



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE SAN LUIS POTOSI
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

"ALTERNATIVAS DE PRODUCCION DEL
SULFATO ESTANOSO"

TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA
MANUEL ALEJANDRO SALAICES AVILA

ASESORADO POR: IQS CARLOS BARCENA PONS

División Productos Químicos
Llevada a cabo en las Instalaciones y Laboratorios de:
Mexiestaño, S.A. de C.V.

Diciembre de 1994

T

TP245

.S9

S2

C.1



1080077125

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE
SAN LUIS POTOSI

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

ALTERNATIVAS DE PRODUCCIÓN DEL SULFATO ESTANOSO

Tesis Que Para Recibir el Título de
Ingeniero Químico

Presenta
Manuel Alejandro Salaices Avila

Asesorado Por
IQS Carlos Bárcena Pous

Llevada a Cabo en las Instalaciones y Laboratorios de
Mexiestaño S.A. de C.V.
División Productos Químicos

Diciembre 1994

T
TP245
.59
S2



Manuel Alejandro Salaices Avila
Av. V. Carranza 717
Tel. 12 - 21 - 49
San Luis Potosí, S.L.P.

31 de Octubre de 1993

MEXIESTAÑO S.A. DE C.V.
Div. Productos Químicos
Ing. Carlos Bárcena Pous
Director

Con toda atención, me dirijo a Usted a efecto de solicitar la aprobación para utilizar información propiedad de la empresa en la realización de la tesis profesional titulada *Alternativas de Producción del Sulfato Estanoso*, que se realizará a cabo en las Instalaciones y Laboratorios de Mexiestaño S.A. de C.V., División Productos Químicos, bajo su dirección.

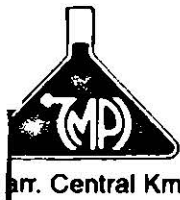
Entre la información a emplear son los datos y hojas técnicas del sulfato estanoso y de las materias primas, la descripción de los equipos y los datos de operación de la planta, con pleno conocimiento de que todo lo anterior es propiedad de la empresa.

Agradeciendo de antemano todas las atenciones que se sirva prestar a la presente, quedo de Usted.

ATENTAMENTE



Manuel Alejandro Salaices Avila
Pasante de la carrera de Ingeniería Química



mexiestaño, s. a. de c. v.

división productos químicos

arr. Central Km. 417.5, San Luis Potosí, S. L. P., 78090 México

San Luis Potosí, S.L.P. a 31 de Octubre de 1994.

Manuel Alejandro Salaces Avila

Por medio de la presente, se autoriza el uso de la siguiente información: datos y hojas técnicas del Sulfato Estanoso, de la materias primas, descripción y datos de los equipos, y los datos experimentales que se efectúen en la planta, para ser utilizados en la elaboración de la tesis "Alternativas de Producción del Sulfato Estanoso, misma que se realizará en las instalaciones de Mexiestaño, S.A. de C.V., siendo dicha información propiedad de la empresa.

A t e n t a m e n t e

*Ing. Carlos Bárcena Pous
Director
Mexiestaño, S.A. de C.V.
División Productos Químicos*

A mi Madre,

*por todo su apoyo y toda su
paciencia con que siempre he
contado.*

y a la Memoria de

Antonia Lomelí y Ricardo Avila

PRÓLOGO

Este trabajo, tiene como objetivo el estudio de los procesos de cristalización del Sulfato Estanoso, la cristalización por ion común, y la cristalización al vacío, tanto en el aspecto técnico como en el aspecto económico. Este proyecto está desarrollado en la empresa Mexiestaño S. A. de C.V., especializada en la elaboración de compuestos basados en el estaño, y cuenta con los dos procesos antes mencionados, los cuales se quieren aprovechar en al mejor forma, para poder incrementar la capacidad de producción y disminuir el costo de producción del producto.

Durante el transcurso de este estudio, se aprovecharon las instalaciones del laboratorio de análisis químicos, para hacer pruebas fisicoquímicas al Sulfato Estanoso en solución, y con estos experimentos lograr tener una base más sólida con que atacar los problemas que más adelante se presenten y que involucren el conocimiento de sus propiedades físicas y químicas.

Primero fue necesario conocer qué es lo que nos menciona la teoría, sobre todo el aspecto técnico de los equipos de cristalización, así como los fundamentos de la cristalización, para poder comprender los principios de operación. Con esta información, complementada con la reunida en el campo, se elaboraron los manuales de producción, en donde se proponen las condiciones de trabajo, así como los balances de materia y energía, el estudio técnico y económico, y, en base a esto, encontrar el punto de balance de materia entre los dos procesos.

Quiero agradecer profundamente a mi asesor de Tesis, el IQS Carlos Bárcena Pous, por todo su tiempo dedicado y por su invaluable ayuda, y también quiero agradecer al IQ José Gómez, profesor mío durante el transcurso de mi carrera, el cual me mostró los lineamientos prácticos de la profesión. Quisiera mencionar a muchas otras personas, temo caer en el olvido de enumerar algunas de ellas, deseo en general agradecer a los obreros y al personal administrativo de la empresa, por todo el apoyo brindado, sin el cual este trabajo no podría haberse culminado.

Manuel Alejandro Salaices Avila
San Luis Potosí, al 10 de Diciembre de 1994

CONTENIDO

1. INTRODUCCION	4
1.1 Información General Sobre el Sulfato Estanoso	4
1.1.1 Descripción	4
1.1.2 Usos y Aplicaciones del Sulfato Estanoso	4
1.2 Propiedades Físicas del Sulfato Estanoso	5
1.3 Propiedades Químicas del Sulfato Estanoso	7
1.4 Pruebas de Laboratorio	8
1.4.1 Presión de Vapor	8
1.4.2 Densidad	12
1.4.3 Viscosidad	14
1.5 Información de Seguridad del Sulfato Estanoso en Polvo	16
1.5.1 Información sobre Riesgos de Fuego y Explosión	16
1.5.2 Reactividad	16
1.5.3 Riesgos a la Salud	16
1.5.4 Primeros Auxilios	17
1.5.5 Componentes Peligrosos	17
1.5.6 Procedimientos en el Manejo de Fugas, Derrames y Desperdicios	17
1.5.7 Medidas de Control	18
1.6 Materias primas	18
1.6.1 Estaño en Polvo	18
1.6.2 Acido Sulfúrico	21
1.6.3 Hidroquinona	27
1.6.4 Acetaminofen	28
1.6.5 Oxido Estanoso	29
2. DEFINICION Y EXPLICACION SOBRE LAS ALTERNATIVAS DE PRODUCCION	31
2.1 Cristalizador de Tubos de Politetrafluoroetileno (PTFE)	31
2.2 Cristalizador Evaporativo de Suspensión Clasificada tipo Oslo	32
2.2.1 Operación a Vacío del Proceso.	34
2.2.2 Separación Vapor Líquido.	38
2.2.3 Características de Funcionamiento.	39
2.2.4 Operación del Cristalizador.	43
3. FORMACION DE UNA SOLUCION SATURADA	47
3.1 Almacenamiento del Acido Sulfúrico	47
3.2 Reacción	47
3.3 Centrifugación	54
3.4 Disolución y Decantación	55

3.5 Filtración	55
<u>4. MANUAL DE PRODUCCION DE SULFATO ESTANOSO EN POLVO, POR CRISTALIZACION POR ION COMUN</u>	<u>57</u>
4.1 Diagrama General de Flujo	57
4.2 Descripción General del Proceso	58
4.3 Detalle del Proceso	59
4.3.1 Cristalización por Efecto del Ion Común	59
4.3.2 Centrifugación	60
4.3.3 Secado	61
4.4 Maquinaria y Equipo	64
4.5 Balance de Masa	69
4.6 Balance de Energía en el Reactor	74
4.7 Balance de Energía en el Cristalizador	76
4.8 Análisis Técnico	76
4.9 Análisis Económico	78
<u>5. MANUAL DE PRODUCCION DE SULFATO ESTANOSO EN POLVO, POR CRISTALIZACION AL VACIO</u>	<u>81</u>
5.1 Diagrama General de Flujo	81
5.2 Descripción General del Proceso	82
5.3 Detalle del Proceso	82
5.3.1 Recepción de la Solución Saturada	82
5.3.2 Ajuste de Acidez de la Solución Saturada	82
5.3.3 Filtración	83
5.3.4 Tanque de Alimentación al Cristalizador	83
5.3.5 Carga de la Solución Saturada al Cristalizador	84
5.3.6 Cristalizador al Vacío	84
5.3.7 Sistema de Vacío del Cristalizador	87
5.3.8 Torre de Enfriamiento	88
5.3.9 Caldera	89
5.3.10 Centrifugación	89
5.3.11 Secado al Vacío	90
5.3.12 Cuidado de los Sellos de las Bombas	91
5.4 Maquinaria y Equipo	93
5.5 Balance de Masa con Agua como Solución de Trabajo	96
5.6 Balance de Energía con Agua como Solución de Trabajo	96
5.7 Balance de Masa con Sulfato Estanoso como Solución de Trabajo	113
5.8 Balance de Energía con Sulfato Estanoso como Solución de Trabajo	117
5.9 Análisis Técnico	127
5.10 Análisis Económico	127
<u>6. COMPARACION ENTRE LAS ALTERNATIVAS DE PRODUCCION</u>	<u>129</u>
6.1 Propuestas	129

6.2 Conclusiones

134

7. REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFIA

136

8. ANEXOS

137

INDICE

1. INTRODUCCIÓN

1.1 INFORMACIÓN GENERAL SOBRE EL SULFATO ESTANOSO^{2,18,19}

1.1.1 DESCRIPCIÓN

El Sulfato Estanoso es un polvo cristalino, suave al tacto y de un color blanco a un amarillo ligero. Existen diferentes maneras de prepararlo, ya sea mediante la reacción de ácido sulfúrico con estaño en polvo, a partir de ácido sulfúrico y óxido estanoso, o ácido sulfúrico y cloruro de estaño.

Los cristales de Sulfato Estanoso son de un tamaño muy pequeño y en forma de agujas muy delgadas. Después de un periodo de tiempo en almacenamiento el Sulfato Estanoso y al contacto con el aire o la luz es oxidado y adquiere una tonalidad amarilla con formación de grumos, no disuelve en agua y la solución es muy turbia.

El Sulfato Estanoso es muy soluble y se disuelve rápidamente en agua. Disuelto en ácido sulfúrico al 5% en agua la solución resultante debe de ser totalmente transparente, pero la presencia de una opalescencia indica la presencia de estaño insoluble. Con el transcurso del tiempo la solución sufre una hidrólisis y por lo tanto la formación de estaño insoluble, adquiriendo la solución un aspecto de turbiedad. También, si la solución es muy diluida se hidroliza rápidamente. Es un agente reductor fuerte cuando se encuentra en solución y sufre una oxidación gradual al contacto con el aire.

1.1.2 USOS Y APLICACIONES DEL SULFATO ESTANOSO^{2,18}

El mayor uso del Sulfato Estanoso es en los procesos de estañado por inmersión por lotes o en líneas continuas de alta velocidad, en baños ácidos de estañado electrolítico o en procesos de anodizado en color de piezas de aluminio.

- a. En la producción de lámina de fierro estañada (hojalata); la cual es empleada en la fabricación de latas o recipientes metálicos para envasar o enlatar alimentos, bebidas u otros productos; y también es utilizada para producir ceniceros, tapas para filtros ya sea de aceite, de aire, etc.
- b. En el estañado por inmersión de alambres de acero de alto o bajo contenido de carbono.

- c. Como electrolito en baños ácidos de electrodeposición de estaño sobre:
- 1) Alambre de cobre.
 - 2) Contactos y conectores eléctricos.
 - 3) Chasis para radios.
 - 4) Artículos domésticos.
 - 5) Utensilios de cocina.
 - 6) Tornillos.
 - 7) Conductores eléctricos de aluminio (busbars).
 - 8) Tableros de computadoras.
- d. En el proceso de electrocolor de piezas anodizadas de aluminio (marcos de puertas y ventanas).

● ELEMENTOS DE LOS BAÑOS ÁCIDOS DE ELECTRODEPOSICIÓN DE ESTAÑO:

- 1) Ánodos de estaño.
- 2) Acido sulfúrico.
- 3) Sulfato estanoso.
- 4) Acido fenolsulfónico o cresolsulfónico (antioxidante).
- 5) Aditivos de depósitos: gelatina/ β -naftol.
- 6) Acabados brillantes: formulaciones especiales de aditivos orgánicos.

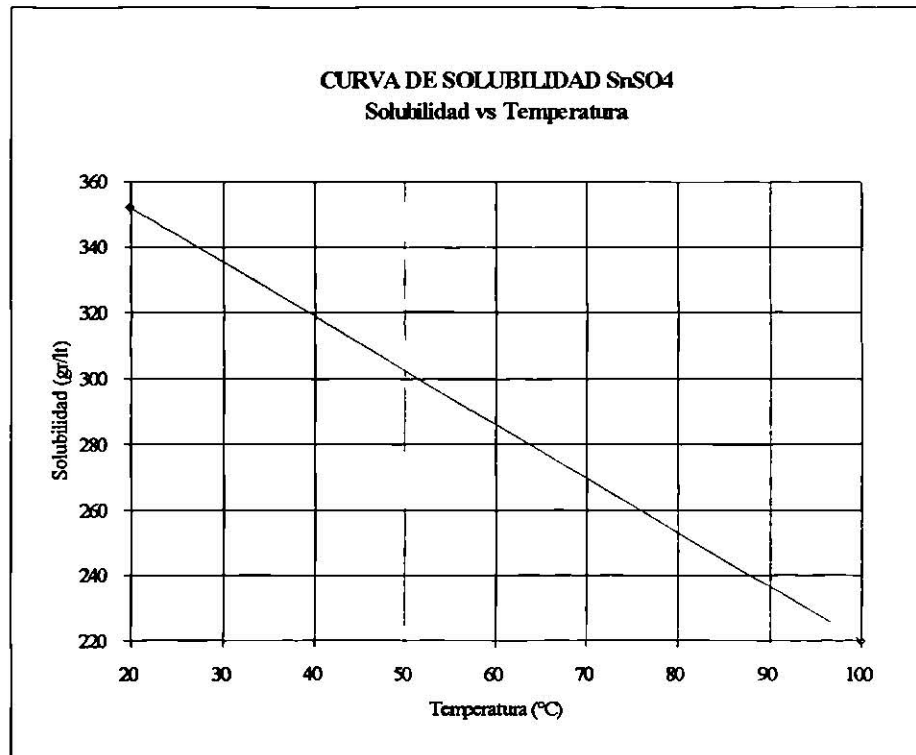
1.2 PROPIEDADES FÍSICAS DEL SULFATO ESTANOSO^{2,14,18}

Fórmula	SnSO ₄
Peso Molecular	214.75 g/gmol
Gravedad Específica	5.13
Susceptibilidad Específica	-2.89E-07
Capacidad Calorífica (cristal)	0.1276 Kcal/Kg °C
ΔH°_{298} (c)	-207.0793 kcal/mol
ΔH°_{298} (aq)	-219.2900 kcal/mol
Forma del Cristal	Ortorrómica
Crecimiento del Cristal	Acicular
Punto de Fusión	360 °C
Temperatura de Descomposición	378 °C SO ₂ ↑
Apariencia	Sal cristalina blanca
Solubilidad	352 gr/L @ 20°C 220 gr/L @ 100°C

Formas de estimar las propiedades físicas:¹⁰

- **CONDUCTIVIDAD TÉRMICA:** “Para soluciones de sales y de agua circulando a través de los tubos y que no exceden del 30%, suponerlo con una conductividad de *0.8 veces de la del agua*.”
- **CALOR ESPECÍFICO:** “Para sales solubles en agua usar el calor específico ponderado donde el calor específico de la sal es para el estado cristalino”
- **VISCOSIDAD:** “Sales en agua donde la concentración no excede del 30% y donde es conocido que no resultará una solución del tipo siruposa (tipo jarabe), *usar la viscosidad dos veces que la del agua*.”

Estas “reglas de dedo” son muy prácticas, sobre todo cuando no se dispone de datos reales en la literatura, y es necesario conocer una estimación de ellos, aunque siempre es preferible y más confiable obtener estos datos por medio del laboratorio.



Gráfica 1-1 Curva de Solubilidad del Sulfato Estanoso

Para concentraciones inferiores a 0.2 M de Sn⁺², la solución está formada por iones de Sn⁺² y SO₄⁻², y por moléculas de SnSO₄. Para concentraciones superiores, la solución se compone básicamente de Sn(SO₄)₂ y Sn(SO₄)₃.

1.3 PROPIEDADES QUÍMICAS DEL SULFATO ESTANOSO^{2,14,18}

- a. No es fusible sin descomposición. A 360 °C es su temperatura de fusión, y a 378 °C es su temperatura de descomposición, disociándose en SnO₂ y anhídrido sulfuroso (SO₂).
- b. Por la acción del amoníaco sobre el sulfato estanoso se obtiene el sulfato básico Sn₃(OH)₂O·SO₄ en cristales, y si es calentado a 230 °C el agua se pierde para formar Sn₃O₂SO₄.
- c. El Sn(SO₄)·2H₂O puede ser cristalizado de soluciones de óxido estánico hidratado en exceso con ácido sulfúrico diluido caliente, es muy higroscópico e hidroliza extensivamente.
- d. Reduce en caliente al ácido sulfúrico concentrado, y es oxidado en sulfato estánico entre 130 °C y 200 °C.
- e. En solución sulfúrica no reduce el HNO₃, ni en NH₃ y ni en hidroxilamina.
- f. Hidroliza rápidamente en caliente, con formación de un precipitado blanco de sulfato básico compuesto por SnSO₄, 2SnO, 15H₂O; se deshidrata en un baño maría en un sulfato básico de un color rojo claro compuesto por SnSO₄ y 2SnO soluble en caliente en los ácidos entendidos.
- g. Las soluciones sulfúricas no forman hidratos; en presencia de un exceso de hidróxido estanoso a 25 °C hay una formación de un sulfato básico formado por SnSO₄, 2SnO, y 4H₂O y a 50 °C, compuesto por SnSO₄, 2SnO y 2H₂O.
- h. Las soluciones de SnSO₄ tratadas por la soda forman igualmente los sulfatos básicos de SnSO₄, SnO y SnSO₄, 2SnO y nH₂O.
- i. El sulfato estanoso en solución se oxida parcialmente con el aire. El ácido sulfúrico disminuye la oxidación. Puede ser titulado con una solución de dicromato de potasio.
- j. El sulfato estanoso absorbe el ácido clorhídrico gaseoso, con calentamiento formando una combinación estable. Con el amoníaco en exceso, forma compuestos de adición, ya sea SnSO₄, 4NH₃; SnSO₄, ⁵/₂ NH₃ que son cristales amarillos, o SnSO₄, ³/₂ NH₃ y SnSO₄, NH₃ que son cristales de color blanco.
- k. Con el sulfato de potasio forman las sales dobles K₂Sn₂(SO₄)₃ y K₂Sn(SO₄)₂ y en presencia de cloruro estanoso, el cloro sulfato de estaño y potasio, 4K₂Sn(SO₄)₂, SnCl₂, que cristalizan en forma hexagonal y con una relación $\alpha:c = 1.07485$.

1. Especificaciones químicas típicas del Sulfato Estanoso seco en polvo:¹⁹

ESPECIFICACIONES	
Sn⁺²	53.95 % min
Total Sn	54.45 % min
Acidez libre	2.0 % max
Humedad	0.7 % max
Transmitancia	50 % min
Cloruros	0.5 % max
Plomo	0.01 % max
Antimonio	0.01 % max
Fierro	0.01 % max
Arsénico	0.01 % max
Cobre	20 ppm
Níquel	40 ppm

1.4 PRUEBAS DE LABORATORIO^{4,5}

Las pruebas que se llevaron a cabo en el laboratorio de análisis se desarrollaron con el fin de conocer el comportamiento del sulfato estanoso en solución a diferentes concentraciones. Entre los experimentos realizados están la presión de vapor (o elevación del punto de ebullición), la densidad y la viscosidad que son los parámetros que es necesario definir para poder conocer con más precisión la forma en como trabajará realmente el cristalizador evaporativo y no trabajar en base a suposiciones (emplear datos físicos del agua, haciendo analogía a los de la solución).

1.4.1 PRESIÓN DE VAPOR

Esta prueba está relacionada con el aumento del punto de ebullición, tomando en base a que si a un solvente puro (agua) se le agrega un soluto no volátil (sulfato estanoso), la presión de vapor se reduce y como consecuencia es necesario calentar la solución para aumentar la temperatura y lograr que el líquido pueda empezar a hervir, dependiendo de la presión que está siendo ejercida sobre la misma.

El método empleado es el Método Estático; la solución a analizar se coloca en un recipiente herméticamente cerrado, con regulación de temperatura y conectado a una bomba de vacío, y a un manómetro diferencial de tubo en U. Utilizando la bomba de vacío, se evacua el recipiente con la solución, y con el manómetro diferencial se leen las alturas alcanzadas por la columna de mercurio. Se aplica un poco de calor aumentando la temperatura lo necesario para producir la ebullición de la solución y se toma la lectura de la temperatura. Por medio de una

válvula de aguja, se regula la presión, permitiendo aumentarla en pequeños incrementos y repitiendo de esta manera todo el procedimiento para generar una serie de datos y poderlos analizar.

Los datos necesarios son el volumen de agua, el peso de sulfato estano agregado, las temperaturas de ebullición, las lecturas del manómetro de tubo en U, la presión barométrica y la temperatura ambiente. El equipo empleado es un manómetro diferencial del tubo en U; un matraz erlenmeyer de 250 mL, 2 matraces Sato para vacío, un vaso de precipitados de 1 L, un mechero de alcohol, un condensador, un termómetro de mercurio, conexiones de vidrio, manguera de plástico, una bomba de vacío marca FELISA mod. FE-140 con vacuómetro, una válvula de aguja, una balanza analítica electrónica marca Sartorius mod. MC - 1 tipo AC 210 P No. 10204963, y pinzas y soporte.

Para analizar los datos se emplea una forma de la ecuación de Clapeyron, la secuencia de los cálculos es la siguiente:

1) Cálculo de la presión absoluta

$$P_{abs} = P_{bar} + \rho g \Delta H f \quad (1-1)$$

P_{abs} = Presión absoluta [mmHg]

P_{bar} = Presión barométrica [mmHg]

ρ = Densidad del mercurio a la temperatura ambiente [Kg/m³]

$\Delta H = H_2 - H_1$ [m]

g = Aceleración de la gravedad [9.81 m/s²]

$f = 760 \text{ mmHg} / 1.01325 \times 10^5 \text{ Pa}$

2) La forma de la ecuación de Clapeyron es :

$$p = p^* \exp\left(\frac{-Q_{vap}}{RT}\right) \quad (1-2)$$

y linealizando

$$\ln p = \ln p^* - \frac{Q_{vap}}{RT}$$

en donde

$y = \ln p$

$x = 1 / T$

$m = -Q_{vap}/R$

$b = \ln p^*$

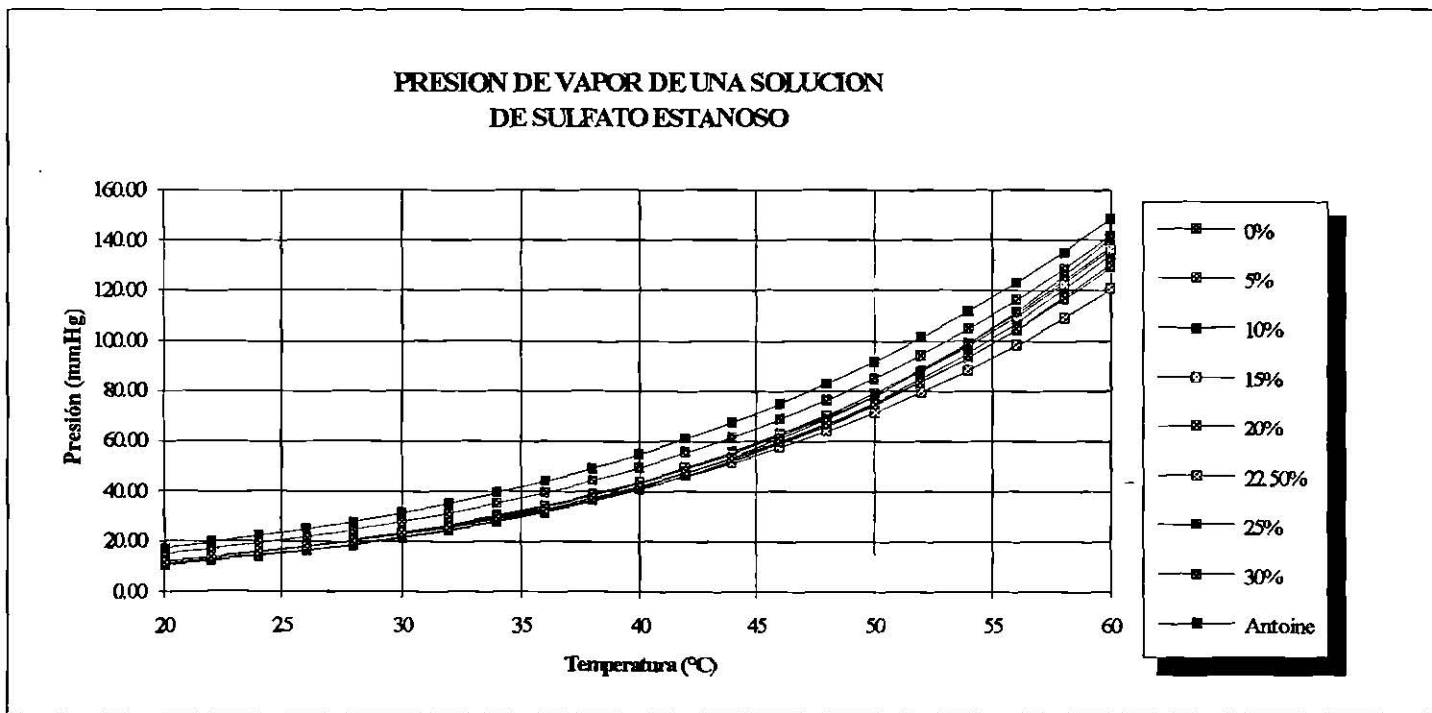
teniendo siempre cuidado de emplear la temperatura en grados Kelvin

A continuación se muestran los resultados a diferentes concentraciones, y en el anexo 1 se muestran las pruebas individuales.

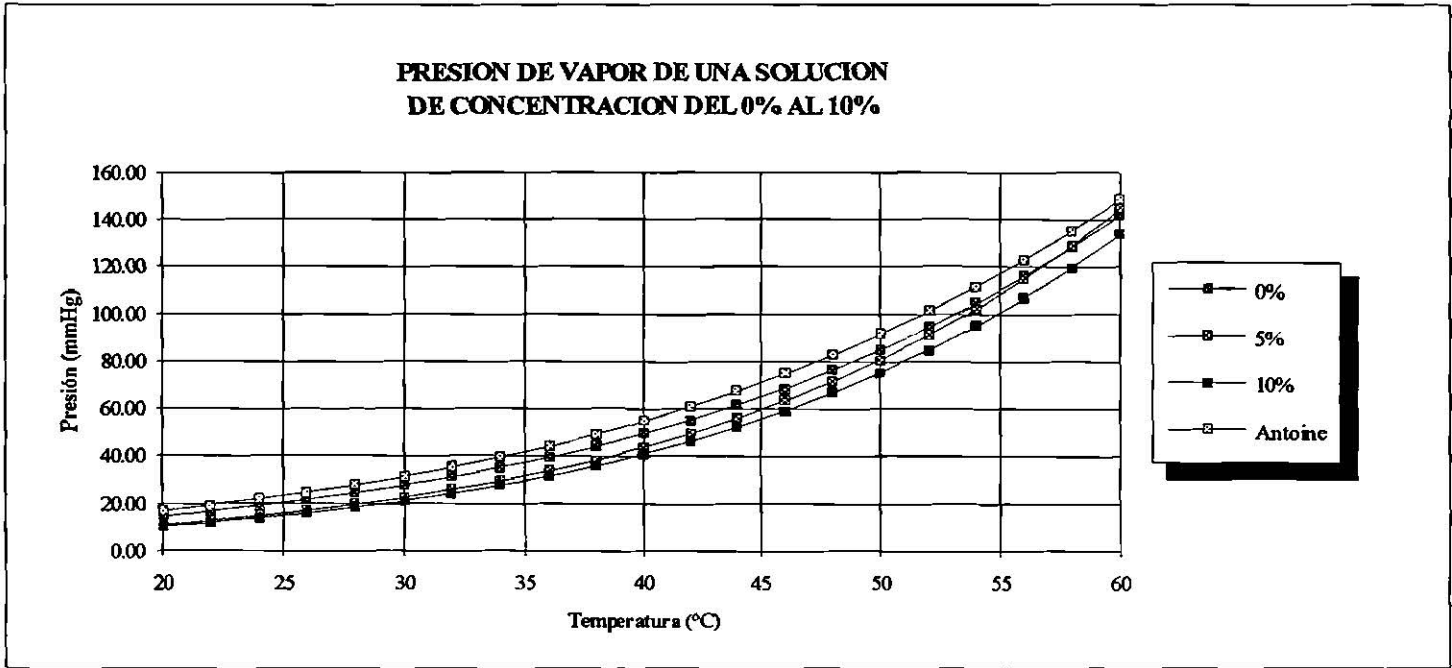
Tabla 1-1 Presión de Vapor de Soluciones de Sulfato Estanoso

CONCENTRACIÓN	0%	5%	10%	15%	20%	22.50%	25%	30%	ANTOINE
$m = -Q_{vap}/R$	-5485.94	-6224.29	-6196.75	-5969.84	-6047.34	-5608.48	-6351.87	-5825.83	18.30
$b = \ln P^*$	21.43	23.66	23.51	22.84	23.03	21.63	24.02	22.35	3816.44
r	-0.99	-1.00	-0.99	-1.00	-1.00	-1.00	-0.99	-1.00	-46.13

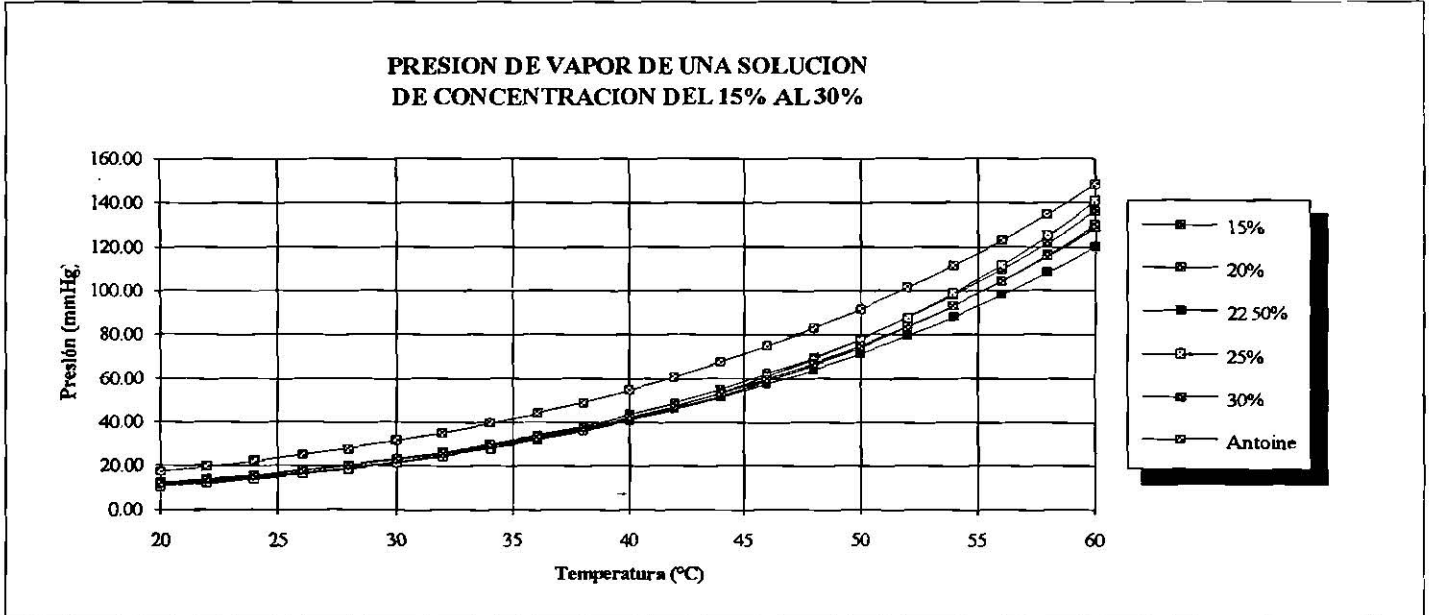
TEMPERATURA (°C)	PRESIÓN DE VAPOR (mmHg)								
20	14.95	11.25	10.58	11.79	10.93	12.08	10.40	11.83	17.19
22	16.98	12.99	12.21	13.54	12.57	13.75	12.05	13.54	19.46
24	19.24	14.98	14.06	15.52	14.43	15.63	13.93	15.47	21.99
26	21.77	17.23	16.17	17.75	16.54	17.73	16.07	17.64	24.81
28	24.60	19.78	18.55	20.27	18.91	20.08	18.51	20.08	27.93
30	27.74	22.68	21.25	23.10	21.60	22.71	21.27	22.81	31.38
32	31.24	25.95	24.30	26.29	24.62	25.64	24.41	25.88	35.20
34	35.12	29.64	27.74	29.86	28.01	28.91	27.96	29.31	39.41
36	39.43	33.79	31.61	33.87	31.82	32.53	31.96	33.14	44.05
38	44.20	38.47	35.97	38.35	36.09	36.56	36.48	37.41	49.15
40	49.47	43.72	40.85	43.36	40.86	41.03	41.56	42.16	54.75
42	55.30	49.60	46.32	48.94	46.19	45.97	47.28	47.45	60.90
44	61.72	56.18	52.44	55.15	52.14	51.44	53.69	53.33	67.63
46	68.79	63.54	59.28	62.06	58.77	57.47	60.88	59.84	74.99
48	76.57	71.76	66.91	69.74	66.13	64.12	68.92	67.05	83.02
50	85.12	80.91	75.40	78.25	74.32	71.45	77.91	75.02	91.78
52	94.50	91.10	84.85	87.68	83.39	79.51	87.93	83.83	101.31
54	104.77	102.42	95.35	98.10	93.44	88.36	99.09	93.55	111.68
56	116.02	114.99	106.99	109.62	104.56	98.07	111.52	104.25	122.95
58	128.32	128.91	119.88	122.32	116.84	108.71	125.31	116.02	135.16
60	141.75	144.32	134.15	136.31	130.40	120.35	140.62	128.95	148.39



Gráfica 1-2 Presión de vapor (concentración de la solución del 0 al 30%)



Gráfica 1-3 Presión de Vapor (concentración de la solución 0 al 10%)



Gráfica 1-4 Presión de vapor (concentración de la solución 15 al 30%)

1.4.2 DENSIDAD

Debido a que la transferencia de calor es fundamental en la cristalización, y sobre todo en el cristizador evaporativo, es necesario conocer la densidad y la viscosidad de las soluciones de sulfato estano para poder determinar con mayor exactitud los coeficientes de transferencia de calor, y también para poder conocer el gasto que maneja la bomba de recirculación.

El análisis de la densidad es muy sencillo, a un volumen conocido de solvente (agua), se le agrega una cierta cantidad de soluto (sulfato estano) y empleando un picnómetro se conoce la densidad exacta de la solución. Primero, el picnómetro se pesa vacío y seco en la balanza analítica, se llena totalmente con solución y se vuelve a pesar. Por diferencia de pesos se conoce el peso de la solución y como el volumen del picnómetro se conoce, entonces dividiendo el peso entre el volumen se conoce la densidad.

Para determinar la dependencia de la densidad con respecto a la temperatura, se correlacionan los datos del agua por medio de una regresión lineal. La ecuación resultante es la siguiente:

$$\rho = \rho^* + mT \quad (1-3)$$

Y si se hace la suposición de que el coeficiente de expansión volumétrica es el mismo, tanto para el agua como para la solución, se puede utilizar el valor de la pendiente para las soluciones. La ordenada se calcula restando la densidad del agua pura a la de la solución, a la temperatura de la solución y se suma esta diferencia a la ordenada para la del agua pura.

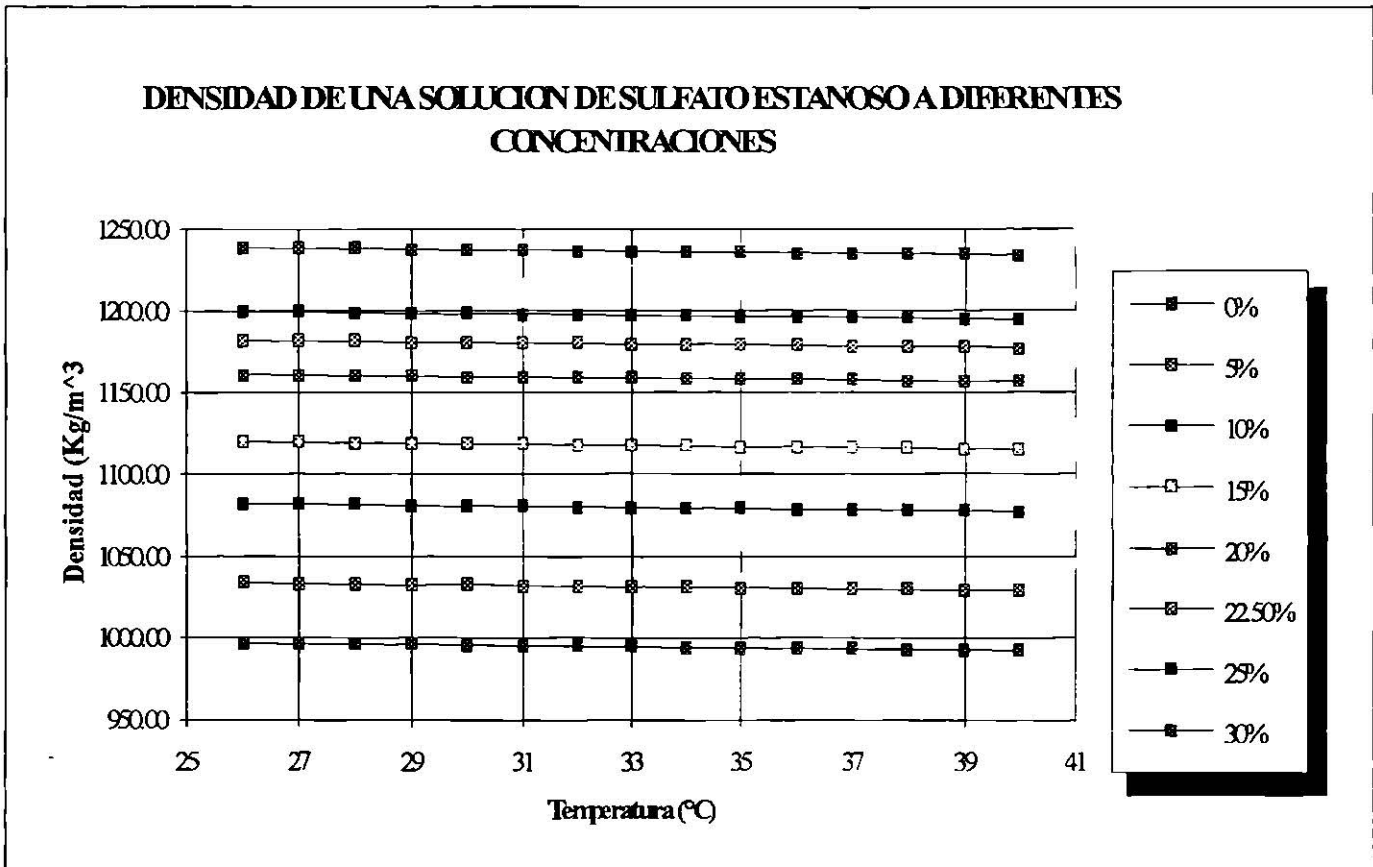
$$\rho^*_{sol'n} = \rho^*_{agua} + (\rho_{sol'n} - \rho_{agua}) \quad (1-4)$$

El material empleado es un picnómetro de 25 mL, un vaso de precipitados y una balanza analítica electrónica marca Sartorius mod. MC - 1 tipo AC 210 P No. 10204963. Las pruebas individuales se muestran en el anexo 2, y los resultados obtenidos para diferentes concentraciones a diferentes temperaturas se muestran a continuación.

Tabla 1-2 Densidad del Sulfato Estanoso a Diferentes Concentraciones

CONCENTRACIÓN	0%	5%	10%	15%	20%	22.50%	25%	30%
b	1005.43	1042.33	1090.73	1128.37	1169.57	1190.63	1207.87	1247.39
m	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33
r	-0.99	-0.99	-0.99	-1.00	-1.00	-1.00	-0.99	-1.00

TEMPERATURA (°C)	DENSIDAD (Kg/m³)							
26	996.90	1033.80	1082.20	1119.84	1161.04	1182.10	1199.34	1238.86
27	996.57	1033.47	1081.87	1119.51	1160.71	1181.77	1199.02	1238.53
28	996.24	1033.14	1081.54	1119.18	1160.38	1181.44	1198.69	1238.20
29	995.91	1032.81	1081.22	1118.85	1160.05	1181.12	1198.36	1237.88
30	995.58	1032.48	1080.89	1118.53	1159.73	1180.79	1198.03	1237.55
31	995.26	1032.16	1080.56	1118.20	1159.40	1180.46	1197.70	1237.22
32	994.93	1031.83	1080.23	1117.87	1159.07	1180.13	1197.37	1236.89
33	994.60	1031.50	1079.90	1117.54	1158.74	1179.80	1197.05	1236.56
34	994.27	1031.17	1079.57	1117.21	1158.41	1179.48	1196.72	1236.24
35	993.94	1030.84	1079.25	1116.89	1158.08	1179.15	1196.39	1235.91
36	993.62	1030.51	1078.92	1116.56	1157.76	1178.82	1196.06	1235.58
37	993.29	1030.19	1078.59	1116.23	1157.43	1178.49	1195.73	1235.25
38	992.96	1029.86	1078.26	1115.90	1157.10	1178.16	1195.41	1234.92
39	992.63	1029.53	1077.93	1115.57	1156.77	1177.83	1195.08	1234.59
40	992.30	1029.20	1077.61	1115.25	1156.44	1177.51	1194.75	1234.27



1.4.3 VISCOSIDAD

Esta prueba se lleva a cabo utilizando el viscosímetro de Ostwald, midiendo el tiempo que transcurre al fluir la solución por el tubo capilar del viscosímetro. Para medir la viscosidad de la solución se compara con la viscosidad de un líquido conocido, como por ejemplo el agua. Se efectúan diferentes mediciones de tiempo a distintas temperaturas, y poder calcular la dependencia de la viscosidad con la temperatura.

El procedimiento es el siguiente; se introduce el viscosímetro en un baño a temperatura constante y con agitación, y utilizando primero agua se toma el tiempo que tarda en fluir entre los dos puntos del viscosímetro. Se aumenta la temperatura y se vuelve a hacer lo mismo. Después se repite el procedimiento pero ahora con solución de una determinada concentración, teniendo cuidado de manejar las mismas temperaturas que se emplearon en la prueba realizada con agua.

El material utilizado es un viscosímetro de Ostwald, un termómetro, un vaso de precipitados de 2 L, un sistema de agitación, un cronómetro, manguera de plástico, una balanza analítica electrónica marca Sartorius mod. MC - 1 tipo AC 210 P No. 10204963, un sistema de calentamiento, y un soporte universal con soporte y tela de asbesto.

Por medio de la siguiente relación, se calcula la viscosidad de la solución problema, la viscosidad del agua es un dato que se conoce así como la densidad del agua y de la solución obtenida en el experimento anterior.

$$\frac{\eta_1}{\eta_2} = \frac{\rho_1 t_1}{\rho_2 t_2} \quad (1-5)$$

y para calcular la dependencia de la viscosidad con la temperatura

$$\eta = A \exp\left(\frac{\Delta E}{R T}\right) \quad (1-6)$$

linealizando la ecuación, se pueden correlacionar los datos usando una regresión lineal.

$$\ln \eta = a + \frac{\Delta E}{R T} \quad (1-7)$$

en donde

$y = \ln \eta$

$x = 1/T$ cuidando que la temperatura esté en grados Kelvin

$m = \Delta E/R$

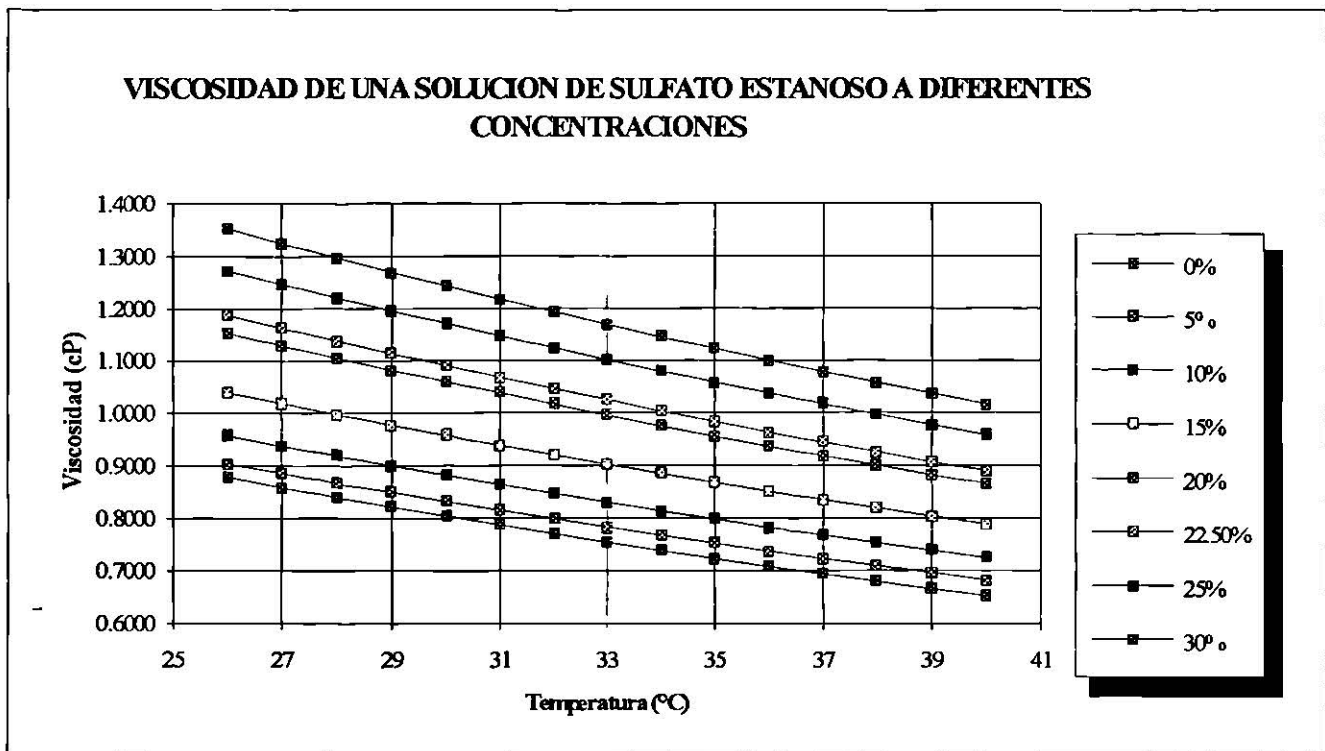
$b = \ln A = a$

A continuación se muestran los resultados a diferentes concentraciones y temperaturas, encontrando en el anexo 2 las pruebas individuales realizadas para densidad y viscosidad, ya que se realizaron en forma simultánea.

Tabla 1-3 Viscosidad del Sulfato Estanoso a Diferentes Concentraciones

CONCENTRACIÓN	0%	5%	10%	15%	20%	22.50%	25%	30%
b	1.128E-03	1.649E-03	1.875E-03	2.161E-03	1.868E-03	1.857E-03	2.235E-03	2.224E-03
m	1990.58	1885.99	1864.63	1846.61	1921.23	1931.81	1897.24	1916.89
r	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00

TEMPERATURA (°C)	VISCOSIDAD cP							
26	0.8786	0.9048	0.9579	1.0394	1.1531	1.1877	1.2733	1.3532
27	0.8593	0.8859	0.9382	1.0183	1.1287	1.1624	1.2467	1.3245
28	0.8406	0.8676	0.9190	0.9977	1.1049	1.1378	1.2208	1.2967
29	0.8224	0.8498	0.9003	0.9776	1.0818	1.1139	1.1956	1.2697
30	0.8047	0.8325	0.8822	0.9581	1.0593	1.0906	1.1710	1.2433
31	0.7875	0.8156	0.8645	0.9390	1.0375	1.0680	1.1472	1.2177
32	0.7708	0.7992	0.8473	0.9205	1.0162	1.0459	1.1239	1.1928
33	0.7545	0.7832	0.8305	0.9025	0.9955	1.0245	1.1013	1.1686
34	0.7387	0.7676	0.8142	0.8849	0.9753	1.0037	1.0793	1.1450
35	0.7233	0.7525	0.7983	0.8678	0.9557	0.9834	1.0578	1.1220
36	0.7083	0.7377	0.7828	0.8511	0.9366	0.9636	1.0370	1.0996
37	0.6937	0.7233	0.7677	0.8349	0.9180	0.9444	1.0166	1.0778
38	0.6796	0.7093	0.7530	0.8190	0.8999	0.9256	0.9968	1.0566
39	0.6658	0.6957	0.7387	0.8036	0.8823	0.9074	0.9775	1.0359
40	0.6523	0.6824	0.7247	0.7886	0.8651	0.8896	0.9587	1.0158



Gráfica 1-6 Viscosidad del Sulfato Estanoso a Diferentes Concentraciones

1.5 INFORMACIÓN DE SEGURIDAD DEL SULFATO ESTANOSO EN POLVO⁹

1.5.1 INFORMACIÓN SOBRE RIESGOS DE FUEGO Y EXPLOSIÓN

Punto "Flash"	No disponible
Temperatura de autoignición	No es flamable
Medios para extinguir el fuego	No es flamable. Si hay fugas o derrames de material en presencia de fuego, evitar el contacto con la piel y los ojos; no respirar humos o inhalar los polvos.
Riesgos especiales de incendio o explosión	El material, por descomposición térmica produce vapores irritantes de SnO ₂ y SO ₂ . Los bomberos deberán de usar equipo autónomo de respiración personal y evitar el contacto con la piel.

