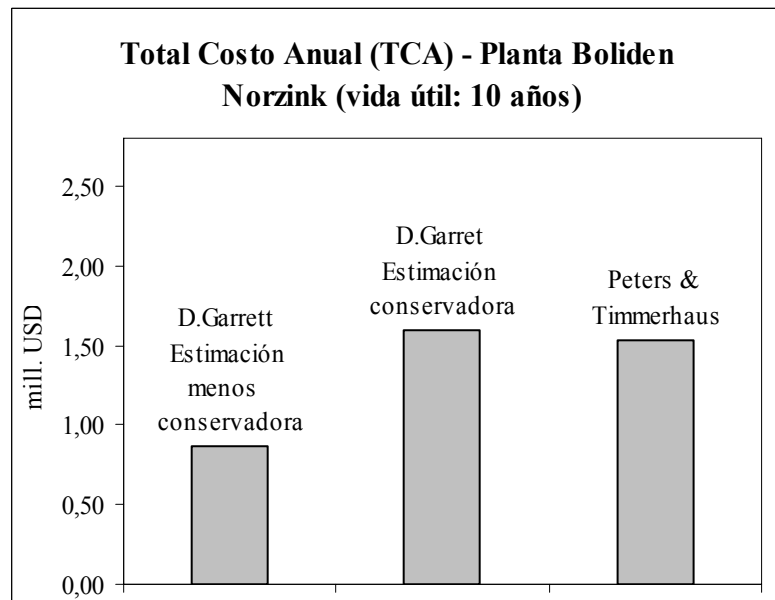


Fig. 9.8. Total costo anual, incluido recuperación de capital (10 años), planta Boliden Norzink.

Requerimientos Para Cubrir Costos de Operación y Mantenimiento

Según los resultados obtenidos del cálculo del TCI, TCOM y TCA se calculará la relación entre el beneficio económico obtenido consecuencia de la venta de ácido con Hg menor a 1 ppm y la producción de ácido requerida para cubrir los costos considerados (ya sea TCOM o TCA).

El beneficio por venta (USD/ton H₂SO₄) de ácido con Hg menor a 1 ppm, corresponde, al beneficio promedio de largo plazo (10 años).

Es importante recordar que los resultados del siguiente ejercicio tienen un alto grado de incertidumbre debido a que se trabaja en base a valores de orden de magnitud.

Para un TCOM = 377.319 USD/año

Producción de Acido con Hg menor a 1 ppm [ton/año]	Beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm (USD\$/año)					
	1 USD/ton	2 USD/ton	3 USD/ton	4 USD/ton	5 USD/ton	6 USD/ton
	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄
50.000	50.000	100.000	150.000	200.000	250.000	300.000
100.000	100.000	200.000	300.000	400.000	500.000	600.000
150.000	150.000	300.000	450.000	600.000	750.000	900.000
200.000	200.000	400.000	600.000	800.000	1.000.000	1.200.000
250.000	250.000	500.000	750.000	1.000.000	1.250.000	1.500.000
300.000	300.000	600.000	900.000	1.200.000	1.500.000	1.800.000
350.000	350.000	700.000	1.050.000	1.400.000	1.750.000	2.100.000
400.000	400.000	800.000	1.200.000	1.600.000	2.000.000	2.400.000
450.000	450.000	900.000	1.350.000	1.800.000	2.250.000	2.700.000

Tabla 9.1. Requerimientos para cubrir costos de operación y mantenimiento, proceso Boliden Norzink.

Las cifras en gris corresponden a las condiciones a las cuales el beneficio consecuencia de la venta de ácido con Hg menor a 1 ppm no cubre los costos de operación y mantenimiento.

Requerimientos Para Cubrir Costo Anual Incluido Recuperación de Capital (10 años)

Para un TCA = 1.526.600 USD/año

Producción de Acido con Hg menor a 1 ppm [ton/año]	Beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm (USD\$/año)					
	1 USD/ton	2 USD/ton	3 USD/ton	4 USD/ton	5 USD/ton	6 USD/ton
	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄
50.000	50.000	100.000	150.000	200.000	250.000	300.000
100.000	100.000	200.000	300.000	400.000	500.000	600.000
150.000	150.000	300.000	450.000	600.000	750.000	900.000
200.000	200.000	400.000	600.000	800.000	1.000.000	1.200.000
250.000	250.000	500.000	750.000	1.000.000	1.250.000	1.500.000
300.000	300.000	600.000	900.000	1.200.000	1.500.000	1.800.000
350.000	350.000	700.000	1.050.000	1.400.000	1.750.000	2.100.000
400.000	400.000	800.000	1.200.000	1.600.000	2.000.000	2.400.000
450.000	450.000	900.000	1.350.000	1.800.000	2.250.000	2.700.000

Tabla 9.2. Requerimientos para cubrir costo anual incluido recuperación de capital, proceso Boliden Norzink.

Al igual que en la tabla 9.1, los valores en gris corresponden a las condiciones a las cuales el beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm no cubre el costo anual incluido recuperación de capital de inversión.

9.4 Proceso MRT - Estudio y Evaluación Económica

Para el estudio y evaluación económica del proceso MRT, el cálculo de flujos y estimación de costos de equipos se realizó con información aportada directamente por IBC Advanced Technologies, Inc. (único proveedor de la resina) artículos y documentos bibliográficos.

Se consideró un proceso que generara una cantidad equivalente de ácido con Hg menor a 1 ppm establecido para la alternativa Boliden Norzink, para fines comparativos. Este rango de flujo y carga es < 1.370 ton/día con 0,5 mg/lit de mercurio.

Proceso

El ácido sulfúrico concentrado acondicionado para el proceso (potencial de oxido – reducción, ORP, entre 600 y 900 mV vs Ag/AgCl, temperatura menor a 75°C, carga de sólidos con menos de 10 μm) es alimentado a columnas con relleno fijo de resina SuperLig®88 a razón de 30 volúmenes de cama (30 BV) por hora. El ORP asegura el estado de oxidación del mercurio en el ácido haciendo más eficiente la remoción (la resina no remueve mercurio orgánico o elemental). Si el ácido a tratar tiene sólidos con más de 10 micrómetros, es necesaria microfiltración, de esta forma se asegura la adecuada operación de las columnas; evitando el bloqueo de sitios activos de la resina y el aumento de caída de presión.

La configuración de columnas MRT usualmente es en serie. Entre todas las columnas, la primera que recibe el flujo de ácido retiene la mayor parte del mercurio. El resto de las columnas tienen la función de asegurar la carga de mercurio a la salida del sistema. Las columnas operan de modo secuencial. Cada columna opera en secuencia como receptor del ácido, esto es, cuando una columna esta full carga (de Hg), el ácido de alimentación es direccionado a la siguiente columna “limpia”. De esta forma se asegura la carga de toda la resina.

El control de la secuencia de operación de cada columna se realiza mediante el análisis regular de muestras desde la salida de la columna receptora del ácido alimentado. Cuando la concentración de mercurio a la salida se hace similar a la de entrada, entra en operación la siguiente.

Ciclo de Proceso

Existen básicamente dos formas de operar con la resina: i. con ciclo regenerativo de la resina, ii. Sin ciclo regenerativo.

La primera alternativa implica la eliminación de los iones retenidos en la resina mediante una solución especial de tiourea con ácido sulfúrico. La resina es regenerada varias veces

hasta que pierde su actividad. La segunda alternativa implica el uso de la resina hasta full carga, luego esta es retirada como residuo y repuesta con resina nueva. En este caso se puede maximizar el uso de la resina alimentando el proceso con ácido sulfúrico con contenido sólidos menores a 1 micrómetro.

Proceso con Etapa Regenerativa

El cálculo de flujos y evaluación económica se realizará para esta modalidad de proceso.

Un ciclo de proceso consta de 4 pasos:

- i. Prelavado: La columna receptora de ácido de alimentación (en adelante columna receptora) es lavada con 2 BV de agua y 2 BV de ácido sulfúrico 55% a razón de 30 BV/hr
- ii. Carga de ión objetivo: El ácido sulfúrico se hace circular a través de las columnas hasta que la columna receptora llega a su carga máxima. En esta etapa se produce ácido sulfúrico “limpio”.
- iii. Postlavado: La columna receptora es lavada con 1 BV de ácido sulfúrico 55% y 1 BV de agua a 30 BV/hr. La concentración de ácido y secuencia de lavado es importante para controlar la generación de calor por dilución del H_2SO_4 . La solución de lavado puede ser reutilizada o descargada como efluente.
- iv. Regeneración: 5 BV de solución filtrada de 0,5 M Tiourea / 0,1 M H_2SO_4 del ciclo previo y 5 BV de solución fresca de 0,5 M Tiourea / 0,1 M H_2SO_4 es circulada a través de la columna receptora, a razón de 12 BV/hr. Los primeros 5 BV contendrán la mayor parte del mercurio, el resto es utilizada para el ciclo siguiente [9.5].

[9.5] Dale, J.B.; Izatt, N.E., The Use of Molecular Recognition Technology (MRT) for Treatment of Mining and Metallurgical Effluent Solutions, In Effluent Treatment in the Mining Industry; Castro, S.H.; Vergara, F.; Sánchez, M.A., eds.; Universidad of Concepcion: Chile, 1998; Capítulo 6.

Recuperación de Mercurio

Existen dos alternativas para el tratamiento del mercurio residual: i. Elevando el pH a 9 y recolectando el mercurio de la solución de tiourea/ácido generada en el paso iv. en forma de HgS (producto del aumento de pH la tiourea se descompone formando CO₂ y NH₃). ii. Producir mercurio metálico de la solución de tiourea/ácido mediante electro obtención.

Insumos de Proceso

Resina SuperLig®88. Para preparar solución de tiourea 0,5 M / H₂SO₄ 0.1 M; tiourea, H₂SO₄ 98,5% y agua. Para el tratamiento del mercurio residual; NaOH 50%.

Efluentes

Solución básica de CO₂ y NH₃ consecuencia de la descomposición de los compuestos de tiourea por aumento de pH de la solución de tiourea y precipitado de HgS.

Sulfuro de Mercurio (HgS)

El estable y altamente tóxico HgS puede ser encapsulado y almacenado en lugares habilitados para la disposición de residuos peligrosos. También puede ser destilado para obtener mercurio metálico¹.

Equipos de Proceso

Los equipos básicos de un sistema MRT son: columnas empacadas, tanque de solución de tiourea/H₂SO₄, tanque de NaOH, H₂SO₄ 55%, almacenamiento de HgS y efluente final entre otros. Microfiltro y filtro para remover el HgS. Bombas de agua de proceso, solución de tiourea/H₂SO₄, H₂SO₄ 55% y NaOH 50%. Los materiales para columnas y tanques pueden ser PVC o FRP.

¹ http://ptcl.chem.ox.ac.uk/MSDS/ME/mercuric_sulphide.html

Diagrama de Flujo Simplificado

El siguiente esquema indica en forma simplificada los principales flujos de la planta y la integración del proceso a la planta de ácido.

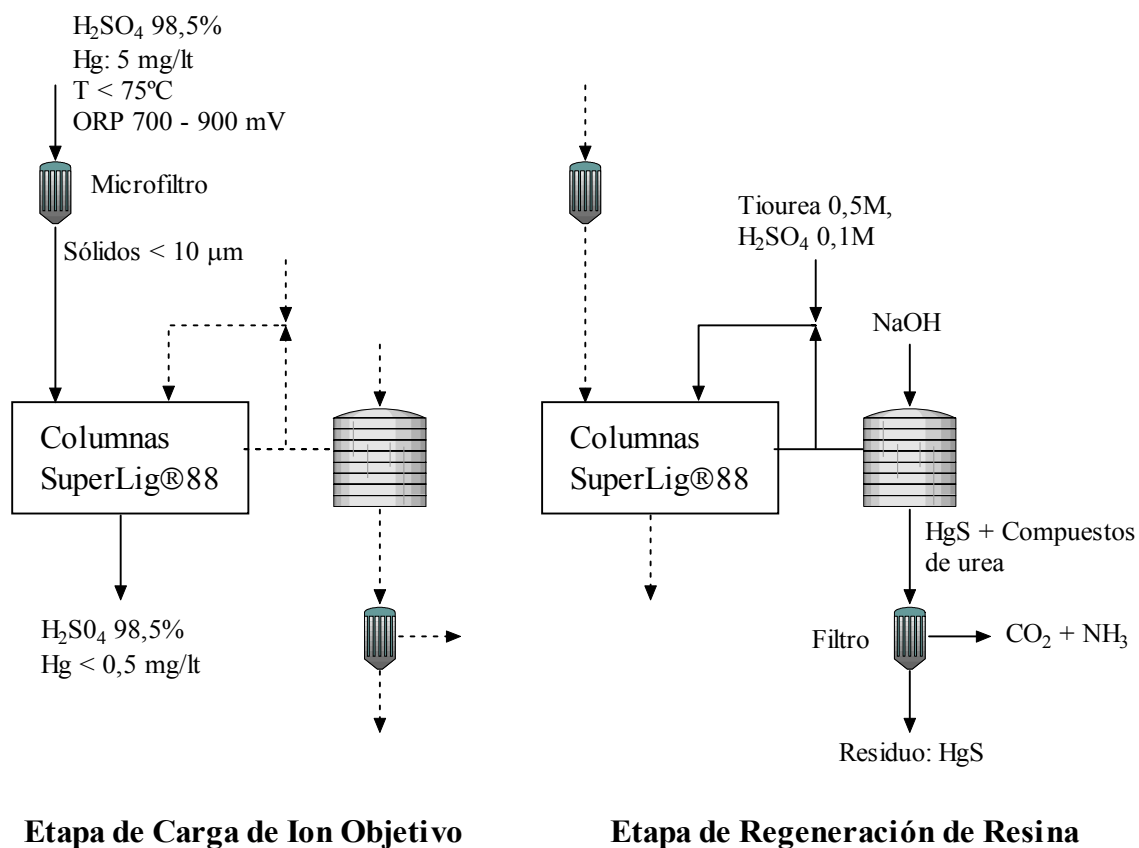


Fig. 9.9. Diagrama de flujo simplificado, proceso MRT.

Parámetros de Planta

Acido Sulfúrico de Entrada

Flujo : 1.370 ton/día (752,7 m³/día)
 Temperatura : $< 75^\circ\text{C}$
 ORP^{1,2} : 600 - 900 mV
 Hg : 5 mg/kg

Acido Sulfúrico de Salida

Hg : 0,5 mg/kg

Resina SuperLig®88 (SL88)

Capacidad de tratamiento : 0,563 ton. H₂SO₄ / kg SL88 (IBC A.T., 2007)

Densidad : 440 kg/m³

Vida util : 1 año (20 ciclos^a)

Columnas SL88

Número : 3

Masa total resina : 7.300 kg

Volumen total resina : 16,6 m³ (5,5 m³ por columna)

Capacidad de tratamiento² : 720 BV/día (unidades de volumen de cama / día)

Cálculo de Flujos

Consideraciones:

Flujo ácido de entrada : 1.370 ton/día (752,7 m³/día)

Hg en ácido de entrada : 5 mg/kg

Eficiencia de remoción : 90%

- 1 BV = 16,6 m³ (volumen total camas)

PA(Hg) = 200,59

PA(S) = 32,1

PM(HgS) = 232,69

Referencias (págs. 215, 216)

^aUn ciclo corresponde a las 4 etapas del proceso: 1° “carga”, 2° primer lavado, 3° “regeneración” y, 4° segundo lavado

¹ Potencial de oxido reducción con respecto a Ag/AgCl (ORP en sus siglas en inglés).

² Dale, J.B.; Izatt, N.E., The Use of Molecular Recognition Technology (MRT) for Treatment of Mining and Metallurgical Effluent Solutions, In Effluent Treatment in the Mining Industry; Castro, S.H.; Vergara, F.; Sánchez, M.A., eds.; Universidad of Concepcion: Chile, 1998; Capítulo 6.

PM(H₂SO₄) = 98,1

PM(CH₄N₂S) = 76,12

PM(NaOH) = 40

- $\rho(\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\%}) = 1.836 \text{ kg/m}^3$
- $\rho(\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 55\%}) = 1.445 \text{ kg/m}^3$
- $\rho(\text{NaOH 50\%}) = 1.529 \text{ kg/m}^3$

Etapa de Carga de Hg en Resina (*load phase*)

Hg²⁺ (en ac. Sulfúrico entrada) : 6,85 kg/día

Hg retenido en resina : 6,16 kg/día

Hg²⁺ (en ac. Sulfúrico salida) : 0,69 kg/día

Resina SL88

SL88 : 20 kg/día (7.300 kg/año)

Etapas de Lavado y Remoción de Hg Capturado por Resina (*elution phase*)

CH₄N₂S : 150 kg/día

H₂SO₄ (96%) : 2027,4 kg/día

Agua de Proceso : 2,5 m³/día

Requerimientos de Solución de Tiourea 0,5M / H₂SO₄ 0,1M (STA)

Flujo de STA : 5BV por ciclo (20 ciclos/año)

: 4,5 m³/día

CH₄N₂S : 171,3 kg/día (2.250 mol/día)

H₂SO₄ : 44,1 kg/día H₂SO₄ (450 mol/día)

Agua de Proceso : 4,5 m³/día

Requerimientos de NaOH para Degradar Tiourea (pH > 9)

NaOH : 36 kg/día (900,045 mol/día)

Requerimientos de H₂SO₄ y Agua de Proceso para Acondicionamiento de Columnas

1er Lavado:

H ₂ SO ₄ (55%)	: 1BV por ciclo (20 ciclos/año)
	: 0,91 m ³ /día (1.315 kg/día)
Agua de Proceso	: 1BV por ciclo (20 ciclos/año)
	: 0,91 m ³ /día

2er Lavado:

H ₂ SO ₄ (55%)	: 2BV por ciclo (20 ciclos/año)
	: 1,82 m ³ /día (2.630 kg/día)
Agua de Proceso	: 2BV por ciclo (20 ciclos/año)
	: 1,82 m ³ /día (2.630 kg/día)

Total Requerimientos de Tiourea, H₂SO₄, Agua de Proceso y NaOH

CH ₄ N ₂ S	: 171,3 kg/día (2.250 mol/día)
H ₂ SO ₄ (100%)	: 2.213,9 kg/día (2.247,6 kg/día H ₂ SO ₄ 98,5%)
NaOH	: 36 kg/día (900,045 mol/día) (72 kg/día NaOH 50%)
Agua de Proceso	: 7,23 m ³ /día

Cálculo de Capital de Inversión y Costos de Operación y Mantenimiento

Estimación de Costo de Equipos Comprados

A continuación se mostrarán los resultados de la estimación de costos de los equipos requeridos. Las capacidades de los equipos fueron estimadas a partir de los datos de cálculos de flujo. Todos los precios son FOB. El costo total de equipos es de 800.000 USD según información facilitada por IBC Advanced Technologies, Inc.

Columnas

	<u>\$USD</u>	<u>Fuente</u>
3 unidades FRP	127.500	[1]

Tanques

Tanques de STA (FRP)	221.200	[2]
Tanque de NaOH 50% (FRP)	12.700	[3]
Tanques de H ₂ SO ₄ 55% (FRP)	160.600	[4]
Tanque de almacenamiento de HgS	s/i	
Tanque de efluente final	s/i	
Total Tanques	<u>394.500</u>	

Bombas

Bombas de agua de proceso (30 BV/hr)	22.500	[5]
Bombas de STA (12 BV/hr)	13.500	[6]
Bombas de H ₂ SO ₄ 55% (30 BV/hr)	22.500	[7]
Bombas de NaOH 50%	s/i	
Total Bombas	<u>58.500</u>	

Otros

Filtros	<u>s/i</u>	
Total otros^a	219.500	

Total Costo de Equipos Comprados^b	<u>800.000</u>
---	-----------------------

Referencias (pág. 219)

[1] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p557 (considerando tanque de capacidad 8,3 m³, utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).

[2] Matches, Conceptual process, cost and optimization engineering services, equipment capital cost estimating, <http://www.matche.com/>, (considerando 2 tanques API de 125 m³, material: FRP) USD de 2007, F.O.B. Gulf Coast U.S.A.

[3] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p557 (capacidad 1,3 m³, utilizando factor de 1,8 para relación de costo FRP/AC, USD de 2006).

[4] Matches, Conceptual process, cost and optimization engineering services, equipment capital cost estimating, <http://www.matche.com/>, (considerando 2 tanques API de 50 m³, material: FRP) USD de 2007, F.O.B. Gulf Coast U.S.A.

[5] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p519 (5 bombas centrífugas de hierro fundido de 0,03 m³/s, no incluye carcasa plástica, USD de 2006).

[6] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5^{ed}), 2003, Nueva York, p519 (3 bombas centrifugas de hierro fundido de 0,03 m³/s, no incluye carcasa plástica, USD de 2006).

[7] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5^{ed}), 2003, Nueva York, p519 (5 bombas centrifugas de hierro fundido de 0,03 m³/s, no incluye carcasa plástica, USD de 2006).

^aValor ajustado.

^bValor facilitado por IBC Advanced Technologies.

s/i Sin información.

