

# UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“ESTUDIO EXPERIMENTAL Y DISEÑO DE UNA PLANTA PARA  
LA PRODUCCIÓN DE SULFATO DE ESTAÑO (II)”**

## TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTADO POR:

MIRIAM SARA GONZÁLEZ PALACIOS

RENZO JO ANAYA ARANA

LIMA – PERÚ

2011

Digitalizado por:

Consortio Digital del  
Conocimiento MebLatam,  
Hemisferio y Dalse

## **DEDICATORIA**

**A nuestros queridos padres y hermanos quienes han sido nuestra fuerza y aliento para alcanzar nuestras metas**

## **AGRADECIMIENTOS**

Expresamos nuestra mayor gratitud y aprecio a:

La empresa Elmer Jo Anaya S.A.C por patrocinar el presente estudio experimental.

Nuestro estimado asesor Ingeniero Rafael Chero Rivas, por su cuidadoso asesoramiento, por sus sugerencias, correcciones y por su guía en la elaboración de la presente Tesis.

Nuestros profesores quienes nos enseñaron con esmero y dedicación.

Nuestra *alma mater* por habernos acogido en sus aulas.

## INDICE

Dedicatoria.....	ii
Agradecimientos.....	iii
Índice.....	iv
Índice de cuadros.....	ix
Índice de figuras .....	xiii
Resumen.....	xiv
Capítulo I: Introducción.....	1
1.1. Antecedentes.....	1
1.2. Planteamiento del problema.....	2
1.3. Objetivos.....	2
1.3.1. Objetivo general.....	2
1.3.2. Objetivos específicos.....	3
1.4. Justificación.....	3
1.4.1. Justificación económica.....	3
1.4.2. Justificación tecnológica.....	4
1.4.3. Justificación social.....	4
1.5. Alcance.....	5
Capítulo II: Fundamento Teórico.....	6
2.1. Propiedades fisicoquímicas del sulfato de estaño (II).....	6
2.2. Usos del sulfato de estaño (II).....	6
2.2.1. Uso del sulfato de estaño (II) en galvanostegia.....	6
2.2.2. Uso del sulfato de estaño (II) en la industria del cemento...	8
2.2.3. Otros usos del sulfato de estaño (II).....	10
2.3. Información técnica del sulfato de estaño (II).....	10
2.3.1 Especificaciones técnicas del sulfato de estaño (II) para uso en galvanostegia.....	10
2.3.2 Especificaciones técnicas del sulfato de estaño (II) para uso en el cemento.....	12

2.4. Métodos para la producción de sulfato de estaño (II).....	15
2.4.1. Métodos químicos.....	15
2.4.2. Métodos electroquímicos.....	17
2.5. Óxido de estaño (IV).....	20
2.6. Método seleccionado.....	21
Capítulo III: Estudio de Mercado.....	23
3.1. Mercado del sulfato de estaño (II).....	23
3.2. Mercado de insumos.....	25
3.2.1 Cloruro de estaño (II) di-hidratado.....	25
3.2.2 Carbonato de sodio.....	27
3.2.3 Ácido sulfúrico grado Q.P.....	28
Capítulo IV: Obtención del sulfato de estaño (II) a nivel de laboratorio...	29
4.1 Desarrollo del proceso experimental.....	29
4.1.1 Selección del método para la producción de sulfato de estaño (II) e insumos.....	30
4.1.2 Definición de las variables experimentales y realización de las pruebas.....	33
4.1.3 Resultados experimentales y control de calidad del sulfato de estaño (II).....	45
4.1.4 Balance de masa.....	48
Capítulo V: Obtención del sulfato de estaño (II) a nivel banco.....	56
5.1 Desarrollo de la prueba banco.....	56
5.1.1. Definición del tamaño de la prueba banco.....	57
5.1.2. Etapas del método seleccionado.....	57
5.1.3. Realización de la prueba banco.....	58
5.1.4. Resultado de la prueba banco.....	61
5.1.5. Balance de masa.....	62
5.1.6. Recuperación del óxido de estaño (II) como óxido de estaño (IV).....	70
Capítulo VI: Diseño de Planta.....	71
6.1. Definición del tamaño de lote.....	71
6.2. Diagrama de flujo del proceso.....	71
6.2.1. Simbología y nomenclatura del diagrama de flujo.....	71

6.3.	Balance de masa.....	72
6.3.1.	Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio (Etapa 2).....	72
6.3.2.	Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico (Etapa 5).....	74
6.3.3.	Recuperación de estaño.....	82
6.4.	Balance de energía.....	83
6.4.1.	Dilución del ácido clorhídrico.....	83
6.4.2.	Disolución del cloruro de estaño (II) di-hidratado.....	85
6.4.3.	Disolución del carbonato de sodio.....	85
6.4.4.	Preparación de agua acidulada para lavados sucesivos....	86
6.4.5.	Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio...	86
6.4.6.	Reacción de neutralización.....	86
6.4.7.	Dilución del ácido sulfúrico concentrado.....	87
6.4.8.	Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico.....	89
6.4.9.	Reacción de formación del óxido de estaño (IV).....	90
6.4.10.	Cristalización a presión reducida.....	90
6.4.11.	Condensación del vapor de agua.....	97
6.5.	Diseño de equipos.....	98
6.5.1.	Tanques agitados .....	98
6.5.2.	Reactores.....	99
6.5.3.	Filtro prensa.....	100
6.5.4.	Tanque agitado para cristalización por evaporación a presión reducida .....	101
6.5.5.	Bomba de vacío .....	105
6.5.6.	Condensador .....	106
Capítulo VII: Evaluación Económico – Financiera.....		110
7.1.	Consideraciones para el escenario de la evaluación.....	110
7.1.1.	Mercado objetivo y demanda.....	110
7.1.2.	Producción.....	110
7.1.3.	Periodo de evaluación.....	110

7.1.4. Tasa de descuento, moneda, participación de trabajadores e impuesto a la renta.....	111
7.1.5. Precio de venta.....	111
7.1.6. Inversión en activo fijo y financiamiento.....	115
7.1.7. Otros gastos iniciales.....	117
7.1.8. Gastos de exportación.....	117
7.1.9. Capital de trabajo.....	117
7.1.10. Drawback.....	118
7.1.11. Depreciación.....	118
7.1.12. Valor de rescate.....	118
7.2. Costos de producción.....	118
7.2.1. Insumos.....	119
7.2.2. Mano de obra.....	121
7.2.3. Supervisión.....	121
7.2.4. Energía eléctrica y gas natural.....	121
7.2.5. Embalaje.....	122
7.2.6. Mantenimientos, reparaciones, suministros e imprevistos..	122
7.2.7. Costos de análisis de laboratorio.....	122
7.2.8. Costo total unitario de producción.....	122
7.3. Gastos administrativos.....	122
7.4. Flujo de caja libre del proyecto.....	123
7.5. Rentabilidad del proyecto.....	123
Capítulo VIII: Aspectos medioambientales en la producción de sulfato de estaño (II).....	126
8.1 Efluente líquido.....	126
8.2 Residuos sólidos.....	126
8.3 Emisiones gaseosas.....	127
Conclusiones.....	128
Recomendaciones.....	131
Bibliografía.....	132

APENDICE I: Termodinámica de las reacciones químicas del método seleccionado .....	139
APENDICE II: Parámetros y resultados de pruebas experimentales .....	145
APENDICE III: Cálculos para el diseño de equipos.....	149
APENDICE IV: Proyección del precio internacional del estaño.....	173
APENDICE V: Amortización e interés mensual y anual del leasing.....	181
APENDICE VI: Cuadros para la evaluación económica.....	183
APENDICE VII: Cuadros para la evaluación financiera.....	204
APENDICE VIII: Traducción de la norma francesa NF T23-301 sulfato de estaño para revestimientos electrolíticos).....	225
APENDICE IX: Fotografías de la prueba banco.....	237
ANEXO 1: Especificaciones técnicas de insumos .....	238
ANEXO 2: Datos para diseño de agitadores.....	244
ANEXO 3: Bombas de vacío marca Kinney.....	245
ANEXO 4: Cotizaciones.....	248
ANEXO 5: Tablas de vapor utilizadas.....	252
ANEXO 6: Norma francesa NF T23-301 (en francés).....	255



## INDICE DE CUADROS

Cuadro 1.	<i>Especificaciones según estándar francés para el sulfato de estaño (II) para uso en galvanizado y coloración anódica.....</i>	11
Cuadro 2.	<i>Especificaciones según Honeywell – Riedel de Haën para el sulfato de estaño (II).....</i>	12
Cuadro 3.	<i>Especificaciones químicas según TIB Chemicals para el sulfato de estaño (II) usado como aditivo reductor de cromo (VI) en el cemento.....</i>	14
Cuadro 4.	<i>Especificaciones para la producción de sulfato de estaño (II).....</i>	14
Cuadro 5.	<i>Exportaciones peruanas de sulfato de estaño (II) sólido.....</i>	23
Cuadro 6.	<i>Importaciones de sulfato de estaño (II) sólido de Perú, Chile, Argentina y Colombia, en TM.....</i>	24
Cuadro 7.	<i>Producción anual de estaño refinado de MINSUR S.A .....</i>	26
Cuadro 8.	<i>Balance de masa de la prueba experimental A9.....</i>	51
Cuadro 9.	<i>Balance de masa de la prueba banco.....</i>	65
Cuadro 10.	<i>Balance de masa proyectado para el diseño de equipos.....</i>	76
Cuadro 11.	<i>Moles de agua en la solución de 1 mol de ácido clorhídrico.....</i>	83
Cuadro 12.	<i>Calor de solución en agua del ácido clorhídrico gaseoso.....</i>	84
Cuadro 13.	<i>Moles de agua en la solución de 1 mol de ácido sulfúrico.....</i>	87
Cuadro 14.	<i>Calor de solución en agua del ácido sulfúrico líquido .....</i>	87
Cuadro 15.	<i>Cálculo del calor específico de la solución concentrada de sulfato de estaño (II).....</i>	90
Cuadro 16.	<i>Cálculo del calor específico de la solución diluida de sulfato de estaño (II).....</i>	92

Cuadro 17.	<i>Datos de diseño de tanques y agitadores.....</i>	107
Cuadro 18.	<i>Datos de diseño del filtro prensa.....</i>	108
Cuadro 19.	<i>Datos de diseño del cristizador, bomba de vacío y condensador</i>	109
Cuadro 20.	<i>Precio de estaño, valor CIF y costo puesto en almacén para importaciones peruanas de sulfato de estaño (II) (US\$/kg).....</i>	112
Cuadro 21.	<i>Precio de estaño y valor FOB (México) para importaciones colombianas de sulfato de estaño (II) (US\$/kg).....</i>	113
Cuadro 22.	<i>Inversión en equipos (activo fijo).....</i>	116
Cuadro 23.	<i>Costos de los insumos para la producción de sulfato de estaño (II).....</i>	120
Cuadro 24.	<i>Estructura y costo unitario total de producción del sulfato de estaño (II).....</i>	123
Cuadro 25.	<i>Evaluación de rentabilidad económica y financiera.....</i>	124
Cuadro 26.	<i>Flujo de caja libre económico.....</i>	124
Cuadro 27.	<i>Flujo de caja libre financiero.....</i>	125
Cuadro 28.	<i>Parámetros de las pruebas experimentales.....</i>	145
Cuadro 29.	<i>Resultados de las pruebas experimentales.....</i>	148
Cuadro 30.	<i>Datos para el diseño del agitador para la reacción de obtención de estaño (II) y lavado.....</i>	154
Cuadro 31.	<i>Datos para el diseño del agitador para los lavados del óxido de estaño (II) y remoción de cloruros.....</i>	159
Cuadro 32.	<i>Datos experimentales de la filtración de óxido de estaño (II) hidratado.....</i>	162
Cuadro 33.	<i>Datos para el diseño del agitador para el cristizador de sulfato de estaño (II).....</i>	165

Cuadro 34.	<i>Precio internacional promedio mensual del estaño (Diciembre 2005 – Abril 2011)</i> .....	175
Cuadro 35.	<i>Secuencia de cálculo para proyectar el precio internacional del estaño</i> .....	177
Cuadro 36.	<i>Proyección del precio internacional promedio mensual del estaño</i> .....	178
Cuadro 37.	<i>Amortizaciones pagos de leasing</i> .....	181
Cuadro 38.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación económica del año 1</i> .....	183
Cuadro 39.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación económica del año 2</i> .....	186
Cuadro 40.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación económica del año 3</i> .....	189
Cuadro 41.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación económica del año 4</i> .....	192
Cuadro 42.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación económica del año 5</i> .....	195
Cuadro 43.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación económica del año 6</i> .....	198
Cuadro 44.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación económica del año 7</i> .....	201
Cuadro 45.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación financiera del año 1</i> .....	204
Cuadro 46.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación financiera del año 2</i> .....	207
Cuadro 47.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación financiera del año 3</i> .....	210

Cuadro 48.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación financiera del año 4.....</i>	213
Cuadro 49.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación financiera del año 5.....</i>	216
Cuadro 50.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación financiera del año 6.....</i>	219
Cuadro 51.	<i>Detalle anual de los ingresos, egresos, utilidad neta y capital de trabajo para la evaluación financiera del año 7.....</i>	222
Cuadro 52.	<i>Especificaciones técnicas del cloruro de estaño (II) di-hidratado grado Q.P.....</i>	238
Cuadro 53.	<i>Especificaciones técnicas del estaño refinado de MINSUR S.A.</i>	239
Cuadro 54.	<i>Especificaciones técnicas del estaño refinado de Vinto (Bolivia)</i>	240
Cuadro 55.	<i>Especificaciones técnicas del ácido clorhídrico grado Q.P.....</i>	241
Cuadro 56.	<i>Especificaciones técnicas del carbonato de sodio grado técnico</i>	242
Cuadro 57.	<i>Especificaciones técnicas del ácido sulfúrico grado Q.P.....</i>	243

## INDICE DE FIGURAS

<i>Figura 1.</i>	Diagrama de Bloques para la obtención del sulfato de estaño (II) por ataque de óxido de estaño (II) con ácido sulfúrico.....	16
<i>Figura 2.</i>	Diagrama de Bloques para la obtención del sulfato de estaño (II) por ataque directo sobre estaño granulado con ácido sulfúrico.....	18
<i>Figura 3.</i>	Diagrama de Bloques para la obtención del sulfato de estaño (II) – Métodos electroquímicos.....	20
<i>Figura 4.</i>	Diagrama de la metodología experimental.....	29
<i>Figura 5.</i>	Método seleccionado para la obtención de sulfato de estaño (II)....	30
<i>Figura 6.</i>	Etapas del método experimental.....	44
<i>Figura 7.</i>	Análisis de sulfato de estaño (II): porcentaje ión estaño (II).....	46
<i>Figura 8.</i>	Análisis de sulfato de estaño (II): porcentaje de acidez libre.....	46
<i>Figura 9.</i>	Análisis de sulfato de estaño (II): porcentaje de cloruros.....	47
<i>Figura 10.</i>	Rendimiento total en pruebas experimentales .....	47
<i>Figura 11.</i>	Diagrama de la metodología para la prueba banco.....	56
<i>Figura 12.</i>	Diagrama de flujo de planta.....	73
<i>Figura 13.</i>	Dimensiones de un agitador de turbina.....	151
<i>Figura 14.</i>	Ajuste lineal de los datos experimentales de filtración.....	163
<i>Figura 15.</i>	Evolución del precio internacional promedio mensual del estaño (US\$/TM).....	173
<i>Figura 16.</i>	Sistema de lavado de óxido de estaño (II).....	237
<i>Figura 17.</i>	Sistema de filtración de óxido de estaño (II).....	237
<i>Figura 18.</i>	Detalle de sistema de cristalización al vacío.....	237
<i>Figura 19.</i>	Sistema de cristalización al vacío .....	237

## RESUMEN

La presente Tesis es un estudio experimental para la obtención de sulfato de estaño (II) que cumpla con especificaciones técnicas internacionales, las cuales están definidas en el Capítulo II. El estudio tiene como punto de partida la existencia de una demanda local y extranjera que sustenta el interés en su desarrollo. Esta demanda se encuentra detallada en el Capítulo III.

El estudio experimental fue desarrollado en dos etapas. La primera etapa se realizó a nivel laboratorio (Capítulo IV) y la segunda etapa a nivel de prueba banco (Capítulo V), para proceder posteriormente al escalamiento a nivel de planta (Capítulo VI). Todas las pruebas experimentales de laboratorio y banco se llevaron a cabo en las instalaciones de la empresa patrocinadora Elmer Jo Anaya S.A.C.

Una vez definidas las especificaciones técnicas del producto, la primera etapa siguió la siguiente metodología: i) selección del método de producción e insumos, ii) definición de las variables experimentales, iii) realización de la prueba experimental, iv) análisis químico del producto obtenido en la prueba, v) si el análisis químico del producto no cumplía con las especificaciones o el rendimiento era menor a 70%, se realizaba otra prueba modificando las variables experimentales.

Una vez obtenido el sulfato de estaño (II) con las especificaciones técnicas requeridas y a un rendimiento aceptable, se llevó a cabo la etapa de prueba banco en base a las variables experimentales definidas en las pruebas de laboratorio. La metodología consistió en: i) definir el tamaño de la prueba banco, ii) confección de equipos, iii) realización de la prueba, iv) análisis químico del producto obtenido, v) si el análisis químico del producto no cumplía con las especificaciones o el rendimiento era menor a 70%, se realizaba una siguiente prueba.

Concluida con éxito la prueba banco y en base a sus resultados, se procedió al escalamiento a nivel de planta. De esta manera se proyectó el balance de masa y energía para el diseño de los equipos necesarios para la planta.

Los resultados financieros proyectados y mostrados en el Capítulo VII, demuestran la viabilidad del proyecto para la puesta en marcha de la planta para la obtención de sulfato de estaño (II) de acuerdo a estándares internacionales, teniendo en consideración métodos de trabajo adecuados para alcanzar el rendimiento esperado, minimizando el impacto al medio ambiente.

## CAPITULO I: INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presentan los antecedentes, planteamiento del problema, justificación, objetivos y alcance de la presente Tesis.

### 1.1. Antecedentes

El estaño es un metal conocido por sus diferentes aplicaciones industriales, dentro de las cuales se encuentra su uso en el recubrimiento de piezas metálicas de hierro, acero al carbono y cobre. Tiene la ventaja de ser un elemento no tóxico, que provee protección contra la oxidación del metal, haciéndolo además más dúctil y maleable. Es componente de un gran número de aleaciones (bronces) y soldaduras. Encuentra también aplicación en la industria del vidrio.

En el Perú, el estaño refinado es producido en su totalidad por MINSUR S.A., empresa que posee la mina San Rafael (Puno), principal mina peruana en operación dedicada a la extracción de estaño. La planta de fundición y refinería está ubicada en la ciudad de Pisco (Ica). En el 2009, el Perú fue el tercer mayor productor mundial de estaño, situándose luego de China e Indonesia<sup>1,2</sup>. Esta disponibilidad de estaño refinado lleva a la búsqueda de técnicas de obtención de productos derivados que permitan otorgarle mayor valor agregado. Tal es el caso del sulfato de estaño (II) o sulfato estañoso, el cual cuenta con demanda internacional por sus aplicaciones en galvanostegia y como aditivo en la industria del cemento (mercado europeo). En el galvanizado, el sulfato de estaño (II) es utilizado para revestir piezas de cobre y acero al carbono con fines decorativos y de buen acabado como por ejemplo artículos domésticos y utensilios de cocina. Pero su uso principal es en la producción electrolítica de la hojalata, utilizada para la elaboración de

---

<sup>1</sup> El Perú produjo 39,500 TM en el 2009. Bolivia se sitúa luego de Perú con 16,500 TM producidas.

<sup>2</sup> Periódico digital Erbol. (2010). Obtenido el 16 de Abril del 2010 de la página web: [www.erbol.com.bo](http://www.erbol.com.bo)



envases metálicos de alimentos o de productos industriales diversos. El sulfato estaño (II) también es utilizado para el recubrimiento y acabado de alambres, contactos eléctricos y elementos electrónicos, así como también en el anodizado y coloración del aluminio. En la aplicación del sulfato de estaño (II) como aditivo en el cemento, se aprovecha su alta eficiencia como agente reductor del cromo (VI), el cual es altamente tóxico y es considerado por la Organización Mundial de la Salud como un elemento de alto potencial cancerígeno. Al respecto, en enero del 2005 se publicó en Europa la directiva 2003/53/CE de la Unión Europea que regula el contenido de cromo (VI) en el cemento que sea usado en actividades en las que exista posibilidad de contacto con la piel. En este caso, el cemento no puede ser vendido si una vez hidratado, su contenido de cromo (VI) soluble en agua es superior a 2 ppm del peso seco del cemento.

## **1.2. Planteamiento del problema**

Con el conocimiento de las aplicaciones del sulfato de estaño (II), es de interés realizar el estudio experimental y tecnológico para su producción y llevar los resultados al escalamiento de una planta competitiva. Las características técnicas necesarias para que el producto sea idóneo para los usos descritos en la sección anterior son los parámetros de control de la calidad del mismo.

## **1.3. Objetivos**

A continuación se plantean el objetivo general y los objetivos específicos.

### **1.3.1. Objetivo general**

La Tesis tiene como objetivo general el escalamiento de una planta para la obtención del sulfato de estaño (II), basándose en los resultados experimentales a niveles de laboratorio y banco que hayan llevado al cumplimiento de las especificaciones técnicas de calidad del producto

obtenido. Asimismo evaluar su viabilidad económico financiera a través de la variable de rentabilidad.

### **1.3.2. Objetivos específicos**

Los objetivos específicos de la presente Tesis son:

- a. Identificar y seleccionar las especificaciones técnicas que requiere el mercado para el sulfato de estaño (II).
- b. Identificar los métodos de obtención del sulfato de estaño (II).
- c. Seleccionar el método más adecuado para las pruebas en laboratorio y banco para el posterior escalamiento de la planta.
- d. Determinar a nivel de ensayos en laboratorio las variables experimentales que permitan obtener el sulfato de estaño (II) bajo las características técnicas requeridas.
- e. Con los resultados y variables definidas en laboratorio, realizar pruebas a nivel banco para la obtención del sulfato de estaño (II).
- f. En base a los resultados de las pruebas en laboratorio y banco, realizar el escalamiento a nivel de planta para la producción del sulfato de estaño (II).
- g. Realizar un estudio de costos, inversión, utilidad y rentabilidad en la producción del sulfato de estaño (II).

### **1.4. Justificación**

La realización de la presente Tesis tiene un sustento económico, tecnológico y social. A continuación se detalla cada uno de ellos.

#### **1.4.1. Justificación económica**

La información que se presenta en el Capítulo III sobre la producción de sulfato de estaño (II) en México con fines de exportación y la demanda comprobada en Europa y países sudamericanos, hacen que la presente Tesis de estudio experimental y subsiguiente diseño de una planta para la elaboración del sulfato de estaño (II) tenga un interés empresarial. En tal sentido, la empresa promotora de esta investigación así como otras

empresas interesadas encontrarán en la presente Tesis, una referencia tecnológica para la puesta en marcha de una planta para la producción y exportación de un producto de mayor valor agregado, lo cual les puede brindar mejores márgenes de ganancia garantizados y por ende un escudo a las caídas de los precios internacionales de los insumos.

A nivel macro económico, la mayor producción interna y la exportación elevan el PBI nacional, además de incrementar la población económicamente activa y la recaudación de impuestos por parte del Estado.

#### **1.4.2. Justificación tecnológica**

La propuesta de una tecnología que abarca el diseño de equipos a nivel de planta para la obtención del sulfato de estaño (II) en base a ensayos a escala de laboratorio y a escala banco contribuye al desarrollo industrial y tecnológico del país. La obtención de sulfato de estaño (II) como un producto que cumpla con las especificaciones técnicas internacionales constituye también un importante aporte tecnológico de la presente Tesis.

#### **1.4.3. Justificación social**

Desde el punto de vista laboral, la presente Tesis contribuye al aumento de puestos de trabajo y a la consecuente mejora del nivel de vida de la población.

En Europa se ha comprobado la eficacia del sulfato de estaño (II) como agente reductor, específicamente para disminuir la presencia de cromo (VI) en el cemento, causante éste de la enfermedad llamada *dermatitis de contacto por cromo*, la cual afecta a las personas dedicadas a trabajos de construcción.

**1.5. Alcance**

La Tesis comprende:

- a. Pruebas experimentales a nivel de laboratorio para la obtención del sulfato de estaño (II) que cumpla con las especificaciones técnicas requeridas.
- b. Obtención del producto a nivel banco en base a los resultados de laboratorio.
- c. Escalamiento a nivel de planta en base a los resultados a nivel banco.
- d. Estudio de los costos, inversión, utilidad y rentabilidad en la producción del sulfato de estaño (II).

## CAPITULO II: FUNDAMENTO TEÓRICO

A continuación se presenta el fundamento teórico en el cual se basa la presente Tesis, las especificaciones técnicas del producto, los métodos de obtención y como resultante el método seleccionado para la producción de sulfato de estaño (II).

### 2.1. Propiedades fisicoquímicas del sulfato de estaño (II)

El sulfato de estaño (II) tiene las siguientes propiedades fisicoquímicas:

Fórmula química	: SnSO <sub>4</sub>
Masa molecular	: 214,78 g/mol
Estado físico	: sólido, cristales o polvo
Color	: blanco a amarillento
Punto de fusión	: pierde SO <sub>2</sub> a 360 °C
Punto de ebullición	: no aplicable
Solubilidad en 100 g de agua:	19 g a 20 °C ; 18 g a 100 °C
Soluble en	: ácido sulfúrico diluido

### 2.2. Usos del sulfato de estaño (II)

#### 2.2.1. Uso del sulfato de estaño (II) en galvanostegia

La galvanotecnia se define como la técnica de electrodeposición metálica sobre superficies, abarcando dos tipos de procesos: la galvanostegia y la galvanoplastia. La galvanostegia es un proceso electrolítico que consiste en recubrir permanentemente una pieza metálica con una película muy delgada de otro metal. Este recubrimiento se puede realizar con fines netamente decorativos (coloreado o acabado) o con el objetivo de aumentar la resistencia a la corrosión del metal recubierto<sup>3</sup>.

---

<sup>3</sup> Mantell (1980) precisa que el estañado electrolítico en general es más conveniente cuando se deseen capas delgadas de recubrimiento, mientras que la inmersión en estaño fundido es más común cuando se requieren capas más gruesas de estaño.

En cambio, la galvanoplastia consiste en el recubrimiento metálico sobre materiales no conductores (por ejemplo plásticos) o sobre matrices que actúan como moldes, separándose el recubrimiento luego de ser moldeado. La introducción del estaño en galvanostegia se dio fundamentalmente por el hecho que el estaño no produce compuestos tóxicos, caso contrario al cinc por ejemplo (Werner, 1980). Por este motivo se utiliza el estañado como técnica de recubrimiento de utensilios domésticos, aunque este fin se vio disminuido con la introducción de esmaltados y del acero inoxidable. Pero el uso del estaño para la obtención de la hojalata electrolítica - que consiste en el recubrimiento de láminas de acero con una película de estaño - destinada a la fabricación de envases metálicos tanto para alimentos como para productos industriales es en la actualidad una aplicación muy importante de dicho metal. Además, el aspecto blanco agradable de los recubrimientos de estaño es apreciado para fines decorativos y de buen acabado. Cabe mencionar que el estañado es utilizado también para el recubrimiento y acabado de alambres, contactos eléctricos y elementos electrónicos (conectores, condensadores, transistores, entre otros).

Son varias las sales de estaño que encuentran aplicación en galvanostegia. Entre ellas están: estannato de sodio, estannato de potasio, cloruro de estaño (II), fluoborato de estaño (II) y sulfato de estaño (II). Todas estas sales de estaño se utilizan en disolución y constituyen el denominado baño galvánico, el cual puede ser ácido o alcalino. Los estannatos se aplican en baños junto con un álcali, mientras que el fluoborato, cloruro y sulfato de estaño (II) se aplican en baños ácidos. Werner indica que en los baños ácidos se pueden aplicar intensidades de corriente mayores que en los baños alcalinos, siendo además el rendimiento de corriente muy superior (cercano al 100%).

En el caso específico del baño ácido con sulfato de estaño (II), el baño está constituido además por un ácido sulfónico aromático - como el ácido cresosulfónico - y por otros aditivos que ayudan a la estabilidad del baño y al acabado sobre la superficie tratada (cresol y gelatina por ejemplo).

Dependiendo de las características finales deseadas de la capa de estaño, en un baño ácido al sulfato puede aplicarse desde 15 a 100 g/L de sulfato de estaño (II), ácido sulfúrico desde 30 a 100 g/L, ácido cresosulfónico 40 g/L aproximadamente y los otros aditivos entre 1 a 6 g/L (Paredes, 1996).

El anodizado de un metal (galvanostegia anódica) consiste en el proceso electrolítico de incrementar la capa de óxido poroso sobre su superficie utilizando un electrolito ácido, generalmente ácido sulfúrico<sup>4</sup>. El coloreado del aluminio anodizado haciendo uso del sulfato de estaño (II) es una aplicación interesante que encuentra esta sal. El método común para depositar el estaño u otros metales sobre el aluminio anodizado es sumergirlo en un electrolito que contenga una sal del metal específico (en este caso una solución de sulfato de estaño (II)) y aplicar al sistema corriente eléctrica, usualmente alterna, con el fin que los iones estaño se depositen en los poros del aluminio anodizado dándole así la coloración. El circuito se cierra con un contra electrodo que puede ser de grafito o del metal a depositar sobre el aluminio. La electrodeposición del estaño sobre el aluminio en medio ácido y con ayuda de agentes estabilizadores producen diversas tonalidades de color bronce y negro. Parámetros del proceso como intensidad de corriente, grosor de la capa, entre otros, afectan dichas tonalidades.

### **2.2.2. Uso del sulfato de estaño (II) en la industria del cemento**

El cemento es un polvo fino que se obtiene de la molienda de caliza y arcilla. La mezcla es calcinada a altas temperaturas (1 500 °C) produciéndose el clinker. Principalmente, la composición química del cemento es una combinación de óxido de calcio, dióxido de silicio, trióxido de aluminio y óxido férrico.

Muchas veces el insumo contiene pequeñas cantidades de cromo (como cromita), por tanto al ser calcinado, se produce el ión cromato (cromo VI) y alcanza, en algunos casos, concentraciones altas alrededor de 100 ppm. Los compuestos de cromo son clasificados como altamente tóxicos debido a su

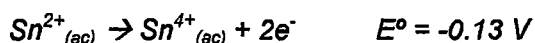
---

<sup>4</sup> Aluminum Anodizers Council. Obtenido el 15 de marzo del 2008 de <http://www.anodizing.org>

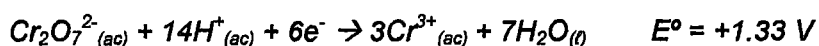
alto potencial de oxidación a cromato y su habilidad para penetrar el tejido humano, lo cual se manifiesta cuando el cemento es mezclado con el agua para su fraguado.

De acuerdo a la Directiva de la Comunidad Europea 2003/53/CE, vigente a partir del 17 de enero del 2005, se regula que el cemento y los preparados que contienen cemento no se pueden usar o poner en el mercado si una vez hidratados, su contenido de cromo (VI) soluble en agua es superior al 0,0002% (2 ppm) del peso seco del cemento. Por tanto, la disminución del contenido de cromo (VI) en el cemento se basa en la adición de agentes altamente reductores que transforman el cromo (VI) en cromo (III), el cual deja de ser nocivo.

Las sales de estaño (II), particularmente el sulfato de estaño (II), tienen la propiedad de ser un buen agente reductor logrando así reducir eficazmente el contenido de cromo (VI) en la matriz del cemento, consiguiendo con ello rebajar los niveles de cromo (VI) hidrosoluble por debajo de los 2 ppm. Esto se debe a la tendencia del ión estaño (II) a cambiar a su estado tetravalente, estaño (IV)<sup>5</sup>. La semi reacción de oxidación del ión estaño (II) queda representada de la siguiente manera:



La semi reacción de reducción del cromo (VI) en medio ácido se presenta a continuación:



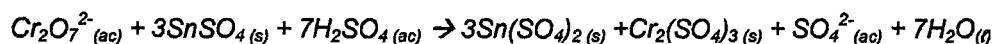
La combinación de las dos semi reacciones resultan en un potencial estándar positivo, por lo que la reacción final de oxidación-reducción es termodinámicamente factible. Es por esta razón que al emplear sulfato de

---

<sup>5</sup> Born, G., Brandt, B. y Krumbiegel, A. Agente para la reducción de cromo (VI) en cemento. Oficina Española de Patentes y Marcas. Traducción de Patente Europea ES N° 2208976 T3. 16 de junio del 2004.



estaño (II), el cromo (VI) queda completamente reducido a cromo (III), preferentemente en medio ácido y siguiendo la siguiente reacción:



### 2.2.3. Otros usos del sulfato de estaño (II)

Finalmente cabe mencionar que el sulfato de estaño (II) encuentra aplicación limitada en teñido y como reactivo químico para análisis de mercurio. En ambos casos, el cloruro de estaño (II) tiene mayor uso y relega al sulfato en estas aplicaciones.

## 2.3. Información técnica del sulfato de estaño (II)

A continuación se presentan las especificaciones técnicas del sulfato de estaño (II) utilizado tanto en galvanizado como en la industria europea del cemento.

### 2.3.1 Especificaciones técnicas del sulfato de estaño (II) para uso en galvanostegia

La norma francesa NF T 23-301 (1982) es un estándar específico que define las características químicas del sulfato de estaño (II) destinado para el estañado electrolítico y coloración anódica. Según esta norma, el sulfato de estaño (II) se presenta generalmente bajo la forma de cristales de color crema pálido.

Las especificaciones que da este estándar se presentan en el Cuadro 1.

El contenido máximo teórico del sulfato de estaño totalmente puro y sin humedad es:

Masa atómica del estaño, Sn: 118,71 g/mol

Masa molecular del sulfato de estaño (II), SnSO<sub>4</sub>: 214,78 g/mol

Contenido máximo de estaño (II) en el sulfato de estaño (II): 55,27%

La norma francesa hace la equivalencia de 52% de estaño (II) a 94% como sulfato de estaño (II)<sup>6</sup>.

**Cuadro 1. Especificaciones según estándar francés para el sulfato de estaño (II) para uso en galvanizado y coloración anódica**

Especificación	% en masa
Estaño (II), Sn (II)	52 % mín.
Ácido sulfúrico libre, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1 % máx.
Residuos insolubles de calcinación	0,5 % máx.
Cloruros, expresados como ión Cl <sup>-</sup>	0,05 % máx.
Antimonio, Sb	0,1 % máx.
Arsénico, As	0,005% máx.

Fuente: Referencia bibliográfica 6.

Es muy importante que el contenido de estaño (IV) en el sulfato de estaño (II) o en general en toda sal de estaño (II) que se utilice para el galvanizado sea limitado. Horn y Stuart (1961) indican que el estaño (IV) no es una fuente de estaño metálico para el electro galvanizado y que queda inerte en el baño, descargándose en los líquidos efluentes del baño. Por su parte, Wilson (1974) precisa que la presencia de estaño (IV) no es deseable en el sulfato de estaño (II) porque la eficiencia del proceso de galvanizado disminuye y se forman precipitados que afectan a la deposición del estaño sobre la pieza tratada. Al respecto, la norma francesa dice textualmente: "El contenido mínimo de estaño (II) (...) limita automáticamente el contenido máximo de estaño (IV) a un valor no peligroso". Es decir que implícitamente se define el contenido de estaño (IV) al especificar el contenido mínimo de estaño (II) en 52%.

<sup>6</sup> El resultado de dividir 52,00% entre 55,27% es 94,08% redondeado a dos decimales. Si se considera el redondeo a un decimal se tiene: 52,0/55,3 = 94,0%

En el Cuadro 2 se muestran las especificaciones dadas por Riedel de Haën, para el sulfato de estaño (II).

**Cuadro 2. Especificaciones según Honeywell – Riedel de Haën para el sulfato de estaño (II)**

Especificación	% en masa
Estaño (II), Sn (II)	54,7 % mín.
Insolubles en ácido	0,5% máx.
Cloruros, expresados como ión Cl <sup>-</sup>	0,1 % máx.
Antimonio, Sb	0,2 % máx.
Arsénico, As	0,01% máx.

Fuente: Referencia bibliográfica 28.

Por su parte, las especificaciones Merck<sup>7</sup> indican un contenido máximo de hierro (Fe) de 0,001% en el sulfato de estaño (II) para el estañado electrolítico, mientras que las especificaciones dadas por William Blythe Ltd.<sup>8</sup> indican un contenido máximo del mismo metal de 0,005%.

### 2.3.2 Especificaciones técnicas del sulfato de estaño (II) para uso en el cemento

TIB Chemicals (antes Goldschmidt) es una empresa con instalaciones de producción en Alemania y México<sup>9</sup>. Abastece al mercado global de productos químicos básicos, productos inorgánicos especializados y de sistemas de recubrimiento. Dentro de sus productos químicos especializados se encuentra el sulfato de estaño (II) como productos para galvanizado y productos aditivos para la industria de la construcción. TIB Chemicals ofrece

<sup>7</sup> Merck. Reactivos productos químicos, catálogo 1999/2000.

<sup>8</sup> William Blythe Ltd. Especificaciones químicas para el sulfato de estaño (II) usado para galvanizado y como aditivo reductor del cromo (VI). Obtenido el 21 de enero del 2008 de <http://www.williamblythe.com>.

<sup>9</sup> TIB Chemicals AG. Sedes de la compañía. Obtenido el 28 de enero del 2008 de <http://www.tib-chemicals.com/2/horizontale-navigaation/companias>.

productos aditivos para la industria de la construcción. TIB Chemicals ofrece el sulfato de estaño (II) tanto en cristales como en polvo, indicando que el producto en cristales es utilizado en el galvanizado, anodizado del aluminio y como aditivo en el cemento para la reducción del cromo (VI), mientras que en polvo es recomendado principalmente para aplicarse al cemento. TIB Chemicals garantiza que ambas presentaciones tienen el mismo poder reductor para la aplicación en el cemento, siendo la principal ventaja de la presentación en polvo que puede ser transportada de manera neumática, mientras que la presentación en cristales ofrece como principal ventaja que no levanta al ambiente partículas diminutas en su manejo. Las características químicas ofrecidas por TIB Chemicals en el sulfato de estaño (II) se presentan en el Cuadro 3.

Nótese que TIB Chemicals – al igual que la norma francesa y las otras fuentes de especificaciones consultadas – tampoco define explícitamente el contenido máximo de estaño (IV).

Con la información presentada en esta sección, la presente Tesis toma las especificaciones químicas proporcionadas por la norma francesa para el contenido de estaño (II), ácido sulfúrico libre, residuos insolubles de calcinación, antimonio y arsénico; de Honeywell – Riedel de Hæn se toma la especificación para cloruros; de William Blythe se toma la especificación para el hierro y la especificación de la humedad se toma de TIB Chemicals. En resumen, se presenta el Cuadro 4 con las especificaciones técnicas para la producción del sulfato de estaño (II).

**Cuadro 3. Especificaciones químicas según TIB Chemicals para el sulfato de estaño (II) usado como aditivo reductor de cromo (VI) en el cemento**

Especificación	% en masa
Contenido de sulfato de estaño (II), SnSO <sub>4</sub>	> 97,7 %
Contenido de estaño (II), Sn (II)	54,5 +/- 0,5%
Contenido total de estaño, Sn	> 54,5 %
Ácido sulfúrico libre, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	< 0,5 %
Humedad	< 0,5 %
Solubilidad	Clara/opalescente en ácido sulfúrico al 1%

Fuente: Referencia bibliográfica 52.

**Cuadro 4. Especificaciones para la producción de sulfato de estaño (II)**

Apariencia	Cristales blancos a ligeramente amarillentos
Especificación	% en masa
Estaño (II), Sn (II)	52 % mín.
Ácido sulfúrico libre, como H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1 % máx.
Residuos insolubles de calcinación	0,5 % máx.
Cloruros, como ión Cl <sup>-</sup>	0,1 % máx.
Antimonio, Sb	0,1 % máx.
Arsénico, As	0,005% máx.
Hierro, Fe	0,005% máx.
Humedad	0,5% máx.

Fuentes: Referencias bibliográficas 6, 28, 52 y 57.

## **2.4. Métodos para la producción de sulfato de estaño (II)**

### **2.4.1. Métodos químicos**

La obtención del sulfato de estaño (II) por métodos químicos según la bibliografía consultada se centra básicamente en: a) ataque del óxido de estaño (II) con ácido sulfúrico (Hawley, 1975); b) por el ataque directo sobre estaño granulado con ácido sulfúrico (Kirk, 1999).

Dependiendo del grado de pureza que se requiera para el producto final, se puede partir de insumos grado técnico o grado reactivo. Este último genera menor contenido de impurezas en el producto final.

#### **a. Obtención del sulfato de estaño (II) por ataque del óxido de estaño (II) con ácido sulfúrico**

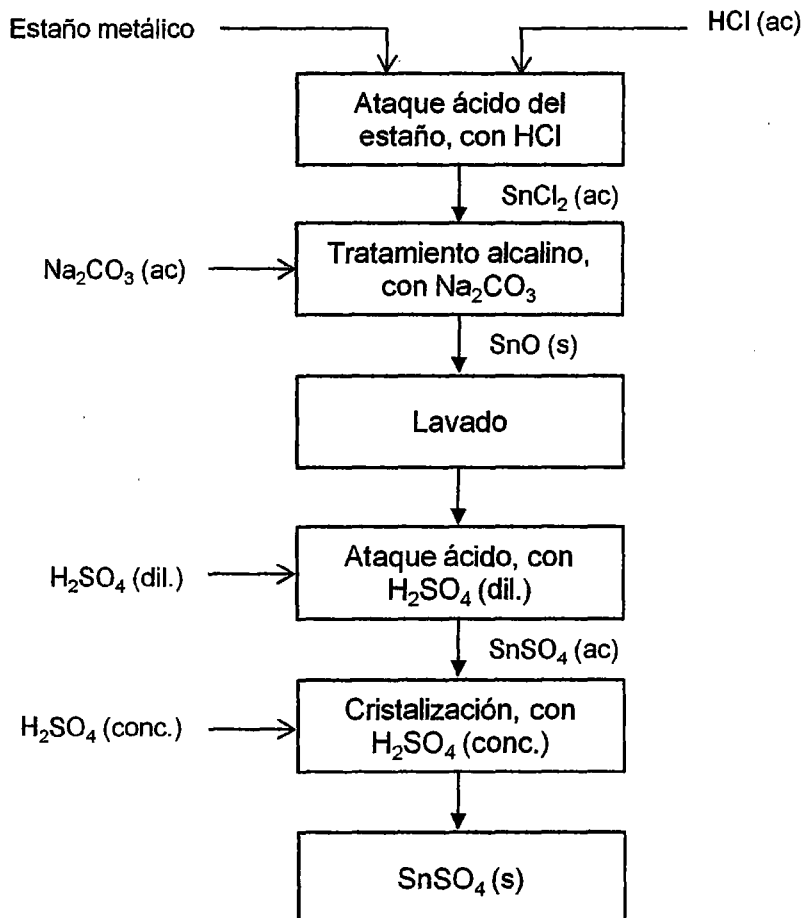
El método de preparación del sulfato de estaño (II) por ataque del ácido sulfúrico sobre el óxido de estaño (II) incluye sucesivas etapas partiendo del estaño metálico. En la Figura 1 se esquematiza este método.

Kirk indica que el óxido de estaño (II) se prepara generalmente tratando el cloruro de estaño (II) con un álcali en medio acuoso bajo pH controlado y temperatura cercana a ebullición, precipitando así el óxido. El álcali utilizado en este caso puede ser carbonato de sodio en solución (Chane-Ching et al., 1989). La obtención previa del cloruro de estaño (II) se puede conseguir por la reacción directa de cloro gaseoso y estaño fundido, o por el ataque en caliente del estaño metálico con cloruro de hidrógeno, sea éste como gas o como solución (ácido clorhídrico), recomendándose en este último caso que el estaño esté granulado y la presencia de un agente oxidante como el cloro gaseoso. Kirk menciona también que se puede obtener el cloruro de estaño (II) por reducción de una solución de cloruro de estaño (IV) con estaño metálico.

Obtenido el óxido de estaño (II) luego de la precipitación con álcali de la solución de cloruro de estaño (II), el óxido es lavado y sometido a la acción de ácido sulfúrico diluido para producir una solución de sulfato de estaño (II).

Luego, se lleva a cabo la cristalización por adición de ácido sulfúrico concentrado (Wilson, 1974). Esto es posible puesto que la solubilidad del sulfato de estaño (II) disminuye al aumentar la concentración de ácido sulfúrico libre en la solución.

Debe mencionarse finalmente que Richter (1955) sostiene que puede obtenerse óxido de estaño (II) por oxidación directa de estaño metálico húmedo finamente dividido con oxígeno en condiciones controladas. Luego, se obtiene el sulfato de estaño (II) por acción de ácido sulfúrico diluido como se ha mencionado líneas arriba.



**Figura 1.** Diagrama de bloques para la obtención del sulfato de estaño (II) por ataque de óxido de estaño (II) con ácido sulfúrico.

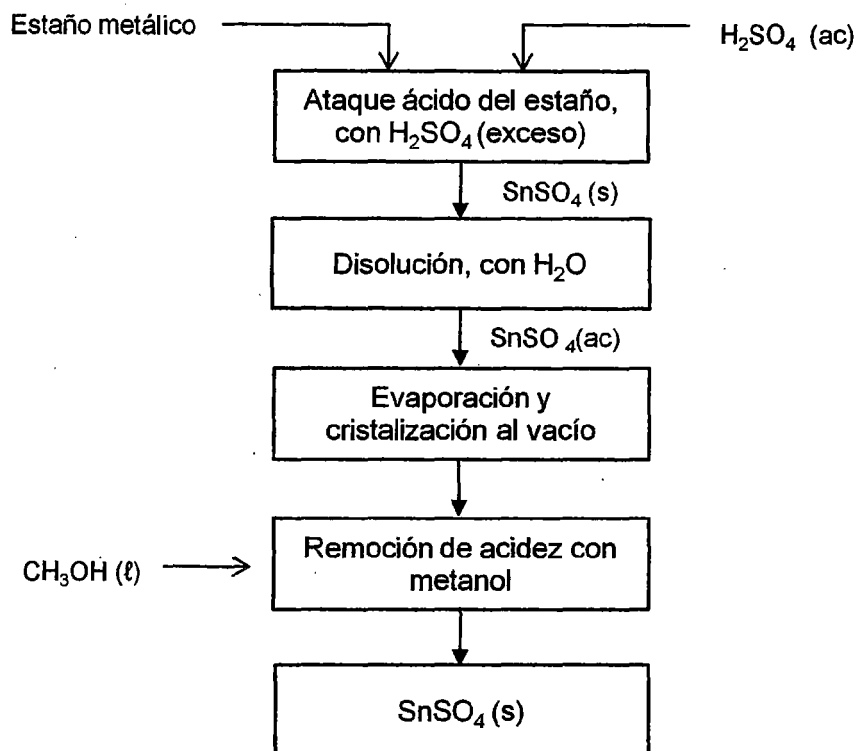
b. **Obtención del sulfato de estaño (II) por ataque directo sobre estaño granulado con ácido sulfúrico**

Kirk menciona que el sulfato de estaño (II) puede ser obtenido por el ataque de estaño granulado con un exceso de ácido sulfúrico de gravedad específica de 1,53. La reacción se lleva a cabo hasta que cese a 100 °C y por periodos de tiempo de varios días. Luego, el sulfato de estaño (II) es disuelto en agua y la solución obtenida evaporada en vacío. Para la remoción de exceso de acidez se utiliza metanol. Wilson (1974) indica que cuando se eleva la temperatura en el ataque directo del estaño con ácido sulfúrico con el fin de acelerar la reacción, se forma sobre el metal un recubrimiento que detiene el ataque. Loges y Ruf (1976) indican que sea utilizando ácido sulfúrico diluido o concentrado a temperatura de ebullición para atacar el estaño metálico, se forma demasiado ión estaño (IV). En todo caso, Chane-Ching et al. indican que la velocidad de ataque del ácido sulfúrico puede elevarse introduciendo oxígeno al medio. Pero el uso de este agente oxidante puede producir exceso de sulfato de estaño (IV). Entonces, Chane-Ching et al. refieren que se hace necesaria una etapa adicional para reducir el estaño (IV) a estaño (II) por acción de estaño metálico en la solución obtenida en la etapa anterior. Se recomienda además que esta reducción se lleve a cabo en una atmósfera reductora o inerte. El método queda resumido en la Figura 2.

**2.4.2. Métodos electroquímicos.**

Surfleet (1987) menciona que el proceso electroquímico para la obtención de las sales de metales consiste en el paso de corriente eléctrica por una celda electrolítica que esté comprendida por un ánodo del metal que desea disolverse y un cátodo generalmente del mismo metal o algún otro inerte al sistema. El anolito es la solución del compartimiento anódico que proporcionará los aniones para formar la sal del metal, mientras que el catolito es la solución del compartimiento catódico generalmente a una concentración mayor que el anolito.





**Figura 2.** Diagrama de Bloques para la obtención del sulfato de estaño (II) por ataque directo sobre estaño granulado con ácido sulfúrico.

Los compartimientos anódico y catódico están separados por un diafragma o membrana que posea las propiedades específicas para el proceso de obtención de la sal. El proceso puede ser de tipo lote o continuo.

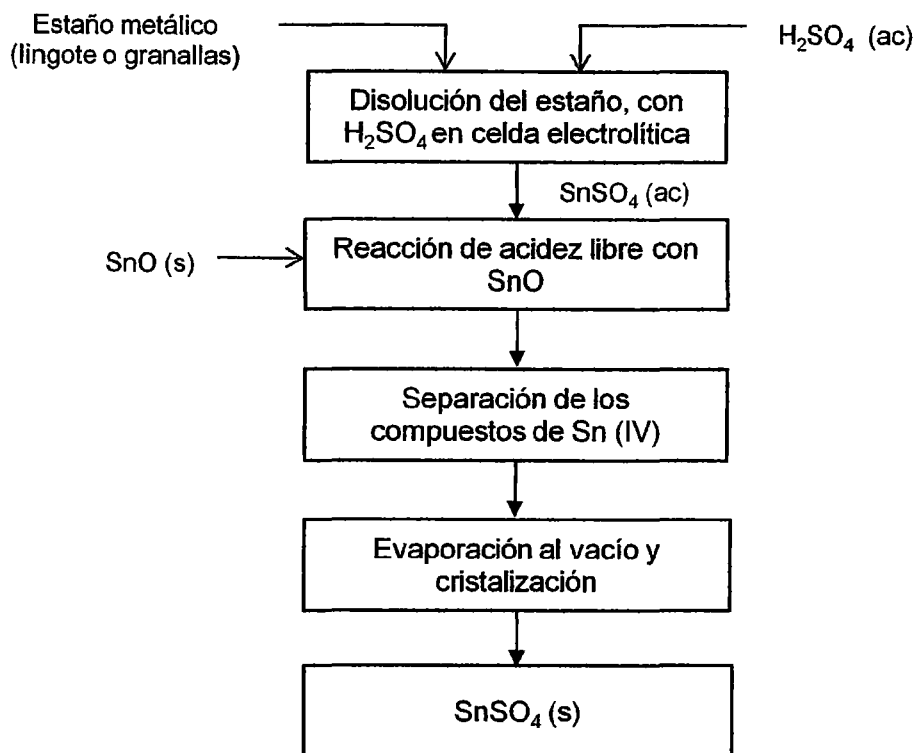
El metal que forma el ánodo pierde electrones al aplicarse al sistema una corriente impresa externa. Se forman entonces los iones metálicos respectivos, los cuales pueden estar totalmente ionizados junto con los correspondientes aniones o en un equilibrio.

El ánodo puede ser: a) un lingote (barra) del metal cuya sal se va a producir; b) gránulos o trozos del metal cuya sal se va a producir, contenidos en una

cesta; c) un ánodo no soluble cuando se desea cambiar el estado de valencia de un ión del anolito.

De acuerdo a lo indicado por Loges y Ruf en los procesos electrolíticos para la obtención del sulfato de estaño (II) suelen emplearse membranas orgánicas, pues los métodos electrolíticos que no las usan muestran serias dificultades operativas y finalmente no son económicamente viables. La principal limitación es que los iones del ánodo metálico disueltos se depositan nuevamente en el cátodo en forma de metal. Sin embargo, dichos autores señalan también que los métodos electrolíticos que usan membranas orgánicas – que pueden ser del tipo selectivas de intercambio aniónico – presentan desventajas bien sea por el tamaño grande de poro que permite pasar diversos iones generándose reacciones secundarias, o porque si son selectivas sólo a los aniones, la conductividad del sistema sólo está supeditada a la movilidad o conductividad específica de estos iones, pues no dejan pasar a iones cargados positivamente como el ión hidrógeno. Estas limitaciones hacen afirmar a Loges y Ruf que los métodos electroquímicos que usan membranas son poco ventajosos desde el punto de vista técnico-económico, por lo que dichos autores proponen el uso de un diafragma especialmente obtenido de la sinterización de un material inorgánico cerámico a 1 000 °C. Dicho diafragma permite la obtención del sulfato de estaño (II) en solución en una celda electrolítica. Luego, los autores proponen el tratamiento de dicha solución saturada de sulfato de estaño (II) con óxido de estaño (II) que reacciona con la acidez libre manteniéndose el sulfato de estaño (II) en solución y separándolo de los compuestos de estaño (IV) insolubles. Finalmente, la solución de sulfato de estaño (II) es evaporada al vacío en un reactor vidriado hasta la cristalización de la sal.

En la Figura 3 se presenta el método descrito.



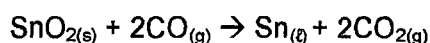
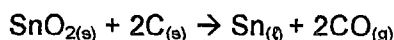
**Figura 3.** Diagrama de Bloques para la obtención del sulfato de estaño (II) – Métodos electroquímicos.

### 2.5. Óxido de estaño (IV)

Como sub-producto de los métodos descritos en la sección 2.4. se obtiene óxido de estaño (IV) hidratado, de fórmula  $\text{SnO}_2 \cdot x\text{H}_2\text{O}$ . Kirk (1999) indica que la calcinación de este óxido hidratado da el óxido anhidro ( $\text{SnO}_2$ ). El óxido anhidro es utilizado como agente pulidor para mármol y vidrio, además de pigmento para cerámicos y vidrio.

De manera natural, el óxido de estaño (IV) es llamado casiterita y es la fuente para la obtención de estaño. El proceso que se lleva a cabo en las instalaciones minero – metalúrgicas de la minera MINSUR S.A. consiste en la reducción de tamaño del mineral, seguido de la concentración gravimétrica, remolido y flotación con el fin de elevar la ley de estaño en el material.

Luego, el concentrado se somete a la reducción con carbón. Ocurren las siguientes reacciones (Chang, Kirk) a temperatura de 1 100 – 1 200 °C en hornos de ladrillos refractarios:



El metal crudo así obtenido al 98% es refundido para eliminar como escoria los contaminantes remanentes (hierro, cobre, arsénico, entre otros).

## 2.6. Método seleccionado

En la sección 2.4 del presente capítulo, se revisaron los diferentes métodos de producción de sulfato de estaño (II) encontrados en la literatura consultada. El método químico de ataque del óxido de estaño (II) con ácido sulfúrico es el método seleccionado para la realización de las pruebas experimentales por las siguientes razones:

- La empresa Elmer Jo Anaya S.A.C. cuenta entre sus productos con el cloruro de estaño (II) grado reactivo en cristales. Según la literatura consultada, del cloruro se pasa al óxido de estaño (II) por acción de un álcali. El hecho de contar con el conocimiento de disolver el estaño metálico y cristalizarlo como cloruro es una ventaja para la presente investigación de la obtención del sulfato de estaño (II).
- Si bien es cierto que parece más sencillo atacar directamente el estaño metálico con ácido sulfúrico según lo descrito por Kirk, el hecho que deba retirarse la acidez remanente con metanol o algún solvente similar conlleva a una etapa de recuperación del mismo lo cual requiere de cuidados muy exigentes por la toxicidad de estos solventes, complicando el desarrollo experimental.
- Los métodos electroquímicos descritos se basan en el uso de rectificadores de corriente continua, de membranas o diafragmas y la necesidad de contar con óxido de estaño (II) para la precipitación de la

sal. Es decir – según la bibliografía consultada – con los métodos electroquímicos básicamente se logra una solución de sulfato de estaño (II) con exceso de acidez en la celda que reaccionará con el óxido de estaño para precipitar el sulfato de estaño (II). Sin embargo, la obtención del óxido de estaño (II) y la reacción de éste con ácido sulfúrico constituye uno de los métodos químicos descritos en la sección 2.4.1. Entonces, resulta más conveniente una vez obtenido el óxido de estaño (II) atacarlo directamente con ácido sulfúrico y no montar toda la infraestructura de la celda electrolítica para obtener una solución ácida de sulfato de estaño (II) que reaccione con el óxido. Esta reacción de la acidez sulfúrica remanente con el óxido podría ser utilizado también para el método descrito en la sección 2.4.1 (b). En todos los casos, se requiere óxido de estaño (II).

Por las razones antes mencionadas y conociendo que la termodinámica favorece las reacciones descritas en el Apéndice I, se selecciona el método de producción de sulfato de estaño (II) partiendo del cloruro de estaño (II) como fuente estaño (II) para la obtención de óxido de estaño (II) y posterior ataque con ácido sulfúrico para finalmente obtener sulfato de estaño (II). El diagrama de bloques del método seleccionado se presenta en la sección 4.1.1 del Capítulo IV.

## CAPITULO III: ESTUDIO DE MERCADO

Se presenta a continuación el estudio de mercado del sulfato de estaño (II), de los insumos con sus correspondientes especificaciones técnicas y disponibilidad en el mercado.

### 3.1. Mercado del sulfato de estaño (II)

En el Perú, se tiene la información que la empresa local Sulfato de Cobre S.A. (SULCOSA) estuvo produciendo el sulfato de estaño (II) con fines de exportación hacia el mercado europeo durante los años 2005 y 2006. En el 2007 la producción y exportaciones de sulfato de estaño (II) de SULCOSA se detuvieron posiblemente por precios no competitivos.

En el Cuadro 5 se muestran las exportaciones peruanas del sulfato de estaño (II).

**Cuadro 5. Exportaciones peruanas de sulfato de estaño (II)**  
*sólido*

Año	2005	2006
Exportaciones peruanas de sulfato de estaño (II) sólido, en TM	302,7	270,0

Fuente: Referencia bibliográfica 54.

Por otro lado, el sulfato de estaño (II) tiene un consumo interno dirigido a procesos electrolíticos de recubrimiento con estaño, básicamente desarrollados por la empresa Vidriería 28 de Julio S.A.C. Debe mencionarse que en el Perú no se produce hojalata electrolítica y que la industria local de envases importa las bobinas de hojalata de países como Alemania y Francia principalmente.

Por su parte, en el mercado latinoamericano se tiene que Chile, Colombia y Argentina son importadores de sulfato de estaño (II). El Cuadro 6 resume las importaciones de sulfato de estaño (II) de estos países y de Perú en los últimos cuatro años.

**Cuadro 6. Importaciones de sulfato de estaño (II) sólido de Perú, Chile, Argentina y Colombia, en TM**

País / Año	2007	2008	2009	2010
Perú	4,0	4,6	3,0	3,0
Chile	14,7	8,5	1,2	0,7
Argentina	5,0	7,0	9,3	5,6
Colombia	12,5	18,0	17,5	22,5
Total	36,2	38,1	31,0	31,8

Fuente: Referencia bibliográfica 54.

El principal país proveedor de sulfato de estaño (II) del mercado chileno y colombiano es México, específicamente la empresa TIB Chemicals (antes Goldschmidt). Según censo<sup>10</sup> referido a la producción y ventas netas de las empresas manufactureras mexicanas realizado en el 2003, la producción de sulfato de estaño (II) fue de 15 967 TM en dicho país, habiéndose destinado para exportación casi el 99% del total producido. Esto pese a que México tiene una ínfima producción minerometalúrgica propia de estaño metálico, pero al parecer tiene una industria importante de recuperación y posterior refinamiento de estaño.<sup>11,12</sup> Por su parte, el Perú importa el sulfato de estaño (II) de Alemania y España, mientras que Argentina lo hace de Brasil y México.

Debe mencionarse que no se han registrado exportaciones de sulfato de estaño (II) desde los países listados en el Cuadro 6 ni se ha encontrado indicios que se produzca sulfato de estaño (II) en dichos países. Entonces la demanda aparente de sulfato de estaño (II) del grupo de países mencionados, es equivalente a su importación. El promedio de los últimos 4 años arroja una demanda aparente de 34,3 TM/año.

<sup>10</sup> Instituto Nacional de Estadística y Geografía. México. Obtenido el 1 de mayo del 2009 de [www.inegi.org.mx](http://www.inegi.org.mx).