1.5.2 REACTIVIDAD

Estabilidad	Estable
Peligro de polimerización	No ocurrirá
Condiciones y materiales que se deben de prevenir	Agua, sustancias oxidantes; y calor severo.
Riesgos de la descomposición	Humos de SnO ₂ y SO ₂ son generados en la descomposición térmica.

1.5.3 RIESGOS A LA SALUD

Inhalación	Una sobreexposición crónica a los compuestos inorgánicos conduce a la estenosis o pneumoconiosis benigna. Puede causar irritación. La inhalación continua de neblinas o humos provenientes de las soluciones calientes son irritantes al tracto respiratorio.
Piel	Un prolongado contacto con la piel puede causar irritación o dermatitis
Ingestión	Puede causar quemaduras de labios, cavidad bucal, lengua, garganta, esófago y estómago. Es pobremente absorbido por el tracto gastrointestinal produciendo náusea y vómito.
Ojos	Causa irritación. La exposición a los polvos o humos agrava padecimientos en los ojos.

1.5.4 PRIMEROS AUXILIOS

- Inhalación** Mover a la persona a una área ventilada. Si la respiración es difícil administrar oxígeno. Mantenerlo quieto y con temperatura del cuerpo normal. Llamar a un médico inmediatamente.
- Ojos** Lavarlos con agua durante 15 min. Buscar atención médica inmediatamente.
- Piel** Quitar la ropa contaminada. Lavar la piel con abundante agua y jabón. Si la irritación persiste llamar al médico.
- Ingestión** Si el individuo está consciente darle de beber agua en abundancia. Llamar al médico. Nunca administrar nada a una persona inconsciente o si presenta convulsiones.

1.5.5 COMPONENTES PELIGROSOS

- Nombre:** Sulfato estanoso
C.A.S. No. 7488 - 55 - 3
Límites de exposición OSHA (PEL) y ACGIH (TLV) 2 mg/m³ de estaño

1.5.6 PROCEDIMIENTOS EN EL MANEJO DE FUGAS, DERRAMES Y DESPERDICIOS

- En caso de derrames o fugas** Barrer el material y colocarlo en un contenedor apropiado para su eliminación o reprocesamiento. Lavar con agua. Evitar la contaminación de aguas superficiales y subterráneas, es peligroso para la vida acuática si se elimina a fuentes de agua abiertas. Neutralizar el material derramado (sulfato estanoso en solución) con cal o sosa, etc.
- Método para eliminar el desperdicio** La disposición de los contenedores y limpieza debe ser de conformidad con todas las regulaciones y Leyes Federales, Estatales y locales.
- Precauciones para el manejo y almacenaje** El sulfato estanoso contiene cantidades pequeñas de ácido sulfúrico y por lo tanto deben de ser manejadas y almacenadas en forma semejante de como si se tratara de soluciones de ácido sulfúrico. Mantener los recipientes secos y perfectamente sellados. Almacenar en un lugar fresco y seco, alejados de cualquier tipo de flama. No voltear o rodar el recipiente sobre superficies con salientes agudas. No almacenar el recipiente de lado. Evitar colapsar o golpear las paredes del recipiente.
- Otras precauciones** Las soluciones acuosas de sulfato estanoso son ácidas y deben de tratarse de manera similar al ácido sulfúrico diluido. Usar sólo recipientes resistentes a la corrosión.

1.5.7 MEDIDAS DE CONTROL

Ventilación	Usar ventilación a base de extractores locales
Protección respiratoria	Mascarilla bajo normas NIOSH/MSHA para polvos, o bien equipo autónomo de respiración.
Ropa de protección	Usar delantal de PVC o impermeable.
Protección para los ojos	Careta con gafas de trabajo resistentes a las sustancias químicas o goggles.
Otros equipos de protección	Procure tener en el área de trabajo una pila con agua, una regadera de seguridad y un lavabo para los ojos.
Prácticas de Higiene	Evitar el contacto en la piel o en los ojos. Evitar respirar los polvos o las emanaciones de las soluciones. No comer, beber o fumar en áreas de trabajo. Lavar las ropas antes de volverse a usar.

1.6 MATERIAS PRIMAS ^{16,19}

1.6.1 ESTAÑO EN POLVO

1.6.1.1 Información General

DESCRIPCIÓN	El estaño empleado en el proceso, es de alta pureza, finamente pulverizado, con una forma de partícula nodular o en forma de lágrima.
CALIDAD	El polvo de estaño es producido a partir de barras de estaño fundidos para posteriormente atomizarse empleando aire. De esta manera es posible obtener una serie de grados con diferentes tamaños de partículas.
USOS	El estaño en polvo es empleado en la producción de sulfato estano, también en la producción de síntesis de polvos metalúrgicos en base al cobre para fabricar cojinetes y también para producir polvos metalúrgicos con aleaciones de bronce.

1.6.1.2 Propiedades Físicas

Fórmula	Sn
Peso Molecular	118.69 g/gmol
Punto de Ebullición	2507 °C
Punto de Fusión	231.9 °C
Gravedad Específica	7.3
Presión de Vapor	1 mmHg @ 1492 °C
Solubilidad en Agua	Insoluble
Apariencia	Polvo de color gris-plateado

1.6.1.3 Especificaciones

ESPECIFICACIONES (ASTM - B 399-88)

Estaño total	99.85 % min
Plomo	0.05 % max
Bismuto	0.03 % max
Antimonio	0.04 % max
Cobre	0.04 % max
Fierro	0.01 % max
Zinc	0.005 % max
Cadmio	0.001 % max
Arsénico	0.05 % max
Aluminio	_____
Azufre	0.01 % max
Plata	_____

1.6.1.4 Ingredientes Peligrosos

Estaño	100 % W
C.A.S. No.	7440 - 31- 5
Concentración en el aire	2 mg/m ³ max. (OSHA PEL)

1.6.1.5 Medidas de Primeros Auxilios

Inhalación Este material es considerado por lo general no tóxico, pero si la persona llegara a tener síntomas como dolores de cabeza, náusea, vómitos, vértigo, cambiarlo de el área contaminada y consultar a un médico.

Ingestión El estaño se presenta en forma sólida (en lingotes), pero si es en

forma de polvo, inducir al vómito, pero la persona debe de estar consciente. Consultar a un médico.

Ojos El polvo en los ojos puede lavarse con una gran cantidad de agua durante 15 min.

Piel El estaño es inofensivo pero se recomienda lavar con agua y jabón las partes afectadas; produce serias quemaduras si el estaño con que se está trabajando se encuentra fundido. En caso de quemaduras, aplicar pomada para quemaduras.

1.6.1.6 Efectos en la Salud (Vías de entrada en el organismo)

Inhalación En pocas cantidades puede causar irritación de las vías respiratorias. Una exposición prolongada a los humos o polvos de estaño puede causar estenosis, una enfermedad crónica de las vías respiratorias resultando en una disminución de la capacidad pulmonar. Una exposición crónica puede resultar en una condición conocida como “Estanoso” resultando en la formación de tumores benignos en el pulmón.

Ingestión El estaño es relativamente no tóxico, pero puede causar retortijones en el estómago, náusea o diarrea.

Piel En su estado natural, ningún daño ocasiona o quizás una irritación ligera. El estaño fundido causa quemaduras.

Ojos El estaño en polvo puede ocasionar irritación. No se han reportado daños en las córneas.

1.6.1.7 Peligros de explosión y fuego

Punto “flash” No disponible

Temperatura de autoignición No disponible

Medios para extinguir el fuego Tierra seca u otro material inerte. Usar un extinguidor clase “D” tipo polvo químico seco. No usar agua, agentes halogenados, o extinguidores de clase “A”, “B”, o “C”.

Procedimientos especiales para combatir el fuego Cubrir el polvo encendido y formar un anillo alrededor de él con tierra u otro material inerte. Dejar que se enfríe.

Fuego imprevisto y peligros de explosión. Un fuego moderado y peligro de explosión cuando en forma de polvo es expuesto a una flama.

1.6.1.8 Reactividad

Producto corrosivo	No
Estabilidad	Estable
Peligro de polimerización	No ocurrirá
Condiciones y materiales que se deben de prevenir	Flamas, ácidos fuertes, azufre, cloro, bromo, BrF ₃ , ClF ₃ , peróxidos de potasio y de sodio, nitrato de cobre.
Riesgos peligrosos de la descomposición	Reacciona con los ácidos fuertes, y puede producir compuestos tóxicos de estaño, orgánicos o inorgánicos.

1.6.1.9 Procedimiento en el manejo de fugas, derrames y desperdicios

Procedimientos de derrames y goteras.	Usar ropa de seguridad, lentes de seguridad (goggles), y un respirador aprobado por la NIOSH. Rociar moderadamente con tierra húmeda, recoger y almacenar evitando la formación de nubes de polvo lo más que sea posible. Si es derramado en estado fundido, dejar solidificar y enfriar, para posteriormente reusarse o colocarse en un contenedor para reciclarse.
Método de eliminación	Colocar en un contenedor cerrado para su eliminación.
Métodos de manejo y almacenamiento	Almacenar en un lugar frío y seco evitando el contacto con el calor y los ácidos. Evitar también la formación de nubes de polvo.
Higiene personal	Lavarse las manos perfectamente antes de comer, fumar, etc., después de haberlo manejado.

1.6.1.10 Precauciones especiales

Ventilación	Salida local, velocidad mínima a la cara de 60 fpm.
Protección respiratoria	Emplear un respirador en espacios cerrados si fuera necesario. Usar un respirador aprobado por la NIOSH/MSHA
Equipo de seguridad	Usar guantes resistentes a los químicos y un delantal para evitar un contacto prolongado con la piel. También utilizar “goggles” o escudo contra salpicaduras en la cara.

1.6.2 ACIDO SULFÚRICO

Nombres:

Químicos	Sulfato de hidrógeno; ácido sulfúrico; ácido sulfúrico fumante.
Comunes	Aceite de vitriolo; ácido de batería; óleum.

1.6.2.1 Información General

DESCRIPCIÓN	Es un líquido claro a ligeramente amarillo, soluble en agua. En el proceso se emplea en una concentración del 55% en el ataque en los reactores del estaño en polvo, de los lodos gruesos y los lodos finos, para la obtención de sulfato estanoso. También se emplea en los cristalizadores en una concentración del 98% para precipitar el sulfato estanoso por efecto del ion común.
CALIDAD	Los mejores resultados se han obtenido con ácido sulfúrico producido a partir de SO ₂ , no dando la calidad deseada con el producido en las Operaciones Metalúrgicas.

1.6.2.2 Propiedades Físicas

Fórmula	H ₂ SO ₄
Peso Molecular	98 g/gmol
Clasificación Química	Acido inorgánico fuerte.
Punto de Ebullición	193 a 327 °C
Punto de Fusión	-35 a 11 °C
Punto "Flash"	Ninguno
Gravedad Específica	1.70 a 1.85
Densidad del vapor	3.4 (aire = 1)
Presión de Vapor	<0.3 mmHg @ 25 °C <0.6 mmHg @ 38 °C
Solubilidad en Agua	100 %
Velocidad de evaporación	<1 (Acetato de butilo = 1)
pH	<1
Estado físico	Líquido
Color	Claro, incoloro a ligeramente turbio
Olor	El óleum tiene un agudo, olor penetrante.

Tabla 1-4 Propiedades Físicas del Acido Sulfúrico Concentrado

Bé	% H ₂ SO ₄	Grado	Gravedad específica a 15.5 °C	Punto de Congelamiento (°C)	Punto de ebullición (°C)	Punto de fusión (°C)
60°	77.67	Técnico	1.7059	-8.0	193	-12
66°	93.19	Electrolítico	1.8354	-32.0	279	-35
-	98.00	Técnico	1.8438	3.0	327	-2
-	100.00	Técnico	1.8392	10.0	274	11

1.6.2.3 Datos de Reactividad

Corrosividad	Altamente corrosivo a la mayoría de los metales, particularmente en concentraciones por debajo de los 60 °Bé con desprendimiento de hidrógeno gaseoso.
Estabilidad	Estable a temperatura ambiente y presión atmosférica, pero reacciona violentamente con el agua y materiales orgánicos, con desprendimiento de calor.
Condiciones a evitar	Cuando se diluya, el ácido debe ser agregado al diluyente; nunca se debe de agregar el diluyente al ácido, ya que al entrar en contacto, reaccionan , presentándose salpicaduras de ácido.
Reactividad	Se presentan reacciones vigorosas con el agua, soluciones alcalinas, metales, polvos metalúrgicos, cloratos, fulminantes, nitratos, picratos, oxidantes o reductores fuertes, o materiales orgánicos combustibles. El ácido sulfúrico es un agente oxidante fuerte, y puede causar ignición al contacto con materiales orgánicos y productos químicos tales como los nitratos, hidrocarburos, y cloratos. Al reaccionar con los metales, desprende hidrógeno gaseoso potencialmente explosivo. También se presenta desprendimiento de gases tóxicos al contacto con cianuros, sulfuros y carburos.
Descomposición	Como productos de descomposición se pueden tener gases tóxicos, vapores, como el ácido sulfúrico fumante y óxidos de azufre. A altas temperaturas se descompone con desprendimiento de dióxido de azufre.
Higroscópico	Sí
Grados	Técnico (comercial), CP, USP, ácido de batería, fumante (óleum).

1.6.2.4 Especificaciones

ESPECIFICACIONES (H_2SO_4 al 98%)

Densidad @ 20°C	1.836 gr/mL
Acido Sulfúrico	98.99 % max - 97.5 % min
Cloruros	0.00005 % max
Nitratos	0.0002 % max
Amonio	0.0002 % max
SO₂	0.000001 % max
Arsénico	0.00001 % max
Plomo	0.0001 % max
Fierro	0.0013 % max
Mercurio	0.005 % max
Antimonio	0.0001 % max

1.6.2.5 Componentes Peligrosos

Acido Sulfúrico	Considerado como un reactivo Químico Tóxico bajo la Sección 313 del Título III/SARA, y 40 CFR parte 372.
C.A.S. No.	7664 - 93 -9
Porcentaje	70 - 100%
Límite de exposición	ACGIH (TLV) 1 mg/m ³ de aire ACGIH (STEL) 3 mg/m ³ OSHA (PEL y TWA) 1 mg/m ³ TWA 1 mg/m ³ Du Pont (AEL) 1 mg/m ³
Componente no peligroso	Agua
C.A.S. No.	7732 - 18 - 5
Porcentaje	0 - 30%
Precauciones de Seguridad	Evitar el contacto con los ojos, la piel o la ropa. Evitar también el respirar los vapores o nieblas. Mantener los depósitos cerrados. No añadir agua al ácido que se encuentre en los depósitos, por el peligro de una reacción violenta. Lavar minuciosamente con agua después de manipularlo.

1.6.2.6 Peligros de Explosión e Incendio

Temperatura de inflamabilidad	No es combustible
Límite de inflamabilidad en el aire	Ninguno
Temperatura de autoignición	Ninguna
Riesgos de incendio y explosión	Reacciona con la mayoría de los metales, especialmente cuando está diluido, para producir hidrógeno gaseoso inflamable y potencialmente peligroso.
Medio de extinción	Para incendios pequeños usar extinguidores de polvos químicos secos, monóxido de carbono o gas halón. Para incendios mayores, inundar el área de incendio a distancia. Rociar agua para enfriar los depósitos o contenedores expuestos al fuego, no permita que el agua penetre dentro de ellos.
Instrucciones especiales para combatir el fuego	Evacuar al personal a una área segura. Mantener al personal desalojado y viento arriba del fuego. Existirá generación de calor con la adición del agua, con posibles salpicaduras. Usar equipo completo de protección. El líquido derramado para controlar el fuego, puede causar contaminación. Neutralizar el líquido derramado con cal, sosa, etc., para prevenir corrosión en los metales

y la formación de hidrógeno gaseoso. Usar aparatos de respiración (SCBA), si existe la presencia de humos o nieblas de ácido.

1.6.2.7 Información de Riesgos en la Salud

Ojos Causa corrosión en los ojos con ulceración conjuntiva en la córnea, con posible pérdida de la vista. Un contacto continuo o prolongado con los vapores causa irritación con molestias y lagrimeo en los ojos, o la vista borrosa también.

Piel Quemaduras y ulceraciones en la piel. Un contacto continuo o prolongado con los vapores causa irritación en la piel con molestias o erupciones.

Ingestión Puede causar severas quemaduras a las membranas mucosas, a la boca y al esófago

Inhalación Una sobreexposición por inhalación incluye irritación de las vías respiratorias superiores o erosión del esmalte dental. Altas exposiciones por inhalación producen efectos temporales en el pulmón por irritación, con tos, malestar, dificultad para respirar o falta de respiración; o posiblemente síntomas iniciales pequeños seguidos en horas por una severa falta de respiración, requiriendo pronta asistencia médica.

Agente carcinogénico No es listado como agente carcinogénico por IARC, NTP, OSHA, o ACGIH.

1.6.2.8 Primeros Auxilios

En caso de contacto **INMEDIATAMENTE** (cuestión de segundos) lavar la piel o los ojos con mucha agua, preferentemente fría por lo menos durante 15 min, mientras se quita las ropas y zapatos contaminados. Llamar a un médico. Lavar las ropas antes de volverse a usar. Mientras el paciente está siendo transportado a una facilidad médica, aplicar compresas con agua fría. Si el tratamiento médico debe de ser retrasado, sumergir el área afectada en agua fría. Si la inmersión no es práctica, aplicar compresas con agua fría o mojada. Evitar compresas congeladas.

Nota al médico El continuo lavado de el área afectada con agua fría o congelada será de gran ayuda en remover las últimas trazas de ácido sulfúrico. No se deben de aplicar cremas o pomadas antes o durante la fase de lavado del tratamiento.

Si es inhalado Trasladar a la víctima a un lugar con aire fresco inmediatamente y mantener al paciente acostado y permanecer al pendiente. Si deja de respirar aplicar respiración artificial. Si se dificulta la respiración administrar oxígeno. Llamar a un médico.

Si es ingerido No inducir al vómito. Dar a beber una gran cantidad de agua. Llamar a un médico. No dar carbonatos. Nunca se debe de administrar nada por la boca a una persona inconsciente.

1.6.2.9 Medidas de Protección

Emplear equipo de seguridad durante las siguientes actividades	Manufactura con o formulación de este producto. Reparación y mantenimiento de equipo contaminado. Limpieza de fugas y derrames.
Ventilación	Usar ventilación a base de extractores locales
Protección respiratoria	Usar filtros de nieblas, respiradores con cartuchos para gases ácidos. Usar un respirador autónomo en condiciones de emergencia donde la exposición exceda los límites.
Ropa de protección	Usar ropa protectora de cuerpo entero, guantes resistentes al ácido y botas hechas de hule natural, neopreno o nitrilo.
Protección para los ojos	Careta con gafas de trabajo resistentes a las sustancias químicas.
Otros equipos de protección	Procure tener en el área de trabajo una pila con agua, una regadera de seguridad y un lavabo para los ojos.

1.6.2.10 Procedimientos para el Manejo de Derrames, Fugas y Desperdicios

Precauciones a tomar en caso de fugas o derrames	Evacuar al personal no necesario. Inhabilitar la zona o área contaminada. Las personas involucradas en limpiar el área deben de vestir el equipo de protección personal adecuado. Cualquier fuga que ocurra en la tubería o equipo deberá de considerarse como si fuera una fuga de ácido hasta que no se pruebe lo contrario. Ajustar todas las válvulas necesarias para aislar el sistema y evitar fugas posteriores. Los derrames pequeños deben de ser cubiertos con bicarbonato de sodio, carbonato de sodio o cal, etc., teniendo la precaución de evitar salpicaduras y evitar la formación de espumas. Asegurarse de que todo el líquido ha sido absorbido por el material seco. Transferir el material que absorbió el derrame y el suelo subyacente a un contenedor apropiado para deshecho de residuos. No es recomendable lavar con agua los derrames. Evitar que el ácido sulfúrico entre en el drenaje. Los derrames grandes deben de manejarse de acuerdo a un plan determinado.
Método para la disposición de desperdicios	Desear este producto de acuerdo con las regulaciones federales, estatales y locales.

1.6.2.11 Información Adicional

Condiciones de almacenamiento	Evitar la exposición con la luz solar y mantenerlo alejado del calor, chispas y flamas. Mantener el depósito perfectamente cerrado y los tambos cerrados para evitar fugas. Aflojar las cerraduras cuidadosamente. Aliviar la presión interna cuando se reciba y al menos semanalmente después. No vaciar a presión. Asegurarse que las cerraduras estén bien aseguradas antes de mover el depósito o tambo. No lavar por fuera el depósito o usarlo para otros propósitos; reemplazar los seguros cada vez que se quiten y regresarlos con el depósito o tambo vacío.
Clasificación NPCA-HMIS	Riesgos a la salud 3 Flamabilidad 0 Reactividad 2
Clasificación NFPA	Salud 3 Flamabilidad 0 Reactividad 2 Riesgos imprevistos W
SARA/ Título III	<u>Categorías de Riesgos:</u>
Categorías de Riesgos y Listas	Salud Crónica Sí Riesgo a la salud Sí Peligro de incendio No Peligro por presión No Peligro por reactividad Sí
	<u>Listas:</u> Sustancia altamente peligrosa Sí Sustancia peligrosa CERCLA Sí Químico tóxico No

1.6.3 HIDROQUINONA

1.6.3.1 Información General

Otros nombres:	Quinol; hidroquinol; p-dihidroxibenceno.
USOS	Se emplea como revelador en fotografía, con excepción en películas de color; intermediario en teñidos; inhibidor; estabilizante en pinturas y barnices, combustible de motores, y aceites; antioxidante en grasas y aceites, inhibidor de polimerización.
PELIGROS	Es tóxico ya sea inhalado o ingerido. También es irritante. TLV: 2 mg/m ³ de aire

1.6.3.2 Propiedades Físicas

Fórmula	C ₆ H ₄ (OH) ₂
Peso Molecular	110 g/gmol
C.A.S. No.	123 - 31 - 9
Punto de Ebullición	285 °C
Punto de Fusión	170 °C
Gravedad Específica	1.330
Punto "Flash"	165 °C
Temperatura de autoignición	515.5 °C
Apariencia	Cristales blancos
Solubilidad	Agua, alcohol, éter.
Cenizas	0.029 %
Humedad	0.062 %
Metales pesados	0.001 % máx.
Sulfato	0.01 %
Grado	Técnico, <u>fotográfico</u>

1.6.4 ACETAMINOFEN

1.6.4.1 Información General

Otros nombres	APAP; p-acetilaminofenol; N-acetil-p-aminofenol; p-acetamidofenol; p-hidroxiacetanilida.
USOS	Intermediario en la industria farmacéutica, y en tinturas azo; estabilizante para el peróxido de hidrógeno, químicos fotográficos, medicinas (analgésicos).

1.6.4.2 Propiedades Físicas

Fórmula	CH ₃ CONHC ₆ H ₄ OH
Peso Molecular	151 g/gmol
C.A.S. No.	103 - 90 -02
Punto de Fusión	168 °C
Gravedad Específica	1.293 (21/4 °C)
Apariencia	Cristales Sin olor. Sabor ligeramente amargo
Solubilidad	Es un poco soluble en agua y éter. Soluble en alcohol
pH solución saturada	5.5 - 6.5
Humedad	0.062 %

1.6.5 OXIDO ESTANOSO

1.6.5.1 Información General

Otros nombres	Oxido de estaño, protóxido de estaño.
USOS	Agente reductor, intermediario en la preparación de sales de estaño usadas en la industria del estañado y del vidrio; en la industria farmacéutica; es un abrasivo suave (polvo de masilla)
GRADO	Técnico, y QP.

1.6.5.2 Propiedades Físicas

Fórmula	SnO
Peso Molecular	134.7 g/gmol
C.A.S. No.	21651 - 19 -4
Punto de Fusión	1080 °C @ 600 mmHg
Gravedad Específica	6.3
Apariencia	Polvo negro pardusco
Solubilidad	Insoluble en agua
Reactividad	Inestable al contacto con el aire, reacciona con los ácidos y las bases fuertes.
Pureza	98% mín SnO
Contenido de estaño	86.5 % mín.
Cloruros	0.1 % máx.
Fierro	50 ppm máx.
Plomo	50 ppm máx.
Arsénico	5 ppm máx.
Sulfatos	50 ppm máx.
Humedad	0.1 % máx.

1.6.5.3 Primeros Auxilios

Ojos	Lavar con agua por al menos 5 min.
Piel	Lavar con agua y jabón.
Ingestión	Si entra en contacto con la boca, lavar con agua; si se ingiere, dar de beber agua y consultar a un médico inmediatamente.

1.6.5.4 Información Adicional.

Información de manejo CCCN No. 28.28

Clasificación IMCO: No peligroso.

Precauciones de manejo Usar guantes de plástico y goggles cuando se maneje en forma sólida.

Almacenamiento Debe ser envasado en recipientes herméticos y secos.

Derrames Recoger y colocar en un recipiente adecuado. Lavar cualquier residuo con agua.

2. DEFINICIÓN Y EXPLICACIÓN SOBRE LAS ALTERNATIVAS DE PRODUCCIÓN

2.1 CRISTALIZADOR DE TUBOS DE POLITETRAFLUOROETILENO (PTFE)^{3,14}

Este tipo de cristalizador es empleado en procesos en los que se tiene un medio corrosivo. Está compuesto de un agitador para mantener la lechada “slurry” fluidizada, y un sistema de enfriamiento formado por un serpentín de inmersión fabricado en teflón el cual consta de muchos tubos de un diámetro muy pequeño. El serpentín está suspendido en el magma y tiene un cierto grado de flexibilidad, para permitir que se mueva durante la agitación.¹⁴ En el anexo 9, se muestra un dibujo del cristalizador de tubos de politetrafluoroetileno.

El propósito de este sistema de enfriamiento, consiste en evitar la formación de cristales en la superficie de enfriamiento. Además, los tubos al estar contruidos de teflón, los cristales que podrían crecer en la superficie no se adhieren tan rápidamente como lo harían sobre unos de metal. También, el movimiento de los tubos durante la agitación, previene la formación de sólidos que podrían interrumpir el ciclo normal de operación. Como resultado, es posible lograr una mayor temperatura diferencial entre el refrigerante y el magma.

Este tipo de cristalizador se adapta para cristalizar soluciones por efecto del ion común, este efecto consiste en que un electrolito que contiene un ion que es común con la sal soluble o ligeramente soluble, tiene como efecto una disminución en la solubilidad, y como consecuencia una cristalización⁴. No hay que confundir el efecto del ion común con el “efecto de salado”, debido a que en éste último se produce un aumento en la solubilidad por la presencia de un electrolito inerte.

Este cristalizador, si la forma de trabajar es sin agitación, el desempeño óptimo del serpentín se logra fijando el serpentín de sus conexiones para no dejar que flote, y evitar que se atore con piezas o cintas transportadoras circulando a través del tanque, si es que las hubiera. Si se cuenta con agitación, el desempeño óptimo del serpentín es necesario cuidar la velocidad máxima del fluido entre los tubos (0.3 a 0.9 m/s); fijar las conexiones sólo por los extremos y no sujetarlos nunca en partes intermedias con bandas, ganchos ya que pueden romper los tubos y causar fugas; se debe de evitar el contacto con las paredes, deflectores o tubería y al menos a 30.5 cm (12”) del agitador y para permitir un movimiento libre de los tubos es necesario tener una diferencia de 1.3 a 3.8 cm de su altura máxima.

Antes de poner en funcionamiento por primera vez el cristalizador, se debe de asegurar que todo el sistema esté limpio, sobre todo las líneas de enfriamiento o de calentamiento conectadas al equipo de intercambio de calor, y esta tubería debe de lavarse antes de instalar el serpentín, ya que puede llegar a obstruirse por desechos generados durante la instalación. Ya en el arranque, primero se abren todas las válvulas de descarga para prevenir un exceso de presión en los tubos y

para asegurar un arranque seguro, después de haber abierto las válvulas de descarga, se deben de abrir lentamente las válvulas de suministro del líquido de enfriamiento.

Si el serpentín no tiene un desempeño adecuado, revisar:

- Suciedad en los filtros o pulidores, si es el caso limpiarlos
- La presión de vapor; temperatura y flujo a la entrada vs condiciones de diseño
- El flujo de agua de enfriamiento y temperatura vs condiciones de diseño
- Los controladores de temperatura que tengan un buen funcionamiento
- Las trampas de vapor tanto su operación y que tengan el tamaño correcto
- La presión del condensado o el agua de retorno por si existen obstrucciones
- Las boquillas, por suciedad acumulada
- Las conexiones si están dañadas o corroídas es necesario repararlas o cambiarlas
- La existencia de fugas, sacando el serpentín, cerrando la salida e introduciendo agua a presión
- El reemplazo de los empaque que sea periódico
- Si existen fugas bajo las conexiones, y reemplazarlas si las hubiera
- Las barras de soporte por si hay rompimientos o resquebrajaduras en la cubierta de teflón.

2.2 CRISTALIZADOR EVAPORATIVO DE SUSPENSIÓN CLASIFICADA TIPO OSLO

Este tipo de cristalizador se adapta bien para cristalizar materiales con una solubilidad inversa o instantánea, y además tiene la ventaja que maneja la evaporación de soluciones con componentes que pueden incrustarse en las paredes del equipo³. En el anexo 10 se ilustra un dibujo de un cristalizador Oslo. Trabaja en base a una circulación forzada del licor, y es una de las razones por las que no es muy económico de operar, pero se prefiere cuando la concentración implica una solución con flujo pequeño, de ciertas características térmicas y que puede formar incrustaciones; se adapta bien para un control cerrado del flujo sobre todo cuando un tiempo de contacto muy prolongado pudiera degradar a las sustancias químicas en solución.¹⁰

En el Cristalizador Oslo, el calentamiento, la evaporación y la cristalización son realizadas en áreas separadas del equipo y bien definidas¹⁴, y se caracteriza porque en la corriente circulante del licor es en donde se produce la sobresaturación, pero la sobresaturación está limitada por el calentador ya que el gradiente de temperatura es muy pequeño. También está limitada la diferencia de temperatura entre el vapor y el líquido, con el fin de prevenir la ebullición en los tubos del calentador.³ Este cristalizador es recomendable en la producción de cristales gruesos y de forma esférica preferentemente, y está diseñado para evitar la formación de cristales “finos” en la cámara de evaporación.

Este cristalizador trabaja de la siguiente manera, el líquido que sale de la cámara inferior se mezcla con la alimentación a la entrada de la bomba, y circulan a través del calentador ascendiendo hasta la cámara de evaporación, en donde el solvente sufre una evaporación adiabática, generándose una sobresaturación. El vapor generado sale por la parte superior hacia un condensador.^{3,12}

El líquido sobresaturado desciende por el tubo interior para entrar a la cámara de suspensión en la parte inferior. El fluido entrante mantiene fluidizados a los cristales en la solución sobresaturada y en la parte superior de la cámara de suspensión, los cristales son separados del licor madre, recirculando el líquido para cerrar el circuito, y sólo una pequeña cantidad de finos son recirculados.³

La sal se deposita en el fondo de la cámara de suspensión, y es una zona relativamente en reposo, y el cristalizador está colocado a una altura tal para poder desalojar la sal en forma intermitente en cortos periodos de tiempo.

En el calentador los tubos se ven sometidos a una carga estática, lo suficiente para evitar ebullición dentro de ellos y a medida que se reduce la carga se forma una mezcla de líquido y vapor a la salida del cambiador. Si la carga estática no es la adecuada el líquido bulle en los tubos y comienzan a formarse incrustaciones en los mismos.

El vapor en la línea de succión limita la circulación, y es el resultado de una mala separación vapor-líquido, debido principalmente a la formación de vórtices cerca de la conexión de la bomba o formados en la misma línea causado por un corto circuito de licor no vaporizado a la presión de la cabeza de vapor.¹⁴

El uso de una bomba de recirculación antes del calentador separa las funciones de transferencia de calor, separación vapor líquido y cristalización por lo que es apropiado para la cristalización en donde los sólidos se deben de mantener en suspensión todo el tiempo¹⁴.

Al operar a alta velocidad evita la formación de depósitos excesivos, sobre todo si hay tendencia a la corrosión o a formar depósitos de sales. Al operar a alta velocidad el tiempo de residencia en los tubos del calentador es pequeño (de 1 a 3 s), y los coeficientes de transferencia de calor son elevados; pero para líquidos pocos viscosos la mejora que se logra con la circulación forzada no compensa el costo adicional de bombeo.¹²

Los factores que afectan a la selección de la velocidad de circulación son el incremento de temperatura; las dimensiones de los tubos; la velocidad dentro de los tubos; y la cabeza necesaria en la bomba². Pero al mismo tiempo la bomba de recirculación limita a la velocidad del líquido por la potencia de la bomba necesaria o disponible y por la corrosión y erosión generada a altas velocidades.

Ventajas:

- Altos coeficientes de transferencia de calor.
- Circulación positiva.
- Libertad relativa de salificación, incrustación y ensuciamiento.

Desventajas:

- Alto costo.
- Alta potencia necesaria para la bomba de recirculación.
- Relativo alto tiempo de residencia.

Dificultades frecuentes:

- Taponamiento en las entradas de los tubos por depósitos de sal desprendidos de las paredes del equipo.
- Pobre circulación debida a cabezas más altas de las esperadas.
- Incrustación debida a ebullición en los tubos.
- Corrosión-erosión.

2.2.1 OPERACIÓN A VACÍO DEL PROCESO.**2.2.1.1 Eyectores.**

La forma en cómo se va a mantener un vacío constante en el equipo es una de las consideraciones más importantes que hay que tomar en cuenta. No es costeable emplear un compresor mecánico en la última etapa debido a la alta energía necesaria para la compresión (hay que recordar que el volumen específico del agua a 2 inHg abs = 399.2 ft³/lb). En el anexo 11 se incluye el dibujo de un eyector de dos etapas.

Otra forma de operar a vacío es logrando una disminución en volumen en forma parcial mediante condensación, empleando un eyector. Un eyector es un tipo de bomba de vacío o compresor, pero sin válvulas, rotores, pistones u otras partes movibles, por lo que es relativamente bajo el costo de los componentes, fácil de operar y el mantenimiento es mínimo.¹

El principio de operación es el de un eyector venturi, que se basa en el momentum de una corriente de vapor a alta velocidad para mover aire u otros gases desde una tubería conectada o un tanque¹.

El funcionamiento es de la siguiente manera, la cámara de succión del eyector está conectada a un depósito o a una línea tubería en los que se desea evacuar los gases o vapores empleando vacío, los cuales deben de ser compatibles con el vapor y los materiales de construcción del eyector. La boquilla de vapor descarga un chorro a alta velocidad a través de la cámara de succión creando un vacío extrayendo el aire o el gas del depósito y mezclándolos con el vapor, la mezcla pasa a través de un difusor con forma de venturi y su energía de velocidad se convierte en energía de presión, lo que ayuda a descargar contra una presión como la atmosférica o a un condensador.

Es posible colocar dos o más eyectores en serie para lograr una mayor compresión, o colocarlos en paralelo para manejar una mayor capacidad de gas o vapor y se pueden instalar en cualquier ángulo.

Los servicios necesarios y que deben de estar disponibles para el funcionamiento de un eyector es una fuente de vapor constante, agua de enfriamiento al condensador y una salida de condensados bajo una presión de vacío.

2.2.1.2 Condensador barométrico.

Esta unidad sirve para condensar el vapor, gases condensables, aire frío y otros vapores no condensables. El agua de enfriamiento condensa una gran parte del vapor del proceso, y el vapor que no fue condensado pasa al primer eyector donde se comprime aumentando su presión parcial para poder ser condensado casi en su totalidad por otro condensador barométrico¹⁰. En el anexo 12, se muestra un dibujo de un condensador barométrico.

Estos condensadores son los más usuales, ya que no son caros y su consumo de agua es económico. La temperatura del vapor saturado tiene una diferencia de 2.8 °C con la que sale del condensador. La relación para calcular el consumo de agua es¹⁴:

$$\frac{\text{Agua}}{\text{Vapor}} = \frac{H_v - h_2}{h_2 - h_1} \quad (2-1)$$

H_v = entalpia de vapor

h_1, h_2 = entalpia de agua de entrada y de salida.

El condensador debe instalarse derecho y en posición vertical, si está montado a elevación barométrica el desalojo de los condensados es por gravedad, usando una trampa, una tubería de lazo sellado o una bomba de condensados, siendo más sencillo inducir el drenaje a través de una pierna de descarga o una tubería sellada.

2.2.1.3 Sistema de tuberías.

Para no perder el vacío al desalojar el agua y el condensado es necesario tener en la pierna del líquido una cabeza hidrostática igual a la diferencia entre el vacío y la presión atmosférica¹⁰. Las líneas de descarga deben ser verticales y descargar a un tanque de sello barométrico; todas las líneas si hay dos o más condensadores deben ir separados para prevenir recirculación o vapores no condensables.

Arreglo de las tuberías:

- Lo ideal es en forma vertical y derecha.
- No debe haber ninguna descarga horizontal.
- Se permiten inclinaciones de 45°, a lo sumo que la curvatura esté a no menos de 5 diámetros de tubería (mínimo 4 ft) más allá de la salida del condensador.
- Deben descargar a un tanque de sello barométrico.

La altura del líquido se ajusta automáticamente para mantener la diferencia hidrostática adecuada entre el vacío y la presión atmosférica, en donde la distancia mínima de la pierna barométrica es de 10.4 m (34 ft) como mínimo de una columna de agua¹⁰.

Tabla 2-1 Altura mínima recomendada para tuberías.

Presión barométrica max. (inHg @ 32°F)	Altura de agua (ft @ 32 °F)
31	35.2
30	34.0
29	32.9
28	31.7
27	30.6
26	29.5
25	28.4
24	27.2
23	26.1

Las dimensiones desde la parte baja de la tubería hasta el punto de desborde en el tanque de sello barométrico deben ser lo suficientemente grandes para contener al menos 1.5 veces el volumen de condensado contenido en la altura mínima recomendada de tubería.

Entre el proceso y el sistema de eyectores el diámetro de tubería debe ser al menos como la conexión de succión en el eyector de la primera etapa. Debe haber el menor número de válvulas y conexiones y todas deben de mantenerse lo más cercano posible para minimizar la caída de presión. Para prevenir el aumento de condensados usar codos en lo posible con gran radio y colocar drenajes en todos los puntos bajos.

2.2.1.4 Suministro de vapor.

Es indispensable contar todo el tiempo con una fuente de vapor seco y saturado. El sistema puede trabajar con vapor de 2 a 3% de humedad pero se recomiendan trampas de vapor para trabajar con una calidad del 99.5%.

Si el suministro de vapor no es el apropiado, puede provocar una serie de problemas, como puede ser una presión de vapor menor a la especificada lo que ocasiona una disminución de la estabilidad del sistema o un vapor de pobre calidad, el cual amenaza a todo el sistema y causa erosión en la boquilla y el difusor del eyector.

2.2.1.5 Suministro de agua de enfriamiento.

La temperatura del agua debe ser igual o por debajo de la de diseño, y el volumen de agua debe ser el adecuado, ya que si disminuye, la temperatura y la presión de vapor en el condensador aumentarán y el sistema no operará correctamente.

2.2.1.6 Tipos de problemas.

Los diferentes problemas que pueden presentarse en los eyectores pueden ser debido a influencias externas o causado por los condensadores o los eyectores mismos.

Problemas externos: para localizar la fuente.¹

- Determinar si cualquier cambio en el proceso a sido ocasionado por el sistema de eyectores.
- Determinar si la presión y la temperatura del vapor y el agua de condensados han cambiado respecto a las especificaciones del sistema.
- Determinar si cualquier cambio reciente en el proceso ha sido realizado, el cual pudiera haber alterado la velocidad de alimentación o la cantidad de vapor evacuado del equipo.
- Determinar si el problema se presentó en forma gradual o repentina. Como regla general, una pérdida gradual de vacío es debida a cambios o a deterioro del sistema de vacío, mientras que una pérdida repentina de vacío se debe a un cambio en el suministro de vapor, un incremento en la presión a la salida del eyector a fugas en el sistema.
- Antes de revisar el eyector, inspeccionar que el flujo sea correcto, la temperatura, la presión y el agua de enfriamiento y la presión a la descarga del eyector final no sea excesiva.

Problemas internos (verificar en el siguiente orden)¹

- 1) Aislamiento del eyector, “tapando” la entrada de succión al primer eyector. El eyector deberá de evacuar la primera etapa de la cámara de succión a la presión mínima que es capaz de producir.

Tabla 2-2 Presiones aisladas esperadas.

Número de etapas	mmHg abs.
1	50
2	4 - 10
3	0.8 - 1.55
4	0.1 - 0.2
5	0.01 - 0.02
6	0.001 - 0.002

- 2) Si la presión no se alcanza o es inestable, entonces localizar el problema en el eyector. Se recomienda una prueba hidrostática para revisar que no haya fugas de aire. Antes de realizarlo, verificar si el sistema puede soportar la presión extra, y el peso de agua necesario para realizarlo. Si no se puede efectuar, una prueba de aire a baja presión aplicando aire a 5 psig para localizar la existencia de fugas. De nuevo verificar si el sistema puede tolerar la presión. Durante la prueba, usar una solución de jabón o un rociador de espuma y aplicarlo a todas las juntas, válvulas y lugares potenciales de fugas; se localiza fácilmente debido a la formación de burbujas.

- 3) Si no existen fugas, lo siguiente es revisar la parte interna de los componentes para revisar daños o desgaste. Desmantelar el eyector y revisar depósitos, incrustaciones y desgaste de la boquilla y el difusor. Si hay varios eyectores, comenzar con el de la última etapa. Revisar las roscas de la boquilla, si hay indicios de depósitos color blanco o rayas color bronce, indican fugas de vapor a través de la rosca. Remover los depósitos de la cámara de succión, y asegurarse que no esté rota, oxidada o corroída. Dirigir un pequeño haz de luz a través del difusor, para asegurar que esté libre de incrustaciones y no se encuentre picado, acanalado o cortado.
- 4) Después que todas las etapas y los intercondensadores han sido limpiados, los diámetros de la garganta de las boquillas y difusores se deben medir lo más exacto posible, y comparar con las dimensiones originales para determinar el desgaste.
 - Si los diámetros han aumentado, calcular las áreas en la garganta, las originales y las actuales, y determinar el porcentaje de aumento.
 - Si es mayor del 7% reemplazar la boquilla o el difusor antes de esperar una operación satisfactoria.
 - Aún si el aumento es del 5%, deberá de ordenarse el reemplazo de la boquilla o el difusor para prepararse para una actualización inevitable.

2.2.2 SEPARACIÓN VAPOR LÍQUIDO.

2.2.2.1 Separación vapor-líquido¹⁴:

La separación del vapor del líquido dentro del cristizador es necesario lograrla en una forma adecuada, la razón más importante es en prevenir el arrastre ya que ocasiona una pérdida de producto lo que se traduce en una menor producción, polución al medio ambiente, contaminación del vapor condensado afectando a los equipos posteriores además de incrustación o corrosión de las superficies en contacto con el vapor.

Otros factores importantes a tomar en cuenta son cuando la vaporización forma depósitos en las paredes, cuando el vórtice incrementa los requerimientos de la bomba de circulación y cuando la recirculación es pequeña y permite al vapor y al líquido sin evaporar regresar a la bomba de recirculación y al calentador.

La separación primaria del líquido del vapor es efectuada en la cabeza de vapor y se logra diseñando y construyendo el área horizontal lo suficientemente grande para que las gotitas arrastradas desciendan contra el flujo de vapor. Las velocidades permitidas son regidas por la ecuación de Souders-Brown

$$v = k \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5} \quad (2-2)$$

ρ_v y ρ_l se refieren a la densidad del vapor y del líquido respectivamente; k depende de la distribución de las gotitas y el factor F de descontaminación deseado, en donde

$$100 \leq F \leq 10,000$$

$$k = \frac{0.245}{(F - 50)^{0.4}} \quad (2-3)$$

Una mala separación vapor-líquido ocasiona pérdidas de producto en el vapor, y puede ser por la formación de espumas, formación de rocío o por arrastre.

- a) *Pérdidas por formación de espumas:* El largo tubo vertical en la circulación forzada es efectivo contra líquidos espumantes.
- b) *Pérdida por formación de rocío:* Insignificante si existe la altura necesaria sobre el nivel del líquido y la parte alta de la cabeza de vapor; en circulación forzada, no es muy grande (menor de 2.4 m) debido al movimiento centrífugo. Dependiendo la altura de la violencia de la ebullición.
- c) *Pérdida por arrastre por vaporización:* Son significativos si la alimentación está por encima de su punto de ebullición. El arrastre se puede incrementar sobre todo durante el arranque, un pobre control de calidad puede causar una generación de vapor por encima de la capacidad de diseño.

La reducción de pérdidas de producto es empleando separadores de arrastre, que consisten en un cambio en la dirección del flujo de vapor cuando el vapor va a gran velocidad.

La malla entrelazada de alambre también sirve como separador de arrastre cuando no puede ser ensuciada por sólidos en el licor; se coloca en lo alto del cristalizador y tienen una caída pequeña de presión (13 mmH₂O) y su eficiencia es del 99.8% en el rango de velocidades de 2.5 a 6 m/s de vapor.

2.2.3 CARACTERÍSTICAS DE FUNCIONAMIENTO.

Las principales características de un cristalizador con vapor de agua como medio de calefacción son la capacidad y la economía.¹²

Capacidad: Definido como los kilogramos de solvente evaporado por hora.

Economía: Definido como kilogramos de solvente evaporado entre kilogramos de vapor usado, y mide el desempeño del evaporador o cristalizador.

Consumo de vapor: Es la relación entre la capacidad y la economía.

2.2.3.1 Capacidad de un cristalizador ¹²:

La velocidad de transmisión de calor q es igual al producto del coeficiente global, a la caída global de temperatura y al área de transmisión de calor.

$$q = U A \Delta T \quad (2-4)$$

U = coeficiente global (kcal/m² hr °C)

A = área de transmisión de calor. (m²)

ΔT = Caída global de temperatura. (°C)

La forma en como afecta la temperatura de la alimentación en la capacidad es la siguiente, si es igual a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión de vapor todo el calor es utilizado en la evaporación y la capacidad es proporcional a q ; si está fría, el calor necesario para elevarla a la temperatura de ebullición puede ser muy grande y por lo tanto la capacidad es menor para un cierto valor de q ; si entra a una temperatura superior a la de ebullición, mediante un equilibrio adiabático una parte se evapora en forma súbita, y la capacidad es superior a la correspondiente q .

La caída real de temperatura depende de la disolución que se esté manejando; de la diferencia de presión entre la cámara de vapor y el espacio de vapor situado encima del líquido en ebullición de la altura del líquido sobre la superficie de calefacción y de la velocidad del líquido en los tubos. Pero los limitantes de la diferencia de temperatura son la relación de compresión, la presión de vapor disponible y el calor en el tanque de sello barométrico¹⁴.

Efecto de la presión: El valor de ΔT depende de la presión de operación, entre mayor sea ΔT , disminuye el área de calentamiento y el costo del evaporador⁹.

Efecto de la presión de vapor del agua: Al emplearse vapor saturado a alta presión, ΔT aumenta, pero cuesta más el vapor y se podría aprovechar en otros equipos⁹.

Efecto del precalentamiento: Disminuye ΔT reduciendo el tamaño del equipo y el área necesaria para la transferencia del calor⁹.

En los equipos reales la temperatura de ebullición de una disolución la afectan principalmente la elevación del punto de ebullición y la carga del líquido. La elevación del punto de ebullición consiste en que la temperatura de ebullición de una solución concentrada es mayor que la temperatura de saturación del agua pura a una presión dada. El efecto del aumento del punto de ebullición es que reduce la caída media de temperatura entre el vapor condensante y el líquido, y por lo tanto disminuye la capacidad.

La regla de Dühring dice: "la temperatura de ebullición de una determinada disolución es una función lineal de la temperatura de ebullición del agua pura a la misma presión." ¹² El calor

latente de vaporización es diferente del obtenido en las tablas de vapor a la presión de saturación, si la solución tiene incrementos por encima de 5 °F; el nuevo valor para el calor latente puede ser calculado por la relación de Dühring o la ecuación de Othmer.

Relación de Dühring: ¹⁰

$$\frac{\lambda_w}{\lambda_s} = \frac{\Delta t^{*w}}{\Delta t^{*s}} \left(\frac{t^{*w}}{t^{*s}} \right)^2 \quad (2-5)$$

λ_s = calor latente de 1 lb de agua pura de la solución a t y ps.

λ_w = calor latente de 1 lb de agua pura a t'w y ps

t*s y t*w = temperatura de ebullición de la solución y el agua a ps. (R)

$\Delta t^*/\Delta t^{*w}$ = velocidad de cambio de las dos curvas del punto de ebullición sobre el mismo rango y presión.

Método de Othmer: ¹⁰

$$\frac{\lambda_w}{\lambda_s} = \frac{\delta \log ps}{\delta \log pw} \quad (2-6)$$

ps y pw = presión de vapor absoluto de la solución y el agua pura.

La carga del líquido también contribuye a un aumento en la elevación del punto de ebullición ya que cualquier punto por debajo de la superficie del líquido se ve influenciado por la presión que ejerce el vapor y una carga de una columna de líquido. Su efecto se traduce en una reducción de la diferencia de temperatura efectiva útil por encima de la superficie de transferencia de calor.

El efecto de la cabeza hidrostática se puede estimar empleando la siguiente relación: ¹⁰

$$\Delta th = \frac{0.03 TR v \Delta p}{\lambda_s} \quad (2-7)$$

Δth = elevación hidrostática del punto de ebullición (°F)

TR = temperatura de ebullición de la solución (°R)

v = volumen específico del vapor de agua a TR (ft³/lb)

λ_s = calor latente de vaporización correspondiente a la presión de saturación.

Δp = cabeza hidrostática.

Δp puede ser tomado como el correspondiente a una mitad de la indicada por el nivel del líquido y su influencia será mayor a medida que aumente el vacío.