Cálculo de Capital de Inversión (mediante factores de Peters & Timmerhaus)

Factores obtenidos de: *M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5^{ed}), 2003, Nueva York, p251, para plantas de procesamiento de fluidos

Costos Directos	<u>USD\$</u>
Equipos comprados (EC)	800.000
Instalación de equipos comprados ¹	376.000
Instrumentación y control ² (instalado)	288.000
Piping ³ (instalado)	544.000
Sistemas eléctricos (instalado) ⁴	88.000
Edificaciones (incluye servicios) ⁵	144.000
Preparación del sitio ⁶	80.000
Instalaciones de servicios ⁷	<u>560.000</u>
Total costos directos	2.880.000

Costos Indirectos

Ingeniería y supervisión ⁸	264.000
Gastos de construcción ⁹	328.000
Costos regulatorios ¹⁰	32.000
Honorario de contratistas ¹¹	176.000
Contingencia ¹²	<u>352.000</u>
Total costos indirectos	1.152.000
Inversión de capital fijo	4.032.000
Capital de trabajo¹³	<u>712.000</u>
Total Capital de Inversión (TCI)	4.744.000

• Factores utilizados (pags. 220, 221)

- ¹47% de los costos EC
- ²36% de los costos EC
- ³68% de los costos EC
- ⁴11% de los costos EC
- ⁵18% de los costos EC
- ⁶10% de los costos EC
- ⁷70% de los costos EC
- ⁸33% de los costos EC
- ⁹41% de los costos EC
- ¹⁰4% de los costos EC
- ¹¹22% de los costos EC
- ¹²44% de los costos EC
- ¹³89% de los costos EC

Cálculo de Capital de Inversión (mediante factores de D.Garrett)

Factores obtenidos de: *D.E. Garret, Chemical Engineering Economics, 1989, Nueva York, p29.*

Costos Directos	Rango USD\$	
Equipos comprados (EC)	800.000	800.000
Instalación de equipos comprados ^a	376.000	376.000
Piping ¹	120.000	- 560.000
Sistemas eléctricos ²	80.000	- 120.000
Instrumentación ³	80.000	- 280.000
Fundaciones ⁴	56.000	- 96.000
Aislamiento ⁵	16.000	- 64.000
Acondicionamiento del Terreno ⁶	40.000	- 120.000
Edificaciones (incluye servicios) ⁷	40.000	- 800.000
Total costos directos	1.608.000	- 3.216.000
Costos Indirectos		
Construcción e ingeniería ⁸	240.000	- 600.000
Honorario de contratistas ⁹	80.000	- 360.000
Contingencia ¹⁰	120.000	- 640.000
Total costos indirectos	440.000	- 1.600.000
Inversión de capital fijo	2.048.000	- 4.816.000
Puesta en marcha¹¹	160.000	- 720.000
Capital de trabajo^b	712.000	- 712.000
Total Capital de Inversión (TCI)	2.920.000	- 6.248.000

Factores utilizados (pág. 222)

^a47% de los costos EC

¹Entre 15 y 70%

²Entre 10 y 15%

³Entre 10 y 35%

⁴Entre 7 y 12%

⁵Entre 2 y 8%

⁶Entre 5 y 15%

⁷Entre 5 y 100%

⁸Entre 30 y 75%

⁹Entre 10 y 45%

¹⁰Entre 15 y 80%

¹¹Entre 20 y 90%

^b89% de los costos EC

Cálculo de Costos Anuales (mediante factores de Peters & Timmerhaus)

Costos Directos

Insumos	Cantidad	Costo/unidad	Fuente	Costo USD/día	Costo USD/año
SuperLig®88 ^a	20 kg/día	130 USD/kg	IBC A.T.	2.600	949.000
Tiourea ^b	171,3 kg/día	0,75 USD/kg		128,5	46.903
H ₂ SO ₄ 98,5%	2.247,6 kg/día	0,055 ^c USD/kg		123,6	45.114
NaOH (50%)	72 kg/día	0,40 US\$/kg	OXIQUIM S.A.	28,8	10.512
Total Insumos				2.881	1.051.529

Servicios

Energía Eléctrica	s/i	0,067 USD/kWh	www.chilectra.cl/ink.exe/Tarifas	s/i	s/i
Agua de Proceso	7,23 m ³ /día	0,5 USD/m ³	ESSBIO S.A.	3,62	1.321
Total Servicios				3,62	1.321

Mano de Obra

Operadores ^d	0,5 trabajadores/t urno	5 USD/hr		60	21.900
Supervisores ¹				9	3.285
Mantenimiento ²				60	21.900
Total Mano de Obra				129	47.085

Otros

Mantenimiento; materiales ³				60	21.900
Análisis Químicos ⁴				27	9.855
Gestión de Residuos ⁵	7,15 kg/día (HgS)	2 USD/kg (retort)	Bethlehem Apparatus Co., Inc.	14,3	5.220
Total Otros				<hr/> 101,3	<hr/> 36.975
Total costos directos				<hr/> 3.115	<hr/> 1.136.909
Costos indirectos					
Impuestos ⁶				128	46.720
Seguros ⁷				128	46.720
Total costos indirectos				<hr/> 256	<hr/> 93.440
Total Costo Operación y Mantenimiento (TCOM)				3.371	1.230.349
Recuperación de capital (RC) ⁸				variable	variable
Total Costo Anual					<hr/> 1.230.349 + RC

Con un porcentaje cercano al 75% de los costos de operación y mantenimiento, el costo de la resina es el factor más importante del TCOM. (ver fig. 9.10)

**Distribución Costos Anuales de O&M -
Planta MRT
TCOM: 1.286.815 USD/año**

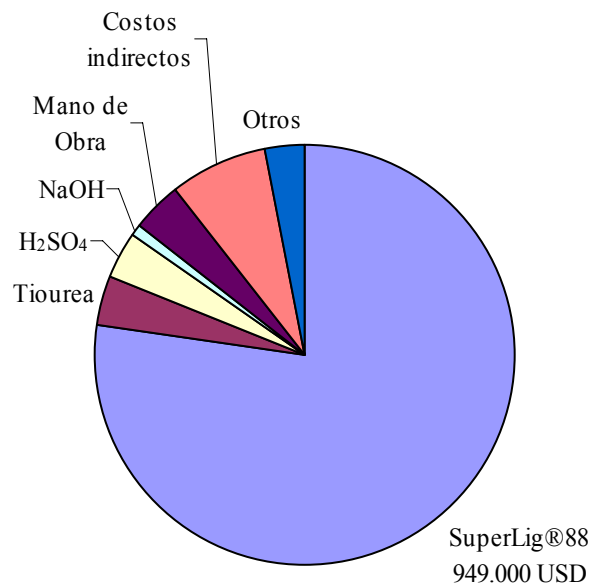


Fig. 9.10. Distribución de costos anuales de operación y mantenimiento, planta MRT. Factores obtenidos de bibliografía (Peters & Timmerhaus).

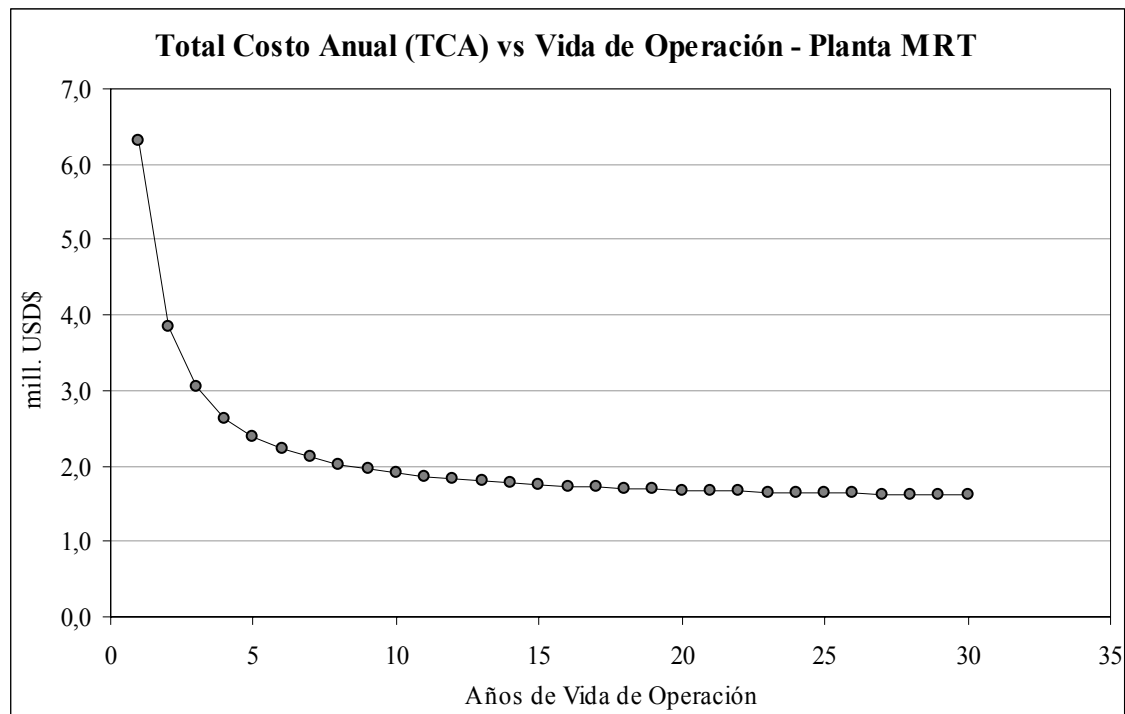


Fig. 9.11. Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta.

Referencias (págs. 223, 224)

s/i: sin información.

^aNo incluye soporte de sílice.

^bGrado técnico (FOB).

^cPrecio promedio de mercado, 2002 – 2006.

^dTorres de procesos + equipos auxiliares: 0,5 trabajadores/turno (M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p264).

¹15% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

²100% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

³100% de la mano de obra de mantenimiento, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁴15% de la mano de obra de operación, M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p261

⁵No incluye transporte.

⁶ $2,7 \cdot 10^{-3}$ % del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia Peters & Timmerhaus (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁷ $2,7 \cdot 10^{-3}$ % del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia Peters & Timmerhaus (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁸RC = FRC·TCI, obtenido mediante factores referencia Peters & Timmerhaus, depreciación para 15 años y 7%

interés (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA), 1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

$FRC = i(1 + i)^n / [(1 + i)^n - 1]$, donde i es la tarifa de interés anual y, n la vida de operación.

Cálculo de Costos Anuales (mediante factores de D.Garrett)

Costos Directos

Insumos	Cantidad	Costo/unidad	Fuente	Costo USD/día	Costo USD/año
SuperLig®88 ^a	20 kg/día	130 USD/kg	IBC A.T.	2.600	949.000
Tiourea ^b	171,3 kg/día	0,75 USD/kg		128,5	46.903
H ₂ SO ₄ 98,5%	2.247,6 kg/día	0,055 ^c USD/kg		123,6	45.114
NaOH (50%)	72 kg/día	0,40 US\$/kg	OXIQUIM S.A.	28,8	10.512
Total Insumos				2.881	1.051.529

Servicios

Energía Eléctrica	s/i	0,067 USD/kWh	www.chilectra.cl/link.exe/Tarifas	s/i	s/i
Agua de Proceso	7,23 m ³ /día	0,5 USD/m ³	ESSBIO S.A.	3,62	1.321
Total Servicios				3,62	1.321

Mano de Obra

Operadores ^d	0,5 trabajadores/t urno	5 USD/hr		60	21.900
Supervisores ¹				9	3.285
Mantenimiento ²				60	21.900
Total Mano de Obra				129	47.085

Otros

Mantenimiento; materiales ³				60	21.900
Análisis Químicos ⁴				27	9.855
Gestión de Residuos ⁵	7,15 kg/día (HgS)	2 USD/kg (retort)	Bethlehem Apparatus Co., Inc.	14,3	5.220
Total Otros				<u>101,3</u>	<u>36.975</u>
Total costos directos				<u>3.115</u>	<u>1.136.909</u>
Costos indirectos					
Impuestos ⁶				79 - 169	28.777 - 61.574
Seguros ⁷				<u>79 - 169</u>	<u>28.777 - 61.574</u>
Total costos indirectos				158 - 338	57.554 - 123.148
Total Costo Operación y Mantención (TCOM)				3.273 - 3.453	1.194.463 - 1.260.057
Recuperación de capital (RC) ⁸				variable	variable
Total Costo Anual				<u>1.194.463 - 1.260.057</u>	<u>+ RC</u>

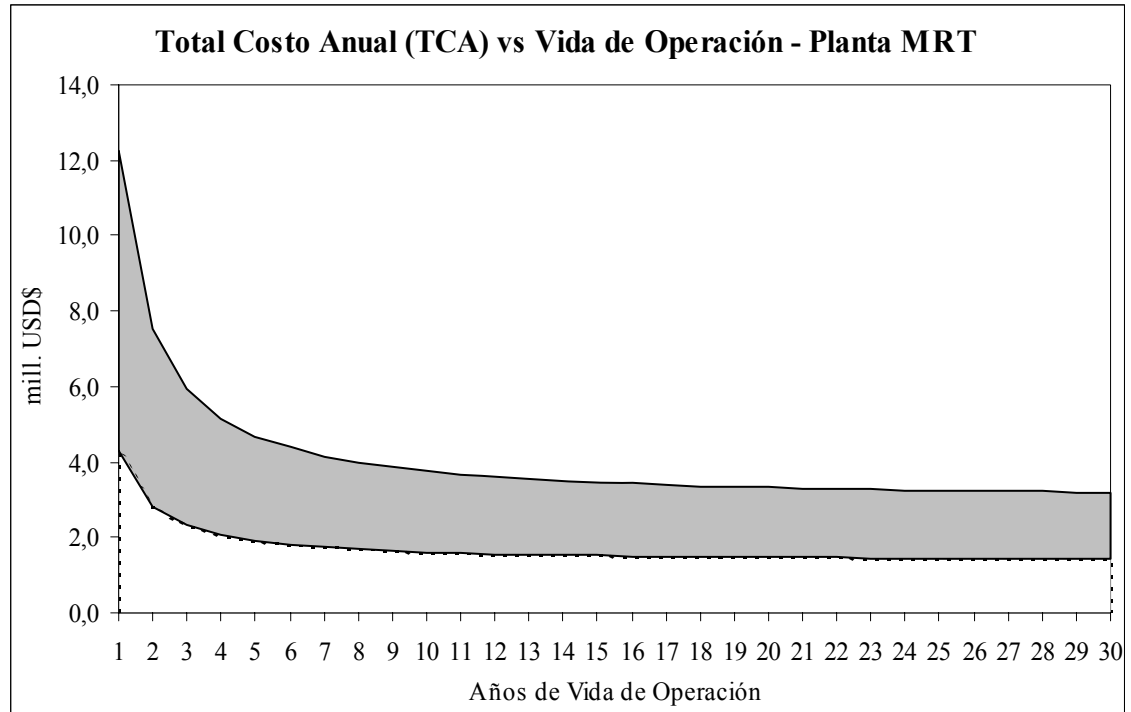


Fig. 9.12. Costo anual incluido recuperación de capital vs años de vida de operación de la planta. La zona achurada es el rango de valores obtenido mediante factores D.Garrett.

Referencias (págs. 227, 228)

s/i: sin información.

^aNo incluye soporte de sílice.

^bGrado técnico (FOB).

^cPrecio promedio de mercado, 2002 - 2006.

^dTorres de procesos + equipos auxiliares: 0,5 trabajadores/turno (M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p264).

¹15% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

²100% de la mano de obra de operación, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

³100% de la mano de obra de mantenimiento, (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁴15% de la mano de obra de operación, M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5^{ed}), 2003, Nueva York, p261

⁵No incluye transporte.

⁶ $2,7 \cdot 10^{-3}$ % del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁷ $2,7 \cdot 10^{-3}$ % del total capital de inversión, obtenido mediante factores referencia (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA),1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

⁸RC = FRC·TCI, obtenido mediante factores referencia (documento North Carolina Division of Pollution Prevention and Environmental Assistance (DPPEA), 1995, <http://www.p2pays.org/ref/10/09858.pdf>).

FRC = $i \cdot (1 + i)^n / [(1 + i)^n - 1]$, donde i es la tarifa de interés anual y, n la vida de operación.

Resumen de Resultados Obtenidos de Estimación de Capital de Inversión y Costos de O&P

El capital de inversión de una planta MRT con capacidad de 1.370 ton/día de ácido con 5 mg/kg de mercurio es de un orden de magnitud de entre 3 y 6,5 mill. USD.

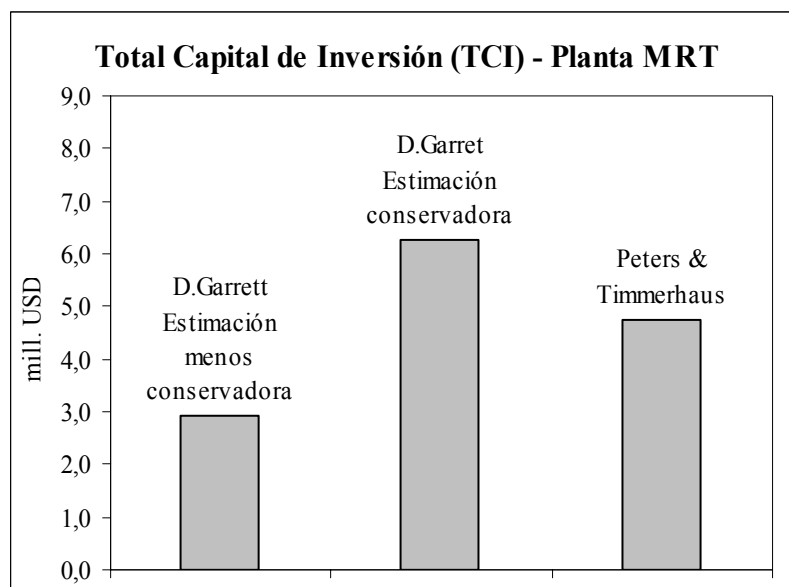


Fig. 9.13. Total capital de inversión, planta MRT.

Por otro lado, el costo de operación y mantenimiento de una planta de estas características es de entre 1,2 y 1,3 mill. USD.

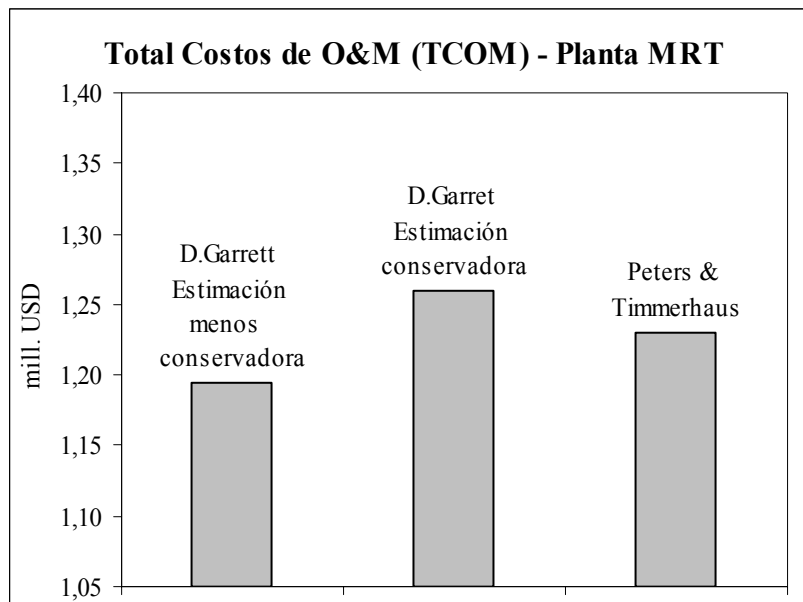


Fig. 9.14. Total costos de operación y mantención, planta MRT.

El costo anual total incluido recuperación de capital de entre 1,2 y 1,3 mill USD.

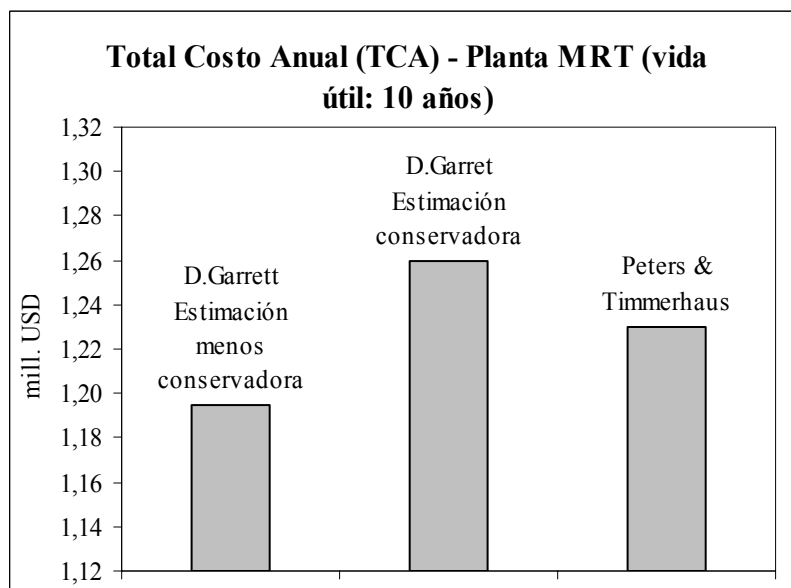


Fig. 9.15. Total costo anual, incluido recuperación de capital, planta MRT.

Requerimientos para Cubrir Costos de Operación y Mantenimiento

Para un TCOM = 1.230.349 USD/año

Producción de Acido con Hg menor a 1 ppm [ton/año]	Beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm (USD\$/año)					
	1 USD/ton H ₂ SO ₄	2 USD/ton H ₂ SO ₄	3 USD/ton H ₂ SO ₄	4 USD/ton H ₂ SO ₄	5 USD/ton H ₂ SO ₄	6 USD/ton H ₂ SO ₄
50.000	50.000	100.000	150.000	200.000	250.000	300.000
100.000	100.000	200.000	300.000	400.000	500.000	600.000
150.000	150.000	300.000	450.000	600.000	750.000	900.000
200.000	200.000	400.000	600.000	800.000	1.000.000	1.200.000
250.000	250.000	500.000	750.000	1.000.000	1.250.000	1.500.000
300.000	300.000	600.000	900.000	1.200.000	1.500.000	1.800.000
350.000	350.000	700.000	1.050.000	1.400.000	1.750.000	2.100.000
400.000	400.000	800.000	1.200.000	1.600.000	2.000.000	2.400.000
450.000	450.000	900.000	1.350.000	1.800.000	2.250.000	2.700.000

Tabla 9.3. Requerimientos para cubrir costos de operación y mantenimiento, proceso MRT.

En valores en gris indican las condiciones a las cuales el beneficio como consecuencia de la venta de ácido con Hg menor a 1 ppm no cubre los costos de operación y mantenimiento.

Requerimientos para Cubrir Costo Anual Incluido Recuperación de Capital (10 años)

Para un TCA = 1.905.788 USD/año

Producción de Acido con Hg menor a 1 ppm [ton/año]	Beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm (USD\$/año)					
	1 USD/ton H ₂ SO ₄	2 USD/ton H ₂ SO ₄	3 USD/ton H ₂ SO ₄	4 USD/ton H ₂ SO ₄	5 USD/ton H ₂ SO ₄	6 USD/ton H ₂ SO ₄
50.000	50.000	100.000	150.000	200.000	250.000	300.000
100.000	100.000	200.000	300.000	400.000	500.000	600.000
150.000	150.000	300.000	450.000	600.000	750.000	900.000
200.000	200.000	400.000	600.000	800.000	1.000.000	1.200.000
250.000	250.000	500.000	750.000	1.000.000	1.250.000	1.500.000
300.000	300.000	600.000	900.000	1.200.000	1.500.000	1.800.000
350.000	350.000	700.000	1.050.000	1.400.000	1.750.000	2.100.000
400.000	400.000	800.000	1.200.000	1.600.000	2.000.000	2.400.000
450.000	450.000	900.000	1.350.000	1.800.000	2.250.000	2.700.000

Tabla 9.4. Requerimientos para cubrir costo anual incluido recuperación de capital, proceso MRT.

En valores en gris indican las condiciones a las cuales el beneficio como consecuencia de la venta de ácido con Hg menor a 1 ppm no cubre el costo anual incluido recuperación de capital de inversión (10 años).

9.5 Comparación de Costos Entre Alternativas

Comparación de Costos Totales Anuales con Respecto a Vida de Operación

A continuación se compararan TCA de ambos procesos (B.Norzink y MRT) para las siguientes condiciones: producción de ácido con Hg menor a 1 ppm: 1.370 ton/día con un contenido de mercurio de 5 gr/lt.