<sup>11</sup> Panorama Minero. Instituto Geológico y Minero de España. Obtenido el 20 de abril del 2010 de [www.igme.es/Internet/PanoramaMinero/Historico/94-95/ESTAÑO.pdf](http://www.igme.es/Internet/PanoramaMinero/Historico/94-95/ESTAÑO.pdf)

<sup>12</sup> Bejarano, F. La exportación de desechos peligrosos como materiales secundarios para su reuso y recuperación. Los retos ambientales de México. Obtenido el 20 de abril del 2010 de [http://www2.ine.gob.mx/publicaciones/libros/35/la\\_exportacion.html](http://www2.ine.gob.mx/publicaciones/libros/35/la_exportacion.html).

### **3.2. Mercado de insumos**

Según lo descrito en la sección 4.1.1 (b) del Capítulo IV, el proceso químico para la obtención del sulfato de estaño (II) requiere partir de insumos de pureza adecuada para la obtención del producto según las especificaciones dadas en el Cuadro 4 de la sección 2.3.2 del Capítulo II. Así, los insumos a utilizarse son: cloruro de estaño (II) di-hidratado grado químicamente puro (Q.P.) al 98-103%, ácido clorhídrico Q.P. al 37,5%, carbonato de sodio granular grado técnico al 99%, ácido sulfúrico Q.P. al 97,5%, agua desionizada y agua potable. El agua desionizada es producida en planta y el agua potable es tomada directamente de la red. La disponibilidad y características técnicas del resto de insumos se detallan a continuación.

#### **3.2.1 Cloruro de estaño (II) di-hidratado**

La Empresa Elmer Jo Anaya S.A.C., promotora de la presente Tesis, tiene entre sus productos al cloruro de estaño (II) di-hidratado grado Q.P. en cristales. Como insumo se utiliza el estaño metálico refinado que se compra en lingotes, los cuales se funden para obtener granallas y atacarlas con ácido clorhídrico. El ataque al estaño en granallas se realiza con ácido clorhídrico grado Q.P. concentrado al 37,5% en exceso primero a temperatura ambiente y luego a hervor no turbulento. Se emplea ácido clorhídrico en exceso por las siguientes razones: la fuerza de ácido se mantiene por mayor tiempo por encima del mínimo para asegurar el ataque, y evita la hidrólisis y oxidación del estaño (II) a estaño (IV). Producto del ataque, se obtiene cloruro de estaño (II) acuoso que se concentra hasta saturación y se deja cristalizar a temperatura ambiente. Finalmente los cristales húmedos son secados y se obtiene cloruro de estaño (II) di-hidratado grado Q.P.

Las especificaciones técnicas del cloruro de estaño (II) di-hidratado se muestran en el Cuadro 52 del Anexo 1.



La capacidad de producción actual de cloruro de estaño (II) di-hidratado de la Empresa es de 250 kg mensual. Se requiere una ampliación de la línea de producción del cloruro de estaño (II) di-hidratado para abastecer al proceso de producción de sulfato de estaño (II) según el tamaño de lote descrito en el Capítulo VI.

Por ser los insumos en la producción del cloruro de estaño (II), se hace necesario conocer el mercado del estaño metálico refinado y ácido clorhídrico grado Q.P. al 37,5%. Debe señalarse que en el método de producción, el ácido clorhídrico también se utiliza en la disolución del cloruro de estaño (II).

a. **Estaño metálico refinado**

En el Perú, el estaño refinado es producido en su totalidad por MINSUR S.A., empresa que posee la mina San Rafael (Puno), principal mina peruana en operación dedicada a la extracción de estaño. La planta de fundición y refinería está ubicada en la ciudad de Pisco (Ica). El estaño de MINSUR S.A. se presenta en lingotes de 25 kilos cada uno, identificándose por un número de lote el cual es acompañado del certificado de análisis correspondiente.

Los volúmenes de producción de estaño refinado de MINSUR S.A. se presentan a continuación en el Cuadro 7.

**Cuadro 7. Producción anual de estaño refinado de MINSUR S.A.**

Año	2006	2007	2008	2009
Producción de estaño refinado (TM)	40 495	36 004	38 865	37 502

Fuente: Referencia bibliográfica 17.

En cuanto a las características técnicas del estaño refinado que ofrece MINSUR S.A., debe mencionarse que el mismo es de alta pureza y garantiza el cumplimiento de las normas internacionales BS EN 610:1996

y ASTM-B339-1995. El Cuadro 53 del Anexo 1 presenta su composición química estándar.

Como alternativa a la provisión de estaño metálico de MINSUR, se cuenta con el estaño refinado en Bolivia por la Empresa Metalúrgica Vinto, ubicada en Oruro. A Vinto llega el mineral proveniente de las diversas minas bolivianas, entre ellas Huanuni que es la mina de extracción de estaño más importante en Bolivia. Actualmente, la producción promedio de Vinto es de 12 000 TM anual de estaño refinado.<sup>13</sup> Las especificaciones técnicas del estaño refinado de Vinto se presentan en el Cuadro 54 del Anexo 1. La presentación también es de lingotes de 25 kg.

b. **Ácido clorhídrico grado Q.P.**

Elmer Jo Anaya S.A.C. produce ácido clorhídrico grado Q.P. al 37,5% por medio del fraccionamiento del ácido clorhídrico grado técnico al 33% producido por Quimpac S.A.C. Dicha empresa obtiene el ácido de la reacción del hidrógeno gaseoso y cloro gaseoso provenientes de su proceso electroquímico de producción de soda cáustica.

En el 2009 y 2010, la producción anual de Elmer Jo Anaya S.A.C. del ácido clorhídrico grado Q.P. fue de 200 TM aproximadamente (1 turno diario de producción).

El ácido clorhídrico grado Q.P. al 37,5% que produce Elmer Jo Anaya S.A.C. presenta las especificaciones dadas en el Cuadro 55 del Anexo 1. La disponibilidad local de estaño refinado y del ácido clorhídrico grado Q.P. son adecuadas para la producción del cloruro de estaño (II) dihidrato grado Q.P. necesaria para la producción del sulfato de estaño (II).

### **3.2.2 Carbonato de sodio**

El Perú no es productor de carbonato de sodio. Las importaciones provienen de países como Estados Unidos, Francia, Inglaterra y China. Es utilizado principalmente en las industrias de vidrio, detergentes, textil y producción de derivados de sodio. Las importaciones peruanas de

---

<sup>13</sup>Eabolivia.com. Noticias Bolivianas. Obtenido el 20 de agosto del 2010 de <http://www.eabolivia.com/economia/4184-vinto-subira-produccion-de-estano-en-mas-del-100.html>

carbonato de sodio grado técnico durante el 2010<sup>14</sup> fueron de 73 300 TM aproximadamente.

El carbonato de sodio grado técnico tanto granular (denso) como polvo (liviano) proveniente de la compañía Brunner Mond (Inglaterra) es un producto de mayor pureza comparado con otros disponibles en el mercado local. En el 2009 y 2010, Elmer Jo Anaya S.A.C. importó directamente 44 TM por año de carbonato de sodio granular de Brunner Mond. Su capacidad de importación puede fácilmente adaptarse para cubrir el uso del carbonato de sodio grado técnico en la producción de sulfato de estaño (II).

Las especificaciones técnicas del carbonato de sodio grado técnico fabricado por Brunner Mond se muestran en el Cuadro 56 del Anexo 1.

### **3.2.3 Ácido sulfúrico grado Q.P.**

Elmer Jo Anaya S.A.C. produce ácido sulfúrico grado Q.P. al 97 – 98%, por medio del fraccionamiento del ácido sulfúrico grado técnico al 98 – 99%. El ácido sulfúrico grado técnico de origen nacional es un producto que se obtiene de la captación de los gases de la etapa de tostación de los concentrados sulfurosos en las refinerías de La Oroya (Doe Run Perú S.R.L.), Cajamarquilla (Votorantim Metais) e Ilo (Southern Peru Copper Corporation).

En el 2009 y 2010, la producción anual de Elmer Jo Anaya S.A.C. del ácido sulfúrico grado Q.P. fue de 250 TM aproximadamente (1 turno diario de producción).

Las especificaciones técnicas del ácido sulfúrico grado Q.P. que produce Elmer Jo Anaya S.A.C. se muestran en el Cuadro 57 del Anexo 1.

La disponibilidad del ácido sulfúrico grado Q.P. es adecuada para la producción del sulfato de estaño (II).

---

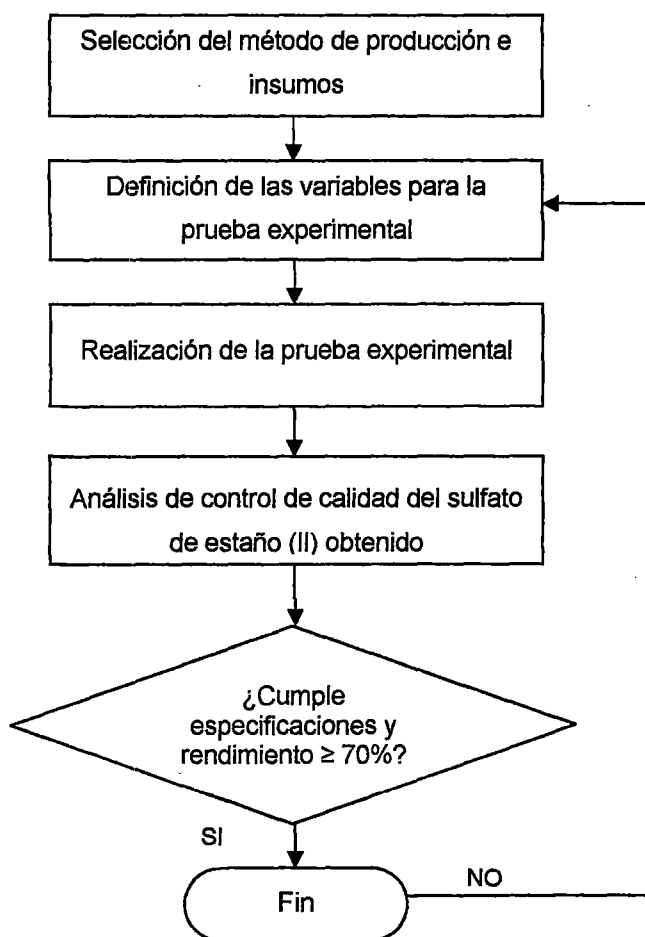
<sup>14</sup> Veritrade Business. Obtenido el 23 de abril del 2011 de [www.veritrade.info](http://www.veritrade.info).

## CAPITULO IV: OBTENCIÓN DEL SULFATO DE ESTAÑO (II) A NIVEL DE LABORATORIO

A continuación se describe el desarrollo de las pruebas experimentales para la obtención del sulfato de estaño (II) a nivel laboratorio.

### 4.1 Desarrollo del proceso experimental

El objetivo de las pruebas experimentales es obtener el producto sulfato de estaño (II) con las especificaciones técnicas exigidas en el mercado. La metodología empleada se ilustra en la Figura 4.

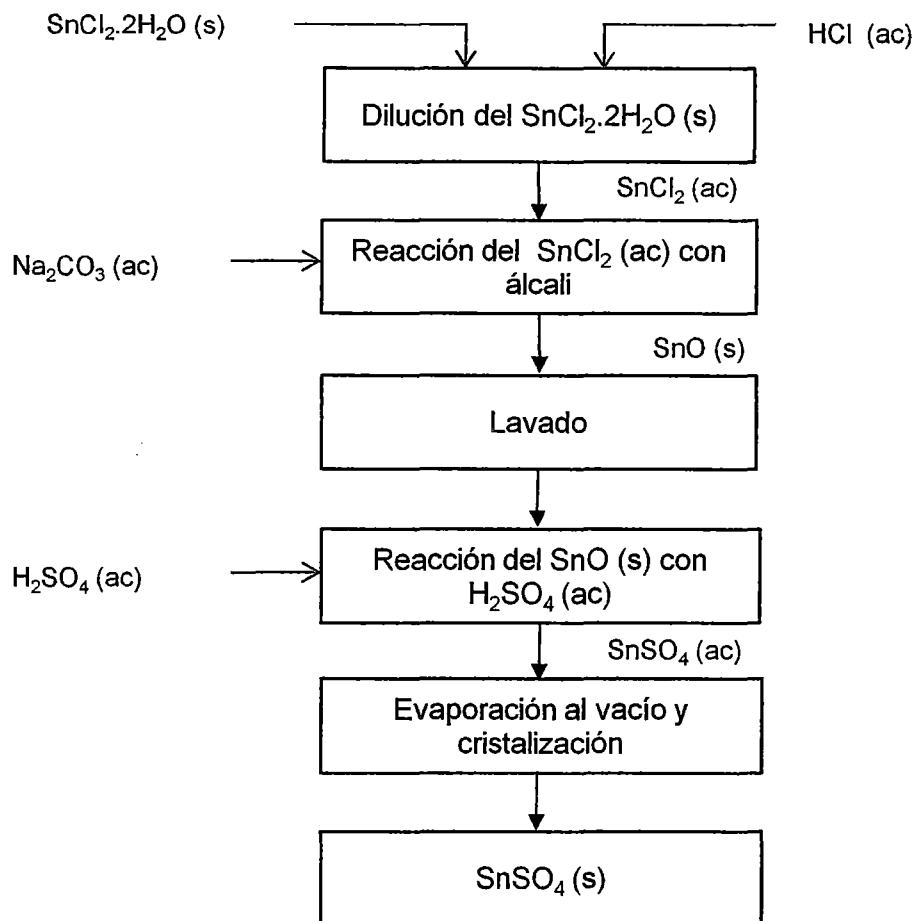


**Figura 4.** Diagrama de la metodología experimental

#### 4.1.1. Selección del método para la producción de sulfato de estaño (II) e insumos.

##### a. Método de producción

En la sección 2.6 del Capítulo II se menciona el método seleccionado. En la Figura 5 se presenta un diagrama de bloques para la obtención del sulfato de estaño (II) de acuerdo a este método.



**Figura 5.** Método seleccionado para la obtención de sulfato de estaño (II)

##### b. Insumos

El proceso químico seleccionado para la obtención del sulfato de estaño (II) requiere partir de insumos de pureza adecuada para la obtención del producto según las especificaciones dadas en el Cuadro 4 de la sección 2.3 del Capítulo II.

La fuente de estaño es el cloruro de estaño (II) grado reactivo producido por Elmer Jo Anaya S.A.C. a partir del estaño metálico y ácido clorhídrico. Debe señalarse que en el proceso de producción del cloruro de estaño (II) di-hidratado de la Empresa, se obtiene como producto intermedio cloruro de estaño (II) acuoso con alto contenido de acidez libre. Luego de pruebas experimentales preliminares, se descartó partir de este cloruro de estaño (II) acuoso como insumo por presentar las siguientes desventajas:

- Al ser un producto intermedio en el proceso, no presenta similares características entre un lote y otro puesto que la acidez libre y contenido de estaño (II) varían en cada uno de ellos. Se tomaron varias muestras y éstas no eran repetitivas (los contenidos de acidez libre variaban de 5% a 10% expresados como ácido clorhídrico y los contenidos de ion estaño (II) variaban del 20% a 40%).
- No se dispone de un método analítico confiable en la determinación de la acidez libre del cloruro de estaño (II) acuoso, por tanto pueden existir errores en determinar la cantidad de carbonato de sodio a emplearse en la siguiente etapa del proceso. En la determinación potenciométrica (método analítico utilizado inicialmente) no se observa una clara definición del punto de inflexión (segunda derivada no es muy clara).
- Al ser el contenido de acidez libre diferente en las muestras, hizo que sea una variable difícil de controlar en el resto de pruebas.

Las pruebas experimentales a nivel laboratorio se realizaron con carbonato de sodio granular grado técnico como álcali para la etapa de obtención del óxido de estaño (II). El sulfato de estaño (II) obtenido posteriormente cumplió con la pureza y especificaciones establecidas, lo que justifica el uso de este insumo.

Debe mencionarse que en el mercado local se dispone de otros álcalis comerciales en grado técnico. Estos son: hidróxido de sodio al 50% (soda), hidróxido de calcio al 80-90% (cal apagada) e hidróxido de amonio al 25-28%. Éste último queda descartado porque la estequiometría de las reacciones, su dilución y costo lo hacen muy caro en comparación de los otros álcalis. La cal apagada tiene la gran

desventaja de su muy baja solubilidad, requiriendo grandes volúmenes de agua para que técnicamente no sea incompatible con la etapa de precipitación del óxido de estaño (II). Además la cal apagada tiene altos contenidos de magnesio y residuos insolubles que afectan la pureza del producto final. La soda líquida al 50% es prácticamente igual en costo al uso de carbonato de sodio granular a los precios actuales (Abril 2011). Para el caso del carbonato de sodio el costo es de US\$ 0,318/kg de sulfato de estaño (II) con el rendimiento que se menciona en la sección 6.3.1 del Capítulo VI. Para la soda el costo sería de US\$ 0,433/kg de sulfato de estaño (II) considerando el mismo rendimiento. Otra desventaja de la soda es su muy alto calor de dilución en comparación al carbonato de sodio, pues las pruebas experimentales han arrojado que debe trabajarse con álcali diluido para facilitar la remoción de los cloruros. Adicionalmente, el carbonato de sodio al ser un insumo importado permitirá hacer uso de los beneficios de drawback<sup>15</sup>.

El óxido de estaño (II) obtenido en la etapa experimental fue atacado con ácido sulfúrico al 20%, producto de la dilución del ácido sulfúrico grado reactivo al 97-98% producido por Elmer Jo Anaya S.A.C. El uso de esta calidad de ácido se debe al objetivo de cumplir las especificaciones del sulfato de estaño (II) establecidas en el Capítulo II, principalmente la especificación del hierro. En este sentido debe mencionarse que el ácido sulfúrico grado técnico disponible en el mercado local proveniente de la Refinería de Cajamarquilla tiene un contenido de hierro de 150 ppm máximo según hoja técnica, lo cual puede causar que el sulfato de estaño (II) no cumpla con la especificación que establece como contenido máximo de hierro 50 ppm (0,005%).

El agua potable de la red tiene un contenido de cloruros que fluctúa entre 30 a 300 ppm, lo que contaminaría de cloruros al sistema principalmente en la etapa de lavado (remoción de cloruros) y en la reacción del óxido de estaño (II) con ácido sulfúrico diluido. Además la dureza del agua hace ingresar al sistema compuestos de calcio y magnesio que podrían contaminar el producto final. Por este motivo, en un inicio se realizan las

---

<sup>15</sup> Devolución de los derechos arancelarios de importación y es equivalente al 5% del valor FOB de exportación.

pruebas experimentales con agua desionizada. Luego, en la prueba banco descrita en el Capítulo V se utiliza para los primeros lavados agua potable y para los últimos agua desionizada.

Por lo explicado, los insumos que se utilizan en el método químico seleccionado son:

- Cloruro de estaño (II) di-hidratado al 98 – 103%, grado Q.P.
- Ácido clorhídrico al 37,5%, grado Q.P.
- Carbonato de sodio al 99%, grado técnico
- Ácido sulfúrico al 97,5%, grado Q.P.
- Agua desionizada
- Agua potable

c. **Equipo y material utilizado**

Agitador magnético con pastilla: Para dar la agitación necesaria a la reacción y lavado.

Sistema de calentamiento: En base a focos de 25 y 50 w hecho de tecnopor por dentro y madera por fuera recubierto de una manta aislante.

Bomba de vacío de paletas y aceite: motor de 0,6 HP, 1670 rpm, 60 Hz, hasta -101,6 kPa.

Otros materiales: balanza de precisión de 1 200 g de capacidad y resolución de 0,1 g marca AND, Kitasato de vidrio de 1 L para la evaporación al vacío, buchner de porcelana, bagueta de vidrio, embudo de vidrio, vasos de precipitado, papel filtro Filterlab 1246 de 12,5 cm de diámetro.

**4.1.2. Definición de las variables experimentales y realización de las pruebas**

Las pruebas experimentales se realizaron en base a 50 g de cloruro de estaño (II) di-hidratado. El número de pruebas realizadas fue de 35, nombradas alfabéticamente de la A a la Z y luego correlativamente de A1 al A9.

En la Figura 6 se ilustra la secuencia de etapas del método experimental desarrollado en laboratorio.



a. Etapa 1: Disolución del cloruro de estaño (II) di-hidratado

Según la bibliografía<sup>16</sup> se obtienen soluciones al 2-40% de cloruro de estaño (II) di-hidratado ( $\text{SnCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) disolviéndolo con ácido clorhídrico concentrado al 36-38% para así evitar la hidrólisis y posterior oxidación. Por dicho motivo inicialmente no se decidió seguir este camino pues las cantidades de ácido y posteriormente álcali para la neutralización iban a ser muy altas.

Posteriormente se encontraron referencias<sup>17</sup> de poder utilizar ácido clorhídrico al 3,65% para obtener una solución de cloruro de estaño (II) di-hidratado por lo cual, además de las desventajas que se encontraron empleando el cloruro de estaño (II) acuoso proveniente de planta, se decide emplear los cristales de cloruro de estaño (II) di-hidratado.

Las pruebas experimentales corroboraron que la cantidad de 40 g de ácido clorhídrico diluido al 3,65% es suficiente puesto que:

- Disuelve los 50 g de cloruro de estaño (II) di-hidratado minimizando la hidrólisis del ion estaño (II).
- Minimiza el consumo de carbonato de sodio de la etapa posterior.

La disolución del cloruro de estaño (II) di-hidratado en ácido clorhídrico al 3,65% es endotérmica alcanzando temperaturas de hasta 13°C. En las pruebas realizadas no hubo necesidad de calentamiento externo.

Así, los valores de las variables definidas para esta etapa son:

- Concentración del ácido clorhídrico : 3,65% en masa
- Cantidad de ácido clorhídrico : 40 g
- Temperatura de los reactantes : Temperatura ambiente  
(20 – 25 °C)
- Temperatura de disolución : 13 – 15 °C (etapa endotérmica)
- Presión de disolución : Atmosférica (101,3 kPa)

---

<sup>16</sup> American Chemical Society. (2003). Reagent Chemicals ACS; New York: Oxford University Press Inc.

<sup>17</sup> Prolabo. (1997). Assay of total cyanides in water and soil. Obtenido el 15 de enero del 2008 de <http://www.cemservice.us/prolabo/20077a.pdf>

b. **Etapa 2: Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio**

Esta etapa consiste en la obtención de óxido de estaño (II) a partir del cloruro de estaño (II) en solución y carbonato de sodio en solución.

En cuanto a la concentración de los reactantes, la concentración óptima del cloruro de estaño (II) en solución está dada por las consideraciones indicadas en la Etapa 1. A su vez, la determinación de la concentración del carbonato de sodio dependió principalmente de la eliminación de los cloruros en el sistema: a menor concentración, la cantidad de agua aumenta lo que influye positivamente en la remoción del cloruro de sodio que se forma en la reacción. Luego de realizar pruebas con concentraciones del 17,66% (solución saturada), 10% y 5%, se determinó que la solución al 5% permitía una mejor remoción del cloruro. Mayores detalles al respecto se indican en la Etapa 3.

Para la determinación de la cantidad de carbonato de sodio a emplear se consideró en varias de las pruebas experimentales sólo la cantidad estequiométrica del cloruro de estaño (II) presente, excepto en las pruebas P, Q, Z y A1 a A9 en las que se tomó en cuenta la acidez del ácido clorhídrico al 3,65% empleado en la disolución previa.

El no considerar la acidez proveniente del ácido clorhídrico al 3,65% se debió a que la literatura<sup>18</sup> indica que exceso de álcali disuelve al óxido de estaño (II), formando ion estannito que se dismuta a estaño metálico (negro) y ion estannato. Esto no era conveniente para el rendimiento del proceso pues se podía perder cantidades importantes de estaño como iones estannitos y/o estannatos al decantar el líquido sobrenadante ó podía contaminar el producto final con ion estaño (IV) por el carácter anfótero del ion estannato. Pero luego de las pruebas experimentales que sí consideraron la acidez del ácido clorhídrico al 3,65%, se concluyó que la aparición del color negro en el precipitado de óxido de estaño (II) se debía a la formación directa del óxido de estaño anhidro.

---

<sup>18</sup> Kirk (1999); Arribas (1964); Alexeiev (1975)

Al respecto, Kirk y el resto de bibliografía consultada indican que el óxido de estaño (II) puede ser hidratado<sup>19</sup>, cuyo color es blanco, ó anhidro, cuyo color es negro. Además se menciona que el óxido de estaño (II) anhidro se obtiene por calentamiento por encima de los 100 °C del óxido hidratado.

En las pruebas experimentales se corroboró que para temperaturas menores a 18°C del cloruro de estaño (II) en solución independientemente del flujo de adición del carbonato de sodio, el producto obtenido es óxido de estaño (II) hidratado. En cambio, a temperatura del cloruro de estaño (II) en solución mayor a 25°C, el producto obtenido es óxido de estaño (II) anhidro. Este óxido anhidro de color negro se va formando lentamente al transcurrir el tiempo. Cabe señalar que en la etapa de lavado para ambos tipos de óxido, se remueve la cantidad suficiente de cloruros dando como resultado un contenido final menor a 0,1% en el sulfato de estaño (II). Para ello se utilizó la misma cantidad de agua para el lavado y se obtuvo rendimientos cercanos (pruebas A7 a A9).

Debido al descenso de temperatura en la disolución del cloruro de estaño (II), la obtención del óxido de estaño (II) hidratado es la que más se favorece. Entonces, los parámetros serán definidos para la obtención de este tipo de óxido.

Por otro lado, el tiempo de reacción se determinó observando que la evolución de anhídrido carbónico cesara y que la consecuente pérdida de peso del sistema se acerque bastante a lo indicado por la estequiometría. Así, se concluyó que la reacción cesa en 3 horas luego de haber terminado el vertimiento del carbonato de sodio. El pH medido a temperatura ambiente en el líquido sobrenadante luego de haber cesado la reacción fluctuaba entre 3 a 5.

Finalmente, la agitación del sistema juega un rol importante ayudando a la evacuación del gas carbónico y principalmente en la eficacia del lavado

---

<sup>19</sup> Según Kirk el óxido de estaño (II) hidratado corresponde a la fórmula  $\text{SnO} \cdot \text{H}_2\text{O}$ , pero otros autores como Donaldson (1961) difieren y presentan otras fórmulas. El interés de la Tesis no es descifrar la fórmula química del compuesto, sino determinar el contenido de ión estaño (II) presente para la reacción siguiente con ácido sulfúrico.

de cloruros puesto que disminuye la adsorción de estos iones en las partículas de óxido de estaño (II).

Los valores de las variables para esta etapa quedaron definidos de la siguiente manera:

- Concentración del cloruro de estaño (II) en solución : 45,8 – 48,1% en masa <sup>20</sup>
- Concentración del carbonato de sodio en solución : 5% en masa
- Cantidad de carbonato de sodio en solución : Estequiométrico
- Temperatura del cloruro de estaño (II) en solución (al inicio del vertimiento del carbonato) : 13 – 15 °C
- Temperatura del carbonato de sodio al 5% : 20 – 25 °C
- Temperatura de reacción (al concluir el vertimiento del carbonato) : 20 – 25 °C
- Presión de reacción : Atmosférica (101,3 kPa )
- Tiempo de reacción : 3 h mínimo
- Agitación : 200 rpm
- pH final de la solución sobrenadante (20 – 25°C) : 3 – 5

c. Etapa 3: Lavado del óxido de estaño (II)

El objetivo de esta etapa es eliminar el cloruro de sodio formado en la etapa 2 con el fin de alcanzar un contenido de ion cloruro de 0,1% en masa máximo en el producto final sulfato de estaño (II). Esto es posible gracias a que el óxido de estaño (II) no es soluble en agua, mientras que el cloruro de sodio si lo es. Hasta el inicio de la prueba experimental P no se habían realizado lavados exhaustivos en las pruebas anteriores. Al realizarse, se observaron los siguientes fenómenos:

- El contenido teórico final de cloruros después de cada lavado se aleja demasiado al real, puesto que en el sistema al parecer ocurre un fuerte fenómeno de adsorción (Vogel, 1960) y/o coprecipitación

<sup>20</sup> La pureza del cloruro de estaño (II) es de 98 – 103%. Al disolver 50 gramos en 40 gramos de ácido se obtiene el rango indicado de concentraciones.

entre el cloruro de sodio y el óxido de estaño (II) sea hidratado o anhidro.

- Se presentaba el fenómeno de la peptización<sup>21</sup> cada vez más fuerte tras un nuevo lavado, haciendo más difícil la decantación. Cabe señalar que este fenómeno hizo abortar varias pruebas experimentales.

Para disminuir la adsorción y coprecipitación entre las moléculas de cloruro de sodio y óxido de estaño (II) fue necesario emplear un agitador que incremente la suspensión de las partículas del óxido de estaño (II) y así vuelva más efectivo el lavado. Una agitación de 200 rpm ayudó a maximizar la remoción de cloruro de sodio.

Lo indicado en el párrafo anterior no hubiera podido cumplir con el objetivo si es que no se regulaba el pH del agua de lavado para así disminuir al máximo la peptización. Se encontró experimentalmente que el pH del agua de lavado debía estar entre 2 y 3 a temperatura ambiente (20 – 25 °C).

Sobre el método de lavado, se debe indicar que utilizando lavados sucesivos con agitación y posterior decantación se llegó a cumplir con la especificación de contenido de cloruros en el producto final. Con este método se pudo minimizar tanto el consumo de agua como también las pérdidas de estaño comparado al método de lavado-filtración al vacío utilizando buchner y kitasato. Cabe mencionar que en el ínterin (debido a que no se podía controlar que ocurra la peptización), se diseñó un equipo lavador al vacío de acero inoxidable para que mayor cantidad de agua pase a través de la torta y remueva mayor cantidad de cloruros. Pero las pruebas realizadas con este equipo lavador no fueron alentadoras (pruebas U y W).

Existen dos consideraciones importantes que se tomaron en cuenta una vez elegido el método de lavados sucesivos:

- El tiempo que demoraba toda la operación, es decir los repetidos lavados incluyendo la agitación, reposo y decantación, originaba la

---

<sup>21</sup> Peptización: Dispersión coloidal de un sólido al lavarse con agua pura. Crouch, S., Holler, F., Skoog, D., West, D. (2005). Fundamentos de Química Analítica. Obtenido el 25 de marzo del 2009 de <http://www.itescam.edu.mx/principal/sylabus/fpdb/recursos/r47842.DOC>.

oxidación del óxido de estaño (II) a óxido de estaño (IV), razón por la cual en los análisis del producto final (pruebas A5 a A7) se encontraba muy bajo el contenido de ion estaño (II) y el aspecto del producto era amarillento (lo cual indicaba el alto contenido de ion estaño (IV)). La solución encontrada fue realizar los lavados en un kitasato apropiado para así a través de succión (vacío) evacuar el aire del ambiente interior del kitasato. El resultado de esta operación al vacío fue exitoso (pruebas A8 y A9). Así, se comprobó que la presencia de aire (oxígeno) era la causa de la oxidación detectada.

- A partir de la prueba A7 y con el fin de minimizar las pérdidas de estaño en el agua decantada, se procedió a filtrarla y retornar al sistema de lavado el sólido atrapado en el papel filtro (FilterLab 1246, cuantitativo, tamaño de poro: 1-3  $\mu\text{m}$ ).

Con el método de lavados sucesivos con agitación y posterior decantación se encontró que se debía determinar los valores de las siguientes variables: cantidad de agua a utilizarse por lavado, tiempo de agitación, velocidad de agitación y tiempo de decantación. Luego de varias pruebas experimentales se determinaron los siguientes valores para dichas variables, los cuales aseguran el cumplimiento de la especificación de cloruros en el producto final.

- Cantidad de agua desionizada por lavado : 100 mL
- Número de lavados sucesivos : 40
- pH del agua de lavado (20 – 25 °C) : 2 – 3
- Temperatura del agua de lavado : 20 – 25 °C
- Presión del sistema para remoción de aire : -10,1 a -16,9 kPa  
(-3" a -5" Hg)
- Agitación : 200 rpm
- Tiempo de agitación por lavado : 10 min
- Tiempo de reposo por lavado : 10 min

d. Etapa 4: Filtración del óxido de estaño (II)

Terminada la operación de lavados sucesivos, se concluyó que debe removerse la mayor cantidad de agua del óxido de estaño (II) con la finalidad de muestrear y realizar análisis del contenido de ion estaño (II).

Este análisis permite calcular con mayor exactitud la cantidad de ácido sulfúrico requerido para la reacción posterior, pues la especificación de acidez libre de 1% como máximo debe cumplirse en el producto final obtenido.

Las pruebas experimentales demostraron que una filtración con vacío empleando buchner y kitasato cumple con remover la cantidad de agua suficiente para obtener el óxido de estaño (II) húmedo pero homogéneo, criterio importante para el muestreo.<sup>22</sup>

Las condiciones determinadas para esta etapa son:

- Presión de vacío : -16,9 a -50,8 kPa (- 5 a -15" Hg)
- Temperatura : Ambiente (20 – 25 °C)
- Tiempo de filtración : 20 – 30 min
- Medio filtrante : Papel filtro FilterLab 1246 cuantitativo (poro: 1-3 µm) en buchner de porcelana

e. Etapa 5: Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico

Determinado el contenido de ion estaño (II) en el óxido de estaño (II) húmedo y conociéndose el peso del mismo, se calcularon cantidades variables de ácido sulfúrico del 90 a 110% de la cantidad estequiométrica correspondiente al óxido. Se concluyó que con una cantidad de ácido del 95 al 97% del estequiométrico se cumple con la especificación de contenido de acidez libre en el producto final. Esto está relacionado con el valor del pH del sistema luego de la reacción, pues con un pH entre 1 y 1,2 (25 °C) se obtuvieron resultados de acidez libre por debajo del límite según especificación (pruebas R, T, A8 y A9).

La determinación de la concentración del ácido sulfúrico a emplearse debe contemplar principalmente dos aspectos: (a) debe evitarse el calentamiento del sistema – producto del contacto de ácido sulfúrico concentrado con agua (humedad) del óxido de estaño (II) – lo cual favorece la oxidación del ion estaño (II) a ion estaño (IV); (b) debe proporcionarse una cantidad de agua tal que permita que la cristalización del sulfato de estaño (II) no sea inmediata y atrape dentro de su red

<sup>22</sup> Debe mencionarse que realizada una prueba secando el óxido de estaño (II) con temperatura de 80 °C por 3 horas en un ambiente sin remoción de aire, trajo como consecuencia la oxidación a iones estaño (IV), malogrando el producto final obtenido de la reacción posterior.

cristalina a partículas de óxido de estaño (II) aún sin reaccionar. Al respecto, Loges y Ruf<sup>23</sup> también indican que la solubilidad del sulfato de estaño (II) disminuye con el aumento de la concentración del ácido sulfúrico del sistema. Estos aspectos fueron corroborados visualmente en pruebas experimentales preliminares: (a) el calentamiento del sistema en plena reacción genera la aparición de coloración amarillenta (alto contenido de estaño (IV)); (b) el secado tras reacciones con ácido sulfúrico de concentración superiores a 50% llevaba a la aparición de puntos negros dentro de los cristales de sulfato de estaño (II).

Además de lo indicado anteriormente, debe evitarse la cristalización del sulfato de estaño (II) en el recipiente de reacción pues se requiere realizar una filtración posterior con la finalidad de separar los compuestos de estaño (IV) formados y que son insolubles<sup>24</sup>. Por este motivo debe calcularse la cantidad teórica de agua necesaria para tener disuelto todo el sulfato de estaño (II) que se forma en la reacción y así añadir al sistema la cantidad faltante de agua. Para esto se considera el dato de tablas de solubilidad en agua del sulfato de estaño (II), 19 g / 100 g de agua (20°C).

En cuanto al tiempo de reacción, este dependió de la permanencia de partículas de óxido de estaño sin reaccionar. Se realizó agitación manual con bagueta.

Tras estas consideraciones corroboradas experimentalmente, se tienen los siguientes valores para las variables de esta etapa:

- Concentración de ácido sulfúrico : 20% en masa
- Cantidad de ácido sulfúrico : 90-110% de estequiométrica, control de pH
- Temperatura de los reactantes : Ambiente (20 – 25 °C)
- Temperatura de reacción : 25 – 30 °C (ligeramente exotérmica)
- Presión de reacción : Atmosférica (101,3 kPa)
- Tiempo de reacción : 30 minutos

<sup>23</sup> Loges, Hans y Ruf, Erich. Process to producing tin (II) sulfate; Oficina de Patentes de Canadá. Aplicación de Patente N° 270154. 20 de enero de 1977.

<sup>24</sup> Si bien es cierto que se trata de minimizar la oxidación del estaño (II), la presencia de estos compuestos insolubles en esta etapa hacen ver que siempre se forma estaño (IV).



- Cantidad de agua : 95-105% según solubilidad del SnSO<sub>4</sub>, control de pH
- pH final del sistema (25 °C) : 1 – 1,2

f. **Etapa 6: Filtración del sulfato de estaño (II) en solución**

Según lo mencionado en la etapa anterior, la solución de sulfato de estaño (II) debe ser filtrada para separar el óxido de estaño (IV) formado por la hidrólisis de este ion, que es insoluble y de coloración blanquecina. Esta etapa debe ser llevada a cabo en el menor tiempo posible para evitar la oxidación del sulfato de estaño (II) en solución. Para ello se hace uso nuevamente de la bomba de vacío y así acelerar la operación. Las variables consideradas para una filtración efectiva tienen los siguientes valores:

- Presión de vacío : -16,9 kPa (- 5" Hg)
- Tiempo de filtración : 15 – 20 minutos
- Medio filtrante : Papel Whatman Nro. 2 (poro: 8 μm) de 12,5 cm de diámetro en embudo de vidrio de 7 cm de diámetro y 6,5 cm de altura

g. **Etapa 7: Cristalización y secado del sulfato de estaño (II)**

Una vez obtenido y filtrado el sulfato de estaño (II) en solución, el siguiente paso es cristalizar y secar los cristales obtenidos. Wilson et al<sup>25</sup> indican que la cristalización del sulfato de estaño (II) se puede realizar añadiendo ácido sulfúrico a la solución. La desventaja de este método es que la acidez libre en el sulfato de estaño (II) cristalizado sería un problema, y cuya solución es utilizar algún solvente para remover el ácido sin que se disuelvan los cristales. Kirk, por su parte, señala que la evaporación al vacío es un método comercial para la obtención de los cristales de sulfato de estaño (II). Loges y Ruf también indican que la evaporación al vacío hasta sequedad es un método efectivo para obtener el sulfato de estaño (II) en cristales.

---

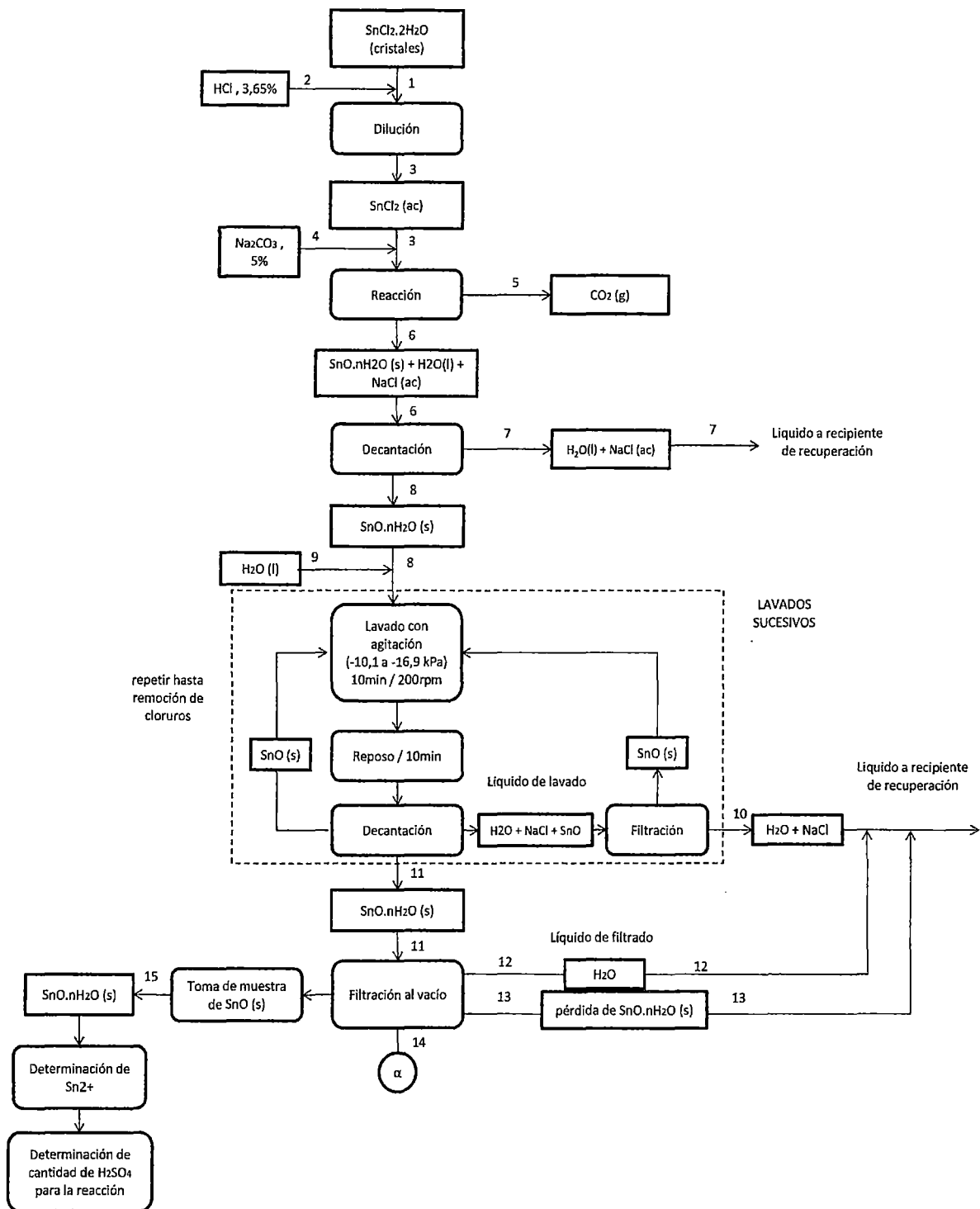
<sup>25</sup> Wilson, H. Electrolytic production of tin and lead salts using anion permselective membranes. Oficina de Patentes y Marcas de Estados Unidos. Patente N° 3795595. 5 de marzo de 1974.

Antes de iniciar las pruebas experimentales con evaporación al vacío, se realizaron pruebas de evaporación al ambiente elevando la temperatura del sulfato de estaño (II) en solución, pero el resultado fue que la solución se tornó amarillenta por oxidación del estaño (II) a estaño (IV). Ante ello, se intentó contrarrestar esta oxidación con presencia de estaño metálico en granallas durante la evaporación, pues el estaño (IV) se reduce a estaño (II) oxidando al estaño metálico también a estaño (II). Pero esta prueba no fue exitosa debido a que la superficie de las granallas metálicas era cubierta por una capa blanca que no permitía el contacto del metal con la solución. También se intentó evaporar purgando la solución con nitrógeno para desplazar el oxígeno, pero tampoco dio resultado. Entonces, la evaporación al vacío resulta ser el método adecuado para minimizar la oxidación pues se remueve tanto el aire como el vapor de agua generado en el sistema.

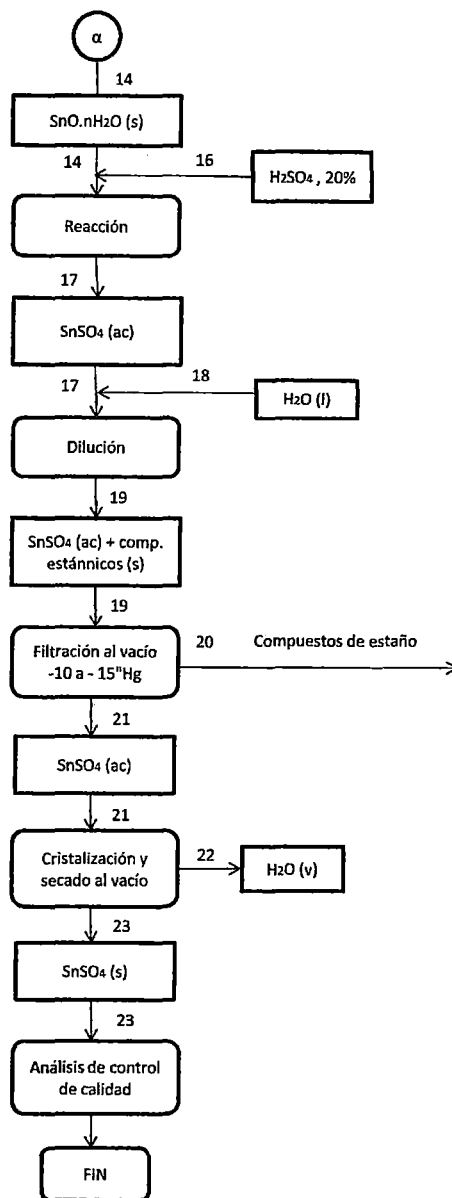
Operativamente, la gran ventaja de este método de evaporación al vacío es que permite tanto la cristalización del sulfato de estaño (II) y el secado de los cristales. Además, tiene la ventaja que ambas operaciones se realizan en el mismo equipo.

Los valores determinados experimentalmente de las variables de esta etapa son los siguientes:

- Temperatura : 65 – 70 °C
- Presión de vacío : -77,9 -91,4 kPa ( -23 a -27" Hg)
- Tiempo total : 18 a 24 h



**Figura 6.** Etapas del método experimental

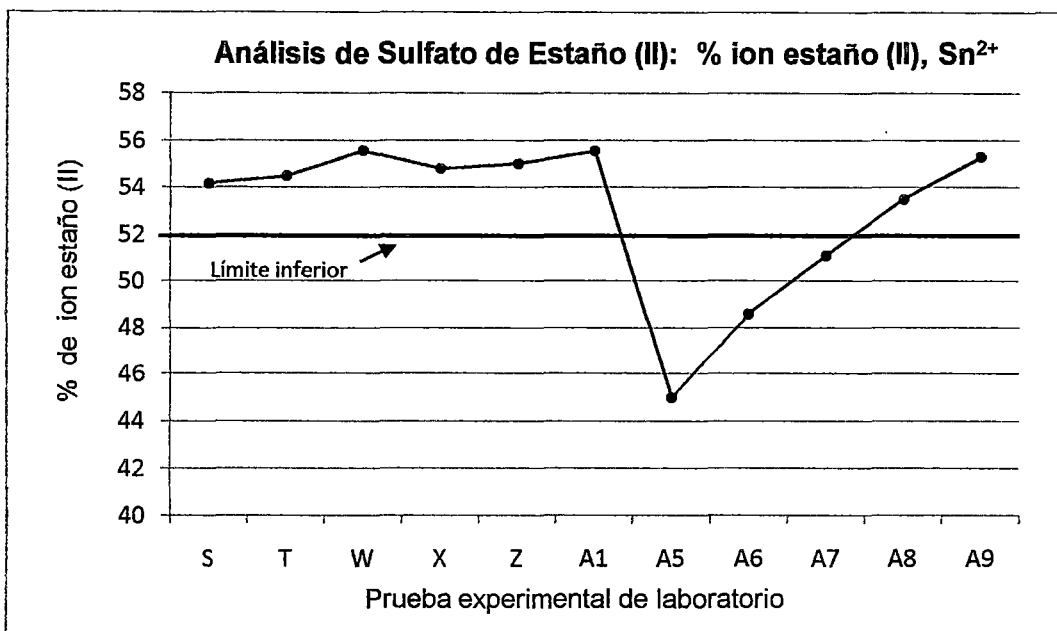


**Figura 6.** Etapas del método experimental (continuación)

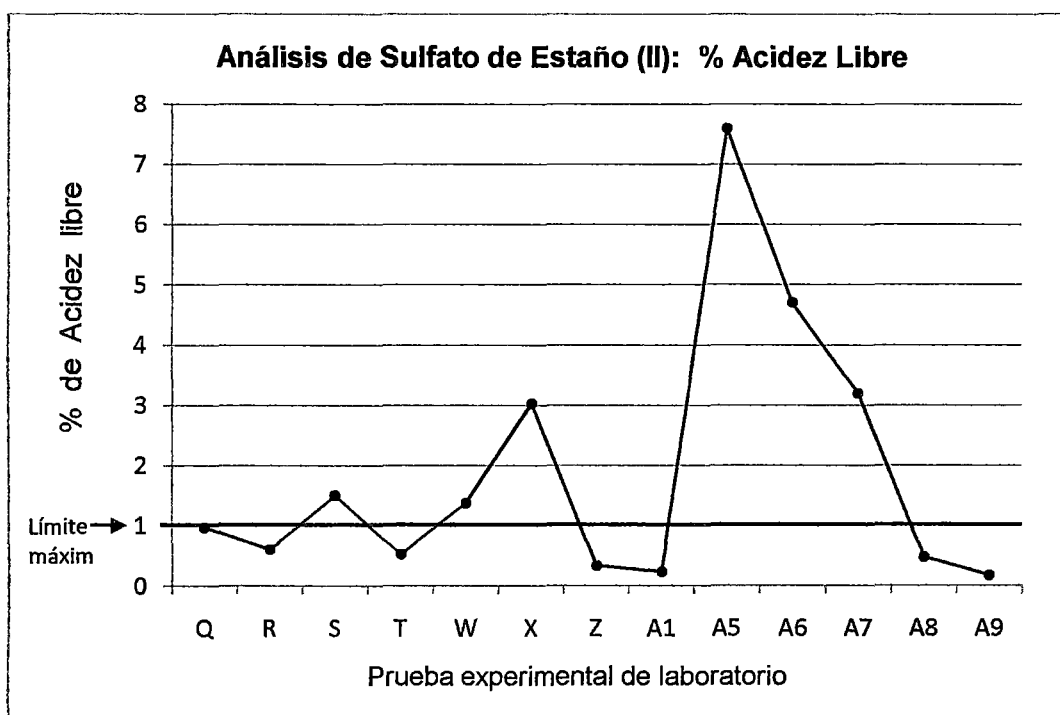
#### 4.1.3. Resultados experimentales y control de calidad del sulfato de estaño (II)

En el Cuadro 28 del Apéndice II se describen los parámetros de las etapas para las pruebas experimentales más relevantes, y los resultados de las mismas en el Cuadro 29 del Apéndice II.

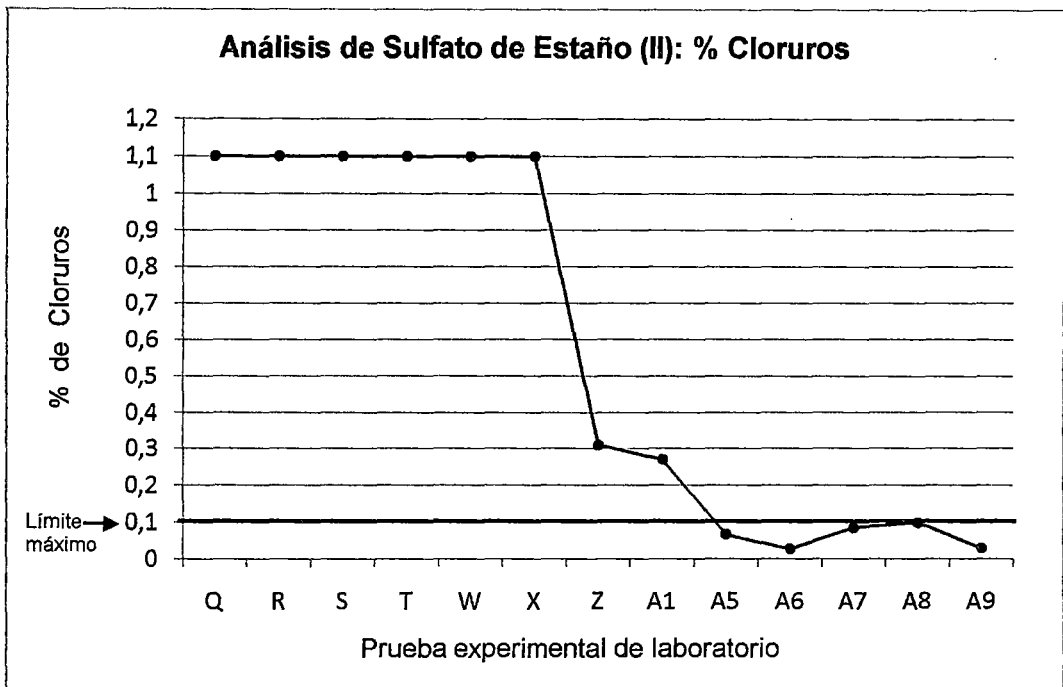
En las figuras 7, 8, 9 y 10 se grafican los resultados obtenidos en las pruebas experimentales.



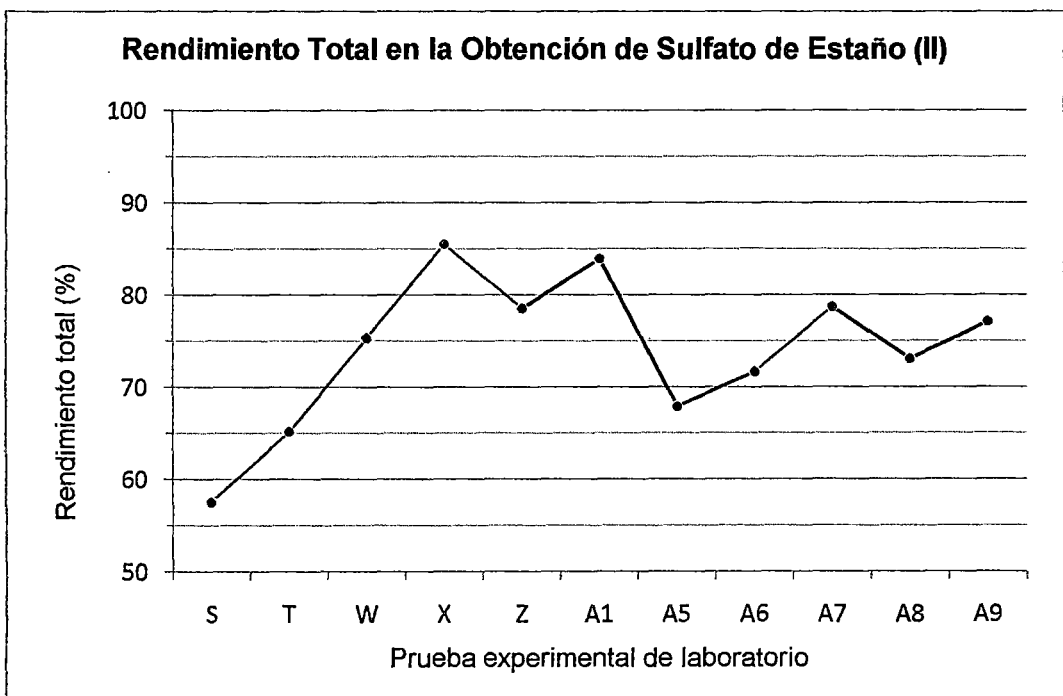
**Figura 7.** Análisis de sulfato de estaño (II): porcentaje ión estaño (II)



**Figura 8.** Análisis de sulfato de estaño (II): porcentaje de acidez libre



**Figura 9.** Análisis de sulfato de estaño (II): porcentaje de cloruros



**Figura 10.** Rendimiento total en pruebas experimentales

En la Figura 7 se observa que en las pruebas experimentales de laboratorio el contenido de estaño (II) en el producto final cumple con la especificación (52% mín.) a excepción de las pruebas A5, A6 y A7. Esto debido a que en dichas pruebas se utilizó mayor exceso de ácido sulfúrico lo cual promueve la formación de estaño (IV). Dicho exceso también se ve reflejado en el análisis de la acidez libre (Figura 8).

En la Figura 9 se observa que el contenido de cloruros en el sulfato de estaño (II) disminuye hasta cumplir la especificación (0,1% máx.), gracias al método de lavados sucesivos con agua acidulada que se utilizó a partir de la prueba Z.

En la prueba A8 se obtiene el producto dentro de especificaciones. Sin embargo, es en la prueba A9 donde se obtiene el producto con mejor rendimiento (Figura 10).

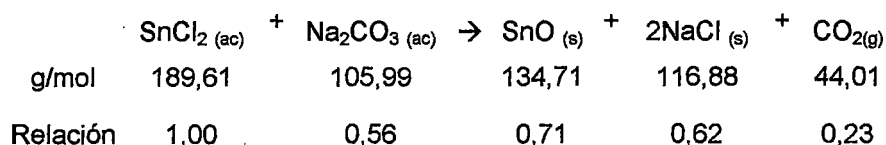
Observando la Figura 7 y la Figura 10, se tiene que el porcentaje de contenido de ión estaño (II) para las pruebas W y A1 fueron de 55,58% y 55,55% respectivamente. Sin embargo el porcentaje de rendimiento para ambas pruebas fue de 75,34% y 83,99% respectivamente. Esto se explica porque a pesar de obtener porcentajes similares de contenido de ión estaño (II) en ambas pruebas, el rendimiento final dependió de la reducción de pérdidas en las etapas posteriores a la obtención de óxido de estaño (II).

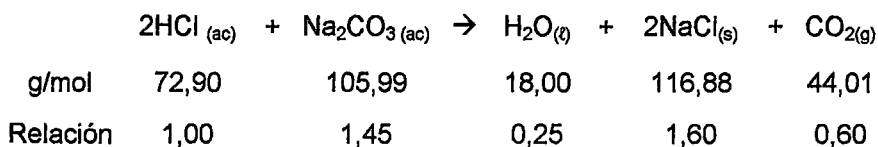
#### 4.1.4. Balance de masa

A continuación se presentan las reacciones químicas consideradas en el balance de masa de la prueba A9 presentado en el Cuadro 8. La numeración de los flujos está de acuerdo a los mostrados en la Figura 6.

##### a. Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio (Etapa 2)

Las reacciones químicas involucradas y su estequiometría son las siguientes:



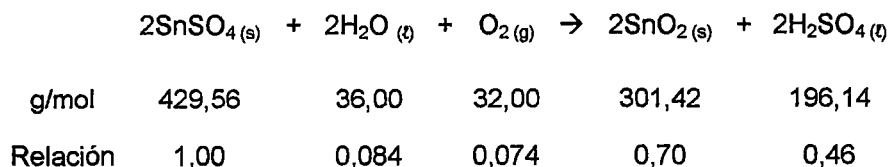
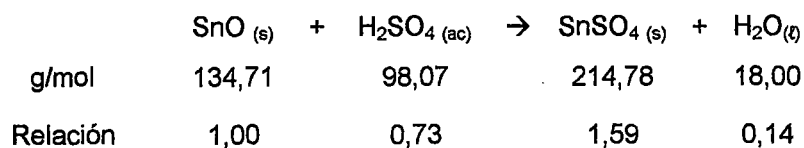


Se utilizó 50 g de cloruro de estaño (II) di-hidratado a una pureza del 100,80%, lo que equivale a 42,36 g de cloruro de estaño (II). Esta cantidad de cloruro de estaño se disolvió en 40 g de ácido clorhídrico al 3,65% (flujo 2 del Cuadro 8). Según la estequiometría se requiere 42,36 g x 0,56 = 23,72 g de carbonato de sodio al 100%. Además, en la reacción de neutralización del ácido clorhídrico con el carbonato de sodio se requiere 1,46 g x 1,45 = 2,12 g de carbonato de sodio al 100%. La suma resulta 25,84 g de carbonato de sodio al 100% (flujo 4-A del Cuadro 8), que expresados al 99% equivalen a 26,10 g que fue la cantidad pesada para disolverla con agua hasta el 5% en masa.

Los pesos que se obtienen de los productos de ambas reacciones son mostrados en el Cuadro 8 (flujos 5 y 6). Debe notarse que el peso del gas carbónico se obtiene de la diferencia de peso inicial menos el peso final. El peso así obtenido de 10,60 g de gas carbónico se aproxima a los 10,62 g que se obtienen según estequiometría, por lo que se considera que los pesos obtenidos de óxido de estaño (II) y cloruro de sodio corresponden a la estequiometría con un rendimiento de 100% (flujos 6-A y 6-B del Cuadro 8).

b. Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico (Etapa 5)

Las reacciones químicas involucradas y su estequiometría son las siguientes:





La cantidad de óxido de estaño (II) hidratado y húmedo presente para el ataque con ácido fue de 36,50 g (flujo 14 del Cuadro 8) que corresponde a 24,08 g de óxido de estaño (II) al 100% según análisis. La cantidad de ácido sulfúrico al 100% correspondiente según estequiometría es de  $24,08 \times 0,73 = 17,58$  g. Realmente se utilizó 17,12 g en los 85,60 g de ácido al 20% (flujo 16 del Cuadro 8), lo que reacciona con 23,45 g de óxido y forma por estequiometría 37,29 g de sulfato de estaño (II) (flujo 17-A). Queda sin reaccionar 0,63 g de óxido de estaño (II). Según los resultados de los análisis realizados se estima que ocurrió lo siguiente en la dilución: En la reacción de formación de óxido de estaño (IV), la cantidad de sulfato de estaño (II) que se oxida es 1,23 g, formando  $1,23 \times 0,70 = 0,86$  g de óxido de estaño (IV) (flujo 19-C) y 0,56 g de ácido sulfúrico. De estos 0,56 g de ácido sulfúrico reaccionan 0,46 g con los 0,63 g de óxido de estaño (II), formando 1,00 g de sulfato de estaño (II). Queda sin reaccionar 0,10 g de ácido sulfúrico (flujo 19-D) y se consumieron 0,23 g neto de sulfato de estaño (II) en la sub-etapa de dilución en la etapa 5 (diferencia del flujo 17-A y 19-A).