También hay que tomar en cuenta el material de construcción de los tubos y las incrustaciones, ya que si la velocidad dentro de los tubos es grande, aumentan las pérdidas por fricción y aumenta más la presión media del líquido.

Otro tipo de pérdida es el corto circuito que es el líquido que no se vaporizó totalmente en el equilibrio, regresando sobrecalentado a la entrada del calentador. Las pérdidas son de una magnitud de cerca de 2.8 °C (5 °F) y junto con la cabeza hidrostática pueden representar una pérdida de casi la mitad de la diferencia de temperatura disponible¹².

2.2.3.2 *Coeficientes de transferencia de calor.*

El calor se emplea básicamente para incrementar la temperatura de la alimentación a su temperatura de ebullición, para aprovechar la mínima energía termodinámica para separar el líquido solvente de la alimentación y vaporizar el solvente.

El área de transferencia de calor es la superficie en donde ocurre el calentamiento del líquido por el vapor, y está medida en la superficie del lado del líquido. El líquido absorbe el calor latente del vapor como calor sensible, incrementándose la temperatura en el calentador, representando una pérdida en la diferencia de temperatura disponible¹⁴.

El coeficiente global es igual al recíproco de la suma de cinco resistencias individuales que son la resistencia de la película de vapor, de la costra interior del tubo, de la costra exterior del tubo, de la pared del tubo y del líquido en ebullición. El factor de ensuciamiento del vapor condensante y de la pared del tubo son despreciables¹².

El coeficiente global está influenciado enormemente por el diseño y la operación del equipo y están basados en la caída neta de temperatura corregida para tener en cuenta la elevación del punto de ebullición¹².

Coeficiente de la película de vapor. Es elevado, la presencia de no condensables disminuye su valor.

Coeficiente del lado del líquido. Depende de la velocidad del líquido. La circulación forzada produce coeficientes elevados aún cuando la ebullición dentro de los tubos es eliminada por la carga estática del líquido.

2.2.3.3 *Economía de un cristalizador*¹².

La economía está definida como la cantidad de agua vaporizada entre la cantidad de vapor vivo alimentado; el principal factor que afecta a la economía es el número de efectos, pero también está influenciada por la temperatura de alimentación. Desde otro punto de vista, la economía es un

balance de entalpia en donde el calor latente del vapor se transfiere a la disolución para evaporar el agua hasta su temperatura de ebullición a la presión correspondiente.

Si la temperatura de la alimentación entra con una temperatura inferior a la de ebullición sólo se emplea una parte de la entalpia de vaporización del vapor para calentar la carga y otra parte queda disponible para la ocupación. En el caso contrario, si entra a una temperatura superior a la de ebullición, se genera una evaporación adicional a la producida por la condensación del vapor por la generación de una vaporización súbita.

2.2.4 OPERACIÓN DEL CRISTALIZADOR.

El crecimiento del cristal y el tiempo de retención en la mayoría de los equipos comerciales es del orden de 2 a 6 hr; las partículas pequeñas habrán estado dentro del cristalizador un poco más que el tiempo de retención nominal y las más grandes de 3 a 4 veces más tiempo. En cambio el tiempo de nucleación se genera en fracción de segundos^{3,14}.

En el equipo la velocidad de formación de núcleos necesarios para tener un tamaño uniforme del producto disminuye en forma exponencial a medida que aumenta el tamaño del producto. La distribución del tamaño de la partícula depende del proceso de nucleación y de crecimiento y no tanto del equipo, en donde el coeficiente de variación se calcula con la siguiente fórmula.¹⁴

$$CV = \frac{PD_{16\%} - PD_{84\%}}{2PD_{50\%}} \quad (2-8)$$

en donde CV es el coeficiente de variación, y PD el diámetro de partícula.

Una forma de reducir la formación de sales es circulando sólidos en suspensión a través de la cámara de vaporización, pero los cristales tienden a eliminar la sobresaturación formada en el vaporizador disminuyendo la eficiencia del sistema de recirculación. También la bomba llega a afectar la cristalización sobre todo en los cristalizadores con magma circulante, debido a que los cristales blandos o débiles al chocar con las partes mecánicas de la bomba, se rompen en fragmentos degradando el producto.

Al decaer la sobresaturación a mayores tiempos de retención, junto con la pequeña distancia entre los cristales en crecimiento, el cual disminuye la fuerza conductora requerida para transportar el material de la fase líquida a la fase sólida en crecimiento (efecto de proximidad) aparece ser como la causa responsable de obtener productos grandes.¹⁴

El efecto de las impurezas, si son solubles aumentan o disminuyen la velocidad de crecimiento de los cristales, alteran la distribución de los cristales cambiando la densidad de población y modificando la forma del cristal. Las impurezas también sirven para formar cristales gruesos que sobrevivan a la centrifugación, filtrado. secado³.

La reducción en la densidad del magma generalmente incrementa la nucleación y disminuye el tamaño de la partícula; pero tiene la desventaja de que se incrementa la formación de cristales en las superficies del equipo porque densidades bajas de lechada ("slurry") crean altas sobresaturaciones dentro de los equipos¹⁴.

2.2.4.1 Instrumentación y control^{3,14}.

Efecto de una perturbación. Una caída rápida en la temperatura del cristizador incrementa la velocidad de producción seguida (en orden) de un incremento en la velocidad de ebullición, un incremento de temperatura en el calentador y en el sistema de circulación y un aumento en el nivel de sobresaturación.

Tales perturbaciones se aprecian en la distribución del cristal por 6 ó 10 veces el periodo de retención nominal, por lo que la operación en estado estable es muy importante en el cristizador.

La influencia de las perturbaciones, en condiciones de operación y en términos de exceso de núcleos es un término muy corto en comparación con el periodo total de crecimiento del producto removido del cristizador.

El periodo de recuperación es de 8 a 36 hr, se espera de 4 a 6 periodos de retención pasaran antes de amortiguarse los efectos de una perturbación, de ahí la necesidad de un buen control del proceso.

Control primario en el tamaño de partícula.

- Seleccionar el sistema de circulación.
- Seleccionar el volumen del cuerpo.
- Proveer semillas externas; clasificar descarga de cristales; control de la densidad de lechada ("slurry").
- Control del flujo fluidizado a través de la bomba.
- Control para remover finos de la corriente.

Controles típicos requeridos³:

a) *Nivel de líquido*: El nivel debe de estar a 6 in dentro del punto de ajuste; el nivel determina la entrada a la superficie de ebullición y determina también el carácter de la ebullición afectando por lo tanto al arrastre y a la incrustación en las paredes. El tipo de control de nivel empleado es el de tipo de presión diferencial, con reajuste y control proporcional, normalmente controla la descarga del licor madre.

b) *Presión absoluta*: La temperatura es controlada por un Controlador-Registrador de Presión Absoluta que purga aire dentro del sistema de vacío y debe de mantener la temperatura $\frac{1}{2}$ °C del punto de ajuste siendo efectuado por una celda de presión diferencial montada en la parte superior.

c) *Densidad de lechada*: La densidad se puede medir por presión diferencial entre dos puntos con una distancia entre ellos de 6 a 10 ft y deben de estar por debajo del nivel del líquido, pero la toma puede estar en el sistema de circulación de un controlador de flujo.

La función más importante del instrumento es determinar la orientación de la densidad para que los ajustes puedan ser hechos en la velocidad de descarga y mantener una densidad en el cuerpo constante. Para controlar el tamaño del cristal es importante controlar la densidad de la lechada, un incremento en la densidad del magma aumenta el tamaño del producto a través de una reducción en la nucleación y un aumento en el tiempo de retención.

d) *Descarga de lechada*: Una válvula estranguladora regula la descarga, pero tiende a taponarse, evitándose con un reloj ("timer") que abra la válvula a intervalos de 1 a 2 min; las válvulas de diafragma se seleccionan para este servicio.

La descarga también puede ser por una bomba de velocidad variable controlada por el nivel del líquido, teniendo la limitante de que sólo es posible realizar de 2 a 1 variaciones en el flujo si fuera necesario mantener una velocidad crítica. La forma común actual es operar la descarga a flujo constante y bombear una corriente de licor madre dentro de la línea de descarga, pero más adelante es necesario aumentar su densidad para centrifugarla o filtrarla.

e) *Flujo de vapor*: Fija el máximo nivel de sobresaturación. Se puede controlar presión o flujo de vapor pero es mejor la última opción. El flujo de vapor es directamente proporcional a la producción, al incremento de temperatura en el sistema de recirculación y al ΔT en el calentador.

f) *Flujo de alimentación*. El instrumento preferido es el tipo magnético. El flujo de alimentación determina el flujo de calor y por lo tanto el nivel de sobresaturación.

En el cristizador es necesario registrar la temperatura de la alimentación, de la descarga, del agua de enfriamiento, del tanque de sello barométrico y el ΔT en el calentador.

Otra instrumentación a tomar en cuenta:

- Amperaje de la bomba de circulación.
- Rotámetro para enviar agua al sello de las bombas.
- Un interruptor de presión y alarma para la presión en el sello.

Sugerencias de muestreo.¹

- Tomar la muestra de 1 a 2 hr para ajustar la operación.
- El mejor lugar para tomar la muestra es antes de la bomba de descarga si la hubiera.
- La línea de descarga debe estar lejos de la superficie de ebullición y la alimentación.
- La línea de muestra debe estar inclinada en la dirección del flujo y evitar segregación.
- Para análisis de malla tomar de ½ a 1 L de lechada, centrifugarla o secarla y lavarla con alcohol, secar durante 15 a 20 min. y hacer el análisis.

Control en los eyectores¹.

No requiere mas que una válvula de apertura y cierra ("On-Off") para controlar el vapor y las líneas de agua. Controlando la succión se obtiene una determinada capacidad. La válvula en la línea de succión sirve para aislar el sistema de vacío durante el arranque, paro, reparaciones y localizar fallas.

Instrumentación básica en los eyectores:

a) Indicador de presión: en la línea de presión para dar seguimiento al desempeño del sistema, observar un alejamiento en la presión de diseño, y variaciones en cada eyector por taponamiento o válvulas en mal estado.

Es conveniente un indicador de presión en cada eyector, para cuando sean encendidos, apagados, para localizar fallas y garantizar la presión correcta.

b) Medidor de flujo: para mantener el flujo adecuado al condensador. Junto con indicadores de temperatura a la entrada y salida de cada condensador para demostrar insuficiencia de agua o exceso de vapor.

c) Indicador de vacío: para dar seguimiento a la presión absoluta en el cristalizador. Manómetros de tipo Bourdon no dan resultados precisos para vacío de 711 mm Hg (28 inHg). Si se emplea uno de mercurio, se debe corregir para la presión barométrica actual.

3. FORMACIÓN DE UNA SOLUCIÓN SATURADA

3.1 ALMACENAMIENTO DEL ACIDO SULFÚRICO

El ácido sulfúrico se descarga de las pipas por medio de aire a presión (4-7 Kg/cm²) a dos depósitos horizontales de almacenamiento de ácido sulfúrico (T-1 y T-2); el ácido tiene una concentración del 98%; y cada tanque tiene una capacidad de 37,000 Kg (19,800 L).

La bomba B-1 es la que envía el ácido a los dos tanques dosificadores (T1 H₂SO₄ y T2 H₂SO₄) de los cristalizadores, y a cada uno de los reactores (R-1, R-2, R-3) siendo su capacidad de 35 L de ácido por minuto.

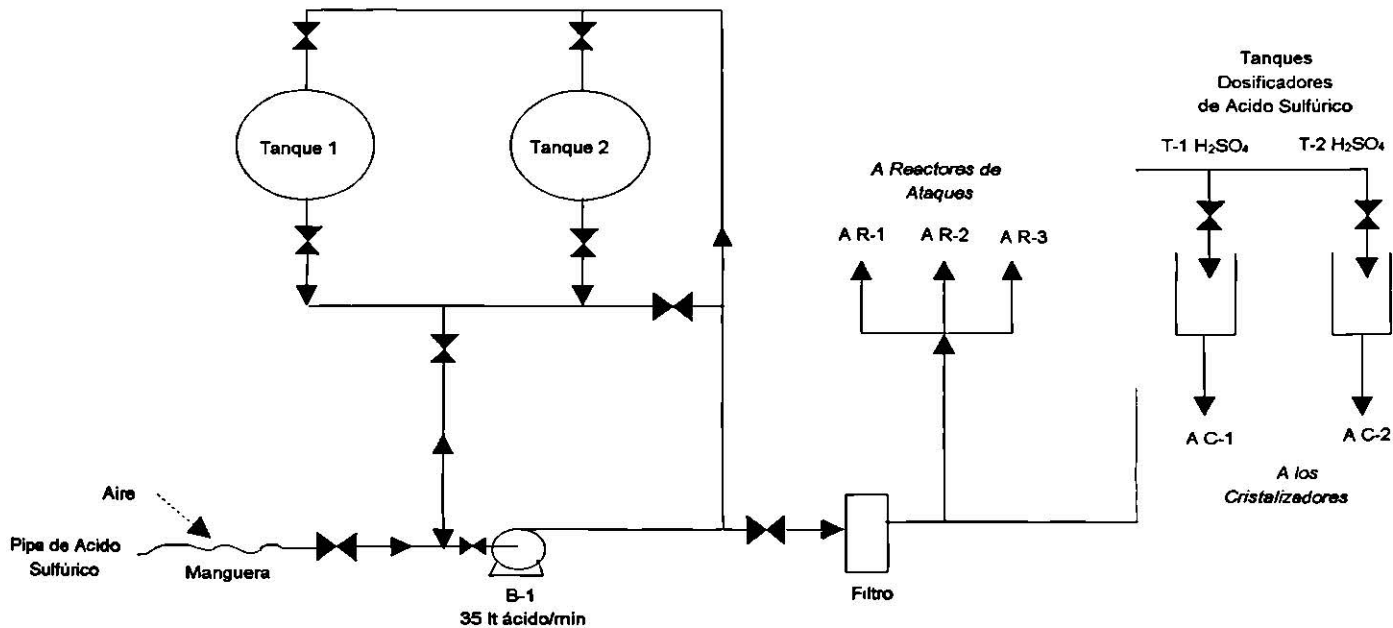


Diagrama 3-1 Almacenamiento del Acido Sulfúrico

3.2 REACCIÓN

La reacción comienza con la preparación de la solución del ácido sulfúrico al 52% y el calentamiento de la misma durante 1 hora aproximadamente hasta alcanzar una temperatura superior a los 90°C. El volumen de esta solución en los reactores (R-1, R-2 y R-3) debe de ser de 440 a 460 L, con una densidad relativa de 1.41.

La solución de ácido que participa en la reacción se puede preparar empleando diferentes combinaciones de ácido sulfúrico dependiendo de que tipo se esté empleando y su concentración.

Las combinaciones posibles se explican más adelante con sus cálculos respectivos. El ácido sulfúrico con que se dispone es el siguiente:

- a. Acido sulfúrico al 98% de los tanques de almacenamiento (T-1 y T-2)
- b. Acido sulfúrico de recuperación al 45%.
- c. Licor madre de cristalización 55%.

La reacción necesita efectuarse a una temperatura por encima de 90°C por lo que cada reactor cuenta con quemadores de gas L.P. A la solución caliente (arriba de 90°C), se le agrega el estaño y se deja reaccionar por espacio de 3 a 3½ horas. La carga de cada reactor debe ser de 160 a 170 Kg de estaño contenido, utilizando estaño metálico en polvo finamente pulverizado, cenizas de estaño, lodos gruesos o cualquier combinación de éstos.

PUREZA DEL ESTAÑO	
Estaño en polvo	99.85%
Cenizas de estaño	96%
Lodos gruesos	80%

Tabla 3-A

Para producir un lote de ataque, son necesarios 160 a 170 Kg de estaño contenido y un volumen de ácido sulfúrico de 450 L equivalente a 330.15 Kg de ácido con una concentración del 52%. Como en realidad lo que interesa es la cantidad en masa de ácido sulfúrico necesario para la reacción se puede emplear el ácido del cristalizador (licor madre), el ácido que sale de la centrífuga de ataques (T Rec H₂SO₄) o ácido al 98% (T1 ó T2) a diferentes volúmenes, pudiendo realizar las siguientes combinaciones:

- 1)Acido del cristalizador y ácido de la centrífuga.
- 2)Acido del cristalizador y ácido al 98%.
- 3)Acido del cristalizador, ácido de la centrífuga y ácido al 98%.

Tabla 3-B Datos de las soluciones ácidas empleadas

	REACTOR R-1, R-2, R-3	LICOR MADRE TV-9	TANQUE T Rec H₂SO₄	H₂SO₄ al 98% T-1, T-2
Volumen	450 L	4,810 L	1,010 L	20,800 L
Temperatura	25.0 °C	25.0 °C	25.0 °C	25.0 °C
Concentración (% H ₂ SO ₄)	52%	55%	45%	98%
Densidad	1.4109 gr/mL	1.4412 gr/mL	1.3437 gr/mL	1.8310 gr/mL

Para calcular la cantidad de ácido necesaria según el caso, se puede partir de un balance de masa en donde el ácido del cristalizador, de la centrífuga y el concentrado (98%) son las corrientes de entrada al reactor.

Balance de General de Masa de Acido Sulfúrico

$$V_{CON} \times C_{CON} \times \rho_{CON} + V_{CRI} \times C_{CRI} \times \rho_{CRI} + V_{CEN} \times C_{CEN} \times \rho_{CEN} = V_R \times C_R \times \rho_R$$

Y los subíndices

CON = Acido concentrado al 98%.

CRI = Acido del cristalizador

CEN = Acido de la centrífuga

R = Acido del Reactor

Para el caso 1) y el caso 3), del balance general de masa, se despeja V_{CEN} , y para el caso 2), se despeja V_{CON} . Con el peso total del ácido sulfúrico, y calculando el peso total del agua, se obtiene la fracción en peso de ácido sulfúrico, con el que se lee la densidad para poder calcular finalmente el volumen en el reactor. Las fórmulas necesarias son:

$$W_{H_2SO_4} = \text{constante} = 330.15 \text{ kg}$$

$$W_{H_2O} = V_{CON} (1 - C_{CON}) \rho_{CON} + V_{CRI} (1 - C_{CRI}) \rho_{CRI} + V_{CEN} (1 - C_{CEN}) \rho_{CEN} \quad (3-1)$$

$$W_{tot} = \frac{W_{H_2SO_4}}{W_{H_2SO_4} + W_{H_2O}} \quad (3-2)$$

$$Z_{H_2SO_4} = \frac{W_{H_2SO_4}}{W_{tot}} \quad (3-3)$$

$$V_R = \frac{W_{tot}}{\rho_R} \quad (3-4)$$

En donde :

V = Volumen [L]

C = Fracción en peso

ρ = Densidad [Kg/L]

W_{H_2O} = Peso del agua (Kg)

$W_{H_2SO_4}$ = Peso del ácido sulfúrico (Kg)

W_{tot} = Peso total

$Z_{H_2SO_4}$ = Fracción en peso de ácido en el reactor.

1) Ajustar empleando ácido del cristalizador y ácido de la centrífuga.

El balance de masa se simplifica debido a que $V_{CON} = 0$.

$$V_{CRI} C_{CRI} \rho_{CRI} + V_{CEN} C_{CEN} \rho_{CEN} = V_R C_R \rho_R$$

$$V_{CEN} = \frac{V_R C_R \rho_R - V_{CRI} C_{CRI} \rho_{CRI}}{C_{CEN} \rho_{CEN}} \quad (3-5)$$

Ejemplo:

Si $V_{CRI} = 300$ L

Se obtiene ya sea por fórmula o empleando la tabla 3-1 $V_{CEN} = 152.73$ L

Suponiendo que el nivel inicial del tanque TV-9 se encontrara a una altura de 185 cm (o un claro de 5 cm, definiendo el claro como la altura de la parte superior del depósito al nivel del líquido), de el anexo 3 se lee un volumen correspondiente de 4685.93 L, entonces se resta el volumen de 300 L dando un volumen final de 4385.93 L lo que corresponde a una altura de 173 cm (o una diferencia de 17 cm) que se leen en la misma tabla.

Si del cálculo o de la tabla se obtuvo que se necesitan 152.73 L del tanque T Rec H_2SO_4 y la altura del tanque está a 80 cm (Diferencia de 20 cm) lo que corresponde a un volumen de 809.42 L, ver anexo 4, se resta el volumen de 152.73 L y da como resultado 656.69 L correspondiendo a una altura de 65 cm (Diferencia de 35 cm).

La concentración final del ácido será del 52%, su densidad de 1.41 gr/mL, y un volumen final de la mezcla en el reactor de 452 L.

2) Ajustar empleando ácido del cristalizador y ácido al 98%.

El balance se simplifica ya que $V_{CEN} = 0$

$$V_{CRI} C_{CRI} \rho_{CRI} + V_{CON} C_{CON} \rho_{CON} = V_R C_R \rho_R$$

$$V_{CON} = \frac{V_R C_R \rho_R - V_{CRI} C_{CRI} \rho_{CRI}}{C_{CON} \rho_{CON}} \quad (3-6)$$

Ejemplo:

Si $V_{CRI} = 380$ L

Se obtiene ya sea por fórmula o empleando la tabla 3-1 $V_{CON} = 16.13$ L

Suponiendo que el nivel inicial del tanque TV-9 se encontrara a una altura de 150 cm (Diferencia de 40 cm), en el anexo 3 se lee un volumen correspondiente de 3799.40 L, entonces se resta el volumen de 380 L dando un volumen final de 3419.4 L lo que corresponde a una altura de 135 cm (Diferencia de 55 cm) que se leen en la misma tabla.

Se agregan primero los 300 L y se completa con el volumen de ácido concentrado en el reactor hasta el nivel señalado en el mismo que corresponde a un claro de 48.42 cm para un volumen total de 391.92 L. La concentración final será del 57.2%, y la densidad de la solución de 1.473 gr/mL.

3) Ajustar empleando diferentes volúmenes de ácido del cristalizador, de la centrífuga y al 98%

En este caso $V_{CRI} \neq V_{CEN} \neq V_{CON} \neq 0$

$$V_{CEN} = \frac{V_R C_R \rho_R - V_{CRI} C_{CRI} \rho_{CRI} - V_{CON} C_{CON} \rho_{CON}}{C_{CEN} \rho_{CEN}} \quad (3-7)$$

Ejemplo:

Si $V_{CRI} = 130$ L, y $V_{CON} = 25$ L

Se obtiene ya sea por fórmula o empleando la tabla 3-1 $V_{CEN} = 301.40$ L

El ácido sulfúrico concentrado se fija de acuerdo a la cantidad disponible ya sea en el tanque TV-9 o en el tanque T Rec H_2SO_4 y se observa que hay suficiente cantidad en ambos tanques, y se agregan 25 L.

Suponiendo que el nivel inicial del tanque TV-9 se encontrara a una altura de 90 cm (Claro de 100 cm), en el anexo 3 se lee un volumen correspondiente de 2279.64 L, entonces se resta el volumen de 130 L dando un volumen final de 2149.64 L lo que corresponde a una altura de 85.5 cm (Claro de 104.5 cm) que se leen en la misma tabla.

Si del cálculo o de la tabla se obtuvo que se necesitan 301.40 L del tanque T Rec H_2SO_4 y la altura del tanque está a 40 cm (Claro de 60 cm) lo que corresponde a un volumen de 404.71 L, ver anexo 4, se resta el volumen de 301.40 L y da como resultado 103.31 L correspondiendo a una altura de 10.5 cm aproximadamente (Claro de 89.5 cm).

Se agrega primero el volumen de ácido del cristalizador y el de la centrífuga, y se completa en el reactor con el ácido concentrado hasta un claro de 42.69 cm que corresponden a un volumen de 452.5 L. La concentración final será del 52%, y la densidad igual a 1.41 gr/mL.

Si el licor madre tiene una concentración diferente del 55%, así como el ácido de recirculación es diferente del 45%, es necesario calcular el volumen de cada ácido para preparar la mezcla adecuada en el reactor. La secuencia del cálculo es la siguiente:

- 1) Se obtiene una muestra del tanque TV - 9 y del TRec H_2SO_4 y se envían al laboratorio para conocer su concentración. Tomando como base una temperatura de $25^\circ C$, se lee la densidad del ácido sulfúrico a su concentración correspondiente utilizando la Tabla del Anexo 6.
- 2) Se fija el volumen del licor madre, del ácido concentrado y la cantidad de ácido necesaria para la reacción (330.15 kg), y se calcula el ácido de recirculación. Posteriormente con las fórmulas 3-1 a la 3-7, se calcula la cantidad de agua y el peso total, para conocer la fracción en peso del ácido sulfúrico, con la que se lee la densidad y poder calcular el volumen en el reactor.

En la siguiente tabla, calculada a partir de las fórmulas 3-1 a 3-7, se muestran todas las combinaciones que es posible llevar a cabo. Nota: lo más apropiado es no utilizar ácido sulfúrico concentrado (son los primeros ocho renglones, y en letra distinta de los demás), pero se muestran todas las opciones que son factibles de realizarse.

Tabla 3-1 Combinaciones Posibles para Formar una Solución para el Ataque del Estaño

Licor Madre	Ac. Sulf. conc.	Ac. Recirculación T Rec H2SO4	W H ₂ SO ₄	W H ₂ O	Z H ₂ SO ₄	ρ H ₂ SO ₄	V Reactor	Claro en Reactor
TV - 9 (L)	T-1 ó T-2 (L)	(L)	(Kg)	(Kg)		(gr/mL)	(L)	(cm)
270	0.00	192.06	330.15	317.05	0.510	1.4035	461.14	41.87
280	0.00	178.95	330.15	313.84	0.513	1.4059	458.08	42.16
290	0.00	165.84	330.15	310.64	0.515	1.4083	455.02	42.44
300	0.00	152.73	330.15	307.44	0.518	1.4107	451.96	42.73
310	0.00	139.62	330.15	304.23	0.520	1.4132	448.91	43.02
320	0.00	126.52	330.15	301.03	0.523	1.4157	445.85	43.31
330	0.00	113.41	330.15	297.83	0.526	1.4182	442.80	43.60
340	0.00	100.30	330.15	294.63	0.528	1.4207	439.75	43.89
200	10.00	254.15	330.15	317.90	0.509	1.4028	461.96	41.79
210	10.00	241.04	330.15	314.70	0.512	1.4052	458.90	42.08
220	10.00	227.93	330.15	311.49	0.515	1.4076	455.84	42.37
230	10.00	214.82	330.15	308.29	0.517	1.4101	452.78	42.66
240	10.00	201.71	330.15	305.09	0.520	1.4125	449.72	42.95
250	10.00	188.60	330.15	301.89	0.522	1.4150	446.67	43.24
260	10.00	175.49	330.15	298.68	0.525	1.4175	443.61	43.52
270	10.00	162.39	330.15	295.48	0.528	1.4201	440.57	43.81
170	15.00	278.64	330.15	316.72	0.510	1.4037	460.84	41.89
180	15.00	265.53	330.15	313.52	0.513	1.4061	457.77	42.18
190	15.00	252.42	330.15	310.32	0.515	1.4085	454.71	42.47
200	15.00	239.31	330.15	307.12	0.518	1.4110	451.65	42.76
210	15.00	226.20	330.15	303.91	0.521	1.4134	448.60	43.05
220	15.00	213.09	330.15	300.71	0.523	1.4159	445.55	43.34
230	15.00	199.98	330.15	297.51	0.526	1.4185	442.50	43.63
240	15.00	186.87	330.15	294.31	0.529	1.4210	439.45	43.92
130	20.00	316.24	330.15	318.75	0.509	1.4022	462.78	41.71
140	20.00	303.13	330.15	315.55	0.511	1.4046	459.71	42.00
150	20.00	290.02	330.15	312.35	0.514	1.4070	456.65	42.29
160	20.00	276.91	330.15	309.14	0.516	1.4094	453.59	42.58
170	20.00	263.80	330.15	305.94	0.519	1.4119	450.53	42.87
180	20.00	250.69	330.15	302.74	0.522	1.4143	447.48	43.16
190	20.00	237.58	330.15	299.54	0.524	1.4169	444.43	43.45
200	20.00	224.47	330.15	296.33	0.527	1.4194	441.38	43.74
210	20.00	211.36	330.15	293.13	0.530	1.4219	438.33	44.02
100	25.00	340.73	330.15	317.58	0.510	1.4031	461.65	41.82
110	25.00	327.62	330.15	314.38	0.512	1.4055	458.59	42.11
120	25.00	314.51	330.15	311.17	0.515	1.4079	455.53	42.40
130	25.00	301.40	330.15	307.97	0.517	1.4103	452.47	42.69
140	25.00	288.29	330.15	304.77	0.520	1.4128	449.41	42.98

Tabla 3-1 (Cont.)

Licor Madre	Ac. Sulf. conc.	Ac. Recirculación	W H ₂ SO ₄	W H ₂ O	Z H ₂ SO ₄	ρ H ₂ SO ₄	V Reactor	Claro en Reactor
TV - 9	T-1 ó T-2	T Rec H ₂ SO ₄	(Kg)	(Kg)		(gr/mL)	(L)	(cm)
(L)	(L)	(L)						
150	25.00	275.18	330.15	301.56	0.523	1.4153	446.36	43.26
160	25.00	262.07	330.15	298.36	0.525	1.4178	443.31	43.55
170	25.00	248.96	330.15	295.16	0.528	1.4203	440.26	43.84
70	30.00	365.22	330.15	316.40	0.511	1.4039	460.53	41.92
80	30.00	352.11	330.15	313.20	0.513	1.4063	457.47	42.21
90	30.00	339.00	330.15	310.00	0.516	1.4088	454.41	42.50
100	30.00	325.89	330.15	306.80	0.518	1.4112	451.35	42.79
110	30.00	312.78	330.15	303.59	0.521	1.4137	448.29	43.08
120	30.00	299.67	330.15	300.39	0.524	1.4162	445.24	43.37
130	30.00	286.56	330.15	297.19	0.526	1.4187	442.19	43.66
140	30.00	273.45	330.15	293.98	0.529	1.4213	439.14	43.95
30	35.00	402.81	330.15	318.43	0.509	1.4024	462.47	41.74
40	35.00	389.70	330.15	315.23	0.512	1.4048	459.41	42.03
50	35.00	376.60	330.15	312.03	0.514	1.4072	456.34	42.32
60	35.00	363.49	330.15	308.82	0.517	1.4097	453.28	42.61
70	35.00	350.38	330.15	305.62	0.519	1.4121	450.23	42.90
80	35.00	337.27	330.15	302.42	0.522	1.4146	447.17	43.19
90	35.00	324.16	330.15	299.22	0.525	1.4171	444.12	43.48
100	35.00	311.05	330.15	296.01	0.527	1.4196	441.07	43.76
110	35.00	297.94	330.15	292.81	0.530	1.4222	438.03	44.05
0	40.00	427.30	330.15	317.26	0.510	1.4033	461.35	41.85
10	40.00	414.19	330.15	314.05	0.512	1.4057	458.28	42.14
20	40.00	401.09	330.15	310.85	0.515	1.4081	455.22	42.43
30	40.00	387.98	330.15	307.65	0.518	1.4106	452.16	42.72
40	40.00	374.87	330.15	304.45	0.520	1.4130	449.11	43.00
50	40.00	361.76	330.15	301.24	0.523	1.4155	446.05	43.29
60	40.00	348.65	330.15	298.04	0.526	1.4180	443.00	43.58
70	40.00	335.54	330.15	294.84	0.528	1.4206	439.96	43.87
380	16.13	0.00	330.15	247.04	0.572	1.4727	391.92	48.42
390	11.71	0.00	330.15	253.36	0.566	1.4663	397.95	47.84
400	7.29	0.00	330.15	259.68	0.560	1.4600	404.00	47.27
410	2.88	0.00	330.15	266.01	0.554	1.4538	410.06	46.70

Si el volumen está dentro de un rango de 440 a 460 L, se aceptan las cantidades fijadas, en caso contrario, es necesario volver a suponer la cantidad de licor madre y de ácido concentrado. Lo que se desea es evitar el uso del ácido concentrado, entonces estos cálculos se simplifican, ya que $V_{CON} = 0$

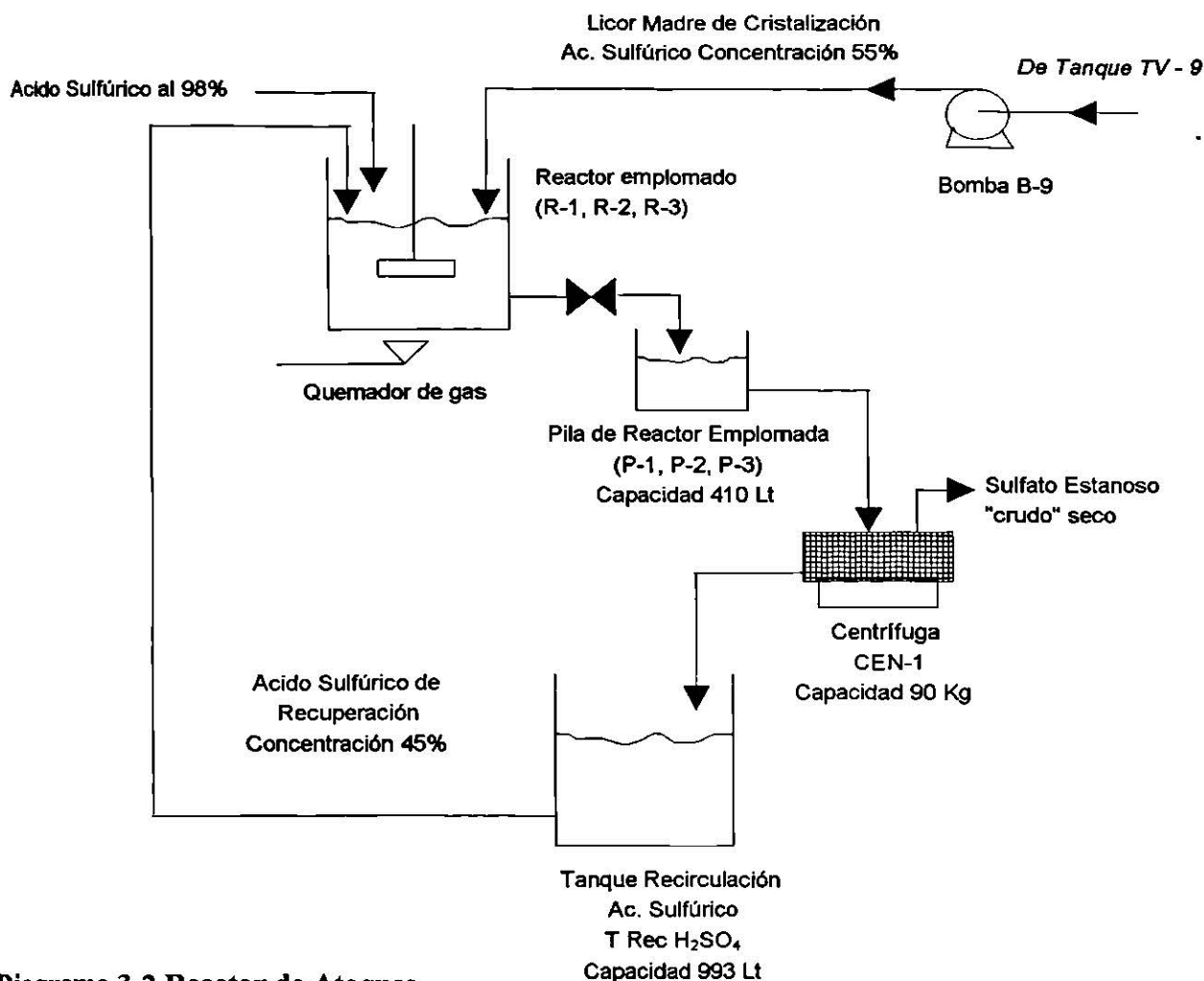


Diagrama 3-2 Reactor de Ataques

3.3 CENTRIFUGACIÓN

Después de la reacción el “ataque” de cada reactor se descarga a las pilas P-1, P-2 y P-3 y se deja enfriar para posteriormente cargarse a la centrífuga. La centrífuga es de canasta con tela filtrante de poliéster de 10 micras de 40 x 37 hilos por pulgada con una capacidad de 90 Kg por carga

La solución que sale de la centrífuga se envía a un tanque de recirculación de ácido sulfúrico (TRec H₂SO₄) el cual tiene un volumen de 993 L, esto con el fin de reducir el consumo del ácido y recuperar el estaño contenido en el líquido; el ácido tiene una concentración de 45%.

El sulfato estanoso crudo seco se saca en forma manual para pesarse en cubetas, y se obtiene un promedio de 310 Kg por lote. El tiempo de centrifugado y pesado es de 4 horas. El sulfato estanoso crudo tiene en promedio un contenido de estaño de 48 a 49%, una humedad de 3 a 5% y una acidez libre de 3 a 5 gr/L.

3.4 DISOLUCIÓN Y DECANTACIÓN

El sulfato estanoso crudo seco se vacía en las pilas de disolución P-4, P-5 y P-6, y se disuelve con agua pura o solución de lavado de “lodos gruesos”. Se necesitan agregar 1200 L por lote para lograr una buena disolución. Inmediatamente después la solución se agita mecánicamente por espacio de 20 a 40 min, hasta obtener una densidad de 1.2 a 1.25 gr/mL.

La solución se deja en reposo por espacio de 2½ a 4½ horas con el propósito de decantar las impurezas, los “lodos gruesos” (estaño sin reaccionar y/o óxido estanoso) y los “lodos finos” (sulfato estánico u óxido estánico), y al final la solución tiene una concentración de 125 gr/L de Sn⁺² en promedio y un volumen de 1200 L.

Como el sulfato estanoso en solución tiende a oxidarse provocando impurezas y coloraciones en el producto, se le agrega a la solución un estabilizador y antioxidante (hidroquinona o acetaminofen) en una proporción de 0.5% con respecto al contenido del estaño de la solución (155 - 165 Kg, 1200 L @130-137 gr/L Sn⁺²) empleando por lo general 0.8 Kg de hidroquinona por 160 Kg de estaño.

Después de sacar la solución de las pilas de disolución por medio de la bomba B-3, queda en la pila una cierta cantidad de la misma. En ella se concentran las impurezas, los “lodos finos” y los “lodos gruesos”. Estos se lavan manualmente para disolver todo el sulfato estanoso que pudiera todavía permanecer, se verifica con papel pH siendo el punto final cuando la solución sea neutra.

Los “lodos gruesos” que permanecen en la pila se sacan para recircularse a los reactores y aprovechar su alto contenido de estaño que no reaccionó con un contenido de entre el 75 y el 85%.

La solución separada del lavado contiene “lodos finos” en suspensión y se obtienen 400 L por cada lavado, se envían a otro tanque de sedimentación en donde permanecen en reposo durante 24 hr, se separan los “lodos finos” decantados y se vacían en tambos de plástico o de metal para ser entregados al proveedor de estaño para su recuperación.

Normalmente queda en las pilas, un resto de solución de lavado de “lodos gruesos” que se utilizará para disolver el siguiente lote de sulfato estanoso “crudo” seco.

3.5 FILTRACIÓN

La solución de sulfato estanoso se bombea usando la bomba B-3 con un gasto de 25 L/min a un filtro de discos horizontales con papel desechable de 7 micras tipo A marca SPARKLER (F-1) para retener cualquier partícula insoluble que sea arrastrada. Los residuos de estaño e impurezas de sulfato estanoso regresan a una pila de plomo para disolverlos con agua y recircular la solución a las pilas de disolución.

La solución saturada "filtrada" puede tener los siguientes destinos, dependiendo del producto que se desee procesar:

- a) Tanque de lavado (T Lavado), con capacidad de 175 L.
- b) A los cristalizadores (C-1, C-2), cristalización por ion común.
- c) Planta de estanatos, proceso de estanato de sodio.
- d) Tanque TV-0 (capacidad 5000 L), cristalización al vacío.

La solución saturada filtrada tiene una concentración de Sn^{+2} de 120 a 130 gr/L con un volumen de 1200 L aproximadamente por lote; todo el proceso de filtración dura 30 min.

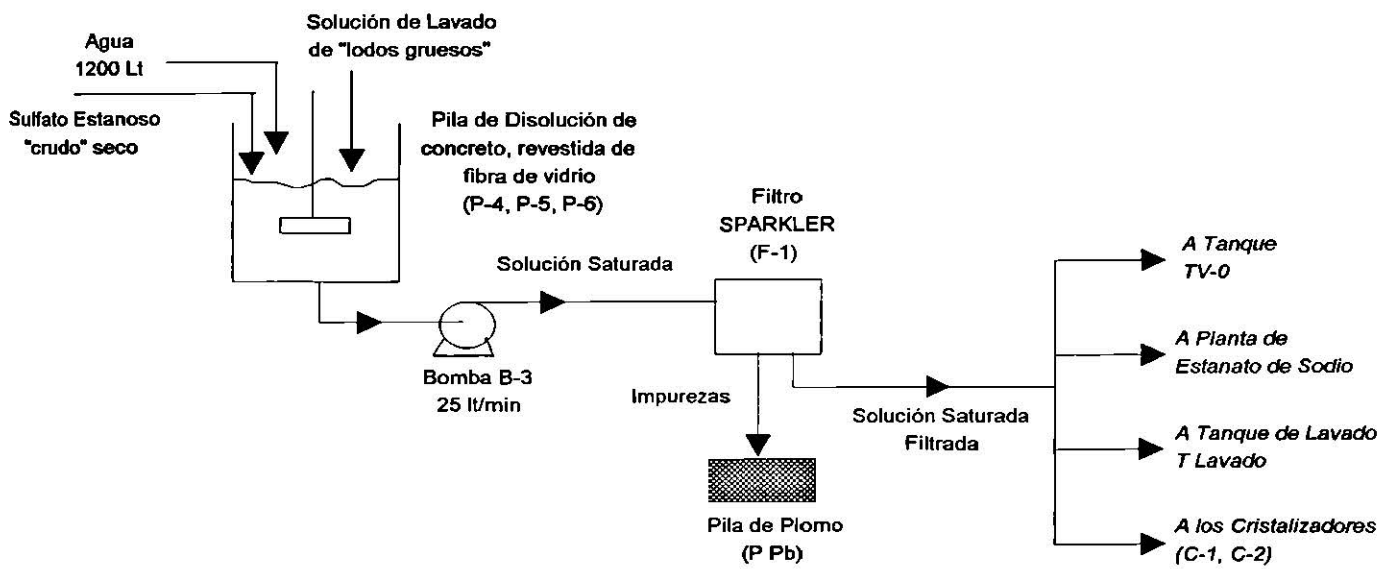
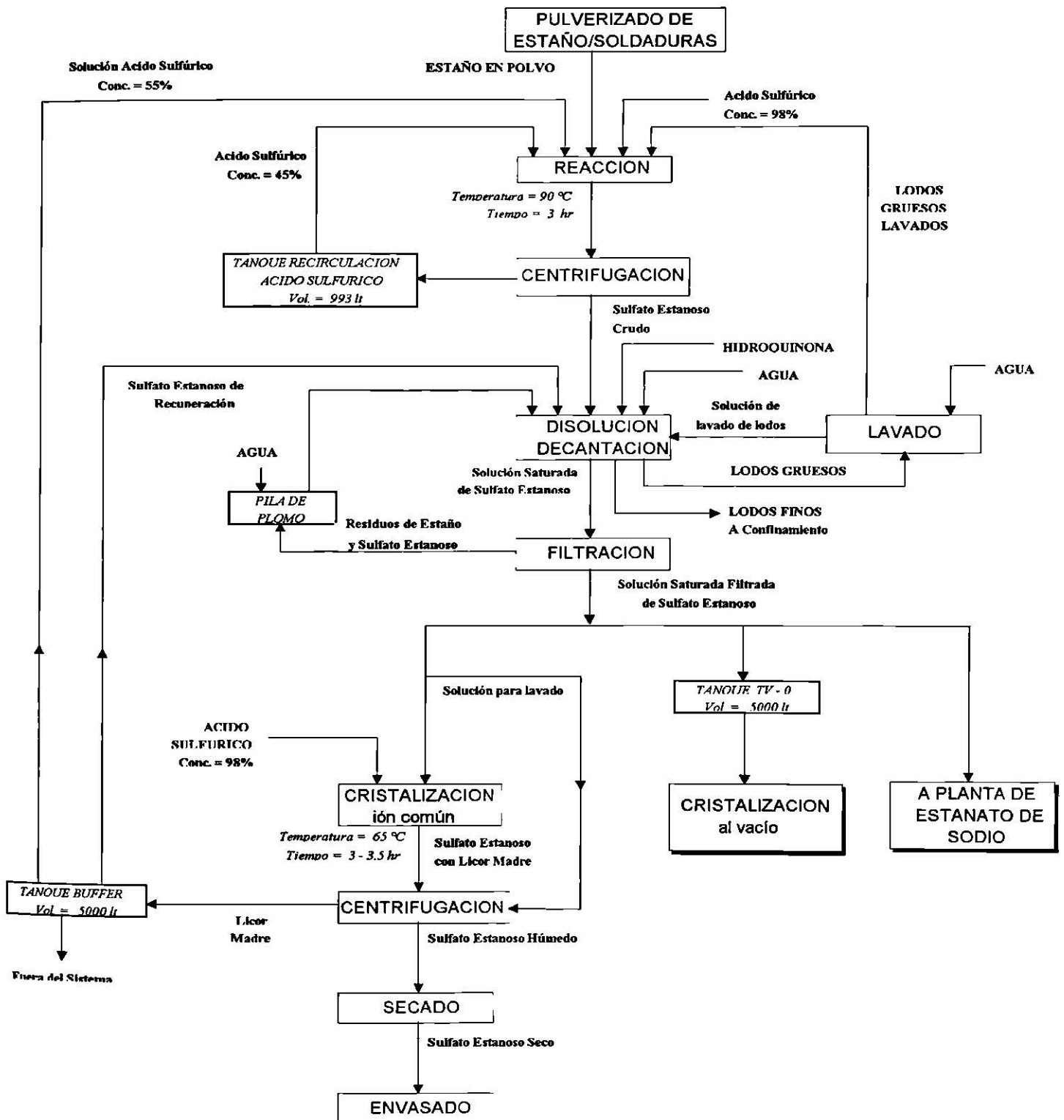


Diagrama 3-3 Disolución del Sulfato Crudo

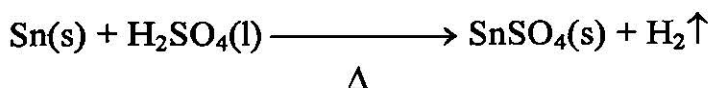
4. MANUAL DE PRODUCCIÓN DE SULFATO ESTANOSO EN POLVO, POR CRISTALIZACIÓN POR IÓN COMÚN

4.1 DIAGRAMA GENERAL DE FLUJO

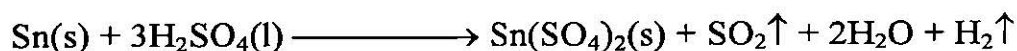


4.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

El proceso de obtención del sulfato estanoso (SnSO_4) es el producto de la reacción entre una solución de ácido sulfúrico con una concentración del 52% ($\rho = 1.41$), y con el estaño en polvo o lodos gruesos lavados provenientes de la disolución. La reacción se lleva a cabo en un reactor de tanque agitado (R-1, R-2 y R-3) a una temperatura de 100 °C aproximadamente. La reacción principal es la siguiente:



Las reacciones secundarias que se presentan son:



Además del sulfato estanoso, también se produce hidrógeno, óxido estanoso, sulfato estánico, ácido sulfhídrico en diferente proporción dependiendo de la concentración de la solución de ácido sulfúrico y la temperatura. En el reactor al final de la reacción hay cierta cantidad de agua, ácido sulfúrico y estaño que no reaccionaron.

Del reactor se extrae el sulfato estanoso “crudo” el cual se descarga a unas pilas de reposo (P-1, P-2, P-3) con la finalidad de enfriarlo y manualmente se pasa a la centrífuga (CEN-1) para separar los sólidos de la solución de ácido sulfúrico; esta solución regresa al reactor para recuperar el estaño remanente en solución y también para reducir el consumo de ácido sulfúrico.

El sulfato estanoso “crudo” se saca de la centrífuga y se disuelve con agua, solución de lavado de lodos gruesos o solución de la fosa en las pilas de disolución (P-4, P-5, P-6) para sedimentar el estaño sin reaccionar o “lodos gruesos” y los subproductos de la reacción que no fueron eliminados en la centrifugación o “lodos finos” así como las impurezas del sulfato estanoso, aprovechando que este último tiene una alta solubilidad. El líquido se bombea, se filtra y se envía a los cristalizadores o al tanque de almacenamiento TV-0.

CRISTALIZACIÓN POR ION COMÚN: Este proceso da inicio con la recepción de solución saturada de sulfato estanoso en el cristalizador (C-1, C-2) para precipitar el sulfato estanoso por efecto del ion común por medio de la adición de ácido sulfúrico al 98% para lo cual se cuenta con unos tanques dosificadores de ácido sulfúrico (T1 y T2 H_2SO_4). También cuenta el cristalizador con un sistema de recirculación de agua fría para controlar la temperatura dentro del mismo y evitar daños en el equipo.

Al terminar la cristalización el lote se descarga a la centrífuga (CEN-2) para separar el sulfato estanoso del ácido sulfúrico (licor madre); los sólidos que se obtienen se extraen en forma manual y se cargan al secador rotatorio al vacío (SEC-1) para extraer el agua libre y de cristalización, el secador cuenta con una bomba de vacío y una bomba de recirculación de agua caliente para tal efecto.

El licor madre se envía al tanque TV-9 para dejarlo en reposo, y después recuperar el Sulfato Estanoso que precipite y recircular también el licor “claro” (ácido sulfúrico al 55%) a los reactores o sacarlo del sistema y neutralizarlo

El producto ya seco, se descarga del secador para ser envasado en bolsas de plástico con el fin de sellar el producto y evitar que el aire lo oxide.

4.3 DETALLE DEL PROCESO

4.3.1 CRISTALIZACIÓN POR EFECTO DEL ION COMÚN

La formación de la solución saturada de sulfato estanoso se explica en el Capítulo 3, “Formación de una Solución Saturada de Sulfato Estanoso”.