La figura 9.16 indica que existe un punto en el cual el costo anual, incluido recuperación de capital, con respecto a los años de vida de operación, se hace igual para ambas tecnologías. Según los resultados obtenidos a partir de la metodología de Peters & Timmerhaus, este punto

sería cercano a 5 años de vida de operación. Si se establece 10 años como la vida de operación de ambas plantas, el costo total anual incluido recuperación de capital es más alto para el caso de la tecnología MRT

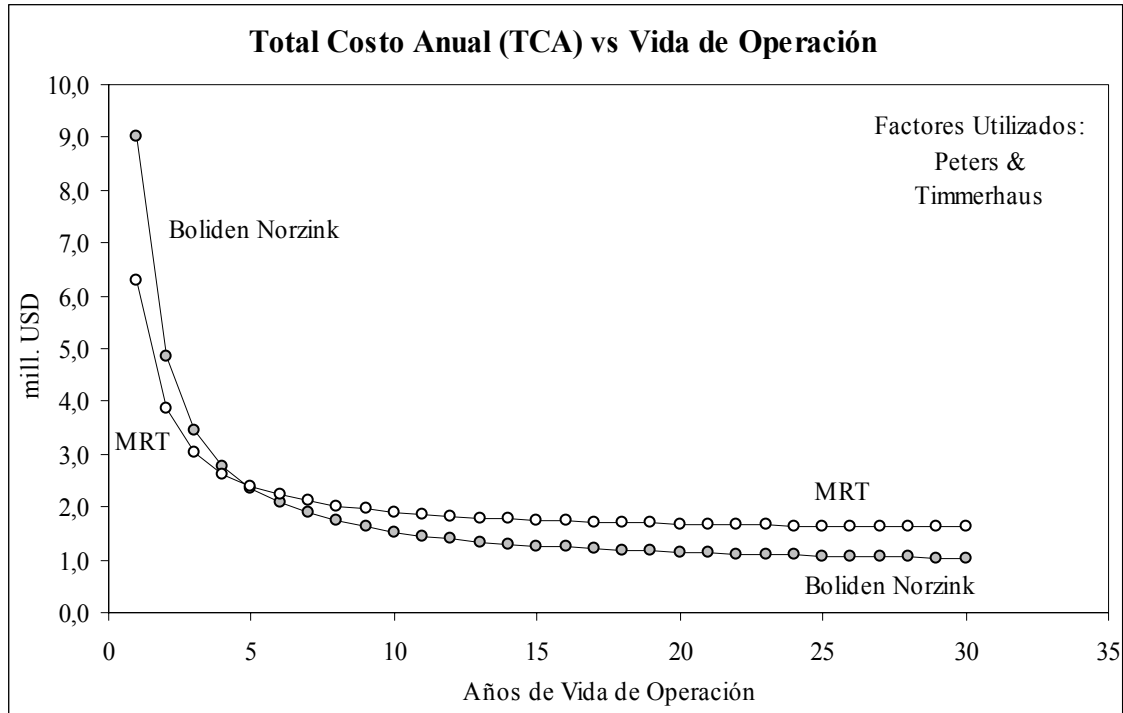


Fig. 9.16. Total costo anual vs vida de operación en base a factores Peters & Timmerhaus.

Según rango de factores obtenidos desde referencia D.Garrett, la intersección de las curvas TCA con respecto a los años de vida de operación está entre 0 y 16 años. El gráfico (fig. 9.17) indica que sobre 16 años de vida de operación, el proceso Boliden Norzink tiene menor costo total anual.

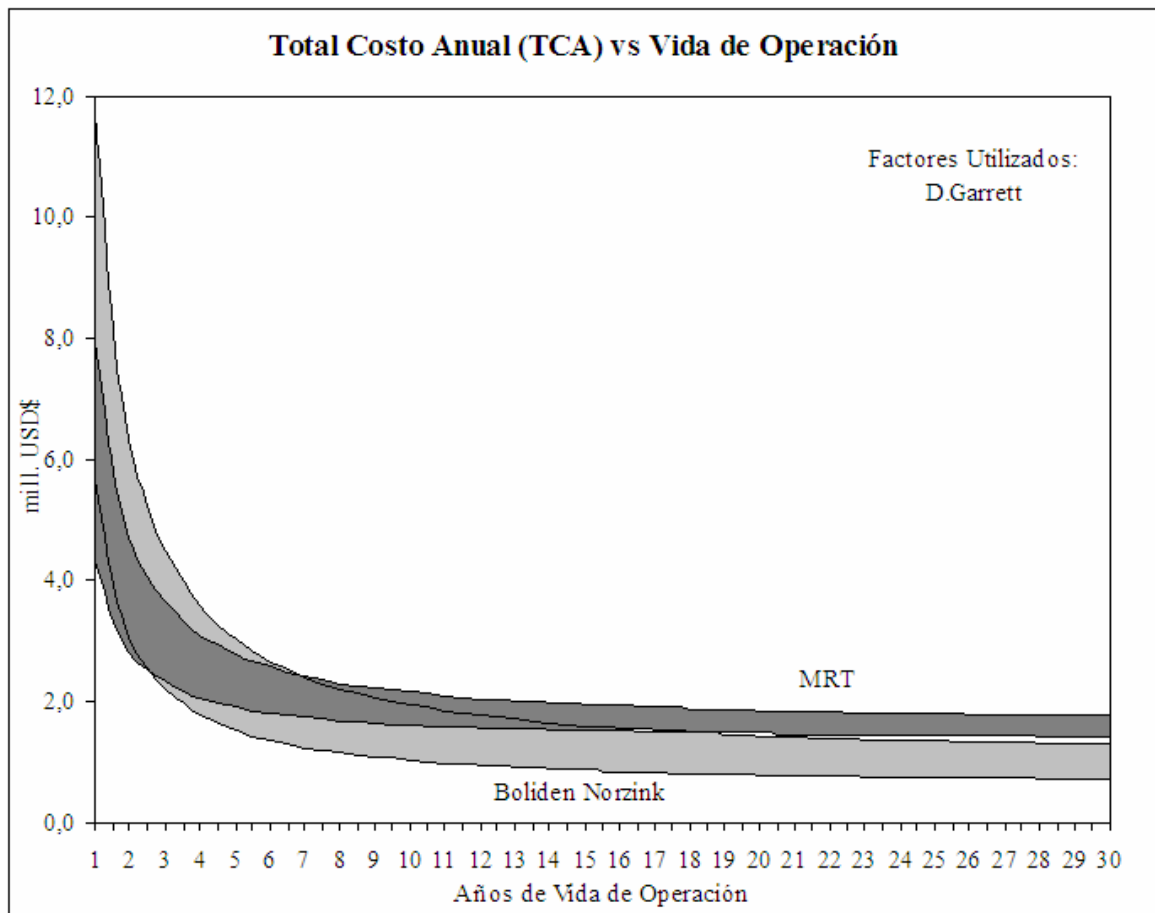


Fig. 9.17. Total costo anual vs vida de operación en base a factores D.Garrett.

Comparación de Capital de Inversión, Costos de Operación y Mantenimiento y Costos Anuales Mediante Factores Peters & Timmerhaus

Según factores Peters & Timmerhaus, el costo de capital de inversión de una planta Boliden Norzink es casi el doble más alta que una planta MRT.

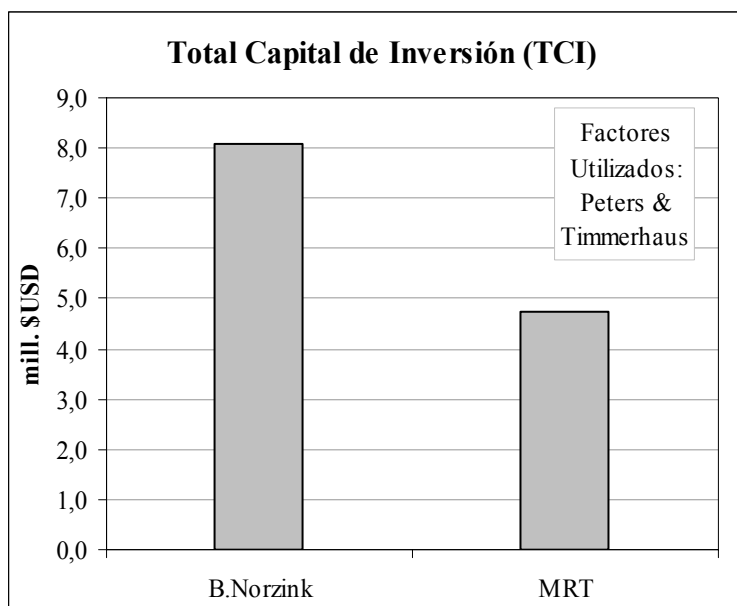


Fig. 9.18. Comparación de capital total de inversión, utilizando factores Peters & Timmerhaus.

Según factores Peters & Timmerhaus, el costo anual de operación y mantenimiento de una planta MRT es mas de tres veces más alta que una de tecnología Boliden Norzink (fig. 9.18).

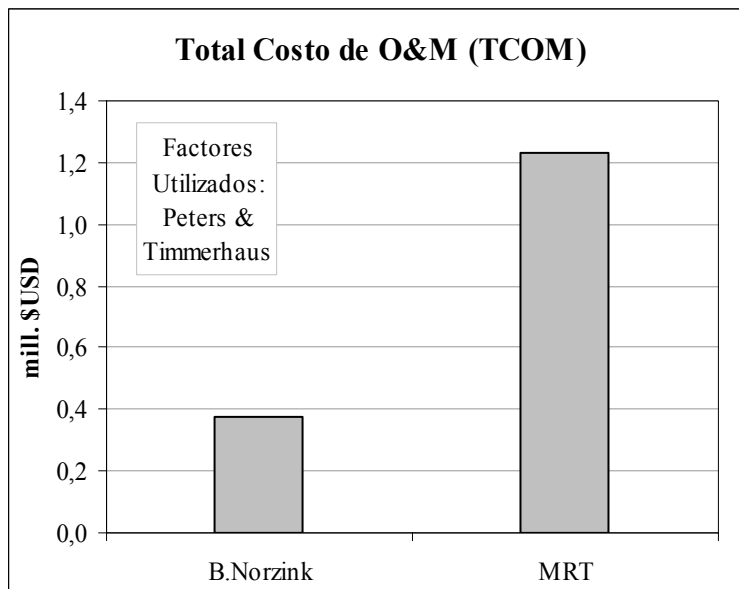


Fig. 9.19. Comparación de costos de operación y mantención, utilizando factores Peters & Timmerhaus

Utilizando factores de Peters & Timmerhaus se concluye que el costo anual total incluyendo recuperación de capital para 10 años de vida de operación para ambos procesos es similar.

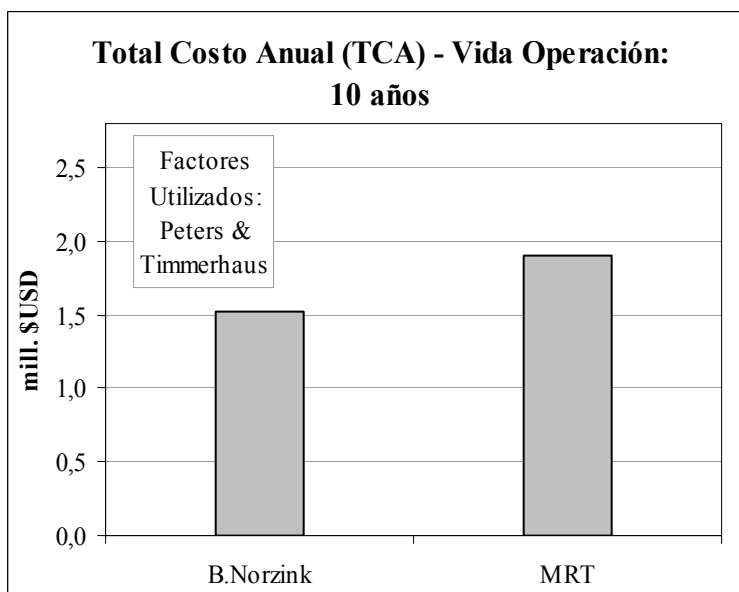


Fig. 9.20. Comparación de costo anual total, incluido recuperación de capital (10 años), utilizando factores Peters & Timmerhaus.

Comparación de Capital de Inversión, Costos de Operación y Mantenimiento y Costos Anuales Mediante Factores D.Garrett

Debido al grado de incertidumbre de las estimaciones, es más recomendable trabajar en base a rangos más que valores puntuales. A continuación se presenta la comparación entre las distintas alternativas mediante rango de factores de D.Garrett.

Según estos factores, el capital de inversión de la tecnología Boliden Norzink es probablemente más alto que MRT en un factor máximo de 3.

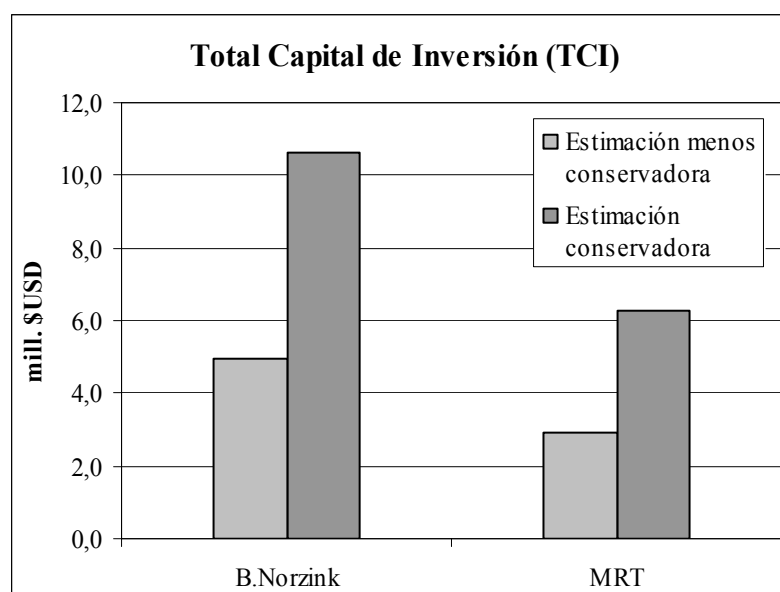


Fig. 9.21. Comparación de capital total de inversión, utilizando factores D.Garrett.

El costo de operación y mantenimiento es evidentemente más alto para el proceso MRT; entre 3 y 4 veces más alto.

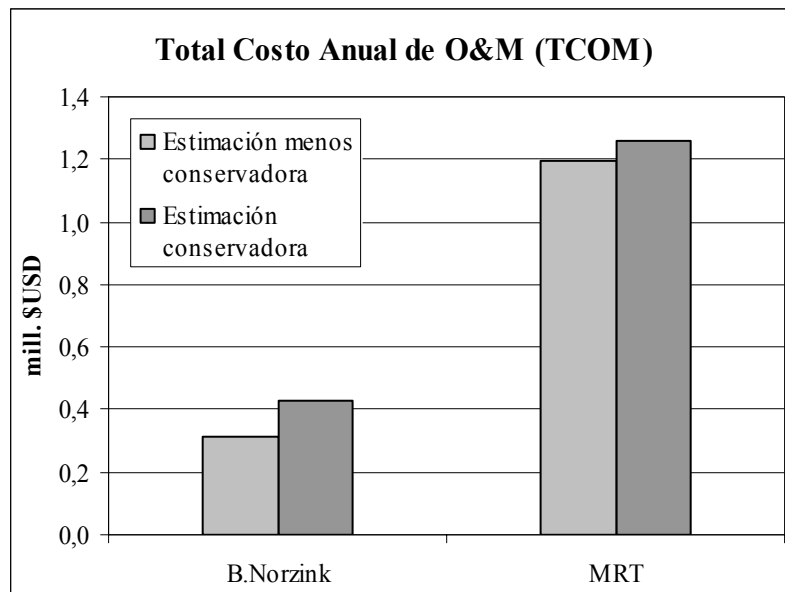


Fig. 9.22. Comparación de costo anual de O&M, utilizando factores D.Garrett.

Para 10 años de vida de operación, no existe diferencia marcada entre TCA de ambas alternativas (fig. 9.23).

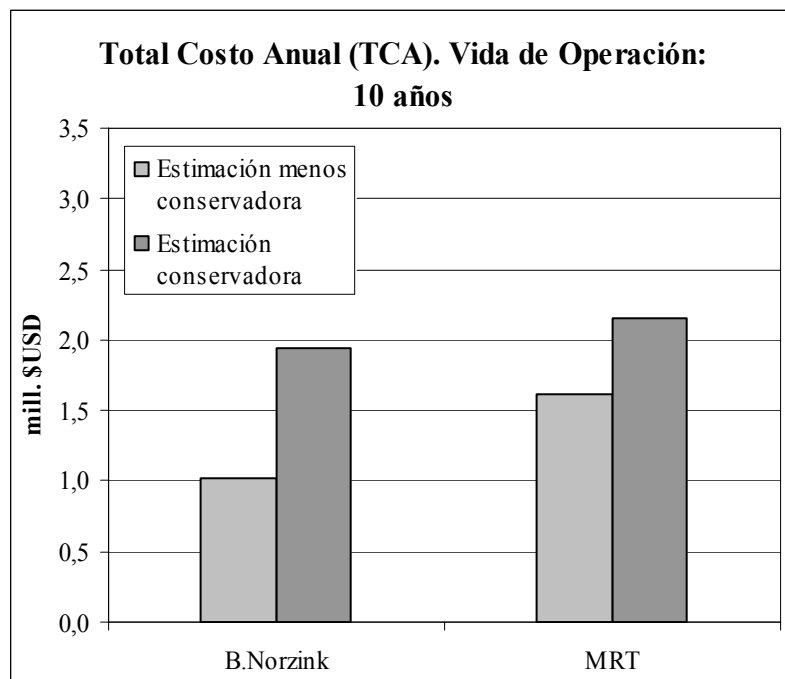


Fig. 9.23. Comparación de costo anual total, utilizando factores D.Garrett.

Requerimientos para Cubrir Costos de Operación y Mantenimiento

Existen tres factores de importancia vital en la toma de decisiones acerca de la construcción de una planta de remoción de mercurio en la fundición Caletones:

- i. Disponer del perfil de distribución de mercurio en la mina (para estimaciones de largo plazo del contenido de mercurio en el concentrado de cobre).
- **ii. Proyección de producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida con respecto a beneficio económico por tonelada de ácido y costo total anual incluido recuperación de capital de los procesos en estudio.**
- iii. Seguridad en la disponibilidad de suministros para la planta de mercurio.

Como una primera aproximación al ítem N° 2, se estiman tales curvas a partir de las estimaciones de orden de magnitud realizadas previamente en el presente capítulo.

Es de gran importancia recordar al lector que los gráficos presentados a continuación tienen un alto grado de incertidumbre. No obstante aquello, se podrán establecer conclusiones cualitativas útiles para el presente estudio.

Las curvas de la figura 9.24 corresponden a la relación beneficio / producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir los costos de operación y mantenimiento de ambas alternativas. En el gráfico existen zonas definidas en las cuales se cubren los costos de O&M y zonas donde no se cubren estos costos.

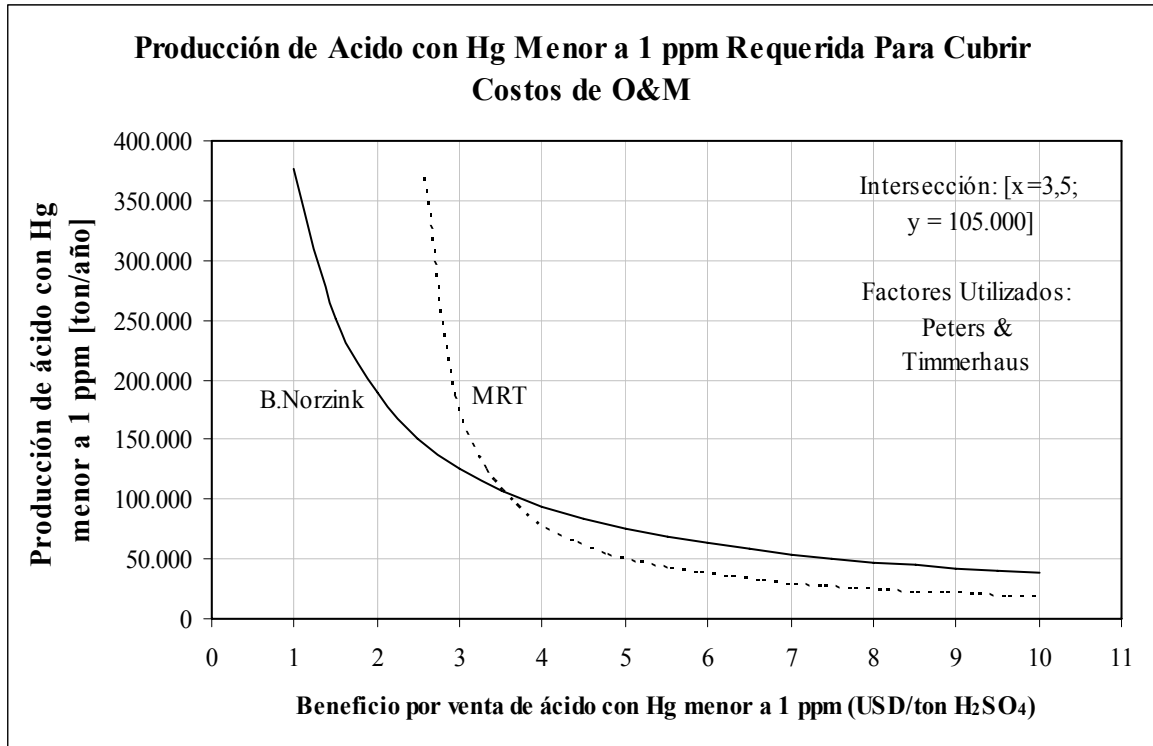


Fig. 9.24. Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos de O&M. factores utilizados: Peters & Timmerhaus.

Más claramente en el siguiente gráfico (fig. 9.25) la zona achurada corresponde a las condiciones a las cuales no se cubren los costos de operación y mantenimiento para ninguna de las alternativas estudiadas. El gráfico también es un indicador de “conveniencia” económica de ambas plantas para distintas situaciones de producción y beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm.

Antes de continuar el análisis, y repitiendo lo ya mencionado varias veces en el presente capítulo, las curvas estudiadas corresponden a estimaciones de orden de magnitud y por lo tanto existe un alto grado de incertidumbre en concluir cuantitativamente a partir de tales curvas. El aumento de precisión de tales curvas a un nivel que satisfaga la toma de decisiones no está incluido dentro de la presente investigación.