El resto de etapas del método de obtención de sulfato de estaño (II) no involucran reacciones químicas.

Debe mencionarse que en los 19,84 g de ión estaño (II) obtenidos finalmente están descontados los correspondientes a la muestra de óxido de estaño (II) hidratado. Esto explica que:  $19,80 / 26,52 = 74,66\%$ , menor al rendimiento total de 77,12% obtenido de la multiplicación de rendimiento 1 por rendimiento 2 en el Cuadro 29 del Apéndice II de resultados de pruebas experimentales.

Cuadro 8. Balance de masa de la prueba experimental A9

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 1: Disolución del cloruro de estaño (II) dihidratado	1	SnCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O (s)	50,00	53,04	26,52	3	SnCl <sub>2</sub> (ac)	90,00		26,52
	1-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	42,36			3-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	42,36		
	1-B	H <sub>2</sub> O (l) en el SnCl <sub>2</sub>	7,64			3-B	HCl, 100%	1,46		
	2	HCl, 3,65%	40,00			3-C	H <sub>2</sub> O (l)	46,18		
	2-A	HCl, 100%	1,46							
	2-B	H <sub>2</sub> O en HCl, 3,65%	38,54							
	Total	Masa Total Entrada	90,00		26,52	Total	Masa Total Salida	90,00		26,52
Etapa 2: a. Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio	3	SnCl <sub>2</sub> (ac)	90,00		26,52	5	CO <sub>2</sub> (g)	10,60		
	3-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	42,36							
	3-B	HCl, 100%	1,46			6	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + NaCl (ac) + H <sub>2</sub> O (l)	596,20		26,52
	3-C	H <sub>2</sub> O (l)	46,18			6-A	SnO(s)	30,08		
	4	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , 5%	516,80			6-B	NaCl (ac)	28,62		
	4-A	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , 100%	25,84			6-C	H <sub>2</sub> O (hidratación + líquido)	537,50		
	4-B	H <sub>2</sub> O (l)	490,96							
	Total	Masa Total Entrada	606,80		26,52	Total	Masa Total Salida	606,80		26,52

Cuadro 8 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
b. Decantación	6	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + NaCl (ac) + H <sub>2</sub> O (l)	596,20		26,52	7	H <sub>2</sub> O (l) + NaCl (ac)	548,90	0,0079	0,04
						8	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + líquido sobrenadante	47,30		26,48
	Total	Masa Total Entrada	596,20		26,52	Total	Masa Total Salida	596,20		26,52
Etapa 3: Lavado del óxido de estaño (II)	8	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + líquido sobrenadante	47,30		26,48	10	H <sub>2</sub> O (l) + NaCl (ac)	3 996,00	0,0653	2,61
	9	H <sub>2</sub> O (l) acidulada	4 000,00			11	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + líquido sobrenadante	51,30		23,87
	Total	Masa Total Entrada	4 047,30		26,48	Total	Masa Total Salida	4 047,30		26,48
Etapa 4: Filtración del óxido de estaño (II)	11	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	51,30		23,87	12	H <sub>2</sub> O (l)	12,20	9,34	1,14
						13	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo/pérdida	1,40	58,13	0,81
						14	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo	36,50	58,13	21,22
						15	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo/muestra	1,20	58,13	0,70
	Total	Masa Total Entrada	51,30		23,87	Total	Masa Total Salida	51,30		23,87

Cuadro 8 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 5: a. Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico	14	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo	36,50	58,13	21,22	17	SnSO <sub>4</sub> (ac)	122,10		20,67
	14-A	SnO(s)	24,08			17-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	37,29		
	14-B	H <sub>2</sub> O (crist. + liq.)	12,42			17-B	H <sub>2</sub> O (l)	84,18		
	16	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 20%	85,60			17-C	SnO(s)	0,63		0,55
	16-A	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	17,12							
	16-B	H <sub>2</sub> O (l)	68,48							
	Total	Masa Total Entrada	122,10		21,22	Total	Masa Total Salida	122,10		21,22
b. Dilución	17	SnSO <sub>4</sub> (ac)	122,10		20,67	19	SnSO <sub>4</sub> (ac) + compuestos estánnicos (s)	234,29		21,22
	17-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	37,29			19-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	37,06		20,54
	17-B	H <sub>2</sub> O (l)	84,18			19-B	SnO(s)	0,00		0,00
	17-C	SnO(s)	0,63		0,55	19-C	SnO <sub>2</sub> (s), %Sn <sup>4+</sup>	0,86		0,68
	18	H <sub>2</sub> O (l) añadida	112,10			19-D	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	0,10		
						19-E	H <sub>2</sub> O (l)	196,27		
		O <sub>2</sub>	0,09				O <sub>2</sub>	0,00		
Total	Masa Total Entrada	234,29		21,22	Total	Masa Total Salida	234,29		21,22	

Cuadro 8 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 6: Filtración del sulfato de estaño (II) en solución	19	SnSO <sub>4</sub> (ac) + compuestos estánnicos (s)	234,29		21,22	20	Compuestos sólidos de estaño húmedos	2,60		
	19-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	37,06		20,54	20-A	Sn <sup>2+</sup> expresado como SnSO <sub>4(s)</sub>	1,26	26,92	0,70
	19-C	SnO <sub>2(s)</sub> , % Sn <sup>4+</sup>	0,86		0,68	20-B	Sn <sup>4+</sup> expresado como SnO <sub>2(s)</sub>	0,86	26,15	0,68
	19-D	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	0,10			20-C	H <sub>2</sub> O (l), humedad y agua cristalización del SnO <sub>2</sub>	0,48		
	19-E	H <sub>2</sub> O (l)	196,27			21	SnSO <sub>4</sub> (ac)	231,69		
						21-A	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,30% como Sn <sup>2+</sup> y 0,11% como Sn <sup>4+</sup> (análisis del flujo 23)	35,80	55,30	19,80
									0,11	0,04
						21-B	H <sub>2</sub> O (l)	195,79		
	21-C	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	0,10							
	Total	Masa Total Entrada	234,29		21,22	Total	Masa Total Salida	234,29		21,22

Cuadro 8 (continuación)

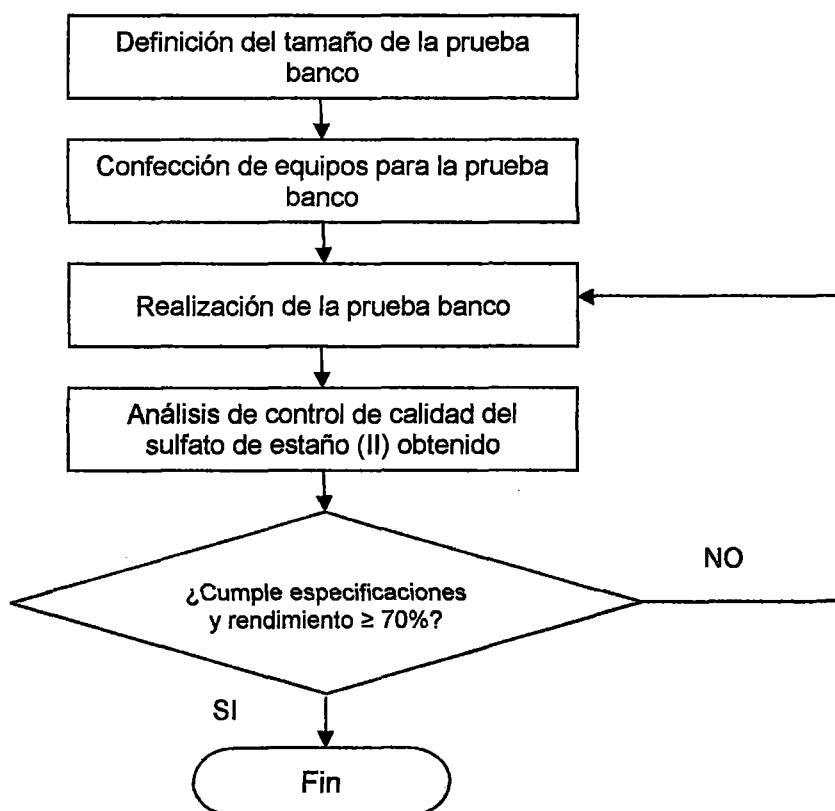
Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 7: Cristalización y secado al vacío	21	SnSO <sub>4</sub> (ac)	231,69			22	H <sub>2</sub> O (v) + H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	195,89		
	21-A	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,30% como Sn <sup>2+</sup> y 0,11% como Sn <sup>4+</sup> (análisis del flujo 23)	35,80	55,30	19,80	22-A	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100% en el H <sub>2</sub> O (v)	0,10		
				0,11	0,04	22-B	H <sub>2</sub> O (v)	195,79		
	21-B	H <sub>2</sub> O (l)	195,79			23	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,30% como Sn <sup>2+</sup> y 0,11% como Sn <sup>4+</sup>	35,80	55,30	19,80
	21-C	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	0,10						0,11	0,04
	Total	Masa Total Entrada	231,69		19,84	Total	Masa Total Salida	231,69		19,84

## CAPITULO V: OBTENCIÓN DEL SULFATO DE ESTAÑO (II) A NIVEL BANCO

Concluida la etapa experimental a nivel de laboratorio se procedió a delinear la estrategia para la obtención del sulfato de estaño (II) a nivel banco en base a las variables definidas en la fase precedente.

### 5.1 Desarrollo de la prueba banco

El objetivo de la prueba banco es ratificar la obtención del producto sulfato de estaño (II) con las especificaciones técnicas y variables definidas en la etapa experimental. La metodología empleada se ilustra en la Figura 11.



**Figura 11.** Diagrama de la metodología para la prueba banco

### 5.1.1. Definición del tamaño de la prueba banco

Se decidió realizar la obtención de sulfato de estaño (II) a nivel banco partiendo de 500 g de cloruro de estaño (II) di-hidratado, 10 veces más que la etapa experimental. Para ello fue necesaria la confección de un sistema de lavado de cloruros apropiado con la finalidad de optimizar dicho proceso.

Este sistema es descrito en el numeral 5.1.2.b.

### 5.1.2. Etapas del método seleccionado

#### a. Diagrama de bloques

En la Figura 6 se ilustra la secuencia de etapas para la obtención del sulfato de estaño (II) a nivel banco.

#### b. Equipos, material e insumos utilizados

Balde de PVC natural de 8 L acoplado a un sistema de agitación: La necesidad de una agitación adecuada para las etapas de reacciones y lavado llevaron a la confección de este sistema, cuyas partes constituyentes han sido: eje de acero inoxidable de 9,5 mm de diámetro cubierto por una barra hueca de polietileno de 33 mm de diámetro y dos paletas de polietileno rectangulares diametrales de 72 mm de largo cada una, 23,5 mm de alto y 10 mm de espesor. Las paletas estaban roscadas a la barra. El eje de acero estuvo acoplado a un motor de 25 W, 50 Hz y 1 400 rpm. El motor fue controlado con un variador electrónico de frecuencia que permitió trabajar a las velocidades (rpm) deseadas. Además, el balde estuvo conectado a la bomba de vacío. Finalmente se evacuaba el líquido de los lavados sucesivos a través de unas válvulas de PVC tipo bola de 12,7 mm instaladas a 3 alturas diferentes del balde. En el Apéndice IX se muestra el sistema de lavado empleado.

Kitasato de vidrio de 5 L: Para la evaporación al vacío.

Sistema de calentamiento: En base a focos de 25 y 50 W hecho de tecnopor por dentro y madera por fuera recubierto de una manta aislante.

Bomba de vacío de paletas y aceite: motor de 0,6 HP, 1 670 rpm, 60 Hz, hasta -101,6 kPa (-30" Hg).



Otros materiales: balanza de 1 200 g de capacidad y resolución de 0,1 g, balanza de precisión de 32 000 g de capacidad y resolución de 0,1 g marca OHAUS, buchner de porcelana de 20 cm de diámetro interno, bagueta de vidrio, embudo de plástico, vasos de precipitado, papel filtro Filterlab 1246 de 12,5 y 32,0 cm de diámetro.

Insumos: Cloruro de estaño (II) di-hidratado al 98-102%, ácido clorhídrico Q.P. al 37-38%, carbonato de sodio granular al 99%, agua potable, agua desionizada 1-2 uS/cm, ácido sulfúrico Q.P. al 97-98%.

### 5.1.3. Realización de la prueba banco

En base a los valores definidos en las pruebas experimentales (Capítulo IV) para las variables de las etapas del método de producción seleccionado, se realizó una prueba banco partiendo de 500 gramos de cloruro de estaño (II) di-hidratado. El resultado de la prueba fue la obtención de sulfato de estaño (II) que cumplió con las especificaciones técnicas establecidas y con un rendimiento de 77,62% en base al estaño inicial presente en el cloruro. A continuación se presenta el resumen de las condiciones de las etapas.

#### a. Etapa 1: Disolución del cloruro de estaño (II) di-hidratado

- Concentración del ácido clorhídrico : 3,65% en masa
- Cantidad de ácido clorhídrico : 400 g
- Temperatura de los reactantes : Temperatura ambiente (20 – 25 °C)
- Temperatura de disolución : 13 – 15 °C (etapa endotérmica)
- Presión de disolución : Atmosférica (101,3 kPa)

#### b. Etapa 2: Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio

- Concentración del cloruro de estaño (II) en solución : 47,06 % en masa<sup>26</sup>

<sup>26</sup> La pureza del cloruro de estaño (II) es de 100,8%. Al disolver 500 gramos en 400 gramos de ácido se obtiene la concentración indicada.

- Concentración del carbonato de sodio en solución : 5% en masa
- Cantidad de carbonato de sodio en solución : 5 167,40 g
- Temperatura del cloruro de estaño (II) en solución : 13 – 15 °C  
(al inicio del vertimiento del carbonato)
- Temperatura del carbonato de sodio al 5% : 20 – 25 °C
- Temperatura de reacción (al concluir el vertimiento del carbonato) : 20 – 25 °C
- Presión de reacción : Atmosférica  
(101,3 kPa)
- Tiempo de reacción : 4 h
- Agitación : 200 rpm
- pH final de la solución sobrenadante : 5,07 (20 – 25°C)

**c. Etapa 3: Lavado del óxido de estaño (II)**

En base a la experiencia del lavado realizado en las pruebas experimentales previas, se tomaron los siguientes parámetros:

- Cantidad de agua por lavado : 1 L
- Número de lavados sucesivos realizados : 15
- pH del agua de lavado (20 – 25 °C) : 2 – 3
- Temperatura del agua de lavado : 20 – 25 °C
- Presión del sistema para remoción de aire : Vacío (-10,2 a -16,9 kPa)
- Agitación : 200 rpm
- Tiempo de agitación por lavado : 10 min
- Tiempo de reposo por lavado : 30 min

Cabe señalar que se utilizó agua potable de la red para los 9 primeros lavados. En dicho momento la turbiedad originada por el agua decantada en una prueba cualitativa de precipitación de cloruros con nitrato de plata 0,1 N era visualmente igual a la turbiedad del agua potable. Entonces, a partir de este momento se empezó a utilizar agua desionizada para los siguientes 6 lavados.

d. **Etapa 4: Filtración del óxido de estaño (II)**

Las condiciones fueron:

- Presión de vacío : - 33,9 a -50,8 kPa
- Temperatura : Ambiente (20 – 25 °C)
- Tiempo de filtración : 10 min
- Medio filtrante : Papel filtro FilterLab 1246  
cuantitativo (poro: 1-3  $\mu\text{m}$ ) en  
buchner de 20 cm

e. **Etapa 5: Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico**

Determinado el contenido de ion estaño (II) en el óxido de estaño (II) húmedo y conociéndose el peso del mismo, se fue agregando el ácido sulfúrico al 20% hasta que el pH estuvo en 1,06, lo que correspondió a una cantidad utilizada de ácido del 96,5% de lo estequiométrico.

Tras estas consideraciones corroboradas experimentalmente, se tienen los siguientes valores para las variables de esta etapa:

- Concentración de ácido sulfúrico : 20% en masa
- Cantidad de ácido sulfúrico : 887,90 g (96,50% de lo  
estequiométrico, control de pH)
- Temperatura de los reactantes : Ambiente (20 – 25 °C)
- Temperatura de reacción : 25 – 30 °C (ligeramente  
exotérmica)
- Presión de reacción : Atmosférica (101,3 kPa)
- Tiempo de reacción : 30 minutos
- Cantidad de agua : 1 100 g según solubilidad del  
 $\text{SnSO}_4$ , control de pH
- pH final del sistema (25 °C) : 1,06

f. **Etapa 6: Filtración del sulfato de estaño (II) en solución**

Al igual que en la etapa experimental, se realizó la filtración al vacío para separar el óxido de estaño (IV) insoluble formado de la solución de sulfato de estaño (II). Las condiciones fueron:

- Presión de vacío : - 16,9 kPa
- Tiempo de filtración : 35 minutos
- Medio filtrante : Papel filtro FilterLab 1246 cuantitativo (poro: 1-3  $\mu\text{m}$ ) de 32 cm de diámetro en embudo de plástico de 16,5 cm de diámetro y 13 cm de altura

g. Etapa 7: Cristalización y secado del sulfato de estaño (II)

De manera análoga a las pruebas experimentales, se procedió a la cristalización al vacío de la solución filtrada de sulfato de estaño (II). Las condiciones fueron las siguientes:

- Temperatura : 65 – 70 °C
- Presión de vacío : -77,9 a -91,4 kPa
- Tiempo total : 75 h

#### 5.1.4. Resultado de la prueba banco

Se obtuvo 373,60 g de sulfato de estaño (II) de aspecto cristales ligeramente amarillentos con los siguientes resultados de análisis:

- Contenido de ión estaño (II) : 55,10%
- Contenido de acidez libre (como ácido sulfúrico) : 0,16%
- Contenido de cloruros : 0,01%
- Residuos insolubles de calcinación : 0,38%
- Contenido de arsénico : < 0,005%
- Contenido de antimonio : < 0,001%
- Contenido de hierro : < 0,001%
- Humedad : 0,15%

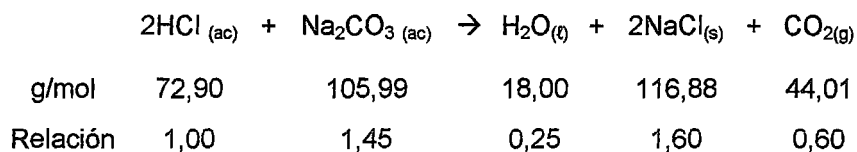
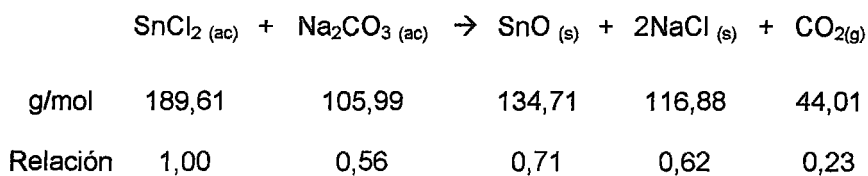
Los rendimientos se presentan al final de la sección 5.1.5 (b).

### 5.1.5. Balance de masa

A continuación se presentan las reacciones químicas consideradas en el balance de masa de la prueba banco presentado en el Cuadro 9.

#### a. Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio (Etapa 2)

Las reacciones químicas involucradas y su estequiometría son las siguientes:



Se utilizó 500 g de cloruro de estaño (II) di-hidratado a una pureza del 100,80%, lo que equivale a 423,58 g de cloruro de estaño (II). Esta cantidad de cloruro de estaño se disolvió en 400 g de ácido clorhídrico al 3,65% (flujo 2 del Cuadro 9).

Según la estequiometría se requiere  $423,58 \text{ g} \times 0,56 = 237,20 \text{ g}$  de carbonato de sodio al 100%. Además, en la reacción de neutralización del ácido clorhídrico con el carbonato de sodio se requiere  $14,60 \text{ g} \times 1,45 = 21,17 \text{ g}$  de carbonato de sodio al 100%.

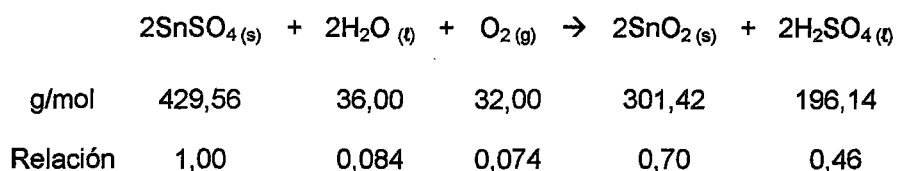
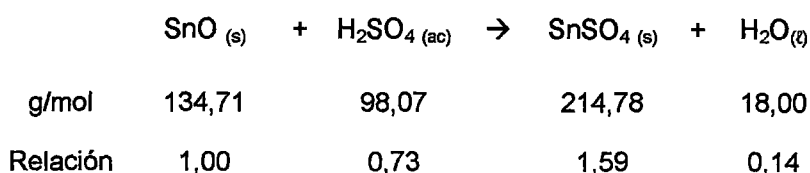
La suma resulta 258,37 g de carbonato de sodio al 100%, que expresados al 99% equivalen a 260,98 g. Realmente se pesó 261,00 g de carbonato de sodio al 99% para disolverlo con agua hasta el 5% en masa, lo que equivale a 258,40 g de carbonato de sodio al 100% (flujo 4-A del Cuadro 9).

Los pesos que se obtienen de los productos de ambas reacciones son mostrados en el Cuadro 9 (flujos 5 y 6). Debe notarse que el peso del gas carbónico se obtiene de la diferencia de peso inicial menos el peso final. El peso así obtenido de 106,20 g de gas carbónico se aproxima a los

106,18 g que se obtienen según estequiometría, por lo que se considera que los pesos obtenidos de óxido de estaño (II) y cloruro de sodio corresponden a la estequiometría con un rendimiento de 100% (flujos 6-A y 6-B del Cuadro 9).

b. Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico (Etapa 5)

Las reacciones químicas involucradas y su estequiometría son las siguientes:



La cantidad de óxido de estaño (II) hidratado y húmedo presente para el ataque con ácido es de 405,00 g (flujo 14 del Cuadro 9) que corresponde a 252,08 g de óxido de estaño (II) al 100% según análisis. La cantidad de ácido sulfúrico al 100% correspondiente según estequiometría es de  $252,08 \times 0,73 = 184,02$  g.

Realmente se utilizó 177,58 g en los 887,90 g de ácido al 20% (flujo 16 del Cuadro 9), lo que reacciona con 243,26 g de óxido y forma por estequiometría 386,78 g de sulfato de estaño (II) (flujo 17-A). Queda sin reaccionar 8,82 g de óxido de estaño (II). Según los resultados de los análisis realizados del flujo 20 se estima que ocurrió lo siguiente en la dilución: En la reacción de formación de óxido de estaño (IV), la cantidad de sulfato de estaño (II) que se oxida es 20,99 g, formando  $20,99 \times 0,70 = 14,68$  g de óxido de estaño (IV) (flujo 19-C) y 9,54 g de ácido sulfúrico. De estos 9,54 g de ácido sulfúrico reaccionan 6,44 g con los 8,82 g de óxido de estaño (II), formando 14,02 g de sulfato de estaño (II). Queda sin reaccionar 3,10 g de ácido sulfúrico (flujo 19-D) y se consumieron 6,97 g

neto de sulfato de estaño (II) en la sub-etapa de dilución en la etapa 5 (diferencia del flujo 17-A y 19-A).

El resto de etapas del método de obtención de sulfato de estaño (II) no involucran reacciones químicas. En su conjunto, el balance de masa se presenta en el Cuadro 9.

El rendimiento 1 luego de las etapas de lavado y filtración se calcula de la división del estaño (II) presente en los flujos 14 y 15 respecto al estaño (II) inicial:

$$R_1 = (222,14 + 0,56) / 265,19 = 83,98\%$$

El rendimiento 2 luego de la cristalización del sulfato de estaño (II) se calcula de la división del estaño (II) presente en el flujo 23 respecto al estaño (II) contenido en el óxido de estaño del flujo 14 que se ataca con ácido sulfúrico:

$$R_2 = 205,85 / 222,14 = 92,67\%$$

El rendimiento total es:

$$R \text{ total} = R_1 \times R_2 = 77,82\%$$

Cabe señalar que este rendimiento es ligeramente mayor al que se obtiene de dividir  $205,85 / 265,19 = 77,62\%$ , pues el rendimiento total obtenido de  $R_1 \times R_2$  considera la muestra que se toma para la determinación de estaño (II) en el óxido de estaño.

**Cuadro 9. Balance de masa de la prueba banco**

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 1: Disolución del cloruro de estaño (II) dihidratado	1	SnCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O (s)	500,00		265,19	3	SnCl <sub>2</sub> (ac)	900,00		265,19
	1-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	423,58			3-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	423,58		
	1-B	H <sub>2</sub> O (ℓ) en el SnCl <sub>2</sub>	76,42			3-B	HCl, 100%	14,60		
	2	HCl, 3,65%	400,00			3-C	H <sub>2</sub> O (ℓ)	461,82		
	2-A	HCl, 100%	14,60							
	2-B	H <sub>2</sub> O en HCl, 3,65%	385,40							
	Total	Masa Total Entrada	900,00		265,19	Total	Masa Total Salida	900,00		265,19
Etapa 2: a. Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio	3	SnCl <sub>2</sub> (ac)	900,00		265,19	5	CO <sub>2</sub> (g)	106,20		
	3-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	423,58							
	3-B	HCl, 100%	14,60			6	SnO·nH <sub>2</sub> O (s) + NaCl (ac) + H <sub>2</sub> O (ℓ)	5 961,20		265,19
	3-C	H <sub>2</sub> O (ℓ)	461,82			6-A	SnO(s)	300,74		
	4	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , 5%	5 167,40			6-B	NaCl (ac)	285,99		
	4-A	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , 100%	258,40			6-C	H <sub>2</sub> O (crist. + liq)	5 374,47		
	4-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	4 909,00							
Total	Masa Total Entrada	6 067,40		265,19	Total	Masa Total Salida	6 067,40		265,19	



Cuadro 9 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
b. Decantación	6	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + NaCl (ac) + H <sub>2</sub> O (ℓ)	5 961,20		265,19	7	H <sub>2</sub> O (ℓ) + NaCl (ac)	4 005,00	0,10	4,00
						8	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	1 956,20		261,19
	Total	Masa Total Entrada	5 961,20		265,19	Total	Masa Total Salida	5 961,20		265,19
Etapa 3: Lavado del óxido de estaño (II)	8	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	1 956,20		261,19	10	H <sub>2</sub> O (ℓ) + NaCl (ac)	16 356,80	0,1125	18,40
	9	H <sub>2</sub> O (ℓ) acidulada	15 000,00			11	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	599,40		242,79
	Total	Masa Total Entrada	16 956,20		261,19	Total	Masa Total Salida	16 956,20		261,19
Etapa 4: Filtración del óxido de estaño (II)	11	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	599,40		242,79	12	H <sub>2</sub> O (ℓ)	187,87	9,09	17,07
						13	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo/pérdida	5,50	54,85	3,02
						14	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo	405,00	54,85	222,14
						15	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo/muestra	1,03	54,85	0,56
	Total	Masa Total Entrada	599,40		242,79	Total	Masa Total Salida	599,40		242,79

Cuadro 9 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 5: a. Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico	14	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo	405,00	54,85	222,14	17	SnSO <sub>4</sub> (ac)	1 292,90		
	14-A	SnO(s)	252,08			17-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	386,78		214,37
	14-B	H <sub>2</sub> O (crist. + liq.)	152,92			17-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	897,30		
	16	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 20%	887,90			17-C	SnO(s)	8,82		7,77
	16-A	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	177,58							
	16-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	710,32							
	Total	Masa Total Entrada	1 292,90		222,14	Total	Masa Total Salida	1 292,90		222,14
b. Dilución	17	SnSO <sub>4</sub> (ac)	1 292,90			19	SnSO <sub>4</sub> (ac)+compuestos estánnicos (s)	2 394,37		222,14
	17-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	386,78		214,37	19-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	379,81		210,57
	17-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	897,30			19-B	SnO(s)	0,00		
	17-C	SnO(s)	8,82		7,77	19-C	Sn <sup>4+</sup> expresado como SnO <sub>2</sub> (s) (análisis del flujo 20)	14,68		11,57
	18	H <sub>2</sub> O (ℓ) añadida	1 100,00			19-D	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	3,10		
						19-E	H <sub>2</sub> O (ℓ)	1 996,78		
		O <sub>2</sub>	1,47				O <sub>2</sub>	0,00		
Total	Masa Total Entrada	2 394,37		222,14	Total	Masa Total Salida	2 394,37		222,14	

Cuadro 9 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 6: Filtración del sulfato de estaño (II) en solución	19	SnSO <sub>4</sub> (ac) + compuestos estánnicos (s)	2 394,37		222,14	20	Compuestos sólidos de estaño húmedos (análisis: 12,46% de Sn <sup>2+</sup> y 41,92% de Sn <sup>4+</sup> )	27,60		
	19-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	379,81		210,57	20-A	Sn <sup>2+</sup> expresado como SnSO <sub>4</sub> (s)	6,21		3,44
	19-C	SnO <sub>2</sub> (s), % Sn <sup>4+</sup>	14,68		11,57	20-B	Sn <sup>4+</sup> expresado como SnO <sub>2</sub> (s)	14,68		11,57
	19-D	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	3,10			20-C	H <sub>2</sub> O (ℓ), humedad y agua cristalización SnO <sub>2</sub>	6,71		
	19-E	H <sub>2</sub> O (ℓ)	1 996,78			21	SnSO <sub>4</sub> (ac)	2 366,77		
						21-A	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,10% como Sn <sup>2+</sup> y 0,34% como Sn <sup>4+</sup> (análisis del flujo 23)	373,60	55,10	205,85
						21-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	1 990,07		
						21-C	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	3,10		
Total	Masa Total Entrada	2 394,37		222,14	Total	Masa Total Salida	2 394,37		222,14	

Cuadro 9 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)	Flujo	Descripción	Masa Total (g)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (g)
Etapa 7: Cristalización y secado al vacío	21	SnSO <sub>4</sub> (ac)	2 366,77			22	H <sub>2</sub> O (v) + H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1 993,17		
	21-A	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,10% como Sn <sup>2+</sup> y 0,34% como Sn <sup>4+</sup> (análisis del flujo 23)	373,60	55,10	205,85	22-A	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100% en el H <sub>2</sub> O (v)	3,10		
				0,34	1,27	22-B	H <sub>2</sub> O (v)	1 990,07		
	21-B	H <sub>2</sub> O (l)	1 990,07			23	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,10% como Sn <sup>2+</sup> y 0,34% como Sn <sup>4+</sup>	373,60	55,10	205,85
	21-C	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	3,10						0,34	1,27
	Total	Masa Total Entrada	2 366,77		207,12	Total	Masa Total Salida	2 366,77		207,12

### 5.1.6. Recuperación del óxido de estaño (II) como óxido de estaño (IV)

Según la bibliografía consultada y explicada en la sección 2.5 del Capítulo II, el estaño metálico se obtiene por reacción del óxido de estaño (IV) con carbón a temperatura de 1 100 °C. Esto se puede realizar en fundiciones de acero, las cuales hay en gran número en Lima. Entonces con la finalidad de obtener el óxido de estaño (IV) oxidando el óxido de estaño (II) se hizo lo siguiente:

El agua de la primera decantación (flujo 7), el agua de los lavados sucesivos (flujo 10) y el agua filtrada (flujo 12), todas que contenían óxido de estaño (II) en suspensión que no precipitaba, y los sólidos retenidos en el papel filtro (flujo 13) fueron depositados y homogenizados en el recipiente de recuperación (balde plástico de 20 L).

El peso neto del líquido en el balde fue de 20 521,2 g.

Se vertió 5 025,0 g del líquido en un balde de 8 litros con agitación (mismo sistema de lavados). Desde una compresora se burbujeó aire, regulado con válvula, y a través de una manguera con agujeros. El burbujeo duró 24 horas. Al cabo de este tiempo, la solución se dejó en reposo aproximadamente 4 horas. Se observó precipitación en el fondo y líquido bastante transparente en la parte superior, el cual se decantó. Luego se procedió a filtrar el precipitado (papel Filterlab 1246), se trasladó a una luna de reloj y se secó en la estufa a 60 °C por 5 horas aproximadamente.

El peso neto obtenido del precipitado fue de 13,7 g. El análisis arrojó: 66,57% de estaño (IV), 2,85% de estaño (II) y 5,3% de humedad. Entonces, el estaño total presente fue:  $(66,57\% + 2,85\%) \times 13,7 = 9,51$  g de estaño. Inicialmente en los 20 521,2 g de líquido había de estaño total:  $4,0$  g (flujo 7) +  $18,4$  g (flujo 10) +  $17,07$  g (flujo 12) +  $3,02$  g (flujo 13) =  $42,49$  g.

Como se tomó 5 025,0 g, entonces:  $(5 025,0 / 20 521,2) \times 42,49 = 10,40$  g de estaño total había inicialmente. El porcentaje de recuperación fue de:  $9,51 / 10,40 = 91,44\%$ .

## CAPITULO VI: DISEÑO DE PLANTA

En base al balance de masa proyectado, se describe a continuación el diseño de la planta.

### 6.1. Definición del tamaño de lote

De acuerdo a la experiencia adquirida en las pruebas experimentales a nivel laboratorio y posteriormente a nivel banco se han establecido los primeros lineamientos para el diseño de la planta, sin embargo se hace necesario realizar ensayos a mayor escala para corroborar el diseño de equipos presentado para una planta a nivel comercial.

El tamaño de lote determinado para el diseño de planta es de 250 kg de producto, considerando una producción mensual de 1 000 kg /mes, esto quiere decir que la producción será de 4 lotes/mes.

### 6.2. Diagrama de flujo del proceso

En la Figura 12 se presenta el diagrama de flujo del proceso para la obtención de sulfato de estaño (II).

#### 6.2.1. Simbología y nomenclatura del diagrama de flujo

Se han establecido las siguientes etapas de procesos y su nomenclatura:

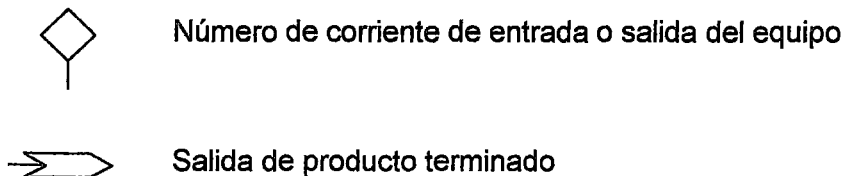
- |   |     |
|---|-----|
| - Disolución del cloruro de estaño (II) di-hidratado:       | 100 |
| - Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio: | 200 |
| - Recuperación de estaño:                                   | 300 |
| - Lavado del óxido de estaño (II):                          | 400 |
| - Filtración del óxido de estaño (II):                      | 500 |
| - Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico:      | 600 |
| - Cristalización del sulfato de estaño (II):                | 700 |

#### a. Simbología

En el diagrama de flujo se emplearon los siguientes símbolos:



Ingreso de insumo



b. **Nomenclatura de equipos**

Los equipos se han identificado de acuerdo a lo estipulado por Ulrich<sup>27</sup>, cuya primera letra representa al tipo de equipo seguido por 3 dígitos. El primer dígito identifica el proceso al cual pertenece el equipo y el segundo dígito es correlativo de acuerdo al número de partes principales del equipo.

Los equipos han sido identificados de la siguiente manera:

V-710 = Cristalizador por evaporación

E-720 = Condensador

L-740 = Bomba de vacío

H-510 = Filtro prensa

M-110, M-210, M-410 y M-610 = Tanques agitados (por comodidad no se muestran los tanques agitados M-810 y M-910, en donde se obtienen por dilución del ácido sulfúrico Q.P. las corrientes 9 y 16 respectivamente)

F-310A, F-310B y F-730 = Tanques de almacenamiento

**6.3. Balance de masa**

A continuación se presentan las reacciones químicas consideradas en el balance de masa proyectado presentado en el Cuadro 10. Debe señalarse que la proporción de uso de reactantes, los rendimientos y los resultados de análisis se han tomado idénticos a la prueba banco. Esto no será así en la realidad, pero se aproxima de esta manera para diseñar los equipos a utilizarse.

**6.3.1 Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio (Etapa 2)**

Las reacciones químicas involucradas y su estequiometría son las siguientes:

<sup>27</sup>Ulrich, G. D. (1986). *Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química*. México D.F.: Nueva editorial Interamericana S.A.

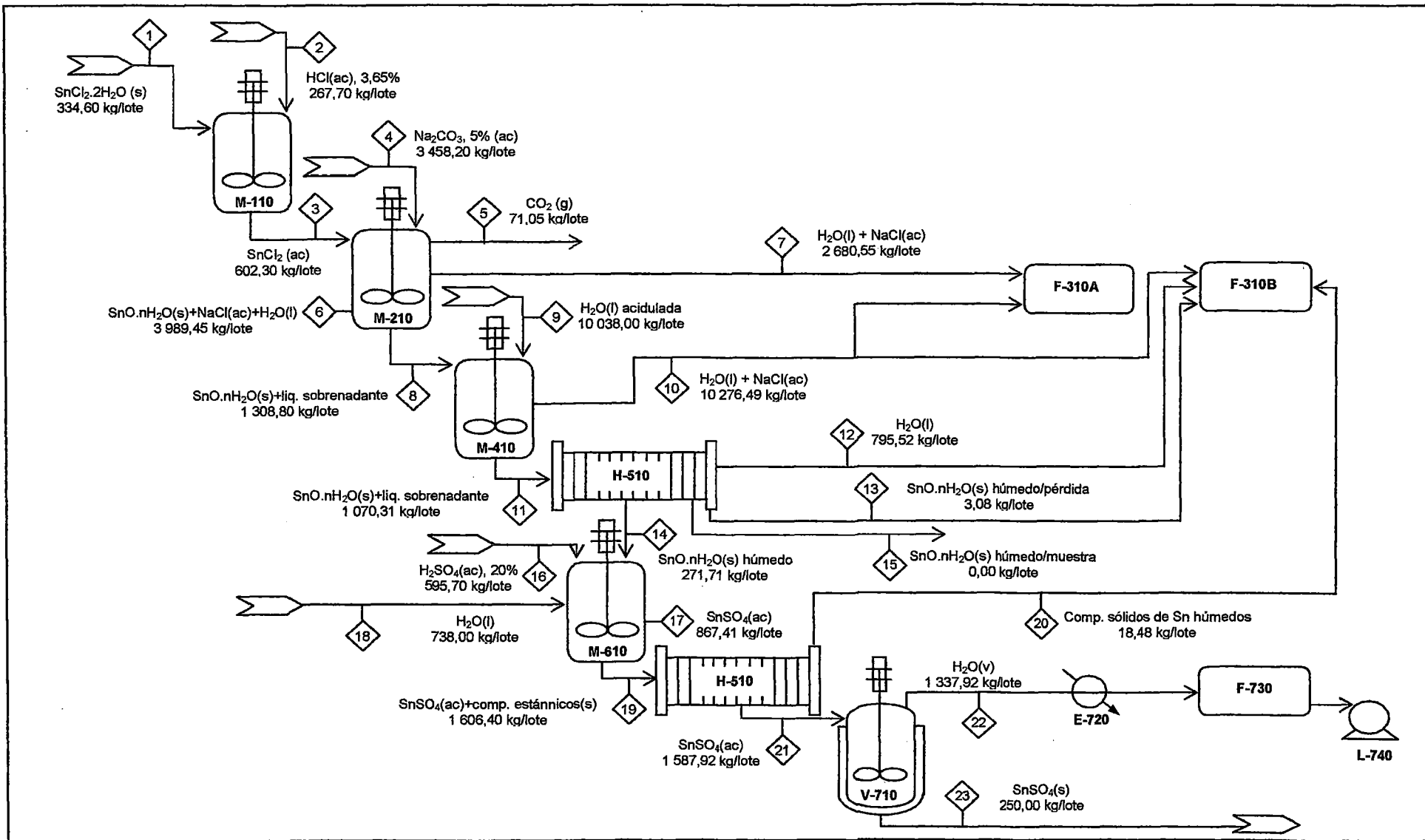
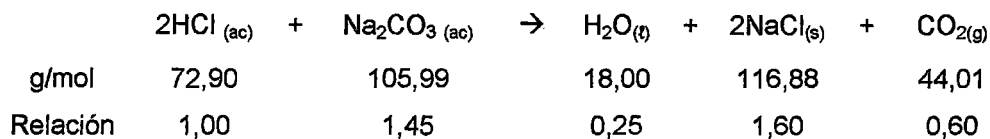
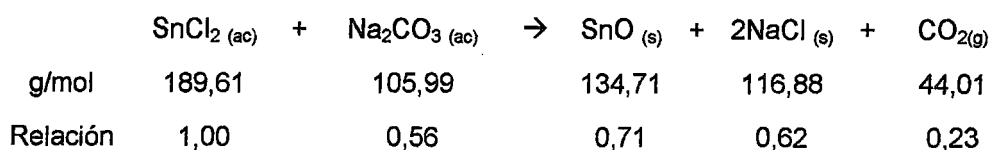


Figura 12. Diagrama de flujo de planta



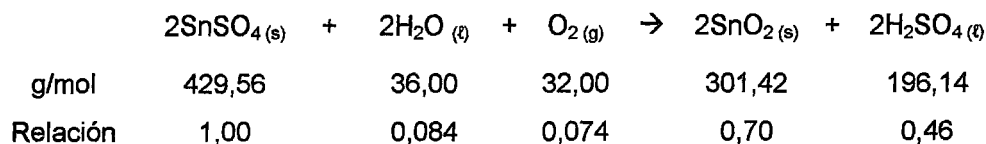
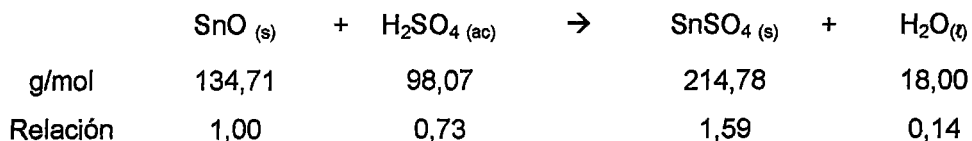


Se proyecta utilizar 334,60 kg de cloruro de estaño (II) di-hidratado a una pureza del 100,80%, lo que equivale a 283,46 kg de cloruro de estaño (II).

Esta cantidad de cloruro de estaño se disolverá en 267,70 kg de ácido clorhídrico al 3,65% (flujo 2 del Cuadro 10). Según la estequiometría se requiere  $283,46 \text{ kg} \times 0,56 = 158,74 \text{ kg}$  de carbonato de sodio al 100%. Además, en la reacción de neutralización del ácido clorhídrico con el carbonato de sodio se requiere  $9,77 \text{ kg} \times 1,45 = 14,17 \text{ kg}$  de carbonato de sodio al 100%. La suma resulta 172,91 kg de carbonato de sodio al 100% (flujo 4-A del Cuadro 10), que expresados al 99% equivalen a 174,66 kg. Los pesos que se obtienen de los productos de ambas reacciones son mostrados en el Cuadro 10 (flujos 5 y 6). La cantidad de gas carbónico, óxido de estaño (II) y cloruro de sodio corresponden a la estequiometría con un rendimiento de 100%.

### 6.3.2 Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico (Etapa 5)

Las reacciones químicas involucradas y su estequiometría son las siguientes:



La cantidad de óxido de estaño (II) hidratado y húmedo que se proyecta para el ataque con ácido es de 271,71 kg (flujo 14 del Cuadro 10) que corresponde a 169,12 kg de óxido de estaño (II) al 100% considerando 54,85% de contenido de estaño (II). La cantidad de ácido sulfúrico al 100% correspondiente según estequiometría es de  $169,12 \times 0,73 = 123,46$  kg. Se proyecta utilizar 119,14 kg en los 595,70 kg de ácido al 20% (flujo 16), lo que reacciona con 163,21 kg de óxido y forma por estequiometría 259,50 kg de sulfato de estaño (II) (flujo 17-A). Queda sin reaccionar 5,91 kg de óxido de estaño (II). Se estima que ocurrirá lo siguiente en la dilución: La cantidad de sulfato de estaño (II) que se oxidará es 14,08 kg, formando  $14,08 \times 0,70 = 9,85$  kg de óxido de estaño (IV) (flujo 19-C y que se debe corroborar con el análisis del flujo 20) y 6,48 kg de ácido sulfúrico.

De estos 6,48 kg de ácido sulfúrico reaccionan 4,31 kg con los 5,91 kg de óxido de estaño (II), formando 9,40 kg de sulfato de estaño (II). Entonces, se consumieron 4,68 kg neto de sulfato de estaño (II) en la sub-etapa de dilución en la etapa 5 (diferencia del flujo 17-A y 19-A).

El resto de etapas del método de obtención de sulfato de estaño (II) no involucran reacciones químicas. En su conjunto, el balance de masa se presenta en el Cuadro 10.

**Cuadro 10. Balance de masa proyectado para el diseño de equipos**

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)
Etapa 1: Disolución del cloruro de estaño (II) dihidratado	1	SnCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O (s)	334,60		177,47	3	SnCl <sub>2</sub> (ac)	602,30		177,47
	1-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	283,46			3-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	283,46		
	1-B	H <sub>2</sub> O (ℓ) en el SnCl <sub>2</sub>	51,14			3-B	HCl, 100%	9,77		
	2	HCl, 3,65%	267,70			3-C	H <sub>2</sub> O (ℓ)	309,07		
	2-A	HCl, 100%	9,77							
	2-B	H <sub>2</sub> O en HCl, 3,65%	257,93							
	Total	Masa Total Entrada	602,30		177,47	Total	Masa Total Salida	602,30		177,47
Etapa 2: a. Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio	3	SnCl <sub>2</sub> (ac)	602,30		177,47	5	CO <sub>2</sub> (g)	71,05		
	3-A	SnCl <sub>2</sub> (s)	283,46							
	3-B	HCl, 100%	9,77			6	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + NaCl (ac) + H <sub>2</sub> O (ℓ)	3 989,45		177,47
	3-C	H <sub>2</sub> O (ℓ)	309,07			6-A	SnO(s)	201,26		
	4	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , 5%	3 458,20			6-B	NaCl (ac)	191,38		
	4-A	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> , 100%	172,91			6-C	H <sub>2</sub> O (crist. + liq)	3 596,81		
	4-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	3 285,29							
	Total	Masa Total Entrada	4 060,50		177,47	Total	Masa Total Salida	4 060,50		177,47

Cuadro 10 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)
b. Decantación	6	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + NaCl (ac) + H <sub>2</sub> O (ℓ)	3 989,45		177,47	7	H <sub>2</sub> O (ℓ) + NaCl (ac)	2 680,65	0,10	2,68
						8	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	1 308,80		174,79
	Total	Masa Total Entrada	3 989,45		177,47	Total	Masa Total Salida	3 989,45		177,47
Etapa 3: Lavado del óxido de estaño (II)	8	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	1 308,80		174,79	10	H <sub>2</sub> O (ℓ) + NaCl (ac)	10 276,49	0,1225	12,59
	9	H <sub>2</sub> O (ℓ) acidulada	10 038,00 <sup>28</sup>			11	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	1 070,31		162,20
	Total	Masa Total Entrada	11 346,80		174,79	Total	Masa Total Salida	11 346,80		174,79

<sup>28</sup> En la prueba banco se realizaron 15 lavados de 1 litro. La relación agua de lavado / masa de cloruro de estaño (II) di-hidratado es de: 1 litro / 0,5 kg = 2 litros / kg de cloruro de estaño (II). Como en la proyección se parte de 334,60 kg de cloruro de estaño (II) di-hidratado, entonces para cada uno de los 15 lavados proyectados se utilizan 669,20 kg de agua.

Cuadro 10 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)
Etapa 4: Filtración del óxido de estaño (II)	11	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) + liq. sobrenadante	1 070,31		162,20	12	H <sub>2</sub> O (ℓ)	795,52	1,4431 <sup>29</sup>	11,48
						13	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo/pérdida	3,08	54,85	1,69
						14	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo	271,71	54,85	149,03
						15	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo/muestra	0,00		
	Total	Masa Total Entrada	1 070,31		162,20	Total	Masa Total Salida	1 070,31		162,20
Etapa 5: a. Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico	14	SnO.nH <sub>2</sub> O (s) húmedo	271,71	54,85	149,03	17	SnSO <sub>4</sub> (ac)	867,41		
	14-A	SnO(s)	169,12			17-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	259,50		143,82
	14-B	H <sub>2</sub> O (crist. + liq.)	102,59			17-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	602,00		
	16	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 20%	595,70			17-C	SnO(s)	5,91		5,21
	16-A	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	119,14							
	16-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	476,56							
	Total	Masa Total Entrada	867,41		149,03	Total	Masa Total Salida	867,41		149,03

<sup>29</sup> La relación de los flujos 14 y 12 y el porcentaje de Sn<sup>2+</sup> del flujo 12 difieren a la prueba banco (Cuadro 9 del Capítulo V). Esto se debe a que para el diseño del filtro, se realizó una corrida para la toma de tiempo de filtración en la cual la relación de óxido húmedo (flujo 14) a líquido filtrado (flujo 12) fue de 34% aproximadamente. Es esta relación la que se ha mantenido para el flujo 12 mostrado en este cuadro.

Cuadro 10 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)
b. Dilución	17	SnSO <sub>4</sub> (ac)	867,41			19	SnSO <sub>4</sub> (ac) + compuestos estánnicos (s)	1 606,40		
	17-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	259,50			19-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	254,82		141,27
	17-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	602,00			19-B	SnO(s)	0,00		
	17-C	SnO(s)	5,91			19-C	Sn <sup>4+</sup> expresado como SnO <sub>2</sub> (s) (análisis del flujo 20)	9,85		7,76
	18	H <sub>2</sub> O (ℓ) añadida	738,00			19-D	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	2,09		
		O <sub>2</sub>	0,99			19-E	H <sub>2</sub> O (ℓ)	1 339,64		
		O <sub>2</sub>	0,99				O <sub>2</sub>	0,00		
	Total	Masa Total Entrada	1 606,40		149,03	Total	Masa Total Salida	1 606,40		149,03

Cuadro 10 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)
Etapa 6: Filtración del sulfato de estaño (II) en solución	19	SnSO <sub>4</sub> (ac) + compuestos estánnicos (s)	1 606,40			20	Compuestos sólidos de estaño húmedos (análisis: 14,45% de Sn <sup>2+</sup> y 41,99% de Sn <sup>4+</sup> )	18,48		
	19-A	SnSO <sub>4</sub> (s)	254,82		141,27	20-A	Sn <sup>2+</sup> expresado como SnSO <sub>4</sub> (s)	4,82		2,67
	19-C	SnO <sub>2</sub> (s), % Sn <sup>4+</sup>	9,85		7,76	20-B	Sn <sup>4+</sup> expresado como SnO <sub>2</sub> (s)	9,85		7,76
	19-D	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	2,09			20-C	H <sub>2</sub> O (ℓ), humedad y agua cristalización SnO <sub>2</sub>	3,81		
	19-E	H <sub>2</sub> O (ℓ)	1 339,64			21	SnSO <sub>4</sub> (ac)	1 587,92		
						21-A	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,10% como Sn <sup>2+</sup> y 0,34% como Sn <sup>4+</sup> (análisis del flujo 23)	250,00	55,10	137,75
									0,34	0,85
						21-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	1 335,83		
						21-C	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	2,09		
Total	Masa Total Entrada	1 606,40		149,03	Total	Masa Total Salida	1 606,40		149,03	

Cuadro 10 (continuación)

Etapa	Entrada					Salida				
	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)	Flujo	Descripción	Masa Total (kg)	% como Sn <sup>2+</sup>	Masa como Sn <sup>2+</sup> (kg)
Etapa 7: Cristalización y secado al vacío	21	SnSO <sub>4</sub> (ac)	1 587,92			22	H <sub>2</sub> O (v) + H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1 337,92		
	21-A	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,10% como Sn <sup>2+</sup> y 0,34% como Sn <sup>4+</sup> (análisis del flujo 23)	250,00	55,10	137,75	22-A	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100% en el H <sub>2</sub> O (v)	2,09		
				0,34	0,85	22-B	H <sub>2</sub> O (v)	1 335,83		
	21-B	H <sub>2</sub> O (ℓ)	1 335,83			23	SnSO <sub>4</sub> (s), 55,10% como Sn <sup>2+</sup> y 0,34% como Sn <sup>4+</sup>	250,00	55,10	137,75
	21-C	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 100%	2,09						0,34	0,85
	Total	Masa Total Entrada	1 587,92		138,60	Total	Masa Total Salida	1 587,92		138,60



Luego de las etapas de lavado y filtración, se calcula el rendimiento  $R_1$  el cual se obtiene de la división del estaño (II) presente en el flujo 14 respecto al estaño (II) inicial:

$$R_1 = 149,03 / 177,47 = 83,97\%$$

Luego de la cristalización del sulfato de estaño (II), se calcula el rendimiento  $R_2$  el cual se obtiene de la división del estaño (II) presente en el flujo 23 respecto al estaño (II) contenido en el óxido de estaño del flujo 14 que se ataca con ácido sulfúrico:

$$R_2 = 137,75 / 149,03 = 92,43\%$$

El rendimiento total es:

$$R \text{ total} = R_1 \times R_2 = 77,62\%$$

Cabe señalar que este rendimiento es el mismo que dividir directamente  $137,75 / 177,47 = 77,62\%$ , pues la muestra que se toma para la determinación de estaño (II) en el óxido de estaño es en este caso despreciable.

### 6.3.3 Recuperación del estaño

En la sección 5.1.6 del Capítulo V se describió la metodología seguida en la prueba banco para la recuperación del óxido de estaño (II) como óxido de estaño (IV). Esto con la finalidad de obtener estaño metálico por fusión del óxido de estaño con carbón a alta temperatura. Según la metodología, se obtuvo un 91,44% de recuperación en base al estaño presente en los flujos 7, 10, 12 y 13. Según el Cuadro 10 del balance de masa proyectado, se tiene que la masa de estaño en dichos flujos es respectivamente: 2,68, 12,59, 11,48 y 1,69 kg, sumando en total 28,44 kg. Suponiendo igual porcentaje de recuperación de 91,44% se tiene que se recuperarán 26,01 kg de estaño. Del flujo 20-A y 20-B, se tiene 2,67 kg y 7,76 kg de estaño que sumados a los 26,01 kg dan el total de 36,44 kg de estaño a recuperar.

En la misma sección 5.1.6 del Capítulo V se dan los resultados del análisis de la masa de óxido de estaño (IV) hidratado obtenido en la prueba banco de los flujos 7, 10, 12 y 13: 2,85% como estaño (II) y 66,57% como estaño (IV). Entonces, suponiendo la misma composición, la masa proyectada de óxido de estaño (IV) está dada por:

$$(2,85\% + 66,57\%) \times (\text{masa SnO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}) = 26,01 \text{ kg}$$

Resultando 37,46 kg como masa del óxido de estaño (IV).

Del flujo 20-A del Cuadro 10 se espera que los 4,82 kg del sulfato de estaño (II) se conviertan a su equivalente de 3,38 kg de óxido de estaño (IV), que sumados a los 9,85 kg del flujo 20-B da 13,23 kg. Asumiendo la misma humedad dada en la sección 5.1.6 del Capítulo V:  $13,23 \times 1,053 = 13,93$  kg de óxido de estaño (IV) (se asume que hidratado). Sumando los 37,46 y 13,93 kg dan 51,39 kg de óxido de estaño (IV) hidratado.

Los 51,39 kg de óxido de estaño (IV) contendrán 36,44 kg de estaño a recuperar en la fusión con carbón a alta temperatura, la cual será tercerizada.

#### 6.4. Balance de energía

##### 6.4.1. Dilución del ácido clorhídrico

La cantidad de ácido clorhídrico al 3,65% necesaria para la disolución posterior del cloruro de estaño (II) di-hidratado es de 267,70 kg. El ácido clorhídrico grado reactivo a utilizarse está a la concentración de 37,50%, el cual se llevará a 3,65%. Para calcular el calor liberado en la dilución se toma de base 1 mol de ácido clorhídrico al 100%. El Cuadro 11 muestra la secuencia de cálculos para obtener los moles de agua por mol de ácido presentes en la solución al 37,50% y 3,65%.

**Cuadro 11. Moles de agua en la solución de 1 mol de ácido clorhídrico**

% de la solución	Moles de HCl 100% en la solución	Masa de la solución (g)	H <sub>2</sub> O en la solución (g)	Moles de H <sub>2</sub> O en la solución
37,5%	1,00	97,20	60,75	3,38
3,65%	1,00	998,63	962,18	53,45

El Cuadro 12 muestra los valores de la entalpía (calor) de solución para diferentes relaciones moles de agua por mol de ácido clorhídrico.

**Cuadro 12. Calor de solución en agua del ácido clorhídrico gaseoso**

Moles H <sub>2</sub> O / mol de HCl (g)	Calor de dilución (kJ/mol HCl)
3	-56,85
4	-61,2
50	-73,26
100	-73,85

Fuente: Referencia bibliográfica 16.

Interpolando los datos del Cuadro 12 para 3,38 moles de agua por mol de ácido, el calor de solución resulta -58,50 kJ / mol. Igualmente para 53,45 moles, el calor de solución resulta -73,30 kJ/mol. La diferencia de ambos valores es de -14,80 kJ/mol, el cual es el calor que se libera al diluir ácido al 37,50% hasta 3,65%. Del flujo 2-A del Cuadro 10 del balance de masa se tiene que son 9,77 kg de ácido clorhídrico al 100% que intervienen en el proceso, lo que equivale a 268,04 moles de ácido.

Entonces el calor total liberado es de:  $-14,80 \times 268,04 = -3\,966,99$  kJ.

La elevación de la temperatura del sistema se puede estimar aproximando a la siguiente igualdad:

$$Q = C_p \times m \times (T_f - T_i) \quad (1)$$

Donde:

Q: calor liberado en la dilución = 3 966,99 kJ

C<sub>p</sub>: calor específico de la solución al 3,65% ≈ calor específico del agua = 75,40 J/mol.°C = 4,19 kJ/kg

m: masa de la solución al 3,65% = 267,70 kg (flujo 2 del Cuadro 10)

T<sub>i</sub>: temperatura inicial = 20°C

T<sub>f</sub>: temperatura final

Reemplazando resulta:

T<sub>f</sub> = 23,5 °C

Esta temperatura final no considera las pérdidas a los alrededores.

#### 6.4.2. Disolución del cloruro de estaño (II) di-hidratado

En el Cuadro 10 del balance de masa se establece una producción de sulfato de estaño (II) de 250 kg por lote, lo que requerirá según los rendimientos considerados, partir de 334,60 kg de cloruro de estaño (II) di-hidratado. Entonces:  $334,60/225,61 = 1,48$  kmol. De la sección (a) del Apéndice I, se tiene que la disolución es endotérmica y que para disolver 1 mol de cloruro de estaño (II) di-hidratado se requiere 7,62 kJ.

Entonces para 1 480 moles del cloruro de estaño (II) di-hidratado se requieren 11 277,60 kJ.

Este calor es proporcionado por la masa de la solución de ácido clorhídrico al 3,65%. Se tiene la misma ecuación (1) con los siguientes valores de las variables:

$$Q = -11\ 277,60\ \text{kJ}$$

$$C_p: \text{ calor específico de la solución al 3,65\%} \approx \text{ calor específico del agua} = 75,40\ \text{J/mol}\cdot^\circ\text{C} = 4,19\ \text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$$

$$m: \text{ masa de la solución al 3,65\%} = 267,70\ \text{kg (flujo 2)}$$

$$T_i: \text{ temperatura inicial} = 23,5\ ^\circ\text{C}$$

$$T_f: \text{ temperatura final}$$

Reemplazando resulta:

$$T_f = 13,4\ ^\circ\text{C}$$

En las pruebas experimentales de laboratorio y banco se alcanzó temperaturas de 13 – 15 °C en esta etapa de disolución, pues la proporción de calor y masa es constante en relación a la proyección para el lote de producción propuesto. En todo caso, si hubiera dificultad de disolver el cloruro, puede calentarse previamente el agua antes de diluir el ácido hasta una temperatura de 30 °C en un recipiente de acero inoxidable y utilizando gas natural. Así, la temperatura final de la disolución del cloruro podría estar alrededor de 20 °C.

#### 6.4.3. Disolución del carbonato de sodio

El calor de disolución del carbonato de sodio en agua es -5,57 kcal/mol (Perry, 1999), lo que equivale a -23,32 kJ/mol. Según el Cuadro 10 del balance de masa, para un lote de producción de sulfato de estaño (II) se requieren 172,91 kg de carbonato de sodio, lo que equivale

a 1 631,38 moles. Entonces el calor liberado es de -38 043,78 kJ. Este calor liberado será idealmente absorbido por la masa de agua utilizada en la disolución. Utilizando la ecuación (1) con  $C_p = 4,19$  kJ/kg.°C,  $m = 3 285,29$  kg (flujo 4-B del Cuadro 10),  $T_i = 20$  °C y  $Q = 38 043,78$  kJ, resulta  $T_f = 22,8$  °C. La solución calentará ligeramente.