La solución saturada de sulfato estanoso proveniente del filtro, se recibe en los cristalizadores. Se tienen dos cristalizadores C-1 y C-2 con capacidad de 2000 L cada uno fabricados con resina epóxica y cada uno dispone de un tanque dosificador (T1 H₂SO₄ y T2 H₂SO₄) de ácido con una capacidad de 300 L.

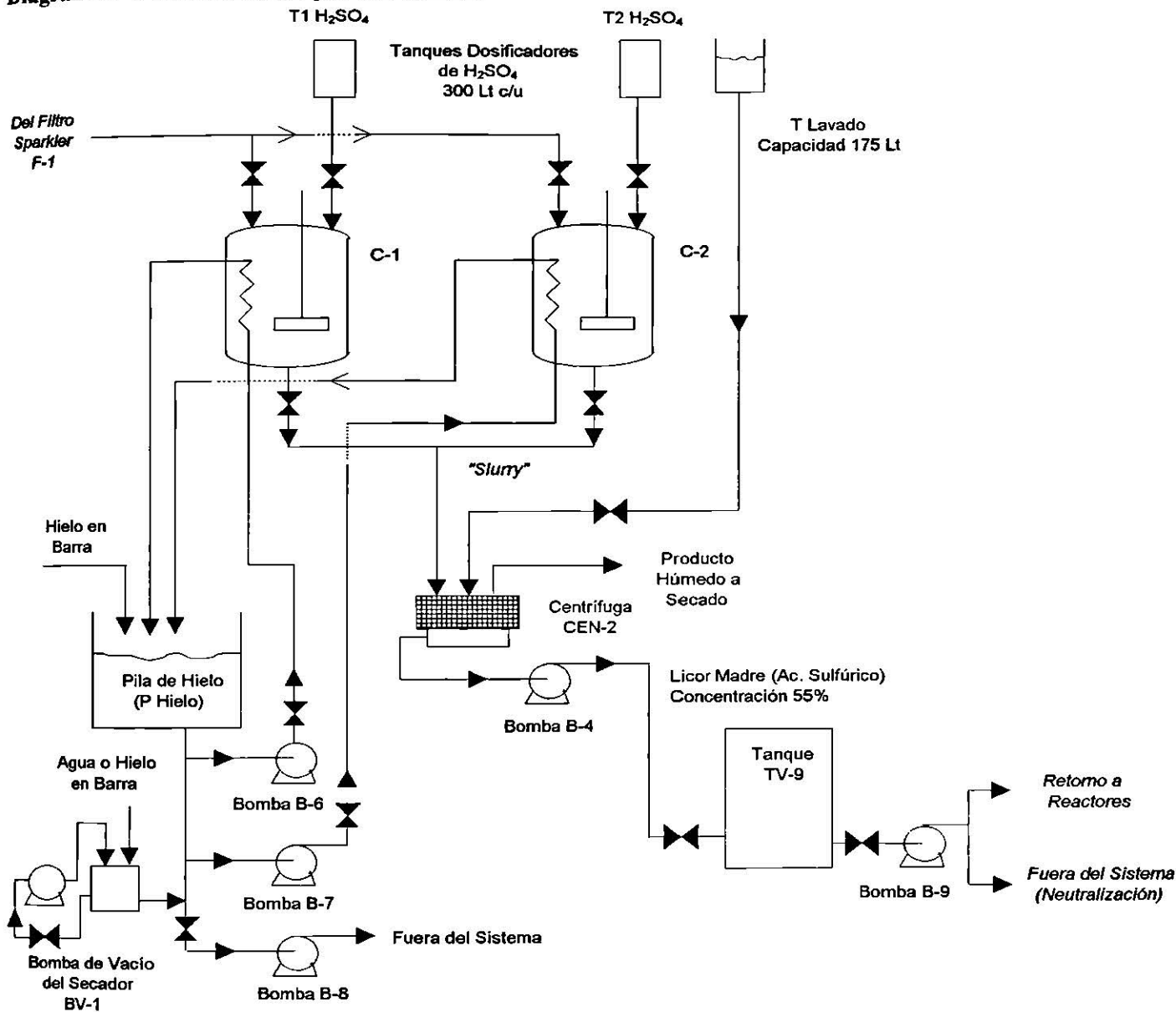
A la solución saturada, se le adiciona lentamente y con el agitador del cristalizador trabajando un volumen de 800 L (1,464 Kg) de ácido sulfúrico al 98% empleando los tanques dosificadores con que se dispone para este fin.

Esta adición se controla mediante la medición de la densidad, la cual al inicio debe de ser de 1.20 a 1.25 gr/mL y al final deberá de ser de 1.41 a 1.45 gr/mL aproximadamente comenzando a cristalizar el sulfato estanoso por efecto del ion común. En este punto, el sulfato estanoso en cristales estará ya precipitado en el fondo del cristalizador, y el ácido sulfúrico tendrá una concentración del 55% en el cristalizador (licor madre).

La adición del ácido sulfúrico a la solución de sulfato estanoso es una reacción exotérmica y dado que el material de construcción de los cristalizadores sólo puede soportar temperaturas máximas entre 55 a 60°C, la solución se debe de mantener fría.

Para enfriar la solución se emplean 4 intercambiadores de calor construidos de teflón colocados dentro de los cristalizadores a través de los cuales circula agua fría a 10°C controlando la temperatura entre un rango de 40 a 50°C.

Diagrama 4-1 Cristalización por ion común.



Para producir el agua fría se cuenta con una pila de hielo (P hielo) a la cual se le adiciona un poco de agua y de 8 a 9 barras de hielo para cada lote de cristalización o "cristalizada" (solución de 1,200 L de Sulfato Estanoso)., el agua fría se bombea hacia los intercambiadores mediante la bomba B-6 o B-7 según el cristizador empleado (C-1 o C-2) y regresa nuevamente a la pila de hielo (ciclo cerrado). El proceso de cristalización dura de 3½ a 4 horas.

4.3.2 CENTRIFUGACIÓN

El llamado "slurry", compuesto por sulfato estanoso en cristales junto con el licor madre (ácido sulfúrico al 40 - 55% de concentración), se descargan a la centrífuga (CEN-2), cuando

tienen una temperatura no mayor de 45 a 50°C. La centrífuga es de canasta con tela filtrante de poliéster de 10 micras de 40 x 37 hilos por pulgada, con una carga de 250 a 280 Kg.

En la centrífuga se separan el sulfato estano en cristales (sólido) y el licor madre, el primero se "lava" para eliminar la acidez libre, utilizando solución saturada de sulfato estano (60 L por lote de cristalización) proveniente del tanque de lavado (T Lavado), el cual tiene una capacidad de 175 L.

El licor madre se envía al TV-9 por medio de la bomba B-4 y se deja reposar para recuperar los cristales de sulfato estano "finos" que hayan podido pasar a través de la tela filtrante, de ahí el licor "claro" (ácido sulfúrico al 55%) con la bomba B-9 se recircula a los reactores o sale fuera del proceso para ser neutralizado.

El proceso de centrifugación tiene una duración de 1½ a 2 horas, y el sulfato estano en cristales (sólido) producido tiene en promedio una humedad de 3 a 5% y un peso de 250 a 280 Kg por lote.

4.3.3 SECADO

El sulfato estano húmedo (3 a 5%) se seca en un secador homogeneizador al vacío que cuenta con un sistema de calentamiento a base de circulación de agua a una temperatura de 80°C utilizando la bomba B-10, para circular el agua, y calentado esta a base de Gas L.P. en un tanque de acero (T H₂O cal).

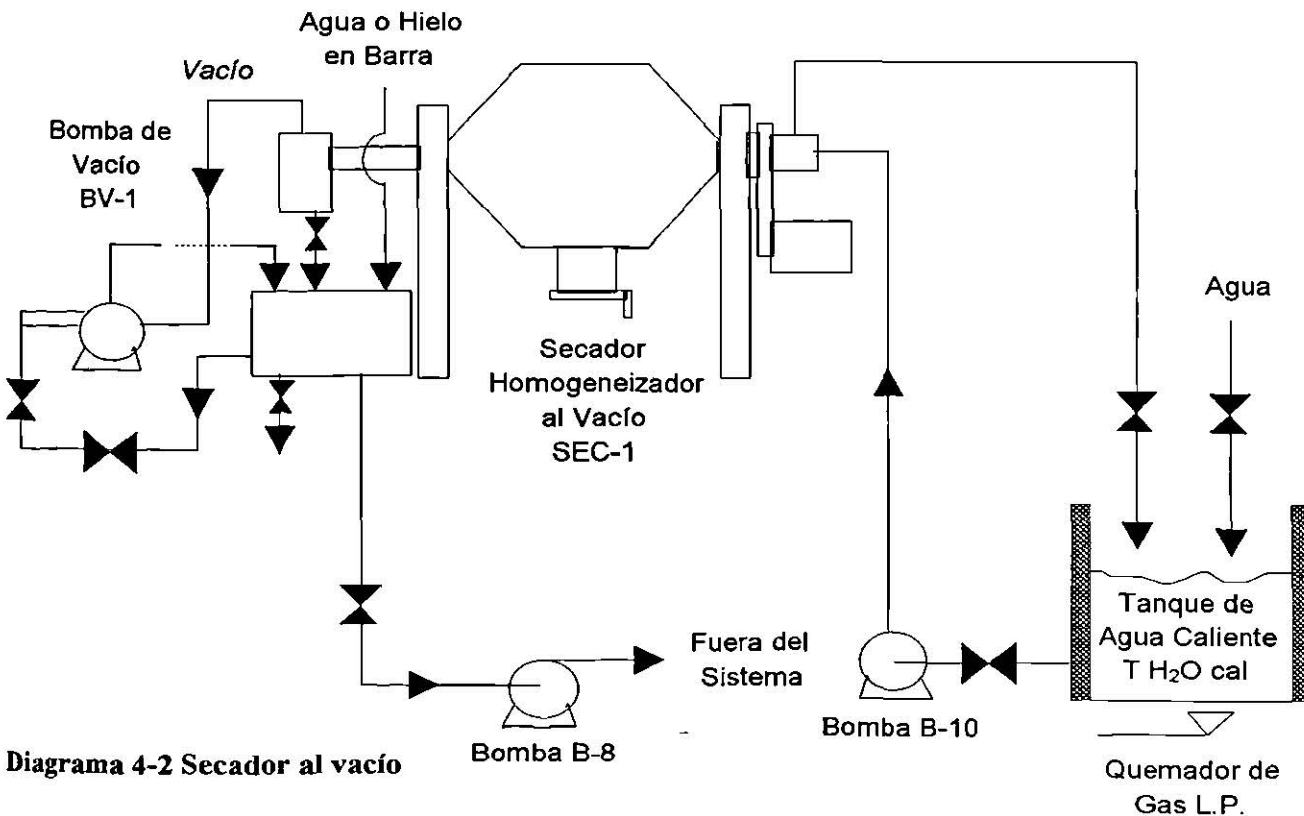


Diagrama 4-2 Secador al vacío

El secador se mantiene a una presión de vacío de 21 inHg utilizando una bomba de vacío (BV-1) a la cual se le alimenta agua a temperatura ambiente y/o hielo en barra para producir el vacío, y se saca ya caliente por medio de la bomba B-8.

Al final del secado el sulfato estano Sn^{+2} deberá tener un máximo de humedad del 1% y un contenido mínimo de estaño estano Sn^{+2} de 53.95%.

El ciclo de secado dura de 5 a 7 horas, y son necesarios tres lotes de la centrífuga o tres “cristalizadas” para formar un lote de secado, con un peso final de 800 a 850 Kg.

El sulfato estano seco, se vacía del secador por medio de una válvula de mariposa y se envasa y sella en bolsas de polietileno para evitar entradas de aire que oxiden el producto identificándose por lotes para ser enviado a su destino final (cliente).

**LOCALIZACION DE
LOS EQUIPOS PLANTA
SULFATO ESTANOSO**

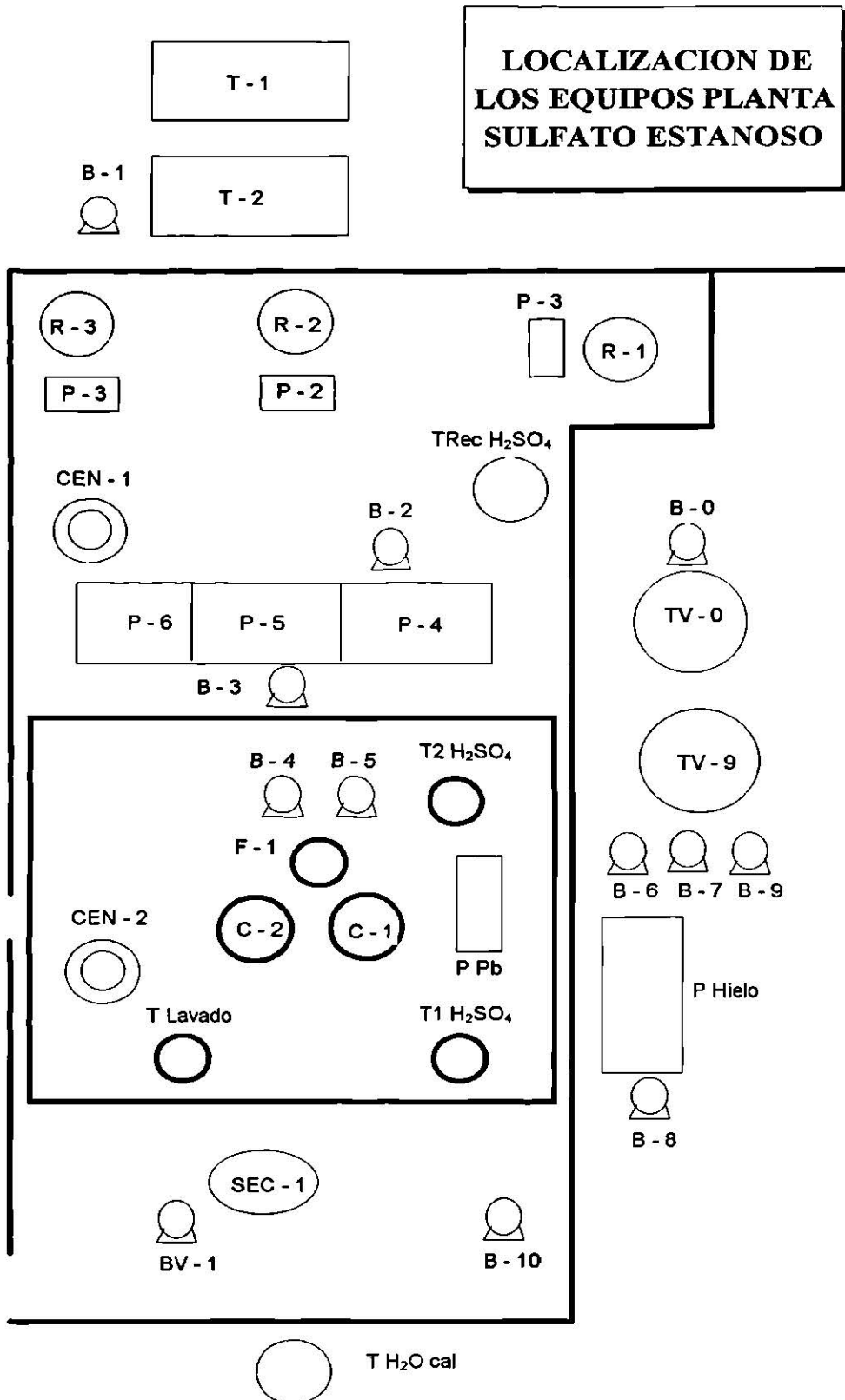


Diagrama 4-3 Localización Física de los Equipos

4.4 MAQUINARIA Y EQUIPO

EQUIPO DE PROCESO

- B-0** Bomba centrífuga marca Goulds mod. 53787 acoplada a un motor sin marca de 10 H.P.
- B-1** Bomba centrífuga marca Durco, acero inoxidable acoplada a un motor sin marca de 7.5 H.P.
- B-2** Bomba centrífuga marca Apolo mod. 500 serie 1512, tipo 02, con recubrimiento epóxico acoplada a un motor Siemens de 1.5 H.P., 3440 rpm
- B-3** Bomba centrífuga marca Durco, acero inoxidable acoplada a un motor sin marca de 7 1/2 H.P.
- B-4** Bomba centrífuga marca Apolo mod. 2000 serie 1490 tipo 03, recubrimiento TF acoplada a un motor Siemens de 3 H.P., 3485 rpm.
- B-5** Bomba centrífuga marca Apolo mod. 2000 serie 1514 tipo 02, recubrimiento epóxico, acoplada a un motor Siemens de 3 H.P., 3485 rpm
- B-6** Bomba centrífuga marca KSB mod. INI40/160, serie 90316/2 con succión-salida de 2" x 1 1/2" acoplada a un motor marca Siemens de 7.5 H.P., 3500 rpm, 3 fases, 220/440 V, 60 Hz.
- B-7** Bomba centrífuga marca Crane, serie H93TN004-93, figura 4358, tamaño de 1 1/2" acoplada a un motor marca Siemens de 3 H.P., 3485 rpm, 3 fases, 220/440 V, 8.4/4.2 A.
- B-8** Bomba marca Sentinel tipo turbina de alta presión mod. T-9, clase 703-00, serie 030168 con succión-salida de 2" acoplada a un motor de 3 H.P. marca US Motores de México.
- B-9** Bomba centrífuga marca Apolo mod. 2000 serie 1489 tipo 03, recubrimiento TF, acoplada a un motor Siemens de 3 H.P., 3485 rpm
- B-10** Bomba centrífuga marca KSB mod. 32/125, serie 90311/1, con succión-salida de 2" x 1 1/2" acoplada a un motor de 1.5 H.P., 3500 rpm.
- BV-1** Bomba de vacío marca Nash de 1 paso modelo H-4, 1750 rpm con succión-salida de 1 1/2" con motor de 10 H.P., capacidad 20" Hg de vacío.

- C-1** **C-2** Cristalizador cilíndrico vertical de resina poliéster, reforzado con fibra de vidrio y resina Atlac 382 con tapa plana integrado de un agitador de turbina acoplado a un motorreductor Siemens de 2 H.P., cuenta con deflectores y un sistema de enfriamiento, con fondo toriesférico de 1.68 m de altura, 1.20 m de diámetro con capacidad de 2,000 L.
- CEN-1** Centrífuga construida de acero inoxidable No. 316, de 0.81 m de altura, 0.68 m de diámetro acoplada por poleas a un motor Siemens de 2 H.P. y 170 rpm.
- CEN-2** Centrífuga marca Tolhurst, mod. 1B1, de canasta perforada de 40", construida en acero, forrada internamente con hule negro, medidas 0.72 m de alto, 1.33 m de diámetro exterior, velocidad de la canasta 850 rpm, 20 lb slurry/hr max., acoplada por poleas a un motor de 5 H.P., 1200 rpm, con clutch.
- F-1** Filtro de placa horizontal marca Sparkler mod. 8-18, serie 77066 de fierro recubierto interiormente con fibra de vidrio y resina Atlac 382.
- P Hielo** Tanque cuadrado de concreto revestido internamente con fibra de vidrio y resina Atlac 382 de 2 m de largo, 0.96 m de ancho, 1.2 m de alto, capacidad 2,300 L.
- P Pb** Pila de fierro, recubierta de plomo, de 1.22 m de largo, 0.7 m de ancho y 0.5 m de alto.
- P-1** **P-2** **P-3** Pila de asentamiento rectangular de fierro recubrimiento interiormente con plomo de 1.24 m de largo, 0.74 m de ancho, 0.45 m de profundidad.
- P-4** **P-5** **P-6** Pila de disolución rectangular construida en concreto recubierta interiormente de fibra de vidrio y resina Atlac 382. Dimensiones: Pila 4: 2 x 1.5 x 0.78 m, capacidad 2,325 L.; Pila 5: 2.04 x 0.96 x 0.78 m, capacidad 1,528 L.; Pila 6: 2.04 x 0.97 x 0.78 m capacidad 1,543 L.
- R-1** **R-2** **R-3** Reactor cilíndrico vertical construido de fierro recubierto interiormente de plomo con tapa abatible y fondo plano, medidas 1 m de altura y 1.2 m de diámetro, provisto de un agitador de Cold Roll recubierto de plomo acoplado a un motorreductor marca Siemens de 10 H.P. con 87 rpm de salida.
- SEC-1** Secador homogeneizador cónico, rotatorio al vacío marca Pfaulder, mod. 48-45CD-SB, serie R162-0330 en acero al carbón con recubrimiento interior de vidrio "blue glass" y exterior de cemento monolítico y colcha de fibra de vidrio, y una válvula de mariposa de 8" para descarga, capacidad de 32 ft³ acoplado a un motorreductor de 7.5 H.P.
- T H₂O cal** Tanque de lámina de fierro recubierto con malla y cemento monolítico de 0.78 m de diámetro, 0.9 m de altura.

T Lavado	Tanque cilíndrico vertical fondo cónico, tapa removible, de polietileno de alta densidad con capacidad de 300 L.
T Rec H₂SO₄	Tanque cilíndrico vertical abierto fondo plano de fierro recubierto interiormente de fibra de vidrio y resina Atlac 382 de 1 m de altura y 1.15 m de diámetro con capacidad de 1,040 L.
T-1 T-2	Tanque cilíndrico horizontal de acero al carbón, con entrada de hombre en la parte superior de 4.6 m de largo y 2.4 m de diámetro con capacidad de 20,800 L. recubierto con 2 capas de recubrimiento fenólico de horneado Heresite P403.
T1 H₂SO₄ T2 H₂SO₄	Tanque cilíndrico vertical fondo cónico, tapa removible, de polietileno de alta densidad con capacidad de 300 L.
TV-0 TV-9	Tanque cilíndrico vertical de tapa y fondo plano de polietileno de alta densidad con capacidad de 5,000 L, de 2.4 m de alto, 1.78 m de diámetro, montado sobre base de ángulo de fierro de 1/4" x 2"

ACCESORIOS DE EQUIPO DE PROCESO

ZONA REACTORES

- 3 Quemadores de gas L.P. tipo venturi capacidad 7 m³/hr marca Dragón.
- 1 Cárcamo de fierro recubierto con fibra de vidrio y resina Atlac 382, 0.67 m de ancho, 0.68 m de largo y 0.44 m de profundidad.

ZONA DISOLUCIÓN

- 1 Agitador con flecha recubierta de plomo acoplado a un motor eléctrico marca Siemens de 1 H.P.
- 2 Pila de bombeo rectangular de fierro negro recubierta interiormente con plomo. Dimensiones: 1) 0.89 x 0.51 x 0.27 m; 2) 0.60 x 0.59 x 0.74 m.

ZONA CRISTALIZACIÓN

- 8 Intercambiador de calor marca Ametek mod. R500T4-4
- 1 Cárcamo de fierro recubierto con fibra de vidrio y resina Atlac 382, 0.57 m de ancho, 0.66 m de largo y 0.35 m de profundidad.
- 1 Boquilla Flatjet de acero inoxidable para lavar centrifugado de 2.5 cm de diámetro y 3.5 cm de largo.

ZONA SECADO

- 1 Junta rotativa, marca Misco Johnson mod. 2600 SNRH.

ACCESORIOS Y EQUIPO AUXILIAR

ZONA ALMACENAMIENTO ACIDO SULFÚRICO

- 1 Filtro de cartucho marca Fulflo mod. B-20-3/4 SD, construido en acero inoxidable con cartucho de nylon de 55 cm x 10 cm de diámetro.
- 1 Regadera de emergencia
- 1 Extintidor de 9 kg de polvos químicos.

ZONA DE REACTORES

- 1 Extractor de aire tipo helicoidal marca Soler y Palau, mod. HIT-B 1000/26", 550 rpm motor de 3/4 H.P., trifásico 220/440 V, 60 Hz, capacidad 31,500 m³/hr.

ZONA DE CRISTALIZACIÓN

- 2 Extractor de aire marca Soler y Palau mod. HXT800/16°, 1725 rpm, motor 1 1/2 H.P., trifásico, 220/440 V, 60 Hz, capacidad 25,000 m³/h.
- 1 Regadera de emergencia

ZONA DE SECADO

- 1 Quemador de gas L.P. tipo venturi, gasto 1.681 m³/h y presión de 1.5 kg/cm² marca Dragón.
- 7 Extintidor de 9 kg de polvo químico ABC.
- 6 Volquete, contenedor móvil en polietileno sobre marco metálico y ruedas de hule con capacidad de 380 L mod. VOL-380

EQUIPO SIN INSTALAR

ZONA ALMACENAMIENTO ACIDO SULFÚRICO

- 1 Bomba centrífuga marca Apolo mod. 5000 serie 1516 tipo 03, recubrimiento TF, acoplada a un motor Siemens de 3 H.P., 1725 rpm.

ZONA DE REACTORES

- 3 Reactor cilíndrico vertical construido de fierro recubierto internamente de plomo con tapas abatibles y fondo plano. Las medidas del reactor son 1 m de altura y 1.2 m de diámetro. agitador de cold roll recubierto de plomo.
- 2 Agitador de material cold roll recubierto de plomo.

ZONA DE CRISTALIZACIÓN

- 1 Filtro de placa horizontal marca Sparkler mod. B-18, de fierro recubierto internamente de hule negro de 0.56 m de alto x 0.6 m de diámetro.
- 2 Chiller marca York mod. CAW-61-25B con compresor de 5 H.P. y motor de 1/2 H.P.
- 2 Bomba marca Evans mod. 41ME0200A, de 2" x 2 1/2", motor marca Weg, 3415 rpm, 2 H.P., 220/440 V, 60 Hz.

ZONA DE SECADO

- 1 Bomba de vacío marca Aisa de 2 pasos tipo anillo líquido sellante mod. 1126, capacidad de 20" de vacío, acoplada a un motor de 10 H.P.

GENERAL

- 1 Máquina para pulverizar estaño sin marca, compuesta por un recipiente para fundir, quemador, tolva metálica con 2 conos para descarga y extractor de polvos.
- 1 Junta rotativa marca The Johnson Mfr. mod. 2600 SNRH.

4.5 BALANCE DE MASA

Alimentación al Reactor

Licor Madre = 300 L
Concentración = 55%
Densidad = 1.4412

Ac. Sulfúrico conc. = 1 L
Concentración = 98%
Densidad = 1.8310

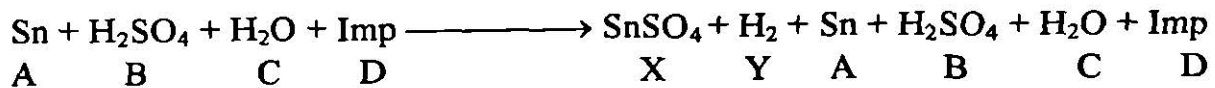
Ac. de Recirculación = 153 L
Concentración = 45%
Densidad = 1.3437

Estaño en polvo = 170 kg
Pureza = 98.07%

$W_{H_2SO_4} = 332.1061$ kg
 $W_{H_2O} = 307.6710$ kg
 $W_{Sn} = 166.72$ kg
 $W_{Imp} = 3.28$ kg

Todas estas cantidades son para producir un lote de ataques.

REACCIÓN



$$n_{Ao} = W_{Sn}/118.69 = 166.72 \text{ kg} / 118.69 \text{ kg/kmol} = 1.4047 \text{ kmol}$$

$$n_{Bo} = W_{H_2SO_4}/98 = 332.1061 \text{ kg} / 98 \text{ kg/kmol} = 3.3888 \text{ kmol}$$

$$\text{Conversión experimental máxima} = X_A = 0.86$$

Y por lo tanto, los moles restantes al final de la reacción se calculan mediante la coordenada de reacción. El subíndice "o" indica moles iniciales.

$$n_A = n_{Ao} (1 - X_A) = 1.4047 (1 - 0.86) = 0.1967 \text{ kmol}$$

$$n_B = n_{Bo} - n_{Ao} X_A = 3.3888 - 1.4047 (0.86) = 2.1808 \text{ kmol}$$

$$n_X = n_{Ao} X_A = 1.4047 (0.86) = 1.2080 \text{ kmol}$$

$$n_Y = n_{Ao} X_A = 1.4047 (0.86) = 1.2080 \text{ kmol}$$

$$n_C = n_{Co}$$

$$n_D = n_{Do}$$

El sulfato estanooso crudo formado después de la reacción, da por medio de un análisis de laboratorio, un contenido de Sn^{+2} del 49%.

Por lo tanto, al final de la reacción las composiciones finales serán:

$$W_A = n_A (118.69) = 0.1967 \text{ kmol} (118.69 \text{ kg/kmol}) = \underline{23.3408 \text{ kg}}$$

$$W_B = n_B (98) = \underline{213.7207 \text{ kg}}$$

$$W_X = n_X * 214.69 = \underline{259.3486 \text{ kg}}$$

$$W_Y = n_Y * 2 = \underline{2.4160 \text{ kg}}$$

$$W_C = W_{Co} = \underline{307.610 \text{ kg}}$$

$$W_D = W_{Do} = \underline{3.28 \text{ kg}}$$

La cantidad total de estaño que reaccionó es la siguiente:

$$W_A' = W_X (118.69/214.69) = 259.3486 (118.69/214.69) = 143.3792 \text{ kg}$$

De este estaño que reaccionó, el 49% forma parte de los cristales, y el restante esta en forma de iones libre.

$$W_A'' = [W_X (1 - 118.69/214.69)] 0.49/0.51 = 111.4215 \text{ kg}$$

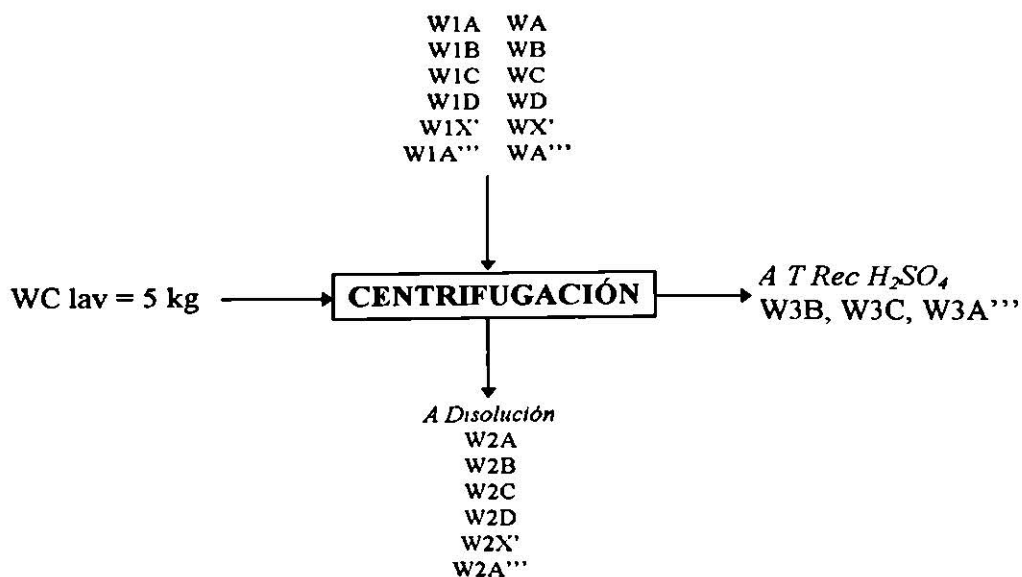
Y el estaño en forma de iones libres

$$W_A''' = W_A' - W_A'' = 143.3792 - 111.4215 = \underline{31.9577 \text{ kg}}$$

Y el peso del sulfato crudo es

$$W_X' = W_X - W_A''' = 259.3486 - 31.9577 = \underline{227.3909 \text{ kg}}$$

CENTRIFUGACIÓN



Al área de disolución (sulfato estanooso crudo)

Datos de laboratorio: Humedad = 5%

Acidez = 4 gr/L

$$W2A = W1A = 23.3408 \text{ kg}$$

$$W2X' = W1X' = 227.3909 \text{ kg}$$

$$W2C = W2X' \text{ Hu} = 227.3909 (0.05) = 11.3695 \text{ kg}$$

Si la densidad del agua la consideramos igual a 1 kg/L

$$W2B = V w2c \text{ Ac}/1000 = 11.3695 \text{ L} (4 \text{ gr/L})/ 1000 \text{ gr/kg} = 0.0455 \text{ kg}$$

$$W2D = W1D = 3.28 \text{ kg}$$

$$W2A''' = W1A''' - W3A''' = 31.9577 - 1.4862 = 30.4714 \text{ kg}$$

Al Tanque de Recirculación (T Rec H₂SO₄)

Datos de laboratorio: Sn⁺² = 3.8 gr/L
 Agua lavado = 5 kg

$$W3B = W1B - W2B = 213.7207 - 0.0455 = 213.6753 \text{ kg}$$

$$W3C = W1C + WC \text{ lav} - W2C = 307.6710 + 5 - 11.3695 = 301.3014 \text{ kg}$$

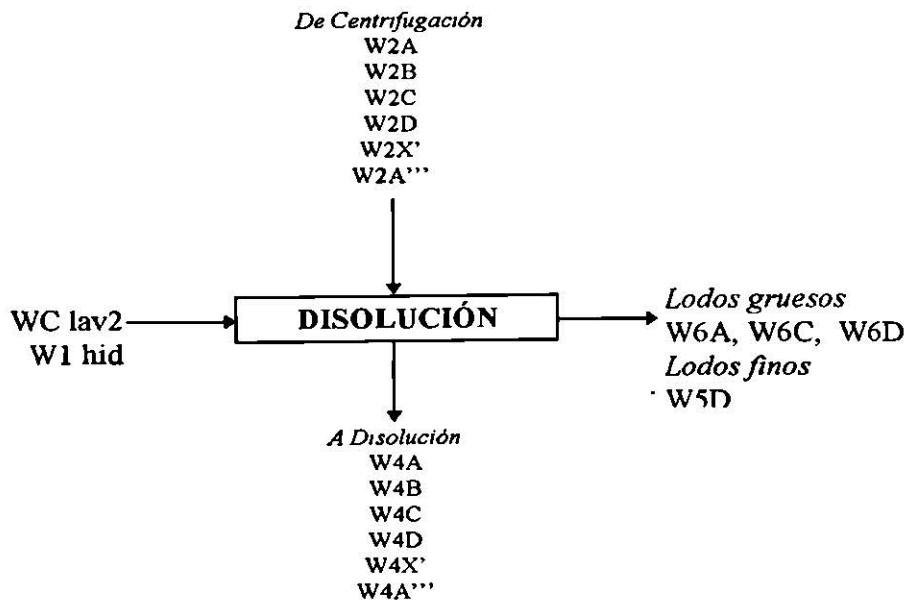
$$ZB = W3B/(W3B + W3C) = 0.4149$$

La densidad en función de la concentración, y a una temperatura de 25 °C = 1.3167

$$\text{Vol} = (W3B + W3C)/ \rho = 391.1116 \text{ L}$$

$$W3A''' = \text{Vol} (3.8 \text{ gr/L})/1000 \text{ gr/kg} = 1.4862 \text{ kg}$$

DISOLUCIÓN - DECANTACIÓN



La cantidad de hidroquinona es igual al 0.5% respecto al contenido total de estaño.

$$W1 \text{ hid} = (W2A''' + WA'')(0.5/100) = (30.4714 + 111.4215) (0.5/100) = 0.7095 \text{ kg}$$

Al cristizador

Datos de laboratorio: $Sn^{+2} = 130 \text{ gr/L}$
Acidez libre = 0
Densidad de la solución = 1.18 Kg/L

$$W4X' = W2X' = \underline{227.3909 \text{ kg}}$$

$$W4A''' = W2A''' = \underline{30.4714 \text{ kg}}$$

$$W4X = W4X' + W4A''' = 257.8623 \text{ kg}$$

$$\text{Vol} = (W2A''' + WA'') 1000/130 = (30.4714 + 111.4215) 1000/130 = 1091.4844 \text{ L}$$

$$W4\text{hid} = W1 \text{ hid} = \underline{0.7095 \text{ kg}}$$

$$W4C = \rho \text{ Vol} - W4X = 1.18 (1091.4844) - 257.8623 = \underline{1030.0893 \text{ kg}}$$

$$W4B = W2B = \underline{0.0455 \text{ kg}}$$

Lodos gruesos

Datos de laboratorio: Humedad = 12%
 $Sn^{+2} = 80\%$

$$W6A = W2A = \underline{23.3408 \text{ kg}}$$

$$W6C = W6A (0.12/0.80) = 23.3408 (0.12/0.80) = \underline{3.5011 \text{ kg}}$$

$$W6D = W6A/0.8 - W6A - W6C = 23.3408/0.8 - 23.3408 - 3.5011 = \underline{2.3341 \text{ kg}}$$

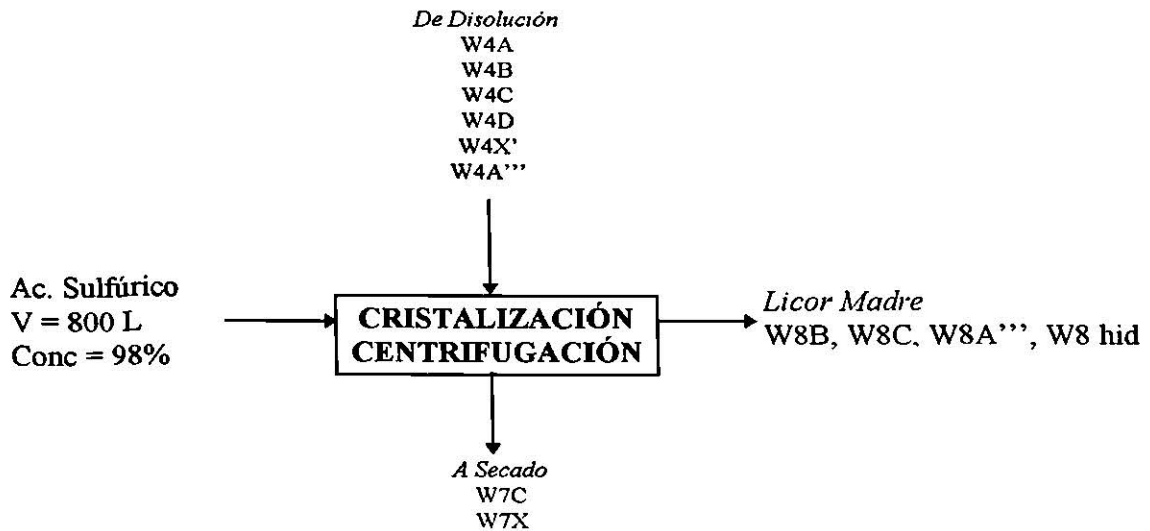
Lodos finos

$$W5D = W2D - W6D = 3.28 - 2.3341 = \underline{0.9459 \text{ kg}}$$

La cantidad necesaria para lavar los lodos es igual a

$$WC \text{ lav2} = W4C + W6C - W2C = 1030.0893 + 3.5011 - 11.3695 = \underline{1022.2208 \text{ kg}}$$

CRISTALIZACIÓN - CENTRIFUGACIÓN



Ac. Sulfúrico

$$W_{4_2B} = 800 \text{ L} (0.98) (1.8310 \text{ kg/L}) = 1435.5040 \text{ kg}$$

$$W_{4_2C} = 800 \text{ L} (1.8310 \text{ kg/L}) (0.02) = 29.2960 \text{ kg}$$

A Secado (Sulfato húmedo)

Datos de laboratorio: $\text{Sn}^{+2} = 53.95\%$
 Humedad = 5%

$$W_{7A}''' = (W_X - W_{A'}) (0.5395/0.4605) = (259.3486 - 143.3792) (0.5395/0.4605) = \underline{135.8642 \text{ kg}}$$

$$W_{7X} = W_X + W_{7A}''' - W_{A'} = 259.3486 + 135.8642 - 143.3792 = \underline{251.8336 \text{ kg}}$$

$$W_{7C} = W_{7X} (0.05) = 251.8336 (0.05) = \underline{12.8915 \text{ kg}}$$

Licor madre

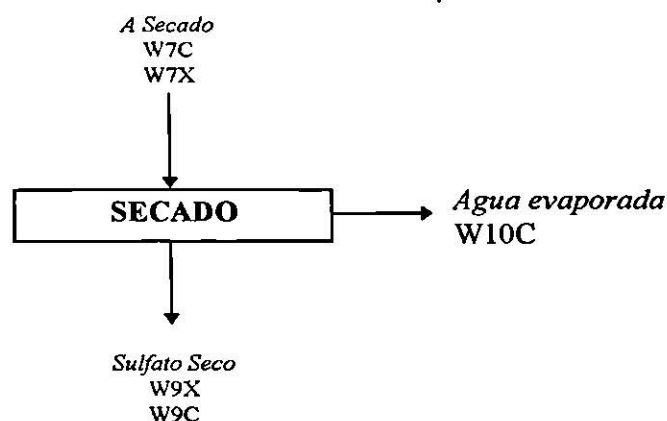
$$W_{8C} = W_{4C} + W_{4_2C} - W_{7C} = 1030.0893 + 29.2960 - 12.5917 = \underline{1046.7936 \text{ kg}}$$

$$W_{8B} = W_{4_2B} + W_{4B} = 1435.5040 + 0.0455 = \underline{1435.5495 \text{ kg}}$$

$$W_{8 \text{ hid}} = W_{4 \text{ hid}} = \underline{0.7095 \text{ kg}}$$

$$W_{8A}''' = W_{4A}''' + W_{1A}'' - W_{7A}''' = 30.4714 + 111.4215 - 135.8642 = \underline{6.0287 \text{ kg}}$$

SECADO



Sulfato seco

Datos de laboratorio: $\text{Sn}^{+2} = 53.95\%$
Humedad = 0.05%

$$W9X = W7X = \underline{251.8336 \text{ kg}}$$

$$W9C = W7X * 0.05/100 = 251.8336 (0.05/100) = \underline{0.1259 \text{ kg}}$$

Agua evaporada

$$W10C = W7C - W9C = 12.5917 - 0.1251 = \underline{12.4658 \text{ kg}}$$

Todas estas cantidades son para producir un lote. Hay que tomar en cuenta que un lote de secado es igual a tres lotes de cristalización-centrifugación.

Al final del capítulo se muestra el balance de masa en forma de tabla con sus diferentes composiciones en peso, para producir un lote; y el balance de masa para producir 37,500 kg de sulfato seco, y el número de lotes necesarios por operación.

4.6 BALANCE DE ENERGÍA EN EL REACTOR

El reactor trabaja por lotes, y en forma isotérmica a 90°C. La reacción principal que se presenta es:



Moles Iniciales de los Reactivos

$$\text{H}_2\text{O} = 17.0928 \text{ kmol}$$

$$\text{Sn} = 1.4047 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 3.3889 \text{ kmol}$$

Moles al Finalizar la Reacción

$$\text{H}_2\text{O} = 17.0928 \text{ kmol}$$

$$\text{Sn} = 0.1966 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 2.1808 \text{ kmol}$$

$$\text{SnSO}_4 = 1.2080 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2 = 1.2080 \text{ kmol}$$

Las capacidades caloríficas de los compuestos o elementos que participan en la reacción son:

$$C_p \text{ Sn} = 5.05 + 0.0048 T$$

$$C_p \text{ H}_2 = 6.483 + 0.222e-2 T - 0.33e-5 T^2 + 0.183e-8 T^3$$

$$C_p \text{ SnSO}_4 = 27.3944$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 18.2574 + 1.0562e-2 T - 7.3814e-5 T^2 + 1.1919e-7 T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 = 23.0568 + 3.7243e-2 T$$

en donde $C_p = [\text{kcal/kmol K}]$ y $T = [\text{K}]$

Para evaluar el calor de reacción a la temperatura deseada, se calcula por medio de la siguiente ecuación, tomando en cuenta que la temperatura inicial es de 90°C y la temperatura final de 94°C .

$$\Delta H_T = \Delta H_{r298} + \Delta H_{\text{reac}} + \Delta H_{\text{prod}}$$

Para los reactivos:

$$\Delta H_{\text{reac}} = \int \sum v_i C_{pi} dT$$

el término de la integral, es igual a

$$\sum v_i C_{pi} = 397.3010 + 3.1349e-1T - 1.2617e-3 T^2 + 2.0373e-6 T^3$$

evaluando la integral, entre los límites de 363 K y 298 K, el resultado de la integral es igual a -28,399.1 kcal.

El calor de reacción a la temperatura de 298 K es

$$\Delta H_{r298} = (-207.0793 \text{ kcal/mol} + 207.78 \text{ kcal/mol}) (1,208.0 \text{ mol}) = \underline{846.46 \text{ kcal}}$$

en donde el calor de formación del ácido sulfúrico está referido a una solución de 1 mol de ácido, en 5 moles de agua.

Para los productos:

$$\Delta H_{\text{prod}} = \int \sum v_i C_{pi} dT$$

el término de la integral, es igual a

$$\sum v_i C_{pi} = 404.2691 + 2.6538e-1T - 1.2657e-3 T^2 + 2.0395e-6 T^3$$

evaluando la integral, entre los límites de 298 K y 367 K, el resultado de la integral es igual a 29,522.09 kcal.

Por lo tanto, el calor total de reacción a la temperatura final de 94°C
 $\Delta H_{r367} = -28,399.1 \text{ kcal} + 846.46 \text{ kcal} + 29,522.1 \text{ kcal} = \underline{1,969.454 \text{ kcal}}$

Si la reacción se lleva a cabo en 3 hr, la energía necesaria es igual a
 $1,969.454 \text{ kcal}/3 \text{ hr} = 656.5 \text{ kcal/hr}$

Cálculo del consumo de combustible

Con una masa de 639.78 kg de ácido al 52%, el calor necesario para precalentar la mezcla desde 25°C hasta 90°C, en una hora es:

$$q = 639.78 \text{ kg/hr} (0.6683 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C})(90^\circ\text{C}-25^\circ\text{C}) = \underline{27,793.1 \text{ kcal/hr}}$$

Por lo tanto la energía total necesaria es igual a:

$$656.5 \text{ kcal/hr} + 27,793.1 \text{ kcal/hr} = \underline{28,449.6 \text{ kcal/hr}}$$

Tomando en cuenta la eficiencia del quemador del 64%, y pérdidas totales por convección y radiación del 70%, el calor total necesario será por lo tanto
 $28,449.6 \text{ kcal/hr}/[0.64(0.3)] = \underline{148,174.9 \text{ kcal/hr}}$

El combustible empleado es gas L.P., su poder calorífico es de 23,246 kcal/m³ y su peso específico igual a 2.0454 kg/m³ a 20°C y a 0.792 kg/cm³. El peso específico del gas licuado es igual a 0.56 kg/L. El tiempo total de operación de los tres reactores es de 24 hr por día, y considerando un tiempo de trabajo de 24 días al mes, el consumo de combustible es

$$148,174.9 \text{ kcal/hr} (1 \text{ m}^3/23,246 \text{ kcal}) = 6.374 \text{ m}^3 \text{ hr} (2.0454 \text{ kg/m}^3) = 13.0378 \text{ kg/hr}$$
$$13.0378 \text{ kg/hr} (24 \text{ hr/día})(24 \text{ días/mes}) = 7,509.78 \text{ kg/mes} (1 \text{ L}/0.56 \text{ kg}) = \underline{13,410.32 \text{ L/mes}}$$

En la realidad, cada reactor cuenta con un quemador de gas L.P. con un flujo de 7 m³/hr (6.4 m³/hr el calculado), y un consumo al mes de 16,000 L.

4.7 BALANCE DE ENERGÍA EN EL CRISTALIZADOR

Entalpia del agua pura a 25 °C = 68 BTU/lb sol'n

Entalpia del ácido sulfúrico al 98% a 30 °C = 16 BTU/lb sol'n

Si consideramos el cristalizador adiabático, y la concentración final de la mezcla es del 58%

$$Q = 0 = -\Delta H_m = Z_1 H_1 + Z_2 H_2$$

$$\Delta H_m = 0.58 (-16) + 0.42 (-68) = -37.84 \text{ BTU/lb sol'n}$$

$$-37.84 \text{ BTU/lb sol'n} = -21.0222 \text{ kcal/kg sol'n} (2,494.9 \text{ kg sol'n}/3 \text{ hr}) = \underline{-17,483 \text{ kcal/hr}}$$

que es necesario extraer de cada cristalizador para mantener la temperatura del mismo a 50°C como máximo.

Para conocer la cantidad de hielo necesario para enfriar el cristizador, el calor generado se divide entre el calor latente de fusión del hielo, que es igual a 79.78 kcal/kg.

$$m = 17,483 \text{ kcal/hr} / 79.78 \text{ kcal/kg} = \underline{219 \text{ kg/hr de hielo para enfriar la solución}}$$

El consumo real de hielo es de 225 kg/hr equivalentes a 1.5 barras de hielo de 150 kg, consumiendo 12 barras por turno.

4.8 ANÁLISIS TÉCNICO

Para producir un lote de 251.83 kg de sulfato estanoso seco, son necesarios para la reacción, 170 kg de estaño en polvo, con una pureza del 98%, para tener 166.72 kg de estaño contenido y 3.28 kg de impurezas; y ácido sulfúrico al 52%, preparado a partir de licor madre, de ácido de recirculación de la centrifuga o con ácido sulfúrico concentrado. A esta concentración, la cantidad de ácido es de 332.11 kg junto con 307.67 kg de agua. Primero se calienta la mezcla preparada de ácido al 52% durante a una hora a 90 °C, para añadir posteriormente el estaño y se deja reaccionar un tiempo de tres horas.

Si se considera que el hidrógeno, el agua evaporada y los productos secundarios de la reacción son mínimos, se obtiene como producto principal 259.35 kg de sulfato estanoso con un contenido de Sn^{+2} del 49%, y como subproductos agua (307.67 kg), ácido sin reaccionar (213.72 kg) y estaño sin reaccionar (23.34 kg), además de las impurezas.

Del reactor, se pasa a la centrifuga, centrifugando todo el lote en un tiempo de 4 h. El sulfato que se obtuvo, se llama sulfato estanoso crudo, y tiene una humedad del 5%, y una acidez libre de 4 gr/L; el sulfato crudo tiene un peso total de 257.86 kg, sin contar 0.05 kg de ácido, 11.37 kg de agua y los 23.34 kg de estaño sin reaccionar y las impurezas. El licor que sale de la centrifuga tiene un contenido de Sn^{+2} de 3.8 gr/L equivalentes a 1.49 kg de Sn^{+2} , y la solución está compuesta por 213.68 kg de ácido y 301.3 kg de agua para tener una concentración final de la solución del 42%, y un volumen aproximado de 390 L.