Como se puede observar el gráfico existe una zona para la cual ninguna condición de producción de ácido y beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm cubre los costos de

O&M de las alternativas estudiadas. También se identifican zonas en las cuales una alternativa no cubre los costos de O&P pero si la otra. Se puede observar que tanto el proceso B.Norzink como MRT requieren un mínimo de beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm para cubrir sus costos de O&M. En este sentido se observa que B.Norzink tiene mayor holgura, la cual se amplía a medida que la cantidad de ácido con Hg menor a 1 ppm aumenta alcanzando un máximo a más de 400.000 ton de producción de ácido con Hg menor a 1 ppm por año. Por otra parte, la alternativa MRT tiene mayor holgura para producciones bajas de ácido con Hg menor a 1 ppm. También se observa que existe una producción mínima para cubrir los costos de O&M. En este caso la alternativa MRT tiene mayor holgura, no obstante el requerimiento de un mayor beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm.

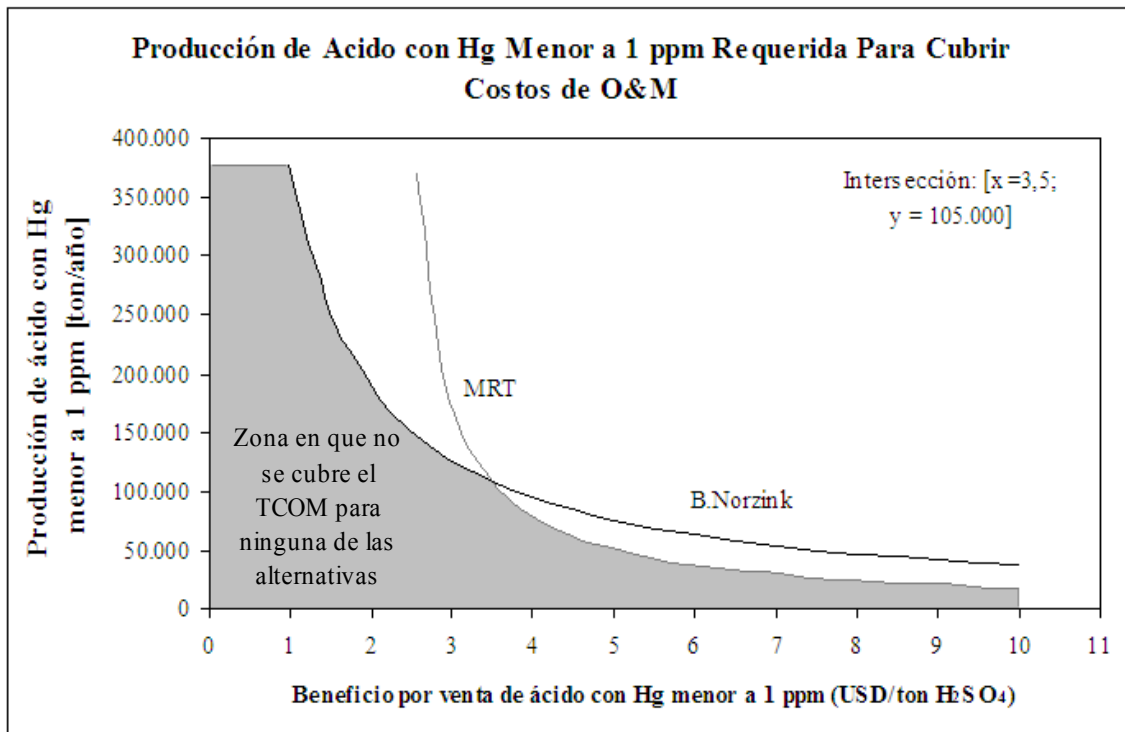


Fig. 9.25. Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos de O&M. Factores utilizados: Peters & Timmerhaus.

Requerimientos para Cubrir Costos de Anuales Includo Recuperación de Capital de

Inversión

Considerando 10 años como la vida de operación de las dos alternativas de remoción analizadas, al agregar a los costos de O&M, el costo por recuperación de capital de inversión, se observa que las dos alternativas presentan mucho menor diferencia, en comparación con las curvas estudiadas anteriormente (TCOM). Sin embargo, se repite la situación en que para altas producciones de ácido con Hg menor a 1 ppm , la alternativa Boliden Norzink tiene mayor holgura para cubrir sus costos se O&M y recuperación de capital.

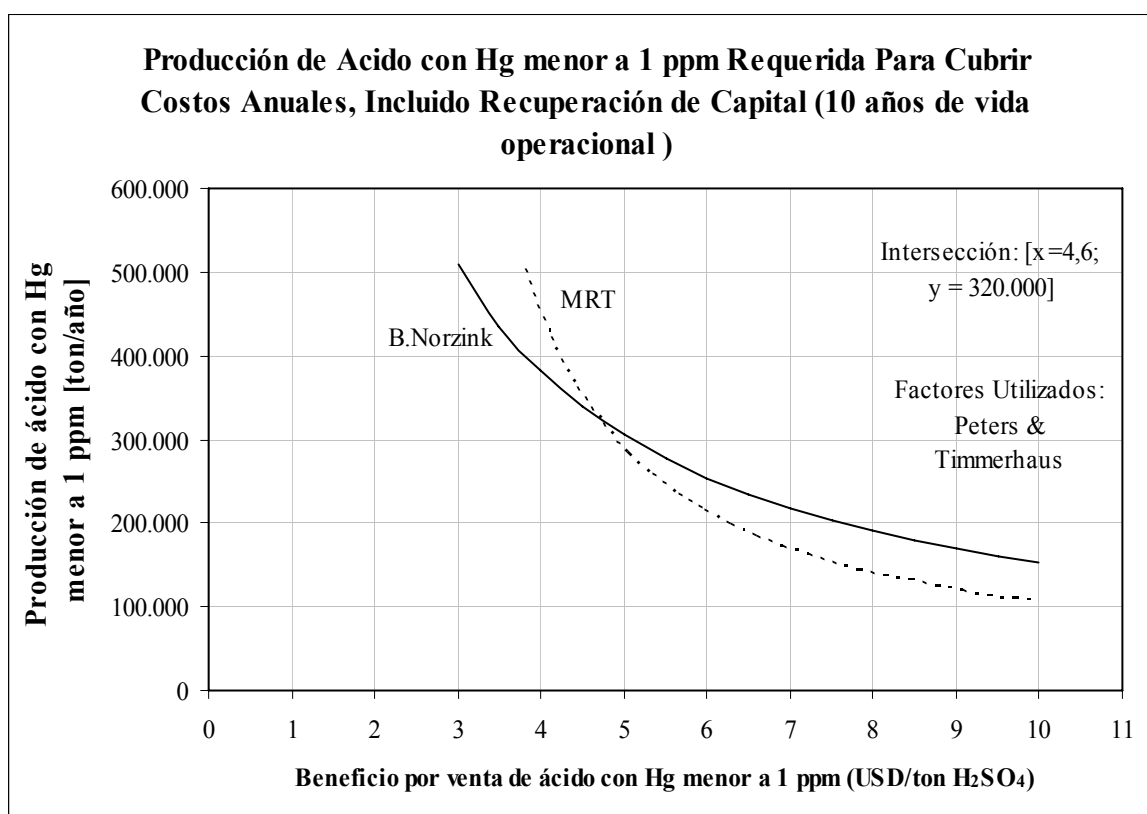


Fig. 9.26. Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos anuales, incluido recuperación de capital (10 años). Factores utilizados: Peters & Timmerhaus.

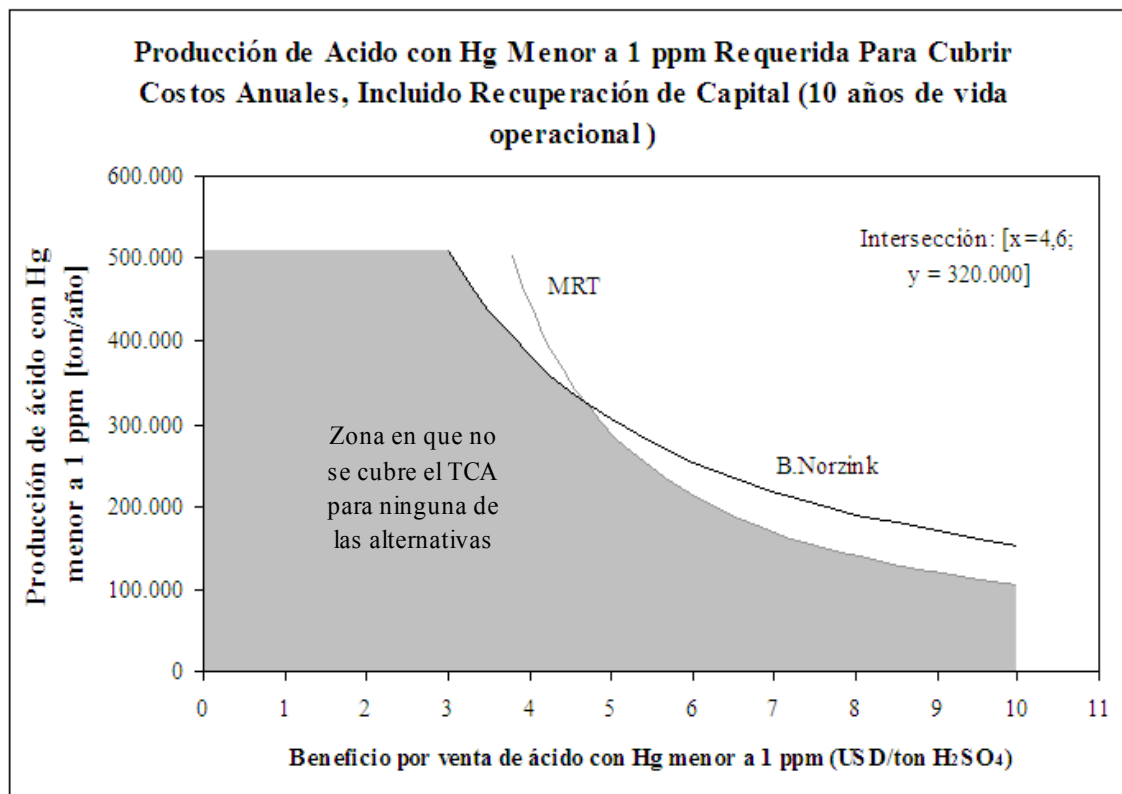


Fig. 9.27. Producción de ácido con Hg menor a 1 ppm requerida para cubrir costos anuales, incluido recuperación de capital (10 años). Factores utilizados: Peters & Timmerhaus.

9.6 Discusión

Proceso Boliden Norzink

Ventajas

- Gran experiencia a nivel comercial (40 plantas en el mundo, 9 construidas en los últimos 10 años).
- Eliminación de mercurio antes de su entrada a la zona de contacto, evitando acumulación en zonas frías y corrosión.
- Estable a altas fluctuaciones de concentración de mercurio en el gas de entrada.
- Bajo costo de operación y mantención (con respecto a MRT).

Desventajas

- Aumento de caída de presión en el sistema genera un aumento de costos por consumo de energía de sopladores principales de la planta de ácido sulfúrico.
- Equipos de gran tamaño.
- Alto costo de capital de inversión (respecto a MRT).

Proceso MRT

Ventajas

- No genera cambios estructurales en la operación de la planta de ácido.
- Construcción modular expandible.
- Equipos de tamaño pequeño.
- Bajo costo de capital de inversión (respecto a Boliden Norzink)

Desventajas

- Experiencia solo a nivel de plantas piloto.
- Solo un proveedor de la resina (IBC Advanced Technologies, Inc)
- Alto costo de operación y mantención, consecuencia principalmente del costo de la resina.

Consideraciones

Los posibles acontecimientos que pueden justificar el cierre de una planta de mercurio son los siguientes:

- Disminución estructural de la concentración de mercurio en el mineral de cobre extraído de la mina a un nivel en que una planta de mercurio sea innecesaria.
- Los costos de anuales de operación & mantención y recuperación de capital sobrepasen en el largo plazo los beneficios obtenidos por la venta de ácido con Hg menor a 1 ppm.
- Incumplimiento con normativa medioambiental o de seguridad.

En el caso específico de una planta MRT se incluye un posible corte total de suministro de resina, sin contar con abastecedores alternativos.

Para el caso del proceso Boliden Norzink existe la posibilidad de un aumento de costos de operación y mantención de la planta de ácido no previsto, consecuencia de las alteraciones generadas por el paso del gas a través del equipo de absorción de mercurio (principalmente por el aumento de caída de presión).

Conclusiones

El capital de inversión de una planta Boliden Norzink para tratamiento de gas metalúrgico con los siguientes parámetros: 150.000 Nm³/hr, un contenido de mercurio de 2 mg/Nm³ y una capacidad de remoción de 90% es de un orden de magnitud de entre 5 y 11 millones de USD. Los costos de operación y mantención están entre 300.000 y 450.000 USD. El costo anual total incluyendo recuperación de capital (10 años) es de entre 800.000 y 1.500.000 USD.

El capital de inversión de una planta MRT con los siguientes parámetros: 1.370 ton/año ácido sulfúrico con 5 mg/kg de mercurio y una eficiencia de remoción de 90% es de entre 3 y 6,5 mill. USD. Los costos de operación y mantención están entre 1,2 y 1,3 mill. USD. El costo anual total incluido recuperación de capital (10 años) es de entre 1,2 y 1,3 mill USD. El costo de la resina es el factor principal (más de 75%) en el costo de operación y mantención de una planta MRT.

Para altas producciones de ácido con Hg menor a 1 ppm, la alternativa Boliden Norzink tiene mayor holgura para cubrir sus costos de O&M y recuperación de capital. Según este estudio, es probable que MRT tenga mayor holgura para bajas producciones de ácido con Hg menor a 1 ppm, no obstante el requerimiento de un mayor beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm.

El estudio de evaluación económica de orden de magnitud no establece con 100% de certeza cual es la alternativa más viable (Boliden Norzink o MRT) para un flujo equivalente al 100% de la capacidad de producción de la PLG1. Debido a la alta dependencia en costos de O&M de la alternativa MRT con respecto al costo de la resina, es importante proyectar a futuro los requerimientos de ventas de ácido con Hg menor a 1 ppm. Este factor en particular puede balancear la selección de una alternativa en una u otra dirección. Por otro lado, el beneficio económico por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm, (USD/ton H₂SO₄) puede establecer si es viable o no la instalación de un proceso de remoción de mercurio (asumiendo que la carga de mercurio en el ácido producto se mantendrá en el largo plazo).

CAPÍTULO 10

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El trabajo de tesis realizado tiene como objetivos la determinación de los factores principales que gobiernan el comportamiento del mercurio en el ácido producto de la fundición Caletones y el estudio alternativas de remoción de mercurio vía mejoramiento del proceso existente o mediante instalación de procesos de limpieza adicionales disponibles en el mercado, requeridos para el cumplimiento de la norma de calidad del ácido sulfúrico de Codelco, que establece una concentración de mercurio de 1 mg/kg máximo en el ácido. Lo anterior fue abordado mediante el estudio de la físico - química del mercurio, el análisis de series de tiempo, análisis multivariante, análisis de muestras, balances de masa, estudio del control del mercurio mediante mejoramiento del proceso existente y el control del mercurio mediante la instalación de procesos de limpieza adicionales.

A continuación se mencionan las principales conclusiones de la presente investigación:

- Según el balance de masa realizado al periodo 1999 - 2006 el mercurio ha ingresado a la fundición principalmente vía concentrado de cobre de origen Teniente. Muestras realizadas en febrero de 2007 arrojaron concentraciones de 3,5 mg/kg promedio.
- El origen del cuarzo utilizado como fundente en los convertidores no es un factor que haya generado impacto en el comportamiento estructural del mercurio en el sistema durante el tiempo de servicio de las PLG.
- No existe una tendencia sostenida en el tiempo de disminución de la concentración de mercurio en el ácido producto de la PLG1.
- Los factores principales que gobiernan el comportamiento de largo plazo del mercurio en el ácido producto de la PLG 1 son en primer lugar, la calidad del concentrado de cobre, y en segundo lugar, las variables operacionales del circuito convertidor Teniente - sistema primario

de tratamiento de gases (manejo de gases, MAGA).

- El comportamiento del mercurio en el ácido producto de la PLG2 está sujeto en primer lugar, en la calidad del concentrado de cobre, y en segundo lugar, el status operacional de los convertidores Pierce Simth (CPS) y la zona de limpieza de gases de la PLG2.
- Se detectaron altas concentraciones de mercurio en lodo de la torre de secado de la PLG1 (0,5% en masa). En la PLG2 se presentaron los siguientes índices: polvos de las torres de enfriamiento (0,4% en masa), lodo del tanque de condensado (1,2% en masa), lodo de la torre de secado (hasta 17% en masa), lodo del crossflow stripper (0,4% en masa). Lo anterior sumado a muestreos previos realizados en la torre de secado de la PLG1 indica que la acumulación de mercurio es un fenómeno común para las dos plantas. El efecto de esta acumulación en la calidad del ácido es transitorio y se presenta en un lapso de tiempo estrecho después de las reparaciones generales.
- El estudio de una posible optimización del proceso, que mejore la calidad del ácido con respecto al mercurio, indica que la PLG2 es la que tiene más posibilidades en este sentido. La maximización de la relación flujo de azufre en gas desde CPS vs flujo de azufre en gas desde CT1 se estima podría generar un aumento de 37% de días en que la concentración de mercurio es menor a 1 ppm, esto es equivalente a producir 96.500 toneladas extra de ácido con un contenido de mercurio menor a 1 ppm. El análisis de datos indica que es muy probable que el aumento de la acidez del líquido de lavado de la zona de limpieza (con un promedio de 11% H₂SO₄ aproximadamente) elevado a un rango entre 11 y 15% signifique un incremento de 20% en el número de días en que la concentración de mercurio sea menor a 1 ppm, esto es equivalente a producir 50.000 toneladas anuales adicionales de ácido producto con menos de 1 ppm de mercurio. El impacto real de las modificaciones propuestas se puede cuantificar mediante experimentos de laboratorio y/o experiencias a nivel de planta. Ambos estudios no se incluyen en la presente investigación.

El efecto de la implementación de alguna de las alternativas de mejoramiento del proceso estudiadas en este trabajo (en el caso de ser posible su implementación) generarían un

incremento máximo de 10% en la producción de ácido con un contenido de Hg inferior a 1 mg/kg, muy por debajo del 38% de incremento requerida para cumplir con la meta de mejorar la calidad del ácido (respecto al Hg) para una cantidad equivalente al 100% de la capacidad de la PLG1. Lo anterior indica que la implementación de alguna de las alternativas de mejoramiento del proceso estudiadas, no es suficiente por si sola para lograr el objetivo establecido.

- Se estudiaron las alternativas tecnológicas que ofrece el mercado con respecto a la remoción de mercurio tanto en fase gas como en fase líquida, se concluyó que la alternativa más fiable para el tratamiento de la fase gas es el proceso Boliden Norzink de Boliden Contech y con respecto al tratamiento del ácido producto, la tecnología de reconocimiento molecular (MRT en sus siglas en inglés) de IBC Advanced Technologies. El estudio de evaluación económica de orden de magnitud arrojó los siguientes resultados:

El capital de inversión de una planta Boliden Norzink para tratamiento de gas metalúrgico con los siguientes parámetros: 150.000 Nm³/hr, un contenido de mercurio de 2 mg/Nm³ y una capacidad de remoción de 90% es de un orden de magnitud de entre 5 y 11 millones de USD. Los costos de operación y mantención están entre 300.000 y 450.000 USD. El costo anual total incluyendo recuperación de capital (10 años) es de entre 800.000 y 1.500.000 USD.

El capital de inversión de una planta MRT con los siguientes parámetros: 1.370 ton/año ácido sulfúrico con 5 mg/kg de mercurio y una eficiencia de remoción de 90% es de entre 3 y 6,5 mill. USD. Los costos de operación y mantención están entre 1,2 y 1,3 mill. USD. El costo anual total incluido recuperación de capital (10 años) es de entre 1,2 y 1,3 mill USD. El costo de la resina es el factor principal (más de 75%) en el costo de operación y mantención de una planta MRT.

Para altas producciones de ácido con Hg menor a 1 ppm, la alternativa Boliden Norzink tiene mayor holgura para cubrir sus costos de O&M y recuperación de capital. MRT tiene mayor holgura para bajas producciones de ácido con Hg menor a 1 ppm, no obstante el requerimiento de un mayor beneficio por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm.

El estudio de evaluación económica de orden de magnitud no establece con 100% de certeza cual es la alternativa más viable (Boliden Norzink o MRT) para un flujo equivalente al 100% de la capacidad de producción de la PLG1. Debido a la alta dependencia en costos de O&M de la alternativa MRT con respecto al costo de la resina, es importante proyectar a futuro los requerimientos de ventas de ácido grado con Hg menor a 1 ppm. Este factor en particular puede balancear la selección de una alternativa en una u otra dirección. Por otro lado, el beneficio económico por venta de ácido con Hg menor a 1 ppm (USD/ton H₂SO₄) puede establecer si es viable o no la instalación de un proceso de remoción de mercurio (asumiendo que el rango de carga de mercurio en el ácido producto se mantendrán en el largo plazo dentro de los márgenes establecidos en los últimos 5 años).

Recomendaciones

La aplicación de una mejora en el proceso o la implementación de un proceso adicional para la remoción de mercurio desde el gas metalúrgico o el ácido producto, implica necesariamente un conocimiento acabado del comportamiento del mercurio desde que es extraído desde la mina hasta su salida en residuos y productos de la fundición. Por el comportamiento de las impurezas contenidas en el concentrado de cobre de Teniente se sabe que muy probablemente el mercurio ha tenido periodos de tendencia estacionaria y periodos con altas fluctuaciones, como ocurre a impurezas tales como el arsénico, antimonio, bismuto y plomo. Debido a lo anterior es importante disponer de suficiente información como para proyectar a futuro con un alto grado de certeza los rangos entre los cuales fluctuará la concentración de mercurio en el concentrado de cobre. Lo anterior necesariamente requiere de las siguientes acciones:

- Corrección de la metodología de muestreo y/o análisis de mercurio en concentrado de cobre de Teniente
- Determinación del perfil de concentraciones de mercurio en la mina para proyección a futuro del contenido de Hg en el concentrado de cobre.
- Establecer un sistema de gestión del mercurio en el cual se establezca la metodología que defina puntos críticos de muestreo y optimice frecuencias de muestreo.

Muy importante es saber cual va a ser el posible status operacional de la fundición en el futuro. Cambios operacionales importantes tales como el aumento de flujo de gas metalúrgico o el cambio de geometría del ducto de gas de los circuitos CT - PLG, pueden incidir fuertemente en la eficiencia de remoción del sistema, haciendo que la efectividad de una posible solución de mejoramiento del proceso existente o de instalación de procesos de limpieza adicionales sea disminuida o anulada.

La determinación del impacto real de las modificaciones propuestas para mejorar el proceso existente con el fin de disminuir la concentración de mercurio en el ácido producto implica realizar las siguientes acciones (según sea el foco de estudio):

- Estudio estadístico de efectos laterales.
- Determinación de relación mercurio elemental, oxidado y adherido a partículas presentes en el gas metalúrgico desde el o los CT, mediante isocinéticos representativos con respecto a periodos prolongados (semanas o meses).
- Análisis de mercurio en efluentes ácido débil desde PLG (1 y/o 2).
- Experimentos a escala de planta.