#### **6.4.4. Preparación de agua acidulada para lavados sucesivos**

El pH del agua a utilizarse debe estar entre 2 - 3. El agua de la red y desionizada a utilizarse tiene un pH de 7 - 8. Considerando obtener pH 2 para los 10 038 kg necesarios de agua para el lavado por lote (flujo 9 del Cuadro 10), se requieren 24,60 kg de ácido sulfúrico al 20%. Por cada uno de los 15 lavados a realizarse, se utilizan 669,20 kg de agua acidulada y 1,64 kg de ácido al 20%. El calor de dilución es despreciable.

#### **6.4.5. Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio**

Según la sección (b) del Apéndice I, el calor desprendido en la reacción es de -6,53 kJ por mol de cloruro de estaño (II). Del flujo 3-A del Cuadro 10 del balance de masa se tiene que reaccionan 283,46 kg de cloruro de estaño (II), lo que equivale a 1 494,96 moles. Entonces el calor total que se desprende de esta reacción es de -9 762,09 kJ. Además se libera calor paralelamente en la reacción de neutralización descrita a continuación.

#### **6.4.6. Reacción de neutralización**

Según el Cuadro 10 del balance de masa, 268,04 moles (9,77 kg) de ácido clorhídrico reaccionan también con el carbonato de sodio. De la sección (c) del Apéndice I se tiene que se liberan -1 748,37 kJ por cada 2 moles de ácido neutralizados con carbonato de sodio. Entonces se liberan -234 316,55 kJ en la reacción, que sumados a los -9 762,09 kJ anteriores resultan -244 078,64 kJ.

Según el flujo 6 y sus componentes del Cuadro 10 del balance de masa y considerando que el óxido de estaño (II) está mono-hidratado, el agua líquida presente es el 90% de la masa. Entonces se puede aproximar utilizando la ecuación 1 con los valores:  $C_p = 4,19$  kJ/kg.°C,  $m = 3 989,45$

kg (flujo 6 del Cuadro 10),  $T_i = 20\text{ }^\circ\text{C}$  y  $Q = 244\,078,64\text{ kJ}$ , resulta  $T_f = 34,6\text{ }^\circ\text{C}$ . Esto sin considerar que el calor generado también se disipa al medio ambiente.

Luego de esta etapa viene un reposo de varias horas. Durante este tiempo se llegará nuevamente a la temperatura ambiente.

#### 6.4.7. Dilución del ácido sulfúrico concentrado

**Cuadro 13.** Moles de agua en la solución de 1 mol de ácido sulfúrico

% de la solución	Moles de $\text{H}_2\text{SO}_4$ 100% en la solución	Masa de la solución (g)	$\text{H}_2\text{O}$ en la solución (g)	Moles de $\text{H}_2\text{O}$ en la solución
97,5%	1,00	100,58	2,51	0,14
20,0%	1,00	490,35	392,28	21,79

El Cuadro 14 muestra los valores de la entalpía (calor) de solución para diferentes relaciones moles de agua por mol de ácido sulfúrico.

**Cuadro 14.** Calor de solución en agua del ácido sulfúrico líquido

Moles $\text{H}_2\text{O}$ / mol de $\text{H}_2\text{SO}_4$ (ℓ)	Calor de dilución (cal/mol $\text{H}_2\text{SO}_4$ )
0	0
0,5	-3 810
15	-16 990
25	-17 470

Fuente: Referencia bibliográfica 35.

Interpolando los datos del Cuadro 14 para 0,14 moles de agua por mol de ácido, el calor de solución resulta  $-1\,067\text{ cal/mol}$ , equivalente a  $-4,47\text{ kJ/mol}$ . Igualmente para 21,79 moles, el calor de solución resulta  $-17\,316\text{ cal/mol}$ , equivalente a  $-72,50\text{ kJ/mol}$ . La diferencia de ambos valores es de  $-68,03\text{ kJ/mol}$ , el cual es el calor que se libera al diluir ácido al 97,5% hasta 20%. Del flujo 16-A del Cuadro 10 del balance de masa se tiene que son 119,14 kg de ácido sulfúrico al 100% que intervienen en el proceso, lo que equivale a 1 214,85 moles de ácido. Entonces el calor total liberado es de:  $-68,03 \times 1\,214,85 = -82\,646,25\text{ kJ}$ . Este calor liberado

es idealmente absorbido por los 595,70 kg de la masa de ácido diluido al 20% (flujo 16 del Cuadro 10). Esta solución tiene un calor específico de 0,84 cal/g.°C (Perry), equivalente a 3,52 kJ/kg.°C. Reemplazando este valor,  $Q = 82\ 646,25$  kJ,  $m = 595,70$  kg y  $T_i = 20$  °C en la ecuación (1), resulta  $T_f = 59,4$  °C. El sistema calienta apreciablemente.

Esta dilución del ácido sulfúrico se realizará en un reactor vidriado enchaquetado disponible en planta. Como debe disminuirse la temperatura de la solución de ácido al 20% hasta temperatura ambiente para la reacción con el óxido de estaño (II) se utiliza agua como medio de enfriamiento. Se sabe que:

$$Q/t = q = U \times A \times (T_{prom\ ácido} - T_{prom\ agua}) \quad (2)$$

Donde:

Q: calor a retirarse del ácido diluido = 82 646,25 kJ

t: tiempo de enfriamiento del ácido diluido desde 59,4 hasta 25 °C

q: flujo de calor (kJ/s)

U: coeficiente global de transferencia de calor = 320 J/m<sup>2</sup>.s.°C (valor aproximado según data de Chilton [1986] para reactor vidriado con agua por la chaqueta y agua dentro del reactor)

A: área de transferencia de calor = 2,35 m<sup>2</sup>

$T_{prom\ ácido}$ : temperatura promedio del ácido durante el enfriamiento =  $(59,4 + 25)/2 = 42,3$  °C

$T_{prom\ agua}$ : temperatura promedio del agua de enfriamiento =  $(20 + 30)/2 = 25$  °C

Reemplazando se obtiene:

$q = 13,01$  kJ/s

$t = 6\ 353$  s = 1,76 horas demora el enfriamiento en el reactor vidriado disponible.

Para hallar el flujo de agua de enfriamiento se tiene:

$$q = C_p \times m \times (T_s - T_i) \quad (3)$$

q: flujo de calor (kJ/s) = 13,01 kJ/s

$C_p$ : calor específico del agua = 4,19 kJ/kg

$T_i$ ,  $T_s$ : temperatura de ingreso y salida del agua de la chaqueta respectivamente = 20°C y 30°C

$m$ : flujo de agua (kg/s)

Reemplazando resulta:

$m = 0,31 \text{ kg/s} = 18,60 \text{ kg/min}$  de agua necesarios para enfriar el ácido hasta temperatura ambiente según las condiciones establecidas.

#### 6.4.8. Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico

Según el flujo 14-A del Cuadro 10 del balance de masa, 169,12 kg de óxido de estaño (II) anhidro reaccionan con el ácido sulfúrico diluido al 20%. Este último es el reactivo limitante. De la sección (d) del Apéndice I, se tiene que la reacción libera -129,62 kJ por cada mol de óxido de estaño (II). En los 169,12 kg hay 1 255,44 moles, por lo que la reacción libera 162 730,13 kJ. La reacción genera 259,50 kg de sulfato de estaño (II) sólido (flujo 17-A del Cuadro 10), el cual se disuelve. Para esta disolución se requiere absorber 97,05 kJ/mol de sulfato de estaño (II) (sección 6.4.10 b). En los 259,50 kg hay 1 208,21 moles, por lo que la disolución absorbe 117 256,78 kJ. La diferencia del calor liberado menos el calor absorbido es de 45 473,35 kJ (calor liberado). Este calor liberado neto será absorbido por la masa de la solución de sulfato de estaño (II) que se forma. Considerando la fase líquida del flujo 17 (Cuadro 10), es decir los flujos 17-A y 17-B, se calcula su calor específico según:

$$Cp_{\text{solución}} = (Cp_1 \cdot X_1 \cdot M_1 + Cp_2 \cdot X_2 \cdot M_2) / (X_1 \cdot M_1 + X_2 \cdot M_2) \quad (4)$$

Donde:

$Cp$ : calor específico de cada componente de la solución

$X$ : fracción molar

$M$ : masa molecular

1, 2: sulfato de estaño (II) y agua respectivamente

El cálculo se resume en el Cuadro 15.



**Cuadro 15. Cálculo del calor específico de la solución concentrada de sulfato de estaño (II)**

Sust.	Masa (kg)	$C_p$ (J/mol.°C)	M (g/mol)	Moles	X	$C_p * X * M$	$M * X$
SnSO <sub>4</sub>	259,50	115,56	214,78	1 208,21	0,03	744,60	6,44
H <sub>2</sub> O	602,00	75,40	18,00	33 444,44	0,97	1 316,48	17,46
			Suma	34 652,65	1	2 061,08	23,90
$C_p$ solución (J/mol.°C)						86,24	

Con la ecuación (1) se puede estimar la elevación de la temperatura del sistema:  $Q = 45\,473,35$  kJ,  $C_p = 86,24$  J/mol.°C,  $m = 34\,652,65$  moles,  $T_i = 20$  °C, resulta que  $T_f = 35,2$  °C. Esta temperatura se aproxima a la temperatura leída durante las pruebas experimentales y banco, la cual fluctuaba entre 25 °C y 30 °C.

#### 6.4.9. Reacción de formación del óxido de estaño (IV)

Según el Cuadro 10 del balance de masa, se consumen 4,68 kg de sulfato de estaño (II) para formar el óxido de estaño (IV). Esto representa 21,79 moles. Según la sección (e) del Apéndice I, se liberan -176,60 kJ por mol de sulfato de estaño (II). Entonces el calor liberado es de -3 848.11 kJ. Tomando los flujos 19-A, 19-D y 19-E del Cuadro 10, los cuales conforman la solución de sulfato de estaño, se tiene una masa total de 1 596,55 kg equivalente a 75 632,17 moles. El calor específico de la solución se toma igual al calculado en el numeral (a) de la siguiente sección (6.4.10), 81,67 J/mol.°C. Con  $T_i = 30$  °C, se obtiene reemplazando en la ecuación (1):  $T_f = 30,6$  °C. Esta reacción casi no influye en la temperatura del sistema.

#### 6.4.10. Cristalización a presión reducida

El equipo de cristalización consiste en un recipiente de acero vidriado interiormente con chaqueta de calentamiento. En este cristizador se evapora el agua de la solución de sulfato de estaño (II) para así obtener los cristales. Esto se realiza reduciendo la presión del sistema.

El balance de energía para esta etapa del proceso consisten en 2 sub-etapas: i) sub-etapa de calentamiento de la solución; ii) sub-etapa de evaporación y cristalización.

a. Sub-Etapa de calentamiento de la solución

No se ha encontrado el valor del calor específico a presión constante ( $C_p$ ) del sulfato de estaño (II). Ante esto, se ha procedido a aproximar su valor siguiendo la regla de Kopp (Lange, 1979) la cual indica que el calor específico de un compuesto es aproximadamente igual a la suma de las capacidades caloríficas de sus elementos constituyentes. Para el caso de sulfato de estaño (II), los calores específicos de sus elementos constituyentes son: 6,2 para el estaño, 5,4 para el azufre y 4,0 para el oxígeno, todos expresados en calorías por mol por grado. Entonces el calor específico del sulfato de estaño (II) resulta 27,6 cal/mol.°C, que es equivalente a 115,56 J/mol.°C.

Del Cuadro 10 del balance de masa para el lote de producción proyectado se tiene que la solución de sulfato de estaño (II) que ingresa al reactor vidriado está constituida por 250 kg de sulfato de estaño (II), 1 335,83 kg de agua y 2,09 kg de ácido sulfúrico. Para calcular el calor específico de la solución:

$$C_{p \text{ solución}} = \frac{(C_{p1} \cdot X_1 \cdot M_1 + C_{p2} \cdot X_2 \cdot M_2 + C_{p3} \cdot X_3 \cdot M_3)}{(X_1 \cdot M_1 + X_2 \cdot M_2 + X_3 \cdot M_3)} \quad (5)$$

Donde:

$C_p$ : calor específico de cada componente de la solución

$X$ : fracción molar

$M$ : masa molecular

1, 2, 3: sulfato de estaño (II), agua y ácido sulfúrico respectivamente

El cálculo se resume en el Cuadro 16.

La temperatura inicial de la solución es de 25 °C y la temperatura hasta la cual se calentará es de 65 °C. Se considera esta temperatura pues experimentalmente se ha corroborado que la solución de sulfato de estaño (II) evapora a 65 °C y 10 kPa absoluto. Cabe señalar que dicha

temperatura contiene empíricamente el incremento del punto de ebullición de la solución a la presión mencionada.

**Cuadro 16. Cálculo del calor específico de la solución diluida de sulfato de estaño (II)**

Sust.	Masa (kg)	$C_p$ (J/mol.°C)	M (g/mol)	Moles	X	$C_p \cdot X \cdot \frac{M}{M}$	$M \cdot X$
SnSO <sub>4</sub>	250	115,56	214,78	1 163,98	0,015	372,30	3,22
H <sub>2</sub> O	1 335,83	75,40	18,00	74 212,78	0,98	1 330,06	17,64
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,09	139,00	98,07	21,31	0,00028	3,82	0,027
			Suma	75 398,07	1,00	1 706,18	20,89
						$C_p$ solución (J/mol.°C)	81,67

El calor requerido por el sistema para elevar su temperatura está dado por:

$$Q_1 = C_{ps} \times n \times (T_2 - T_1) \quad (6)$$

Donde:

$Q_1$ : calor expresado en Joule (J)

$C_{ps}$ : calor específico de la solución = 81,67 J/mol.°C

n: número de moles totales = 75 398,07 moles

$T_1$ : temperatura inicial = 25 °C

$T_2$ : temperatura final = 65 °C

Reemplazando resulta:

$$Q_1 = 246 310,42 \text{ kJ}$$

El medio de calentamiento puede ser un aceite térmico comercial, el cual se calienta con gas natural disponible en la planta y se recircula al salir de la chaqueta. Se cumple lo siguiente para el calor transferido:

$$Q_1 / t = q_1 = U \times A \times (T_{prom \text{ aceite}} - T_{prom \text{ solución}}) \quad (7)$$

$t$ : tiempo de calentamiento de la solución desde 25 °C hasta 65 °C (s)

$q_1$ : flujo de calor (J/s)

$U$ : coeficiente global de transferencia de calor (J/m<sup>2</sup>.s.K)

$A$ : área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)

$T_{\text{prom aceite}}$ : temperatura promedio del aceite térmico durante el calentamiento (°C ó K)

$T_{\text{prom solución}}$ : temperatura promedio de la solución durante el calentamiento (°C ó K)

Perry indica que el valor del coeficiente global de transferencia para tanques de acero vidriados con aceites térmicos como medio de calentamiento y solución acuosa dentro del tanque (sin cambio de fase) está en el rango general de 140 a 400 J/m<sup>2</sup>.s.K. Además el área de transferencia de calor según los cálculos del numeral (iii) de la sección H del Apéndice III es de 5,43 m<sup>2</sup>. La temperatura promedio de la solución es de 45 °C y considerando que el aceite térmico ingresa a 80 °C y sale a 70 °C entonces la temperatura promedio es 75 °C. Reemplazando estos valores en la ecuación (7) resulta:

$$q_1 = 65\,160 \text{ J/s} = 3\,909,60 \text{ kJ/min} = 234\,576 \text{ kJ/h}$$

$$t = 1,05 \text{ h}$$

Además se cumple lo siguiente para el calor cedido:

$$-Q_1 / t = -q_1 = Cp \times m \times (T_s - T_i) \quad (8)$$

Considerando las siguientes condiciones de operación:

$T_i$ : temperatura de ingreso del aceite a la chaqueta = 80 °C

$T_s$ : temperatura de salida del aceite a la chaqueta = 70 °C

$Cp$ : calor específico promedio del aceite a dichas temperaturas = 2,00 kJ/kg.°C

$m$ : flujo de aceite (kg/min)

Resulta:

$$m = 195,48 \text{ kg/min de aceite térmico}$$

Considerando un factor de seguridad de 10% debido a la pérdida de calor al ambiente, se tiene:

$m_{fs} = 215,03 \text{ kg/min}$  de aceite térmico

Para el cálculo del requerimiento de gas natural, se considera que la masa total de aceite es de 350 kg y que debe calentarse de 20 °C a 80 °C. Su  $C_p$  es de 2,00 kJ/kg.°C resulta un calor total de 42 000 kJ. Como el gas natural tiene un  $C_p$  promedio de 41 000 kJ/m<sup>3</sup> estándar, entonces se requiere 1,024 m<sup>3</sup> estándar de gas para calentar el aceite inicialmente. Durante la recirculación: 215 kg/min de aceite,  $\Delta T = 10 \text{ °C}$ ,  $C_p = 2,00 \text{ kJ/kg.°C}$ , resulta 4 300 kJ/min que equivalen a 0,105 m<sup>3</sup> estándar/min = 6,615 m<sup>3</sup> estándar en las 1,05 horas que dura el calentamiento. En total para esta sub-etapa se requiere 7,639 m<sup>3</sup> estándar de gas natural.

b. Sub-Etapa de evaporación – cristalización

En esta etapa se hace necesario estimar el calor de cristalización del sulfato de estaño (II). Para esto se tomará que el calor de cristalización es numéricamente igual al calor de disolución, pero con signo cambiado (Jo, 1969).

El calor de disolución a condiciones estándar ( $\Delta H^{\circ}_{\text{disol}}$ ) del sulfato de estaño está dado por la siguiente relación de los calores de formación estándar:

$$\Delta H^{\circ}_{\text{disol}} = \Delta H_f^{\circ} \text{Sn}^{2+}_{(ac)} + \Delta H_f^{\circ} \text{SO}_4^{2-}_{(ac)} - \Delta H_f^{\circ} \text{SnSO}_4(s) \quad (9)$$

Los valores son:

$$\Delta H_f^{\circ} \text{SnSO}_4(s) = -1\,014,63 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^{\circ} \text{Sn}^{2+}_{(ac)} = -7,70 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^{\circ} \text{SO}_4^{2-}_{(ac)} = -909,88 \text{ kJ/mol}$$

Reemplazando resulta:

$$\Delta H^{\circ}_{\text{disol}} = 97,05 \text{ kJ/mol}$$

Con el calor de disolución a condiciones estándar se calcula el calor de disolución a 65 °C:<sup>30</sup>

$$\Delta H_{\text{disol}}^{65 \text{ °C}} = \Delta H^{\circ}_{\text{disol}} + \Delta C_p \cdot \Delta T \quad (10)$$

<sup>30</sup> La sub-etapa de evaporación – cristalización se lleva a cabo a 65 °C y 10 kPa absoluto. Por falta de datos de calores específicos a dicha presión se toman los valores a 101,3 kPa (1 atm) tanto de los calores de formación como de los calores específicos.

Donde:

$$\Delta C_p = C_{pSn^{2+}(ac)} + C_{pSO_4^{2-}(ac)} - C_{pSnSO_4(s)}$$

Siendo las capacidades caloríficas ( $C_p$ ) y la elevación de la temperatura ( $\Delta T$ ):

$$C_{pSnSO_4(s)} = 98,81 \text{ J/mol.}^\circ\text{C}$$

$$C_{pSO_4^{2-}(ac)} = - 293,08 \text{ J/mol.}^\circ\text{C}$$

$$C_{pSn^{2+}(ac)} = 25,79 \text{ J/mol.}^\circ\text{C}^{31}$$

$$\Delta T = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

Reemplazando en la ecuación (10):

$$\Delta H_{\text{disol}}^{65^\circ\text{C}} = 82,41 \text{ kJ/mol}$$

Entonces el calor de cristalización es:

$$\Delta H_{\text{cristal}}^{65^\circ\text{C}} = - 82,41 \text{ kJ/mol}$$

El peso molecular del sulfato de estaño es 214,78 kg/kmol:

$$\Delta H_{\text{cristal}}^{65^\circ\text{C}} = - 383,69 \text{ kJ/kg}$$

La cantidad de sulfato de estaño (II) es de 250 kg, resultando el calor total que libera la cristalización:

$$Q_2 = \Delta H_{\text{cristal}}^{65^\circ\text{C}} \text{ total} = - 95\,922,50 \text{ kJ}$$

Este calor liberado en la cristalización es cedido al proceso de evaporación que sucede simultáneamente.

Para calcular el calor necesario para evaporar el agua de la solución de sulfato de estaño (II) se debe conocer su entalpía a 65 °C y 10 kPa. La diferencia de ésta con la entalpía del vapor de agua a esas condiciones es el calor latente de evaporación. No se ha encontrado data de entalpías de soluciones de sulfato de estaño (II), por lo que el cálculo se aproxima utilizando el calor latente de evaporación del agua pura a 65 °C según tabla de vapor saturado.

$$Q_{\text{latente evap}} = 2\,345 \text{ kJ/kg}$$

La cantidad de masa a evaporarse es 1 337,92 kg (flujo 22 del Cuadro 10 del balance de masa). Entonces:

$$Q_3 = Q_{\text{latente evap}} \text{ total} = 3\,137\,422,40 \text{ kJ}$$

<sup>31</sup> Por falta de data se toma el calor específico del estaño metálico gris, pues de las tablas presentadas por Lange en muchos metales el calor específico del ión no se aleja mucho del calor específico del metal.

Como la cristalización y evaporación suceden simultáneamente, entonces el calor total es:

$$Q_{2,3} = Q_2 + Q_3 = -95\,922,50 + 3\,137\,422,40 = 3\,041\,499,90 \text{ kJ}$$

Del diseño de la bomba de vacío, se ha estimado que el tiempo de la cristalización – evaporación es de  $t = 43$  horas (numeral (ii) de la sección H del Apéndice III). Entonces el flujo de calor necesario para esta sub-etapa es:

$$q_{2,3} = (Q_2 + Q_3)/t$$

$$q_{2,3} = 70\,732,55 \text{ kJ/h} = 1\,178,88 \text{ kJ/min}$$

El medio de calentamiento sigue siendo el aceite térmico de la sub-etapa anterior, que se calienta quemando gas natural y se recircula. Se cumple lo siguiente para el calor cedido:

$$-q_{2,3} = C_p \times m \times (T_s - T_i) \quad (11)$$

Donde considerando las siguientes condiciones de operación:

$T_i$ : temperatura de ingreso del aceite a la chaqueta =  $80 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_s$ : temperatura de salida del aceite a la chaqueta =  $70 \text{ }^\circ\text{C}$

$C_p$ : Calor específico promedio del aceite a dichas temperaturas =  $2,00 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$

$m$ : flujo de aceite en  $\text{kg/min}$

Reemplazando resulta:

$$m = 58,94 \text{ kg/min de aceite térmico}$$

Considerando un factor de seguridad de 10% debido a la pérdida de calor al ambiente, se tiene:

$$m_{fs} = 64,83 \text{ kg/min de aceite térmico}$$

Para el cálculo del requerimiento de gas natural durante la recirculación:

$64,83 \text{ kg/min}$  de aceite,  $\Delta T = 10 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $C_p = 2,00 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ , resulta  $1\,296,6 \text{ kJ/min}$  que equivalen a  $0,0316 \text{ m}^3 \text{ estándar /min} = 81,528 \text{ m}^3 \text{ estándar}$  en las 43 horas que dura el proceso. Sumados a los  $7,639 \text{ m}^3 \text{ estándar}$  de la sub-etapa anterior resulta  $89,167 \text{ m}^3 \text{ estándar}$  total de gas natural por lote de producción.

Debe indicarse que no se hace necesario calentar más el vapor de agua para que no condense en el interior del cristizador, puesto que a  $10 \text{ kPa}$  la temperatura de saturación del vapor es de  $45,8 \text{ }^\circ\text{C}$  y el sistema está a  $65 \text{ }^\circ\text{C}$ .

#### 6.4.11. Condensación del vapor de agua

El agua evaporada en la etapa de cristalización a presión reducida ingresa a un condensador de tipo tubo y carcasa instalado a la salida del cristizador.

La masa de vapor es de 1 337,92 kg y el tiempo que dura la evaporación es de 43 horas, por lo que el flujo de vapor es de 31,11 kg/h. El flujo de calor requerido para condensar esta masa de vapor incluye: i) el calor que debe retirarse para descender la temperatura del vapor sobrecalentado desde 65 °C hasta 45,8 °C; ii) el calor latente de condensación.

De las tablas de vapor de agua:

Entalpía del vapor sobrecalentado a 10 kPa y 65 °C:

$$\Delta H_1 = 2\,626,20 \text{ kJ/kg}$$

Entalpía del vapor saturado a 10 kPa y 45,8 °C:

$$\Delta H_2 = 2\,584,80 \text{ kJ/kg}$$

Calor de condensación a 10 kPa y 45,8 °C:

$$\Delta H_3 = 2\,392,90 \text{ kJ/kg}$$

Entonces el calor total cedido por el vapor es:

$$Q_T = (\Delta H_2 - \Delta H_1) - \Delta H_3 = -41,40 - 2\,392,90 = -2\,434,30 \text{ kJ/kg}$$

Se aprecia que predomina el calor latente. Como el flujo de vapor es 31,11 kg/h, entonces el flujo de calor en la condensación es:

$$q_{\text{cond}} = -75\,731,07 \text{ kJ/h}$$

Suponiendo que el agua de enfriamiento de la carcasa ingresa a 20 °C y sale a 30 °C,  $C_p = 4,19 \text{ kJ/kg}$  y reemplazando en la ecuación (8) se obtiene:

$$m = 1\,807,42 \text{ kg/h} = 0,50 \text{ kg/s de agua de enfriamiento}$$

Considerando un factor de seguridad de 10% debido a la pérdida de calor al ambiente, se tiene:

$$m_{fs} = 0,55 \text{ kg/s de agua de enfriamiento}$$



## 6.5. Diseño de equipos

### 6.5.1. Tanques agitados

#### a. Introducción

La agitación es una operación muy común en la mayoría de industrias y se emplea por ejemplo, para disolver un soluto miscible en un disolvente, mezclar componentes miscibles, mejorar la transferencia de calor de un líquido, etc.

Los líquidos se agitan con frecuencia en un tanque o recipiente, generalmente de forma cilíndrica y provisto de un eje vertical en cual está provisto de un impulsor (Harriot, 2002).

#### b. Diseño

Existen diseños estandarizados los cuales proporcionan los lineamientos para el diseño del agitador deseado. Se debe tener en cuenta el tipo de fluido conjuntamente con su densidad y viscosidad como datos básicos para el diseño.

Los agitadores constan de diferentes partes, cada una con una función específica. Según Harriot, las partes principales son:

Impulsores o agitadores: Realizan la operación de agitación propiamente dicha y según su diseño, pueden generar flujos de tipo axial o radial e inclusive ambos. Dependiendo del tipo de flujo deseado, el diseño del impulsor varía. Entre los impulsores más comunes se tiene: hélices, turbinas e impulsores de alta eficiencia.

Deflectores: Empleados cuando se desea reducir la turbulencia. Estos tienen forma de placas que son colocados verticalmente y perpendicular a la pared del tanque.

En la Figura 13 del Apéndice III se muestran las partes principales para el diseño del agitador de turbina.

Para la agitación donde se requiere hacer vacío sin evaporación, la planta dispone de una bomba de vacío de anillo líquido de 3 HP para este fin.

En el Cuadro 17 se presentan los parámetros del diseño de los tanques y agitadores. Los cálculos se muestran en las secciones A hasta la F del Apéndice III.

### 6.5.2. Reactores

Tal como se ha indicado en el Capítulo II, en el proceso de producción de sulfato de estaño (II) se llevan a cabo 2 reacciones químicas principales, las cuales son acompañadas paralelamente por otras 2 reacciones. El estudio cinético de estas reacciones químicas heterogéneas no está dentro del alcance de la presente Tesis por dos razones:

- Levenspiel (1998) indica que en sistemas de reacciones heterogéneas deben tomarse en cuenta 2 factores adicionales a los típicos en sistemas homogéneos: i) mayor complejidad de la ecuación cinética pues deben incluirse términos de transporte de materia específicos para cada sistema; ii) modelos de contacto, los cuales se representan a través de la ecuación cinética. Estos modelos pueden ser por ejemplo: de conversión progresiva o de núcleo sin reaccionar para el caso de reactantes en fase líquida y sólida. La determinación del modelo adecuado para las reacciones involucradas en el proceso propuesto y su representación matemática van más allá del objetivo ingenieril de la presente Tesis.
- No se hace necesario el análisis de datos cinéticos de las reacciones para el dimensionamiento de los reactores. Esto debido a que las ecuaciones cinéticas para las reacciones tanto homogéneas como heterogéneas tipo lote (batch) no involucran el volumen del reactor, sino el volumen que ocupa el fluido reaccionante. Distinto es en el caso de procesos continuos, en los cuales debe determinarse el tiempo espacial a partir de las ecuaciones y datos cinéticos; de esta manera con los flujos conocidos de reactantes y el tiempo espacial determinado se calcula el volumen del reactor.

En las secciones de B y F del Apéndice III se presentan los cálculos de diseño de los recipientes con sus correspondientes sistemas de agitación para las reacciones que ocurren en el proceso.

### 6.5.3. Filtro prensa

#### a. Introducción

Harriot define a la filtración como la operación unitaria de separar partículas sólidas de un fluido líquido o gaseoso mediante el paso del fluido por un medio filtrante. El fluido pasa a través del medio filtrante gracias a una diferencia de presión entre el lado de ingreso del fluido (aguas arriba) y el lado de salida del mismo (aguas abajo). Los filtros industriales que operan bajo diferencia de presión constante pueden ser sometidos a presión aguas arriba o a vacío aguas abajo. Para los filtros bajo presión aguas arriba, la suspensión se bombea o es introducida desde un tanque pulmón presurizado. Alternativamente se puede operar a velocidad del fluido constante, siendo en este caso la caída de presión variable.

El filtro prensa es un tipo de filtro de torta muy común en instalaciones industriales (Foust, 1987). Es un equipo para trabajo discontinuo, pues se requiere retirar la torta manualmente desarmando la prensa cuando las placas se saturan de sólido. Pero esto no limita su uso a operaciones continuas, pues pueden disponerse de 2 o más filtros prensa en paralelo que trabajen alternadamente.

#### b. Diseño

La prensa consta de un número determinado de placas y marcos de igual dimensión, que trabajan alternadamente en pares y son sostenidos por soportes laterales y presionados unos contra otros por medio de un sistema de tornillo o hidráulico. El medio filtrante cubre ambos lados de la placa, la cual consta de una malla para dejar pasar el fluido. El fluido entra perpendicularmente por un conducto y agujero por el lado del marco y sale por otro conducto y agujero por la placa. Entonces el área de filtración de la torta está dada por la suma de de las áreas de todas las placas.

Cuando la torta es el material valioso y la presencia de contaminantes en ella afecta, se hace necesario realizar lavados del filtro antes de desmontarlo. Esto influye en el diseño del filtro prensa, pues el número de

conductos que pasan por las placas y marcos se ve afectado. Comúnmente si no se requiere lavado son dos conductos; si se requiere lavado son cuatro conductos (Foust).

En el Cuadro 18 se presentan datos del diseño del filtro prensa.

Según los cálculos que se muestran en la sección G del Apéndice III se requiere un área de filtración de 2,85 m<sup>2</sup>. Existe disponible en planta un filtro prensa de 15 placas de 47 cm de lado que debido a cambios en procesos ha quedado libre y puede ser utilizado pues su área total es de 3,31 m<sup>2</sup>.

#### **6.5.4. Tanque agitado para la cristalización por evaporación a presión reducida**

##### **a. Introducción**

La cristalización se define como la formación de partículas sólidas a partir de una base homogénea, la cual puede ser por ejemplo un líquido fundido o una solución líquida. La cristalización se inicia con la nucleación en la solución sobresaturada<sup>32</sup>, por la cual se forman núcleos de cristales (nacimiento de los cristales), seguida del crecimiento de éstos hasta convertirse en cristales macroscópicos (Harriot).

Los equipos de cristalización industriales se pueden clasificar por la manera en que se consigue la sobresaturación de la solución. Mullin (1972) los clasifica en: cristalizadores por enfriamiento, cristalizadores por evaporación y cristalizadores a vacío. Estos cristalizadores pueden operar de manera continua o por lotes. Así por ejemplo, un cristalizador por enfriamiento puede ser desde un tanque abierto que enfría por convección con el medio ambiente y opera por lotes hasta un cristalizador continuo de refrigeración por contacto directo tipo Swenson (Perry) o Swenson – Walker (Henley y Seader, 2006). Un cristalizador por evaporación es por ejemplo el de circulación forzada, en el cual se emplea una bomba externa al cristalizador para recircular agua madre o

---

<sup>32</sup> La sobresaturación de una solución se da cuando la solución contiene más sólido disuelto que el correspondiente a la saturación.

parte del magma<sup>33</sup> (Perry). Mullin define a un cristalizador a vacío al equipo que es alimentado por una solución cuya temperatura es mayor a la de ebullición a la presión de vacío dentro del cristalizador, y por ello ocurre un enfriamiento adiabático de la solución cuyo calor liberado contribuye con la evaporación.

Tal como lo indica la clasificación de cristalizadores hecha por Mullin, uno de los aspectos fundamentales en un cristalizador es generar la sobresaturación de la solución. Harriot señala que existen tres maneras de alcanzar la sobresaturación: a) por enfriamiento, cuando el soluto es mucho menos soluble a temperaturas bajas que a temperaturas altas; b) por evaporación, cuando la solubilidad es casi independiente de la temperatura o cuando disminuye al aumentar la temperatura; c) por enfriamiento y evaporación en casos intermedios cuando resulte eficiente combinar ambas (que es el caso equivalente a la cristalización a vacío descrita por Mullin).

Los balances de masa y energía involucrados en el proceso de cristalización determinan el rendimiento y los requerimientos de calor para la operación. Para el caso de predecir la distribución del tamaño de los cristales, existen modelos matemáticos idealizados para cristalizadores continuos entre los que se encuentra el modelo de separación mezcla –suspensión, eliminación de suspensión mezclada – producto mezclado, MSMSPR por sus siglas en inglés (Seader, Harriot). También recibe el nombre de cristalizador continuo de tanque agitado. Para el uso de este modelo se utilizan variables como la velocidad de nucleación, la velocidad de crecimiento del cristal, tiempo de permanencia del magma en el cristalizador (con el cual se puede determinar el volumen necesario de magma en el cristalizador), la densidad de población<sup>34</sup>, tamaño predominante de los cristales, entre otras variables. Para calcular numéricamente algunas de estas variables, se hace necesario conocer las otras. Por ejemplo, para determinar la

---

<sup>33</sup> Magma: Flujo de salida del cristalizador que consiste en la mezcla bifásica de cristales y agua madre.

<sup>34</sup> Densidad de población: número de cristales existentes de hasta un tamaño definido por unidad de volumen del magma.

distribución de tamaño del cristal se requiere conocer la velocidad de crecimiento del cristal, o viceversa (Foust).

En cuanto a la agitación en los equipos de cristalización, debe indicarse que ésta ayuda a mantener el sistema a una temperatura uniforme a la vez que mantiene a los cristales suspendidos en el agua madre (Mullin). Además la agitación mejora la velocidad de crecimiento y previene la nucleación excesiva (Harriot). Un método de agitación muy utilizado es el de la circulación forzada (Perry).

b. Diseño

Los equipos de cristalización industriales pueden ser dimensionados en base al volumen necesario para la cristalización o en base a características especiales con el fin de obtener un tamaño de cristal deseado (Perry). Para el caso de cristalizadores por lotes – el cual es el propuesto en la presente Tesis – no se ha encontrado en la bibliografía consultada un modelo que relacione la distribución del tamaño de los cristales, la velocidad de crecimiento del cristal y las otras variables mencionadas anteriormente. Además, tal como se explica luego, no se retirará magma del cristizador sino cristales secos lo cual va en contra de uno de los supuestos en el que se basa el modelo del MSMSPR (Seader, Harriot).

En la literatura revisada (Kirk [1998], Ruf y Loges [1977]) se ha encontrado que para la producción de sulfato de estaño (II) el método de cristalización se basa en la evaporación al vacío de la solución.

De la data encontrada de solubilidad del sulfato de estaño (II) en Perry se tiene:

A 20 °C: 19 gramos / 100 gramos de agua

A 100 °C: 18 gramos / 100 gramos de agua

Esto indica una independencia de la solubilidad del sulfato de estaño (II) con la temperatura, lo cual sustenta la evaporación como medio para alcanzar la cristalización de esta sal.

Por otro lado, la evaporación de la solución de sulfato de estaño (II) no se puede realizar en contacto con el medio ambiente, porque como se ha podido corroborar en la etapa experimental se da la oxidación del ión

estaño (II) a ión estaño (IV) por acción del oxígeno. Una de las maneras de evitar la oxidación en esta etapa es por medio de una cristalización por evaporación a presión reducida aplicando el vacío y potencia necesarios para evacuar primero el aire que ocupa el volumen del cristizador y luego permitir la remoción del vapor generado.

Como se ha mencionado líneas arriba, en la industria es común evaporar hasta cierto grado de cristalización y retirar el magma del equipo de cristalización. Luego, se suele filtrar o centrifugar para separar al máximo los cristales del agua madre antes del ingreso de los cristales húmedos a la etapa de secado. Esta separación se hace imprescindible cuando en el agua madre se retiran impurezas que contaminarían a los cristales si se secan juntos, pues un cristal que se forma en una solución impura es prácticamente puro excepto que se formen cristales mixtos (Harriot).

En el caso del método propuesto en la presente Tesis, el sulfato de estaño (II) se obtiene de materias primas de pureza alta. Además se realiza un lavado exhaustivo con agua con la finalidad de remover el cloruro de sodio que se forma junto al producto intermedio (óxido de estaño) y una filtración previa a la cristalización con el fin separar los compuestos estánicos. Así, el sulfato de estaño (II) acuoso está libre de impurezas que puedan contaminar al producto cristalizado. Entonces, no se hace necesaria la separación de los cristales del agua madre previa al secado por lo que en el mismo equipo de cristalización por evaporación a presión reducida se puede realizar el secado de los cristales sin necesidad de cambiar las condiciones de operación.

Debe indicarse también que las fuentes de información para las especificaciones dadas en el Capítulo II de la presente Tesis no establecen un tamaño de cristal específico para el sulfato de estaño (II), a excepción del documento *Construction chemicals for safe chromate reduction* de la empresa TIB Chemicals, en el cual indican que el 50% de los cristales son menores que 50  $\mu\text{m}$ , es decir el tamaño promedio del cristal es de 50  $\mu\text{m}$ , que equivale estar entre la malla estándar o Tyler número 270 (53  $\mu\text{m}$ ) y 325 (44  $\mu\text{m}$ ).

Según Chilton (1986) se suele obtener cristales de malla estándar número 30 (595  $\mu\text{m}$ ) a malla estándar número 200 (74  $\mu\text{m}$ ) en

cristalizadores por lotes de tanque agitado. Por su parte Mullin indica que en cristalizadores a vacío agitados por lotes se suele obtener cristales que rara vez son mayores a 250  $\mu\text{m}$ . Debido a que la cristalización realizada en las pruebas experimentales y banco no fueron realizadas con agitación continua debido a la limitación de los equipos utilizados, la distribución de tamaños de los cristales no refleja la que se obtendría en un tanque agitado. Además, como se explicó anteriormente no se han encontrado modelos ni data existente específica para controlar las variables que afectan a la distribución de tamaño de los cristales de sulfato de estaño (II). En conclusión, sólo la experiencia resultante de la operación real del cristalizador propuesto en la presente Tesis podrá dar la real distribución de tamaños y su control. En todo caso, se espera obtener el producto en el rango de tamaños dado por Chilton (1986) y Mullin utilizando un cristalizador de tanque agitado.

Debe indicarse que tampoco se han encontrado datos de solubilidad a diferentes temperaturas ni diagrama de fases del sulfato de estaño (II) para las condiciones de 6,8 a 13,6 kPa de presión absoluta.

Loges y Ruf reportaron haber obtenido 250 kg aproximadamente de sulfato de estaño (II) por cristalización de una solución en condiciones de 56 °C y 80 kPa de vacío (equivalente a 0,2 bar de presión absoluta). Las pruebas experimentales y banco han corroborado que a 84,7 kPa de vacío y a temperatura de 65 °C a 70 °C se ha obtenido el sulfato de estaño (II) cumpliendo con las especificaciones establecidas, las cuales refieren – al igual que toda la bibliografía consultada – a la sal anhidra.

En la sección H del Apéndice III, se detallan los cálculos para el diseño del sistema de cristalización.

En el Cuadro 19 se presentan los datos de diseño del cristalizador según los resultados de los cálculos presentados en los numerales (i) y (iii) de la sección H del Apéndice III.

#### **6.5.5. Bomba de vacío**

Como se ha mencionado anteriormente el equipo de cristalización consiste en un recipiente vidriado con chaqueta de calentamiento en el cual se evapora el agua de la solución de sulfato de estaño (II) para así



obtener los cristales. Esto se realiza reduciendo la presión del sistema a 10 kPa absoluta. Para trabajar a esta presión se utiliza una bomba de vacío.

Para la selección de la bomba de vacío se consideran dos aspectos: capacidad de la bomba y potencia de motor. Según la guía de selección de bombas de vacío del fabricante de bombas Kinney (representada mundialmente por la compañía Tuthill) mostrado en el Anexo 3, se requiere calcular la capacidad de la bomba en función de: a) carga de vapor (traducción del término inglés gas load); b) velocidad de evacuación del sistema (traducción del término inglés pump down speed). Se toma la capacidad mayor de ambas para la selección de la bomba y motor.

Dentro del Cuadro 19 se presentan los datos de la bomba de vacío seleccionada según los cálculos del numeral (ii) de la sección H del Apéndice III.

#### **6.5.6. Condensador**

El vapor de agua que se evacúa del tanque vidriado es condensado con el fin de evitar que llegue a la bomba de vacío. El agua condensada puede ser utilizada nuevamente en el proceso. Para esta etapa, se utilizará un condensador tubular con carcasa disponible en planta cuya área de transferencia de calor disponible es de  $0,69 \text{ m}^2$ , cumpliendo con las especificaciones del diseño.

Dentro del Cuadro 19 se presentan los datos de diseño del condensador según los cálculos del numeral (iv) de la sección H del Apéndice III.

**Cuadro 17. Datos de diseño de tanques y agitadores**

Ítem	M-110	M-210	M-910	M-810	M-410	M-610
Descripción	Tanque agitado para la dilución de HCl (ac) y disolución de SnCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O(s)	Tanque agitado para: (i) disolución de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (s) y (ii) reacción entre el SnCl <sub>2</sub> (ac) y Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (ac)	Tanque agitado para la disolución de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (ac)	Tanque agitado para la preparación de agua acidulada para los lavados	Tanque agitado para el lavado de SnO.	Tanque agitado para la reacción entre el SnO.nH <sub>2</sub> O(s) y H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (dil)
Cantidad	1	1	1	1	1	1
Material	Polietileno de alta densidad - industrial	Polietileno -de alta densidad - industrial	Acero, vidriado con chaqueta	Polietileno de alta densidad - no industrial	Polietileno de alta densidad - no industrial	Polietileno de alta densidad - industrial
Volumen nominal del tanque, m <sup>3</sup>	0,40	3,30	0,53	0,84	1,81	1,40
Factor de seguridad	1,20	1,20	1,20	1,20	1,30	1,30
Volumen de diseño, m <sup>3</sup>	0,48	3,96	0,64	1,01	2,35	2,35
Volumen de fabricante, m <sup>3</sup>	0,60	5,00	0,74	1,10	2,50	2,80
Tipo de agitador	Paleta de dos palas	Turbina de 4 palas inclinadas a 45°	Paleta de dos palas	Manual	Turbina de 4 palas inclinadas a 45°	Paleta de dos palas
Número de deflectores	4	4	4	--	4	4
Potencia para agitación, hp	0,04	(i) 1,25 / (ii) 1,78	0,24	--	0,96	0,16
Motor (fact. Seguridad = 1.5), hp	0,06	(i) 1,88 / (ii) 2,67	0,36	--	1,44	0,24
Velocidad de agitación, rpm	90	90	60	--	143	60
Diámetro del tanque (D <sub>t</sub> ), m (fabricante)	0,97	2,2	0,98	1,10	1,55	1,78
Altura de líquido, m	0,54	(i) 0,87 / (ii) 0,97	0,70	0,88	0,96	0,56
Altura de diseño, m (fabricante)	1,15	1,87	0,98	1,43	1,65	1,56
Diámetro del agitador (D <sub>a</sub> ), m	0,32	0,73	0,49	--	0,52	0,59
Ancho del deflector (J), m	0,10	0,22	0,10	--	0,16	0,18

Cuadro 17 (continuación)

Item	M-110	M-210	M-910	M-810	M-410	M-610
Distancia del fondo del tanque al agitador ( $E^*$ ), m	0,18	0,29	0,23	--	0,32	0,20
Altura de las palas del agitador ( $W$ ), m	0,06	0,15	0,10	--	0,10	0,12
Largo de la pala del agitador ( $L$ ), m	0,08	0,18	0,12	--	0,24	0,15
Número de preparaciones / lote de producción	1	1	1	12	15 (lavados/lote)	1

Cuadro 18. Datos de diseño de filtro prensa

Item	H-510
Descripción	Filtro prensa para la filtración del $\text{SnO} \cdot n\text{H}_2\text{O}(s)$
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable
Área de filtrado, $\text{m}^2$	2,85
Tiempo de operación, h	2,00
Lado de placa (disponible), m	0,47
Número de placas (disponible)	15
Área en equipo (disponible), $\text{m}^2$	3,31

**Cuadro 19. Datos de diseño del cristalizador, bomba de vacío y condensador**

Item	V-710
Descripción	Tanque agitado para la cristalización del sulfato de estaño (II)
Cantidad	1
Material	Acero vidriado con chaqueta
Volumen nominal del tanque, m <sup>3</sup>	1,38
Factor de seguridad	1,20
Volumen de diseño, m <sup>3</sup>	1,66
Volumen de fabricante, m <sup>3</sup>	1,89
Tipo de agitador	Turbina de 4 palas inclinadas a 45°
Número de deflectores	4
Potencia para agitación, hp	0,66
Motor (fact. Seguridad = 1,5), hp	1,00
Velocidad de agitación, rpm	90
Diámetro del tanque (D <sub>t</sub> ), m (fabricante)	1,22
Altura del líquido, m	1,15
Altura de diseño, m (fabricante)	1,62
Diámetro del agitador (D <sub>a</sub> ), m	0,61
Ancho del deflector (J), m	0,12
Distancia del fondo del tanque al agitador (E*), m	0,17
Altura de las palas del agitador (W), m	0,12
Largo de la pala del agitador (L), m	0,15
Área de transferencia de calor en el cristalizador, m <sup>2</sup>	5,43
Item	L-740
Descripción	Bomba de vacío
Cantidad	1
Material	Impulsor: bronce; carcasa: acero; eje: acero inoxidable
Capacidad nominal de la bomba de vacío, m <sup>3</sup> /h	421,23
Factor de seguridad para bomba de vacío	1,2
Capacidad de diseño para la bomba de vacío, m <sup>3</sup> /h	505,50
Motor según cotización, hp	30
Item	E-720
Descripción	Condensador
Cantidad	1
Material	Acero inoxidable
Área de transferencia de calor en el condensador, m <sup>2</sup>	0,71

## **CAPITULO VII: EVALUACIÓN ECONOMICO – FINANCIERA**

La evaluación económico-financiera del proyecto de operación de la planta de producción de sulfato de estaño detallada a continuación se adapta a la realidad operativa actual de la empresa Elmer Jo Anaya S.A.C.

### **7.1. Consideraciones para el escenario de la evaluación**

#### **7.1.1. Mercado objetivo y demanda**

En el Cuadro 6 del Capítulo III se presenta el nivel de importación de sulfato de estaño (II) en algunos países sudamericanos. De estos países, se ha seleccionado al Perú y Colombia como mercados objetivos. En los 2 últimos años (2009 y 2010) la importación promedio mensual del Perú es de 250 kg y de Colombia de 1 650 kg.

#### **7.1.2. Producción**

Como se ha descrito en el Capítulo VI, los equipos de la planta han sido dimensionados para la producción de lotes de 250 kg de sulfato de estaño (II). Se propone que la planta produzca 1 000 kg mensual: 250 kg para el mercado peruano y 750 kg para exportación a Colombia.

#### **7.1.3. Periodo de evaluación**

Se plantea un horizonte de tiempo de 7 años de operación de la planta (desde Enero 2012 a Diciembre 2018). No se plantea un horizonte más largo de tiempo puesto que la incertidumbre del precio de estaño, principal insumo, es muy alta. Un menor tiempo de evaluación en el escenario planteado no se justifica puesto que la recuperación de la inversión es lenta.

#### **7.1.4. Tasa de descuento, moneda, participación de trabajadores e impuesto a la renta**

La tasa de descuento utilizada es de 15% corriente y la moneda es dólar americanos corriente. La tasa de impuesto a la renta es de 30% y la participación de trabajadores el 10% de la utilidad antes del impuesto a la renta.

#### **7.1.5. Precio de venta**

El precio de venta del sulfato de estaño (II) está en función del precio internacional del estaño. En el Perú, se debe competir con la importación por lo que el precio de venta debe ser competitivo con el costo del producto puesto en almacén del importador. La importación del sulfato de estaño (II) paga ad-valorem (arancel) del 6% del valor CIF. Además se considera 8% adicional sobre el CIF por costos de retiro de la mercadería del puerto, lo cual incluye agencia de aduana y todos los costos y gastos hasta la puesta del producto en almacenes del importador. Como estrategia, se calcula el precio del sulfato de estaño (II) producido por Elmer Jo Anaya S.A.C. en 95% del costo del producto importado puesto en almacén del importador. Es decir:

- Precio de Venta en Perú ( $PV_P$ , US\$/kg) =  $0,95 \times$  Costo puesto en almacén
- Costo puesto en almacén (CPA, US\$/kg) =  $1,14 \times$  CIF

En el Cuadro 20 se muestran datos del costo CIF en el Callao, el costo puesto en almacén y el precio internacional del estaño 2 meses antes al mes de nacionalización del producto importado. Esto debido a que el sulfato de estaño (II) que se importa en Perú viene de Europa (Alemania, España). Operativamente esto implica que desde la fecha de la orden de compra del importador hasta la nacionalización de la importación usualmente transcurren 6 a 7 semanas (transporte vía marítima).

**Cuadro 20. Precio de estaño, valor CIF y costo puesto en almacén para importaciones peruanas de sulfato de estaño (II) (US\$/kg)**

Mes de nacionalización de la importación	feb-10	jul-10	dic-10
Precio internacional del estaño (2 meses antes del mes de nacionalización)	15,037	17,565	26,237
Valor CIF	15,000	16,340	20,450
Costo puesto en almacén = 1,14 x CIF	17,100	18,628	23,313

Fuentes: Referencias bibliográficas 30 y 54.

Para encontrar una relación aproximada que represente el costo puesto en almacén (CPA) en función del precio internacional del estaño 2 meses antes del mes de nacionalización (PIE2), el ajuste lineal de los datos mostrados en el Cuadro 20 da:

$$\text{CPA (US$/kg)} = 0,551 \times \text{PIE2} + 8,873 \quad (12)$$

El coeficiente de relación es de 0,98. Con esta función lineal se hace posible aproximar el costo puesto en almacén conociendo el precio internacional del estaño. Para ser competitivo en el mercado, entonces el precio de venta (PV) del sulfato de estaño (II) será el 95% del CPA. Entonces de la ecuación (12):

$$\text{PV}_p \text{ (US$/kg)} = 0,95 \times \text{CPA}$$

$$\text{PV}_p \text{ (US$/kg)} = 0,523 \times \text{PIE2} + 8,429 \quad (13)$$

Por su parte, para determinar el precio de venta para el mercado colombiano es necesario tener presente que el valor FOB de exportación en el Callao debe ser competitivo con el valor FOB en el país de origen de la mercadería, en este caso México. La cercanía del Perú en comparación con México a Colombia da una ventaja al Perú en flete, que puede fluctuar alrededor del 5% al 10%. Además para el caso del sulfato de estaño (II) producido en Perú y en México no se paga arancel en Colombia.

En el Cuadro 21 se muestran datos del costo FOB en México y el precio internacional del estaño 1 mes antes al mes de nacionalización del producto importado en Colombia. Esto debido a que el sulfato de estaño (II) que se importa en Colombia viene de México. Operativamente esto implica que desde la fecha de la orden de compra del importador hasta la nacionalización de la importación usualmente transcurren 3 a 4 semanas (transporte vía marítima).

**Cuadro 21. Precio de estaño y valor FOB (México) para importaciones colombianas de sulfato de estaño (II) (US\$/kg)**

Mes de nacionalización de la importación	ene-10	feb-10	mar-10	mar-10	jun-10
Precio internacional del estaño (1 mes antes del mes de nacionalización)	15,589	17,710	16,352	16,352	17,565
Valor FOB (México)	11,728	12,730	11,980	12,222	12,243
Mes de nacionalización de la importación	ago-10	sep-10	oct-10	dic-10	
Precio internacional del estaño (1 mes antes del mes de nacionalización)	18,207	20,733	22,694	25,403	
Valor FOB (México)	15,300	16,496	16,800	19,927	

Fuentes: Referencias bibliográficas 30 y 54.

Para encontrar una relación aproximada que represente el valor FOB en México ( $FOB_M$ ) en función del precio internacional del estaño 1 mes antes del mes de nacionalización ( $PIE1$ ), el ajuste lineal de los datos mostrados en el Cuadro 21 da:

$$FOB_M \text{ (US\$/kg)} = 0,841 \times PIE1 - 1,561 \quad (14)$$

El coeficiente de relación es de 0,96. Con esta función lineal se hace posible aproximar valor FOB en México conociendo el precio internacional del estaño. Para ser competitivo en el mercado colombiano y considerando que se tiene una ventaja en el flete, se propone que el



valor FOB-Callao de exportación a Colombia ( $PV_C$ ) del sulfato de estaño (II) sea el 97,5% del FOB en México. Entonces de la ecuación (14):

$$PV_C \text{ (US\$/kg)} = 0,975 \times FOB_M$$

$$PV_C \text{ (US\$/kg)} = 0,820 \times PIE1 - 1,522 \quad (15)$$

Las ecuaciones (13) y (15) representan del precio de venta en Perú y Colombia con desfase de 2 meses y 1 mes respectivamente en relación al precio de estaño. Esto como se ha explicado se debe al periodo de tiempo que hay desde la cotización del proveedor en el extranjero hasta la nacionalización del producto, momento en el cual se obtiene la data de valores FOB-México para las importaciones de Colombia y CIF-Callao para las importaciones del Perú. Esta diferencia temporal se elimina tanto para el caso de ventas en Perú como para exportaciones a Colombia, puesto que al momento de cotizar para Perú o para Colombia se hace en base al precio del estaño en ese momento (en ese mes). Entonces las ecuaciones (13) y (15) quedan de la siguiente manera en función del precio internacional del estaño (PIE):

$$PV_P \text{ (US\$/kg)} = 0,523 \times PIE + 8,429 \quad (16)$$

$$PV_C \text{ (US\$/kg)} = 0,820 \times PIE - 1,522 \quad (17)$$

En ambas ecuaciones el precio de venta y el precio internacional del estaño corresponden al mismo mes.

Dado que el estaño es un commodity, cuyo precio está dado por la oferta y demanda mundial, se hace necesario analizar el comportamiento de su precio durante los últimos años con el fin de proyectar posibles precios en el futuro. Dicho comportamiento y proyección de precios se detalla en el Apéndice IV. En base a los resultados de la proyección del precio del estaño mostrados en dicho Apéndice se pueden utilizar las ecuaciones (16) y (17) para calcular el posible precio de venta para Perú y Colombia.

### **7.1.6. Inversión en activo fijo y financiamiento**

Dentro de las instalaciones del local de la empresa existen 2 zonas donde puede montarse la planta de producción de sulfato de estaño (II). Las oficinas y todos sus servicios (hardware, software, telefonía) serán los mismos para efectos de facturación y control de inventarios de la nueva línea de producción. Por tanto no se consideran como parte de la inversión en activo fijo. En la sección 7.3, se incluyen gastos de servicios de oficina dentro de los gastos administrativos marginales

La inversión en activo fijo para la nueva línea de producción de sulfato de estaño (II) es la correspondiente a los equipos y la ampliación de la línea de producción de cloruro de estaño (II).

Para asegurar una operación normal de la planta ante la eventualidad que falle la bomba de vacío, se está considerando la adquisición de 2 bombas de vacío. Esto se sustenta en el hecho que dicho equipo es crítico para la etapa de cristalización del sulfato de estaño (II) y que no es común en el medio local, por lo que se tendría que recurrir a una revisión del equipo por parte del proveedor y a una posible importación de piezas de repuesto o quizás una importación de la bomba entera al no haber stock local. Este tipo de importaciones usualmente demoran entre 3 a 4 semanas, tiempo que no puede estar parada la planta. Entonces, debido a que el costo de adquisición no es muy alto y puede financiarse en leasing junto al tanque vidriado se hace factible la adquisición de 2 bombas de vacío. Por el lado del tanque vidriado, el otro equipo crítico del proceso, el costo por tener un reactor de repuesto es muy alto lo cual hace inviable el proyecto.

El Cuadro 22 muestra la inversión necesaria en equipos. Además se indica si es inversión con recursos propios de la empresa o financiados para el caso de la evaluación financiera.

El financiamiento bancario planteado para la adquisición del tanque vidriado proveniente del extranjero y de una de las bombas de vacío es vía leasing y tiene las siguientes características:

Monto financiado: US\$ 37 200,00, sin cuota inicial

Costo efectivo anual: 15%

Capitalización: mensual

**Cuadro 22. Inversión en equipos (activo fijo)**

Equipo	Inversión (US\$)	Recursos
Tanque de acero vidriado con chaqueta (1 890 L)	28 000,00	Financiados
1 Bomba de vacío con motor de 30 HP	9 200,00	Financiados
1 Bomba de vacío con motor de 30 HP	9 200,00	Propios
1 Tanque de PE (600 L, TVC-N) industrial para la dilución de HCl y disolución de SnCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	284,00	Propios
1 Tanques de PE (5 000 L, TVC-N) industrial para disolución de Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> y reacción de SnCl <sub>2</sub> y Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1 565,00	Propios
1 Tanque de PE (1 100 L) no industrial para preparación agua acidulada	105,00	Propios
1 Tanques de PE (2 500 L) no industrial para lavados sucesivos	230,00	Propios
1 Tanque de PE (2 800 L, CVC-N) industrial para reacción del SnO y H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	890,00	Propios
1 Tanque de PE (2 800 L, CVC-N) industrial para ampliación de línea de cloruro de estaño	890,00	Propios
2 Tanques de PE (5 000 L) no industrial para recolección del agua de lavado	1 040,00	Propios
Batería de concentradores para ampliación de línea de cloruro de estaño, pyrex	2 300,00	Propios
Ampliación de ambiente de secado (línea de cloruro de estaño)	600,00	Propios
Otros (motores, agitadores)	1 200,00	Propios
Instalación	3 000,00	Propios
Total financiamiento en equipos	37 200,00	
Total inversión propia en equipos	21 304,00	
Total inversión en equipos	58 504,00	

Fuente: En base a las cotizaciones de proveedores (Anexo 4).

Tiempo: 5 años

Modalidad: cuota constate mensual de US\$ 866,70.

Debe mencionarse que el precio del tanque vidriado en origen (Estados Unidos) es de US\$ 24 000,00. El costo puesto en planta estimado es de US\$ 28 000,00, monto financiado.

El cronograma de pagos del leasing incluido la amortización e interés tanto mensuales como anuales se presentan en el Apéndice V.

Existen disponibles en planta equipos que debido a cambios en procesos han quedado libres y pueden ser utilizados en la instalación de la planta. Estos son: 1 filtro prensa de acero inoxidable de 15 placas y 47 cm de lado, 1 condensador de vapores de acero inoxidable con tanque de condensado y 1 sistema de calentamiento y recirculación de aceite.

En el Anexo 4 se adjunta la cotización de los tanques de polietileno (PE) industriales, del tanque vidriado y de la bomba de vacío. Los precios de los tanques de polietileno no industriales se obtuvieron directamente por teléfono.

#### **7.1.7. Otros gastos iniciales**

Actualmente, el local de la empresa donde puede instalarse la planta de sulfato de estaño (II) tiene dos acometidas eléctricas con potencias contratadas de 10 kW y 20 kW. Para la instalación de la nueva planta debe incrementarse la potencia contratada en 20 kW, lo cual requiere de un desembolso de aproximadamente US\$ 400.

#### **7.1.8. Gastos de exportación**

Para la exportación a Colombia de 750 kg mensuales se considera que los gastos de exportación son de US\$ 300. Es decir un gasto unitario de US\$ 0,400/kg exportado.

#### **7.1.9. Capital de trabajo**

El activo corriente considerado es: i) cuentas por cobrar equivalentes a medio mes de ventas anuales; ii) inventario de insumos equivalente a medio mes del costo total anual de insumos; iii) inventario de producto terminado equivalente a un cuarto de mes del costo total de producción

anual. El pasivo corriente considerado es cuentas por pagar equivalente a medio mes del costo total anual de insumos.