El sulfato crudo, se pasa al área de disolución-decantación, en donde se disuelve con agua, y se añade hidroquinona en un 0.5% respecto al contenido de estaño, y es igual a 0.71 kg de hidroquinona. El agua necesaria para tener una solución saturada con una concentración de 130 gr/L de Sn^{+2} es de 1,025 L aproximadamente. La solución saturada, tiene al final una acidez mínima, casi de 0 gr/L (0.05 kg de ácido), y una cantidad de agua de 1,030 kg más 257.86 kg de sulfato en solución y la hidroquinona. De las pilas, se recogen los lodos gruesos y los lodos finos para recircularlos y aprovechar su contenido de estaño. Los lodos gruesos están constituidos por agua, estaño e impurezas. Los lodos gruesos tienen un alto contenido de estaño, aproximadamente del 80%, y una humedad del 12%.

La solución saturada, es enviada a los cristizadores pasando por un filtro, durando media hora el ciclo de filtrado. Una parte de la solución se envía al tanque de lavado, aproximadamente

60 L de solución, formada por 56.69 kg de agua, 14.16 kg de sulfato en solución, el resto es enviado al cristizador, siendo 973.5 kg de agua, y 243.7 kg de sulfato en solución.

El sulfato cristaliza por la acción del ácido sulfúrico concentrado (98%), y para un lote de solución se necesitan 800 L de ácido. Al cabo de 3 hr, se saca el sulfato cristalizado y se centrifuga durante una hora y media, al finalizar el ciclo de centrifugación, el sulfato tiene un contenido del 53.95 % de estaño, y una humedad del 5%, el peso del sulfato son 251.83 kg, y el agua contenida de 12.6 kg. El licor que sale de la centrífuga, tiene una concentración de Sn^{+2} de 3.5 gr/L, 1,435.6 kg de ácido sulfúrico, y 1,046 kg de agua, (una concentración del 55% al 57%) y se envían al tanque TV-9, para recircularse posteriormente al reactor.

El sulfato estanoso húmedo, se seca en el secador al vacío, y para un lote de secado se necesitan tres lotes de centrifugado. al terminar el secado, se obtiene en total 755.5 kg de sulfato estanoso seco con una cantidad de 0.38 kg de agua, evaporando en total 37.4 kg de agua. En el proceso de producción se consume gas en los rectores, a razón de 7 m³/hr, y también hielo en la pila de hielo para enfriar los cristalizadores, con un consumo de hielo de 8 a 12 barras de 150 kg por turno.

4.9 ANÁLISIS ECONÓMICO

Para producir un lote de sulfato estanoso de 251.83 kg de peso total, se consumen N\$ 9.03 en agua, N\$ 417.52 en total de ácido sulfúrico, N\$ 10.39 kg de hidroquinona, N\$ 200.39 kg de hielo, N\$ 32.6 de gas, N\$ 7.71 de Diesel junto con N\$ 9.42 en aditivos, y N\$ 21.81 en energía eléctrica para dar un total de N\$ 709.42, consumiendo en total N\$ 2.82/kg de sulfato. Las cantidades aumentan en forma proporcional, para cuando se tiene una mayor producción.

Tabla 4-1 Análisis Económico para producir 37,500 kg de Sulfato Estanoso al mes

PRODUCCIÓN			251.830 kg	37,500 kg
	Por 1 Kg Sulfato	Precio Unitario	Consumo	Consumo
Agua		N\$3.50		
	<i>Disolución</i>	0.005 m ³	N\$4.23	N\$630.00
	<i>Servicios</i>	0.005 m ³	N\$ 4.80	N\$715.31
	Total	0.010 m ³	N\$9.03	N\$1,345.31
Acido Sulfúrico		N\$0.26		
	<i>Reacción</i>	0.560 kg	N\$36.67	N\$5,460.98
	<i>Cristalización</i>	5.817 kg	N\$380.85	N\$56,711.85
	Total	6.377 kg	N\$417.52	N\$62,172.83
Hidroquinona	0.002 kg	N\$24.28	N\$10.39	N\$1,547.85
Hielo	4.694 kg	N\$0.17	N\$200.93	N\$29,921.06
Gas	0.274 L	N\$0.47	N\$32.60	N\$4,854.82
Diesel	0.035 L	N\$0.88	N\$7.71	N\$1,147.44
Adisen 500	0.001 L	N\$18.50	N\$3.73	N\$555
Limpia Flux	0.003 L	N\$8.40	N\$5.50	N\$819
Protex Flux	0.000 L	N\$7.40	N\$0.19	N\$27.75
Electricidad	0.574 kW	N\$0 15	N\$21.81	N\$3,248.12
TOTAL			N\$709.42	N\$105,639.19

Tabla 4-2 Balance de Masa para Producir 1 Lote de Sulfato Estanoso

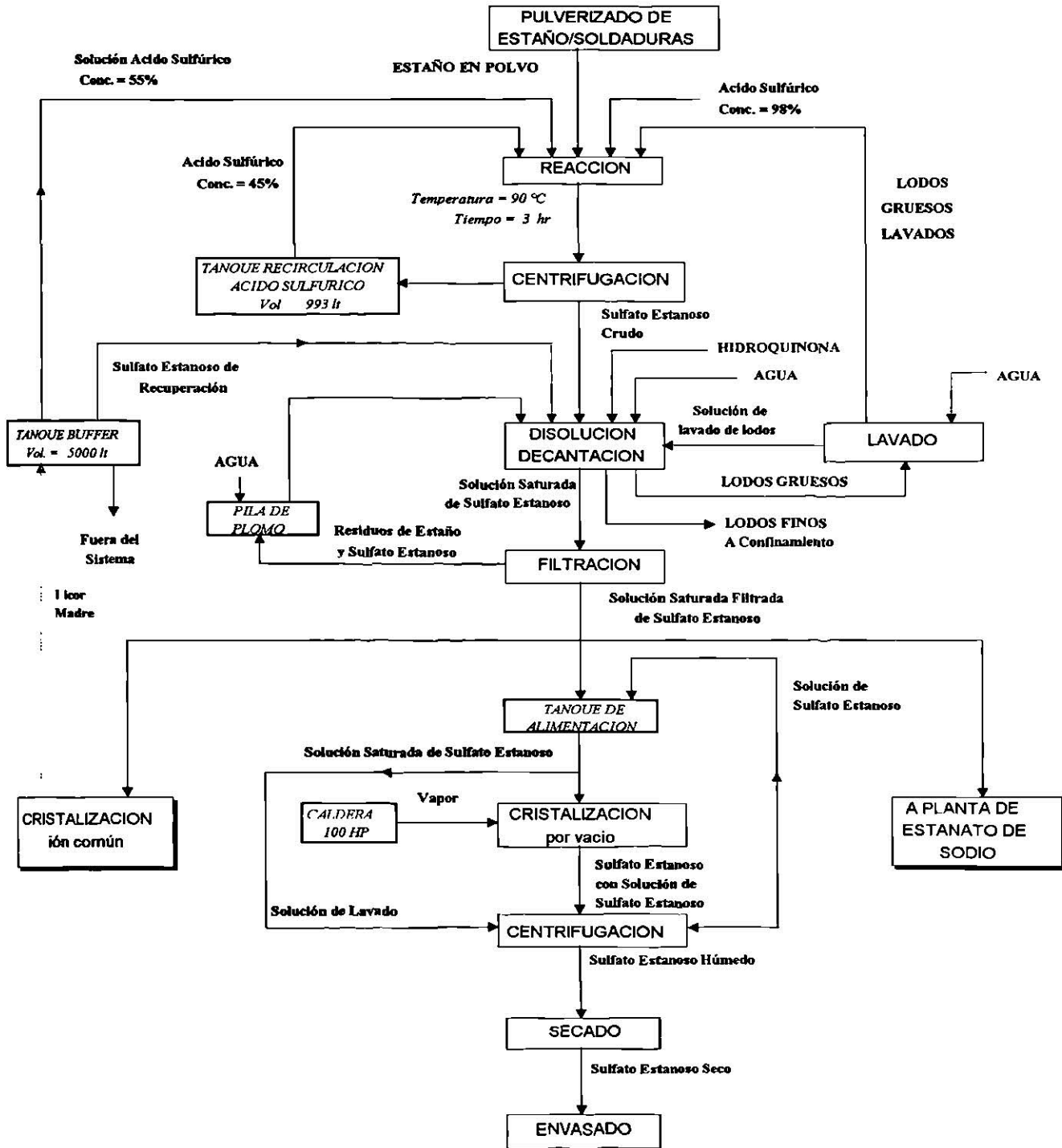
Reacción	%	H ₂ SO ₄ kg	H ₂ O kg	Sn kg	Impurezas kg	SnSO ₄ kg	Sn ⁴⁺ kg	H ₂ kg	Hydroquinona kg	Total kg
Materia Prima	0.4101	332.11	307.67	166.72	3.28	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	809.78
Producto	0.2639	213.72	307.67	23.34	3.28	227.39	31.96	2.42	0.0000	809.78
Centrifugación										
Del reactor	0.2647	213.72	307.67	23.34	3.28	227.39	31.96	0.0000	0.0000	807.36
Agua Lavado	0.0000	213.72	5.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5.00
Total e.										
Sulfato estanoso	0.0002	0.05	312.67	23.34	3.28	227.39	31.96	0.0000	0.0000	812.36
crudo			11.37	23.34	3.28	227.39	30.47	0.0000	0.0000	295.90
A T Rec H ₂ SO ₄	0.4137	213.68	301.30	0.0000	0.0000	0.0000	1.49	0.0000	0.0000	516.46
Total s.										
Disolución										
De la centrifuga	0.0002	0.05	11.37	23.34	3.28	227.39	30.47	0.0000	0.0000	295.90
Hydroquinona	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.71	0.71
Agua para	0.0000	1.0000	1,022.22	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1022.22
Total e.										
Solución Saturada	0.05	0.05	1033.59	23.34	3.28	227.39	30.47	0.0000	0.71	1318.83
Lodos gruesos	0.0000	0.05	1,030.09	23.34	2.33	227.39	30.47	0.0000	0.71	1288.71
Lodos finos	0.0000	0.0000	3.50	23.34	0.95	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	29.18
Total s.										
A T Lavado										
A T Lavado	0.0000	0.00	56.59	0.0000	0.0000	12.49	1.67	0.0000	0.0006	70.80
A Cristalizador	0.0000	0.04	973.50	0.0000	0.0000	214.90	28.80	0.0000	0.0006	1217.91
Total										
Crist-Centr										
Solución Saturada	0.0000	0.05	1,030.09	0.0000	0.0000	227.39	30.47	0.0000	0.0006	1288.71
Ac. Sulfúrico para	0.9800	1,435.50	29.30	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1464.80
Total e.										
Sulfato Húmedo	0.0000	1,435.55	1059.39	0.0000	0.0000	227.39	30.47	0.0000	0.71	2733.51
Licor madre	0.5767	1,435.55	12.59	0.0000	0.0000	251.83	6.03	0.0000	0.0000	264.43
Total s.										
Secado										
Sulfato Húmedo	0.0000	0.0476	37.78	0.0000	0.0000	755.50	0.0000	0.0000	0.0000	793.28
Sulfato Seco	0.0000	0.0005	0.38	0.0000	0.0000	755.50	0.0000	0.0000	0.0000	755.88
Agua extraída	0.0000	1.0000	37.40	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	37.40
Total s.										
Total s.										
Total s.										

Tabla 4-3 Balance de Masa para una Producción de 149 Lotes de Sulfato Estanoso (37,500 kg) por mes

Reacción	%	H ₂ SO ₄ kg	%	H ₂ O kg	%	Sn kg	%	Impurezas kg	%	SnSO ₄ kg	%	Sn ⁺ kg	%	H ₂ kg	%	Hidroquinona kg	Total kg
149																	
Materia Prima	0.4101	49453.22	0.3799	45814.63	0.2059	24825.92	0.0041	488.42	0.0000	33860.29	0.0000	4758.75	0.0000	359.77	0.0000	0.0000	120582.18
Producto	0.2639	31824.70	0.3799	45814.63	0.0288	3475.63	0.0041	488.42	0.0000	33860.29	0.2808	4758.75	0.0395		0.0030	0.0000	120582.18
Centrifugación																	
149																	
Del reactor	0.2647	31824.70	0.3811	45814.63	0.0289	3475.63	0.0041	488.42	0.0000	33860.29	0.2816	4758.75	0.0396		0.0000	0.0000	120222.42
Agua Lavado	0.0000		1.0000	744.54	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000	744.54	
Total e.		31824.70		46559.17		3475.63		488.42		33860.29	0.2799	4758.75	0.0393		0.0000	0.0000	120966.96
Sulfato estanoso crudo	0.0002	6.77	0.0384	1693.01	0.0789	3475.63	0.0111	488.42	0.0000	33860.29	0.0111	4537.44	0.0000		0.0000	0.0000	44061.56
A T Rec H ₂ SO ₄	0.4137	31817.93	0.5834	44866.15	0.0000	3475.63	0.0000	488.42	0.0000	33860.29	0.0000	221.31	0.0000		0.0000	0.0000	76905.39
Total s.		31824.70		46559.17		3475.63		488.42		33860.29		4758.75					120966.96
Disolución																	
149																	
De la centrífuga	0.0002	6.77	0.0384	1693.01	0.0789	3475.63	0.0111	488.42	0.0000	33860.29	0.0111	4537.44	0.0000		0.0000	0.0000	44061.56
Hidroquinona	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000	105.64	105.64
Agua para disolución	0.0000		1.0000	152,216.73	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		152216.73
Total e.		6.77	0.7837	153909.74	0.0177	3475.63	0.0023	488.42	0.0023	33860.29	0.1724	4537.44	0.0231		0.0000	105.64	196383.94
Solución Saturada	0.0000	6.77	0.7993	153,388.40	0.0000		0.0000		0.0000	33860.29	0.1764	4537.44	0.0236		0.0000	105.64	191898.55
Lodos gruesos	0.0000		0.1200	521.34	0.8000	3475.63	0.0800	347.56	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000	4344.54	4344.54
Lodos finos	0.0000		0.0000		0.0000		1.0000	140.85	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000	140.85	140.85
Total s.		6.77		153909.74		3475.63		488.42		33860.29		4537.44				105.64	196383.94
A T Lavado																	
149																	
A T Lavado	0.0000	0.37	0.7993	8426.98	0.0000		0.0000		0.0000	1860.24	0.1764	249.28	0.0236		0.0000	5.80	10542.68
A Cristalizador	0.0000	6.40	0.7993	144961.42	0.0000		0.0000		0.0000	32000.05	0.1764	4288.16	0.0236		0.0000	99.84	181355.87
Total	0.0000	6.77	0.7993	153388.40	0.0000		0.0000		0.0000	33860.29	0.1764	4537.44	0.0236		0.0000	105.64	191898.55
Cristalización- Centrifugación																	
149																	
Solución Saturada	0.0000	6.77	0.7993	153,388.40	0.0000		0.0000		0.0000	33860.29	0.1764	4537.44	0.0236		0.0000	105.64	191898.55
Ac Sulfúrico para cristalizar	0.9800	213,757.84	0.0200	4362.40	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		218120.25
Total e.		213764.61		157750.81						33860.29		4537.44				105.64	410018.79
Sulfato Húmedo	0.0000		0.0476	1875.00	0.0000		0.0000		0.0000	37500.00	0.9524	897.73	0.0000		0.0000	0.0000	39375.00
Licor madre	0.5767	213,764.61	0.4206	155,875.81	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000	105.64	370643.79
Total s.		213,764.61		157,750.81						37,500.00		897.73				105.64	410018.79
Secado																	
50																	
149																	
Sulfato Húmedo	0.0000		0.0476	1875.00	0.0000		0.0000		0.0000	37500.00	0.9524	897.73	0.0000		0.0000	0.0000	39375.00
Sulfato Seco	0.0000		0.0005	18.75	0.0000		0.0000		0.0000	37500.00	0.9995	37500.00	0.0000		0.0000	0.0000	37518.75
Agua extraída	0.0000		1.0000	1856.25	0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		0.0000		1856.25
Total s.				1875.00						37500.00		897.73					39375.00

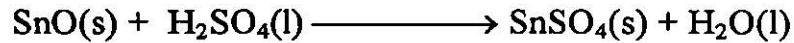
5. MANUAL DE PRODUCCIÓN DE SULFATO ESTANOSO EN POLVO, POR CRISTALIZACIÓN AL VACÍO

5.1 DIAGRAMA GENERAL DE FLUJO



5.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

El proceso comienza con la recepción de la solución saturada de sulfato estanoso proveniente del filtro. Esta solución debe tener una concentración de sulfato estanoso medido como Sn⁺² de 130 gr/L y con un cierto grado de acidez libre media. La acidez deberá ser neutralizada empleando un tratamiento con óxido estanoso de acuerdo a la reacción:



El tratamiento con óxido estanoso se efectúa con un exceso de este reactivo para asegurar una neutralización total; al final del tratamiento quedará un sólido remanente por lo que esta solución es necesario filtrarla. Es importante que no exista acidez en la solución ya que produce corrosión en los equipos y degrada la sal obtenida.

La solución ya filtrada se almacena en el tanque de alimentación al cristalizador, de este tanque se bombea al cristalizador el cual opera a vacío y en forma continua; al operar a vacío la temperatura de evaporación disminuye a valores de 35°C cuando la presión es inferior a 10 mmHg absolutos, y de esta forma se evita que el sulfato estanoso sufra degradaciones por las altas temperaturas.

El vacío necesario en el cristalizador es producido por un juego de eyectores en los que se inyecta vapor saturado a 115 psig (8 Kg/cm²) generado por una caldera. El vapor formado en el cristalizador es succionado junto con el vapor utilizado en el primer eyector y son condensados con agua de enfriamiento en contacto directo.

Los cristales de sulfato estanoso comienzan a depositarse en el fondo del cristalizador al sobresaturarse la solución saturada dentro del cristalizador debido a la evaporación continua del agua.

Los sólidos formados se descargan a una centrífuga que opera por lotes y el líquido separado se envía al tanque de alimentación al cristalizador (TV-11); los sólidos que se obtienen se sacan en forma manual y se cargan a un secador rotatorio al vacío el cual consta de una bomba de vacío y una recirculación de agua caliente a 90°C para eliminar el exceso de humedad que contenga la sal por evaporación. Al final, se extrae la sal manualmente del secador para ser almacenada en recipientes con bolsas de plástico que se sellan para evitar que el aire penetre y oxide el producto.

5.3 DETALLE DEL PROCESO

5.3.1 RECEPCIÓN DE LA SOLUCIÓN SATURADA

La solución saturada proveniente del tanque TV-0 se recibe en el tanque TI-1, el cual es un tanque de acero inoxidable tipo 316 con una capacidad de 6100 L y consta de un agitador y deflectores para poder efectuar el tratamiento con el óxido estanoso. El operador encargado debe alinear la válvula de recepción al tanque TI-1 y tomar la lectura del líquido, hecho esto debe comunicar al área de reacción el momento en el que esté listo para recibir la solución saturada; el operador de reacción debe verificar el nivel de la solución saturada en el tanque del cual va a bombear (TV-0), alinear la bomba B-0 y encenderla.

El tanque TI-1 cuenta con detectores de nivel; uno de alto nivel que manda una señal para detener el bombeo de la solución y otro de bajo nivel para indicar que se puede recibir otro lote y detener la bomba B-16 para evitar que trabaje sin líquido y se dañe. Recibida la solución se mide el nivel final de los tanques, se anota la cantidad recibida que debe coincidir con la cantidad enviada del área de reacción. Se toma una muestra para determinar el grado de acidez y la concentración de sulfato estanoso para efectuar los ajustes correspondientes.

5.3.2 AJUSTE DE ACIDEZ DE LA SOLUCIÓN SATURADA

El óxido estanoso preparado el día que se usa, tiene una eficiencia diferente a la que se observa cuando tiene más tiempo de preparado. Para un óxido elaborado el mismo día se adiciona un exceso del 5% del calculado, si tiene un tiempo mayor el exceso a añadir será hasta del 30%.

· Cálculo de la cantidad de óxido estanoso requerido:

$$W_{SnO} = \frac{V \text{ Ac } K (1 + E)}{P} \quad (5-A)$$

W_{SnO} = Cantidad de SnO [Kg]

V = Volumen de la solución L

Ac = Acidez en gr de H_2SO_4/L

K = 1.3745 gr SnO/gr H_2SO_4

P = Pureza del óxido

E = Exceso

0.05 SnO del día

0.30 SnO almacenado

Se agrega la cantidad resultante del cálculo al tanque TI-1 y se mantiene con agitación constante durante 10 minutos; se detiene el agitador y se deja en reposo durante un periodo de 45 minutos para asentar los sólidos formados y poder proceder a la filtración. Cabe hacer notar que al

final la acidez debe ser cero, en caso contrario se debe volver a efectuar el cálculo con la acidez resultante y añadir la cantidad de óxido correspondiente.

5.3.3 FILTRACIÓN

Esta etapa tiene el objeto de retener los sólidos formados en el tanque TI-1 y los que vienen con la solución saturada. Para pasar la solución del tanque TI-1 al tanque TV-11 se debe de alinear la bomba B - 16 la cual bombea la solución a través de el filtro horizontal F-3 tipo SPARKLER previamente preparado. Las hojas de papel que emplea son de siete micras tipo A de 18 " de diámetro y se colocan entre cada uno de sus 11 platos. El equipo opera a una presión máxima de 60 psig (4 Kg/cm²) y una caída de presión máxima de 50 psig (3.5 Kg/cm²).

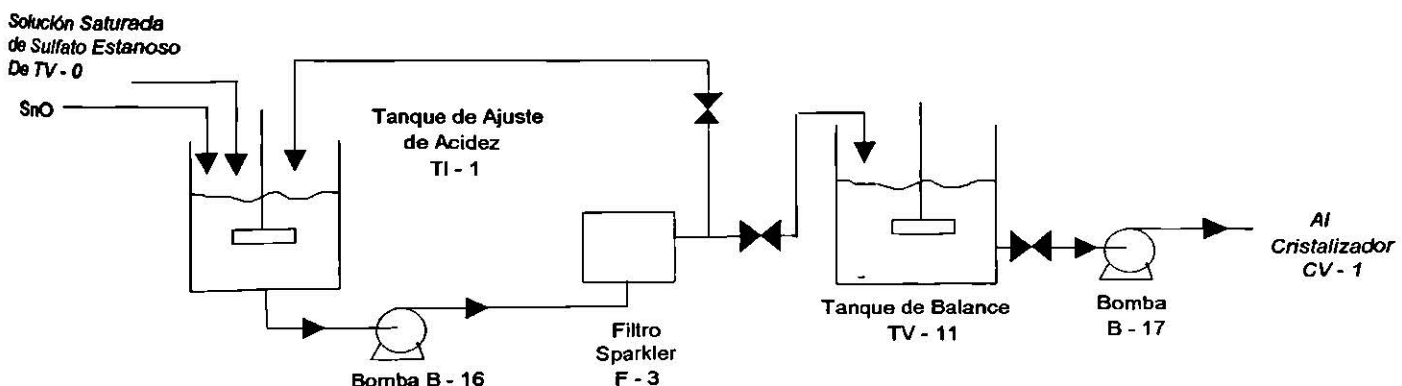
Al inicio, el producto filtrado se retorna al tanque TI-1 hasta que la solución se encuentre completamente clara y libre de sólidos; en este momento se alinea la válvula al tanque TV-11 y se cierra la válvula del tanque TI-1. Se vigila tanto la presión del filtro como el tiempo de filtrado; cuando las hojas de papel se obstruyan la presión y el tiempo de filtración aumentarán y es el momento de cambiar las hojas por unas nuevas.

Para efectuar el cambio se debe de detener la filtración, drenar el filtro, abrir la tapa superior y sacar los platos, se desarma cada uno de ellos y se coloca una nueva hoja de papel, al terminar se debe de volver a armar completamente. El filtro consta de un tanque de acero inoxidable al carbón recubierto con hule, contiene 11 platos de acero inoxidable tipo 316 y un diámetro de 18". El peso total de los platos es de 750 Kg.

5.3.4 TANQUE DE ALIMENTACIÓN AL CRISTALIZADOR

El tanque TV-11 que recibe la solución filtrada tiene una capacidad de 4800 L y su material de construcción es de polietileno de alta densidad; tiene también detectores de alto y bajo nivel. El cristalizador opera en forma continua por lo que este tanque deberá tener siempre solución, sin embargo no se debe encontrar completamente lleno cuando se lleve a cabo la centrifugación o cuando se efectúe un paro en el cristalizador y la solución se retorne a este tanque.

Diagrama 5-1 Alimentación al Cristalizador



5.3.5 CARGA DE LA SOLUCIÓN SATURADA AL CRISTALIZADOR

El cristalizador tiene una capacidad de 4800 L. Cuando se hace la primera carga, los dos tanques, el TI-1 y el TV-11, deberán tener solución. La bomba de carga, B-17, tiene una capacidad de 40 L/min y tarda dos horas en llenar el cristalizador; para reponer el agua evaporada y mantener el nivel constante del cristalizador la bomba B-17 debe de alimentar de 2 a 2.5 gpm de solución en el estado estacionario. (Ver Anexo 7 para corregir la lectura que se debe de leer)

5.3.6 CRISTALIZADOR AL VACÍO

El cristalizador es de el tipo de Evaporación OSLO o de Suspensión Clasificada; está construido en acero inoxidable y consta de dos recipientes, el de Evaporación que se encuentra en la parte superior que está conectado con el de Sedimentación en la parte inferior. Cuenta también con una bomba de recirculación, B-18, de alto volumen y baja presión y un calentador. La bomba succiona la parte superior del tanque de Sedimentación, y hace circular el líquido a través del calentador y descarga en el recipiente de Evaporación.

En este punto se efectúa una evaporación súbita, y el vapor formado se extrae por un sistema de vacío que se localiza en lo alto del cristalizador, y para evitar el arrastre de líquido cuenta en la parte superior con un separador de gotas. El líquido que se encuentra en el recipiente de Evaporación baja por el tubo que conecta la parte superior con el fondo del recipiente de Sedimentación con el fin de que los cristales formados sedimenten rápidamente, y el líquido es succionado por la bomba de recirculación cerrando de ésta forma el circuito.

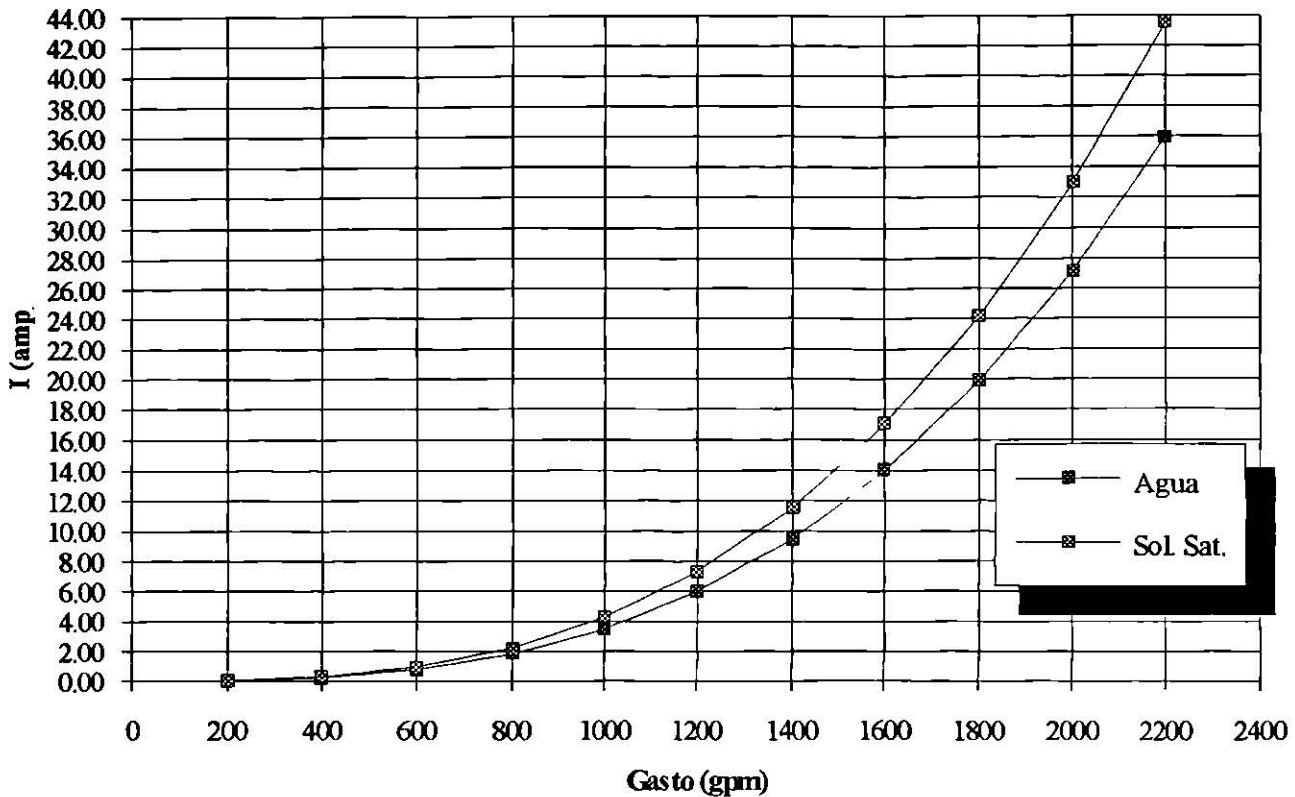
La alimentación al cristalizador se encuentra en la succión de la bomba de recirculación y el producto se obtiene en el fondo del tanque de Sedimentación.

La carga se realiza de manera continua trabajando la bomba B-17 a razón de 2 a 2.5 gpm para obtener una producción de sulfato estanoso de 40 Ton/mes. Como la producción está en función de la alimentación se cuenta con un rotámetro de alimentación y en él se fija la cantidad deseada, también se cuenta con un "BY-PASS" que sirve para alimentar flujos mayores a lo indicado en el rotámetro, y de esta forma se reduce el tiempo de carga cuando el cristalizador está completamente vacío.

El cristalizador cuenta con cuatro detectores de nivel, indicando con luces y alarmas la posición del nivel del líquido, también tiene mirillas de nivel para observarlo en forma física. El detector de nivel bajo envía una señal eléctrica para detener la bomba de recirculación B-18 y evitar daños debidos a la cavitación.

La bomba de recirculación es de velocidad variable y se puede ajustar en forma manual con un indicador de amperaje para controlar su carga. La velocidad de diseño maneja un gasto de 1600 gpm (6056 L/min).

BOMBA DE RECIRCULACION Corriente vs Gasto



Gráfica 5-1 Corriente eléctrica en función del gasto

El calentador H-1 del cristizador es del tipo Carcaza y Tubos de un solo paso. Por la carcaza circula vapor con una presión máxima de 15 psig, y por los tubos circula solución saturada. Su capacidad máxima de evaporación es de 400 Kg/hr. La cantidad de vapor se controla con un regulador de presión, el cual reduce la presión del vapor de la caldera de 120 psig a 15 psig. Se emplea una placa de orificio y un manómetro para calcular la cantidad de vapor y una válvula controla el flujo de vapor. Para una producción de 40 Ton/mes de sulfato estano se requieren de 314 a 326 Kg/hr de vapor, y estará en función de la producción.

Para una presión de 0.65 kg/cm² (9.5 psig), y una caída de presión de 46.5 inH₂O en el manómetro diferencial de la placa de orificio, la alimentación de vapor será de 314 kg/hr.

El cristizador cuenta con un sistema de lavado con agua de la torre de enfriamiento para eliminar los sólidos acumulados en las mirillas, en el eliminador de gotas y en los indicadores de nivel y se utiliza siempre que se observe la formación de sales.

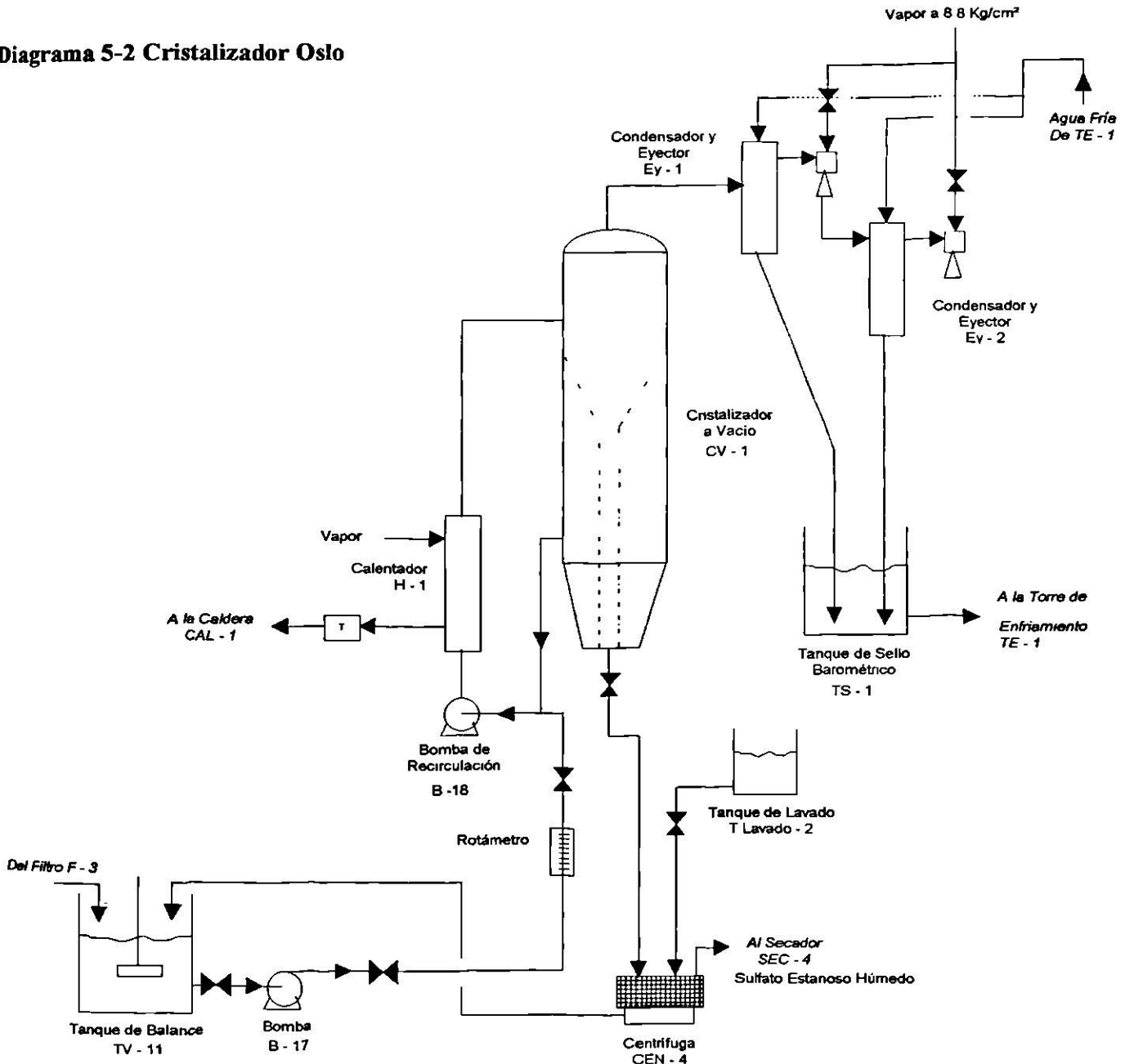
La bomba B-18 tiene un sello que debe de lavarse en forma continua para evitar que los sólidos que pasen rayen el sello de la bomba y la flecha; antes de poner en funcionamiento la

bomba se conecta el lavado al sello y se fija con un rotámetro ahí instalado un gasto de 0.5 a 1 gpm.

5.3.7 SISTEMA DE VACÍO DEL CRISTALIZADOR

Se cuenta con un juego de dos eyectores Ey-1 y Ey-2 y una torre de enfriamiento TE-1, los eyectores emplean vapor saturado de 115 psig y se espera que el consumo sea de 130 Kg/hr y que los condensadores barométricos de los eyectores utilicen 100 gpm (378 L/min) de agua de enfriamiento a una temperatura de 25°C. El vacío que se espera lograr es de 10 mmHg abs. y la temperatura de la solución debe ser inferior a 35°C.

Diagrama 5-2 Cristalizador Oslo



El flujo de agua de enfriamiento en el condensador número 1 es de 63.5 gpm, y el flujo en el condensador 2 es de 36.5 gpm. El segundo eyector no tiene condensador y se descarga el vapor a la atmósfera. El vapor del primer eyector y el proveniente del cristalizador se recuperan en los condensadores y se descargan a través de las piernas barométricas al tanque barométrico TS-1, lo que permite la descarga del líquido sin perder vacío. El agua en este tanque tendrá una temperatura de 28 a 35°C y se bombea con la bomba B-15 hacia la torre de enfriamiento TE-1, para enfriarla y volverla a usar.

El vacío en el cristalizador depende de la cantidad de vapor que manejan los eyectores, la temperatura del agua de enfriamiento (mayor temperatura menor vacío) y a la cantidad de vapor empleada por el calentador (mayor vapor menor vacío). El vacío en el cristalizador se conoce con un vacuómetro instalado en el equipo.

Prueba de hermeticidad: Cada brida se sella con cinta adhesiva tipo "Masking Tape" y con un objeto puntiagudo se hace una pequeña perforación y con espuma de jabón se recubre la cinta adhesiva. Se aplica una presión no mayor de 15 psig que es la máxima de diseño y se observa que no existan fugas por la formación de burbujas en la salida de los orificios.

5.3.8 TORRE DE ENFRIAMIENTO

La torre de enfriamiento está construida con lámina galvanizada y tiene un relleno de PVC, el cual no soporta temperaturas mayores a 70°C y cuenta con un detector de alta temperatura que hará sonar una alarma cuando la temperatura exceda el máximo nivel permitido. La torre tiene una capacidad doble de la teórica necesaria. Es importante mantener la temperatura del agua lo más bajo posible para asegurar que los eyectores trabajen en forma eficiente.

Para poner en funcionamiento la torre de enfriamiento se debe primero abrir la válvula de agua de reposición que viene de la cisterna o del tanque elevado; ya que se encuentre llena se pone en marcha la bomba B-13 ó B-14, para no dañar los filtros de arena que se encuentran a la descarga de la bomba por un golpe de ariete se utilizará el "BY-PASS" y los filtros se deben encontrar bloqueados, ya en funcionamiento la bomba y con las presiones estables, se abren las válvulas de entrada de los dos filtros lentamente hasta dejarlas totalmente abiertas y luego las de descarga en forma semejante, se cierra el "BY-PASS" también en forma lenta con el fin de tener toda el agua circulando a través de los filtros. En este momento se pone en funcionamiento el ventilador de la torre, el cual cuenta con un detector de vibraciones.

Las vibraciones se producen por un desbalance en el ventilador, y en el momento de presentarse el control detiene el ventilador y hará sonar una alarma. Se balancea el ventilador y se hace funcionar el motor nuevamente.

5.3.9 CALDERA

Se dispone con una caldera marca Cleaver Brooks modelo CBH-100-100, de 100 HP, que equivalen a 1565 Kg/hr de vapor, el combustible que emplea en sus quemadores es diesel y opera a una presión de 125 psig (8.8 Kg/cm²). La operación de la caldera es automática, pero se debe de observar los puntos indicados en el manual de operación y lo indicado por el proveedor.

Las sales del agua provocan incrustaciones en la caldera, por lo que se cuenta con un suavizador para el agua de reposición que viene de la cisterna o del tanque elevado Tel-1. Su función es la de intercambiar los cationes de calcio y magnesio por cationes de sodio y se emplea una resina de intercambio iónico. La resina se agota después de un cierto tiempo pero se regenera tratándola con sal común (cloruro de sodio), la sal intercambia iones sodio por los de calcio y magnesio que contiene la resina. Se lava con agua fresca hasta que el agua de lavado no contenga sal. En este momento se puede volver a emplear y el agua de reposición se regresa al tanque de condensados. La resina es muy delicada y se deben de evitar cambios bruscos en la presión y siempre deberá estar mojada. Se deben de tomar muestras del agua para conocer su dureza y saber cuando regenerar la resina.

El agua de reposición que viene del suavizador y el condensado de los equipos que emplean vapor se reciben en el tanque de condensados de la caldera Tcond-1. El agua de reposición contiene aire y es corrosivo, y se requiere deaerear el agua que se envía a la caldera utilizando una bayoneta de vapor.

5.3.10 CENTRIFUGACIÓN

La centrífuga instalada CEN-4 es marca TOLSHURT con canasta perforada de 30" de diámetro por 16" de profundidad, 5.5" de espesor de sólidos y está construida en monel. Cuando la concentración de sólidos es del 25% en el cristalizador es el momento de centrifugar, por lo que debe de estar ya preparada con la bolsa filtrante dentro de la canasta, la bolsa debe de ser de poliéster resistente a ácidos. El cristalizador debe de estar en su punto máximo de nivel para evitar que pare la bomba de recirculación B-18 al rebasar el control de nivel del detector de bajo nivel; y el tanque de alimentación TV-11 debe tener un nivel adecuado para poder recibir el líquido separado por la centrífuga.

Cuando la centrífuga esté ya girando se abre la válvula de descarga del cristalizador; y para evitar que se obstruya la tubería se lava con solución saturada y se envía solución al cristalizador y a la centrífuga.

Por cada lote se obtienen 240 Kg de sulfato húmedo, 570 L de solución saturada se recirculan al tanque TV-11.. Para una producción de 40 ton de sulfato estano/mes es necesario centrifugar de 5 a 6 lotes/día, y el tiempo de centrifugado es de tres horas y cuarenta y cinco minutos.

5.3.11 SECADO AL VACÍO

El sulfato estanoso que se obtiene de la centrífuga tiene un contenido de humedad del 5%, por lo que se seca en un Secador de Doble Cono operado a vacío. Está construido en acero inoxidable tipo 316, tiene una bomba de vacío marca NASH con la que se logran presiones de vacío de 20 inHg abs. Se tiene instalado un tanque T H₂O cal-2 con agua que se calienta con vapor a 90°C y con la bomba BT-2 se bombea al secador el cual debe de estar a una temperatura de 80°C. El material a secar se carga por la parte superior del secador, se pone a girar, se hace funcionar la bomba de vacío y se circula el agua caliente a través del secador. Al finalizar se detiene la bomba y la circulación de agua, el vacío se rompe abriendo una válvula instalada para este fin, se detiene el secador y se descarga el producto.

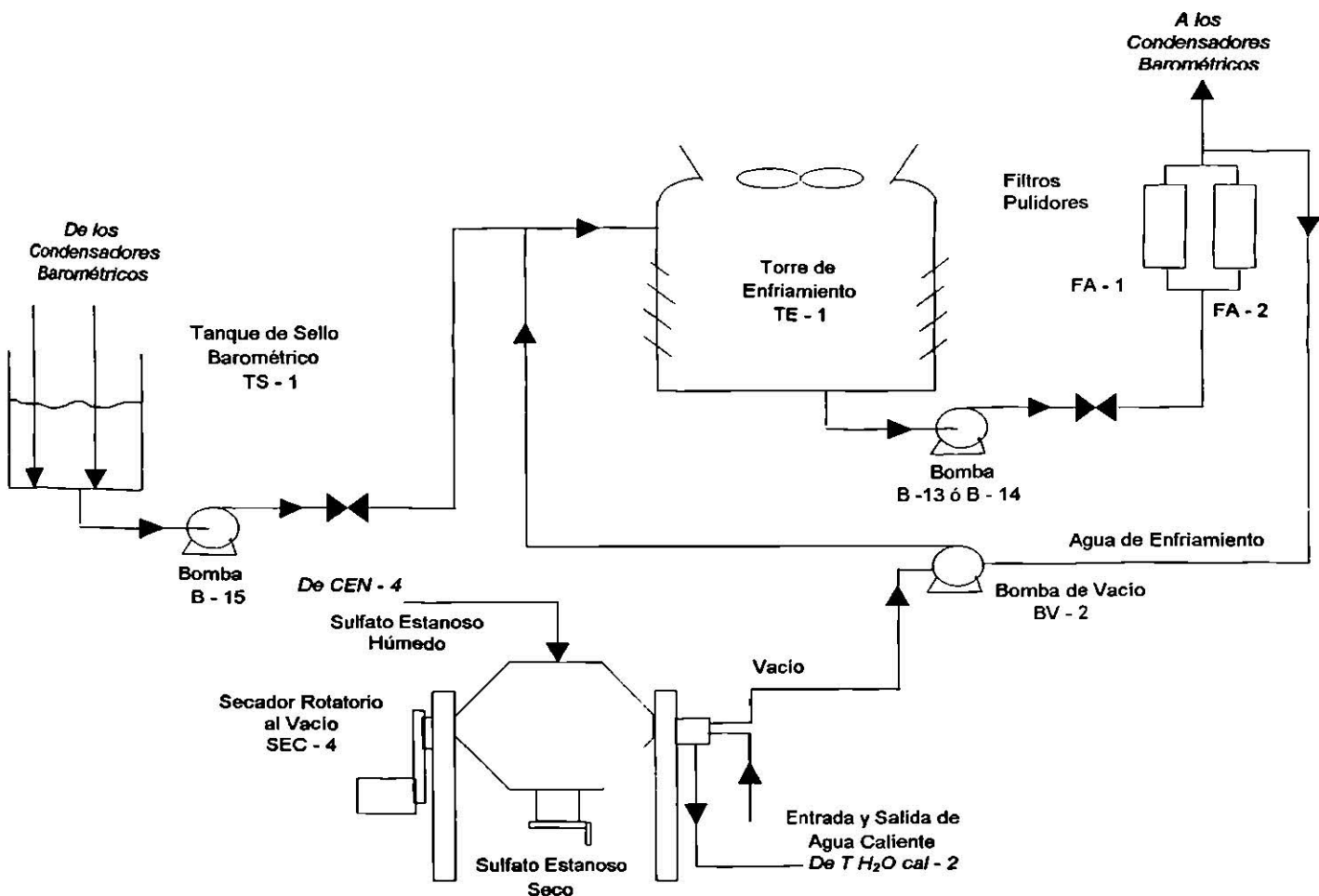
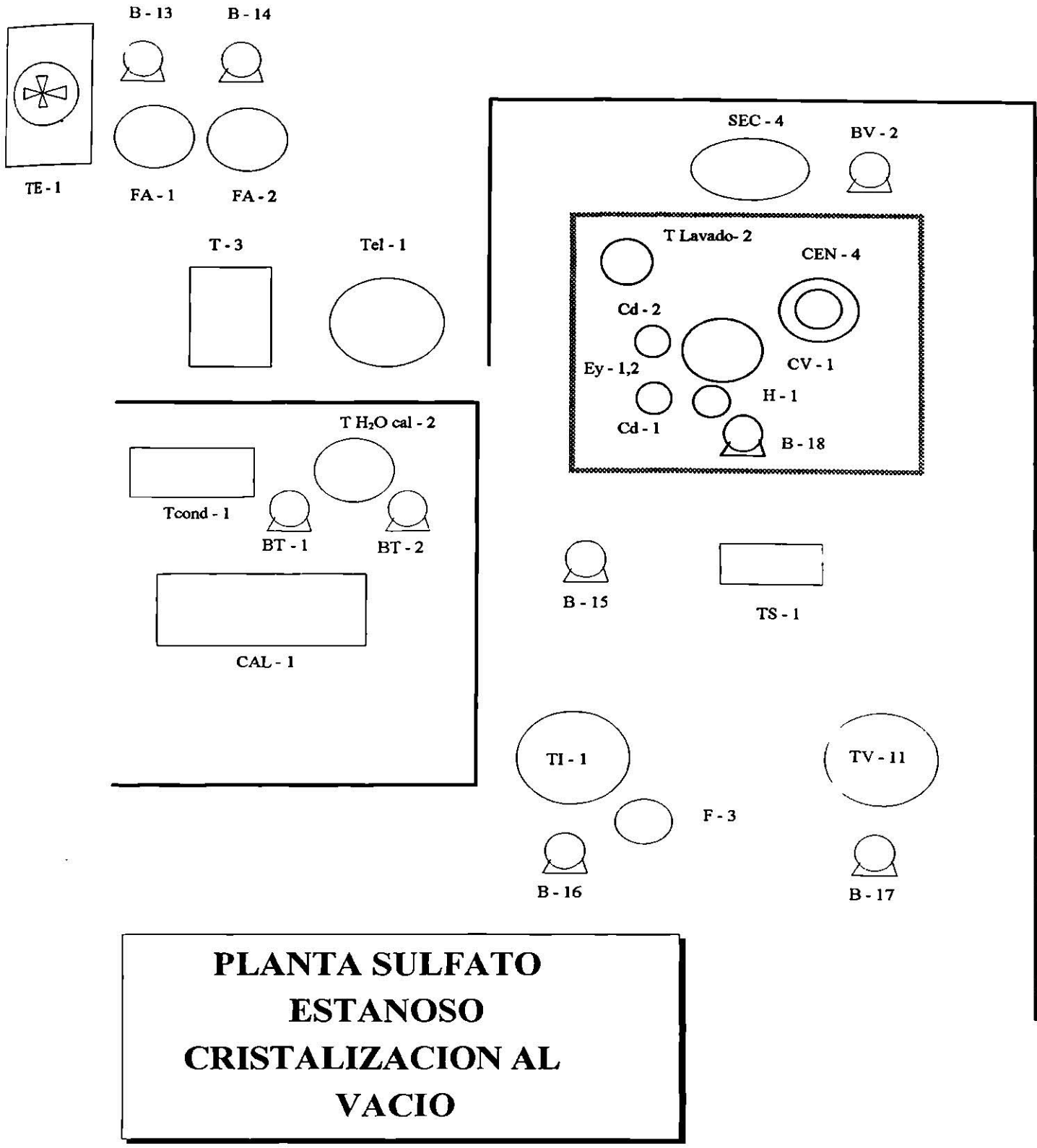


Diagrama 5-3 Secador al Vacío y Torre de Enfriamiento

Para el envasado, el producto se descarga en forma manual del secador y se coloca en cuñetes tarados para conocer el peso neto. La sal se coloca dentro de bolsas de plástico para evitar que el aire lo oxide y se toman muestras para analizarlas por cada lote que se obtiene.