En el contraste de las alternativas de remoción de mercurio; Boliden Norzink y MRT, debido a la alta sensibilidad de los costos de O&M de la alternativa MRT con respecto al costo de la resina SuperLig®88 y la poca experiencia comercial en el uso de esta tecnología (para remoción de Hg), es importante establecer con certeza la cantidad real de resina requerida, la cual puede ser determinada mediante experimentos en laboratorio.

Referencias

- [1.1] Improving the Quality of Smelter Acid: The Example of Norddeutsche Affinerie's "Premium Quality" Adalbert Lossin, Hans-Joachim Windhager Norddeutsche Affinerie Aktiengesellschaft Hovestrass 50, D-20539 Hamburg Germany.
- [2.1] <http://cabierta.uchile.cl/revista/10/articulos/articulo5.f.html>
- [2.2] Manual de Operaciones Planta de Secado Fluosólido, Documentos El Teniente 2004, p2
- [2.3] Manual de Procesos Covertidor Teniente, Documentos El Teniente, 2004 p2
- [2.4] Manual de Procesos Covertidor Pierce Simth, Documentos El Teniente, 2004 p3 - 5

- [3.1] <http://www.epa.gov/glnpo/bns/reports/stakemay2006/mercury/Deveau051706.pdf>.
- [3.2] Assessment of Mercury Releases from the Russian Federation, Arctic Council Action Plan to Eliminate Pollution of the Arctic (ACAP) Russian Federal Service for Environmental, Technological and Atomic Supervision Danish Environmental Protection Agency COWI A/S, 2004, p194
- [3.3] Análisis del Comportamiento del Mercurio en la Fundición de Caletones y en Planta de Tratamiento de Gases, Proyecto IM2 49/03, 2006, Cáp. 4.
- [4.1] Análisis del Comportamiento del Mercurio en la Fundición Caletones y en Planta de Tratamiento de Gases, Miguel Herrera M., Enrique Castro B., Félix de la Fuente E., Instituto de Innovación en Minería y Metalurgia, IM2, 1 de Mayo de 2006
- [5.1] C. Chatfield, The Analysis of Time Series, An Introduction, 6 ed., 2004, Cap. 1
- [6.1] Ayuda Minitab 14
- [7.1] CRC Handbook of Chemistry and Physics - Lide - 2004 - pp 8•115, 8•116, 8•113

- [7.2] http://www.sulphuric-acid.com/TechManual/GasCleaning/gcl_hg.htm.
- [7.3] Douglas K. Louie, Handbook of Sulfuric Acid Manufacturing, 2006, Canada, p 2•47
- [7.4] Douglas K. Louie, Handbook of Sulfuric Acid Manufacturing, 2006, Canada, p 2•75

- [8.1] Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7Th Ed - 1999 - sección 2-18
- [8.2] <http://www.affinerie.de/NA/konzern/NA/admin/dbAdmin/Downloadcenter/download/dateien/109bPaper3SaeureSulfur.pdf>
- [8.3] Steven A. Benson, Modeling Mercury Speciation in Coal Combustion Systems, <http://www.undeerc.org/catm/pdf/area3/ModelingMercury2003.pdf>
- [9.1] Connock, Lisa, Meeting acid quality requirements. (Removal of mercury content)(Sulphur 98: Special Conference Issue), 9/1/1998
- [9.2] M.S. Peters, K.D. Timmerhaus, R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5°ed), 2003, Nueva York

- [9.3] D.E. Garret, Chemical Engineering Economics, 1989, Nueva York
- [9.4] Matches, Conceptual process, cost and optimization engineering services, equipment capital cost estimating, <http://www.matche.com/>
- [9.5] Dale, J.B.; Izatt, N.E., The Use of Molecular Recognition Technology (MRT) for Treatment of Mining and Metallurgical Effluent Solutions, In Effluent Treatment in the Mining Industry; Castro, S.H.; Vergara, F.; Sánchez, M.A., eds.; Universidad of Concepcion: Chile, 1998; Capítulo 6.

Apéndices

Apéndice 1: Indicadores de variables estudiadas (08/2005 - 03/2007)

Tag	Descripción	N° Datos	Percentil 0,025	Percentil 0,25	Promedio	Mediana	Percentil 0,75	Percentil 0,975	Desv. Estandar
C1	PLG 1 - T. Absorción - Acido Sulfúrico - Hg - [mg%kg] - Diario	441	0,4	2,6	3,565306	3,4	4,3	7	1,605374
C2	PLG 2 - T. Absorción - Acido Sulfúrico - Hg - [mg%kg] - Diario	420	0,2	0,7	1,285238	1,1	1,7	3,4	0,863097
C3	Correa 212 - Bi - [ppm] - Diario	584	9	15	25,40068	24	33	56,85	12,23528
C4	Correa 212 - Al ₂ O ₃ - [%] - Diario	575	1,2	1,5	1,661565	1,6	1,8	2,2	0,267719
C5	Correa 212 - As - [%] - Diario	585	0,12	0,15	0,166103	0,17	0,18	0,22	0,026175
C6	Correa 212 - Fe - [%] - Diario	585	25	25,7	26,16769	26,1	26,6	27,5	0,652891
C7	Correa 212 - Ni - [ppm] - Diario	584	23	27	30,06164	30	32	38,425	3,955104
C8	Correa 212 - Pb - [ppm] - Diario	583	360	530	686,7753	670	800	1173,5	209,8672
C9	Correa 212 - S - [%] - Diario	585	31,1	32,2	32,66615	32,7	33,2	34	0,759675
C10	Correa 212 - Sb - [%] - Diario	583	0,014665	0,0185	0,022076	0,022	0,025	0,031	0,004349
C11	Correa 212 - SiO ₂ - [%] - Diario	576	3,6	4,075	4,320486	4,3	4,6	5,1	0,402078
C12	CT1 - Concentrado Seco Alimentado-Total Diario - [ton]	569	318,6798	1907,59	1893,963	2006,05	2070,34	2177,394	387,9764
C13	CT1 - Valv. Aire de Sopl. - Tpo en ABIERTA (h) - Diario - 31 ZSH 204	564	8,929396	22,76931	22,28748	23,7042	24	24	4,02408
C14	CT1 - Temp. Baño - Promedio [°C] - Diario - 31 TT 208	336	522,1658	1077,703	1079,409	1162,6	1193,802	1243,569	197,5259
C15	CT1 - Escoria - Temperatura [°C] - Prom Diario - 31 TT 207	586	601,0639	745,7954	762,5429	771,941	793,1466	829,0889	52,65982
C16	CT1 - Enriquecimiento O ₂ - [%] - Prom Diario 31 AI 202	586	21	33,5567	34,00675	35,1201	35,90814	37,29715	3,638361
C17	CT1 - O ₂ Soplado - Flujo - Promedio Diario - [Nm ³ h] - 31 FI 202	565	4451,54	9511,835	10145,89	10546,1	11384,08	12877,51	2122,034
C18	CT1 - Totaliz Fundente - Promedio Diario - [ton] - 92-31 WQI 241.ORA	565	15,0436	37,00398	38,41245	39,9771	42,63332	48,94683	8,030486
C19	CT1 - Totaliz Carga Fria - Promedio Diario - [ton] - 92-31 WQI 242.ORA	564	17,36323	53,29683	62,92066	63,875	73,5814	99,13201	18,90161
C20	CT2 - Concentrado Seco Alimentado-Total Diario - [ton]	554	768,1554	1862,891	1901,678	1959,79	2034,099	2475,135	346,0815
C21	CT2- Enriquecimiento O ₂ - [%] - Prom Diario 32 AI 202	571	21,00826	33,27125	33,73899	34,2765	35,27443	37,20535	3,161087
C22	CT2 - O ₂ Soplado - [Nm ³ h] - Promedio - Diario - 32 FI 202	551	5667,057	9022,982	9783,994	9705,85	10579,27	12640,32	1791,486
C23	CT2 - Valv. Aire de Sopl. - Tpo en ABIERTA (h) - Diario - 32 ZSH 204	558	8,293771	23,01319	22,42603	23,8097	24	24	4,011545
C24	CT2 - Temp. Baño - Promedio [°C] - Diario - 32 TT 208	555	990,2895	1147,818	1176,202	1188,99	1223,815	1276,477	84,37339
C25	CT2 - Escoria - Temperatura [°C] - Prom Diario - 32 TT 207	566	563,1601	694,7681	709,2406	717,334	733,6189	765,9106	42,52477
C26	CT2 - Flujo Aire de Soplado - [Nm ³ h] - Promedio Diario - 32 FI 201	569	4700,83	36522,62	36811,18	38935	40739,39	43145,82	7966,199
C27	CT2 - Totaliz Carga Fria - Promedio Diario - [ton] - 92-32 WQI 242.ORA	555	17,41301	48,08534	59,9667	60,0855	71,70255	98,8181	19,31011
C28	CT2 - Totaliz Fundente - Promedio Diario - [ton] - 92-32 WQI 241.ORA	557	12,23196	30,94312	36,15565	36,5549	42,14022	53,55883	9,446303
C29	CPS1 - Valv. Aire de Sopl. - Tpo en ABIERTA (h) - Diario - 33 ZSH 204D	495	3,051944	12,12361	13,21107	13,6017	15,18806	18,26158	3,255721
C30	CPS2 - Valv. Aire de Sopl. - Tpo en ABIERTA (h) - Diario - 33 ZSH 204E	484	0,754146	12,01896	12,66949	13,3274	14,63389	17,96493	3,752417
C31	CPS3 - Valv. Aire de Sopl. - Tpo en ABIERTA (h) - Diario - 33 ZSH 204F	504	2,437417	11,49722	12,50826	12,9586	14,33625	17,83744	3,355891

Apéndices

Tag	Descripción	N° Datos	Percentil 0,025	Percentil 0,25	Promedio	Mediana	Percentil 0,75	Percentil 0,975	Desv. Estandar
C196	CPS1, 2,3 - Valvulas Aire de Sopl. - Suma Tpo en ABIERTA (h) - Diario - 33_ZSH_204D + 33_ZSH_204E +33_ZSH_204F	592	10,04862	27,88083	32,05351	33,5635	38,62236	44,02244	8,866529
C33	CPS3 - FLUJO AIRE SOPLADO - Promedio Diario - [NM3/H] - 33 FI 201F	500	1651,75	17941,41	19236,18	20226,3	22511,15	26978,84	5631,36
C34	MAGA CT1 - Cámara Enfriam. - T Gases Entrada - Prom Diario - [°C] - 53 TT 303	592	33,37599	405,5621	457,4939	492,836	541,6255	642,5817	145,0537
C35	MAGA CT1 - Agua Sonic - Flujo - [lt/min] - Prom Diario - Diario 53 FI 300	569	55,43916	121,9745	140,8377	146,326	162,853	194,9966	35,01173
C36	MAGA CT1 - Valv Aire Sonic - [%] - Prom Diario - 53 FFIC 297.OUT	587	47,94302	55,99447	67,23159	64,5083	77,3621	96,67532	13,88102
C37	MAGA CT1 - Valv Agua Sonic - [%] - Prom Diario - 53 TIC 299.OUT	568	2	31,5446	41,60032	45,0367	53,53695	68,74391	17,0674
C38	MAGA CT1 - Valv Agua Sonic - [%] - Prom Diario - 53 TIC 299.OUT <5%	579	0,295694	2,1125	15,75839	8,53694	22,14444	66,03135	18,37319
C39	MAGA CT1 - Valv Agua Sonic - [%] - Prom Diario - 53 TIC 299.OUT	441	0,017778	0,155556	11,49915	0,96472	2,968889	67,6961	21,74545
C40	JOY1 - P Gas Entrada - Promedio Diario - [mmH2O] - 53 PT 312	591	-5,45178	-3,52477	-2,84145	-2,78039	-2,04042	-0,687	1,194462
C41	JOY1 - Dif Tiraje - [mmH2O] - Promedio Diario - 53 PDI 313	592	9,647292	24,71057	27,38651	28,0769	31,79624	38,80933	6,925552
C42	JOY1 - CampoA - Corr Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1 A1	496	2,594211	15,98907	38,65464	20,6895	31,53137	149,5222	43,13965
C43	JOY1 - CampoB - Corr Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1 B2	512	0,522762	4,047559	35,95228	10,1572	19,57004	164,0687	55,8689
C44	JOY1 - CampoC - Corr Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1 C3	549	12,87678	21,59697	55,66587	38,6087	68,83223	165,8767	46,87204
C45	JOY1 - CampoA - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1 A2	496	9,081267	138,2895	166,7771	196,194	212,7734	227,1174	64,44419
C46	JOY1 - CampoB - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1 B2	513	1,084675	145,0028	158,7469	170,885	195,3719	222,1786	49,96529
C47	JOY1 - CampoC - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT1 C2	549	77,71533	160,7672	165,7945	173,175	183,2679	199,5725	31,59494
C48	JOY1 - CampoA - Chispas - [spk%min] - Prom Diario - 33 CT1 A6	493	0,468622	45,15356	46,76223	57,4533	58,58524	58,98722	19,71539
C49	JOY1 - CampoB - Chispas - [spk%min] - Prom Diario - 33 CT1 B6	506	18,33345	47,64141	45,68668	49,1931	49,33717	49,79706	8,79177
C50	JOY1 - CampoC - Chispas - [spk%min] - Prom Diario - 33 CT1 C6	547	20,46346	38,70235	38,76101	38,9078	39,01826	49,56434	6,628366
C51	MAGA CT2 - Cámara Enf. T Gas Entrada - [°C] - Prom. Diario - 54 TT 303	589	29,4	478	469,5564	510	529	572	121,5194
C52	MAGA CT2 - Cámara Enf. - T Gas Salida - [°C] - Prom. Diario - 54 TT 299	583	21,87922	365	348,8309	373	379,4618	381	79,45136
C53	MAGA CT2 - Valv Agua Sonic - [%] - Prom Diario - 54 TY 299.OUT	556	0,497062	8,455311	21,8436	23,9728	34,91765	42,82921	13,91732
C54	MAGA CT2 - Valv Agua Sonic - [Hr] - Tiempo en Condición - 54 TY 299.OUT <5%	575	0,292639	1,647222	8,94596	5,10556	16,74667	24	8,420936
C55	MAGA CT2 - Valv Agua Sonic - Hr] - Tiempo en Condición - 54 TY 299.OUT <20%	575	0,626111	3,026389	12,13041	10,525	22,465	24	9,07993

Apéndices

Tag	Descripción	N° Datos	Percentil 0,025	Percentil 0,25	Promedio	Mediana	Percentil 0,75	Percentil 0,975	Desv. Estandar
C56	MAGA CT2 - Valv Aire Sonic - [%] - Prom Diario - 54 FY 297.OUT	580	10	10,19408	47,60895	41,0963	88,04189	99,99977	34,99834
C57	MAGA CT2 - Agua Sonic - Flujo - [lt/min] - Prom Diario - Diario 54 FI 300	569	0,204416	37,04522	81,40218	88,3413	119,6818	169,968	49,66369
C58	JOY2 - Gas Entrada - Presión - [mmH2O] - Promedio - Diario - 54 PT 312	590	-12,7165	-7,43247	-5,78081	-5,55504	-3,88484	0,436697	3,076732
C59	JOY2 - T Gas Salida - [°C] - Promedio Diario - 54 TT 325	591	20,17447	335	328,609	357,912	369	376,9211	86,94327
C60	JOY2 - Diferencial de Tiraje - [mmH2O] - Promedio Diario - 54 PDI 313	587	-0,66862	14	15,95082	17	19	23	5,265358
C61	JOY2 - Campo A - Potencia Salida - Promedio Diario - [A] - 33 CT2 A5	419	0,347516	520,1163	698,3047	702,682	900,0541	1803,778	459,7725
C62	JOY2 - CampoA - Corr Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT2 A1	426	0,115343	7,33862	9,373591	8,30863	9,621591	20,87191	7,060423
C63	JOY2 - CampoB - Corr Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT2 B1	522	0,67396	11,1047	16,78758	12,7097	15,67392	50,06525	12,51435
C64	JOY2 - CampoC - Corr Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT2 C1	551	3,360561	4,410657	11,73626	8,25422	14,65348	39,26343	9,770819
C65	JOY2 - CampoA - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT2 A2	429	0,097053	183,5065	183,2332	196,171	205,8016	221,4505	46,07425
C66	JOY2 - CampoB - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT2 B2	529	15,01858	175,2623	195,1708	210,948	232,3006	252,7432	54,44062
C67	JOY2 - CampoC - Volt Prim - [A] - Prom Diario - 33 CT2 C2	551	100,6756	199,8291	211,8703	216,504	232,835	255,9957	35,90671
C68	JOY2 - CampoA - Chispas - [spk%min] - Prom Diario - 33 CT2 A6	419	21,20944	57,96854	55,454	58,896	59,04674	59,22341	10,13233
C69	JOY2 - CampoB - Chispas - [spk%min] - Prom Diario - 33 CT2 B6	523	10,95247	39,26586	43,17244	47,1158	48,97399	49,73339	9,253033
C70	JOY2 - CampoC - Chispas - [spk%min] - Prom Diario - 33 CT2 C6	550	20,87753	39,24	43,473	39,6467	55,15596	61,00292	10,79596
C71	CPS1 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 55-PIT-55605	589	-1,79548	-0,52402	-0,08079	-0,16011	0,396942	1,678125	0,838162
C72	CPS2 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 56-PIT-56605	592	-1,75167	-0,74261	-0,41542	-0,37427	-0,08359	0,937437	0,616281
C73	CPS3 - Gases Salida - Presión - [mmH2O] - Prom Diario - 57-PIT-57605	587	-2,16658	-1,12646	0,218537	0,14498	1,504788	2,486688	1,458957
C74	MILJO 1 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722B-1	585	166,0922	296,4532	302,2116	313,684	326,2185	341,2833	43,05571
C75	MILJO 1 - T Salida - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70643B-1	586	210,3392	290,0826	296,1867	306,009	316,7968	330,7154	32,80292
C76	MILJO 1 - Campo 1 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-71771-S	560	0,315701	66,47067	73,64249	75,0248	80,68569	87,44011	134,7687
C77	MILJO 1 - Campo 2 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-71772-S	558	196,7691	303,7302	356,4494	343,344	392,5111	548,8079	141,3171
C78	MILJO 1 - Campo 3 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-71773-S	571	65,04861	167,1957	255,5501	169,858	375,946	543,0193	201,9194
C79	MILJO 1 - Campo 1 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-71768-S	568	0,02956	38,21107	39,93747	46,1981	48,65022	53,02796	28,135
C80	MILJO 1 - Campo 2 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-71769-S	568	28,13691	53,2464	54,14688	54,5066	55,44864	57,67305	23,71841

Apéndices

Tag	Descripción	N°	Percentil	Percentil	Promedio	Mediana	Percentil	Percentil	Desv.
		Datos	0,025	0,25			0,75	0,975	Estandar
C81	MILJO 1 - Campo 3- Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-71770-S	569	7,722394	48,7723	50,20328	52,216	53,89306	55,76408	24,21115
C82	MILJO 1 - Campo 1 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-71768-S	568	0,02956	38,21107	39,93747	46,1981	48,65022	53,02796	28,135
C83	MILJO 1 - Campo 2 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-71769-S	568	28,13691	53,2464	54,14688	54,5066	55,44864	57,67305	23,71841
C84	MILJO 1 - Campo 3 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-71770-S	569	7,722394	48,7723	50,20328	52,216	53,89306	55,76408	24,21115
C85	MILJO 1 - Campo 1- Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-71774-S	504	13,0038	52,54726	71,03273	57,6718	64,36183	93,15946	187,8592
C86	MILJO 1 - Campo 2- Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-71775-S	558	12,892	38,27309	53,0418	39,6404	46,52554	65,6217	179,4126
C87	MILJO 1 - Campo 3- Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-71776-S	557	11,7513	31,63052	49,11341	33,3123	44,77378	66,91987	179,9224
C88	MILJO 2 - T Entrada - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70722A-2	572	222,6635	303,1621	308,4653	315,74	326,2075	340,2309	37,60779
C89	MILJO 2 - T Salida - [°C] - Prom Diario - 50-TIT-70643A-2	583	211,9211	301,26	306,0817	312,492	322,2178	334,8543	30,30471
C90	MILJO 2 - Campo 1 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-72771-S	520	90,74181	171,104	268,9783	253,597	370,8085	437,6225	168,5494
C91	MILJO 2 - Campo 2 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-72772-S	561	72,88283	148,8875	276,2348	264,154	386,1694	496,6792	181,2348
C92	MILJO 2 - Campo 3 - Corriente - [mA] - Prom Diario - 50-II-72773-S	561	53,72034	73,68285	136,7002	82,3411	85,4879	498,9807	180,8127
C93	MILJO 2 - Campo 1 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-72768-S	566	0,280815	47,10117	47,90513	51,5737	56,97229	59,05724	28,19538
C94	MILJO 2 - Campo 2 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-72769-S	575	0,225382	46,37595	49,68501	50,7364	54,68318	58,55365	24,91025
C95	MILJO 2 - Campo 3 - Volt - [kV] - Prom Diario - 50-EI-72770-S	576	0,305252	43,52338	45,77397	45,4095	47,73974	57,84564	24,49188
C96	MILJO 2 - Campo 1 - Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-72774-S	511	21,33272	30,61978	51,15543	32,0384	59,6256	62,78087	186,4031
C97	MILJO 2 - Campo 2 - Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-72775-S	559	28,14288	42,99334	57,12774	51,2197	53,70982	77,92254	177,7298
C98	MILJO 2 - Campo 3 - Chispas - [spk/min] - Prom Diario - 50-SP-72776-S	561	21,75816	31,60012	41,7037	32,0428	36,30676	56,58209	177,8524
C99	VT1 - [RPM] - Prom Diario - 50-ST-80105	592	-0,19854	227,2988	241,8395	261,064	288,0064	320,9993	78,34556
C100	VT2 - [RPM] - Prom Diario - 50-ST-80205	590	159,7506	231,0763	253,6644	257,753	284,039	317,3936	44,194
C101	MAGA - CPS - Válvula CPS's a PLG2 - [%] - Prom Diario - 50-ZT-50675	592	0,071241	40,36208	41,59035	46,539	50,05412	55,70439	14,52569
C102	MAGA - CPS - Válvula CPS's a PLG2 - [%] - Prom Diario - 50-ZT-50675 <50%	589	0,091581	8,132778	18,69102	18,7297	24	49,27159	13,04884
C103	Damper Gas CT2 a PLGs - Promedio Diario - [%] - 51-1ZI-1001-B	592	-0,83212	97,13078	90,31685	100,124	100,5391	101,1168	26,27467
C104	Damper Ducto Gases desde CPSs a PLG1 [%] - Diario - 50-ZT-50670	592	-25	0,560969	6,164362	3,16858	12,95696	27,30342	10,63819
C105	PLG1 - Damper CT1 a PLGs - Promedio Diario - [%] - 51-1ZI-1001-A	591	-1,66425	95,82363	90,07016	98,7156	99,13161	99,54244	24,26739
C106	PLG1 - Damper CT2 a PLGs - Promedio Diario - [%] - 51-1ZI-1001-	592	-0,83212	97,28626	90,36919	100,14	100,5671	101,1168	26,28668