#### **7.1.10. Drawback**

El drawback es la devolución de los derechos arancelarios de importación y es equivalente al 5% del valor FOB de exportación. En el caso de la producción del sulfato de estaño (II) se utiliza el carbonato de sodio, producto importado, con lo cual se puede hacer uso del drawback.

#### **7.1.11. Depreciación**

El activo fijo depreciable es el mostrado en el Cuadro 22 de la sección 7.1.6. Para la evaluación económica con 100% capital propio para la compra de los nuevos equipos se considera una depreciación lineal de 10 años. De esta manera se tiene una depreciación anual de US\$ 5 850,40. Para el caso de la evaluación financiera, a los equipos financiados se aplica una depreciación acelerada en los 5 años que dura el leasing según lo permitido por la ley de impuesto a la renta. El resto de equipos incluidos sus costos de instalación serán depreciados en 10 años. De esta manera la depreciación del tanque vidriado y una bomba de vacío será de US\$ 7 440,00 por año hasta el quinto año y la del resto de equipos de US\$ 2 130,40 por año por los 7 años.

#### **7.1.12. Valor de rescate**

Tanto para la proyección económica y financiera del flujo de caja libre del año 7, sólo se considera valor de rescate para una bomba de vacío adquirida con recursos propios. Dicho valor de rescate será el equivalente a su valor en libros. Como la bomba y su motor se deprecian en 10 años a partir de su valor de adquisición de US\$ 9 200,00, entonces al año 7 su valor en libros es de US\$ 2 760,00.

### **7.2. Costos de producción**

Debe indicarse que el proyecto de instalación de la planta de sulfato de estaño (II) se realiza dentro de la empresa Elmer Jo Anaya S.A.C., la cual cuenta con una estructura estable de costos. Para la evaluación

económico-financiera de la nueva planta de sulfato de estaño (II) se tomará en cuenta que existen costos y gastos incrementales en base a los ya existentes en los rubros de supervisión, análisis de laboratorio, mantenimiento y gastos administrativos que involucran a personal de facturación, gerencia, impuestos y arbitrios municipales, seguros, servicios y utilería de oficina. Estos incrementos no son altos debido a que el nivel de producción mensual de la nueva línea es bajo comparado al de otras líneas de producción (1 000 kg de sulfato de estaño (II) vs 300 000 kg de otros productos).

El análisis de costos involucra a los costos directos de insumos y mano de obra que se contrate para la operación de la planta, y los costos indirectos de producción como energía eléctrica, gas natural y embalaje.

#### **7.2.1. Insumos**

Los insumos que intervienen en la producción de sulfato de estaño (II) son: cloruro de estaño (II) di-hidratado, ácido clorhídrico al 3,65%, carbonato de sodio, ácido sulfúrico al 20%, agua potable y agua desionizada.

No se toma en cuenta el costo del agua potable, puesto que el agua que se utilizará en los lavados del óxido de estaño (II), producto intermedio, será reutilizada en la producción del sulfato de hierro (III) que se vende en volúmenes y es líquido con 53% de contenido de agua. Entonces, el costo del agua está dentro del costo del sulfato de hierro (III). Igualmente con el agua desionizada que se utiliza en los últimos lavados. En este caso el costo considerado en el sulfato de estaño (II) es lo que le cuesta a la empresa desionizar la cantidad de agua potable necesaria para el proceso.

En el Cuadro 23 se muestran los costos de los insumos para el inicio de operaciones de la planta en enero 2012. Está basado en el balance de masa del Cuadro 10 del Capítulo VI para un lote de producción de 250 kg de sulfato de estaño (II) y un rendimiento del 77,62% del estaño inicial en el cloruro de estaño (II) presente en el sulfato de estaño (II).

**Cuadro 23. Costos de los insumos para la producción de sulfato de estaño (II)**

Insumo	kg Insumo / 250 kg de SnSO <sub>4</sub>	kg Insumo / kg de SnSO <sub>4</sub>	Costo insumo US\$ / kg	US\$ / kg SnSO <sub>4</sub>
SnCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	334,6	1,338	12,019	16,082
HCl 3,65%	267,7	1,071	0,060	0,064
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> 5%	3458,2	13,833	0,023	0,318
H <sub>2</sub> O desion.	4 015,2	16,061	0,002	0,032
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 20%	620,3	2,481	0,104	0,258
			Total	16,754

Cabe indicar que el costo del cloruro de estaño (II) di-hidratado es igual a:

$$\text{Costo SnCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O (US\$/kg)} = 0,563 \times \text{PIE} - \text{VER} / 1,338 \quad (18)$$

Donde:

0,563: es el factor que relaciona el costo del cloruro de estaño con el precio del estaño

PIE (US\$/kg): precio internacional del estaño.

VER (US\$/kg de SnSO<sub>4</sub>): valor del estaño que se recupera del óxido de estaño (IV) obtenido de las aguas de lavado y filtración del proceso de producción.

1,338: kg de cloruro de estaño (II) di-hidratado/kg de sulfato de estaño (II)

En la sección 6.3.3 del Capítulo VI se proyecta que se pueden recuperar 36,44 kg de estaño a partir del óxido de estaño (IV) por lote de 250 kg de sulfato de estaño (II) producidos. Suponiendo un rendimiento del 98%, entonces se recuperan 35,71 kg de estaño. El costo del servicio de recuperación ha sido consultado a una fundición local y sería de S/. 3,00 por kilogramo de óxido de estaño (IV). Se proyecta enviar a fundición 51,39 kg de óxido de estaño (IV). Así, a un tipo de cambio de S/. 2,80/US\$ el valor del estaño recuperado está dado por:

$$\text{VER} = (35,71 \times \text{PIE} - 51,39 \times 3,00 / 2,80) / 250 \quad (19)$$

Para el mes de Enero del 2012 se proyecta que PIE = US\$25,983/kg (Cuadro 36 del Apéndice IV). Entonces, de la ecuación (19) se obtiene:

VER = US\$ 3,491 / kg de sulfato de estaño (II)

Reemplazando en la ecuación (18):

Costo  $\text{SnCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (US\$/kg) = 12,019

Valor que se muestra en el Cuadro 23.

### **7.2.2. Mano de obra**

La planta requiere la presencia de un operario a tiempo completo y de otro a tiempo parcial. Éste último completará sus horas normales de trabajo en otra línea de producción que requiere un operario más a tiempo parcial. Se considera una remuneración de S/. 750,00/hombre más beneficios sociales del 48%. Con un tipo de cambio de S/. 2,80/US\$ resulta para la mano de obra de 1,5 hombres la cantidad de US\$ 595,00 mensuales. Considerando que el nivel de producción mensual será de 1,000 kg, el costo directo fijo mensual por mano de obra puede ser expresado como costo fijo unitario de US\$ 0,595/kg de producto.

### **7.2.3. Supervisión**

El incremento del costo en la supervisión de planta debido a la nueva línea de producción se estima será el 10% del costo de la mano de obra directa, es decir US\$ 0,06/kg de producto.

### **7.2.4. Energía eléctrica y gas natural**

En el local de la empresa, la tarifa eléctrica de los últimos 6 meses ha sido en promedio S/. 0,330/kW-h plana tanto en hora punta como fuera de punta debido al tipo de tarifa (BT5B). Considerando que la bomba de vacío consume 22,371 kW (30 HP) y que operará 43 horas por lote de 250 kg de producción, entonces la energía consumida es 961,953 kW-h / lote. El resto de motores se estima contribuirá con 44,25 kW-h / lote. Con un tipo de cambio estimado en S/. 2,80/US\$, resulta el costo indirecto unitario de US\$ 0,474/kg de sulfato de estaño (II).

En cuanto al gas natural, según lo descrito en el ítem (b) de la sección 6.4.10 del Capítulo VI, se requieren 89,167 m<sup>3</sup> estándar por lote de producción de 250 kg. Con un precio promedio en los últimos meses de



US\$ 0,210/ m<sup>3</sup> estándar, resulta un costo indirecto unitario de US\$ 0,075/kg de sulfato de estaño (II).

#### **7.2.5. Embalaje**

La presentación será en sacos con bolsa oscura por dentro por 25 kg de producto. Esta presentación tiene un costo de S/. 4,00. Al tipo de cambio de S/. 2,80/US\$, resulta el costo unitario de US\$ 0,057/kg de sulfato de estaño (II).

#### **7.2.6. Mantenimientos, reparaciones, suministros e imprevistos**

Se considera el 5% de la inversión total de activo fijo, resultando US\$ 2 925,20 anualmente. Incluye el costo marginal atribuible al salario del personal de mantenimiento. Al ser la producción de 1 000 kg por mes, entonces el costo indirecto fijo unitario resultante es de US\$ 0,244/kg de sulfato de estaño (II).

#### **7.2.7. Costos de análisis de laboratorio**

Se considera que los nuevos reactivos y gastos en laboratorio por los análisis correspondientes al sulfato de estaño (II) serán de US\$ 550,00 anuales. Al ser la producción de 1 000 kg por mes, entonces el costo indirecto fijo unitario resultante de US\$ 0,046/kg de sulfato de estaño (II).

#### **7.2.8. Costo total unitario de producción**

Los costos unitarios detallados en los ítems anteriores y su sumatoria se muestran en el Cuadro 24.

### **7.3. Gastos administrativos**

Los gastos administrativos marginales (personal de facturación, gerencia, impuestos y arbitrios municipales, seguros, servicios y utilería de oficina) por la producción de sulfato de estaño (II) ascenderán a US\$ 65,00 mensual, que es aproximadamente el 0,4% de los gastos administrativos totales de la empresa. Este incremento no es alto debido a que el nivel de producción mensual de la nueva línea es bajo (1 000 kg/mes) comparado al de otras líneas de producción (300 000 kg/mes de otros productos).

**Cuadro 24. Estructura y costo unitario total de producción del sulfato de estaño (II)**

Tipo de costo	Concepto	Costo unitario (US\$/kg)
Costos directos de producción	Insumos	16,754
	Mano de obra	0,595
Costos indirectos de producción	Supervisión	0,060
	Energía eléctrica	0,474
	Gas natural	0,075
	Embalaje	0,057
	Mantenimientos, suministros e imprevistos	0,244
	Laboratorio	0,046
	Costo unitario total	18,305

#### 7.4. Flujo de caja libre del proyecto

En el Cuadro 26 y Cuadro 27 se muestran los flujos de caja libre anuales para el periodo de evaluación de 7 años para la evaluación económica y evaluación financiera respectivamente. El detalle de los ingresos totales y egresos totales anuales se detallan mes a mes en el Apéndice VI y Apéndice VII, en los cuales el precio de venta se calcula tal como se indica en la sección 7.1.5.

En el Cuadro 26 y Cuadro 27 también se incluyen los flujos de caja libre anuales descontados (15% de tasa de descuento) y el flujo de caja libre descontado acumulado.

#### 7.5. Rentabilidad del proyecto

Para el escenario presentado, se consideran 3 variables para la evaluación de la rentabilidad: el valor actual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR) y el periodo de recuperación de la inversión de recursos propios iniciales. Los valores del Cuadro 25 indican que la TIR económica y financiera son mayores a la tasa de descuento (15%) siendo el proyecto rentable y existiendo recuperación de la inversión.

**Cuadro 25. Evaluación de rentabilidad económica y financiera**

	Evaluación Económica	Evaluación Financiera
VAN (US\$)	35 259,76	47 466,66
TIR	29,22%	48,45%
Periodo de recupero	Se da en el quinto año	Se da en el cuarto año

**Cuadro 26. Flujo de caja libre económico**

Año	0	1	2	3	4	5	6	7
Utilidad Neta (Apéndice VI)	-	7 704,36	14 014,36	25 300,77	21 189,69	19 449,31	30 736,71	35 387,39
Depreciación	-	5 850,40	5 850,40	5 850,40	5 850,40	5 850,40	5 850,40	5 850,40
Cambio en el capital de trabajo (Apéndice VI)	-	12 145,41	2 718,02	4 859,77	-1 769,71	- 749,85	4 859,83	-22 063,47
Cambio en inversión de activo fijo	58 904,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-2 760,00
Flujo de caja libre	-	1 409,35	17 146,74	26 291,40	28 809,80	26 049,57	31 727,28	46 003,41
Factor de descuento a 15% anual	0,870	0,756	0,658	0,572	0,497	0,432	0,376	0,327
Flujo de caja libre descontado	-51 220,87	1 065,67	11 274,26	15 032,19	14 323,56	11 261,95	11 927,46	21 595,54
Flujo de caja libre descontado acumulado	-51 220,87	-50 155,20	-38 880,94	-23 848,74	-9 525,18	1 736,76	13 664,22	35 259,76

**Cuadro 27. Flujo de caja libre financiero**

Año	0	1	2	3	4	5	6	7
Utilidad Neta (Apéndice VII)	-	2 284,44	11 670,76	22 957,17	18 846,09	17 105,71	33 080,31	37 730,99
Depreciación	-	9 570,40	9 570,40	9 570,40	9 570,40	9 570,40	2 130,40	2 130,40
Cambio en el capital de trabajo (Apéndice VII)	-	12 145,41	2 718,02	4 859,77	-1 769,71	- 749,85	4 859,83	-22 063,47
Cambio en inversión de activo fijo	21 704,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-2 760,00
Amortización de leasing (Apéndice V)	-	5 517,33	6 344,93	7 296,68	8 391,19	9 649,88	0,00	0,00
Flujo de caja libre	-	-5 807,90	12 178,21	20 371,12	21 795,01	17 776,09	30 350,88	44 627,01
Factor de descuento a 15% anual	0,870	0,756	0,658	0,572	0,497	0,432	0,376	0,327
Flujo de caja libre descontado	-18 873,04	-4 391,60	8 007,37	11 647,25	10 835,97	7 685,09	11 410,02	21 145,59
Flujo de caja libre descontado acumulado	-18 873,04	-23 264,65	-15 257,28	-3 610,02	7 225,95	14 911,04	26 321,06	47 466,66

Nota: Para las evaluaciones económica y financiera se ha considerado el inicio del año 0 como enero del 2011. La inversión total se termina de ejecutar en diciembre del 2011.

## **CAPITULO VIII: ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES EN LA PRODUCCIÓN DE SULFATO DE ESTAÑO (II)**

En este capítulo, se presentan los tipos de efluentes que se generarán en el proceso de producción de sulfato de estaño (II) y aquellos aspectos relevantes con el medio ambiente.

### **8.1. Efluente líquido**

De acuerdo al diseño de planta descrito en el Capítulo 6, los líquidos para la recuperación de óxido de estaño (IV) se generan como resultado de la homogenización de los flujos 7, 10, 12 y 13 según se muestra en el Cuadro 17. Estos líquidos suman un total de 13 755,74 kg/lote, de los cuales se proyecta recuperar 37,46 kg de óxido de estaño (IV).

El efluente líquido que se obtendrá posterior a la recuperación, se planea utilizar en el proceso de producción sulfato de hierro (III), pues el contenido de cloruros no es limitante para su uso en dicho proceso.

Este procedimiento permitirá que no se vierta el efluente líquido a la red de desagüe, y ser empleado en otro proceso optimizando su utilización sin consecuencias al medio ambiente.

### **8.2. Residuos sólidos**

Como resultado de la filtración de sulfato de estaño (II), se proyecta obtener 18,48 kg de compuestos sólidos de estaño húmedos (flujo 20 del Cuadro 17), los cuales se enviarán para la recuperación de óxido de estaño (IV), obteniéndose como resultado 13,93 kg de óxido de estaño (IV).

Estos 13,93 kg de óxido de estaño (IV) sumados a los 37,46 kg mencionados líneas arriba dan un total de 51,39 kg, los cuales se enviarán a la fundición para la recuperación de estaño metálico.

Por tanto, se minimizarán los residuos sólidos y se recuperará estaño metálico como materia prima para el proceso de producción de cloruro de estaño (II), optimizando recursos al reducir las mermas.

### **8.3. Emisiones gaseosas**

Como parte del proceso, se tiene la reacción para la obtención de óxido de estaño (II) la cual genera producción de dióxido de carbono. De acuerdo al flujo 5 del Cuadro 17 del balance de masa proyectado, se emitirían 71,05 kg de  $\text{CO}_2$  (g) por lote de producción.

Otra fuente de emisión gaseosa, proviene del combustible a utilizar para el calentamiento del aceite térmico de la etapa de cristalización del sulfato de estaño (II). Al emplear gas natural por ser el combustible disponible en planta y a la vez el más limpio disponible en el mercado, se reduce el impacto ambiental producto una combustión más limpia.

Por consiguiente, como acción para compensar el impacto al medio ambiente y de acuerdo a los lineamientos del protocolo de Kyoto del cual el Perú es firmante, la empresa podría gestionar la plantación de árboles como medida de mitigación ante el impacto de emisión de  $\text{CO}_2$  (g). No es conocida exactamente la capacidad de absorción de  $\text{CO}_2$  (g) por las plantas durante su vida útil puesto que ellas mismas también lo emiten, sin embargo como parte de la responsabilidad social y ambiental se podría proponer la plantación de 3 árboles por año.

## CONCLUSIONES

1. La presente Tesis ha tenido como objetivo específico la obtención de sulfato de estaño (II) en cristales bajo especificaciones técnicas internacionales. El método químico seleccionado, que parte de cloruro de estaño (II) como fuente de estaño, ha permitido obtener a nivel experimental en laboratorio y banco el sulfato de estaño (II) que cumple con dichas especificaciones.
2. La remoción de cloruros para cumplir la especificación técnica del sulfato de estaño (II) (máximo 0,1%) se consiguió en las pruebas experimentales de laboratorio por medio de lavados sucesivos con agitación y posterior decantación. Se optó por esta técnica luego de descartar técnicas como el lavado continuo en buchner, con la cual a pesar de utilizar hasta 8,7 litros de agua no se consiguió la remoción de cloruros. Con la técnica de lavados sucesivos y posterior decantación se logró la remoción de cloruros con 4 litros de agua.
3. En las pruebas experimentales de laboratorio se determinó que el agua de lavado debe ser acidulada (pH 2-3) para evitar en lo posible la peptización, la cual afecta directamente el rendimiento del producto pues se pierde óxido de estaño (II) en el agua que se decanta y que no es posible separar una vez que ocurre este fenómeno. Esto se confirma con los resultados del rendimiento tras el análisis del óxido de estaño (II) lavado utilizando agua acidulada, los cuales oscilan entre 76,60% y 91,60% (pruebas X a A9), versus rendimientos de 58,05% a 78,86% (pruebas Q a W).
4. En las pruebas experimentales de laboratorio se determinó que para control del contenido de acidez libre en el sulfato de estaño (II) (máximo 1%), el reactante en exceso debe ser el óxido de estaño (II). Es decir, el ácido sulfúrico utilizado debe ser menor que su valor estequiométrico. Experimentalmente se ha encontrado que la cantidad de ácido a añadirse debe ser el 95% al 97% del valor estequiométrico.

5. En la obtención del sulfato de estaño (II) se hace necesario evitar en lo posible la oxidación de estaño (II) a estaño (IV). Esto se consiguió, tanto en las pruebas experimentales de laboratorio como en la prueba banco, trabajando a condiciones de temperatura ambiente de los reactantes (20 a 25 °C) y realizando la cristalización por evaporación a presión de vacío de -77,9 a -91,4 kPa para evitar que el sistema alcance temperaturas elevadas que favorezcan la oxidación. Además el vacío reduce la presencia de oxígeno en el sistema tanto en el seno del líquido que se evapora (disminuye la solubilidad del gas) como en la atmósfera sobre la superficie del mismo. De esta manera se obtuvieron contenidos de estaño (II) en el producto final superiores al mínimo de la especificación técnica (52%).
6. El uso de insumos que sólo contengan a nivel de trazas las impurezas metálicas contempladas en las especificaciones (arsénico, antimonio y hierro) permite que no se hagan necesarias etapas de purificación del producto (por ejemplo re-cristalización o algún otro tipo de remoción de dichas impurezas). Por ello el producto final obtenido cumple con las especificaciones establecidas sin hacer uso de etapas adicionales de purificación.
7. En la prueba experimental A9 de laboratorio, se obtuvo sulfato de estaño (II) que cumple con todas las especificaciones técnicas con un rendimiento total de 77,12%. En tanto, en la prueba banco se alcanzó un rendimiento total de 77,82% cumpliendo también todas las especificaciones técnicas.
8. El equipo principal de la planta propuesta es el tanque de acero vidriado, el cual se utiliza para la cristalización del sulfato de estaño (II) por evaporación a presión reducida. Su selección se debe al medio ácido de la solución a concentrar y a la presencia de trazas de estaño (IV). Ambas condiciones son nocivas para materiales ferrosos inclusive aceros inoxidable, lo cual puede llevar a contaminaciones del producto. Adicionalmente se ha considerado para la selección del tanque la presión de vacío del sistema, la cual se encuentra alrededor de -84,7 kPa (0,1 bar absoluto aproximadamente).



9. En la selección de la bomba de vacío para el sistema de cristalización, el factor crítico es la capacidad para remover el vapor que se genera. Para ello la potencia de la bomba debe ser suficiente para asegurar la evacuación de dicho vapor. La capacidad de diseño de la bomba es de 505,55 m<sup>3</sup>/h con lo cual se asegura remover 1337,92 kg de vapor de agua a razón de 31,11 kg/h.
10. La evaluación de rentabilidad del proyecto de instalación de la planta de producción de sulfato de estaño (II) en el escenario proyectado arroja una tasa interna de retorno económica ( $TIR_E = 29,22\%$ ) y una tasa interna de retorno financiera ( $TIR_F = 48,45\%$ ), ambas mayores a la tasa de descuento (15%). Por tanto el proyecto es rentable siendo el tiempo de recuperación de la inversión de 5 años para la evaluación económica y 4 años para la evaluación financiera.
11. Los efluentes líquidos que se generarán en la planta de producción de sulfato de estaño (II) son los provenientes de las aguas de lavado y del vapor condensado producto de la cristalización. Se proyecta la reutilización de las aguas de lavado en otro proceso de la planta patrocinadora y la utilización del vapor condensado en el mismo proceso de obtención de sulfato de estaño (II).

## **RECOMENDACIONES**

1. Como en toda planta que se diseña en base a estudios experimentales en laboratorio, una vez que la planta esté funcionando deben evaluarse los rendimientos reales, y hacerse las mejoras que lleven a maximizar dichos rendimientos.
2. Si bien es cierto que la presente Tesis evalúa el proyecto en un horizonte de tiempo de 7 años debido a la alta incertidumbre del precio internacional del estaño conforme avanza el tiempo, se recomienda de instalarse la planta reevaluar el proyecto con nuevas tendencias del precio de estaño con la finalidad de dar un horizonte mayor de tiempo de funcionamiento de la planta.
3. En la presente Tesis, se ha planteado la recuperación de estaño a partir de óxido de estaño (IV). Sin embargo es conocido que el óxido de estaño (IV) es un insumo empleado en la elaboración de pigmentos, por lo que se propone hacer el estudio de este producto para la aplicación mencionada.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Alexeiev, V. (1975). Semimicroanálisis químico cualitativo. Unión Soviética: Editorial Mir Moscú.
2. Aluminum Anodizers Council. Obtenido el 15 de marzo del 2008 de la página web: <http://www.anodizing.org>
3. American Chemical Society. (2003). Reagent Chemicals ACS; New York: Oxford University Press Inc.
4. Andersen, L., Clump, C., Foust, A., Maus, L., Wenzel, L. (1987). Principios de operaciones unitarias. México: Compañía Editorial Continental.
5. Arribas, S., Burriel, F., Lucena, F. (1964). Química analítica cualitativa (teoría y semimicrométodos). Madrid: Paraninfo.
6. Association Française de Normalisation. NF T 23-301. (1982). Produits chimiques. Sulfate stanneux (pour revêtements électrolytiques).
7. Bejarano, F. La exportación de desechos peligrosos como materiales secundarios para su reuso y recuperación. Los retos ambientales de México. Obtenido el 20 de abril del 2010 de [http://www2.ine.gob.mx/publicaciones/libros/35/la\\_exportacion.html](http://www2.ine.gob.mx/publicaciones/libros/35/la_exportacion.html)
8. Born, G., Brandt, B. y Krumbiegel, A. Agente para la reducción de cromo (VI) en cemento. Oficina Española de Patentes y Marcas. Traducción de Patente Europea ES N° 2208976 T3. 16 de junio del 2004.

9. Brunner Mond. Hoja técnica de carbonato de sodio granular anhidro. Obtenido el 10 de enero del 2009 de <http://www.brunnermond.com/products.aspx?Productid=1>.
10. Chane-Ching, J. Dumousseau, J. Production of stannous salts. Oficina de Patentes y Marcas de Estados Unidos. Patente N° 4822580. 18 de abril de 1989.
11. Chang, R. (1992). Química. México: Mcgraw-Hill Interamericana de México S.A.
12. Chilton, C. Perry, R. (1986). Bibiloteca del ingeniero químico. México: McGraw-Hill de México S.A.
13. Cho, J., Kim, T., Park, B., Son, D., Yang, H. (2004). Enhanced electrochemical properties of SnO<sub>2</sub> anode by AlPO<sub>4</sub> coating. Electroquímica Acta. Obtenido el 5 de marzo del 2011 de la página web: [www.sciencedirect.com](http://www.sciencedirect.com).
14. Common Thermodynamic Database Project. Datos termodinámicos. Obtenido el 17 de Febrero del 2011 de [http://www.ctdp.org/ctd\\_import/species\\_list/species\\_3889/view](http://www.ctdp.org/ctd_import/species_list/species_3889/view).
15. Crouch, S., Holler, F., Skoog, D., West, D. (2005). Fundamentos de Química Analítica. Obtenido el 25 de marzo del 2009 de <http://www.itescam.edu.mx/principal/sylabus/fpdb/recursos/r47842.DOC>.
16. Departamento de Ingeniería Química. Balances de masa y energía. Obtenido el 01 de mayo del 2011 de [http://www.ing.unrc.edu.ar/materias/balances\\_de\\_masa\\_y\\_energia/archivos/teoricos/09-mezclado\\_y\\_disolucion.pdf](http://www.ing.unrc.edu.ar/materias/balances_de_masa_y_energia/archivos/teoricos/09-mezclado_y_disolucion.pdf).

17. Dirección General de Minería. (2009). Producción minera metálica de estaño. Obtenido el 30 de abril del 2010 de la página web: [www.minem.gob.pe](http://www.minem.gob.pe).
18. Donaldson, J., Moser, W. (1960). Pure tin (II) sulphate. Escocia: University of Aberdeen, Chemistry department.
19. Donaldson, J., Moser, W. (1961). Hydrous tin (II) oxide. Escocia: University of Aberdeen, Chemistry department.
20. Eabolivia.com. Noticias Bolivianas. Obtenido el 20 de agosto del 2010 de <http://www.eabolivia.com/economia/4184-vinto-subira-produccion-de-estano-en-mas-del-100.html>.
21. Elmer Jo Anaya S.A.C. Hoja técnica del cloruro de estaño (II) di-hidratado grado Q.P. Lima: Elmer Jo Anaya S.A.C.
22. Elmer Jo Anaya S.A.C. Hoja técnica del ácido clorhídrico grado Q.P. Lima: Elmer Jo Anaya S.A.C.
23. Elmer Jo Anaya S.A.C. Hoja técnica del ácido sulfúrico grado Q.P. Lima: Elmer Jo Anaya S.A.C.
24. Felder, R., Rousseau, R. (1981). Principios básicos de los procesos químicos. México: Editorial El Manual Moderno S.A.
25. Harriot, P. McCabe, W. Smith, J. (2002) Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. México: McGraw-Hill.
26. Hawley, G. (1975). Diccionario de química y productos químicos. Barcelona: Ediciones Omega.

27. Henley, E., Seader, J. (2006). Crystallization, desublimation, and evaporation. Equipment for solution crystallization (pp. 664 – 666). Estados Unidos: Jhon Wiley & Sons, Inc.
28. Honeywell – Riedel de Haën. (2003). Inorganic & Organic Fine Chemicals. Product Catalog.
29. Horn, R., Stuart, E. Preparation of stannous halides. Oficina de Patentes y Marcas de Estados Unidos. Patente N° 3161465. 15 de diciembre de 1964.
30. Index Mundi. Precios de mercado. Obtenido el 10 de Mayo del 2011 de [www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=estano](http://www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=estano).
31. Instituto Nacional de Estadística y Geografía. Producción y ventas netas de los establecimientos manufactureros por clase de actividad, familia y productos elaborados. (2003). México. Obtenido el 1 de mayo del 2009 de la página web: [www.inegi.org.mx](http://www.inegi.org.mx).
32. Instituto Geológico y Minero de España. Panorama Minero. Obtenido el 20 de abril del 2010 de [www.igme.es/internet/PanoramaMinero/Historico/94-95/ESTAÑO.pdf](http://www.igme.es/internet/PanoramaMinero/Historico/94-95/ESTAÑO.pdf)
33. Jo, E. (1969). Proyecto de instalación de una planta para producir sulfato de cobre a partir de minerales oxidados de cobre y chatarra. Tesis de grado para optar el título de ingeniero industrial. Lima: Universidad Nacional de Ingeniería.
34. Kirk-Othmer. (1999). Enciclopedia de tecnología química. Versión electrónica. Estados Unidos: Jhon Wiley & Sons, Inc.
35. Lando J., Maron, S. (1987) Fisicoquímica Fundamental (pp. 338). México: Editorial Limusa S.A.

36. Lange, N. Lange's handbook of chemistry. (1979). En Dean, J. (Ed). Estados Unidos: Mc Graw-Hill, Inc.
37. Levenspiel, O. (1998). Ingeniería de las reacciones químicas. México: Reverté Ediciones S.A.
38. Loges, Hans y Ruf, Erich. Process to producing tin (II) sulfate; Oficina de Patentes de Canadá. Aplicación de Patente N° 270154. 20 de enero de 1977.
39. Mantell, C. (1980). Galvanostegia y galvanoplastia. Ingeniería electroquímica. México: Editorial Reverté.
40. Martyak, N., Seefeldt, R. On the role of sulfate ion in acid tin methanesulfonate electrolyties. Galvanotechnik, 1/2006. Obtenido el 15 de marzo del 2011 de <http://leuze-verlag.de>.
41. Merck. Reactivos productos químicos, catálogo 1999/2000. 107823 sulfato de estaño (II). (pp 715).
42. Minsur S.A. Estaño. Nuestros productos. Obtenido el 23 de abril del 2008 de la página web: [www.minsur.com.pe](http://www.minsur.com.pe).
43. Mullin, J. (1972). Crystallisation. Londres: Butterworths & Co.
44. National Research Council of the United States of America. International critical tables of numerical data, physics, chemistry and technology. (1933). Londres y Nueva York: Mc Graw-Hill Book Company, Inc.
45. Paredes, F. (1996). Tratamiento electrolítico de superficies. Lima: Empresa editora Mundoop S.A.
46. Periódico digital Erbol. (2010). Obtenido el 16 de Abril del 2010 de la página web: [www.erbol.com.bo](http://www.erbol.com.bo)

47. Perry, R. (1999). Perry`s chemical engineers` hadbook. En Green, D. Maloney, J. (Eds). Kansas: McGraw-Hill.
48. Prolabo. (1997). Assay of total cyanides in water and soil. Obtenido el 15 de enero del 2008 de <http://www.cemservice.us/prolabo/20077a.pdf>
49. Richter, H. Manufacture of stannous sulfate from tin and sulfuric acid. Oficina de Patentes y Marcas de Estados Unidos. Patente N° 2726929. 13 de diciembre de 1955.
50. Surfleet, B. Electrolytic process for the manufacture of salts. Oficina de patente europea. Aplicación de patente N° 86307734.3. 13 de mayo de 1987.
51. TIB Chemicals AG. Sedes de la compañía. Obtenido el 28 de enero del 2008 de <http://www.tib-chemicals.com/2/horizontale-navigation/companias>.
52. TIB Chemicals AG. Construction chemicals for safe chromate reduction. Obtenido el 18 de enero del 2008 de <http://www.tib-chemicals.com/1/inorganic-speciality-chemicals/construction-chemicals/>
53. Ulrich, G. D. (1986). *Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química*. México D.F: Nueva editorial Interamericana S.A.
54. Veritrade Business. Obtenido el 23 de abril del 2011 de la página web: [www.veritrade.info](http://www.veritrade.info).
55. Vogel, A. (1960). Lavado del precipitado. *Química Analítica Cuantitativa*, vol I.(pp. 153 – 155). Buenos Aires: Editorial Kapelusz S.A
56. Werner, E. (1980). Estañado galvánico. Recubrimientos metálicos por vía electrolítica y química coloreado de los metales. En Montesó, J. (Ed). Barcelona.



57. William Blythe Ltd. Especificaciones químicas para el sulfato de estaño (II) usado para galvanizado y como aditivo reductor del cromo (VI). Obtenido el 21 de enero del 2008 de la página web: <http://www.williamblythe.com>.
  
58. Wilson, H. Electrolytic production of tin and lead salts using anion permselective membranes. Oficina de Patentes y Marcas de Estados Unidos. Patente N° 3795595. 5 de marzo de 1974.

## APENDICE I

### TERMODINÁMICA DE LAS REACCIONES QUÍMICAS DEL MÉTODO SELECCIONADO

Para la predicción de la espontaneidad de una reacción química se hace necesario el cálculo del cambio de la energía libre de Gibbs de dicha reacción ( $\Delta G_{\text{reacción}}$ ). Si la energía libre de la reacción es negativa, entonces la reacción es espontánea desde el punto de vista termodinámico. Además, para predecir si la reacción química es exotérmica o endotérmica se calcula el cambio de la entalpía ( $\Delta H_{\text{reacción}}$ ). Para el estado estándar (25 °C, 101,3 kPa, 1 molal de concentración para disoluciones) se tiene:

$$\Delta G^{\circ}_{\text{reacción}} = \sum(b\Delta G^{\circ}_{\text{f}})_{\text{productos}} - \sum(a\Delta G^{\circ}_{\text{f}})_{\text{reactantes}}$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{reacción}} = \sum(b\Delta H^{\circ}_{\text{f}})_{\text{productos}} - \sum(a\Delta H^{\circ}_{\text{f}})_{\text{reactantes}}$$

En donde  $\Delta G^{\circ}_{\text{f}}$  corresponde a la energía libre de Gibbs de formación estándar y  $\Delta H^{\circ}_{\text{f}}$  corresponde a la entalpía de formación estándar para cada reactante y producto, cada uno multiplicado por su coeficiente estequiométrico de la reacción (a, b).

Finalmente para las condiciones de la reacción:

$$\Delta G_{\text{reacción}} = \Delta G^{\circ}_{\text{reacción}} + R_x T \ln(\pi[\text{productos}]^b / \pi[\text{reactantes}]^a)$$

En donde R es la constante universal de los gases en unidades convenientes, T es la temperatura a la que se lleva a cabo la reacción, ln expresa el logaritmo neperiano y  $\pi$  la multiplicación de las concentraciones molares de los productos y reactantes cada una elevada a su coeficiente estequiométrico de la reacción (a, b).

El método seleccionado para la producción de sulfato de estaño (II) se describe en la sección 2.6 del Capítulo II. En este método de producción se hace necesario el análisis termodinámico de: (a) la disolución del cloruro de estaño (II)

di-hidratado; (b) la reacción del cloruro de estaño (II) acuoso con álcali; (c) reacción de neutralización; (d) reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico; (e) Reacción de formación del óxido de estaño (IV).

a. Disolución del cloruro de estaño (II) di-hidratado en ácido clorhídrico diluido

En el manual de Perry (1999) se indica que el cloruro de estaño (II) di-hidratado es soluble en agua:

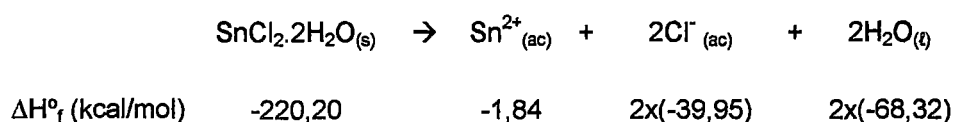
A 0°C: 118,7 g / 100 g de agua

A 100 °C: infinitamente soluble

Además Kirk (1999) indica que el cloruro de estaño (II) di-hidratado es soluble en ácido clorhídrico diluido o concentrado. Es importante para la disolución de esta sal que el medio ácido evite la hidrólisis del ión estaño (II), pero la acidez no debe ser tan alta para evitar el consumo del álcali utilizado en la etapa posterior.

Experimentalmente se estableció que una concentración de 3,65% en masa aproximadamente de ácido clorhídrico evitaba la hidrólisis para una relación de 50 g de cloruro de estaño (II) di-hidratado en 40 g de ácido clorhídrico 3,65% a 25 °C. Esta relación indica 125 g de la sal en 100 g del solvente (agua ácida) a 25 °C, con lo cual se asegura la disolución de la sal según la data de solubilidad.<sup>35</sup>

Se considera la siguiente disolución<sup>36</sup>:



Haciendo el cálculo resulta:

$$\Delta H^{\circ} \text{ disolución} = 1,81 \text{ kcal} = 7,62 \text{ kJ}$$

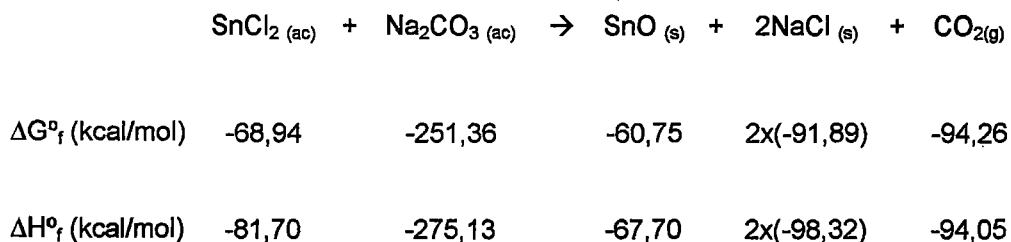
Valor que indica que la disolución es endotérmica.

<sup>35</sup> En la bibliografía consultada no se ha encontrado el valor de la constante de producto de solubilidad (Kps) para el  $\text{SnCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ . Esto no hace posible el cálculo de  $\Delta G^{\circ} \text{ disolución} = \Delta G^{\circ} \text{ disolución} + R \times T \times \ln(\pi[\text{iones}]^b)$ , puesto que  $\Delta G^{\circ} = -R \times T \times \ln(Kps)$ .

<sup>36</sup> Datos tomados de Lange (1979)

b. Reacción del cloruro de estaño (II) acuoso con álcali

Con las consideraciones dadas en el Capítulo III, sección 3.2, el álcali a utilizarse en el desarrollo experimental de la presente Tesis es el carbonato de sodio. Entonces, la reacción química es<sup>37</sup>:



Calculando, resulta:

$$\Delta G^\circ \text{ reacción} = -18,49 \text{ kcal} = -77,41 \text{ kJ}$$

$$\Delta H^\circ \text{ reacción} = -1,56 \text{ kcal} = -6,53 \text{ kJ}$$

Se concluye que la reacción es espontánea para el estado estándar de los reactantes y productos, siendo ligeramente exotérmica.

La reacción mostrada del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio da óxido de estaño anhidro. En la sección 4.1.2, sección b, de la presente Tesis se describe la presencia de óxidos de estaño hidratados. Para fines del cálculo de la energía libre de Gibbs, esto no afectaría pues se estimaría por falta de data que para un compuesto sólido (por ejemplo el  $\text{SnO} \cdot \text{H}_2\text{O}$ ) se puede estimar su  $\Delta G^\circ_f$  como la suma de los  $\Delta G^\circ_f$  de los compuestos que lo forman ( $\text{SnO}$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ) suponiendo que el  $\Delta G^\circ$  de reacción es cero. Así, el  $\Delta G^\circ$  de reacción de -18,49 kcal no cambia pues si aparece el óxido de estaño (II) hidratado con  $n$  moles de agua en los productos, las  $n$  moles de agua deben aparecer en los reactantes lo que hace que el cambio en el  $\Delta G^\circ_f$  debido a la presencia de a las  $n$  moles de agua sea nulo.

Las concentraciones molares de los reactantes en la realización de las pruebas son: i) 50 g de  $\text{SnCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  en 40 g de HCl diluido (3,65% en masa) corresponde a una solución al 46,69% como  $\text{SnCl}_2$  cuya densidad muy aproximada (Perry [1999]) es 1,52 kg/L a 25 °C, resultando 3,74

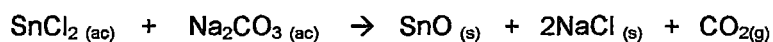
<sup>37</sup> Datos extraídos de Perry (1999) y Chang (1992)

mol/L de concentración molar; ii)  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  al 5% en masa tiene una densidad muy aproximada a 25 °C de 1,05 kg/L, resultando 0,63 mol/L de concentración molar.

Con dichas concentraciones se puede calcular el  $\Delta G$  reacción correspondiente:

$$\Delta G_{\text{reacción}} = \Delta G^\circ_{\text{reacción}} + R_x T \ln(\pi[\text{productos}]^b / \pi[\text{reactantes}]^a)$$

Para lo cual:



[mol/L] ó [atm]	3,74	0,63	1	1	1
-----------------	------	------	---	---	---

$$\Delta G^\circ_{\text{reacción}} = -18,49 \text{ kcal} = -77,41 \text{ kJ}$$

$$R = 0,0020 \text{ kcal} / \text{mol.K}$$

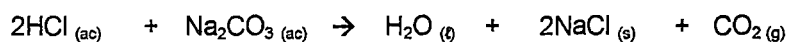
$$T = 298,15 \text{ K (la reacción se lleva a cabo a temperatura ambiente)}$$

Reemplazando, resulta:

$$\Delta G_{\text{reacción}} = -18,49 - 0,51 = -19,00 \text{ kcal} = -79,55 \text{ kJ}$$

### c. Reacción de neutralización

Como el cloruro de estaño (II) di-hidratado es disuelto en ácido clorhídrico diluido, debe considerarse la reacción de neutralización de parte del carbonato de sodio con el ácido.



$\Delta G^\circ_f$ (kcal/mol)	2x(-131,17)	-251,36	-56,69	2x(-91,89)	-94,26
-------------------------------	-------------	---------	--------	------------	--------

$\Delta H^\circ_f$ (kcal/mol)	2x(-166,84)	-275,13	-68,35	2x(-98,32)	-94,05
-------------------------------	-------------	---------	--------	------------	--------

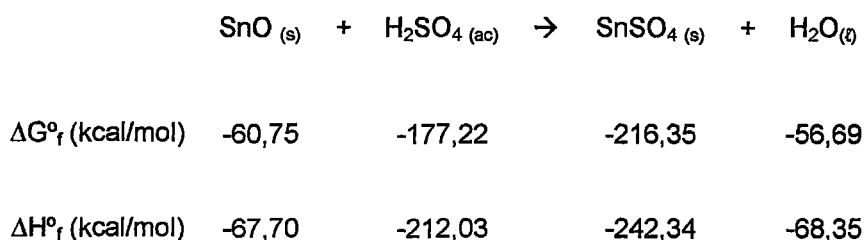
El cálculo da:

$$\Delta G^\circ_{\text{reacción}} = -345,71 \text{ kcal} = -1\,447,42 \text{ kJ}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{reacción}} = -417,59 \text{ kcal} = -1\,748,37 \text{ kJ}$$

## d. Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico

La reacción química que se lleva a cabo es<sup>38</sup>:



El cálculo da:

$$\Delta G^\circ \text{ reacción} = -35,07 \text{ kcal} = -146,83 \text{ kJ}$$

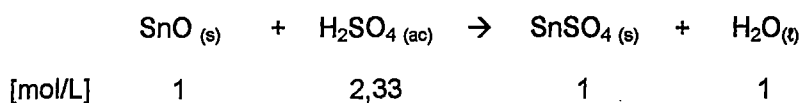
$$\Delta H^\circ \text{ reacción} = -30,96 \text{ kcal} = -129,62 \text{ kJ}$$

Se concluye que la reacción es espontánea para el estado estándar de los reactantes y productos, siendo exotérmica.

La concentración del ácido sulfúrico considerada en las pruebas es de 20% w/w, la cual corresponde a una densidad a 25 °C de 1,14 kg/L. La conversión a concentración molar da como resultado 2,33 mol/L. Entonces con dicha concentración se puede calcular el  $\Delta G$  reacción correspondiente:

$$\Delta G \text{ reacción} = \Delta G^\circ \text{ reacción} + R \cdot T \cdot \ln(\pi[\text{productos}]^b / \pi[\text{reactantes}]^a)$$

Para lo cual:



$$\Delta G^\circ \text{ reacción} = -35,07 \text{ kcal}$$

$$R = 0,0020 \text{ kcal / mol.K}$$

$$T = 298,15 \text{ K (la reacción se lleva a cabo a temperatura ambiente)}$$

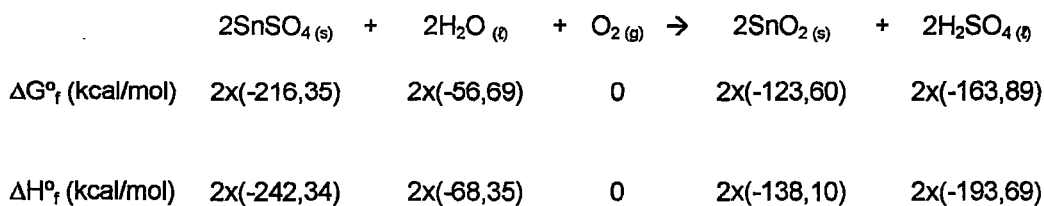
Reemplazando, resulta:

<sup>38</sup> Datos extraídos de Perry y Chang, excepto el  $\Delta G^\circ_f$  del  $\text{SnSO}_{4(s)}$  que se ha tomado de Martyak y Seefeldt (2006) y el  $\Delta H^\circ_f$  del  $\text{SnSO}_{4(s)}$  tomado de [http://www.ctdp.org/ctd\\_import/species\\_list/species\\_3889/view](http://www.ctdp.org/ctd_import/species_list/species_3889/view), con acceso 17 de Febrero del 2011.

$$\Delta G_{\text{reacción}} = -35,07 - 0,50 = -35,57 \text{ kcal} = -148,92 \text{ kJ}$$

e. Reacción de formación del óxido de estaño (IV)

Martyak y Seefeldt (2006) indican que se forma óxido de estaño (IV) paralelamente a la formación de sulfato de estaño (II). La reacción química de reducción – oxidación es la siguiente<sup>39</sup>:



El cálculo da:

$$\Delta G^\circ_{\text{reacción}} = -28,90 \text{ kcal} = -121,00 \text{ kJ}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{reacción}} = -30,96 \text{ kcal} = -129,77 \text{ kJ}$$

Entonces la reacción es espontánea y exotérmica para el estado estándar de los reactantes y productos.

<sup>39</sup> El valor de  $\Delta G^\circ_f$  del  $\text{SnO}_{2(s)}$  ha sido tomado de Martyak y Seefeldt y el  $\Delta H^\circ_f$  del  $\text{SnO}_{2(s)}$  de Perry

**APÉNDICE II**  
**PARÁMETROS Y RESULTADOS DE PRUEBAS EXPERIMENTALES**

**Cuadro 28. Parámetros de las pruebas experimentales**

Prueba	Q	R	S	T	W	X	Z	A1	A5	A6	A7	A8	A9	
Etapa 1: Disolución del cloruro de estaño (II) dihidratado	Cantidad de SnCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O (g)	50,00												
	% como SnCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	102,67%											100,80%	
	Cantidad inicial de Sn <sup>2+</sup> (g)	27,01											26,52	
	Ácido clorhídrico 3,65%	40,00											40,00	
Etapa 2: Reacción del cloruro de estaño (II) y carbonato de sodio	% como SnCl <sub>2</sub> (ac)	47,93%											42,40%	
	% Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (ac) utilizado	17,66%							5,00%					
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (ac) estequiométrico utilizado al % definido (g)	148,40	136,80 (no se consideró la neutralización del HCl 3,65%)					148,80	148,80	525,60	525,60	525,60	525,60	516,80
	Temperatura del SnCl <sub>2</sub> (ac)	s.d							25°C	16°C	25°C	15°C	25°C	15°C
	Temperatura del Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	22 – 25 °C												
	Presión del sistema	Atmosférica (101,3 kPa aprox.)											Atmosférica al inicio, 5 min. -16,9 kPa (vacío) todo el resto de tiempo	
	Tiempo de reacción	4 h 5min	4 h	4 h 17min	4 h 40min	5 h 40min	6 h 5min	5 h 39min	5 h 20min	14 h 30 min	14 h 30 min	4 h	4 h 15 min	5 h
	Agitación	Sin agitación						200 rpm						
	pH del líquido al final de reacción	s.d.	s.d.	s.d.	s.d.	6,10 (25°C)	4,95 (25°C)	4,04 (25°C)	4,57 (25°C)	5,10 (22 °C)	3,85 (25 °C)	3,92 (25 °C)	3,69 (25 °C)	3,26 (24 °C)
	Líquido decantado (g)	s.d.	137,4	96,5	82,6	86,5	147,4	150,2	137,2	413,2	515,9	424,6	532,3	548,9
Etapa 3: Lavado del óxido de estaño (II)	Método de lavado	Lavado continuo en buchner con vacío a – 16,9 a -67,6 kPa				1. Decantación 2. Buchner con vacío 3. Sistema inoxidable con vacío.	Lavados sucesivos con agitación y decantación							
	Medio filtrante	Papel filtro Filter Lab 1246, cuantitativo.				FilterLab 1246	No aplica							
	Agua desionizada añadida en cada lavado por decantación (aprox.) (mL)	No aplica				250	250	250 a 280	250	100				
	Nº de lavados por decantación	No aplica				5	4	26	30	67	65	40	40	40
	Cantidad total de agua desionizada para lavados (L)	5,3	3,5	7,1	8,7	1,2 (decant.) 0,9 (buch.) 19,7 (inox.)	1,0	6,8	7,5	6,7	6,5	4,0	4,0	4,0
	pH del agua de lavado	7 - 9	7 - 9	7 - 9	7 - 9	7 - 9	7 - 9	2 – 3						



Cuadro 2B (continuación)

Prueba		Q	R	S	T	W	X	Z	A1	A5	A6	A7	A8	A9		
Etapa 3: Lavado del óxido de estaño (II)	Temperatura del agua	20 - 25 °C														
	Lavado con remoción del aire del sistema	No aplica					No						Sí, a presión de vacío (-10,2 a -16,9 kPa)			
	Agitación	No aplica				Manual (decant.)	200 rpm (pastilla pequeña)	200 rpm (pastilla grande)	250-350 rpm (pastilla grande)	200 rpm (pastilla grande con 2 barras de teflón)						
	Tiempo de agitación por lavado (minutos)	No aplica				5	10	10	7	10	10	10	10	10	10	
	Tiempo de reposo por lavado (minutos)	No aplica				10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	
	Recuperación de SnO del líquido decantado utilizando filtración (Filter Lab 1246)	No realizado											Sí			
	Aspecto del producto (SnO)	Sólido blanquecino con partes de color negro	Sólido plomizo	Sólido plomizo al fondo del vaso	Sólido plomizo al fondo del vaso	Sólido blanquecino	Sólido plomizo	Sólido negro	Sólido negro	Sólido blanquecino.	Sólido negro	Sólido blanquecino	Sólido negro	Sólido negro	Sólido blanquecino.	
Etapa 4: Filtración del óxido de estaño (II)	Presión de vacío para la filtración (kPa)	No aplica					-16,9 a -50,7									
	Tiempo de filtración (min)	No aplica					s.d.	30	30	25	25	30				
	Medio filtrante	Papel filtro Filter Lab 1246, cuantitativo														
	Pérdida de SnO húmedo en medio filtrante (g) (% de Sn <sup>2+</sup> perdido relativo al Sn <sup>2+</sup> inicial)	5,10 (11,94%)	4,10 (8,74%)	4,30 (10,48%)	3,40 (7,65%)	1,30 (2,82%)	s.d.	0,30 (0,61%)	0,50 (0,95%)	0,40 (0,91%)	1,70 (3,69%)	1,60 (3,33%)	1,40 (2,63%)	1,40 (3,05%)		
	Cantidad de SnO húmedo antes de muestreo (g)	24,80	34,10	25,0	32,00	36,40	39,60	45,10	47,10	35,70	36,30	39,90	41,70	37,70		
Etapa 5: Reacción del óxido de estaño (II) y ácido sulfúrico	SnO húmedo para ataque (g)	24,20	32,90	23,70	30,80	35,60	38,80	44,30	45,90	34,50	34,60	39,10	40,90	36,50		
	Sn <sup>2+</sup> en SnO para ataque (g)	15,30	18,94	15,60	18,71	20,83	23,89	24,30	23,44	21,13	19,73	22,06	20,74	21,22		
	Concentración del H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> para ataque (%)	20,0%	20,0%	19,4%	20,0%											
	Cantidad añadida de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> al % definido (g)	63,60	74,10	67,00	74,00	86,40	98,20	91,00	89,40	95,00	85,00	95,00	83,80	85,60		
	Cantidad añadida de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> al 100%	12,72	14,82	13,00	14,80	17,28	19,64	18,20	17,88	19,00	17,00	19,00	16,76	17,12		
	Cantidad de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 100% estequiométrico (g)	12,67	15,69	12,93	15,50	17,26	19,79	20,13	19,42	17,51	16,34	18,27	17,18	17,58		
	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 100% añadido / H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 100% estequiométrico	100,39%	94,46%	100,54%	95,48%	100,12%	99,26%	90,41%	92,07%	108,51%	104,04%	103,99%	97,56%	97,38%		
	Cantidad de H <sub>2</sub> O añadida (g)	No controlado			100,50	115,60	130,00	122,10	109,20	115,00	108,10	115,00	112,00	118,50		
	Cantidad teórica de H <sub>2</sub> O a añadirse (g)	85,13	96,37	87,70	98,06	113,42	131,12	115,62	110,72	110,52	103,83	115,73	104,51	112,07		
	H <sub>2</sub> O añadida / H <sub>2</sub> O teórica	-	-	-	102,49%	101,92%	99,14%	105,60%	98,63%	104,05%	104,11%	99,37%	107,17%	105,74%		
	Tiempo de reacción (min)	15	15	17	25	15	25	15	15	15	30	60	20	30	20	
	Agitación	Manual									Pastilla 100-200 rpm		Pastilla 100-200 rpm + Manual			
	pH de líquido al final de reacción	1,00 (28°C)	1,07 (29°C)	0,77 (30°C)	1,11 (31 °C)	0,74 (25°C)	0,59 (25°C)	1,00 (27°C)	1,04 (23 °C)	0,46 (25 °C)	0,71 (23 °C)	0,80 (24 °C)	1,08 (23 °C)	1,25 (24 °C)		

Cuadro 28 (continuación)

Prueba		Q	R	S	T	W	X	Z	A1	A5	A6	A7	A8	A9
Etapa 6: Filtración del sulfato de estaño (II) en solución	Presión de vacío	- 16,9 kPa												
	Tiempo de filtración	15 – 20 min												
	Medio filtrante	Papel Whatman Nro. 2												
	Peso retenido en medio filtrante – compuestos de Sn <sup>2+</sup> y Sn <sup>4+</sup> (g)	4,20	2,40	1,50	2,90	0,80	1,0	5,30	3,10	0,80	3,20	1,30	1,40	2,60
Etapa 7: Cristalización y secado del sulfato de estaño (II)	SnSO <sub>4</sub> (w) que ingresan a kitasato para secado (g)	s.d	195,80	182,70	202,90	237,20	s.d.	s.d.	241,20	243,80	224,00	247,60	234,80	231,70
	Presión de vacío / Temperatura	-74,5 a -84,7 kPa / 65°-70°C	-74,5 a -84,7 kPa / 65°-70°C	-75 kPa / 65-70°C	-78,3 kPa / 65-70°C	-84,7 kPa / 60-65-70°C	-91,4 kPa / 65-70°C	-89,7 kPa / 65-70°C	-85,0 a -88,0 kPa / 65 °C	-84,7 a -91,4 kPa / 65-70°C				
	Tiempo de secado	16 h 15 min	22 h 15min	17 h 23min	16 h 50min	12 h	22 h 30min	16 h 25min	20 h 25 min	18 h 50 min	22 h 15 min	22 h 15 min	19 h 50 min	18 h

Cuadro 29. Resultados de las pruebas experimentales

Prueba	Q	R	S	T	W	X	Z	A1	A5	A6	A7	A8	A9	
Análisis del óxido de estaño (II) y rendimiento	Muestra de SnO (g)	0,60	1,20	1,30	1,20	0,80	0,80	0,80	1,20	1,20	1,70	0,80	0,80	1,20
	%Sn <sup>2+</sup>	63,22%	57,58%	65,84%	60,75%	58,51%	61,56%	54,85%	51,07%	61,25%	57,01%	56,41%	50,70%	58,13%
	% SnO	71,74%	65,34%	74,72%	68,94%	66,40%	69,86%	62,24%	57,95%	69,51%	64,69%	64,01%	57,53%	65,96%
	% H <sub>2</sub> O	28,26%	34,66%	25,28%	31,06%	33,60%	30,14%	37,76%	42,05%	30,49%	35,31%	35,99%	42,47%	34,04%
	Sn <sup>2+</sup> obtenido (g)	15,68	19,63	16,46	19,44	21,30	24,38	24,74	24,05	21,87	20,69	22,51	21,14	21,92
	Rendimiento 1 (después de lavados y filtración, antes de muestreo) respecto al Sn <sup>2+</sup> inicial, R1	58,05%	72,68%	60,94%	71,97%	78,86%	90,26%	91,60%	89,04%	80,97%	76,60%	83,34%	78,27%	82,65%
	Rendimiento 1', incluyendo recuperación del Sn <sup>2+</sup> del medio filtrante	69,98%	81,43%	71,42%	79,62%	81,67%	s.d.	92,20%	90,00%	81,86%	80,21%	86,67%	80,90%	85,77%
Análisis del sulfato de estaño (II) y rendimiento	SnSO <sub>4</sub> obtenido (g)	25,00	32,80	27,20	31,10	35,80	41,30	37,90	39,80	39,40	38,00	40,80	36,20	35,80
	Sn <sup>2+</sup> : 52% mín.	n. d.	n. d.	54,18%	54,49%	55,58%	54,81%	55,02%	55,56%	45,0%	48,6%	51,1%	53,5%	55,3%
	Ac. Libre: 1,00% máx.	0,98%	0,61%	1,51%	0,53%	1,38%	3,03%	0,34%	0,24%	7,6%	4,7%	3,2%	0,48%	0,18%
	Cloruros: 0,10% máx.	Mayor a 1%	Mayor a 1%	Mayor a 1%	Mayor a 1%	Mayor a 1%	Mayor a 1%	0,31%	0,27%	0,067%	0,028%	0,085%	0,1%	0,03%
	Res. Ins. Cal.: 0,50% máx.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	1,4%	3,4%	n.d.	n.d.	n.d.	0,6%	0,5%
	Arsénico: 0,005% máx.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	< 0,005%
	Antimonio: 0,10% máx.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	< 0,001%
	Hierro: 0,005% máx.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	n. d.	< 0,001%
	Humedad: 0,5% máx.	4,20%	0,38%	0,05%	0,02%	1,11%	0,23%	0,53%	0,04%	4,0%	1,3%	0,19%	0,19%	0,20%
	Sn <sup>2+</sup> obtenido (g)	n. d.	n. d.	14,74	16,95	19,90	22,64	20,85	22,11	17,73	18,47	20,85	19,37	19,80
	Rendimiento 2 = (g Sn <sup>2+</sup> obtenido) / (g Sn <sup>2+</sup> en SnO atacado), R2	n. d.	n. d.	94,49%	90,59%	95,54%	94,77%	85,80%	94,33%	83,91%	93,61%	94,51%	93,39%	93,31%
	Rendimiento Total = R1 x R2 (no se considera lo retirado para análisis de SnO)	n. d.	n. d.	57,58%	65,20%	75,34%	85,54%	78,59%	83,99%	67,94%	71,71%	78,76%	73,10%	77,12%
	Aspecto del producto	Cristales blancos de color uniforme	Cristales en forma de agujas ligeramente amarillentas	Cristales amarillentos, en forma de agujas.	Cristales en forma de agujas bastante blancos en la superficie, ligeramente amarillos en el fondo	Cristales en forma de agujas bastante blancos en la superficie, ligeramente amarillos en el fondo	Cristales blancos	Cristales blancos, ligeramente amarillentos	Cristales amarillentos	Cristales amarillentos	Cristales amarillentos	Cristales blancos, muy ligeramente amarillentos	Cristales blancos.	Cristales blancos.

## APENDICE III

### CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DE EQUIPOS

A. M-110: Tanque agitado para la dilución del HCl (ac) y disolución del  $\text{SnCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (s)

El objetivo de esta etapa es diluir el ácido clorhídrico al  $37\% \pm 0,5\%$  para obtener una disolución al 3,65%.

Considerando el mismo recipiente, se procede a disolver los cristales de cloruro de estaño (II) di-hidratado en ácido clorhídrico al 3,65%.

El diseño del tanque agitado se realiza en función a la mayor capacidad necesaria para realizar las diluciones mencionadas. Por tanto consideraremos el volumen de la disolución final de cloruro de estaño (II) di-hidratado acuoso.