5.3.12 CUIDADO DE LOS SELLOS DE LAS BOMBAS

Toda bomba que maneje solución saturada o con sólidos se deben de lavar sus sellos para evitar que se acumulen sólidos y los dañen. Se tiene instalado en cada sello un sistema de lavado con agua que debe ponerse a funcionar antes de encender la bomba.



**PLANTA SULFATO
ESTANOSO
CRISTALIZACION AL
VACIO**

Diagrama 5-2 Localización Física de los Equipos

5.4 MAQUINARIA Y EQUIPO

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	
------------------------	--

B - 13	Bomba KSB mod. INT 50/160 serie 93 L Q 0065 y 93 L Q 0066 con motor
B - 14	Allis Chalmers de 20 H.P., 3540 rpm y 220/440 V.
B - 15	Bomba marca Durco en acero inoxidable 316 tamaño 4 x 3 - 10", no. serie 106964 y motor marca General Electric de 7 1/2 HP., 1755 rpm y 220/440 V.
B - 16	Bomba marca Goulds en acero inoxidable 316 tamaño 3 x 4 - 8" con motor sin placa de 7 1/2 H.P. 1750 rpm, 220/440 V.
B - 17	Bomba Proinox de acero inoxidable 316 mod. PSP218FE y serie 777 con motor marca US de 2 H.P. 1719 rpm y 220/440 V.
B - 18	Bomba marca Goulds en acero inoxidable mod. 3189, No. serie 53201, tamaño 6 x 8 - 13" con motor General Electric de 15 H.P., 1200 rpm, 220/440 V..
BT - 1	Bomba marca Sentinel mod. T6-SM clase 704-01, serie 88120116 tipo turbina con motor Siemens de 5 H.P., 3445 rpm y 220/440 V.
BT - 2	Bomba marca Sentinel mod. T6-SM clase 704-01, serie 88120117 tipo turbina con motor Siemens de 2 H.P. 3480 rpm y 220/440 V.
BV - 2	Bomba de vacío Nash Hytor de 2 pasos modelo TS-12 y serie 69U 1649 , 20" Hg de vacío con motor Under Writers de 20 H.P., 1175 rpm y 230/460 V.
CAL - 1	Caldera marca Cleaver Brooks mod. CBH-100-100, no. serie MX3698CB completa con accesorios. Matrícula OC-2521 1118-2671. Presión de diseño 10.5 Kg/cm ² , capacidad 1565 Kg/hr, calorías de salida en millones 0.845 Kcal/hr, eficiencia total 80.71%, consumo de Diesel 113.55 L/hr.
Cd - 1	Enfriador de 14" de diámetro, 102" de largo en acero inoxidable 304 marca Struthers Wells Corp. mod. 62K5223DI
Cd - 2	Condensador barométrico marca S&K de 16 1/4" de diámetro, 150 cm de largo
CEN - 4	Centrífuga marca Tolhurst, no. serie T-10635, tamaño 30", tipo canasta perforada, modelo 36, motor V-Belt, en cobre recubierta con placa de acero inoxidable 316, con motor Louis Allis de 3 H.P., 1200 rpm, marco ES-254.

- CV - 1** Cristalizador evaporativo tipo Krystal con sus accesorios de 176" de largo, 42" de diámetro en acero inoxidable 316 marca Struthers Wells Corp. mod. 62K5225, CO 75466.
- Ey - 1,2** Eyector de vapor de dos pasos de 24" de largo y 10 1/2" mod. D517-65G81J, en acero inoxidable 316.
- F - 3** Filtro tipo Sparkler marca Nalve de platos horizontales construido en acero inoxidable 316 mod. 18-S-11 con platos tipo Shallow.
- FA - 1** Filtro pulidor marca Cauda mod. 2FA-96-23 serie 88/329-A recubrimiento interior Epoxy, flujo max 23,000 L/hr, 8 Kg/cm² presión de diseño.
- FA - 2**
- H - 1** Intercambiador de calor de 12 3/4" de diámetro, 6 ft de largo en acero inoxidable 316 marca Struthers Wells Corp. mod. 62K5226CI
- SEC - 4** Secador homogeneizador cónico rotatorio al vacío marca The Patterson Kelley Co. con capacidad para 40 ft³, No. serie 149935 con motor de inducción General Electric de 5 H.P.
- T H₂O cal - 2** Tanque de agua caliente, en acero al carbón y recubierto exteriormente con cemento monolítico y colcha de fibra de vidrio, equipado con chaqueta de vapor alimentada por una válvula reguladora marca Spyrax-Sarco, capacidad 795 L, 1.24 m de diámetro exterior y 1.60 m de alto.
- T Lavado - 2** Tanque cilíndrico vertical, tapa y fondo plano de polietileno de alta densidad de 0.90 m de alto, 0.69 m de diámetro, capacidad 336 L, montado sobre estructura de ángulo de fierro de 1/4" x 2".
- T-3** Tanque cilíndrico horizontal de acero al carbón, con entrada de hombre en la parte superior de 4.6 m de largo y 2.4 m de diámetro con capacidad de 20,800 L. recubierto con 2 capas de recubrimiento fenólico de horneado Heresite P403.
- Tcond - 1** Tanque de retorno de condensados, en acero al carbón y recubierto exteriormente con cemento monolítico y colcha de fibra de vidrio, capacidad 900 L, 0.86 m de diámetro exterior y 1.93 m de longitud.
- TE - 1** Torre de enfriamiento marca Marley de 174" de largo x 88" x 130" serie 8805 1369-82 y motor Siemens de 10 H.P. 1745 rpm y 230/460 V.
- TI - 1** Tanque de 74" de diámetro en acero inoxidable, equipado con agitador acoplado a un motor de 3 H.P. con deflectores.

- TS - 1** Tanque de sello barométrico, 60" de largo, 27" de ancho, 51" de alto en acero inoxidable 304.
- TV - 11** Tanque vertical construido en polietileno de alta densidad, capacidad 4,813 L, de 1.9 m de altura, 1.89 m de diámetro superior y 1.7 m de diámetro inferior.

EQUIPO AUXILIAR

- 2** Tramo de tubería del intercambiador de calor de 6" de diámetro en acero inoxidable 304.
- 1** Tramo de tubería de 8" de diámetro en acero inoxidable 304.
- 1** Junta de expansión de 6" de diámetro No. 879 recubierta de teflón en acero inoxidable 304.
- 1** Tramo de tubería del condensador barométrico de 6" de diámetro en acero inoxidable 316.
- 3** Tramo de tubería del cristalizador-enfriador de 8" de diámetro en acero inoxidable 304.
- 1** Tramo de tubería del cristalizador enfriador de 6" de diámetro en acero inoxidable 304.
- 1** Tramo de tubería del cristalizador enfriador de 10" de diámetro en acero inoxidable 304.

EQUIPO SIN INSTALAR

- 2** Bomba marca Goulds en fierro vaciado mod. 3755M, tamaño 2 x 3 - 7", capacidad de 250 gpm, cab. de 185', motor de 20 H.P. 3500 rpm, 220/440 V.
- 2** Bomba marca Goulds en acero inoxidable mod. 3189 tamaño 8 x 10 - 11" acoplada a un motor de 15 H.P., 220/440 V.
- 1** Cristalizador enfriador tipo Krystal de 136" de largo, 42" de diámetro ext. en acero inoxidable 304. Modelo SW 62K5222DI.

5.5 BALANCE DE MASA CON AGUA COMO SOLUCIÓN DE TRABAJO

Alimentación

Vol. total = 505.29 L

tiempo total = 2.6 hr

$$A = \frac{V_{\text{tot}} \rho}{t_{\text{tot}}} = \frac{505.29 \text{ L}(0.998 \text{ kg / L})}{2.6 \text{ hr}} = 193.95 \text{ kg / hr}$$

Ecuación 5-1

Agua evaporada

$\Delta H = 0.0762 \text{ m}$

tiempo total = 0.3525 hr

$D_{\text{CV-1}} = 1.0668 \text{ m}$

$$F_{v1} = \frac{\pi D_{\text{CV-1}}^2 \Delta H \rho}{4 t} = \frac{\pi (1.0668 \text{ m})^2 (0.0762 \text{ m})(995.647 \text{ kg / m}^3)}{4(0.3525 \text{ hr})}$$

Ecuación 5-2

$F_{v1} = 192.38 \text{ kg/hr}$

5.6 BALANCE DE ENERGÍA CON AGUA COMO SOLUCIÓN DE TRABAJO

Cálculo del flujo de vapor medido en la placa de orificio

Datos:

$P_{\text{man}} = 0.65 \text{ kg/cm}^2$

$P_{\text{atm}} = 0.8332 \text{ kg/cm}^2$

$\Delta P_{\text{placa}} = 18 \text{ inH}_2\text{O} = 456.6425 \text{ kg/m}^2$

Coefficiente de la placa = 0.61

$D_2 = 1.346'' = 0.0342 \text{ m}$

$D_1 = 2'' = 0.0508 \text{ m}$

$P_{\text{tot}} = P_{\text{man}} + P_{\text{atm}} = 1.4832 \text{ kg/cm}^2$

A esta presión, la temperatura del vapor es igual a 110.43 °C, y el volumen específico del vapor a estas condiciones es de 1.1943 m³/kg

$$Q_{\text{vap}} = \frac{S_2 C_o}{\sqrt{1 - \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2}} \sqrt{2 g_c \Delta P \nu}$$

Ecuación 5-3

$$S = \frac{\pi D^2}{4}$$

Ecuación 5-4

Con los datos arriba mencionados, se llega al siguiente resultado

$$Q_{\text{vap}} = 0.06503 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$m_{\text{vap}} = F_{\text{vc}} = 0.06503 \text{ m}^3/\text{s} (3600 \text{ s/hr}) (1 \text{ kg}/1.1943 \text{ m}^3) = 196.014 \text{ kg/hr}$$

Balance de energía en el cristalizador

Datos:

$$T_1 = 30.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_f = 19 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_c = 94 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_s = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

A las condiciones del vapor a la entrada

$$P_{\text{man}} = 0.65 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{\text{tot}} = 1.4832 \text{ kg/cm}^2$$

$$\lambda_s = 532.01 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{y a } 30.5 \text{ }^\circ\text{C } \lambda_1 = 578.35 \text{ kcal/kg}$$

$$W_s = 196.014 \text{ kg/hr}$$

$$Q_f = 2.5 \text{ gpm}$$

$$w_f = 193.95 \text{ kg/hr}$$

$$W_s [\lambda_s + C_p(T_c - T_s)] + w_f C_p(T_f - T_1) = w_1 \lambda$$

Ecuación 5-5

Con los datos anteriores, y despejando w_1 para conocer la cantidad de agua evaporada, el resultado que se obtiene es igual a

$$w_1 = F_{v1} = 197.465 \text{ kg/hr.}$$

El resultado experimental tiene un error del 2.6% con respecto al valor teórico calculado.

Capacidad del cristalizador = 197.465 kg/hr

Consumo de vapor = 196.014 kg/hr

Economía = Capacidad / consumo = 1.007

Balance de energía en el calentador

Lado carcaza, fluido caliente vapor

$q_{con} = 196.014 \text{ kg/hr} (532.01 \text{ kcal/kg}) = 104,281.4081 \text{ kcal/hr}$

$q_{sub} = 196.014 \text{ kg/hr} (1 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C})(94 \text{ } ^\circ\text{C} - 32 \text{ } ^\circ\text{C}) = 12,152.868 \text{ kcal/kg}$

$Q_{ced} = q_{con} + q_{sub} = 116,434.2761 \text{ kcal/hr}$

Lado tubos, fluido frío agua

La bomba de recirculación tiene un gasto de 1600 gpm

Si 1600 gpm son equivalentes a 363,360 L/hr, y a 30.5 °C, la densidad del agua es igual a 0.995495 kg/L, entonces el flujo másico que maneja la bomba es igual a

$w_t = 363,360 \text{ L/hr} (0.995495 \text{ kg/L}) = 361,723.06 \text{ kg/hr}$

$Q_{gan} = 361,723.06 \text{ kg/hr} (1 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C})(30.5 \text{ } ^\circ\text{C} - 30 \text{ } ^\circ\text{C}) = 180861.53 \text{ kcal/hr}$

Eficiencia del calentador

$n = Q_{gan}/Q_{ced} = 180861.53 \text{ kcal/hr}/116434.2761 = 1.55$

Debido a que la escala de los Termómetros instalados no es apropiada para lecturas de décimas de grado, se va a calcular la temperatura a la salida del calentador, haciendo la consideración de que las pérdidas de calor a través del mismo no son muy significativas, ya que se encuentra aislado, y que todo el calor cedido es igual al calor ganado.

$116,434.2751 \text{ kcal/hr} = 361,723.06 \text{ kg/hr} (1 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}) (T_{2c} - 30 \text{ } ^\circ\text{C})$

Despejando T_{2c} se obtiene que la temperatura a la salida del calentador debe ser no mayor a los 30.32 °C, por lo que es necesario tener una medición más precisa en el calentador.

Cálculo de ΔT balanceada en el calentador.

$$\Delta T_{cond} = \frac{q_{con}}{m_t C_p} = \frac{104,281.41 \text{ kcal / hr}}{1 \text{ kcal / kg } ^\circ\text{C} (361,723.06 \text{ kg / hr})} = 0.288^\circ \text{C}$$

Ecuación 5-6

Coraza	Condensación	Tubos	Diferencia
110.4 °C	Alta	30.32249	80.1 °C
94.0 °C	Baja	30.034 °C	64.0 °C
16.4 °C	Diferencia	0.289 °C	16.1 °C

Coraza	Subenfriamiento	Tubos	Diferencia
94.0 °C	Alta	30.034 °C	64.0 °C
32.0 °C	Baja	30.000 °C	2.0 °C
62.0 °C	Diferencia	0.034 °C	62.0 °C

$$(\Delta T_c) = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{16.142}{\ln \frac{80.11}{63.968}} = 71.74^\circ \text{C}$$

Ecuación 5-7

$$(\Delta T_s) = \frac{61.968}{\ln \frac{63.968}{2}} = 17.883^\circ \text{C}$$

$$\frac{q_c}{(\Delta T_c)} = \frac{104,281.4081 \text{ kcal / hr}}{71.74^\circ \text{C}} = 1453.6020 \text{ kcal / hr}^\circ \text{C}$$

Ecuación 5-8

$$\frac{q_s}{(\Delta T_s)} = \frac{12,152.868 \text{ kcal / hr}}{17.883^\circ \text{C}} = 679.5855 \text{ kcal / hr}^\circ \text{C}$$

$$\Delta T = \frac{Q}{\sum \frac{q}{(\Delta T)}} = \frac{116,434.2761 \text{ kcal / hr}}{2133.1875 \text{ kcal / hr}^\circ \text{C}} = 54.5823^\circ \text{C}$$

Ecuación 5-9

Fluido frío por los tubos (agua)

Cálculo del área de flujo

$$a't = \pi (0.0729 \text{ m})^2 / 4 = 0.0042 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt a't}{\eta} = \frac{5(0.0042 \text{ m}^2)}{1} = 0.0209 \text{ m}$$

Ecuación 5-10

Cálculo de la velocidad másica

$$G_t = \frac{wt}{at} = \frac{361,723.06 \text{ kg / hr}}{0.0209 \text{ m}^2} = 17,307,323,44 \text{ kg / m}^2\text{hr}$$

Ecuación 5-11

Cálculo de la velocidad

$$v = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{17,307,323.44 \text{ kg / m}^2\text{hr}}{3600 \text{ s / hr}(995.495 \text{ kg / m}^3)} = 4.8294 \text{ m / s}$$

Ecuación 5-12

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor

$$h_i = 0.023 \frac{k}{D_i} \left(\frac{D_i v \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0.4}$$

Ecuación 5-13

$$C_p = 0.9986 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\rho = 995.7 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.8 \times 10^{-3} \text{ kg/m s}$$

$$k = 0.53 \text{ kcal/m hr } ^\circ\text{C}$$

$$D_i = 0.0729 \text{ m}$$

Con estos valores, el valor del coeficiente de transferencia de calor es

$$h_i = 10,725.23 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$$

y si este resultado se refiere al diámetro exterior del tubo,

$$h_{io} = h_i \frac{D_i}{D_o} = 10,725.23 \text{ kcal / m}^2\text{hr}^\circ\text{C} \left(\frac{0.0729 \text{ m}}{0.0762 \text{ m}} \right) = 10,260.76 \text{ kcal / m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$$

Ecuación 5-14

Fluido caliente por la coraza (vapor, condensado)

Cálculo de la velocidad másica para la condensación

$$G' = \frac{ws}{\pi N_t D_o} = \frac{196.014 \text{ kg / hr}}{\pi (5)(0.0762 \text{ m})} = 163.7617 \text{ kg / hr m}$$

Ecuación 5-15

Cálculo de la velocidad másica para subenfriamiento

as = Acoraza - Atubos

$$a_s = \pi/r [(0.3061 \text{ m})^2 - 5(0.0762 \text{ m})^2] = 0.0508 \text{ m}^2$$

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{196.014 \text{ kg / hr}}{0.0508 \text{ m}^2} = 3858.5433 \text{ kg / m}^2\text{hr}$$

Ecuación 5-16

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor

Procedimiento de cálculo para la condensación del vapor.

- 1) Suponer la temperatura en la pared (T_w) y la longitud del tubo (L)
- 2) Calcular la temperatura de película, la temperatura media entre el vapor y el condensado, y la temperatura media entre la temperatura a la salida del calentador y en donde ocurre la condensación.

$$T_a = 0.5(T_{cf} + T_{sf})$$

Ecuación 5-17

$$T_v = 0.5(T_{vs} + T_{vc})$$

Ecuación 5-18

$$T_f = 0.5(T_v + T_w)$$

Ecuación 5-19

- 3) Evaluar la viscosidad, la densidad y la conductividad térmica a la temperatura de película (T_f), empleando las siguientes ecuaciones, tomando en consideración que la temperatura debe estar en unidades °F, y los resultados serán por consiguiente en unidades inglesas.

$$k = 0.31171 + 6.2278e - 4 T - 1.1159e - 6 T^2$$

Ecuación 5-20

$$k = [\text{BTU/hr ft } ^\circ\text{F}]$$

$$\rho = 62.7538 - 3.5347e - 3 T - 4.8193e - 5 T^2$$

Ecuación 5-21

$$\rho = [\text{lb/ft}^3]$$

$$\mu = -0.23535 + \frac{208.65}{T} - \frac{2074.8}{T^2}$$

Ecuación 5-22

$$\mu = [\text{lb/hr ft}]$$

4) Calcular el coeficiente de transferencia de calor

$$h_o = 0.943 \left[\frac{k f^3 \rho f^2 \lambda s g}{\mu f L (T_f - T_w)} \right]^{1/4}$$

Ecuación 5-23

$$h_o = [\text{kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}]$$

5) Calcular la temperatura en la pared. Si la temperatura calculada es igual o con una diferencia poco significativa respecto a la supuesta, se pasa al siguiente punto, en caso contrario es necesario volver a suponer la temperatura en la pared y comenzar desde el punto 1).

$$T_w = T_a + \frac{h_o}{h_{i0} + h_o} (T_v - T_a)$$

Ecuación 5-24

6) Calcular el coeficiente de transferencia de calor limpio.

$$U_c = \frac{h_o h_{i0}}{h_o + h_{i0}}$$

Ecuación 5-25

7) Calcular la superficie total limpia para la condensación

$$A_c = \frac{q_c}{(\Delta T_c) U_c}$$

Ecuación 5-26

8) Calcular la longitud total del tubo en donde ocurre la condensación

$$L_c = \frac{A_c}{N_t \pi D_o}$$

Ecuación 5-27

9) Si la longitud calculada es igual a la supuesta, se termina, si no es necesario volver a comenzar desde el punto 1)

Resultados:

- 1) $L = 0.34 \text{ m}$
 $T_w = 55.25 \text{ }^\circ\text{C} = 131.45 \text{ }^\circ\text{F}$
- 2) $T_v = 102.215 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_f = 78.7325 \text{ }^\circ\text{C} = 173.7185 \text{ }^\circ\text{F}$
 $T_a = 30.176 \text{ }^\circ\text{C}$
- 3) $k_f = 0.3862 \text{ BTU/ hr ft }^\circ\text{F} = 0.5748 \text{ kcal/hr m }^\circ\text{C}$
 $\rho_f = 60.6854 \text{ lb/ft}^3 = 972.1029 \text{ kg/m}^3$
 $\mu_f = 0.8970 \text{ lb/hr ft} = 3.7079\text{e-}4 \text{ kg/m s}$
- 4) $h_o = 5478.0022 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr }^\circ\text{C}$
- 5) $T_w = 55.25 \text{ }^\circ\text{C}$
- 6) $U_c = 3571.3393 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr }^\circ\text{C}$
- 7) $A_c = 0.4070 \text{ m}^2$
- 8) $L_s = 0.34 \text{ m}$

Procedimiento de cálculo para el subenfriamiento del condensado.

- 1) Suponer la temperatura en la pared (T_w) y la longitud del tubo (L)
- 2) Calcular la temperatura de película, la temperatura media entre el vapor y el condensado, y la temperatura media entre la temperatura a la salida del calentador y en donde ocurre la condensación. Empleando las ecuaciones 5-17, 5-18, y 5-19
- 3) Evaluar la viscosidad, la densidad y la conductividad térmica a la temperatura de película (T_f), tomando en consideración que la temperatura debe estar en unidades $^\circ\text{F}$, y los resultados serán por consiguiente en unidades inglesas. Utilizar las ecuaciones 5-20, 5-21 y 5-22. Evaluar también la viscosidad a la temperatura de la pared (T_w) usando la ecuación 5-22.
- 4) Calcular el coeficiente de transferencia de calor

$$h_o = 0.5 \left[\frac{k f^2 \rho f^{4.3} C_p g}{L \mu f^{1/3}} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu f}{\mu_w} \right]^{1/4} \left[\frac{4 G'}{\mu f} \right]^{1/9}$$

Ecuación 5-28

$$h_o = [\text{kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}]$$

5) Calcular la temperatura en la pared, utilizando la ecuación 5-24. Si la temperatura calculada es igual o con una diferencia poco significativa respecto a la supuesta, se pasa al siguiente punto, en caso contrario es necesario volver a suponer la temperatura en la pared y comenzar desde el punto 1).

6) Calcular el coeficiente de transferencia de calor limpio.

$$U_s = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

Ecuación 5-29

7) Calcular la superficie total limpia para la condensación

$$A_s = \frac{q_s}{(\Delta T_s) U_s}$$

Ecuación 5-30

8) Calcular la longitud total del tubo en donde ocurre la condensación

$$L_s = \frac{A_s}{N_t \pi D_o}$$

Ecuación 5-31

9) Si la longitud calculada es igual a la supuesta, se termina, si no es necesario volver a comenzar desde el punto 1)

Resultados:

$$1) L = 0.7485 \text{ m}$$

$$T_w = 32.45 \text{ } ^\circ\text{C} = 90.41 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$2) T_v = 63 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_f = 47.725 \text{ } ^\circ\text{C} = 117.905 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_a = 30.016 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$3) k_f = 0.3696 \text{ BTU/ hr ft } ^\circ\text{F} = 0.5501 \text{ kcal/hr m } ^\circ\text{C}$$

$$\rho_f = 61.6671 \text{ lb/ft}^3 = 987.8285 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_f = 1.3850 \text{ lb/hr ft} = 5.7256 \times 10^{-4} \text{ kg/m s}$$

$$\mu_w = 1.8186 \text{ lb/hr ft} = 7.5180 \times 10^{-4} \text{ kg/m s}$$

$$4) h_o = 819.0608 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$$

$$5) T_w = 32.45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$6) U_s = 758.5128 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$$

$$7) A_s = 0.8959 \text{ m}^2$$

$$8) L_s = 0.7485 \text{ m}$$

El área total de transferencia de calor es

$$A_{tot} = A_c + A_s = 0.4070 \text{ m}^2 + 0.8959 \text{ m}^2 = 1.3029 \text{ m}^2$$

y la longitud calculada total es por lo tanto

$$L_{tot} = 0.34 \text{ m} + 0.7485 \text{ m} = 1.0885 \text{ m}$$

Donde la diferencia con respecto a la longitud real de los tubos que son de 1.7701 m es de un 38.5%.

Cálculo del coeficiente total de transferencia limpio

$$U_{c_{tot}} = \frac{\sum UA}{\sum A}$$

Ecuación 5-32

$$U_{c_{tot}} = 1637.1837 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$$

Cálculo del coeficiente total de diseño

$$a'' = N_t L D_o \pi = 5(1.7701 \text{ m})(0.0762 \text{ m})\pi = 2.1187 \text{ m}^2$$

Ecuación 5-33

$$U_D = \frac{Q}{\Delta T a''} = \frac{116,434.2761 \text{ kcal/hr}}{54.5823^\circ\text{C}(2.1187 \text{ m}^2)} = 1,006.8379 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$$

Ecuación 5-34

Cálculo del factor de obstrucción

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = \frac{1,637.1937 - 1,006.8379}{1,637.1837(1,006.8379)} = 0.0004$$

Ecuación 5-35

Cálculo del consumo de vapor en los eyectores

Datos del Eyector de la primera etapa

$P_{man} = 7.3 \text{ kg/cm}^2$
 $P_o = 8.1332 \text{ kg/cm}^2$
 $T = 170.30 \text{ }^\circ\text{C}$
 $C_p = 0.5960 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$
 $C_v = C_p - R = 0.4856 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$
 $v = 0.2435 \text{ m}^3/\text{kg}$
 $D1 = 0.815''$
 $D^* = 0.16''$

Datos del Eyector de la segunda etapa

$P_{man} = 7.0 \text{ kg/cm}^2$
 $P_o = 7.8332 \text{ kg/cm}^2$
 $T = 168.72 \text{ }^\circ\text{C}$
 $C_p = 0.5923 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$
 $C_v = C_p - R = 0.4819 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$
 $v = 0.2519 \text{ m}^3/\text{kg}$
 $D1 = 0.425''$
 $D^* = 0.19''$

Para calcular el flujo de vapor a través de los eyectores se va a emplear la ecuación desarrollada para calcular la velocidad másica a través de la boquilla en la sección convergente-divergente, y con este resultado, y multiplicándolo posteriormente por el área de sección transversal en este punto, se podrá conocer el flujo de vapor.

$$Glc = \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{2(\gamma - 1)}} \sqrt{\frac{gc \gamma P_o}{v}}$$

en donde $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$

Ecuación 5-36

Para el eyector de la primera etapa

$$A^* = \pi D^{*2}/4 = \pi (0.0041 \text{ m})^2/4 = 1.2972e-5 \text{ m}^2$$

$$Glc = 1,183.4357 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$FEy1 = 1,183.4357 \text{ kg/m}^2\text{s} (1.2972e-5 \text{ m}^2)(3600 \text{ s/hr}) = 55.264 \text{ kg/hr}$$

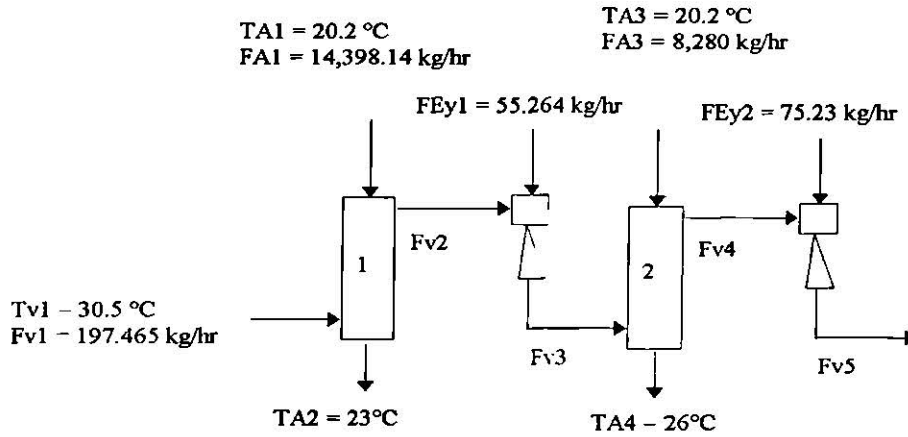
Para el eyector de la segunda etapa

$$A^* = \pi D^{*2}/4 = \pi (0.0048 \text{ m})^2/4 = 1.8292e-5 \text{ m}^2$$

$$G_{lc} = 1,142.4780 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$FEy2 = 1,142.4780 \text{ kg/m}^2\text{s} (1.8292e-5 \text{ m}^2)(3600 \text{ s/hr}) = 75.23 \text{ kg/hr}$$

Balancé de energía en los condensadores barométricos y en los eyectores



Datos para el condensador no. 1

De la torre de enfriamiento

$$FA1 = 14,398.14 \text{ kg/hr}$$

$$TA1 = 20.2 \text{ °C}$$

$$hA1 = 20.26 \text{ kcal/kg}$$

A la salida del condensador

$$TA2 = 23 \text{ °C}$$

$$hA2 = 23.06 \text{ kcal/kg}$$

Vapor del cristalizador

$$Fv1 = 197.465 \text{ kg/hr}$$

$$Tv1 = 30.5 \text{ °C}$$

$$Hv1 = 609.89 \text{ kcal/kg}$$

$$\frac{FA1}{Fv1} = \frac{Hv1 - hA2}{hA2 - hA1}$$

$$\frac{14,398.14 \text{ kg / hr}}{Fv1} = \frac{609.89 \text{ kcal / kg} - 23.06 \text{ kcal / kg}}{23.06 \text{ kcal / kg} - 20.26 \text{ kcal / kg}}$$

Ecuación 5-37

Despejando F_{vc1} , se obtiene como resultado

$$F_{vc1} = 68.7 \text{ kg/hr de vapor condensado}$$

A la descarga de la pierna barométrica

$$FA2 = FA1 + F_{vc1} = 14,398.14 \text{ kg/hr} + 68.7 \text{ kg/hr} = 14,466.84 \text{ kg/hr}$$

Vapor que pasa a la siguiente etapa

$$F_{v2} = F_{v1} - F_{vc1} = 197.465 \text{ kg/hr} - 68.7 \text{ kg/hr} = 128.765 \text{ kg/hr}$$

y la entalpia del vapor a la salida

$$H_{v1}F_{v1} + h_{A1}FA1 = H_{v2}F_{v2} + h_{A2}FA2$$

$$609.89 (197.465) + 20.26 (14,398.14) = H_{v2} (128.765) + 23.06 (14,466.84)$$

Despejando H_{v2} , se obtiene $H_{v2} = 609.89 \text{ kcal/kg}$

El vapor que pasa al condensador de la segunda etapa es el siguiente

$$F_{v3} = F_{v2} + F_{ey1} = 128.765 \text{ kg/hr} + 55.264 \text{ kg/hr} = 184.029 \text{ kg/hr}$$

Y aplicando un balance de entalpia al eyector de la primera etapa

A la $T_{ey1} = 170.3 \text{ }^\circ\text{C}$, la entalpia correspondiente es de 660.372 kcal/kg

$$H_{v3} F_{v3} = H_{v2} F_{v2} + H_{ey1} F_{ey1}$$

$$H_{v3} = [609.89(128.765) + 660.372(55.264)] / 184.029$$

$$H_{v3} = 625.05 \text{ kcal/kg}$$

Datos para el condensador no. 2

De la torre de enfriamiento

$$Fa3 = 8,280 \text{ kg/hr}$$

$$Ta3 = 20.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$ha3 = 20.26 \text{ kcal/kg}$$

A la salida del condensador

$$Ta2 = 26 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$ha2 = 26.05 \text{ kcal/kg}$$

Vapor del eyector de la primera etapa

$$Fv3 = 197.465 \text{ kg/hr}$$

$$Tv3 = 70 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Hv3 = 625.05 \text{ kcal/kg}$$

$$\frac{Fa3}{Fvc2} = \frac{Hv3 - ha4}{ha4 - ha3}$$

$$\frac{8,280 \text{ kg/hr}}{Fvc2} = \frac{625.05 \text{ kcal/kg} - 26.05 \text{ kcal/kg}}{26.05 \text{ kcal/kg} - 20.26 \text{ kcal/kg}}$$

Ecuación 5-38

Despejando $Fvc2$, se obtiene como resultado

$$Fvc2 = 80.035 \text{ kg/hr de vapor condensado}$$

Agua descargada a la pierna barométrica

$$Fa4 = Fa3 + Fvc2 = 8280 \text{ kg/hr} + 80.035 \text{ kg/hr} = 8360.035 \text{ kg/hr}$$

Vapor sin condensar

$$Fv4 = Fv3 - Fvc2 = 184.028 \text{ kg/hr} - 80.035 \text{ kg/hr} = 103.994 \text{ kg/hr}$$

y la entalpia del vapor a la salida

$$Hv3Fv3 + hA3FA3 = Hv4Fv4 + hA4FA4$$

$$625.05 (184.029) + 20.26 (8280) = Hv4 (103.994) + 26.05 (8,360.035)$$

Despejando $Hv4$, se obtiene $Hv4 = 625.05 \text{ kcal/kg}$

y el vapor que se descarga a la atmósfera

$$Fv5 = Fv4 + Fey2 = 103.994 \text{ kg/hr} + 75.23 \text{ kg/hr} = 179.224 \text{ kg/hr}$$

Efectuando un balance de entalpia al eyector de la segunda etapa

A la $Tey2 = 168.72 \text{ }^\circ\text{C}$, la entalpia correspondiente es de 660.3 kcal/kg

$$Hv5 Fv5 = Hv4 Fv4 + Hey2 Fey2$$

$$Hv5 = [625.05(103.994) + 660.3(75.23)] / 179.224$$

$$Hv5 = 639.85 \text{ kcal/kg}$$

Cálculo del agua de reposición para la torre de enfriamiento

$$F_{\text{tot}} = F_{a2} + F_{a4} = 14,466.84 \text{ kg/hr} + 8,360.035 \text{ kg/hr} = 22,826.875 \text{ kg/hr}$$

La densidad media a la entrada de la torre será igual a 997.182 kg/m^3

$$22826.875 \text{ kg/hr} / 0.997182 \text{ kg/L} = 22,891.4 \text{ L/hr} = 100.8 \text{ gpm}$$

Las pérdidas que se presentan son por evaporación, por arrastre por el viento, y por purgas.

$$W_c = 100.8 \text{ gpm}$$

$$W_e = 0.00085 W_c (T_{e1} - T_{e2})$$

$$W_d = W_c \frac{\% \text{arrastre}}{100\%}$$

$$W_b = \frac{W_e}{\text{Ciclos} - 1}$$

Ecuación 5-39

La temperatura de entrada a la torre es de $25 \text{ }^\circ\text{C}$, y la temperatura de salida es igual a $20.2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$W_e = 0.00085 (100.8 \text{ gpm}) (25 - 20.2) \text{ }^\circ\text{C} = 0.7403 \text{ gpm}$$

$$W_d = 100.8 \text{ gpm} (0.2\% / 100\%) = 0.2061 \text{ gpm}$$

El número de ciclos es igual a 5

$$W_b = 0.7403 \text{ gpm} / (5 - 1) = 0.1851 \text{ gpm}$$

El agua total de reposición es la suma de las pérdidas individuales

$$W_m = W_e + W_d + W_b = 0.7403 + 0.2016 + 0.1851 = 1.1270 \text{ gpm}$$

$$1.1270 \text{ gpm} = 255.9407 \text{ L/hr}$$

Este volumen multiplicado por la densidad del agua, y por el tiempo total de operación de la torre, da como resultado el agua total de reposición durante el periodo de operación.

$$255.9407 \text{ L/hr} (0.998 \text{ kg/L}) (98.5 \text{ hr}) = 25,159.74 \text{ kg tot}$$

Balance de energía en la torre de enfriamiento

$$q = L C_p (T_{e1} - T_{e2}) + L_o C_p (T_{e2} - T_o)$$

Ecuación 5-40

$$q = 22,826.875 \text{ kg/hr}(1\text{kcal/kg } ^\circ\text{C})(25^\circ\text{C}-20.2^\circ\text{C}) + 255.4288 \text{ kg/hr } (1\text{kcal/kg } ^\circ\text{C})(20.2^\circ\text{C} - 19^\circ\text{C})$$

$$q = 109,875.51 \text{ kcal/hr}$$

Caldera

Datos de operación

Diesel consumido	3,101.26 L
Temperatura de agua de alimentación	63.4 °C
Temperatura de gases en la chimenea	205 °C
Presión de agua de alimentación	7 kg/cm ²
Presión de vapor	7.3 kg/cm ²
Presión del diesel	5.6 kg/cm ²
Tiempo de operación	97.5 hr

Datos del fabricante

Capacidad nominal	1565 kg/hr a 100 °C
Calorías de salida	845,000 kcal/hr
Superficie de calefacción	46.5 m ²
Eficiencia total	80.71%
Poder calorífico del Diesel	9220 kcal/L 8850 kcal/L
Factor de evaporación para San Luis Potosí	1.1081
Densidad del Diesel	0.883 kg/L @ 20°C
Consumo de Diesel	113.55 L/hr

Consumo de vapor

Calentador	196.014 kg/hr
Eyector de la primera etapa	55.264 kg/hr
Eyector de la segunda etapa	75.23 kg/hr
CONSUMO DE VAPOR TOTAL	326.508 kg/hr

A la presión de 7.3 kg/cm² la entalpia del vapor es 660.3 kcal/kg

El agua de alimentación, su entalpia es igual a 63.4 kcal/kg)

$$Q = m_{\text{tot}} (H_{\text{vap}} - H_{\text{H}_2\text{O}}) = 326.5 \text{ kg/hr } (660.3 \text{ kcal/kg} - 63.4 \text{ kcal/kg}) = 194,892.6 \text{ kcal/hr}$$

El consumo teórico de combustible es igual a

$$194,892.6 \text{ kcal/hr } (1\text{L}/8850 \text{ kcal}) (1/0.8071) = 27.3 \text{ L/hr}$$

El consumo real de combustible es

$$3101.26 \text{ L}/97.5 \text{ hr} = 31.8 \text{ L/hr}$$

Cálculo de la evaporación real a la altura de la ciudad de San Luis Potosí

$$\text{Ev. real} = \frac{\text{Ev. no min al}}{\text{Fact. evap.}} = \frac{1,565 \text{ kg / hr}}{1.1081} = 1,412.33 \text{ kg / hr}$$

Ecuación 5-41

La cantidad de calorías de salida es

$$\frac{845,000 \text{ kcal / hr}}{1,565 \text{ kg / hr}} (1,412.33 \text{ kg / hr}) = 762,568 \text{ kcal / hr}$$

El consumo de combustible a las condiciones de la ciudad de San Luis Potosí

$$\text{Cons. combustible} = \frac{762,568}{8850 \text{ kcal / L}(0.8071)} = 106.8 \text{ L / hr}$$

Ecuación 5-42

Cálculo de la capacidad nominal, la capacidad teórica y la capacidad real de la caldera

$$\text{Capacidad no min al} = \frac{\text{Sup. calef.}}{1 / \text{m}^2 / \text{CC}}$$

$$\text{Capacidad} = \frac{\text{Calorías de salida}}{\frac{8,442 \text{ kcal / hr}}{1 \text{ CC}}}$$

Ecuación 5-43

$$\text{Cap. nom.} = 46.5 \text{ m}^2 / (1 \text{ m}^2 / \text{CC}) = 46.5 \text{ CC}$$

$$\text{Cap. teórica} = 845,000 \text{ kcal/hr} / (8442 \text{ kcal/hr/CC}) = 100 \text{ CC}$$

$$\text{Cap. real} = 762,568 \text{ kcal/hr} / (8442 \text{ kcal/hr/CC}) = 90.33 \text{ CC}$$

Cálculo del porcentaje de carga

$$R = \frac{\text{Capacidad}}{\text{Capacidad no min al}} 100\%$$

Ecuación 5-44

$$R_{\text{teo}} = 100 / 46.5 * 100\% = 215\%$$

$$R_{\text{real}} = 90.33 / 46.5 * 100\% = 194.3 \%$$

Cálculo del consumo de agua

Consumo teórico

$$26.1 \text{ L/min} * (215\%/100\%) = 56.115 \text{ L/min}$$

Consumo real

$$23.5 \text{ L/min} (194.3\%/100\%) = 45.651 \text{ L/min}$$

5.7 BALANCE DE MASA CON SULFATO ESTANOSO COMO SOLUCIÓN DE TRABAJO

El balance se va a realizar a partir de la alimentación de la solución saturada al cristalizador, debido a que la producción de la solución es por lotes, y este proceso va a ser continuo, almacenando la solución en el tanque de acero inoxidable con una capacidad de 6,100 L.

Alimentación:

$$\text{Flujo de alimentación} = 2 \text{ gpm} = 7.57 \text{ L/min}$$

$$\text{Contenido de sulfato estanoso} = 226 \text{ gr/L}$$

$$\text{Densidad del agua a la temperatura de alimentación (19°C)} = 998.014 \text{ Kg/m}^3.$$

$$7.57 \text{ L/min} (226 \text{ g/L}) (60\text{min/hr}) (1\text{e-}3 \text{ kg/g}) = 102.6492 \text{ kg/hr SnSO}_4$$

$$7.57 \text{ L/min} (998.014 \text{ g/L}) (60\text{min/hr}) (1\text{e-}3 \text{ kg/g}) = 453.2980 \text{ kg/hr H}_2\text{O}$$

$$F_o = 102.6492 \text{ kg/hr} + 453.2980 \text{ kg/hr} = \underline{555.2980 \text{ kg/hr}}$$

Fracción en peso de la alimentación

$$Z \text{ SnSO}_4 = 0.1846$$

$$Z \text{ H}_2\text{O} = 0.8154$$

A la salida del cristalizador, la composición de sulfato estanoso es de 300 g/L, y a la temperatura de 30.5°C, la densidad del agua es de 995.495 kg/m³, correspondiendo a una fracción en peso de:

$$Z \text{ SnSO}_4 = 0.2316$$

$$Z \text{ H}_2\text{O} = 0.7684$$

A la salida, se desea que la cantidad de sólidos sea del 25%, y un 75% de solución saturada.

$$P_{\text{tot}} = P_c + P_d$$

$$P_d = 0.75 P_{tot} = 0.75 (P_c + P_d)$$

$$P_d = 3 P_c$$

Balance Parcial de Sulfato Estanoso

$$F_o Z_o = P_c + 0.2316 P_d$$

$$102.6492 = P_c + 0.2316 (3 P_c)$$

$$102.6492 = (1 + 0.6948) P_c$$

$$P_c = \underline{60.5671 \text{ kg/hr}}$$

$$P_d = \underline{181.7014 \text{ kg/hr}}$$

$$P_{tot} = 242.2685 \text{ kg/hr}$$

P_{tot} está formado por 42.0820 kg/hr SnSO_4 , y por 139.6194 kg/hr H_2O

Cálculo del agua evaporada

$$F_o = V + P_c + P_d$$

$$V = 555.9472 \text{ kg/hr} - 242.7014 \text{ kg/hr} = \underline{313.2458 \text{ kg/hr}}$$

Balance de masa en la recirculación

Gasto de la bomba de recirculación = 1600 gpm (6056 L/min)

$$R = 6056 \text{ L/min} (1237.5479 \text{ gr/L}) (1e-3 \text{ kg/g}) (60 \text{ min/hr}) = \underline{449,675.4049 \text{ kg/hr}}$$

$$F_e = F_o + R = 555.9472 \text{ kg/hr} + 449,675.4049 \text{ kg/hr} = \underline{450,231.3521 \text{ kg/hr}}$$

Balance parcial de Sulfato Estanoso en la recirculación

$$Z_e F_e = Z_o F_o + Z_r R$$

$$Z_e (450,231.3521) = 0.1846 (555.9472) + 0.2316 (449,675.4049)$$

Despejando Z_e , se obtiene una composición en la recirculación igual a

$$Z_e = 0.2315$$

Balance de masa en la centrifuga

Alimentación a la centrifuga = P_{tot}

Sulfato húmedo = 60.5671 kg/hr

La humedad del sulfato es del 5%, y la cantidad de agua que acompaña al sulfato es por lo tanto

$$60.5671 (5\%/100\%) = \underline{3.1877 \text{ kg/hr}}$$

Composición de la solución saturada retornada al tanque de alimentación

Agua	$139.6194 \text{ kg/hr} - 3.1877 \text{ kg/hr} = \underline{136.4317 \text{ kg/hr}}$
Sulfato Estanoso	$\underline{42.0820 \text{ kg/hr}}$
Fc =	$\underline{178.5 \text{ kg/hr}}$

$$Z \text{ SnSO}_4 = 0.2357$$

$$Z \text{ H}_2\text{O} = 0.7643$$

Balance de masa en el secador

Alimentación al cristalizador

$$60.5671 \text{ kg/hr SnSO}_4, 3.1877 \text{ kg/hr H}_2\text{O}$$

Producto seco (0.05% de humedad)

$$\text{Sulfato Seco} = 60.5671 \text{ kg/hr}$$

$$60.5671 \text{ kg/hr} (0.05\%/100\%) = \underline{0.0303 \text{ kg/hr H}_2\text{O}}$$

Agua evaporada

$$3.1877 \text{ kg/hr} - 0.0303 \text{ kg/hr} = \underline{3.1574 \text{ kg/hr}}$$

Balance de masa en el Tanque de Alimentación

Balance General

$$F_b + F_c + F_a = F_o$$

Balance parcial de Sulfato Estanoso

$$F_b Z_b + F_c Z_c + F_a Z_a = F_o Z_o$$

$$F_b (0.1846) + 178.5(0.2357) + F_a(0) = 555.9472 (0.1846)$$

$$F_b = \underline{328,0358 \text{ kg/hr}} \text{ de solución saturada al tanque de alimentación}$$

Del balance general

$$F_a = 555.9472 - 178.5 - 328.0358 = \underline{49.4114 \text{ kg/hr de agua limpia}}$$

De esta forma, tanto el flujo de entrada de solución saturada, como el flujo de alimentación al cristalizador, tienen la misma concentración, sin verse alterados por el cambio en la concentración por el licor madre de la centrifuga recirculado.

Tabla 5-1 Resultados del balance de masa

<i>Tiempo 1 hora</i>	SnSO₄ c		H₂O		SnSO₄		Total
	%	kg	%	kg	%	kg	kg
ALIMENTACIÓN							
Solución Saturada	0.00%	0.0	81.54%	267.5	18.46%	60.6	328.0
De la Centrifuga	0.00%	0.0	76.43%	136.4	23.57%	42.1	178.5
Agua	0.00%	0.0	100.00%	49.4	0.00%	0.0	49.4
Producto	0.00%	0.0	81.54%	453.3	18.46%	102.6	555.9
CRISTALIZACIÓN							
Solución Saturada	0.00%	0.0	81.54%	453.3	18.46%	102.6	555.9
Producto	25.00%	60.6	57.63%	139.6	17.37%	42.1	242.3
Evaporación	0.00%	0.0	100.00%	313.7	0.00%	0.0	313.7
CENTRIFUGACIÓN							
Producto	25.00%	60.6	57.63%	139.6	17.37%	42.1	242.3
Licor madre	0.00%	0.0	76.43%	136.4	23.57%	42.1	178.5
Sulfato húmedo	95.00%	60.6	5.00%	3.2	0.00%	0.0	63.8
SECADO							
Sulfato húmedo	95.00%	60.6	5.00%	3.2	0.00%	0.0	63.8
Sulfato seco	99.95%	60.6	0.05%	0.0	0.00%	0.0	60.6
Agua	0.00%	0.0	100.00%	3.2	0.00%	0.0	3.2

<i>Tiempo 720 hr</i>	SnSO₄ c		H₂O		SnSO₄		Total
	%	kg	%	kg	%	kg	kg
ALIMENTACIÓN							
Solución Saturada	0.00%	0.0	81.54%	192,583.7	18.46%	43,610.5	236,194.2
De la Centrifuga	0.00%	0.0	76.43%	98,239.4	23.57%	30,296.9	128,536.3
Agua	0.00%	0.0	100.00%	35,551.4	0.00%	0.0	35,551.4
Producto	0.00%	0.0	81.54%	326,374.5	18.46%	73,907.4	400,282.0
CRISTALIZACIÓN							
Solución Saturada	0.00%	0.0	81.54%	326,374.5	18.46%	73,907.4	400,282.0
Producto	25.00%	43,610.5	57.63%	100,534.7	17.37%	30,296.9	174,442.1
Evaporación	0.00%	0.0	100.00%	225,839.8	0.00%	0.0	225,839.8
CENTRIFUGACIÓN							
Producto	25.00%	43,610.5	57.63%	100,534.7	17.37%	30,296.9	174,442.1
Licor madre	0.00%	0.0	76.43%	98,239.4	23.57%	30,296.9	128,536.3
Sulfato húmedo	95.00%	43,610.5	5.00%	2,295.3	0.00%	0.0	45,905.8
SECADO							
Sulfato húmedo	95.00%	43,610.5	5.00%	2,295.3	0.00%	0.0	45,905.8
Sulfato seco	99.95%	43,610.5	0.05%	21.8	0.00%	0.0	43,632.3
Agua	0.00%	0.0	100.00%	2,273.5	0.00%	0.0	2,273.5

5.8 BALANCE DE ENERGÍA CON SULFATO ESTANOSO COMO SOLUCIÓN DE TRABAJO

Cálculo del flujo de vapor medido en la placa de orificio

Balance de energía en el cristizador

Datos:

$$T_1 = 30.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_f = 19 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_c = 94 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_s = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

A las condiciones del vapor a la entrada

$$P_{man} = 0.65 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{tot} = 1.4832 \text{ kg/cm}^2$$

$$\lambda_s = 532.01 \text{ kcal/kg}$$

y a $30.5 \text{ }^\circ\text{C}$ $\lambda_1 = 578.35 \text{ kcal/kg}$ (despreciando el aumento en el punto de ebullición)

$$Q_f = 2.5 \text{ gpm}$$

$$w_f = 555.9472 \text{ kg/hr}$$

$$w_l = 313.2458 \text{ kg/hr} = F_{v1}$$

$$C_p \text{ alim} = 0.1846 (0.1276 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}) + 0.8154 (1 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}) = 0.8390 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$$

$$W_s [532.01 + 1(94 - 32)] + 555.9472(0.8390)(19 - 30.5 \text{ }^\circ\text{C}) = 313.2458 (578.35)$$

Con los datos anteriores, y despejando w_s para conocer la cantidad de agua evaporada, el resultado que se obtiene es igual a

$$W_s = 314.0179 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Capacidad del cristizador} = 313.2458 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Consumo de vapor} = 314.0179 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Economía} = \text{Capacidad} / \text{consumo} = 0.9975$$

Datos:

$$P_{man} = 0.65 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{atm} = 0.8332 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Coeficiente de la placa} = 0.61$$

$$D_2 = 1.346'' = 0.0342 \text{ m}$$

$$D_1 = 2'' = 0.0508 \text{ m}$$

$$P_{tot} = P_{man} + P_{atm} = 1.4832 \text{ kg/cm}^2$$

A esta presión, la temperatura del vapor es igual a 110.43 °C, y el volumen específico del vapor a estas condiciones es de 1.1943 m³/kg

$$Q_{vap} = 314.0179 \text{ kg/hr (1 hr/3600 s) (1.1943 m}^3\text{/kg)} = 0.1042 \text{ m}^3\text{/s}$$

Con los datos arriba mencionados, y despejando de la fórmula 5-3 DP, se obtiene:

$$\Delta P = 1,171.953 \text{ kg/m}^2 (1 \text{ m/100 cm})^2 (407.1894 \text{ in H}_2\text{O/1.033 kg/cm}^2) = 46.2 \text{ inH}_2\text{O}$$

Por lo tanto, el manómetro diferencial localizado en la placa de orificio debe de regularse a 46.2 inH₂O.