Apéndices

Tag	Descripción	N° Datos	Percentil 0,025	Percentil 0,25	Promedio	Mediana	Percentil 0,75	Percentil 0,975	Desv. Estandar
C107	PLG1 - T Lavado - T Gas Entrada - Promedio Diario - [°C] - 51-1T-1001	588	24	314,9213	301,3223	320	325,8993	337	69,94377
C108	PLG1 - T.Lavado - Agua Indust. Inyecc. - Válv. Alim. - [%] - Promedio 51-1L-1001.OUT	592	-5	24,96871	42,03706	41,1418	59,91334	89,03371	24,96715
C109	PLG1 - Torre de Lavado - Nivel - Promedio Diario - [%] - 51-1L-1001.OUT	592	-5	25,86725	43,50472	42,2291	61,94126	104,9645	26,15346
C110	PLG1 - T. Lavado - P. Gas Entrada - Prom Diario - [mmH2O] - 51-1P-1001	592	-149,57	-95,3664	-87,7339	-91,1991	-85,6978	3,321194	27,58296
C111	PLG1 - Venturi - Nivel - Promedio Diario - [%] - 51-1L-1003	577	93,28966	101,1109	100,6984	102,307	103,1205	105,1278	9,240478
C112	PLG1 - T. Enfriamiento - T Salida Acido - Prom. Diario - [°C] - 51-1T-1005	592	16,41017	36,72939	37,51232	39,1795	41,02657	43,9758	6,362841
C113	PLG1 - T. Enfriamiento - T Gas Salida - Prom. Diario - [°C] - 51-1T-1003	590	16,97717	30,11678	31,0266	31,8837	33,43687	36,40255	4,407961
C114	PLG1 - T.Enfriam - Spray A - T Acido - Prom Diario - [°C] - 51-1T-1006-A	592	11,57275	24,97299	26,2267	27,5768	29,38295	31,84975	5,006858
C115	PLG1 - T.Enfriam - Spray B - T Acido - Prom Diario - [°C] - 51-1T-1006-B	592	12,4747	21,1599	24,44798	26,0796	28,02933	30,66159	4,935379
C116	PLG1 - Stripper Acido Débil - Nivel - Promedio Diario - [%] - 51-1L-1002	591	6,810494	43,00699	45,78048	47,1157	50,50252	59,72883	9,856219
C117	ETP1 - Efluente PLG1 - As - [gr%] - Promedio - Diario - 91-51-AS EFLUE	589	6,8925	9,49375	11,17933	11,0354	12,64792	16,47208	2,461435
C118	ETP1 - Flujo de Efluente desde PLG1 - Prom Diario - [m3%h] - 51-1F-4001	588	0,005483	8,295596	9,032043	9,79522	10,49292	11,96173	2,497725
C119	ETP1 - Efluente PLG1 - SO4 - [gr%] - Prom - Diario - 91-51-SO4 EFLUE	592	31,83255	46,09167	54,61728	53,0229	60,25052	91,50172	14,0432
C120	PLG1 - PEH - Campo1A - Corr - [mA] - Prom Diario - 51-1I-1001A	569	4,461129	267,004	312,3238	327,961	398,3277	545,7074	140,4633
C121	PLG1 - PEH - Campo1B - Corr - [mA] - Prom Diario - 51-1I-1001B	568	1,130086	256,6751	326,8616	333,489	392,9436	549,1024	124,5847
C122	PLG1 - PEH - Campo1C - Corr - [mA] - Prom Diario - 51-1I-1001C	565	7,636344	200,673	278,9317	265,348	373,5556	482,8098	116,5096
C123	PLG1 - PEH - Campo2A - Corr - [mA] - Prom Diario - 51-1I-1002A	554	401,7467	539,9759	544,9087	561,165	572,7579	578,4976	50,25055
C124	PLG1 - PEH - Campo2B - Corr - [mA] - Prom Diario - 51-1I-1002B	565	150,6795	502,9818	507,9145	540,803	565,408	582,792	104,6381
C125	PLG1 - PEH - Campo2C - Corr - [mA] - Prom Diario - 51-1I-1002C	565	53,799	510,142	494,5778	522,247	535,2772	545,0963	103,6927
C126	PLG1 - PEH - Campo1A - Volt - [kV] - Prom Diario - 51-1E-1001A	559	24,65304	38,44665	39,60232	40,4706	43,41385	45,41512	5,828291
C127	PLG1 - PEH - Campo1B - Volt - [kV] - Prom Diario - 51-1E-1001B	553	26,98974	39,58656	40,37349	40,7642	42,51033	45,47654	3,977406
C128	PLG1 - PEH - Campo1C - Volt - [kV] - Prom Diario - 51-1E-1001C	561	2,38022	40,75568	40,19327	41,9813	43,76312	45,88448	8,389184
C129	PLG1 - PEH - Campo2A - Volt - [kV] - Prom Diario - 51-1E-1002A	553	28,64182	34,21241	34,57224	34,9776	35,58077	36,67756	2,127705
C130	PLG1 - PEH - Campo2B - Volt - [kV] - Prom Diario - 51-1E-1002B	552	28,51337	32,72316	33,66698	34,1952	35,03022	36,46978	2,331904
C131	PLG1 - PEH - Campo2C - Volt - [kV] - Prom Diario - 51-1E-1002C	553	28,62354	34,25697	34,57411	34,7028	35,54524	37,10667	2,199381
C132	PLG1 - T.Secado - H2SO4 - [%] - Prom Diario - 51-1A-2001	592	95,52865	96,33852	96,51704	96,4683	96,56752	99,00331	0,663777
C133	PLG1 - T.Secado - Nivel - Promedio Diario - [%] - 51-1L-2001	584	26,17281	41,99155	41,748	41,9974	44,9934	45,00055	6,946061
C134	PLG1 - T.Secado - P Gas Salida - Promedio Diario - [mmH2O] - 51-1P-3001	591	-1303,69	-1245,95	-1160,97	-1207,16	-1147,94	-71,0315	296,6701

Apéndices

Tag	Descripción	N° Datos	Percentil 0,025	Percentil 0,25	Promedio	Mediana	Percentil 0,75	Percentil 0,975	Desv. Estandar
C135	PLG1 - T.Secado - T Gas Salida - Promedio Diario - [°C] - 51-1T-2001	588	24,3304	54,33054	52,84645	54,581	54,85695	55,61011	6,730915
C136	PLG1 - T.Secado - T acid circul - Prom diario - [°C] - 51-1T-2002	590	19,22111	54,99043	52,88968	55,0001	55,00902	55,76437	8,008983
C137	PLG1 - Solpador - P Gas Entrada - Promedio Diario - [mmH2O] - 51-PT-3012	589	228,3685	3432,961	3362,763	3544,24	3630,921	3818,421	676,7137
C138	PLG1 - Soplador Principal - Salida Gas - Flujo - [Nm3/Hr] - Prom Diario 51-1F-3001	592	1,57E-19	146172	141357,6	152251	155021,7	158154,8	34944,36
C139	PLG1 - Soplador Principal - Gas Salida - SO2 - [%] - Prom Diario 51-1A-3001-1	582	0,525943	7,639084	7,444921	7,95303	8,217346	8,810599	1,831569
C140	PLG1 - Cross Flow Stripp. - Nivel - Diario Promedio - [%] - 51-1L-2003	589	-0,59911	10,06753	89,12625	16,8848	27,50928	447,5684	162,4069
C141	PLG1 - Convertidor - Cama 1 - Gas Entrada - T Prom Diario- [°C] - 51-1T-3011	589	23,99172	441,1756	425,8927	442,674	444,4787	450,8159	80,24248
C142	PLG1 - Convertidor - Cama1 - T Gases Salida - Promedio Diario - [°C] - 51-1T-3013	589	25,03427	525,1663	504,2197	528,313	530,8181	535,9207	101,0062
C143	PLG1 - T.Absorción - Nivel - Promedio Diario - [%] - 51-1L-2002	589	4,461784	39,99908	40,33483	41,9154	42,97976	45,06222	7,231558
C144	PLG 1 - T.Absorción - Acido Sulfúrico - Mn - [mg%kg] - Diario	442	0,01	0,03	0,040814	0,04	0,05	0,10975	0,023178
C145	PLG 1 - T.Absorción - Acido Sulfúrico - Pb - [mg%kg] - Diario	440	0,01	0,01	0,016864	0,01	0,01	0,07	0,016386
C146	PLG1 - T.Absorción - H2SO4 - [%] - Prom Diario - 51-1A-2002	571	98,21798	98,68714	98,68207	98,6985	98,76896	98,83813	0,239988
C147	PLG1 - Acido Sulfúrico Abs. - Cu [mg%kg] - Diario	442	0,01	0,01	0,052602	0,04	0,07	0,21975	0,057398
C148	PLG 1 - Acido Sulfúrico Abs. - As [mg%Kg] - Diario	436	0,1	0,1	0,125459	0,1	0,1	0,5	0,106214
C149	PLG1 - Acido Producto - Flujo - [ton/día] - Prom Diario 51-1FQ-2002 (dens:1,82)	562	736,008	1211,347	1223,953	1261,93	1303,12	1381,716	178,0401
C150	PLG2 - Tren 1 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651103	591	-0,56918	28,28191	52,66994	42,4138	79,95363	107,9555	29,99233
C151	PLG2 - Tren1 - Torre Vacía - T Gases Salida - Prom Diario - [°C] - 52-TI-651104	583	21,46071	57,08408	55,49836	57,9181	58,74436	60,24087	8,743517
C152	PLG2 - Tren2 - Torre Vacía - T Gas Salida - Promedio Diario - [°C] - 52-TI-651154	583	22,49458	56,99861	55,5202	57,825	58,52761	59,65543	8,315626
C153	PLG2 - Tren 2 - Torre Vacía - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-651153.SPT	582	22,44513	30	48,61513	39,192	72,99971	88,87948	22,58203
C154	PLG2 - Tren1 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651151	584	18,69778	57,05546	55,2753	57,8991	58,59631	59,6838	9,383166
C155	PLG2 - Tren2 - Venturi Scrubber - T Acido - [°C] - Prom Diario - 52-TI-651155	586	20,03212	55,88041	54,38964	57,0297	57,86672	59,26776	9,088899
C197	PLG2 - Tren1 - T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653003	592	21,2654	28,58456	30,01607	30,3646	31,84873	35,52102	3,219717
C198	PLG2 - Tren1 - T.Enfriam - Temp. Ac. Inyección - [°C] - Prom Diario - 52-TIC-654007	592	17,7119	26,89821	27,70674	28,387	29,80832	32,72793	3,421624
C199	PLG2 - Tren2- T.Enfriam - Temp. Gas Salida - [°C] - Prom Diario - 52-TI-653053	592	21,1473	27,77779	29,49847	29,6603	31,31718	36,37822	3,467351

“Estudio de Alternativas de Remoción de Mercurio en Fundición Caletones”

Apéndices

Tag	Descripción	N° Datos	Percentil 0,025	Percentil 0,25	Promedio	Mediana	Percentil 0,75	Percentil 0,975	Desv. Estandar
C200	PLG2 - Tren2- T.Enfriam - Temp. Ac. Inyección - [°C] - Prom Diario - 52-TIC-654007	592	17,7119	26,89821	27,70674	28,387	29,80832	32,72793	3,421624
C156	PLG2 - Efluente a ETP2 - Valv Control - [%] - Prom Diario - 52-LIC-658001.OUT	532	-5	31,42529	39,28517	36,2272	43,02092	100	21,34285
C157	ETP2 - Efluente PLG2 - SO4 - [gr%] - Prom - Diario - 91-51-SO4 EFLUE	591	35,53437	89,88333	108,2249	109,96	133,0219	163,6448	33,06343
C158	PLG2 - CTE.ESP 6560-D-A PRIMERA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-656010	559	53,58426	192,2502	244,6282	263,29	307,0562	383,1442	89,60604
C159	PLG2 - CTE.ESP 6560-D-B PRIMERA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-656020	559	22,36712	197,1259	244,3004	254,591	304,4648	379,9978	87,34636
C160	PLG2 - CTE.ESP 6560-D-C PRIMERA ETAPA - [A] - Prom Diario 52-II-656030	559	19,29143	147,1494	209,6102	227,406	274,798	377,9399	100,8851
C161	PLG2 - CTE.ESP 6560-D-D PRIMERA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-656040	559	18,39341	65,68337	179,7717	199,72	260,9938	394,2137	108,0732
C162	PLG2 - CTE.ESP 6570-D-A SEGUNDA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-657010	552	210,1487	425,0949	422,3899	444,398	452,2264	460,1309	67,17217
C163	PLG2 - CTE.ESP 6570-D-B SEGUNDA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-657020	554	135,5939	408,243	401,2568	428,381	436,9488	448,7822	76,24474
C164	PLG2 - CTE.ESP 6570-D-C SEGUNDA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-657030	528	2,736365	362,306	359,6711	427,19	435,1081	442,6248	131,1855
C165	PLG2 - CTE.ESP 6570-D-D SEGUNDA ETAPA - [A] - Prom Diario - 52-II-657040	559	22,01318	340,0034	376,1746	424,879	436,2448	495,4223	102,7116
C166	PLG2 - VOLT ESP 6560-D-A PRIMERA ETAPA - 52-EI-656011	556	47,33147	63,5729	66,24039	65,9857	72,11363	76,31182	8,783286
C167	PLG2 - VOLT ESP 6560-D-B PRIMERA ETAPA - 52-EI-656021	545	35,72527	59,22067	59,7773	61,8676	63,69187	66,72369	8,287198
C168	PLG2 - VOLT ESP 6560-D-C PRIMERA ETAPA - 52-EI-656031	559	3,183236	52,07061	52,08833	56,0006	58,44739	60,41824	11,97928
C169	PLG2 - VOLT ESP 6560-D-D PRIMERA ETAPA - 52-EI-656041	552	30,52044	51,17089	54,06277	56,2509	58,96967	61,97476	8,539317
C170	PLG2 - VOLT ESP 6570-D-A SEGUNDA ETAPA - 52-EI-657011	549	35,99479	59,51145	60,03418	62,009	63,43261	66,51328	7,900724
C171	PLG2 - VOLT ESP 6570-D-B SEGUNDA ETAPA - 52-EI-657021	549	34,47325	57,19158	57,82919	59,6362	61,41102	64,5966	7,919231
C172	PLG2 - VOLT ESP 6570-D-C SEGUNDA ETAPA - 52-EI-657031	521	5,252488	57,4848	57,06484	61,0889	62,64279	65,88673	12,32566
C173	PLG2 - VOLT ESP 6570-D-D SEGUNDA ETAPA - 52-EI-657041	544	33,98643	55,6374	55,64617	57,4325	58,88888	60,81832	7,209965
C174	PLG2 - T.Secado - H2SO4 - [%] - Prom Diario - 52-AIC-750605	576	90,05622	95,79487	95,71849	95,9853	96,19416	96,47839	1,220398
C175	PLG2 - T.Secado - Flujo acid al Distrib. - Promedio Diario - [m3%h] - 52-FI-750604	592	1,436095	830,9181	856,0679	909,364	971,2346	1058,412	234,3606
C176	PLG2 - T.Secado - Nivel - Promedio Diario - [%] - 52-LIC-750606	578	-0,03656	41,97964	42,48717	42,0052	44,93437	55,0299	8,863504
C177	PLG2 - T.Secado - Pres. Gas Entrada - Prom Diario - [mmH2O] -	592	-1134,1	-1022,63	-870,565	-963,199	-861,795	0,494132	283,1506
C178	PLG2 - T.Secado - T Gas Salida - Prom Diario - [°C] - 52-TI-653052	582	18,13061	56,82879	55,26741	57,6541	58,309	59,4209	8,964493
C179	PLG2 - T.Secado - Gas Salida - SO2 - [%] - Prom Diario 52-AI-751010	575	0,19711	7,118934	7,546703	7,81058	8,518957	9,561018	2,009722

Apéndices

Tag	Descripción	N° Datos	Percentil 0,025	Percentil 0,25	Promedio	Mediana	Percentil 0,75	Percentil 0,975	Desv. Estandar
C180	PLG2 - T.Secado - T Acid Recirc - Prom Diario - [°C] - 52-TI-750607	591	17,8364	34,47619	39,58981	39,6034	46,29523	54,04532	9,306149
C181	PLG2 - Cross Flow - Nivel - Promedio Diario - [%] - 52-LIC-786003	592	0,284749	39,97398	37,89057	40,0068	43,00258	44,05663	10,43572
C182	PLG2 - Damper Recirc B - Prom Diario - [%] - 52-FIC-751056.OUT	592	-5	-4,99589	6,474977	-4,98248	-0,94315	105	28,75929
C183	PLG2- Soplador A - Salida Gas - Presión - [mmH2O] - Prom Diario 52-PI-751004	559	500,8311	2442,194	2516,884	2685,51	2826,081	2997,999	552,3147
C184	PLG2- Soplador B - Salida Gas - Presión - [mmH2O] - Prom Diario 52-PI-751054	590	5,631719	2490,914	2464,667	2752,6	2893,162	3064,795	802,6969
C185	PLG2 - Soplador A - Corriente - Prom Diario - [A] - 52-IIC-751005	587	1,383999	158,8287	152,0248	166,568	171,446	177,2523	43,75618
C186	PLG2 - Soplador B - Corriente - Prom Diario - [A] - 52-IIC-751055	587	12,80176	158,1111	151,3214	165,295	169,6919	175,4746	40,57796
C187	PLG2 - Convertidor - T Gas Entrada - Promedio Diario - [°C] - 52-TIC-754020	577	78,42225	445,6199	434,1474	450,02	454,9477	463,2199	75,72663
C188	PLG2 - T.Absor. - Flujo de acido distrib - Prom Diario - [m3%h] - 52-FI-756504	592	-1,84926	2649,824	2577,674	2732,2	2821,182	3087,052	689,6218
C189	PLG2 - T. Absorción - Nivel - Prom Diario - [%] - 52-LIC-756506	574	-2,06662	41,98306	41,05026	41,9975	42,05002	46,54647	7,77692
C190	PLG2 - T.Absorción - H2SO4 - [%] - Prom Diario - 552-AIC-756505	563	97,99576	98,1944	98,42278	98,492	98,59088	98,79421	0,337573
C191	PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Cu - [mg%kg] - Diario	423	0,01	0,07	0,4187	0,17	0,42	2,3945	0,614328
C192	PLG2 - Acido Sulfúrico Abs. - Fe - [%] - Diario	421	0,001	0,001	0,00115	0,001	0,001	0,003	0,000497
C193	PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Mn - [mg%kg] - Diario	425	0,01	0,03	0,209176	0,07	0,19	1,238	0,338769
C194	PLG 2 - Acido Sulfúrico Abs. - Pb - [mg%kg] - Diario	416	0,01	0,01	0,032909	0,01	0,04	0,14625	0,040258
C195	PLG2- Acido Producto - Flujo - [ton/día] - Prom Diario 52-FQI-787617 (dens:1.82)	549	886,6022	1861,809	1929,138	2013,22	2111,2	2327,414	348,4162
C201	Cuarzo Constitu H2O % Diario	338	1	1,3	1,579586	1,55	1,8	2,3	0,37979
C202	Cuarzo Constitu SiO2 % Diario	337	94,14	97	97,62047	98	98,5	99,2	1,300468
C203	Cuarzo Constitu Al2O3 % Diario	336	0,3	0,5	0,816667	0,7	1	2	0,512665
C204	Cuarzo Constitu +3/4pulg.% Diario	318	5,9925	11,625	15,61415	15,35	19,475	27,3675	5,706631
C205	Cuarzo Constitu -1/8pulg.% Diario	336	1	2,2	3,634524	3,2	4,7	8,725	2,107485
C206	Cuarzo Constitu +1/2M% Diario	314	13,865	19,75	23,69459	23,4	27,475	34,9525	5,590785
C207	Cuarzo Constitu M+1/8% Diario	314	36,0475	49,225	54,54745	54,9	61,575	70,635	9,196749
C211	CPS1 - Flujo Aire de Soplado - [Nm3/h - Media no time weigh. Diario 33 FI 201D	591	0	35920,81	31379,21	37492,2	38492,78	40248,52	14200,02
C212	CPS2- Flujo Aire de Soplado - [Nm3/h] - Media no time weigh. Diario 33 FI 201E	591	0	34927,58	30212,77	37391,9	38344,7	39969,64	14851,98
C213	CPS3- Flujo Aire de Soplado - [Nm3/h] - Media no time weigh. Diario 33 FI 201F	590	0	34826,44	31281,25	36906,1	37907,53	39220,85	13258,98
C214	MAGA CPS 1 , 2 y 3- Damper a Chimenea - [%] - Prom Diario 50-ZT-50664	592	-25	15,42476	25,77746	25,9259	40,1893	83,38708	24,4706

Fuentes: USPP, SIOF, PI

Apéndice 2: Calidad del ácido sulfúrico

Componente		Rango Típico	Federal Specification O-S-801F, Class 1, Sulfuric Acid Electrolytic (US)	Norddeutsche Affinerie, Technical Grade 1993	Norddeutsche Affinerie, Standard Quality 1999	Norddeutsche Affinerie, Premium Quality	Fundición Caletones - PLG N°1 2006 (Valores Promedios)	Fundición Caletones - PLG N°2 2006 (Valores Promedios)
Amoniaco	NH ₄	< 10 ppm	10 ppm					
Antimonio	Sb	< 1 ppm	1 ppm		< 0.2 ppm	< 0.2 ppm		
Arsénico	As	< 0.1 a 1 ppm	1 ppm	< 1 ppm	< 0.2 ppm	< 0.2 ppm	0.14 ppm	0.82 ppm
Cadmio	Cd	< 0.5 ppm		< 1 ppm	< 0.02 ppm	< 0.02 ppm	< 0.01 ppm	< 0.01 ppm
Cloro	Cl	< 1 a 50 ppm	10 ppm	< 5 ppm	< 2 ppm	< 2 ppm	1 ppm	1.1 ppm
Cromo	Cr	< 1 ppm		< 1 ppm	< 1.5 ppm	< 1.5 ppm	0.1 ppm	2.9 ppm
Cobre	Cu	1 a 50 ppm		< 1 ppm	< 0.3 ppm	< 0.3 ppm	0.06 ppm	0.45 ppm
Fluor	F		50 ppm		< 5 ppm	< 2 ppm	< 5 mg/lt	< 5 mg/lt
Hierro	Fe	< 30 a 50 ppm	50 ppm	< 30 ppm	< 25 ppm	< 25 ppm	10 ppm	12 ppm
Plomo	Pb	< 1 a 5 ppm		< 1 ppm	< 0.3 ppm	< 0.3 ppm	0.02 ppm	0.04 ppm
Mercurio	Hg	< 1 ppm		< 1 ppm	< 0.5 ppm	< 0.1 ppm	3.9 ppm	1.5 ppm
Manganeso	Mn	< 0.5 ppm	0.2 ppm	< 1 ppm	< 0.3 ppm	< 0.3 ppm	0.05 ppm	0.22 ppm
Niquel	Ni	< 1 ppm	1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm	0.14 ppm	3.9 ppm
Nitrato		< 5 a 10 ppm	5 ppm	< 5 ppm (expresado como N)	< 5 ppm (expresado como N)	< 5 ppm (expresado como N)		
Platino	Pt							
Selenio	Se	< 20 ppm	20 ppm		< 0.1 ppm	< 0.1 ppm		
Dióxido de Azufre	SO ₂	< 50 ppm	40 ppm	< 30 ppm	< 30 ppm	< 30 ppm	51 ppm	52 ppm
Zinc	Zn	< 1 a 40 ppm	40 ppm	< 1 ppm	< 0.1 ppm	< 0.1 ppm	0.03 ppm	0.04 ppm
Materia Orgánica								
Fixed Residue		< 100 a 300	300 ppm					
Color				< 40 Hazen	< 40 Hazen	< 40 Hazen		

Fuentes: Douglas K. Louie, Handbook of Sulfuric Acid Manufacturing, 2006, Canada;
<http://www.affinerie.de/NA/konzern/NA/admin/dbAdmin/Downloadcenter/downloaddateien/109bPaper3SaeureSulfur.pdf>; USPP.