Se determina la densidad de la solución final a partir de los datos de pesos y concentración final de cloruro de estaño (II) di-hidratado acuoso<sup>40</sup>:

$$\rho_{\text{SnCl}_2} = 1,52 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1\,520 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tomando los datos del balance de masa, la solución final será de 602,30 kg. Determinando el volumen nominal ( $V_n$ ) y volumen de diseño ( $V_D$ ) considerando un factor de seguridad de 1,20, tenemos:

$$V_n = 0,40 \text{ m}^3 \qquad V_D = 0,48 \text{ m}^3$$

De acuerdo a las dimensiones de tanques disponibles en el mercado:

Tanque Rotoplas TVC-N, capacidad 600 L

Diámetro del tanque: 0,97 m

Altura total del tanque: 1,15 m

$$V = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_t^2 \cdot H \qquad (20)$$

De la ecuación (20) y considerando el volumen nominal, se determina la altura que ocupará la solución en el tanque:  $H = 0,54 \text{ m}$

---

<sup>40</sup> Tomado de National Research Council of the United States of America. (1933). International critical tables of numerical data, physics, chemistry and technology. (Tabla 3, pp. 63).

Considerando que la agitación necesaria para la disolución se realiza a velocidades de:

$$n = 1,5 \text{ rev/s} = 90 \text{ rpm}$$

De la ecuación dada por Harriot (2002), se tiene que:

$$N_p = \frac{P \cdot g_c}{n^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho} \quad (21)$$

Donde:

$N_p$ : número de potencia

$P$ : potencia del impulsor

$g_c$ : factor de proporcionalidad de la ley de Newton, 32,17 ft.lbf/lbf. s<sup>2</sup>

$n$ : velocidad del agitador

$D_a$ : diámetro del agitador

$\rho$ : densidad de la solución

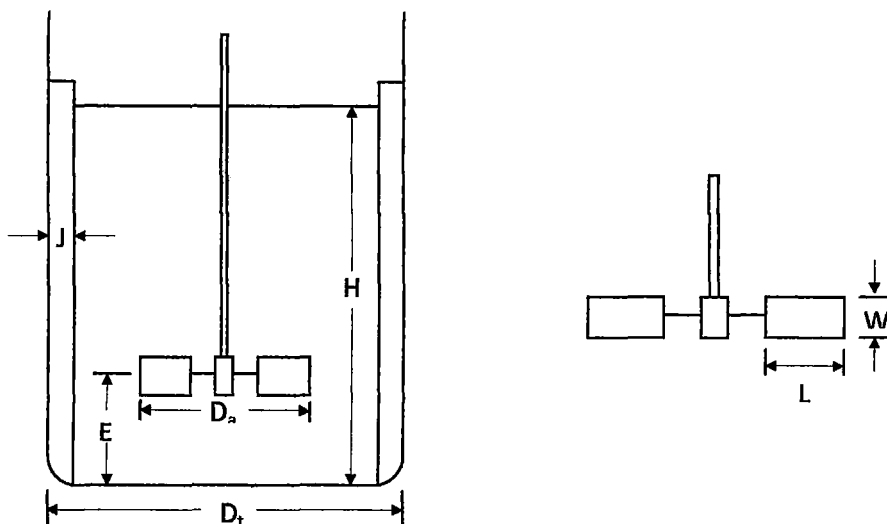
De los datos del Apéndice II-A, para la paleta plana de dos palas, cuatro deflectores y  $j/D_t = 1/10$ , se tiene  $K_T = 1,70$ . Además, suponiendo que  $Re > 10\,000$  para el sistema de agitación:  $N_p = K_T$ .

La ecuación (21), se puede acomodar como sigue:

$$P = K_T \cdot n^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho \cdot g_c \quad (22)$$

Según Harriot (2002), las proporciones típicas para el diseño estándar de un sistema de agitación de turbina tal como el mostrado en la Figura 13, son:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12} \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$



**Figura 13.** Dimensiones de un agitador de turbina

De las dimensiones del tanque del fabricante, se obtiene  $D_a = 0,32$  m. Reemplazando los datos en la ecuación (22), se determina la potencia del motor:

$$P = 29,26 \text{ watts} = 0,04 \text{ hp}$$

Para corroborar que el número de Reynolds es mayor que 10 000 se utiliza la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{D_a^2 \cdot n \cdot \rho_m}{\mu} \quad (23)$$

Considerando que la viscosidad de la solución es aproximadamente la del agua a 25 °C ( $\mu^{41} = 0,89 \times 10^{-3}$  N.s/m<sup>2</sup>) pues el agua representa aproximadamente el 51% de la composición de la solución, reemplazamos los valores en la ecuación (23):

$$Re = 262\,328$$

Se corrobora que se trata de flujo turbulento por lo tanto  $N_p = K_T$ .

De las proporciones dadas por Harriot se diseña el agitador considerando que al no cumplir que  $H = D_t$ , el valor de E estará dado en función de H resultando  $E^* = H/3$ , siendo H la altura de la solución en el tanque.

Los datos de diseño, se muestran en el Cuadro 17.

<sup>41</sup> Tomado de Lange's handbook of chemistry. (1979). En Dean, J. (Ed). (Cuadro 10-33). Estados Unidos: Mc Graw-Hill, Inc.

B. M-210: Tanque agitado para la disolución del  $\text{Na}_2\text{CO}_3(\text{s})$  y recipiente para la reacción entre el  $\text{SnCl}_2(\text{ac})$  y  $\text{Na}_2\text{CO}_3(\text{ac})$

i) Disolución del carbonato de sodio

El objetivo de esta etapa es disolver los cristales de carbonato de sodio en agua para obtener una solución al 5% w/w y posteriormente hacer reaccionar esta solución con la solución de cloruro de estaño (II).

Para la etapa de disolución del carbonato de sodio en agua, la densidad de la solución tomada de Perry (1999) es:

$$\rho_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 1,05 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1\,050 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tomando los datos del balance de masa, la solución final será de 3 458,20 kg. Determinando el volumen nominal ( $V_n$ ) y volumen de diseño ( $V_D$ ) considerando un factor de seguridad de 1,20, se tiene:

$$V_n = 3,30 \text{ m}^3 \qquad V_D = 3,96 \text{ m}^3$$

De acuerdo a las dimensiones de tanques disponibles en el mercado:

Tanque Rotoplas TVC-N, capacidad 5 000 L

Diámetro del tanque: 2,20 m

Altura total del tanque: 1,87 m

De la ecuación (20) y considerando el volumen nominal, se determina la altura que ocupará la solución en el tanque:

$$H = 0,87 \text{ m}$$

Considerando que la agitación necesaria para la disolución se realiza a velocidades de:

$$n = 1,5 \text{ rev/s} = 90 \text{ rpm}$$

De los datos del Anexo 2-A, para la turbina de cuatro palas inclinadas, cuatro deflectores,  $j/D_t = 1/10$ , se tiene  $K_T = 1,27$ . Además, suponiendo que  $\text{Re} > 10\,000$  para el sistema de agitación:  $N_p = K_T$ .

De las dimensiones del tanque del fabricante, se obtiene  $D_a = 0,73 \text{ m}$ .

Reemplazando los datos en la ecuación (22), se determina la potencia del motor:

$$P = 933,00 \text{ watts} = 1,25 \text{ hp}$$

Para corroborar que el número de Reynolds es mayor que 10 000 se utiliza la ecuación (23) y se considera que la viscosidad de la solución

es aproximadamente la del agua a 25 °C ( $\mu = 0,89 \times 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$ ) pues la composición del agua alcanza el 95% en la solución. Reemplazando los valores se obtiene:

$$Re = 943\ 053$$

Se corrobora que se trata de flujo turbulento por lo tanto  $N_p = K_T$ .

ii) Reacción entre el carbonato de sodio y cloruro de estaño (II)

Para esta etapa, no se puede diseñar el reactor con los lineamientos cinéticos pues la velocidad de reacción no ha sido determinada en el laboratorio por tanto se diseña en base al agitador que se requiere para llevar a cabo la reacción.

El objetivo de esta etapa es obtener el óxido de estaño (II) a partir de la reacción de cloruro de estaño (II) acuoso y carbonato de sodio acuoso. Por tanto, el diseño se basa en determinar la potencia del agitador para que se lleve a cabo la reacción y el lavado del óxido de estaño (II) con el agua resultante de la reacción del cloruro de estaño como primer paso para la reducción de cloruros, para posteriormente hacer el trasvase al sistema de lavado propiamente dicho.

Con el fin de obtener la potencia necesaria para la agitación, la velocidad de agitación crítica para asegurar la suspensión y obtener las dimensiones del agitador se sigue la siguiente secuencia de cálculo<sup>42</sup>:

Ecuación que define la velocidad de agitación crítica:

$$n_c \cdot D_a^{0.85} = S \cdot \nu^{0.1} \cdot D_p^{0.2} \cdot \left(g \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho}\right)^{0.45} \cdot B^{-1.3} \quad (24)$$

Donde:

$n_c$ : velocidad crítica del agitador

$D_a$ : diámetro del agitador

S: factor de forma

$\nu$ : viscosidad cinemática

$D_p$ : tamaño medio de la partícula

g: aceleración de la gravedad

$\Delta\rho$ : diferencia de la densidad del sólido y líquido

<sup>42</sup> Metodología de diseño dada por Harriot, P. McCabe, W. Smith, J. (2002). Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. México: McGraw-Hill.



$\rho$ : densidad del líquido

B: 100 x peso del sólido / peso del líquido

Harriot proporciona los datos y gráficos para la suspensión de arena en agua, por lo que la división de la ecuación (24) para el SnO y la correspondiente a la arena resulta:

$$\frac{n_{cSnO}}{n_{carena}} = \left( \frac{D_{pSnO}}{D_{parena}} \right)^{0.2} \cdot \left( \frac{\Delta\rho_{SnO}}{\Delta\rho_{arena}} \right)^{0.45} \cdot \left( \frac{B_{SnO}}{B_{arena}} \right)^{0.13} \quad (25)$$

Para esta etapa se tienen los datos que se muestran en el Cuadro 34.

**Cuadro 30.** Datos para el diseño del agitador para la reacción de obtención de óxido de estaño (II) y lavado

Peso sólido (SnO), kg	Peso líquido, kg	$\rho$ del líquido, 20 °C, g/cm <sup>3</sup>	$\rho$ SnO, g/cm <sup>3</sup>	$\Delta\rho_{SnO}$ , g/cm <sup>3</sup>	$D_p$ SnO <sup>43</sup> , $\mu$ m
201,26	3 787,80	1,03 (5.0% NaCl)	6,45	5,42	10

El peso del líquido es igual a la suma de los flujos 6-B y 6-C del Cuadro 10 (balance de masa proyectado).

Para aplicar la ecuación (25), Harriot da los siguientes datos para la arena:

$$\begin{aligned} D_p, \mu\text{m} & : 200 \\ \Delta\rho, \text{g/cm}^3 & : 1,59 \\ B & : 11,1 \end{aligned}$$

Reemplazando en la ecuación (25):

$$\left( \frac{n_{cSnO}}{n_{carena}} \right) = a = 0,8666$$

La división de la ecuación (22) para el óxido de estaño (II) y la correspondiente a la arena resulta:

$$\frac{P_{SnO}}{P_{arena}} = \left( \frac{n_{cSnO}}{n_{carena}} \right)^3 = a^3 \quad (26)$$

$$a^3 = 0,6508$$

<sup>43</sup> Tomado de Cho, J., Kim, T., Park, B., Son, D., Yang, H. (2004). Enhanced electrochemical properties of SnO<sub>2</sub> anode by AlPO<sub>4</sub> coating. *Electroquímica Acta*. Obtenido el 5 de marzo del 2011 de la página web: [www.sciencedirect.com](http://www.sciencedirect.com).

De los datos de Buurman de la grafica del Apéndice II-B se tiene la potencia requerida (P, en hp) para la suspensión completa de arena en tanques agitados utilizando turbinas de palas inclinadas:

$$\left(\frac{P}{V}\right)_{arena} = 2,1 \text{ hp}/1000 \text{ gal}$$

Entonces bajo los mismos criterios, la potencia requerida para la suspensión completa del óxido de estaño (II) está dada con el uso de la ecuación (23):

$$\left(\frac{P}{V}\right)_{SnO} = a^3 \cdot \left(\frac{P}{V}\right)_{arena} \quad (27)$$

El volumen se calcula como la suma de los volúmenes que se obtienen con los datos de pesos y densidades del líquido y óxido del Cuadro 34. Así se obtiene:

$$V = 3,71 \text{ m}^3$$

Reemplazando en la ecuación (27) los valores de V y  $a^3$ , se obtiene la potencia de agitación para esta etapa:

$$P = 1,78 \text{ hp}$$

Para obtener la velocidad crítica de agitación para la suspensión total de las partículas de óxido y el lavado inicial remueva la mayor cantidad de cloruros, se acomoda la ecuación (21) de la siguiente manera:

$$n_c^3 = \frac{P \cdot g_c}{N_p \cdot \rho_m \cdot D_a^5} \quad (28)$$

Donde:

$\rho_m = \text{densidad de la suspensión}$

$$= \frac{1}{\left(\frac{\%SnO}{\text{grav. espec. SnO}} + \frac{\%liq}{\text{grav. espec. líquido}}\right)}$$

Con los datos del Cuadro 30, se obtiene:

$$\rho_m = 1,08 \frac{g}{cm^3} = 1\,080 \frac{kg}{m^3}$$

De los datos del Anexo 2-A, para la turbina de cuatro palas inclinadas a 45°, cuatro deflectores,  $j/D_t = 1/10$ ,  $W/D_a = 1/5$ , se tiene  $K_T = 1,27$ . Además, suponiendo que  $Re > 10\,000$  para el sistema de agitación:  $N_p = K_T$ .

Considerando un factor de seguridad de 30%, se tiene el volumen de diseño del tanque:

$$V_D = 4,82 \text{ m}^3$$

De acuerdo a las dimensiones de tanques disponibles en el mercado, el tanque seleccionado para la etapa (i) de disolución del carbonato de sodio, cumple con los requerimientos. Considerando los datos del tanque disponible, calculamos los valores a partir de la ecuación (20) y las proporciones dadas por Mc Cabe:

$$H = 0,97 \text{ m} / D_a = 0,73 \text{ m}$$

Calculando la velocidad crítica:

$$D_a = 0,73 \text{ m}, \rho_m = 1\,080 \text{ kg/m}^3, P = 1,78 \text{ hp}, N_p = K_T = 1,27, g_c = 1 \text{ N/kg.m.s}^{-2} \text{ y } 1 \text{ hp} = 745,70 \text{ N.m/s}, \text{ se obtiene de la ecuación (28):}$$

$$n_c = 1,67 \text{ rev/s} = 100 \text{ rpm}$$

Para corroborar que el número de Reynolds es mayor que 10 000 se utiliza la ecuación (23), adecuada para la velocidad crítica:

$$Re = \frac{D_a^2 n_c \rho_m}{\mu} \quad (29)$$

Considerando  $\mu = 0,89 \times 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$  se obtiene:

$$R_e = 1\,079\,930$$

Valor que corrobora la suposición para que  $N_p = K_T$ .

Siguiendo la metodología antes descrita, determinamos las características de diseño del tanque disponible en el mercado siguiendo las proporciones típicas dadas por Harriot, a excepción que  $j/D_t = 1/10$  para poder usar el valor de  $K_T$  del Anexo 2-A.

Considerando la potencia de agitación para llevarse a cabo las etapas (i) y (ii) en el mismo recipiente, se presentan los datos de diseño en el Cuadro 17.

### C. M-910: Tanque agitado para la disolución del $\text{H}_2\text{SO}_4$ (ac)

El objetivo de esta etapa es diluir el ácido sulfúrico al 97,5% w/w en agua para obtener una solución al 20% w/w.

A esta concentración, considerando una temperatura aproximada de la disolución final de 50 °C la densidad de la solución tomada de Perry (1999) es:

$$\rho_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 1,1215 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1\,121,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

De acuerdo a los datos del balance de masa, la solución final a preparar es de 595,7 kg, por lo que el volumen de la solución es:

$$V_{H_2SO_4} = 0,53 \text{ m}^3$$

Considerando un factor de seguridad igual a 1,20 se calcula el volumen de diseño:

$$V_D = 0,64 \text{ m}^3$$

De acuerdo a las dimensiones del tanque vidriado disponible en la empresa Elmer Jo Anaya S.A.C, tenemos:

Diámetro del tanque: 0,98 m

Altura total del tanque: 0,98 m

Tanque enchaquetado, de origen alemán. Capacidad 0,74 m<sup>3</sup>

De la ecuación (20) y considerando el volumen nominal, se determina la altura que ocupará la solución en el tanque:

$$H = 0,70 \text{ m}$$

Considerando que la agitación necesaria para la disolución se realiza a velocidades de:

$$n = 1 \text{ rev/s} = 90 \text{ rpm}$$

Del Anexo 2-A, para la paleta plana de dos palas, cuatro deflectores,  $j/D_t = 1/10$ , se tiene  $K_T = 1,70$ . Además, suponiendo que  $Re > 10\ 000$  para el sistema de agitación:  $N_p = K_T$ .

Considerando el diámetro de la paleta del agitador  $D_a = 0,49 \text{ m}$ .

Reemplazando los datos en la ecuación (22), se determina la potencia del motor:

$$P = 181,76 \text{ watts} = 0,24 \text{ hp}$$

Para corroborar que el número de Reynolds es mayor que 10 000 se utiliza la ecuación (23) y se considera que la viscosidad de la solución es aproximadamente igual a la del agua a 25 °C ( $\mu = 0,89 \times 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$ ), reemplazamos los valores y se obtiene:

$$R_e = 453\ 829$$

Se corrobora que se trata de flujo turbulento por lo tanto  $N_p = K_T$ .

Los datos de diseño de este equipo se resumen en el Cuadro 17.

- D. M-810: Tanque agitado para la preparación de agua acidulada para los lavados

Para el caso de la preparación del agua acidulada, se tiene que:

La densidad de la solución se considera aproximadamente:

$$\rho_{H_2O} = 1,00 \frac{g}{cm^3} = 1\,000 \frac{kg}{m^3}$$

Tomando los datos del flujo 9 del Cuadro 18, la solución final a preparar será de 10 038,0 kg. Considerando la preparación por lotes de esta solución y tomando 1,20 como factor de seguridad para el volumen de diseño, tenemos que:

$$V = 10,04 \text{ m}^3 \qquad V_D = 12,05 \text{ m}^3$$

En este caso, la preparación se realizará en un tanque de polietileno no industrial de 1 100 L, marca Rotoplas, con agitación manual, de las siguientes características:

Diámetro del tanque: 1,10 m

Altura total del tanque: 1,43 m

Número de lotes a preparar: 12

Altura de la solución por lote:

$$H = 0,88 \text{ m}$$

Los datos de diseño de este equipo se resumen en el Cuadro 17.

#### E. M-410: Tanque agitado para el lavado de SnO

En la etapa de obtención del sulfato de estaño (II) a nivel de laboratorio se corroboró que para disminuir la adsorción y coprecipitación entre las moléculas de cloruro de sodio y óxido de estaño (II) formadas tras la reacción, era necesario emplear un agitador que incremente la suspensión de las partículas del óxido de estaño (II) y así el agua pueda retirar con mayor eficiencia el cloruro de sodio.

Con el fin de obtener la potencia necesaria para la agitación, la velocidad de agitación crítica para asegurar la suspensión y obtener las dimensiones del agitador se siguen las secuencias de cálculo<sup>44</sup> consideradas en la sección B-(ii) y los datos que se muestran en el Cuadro 31.

<sup>44</sup> Metodología de diseño dada por Harriot, P. McCabe, W. Smith, J. (2002) Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. México: McGraw-Hill.

**Cuadro 31. Datos para el diseño del agitador para los lavados del óxido de estaño (II) y remoción de cloruros**<sup>45,46</sup>

Peso sólido (SnO), kg	Peso líquido, kg	$\rho$ del líquido, 20 °C, g/cm <sup>3</sup>	$\rho$ SnO, g/cm <sup>3</sup>	$\Delta\rho_{\text{SnO}_2}$ , g/cm <sup>3</sup>	$D_p$ SnO <sup>47</sup> , $\mu\text{m}$
201,26	1 776,35	1,00 (agua)	6,45	5,45	10

El peso del líquido es igual a la diferencia del peso del líquido que se muestra en el Cuadro 31 menos el flujo 7 (2 680,65 kg) más la cantidad de agua acidulada añadida por lavado (10 038,00 kg / 15 = 669,20 kg) del Cuadro 10 (balance de masa proyectado).

De la ecuación (25), se obtiene:

$$\left(\frac{n_{c_{\text{SnO}}}}{n_{c_{\text{arena}}}}\right) = a = 0,9587$$

De la ecuación (26), se tiene:

$$a^3 = 0,8811$$

El volumen se calcula como la suma de los volúmenes que se obtienen con los datos de pesos y densidades del líquido y óxido del Cuadro 31. Así se obtiene:

$$V = 1,81 \text{ m}^3$$

Reemplazando en la ecuación (27) los valores de V y  $a^3$ , se obtienen la potencia de agitación:

$$P = 0,96 \text{ hp}$$

Con los datos del Cuadro 31 se calcula la densidad de la suspensión, obteniéndose:

$$\rho_m = 1,09 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1\,090 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Del Anexo 2-A, para la turbina de cuatro palas inclinadas a 45°, cuatro deflectores,  $j/D_t = 1/10$ ,  $W/D_a = 1/5$ , se tiene  $K_T = 1,27$ . Además, suponiendo que  $Re > 10\,000$  para el sistema de agitación:  $N_p = K_T$ .

<sup>45</sup> Los datos de peso se toman suponiendo que toda el agua está líquida (es decir sólo hay SnO y no SnO.nH<sub>2</sub>O). Ver cuadro complementario del balance de masa.

<sup>46</sup> Se toman los datos físicos del SnO en ausencia de los datos del SnO.nH<sub>2</sub>O

<sup>47</sup> Tomado de Cho, J., Kim, T., Park, B., Son, D., Yang, H. (2004). Enhanced electrochemical properties of SnO<sub>2</sub> anode by AlPO<sub>4</sub> coating. Electroquímica Acta. Obtenido el 5 de marzo del 2011 de la página web: www.sciencedirect.com.

Considerando un factor de seguridad de 30%, se tiene el volumen de diseño del tanque:

$$V_D = 2,35 \text{ m}^3$$

De acuerdo a las dimensiones de tanques disponibles en el mercado:

Tanque Rotoplas de polietileno, no industrial, capacidad 2 500 L.

Diámetro del tanque: 1,55 m

Altura total del tanque: 1,65 m

Considerando los datos del tanque disponible, calculamos los valores a partir de la ecuación (20) y de las proporciones dadas por Mc Cabe:

$$H = 0,96 \text{ m} / D_a = 0,52 \text{ m}$$

Calculando la velocidad crítica:

$D_a = 0,52 \text{ m}$ ,  $\rho_m = 1\ 090 \text{ kg/m}^3$ ,  $P = 0,96 \text{ hp}$ ,  $N_p = K_T = 1,27$ ,  $g_c = 1 \text{ N/kg.m.s}^{-2}$  y  $1 \text{ hp} = 745,70 \text{ N.m/s}$ , se obtiene de la ecuación (28):

$$n_c = 2,39 \text{ rev/s} = 143 \text{ rpm}$$

Para corroborar que el número de Reynolds es mayor que 10 000 se utiliza la ecuación (29) y se considera  $\mu = 0,89 \times 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$ , obteniéndose:

$$R_e = 791\ 482$$

Valor que corrobora la suposición para que  $N_p = K_T$ .

Siguiendo la metodología antes descrita, se determinan las características de diseño del tanque disponible en el mercado siguiendo las proporciones típicas dadas por Harriot, a excepción que  $j/D_t = 1/10$  para poder usar el valor de  $K_T$  del Anexo 2-A.

Los datos de diseño se muestran en el Cuadro 17.

F. M-610: Tanque agitado para la reacción entre el  $\text{SnO.nH}_2\text{O(s)}$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4(\text{dil})$

Del balance de masa se tiene:

Flujo 14-B:

Peso de SnO	: 169,12 kg
Densidad del SnO	: 6,45 g/mL
Calculando el volumen que ocupará el SnO	: 0,03 m <sup>3</sup> ... (α)

Flujo 16:

Peso del $\text{H}_2\text{SO}_4$ (20%)	: 595,70 kg
Densidad del $\text{H}_2\text{SO}_4$ (20%, 50°C)	: 1,122 g/mL

Volumen que ocupará el  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (20%, 50°C):  $0,53 \text{ m}^3 \dots (\beta)$

Flujos 14-B y 18:

Peso del agua : 840,59 kg

Densidad del  $\text{H}_2\text{O}$  :  $1,00 \text{ g/cm}^3$

Calculando el volumen que ocupará el  $\text{H}_2\text{O}$  :  $0,84 \text{ m}^3 \dots (\theta)$

Considerando que el volumen total es igual a la suma de volúmenes parciales, se tiene:

Volumen total:  $1,40 \text{ m}^3$

Considerando un factor de seguridad de 30%, se tiene el volumen de diseño  $V_D = 2,35 \text{ m}^3$ .

De acuerdo a las dimensiones de tanques disponibles en el mercado:

Tanque Rotoplas CVC-N, capacidad 2 800 L

Diámetro del tanque: 1,78 m

Altura total del tanque: 1,56 m

Altura de la solución en el tanque:  $H = 0,56 \text{ m}$

Calculo de la potencia del motor para un agitador tipo paleta de dos palas, considerando la densidad de la solución similar a la del agua,  $n = 1 \text{ rev/s}$ ,  $D_a = 0,59 \text{ m}$ ,  $j/D_t = 1/10$  y que se trata de de flujo turbulento por lo que  $N_p = K_T = 1,70$ .

Reemplazando en la ecuación (22), se tiene:

$P = 121,54 \text{ watts} = 0,16 \text{ hp}$

Para corroborar que el número de Reynolds es mayor que 10 000 se utiliza la ecuación (23) y se considera que la densidad y viscosidad de la solución es aproximadamente igual a la del agua a  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $\rho = 1\ 000 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu = 0,89 \times 10^{-3} \text{ N.s/m}^2$ ), reemplazamos los valores y se obtiene:

$R_e = 391\ 124$

Los datos de diseño, se resumen en el Cuadro 17.

G. H-510: Filtro prensa para la filtración del  $\text{SnO} \cdot n\text{H}_2\text{O}(s)$

La ecuación que relaciona el área de filtración de una torta incompresible, el volumen de filtrado y el tiempo de filtración (operación) para el caso de filtros que trabajan a presión constante es:

$$t = \frac{k_1}{2} V^2 + k_2 V \quad (30)$$

$$k_1 = \frac{\omega \mu \alpha}{g_c A^2 \Delta P} \quad (31)$$



$$k_2 = k_1 V_e \quad (32)$$

Donde:

t: tiempo de filtración para obtener un volumen de filtrado V (s)

$\omega$ : masa de sólido referida al volumen de filtrado ( $\text{kg/m}^3$ )

$\mu$ : viscosidad ( $\text{kg/m.s}$ )

$\alpha$ : resistencia específica de la torta ( $\text{m/kg}$ )

V: volumen de filtrado en el tiempo t ( $\text{m}^3$ )

$V_e$ : volumen de filtrado cuya resistencia es equivalente a la del medio filtrante ( $\text{m}^3$ )

$\Delta P$ : caída de presión a través de la torta ( $\text{N/m}^2$  ó Pa)

$g_c$ : gravedad específica ( $1 \text{ (kg.m/s}^2\text{)/N}$ )

Calculando el área del filtro prensa:

La ecuación (30) puede ser expresada al derivar como:

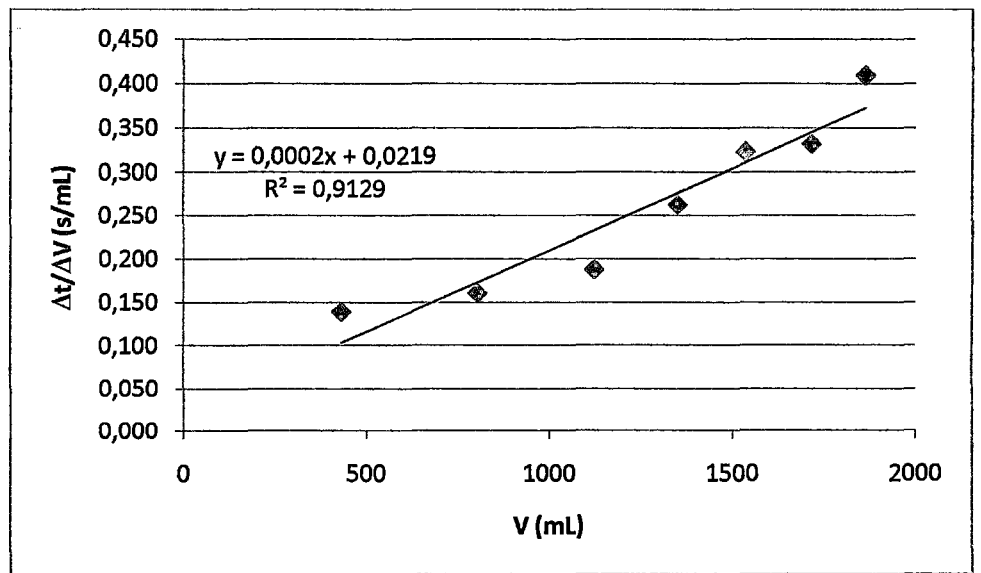
$$\frac{dt}{dV} = k_1 V + k_2 \quad (33)$$

El siguiente cuadro muestra la data experimental obtenida en una corrida de filtración del óxido de estaño (II) hidratado.

**Cuadro 32.** Datos experimentales de la filtración de óxido de estaño (II) hidratado

t (s)	V (mL)	$\Delta V$ (mL)	$\Delta t$ (s)	$\frac{\Delta t}{\Delta V}$ (s/mL)
0	0			
60	431,1	431,1	60	0,139
120	803,4	372,3	60	0,161
180	1122,3	318,9	60	0,188
240	1350,6	228,3	60	0,263
300	1536,2	185,6	60	0,323
360	1716,7	180,5	60	0,332
420	1863,2	146,5	60	0,410

La siguiente figura muestra el ajuste lineal por mínimos cuadrados de los datos  $\Delta t/\Delta V$  vs  $\Delta V$ .



**Figura 14.** Ajuste lineal de los datos experimentales de filtración

La ecuación lineal indica que  $k_1 = 0,0002 \text{ s/mL}^2$  y  $k_2 = 0,0219 \text{ s/mL}$ . Reemplazando en la ecuación (32), se obtiene para la filtración experimental:

$$V_{e \text{ exp}} = 109,50 \text{ mL} = 1,095 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

Las masas obtenidas experimentalmente en la filtración son:

Masa de óxido de estaño (II) hidratado = 399,2 g

Masa de filtrado = 1 186,3 g

Densidad del filtrado  $\approx 1 000 \text{ kg/m}^3$

Entonces:

$$\omega = 1000 \times (0,3992 / 1,1863) = 336,51 \text{ kg/m}^3$$

Además:

$$\mu \approx 0,001 \text{ kg/m.s}$$

$A_{\text{exp}} = 0,030 \text{ m}^2$  (área del buchner utilizado experimentalmente)

$$\Delta P = 33 863,90 \text{ N/m}^2$$

Reemplazando estos valores en la ecuación (31) y despejando  $\alpha$ :

$$\alpha = 1,811 \times 10^{10} \text{ m/kg}$$

Para el lote de producción proyectado se tiene que  $k_1$ ,  $k_2$ ,  $\omega$ ,  $\mu$ ,  $\alpha$  y  $\Delta P$  tienen los mismos valores que en la prueba experimental, siendo la incógnita el área. Además se tiene la siguiente relación:

$$V_{e \text{ op}} = V_{e \text{ exp}} \left( \frac{A}{A_{\text{exp}}} \right) \quad (34)$$

Con  $V_{e\text{ exp}} = 1,095 \times 10^{-4} \text{ m}^3$  y  $A_{\text{exp}} = 0,030 \text{ m}^2$  se obtiene:

$$V_{e\text{ op}} = 0,00365(A) \quad (35)$$

Además con la ecuación (31) se obtiene:

$$k_1 = \frac{179\,961,44 \text{ s/m}^2}{A^2} \quad (36)$$

Reemplazando la ecuación (35) en (32) y ésta junto a la ecuación (36) en la ecuación (30), resulta:

$$t = \frac{89\,980,72}{A^2}(V^2) + \frac{656,86}{A}(V) \quad (37)$$

El volumen de filtrado ( $V$ ) se estima en 795,52 litros (flujo 12 del Cuadro 10 del balance de masa). Suponiendo un tiempo de operación de 2 horas, se obtiene reemplazando en la ecuación (37):

$$A = 2,85 \text{ m}^2$$

En planta se encuentra disponible un filtro prensa con 15 placas de 47 cm de lado, el cual da un área total de filtrado de 3,31 m<sup>2</sup>. Se puede adecuar a 13 placas lo cual da un área de 2,87 m<sup>2</sup>, muy cercano al requerido. Cabe señalar que el mismo filtro será empleado para la filtración de los compuestos estánicos previa a la cristalización. El Cuadro 26 presenta los datos del diseño del equipo.

H. V-710: Tanque agitado para la evaporación del líquido y cristalización al vacío del  $\text{SnSO}_4(\text{ac})$

Las condiciones de cristalización y secado para el diseño del equipo serán: 65 °C y 10,2 kPa absoluto (0,1 bar absoluta equivalente a 89,8 kPa de vacío).

Del Cuadro 10, flujo 21, se tiene la masa de sulfato de estaño (II) acuoso que se desea cristalizar es de 1 587,92 kg, considerando que la densidad de la solución es de 1 151,0 kg/m<sup>3</sup> resultando la capacidad nominal igual a 1,38 m<sup>3</sup>. El volumen de diseño del cristizador es de 1,66 m<sup>3</sup> considerando un factor de seguridad de 1,2 sobre la capacidad nominal.

i) Agitación: debe asegurarse la suspensión de los cristales. Se aproximará el cálculo para el momento en que ocurre el 50% de la cristalización. Siguiendo la misma secuencia que en la sección E del agitador del lavador, se tiene:

$$\frac{n_{cSnSO_4}}{n_{carena}} = \left(\frac{D_{pSnSO_4}}{D_{parena}}\right)^{0.2} \cdot \left(\frac{\Delta\rho_{SnSO_4}}{\Delta\rho_{arena}}\right)^{0.45} \cdot \left(\frac{B_{SnSO_4}}{B_{arena}}\right)^{0.13} \quad (38)$$

**Cuadro 33.** Datos para el diseño del agitador para el cristizador de sulfato de estaño (II)

Peso sólido (SnSO <sub>4</sub> ), al 50% de cristalización, kg	Peso líquido, al 50% de cristalización, kg	ρ del líquido, 20 °C, g/mL	ρ SnSO <sub>4</sub> , <sup>48</sup> g/mL	Δρ <sub>SnSO<sub>4</sub></sub> , g/mL	D <sub>p</sub> SnSO <sub>4</sub> , μm
125,00	668,96	1,151	4,220	3,069	100

Para aplicar la ecuación (38), Harriot da los siguientes datos para la arena:

$$\begin{aligned} D_p, \mu\text{m} & : 200 \\ \Delta\rho, \text{g/mL} & : 1,59 \\ B & : 11,1 \end{aligned}$$

Reemplazando en la ecuación (38):

$$\left(\frac{n_{cSnSO_4}}{n_{carena}}\right) = a = 1,25$$

También se tiene que la potencia (P, en hp) necesaria cumple la siguiente relación:

$$\frac{P_{SnSO_4}}{P_{arena}} = \left(\frac{n_{cSnSO_4}}{n_{carena}}\right)^3 = a^3 \quad (39)$$

$$a^3 = 1,95$$

Además para tanques agitados utilizando turbinas de palas inclinadas:

$$\left(\frac{P}{V}\right)_{arena} = 2,1 \text{ hp}/1,000 \text{ gal}$$

Entonces bajo los mismos criterios, la potencia requerida para la suspensión completa del sulfato de estaño (II) está dada con el uso de la ecuación (39):

$$\left(\frac{P}{V}\right)_{SnSO_4} = a^3 \cdot \left(\frac{P}{V}\right)_{arena} \quad (40)$$

<sup>48</sup> Tomado de Donaldson, J., Moser, W. (1960). Pure tin (II) sulphate. Escocia: University of Aberdeen, Chemistry department.

El volumen de la solución en el momento del 50% de cristalización viene dado aproximadamente por:

Volumen de líquido = Masa de líquido / densidad

$$668,96 / 1\ 151 = 0,58\ \text{m}^3$$

Volumen de cristal = Masa de cristal / densidad

$$125 / 4\ 220 = 0,03\ \text{m}^3$$

Volumen aproximado total =  $0,61\ \text{m}^3 = 161,14\ \text{gal}$

Entonces en la ecuación (40):

$$P_{\text{SnSO}_4} = 161,14 \times 1,95 \times 2,1/1000$$

$$P_{\text{SnSO}_4} = 0,66\ \text{hp}$$

Para obtener el número de revoluciones:

$$n_c^3 = \frac{P \cdot g_c}{N_p \cdot \rho_m \cdot D_a^5} \quad (41)$$

Donde:

$N_p$ : número de potencia

P: potencia del impulsor

$g_c$ : factor de proporcionalidad de la ley de Newton,  $32,17\ \text{ft} \cdot \text{lb} / \text{lb} \cdot \text{s}^2$

n: velocidad del agitador

$D_a$ : diámetro del agitador

$\rho_m$ : densidad de la suspensión

$$\rho_m = \frac{1}{\left( \frac{\% \text{SnSO}_4}{\text{grav. espec. SnSO}_4} + \frac{\% \text{liquido}}{\text{grav. espec. liquido}} \right)}$$

Siendo:

$\% \text{SnSO}_4 = 125,00 / (125,00 + 668,96) = 15,74\%$  y  $\% \text{liquido} = 84,26\%$

Resulta  $\rho_m = 1,36\ \text{g/mL} = 1\ 366\ \text{kg/m}^3$ .

De acuerdo a las dimensiones de reactores vidriados disponibles en el mercado:

Reactor Pfaudler (Perry Videx): capacidad nominal  $1,89\ \text{m}^3$  (500 gal).

Diámetro interno del reactor <sup>49</sup> :	1,22 m
Altura del reactor <sup>50</sup> :	1,62 m
Altura inicial de la solución:	1,15 m
Altura de la solución al 50% de cristalización:	0,52 m

Considerando que el diámetro del agitador es la mitad del diámetro interno del reactor:  $D_a = 0,61$  m.

$E^*$  (considerando el volumen al 50% de cristalización) = 0,17 m

Además:  $P = 0,66$  hp,  $N_p = 1,27$  (turbina de cuatro palas inclinadas a  $45^\circ$ , cuatro deflectores,  $j/D_t = 1/10$ ,  $W/D_a = 1/5$ ,  $Re > 10\,000$ ),  $g_c = 1$  N/kg.m.s<sup>-2</sup> y  $1$  hp = 745,70 N.m/s, se obtiene de la ecuación (41):

$$n_c = 1,5 \text{ rev/s} = 90,0 \text{ rpm}$$

Para corroborar que el número de Reynolds es mayor que 10,000 se utiliza la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{D_a^2 n_c \rho_m}{\mu} \quad (42)$$

Con los valores  $D_a = 0,61$  m,  $\rho_m = 1\,366$  kg/m<sup>3</sup> y  $\mu = 0,89 \times 10^{-3}$  N.s/m<sup>2</sup> se obtiene:

$$Re = 856\,666$$

Valor que corrobora la suposición para que  $N_p = K_T = 1,27$ . Además esta turbulencia favorece la transferencia de calor.

ii) Bomba de vacío para el sistema de cristalización

Para calcular la capacidad de la bomba en función de la carga de vapor, se tiene la siguiente expresión:

$$C_i = G \times f_1 / P \quad (43)$$

Donde:

$C_i$ : capacidad de la bomba (m<sup>3</sup>/h)

$G$ : flujo de vapor (kg/h)

$P$ : presión absoluta (mbar)

$f_1$ : factor de material. Para el vapor de agua del Anexo 3:

<sup>49</sup> Según Anexo 4, el reactor vidriado cotizado tiene un diámetro interno de 48 pulgadas equivalente a 1,22 m.

<sup>50</sup> Resulta de dividir  $1,89$  m<sup>3</sup> entre el área transversal de diámetro 1,22 m.

$$f_1 = 1\,354 \text{ mbar}\cdot\text{m}^3/\text{kg}$$

La cantidad de vapor de agua a retirarse del sistema es 1 337,92 kg. El tiempo a considerarse debe ser tal para que el proceso de cristalización no sea muy largo. A su vez este tiempo debe permitir el uso de una bomba y motor de potencia razonable tanto por el costo de adquisición como por la carga instalada de la planta. En tal sentido, tomando un tiempo de 43 horas se obtiene un flujo de vapor de 31,11 kg/h. La presión es de 100 mbar. Reemplazando en la ecuación (43), se tiene:

$$C_i = 421,23 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para calcular la capacidad de la bomba en función de la velocidad de evacuación del sistema, se tiene la siguiente expresión:

$$C_{ii} = V \times f_2 / t \quad (44)$$

Donde:

$C_{ii}$ : capacidad de la bomba ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

$V$ : volumen del cristizador ( $\text{m}^3$ )

$t$ : tiempo (horas)

$f_2$ : factor adimensional de velocidad de evacuación. De la gráfica del Anexo 3:  $f_2 = 2,7$

El volumen total<sup>51</sup> del recipiente vidriado es de  $2,29 \text{ m}^3$ . Con el tiempo de 43 horas, resulta reemplazando en la ecuación (44):

$$C_{ii} = 0,018 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se toma para la selección de la bomba la capacidad de  $421,23 \text{ m}^3/\text{h}$ . Considerando un factor de seguridad de 1,20 resulta  $505,50 \text{ m}^3/\text{h}$ . Del gráfico de cuadrantes del Anexo 3 con esta capacidad y 100 mbar, Kinney recomienda los tipos de bomba de vacío KLRC, VB/KT, KSV, VB/KLRC, SDV y KDP. Según las aplicaciones listadas, los tipos KLRC (bomba de vacío con anillo líquido) y SDV (bomba de vacío de tornillo seco) son los que se utilizan para cristalización. Para los  $505,50 \text{ m}^3/\text{h}$ , los modelos KLRC-300 de 25 HP y SDV-800 de 20 HP son las alternativas.

<sup>51</sup> Las dimensiones del reactor vidriado según Anexo 4 son: 48 pulgadas (1,22 m) de diámetro y 77 pulgadas de altura (1,96 m), resultando un volumen de  $2,29 \text{ m}^3$ .

iii) Área de transferencia de calor en el cristalizador

Para calcular el área necesaria para la transferencia de calor en el cristalizador según los cálculos del balance de energía de la sub-etape de cristalización y evaporación de la sección 6.3.10, se tiene que el calor total requerido es:

$$Q_{2,3} = 3\,041\,499,90 \text{ kJ}$$

Con el tiempo de 43 horas dado para el trabajo de la bomba de vacío se tiene que el flujo de calor requerido es:

$$q_{2,3} = 70\,732,55 \text{ kJ/h} = 19\,647,93 \text{ J/s}$$

El área se relaciona con el flujo de calor con la siguiente igualdad:

$$q_{2,3} = U_{\text{evap}} \times A \times (T_{\text{prom aceite}} - T_{\text{evap}}) \quad (45)$$

Donde:

$U_{\text{evap}}$ : coeficiente global de transferencia de calor que considera la evaporación ( $\text{J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$ )

A: área de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ )

$T_{\text{prom aceite}}$ : temperatura promedio del aceite térmico durante el calentamiento =  $75 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_{\text{evap}}$ : temperatura de evaporación de la solución =  $65 \text{ }^\circ\text{C}$

Perry (1999) indica que el valor del coeficiente global de transferencia para tanques de acero vidriados con aceites térmicos como medio de calentamiento y solución acuosa dentro del tanque (sin cambio de fase) está en el rango general de  $140$  a  $400 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$ . Para estimar un coeficiente global de transferencia que incluya la evaporación de la solución se sigue la siguiente secuencia de cálculo:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{\text{solución}}} + \sum \frac{x_i}{k_i} + \frac{1}{h_{\text{aceite}}} \quad (46)$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia de calor que no considera la evaporación =  $400 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

$h_{\text{solución}}$ : coeficiente de transferencia individual del lado de la solución

$x_i$ : espesor de cada material constituyente de la pared interna del cristalizador vidriado



$k_i$ : conductividad térmica de cada material constituyente de la pared interna

$h_{aceite}$ : coeficiente de transferencia individual del lado del aceite

Ordenando la ecuación (46) de la siguiente manera:

$$\frac{1}{U_{parcial}} = \frac{1}{U} - \frac{1}{h_{solución}} = \frac{1}{h_{aceite}} + \sum \frac{x_i}{k_i} \quad (47)$$

Suponiendo que:

$$\frac{1}{h_{solución}} = 50\% \frac{1}{U}$$

Con  $U = 400 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$  y reemplazando en la ecuación (47):

$$\frac{1}{U_{parcial}} = \frac{1}{h_{aceite}} + \sum \frac{x_i}{k_i} = \frac{1}{800} \quad (48)$$

Para  $U_{evap}$ :

$$\frac{1}{U_{evap}} = \frac{1}{h_{evap}} + \sum \frac{x_i}{k_i} + \frac{1}{h_{aceite}} \quad (49)$$

En donde  $U_{evap}$  es el coeficiente global de transferencia de calor considerando la evaporación de la solución y  $h_{evap}$  el coeficiente de transferencia de calor individual de evaporación.

Reemplazando la igualdad de la ecuación (48) en la ecuación (49):

$$\frac{1}{U_{evap}} = \frac{1}{h_{evap}} + \frac{1}{800} \quad (50)$$

Para estimar el valor del coeficiente de transferencia de calor individual de evaporación se utiliza la ecuación de Motinski dada en Perry (1999) para la ebullición nucleada<sup>52</sup>:

$$h_{evap} = b \times P_c^{0.69} \times (q/A)^{0.7} \times [1,8 \times (P/P_c)^{0.17} + 4 \times (P/P_c)^{1.2} + 10 \times (P/P_c)^{10}] \quad (51)$$

Donde:

$b$ : constante. Para unidades del sistema internacional:  $3 \times 10^{-5}$

$P_c$ : presión crítica. Se toma la del agua:  $2,212 \times 10^7 \text{ Pa}$

$q$ : flujo de calor:  $19\,647,93 \text{ J/s}$  ( $q_{2,3}$ )

<sup>52</sup> La ebullición nucleada se da cuando se forman diminutas burbujas o núcleos de vaporización sobre la superficie de calentamiento. Durante la ebullición nucleada, las burbujas ocupan un área mínima por lo que la mayor parte del líquido está en contacto con la superficie de calentamiento. (Harriot).

A: área de transferencia, m<sup>2</sup>

P: presión del sistema: 0,1 bares = 10 000 Pa

Reemplazando se obtiene la relación:

$$h_{evap} = \frac{2\,159,04}{A^{0,7}} \quad (52)$$

Reemplazando en la ecuación (50) y acomodando:

$$U_{evap} = \left( \frac{A^{0,7}}{2\,159,04} + \frac{1}{800} \right)^{-1} \quad (53)$$

Reemplazando en la ecuación (45):

$$q_{2,3} = \left( \frac{A^{0,7}}{2\,159,04} + \frac{1}{800} \right)^{-1} \times A \times (T_{prom\ aceite} - T_{evap}) \quad (54)$$

Siendo:

$$q_{2,3} = 19\,647,93 \text{ J/s}$$

$$T_{prom\ aceite} = 75 \text{ °C}$$

$$T_{evap} = 65 \text{ °C}$$

Resulta:

$$A = 5,43 \text{ m}^2$$

$$h_{evap} = 660,54 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$U_{evap} = 361,81 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

#### iv) Condensador

Perry (1999) da valores para el coeficiente global de transferencia (U) para intercambiadores tubulares de calor. Para el caso de vapor en condensación por el lado del tubo y agua por el lado de la carcasa se indica que el coeficiente suele estar en el rango de 250 a 400 BTU/pie<sup>2</sup>·h·°F, que convertido a unidades del sistema internacional equivale a aproximadamente 1 420 a 2 271 J/m<sup>2</sup>·s·°C.

El flujo de calor necesario para la condensación del vapor ha sido calculado en la sección 6.4.11 del Capítulo 6:

$$q_{cond} = -75\,731,07 \text{ kJ/h} = -21\,036,41 \text{ J/s}$$

Con la ecuación (45) aplicada a la condensación:

$$q_{cond} = U_{cond} \times A \times (T_{cond} - T_{prom\ agua}) \quad (55)$$

Donde:

$$U_{cond} = 1\,420 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{°C}$$

$$T_{cond} = 45,8 \text{ °C}$$

$$T_{\text{prom agua}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Reemplazando:

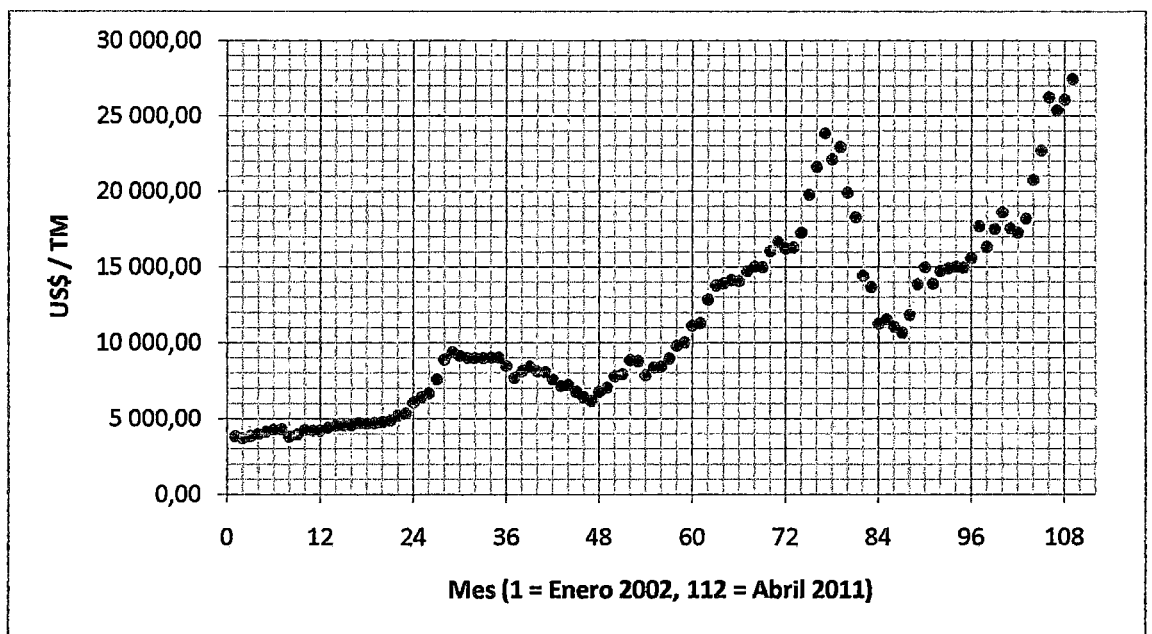
$$A = 0,71 \text{ m}^2$$

Se utilizará un condensador tubular con carcasa disponible en planta. El área de transferencia es de  $0,69 \text{ m}^2$ , muy cercano al área de diseño por tanto es posible trabajar con este equipo. El material es acero inoxidable de calidad 304L de  $3/16''$  de espesor de pared. La carcasa es de acero inoxidable de  $1/16''$  de espesor de pared. Está previsto de anillos rashig de vidrio soportado por rejilla interna lo cual ayuda a la condensación del vapor. El condensador trabaja acoplado a un tanque de condensado de volumen  $0,75 \text{ m}^3$  y espesor de pared de  $3/16''$ , el cual puede ser purgado cada cierto tiempo para ir evacuando el condensado.

## APENDICE IV

### PROYECCIÓN DEL PRECIO INTERNACIONAL DEL ESTAÑO

Dado que el estaño es un *commodity*, cuyo precio está dado por la oferta y demanda mundial, se hace necesario analizar el comportamiento de su precio durante los últimos años. Dicho comportamiento se muestra en la Figura 15.



**Figura 15.** Evolución del precio internacional promedio mensual del estaño (US\$/TM)

Fuente: Index Mundi. Precios de mercado. Obtenido el 10 de Mayo del 2011 de [www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=estano](http://www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=estano).

Por razones de análisis numérico, en el eje horizontal de la Figura 15, que expresa el mes y año, se han colocado números arábigos. Así por ejemplo: 1 = Enero 2002, 12 = Diciembre 2002, 24 = Diciembre 2003,..... 96 = Diciembre 2009, 108 = Diciembre 2010. Como es sabido el precio internacional varía diariamente, pero para efectos del presente análisis se toma la el promedio mensual como una variable representativa de la tendencia a largo plazo.

Analizando la Figura 15, se observa el comportamiento cíclico del precio internacional del estaño. Esto es muy común en los precios internacionales de los *commodities* de todos los orígenes (agrícola, minero, hidrocarburos).

Con la finalidad de realizar proyecciones en el precio del estaño, se tomará en cuenta el ciclo "A" que inició en el mes 48 (Diciembre 2005) y concluyó en el mes 87 (Marzo 2009). El precio máximo de este ciclo A se dio en el mes 77 (Mayo 2008). Inicialmente, se analiza el primer tramo del ciclo A, el cual representa la subida de precio internacional del estaño ( $PIE_{SCA}$ ). Así, la regresión lineal tomando el mes 48 igual a 1, el mes 49 igual a 2 y así sucesivamente hasta el mes 77 igual a 30 y sus respectivos precios internacionales de estaño da:

$$PIE_{SCA} \text{ (US$ /TM)} = 492,94 \times \text{Mes} + 5\,180,94 \quad (56)$$

Para: Mes = 1, 2, 3,.....30. El coeficiente de relación es 0,96, lo cual indica que la subida de precio durante el ciclo analizado se aproxima a una función lineal respecto al tiempo.

En el segundo tramo del ciclo A, se observa el descenso en el precio internacional del estaño ( $PIE_{DCA}$ ). Este segundo tramo inicia en el mes 78 (Junio 2008) y concluye en el mes 87 (Marzo 2009) con el precio del estaño más bajo justo antes del inicio de un nuevo ciclo "B" (nueva subida). La regresión lineal tomando el mes 78 igual a 1, el mes 79 igual a 2 y así sucesivamente hasta el mes 87 igual a 10 y sus respectivos precios internacionales de estaño da:

$$PIE_{DCA} \text{ (US$ /TM)} = -1\,514,02 \times \text{Mes} + 23\,931,88 \quad (57)$$

Para: Mes = 1, 2, 3,.....10. El coeficiente de relación es 0,95, lo cual indica que la subida de precio durante el ciclo analizado se aproxima a una función lineal respecto al tiempo.

El ciclo B inicia en el mes 88 (Abril 2009) y siguiendo la frecuencia del ciclo A de 30 meses de subida, el tramo de subida del precio debe terminar en el mes 117 (Septiembre 2011). Esto es una aproximación bastante gruesa, pero será tomada así a falta de mayor data que pueda elevar la certeza de las proyecciones del precio de estaño. La regresión lineal tomando el mes 88 igual a 1, el mes 89 igual a 2 y así sucesivamente hasta el mes 112 (Abril 2011<sup>53</sup>) igual a 25 y sus respectivos precios internacionales de estaño da:

$$PIE_{SCB} \text{ (US$ /TM)} = 748,72 \times \text{Mes} + 9\,577,55 \quad (58)$$

---

<sup>53</sup> Último mes con data promedio mensual del precio de estaño al momento de redacción de la presente Tesis.

Para: Mes = 1, 2, 3,.....25. El coeficiente de relación es 0,92, lo cual indica (aunque en menor grado que en el ciclo A) que la subida de precio durante el ciclo analizado se aproxima a una función lineal respecto al tiempo.

Los valores originales del precio internacional del estaño promedio mensual de Diciembre del 2005 a Abril del 2011 incluidos en la gráfica de la Figura 15, y con los cuales se han hallado las regresiones lineales, se muestran en el Cuadro 34.

**Cuadro 34. Precio internacional promedio mensual del estaño (Diciembre 2005 – Abril 2011)**

Ciclo	Tramo	Mes	US\$/TM	Mes (Nro.)
A	subida	dic-05	6 762,50	1
A	subida	ene-06	7 067,36	2
A	subida	feb-06	7 788,87	3
A	subida	mar-06	7 949,02	4
A	subida	abr-06	8 859,66	5
A	subida	may-06	8 793,17	6
A	subida	jun-06	7 858,77	7
A	subida	jul-06	8 356,44	8
A	subida	ago-06	8 436,68	9
A	subida	sep-06	8 975,02	10
A	subida	oct-06	9 809,50	11
A	subida	nov-06	10 038,41	12
A	subida	dic-06	11 125,95	13
A	subida	ene-07	11 331,45	14
A	subida	feb-07	12 890,20	15
A	subida	mar-07	13 787,25	16
A	subida	abr-07	13 952,84	17
A	subida	may-07	14 162,14	18
A	subida	jun-07	14 078,83	19
A	subida	jul-07	14 732,73	20
A	subida	ago-07	15 046,98	21
A	subida	sep-07	14 989,05	22
A	subida	oct-07	16 068,35	23
A	subida	nov-07	16 660,77	24
A	subida	dic-07	16 244,72	25
A	subida	ene-08	16 310,93	26
A	subida	feb-08	17 269,81	27
A	subida	mar-08	19 799,08	28
A	subida	abr-08	21 646,02	29
A	subida	may-08	23 853,60	30
A	descenso	jun-08	22 133,43	1

Cuadro 34 (continuación)

Ciclo	Tramo	Mes	US\$/TM	Mes (Nro.)
A	descenso	jul-08	22 955,63	2
A	descenso	ago-08	19 935,00	3
A	descenso	sep-08	18 306,59	4
A	descenso	oct-08	14 423,35	5
A	descenso	nov-08	13 674,15	6
A	descenso	dic-08	11 292,14	7
A	descenso	ene-09	11 563,33	8
A	descenso	feb-09	11 074,78	9
A	descenso	mar-09	10 689,41	10
B	subida	abr-09	11 830,20	1
B	subida	may-09	13 871,83	2
B	subida	jun-09	15 009,07	3
B	subida	jul-09	13 903,59	4
B	subida	ago-09	14 761,65	5
B	subida	sep-09	14 936,23	6
B	subida	oct-09	15 037,41	7
B	subida	nov-09	14 966,14	8
B	subida	dic-09	15 588,69	9
B	subida	ene-10	17 710,20	10
B	subida	feb-10	16 352,30	11
B	subida	mar-10	17 509,13	12
B	subida	abr-10	18 634,60	13
B	subida	may-10	17 565,03	14
B	subida	jun-10	17 257,73	15
B	subida	jul-10	18 206,52	16
B	subida	ago-10	20 733,07	17
B	subida	sep-10	22 694,36	18
B	subida	oct-10	26 237,10	19
B	subida	nov-10	25 403,09	20
B	subida	dic-10	26 103,86	21
B	subida	ene-11	27 439,35	22
B	subida	feb-11	31 619,65	23
B	subida	mar-11	30 590,93	24
B	subida	abr-11	32 347,69	25

Fuente: Index Mundi. Precios de mercado. Obtenido el 10 de Mayo del 2011 de [www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=estano](http://www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=estano).

Como se ha indicado en el Capítulo VII, el inicio de operaciones de la planta será en Enero del 2012. Este mes corresponde al mes 4 del tramo de bajada del ciclo B puesto que como se ha explicado anteriormente el último mes del tramo de

subida del ciclo B es Septiembre del 2011. En vista que no se tiene una función lineal con data real para el tramo de supuesto descenso del precio del estaño para el tramo B, se toma la pendiente de la ecuación (57) (tramo de descenso del ciclo A) y el valor de la constante igual al precio de estaño en el mes 30 del ciclo B dado por la ecuación (58). El cálculo es el siguiente:

De la ecuación (58):

$$PIE_{SCB} \text{ (US\$ /TM) del mes 30 de la subida ciclo A (sep-11)} = 748,72 \times 30 + 9\,577,55$$

$$PIE_{SCB} \text{ (US\$ /TM) del mes 30 de la subida ciclo A} = 32\,039,15$$

$$PIE_{SCB} \text{ (Mes} = 30) = 32\,039,15$$

Tomando la pendiente de la ecuación (57) y el valor de  $PIE_{SCB}$  (Mes = 30):

$$PIE_{DCB} \text{ (US\$ /TM) del mes 4 del descenso ciclo B (ene-12)} = -1\,514,02 \times 4 + 32\,039,15$$

$$PIE_{DCB} \text{ (US\$ /TM) del mes 4 del descenso ciclo B (ene-12)} = 25\,983,07$$

En el Cuadro 35 se resume la secuencia de cálculo para el precio internacional del estaño para los tramos de subida y descenso de los ciclos comprendidos en el tiempo de operación de la planta de producción de sulfato de estaño (II), Enero 2012 a Diciembre del 2018.

**Cuadro 35. Secuencia de cálculo para proyectar el precio internacional del estaño**

Ciclo	Tramo	Mes inicio	Mes final	Ecuación utilizada para PIE (US\$/TM)
B	Descenso	ene-12 = 4	jul-12 = 10	$PIE_{DCB} = -1\,514,02 \times \text{Mes} + PIE_{SCB} \text{ (Mes=30)}$
C	Subida	ago-12 = 1	ene-15 = 30	$PIE_{SCC} = 748,72 \times \text{Mes} + PIE_{DCB} \text{ (Mes=10)}$
C	Descenso	feb-15 = 1	nov-15 = 10	$PIE_{DCC} = -1\,514,02 \times \text{Mes} + PIE_{SCC} \text{ (Mes=30)}$
D	Subida	dic-15 = 1	may-18 = 30	$PIE_{SCD} = 748,72 \times \text{Mes} + PIE_{DCC} \text{ (Mes=10)}$
D	Descenso	jun-18 = 1	dic-18 = 7	$PIE_{DCD} = -1\,514,02 \times \text{Mes} + PIE_{SCD} \text{ (Mes=30)}$

Fuente: elaboración propia

Con las ecuaciones mostradas en el Cuadro 35, se calcula el precio proyectado para todos los meses del horizonte de tiempo de evaluación (Enero 2012 hasta Diciembre 2018). Los resultados se muestran en el Cuadro 36.



**Cuadro 36. Proyección del precio internacional promedio mensual del estaño**

Ciclo	Tramo	Mes	US\$/TM	Mes (Nro.)
B	descenso	ene-12	25 983,07	4
B	descenso	feb-12	24 469,05	5
B	descenso	mar-12	22 955,03	6
B	descenso	abr-12	21 441,01	7
B	descenso	may-12	19 926,99	8
B	descenso	jun-12	18 412,97	9
B	descenso	jul-12	16 898,95	10
C	subida	ago-12	17 647,67	1
C	subida	sep-12	18 396,39	2
C	subida	oct-12	19 145,11	3
C	subida	nov-12	19 893,83	4
C	subida	dic-12	20 642,55	5
C	subida	ene-13	21 391,27	6
C	subida	feb-13	22 139,99	7
C	subida	mar-13	22 888,71	8
C	subida	abr-13	23 637,43	9
C	subida	may-13	24 386,15	10
C	subida	jun-13	25 134,87	11
C	subida	jul-13	25 883,59	12
C	subida	ago-13	26 632,31	13
C	subida	sep-13	27 381,03	14
C	subida	oct-13	28 129,75	15
C	subida	nov-13	28 878,47	16
C	subida	dic-13	29 627,19	17
C	subida	ene-14	30 375,91	18
C	subida	feb-14	31 124,63	19
C	subida	mar-14	31 873,35	20
C	subida	abr-14	32 622,07	21
C	subida	may-14	33 370,79	22
C	subida	jun-14	34 119,51	23
C	subida	jul-14	34 868,23	24
C	subida	ago-14	35 616,95	25
C	subida	sep-14	36 365,67	26
C	subida	oct-14	37 114,39	27
C	subida	nov-14	37 863,11	28
C	subida	dic-14	38 611,83	29
C	subida	ene-15	39 360,55	30
C	descenso	feb-15	37 846,53	1
C	descenso	mar-15	36 332,51	2
C	descenso	abr-15	34 818,49	3

Cuadro 36 (continuación)

Ciclo	Tramo	Mes	US\$/TM	Mes (Nro.)
C	descenso	may-15	33 304,47	4
C	descenso	jun-15	31 790,45	5
C	descenso	jul-15	30 276,43	6
C	descenso	ago-15	28 762,41	7
C	descenso	sep-15	27 248,39	8
C	descenso	oct-15	25 734,37	9
C	descenso	nov-15	24 220,35	10
D	subida	dic-15	24 969,07	1
D	subida	ene-16	25 717,79	2
D	subida	feb-16	26 466,51	3
D	subida	mar-16	27 215,23	4
D	subida	abr-16	27 963,95	5
D	subida	may-16	28 712,67	6
D	subida	jun-16	29 461,39	7
D	subida	jul-16	30 210,11	8
D	subida	ago-16	30 958,83	9
D	subida	sep-16	31 707,55	10
D	subida	oct-16	32 456,27	11
D	subida	nov-16	33 204,99	12
D	subida	dic-16	33 953,71	13
D	subida	ene-17	34 702,43	14
D	subida	feb-17	35 451,15	15
D	subida	mar-17	36 199,87	16
D	subida	abr-17	36 948,59	17
D	subida	may-17	37 697,31	18
D	subida	jun-17	38 446,03	19
D	subida	jul-17	39 194,75	20
D	subida	ago-17	39 943,47	21
D	subida	sep-17	40 692,19	22
D	subida	oct-17	41 440,91	23
D	subida	nov-17	42 189,63	24
D	subida	dic-17	42 938,35	25
D	subida	ene-18	43 687,07	26
D	subida	feb-18	44 435,79	27
D	subida	mar-18	45 184,51	28
D	subida	abr-18	45 933,23	29
D	subida	may-18	46 681,95	30
D	descenso	jun-18	45 167,93	1
D	descenso	jul-18	43 653,91	2
D	descenso	ago-18	42 139,89	3

Cuadro 36 (continuación)

D	descenso	sep-18	40 625,87	4
D	descenso	oct-18	39 111,85	5
D	descenso	nov-18	37 597,83	6
D	descenso	dic-18	36 083,81	7

Fuente: elaboración propia

En base a los resultados de la proyección mostrada en el Cuadro 36 para el precio del estaño se pueden utilizar las ecuaciones (16) y (17) del Capítulo VII para calcular el posible precio de venta.

## APENDICE V

### AMORTIZACIÓN E INTERÉS MENSUAL Y ANUAL DEL LEASING

Monto financiado: US\$ 37 200,00, sin cuota inicial

Costo efectivo anual: 15%

Capitalización: mensual

Tiempo: 5 años

Modalidad: cuota constate mensual de US\$ 866,70

**Cuadro 37. Amortizaciones pagos de leasing**

Mes	Nro. Cuota	Deuda	Interés	Amort.	Total Cuota	Interés anual	Amort. anual
ene-12	1	37 200,00	435,80	430,90	866,70	4 883,05	5 517,33
feb-12	2	36 769,10	430,75	435,95	866,70		
mar-12	3	36 333,15	425,64	441,06	866,70		
abr-12	4	35 892,10	420,48	446,22	866,70		
may-12	5	35 445,88	415,25	451,45	866,70		
jun-12	6	34 994,43	409,96	456,74	866,70		
jul-12	7	34 537,69	404,61	462,09	866,70		
ago-12	8	34 075,60	399,20	467,50	866,70		
sep-12	9	33 608,10	393,72	472,98	866,70		
oct-12	10	33 135,12	388,18	478,52	866,70		
nov-12	11	32 656,60	382,57	484,13	866,70		
dic-12	12	32 172,47	376,90	489,80	866,70		
ene-13	13	31 682,67	371,16	495,54	866,70	4 055,44	6 344,93
feb-13	14	31 187,14	365,36	501,34	866,70		
mar-13	15	30 685,80	359,48	507,21	866,70		
abr-13	16	30 178,58	353,54	513,16	866,70		
may-13	17	29 665,43	347,53	519,17	866,70		
jun-13	18	29 146,26	341,45	525,25	866,70		
jul-13	19	28 621,01	335,30	531,40	866,70		
ago-13	20	28 089,61	329,07	537,63	866,70		
sep-13	21	27 551,98	322,77	543,93	866,70		
oct-13	22	27 008,05	316,40	550,30	866,70		
nov-13	23	26 457,76	309,95	556,75	866,70		
dic-13	24	25 901,01	303,43	563,27	866,70		

Cuadro 37 (continuación)

ene-14	25	25 337,74	296,83	569,87	866,70	3 103,70	7 296,68
feb-14	26	24 767,88	290,16	576,54	866,70		
mar-14	27	24 191,33	283,40	583,30	866,70		
abr-14	28	23 608,04	276,57	590,13	866,70		
may-14	29	23 017,91	269,65	597,04	866,70		
jun-14	30	22 420,86	262,66	604,04	866,70		
jul-14	31	21 816,83	255,58	611,11	866,70		
ago-14	32	21 205,71	248,42	618,27	866,70		
sep-14	33	20 587,44	241,18	625,52	866,70		
oct-14	34	19 961,92	233,85	632,84	866,70		
nov-14	35	19 329,08	226,44	640,26	866,70		
dic-14	36	18 688,82	218,94	647,76	866,70		
ene-15	37	18 041,06	211,35	655,35	866,70	2 009,19	8 391,19
feb-15	38	17 385,72	203,67	663,02	866,70		
mar-15	39	16 722,69	195,91	670,79	866,70		
abr-15	40	16 051,90	188,05	678,65	866,70		
may-15	41	15 373,25	180,10	686,60	866,70		
jun-15	42	14 686,65	172,05	694,64	866,70		
jul-15	43	13 992,01	163,92	702,78	866,70		
ago-15	44	13 289,23	155,68	711,01	866,70		
sep-15	45	12 578,21	147,35	719,34	866,70		
oct-15	46	11 858,87	138,93	727,77	866,70		
nov-15	47	11 131,10	130,40	736,30	866,70		
dic-15	48	10 394,80	121,78	744,92	866,70		
ene-16	49	9 649,88	113,05	753,65	866,70	750,50	9 649,88
feb-16	50	8 896,23	104,22	762,48	866,70		
mar-16	51	8 133,75	95,29	771,41	866,70		
abr-16	52	7 362,34	86,25	780,45	866,70		
may-16	53	6 581,89	77,11	789,59	866,70		
jun-16	54	5 792,30	67,86	798,84	866,70		
jul-16	55	4 993,46	58,50	808,20	866,70		
ago-16	56	4 185,26	49,03	817,67	866,70		
sep-16	57	3 367,59	39,45	827,25	866,70		
oct-16	58	2 540,34	29,76	836,94	866,70		
nov-16	59	1 703,40	19,96	846,74	866,70		
dic-16	60	856,66	10,04	856,66	866,70		



Cuadro 38 (continuación)

Año	1											
Mes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	ene-12	feb-12	mar-12	abr-12	may-12	jun-12	jul-12	ago-12	sep-12	oct-12	nov-12	dic-12
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>18,305</b>	<b>17,380</b>	<b>16,456</b>	<b>15,532</b>	<b>14,608</b>	<b>13,683</b>	<b>12,759</b>	<b>13,216</b>	<b>13,673</b>	<b>14,130</b>	<b>14,588</b>	<b>15,045</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>4 576,25</b>	<b>4 345,00</b>	<b>4 114,00</b>	<b>3 883,00</b>	<b>3 652,00</b>	<b>3 420,75</b>	<b>3 189,75</b>	<b>3 304,00</b>	<b>3 418,25</b>	<b>3 532,50</b>	<b>3 647,00</b>	<b>3 761,25</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>18,705</b>	<b>17,780</b>	<b>16,856</b>	<b>15,932</b>	<b>15,008</b>	<b>14,083</b>	<b>13,159</b>	<b>13,616</b>	<b>14,073</b>	<b>14,530</b>	<b>14,988</b>	<b>15,445</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>14 028,75</b>	<b>13 335,00</b>	<b>12 642,00</b>	<b>11 949,00</b>	<b>11 256,00</b>	<b>10 562,25</b>	<b>9 869,25</b>	<b>10 212,00</b>	<b>10 554,75</b>	<b>10 897,50</b>	<b>11 241,00</b>	<b>11 583,75</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>18 667,32</b>	<b>17 742,32</b>	<b>16 818,32</b>	<b>15 894,32</b>	<b>14 970,32</b>	<b>14 045,32</b>	<b>13 121,32</b>	<b>13 578,32</b>	<b>14 035,32</b>	<b>14 492,32</b>	<b>14 950,32</b>	<b>15 407,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>183 722,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>18 079,55</b>											
Depreciación (US\$)	5 850,40											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	12 229,15											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	1 222,91											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	11 006,23											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	3 301,87											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>7 704,36</b>											

Cuadro 38 (continuación)

Año	1
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	8 408,43
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	6 698,46
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	3 736,98
<b>Total activo corriente</b>	<b>18 843,87</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	6 698,46
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>6 698,46</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>12 145,41</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	12 145,41





Cuadro 39 (continuación)

Año	2											
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Mes	ene-13	feb-13	mar-13	abr-13	may-13	jun-13	jul-13	ago-13	sep-13	oct-13	nov-13	dic-13
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>15,502</b>	<b>15,959</b>	<b>16,416</b>	<b>16,873</b>	<b>17,330</b>	<b>17,787</b>	<b>18,244</b>	<b>18,701</b>	<b>19,158</b>	<b>19,615</b>	<b>20,072</b>	<b>20,529</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>3 875,50</b>	<b>3 989,75</b>	<b>4 104,00</b>	<b>4 218,25</b>	<b>4 332,50</b>	<b>4 446,75</b>	<b>4 561,00</b>	<b>4 675,25</b>	<b>4 789,50</b>	<b>4 903,75</b>	<b>5 018,00</b>	<b>5 132,25</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>15,902</b>	<b>16,359</b>	<b>16,816</b>	<b>17,273</b>	<b>17,730</b>	<b>18,187</b>	<b>18,644</b>	<b>19,101</b>	<b>19,558</b>	<b>20,015</b>	<b>20,472</b>	<b>20,929</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>11 926,50</b>	<b>12 269,25</b>	<b>12 612,00</b>	<b>12 954,75</b>	<b>13 297,50</b>	<b>13 640,25</b>	<b>13 983,00</b>	<b>14 325,75</b>	<b>14 668,50</b>	<b>15 011,25</b>	<b>15 354,00</b>	<b>15 696,75</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>15 864,32</b>	<b>16 321,32</b>	<b>16 778,32</b>	<b>17 235,32</b>	<b>17 692,32</b>	<b>18 149,32</b>	<b>18 606,32</b>	<b>19 063,32</b>	<b>19 520,32</b>	<b>19 977,32</b>	<b>20 434,32</b>	<b>20 891,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>220 533,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>28 095,41</b>											
Depreciación (US\$)	5 850,40											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	22 245,01											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	2 224,50											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	20 020,51											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	6 006,15											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>14 014,36</b>											

Cuadro 39 (continuación)

Año	2
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	10 359,55
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	8 232,25
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	4 503,88
<b>Total activo corriente</b>	<b>23 095,68</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	8 232,25
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>8 232,25</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>14 863,43</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	2 718,02



Cuadro 40 (continuación)

Mes	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
	ene-14	feb-14	mar-14	abr-14	may-14	jun-14	jul-14	ago-14	sep-14	oct-14	nov-14	dic-14
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>20,986</b>	<b>21,443</b>	<b>21,900</b>	<b>22,357</b>	<b>22,814</b>	<b>23,271</b>	<b>23,728</b>	<b>24,186</b>	<b>24,643</b>	<b>25,100</b>	<b>25,557</b>	<b>26,014</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>5 246,50</b>	<b>5 360,75</b>	<b>5 475,00</b>	<b>5 589,25</b>	<b>5 703,50</b>	<b>5 817,75</b>	<b>5 932,00</b>	<b>6 046,50</b>	<b>6 160,75</b>	<b>6 275,00</b>	<b>6 389,25</b>	<b>6 503,50</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>21,386</b>	<b>21,843</b>	<b>22,300</b>	<b>22,757</b>	<b>23,214</b>	<b>23,671</b>	<b>24,128</b>	<b>24,586</b>	<b>25,043</b>	<b>25,500</b>	<b>25,957</b>	<b>26,414</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>16 039,50</b>	<b>16 382,25</b>	<b>16 725,00</b>	<b>17 067,75</b>	<b>17 410,50</b>	<b>17 753,25</b>	<b>18 096,00</b>	<b>18 439,50</b>	<b>18 782,25</b>	<b>19 125,00</b>	<b>19 467,75</b>	<b>19 810,50</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>21 348,32</b>	<b>21 805,32</b>	<b>22 262,32</b>	<b>22 719,32</b>	<b>23 176,32</b>	<b>23 633,32</b>	<b>24 090,32</b>	<b>24 548,32</b>	<b>25 005,32</b>	<b>25 462,32</b>	<b>25 919,32</b>	<b>26 376,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>286 346,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>46 010,35</b>											
Depreciación (US\$)	5 850,40											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	40 159,95											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	4 015,99											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	36 143,95											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	10 843,19											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>25 300,77</b>											

Cuadro 40 (continuación)

Año	3
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	13 848,22
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	10 974,46
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	5 874,98
<b>Total activo corriente</b>	<b>30 697,65</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	10 974,46
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>10 974,46</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>19 723,20</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	4 859,77



Cuadro 41 (continuación)

Año	4											
	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48
Mes	ene-15	feb-15	mar-15	abr-15	may-15	jun-15	jul-15	ago-15	sep-15	oct-15	nov-15	dic-15
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>26,471</b>	<b>25,547</b>	<b>24,622</b>	<b>23,699</b>	<b>22,774</b>	<b>21,850</b>	<b>20,925</b>	<b>20,002</b>	<b>19,077</b>	<b>18,153</b>	<b>17,228</b>	<b>17,686</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>6 617,75</b>	<b>6 386,75</b>	<b>6 155,50</b>	<b>5 924,75</b>	<b>5 693,50</b>	<b>5 462,50</b>	<b>5 231,25</b>	<b>5 000,50</b>	<b>4 769,25</b>	<b>4 538,25</b>	<b>4 307,00</b>	<b>4 421,50</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>26,871</b>	<b>25,947</b>	<b>25,022</b>	<b>24,099</b>	<b>23,174</b>	<b>22,250</b>	<b>21,325</b>	<b>20,402</b>	<b>19,477</b>	<b>18,553</b>	<b>17,628</b>	<b>18,086</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>20 153,25</b>	<b>19 460,25</b>	<b>18 766,50</b>	<b>18 074,25</b>	<b>17 380,50</b>	<b>16 687,50</b>	<b>15 993,75</b>	<b>15 301,50</b>	<b>14 607,75</b>	<b>13 914,75</b>	<b>13 221,00</b>	<b>13 564,50</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>26 833,32</b>	<b>25 909,32</b>	<b>24 984,32</b>	<b>24 061,32</b>	<b>23 136,32</b>	<b>22 212,32</b>	<b>21 287,32</b>	<b>20 364,32</b>	<b>19 439,32</b>	<b>18 515,32</b>	<b>17 590,32</b>	<b>18 048,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>262 381,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>39 484,82</b>											
Depreciación (US\$)	5 850,40											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	33 634,42											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	3 363,44											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	30 270,98											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	9 081,29											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>21 189,69</b>											



Cuadro 41 (continuación)

Año	4
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	12 577,78
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 975,92
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	5 375,71
<b>Total activo corriente</b>	<b>27 929,40</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 975,92
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>9 975,92</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>17 953,49</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	-1 769,71



Cuadro 42 (continuación)

Año	5											
Mes	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
	ene-16	feb-16	mar-16	abr-16	may-16	jun-16	jul-16	ago-16	sep-16	oct-16	nov-16	dic-16
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>18,143</b>	<b>18,600</b>	<b>19,057</b>	<b>19,514</b>	<b>19,971</b>	<b>20,428</b>	<b>20,885</b>	<b>21,342</b>	<b>21,799</b>	<b>22,256</b>	<b>22,713</b>	<b>23,170</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>4 535,75</b>	<b>4 650,00</b>	<b>4 764,25</b>	<b>4 878,50</b>	<b>4 992,75</b>	<b>5 107,00</b>	<b>5 221,25</b>	<b>5 335,50</b>	<b>5 449,75</b>	<b>5 564,00</b>	<b>5 678,25</b>	<b>5 792,50</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>18,543</b>	<b>19,000</b>	<b>19,457</b>	<b>19,914</b>	<b>20,371</b>	<b>20,828</b>	<b>21,285</b>	<b>21,742</b>	<b>22,199</b>	<b>22,656</b>	<b>23,113</b>	<b>23,570</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>13 907,25</b>	<b>14 250,00</b>	<b>14 592,75</b>	<b>14 935,50</b>	<b>15 278,25</b>	<b>15 621,00</b>	<b>15 963,75</b>	<b>16 306,50</b>	<b>16 649,25</b>	<b>16 992,00</b>	<b>17 334,75</b>	<b>17 677,50</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>18 505,32</b>	<b>18 962,32</b>	<b>19 419,32</b>	<b>19 876,32</b>	<b>20 333,32</b>	<b>20 790,32</b>	<b>21 247,32</b>	<b>21 704,32</b>	<b>22 161,32</b>	<b>22 618,32</b>	<b>23 075,32</b>	<b>23 532,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>252 225,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>36 722,32</b>											
Depreciación (US\$)	5 850,40											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	30 871,92											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	3 087,19											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	27 784,73											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	8 335,42											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>19 449,31</b>											

Cuadro 42 (continuación)

Año	5
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	12 039,51
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 552,75
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	5 164,13
<b>Total activo corriente</b>	<b>26 756,38</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 552,75
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>9 552,75</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>17 203,63</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	- 749,85



Cuadro 43 (continuación)

Año	6											
	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72
Mes	ene-17	feb-17	mar-17	abr-17	may-17	jun-17	jul-17	ago-17	sep-17	oct-17	nov-17	dic-17
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>23,627</b>	<b>24,084</b>	<b>24,541</b>	<b>24,998</b>	<b>25,455</b>	<b>25,912</b>	<b>26,369</b>	<b>26,827</b>	<b>27,284</b>	<b>27,741</b>	<b>28,198</b>	<b>28,655</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>5 906,75</b>	<b>6 021,00</b>	<b>6 135,25</b>	<b>6 249,50</b>	<b>6 363,75</b>	<b>6 478,00</b>	<b>6 592,25</b>	<b>6 706,75</b>	<b>6 821,00</b>	<b>6 935,25</b>	<b>7 049,50</b>	<b>7 163,75</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>24,027</b>	<b>24,484</b>	<b>24,941</b>	<b>25,398</b>	<b>25,855</b>	<b>26,312</b>	<b>26,769</b>	<b>27,227</b>	<b>27,684</b>	<b>28,141</b>	<b>28,598</b>	<b>29,055</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>18 020,25</b>	<b>18 363,00</b>	<b>18 705,75</b>	<b>19 048,50</b>	<b>19 391,25</b>	<b>19 734,00</b>	<b>20 076,75</b>	<b>20 420,25</b>	<b>20 763,00</b>	<b>21 105,75</b>	<b>21 448,50</b>	<b>21 791,25</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>23 989,32</b>	<b>24 446,32</b>	<b>24 903,32</b>	<b>25 360,32</b>	<b>25 817,32</b>	<b>26 274,32</b>	<b>26 731,32</b>	<b>27 189,32</b>	<b>27 646,32</b>	<b>28 103,32</b>	<b>28 560,32</b>	<b>29 017,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>318 038,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>54 638,84</b>											
Depreciación (US\$)	5 850,40											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	48 788,44											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	4 878,84											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	43 909,59											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	13 172,88											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>30 736,71</b>											

Cuadro 43 (continuación)

Año	6
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	15 528,24
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	12 294,96
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	6 535,23
<b>Total activo corriente</b>	<b>34 358,42</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	12 294,96
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>12 294,96</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>22 063,47</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	4 859,83





Cuadro 44 (continuación)

Año	7											
	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84
Mes	ene-18	feb-18	mar-18	abr-18	may-18	jun-18	jul-18	ago-18	sep-18	oct-18	nov-18	dic-18
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>29,112</b>	<b>29,569</b>	<b>30,026</b>	<b>30,483</b>	<b>30,940</b>	<b>30,016</b>	<b>29,092</b>	<b>28,168</b>	<b>27,243</b>	<b>26,319</b>	<b>25,395</b>	<b>24,471</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>7 278,00</b>	<b>7 392,25</b>	<b>7 506,50</b>	<b>7 620,75</b>	<b>7 735,00</b>	<b>7 504,00</b>	<b>7 273,00</b>	<b>7 042,00</b>	<b>6 810,75</b>	<b>6 579,75</b>	<b>6 348,75</b>	<b>6 117,75</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>29,512</b>	<b>29,969</b>	<b>30,426</b>	<b>30,883</b>	<b>31,340</b>	<b>30,416</b>	<b>29,492</b>	<b>28,568</b>	<b>27,643</b>	<b>26,719</b>	<b>25,795</b>	<b>24,871</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>22 134,00</b>	<b>22 476,75</b>	<b>22 819,50</b>	<b>23 162,25</b>	<b>23 505,00</b>	<b>22 812,00</b>	<b>22 119,00</b>	<b>21 426,00</b>	<b>20 732,25</b>	<b>20 039,25</b>	<b>19 346,25</b>	<b>18 653,25</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>29 474,32</b>	<b>29 931,32</b>	<b>30 388,32</b>	<b>30 845,32</b>	<b>31 302,32</b>	<b>30 378,32</b>	<b>29 454,32</b>	<b>28 530,32</b>	<b>27 605,32</b>	<b>26 681,32</b>	<b>25 757,32</b>	<b>24 833,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>345 181,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>62 020,86</b>											
Depreciación (US\$)	5 850,40											
Utilidad antes de participación e Impuesto (US\$)	56 170,46											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	5 617,05											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	50 553,41											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	15 166,02											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>35 387,39</b>											

Cuadro 44 (continuación)

Año	7
<b>Activo corriente (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	16 966,78
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	13 425,92
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	7 100,71
<b>Total activo corriente</b>	<b>37 493,40</b>
<b>Pasivo corriente (US\$)</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	13 425,92
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>13 425,92</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>24 067,49</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	-22 063,47



Cuadro 45 (continuación)

Año	1											
Mes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	ene-12	feb-12	mar-12	abr-12	may-12	jun-12	jul-12	ago-12	sep-12	oct-12	nov-12	dic-12
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>18,305</b>	<b>17,380</b>	<b>16,456</b>	<b>15,532</b>	<b>14,608</b>	<b>13,683</b>	<b>12,759</b>	<b>13,216</b>	<b>13,673</b>	<b>14,130</b>	<b>14,588</b>	<b>15,045</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>4 576,25</b>	<b>4 345,00</b>	<b>4 114,00</b>	<b>3 883,00</b>	<b>3 652,00</b>	<b>3 420,75</b>	<b>3 189,75</b>	<b>3 304,00</b>	<b>3 418,25</b>	<b>3 532,50</b>	<b>3 647,00</b>	<b>3 761,25</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>18,705</b>	<b>17,780</b>	<b>16,856</b>	<b>15,932</b>	<b>15,008</b>	<b>14,083</b>	<b>13,159</b>	<b>13,616</b>	<b>14,073</b>	<b>14,530</b>	<b>14,988</b>	<b>15,445</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>14 028,75</b>	<b>13 335,00</b>	<b>12 642,00</b>	<b>11 949,00</b>	<b>11 256,00</b>	<b>10 562,25</b>	<b>9 869,25</b>	<b>10 212,00</b>	<b>10 554,75</b>	<b>10 897,50</b>	<b>11 241,00</b>	<b>11 583,75</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>18 667,32</b>	<b>17 742,32</b>	<b>16 818,32</b>	<b>15 894,32</b>	<b>14 970,32</b>	<b>14 045,32</b>	<b>13 121,32</b>	<b>13 578,32</b>	<b>14 035,32</b>	<b>14 492,32</b>	<b>14 950,32</b>	<b>15 407,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>183 722,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>18 079,55</b>											
Depreciación (US\$)	9 570,40											
Utilidad antes de intereses, participación de trabajadores e impuesto (US\$)	8 509,15											
Intereses del leasing (US\$)	4 883,05											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	3 626,10											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	362,61											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	3 263,49											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	979,05											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>2 284,44</b>											

Cuadro 45 (continuación)

Año	1
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	8 408,43
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	6 698,46
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	3 736,98
<b>Total activo corriente</b>	<b>18 843,87</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	6 698,46
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>6 698,46</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>12 145,41</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	12 145,41



Cuadro 46 (continuación)

Año	2											
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Mes	ene-13	feb-13	mar-13	abr-13	may-13	jun-13	jul-13	ago-13	sep-13	oct-13	nov-13	dic-13
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>15,502</b>	<b>15,959</b>	<b>16,416</b>	<b>16,873</b>	<b>17,330</b>	<b>17,787</b>	<b>18,244</b>	<b>18,701</b>	<b>19,158</b>	<b>19,615</b>	<b>20,072</b>	<b>20,529</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>3 875,50</b>	<b>3 989,75</b>	<b>4 104,00</b>	<b>4 218,25</b>	<b>4 332,50</b>	<b>4 446,75</b>	<b>4 561,00</b>	<b>4 675,25</b>	<b>4 789,50</b>	<b>4 903,75</b>	<b>5 018,00</b>	<b>5 132,25</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>15,902</b>	<b>16,359</b>	<b>16,816</b>	<b>17,273</b>	<b>17,730</b>	<b>18,187</b>	<b>18,644</b>	<b>19,101</b>	<b>19,558</b>	<b>20,015</b>	<b>20,472</b>	<b>20,929</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>11 926,50</b>	<b>12 269,25</b>	<b>12 612,00</b>	<b>12 954,75</b>	<b>13 297,50</b>	<b>13 640,25</b>	<b>13 983,00</b>	<b>14 325,75</b>	<b>14 668,50</b>	<b>15 011,25</b>	<b>15 354,00</b>	<b>15 696,75</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>15 864,32</b>	<b>16 321,32</b>	<b>16 778,32</b>	<b>17 235,32</b>	<b>17 692,32</b>	<b>18 149,32</b>	<b>18 606,32</b>	<b>19 063,32</b>	<b>19 520,32</b>	<b>19 977,32</b>	<b>20 434,32</b>	<b>20 891,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>220 533,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>28 095,41</b>											
Depreciación (US\$)	9 570,40											
Utilidad antes de intereses, participación de trabajadores e impuesto (US\$)	18 525,01											
Intereses del leasing (US\$)	4 055,44											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	18 525,01											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	1 852,50											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	16 672,51											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	5 001,75											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>11 670,76</b>											

Cuadro 46 (continuación)

Año	2
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	10 359,55
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	8 232,25
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	4 503,88
<b>Total activo corriente</b>	<b>23 095,68</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	8 232,25
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>8 232,25</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>14 863,43</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	2 718,02





Cuadro 47 (continuación)

Año	3											
Mes	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
	ene-14	feb-14	mar-14	abr-14	may-14	jun-14	jul-14	ago-14	sep-14	oct-14	nov-14	dic-14
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>20,986</b>	<b>21,443</b>	<b>21,900</b>	<b>22,357</b>	<b>22,814</b>	<b>23,271</b>	<b>23,728</b>	<b>24,186</b>	<b>24,643</b>	<b>25,100</b>	<b>25,557</b>	<b>26,014</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>5 246,50</b>	<b>5 360,75</b>	<b>5 475,00</b>	<b>5 589,25</b>	<b>5 703,50</b>	<b>5 817,75</b>	<b>5 932,00</b>	<b>6 046,50</b>	<b>6 160,75</b>	<b>6 275,00</b>	<b>6 389,25</b>	<b>6 503,50</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>21,386</b>	<b>21,843</b>	<b>22,300</b>	<b>22,757</b>	<b>23,214</b>	<b>23,671</b>	<b>24,128</b>	<b>24,586</b>	<b>25,043</b>	<b>25,500</b>	<b>25,957</b>	<b>26,414</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>16 039,50</b>	<b>16 382,25</b>	<b>16 725,00</b>	<b>17 067,75</b>	<b>17 410,50</b>	<b>17 753,25</b>	<b>18 096,00</b>	<b>18 439,50</b>	<b>18 782,25</b>	<b>19 125,00</b>	<b>19 467,75</b>	<b>19 810,50</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>21 348,32</b>	<b>21 805,32</b>	<b>22 262,32</b>	<b>22 719,32</b>	<b>23 176,32</b>	<b>23 633,32</b>	<b>24 090,32</b>	<b>24 548,32</b>	<b>25 005,32</b>	<b>25 462,32</b>	<b>25 919,32</b>	<b>26 376,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>286 346,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>46 010,35</b>											
Depreciación (US\$)	9 570,40											
Utilidad antes de intereses, participación de trabajadores e impuesto (US\$)	36 439,95											
Intereses del leasing (US\$)	3 103,70											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	36 439,95											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	3 643,99											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	32 795,95											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	9 838,79											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>22 957,17</b>											

Cuadro 47 (continuación)

Año	3
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	13 848,22
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	10 974,46
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	5 874,98
<b>Total activo corriente</b>	<b>30 697,65</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	10 974,46
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>10 974,46</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>19 723,20</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	4 859,77



Cuadro 48 (continuación)

Año	4											
	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48
Mes	ene-15	feb-15	mar-15	abr-15	may-15	jun-15	jul-15	ago-15	sep-15	oct-15	nov-15	dic-15
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>26,471</b>	<b>25,547</b>	<b>24,622</b>	<b>23,699</b>	<b>22,774</b>	<b>21,850</b>	<b>20,925</b>	<b>20,002</b>	<b>19,077</b>	<b>18,153</b>	<b>17,228</b>	<b>17,686</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>6 617,75</b>	<b>6 386,75</b>	<b>6 155,50</b>	<b>5 924,75</b>	<b>5 693,50</b>	<b>5 462,50</b>	<b>5 231,25</b>	<b>5 000,50</b>	<b>4 769,25</b>	<b>4 538,25</b>	<b>4 307,00</b>	<b>4 421,50</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>26,871</b>	<b>25,947</b>	<b>25,022</b>	<b>24,099</b>	<b>23,174</b>	<b>22,250</b>	<b>21,325</b>	<b>20,402</b>	<b>19,477</b>	<b>18,553</b>	<b>17,628</b>	<b>18,086</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>20 153,25</b>	<b>19 460,25</b>	<b>18 766,50</b>	<b>18 074,25</b>	<b>17 380,50</b>	<b>16 687,50</b>	<b>15 993,75</b>	<b>15 301,50</b>	<b>14 607,75</b>	<b>13 914,75</b>	<b>13 221,00</b>	<b>13 564,50</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>26 833,32</b>	<b>25 909,32</b>	<b>24 984,32</b>	<b>24 061,32</b>	<b>23 136,32</b>	<b>22 212,32</b>	<b>21 287,32</b>	<b>20 364,32</b>	<b>19 439,32</b>	<b>18 515,32</b>	<b>17 590,32</b>	<b>18 048,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>262 381,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>39 484,82</b>											
Depreciación (US\$)	9 570,40											
Utilidad antes de intereses, participación de trabajadores e impuesto (US\$)	29 914,42											
Intereses del leasing (US\$)	2 009,19											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	29 914,42											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	2 991,44											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	26 922,98											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	8 076,89											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>18 846,09</b>											

Cuadro 48 (continuación)

Año	4
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	12 577,78
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 975,92
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	5 375,71
<b>Total activo corriente</b>	<b>27 929,40</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 975,92
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>9 975,92</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>17 953,49</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	-1 769,71



Cuadro 49 (continuación)

Año	5											
Mes	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
	ene-16	feb-16	mar-16	abr-16	may-16	jun-16	jul-16	ago-16	sep-16	oct-16	nov-16	dic-16
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>18,143</b>	<b>18,600</b>	<b>19,057</b>	<b>19,514</b>	<b>19,971</b>	<b>20,428</b>	<b>20,885</b>	<b>21,342</b>	<b>21,799</b>	<b>22,256</b>	<b>22,713</b>	<b>23,170</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>4 535,75</b>	<b>4 650,00</b>	<b>4 764,25</b>	<b>4 878,50</b>	<b>4 992,75</b>	<b>5 107,00</b>	<b>5 221,25</b>	<b>5 335,50</b>	<b>5 449,75</b>	<b>5 564,00</b>	<b>5 678,25</b>	<b>5 792,50</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>18,543</b>	<b>19,000</b>	<b>19,457</b>	<b>19,914</b>	<b>20,371</b>	<b>20,828</b>	<b>21,285</b>	<b>21,742</b>	<b>22,199</b>	<b>22,656</b>	<b>23,113</b>	<b>23,570</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>13 907,25</b>	<b>14 250,00</b>	<b>14 592,75</b>	<b>14 935,50</b>	<b>15 278,25</b>	<b>15 621,00</b>	<b>15 963,75</b>	<b>16 306,50</b>	<b>16 649,25</b>	<b>16 992,00</b>	<b>17 334,75</b>	<b>17 677,50</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>18 505,32</b>	<b>18 962,32</b>	<b>19 419,32</b>	<b>19 876,32</b>	<b>20 333,32</b>	<b>20 790,32</b>	<b>21 247,32</b>	<b>21 704,32</b>	<b>22 161,32</b>	<b>22 618,32</b>	<b>23 075,32</b>	<b>23 532,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>252 225,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>36 722,32</b>											
Depreciación (US\$)	9 570,40											
Utilidad antes de intereses, participación de trabajadores e impuesto (US\$)	27 151,92											
Intereses del leasing (US\$)	750,50											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	27 151,92											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	2 715,19											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	24 436,73											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	7 331,02											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>17 105,71</b>											



Cuadro 49 (continuación)

Año	5
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	12 039,51
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 552,75
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	5 164,13
<b>Total activo corriente</b>	<b>26 756,38</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	9 552,75
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>9 552,75</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>17 203,63</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	- 749,85



Cuadro 50 (continuación)

Año	6											
Mes	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72
	ene-17	feb-17	mar-17	abr-17	may-17	jun-17	jul-17	ago-17	sep-17	oct-17	nov-17	dic-17
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>23,627</b>	<b>24,084</b>	<b>24,541</b>	<b>24,998</b>	<b>25,455</b>	<b>25,912</b>	<b>26,369</b>	<b>26,827</b>	<b>27,284</b>	<b>27,741</b>	<b>28,198</b>	<b>28,655</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>5 906,75</b>	<b>6 021,00</b>	<b>6 135,25</b>	<b>6 249,50</b>	<b>6 363,75</b>	<b>6 478,00</b>	<b>6 592,25</b>	<b>6 706,75</b>	<b>6 821,00</b>	<b>6 935,25</b>	<b>7 049,50</b>	<b>7 163,75</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>24,027</b>	<b>24,484</b>	<b>24,941</b>	<b>25,398</b>	<b>25,855</b>	<b>26,312</b>	<b>26,769</b>	<b>27,227</b>	<b>27,684</b>	<b>28,141</b>	<b>28,598</b>	<b>29,055</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>18 020,25</b>	<b>18 363,00</b>	<b>18 705,75</b>	<b>19 048,50</b>	<b>19 391,25</b>	<b>19 734,00</b>	<b>20 076,75</b>	<b>20 420,25</b>	<b>20 763,00</b>	<b>21 105,75</b>	<b>21 448,50</b>	<b>21 791,25</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>23 989,32</b>	<b>24 446,32</b>	<b>24 903,32</b>	<b>25 360,32</b>	<b>25 817,32</b>	<b>26 274,32</b>	<b>26 731,32</b>	<b>27 189,32</b>	<b>27 646,32</b>	<b>28 103,32</b>	<b>28 560,32</b>	<b>29 017,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>318 038,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>54 636,84</b>											
Depreciación (US\$)	2 130,40											
Utilidad antes de intereses, participación de trabajadores e impuesto (US\$)	52 508,44											
Intereses del leasing (US\$)	0,00											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	52 508,44											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	5 250,84											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	47 257,59											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	14 177,28											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>33 080,31</b>											

Cuadro 50 (continuación)

Año	6
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	15 528,24
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	12 294,96
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	6 535,23
<b>Total activo corriente</b>	<b>34 358,42</b>
<b>Pasivo corriente</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	12 294,96
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>12 294,96</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>22 063,47</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	4 859,83



Cuadro 51 (continuación)

Año	7											
Mes	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84
	ene-18	feb-18	mar-18	abr-18	may-18	jun-18	jul-18	ago-18	sep-18	oct-18	nov-18	dic-18
Embalaje	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057	0,057
Mantenimiento, reparaciones y suministros	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244	0,244
Costo marginal de análisis de laboratorio	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046	0,046
Costo marginal de supervisión	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
<b>Costo total indirecto de producción</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>	<b>0,956</b>
<b>Costo total de producción (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT1</b>	<b>29,112</b>	<b>29,569</b>	<b>30,026</b>	<b>30,483</b>	<b>30,940</b>	<b>30,016</b>	<b>29,092</b>	<b>28,168</b>	<b>27,243</b>	<b>26,319</b>	<b>25,395</b>	<b>24,471</b>
<b>Egreso por costo total de producción para venta local, E1 = 250 x CT1 (US\$)</b>	<b>7 278,00</b>	<b>7 392,25</b>	<b>7 506,50</b>	<b>7 620,75</b>	<b>7 735,00</b>	<b>7 504,00</b>	<b>7 273,00</b>	<b>7 042,00</b>	<b>6 810,75</b>	<b>6 579,75</b>	<b>6 348,75</b>	<b>6 117,75</b>
Gastos de exportación (US\$ / Kg SnSO <sub>4</sub> )	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400	0,400
<b>Costo total de producción + gastos de exportación (US\$/Kg SnSO<sub>4</sub>), CT2</b>	<b>29,512</b>	<b>29,969</b>	<b>30,426</b>	<b>30,883</b>	<b>31,340</b>	<b>30,416</b>	<b>29,492</b>	<b>28,568</b>	<b>27,643</b>	<b>26,719</b>	<b>25,795</b>	<b>24,871</b>
<b>Egreso por costo total de producción y exportación, E2 = 750 x CT2 (US\$)</b>	<b>22 134,00</b>	<b>22 476,75</b>	<b>22 819,50</b>	<b>23 162,25</b>	<b>23 505,00</b>	<b>22 812,00</b>	<b>22 119,00</b>	<b>21 426,00</b>	<b>20 732,25</b>	<b>20 039,25</b>	<b>19 346,25</b>	<b>18 653,25</b>
Gastos administrativos marginales, E3	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32	62,32
<b>Egreso mensual (US\$), E1 + E2 + E3</b>	<b>29 474,32</b>	<b>29 931,32</b>	<b>30 388,32</b>	<b>30 845,32</b>	<b>31 302,32</b>	<b>30 378,32</b>	<b>29 454,32</b>	<b>28 530,32</b>	<b>27 605,32</b>	<b>26 681,32</b>	<b>25 757,32</b>	<b>24 833,32</b>
<b>Egreso anual (US\$)</b>	<b>345 181,84</b>											
<b>Ingresos - Egresos (US\$)</b>	<b>62 020,86</b>											
Depreciación (US\$)	2 130,40											
Utilidad antes de intereses, participación de trabajadores e impuesto (US\$)	59 890,46											
Intereses del leasing (US\$)	0,00											
Utilidad antes de participación e impuesto (US\$)	59 890,46											
Participación de trabajadores (10%, US\$)	5 989,05											
Utilidad antes de impuesto (US\$)	53 901,41											
Impuesto a la renta (30%, US\$)	16 170,42											
<b>Utilidad Neta (US\$)</b>	<b>37 730,99</b>											

Cuadro 51 (continuación)

Año	7
<b>Activo corriente (US\$)</b>	
<b>Activo corriente</b>	
Cuentas por cobrar (1/2 mes de ventas anuales)	16 966,78
Inventario M.P. (1/2 mes de costo total anual de insumos)	13 425,92
Inventario P.T. (1/4 de mes de costo total de producción anual)	7 100,71
<b>Total activo corriente</b>	<b>37 493,40</b>
<b>Pasivo corriente (US\$)</b>	
Cuentas por pagar (1/2 mes de costo total anual de insumos)	13 425,92
<b>Total pasivo corriente</b>	<b>13 425,92</b>
<b>Capital de trabajo (US\$)</b>	<b>24 067,49</b>
Cambio en el capital de trabajo (US\$)	-22 063,47

**APENDICE VIII**  
**TRADUCCION DE LA NORMA FRANCESA NF T 23 – 301**  
**SULFATO DE ESTAÑO (PARA REVESTIMIENTOS**  
**ELECTROLITICOS)**

**1. Objeto y dominio de la aplicación**

La presente norma define el sulfato de estaño (II) para el estañado electrolítico y coloración anódica.

**2. Referencia**

NF T 20-054 Productos Químicos – Método general de determinación de arsénico – Método espectrométrico con dietil-ditiocarbamida de plata.

**3. Definición del producto**

El sulfato de estaño (II) es una sal anhidra de estaño. Se presenta generalmente bajo la forma de cristales finos de color crema pálido. Presenta una reacción ácida debida a una hidrólisis pronunciada en solución acuosa.

El contenido de estaño de la sal pura es de 55,27%. Dada la presencia de ácido sulfúrico libre, el sulfato de estaño (II) para revestimientos electrolíticos presenta un contenido de estaño inferior al máximo teórico.

El sulfato de estaño (II) para revestimientos electrolíticos contiene casi siempre un poco de sulfato de estaño (IV). El contenido mínimo de estaño (II) especificado más adelante, limita automáticamente el contenido máximo de estaño (IV) a un valor no peligroso.

**4. Especificaciones**

El sulfato de estaño (II), el que se analiza según los métodos indicados más adelante, no debe contener menos de 52% de estaño (II) (ver 6.2) (que es equivalente a 94% de sulfato de estaño (II)), y no más de 1% de ácido sulfúrico libre (ver 6.3).



El contenido de impurezas que son determinadas por los métodos indicados más adelante no deben exceder los siguientes valores:

Impurezas	% máximo
Residuos insolubles de calcinación(ver 6.1)	0,5%
Cloruros, expresados como Cl (ver 6.4)	0,05%
Antimonio, expresado como Sb (ver 6.5)	0,1%
Arsénico, expresado como As (ver 6.6)	0,005%

## 5. Muestreo

Una muestra representativa del lote examinado debe pesar necesariamente un mínimo de 250 g.

Extraer la muestra para laboratorio en paquete recientemente abierto<sup>65</sup> y repartirla en tres frascos de vidrio de color oscuro tan llenos como sea posible, secos y herméticos al aire, con un tapón de vidrio y sellado.

La muestra debe ser analizada a más tardar un mes después de su extracción.

A menos de otra convención, muestras semejantes son extraídas de cada paquete de masa igual o superior a 15 Kg.

## 6. Métodos de análisis

### 6.1. Residuos insolubles de calcinación

#### 6.1.1.Principio

Separación de la materia insoluble desde una solución de ácido sulfúrico diluido y calcinación del residuo.

#### 6.1.2.Reactivos

Para el desarrollo del análisis, utilizar únicamente reactivos de calidad analítica reconocida y agua destilada o agua de pureza equivalente.

Ácido sulfúrico, solución al 2% V/V.

#### 6.1.3. Equipo

<sup>65</sup> Debido al fenómeno de hidrólisis que se presenta producto del contacto con aire, el muestreo debe ser efectuado inmediatamente después de la apertura del paquete.

Material corriente de laboratorio.

#### 6.1.4. Modo operativo

##### 6.1.4.1. Muestra de ensayo

Pesar al 0,05 g de precisión, 10 g aproximadamente de la muestra para laboratorio preservada según las prescripciones hechas en la sección 5.

##### 6.1.4.2. Determinación

Disolver la muestra de ensayo (6.1.4.1) en 200 ml de ácido sulfúrico en solución (6.1.2). Filtrar a través de un filtro que contenga un poco de pulpa de papel. Lavar el residuo con 100 ml del agua para eliminar el ácido. Conservar el filtrado<sup>66</sup> para la determinación de arsénico. Calcinar el residuo a 1 000 °C en un crisol de porcelana o en su defecto de sílice. Enfriar y pesar a masa constante el residuo calcinado.

#### 6.1.5. Expresión de resultados

El contenido de las cenizas insolubles, expresado en porcentaje en masa, es dado por la fórmula

$$m1 / m \times 100$$

Donde:

m es la masa en gramos de la muestra de ensayo

m1 es la masa en gramos del residuo calcinado

### 6.2. Determinación del estaño (II)

#### 6.2.1. Principio

Determinación iodométrica de Sn (II), que es oxidado a Sn (IV).

La determinación es efectuada en atmósfera de dióxido de carbono para evitar totalmente la oxidación por el oxígeno del aire.

---

<sup>66</sup> El filtrado será utilizado en la determinación del arsénico. Transferirlo (con las aguas de lavado) a una fiola aforada de 500 ml y completar al volumen con la solución de ácido sulfúrico (6.1.2) = solución A.

## 6.2.2. Reactivos

Para el desarrollo del análisis, utilizar únicamente reactivos de calidad analítica reconocida y agua destilada o agua de pureza equivalente.

6.2.2.1. Acido clorhídrico, solución al 20% v/v

6.2.2.2. Acido sulfúrico, solución al 2% v/v

6.2.2.3. Yodo, solución titulada  $c(0,5I_2) = 0,1 \text{ mol/L}$

Determinar la concentración exacta de esta solución, con relación a una solución de tiosulfato de sodio de concentración rigurosamente conocida.

6.2.2.4. Engrudo de almidón, solución de 10 g/L

6.2.2.5. Dióxido de carbono puro (en botella de gas comprimido)

## 6.2.3. Equipo

Material corriente de laboratorio.

## 6.2.4. Modo operativo

### 6.2.4.1. Muestra de ensayo

Pesar al 0,05 g de precisión, 10 g aproximadamente de la muestra para laboratorio preservada según las prescripciones hechas en la sección 5.

### 6.2.4.2. Preparación de la solución de ensayo

Introducir la muestra de ensayo (6.2.4.1) en una fiola de 500 ml cuya atmósfera haya sido previamente purgada del aire y reemplazada por dióxido de carbono (6.2.2.5)

Repetir el barrido con dióxido de carbono. Añadir 200 mL de la solución de ácido sulfúrico (6.2.2.2). Cerrar el frasco y agitar hasta disolución completa.

Añadir 250 ml de la solución de ácido sulfúrico (6.2.2.2), completar al volumen con agua y homogeneizar. Efectuar en seguida la determinación.

#### 6.2.4.3. Determinación

En un erlenmeyer, que servirá para la determinación, hacer pasar una corriente de dióxido de carbono (6.2.2.5). Tomar con la ayuda de una pipeta 20 ml de la solución de ensayo que acaba de ser preparada, e introducirlos en el erlenmeyer.

Añadir 30 ml de la solución de ácido clorhídrico (6.2.2.1) y titular con la solución de yodo (6.2.2.3) en presencia del engrudo de almidón (6.2.2.4) manteniendo la corriente de dióxido de carbono.

#### 6.2.5. Expresión de resultados

El contenido de estaño (II), expresado en porcentaje en masa, está dado por la fórmula:

$$(V \times 5,935 \times 20) / (m \times 500) \times 100$$

Donde:

V: es el volumen en ml de la solución de yodo (6.2.2.3) utilizada

m: es la masa en mg de la muestra de ensayo (6.2.4.1)

5,935: es la masa en mg de estaño (II) correspondiente a 1 ml de solución de yodo  $c(0.5I_2) = 0,1 \text{ mol/L}$  exactamente

Nota: Si la solución de yodo empleada no tiene exactamente la concentración prevista, una corrección apropiada debe ser aplicada.

### 6.3. Determinación de ácido sulfúrico libre

#### 6.3.1. Principio

Determinación de ácido sulfúrico por titulación con hidróxido de sodio.

#### 6.3.2. Reactivos

En el desarrollo del análisis, únicamente utilizar reactivos de calidad analítica reconocida y de agua destilada o de agua de pureza equivalente.

6.3.2.1. Etanol al 99% (V/V)

6.3.2.2. Hidróxido de sodio, solución titulada [NaOH] = 0,1 mol/L

6.3.2.3. Fenolftaleína, solución

### 6.3.3. Equipo

Material común de laboratorio

### 6.3.4. Modo de operación

#### 6.3.4.1. Muestra de ensayo

Pesar al 0,01 g de precisión, 2 g aproximadamente de la muestra para laboratorio tomado según las prescripciones prescritas en el capítulo 5.

#### 6.3.4.2. Determinación

Neutralizar 100 ml del etanol (6.3.2.1) en presencia de fenolftaleína como indicador por adición de la solución de hidróxido de sodio (6.3.2.2). Mezclar la muestra de ensayo (6.3.4.1) con los 100 ml de etanol neutralizado y agitar durante 2 min.

Dejar reposar, filtrar 50 ml a través de un filtro seco y titular con ayuda de la solución de hidróxido de sodio (6.3.2.2) en presencia de fenolftaleína (6.3.2.3) como indicador.

### 6.3.5. Expresión de los resultados

El contenido en ácido sulfúrico libre, expresado en porcentaje en masa, está dado por la fórmula:

$$\frac{V \times 4,9}{m} \times 100$$

Donde:

V es el volumen, en mililitros, de la solución de hidróxido de sodio (6.3.2.2) utilizado

m es la masa, en miligramos, de la toma de la muestra de ensayo (6.3.4.1) 4,9 es la masa, en miligramos, de ácido sulfúrico correspondiente a 1 ml de la solución de hidróxido de sodio a 0,1 mol / L exactamente.

## 6.4. Determinación de cloruros

### 6.4.1. Principio

Titulación de los iones cloruros (Cl<sup>-</sup>) con una solución titulada de nitrato de plata, en medio ácido, donde el punto de equivalencia es determinado potenciométricamente con electrodo de plata.

### 6.4.2. Reactivos

En el desarrollo del análisis, únicamente utilizar reactivos de calidad analítica reconocida y de agua destilada o de agua de pureza equivalente.

6.4.2.1. Ácido nítrico, solución al 50% (V/V) aproximadamente.

6.4.2.2. Nitrato de plata, solución titulada [AgNO<sub>3</sub>] = 0,01 mol/L.

Determinar la concentración exacta de esta solución, con relación a una solución de cloruro de potasio de concentración rigurosamente conocida y operando en las condiciones de la presente norma.

### 6.4.3. Equipo

Material común de laboratorio y particularmente un potenciómetro equipado:

- De una pareja de electrodos: electrodo de plata y electrodo de referencia (calomel, sulfato de mercurio (I)...) con puente de KNO<sub>3</sub><sup>67</sup> (o electrodo combinado).
- De una bureta punta afilada y graduada 0,02 ml,
- De un agitador magnético, con barra imantada recubierta por PTFE (politetrafluoroetileno).
- Y de un registrador en la medida de lo posible.

---

<sup>67</sup> Este puente no es necesario si se utiliza la pareja de electrodos: plata-sulfato de mercurio (I)

#### 6.4.4. Modo de operación

##### 6.4.4.1. Muestra de ensayo

Pesar, al 0,005 g de precisión, 5 g aproximadamente de la muestra para laboratorio tomada según las prescripciones dadas en el capítulo 5.

##### 6.4.4.2. Determinación

Disolver la muestra de ensayo (6.4.4.1) en 100 ml de agua en un vaso de precipitado de capacidad conveniente (250 ml). Añadir 10 ml de la solución de ácido nítrico (6.4.2.1).

Introducir en el vaso de precipitado que contiene la solución, una barra imantada recubierta por PTFE y colocar el conjunto sobre el agitador magnético. Sumergir en la solución el electrodo de plata y la extremidad libre del puente (o el electrodo combinado). Agitando, titular potenciométricamente con la ayuda de la solución de nitrato de plata (6.4.2.2). Construir punto por punto, o mejor registrar la curva que da el potencial del electrodo de plata con relación al electrodo de referencia, en función al volumen de solución de nitrato de plata utilizado.

Determinar el punto de equivalencia (punto de inflexión de la curva de titulación).

Nota: tomar la precaución de limpiar cuidadosamente el electrodo de plata después de cada titulación.

##### 6.4.4.3. Ensayo del blanco

Efectuar una prueba en blanco con la misma cantidad de todos los reactivos presentes en el momento de determinación, pero omitiendo la muestra de ensayo y añadiendo una pequeña cantidad conocida de ion  $\text{Cl}^-$  (en forma de una solución de cloruro de potasio de concentración rigurosamente conocida), para obtener una curva de titulación muy legible. Corregir luego el volumen de solución de nitrato de plata vertido para tener en cuenta el añadido de iones cloruro.

#### 6.4.5. Expresión de resultados

El contenido en iones cloruro, expresado en porcentaje en masa de cloro (Cl), está dado por la fórmula:

$$\frac{(V - V_0) \times 0.0003545 \times 100}{m} = \frac{0.03545 \times (V - V_0)}{m}$$

Donde:

V es el volumen, en mililitros, de la solución de nitrato de plata (6.4.4.2) utilizado para la determinación

V<sub>0</sub> es el volumen, en mililitros, de la solución de nitrato de plata (6.4.2.2) utilizada para la prueba del blanco, deducido el volumen en mililitros correspondiente al añadido de iones cloruro.

m es la masa, de la prueba de ensayo.

0,0003545 es la masa, en gramos de cloro (Cl) correspondientes a 1 mol de la solución de nitrato de plata [AgNO<sub>3</sub>] = 0,01 mol/L exactamente.

Nota: Si la solución de nitrato de plata empleada no tiene exactamente la concentración prevista, una corrección apropiada debe ser aplicada.

### 6.5. Determinación de antimonio

#### 6.5.1. Principio

Liberación del yodo del ioduro de potasio en presencia de antimonio y titulación del yodo liberado por el tiosulfato de sodio.

Este método determina simultáneamente otros elementos que tienen el mismo comportamiento que el antimonio que deben ser considerados como antimonio.

#### 6.5.2. Reactivos

En el desarrollo del análisis, únicamente utilizar reactivos de calidad analítica reconocida y de agua destilada o de agua de pureza equivalente.

##### 6.5.2.1. Clorato de potasio



6.5.2.2. Ioduro de potasio

6.5.2.3. Ácido clorhídrico ( $\rho = 1,19 \text{ g/ml}$ )

6.5.2.4. Tiosulfato de sodio, solución titulada  $[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = 0,01 \text{ mol/L}$ .

6.5.2.5. Engrudo de almidón, solución a  $10 \text{ g/L}$ .

### 6.5.3. Equipo

Material corriente de laboratorio.

### 6.5.4. Modo de operación

#### 6.5.4.1. Muestra de ensayo

Pesar, al  $0,005 \text{ g}$  de precisión,  $5 \text{ g}$  aproximadamente de la muestra para laboratorio tomada según las prescripciones dadas en el capítulo 5.

#### 6.5.4.2. Determinación

Disolver la muestra de ensayo (6.5.4.1) en  $100 \text{ ml}$  de agua y  $40 \text{ ml}$  de ácido clorhídrico (6.5.2.3). Aumentar  $1,5 \text{ g}$  de clorato de potasio (6.5.2.1) y llevar a ebullición durante  $15 \text{ min}$  para eliminar todo rastro de cloro. Enfriar, diluir a  $200 \text{ ml}$  y aumentar  $1 \text{ g}$  de ioduro de potasio (6.5.2.2).

Titular con la solución de tiosulfato de sodio (6.5.2.4) el yodo liberado, en presencia de engrudo de almidón (6.5.2.5) como indicador.

### 6.5.5. Expresión de resultados

El contenido en antimonio (Sb), expresado en porcentaje en masa, es dado por la fórmula:

$$\frac{V \times 0.6}{m} \times 100$$

Donde:

V es el volumen, en mililitros, de la solución de tiosulfato de sodio (6.5.2.4) utilizada,

m es la masa, en miligramos, de la muestra de ensayo (6.5.4.1),

0,6 es la masa, en miligramos, de antimonio (Sb) correspondiente a 1 ml de la solución de tiosulfato de sodio a 0.01 mol/L exactamente.

Nota: Si la solución de tiosulfato de sodio empleada no tiene exactamente la concentración prevista, una corrección apropiada debe ser aplicada.

#### 6.6. Determinación de arsénico

Según la metodología general de determinación espectrométrica con dietil-ditiocarbamida de plata, descrita en la norma NF T 20-054.

##### 6.6.1. Principio

Reducción del arsénico por cinc en medio de ácido clorhídrico con formación de arsina ( $\text{AsH}_3$ ).

Absorción de la arsina en una solución de dietil-ditiocarbamida de plata, dando a una coloración rojiza-violeta producida por la plata coloidal dispersa.

Medición espectrométrica de esta coloración al máximo de la curva de absorción (longitud de onda alrededor de 540 nm).

6.6.2. Reactivos: Ver capítulo 4 de la norma NF T 20-054

6.6.3. Equipo: Ver capítulo 5 de la norma NF T 20-054

6.6.4. Modo de operación:

##### 6.6.4.1. Muestra de ensayo

Tomar 15 ml de solución A (ver 6.1.4.2)

##### 6.6.4.2. Preparación de la solución de ensayo

Introducir la muestra de ensayo (6.6.4.1) en un erlenmeyer del aparato (5.1.1 de la norma NF T 20-054), añadir 10 ml de solución de ácido clorhídrico (4.1 de la norma NF T 20-054) y completar a volumen de 40 ml con agua.

##### 6.6.4.3. Ensayo del blanco

Ver 6.2 de la norma NF T 20-054

#### 6.6.4.4. Establecimiento de la curva de calibración

Ver 6.3 de la norma NF T 20-054

#### 6.6.4.5. Determinación

Ver 6.4 de la norma NF T 20-054

#### 6.6.5. Expresión de los resultados

Por medio de la curva de calibración (6.3.3 de la norma NF T 20-054) determinar la masa de arsénico (As) correspondiente al valor de la medida espectrométrica.

El contenido de arsénico, expresado en porcentaje en masa, está dado por la fórmula:

$$\frac{m1}{10^6 m} \times 100$$

Donde:

m1 es la masa, en miligramos, de arsénico leída sobre la curva de calibración

m es la masa, en gramos, de la muestra de ensayo correspondiente a la parte alícuota de solución A tomada.