Apéndice 3: Análisis isocinéticos

Punto	Fecha	Caudal [Nm ³ /hr]	Hg (F. Gas) [mg/Nm ³]	Hg (F. Sólida) [mg/Nm ³]	Hg (F. Gas) Flujo [kg/hr]	Hg (F. Sólida) Flujo [kg/hr]	Hg Total	Notas
							Flujo [kg/hr]	
PES JOY1 - Entrada	29/06/2002	182.507	11,261	1,860	2,055	0,339	2,395	Sin CPS en línea
PES JOY1 - Salida	29/06/2002	185.608	8,845	0,642	1,642	0,119	1,761	Sin CPS en línea
PES JOY2 - Entrada	05/02/2004	153.948	10,830	7,000	1,667	1,078	2,745	PLG1 Fuera de Servicio
PES JOY2 - Salida	05/02/2004	157.204	4,200	1,600	0,660	0,252	0,912	PLG1 Fuera de Servicio
PES MILJO 1 y 2 - Entrada	09/05/2003	131.855	2,950	0,033	0,389	0,004	0,393	MILJO1 y 2, CPS1 y 3 en Operación
PES MILJO 1 y 2 - Salida	09/05/2003	132.482	1,247	0,003	0,165	0,000	0,166	MILJO1 y 2, CPS1 y 3 en Operación
PLG2, Ducto Principal - Entrada	13/05/2002	252.617	1,810	0,240	0,457	0,061	0,518	Sin CPS en línea
PLG2, Salida Torre de Retención	13/05/2002	116.255	1,110	0,140	0,129	0,016	0,145	Sin CPS en línea
PLG2, PEH - Entrada	13/05/2002	237.338	0,099	0,031	0,023	0,007	0,031	Sin CPS en línea
PLG2, Torre de Secado - Entrada	13/05/2002	240.764	0,001	0,001	0,0003	0,0002	0,0004	Sin CPS en línea

Apéndice 4: Balance de masa al mercurio (fuentes: USPP, SIOF, PI)

fecha	Concentrado						Fundente			PLG						Balance	
	Concentrado Total Fundido, Origen Teniente, [ton] - Mensual	Correa 212 - Hg [ppm] - Mensual	Mercurio en Concentrado Teniente. [kg]	Concentrado Total Fundido, Origen Andina, [ton] - Mensual	Concentrado Rec Andina - Hg [ppm] - Mensual	Mercurio en Concentrado Andina. [kg]	Mercurio en Concentrado Total [kg]	Cuarzo Fundido, [ton]	Cuarzo Usado - Hg [ppm] - Mensual	Mercurio en Cuarzo [kg]	PLG1 - Producción Acido [ton]	PLG1, Acido Producto - Hg [mg/kg] - Mensual	Mercurio en Acido Producto PLG1 [kg]	PLG2 - Producción Acido [TM]	PLG2, Acido Producto - Hg [mg/kg] - Mensual		Mercurio en Acido Producto PLG2 [kg]
ene-02	80.840	<0,01	<0,8	16.796			<0,8	11.973	1,6	19,2	28.379	1,4	40	37.467	0,6	22,5	62,2
feb-02	83.881	<0,01	<0,8	18.769			<0,8	13.462	0,7	9,4	28.809	3,9	112	38.743	1,3	50,4	162,7
mar-02	87.228	<0,01	<0,9	11.874			<0,9	11.798	1,1	13,0	26.137	4,2	110	40.535	4,0	162,1	271,9
abr-02	84.301	<0,01	<0,8	0			<0,8	11.030	2,1	23,2	15.669	8,3	130	40.758	1,0	40,8	170,8
may-02	100.132	<0,01	<1	1.397			<1	11.344	0,6	6,8	30.335	0,8	24	36.254	2,9	105,1	129,4
jun-02	80.154	<0,01	<0,8	2.713			<0,8	7.436	0,3	2,2	33.536	2,7	91	19.867	2,4	47,7	138,2
jul-02	97.577	<0,01	<1	17.626			<1	13.247	0,5	6,6	33.512	4,8	161	47.916	2,3	110,2	271,1
ago-02	99.526	<0,01	<1	12.471			<1	13.332	1,5	20,0	22.615	2,8	63	53.249	1,8	95,8	159,2
sep-02	87.518	<0,01	<0,9	16.691			<0,9	12.588	2,9	36,5	34.651	4,9	170	35.848	3,0	107,5	277,3
oct-02	101.506	<0,01	<1	9.198			<1	12.995	2,4	31,2	34.589	6,2	214	43.207	1,0	43,2	257,7
nov-02	97.804	<0,01	<1	6.742			<1	12.534	1,2	15,0	32.348	4,4	142	42.674	0,8	34,1	176,5
dic-02	95.070	<0,01	<1	13.344			<1	12.778	0,6	7,7	33.437	3,4	114	41.701	0,5	20,9	134,5
ene-03	58.294	<0,01	<0,6	0			<0,6	8.155	0,6	4,9	7.290	4,8	35	33.060	6,0	198,4	233,4
feb-03	92.383	<0,01	<0,9	6.134	<0,01	<0,06	<1	6.470	1,6	10,4	34.010	5,0	170	43.005	1,0	43,0	213,1
mar-03	94.632	<0,01	<0,9	8.633	<0,01	<0,09	<1	13.760	2,1	28,9	33.639	2,0	67	49.820	2,0	99,6	166,9
abr-03	93.202	<0,01	<0,9	19.257	<0,01	<0,19	<1,1	14.778	1,6	23,6	40.948	1,9	78	60.644	0,3	18,2	96,0
may-03	95.705	<0,01	<1	10.226	<0,01	<0,1	<1,1	13.527	0,01	0,1	28.631	2,8	80	59.045	0,9	53,1	133,3
jun-03	88.663	<0,01	<0,9	16.660	<0,01	<0,17	<1,1	12.100	2,1	25,4	30.728	2,3	71	58.753	1,1	64,6	135,3
jul-03	94.131	<0,01	<0,9	20.446	<0,01	<0,2	<1,1	12.131	0,91	11,0	38.828	3,0	116	58.189	0,8	46,6	163,0
ago-03	93.268	<0,01	<0,9	1.611	<0,01	<0,02	<0,9	10.055	0,83	8,3	33.685	2,6	88	47.218	0,8	37,8	125,4
sep-03	98.847	<0,01	<1	8.323	<0,01	<0,08	<1,1	13.400	0,41	5,5	37.078	1,9	70	52.517	0,8	42,0	112,5
oct-03	107.657	<0,01	<1,1	2.064	<0,01	<0,02	<1,1	13.368	3	40,1	39.084	2,4	94	54.805	0,5	27,4	121,2
nov-03	105.283	<0,01	<1,1	0			<1,1	8.302	0,4	3,3	30.413	2,6	79	56.050	1,8	100,9	180,0
dic-03	101.586	<0,01	<1	7.372			<1	14.078	1,55	21,8	26.306	2,5	66	56.741	2,5	141,9	207,6
ene-04	54.921	<0,01	<0,5	0			<0,5	6.626	0,34	2,3	0	0	0	49.174	2,0	98,3	98,3
feb-04	91.857	<0,01	<0,9	0			<0,9	12.260	0,52	6,4	12.293	21,0	258	50.494	1,2	60,6	318,7
mar-04	104.006	<0,01	<1	0			<1	12.431	0,61	7,6	31.067	2,7	84	58.381	0,8	46,7	130,6
abr-04	51.563	<0,01	<0,5	0			<0,5	5.881	0,46	2,7	29.530	3,7	109	8.065	0,9	7,3	116,5
may-04	67.684	<0,01	<0,7	0			<0,7	7.606	3,5	26,6	8.738	0	0	52.686	0,9	47,4	47,4
jun-04	80.458	<0,01	<0,8	1.803			<0,8	9.047	2,7	24,4	18.826	2,4	45	54.777	1,1	60,3	105,4
jul-04	110.254	<0,01	<1,1	4.887			<1,1	12.549	0,67	8,4	37.886	2,8	106	56.210	2,1	118,0	224,1
ago-04	118.772	<0,01	<1,2	1.295			<1,2	13.780	<0,01	<0,1	38.173	2,2	84	53.104	1,4	74,3	158,3
sep-04	114.511	<0,01	<1,1	1.906			<1,1	13.014	<0,01	<0,1	35.490	1,9	67	57.309	0,0	67,4	<66,2
oct-04	117.053	<0,01	<1,2	0			<1,2	13.618	1,5	20,4	31.805	2,1	67	60.269	0,8	48,2	115,0
nov-04	114.132	<0,01	<1,1	0			<1,1	13.839	<0,1	<1,4	32.996	2,2	73	57.140	1,7	97,1	169,7
dic-04	124.082	<0,01	<1,2	0			<1,2	7.653	<0,1	<0,8	39.215	1,1	43	59.559	1,4	83,4	126,5
ene-05	75.864	<0,01	<0,8	0			<0,8	9.263	<0,1	<0,9	13.408	2,9	39	52.489	1,3	68,2	107,1
feb-05	86.334	<0,01	<0,9	0			<0,9	9.694	<0,1	<1	17.435	3,6	63	53.802	0,4	21,5	84,3
mar-05	70.819	<0,01	<0,7	0			<0,7	8.495	<0,1	<0,8	37.534	2,2	83	17.350	0,4	6,9	89,5
abr-05	118.774	<0,1	<11,9	0			<11,9	13.639	<0,1	<1,4	36.214	1,9	69	64.178	2,4	154,0	222,8
may-05	120.744	<0,1	<12,1	0			<12,1	13.792	<0,1	<1,4	36.966	0,8	30	67.854	0,8	54,3	83,9
jun-05	111.028	<0,1	<11,1	0			<11,1	9.937	<0,1	<1	35.972	1,9	68	60.093	0,9	54,1	122,4
jul-05	113.045	<0,1	<11,3	0			<11,3	10.914	<0,1	<1,1	38.458	2,4	92	62.066	0,8	49,7	142,0
ago-05	116.541	<0,1	<11,7	0			<11,7	10.637	<0,1	<1,1	41.112	2,4	99	67.783	0,9	61,0	159,7
sep-05	105.311	<0,1	<10,5	0			<10,5	10.827	<0,1	<1,1	35.335	2,4	85	64.528	0,7	45,2	130,0
oct-05	119.269	<0,1	<11,9	0			<11,9	12.124	<0,1	<1,2	39.238	1,6	63	65.032	0,9	58,5	121,3
nov-05	119.623	<0,1	<12	0			<12	11.737	<0,1	<1,2	37.346	2,1	78	61.976	1,1	68,2	146,6
dic-05	119.060	<0,1	<11,9	0			<11,9	12.454	<0,1	<1,2	37.413	2,6	97	57.297	0,8	45,8	143,1
ene-06	99.832	<0,1	<10	0			<10	10.388	<0,1	<1	32.474	3,4	110	50.481	1,6	80,8	191,2
feb-06	75.226	<0,1	<7,5	0			<7,5	6.676	0,3	2,0	33.542	4,7	158	22.169	1,2	26,6	184,3
mar-06	90.014	<0,1	<9	0			<9	4.810	0,3	1,4	33.542	5,5	184	22.169	5,5	121,9	306,4
abr-06	109.273	<0,1	<10,9	0			<10,9	10.209	0,3	3,1	26.994	5,0	135	57.628	1,9	109,5	244,5
may-06	124.281	<0,1	<12,4	0			<12,4	11.460	0,3	3,4	38.808	4,3	167	60.508	1,8	108,9	275,8
jun-06	114.583	<0,1	<11,5	0			<11,5	10.640	0,3	3,2	38.545	4,1	158	56.641	1,3	73,6	231,7
jul-06	119.706	<0,1	<12	0			<12	11.775	0,3	3,5	40.135	4,1	165	60.932	1,5	91,4	256,0
ago-06	114.329	<0,1	<11,4	0			<11,4	11.509	0,3	3,5	37.057	6,7	248	58.900	1,3	76,6	324,9
sep-06	116.631	<0,1	<11,7	272	<0,1	<0,03	<11,7	11.677	0,3	3,5	37.775	3,7	140	59.668	0,9	53,7	193,5
oct-06	110.040	<0,1	<11	11.084	<0,1	<1,11	<12,1	11.920	0,3	3,6	38.680	5,1	197	60.308	1,0	60,3	257,6
nov-06	116.050	<0,1	<11,6	0			<11,6	18.571	0,3	5,6	37.643	5,1	192	58.324	1,4	81,7	273,6
dic-06	118.999	<0,1	<11,9	5.512	<0,1	<0,55	<12,5	9.624	0,3	2,9	39.188	3,4	133	60.808	0,9	54,7	188,0
ene-07	83.053	<0,1	<8,3	987	<0,1	<0,1	<8,4	7.923	0,3	2,4	29.823	3,1	92	36.295	2,4	87,1	179,6
feb-07	86.247	<0,1	<8,6	840			<8,6	6.718	0,3	2,0	34.114	4,0	136	30.855	2	55,5	192,0

Apéndice 5: Series de tiempo

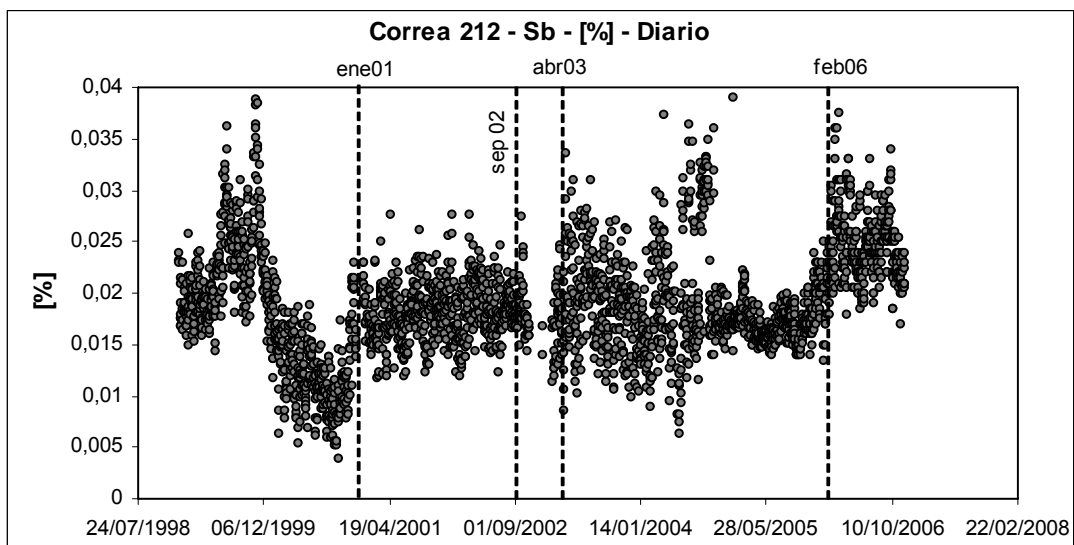


Fig. 1. Serie de tiempo, antimonio en concentrado de cobre de El Teniente.

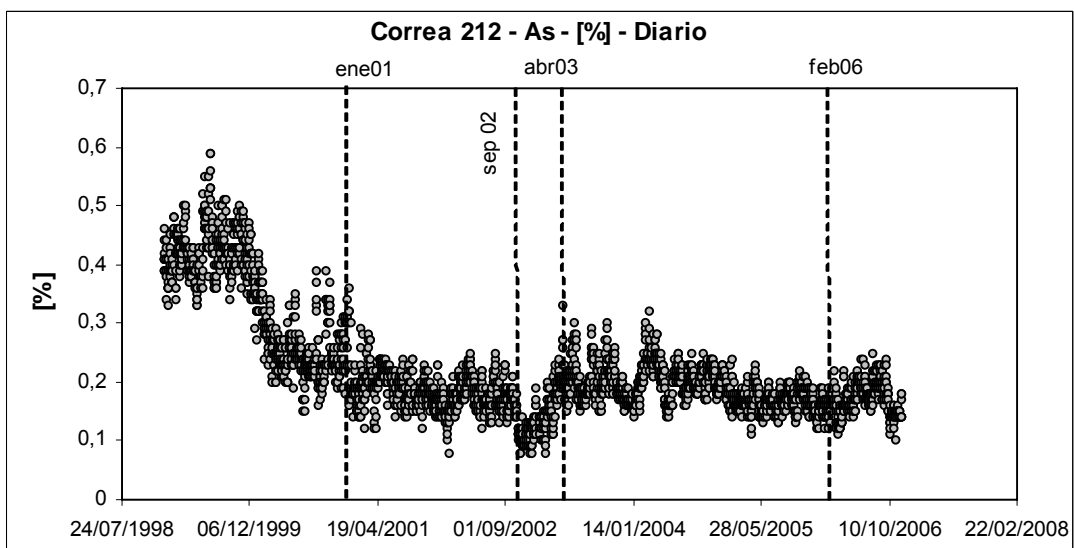


Fig. 2. Serie de tiempo, arsénico en concentrado de cobre de El Teniente.

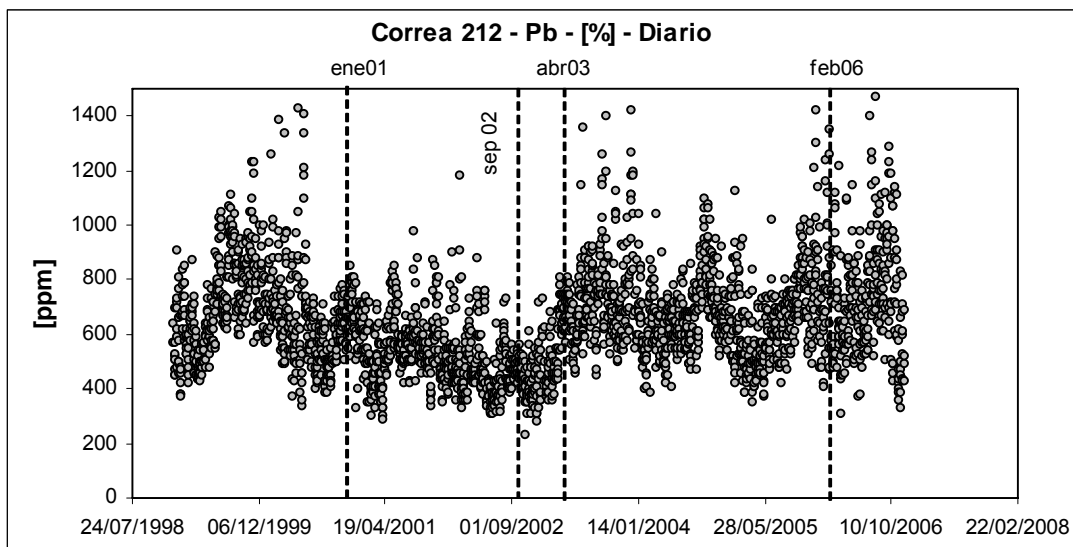


Fig. 3. Serie de tiempo, plomo en concentrado de cobre de El Teniente.

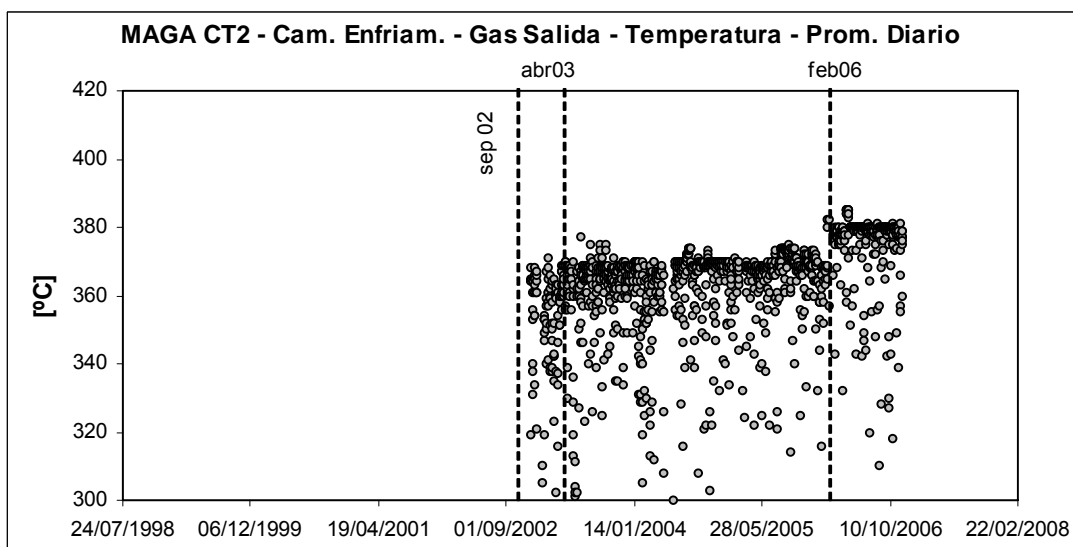


Fig. 4. Serie de tiempo, temperatura de salida, cámara de enfriamiento, MAGA CT2.