### 7. Proceso de difusión de ensayo

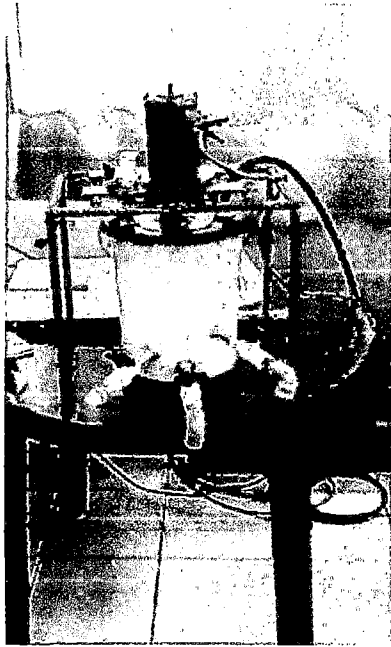
El proceso difusión de ensayo debe indicar los resultados obtenidos. Debe además, mencionar todos los detalles operatorios no previstos en la norma o facultativos, así como los incidentes eventuales y susceptibles de que afectan los resultados. Debe dar finalmente todas las informaciones necesarias para la identificación de la muestra.

### 8. Embalaje

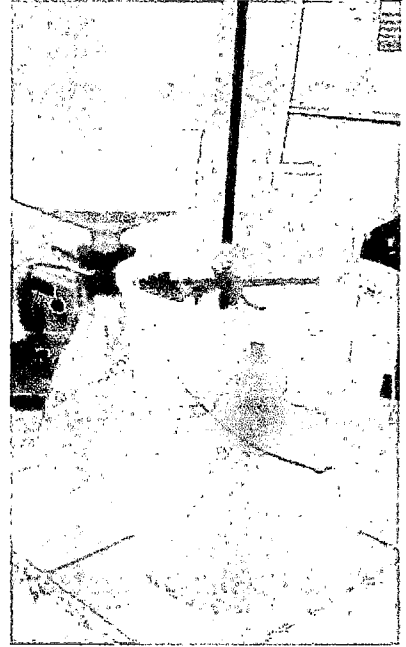
El sulfato de estaño (II) se hidroliza si está en contacto con aire, es necesario que los recipientes de embalaje rigurosamente sean herméticos, y en materia no atacable por el producto (recipientes con plástico interior o cajas revestidas en polietileno).

## APENDICE IX

### FOTOGRAFÍAS DE LA PRUEBA BANCO



*Figura 16.* Sistema de lavado de óxido de estaño (II)



*Figura 17.* Sistema de filtración de óxido de estaño (II)



*Figura 18.* Detalle del sistema de cristalización al vacío



*Figura 19.* Sistema de cristalización al vacío

## ANEXO 1 ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE INSUMOS

**Cuadro 52. Especificaciones técnicas del cloruro de estaño  
(II) di-hidratado grado Q.P.**

Apariencia	Cristales blancos
Composición	Especificación
Pureza (como SnCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O)	98,0 – 103,0%
Aluminio (Al)	0,001% máx.
Arsénico (As)	0,003% máx.
Antimonio (Sb)	0,01% máx.
Calcio (Ca)	0,005% máx.
Cinc (Zn)	0,001% máx.
Hierro (Fe)	0,003% máx.
Plomo (Pb)	0,01% máx.
Potasio (K)	0,005% máx.
Sodio (Na)	0,01% máx.
Sulfatos (como ión SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> )	Pasa la prueba
Solubilidad en ácido clorhídrico	Pasa la prueba

Fuente: Hoja Técnica del fabricante Elmer Jo Anaya S.A.C.

**Cuadro 53. Especificaciones técnicas del estaño  
refinado de MINSUR S.A.**

Elemento	Símbolo	Especificación % en masa
Estaño	Sn	99,940% mín.
Aluminio	Al	0,0010% máx.
Antimonio	Sb	0,0200% máx.
Arsénico	As	0,0050% máx.
Azufre	S	0,0010% máx.
Bismuto	Bi	0,0080% máx.
Cadmio	Cd	0,0010% máx.
Cinc	Zn	0,0010% máx.
Cobre	Cu	0,0050% máx.
Hierro	Fe	0,0050% máx.
Indio	In	0,0095% máx.
Níquel y Cobalto	Ni, Co	0,01% máx.
Plata	Ag	0,01% máx.
Plomo	Pb	0,0200% máx.

Fuente: [www.minsur.com.pe](http://www.minsur.com.pe). Acceso: Abril 23, 2008

**Cuadro 54. Especificaciones técnicas del estaño  
refinado de Vinto (Bolivia)**

Elemento	Símbolo	Especificación % en masa
Estaño	Sn	99,950% mín.
Aluminio	Al	0,0020% máx.
Antimonio	Sb	0,0200% máx.
Arsénico	As	0,0050% máx.
Bismuto	Bi	0,0200% máx.
Cadmio	Cd	0,0010% máx.
Cinc	Zn	0,0010% máx.
Cobalto	Co	0,0010% máx.
Cobre	Cu	0,0020% máx.
Hierro	Fe	0,0050% máx.
Indio	In	0,0020% máx.
Níquel	Ni	0,0020% máx.
Plata	Ag	0,0020% máx.
Plomo	Pb	0,0050% máx.

Fuente: [www.vinto.gob.bo](http://www.vinto.gob.bo). Acceso: Abril 30, 2010

**Cuadro 55. Especificaciones técnicas del ácido clorhídrico grado Q.P.**

Apariencia	Líquido incoloro, libre de materia suspendida insoluble
Composición	Especificación
Concentración	37,5 ± 0.5 %
Densidad (g/cm <sup>3</sup> a 20 °C)	1,19
Aluminio	≤ 0,05 ppm
Antimonio <sup>(1)</sup>	≤ 0,02 ppm
Arsénico <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Bario	≤ 0,01 ppm
Berilio	≤ 0,01 ppm
Bismuto <sup>(1)</sup>	≤ 0,02 ppm
Calcio	≤ 0,30 ppm
Cadmio <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Cinc	≤ 0,05 ppm
Cobre <sup>(1)</sup>	≤ 0,03 ppm
Estaño <sup>(1)</sup>	≤ 0,03 ppm
Estroncio	≤ 0,01 ppm
Hierro	≤ 0,10 ppm
Litio	≤ 0,01 ppm
Magnesio	≤ 0,02 ppm
Manganeso	≤ 0,02 ppm
Mercurio <sup>(1)</sup>	≤ 0,005 ppm
Molibdeno <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Níquel	≤ 0,01 ppm
Plata <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Plomo <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Potasio	≤ 0,05 ppm
Sodio	≤ 0,20 ppm
Amonio	≤ 3,00 ppm
Bromuro	≤ 50,0 ppm
Cloro libre	≤ 1,00 ppm
Fosfatos	≤ 0,20 ppm
Sulfatos	≤ 1,00 ppm
Sulfitos	≤ 1,00 ppm
Metales Pesados (como suma de los metales señalados <sup>(1)</sup> )	≤ 1,00 ppm
Residuos después de Calcinación	≤ 5,0 ppm

Fuente: Hoja Técnica del fabricante local, Elmer Jo Anaya S.A.C.



**Cuadro 56. Especificaciones técnicas del carbonato de sodio grado técnico**

Apariencia	Polvo blanco para el caso del ligero y granulado para el denso.
Composición	Especificación
Pureza (como Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> )	99,0% mín.
Cloruros (como NaCl)	0,3% máx.
Sulfatos (como Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	0,04% máx.
Hierro (como Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	0,003% máx.
Arsénico (As)	0,0001% máx.
Cadmio (Cd)	0,0001% máx.
Cobre (Cu)	0,0001% máx.
Plomo (Pb)	0,0001% máx.
Mercurio (Hg)	0,0001% máx.
Humedad	0,5% máx.
Materia insoluble en agua	0,02% máx.

Fuente: Hojas Técnicas de fabricante Brunner Mond

**Cuadro 57. Especificaciones técnicas del ácido  
sulfúrico grado Q.P.**

Apariencia	Líquido incoloro, libre de materia suspendida insoluble
Composición	Especificación
Concentración	97,0 - 98%
Densidad (g/cm <sup>3</sup> a 20 °C)	1,84
Aluminio	≤ 0,05 ppm
Antimonio <sup>(1)</sup>	≤ 0,02 ppm
Arsénico <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Bario	≤ 0,01 ppm
Berilio	≤ 0,01 ppm
Bismuto <sup>(1)</sup>	≤ 0,04 ppm
Calcio	≤ 0,20 ppm
Cadmio <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Cinc	≤ 0,05 ppm
Cobre <sup>(1)</sup>	≤ 0,03 ppm
Estaño <sup>(1)</sup>	≤ 0,03 ppm
Estroncio	≤ 0,01 ppm
Hierro	≤ 0,20 ppm
Litio	≤ 0,01 ppm
Magnesio	≤ 0,02 ppm
Manganeso	≤ 0,02 ppm
Mercurio <sup>(1)</sup>	≤ 0,005 ppm
Molibdeno <sup>(1)</sup>	≤ 0,03 ppm
Níquel	≤ 0,01 ppm
Plata <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Plomo <sup>(1)</sup>	≤ 0,01 ppm
Potasio	≤ 0,02 ppm
Sodio	≤ 0,10 ppm
Amonio	≤ 2,00 ppm
Cloruros	≤ 0,20 ppm
Fosfatos	≤ 0,20 ppm
Nitratos	≤ 0,50 ppm
Metales Pesados (como suma de los metales señalados <sup>(1)</sup> )	≤ 0,20 ppm
Residuos después de Calcinación	≤ 5,0 ppm
Componentes Reductores de KMnO <sub>4</sub> (como SO <sub>2</sub> )	≤ 2,0 ppm

Fuente: Hoja Técnica del fabricante local, ELMER JO ANAYA S.A.C.

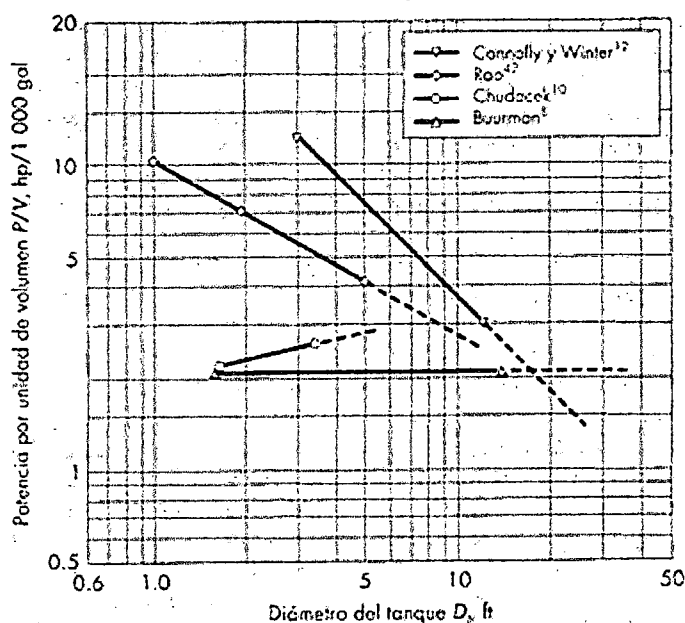
## ANEXO 2

### DATOS PARA DISEÑO DE AGITADORES

- A. Valores de las constantes  $K_T$  y  $K_L$  para tanques que tienen cuatro deflectores en la pared del tanque, cuya anchura es igual al 10% del diámetro del tanque<sup>61</sup>.

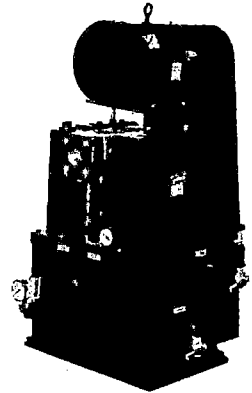
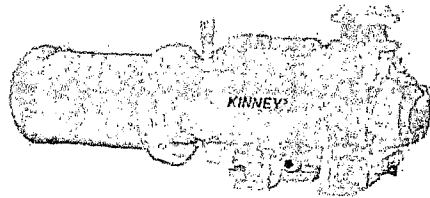
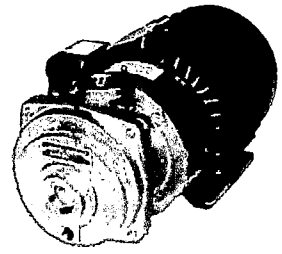
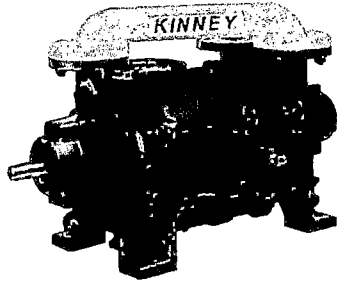
Tipo de impulsor	$K_L$	$K_T$
Impulsor hélice, tres palas		
Paso 1.0 <sup>33</sup>	41	0.32
Paso 1.5 <sup>37</sup>	48	0.87
Turbina		
Disco de seis palas <sup>37</sup> ( $S_3 = 0.25$ , $S_4 = 0.2$ )	65	5.75
Seis palas inclinadas <sup>42</sup> ( $45^\circ$ , $S_4 = 0.2$ )	—	1.63
Cuatro palas inclinadas <sup>37</sup> ( $45^\circ$ , $S_4 = 0.2$ )	44.5	1.27
Paleta plana, dos palas <sup>43</sup> ( $S_4 = 0.2$ )	36.5	1.70
Impulsor HE-3	43	0.28
Cinta helicoidal	52	—
Ancla <sup>37</sup>	300	0.35

- B. Potencia requerida para la suspensión completa de sólidos en tanques agitados utilizando turbinas de palas inclinadas<sup>62</sup>.



<sup>61</sup> Harriot, P. McCabe, W. Smith, J. (2002). Tabla 9.2. (pp. 279). Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. México: McGraw-Hill.

<sup>62</sup> Harriot, P. McCabe, W. Smith, J. (2002). Figura 9.20. (pp. 292). Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. México: McGraw-Hill.



**KINNEY®**

**AF®**

# VACUUM PUMP SELECTOR GUIDE



**TUTHILL**  
Vacuum & Blower Systems



# How to Calculate Pump Capacity

## Cubic Feet per Minute (CFM) or Cubic Meters per Hour (m<sup>3</sup>/h)

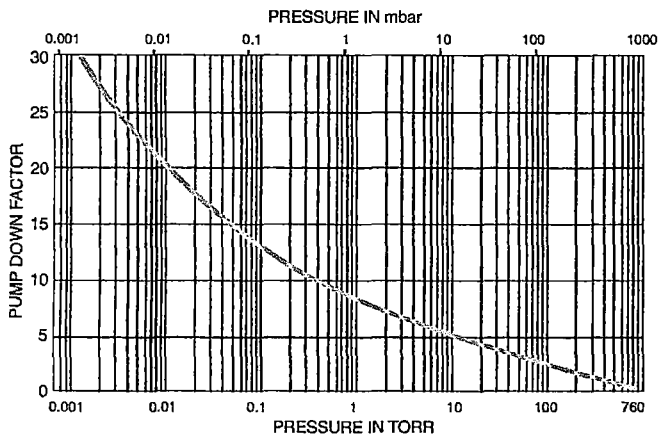
Pump capacity in CFM must be sufficient to achieve both pump down speed and to handle gas load and/or leakage. The following steps will allow you to estimate the required CFM for both. Pump selection should be based on the higher of the two numbers.

### PUMP DOWN

1. Determine the volume of the system or process in ft<sup>3</sup> (or m<sup>3</sup>).
2. Determine the pump down factor from the graph.
3. Divide the volume of the system ft<sup>3</sup> (or m<sup>3</sup>) by the desired pump down time in minutes (or hours) and multiply by the pump down factor.

### FORMULA

$$\frac{\text{System Volume ft}^3 \text{ (or m}^3\text{)}}{\text{Desired Pump Down Time min (or hr)}} \times \text{Pump Down Factor (from chart)} = \text{Pump Capacity in CFM (or m}^3\text{/h)}$$



## TUTHILL Vacuum & Blower Systems

4840 West Kearney Street  
Springfield, Missouri USA 65801-2877  
417-865-8715 • 1-800-825-6937  
Fax: 417-865-2950  
<http://vacuum.tuthill.com>

### LOCATIONS WORLDWIDE

Tuthill Vacuum Systems/Europe – Heywood Lancs, England –  
Tel: (44) 01706 362 444

Shanghai Kinney Vacuum Equipment Co. Ltd. – Shanghai, China –  
Tel: 86-21-5974 5418

### GAS LOAD

If you know the volume of gas at standard conditions (760 Torr, 70°F) (1013 mbar, 0°C), use this formula.

### FORMULA

For English units:

$$\text{Volume} \times \frac{760}{\text{Pressure in Torr}} \times \frac{\text{Temp (}^\circ\text{F)} + 460}{530} = \text{Pump Capacity in CFM}$$

For metric units:

$$\text{Volume in m}^3\text{/h} \times \frac{1013}{\text{Pressure in mbar}} \times \frac{\text{Temp (}^\circ\text{C)} + 273}{273} = \text{Pump Capacity in m}^3\text{/h}$$

If you know the mass flow of gas in lbs/hr (or kg/hr), use this formula.

### FORMULA

For English units:

$$\frac{\text{Gas Flow in lbs/hr} \times \text{Material Factor}^*}{\text{Pressure in Torr}} = \text{Pump Capacity in CFM}$$

For metric units:

$$\frac{\text{Gas Flow in kg/h} \times \text{Material Factor}^*}{\text{Pressure in mbar}} = \text{Pump Capacity in m}^3\text{/h}$$

*Material Factor:	English Units	Metric Units
Air	169	842
Water Vapor	272	1354

### OTHER FACTORS

The design of the vacuum piping connecting the pump to the process may affect the selection of the vacuum pump. Piping which is too long or too small in diameter will reduce pumping speed at the process. For rapid pump down on small volumes, include the volume of the piping as part of the volume to be evacuated.

In considering the alternative pump selections for an application, take into account these factors:

- Is the gas to be pumped dry or are there heavy vapor loads?
- Is the gas clean? Is it contaminated by dust or chemicals?
- Compare the power consumption of alternatives.
- Is cooling water available if required? Is air cooling an option?

Before making final pump selection, contact your TVBS sales representative who will be pleased to assist you in selecting the right pump for your application. Call or go online to locate the sales office nearest you.

Tuthill Lubex – Wavre, Belgium – Tel: 32 10 22 83 34

Tuthill Latin America – Coral Gables, Florida – Tel: 305-740-3381

Tuthill Asia Pacific – Kilsyth, Victoria, Australia – Tel: 61 3 9720 6533

# How to Use This Selector Guide

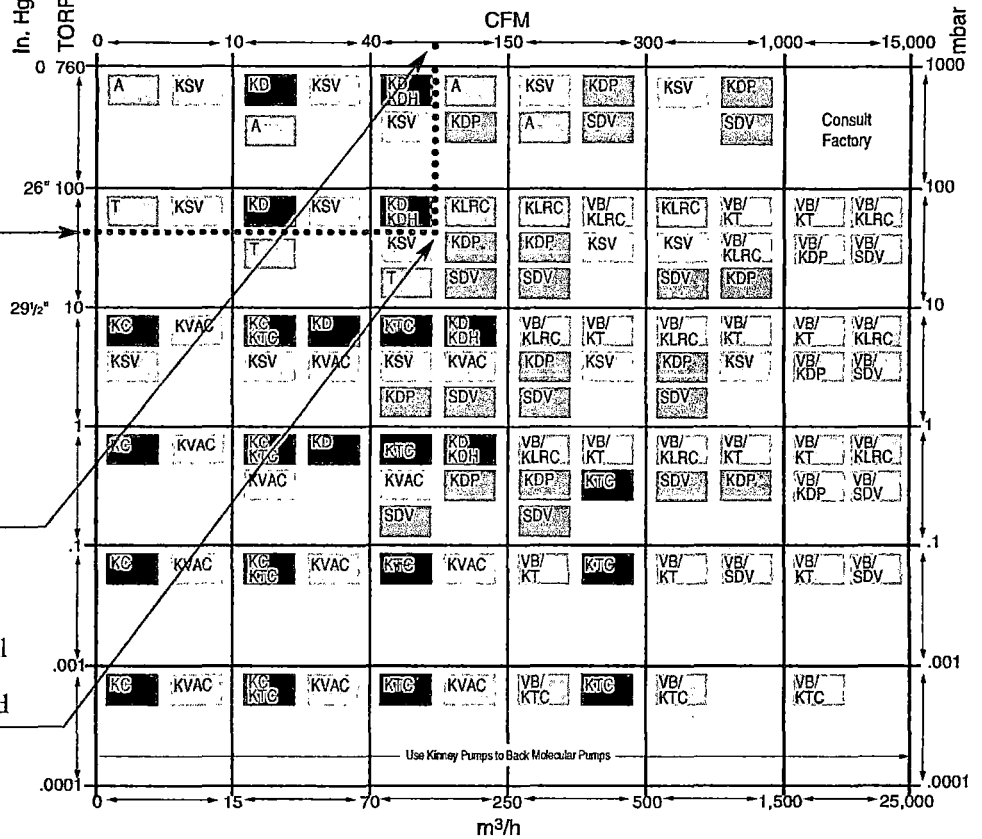
This guide is designed to help you select from the wide range of Kinney Vacuum pumps that best meet your needs. Your Tuthill Vacuum & Blower Systems sales representative will be pleased to assist you in making a final selection.

1. Determine the desired vacuum level in inches of mercury, Torr or mbar\*, and locate it on the vertical scale.

2. Calculate the required capacity in cubic feet per minute or cubic meters per hour based on system volume, pump down time, gas load, and leakage (see back cover) and locate it on the horizontal scale.

3. The box where lines projected from the points on the vertical and horizontal scales intersect shows the possible pumps for the selected pressure and capacity.

4. See "Other Factors" listed on the back page to further narrow your selection.



\*Note: 1 Torr = 1mm mercury absolute pressure.  
 To convert inches of mercury vacuum to Torr:  
 $Torr = (30 - \text{inches of vacuum}) \times 25.4$  at sea level  
 e.g., 20 inches Hg =  $(30 - 20) \times 25.4 = 254$  Torr

## EXAMPLE:

For 50 CFM and 80 Torr, the selector guide indicates that KD, KDH, KSV, KLRC, KDP, SDV, and T pumps should be considered. The color coding in the guide is coordinated with the colors of the headings of the columns on the inside pages which describe these pumps.

A review of the data in the appropriate columns will further narrow your selection to the following specific pump models: KSV-200, KLRC-100. Final selection should be based on a consideration of "OTHER FACTORS" as listed on the back cover of the folder.

## ANEXO 4

### COTIZACIONES



**CORPORACION LEXUS S.R.L.**  
**DISTRIBUIDOR ESPECIALISTA AUTORIZADO ROTOPLAS**  
**Av. LA FONTANA 458-Tda. 1067-LA MOLINA**  
**TELEFONOS: 349-7423 / 348-3125 NEXTEL: 99 812\*4214 / 99 400\*4247**  
**RUC: 20336404551**  
**[clexus@speedy.com.pe](mailto:clexus@speedy.com.pe)**  
**COTIZACION. N° 325/11**



La Molina 25/04/2011

Srs.

**VICCO S.A.**

**Att. Ing. Miriam Gonzalez ( 436 8700 )**

[mgonzalez@vicco.com.pe](mailto:mgonzalez@vicco.com.pe)

TANQUES ESPECIALES			
CANT.	DESCRIPCION	P. U.	P. TOTAL
1	Tq. TVC - N de 600lts C/ SALIDA de 2" VITON.	S/. 795,00	S/. 795,00
2	Tq. TVC - N de 5,000lts C/ SALIDA de 2" VITON.	S/. 4 380,00	S/. 8 760,00
1	CISTERNA CVC -N de 2,800Lts C/ SALIDA de 2" VITON.	S/. 2 475,00	S/. 2 475,00
2	CISTERNA CVC - N de 5,000lts C/ SALIDA de 2" VITON.	S/. 6 100,00	S/. 12 200,00
ACCESORIOS ADICIONALES NO INCLUIDOS:			
1	Válvula Full Port de 2" marca Banjo	S/. 330,00	
1	Niple de 2"	S/. 12,00	
		<b>TOTAL</b>	<b>S/. 24 230,00</b>

**Condiciones:**

Precios en Nuevos Soles incluye IGV

Validez de la oferta: Siete días

Forma de pago: Depósito confirmado del 100% en Cta. Cte. Soles BCP N° 193-1585216-0-81  
 INTERBANK: 200-3000377587, con su orden.

Plazo de entrega: Aprox. 5/6 días después de recibir su O/C y depósito.

Lugar de entrega: En sus almacenes dentro de Lima Metropolitana, sin costo

Atentamente

Ing. Miguel Wong.  
 Gerente Corporativo

PERRY VIDEX, LLC THE PROVEN MARKETPLACE FOR THE PROCESS INDUSTRIES  
USA: 25 Mt. Laurel Rd., Hainesport, NJ 08036-0010 Phone:+1 609.267.1600  
Fax:+1 609.267.4499  
E-mail: info@perryvidex.com Web Site: www.perryvidex.com  
United Kingdom: Phone: +44 1325.315.111 Fax: +44 1325.301.496  
Poland: Phone/Fax: +48 22.722.3270

Q#: Q-1110225896

April 29, 2011

Ing. RENZO JO ANAYA  
ELMER JO ANAYA S.A.C.  
JR. EL NIQUEL 277  
LOS OLIVOS  
LIMA,  
PERU

Phone: 011-51-1-5283221  
Fax: 011-51-1-5281032

Estimado Ing. Jo Anaya:

De acuerdo a su solicitud de información, nos comparamos en detallarle el equipo siguiente:

USED PFAUDLER APPROXIMATELY 500 GALLON GLASS LINED REACTOR. RATED 100 PSI/FULL VACUUM INTERNAL. JACKET RATED 90 PSI. 48"ID X 77" HIGH. WITH 3 BLADE RETREAT CURVE AGITATOR AND 4RW DRIVE. WHITE GLASS. BUILT 1981.  
Stock #: 9106-03 Price: \$24,000 Location: New Jersey

Tenemos otras opciones que no le coticé aquí, se le hará la prueba de chispa al reactor que decidan adquirir para estar seguros que todo este en muy buenas condiciones.

To see similar equipment available through Perry Videx, please click this link:<http://perryvidex.com/s.html?s=KE300>

Todos los equipos están sujetos a previa venta, disponibilidad y confirmación escrita por Perry Videx LLC antes de finalizar la venta. Toda venta esta sujeta a los términos y condiciones de Perry Videx LLC.

Sírvase informarnos cómo más podemos ayudarle.

Atentamente,  
PERRY VIDEX, LLC

Laura Ojeda  
(609) 288-4048

LO/lo



Sres.

**ELMER JO ANAYA S.A.C**
 Atte. : **Renzo Jo Anaya**  
 Dpto. : **Jefe de Operaciones**  
 Telf. : **528-3221**  
 E-mail : [renzo\\_jo@joanaya.com](mailto:renzo_jo@joanaya.com)

 De : **Julio Aguado M.**  
 Fecha : **18 de Marzo del 2011**  
 Ref. : **Bomba de vacío KLRC 300**  
 R.UC. : **20508425091**

De acuerdo a su requerimiento en referencia, nos es grato adjuntar a la presente nuestra oferta Técnica – Económica de la siguiente Bomba de vacío de anillo líquido TUTHILL – KINNEY.

### **COTIZACION N° F3046- 2011**

#### **BOMBA DE VACIO DE ANILLO LIQUIDO INCLUIDO MOTOR:**

<b><u>BOMBA DE VACIO DE ANILLO LIQUIDO</u></b> Marca : TUTHILL - KINNEY Producto : <b>Bomba de vacío de anillo liquido</b> N° de Etapas : <b>2 etapas</b> Modelo : <b>KLRC-300</b> Procedencia : <b>USA</b> Cantidad : <b>01</b>	<b><u>CARACTERISTICAS:</u></b> Presión de succión : <b>hasta 29" Hg</b> Capacidad : <b>510 m3/h</b> Transmisión : <b>Acople directo</b> Velocidad : <b>1750RPM</b> Mantenimiento : <b>Rápido y sencillo- no Requiere herramientas especiales.</b>
<b><u>MATERIALES DE FABRICACIÓN:</u></b> Carcasa : <b>Hierro Fundido</b> Eje : <b>Acero Inoxidable</b> Impulsor : <b>BRONCE</b> Sellado : <b>Sello mecánico (en viton) Jhon Crane Tipo 21</b> Rodamiento : <b>Doble fila de contacto ang.</b> Bridas : <b>2" ANSI</b>	<b><u>MOTOR ELECTRICO</u></b> Marca : <b>WEG</b> Potencia : <b>30HP</b> Velocidad : <b>1750 RPM</b> Voltaje : <b>220/380/440 V.</b> Frecuencia : <b>60 Hz</b> F.S. : <b>1.15</b> Encerramiento : <b>IP55</b>

**PRECIO DE VENTA..... US\$ 9,200.00**

**La oferta incluye:**

1. Bomba de Vacío Kinney KLRC-300
2. Motor Electrico 30 HP, 1800 rpm
3. Base metalica y acople directo
4. Manual de instalación, operación y mantenimiento

**Foto del Equipo ensamblado:**



**CONDICIONES DE VENTA**

- ✓ Precios : No Incluyen I.G.V.
- ✓ Forma de Pago : factura 15 dias
- ✓ Tiempo de entrega : 2 dias por ensamble.
- ✓ Validez Oferta : 15 días

Atentamente,

**Ing. Julio Aguado M.**  
Dpto. de Ventas

## ANEXO 5

### TABLAS DE VAPOR UTILIZADAS

Propiedades del vapor saturado: tabla de temperaturas

T(°C)	P(bares)	$\hat{V}$ (m <sup>3</sup> /kg)		$\hat{U}$ (kJ/kg)		$\hat{H}$ (kJ/kg)		
		Agua	Vapor	Agua	Vapor	Agua	Evaporación	Vapor
48	0.1116	0.001011	13.23	200.9	2440.9	200.9	2387.7	2588.6
50	0.1234	0.001012	12.05	209.2	2443.6	209.3	2382.9	2592.2
52	0.1361	0.001013	10.98	217.7	2446	217.7	2377	2595
54	0.1500	0.001014	10.02	226.0	2449	226.0	2373	2599
56	0.1651	0.001015	9.158	234.4	2451	234.4	2368	2602
58	0.1815	0.001016	8.380	242.8	2454	242.8	2363	2606
60	0.1992	0.001017	7.678	251.1	2456	251.1	2358	2609
62	0.2184	0.001018	7.043	259.5	2459	259.5	2353	2613
64	0.2391	0.001019	6.468	267.9	2461	267.9	2348	2616
66	0.2615	0.001020	5.947	276.2	2464	276.2	2343	2619
68	0.2856	0.001022	5.475	284.6	2467	284.6	2338	2623
70	0.3117	0.001023	5.045	293.0	2469	293.0	2333	2626
72	0.3396	0.001024	4.655	301.4	2472	301.4	2329	2630
74	0.3696	0.001025	4.299	309.8	2474	309.8	2323	2633
76	0.4019	0.001026	3.975	318.2	2476	318.2	2318	2636
78	0.4365	0.001028	3.679	326.4	2479	326.4	2313	2639
80	0.4736	0.001029	3.408	334.8	2482	334.9	2308	2643
82	0.5133	0.001030	3.161	343.2	2484	343.3	2303	2646
84	0.5558	0.001032	2.934	351.6	2487	351.7	2298	2650
86	0.6011	0.001033	2.727	360.0	2489	360.1	2293	2653
88	0.6495	0.001034	2.536	368.4	2491	368.5	2288	2656
90	0.7011	0.001036	2.361	376.9	2493	377.0	2282	2659

Fuente: Tomado de Felder, R., Rousseau, R. (1981). Principios básicos de los procesos químicos. México: Editorial El Manual Moderno S.A.

## Propiedades del vapor saturado: tabla de presiones

P(bares)	T(°C)	$\hat{V}$ (m <sup>3</sup> /kg)		$\hat{U}$ (kJ/kg)		$\hat{H}$ (kJ/kg)		
		Agua	Vapor	Agua	Vapor	Agua	Evaporación	Vapor
0.00611	0.01	0.001000	206.2	zero	2375.6	+0.0	2501.6	2501.6
0.008	3.8	0.001000	159.7	15.8	2380.7	15.8	2492.6	2508.5
0.010	7.0	0.001000	129.2	29.3	2385.2	29.3	2485.0	2514.4
0.012	9.7	0.001000	108.7	40.6	2388.9	40.6	2478.7	2519.3
0.014	12.0	0.001000	93.9	50.3	2392.0	50.3	2473.2	2523.5
0.016	14.0	0.001001	82.8	58.9	2394.8	58.9	2468.4	2527.3
0.018	15.9	0.001001	74.0	66.5	2397.4	66.5	2464.1	2530.6
0.020	17.5	0.001001	67.0	73.5	2399.6	73.5	2460.2	2533.6
0.022	19.0	0.001002	61.2	79.8	2401.7	79.8	2456.6	2536.4
0.024	20.4	0.001002	56.4	85.7	2403.6	85.7	2453.3	2539.0
0.026	21.7	0.001002	52.3	91.1	2405.4	91.1	2450.2	2541.3
0.028	23.0	0.001002	48.7	96.2	2407.1	96.2	2447.3	2543.6
0.030	24.1	0.001003	45.7	101.0	2408.6	101.0	2444.6	2545.6
0.035	26.7	0.001003	39.5	111.8	2412.2	111.8	2438.5	2550.4
0.040	29.0	0.001004	34.8	121.4	2415.3	121.4	2433.1	2554.5
0.045	31.0	0.001005	31.1	130.0	2418.1	130.0	2428.2	2558.2
0.050	32.9	0.001005	28.2	137.8	2420.6	137.8	2423.8	2561.6
0.060	36.2	0.001006	23.74	151.5	2425.1	151.5	2416.0	2567.5
0.070	39.0	0.001007	20.53	163.4	2428.9	163.4	2409.2	2572.6
0.080	41.5	0.001008	18.10	173.9	2432.3	173.9	2403.2	2577.1
0.090	43.8	0.001009	16.20	183.3	2435.3	183.3	2397.9	2581.1
0.10	45.8	0.001010	14.67	191.8	2438.0	191.8	2392.9	2584.8
0.11	47.7	0.001011	13.42	199.7	2440.5	199.7	2388.4	2588.1
0.12	49.4	0.001012	12.36	206.9	2442.8	206.9	2384.3	2591.2
0.13	51.1	0.001013	11.47	213.7	2445.0	213.7	2380.4	2594.0

Fuente: Tomado de Felder, R., Rousseau, R. (1981). Principios básicos de los procesos químicos. México: Editorial El Manual Moderno S.A.

Propiedades del vapor sobrecalentado

P(bares) ( $T_{sat}$ , °C)	Agua sat.	Vapor sat.	Temperatura (°C) →								
			50	75	100	150	200	250	300	350	
0.0 (-)	$\hat{H}$	—	2595	2642	2689	2784	2880	2978	3077	3177	
	$\hat{U}$	—	2446	2481	2517	2589	2662	2736	2812	2890	
	$\hat{V}$	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
0.1 (45.8)	$\hat{H}$	191.8	2584.8	2593	2640	2688	2783	2880	2977	3077	3177
	$\hat{U}$	191.8	2438.0	2444	2480	2516	2588	2661	2736	2812	2890
	$\hat{V}$	0.00101	14.7	14.8	16.0	17.2	19.5	21.8	24.2	26.5	28.7
0.5 (81.3)	$\hat{H}$	340.6	2446.0	209.3	313.9	2683	2780	2878	2976	3076	3177
	$\hat{U}$	340.6	2484.0	209.2	313.9	2512	2586	2660	2735	2811	2889
	$\hat{V}$	0.00103	3.24	0.00101	0.00103	3.41	3.89	4.35	4.83	5.29	5.75
1.0 (99.6)	$\hat{H}$	417.5	2675.4	209.3	314.0	2676	2776	2875	2975	3074	3176
	$\hat{U}$	417.5	2506.1	209.2	313.9	2507	2583	2658	2734	2811	2889
	$\hat{V}$	0.00104	1.69	0.00101	0.00103	1.69	1.94	2.17	2.40	2.64	2.87
5.0 (151.8)	$\hat{H}$	640.1	2747.5	209.7	314.3	419.4	632.2	2855	2961	3065	3168
	$\hat{U}$	639.6	2560.2	209.2	313.8	418.8	631.6	2643	2724	2803	2883
	$\hat{V}$	0.00109	0.375	0.00101	0.00103	0.00104	0.00109	0.425	0.474	0.522	0.571
10 (179.9)	$\hat{H}$	762.6	2776.2	210.1	314.7	419.7	632.5	2827	2943	3052	3159
	$\hat{U}$	761.5	2582	209.1	313.7	418.7	631.4	2621	2710	2794	2876
	$\hat{V}$	0.00113	0.194	0.00101	0.00103	0.00104	0.00109	0.206	0.233	0.258	0.282
20 (212.4)	$\hat{H}$	908.6	2797.2	211.0	315.5	420.5	633.1	852.6	2902	3025	3139
	$\hat{U}$	906.2	2598.2	209.0	313.5	418.4	630.9	850.2	2679	2774	2862
	$\hat{V}$	0.00118	0.09950	0.00101	0.00102	0.00104	0.00109	0.00116	0.111	0.125	0.139
40 (250.3)	$\hat{H}$	1087.4	2800.3	212.7	317.1	422.0	634.3	853.4	1085.8	2962	3095
	$\hat{U}$	1082.4	2601.3	208.6	313.0	417.8	630.0	848.8	1080.8	2727	2829
	$\hat{V}$	0.00125	0.04975	0.00101	0.00102	0.00104	0.00109	0.00115	0.00125	0.0588	0.0665
60 (275.6)	$\hat{H}$	1213.7	2785.0	214.4	318.7	423.5	635.6	854.2	1085.8	2885	3046
	$\hat{U}$	1205.8	2590.4	208.3	312.6	417.3	629.1	847.3	1078.3	2668	2792
	$\hat{V}$	0.00132	0.0325	0.00101	0.00103	0.00104	0.00109	0.00115	0.00125	0.0361	0.0422
80 (295.0)	$\hat{H}$	1317.1	2759.9	216.1	320.3	425.0	636.8	855.1	1085.8	2787	2990
	$\hat{U}$	1306.0	2571.7	208.1	312.3	416.7	628.2	845.9	1075.8	2593	2750
	$\hat{V}$	0.00139	0.0235	0.00101	0.00102	0.00104	0.00109	0.00115	0.00124	0.0243	0.0299
100 (311.0)	$\hat{H}$	1408.0	2727.7	217.8	322.9	426.5	638.1	855.9	1085.8	1343.4	2926
	$\hat{U}$	1393.5	2547.3	207.8	311.7	416.1	627.3	844.4	1073.4	1329.4	2702
	$\hat{V}$	0.00145	0.0181	0.00101	0.00102	0.00104	0.00109	0.00115	0.00124	0.00140	0.0224
150 (342.1)	$\hat{H}$	1611.0	2615.0	222.1	326.0	430.3	641.3	858.1	1086.2	1338.2	2695
	$\hat{U}$	1586.1	2459.9	207.0	310.7	414.7	625.0	841.0	1067.7	1317.6	2523
	$\hat{V}$	0.00166	0.0103	0.00101	0.00102	0.00104	0.00108	0.00114	0.00123	0.00138	0.0115
200 (365.7)	$\hat{H}$	1826.5	2418.4	226.4	330.0	434.0	644.5	860.4	1086.7	1334.3	1647.1
	$\hat{U}$	1785.7	2300.8	206.3	309.7	413.2	622.9	837.7	1062.2	1307.1	1613.7
	$\hat{V}$	0.00204	0.005875	0.00100	0.00102	0.00103	0.00108	0.00114	0.00122	0.00136	0.00167
221.2( $P_c$ ) (374.15)( $T_c$ )	$\hat{H}$	2108	2108	228.2	331.7	435.7	645.8	861.4	1087.0	1332.8	1635.5
	$\hat{U}$	2037.8	2037.8	206.0	309.2	412.8	622.0	836.3	1060.0	1302.9	1600.3
	$\hat{V}$	0.00317	0.00317	0.00100	0.00102	0.00103	0.00108	0.00114	0.00122	0.00135	0.00163
250 (-)	$\hat{H}$	—	—	230.7	334.0	437.8	647.7	862.8	1087.5	1331.1	1625.0
	$\hat{U}$	—	—	205.7	308.7	412.1	620.8	834.4	1057.0	1297.5	1585.0
	$\hat{V}$	—	—	0.00100	0.00101	0.00103	0.00108	0.00113	0.00122	0.00135	0.00160
300 (-)	$\hat{H}$	—	—	235.0	338.1	441.6	650.9	865.2	1088.4	1328.7	1609.9
	$\hat{U}$	—	—	205.0	307.7	410.8	618.7	831.3	1052.1	1288.7	1563.3
	$\hat{V}$	—	—	0.0009990	0.00101	0.00103	0.00107	0.00113	0.00121	0.00133	0.00155
500 (-)	$\hat{H}$	—	—	251.9	354.2	456.8	664.1	875.4	1093.6	1323.7	1576.3
	$\hat{U}$	—	—	202.4	304.0	405.8	611.0	819.7	1034.3	1259.3	1504.1
	$\hat{V}$	—	—	0.0009911	0.00100	0.00102	0.00106	0.00111	0.00119	0.00129	0.00144
1000 (-)	$\hat{H}$	—	—	293.9	394.3	495.1	698.0	903.5	1113.0	1328.7	1550.5
	$\hat{U}$	—	—	196.5	295.7	395.1	594.4	795.3	999.0	1207.1	1419.0
	$\hat{V}$	—	—	0.0009737	0.0009852	0.001000	0.00104	0.00108	0.00114	0.00122	0.00131

Fuente: Tomado de Felder, R., Rousseau, R. (1981). Principios básicos de los procesos químicos. México: Editorial El Manual Moderno S.A.

NORME FRANÇAISE  
ENREGISTRÉE

PRODUITS CHIMIQUES  
SULFATE STANNEUX  
(Pour revêtements électrolytiques)

NF  
T 23-301  
Juin 1982

## AVANT-PROPOS

A la date de publication de la présente norme, il existe la norme britannique BS 1468, tandis que dans le cadre de l'Organisation internationale de normalisation (ISO) il n'y a aucun document sur le même sujet.

## 1 OBJET ET DOMAINE D'APPLICATION

La présente norme définit le sulfate stanneux pour étamage électrolytique et anodisation colorée. Elle en fixe les caractéristiques et spécifications, ainsi que les méthodes d'analyse propres à les déterminer. Enfin elle donne des indications relatives à l'emballage.

## 2 RÉFÉRENCE

NF T 20-054 Produits chimiques — Méthode générale de dosage de l'arsenic — Méthode photométrique au diéthylthiocarbamate d'argent.

## 3 DÉFINITION DU PRODUIT

Identification et formule chimique

Le sulfate stanneux (sulfate d'étain (II)) est un sel anhydre de l'étain, de formule  $\text{SnSO}_4$ . Il se présente généralement sous forme de fins cristaux de couleur crème pâle. Il présente une réaction acide, par suite d'une hydrolyse prononcée, en solution aqueuse.

La teneur en étain du sel pur est de 55,27%. Etant donné la présence d'acide sulfurique libre, le sulfate stanneux pour revêtements électrolytiques présente une teneur en étain inférieure au maximum théorique.

Le sulfate stanneux pour revêtements électrolytiques contient presque toujours un peu de sulfate stannique (sulfate d'étain (IV)). La teneur minimale en étain (II) spécifiée plus loin, limite automatiquement la teneur maximale en étain (IV) à une valeur non dangereuse.

## 4 SPÉCIFICATIONS

Le sulfate stanneux, lorsqu'il est analysé selon les méthodes indiquées ci-après, ne doit pas contenir moins de 52% d'étain (II) (voir 6.2) (ce qui équivaut à 94,0% de sulfate stanneux), et plus de 1% d'acide sulfurique libre (voir 6.3).

Les teneurs en impuretés, lorsqu'elles sont déterminées par les méthodes indiquées ci-après ne doivent pas excéder les valeurs suivantes :

Impuretés	% max.
Cendres de l'insoluble (voir 6.1)	0,5
Chlorure exprimé en Cl (voir 6.4)	0,05
Antimoine exprimé en Sb (voir 6.5)	0,1
Arsenic exprimé en As (voir 6.6)	0,005

Enregistrée par décision  
du 1982.05.17  
pour prendre effet  
le 1982.06.17

La présente norme remplace la norme de même indice  
homologuée par arrêté du 31 août 1955

©afnor 1982  
Droits de reproduction  
et de traduction réservés  
pour tous pays

## 5 ÉCHANTILLONNAGE

Un échantillon représentatif du lot examiné, pesant au minimum 250 g, est nécessaire.

Prélever l'échantillon pour laboratoire sur des colis fraîchement ouverts (1) et les répartir entre trois flacons de verre, de couleur foncée, aussi pleins que possible, secs et étanches à l'air, munis d'un bouchon en verre, puis scellés.

L'échantillon doit être analysé au plus tard un mois après le prélèvement.

A moins de convention autre, de tels échantillons sont prélevés sur chaque colis d'une masse égale ou supérieure à 15 kg.

## 6 MÉTHODES D'ANALYSE

### 6.1 DOSAGE DES CENDRES DE L'INSOLUBLE

#### 6.1.1 Principe

Séparation de l'insoluble dans une solution d'acide sulfurique dilué et calcination du résidu.

#### 6.1.2 Réactifs

Au cours de l'analyse utiliser uniquement des réactifs de qualité analytique reconnue et de l'eau distillée ou de l'eau de pureté équivalente.

Acide sulfurique, solution à 2% (V/V)

#### 6.1.3 Appareillage

Matériel courant de laboratoire

#### 6.1.4 Mode opératoire

##### 6.1.4.1 Prise d'essai

Peser, à 0,05 g près, 10 g environ de l'échantillon pour laboratoire prélevé selon les prescriptions données dans le chapitre 5.

##### 6.1.4.2 Dosage

Dissoudre la prise d'essai (6.1.4.1) dans 200 ml de la solution d'acide sulfurique (6.1.2). Filtrer sur filtre contenant un peu de pulpe de papier. Laver le résidu avec 100 ml d'eau pour éliminer l'acide. Conserver le filtrat (2) pour le dosage de l'arsenic. Calciner le résidu à 1000°C dans un creuset en porcelaine ou à défaut en silice. Refroidir et peser à masse constante le résidu calciné.

#### 6.1.5 Expression des résultats

La teneur en cendres de l'insoluble, exprimée en pourcentage en masse, est donnée par la formule :

$$\frac{m_1}{m} \times 100$$

où :

m est la masse, en grammes, de la prise d'essai (6.1.4.1)

m<sub>1</sub> est la masse, en grammes, du résidu calciné

### 6.2 DOSAGE DE L'ÉTAIN STANNEUX

#### 6.2.1 Principe

Dosage iodométrique de Sn (II), qui est oxydé en Sn (IV).

Le dosage est effectué en atmosphère de dioxyde de carbone pour éviter tout oxydation par l'oxygène de l'air.

#### 6.2.2 Réactifs

Au cours de l'analyse, utiliser uniquement des réactifs de qualité analytique reconnue et de l'eau distillée ou de l'eau de pureté équivalente.

(1) Etant donné le phénomène d'hydrolyse que présente le produit au contact de l'air, l'échantillonnage doit être effectué immédiatement après l'ouverture des colis.

(2) Le filtrat sera utilisé pour le dosage de l'arsenic. Le transférer (avec les eaux de lavage) dans une fiole jaugée de 500 ml et compléter au volume avec la solution d'acide sulfurique (6.1.2) = solution A.

**6.2.2.1 Acide chlorhydrique**, solution à 20% (V/V)

**6.2.2.2 Acide sulfurique**, solution à 2% (V/V)

**6.2.2.3 Iode**, solution titrée  $c(1/2I_2) = 0,1 \text{ mol/l}$

Déterminer le titre exact de cette solution, par rapport à une solution de thiosulfate de sodium de titre rigoureusement connu.

**6.2.2.4. Empois d'amidon**, solution à 10 g/l

**6.2.2.5. Dioxyde de carbone pur** (bouteille de gaz comprimé)

### 6.2.3. Appareillage

Matériel courant de laboratoire

### 6.2.4. Mode opératoire

#### 6.2.4.1. Prise d'essai

Peser, à 0,05 g près, 10 g environ de l'échantillon pour laboratoire prélevé selon les prescriptions données au chapitre 5.

#### 6.2.4.2. Préparation de la solution d'essai

Introduire la prise d'essai (6.2.4.1.) dans une fiole jaugée de 500 ml dont l'atmosphère aura été préalablement purgée d'air et remplacée par le dioxyde de carbone (6.2.2.5).

Refaire le balayage avec le dioxyde de carbone. Ajouter 200 ml de la solution d'acide sulfurique (6.2.2.2). Fermer la fiole et agiter jusqu'à dissolution complète.

Ajouter 250 ml de la solution d'acide sulfurique, (6.2.2.2) compléter au volume avec de l'eau et homogénéiser. Effectuer aussitôt le dosage.

#### 6.2.4.3 Dosage

Dans une fiole conique, qui servira pour le dosage, faire passer un courant de dioxyde de carbone (6.2.2.5).

Prélever à l'aide d'une pipette 20 ml de la solution d'essai qui vient d'être préparée, et les introduire dans la fiole conique.

Ajouter 30 ml de la solution d'acide chlorhydrique (6.2.2.1) et titrer à l'aide de la solution d'iode (6.2.2.3), en présence d'empois d'amidon (6.2.2.4) tout en maintenant le courant de dioxyde de carbone.

### 6.2.5 Expression des résultats

La teneur en étain (II), exprimée en pourcentage en masse, est donnée par la formule :

$$\frac{V \times 5,935 \times 20}{m \times 500} \times 100$$

où :

V est le volume, en millilitres, de la solution d'iode (6.2.2.3) utilisé

m est la masse, en milligrammes, de la prise d'essai (6.2.4.1)

5,935 est la masse, en milligrammes, d'étain (II) correspondant à 1 ml de solution d'iode  $c(1/2I_2) = 0,1 \text{ mol/l}$  exactement

Note : Si la solution titrée employée n'a pas exactement la concentration prévue, une correction appropriée doit être appliquée.

## 6.3 DOSAGE DE L'ACIDE SULFURIQUE LIBRE

### 6.3.1 Principe

Dosage titrimétrique de l'acide sulfurique par l'hydroxyde de sodium.

### 6.3.2 Réactifs

Au cours de l'analyse, utiliser uniquement des réactifs de qualité analytique reconnue et de l'eau distillée ou de l'eau de pureté équivalente.



**6.3.2.1 Ethanol à 99% (V/V)****6.3.2.2 Hydroxyde de sodium**, solution titrée  $c(\text{NaOH}) = 0,1 \text{ mol/l}$ **6.3.2.3 Phénolphtaléine**, solution**6.3.3 Appareillage**

Matériel courant de laboratoire

**6.3.4 Mode opératoire****6.3.4.1 Prise d'essai**

Peser, à 0,01 g près, 2 g environ de l'échantillon pour laboratoire prélevé selon les prescriptions données au chapitre 5.

**6.3.4.2 Dosage**

Neutraliser 100 ml de l'éthanol (6.3.2.1) en présence de phénolphtaléine comme indicateur par addition de la solution d'hydroxyde de sodium (6.3.2.2). Mélanger la prise d'essai (6.3.4.1) avec les 100 ml d'éthanol neutralisé et agiter durant 2 min.

Laisser reposer, filtrer 50 ml à travers un filtre sec et titrer à l'aide de la solution d'hydroxyde de sodium (6.3.2.2) en présence de phénolphtaléine (6.3.2.3) comme indicateur.

**6.3.5 Expression des résultats**

La teneur en acide sulfurique libre, exprimée en pourcentage en masse, est donnée par la formule :

$$\frac{V \times 4,9}{m} \times 100$$

où :

V est le volume, en millilitres, de la solution d'hydroxyde de sodium (6.3.2.2) utilisé,

m est la masse, en milligrammes, de la prise d'essai (6.3.4.1)

4,9 est la masse, en milligrammes, d'acide sulfurique correspondant à 1 ml de la solution d'hydroxyde de sodium à 0,1 mol/l exactement.

**6.4 DOSAGE DES CHLORURES****6.4.1 Principe**Titration des ions chlorures ( $\text{Cl}^-$ ) avec une solution titrée de nitrate d'argent, en milieu acide, le point d'équivalence étant déterminé par potentiométrie à l'électrode d'argent.**6.4.2 Réactifs**

Au cours de l'analyse, utiliser uniquement des réactifs de qualité analytique reconnue et de l'eau distillée ou de l'eau de pureté équivalente.

**6.4.2.1 Acide nitrique**, solution à 50% (V/V) environ**6.4.2.2 Nitrate d'argent**, solution titrée  $c(\text{AgNO}_3) = 0,01 \text{ mol/l}$ 

Déterminer le titre exact de cette solution, par rapport à une solution de chlorure de potassium de titre rigoureusement connu et en opérant dans les conditions de la présente norme.

**6.4.3 Appareillage**

Matériel courant de laboratoire et notamment un potentiomètre équipé :

- d'un couple d'électrodes : électrode d'argent — électrode de référence (calomel, sulfate de mercure (1)... ) avec pont  $\text{KNO}_3$  (1) (ou électrode combinée).
- d'une burette à pointe effilée, graduée en 0,02 ml,
- d'un agitateur magnétique, avec barreau aimanté gainé de PTFE (polytétrafluoroéthylène),
- et d'un enregistreur dans la mesure du possible.

---

(1) Ce pont n'est pas nécessaire si on utilise le couple d'électrodes : argent-sulfate de mercure (1).

## 6.4.4 Mode opératoire

### 6.4.4.1 *Prise d'essai*

Peser, à 0,005 g près, 5 g environ de l'échantillon pour laboratoire prélevé selon les prescriptions données dans le chapitre 5.

### 6.4.4.2 *Dosage*

Dissoudre la prise d'essai (6.4.4.1) dans 100 ml d'eau dans un bécher de capacité convenable (250 ml). Ajouter 10 ml de la solution d'acide nitrique (6.4.2.1).

Introduire dans le bécher contenant la solution un barreau aimanté gainé de PTFE et placer l'ensemble sur l'agitateur magnétique. Plonger dans la solution l'électrode d'argent et l'extrémité libre du pont (ou l'électrode combinée).

Tout en agitant grâce à l'agitateur magnétique, titrer avec le potentiomètre à l'aide de la solution de nitrate d'argent (6.4.2.2). Construire point par point, ou mieux enregistrer la courbe donnant le potentiel de l'électrode d'argent par rapport à l'électrode de référence, en fonction du volume de solution de nitrate d'argent versé.

Déterminer le point d'équivalence (point d'inflexion de la courbe de titrage).

Note : Prendre la précaution de nettoyer soigneusement l'électrode d'argent après chaque titrage.

### 6.4.4.3 *Essai à blanc*

Effectuer un essai à blanc avec la même quantité de tous les réactifs présents lors du dosage, mais en omettant la prise d'essai et en ajoutant une petite quantité connue d'ions  $\text{Cl}^-$  (sous forme d'une solution de chlorure de potassium de titre rigoureusement connu), de manière à obtenir une courbe de titrage bien lisible. Corriger ensuite le volume de solution de nitrate d'argent versé pour tenir compte de l'ajout d'ions chlorure.

## 6.4.5 Expression des résultats

La teneur en ions chlorure, exprimée en pourcentage en masse de chlore (Cl), est donnée par la formule :

$$\frac{(V - V_0) \times 0,0003545 \times 100}{m} = \frac{0,03545 (V - V_0)}{m}$$

où :

V est le volume, en millilitres, de la solution de nitrate d'argent (6.4.2.2) utilisé pour le dosage

$V_0$  est le volume, en millilitres, de la solution de nitrate d'argent (6.4.2.2) utilisé pour l'essai à blanc, déduction faite du volume en millilitres de cette solution correspondant à l'ajout d'ions chlorure.

m est la masse, de la prise d'essai

0,0003545 est la masse, en grammes de chlore (Cl) correspondant à 1 mole de la solution de nitrate d'argent  $c(\text{AgNO}_3) = 0,01 \text{ mol/l}$  exactement.

Note : Si la solution titrée employée n'a pas exactement la concentration prévue une correction appropriée doit être appliquée.

## 6.5. DOSAGE DE L'ANTIMOINE

### 6.5.1 Principe

Libération de l'iode de l'iodure de potassium en présence d'antimoine et titrage de l'iode libéré par le thiosulfate de sodium.

Cette méthode dose simultanément d'autres éléments ayant le même comportement que l'antimoine qui doivent être comptés comme antimoine.

### 6.5.2 Réactifs

Au cours de l'analyse utiliser uniquement des réactifs de qualité analytique reconnue et de l'eau distillée ou de l'eau de pureté équivalente.

#### 6.5.2.1 *Chlorate de potassium*

#### 6.5.2.2 *Iodure de potassium*

#### 6.5.2.3 *Acide chlorhydrique* ( $\rho 1,19 \text{ g/ml}$ )

#### 6.5.2.4 *Thiosulfate de sodium*, solution titrée $c(\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3) = 0,01 \text{ mol/l}$ .

#### 6.5.2.5 *Empois d'amidon*, solution à 10 g/l.

### 6.5.3 Appareillage

Matériel courant de laboratoire

## 6.5.4 Mode opératoire

### 6.5.4.1 *Prise d'essai*

Peser, à 0,005 g près, 5 g environ de l'échantillon pour laboratoire prélevé selon les prescriptions données au chapitre 5.

### 6.5.4.2 *Dosage*

Dissoudre la prise d'essai (6.5.4.1) dans 100 ml d'eau et 40 ml d'acide chlorhydrique (6.5.2.3). Ajouter 1,5 g de chlorate de potassium (6.5.2.1) et porter à l'ébullition durant 15 min pour chasser toutes traces de chlore. Refroidir, diluer à 200 ml et ajouter 1 g d'iodure de potassium (6.5.2.2).

Titre avec la solution de thiosulfate de sodium (6.5.2.4) l'iode libéré, en présence d'empois d'amidon (6.5.2.5) comme indicateur.

## 6.5.5. Expression des résultats

La teneur en antimoine (Sb), exprimée en pourcentage en masse, est donnée par la formule :

$$\frac{V \times 0,6}{m} \times 100$$

où :

V est le volume, en millilitres, de la solution de thiosulfate de sodium (6.5.2.4) utilisé,

m est la masse, en milligrammes, de la prise d'essai (6.5.4.1),

0,6 est la masse, en milligrammes, d'antimoine (Sb) correspondant à 1 ml de la solution de thiosulfate de sodium à 0,01 mol/l exactement.

Note : Si la solution titrée employée n'a pas exactement la concentration prévue une correction appropriée doit être appliquée.

## 6.6 DOSAGE DE L'ARSENIC

Selon la méthode générale de dosage spectrométrique au diéthylthiocarbamate d'argent, décrite dans la norme NF T 20-054.

### 6.6.1 Principe

Réduction de l'arsenic par le zinc en milieu acide chlorhydrique avec formation d'arsine ( $\text{AsH}_3$ ).

Absorption de l'arsine par une solution de diéthylthiocarbamate d'argent dans la pyridine, donnant une coloration rouge-violette produite par l'argent colloïdal dispersé.

Mesurage spectrométrique de cette coloration au maximum de la courbe d'absorption (longueur d'onde aux environs de 540 nm).

### 6.6.2 Réactifs

Voir chapitre 4 de la norme NF T 20-054

### 6.6.3 Appareillage

Voir chapitre 5 de la norme NF T 20-054

## 6.6.4 Mode opératoire

### 6.6.4.1 *Prise d'essai*

Prélever 15,0 ml de solution A (voir 6.1.4.2)

### 6.6.4.2 *Préparation de la solution d'essai*

Introduire la prise d'essai (6.6.4.1.) dans la fiole conique de l'appareil (5.1.1 de la norme NF T 20-054), y ajouter 10 ml de la solution d'acide chlorhydrique (4.1 de la norme NF T 20-054) et compléter le volume à 40 ml avec de l'eau.

### 6.6.4.3 *Essai à blanc*

Voir 6.2 de la norme NF T 20-054

### 6.6.4.4 *Établissement de la courbe d'étalonnage*

Voir 6.3 de la norme NF T 20-054

#### 6.6.4.5 Dosage

Voir 6.4 de la norme NF T 20-054

#### 6.6.5 Expression des résultats

Au moyen de la courbe d'étalonnage (6.3.3 de la norme NF T 20-054) déterminer la masse d'arsenic (As) correspondant à la valeur de la mesure spectrométrique.

La teneur en arsenic (As), exprimée en pourcentage en masse, est donnée par la formule :

$$\frac{m_1}{10^6 m} \times 100$$

où :

$m_1$  est la masse, en microgrammes, d'arsenic, lue sur la courbe d'étalonnage,

$m$  est la masse, en grammes, de la prise d'essai correspondant à la partie aliquote de solution A prélevée.

### 7 PROCÈS-VERBAL D'ESSAI

Le procès-verbal d'essai doit indiquer les résultats obtenus. Il doit en outre, mentionner tous les détails opératoires non prévus dans la norme ou facultatifs, ainsi que les incidents éventuels susceptibles d'avoir agi sur les résultats.

Le procès-verbal doit enfin donner tous les renseignements nécessaires à l'identification complète de l'échantillon.

### 8 EMBALLAGE

Le sulfate stanneux s'hydrolysant s'il est en contact avec l'air, il est nécessaire que les récipients d'emballage soient rigoureusement étanches, et en matière non attaquable par le produit (récipients avec sachet plastique intérieur ou fûts étanches en polyéthylène).