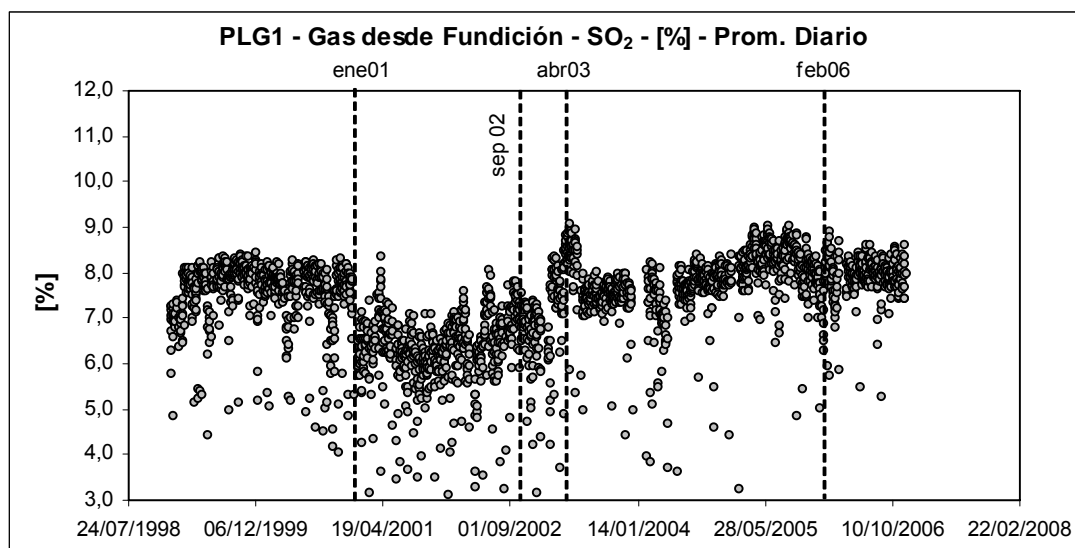


Fig. 5. Serie de tiempo, concentración de SO₂, gas metalúrgico, entrada PLG1.

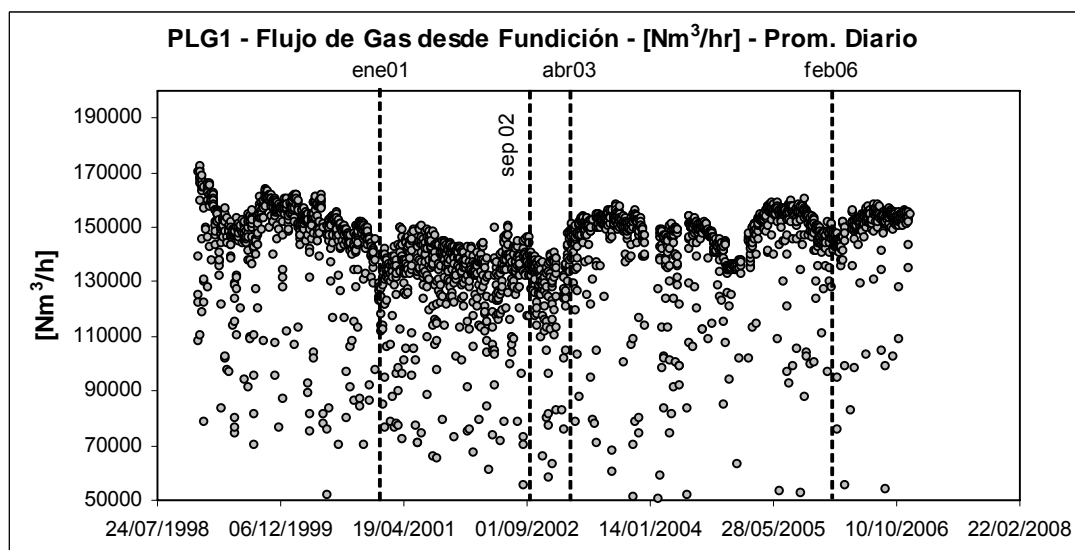


Fig. 6. Serie de tiempo, PLG1, flujo de gas desde fundición.

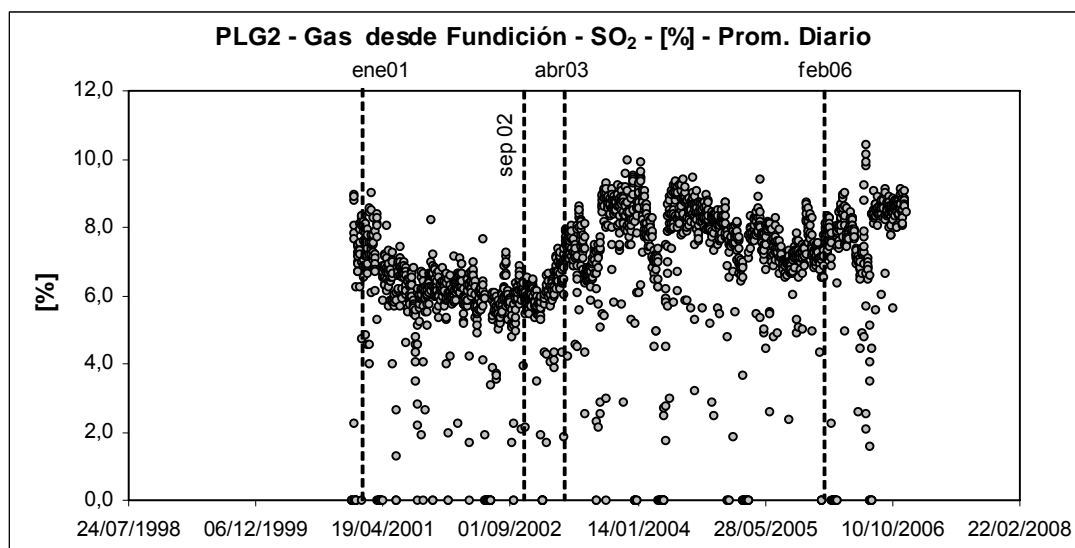


Fig. 7. Serie de tiempo, concentración de SO₂, PLG2, gas desde fundición.

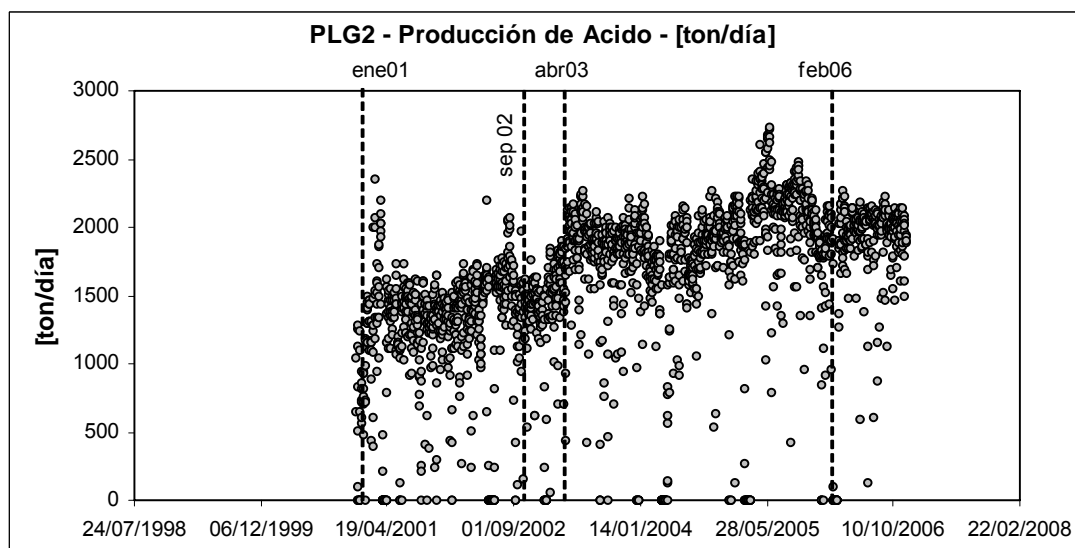


Fig. 8. Serie de tiempo, producción de ácido, PLG2.

Apéndice 6: Status fundición 18 y 19 de enero de 2007

	Status Valv. Aire Soplado CT1- [Abierta - Cerrada] - 31_ZSH_204	Status Valv. O2 Soplado CT2 - [Abierta - Cerrada] - 32_ZSH_205	Status Valv. Aire Soplado CPS1- [Abierta - Cerrada] - 33_ZSH_204D	Status Valv. Aire Soplado CPS2- [Abierta - Cerrada] - 33_ZSL_204E	Status Valv. Aire Soplado CPS3 - [Abierta - Cerrada] - 33_ZSH_204F	PLG1 - Ducto Principal - P Gas Entrada - mmH2O - 51-1P-1001	PLG1 - Ducto Principal - T Gas Entrada - [°C] - 51-1T-1001	PLG1 - Torre de Lavado - Nivel - [%] - 51-1L-1001.OUT	PLG1 - Torre de Lavado - T Salida Gas - [°C] - 51-1T-1002-A	PLG1 - Flujo Efluente a ETP1 - [m3/h] - 51-1F-4001	PLG1 - Convertidor - Cama 1 - T Entrada Gases [°C] - 51-1T-3011	PLG1 - T Secado - Flujo al Distribuidor - [m/hr] - 51-1FT-2004	PLG1 - T Secado - T Acido Circulante - [°C] - °
18-1-07 7:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-93,8	315,2	105,0	57,6	9,9	448,3	725,7	55,1
18-1-07 8:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-91,0	317,2	105,0	54,1	9,9	450,5	715,4	55,0
18-1-07 9:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-89,0	319,9	105,0	56,5	9,9	456,3	705,6	55,3
18-1-07 10:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-94,7	319,2	104,6	55,6	9,9	453,0	702,0	54,8
18-1-07 11:00	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	CERRADA	-99,1	325,3	93,9	55,7	10,1	449,5	706,3	55,1
18-1-07 12:00	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	CERRADA	-93,2	325,7	70,5	58,4	10,0	450,4	661,3	55,2
18-1-07 13:00	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	CERRADA	-90,9	322,4	50,2	59,0	10,1	454,3	659,1	56,4
18-1-07 14:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-90,3	317,2	29,8	57,9	10,1	454,1	673,5	57,3
18-1-07 15:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	ABIERTA	-92,5	316,2	39,8	56,5	9,9	450,9	647,4	56,9
18-1-07 16:00	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	ABIERTA	-82,6	310,4	94,1	54,4	10,2	444,6	665,0	57,3
18-1-07 17:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	ABIERTA	-82,3	312,8	103,2	55,3	10,3	446,0	746,5	55,4
18-1-07 18:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-73,6	312,1	98,8	54,9	10,2	455,9	745,4	55,1
18-1-07 19:00	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	CERRADA	ABIERTA	-76,3	313,1	69,3	58,3	10,1	458,7	736,3	55,2
18-1-07 20:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-75,1	313,1	30,1	59,9	10,1	457,3	723,5	55,2
18-1-07 21:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-83,5	313,8	20,5	58,6	10,0	456,1	721,0	55,7
18-1-07 22:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-71,9	271,5	-4,9	50,6	10,0	449,8	845,2	55,2
18-1-07 23:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-85,2	305,3	60,9	55,6	10,0	455,5	770,6	55,2
19-1-07 0:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	ABIERTA	-77,2	308,0	105,0	55,3	10,0	454,8	720,0	55,0
19-1-07 1:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	ABIERTA	-66,8	306,0	104,9	53,9	10,0	451,8	702,8	55,0
19-1-07 2:00	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	CERRADA	-77,4	311,0	104,9	58,4	10,0	454,5	683,9	54,9
19-1-07 3:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	ABIERTA	-83,6	310,6	101,3	56,0	10,0	451,0	689,1	55,0
19-1-07 4:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-84,7	307,8	72,0	55,1	9,9	447,7	693,0	54,9
19-1-07 5:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-79,6	309,0	23,4	57,0	9,9	450,3	681,4	55,0
19-1-07 6:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-78,4	310,1	9,5	56,9	9,9	451,1	686,0	55,0
19-1-07 7:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-78,8	309,2	43,1	54,8	9,9	448,3	684,4	54,8
19-1-07 8:00	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	ABIERTA	-79,3	309,0	105,0	53,5	10,0	445,7	681,9	54,9
19-1-07 9:00	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	ABIERTA	-72,4	307,9	105,0	53,5	9,8	445,1	702,5	55,0
19-1-07 10:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-63,3	281,2	32,5	52,4	9,7	435,0	723,1	54,6
19-1-07 11:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	ABIERTA	-59,9	299,1	-5,0	54,6	9,6	464,0	725,0	55,9
19-1-07 12:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-67,2	305,2	2,7	55,3	9,7	460,3	726,5	55,1
19-1-07 13:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-83,6	310,4	104,9	53,6	9,8	458,1	712,6	55,1
19-1-07 14:00	ABIERTA	ABIERTA	ABIERTA	CERRADA	CERRADA	-36,1	303,3	76,7	54,8	10,2	378,3	688,1	53,9

	PLG1 - T Secado - P Gas Salida - 51-1P-3002	PLG1 - Damper Recirculación Gas Soplador. [%] - 51-1F-3002.OUT	PLG1 -Soplador - Corriente [A] - 51-1J-2101	PLG2 - Tren1 - Torre Vacía - Nivel - [%] - 52-LIC-651103	PLG2 - Tren1 - Torre Vacía - T Gases de Salida - [°C] - 52-TI-651104	PLG2 - Tren2 - Torre Vacía - Nivel - [%] - 52-LIC-651153.SPT	PLG2 - Tren2 - Torre Vacía - T Gases de Salida - [°C] - 52-TI-651154	PLG2 - T Secado - Flujo de Acido al Distribuidor - [m3/hr] - 52-FI-750604	PLG2 - T Secado - T Acido Recirculación - [°C] - 52-TI-750607	PLG2 - T Secado - P Gas Entrada - 52-PI-750609	PLG2 -Soplador (A) - Corriente [A] - 52-IIC-751005	PLG2 -Soplador (B) - Corriente [A] - 52-IIC-751055	PLG2 - Convertidor - Cama 1 - T Entrada Gases [°C] - 52-TIC-754020	PLG2 - Damper Recirculación Gas Soplador A. [%] - 52-FIC-751006.OUT	PLG2 - Damper Recirculación Gas Soplador B. [%] - 52-FIC-751056.OUT	PLG2 - Válvula Control Efluente a ETP2 - [m3/h] - 52-LIC-658001.OUT
18-1-07 7:00	-1182,9	0,0	159,5	46,4	58,5	45,0	58,5	1061,0	36,9	-1006,3	165,0	165,1	452,7	-5,0	-5,0	31,7
18-1-07 8:00	-1157,4	0,0	158,7	44,7	58,1	45,0	58,1	1027,6	37,8	-1030,0	165,0	164,7	453,3	-5,0	-5,0	17,9
18-1-07 9:00	-1192,2	0,0	159,4	43,6	57,9	45,0	57,9	1028,4	39,6	-1030,2	164,8	165,0	454,4	-5,0	-5,0	33,1
18-1-07 10:00	-1116,2	0,0	156,5	45,4	56,0	45,0	56,0	1025,8	39,6	-1123,0	169,9	170,2	452,5	-5,0	-5,0	37,2
18-1-07 11:00	-1121,2	0,0	156,7	44,7	55,5	45,0	55,5	1030,3	38,8	-1096,4	169,7	169,7	455,4	-5,0	-5,0	18,1
18-1-07 12:00	-1150,6	0,0	156,9	48,9	55,2	45,0	55,3	1032,2	36,8	-475,5	125,0	125,2	459,3	-5,0	-5,0	70,5
18-1-07 13:00	-1160,2	0,0	155,6	43,6	59,2	45,0	59,4	1087,5	32,6	-511,1	125,5	124,9	470,9	-5,0	-5,0	43,3
18-1-07 14:00	-1100,3	0,0	156,4	43,1	56,5	45,0	56,6	1023,6	39,0	-1001,8	161,3	160,9	456,7	-5,0	-5,0	18,4
18-1-07 15:00	-1102,9	0,0	153,2	44,2	54,8	45,0	54,7	1025,7	40,9	-1147,3	174,4	173,8	454,4	-5,0	-5,0	19,0
18-1-07 16:00	-1086,2	0,0	154,1	44,1	54,8	45,0	55,0	1026,0	41,2	-1137,0	175,9	175,4	455,3	-5,0	-5,0	18,7
18-1-07 17:00	-1015,7	0,0	142,7	42,7	56,3	45,0	56,3	1026,6	41,2	-1135,4	173,2	173,2	450,2	-5,0	-5,0	18,1
18-1-07 18:00	-979,2	0,0	142,3	43,4	57,7	45,0	57,8	1033,5	43,4	-1158,1	173,8	173,7	455,8	-5,0	-5,0	18,4
18-1-07 19:00	-1021,4	0,0	141,1	43,8	57,5	45,0	57,5	1027,5	42,7	-1039,1	165,2	164,8	457,6	-5,0	-5,0	18,5
18-1-07 20:00	-1011,9	0,0	141,8	39,1	58,1	45,0	58,2	1024,9	41,8	-1001,4	164,7	164,6	456,6	-5,0	-5,0	51,8
18-1-07 21:00	-1071,4	0,0	146,3	41,7	58,3	45,0	58,5	1029,5	41,4	-1022,7	165,2	165,2	454,9	-5,0	-5,0	47,3
18-1-07 22:00	-879,5	0,0	136,6	29,8	57,9	45,0	58,3	1051,4	36,4	-991,0	160,8	161,1	445,6	-5,0	-5,0	18,2
18-1-07 23:00	-997,0	0,0	137,0	39,2	58,4	35,0	58,4	1029,4	40,2	-1032,2	169,4	168,1	453,8	-5,0	-5,0	11,8
19-1-07 0:00	-985,7	0,0	136,4	42,5	56,9	35,0	57,0	1031,7	42,2	-1113,8	175,0	174,9	453,6	-5,0	-5,0	16,4
19-1-07 1:00	-955,3	0,0	140,8	46,8	58,5	35,0	58,8	1031,8	42,4	-1145,2	173,9	174,7	456,6	-5,0	-5,0	16,2
19-1-07 2:00	-1045,2	0,0	145,4	45,6	56,5	35,0	56,8	1030,0	41,1	-969,3	164,5	164,6	453,9	-5,0	-5,0	82,0
19-1-07 3:00	-1009,2	0,0	138,5	40,8	57,5	35,0	57,7	1030,6	41,2	-1082,9	174,5	174,5	453,4	-5,0	-5,0	44,3
19-1-07 4:00	-1051,3	0,0	144,4	41,3	58,6	35,0	58,7	1028,2	41,4	-1114,5	175,7	175,5	455,8	-5,0	-5,0	28,9
19-1-07 5:00	-1037,5	0,0	142,9	38,8	58,3	35,0	58,4	1029,8	40,7	-981,9	164,7	164,7	458,0	-5,0	-5,0	59,7
19-1-07 6:00	-1034,9	0,0	144,8	35,8	57,4	35,0	57,5	1035,9	40,4	-1009,7	165,7	165,7	454,3	-5,0	-5,0	42,3
19-1-07 7:00	-1011,8	0,0	144,6	34,9	57,9	35,0	57,8	1031,4	39,8	-1009,0	165,4	165,5	454,5	-5,0	-5,0	37,4
19-1-07 8:00	-998,3	0,0	144,2	34,5	55,3	35,0	55,4	1028,0	38,7	-956,3	165,2	164,9	454,8	-5,0	-5,0	35,3
19-1-07 9:00	-988,2	0,0	143,8	35,8	55,8	35,0	56,0	1031,9	39,2	-1024,8	165,7	165,4	452,2	-5,0	-5,0	21,1
19-1-07 10:00	-813,2	0,0	127,2	35,4	56,8	35,0	56,8	1036,8	37,1	-889,9	157,6	156,3	454,7	-5,0	-5,0	51,9
19-1-07 11:00	-818,7	-5,0	125,7	35,0	53,5	35,0	53,5	1031,4	39,6	-995,5	170,7	170,6	455,6	-5,0	-5,0	25,5
19-1-07 12:00	-840,7	-5,0	127,7	36,4	57,1	35,0	57,0	1026,8	41,2	-1073,2	171,1	170,9	456,9	-5,0	-5,0	51,1
19-1-07 13:00	-1049,7	-5,0	151,5	35,7	56,5	35,0	56,3	1032,7	41,4	-1073,8	169,9	169,8	454,9	-5,0	-5,0	24,2
19-1-07 14:00	-348,7	50,0	104,1	36,7	56,3	35,0	56,2	1027,8	41,3	-1043,8	170,3	170,3	456,7	-5,0	-5,0	30,2

Apéndice 7: Parámetros de operación, proceso Boliden Norzink

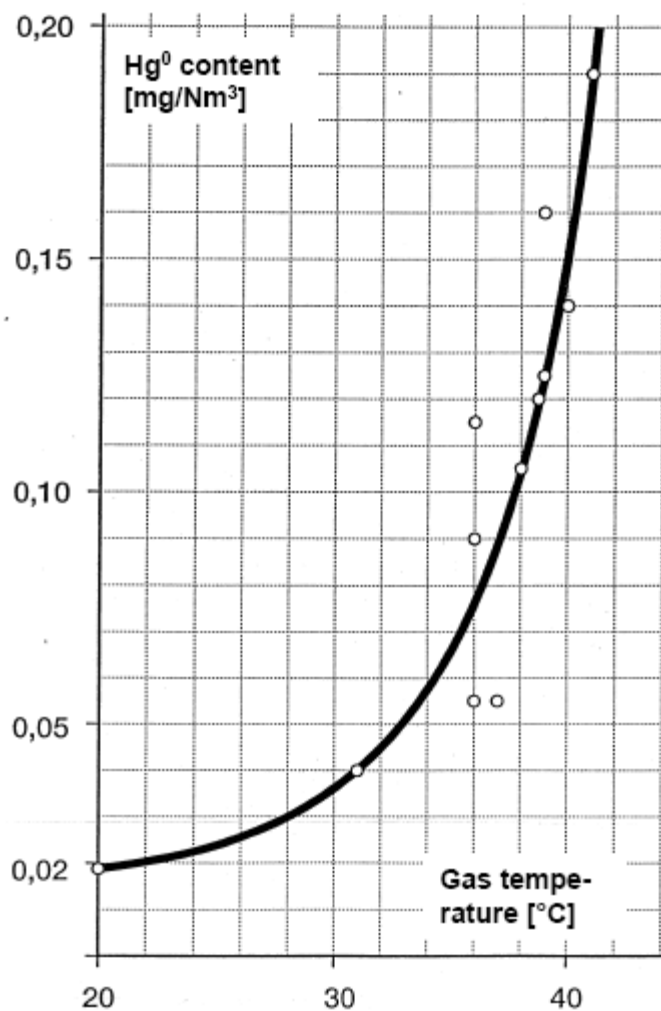


Fig. 9. El área sobre la curva indica los límites de operación (concentración de mercurio en el gas de salida del equipo de absorción) del proceso Boliden Norzink. A menor temperatura del gas metalúrgico, mayor es la capacidad de remoción de mercurio.