Balance de energía en el calentador

Lado carcaza, fluido caliente, vapor

$$q_{con} = 314.0174 \text{ kg/hr (532.01 kcal/kg)} = 167,060.4 \text{ kcal/hr}$$

$$q_{sub} = 314.0174 \text{ kg/hr (1 kcal/kg }^\circ\text{C)} (94 \text{ }^\circ\text{C} - 32 \text{ }^\circ\text{C)} = 19,469.1 \text{ kcal/hr}$$

$$Q = q_{con} + q_{sub} = 186,529.5 \text{ kcal/hr}$$

Lado tubos, fluido frío, solución saturada

$$Q = 449,675.4049 \text{ kg/hr (0.8390 kcal/kg }^\circ\text{C)} (30.5 \text{ }^\circ\text{C} - 30 \text{ }^\circ\text{C)} = 188,638.8324 \text{ kcal/hr}$$

La temperatura real a la salida del cambiador debe ser igual a 30.494 °C.

Para calcular los coeficientes totales de transferencia, se hacen de la misma forma que como se realizaron para el agua como solución de trabajo, a partir de la ecuación 5-6, hasta la ecuación 5-35, pero realizado sólo unos cambios a las ecuaciones 5-20, 5-21 y 5-22.

La ecuación 5-20 es igual, sólo que para la solución saturada, se puede tomar una aproximación multiplicando el valor de k por 0.8.

La ecuación 5-21 y 5-22 cambian por

$$\rho = 1247.3914 - 0.3281 T$$

$$\mu = 2.223e-3 \exp (1916.9228/(T + 273))$$

en donde

$$\rho = [\text{kg/m}^3] \text{ y } \mu = [\text{Kg/ m s}]$$

Resultados

$$\Delta T_c = 0.4656 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{Ecuación 5-6}$$

$$(\Delta T_c) = 71.652 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{Ecuación 5-7}$$

$$(\Delta T_s) = 17.8823 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$q_c/(\Delta T_c) = 2,331.88 \text{ kcal/hr }^\circ\text{C} \quad \text{Ecuación 5-8}$$

$$q_s/(\Delta T_s) = 1,091.56 \text{ kcal/hr }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ balanceada} = 54.5 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{Ecuación 5-9}$$

Cálculos para el fluido que circula dentro de los tubos (solución saturada)

A 30.5 °C, la densidad de la solución es igual a 1,237.3844 kg/m³, y a 1,600 gpm que equivalen a 449,616 kg/hr, la velocidad másica se calcula a partir de la ecuación 5-11, y es igual a

$$G_t = 21,512,727.06 \text{ kg/m}^2 \text{ hr} = 5,975.8 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

y la velocidad por cada tubo (Ecuación 5-12) es por lo tanto 4.8294 m/s, que es igual a la velocidad del agua pura circulando por el calentador.

El coeficiente de transferencia de calor, h_i , a partir de la ecuación 5-13, necesita los siguientes valores para poder resolverse.

$$C_p = 0.7980 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$$

$$\rho = 1237.4644 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 0.424 \text{ kcal/m hr }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 1.2366\text{e-}3 \text{ kg/m s}$$

$$\text{y por lo tanto } h_i = 8573.7935 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr }^\circ\text{C}, \text{ y } h_{io} = 8202.4874 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr }^\circ\text{C}$$

Resultados para la condensación del vapor:

$$1) L = 0.7395 \text{ m}$$

$$T_w = 53.37 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$2) T_v = 102.215 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_f = 77.7973 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_a = 30.2672 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$3) k_f = 0.4593 \text{ kcal/hr m }^\circ\text{C}$$

$$\rho_f = 1221.8661 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_f = 5.2497\text{e-}4 \text{ kg/m s}$$

$$4) h_o = 3880.385 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr }^\circ\text{C}$$

$$5) T_w = 53.37 \text{ }^\circ\text{C}$$

6) $U_c = 2634.2 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$

7) $A_c = 0.8851 \text{ m}^2$

8) $L_c = 0.7396 \text{ m}$

Cálculo par el fluido que circula por la carcaza (vapor)

A partir de las ecuaciones 5-15 y 5-16, se calcula la velocidad másica tanto para la condensación, como para el subenfriamiento, los resultados son $G' = 262.3491 \text{ kg/m hr}$, y $G_s = 6,181.5 \text{ kg /m}^2 \text{ hr}$, respectivamente.

Resultados para el subenfriamiento del vapor:

1) $L = 1.93 \text{ m}$

$T_w = 31.91 \text{ } ^\circ\text{C}$

2) $T_v = 63 \text{ } ^\circ\text{C}$

$T_f = 47.46 \text{ } ^\circ\text{C}$

$T_a = 30.017 \text{ } ^\circ\text{C}$

3) $k_f = 0.4399 \text{ kcal/hr m } ^\circ\text{C}$

$\rho_f = 1231.8198 \text{ kg/m}^3$

$\mu_f = 8.8063 \times 10^{-4} \text{ kg/m s}$

$\mu_w = 1.1945 \times 10^{-3} \text{ kg/m s}$

4) $h_o = 500.072 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$

5) $T_w = 31.91 \text{ } ^\circ\text{C}$

6) $U_s = 471.3606 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$

7) $A_s = 2.3099 \text{ m}^2$

8) $L_s = 1.93 \text{ m}$

El área total de transferencia de calor es 3.195 m^2 , y la longitud de los tubos de 2.7 m

El coeficiente total de transferencia de calor, U_c , y U_d , son iguales a

$U_c = 1,070.5 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$

Ecuación 5-32

$U_d = 1,615.8 \text{ kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$

Ecuación 5-34

El factor de obstrucción (5-35) es igual a -0.003, da un valor negativo que no es posible, así como valores demasiado grandes en la longitud calculada de los tubos sobre todo en el subenfriamiento. Básicamente debido a que las propiedades como la capacidad calorífica y la conductividad térmica son estimadas, y estos valores pueden introducir un cierto factor de error, pero los resultados obtenidos demuestran como disminuye el coeficiente de transferencia de calor con la solución saturada respecto a los resultados obtenidos para el agua.

Cálculo del consumo de vapor en los eyectores

A las mismas condiciones de operación de como se trabajo con agua y por medio de la ecuación 5-36, se calcula el flujo de vapor por el eyector 1 que a estas condiciones es igual a 55.264 kg/hr, y en el eyector 2, el flujo de vapor es de 75.23 kg/hr.

Balance de energía en los condensadores barométricos y en los eyectores

Datos para el condensador no. 1

De la torre de enfriamiento

$$FA1 = 14,398.14 \text{ kg/hr}$$

$$TA1 = 21 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$hA1 = 21.06 \text{ kcal/kg}$$

A la salida del condensador

$$TA2 = 26 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$hA2 = 26.05 \text{ kcal/kg}$$

Vapor del cristalizador

$$Fv1 = 313.2458$$

$$Tv1 = 30.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Hv1 = 609.89 \text{ kcal/kg}$$

$$14398.14/Fvc1 = (609.89 - 26.05)/(26.05 - 21.06)$$

Despejando Fvc1, se obtiene como resultado

$$Fvc1 = 123.0589 \text{ kg/hr de vapor condensado}$$

A la descarga de la pierna barométrica

$$FA2 = FA1 + Fvc1 = 14,398.14 \text{ kg/hr} + 123.0589 \text{ kg/hr} = 14,521.1989 \text{ kg/hr}$$

Vapor que pasa a la siguiente etapa

$$Fv2 = Fv1 - Fvc1 = 313.2458 \text{ kg/hr} - 123.0589 \text{ kg/hr} = 190.1869 \text{ kg/hr}$$

y la entalpia del vapor a la salida

$$Hv1Fv1 + hA1FA1 = Hv2Fv2 + hA2FA2$$

$$609.89 (313.2458) + 21.06 (14,398.14) = Hv2 (190.1869) + 26.05 (14,521.1989)$$

Despejando $Hv2$, se obtiene $Hv2 = 609.89$ kcal/kg

El vapor que pasa al condensador de la segunda etapa es

$$Fv3 = Fv2 + Fey1 = 190.1869 \text{ kg/hr} + 55.264 \text{ kg/hr} = 245.4509 \text{ kg/hr}$$

Y aplicando un balance de entalpia al eyector de la primera etapa

A la $Tey1 = 170.3$ °C, la entalpia correspondiente es de 660.372 kcal/kg

$$Hv3 Fv3 = Hv2 Fv2 + Hey1 Fey1$$

$$Hv3 = [609.89(190.1869) + 660.372(55.264)] / 245.4509$$

$$Hv3 = 621.2562 \text{ kcal/kg}$$

Datos para el condensador no. 2

De la torre de enfriamiento

$$Fa3 = 8,280 \text{ kg/hr}$$

$$Ta3 = 21 \text{ °C}$$

$$ha3 = 21.06 \text{ kcal/kg}$$

A la salida del condensador

$$Ta2 = 28 \text{ °C}$$

$$ha2 = 28.05 \text{ kcal/kg}$$

Vapor del eyector de la primera etapa

$$Fv3 = 245.4509 \text{ kg/hr}$$

$$Tv3 = 70 \text{ °C}$$

$$Hv3 = 621.2562 \text{ kcal/kg}$$

$$8280/Fvc2 = (621.2562 - 28.05) / (28.05 - 21.06)$$

Despejando $Fvc2$, se obtiene como resultado

$$Fvc2 = 97.5668 \text{ kg/hr de vapor condensado}$$

Agua descargada a la pierna barométrica

$$Fa4 = Fa3 + Fvc2 = 8,280 \text{ kg/hr} + 97.5668 \text{ kg/hr} = 8,377.5668 \text{ kg/hr}$$

Vapor sin condensar

$$Fv4 = Fv3 - Fvc2 = 245.4509 \text{ kg/hr} - 97.5668 \text{ kg/hr} = 147.8841 \text{ kg/hr}$$

y la entalpia del vapor a la salida

$$Hv3Fv3 + hA3FA3 = Hv4Fv4 + hA4FA4$$

$$621.2560 (245.4509) + 21.06 (8280) = Hv4 (147.8841) + 28.05 (8,377.5668)$$

Despejando $Hv4$, se obtiene $Hv4 = 621.2562 \text{ kcal/kg}$

y el vapor que se descarga a la atmósfera

$$Fv5 = Fv4 + Fey2 = 147.8841 \text{ kg/hr} + 75.23 \text{ kg/hr} = 223.1141 \text{ kg/hr}$$

Efectuando un balance de entalpia al eyector de la segunda etapa

A la $Tey2 = 168.72 \text{ }^\circ\text{C}$, la entalpia correspondiente es de 660.3 kcal/kg

$$Hv5 Fv5 = Hv4 Fv4 + Hey2 Fey2$$

$$Hv5 = [621.2562(147.8841) + 660.3(75.23)] / 223.1141$$

$$Hv5 = 634.4211 \text{ kcal/kg}$$

Cálculo del agua de reposición en la torre de enfriamiento

$$Fatot = Fa2 + Fa4 = 14,521.1989 \text{ kg/hr} + 8,377.5668 \text{ kg/hr} = 22,898.7657 \text{ kg/hr}$$

La densidad media a la entrada de la torre será igual a 996.783 kg/m^3

$$22898.7657 \text{ kg/hr} / 0.996783 \text{ kg/L} = 22,972.7 \text{ L/hr} = 101.2 \text{ gpm}$$

Las pérdidas que se presentan son por evaporación, por arrastre por el viento, y por purgas.

La temperatura de entrada a la torre es de $26 \text{ }^\circ\text{C}$, y la temperatura de salida es igual a $21 \text{ }^\circ\text{C}$

$$We = 0.00085 (101.2 \text{ gpm}) (26 - 21)^{9/5} = 0.7738 \text{ gpm}$$

$$Wd = 101.2 \text{ gpm} (0.2\% / 100\%) = 0.2023 \text{ gpm}$$

El número de ciclos es igual a 5

$$W_b = 0.7783 \text{ gpm}/(5-1) = 0.1935 \text{ gpm}$$

EL agua total de reposición es la suma de las pérdidas individuales

$$W_m = W_e + W_d + W_b = 0.7738 + 0.2023 + 0.1935 = 1.1696 \text{ gpm}$$

$$1.1696 \text{ gpm} = 265.6162 \text{ L/hr}$$

$$265.6162 \text{ L/hr} (0.996783 \text{ kg/L}) = 264.7670 \text{ kg/hr de agua de reposición}$$

Balance de energía en la torre de enfriamiento

$$q = 22,898.8 \text{ kg/hr}(1\text{kcal/kg } ^\circ\text{C})(26^\circ\text{C}-21^\circ\text{C}) + 264.8 \text{ kg/hr} (1\text{kcal/kg } ^\circ\text{C})(21^\circ\text{C} - 19^\circ\text{C})$$

$$q = 115,023.4 \text{ kcal/hr}$$

Caldera

Consumo de vapor

Calentador	314.5119 kg/hr
Eyector de la primera etapa	55.264 kg/hr
Eyector de la segunda etapa	75.23 kg/h
Secador	5.5 kg/hr
CONSUMO DE VAPOR TOTAL	450 kg/hr

A la presión de 7.3 kg/cm² la entalpia del vapor es 660.3 kcal/kg

El agua de alimentación, su entalpia es igual a 63.4 kcal/kg)

$$Q = m_{\text{tot}} (H_{\text{vap}} - H_{\text{H}_2\text{O}}) = 450 \text{ kg/hr} (660.3 \text{ kcal/kg} - 63.4 \text{ kcal/kg}) = 268,605 \text{ kcal/hr}$$

El consumo teórico de combustible es igual a

$$268.605 \text{ kcal/hr} (1\text{L}/8850 \text{ kcal}) (1/0.8071) = 37.6 \text{ L/hr}$$

Tabla 5-2 Comparación de la operación del equipo, con agua y con solución saturada

Datos experimentales	Agua	Solución Saturada
Caldera		
Consumo de combustible	3101.26 L	3710 L
Tiempo de trabajo	97.5 hr	97.5 hr
Temperatura de condensados	63.4 °C	65 °C
Temperatura de chimenea	205 °C	215 °C
Presión agua de alimentación	7 kg/cm ²	7 kg/cm ²
Presión de vapor	7.3 kg/cm ²	7.3 kg/cm ²
Presión de Diesel	5.6 kg/cm ²	5.6 kg/cm ²
Torre de enfriamiento		
Tiempo de trabajo	98.5 hr	98.5 hr
Temperatura de entrada	25 °C	26 °C
Temperatura de salida	20.2 °C	21 °C
Filtros de arena		
Presión de entrada	4 kg/cm ²	4 kg/cm ²
Presión de salida	3 kg/cm ²	3 kg/cm ²
Cristalizador		
Tiempo total	95.5 hr	95.5 hr
Alimentación	2.5 gpm	2 gpm
Temperatura de alimentación	19 °C	19 °C
Flujo de vapor	18 inH ₂ O	46.5 inH ₂ O
Presión de vapor	0.65 kg/cm ²	0.65 kg/cm ²
Temp. calentador entrada	30 °C	30 °C
Temp. calentador salida	30.5 °C	30.5 °C
Temp. de condensados	32 °C	32 °C
P. de vacío (manométrica)	61.5 cm Hg	61.5 cm Hg
Corriente de la bomba	14 A	17 A
Tanque de sello barométrico		
Tiempo total	95.5 hr	95.5 hr
Temperatura 1	23 °C	26 °C
Temperatura 2	26 °C	28 °C
Eyectores		
Presión eyector 1	7.3 kg/cm ²	7.3 kg/cm ²
Presión eyector 2	7 kg/cm ²	7 kg/cm ²

Tabla 5-3 Resultados del balance de energía

Datos de operación	Agua	Solución Saturada
Presión de vapor absoluta	1.4832 kg/cm ²	1.4832 kg/cm ²
Temperatura del vapor	110.43 °C	110.43 °C
ΔT calentador	0.5 °C	0.5 °C
Temperatura del licor	30 - 30.5 °C	30 - 30.5 °C
Temperatura de alimentación	19 °C	19 °C
Temperatura de condensación	94 °C	94 °C
Temperatura de subenfriamiento	32 °C	32 °C
Reducción p. de ebullición	0 °C	3 °C
Temperatura del vapor (torre)	30.5 °C	30.5 °C
Calor latente del vapor	532.01 kcal/kg	532.01 kcal/kg
Calor latente del vapor (torre)	578.35 kcal/kg	578.35 kcal/kg
Alimentación	193.95 kg/hr	555.9472 kg/hr
Concentración	0 %	30 %
Evaporación	196.014 kg/hr	313.256 kg/hr
Producto	0 kg/hr	60.56710 kg/hr cristales
Flujo de calor total	116,434.3 kcal/m ² hr °C	186,529.5 kcal/m ² hr °C
U _d	1,006.8 kcal/m ² hr °C	1,615.8 kcal/m ² hr °C
U _c	1,070.5 kcal/m ² hr °C	1,070.5 kcal/m ² hr °C
Área de transferencia	1.30 m ²	3.19 m ²
Tubos	7.62 cm O.D.	7.62 cm O.D.
Longitud de tubos (real)	1.7701 m	1.7701 m
Número de tubos	5	5
Bomba de recirculación	1600 gpm	1600 gpm
Corriente	14 A	17 A
Cos Ø	0.87	0.87
Eficiencia del motor	0.89	0.89
Eficiencia de la bomba	0.72	0.72
Voltaje	440 V	440 V
Balance de calor		
q condensación	104,281.4 kcal/hr	167,060.4 kcal/hr
q subenfriamiento	12,152.9 kcal/hr	19,469.1 kcal/hr
q total	116,434.3 kcal/hr	186,529.5 kcal/hr
Q torre de enfriamiento	109,875.5 kcal/hr	115,023.4 kcal/hr
Q caldera	194,892.6 kcal/hr	268,605 kcal/hr
Agua de reposición	255.9 L/hr	265.6 L/hr

5.9 ANÁLISIS TÉCNICO

Este proceso comienza con la recepción de la solución saturada en el tanque de acero inoxidable que tiene una capacidad de 6,100 L. Si la acidez es cero, no hay necesidad de agregar óxido estanoso para eliminar la acidez libre. Tiene su diferencia con el proceso anterior en que el cristizador no opera por lotes, trabaja en forma continua. Para una producción de 242.4 kg, se necesitan 4 hr, produciendo el cristizador 60.6 kg/hr de sulfato cristalizado.

La alimentación es igual a 2 gpm, lo que equivale a 555.9 kg/hr de solución saturada, formada por 102.6 kg de sulfato estanoso en solución, y 453.3 kg de agua, con un contenido de 122 a 130 gr/L de Sn^{+2} , el cristizador descarga en forma intermitente, cuando la densidad de la lechada sea de entre 1.4 a 1.45 g/mL.

La lechada está compuesta por 60.6 kg/hr de sulfato estanoso en cristales, y por solución saturada de sulfato (181.7 kg/hr de agua, y 42.1 kg/hr de sulfato estanoso en solución). Esta descarga se realiza directamente en la centrífuga, con el propósito de separar el licor madre del sulfato húmedo. La producción de sulfato húmedo es de 60.6 kg/hr, con un contenido de humedad del 5% que corresponden a 3.2 kg de agua, y la solución saturada se descarga a razón de 178.5 kg/hr (formada por 136.4 kg/hr de agua y 42.1 kg/hr de sulfato estanoso en solución).

Después de centrifugar durante una hora, el sulfato se descarga al secador rotatorio al vacío; el cual opera por lotes; para reunir un lote de secado se necesitan 12 hr, siendo necesarios 765.6 kg de sulfato húmedo. El sulfato estanoso seco, tiene un peso total de 727.6 kg con un contenido de estaño del 53.95% y una humedad del 0.5%, evaporando 38.4 kg de agua en este ciclo de secado. El sulfato estanoso seco total es de 727.2 kg junto con 0.36 kg de agua.

5.10 ANÁLISIS ECONÓMICO

Para producir 242.4 kg/hr de sulfato, se consume principalmente agua de disolución, gas en los reactores, hidroquinona, diesel, los aditivos para la caldera y electricidad. Ahorrando en el consumo de ácido sulfúrico y de hielo. El consumo de agua es de N\$ 5.34, N\$ 10.01 de hidroquinona, N\$ 172.07 de diesel consumido, N\$ 31.38 de gas, N\$ 23.42 de ácido sulfúrico concentrado, N\$ 9.06 de aditivos para la caldera y N\$ 73.16 en energía eléctrica, siendo el consumo total igual a N\$ 324.43, y el consumo por kg de sulfato es igual a N\$ 1.3384/kg. El precio aumenta en forma proporcional para una producción mayor.

Tabla 5-4 Análisis Económico de Gastos para una producción mensual

PRODUCCIÓN			242.400 kg	37,500 kg
	Por 1 Kg Sulfato	Precio Unitario	Consumo	Consumo
Agua		N\$3.50		
	<i>Disolución</i>	0.005 m ³	N\$4.07	N\$630.00
	<i>Servicios</i>	0.001 m ³	N\$1.27	N\$196.88
	Total	0.006 m ³	N\$5.34	N\$826.88
Acido Sulfúrico	0.372 kg	N\$0.26	N\$23.42	N\$3,623.10
Hidroquinona	0.002 kg	N\$24.28	N\$10.01	N\$1,547.85
Hielo	0.000 kg	N\$0.00	N\$0.00	N\$0.00
Gas	0.274 L	N\$0.47	N\$31.38	N\$4,854.82
Diesel	0.805 L	N\$0.88	N\$172.07	N\$26,619.34
Adisen 500	0.001 L	N\$18.50	N\$3.59	N\$555.00
Limpia Flux	0.003 L	N\$8.40	N\$5.29	N\$819.00
Protex Flux	0.000 L	N\$7.40	N\$0.18	N\$27.75
Electricidad	2.000 kW	N\$0.15	N\$73.16	N\$11,317.50
TOTAL			N\$324.43	N\$50,191.23

6. COMPARACIÓN ENTRE LAS ALTERNATIVAS DE PRODUCCIÓN

6.1 PROPUESTAS

PROPUESTA NO. 1

CAMBIO DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO EN LA CRISTALIZACIÓN POR ION COMÚN.

En el proceso de cristalización por ion común, cada cristizador es necesario mantenerlo a una temperatura máxima de 50°C, para evitar que se dañe el equipo por el calor generado al entrar en contacto la solución de sulfato estanoso y el ácido sulfúrico concentrado al 98%. El sistema de enfriamiento actual es una pila de hielo que envía el agua fría a través de 4 intercambiadores de calor, inmersos dentro del cristizador, regresando el agua caliente a la pila de hielo y así de esta manera cerrar el ciclo.

La pila de hielo, es alimentada con hielo en barra, pero no es una manera adecuada de enfriar el agua. El consumo es muy elevado de hielo, y la temperatura del agua no es constante, siendo necesarias de 8 a 12 barras de hielo de 150 kg por cada turno, lo que equivale a 1080 barras al mes con un costo aproximado de N\$28,000, y dado que a medida que el hielo se funde, es necesario desalojar el volumen en exceso de agua, que se tira al drenaje, y se puede considerar que es dinero perdido.

Este sistema puede reemplazarse por un Enfriador, también conocido como "Chiller". Los datos necesarios para especificar el equipo son:

Masa de solución: 2,500 kg

Calor de solución: 20 kcal/kg

Flujo de refrigerante por los intercambiadores: 50 gpm

Temperatura deseada: 50 °C

Temperatura máxima si no existiera enfriamiento: 100 - 110 °C

Tiempo de cristalización: 3 hr

Con estos datos, la capacidad del equipo necesario que se calcula es de 20 Ton. En el Anexo 8, se muestra la información técnica de un enfriador comercial, que puede llegar a sustituir a la pila de hielo. La inversión es alta, pero en un máximo de 3 meses, se recupera el dinero invertido, dado que el consumo de hielo se eliminaría.

También es necesario cambiar los intercambiadores de calor por unos iguales a los que se tienen instalados actualmente, debido a que muestran signos de deterioro, como fisuras, que permiten que la solución ácida circule dentro de los tubos, llegando a la pila de hielo, y acidificando el agua de enfriamiento, provocando corrosión en las bombas y pérdida de producto. Si no se cambian los intercambiadores, pero sí se sustituye la pila de hielo, el agua, con cierto

grado de acidez, atacaría al enfriador, dañándolo, con riesgo de parar la producción y de tener que reparar el enfriador.

PROPUESTA NO.2

PRODUCCIÓN TOTAL DE SULFATO ESTANOSO POR CRISTALIZACIÓN AL VACÍO.

Para poder producir todo el sulfato por cristalización al vacío, es necesario preparar el ácido sulfúrico que reacciona con el estaño, en forma diferente, debido que al no existir cristalización por ion común, tampoco va a existir licor madre de la cristalización.

El ácido con una concentración del 52%, se puede hacer siguiendo el mismo procedimiento mencionado en el capítulo 3, pero en lugar de utilizar licor madre y ácido de recirculación, se debe cambiar a ácido al 98% y ácido de recirculación. Los valores óptimos encontrados y que cumplen los requisitos para poder usarse en el reactor son:

Tabla 6-1

Ac. Sulf. conc. T-1 ó T-2 (L)	Ac. Recirculación T Rec H ₂ SO ₄ (L)	W H ₂ SO ₄ (Kg)	W H ₂ O (Kg)	Z H ₂ SO ₄	ρ H ₂ SO ₄ (gr/mL)	V Reactor (L)	Claro en Reactor (cm)
49.20	400	330.15	297.42	0.526	1.4209	441.67	43.71
45.83	410	330.15	304.68	0.520	1.4109	449.95	42.92
42.86	420	330.15	311.95	0.514	1.4009	458.35	42.13

Después de la reacción y la centrifugación, el volumen de ácido enviado al tanque de recirculación es de 380 L aproximadamente. De esta forma, se aprovecha totalmente el ácido recirculado, y el volumen de ácido al 98% no es muy grande.

También es necesario cambiar el tanque de recirculación, por uno que tenga una capacidad de 1,500 L para asegurar que el nuevo tanque pueda recibir todo el ácido proveniente de la centrífuga, y tener un excedente, para poder tener siempre abasto de ácido al reactor. La ventaja de esta alternativa es que se eliminan los efluentes ácidos que es necesario neutralizar antes de desecharse.

PROPUESTA NO.3

BALANCE DE PRODUCCIÓN ENTRE EL PROCESO DE CRISTALIZACIÓN POR ION COMÚN, Y AL VACÍO.

Para producir 37,500 kg de sulfato estanoso, son necesarios 149 lotes de ataques, la cantidad de ácido para la reacción es igual a 30,612.9 kg de ácido al 45%, y 64,382.7 kg de licor madre al 55%; al término de la reacción, el ácido sin reaccionar es de 76,906 kg con una concentración del 45%; y después del proceso de cristalización por ion común, la cantidad de licor madre es de 370,648.9 kg con una concentración del 55%.

La cantidad de licor madre formada es 6 veces mayor del que se usa en la reacción, y el ácido de recirculación es 2.5 veces más del que se emplea. Esto ocasiona la formación de licores

ácidos en exceso que es necesario neutralizar, para poder eliminarlos por el drenaje. Concretamente, 353,000 kg de solución al 54% (244,934 L) que es necesario neutralizar.

El punto óptimo, es aquel en donde los licores a neutralizar sean los mínimos. El punto óptimo del balance de los dos procesos se encuentra en destinar el 18% de la producción por cristalización por ion común, y el 82% restante por cristalización al vacío. Este punto se encuentra por medio de un balance de ácido sulfúrico, tanto el que se emplea para la reacción, como el que permanece sin reaccionar así como el licor madre de la cristalización.

Para un 18%, los lotes de cristalización son 22, y el licor madre tiene un volumen de 46,293 L (66,716.8 kg) que da el abasto suficiente de ácido al reactor con una concentración del 55%, siendo necesarios 44,673 L para los 149 lotes a procesar, restando 1,620 L que van a ser neutralizados.

El ácido de recirculación sobrante es de 34,452 L (46,293 kg), pero antes de neutralizar se debe de dejar reposar para poder recuperar el estaño en solución. Si la cantidad de estaño es mínima, el volumen total a neutralizar es de 36,190 L (48,627 kg) de solución al 46%, con un contenido de ácido de 22,115.6 kg, 8.6 veces menor que la cantidad de ácido a neutralizar si la producción fuera totalmente por cristalización por ion común.

La neutralización de los efluentes ácidos se puede realizar con distintas bases, pero se realizaron pruebas con hidróxido de magnesio debido a que presenta ventajas de control de pH, generación de lodos, reactividad y seguridad en el manejo. El hidróxido de magnesio es un producto de baja toxicidad, y se disocia lentamente en el agua, por lo que la reacción de neutralización es más lenta comparada con otros álcalis, pero da la ventaja de que permite un control más exacto del pH, otra de las ventajas es de actuar como "buffer", manteniendo el pH a un valor de 9 aún en el caso de una sobreadición.

La cantidad real consumida en la reacción es de 0.63 kg de hidróxido por kg de ácido, y para este caso la cantidad total de hidróxido es igual a 13,833.5 kg. El hidróxido se vende en sacos o como suspensión estabilizada, y el costo y el volumen para neutralizar el efluente ácido es:

Porriones 50% sólidos
Mg(OH)₂ = 80 kg/porrón
Precio N\$ 1.5/kg
Costo total: N\$ 20,750.2
Porriones: 173

Polvo en sacos
Mg(OH)₂ = 25 kg/saco
Precio N\$ 2.5/kg
Costo total: N\$ 34,583.7
Sacos: 555

Por lo tanto, es preferible comprar el hidróxido en porrones en lugar de sacos. Es más económico.

PROPUESTA NO. 4
INSTRUMENTACIÓN DE LA TORRE DE CRISTALIZACIÓN

El cristalizador, no posee ningún tipo de control automático para el proceso, y es vital mantener el sistema trabajando en forma estable, durante largos periodos de tiempo, para evitar que las perturbaciones alteren la producción y la calidad del producto.

En el siguiente diagrama, se muestra la instrumentación típica de un cristalizador de este tipo, para controlar y registrar las variables más importantes del proceso.

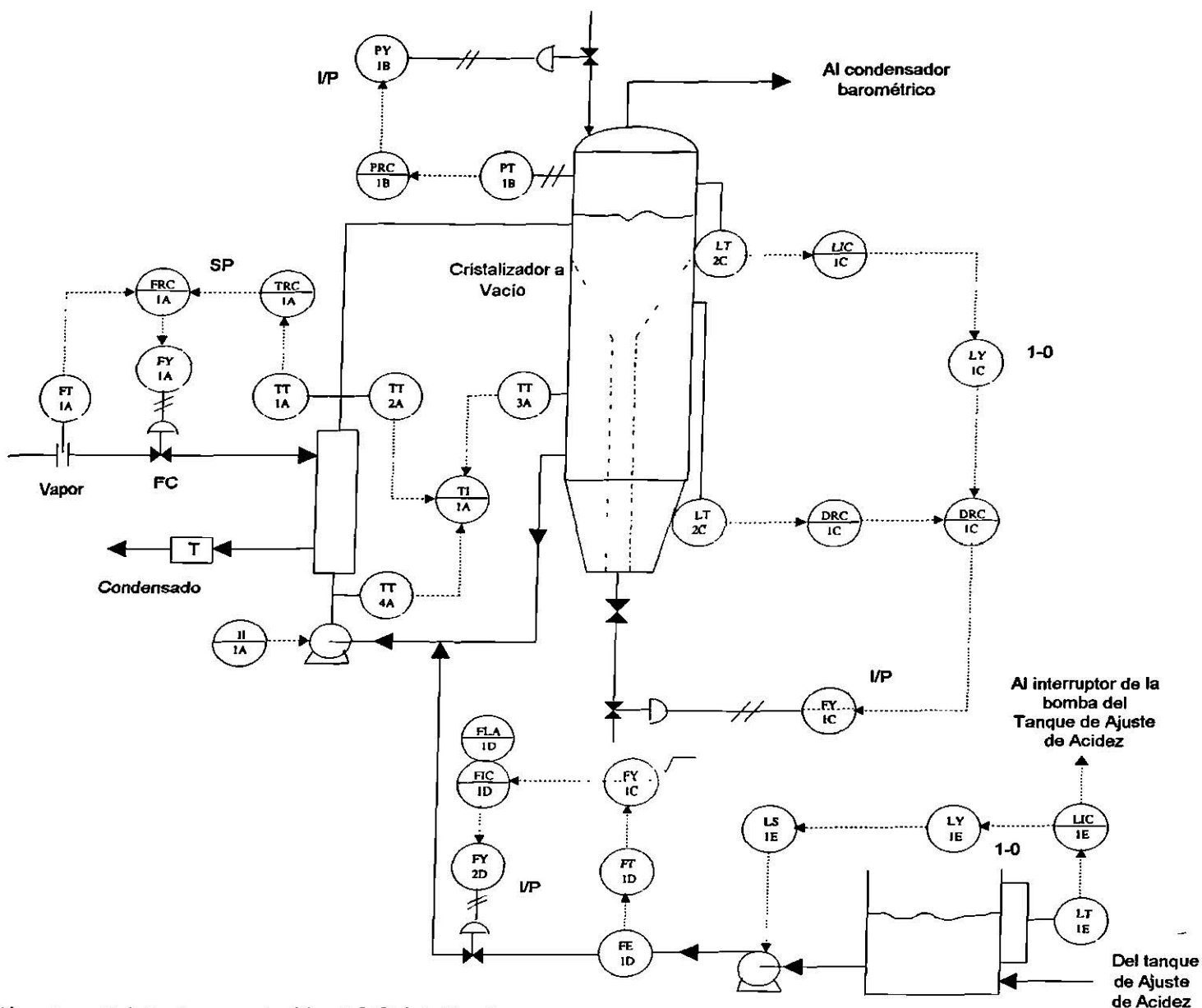


Diagrama 6-1 Instrumentación del Cristalizador

La instrumentación marcada con la letra A, es la empleada para controlar el flujo de vapor. El sistema de control es en cascada. El transmisor de flujo FT-1, envía su señal al controlador de flujo, y si el flujo es muy elevado, es necesario disminuir el flujo de vapor. Con un aumento en la

flujo, y si el flujo es muy elevado, es necesario disminuir el flujo de vapor. Con un aumento en la temperatura, el transmisor de temperatura TT-1, manda su señal al controlador de temperatura, su salida va al controlador de flujo disminuyendo su valor, este ejerce su acción sobre el relevador FY-1, cerrando la válvula de control.

La presión del equipo se encuentra indicada con la letra B, y se emplea un transmisor de presión PT-1B, el cual manda su señal al controlador -registrador de presión de vacío, su salida va al relevador PY-1B, y dependiendo de su valor, la válvula de control permitirá la entrada de aire, para aumentar la presión, o disminuirla para aumentar el vacío. De esta forma se controla también la temperatura de ebullición de la solución.

El control de nivel de líquido, de la densidad de la lechada y la descarga de la lechada, están marcados con la letra C. Los transmisores son del tipo de presión diferencial LT-1C y LT 2-C, el primer transmisor envía su señal a un relevador de encendido-apagado, si el nivel es alto envía la señal al controlador-registrador de flujo FRC-1C, para que la salida de este llegue al relevador de flujo abriendo la válvula de control. Al llegar al nivel bajo, el controlador de nivel envía su señal al relevador, y éste se apaga. El controlador de flujo, al no recibir señal, envía su salida al relevador para que cierre la válvula de control. El segundo transmisor de nivel, va al controlador de densidad DRC-1C, y también envía su señal al controlador de flujo, para en forma intermitente estar descargando lechada.

El control de flujo, está indicado con la letra D. El elemento primario de medición de flujo es del tipo magnético, y en la mayoría, el transmisor se encuentra junto con el elemento primario, pero se indica en el diagrama cada uno por separado. La bomba es de velocidad constante, por lo que el flujo a la descarga de la bomba es constante siendo necesario regular el flujo más adelante. El transmisor de flujo envía su señal a un relevador extractor de raíz cuadrada, y la salida va a un controlador indicador de flujo con alarma de bajo nivel, el controlador envía su señal a un relevador para cambiar la señal de corriente por de presión, y su salida va a la válvula de control, abriendo o cerrando dependiendo del flujo requerido.

El control de nivel del tanque sólo enciende o apaga la bomba de alimentación para protegerla cuando el tanque se llegara a vaciar y evitar que cavite. La instrumentación está marcada con la letra E. El detector de nivel LT-1E es continuo y va conectado al controlador indicador de nivel LIC-1E, cuando el nivel está bajo, manda señal a un relevador de encendido o apagado LY-1E, para que desconecte el interruptor de encendido de la bomba. LS-1E. Si esto ocurre, quiere decir que el tanque de ajuste de acidez no está alimentando solución saturada, o que el flujo de alimentación al cristalizador es más del requerido, vaciando el tanque de alimentación en un tiempo muy corto.

El controlador de nivel a un determinado nivel, envía su señal a otro interruptor, que enciende o apaga la bomba de alimentación para este tanque (no señalada), con el fin de tener siempre un suministro de solución y evitar que el tanque de alimentación quede vacío.

Para mayor información consultar las Referencias 6, 7 y 13, en donde se encuentra los datos necesarios para la selección de la instrumentación, tanto de modelos como de precios.

6.2 CONCLUSIONES

El proceso de cristalización al vacío, es más confiable que el proceso de cristalización por ion común, debido a que el control del proceso es más preciso, es decir, las variables del proceso se pueden controlar y registrar en forma automática y dentro del rango deseado, asegurando un producto con una calidad uniforme. Al automatizarse el proceso implica una menor mano de obra, ya que con tres personas es posible operar todo el equipo.

El proceso de cristalización al vacío es más seguro, se elimina el manejo de ácido sulfúrico y por lo tanto, los trabajadores están menos expuestos a sufrir un accidente por quemaduras o inhalaciones de vapores ácidos, que se forman en abundancia durante la cristalización por ion común, ocasionando también contaminación al medio ambiente por vapores y efluentes ácidos que no existen en el proceso al vacío, éste descarga a la atmósfera solamente vapor de agua, y los efluentes se recirculan para aprovechar su contenido de sulfato estano.

Tabla 6-2 Análisis Económico entre los dos procesos de producción, tomando en cuenta solamente los costos variables de producción.

PRODUCCIÓN MENSUAL	CRISTALIZACIÓN POR ION COMÚN		CRISTALIZACIÓN AL VACÍO		
	37500 kg	37500 kg	6750 kg	30750 kg	37500 kg
	Actual	Compra enfriador	18%	82%	Deseado
	Consumo	Consumo	Consumo	Consumo	Consumo
Agua					
<i>Disolución</i>	N\$630.00	N\$630.00	N\$113.40	N\$516.60	N\$630.00
<i>Servicios</i>	N\$715.31	N\$715.31	N\$128.76	N\$161.44	N\$196.88
Total	N\$1,345.31	N\$1,345.31	N\$242.16	N\$678.04	N\$826.88
Acido Sulfúrico					
<i>Reacción</i>	N\$5,460.98	N\$5,460.98	N\$45.19	N\$205.85	N\$3,623.10
<i>Cristalización</i>	N\$56,711.85	N\$56,711.85	N\$10,208.76	N\$0.00	N\$0.00
Total	N\$62,172.83	N\$62,172.83	N\$10,253.95	N\$205.85	N\$3,623.10
Hidroquinona	N\$1,547.85	N\$1,547.85	N\$278.61	N\$1,269.24	N\$1,547.85
Hielo	N\$29,921.06	N\$0.00	N\$0.00	N\$0.00	N\$0.00
Gas	N\$4,854.82	N\$4,854.82	N\$873.87	N\$3,980.95	N\$4,854.82
Diesel	N\$1,147.44	N\$1,147.44	N\$206.54	N\$21,827.86	N\$26,619.34
Adisen 500	N\$555.00	N\$555.00	N\$99.90	N\$455.10	N\$555.00
Limpia Flux	N\$819.00	N\$819.00	N\$147.42	N\$671.58	N\$819.00
Protex Flux	N\$27.75	N\$27.75	N\$5.00	N\$22.76	N\$27.75
Electricidad	N\$3,248.12	N\$3,248.12	N\$584.66	N\$9,280.35	N\$11,317.50
TOTAL	N\$105,639.19	N\$75,718.12	N\$12,692.11	N\$38,391.72	N\$50,191.23
			<i>N\$51,083.83</i>		
Mg(OH) ₂	N\$ 180,000	N\$ 180,000	N\$ 20,750	N\$ 0.00	N\$ 0.00

El proceso de cristalización por ion común, tiene un costo muy elevado, y se incrementa todavía más si se neutraliza el total de los licores ácidos, todavía es más elevado que el costo total de producción, y esto ocasiona un aumento en total de N\$ 285,639. También, como se puede observar, el consumo de hielo es muy grande, casi de N\$30,000 al mes, por lo tanto, sí se justifica la compra de un enfriador disminuyendo el costo de N\$105,639 al mes a N\$75,718 pero aún así se tiene el problema de los efluentes ácidos que es necesario eliminar.

Si toda la producción es por cristalización al vacío, se elimina el problema de los efluentes ácidos, y el costo disminuye en una forma muy apreciable, es 2 veces más el consumo por el proceso actual que por el proceso al vacío. También existe la posibilidad de balancear la producción, un 18% por ion común y el 82% al vacío, y también reemplazando la pila de hielo. Es muy notorio el consumo del ácido sulfúrico, de N\$62,000 a N\$10,500. En este punto el costo total es de N\$51,083.83 más la neutralización de los efluentes, dando un total de N\$71,833.83, es más económico que el proceso actual o aún si en el proceso actual se cambia la pila de hielo, y no se neutralizaran los efluentes.

Por lo tanto, sí conviene cambiar el sistema de producción, a un corto plazo a una producción del 18%/82%, y a largo plazo toda la producción realizarla por cristalización al vacío, ya que este último es de menor costo, más confiable, requiere de menor mano de obra, presenta más seguridad para los trabajadores, es más benigno con el medio ambiente, y es posible incrementar la producción, logrando mantener la calidad del producto a un nivel de primera calidad como actualmente se tiene pero con las ventajas antes presentadas.

7. REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFÍA

1. Aglitz, J., Bhatnagar, R. K., Birgenheier, D. B., Bolt, D.E., Butzbach, T.L., Ojala, R.E.: Chem. Eng. 100(7): 116(1993). *DESIGNING STEAM-JET*
2. Barry, B. T. K. & Thwaites, C. J., *TIN AND ITS ALLOYS AND COMPOUNDS* (1st ed), Ellis Horwood, England (1983).
3. Bennett, R. C.: Chem. Eng. 95(5): 119(1988). *MATCHING CRYSTALLIZER TO MATERIAL*
4. Castellan, G., *FISICOQUÍMICA* (2a ed), Addison-Wesley, México (1987).
5. Daniels, F., y Alberty, R., *FISICOQUÍMICA*, (2a ed.), Compañía Editorial Continental, México (1964).
6. Dresser Industries Instrument Division, *ASHCROFT ORDERING HANDBOOK* (1994).
7. Dwyer Instruments Inc. *DWYER INSTRUMENTS HANDBOOK* (1994).
8. Froment, G. F., and Bischoff, K. B., *CHEMICAL REACTOR ANALYSIS AND DESIGN* (2nd ed), Wiley-Interscience, Singapore (1990).
9. Geankoplis, C., *PROCESOS DE TRANSPORTE Y OPERACIONES UNITARIAS* (5 ed.), Compañía Editorial Continental, México (1991).
10. Kern, D., *PROCESS HEAT TRANSFER* (1st ed.), Mc Graw Hill, Tokyo (1950).
11. Luyben, W. L., *PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL FOR CHEMICAL ENGINEERS* (2nd ed.), McGraw Hill, Singapore (1990).
12. Mc Cabe, W., Smith, J, y Harriot, P., *OPERACIONES BASICAS DE INGENIERIA QUÍMICA* (4 ed.). McGraw Hill, Madrid (1991).
13. Omega Technologies Company. *OMEGA VOLUME 28 HANDBOOK & ENCYCLOPEDIA SET* (1994)
14. Perry, R., Green, D., & Maloney, J., *PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK* (6th ed.), McGraw Hill Japan (1984).
15. Sandler, S. I., *CHEMICAL AND ENGINEERING THERMODYNAMICS* (2nd ed.), Wiley-Interscience, Singapore (1989).
16. Sax, N. I. & Lewis, R. J., *HAWLEY'S CONDENSED CHEMICAL DICTIONARY* (11 ed.), Van Nostrand Reinhold, New York (1987).
17. Smith, C. A., y Corripio, A.B., *CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS* (1a ed.), Limusa, México (1991).
18. Wright, P. A., *EXTRACTIVE METALLURGY OF TIN* (2nd ed.), Elsevier Scientific, England (1982).
19. Mexiestaño S. A. de C. V. Información Técnica de la Planta (1994)

8. ANEXOS

Anexo 1	Pruebas de Presión de Vapor de Soluciones de Sulfato Estanoso
Anexo 2	Pruebas de Viscosidad y de Densidad de Soluciones de Sulfato Estanoso
Anexo 3	Volumen del Tanque TV-9
Anexo 4	Volumen del Tanque de Recirculación de Acido Sulfúrico
Anexo 5	Volumen del Tanque de Diesel
Anexo 6	Densidad del Acido Sulfúrico a Diferentes Concentraciones
Anexo 7	Tabla de Conversión de Equivalencias para el Rotámetro
Anexo 8	Información de un Enfriador Comercial
Anexo 9	Dibujo de un Cristalizador de Tubos de Politetrafluoroetileno
Anexo 10	Dibujo de un Cristalizador Oslo
Anexo 11	Dibujo de un Eyector de Dos Etapas
Anexo 12	Dibujo de un Condensador Barométrico

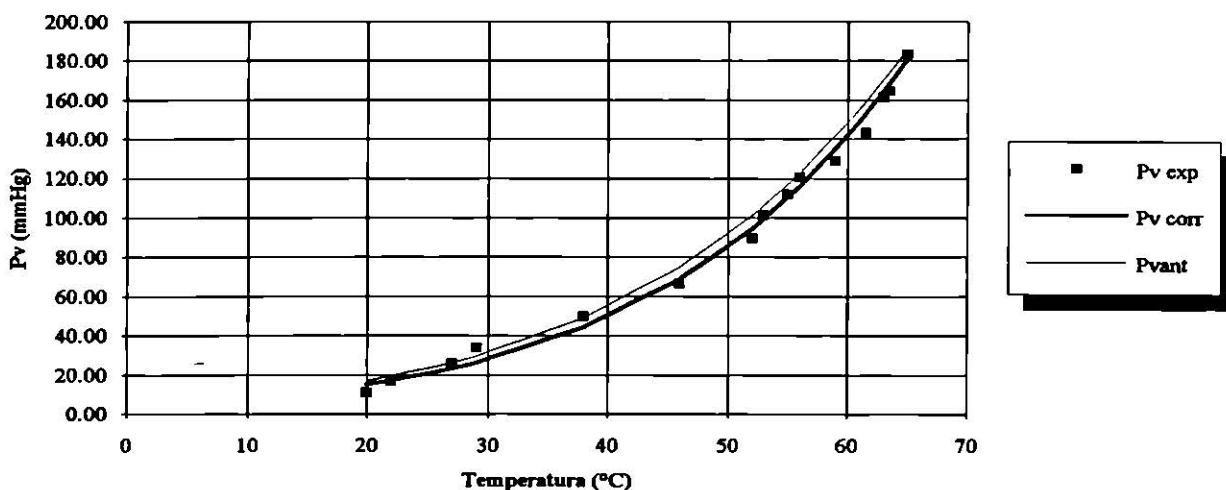
**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Agua
Tamb = 21.50°C
Densidad Hg = 13542.285 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO4 = 0 gr
T H2O = 20.00°C
Pbar SLP = 611.7 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -5485.94
Ordenada = 21.43
Coef. correl. = -0.9906

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.50	3.20	20	-60.30	10.84	2.383	0.00341	14.95	17.19
63.20	3.50	22	-59.70	16.82	2.822	0.00339	16.98	19.46
62.70	3.90	27	-58.80	25.78	3.250	0.00333	23.15	26.33
62.30	4.30	29	-58.00	33.76	3.519	0.00331	26.13	29.61
61.60	5.20	38	-56.40	49.70	3.906	0.00322	44.20	49.15
60.70	6.00	46	-54.70	66.64	4.199	0.00313	68.79	74.99
59.50	7.10	52	-52.40	89.56	4.495	0.00308	94.50	101.31
59.00	7.80	53	-51.20	101.51	4.620	0.00307	99.52	106.39
58.45	8.30	55	-50.15	111.98	4.718	0.00305	110.27	117.20
58.00	8.70	56	-49.30	120.45	4.791	0.00304	116.02	122.95
57.60	9.15	59	-48.45	128.92	4.859	0.00301	134.89	141.65
56.90	9.90	62	-47.00	143.37	4.965	0.00299	152.62	159.03
56.00	10.80	63	-45.20	161.30	5.083	0.00298	164.22	170.30
55.80	10.90	64	-44.90	164.29	5.102	0.00297	168.25	174.20
54.90	11.90	65	-43.00	183.22	5.211	0.00296	180.87	186.38

**PRESION DE VAPOR
Agua**

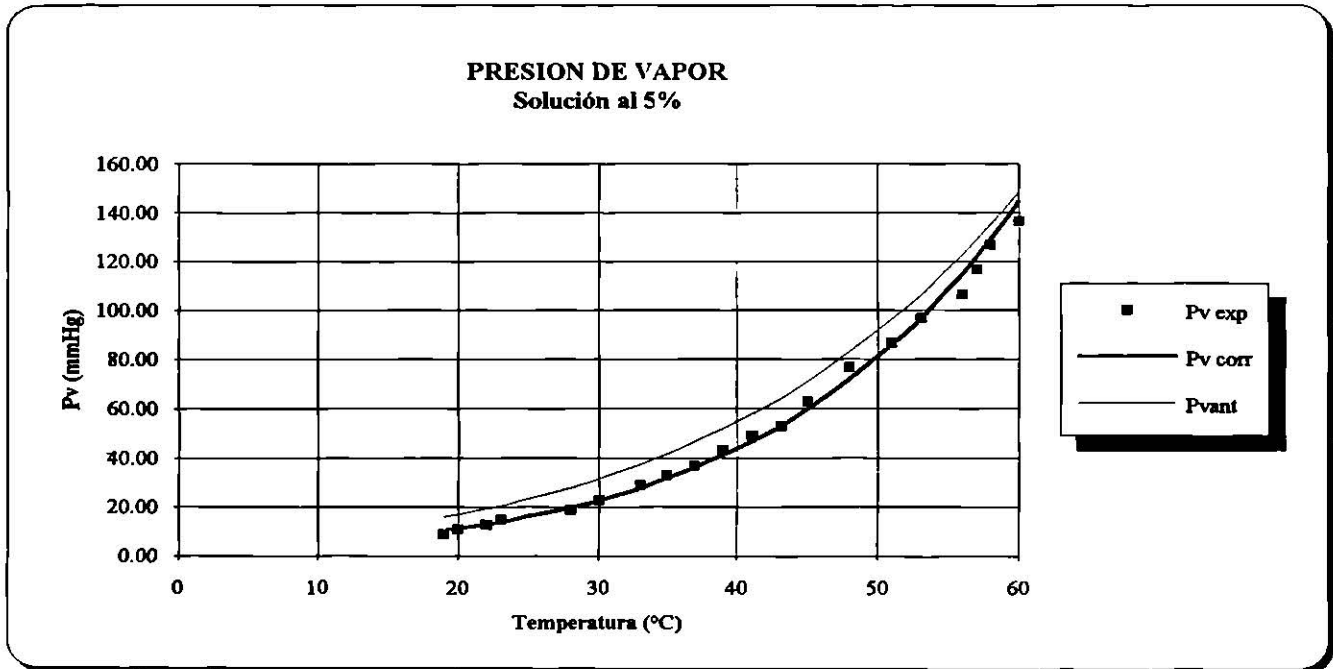


**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Solución al 5%
Tamb = 25.00°C
Densidad Hg = 13533.61 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO4 = 10 gr
T H2O = 24.00°C
Pbar SLP = 607.5 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -6224.29
Ordenada = 23.66
Coef. correl. = -0.9980

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.40	3.30	19	-60.10	9.01	2.199	0.00342	10.46	16.14
63.30	3.40	20	-59.90	11.01	2.398	0.00341	11.25	17.19
63.20	3.50	22	-59.70	13.00	2.565	0.00339	12.99	19.46
63.10	3.60	23	-59.50	14.99	2.707	0.00338	13.95	20.70
62.90	3.80	28	-59.10	18.97	2.943	0.00332	19.78	27.93
62.70	4.00	30	-58.70	22.96	3.134	0.00330	22.68	31.38
62.40	4.30	33	-58.10	28.93	3.365	0.00327	27.74	37.25
62.20	4.50	35	-57.70	32.91	3.494	0.00325	31.65	41.67
62.00	4.70	37	-57.30	36.90	3.608	0.00323	36.06	46.54
61.70	5.00	39	-56.70	42.87	3.758	0.00321	41.02	51.89
61.40	5.30	41	-56.10	48.85	3.889	0.00318	46.57	57.76
61.20	5.50	43	-55.70	52.83	3.967	0.00316	52.80	64.19
60.70	6.00	45	-54.70	62.79	4.140	0.00314	59.76	71.23
60.00	6.70	48	-53.30	76.73	4.340	0.00312	71.76	83.02
59.50	7.20	51	-52.30	86.69	4.462	0.00309	85.87	96.45
59.00	7.70	53	-51.30	96.65	4.571	0.00307	96.61	106.39
58.50	8.20	56	-50.30	106.60	4.669	0.00304	114.99	122.95
58.00	8.70	57	-49.30	116.56	4.758	0.00303	121.77	128.93
57.50	9.20	58	-48.30	126.52	4.840	0.00302	128.91	135.16
57.00	9.70	60	-47.30	136.48	4.916	0.00300	144.32	148.39

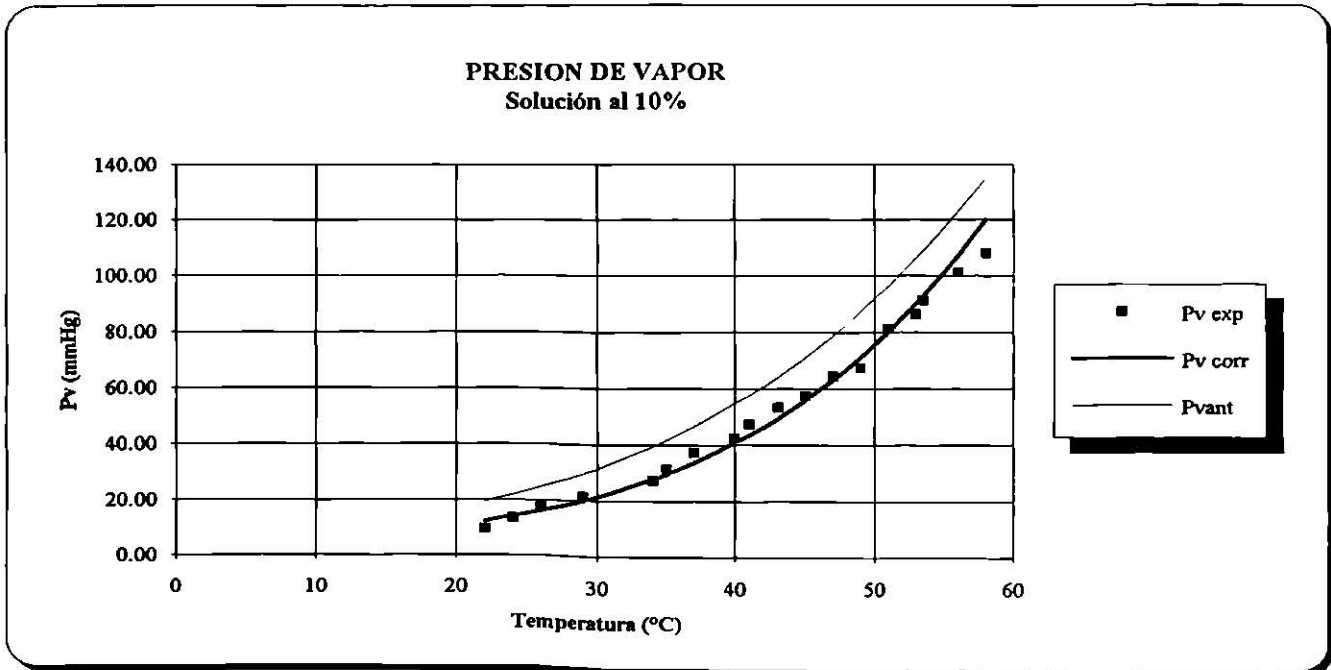


**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Solución al 10%
Tamb = 19.00°C
Densidad Hg = 13548.32 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO4 = 20 gr
T H2O = 20.00°C
Pbar SLP = 612.6 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -6196.75
Ordenada = 23.51
Coef. correl. = -0.9928

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.60	3.10	22	-60.50	9.48	2.249	0.00339	12.21	19.46
63.40	3.30	24	-60.10	13.46	2.600	0.00337	14.06	21.99
63.20	3.50	26	-59.70	17.45	2.859	0.00334	16.17	24.81
63.00	3.70	29	-59.30	21.44	3.065	0.00331	19.86	29.61
62.70	4.00	34	-58.70	27.42	3.311	0.00326	27.74	39.41
62.50	4.20	35	-58.30	31.41	3.447	0.00325	29.62	41.67
62.20	4.50	37	-57.70	37.39	3.621	0.00323	33.73	46.54
61.95	4.75	40	-57.20	42.37	3.747	0.00319	40.85	54.75
61.70	5.00	41	-56.70	47.36	3.858	0.00318	43.51	57.76
61.45	5.35	43	-56.10	53.34	3.977	0.00316	49.30	64.19
61.20	5.50	45	-55.70	57.33	4.049	0.00314	55.77	71.23
60.85	5.85	47	-55.00	64.31	4.164	0.00313	62.99	78.92
60.70	6.00	49	-54.70	67.30	4.209	0.00311	71.04	87.30
60.00	6.70	51	-53.30	81.25	4.398	0.00309	80.00	96.45
59.75	6.95	53	-52.80	86.24	4.457	0.00307	89.96	106.39
59.50	7.20	53.5	-52.30	91.22	4.513	0.00306	92.62	109.01
59.00	7.70	56	-51.30	101.19	4.617	0.00304	106.99	122.95
58.80	8.20	58	-50.60	108.17	4.684	0.00302	119.88	135.16



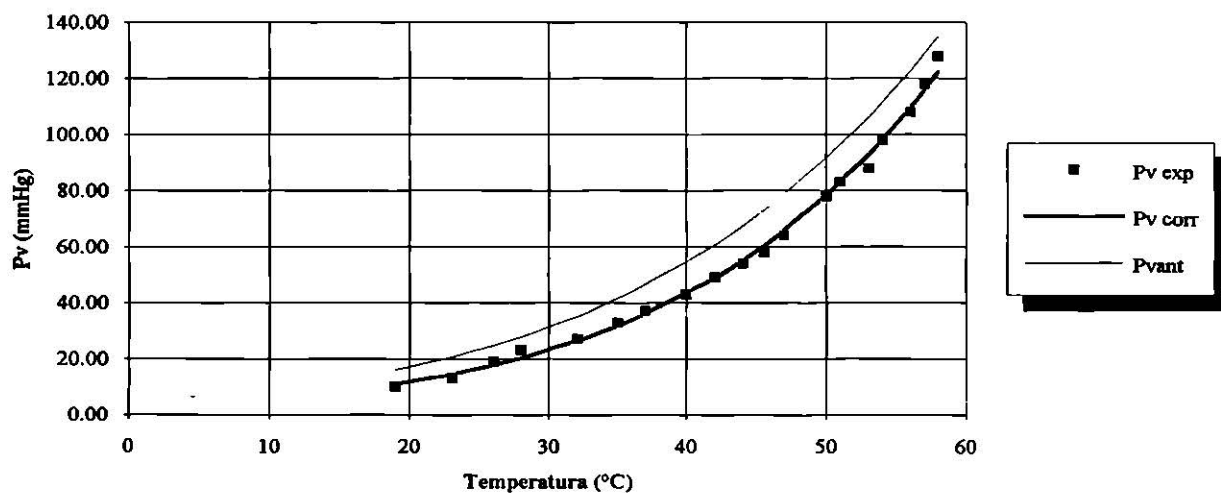
**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Solución al 15%
Tamb = 19.50°C
Densidad Hg = 13547.05 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO₄ = 30 gr
T H₂O = 20.00°C
Pbar SLP = 609.2 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -5969.84
Ordenada = 22.84
Coef. correl = -0.9975

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.40	3.30	19	-60.10	10.12	2.314	0.00342	11.00	16.14
63.20	3.40	23	-59.80	13.11	2.573	0.00338	14.50	20.70
62.95	3.75	26	-59.20	19.09	2.949	0.00334	17.75	24.81
62.70	3.90	28	-58.80	23.08	3.139	0.00332	20.27	27.93
62.50	4.10	32	-58.40	27.07	3.298	0.00328	26.29	35.20
62.20	4.40	35	-57.80	33.05	3.498	0.00325	31.81	41.67
62.00	4.60	37	-57.40	37.03	3.612	0.00323	36.05	46.54
61.70	4.90	40	-56.80	43.01	3.762	0.00319	43.36	54.75
61.45	5.25	42	-56.20	48.99	3.892	0.00317	48.94	60.90
61.20	5.50	44	-55.70	53.98	3.989	0.00315	55.15	67.63
61.00	5.70	46	-55.30	57.97	4.060	0.00314	60.27	73.09
60.70	6.00	47	-54.70	63.95	4.158	0.00313	65.80	78.92
60.00	6.70	50	-53.30	77.90	4.355	0.00310	78.25	91.78
59.75	6.95	51	-52.80	82.89	4.417	0.00309	82.84	96.45
59.50	7.20	53	-52.30	87.87	4.476	0.00307	92.76	106.39
59.00	7.70	54	-51.30	97.84	4.583	0.00306	98.10	111.68
58.50	8.20	56	-50.30	107.81	4.680	0.00304	109.62	122.95
58.00	8.70	57	-49.30	117.77	4.769	0.00303	115.81	128.93
57.50	9.20	58	-48.30	127.74	4.850	0.00302	122.32	135.16

**PRESION DE VAPOR
Solución al 15%**



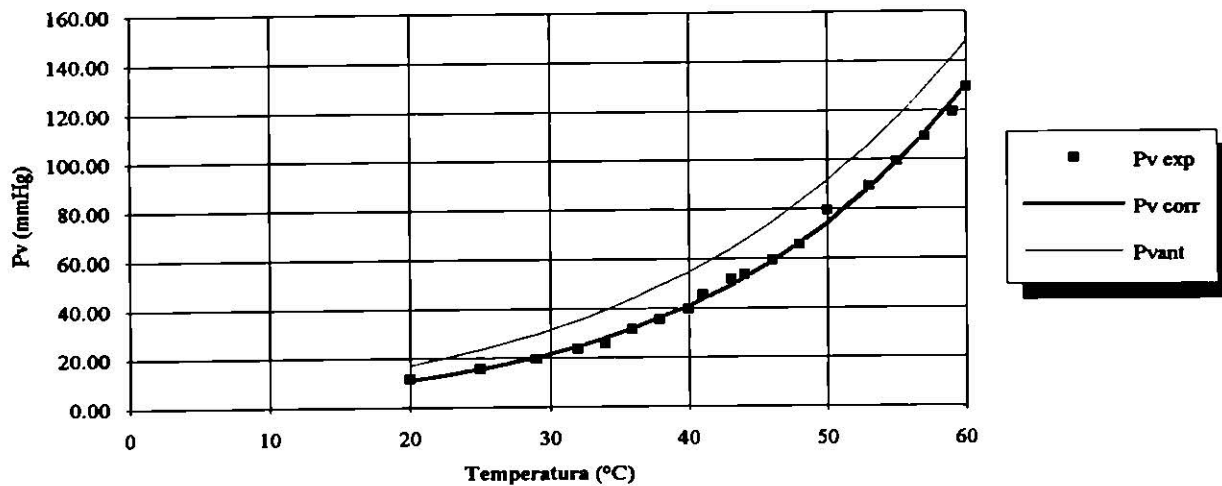
**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Solución al 20%
Tamb = 20.50°C
Densidad Hg = 13544.64 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO4 = 40 gr
T H2O = 22.00°C
Pbar SLP = 610.6 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -6047.34
Ordenada = 23.03
Coef. correl. = -0.9985

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.40	3.30	20	-60.10	11.63	2.453	0.00341	10.93	17.19
63.20	3.50	25	-59.70	15.61	2.748	0.00336	15.45	23.36
63.00	3.70	29	-59.30	19.60	2.975	0.00331	20.22	29.61
62.80	3.90	32	-58.90	23.59	3.161	0.00328	24.62	35.20
62.70	4.00	34	-58.70	25.58	3.242	0.00326	28.01	39.41
62.40	4.30	36	-58.10	31.56	3.452	0.00324	31.82	44.05
62.20	4.50	38	-57.70	35.55	3.571	0.00322	36.09	49.15
62.00	4.70	40	-57.30	39.53	3.677	0.00319	40.86	54.75
61.70	5.00	41	-56.70	45.51	3.818	0.00318	43.45	57.76
61.40	5.30	43	-56.10	51.49	3.941	0.00316	49.09	64.19
61.30	5.40	44	-55.90	53.48	3.979	0.00315	52.14	67.63
61.00	5.70	46	-55.30	59.46	4.085	0.00313	58.77	74.99
60.70	6.00	48	-54.70	65.44	4.181	0.00312	66.13	83.02
60.00	6.70	50	-53.30	79.40	4.374	0.00310	74.32	91.78
59.50	7.20	53	-52.30	89.36	4.493	0.00307	88.29	106.39
59.00	7.70	55	-51.30	99.33	4.598	0.00305	98.86	117.20
58.50	8.20	57	-50.30	109.30	4.694	0.00303	110.55	128.93
58.00	8.70	59	-49.30	119.26	4.781	0.00301	123.45	141.65
57.50	9.20	60	-48.30	129.23	4.862	0.00300	130.40	148.39

**PRESION DE VAPOR
Solución al 20%**



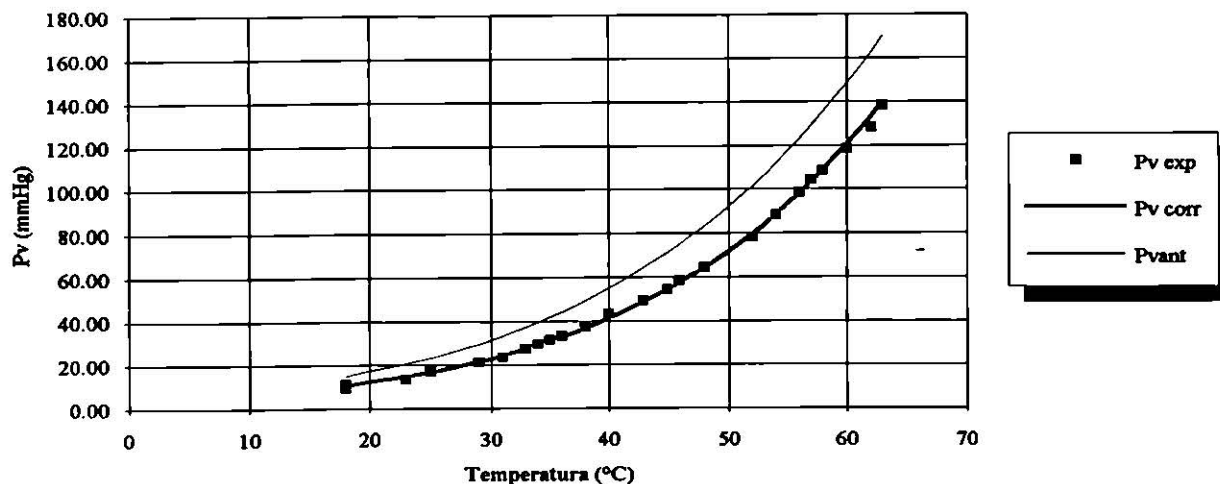
**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Solución al 22.5%
Tamb = 19.00°C
Densidad Hg = 13548.32 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO₄ = 45 gr
T H₂O = 21.00°C
Pbar SLP = 609.6 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -5608.48
Ordenada = 21.63
Coef. correl. = -0.9987

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.40	3.20	18	-60.20	9.47	2.248	0.00344	10.59	15.15
63.30	3.30	18	-60.00	11.46	2.439	0.00344	10.59	15.15
63.20	3.40	23	-59.80	13.45	2.599	0.00338	14.66	20.70
63.00	3.60	25	-59.40	17.44	2.859	0.00336	16.65	23.36
62.80	3.80	29	-59.00	21.43	3.065	0.00331	21.36	29.61
62.70	3.90	31	-58.80	23.42	3.154	0.00329	24.14	33.24
62.50	4.10	33	-58.40	27.41	3.311	0.00327	27.23	37.25
62.40	4.20	34	-58.20	29.40	3.381	0.00326	28.91	39.41
62.30	4.30	35	-58.00	31.40	3.447	0.00325	30.67	41.67
62.20	4.40	36	-57.80	33.39	3.508	0.00324	32.53	44.05
62.00	4.60	38	-57.40	37.38	3.621	0.00322	36.56	49.15
61.70	4.90	40	-56.80	43.36	3.770	0.00319	41.03	54.75
61.40	5.20	43	-56.20	49.34	3.899	0.00316	48.64	64.19
61.20	5.50	45	-55.70	54.33	3.995	0.00314	54.38	71.23
61.00	5.70	46	-55.30	58.31	4.066	0.00313	57.47	74.99
60.70	6.00	48	-54.70	64.30	4.163	0.00312	64.12	83.02
60.00	6.70	52	-53.30	78.25	4.360	0.00308	79.51	101.31
59.50	7.20	54	-52.30	88.22	4.480	0.00306	88.36	111.68
59.00	7.70	56	-51.30	98.19	4.587	0.00304	98.07	122.95
58.70	8.00	57	-50.70	104.17	4.646	0.00303	103.27	128.93
58.50	8.20	58	-50.30	108.16	4.684	0.00302	108.71	135.16
58.00	8.70	60	-49.30	118.13	4.772	0.00300	120.35	148.39
57.50	9.20	62	-48.30	128.10	4.853	0.00299	133.08	162.71
57.00	9.70	63	-47.30	138.07	4.928	0.00298	139.88	170.30

**PRESION DE VAPOR
Solución al 22.5%**



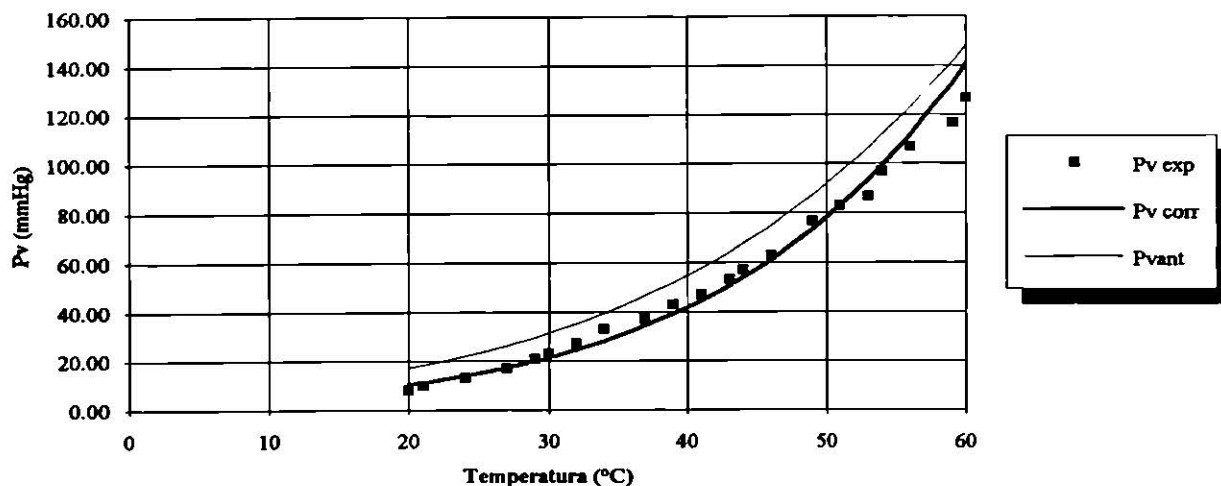
**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Solución al 25%
Tamb = 25.50°C
Densidad Hg = 13532.39 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO4 = 50 gr
T H2O = 25.00°C
Pbar SLP = 607.5 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -6351.87
Ordenada = 24.02
Coef. correl. = -0.9929

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.50	3.30	20	-60.20	8.07	2.088	0.00341	10.40	17.19
63.40	3.40	21	-60.00	10.06	2.309	0.00340	11.20	18.30
63.20	3.50	24	-59.70	13.05	2.569	0.00337	13.93	21.99
63.00	3.70	27	-59.30	17.03	2.835	0.00333	17.25	26.33
62.80	3.90	29	-58.90	21.02	3.045	0.00331	19.85	29.61
62.70	4.00	30	-58.70	23.01	3.136	0.00330	21.27	31.38
62.50	4.20	32	-58.30	26.99	3.295	0.00328	24.41	35.20
62.20	4.50	34	-57.70	32.97	3.495	0.00326	27.96	39.41
62.00	4.70	37	-57.30	36.95	3.610	0.00323	34.15	46.54
61.70	5.00	39	-56.70	42.92	3.759	0.00321	38.95	51.89
61.50	5.20	41	-56.30	46.91	3.848	0.00318	44.34	57.76
61.20	5.50	43	-55.70	52.88	3.968	0.00316	50.40	64.19
61.00	5.70	44	-55.30	56.86	4.041	0.00315	53.69	67.63
60.70	6.00	46	-54.70	62.84	4.141	0.00313	60.88	74.99
60.00	6.70	49	-53.30	76.78	4.341	0.00311	73.29	87.30
59.70	7.00	51	-52.70	82.75	4.416	0.00309	82.78	96.45
59.50	7.20	53	-52.30	86.73	4.463	0.00307	93.36	106.39
59.00	7.70	54	-51.30	96.69	4.572	0.00306	99.09	111.68
58.50	8.20	56	-50.30	106.65	4.670	0.00304	111.52	122.95
58.00	8.70	59	-49.30	116.61	4.759	0.00301	132.77	141.65
57.50	9.20	60	-48.30	126.56	4.841	0.00300	140.62	148.39

**PRESION DE VAPOR
Solución al 25%**



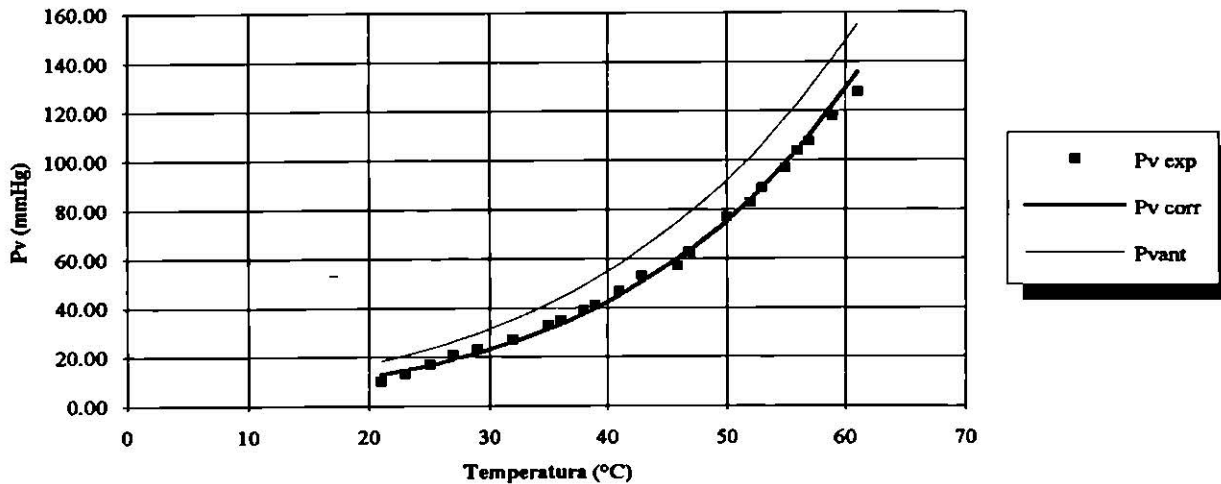
**PRESION DE VAPOR DE UNA SOLUCION DE
SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES**

LIQUIDO: Solución al 30%
Tamb = 25.50°C
Densidad Hg = 13532.39 Kg/m³
V Agua = 200 ml
W SnSO4 = 60 gr
T H2O = 25.00°C
Pbar SLP = 607.5 mmHg

CORRELACION:
Pendiente = -5825.83
Ordenada = 22.35
Coef. correl. = -0.9954

H1 cm	H2 cm	T °C	dH	Pabs mmHg	ln Pv	1/T	Pvcorr mmHg	Pv Antoine
63.40	3.40	21	-60.00	10.06	2.309	0.00340	12.66	18.30
63.20	3.50	23	-59.70	13.05	2.569	0.00338	14.48	20.70
63.00	3.70	25	-59.30	17.03	2.835	0.00336	16.52	23.36
62.80	3.90	27	-58.90	21.02	3.045	0.00333	18.82	26.33
62.70	4.00	29	-58.70	23.01	3.136	0.00331	21.40	29.61
62.50	4.20	32	-58.30	26.99	3.295	0.00328	25.88	35.20
62.20	4.50	35	-57.70	32.97	3.495	0.00325	31.17	41.67
62.10	4.60	36	-57.50	34.96	3.554	0.00324	33.14	44.05
61.90	4.80	38	-57.10	38.94	3.662	0.00322	37.41	49.15
61.80	4.90	39	-56.90	40.93	3.712	0.00321	39.72	51.89
61.50	5.20	41	-56.30	46.91	3.848	0.00318	44.74	57.76
61.20	5.50	43	-55.70	52.88	3.968	0.00316	50.31	64.19
61.00	5.70	46	-55.30	56.86	4.041	0.00313	59.84	74.99
60.70	6.00	47	-54.70	62.84	4.141	0.00313	63.35	78.92
60.00	6.70	50	-53.30	76.78	4.341	0.00310	75.02	91.78
59.70	7.00	52	-52.70	82.75	4.416	0.00308	83.83	101.31
59.40	7.30	53	-52.10	88.73	4.486	0.00307	88.57	106.39
59.00	7.70	55	-51.30	96.69	4.572	0.00305	98.77	117.20
58.70	8.10	56	-50.60	103.66	4.641	0.00304	104.25	122.95
58.50	8.30	57	-50.20	107.64	4.679	0.00303	109.99	128.93
58.00	8.80	59	-49.20	117.60	4.767	0.00301	122.33	141.65
57.50	9.30	61	-48.20	127.56	4.849	0.00299	135.89	155.41

**PRESION DE VAPOR
Solución al 30%**

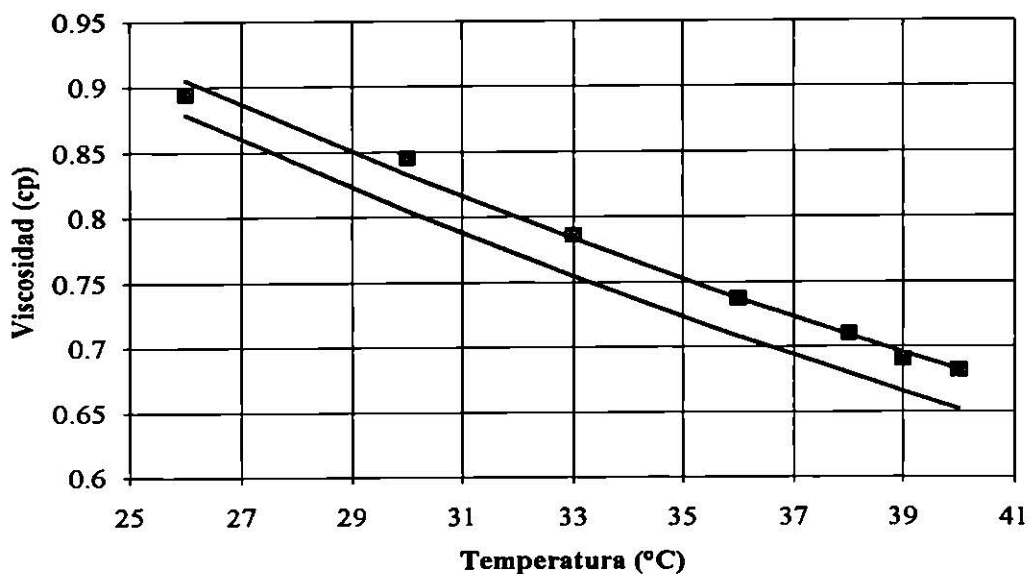


VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES

DATOS	<i>REFERENCIA: AGUA</i>			<i>Solución al 5%</i>			
V H ₂ O (ml)	50			50			
W SnSO ₄ (gr)	0			2.5			
T amb (°C)	24			21			
T H ₂ O (°C)	26.5			23			
TEMPERATURA (°C)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Visc. calc. (cp)
26	83.6	996.8968	0.8786	82.0	1033.7956	0.8937	0.9048
30	76.0	995.5843	0.8047	77.0	1032.4831	0.8455	0.8325
33	70.7	994.6000	0.7545	71.0	1031.4988	0.7861	0.7832
36	66.8	993.6156	0.7083	67.0	1030.5145	0.7374	0.7377
38	64.5	992.9594	0.6796	65.0	1029.8582	0.7103	0.7093
39	63.0	992.6313	0.6658	63.0	1029.5301	0.6905	0.6957
40	62.0	992.3032	0.6523	62.5	1029.2020	0.6820	0.6824

CORRELACION PARA DENSIDAD	CORRELACION PARA VISCOSIDAD
b = 1042.3266	Ordenada (a) = 1.649E-03
m = -0.3281	Pendiente (dE/R) = 1885.9888
	Correlación = 0.9964

VISCOSIDAD DE UNA SOLUCION DE SULFATO ESTANOSO AL 5%



VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES

DATOS	REFERENCIA: AGUA			Solución al 10%			
V H ₂ O (ml)	50			50			
W SnSO ₄ (gr)	0			5			
T amb (°C)	24			15			
T H ₂ O (°C)	26.5			19			
TEMPERATURA (°C)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Visc. calc. (cp)
26	83.6	996.8968	0.8786	84.0	1082.1997	0.9583	0.9579
30	76.0	995.5843	0.8047	76.7	1080.8873	0.8817	0.8822
33	70.7	994.6000	0.7545	72.0	1079.9029	0.8346	0.8305
36	66.8	993.6156	0.7083	67.7	1078.9186	0.7801	0.7828
38	64.5	992.9594	0.6796	65.0	1078.2624	0.7437	0.7530
39	63.0	992.6313	0.6658	64.5	1077.9343	0.7402	0.7387
40	62.0	992.3032	0.6523	64.0	1077.6061	0.7312	0.7247

CORRELACION PARA DENSIDAD

$$b = 1090.7307$$

$$m = -0.3281$$

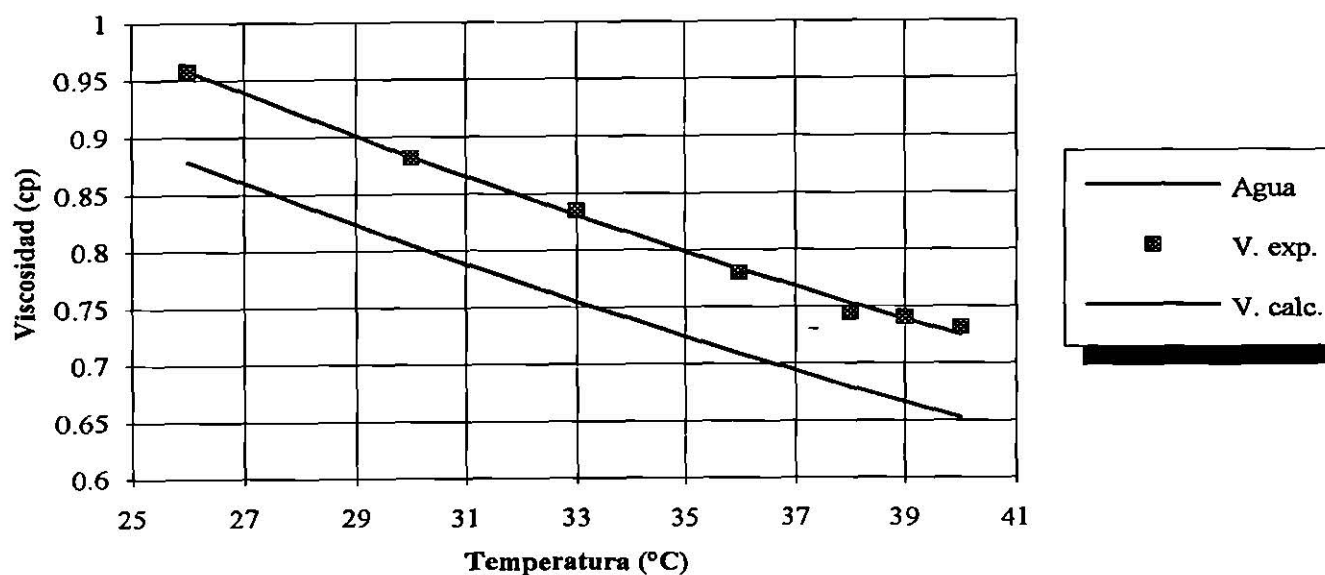
CORRELACION PARA VISCOSIDAD

$$\text{Ordenada (a)} = 1.875E-03$$

$$\text{Pendiente (dE/R)} = 1864.6312$$

$$\text{Correlación} = 0.9978$$

VISCOSIDAD DE UNA SOLUCION DE SULFATO ESTANOSO AL 10%



VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES

DATOS	<i>REFERENCIA: AGUA</i>			<i>Solución al 15%</i>			
V H ₂ O (ml)	50			50			
W SnSO ₄ (gr)	0			7.5			
T amb (°C)	24			18.5			
T H ₂ O (°C)	26.5			22			
TEMPERATURA (°C)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Visc. calc. (cp)
26	83.6	996.8968	0.8786	87.3	1119.8391	1.0300	1.0394
30	76.0	995.5843	0.8047	81.0	1118.5267	0.9635	0.9581
33	70.7	994.6000	0.7545	76.0	1117.5423	0.9117	0.9025
36	66.8	993.6156	0.7083	71.6	1116.5580	0.8538	0.8511
38	64.5	992.9594	0.6796	69.0	1115.9018	0.8170	0.8190
39	63.0	992.6313	0.6658	67.3	1115.5736	0.7987	0.8036
40	62.0	992.3032	0.6523	66.6	1115.2455	0.7875	0.7886

CORRELACION PARA DENSIDAD

$$b = 1128.3701$$

$$m = -0.3281$$

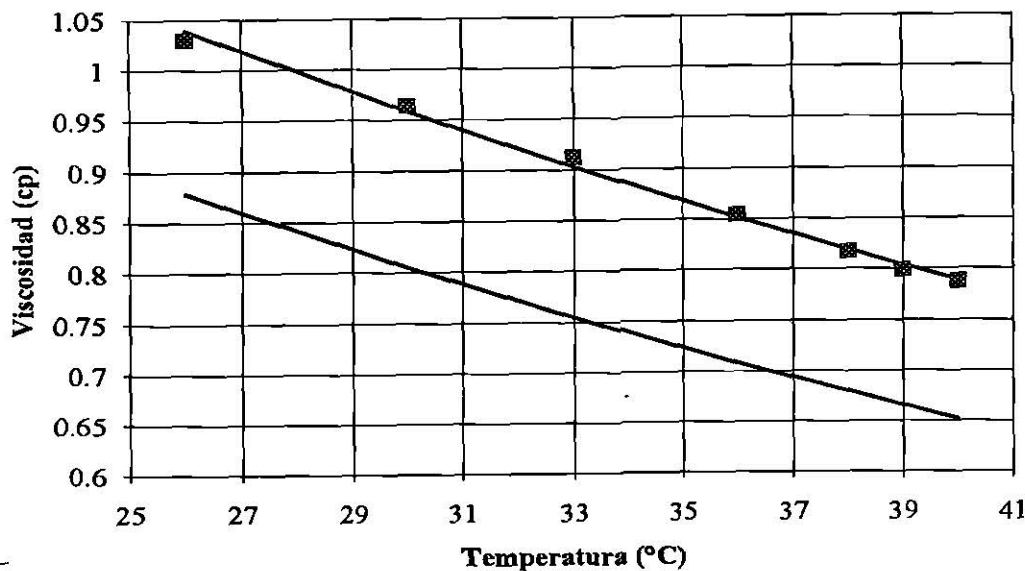
CORRELACION PARA VISCOSIDAD

$$\text{Ordenada (a)} = 2.161E-03$$

$$\text{Pendiente (dE/R)} = 1846.6072$$

$$\text{Correlación} = 0.9978$$

VISCOSIDAD DE UNA SOLUCION DE SULFATO ESTANOSO AL 15%

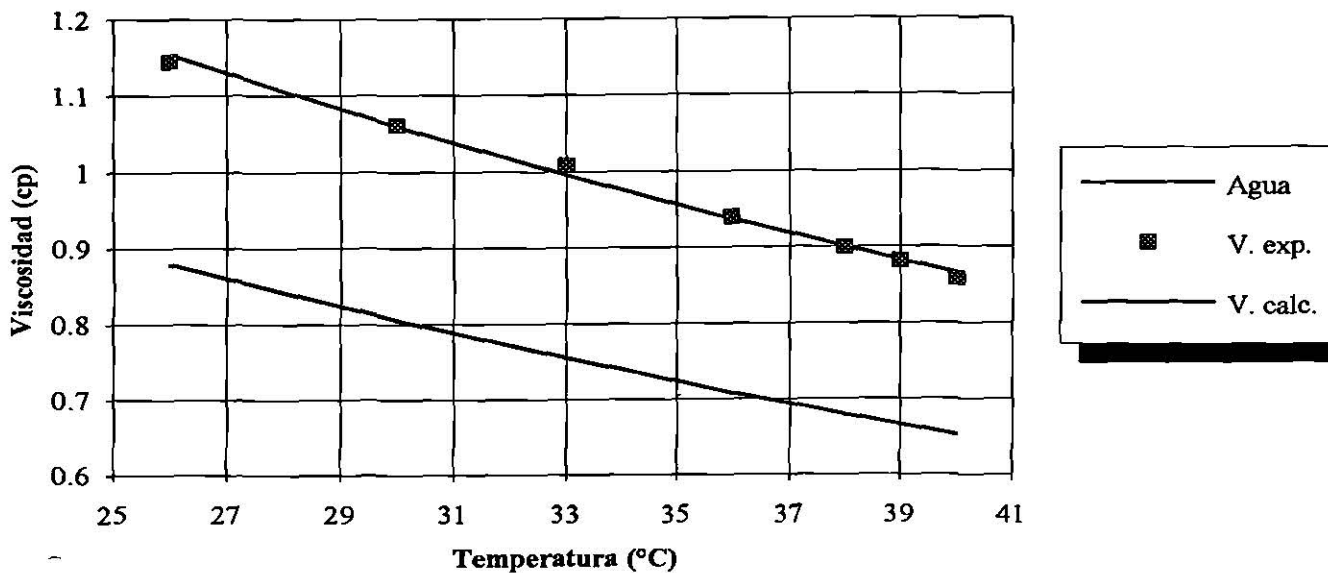


VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES

DATOS	REFERENCIA: AGUA			Solución al 20%			
V H ₂ O (ml)	50			50			
W SnSO ₄ (gr)	0			10			
T amb (°C)	24			22			
T H ₂ O (°C)	26.5			25.5			
TEMPERATURA (°C)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Visc. calc. (cp)
26	83.6	996.8968	0.8786	93.5	1161.0379	1.1444	1.1531
30	76.0	995.5843	0.8047	86.0	1159.7255	1.0607	1.0593
33	70.7	994.6000	0.7545	81.0	1158.7411	1.0075	0.9955
36	66.8	993.6156	0.7083	76.0	1157.7568	0.9397	0.9366
38	64.5	992.9594	0.6796	73.3	1157.1006	0.8994	0.8999
39	63.0	992.6313	0.6658	71.6	1156.7725	0.8818	0.8823
40	62.0	992.3032	0.6523	70.0	1156.4443	0.8583	0.8651

CORRELACION PARA DENSIDAD	CORRELACION PARA VISCOSIDAD
b = 1169.5689	Ordenada (a) = 1.868E-03
m = -0.3281	Pendiente (dE/R) = 1921.2317
	Correlación = 0.9980

VISCOSIDAD DE UNA SOLUCION DE SULFATO ESTANOSO AL 20%

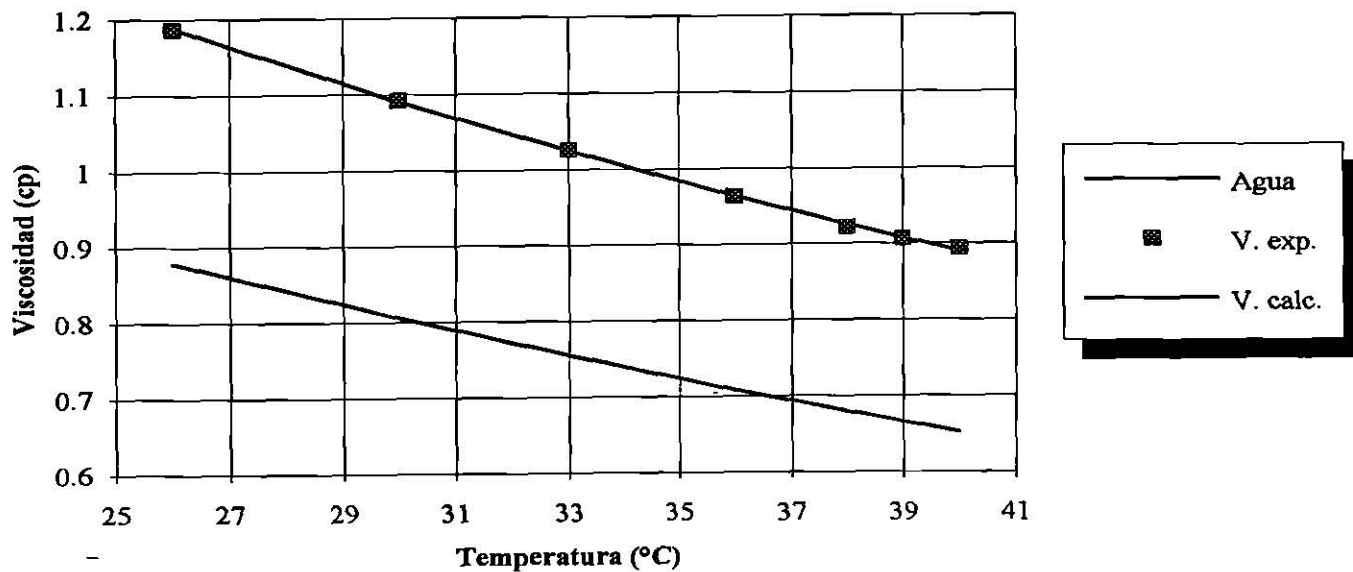


VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES

DATOS	REFERENCIA: AGUA			Solución al 22.5%			
V H ₂ O (ml)	50			50			
W SnSO ₄ (gr)	0			11.25			
T amb (°C)	24			23			
T H ₂ O (°C)	26.5			27			
TEMPERATURA (°C)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Visc. calc. (cp)
26	83.6	996.8968	0.8786	95.2	1182.1004	1.1864	1.1877
30	76.0	995.5843	0.8047	87.0	1180.7880	1.0925	1.0906
33	70.7	994.6000	0.7545	81.0	1179.8036	1.0258	1.0245
36	66.8	993.6156	0.7083	76.5	1178.8193	0.9631	0.9636
38	64.5	992.9594	0.6796	73.8	1178.1631	0.9220	0.9256
39	63.0	992.6313	0.6658	72.3	1177.8349	0.9066	0.9074
40	62.0	992.3032	0.6523	71.5	1177.5068	0.8926	0.8896

CORRELACION PARA DENSIDAD	CORRELACION PARA VISCOSIDAD
b = 1190.6314	Ordenada (a) = 1.857E-03
m = -0.3281	Pendiente (dE/R) = 1931.8127
	Correlación = 0.9997

VISCOSIDAD DE UNA SOLUCION DE SULFATO ESTANOSO AL 22.5%

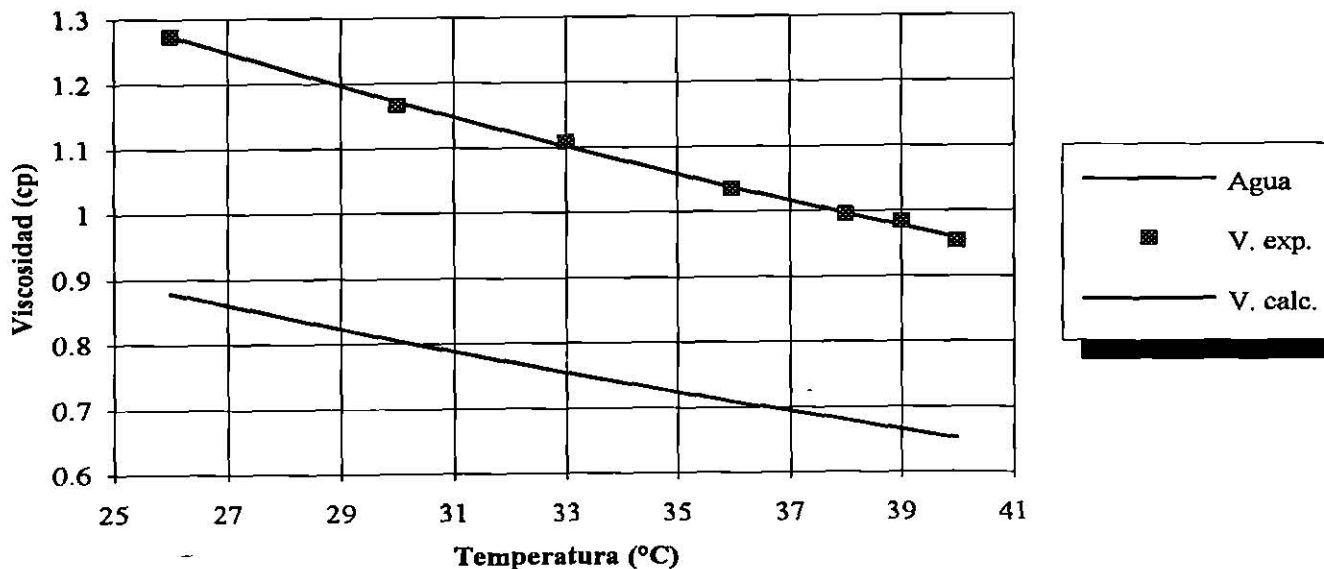


VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES

DATOS	<i>REFERENCIA: AGUA</i>			<i>Solución al 25%</i>			
V H ₂ O (ml)	50			50			
W SnSO ₄ (gr)	0			12.5			
T amb (°C)	24			24			
T H ₂ O (°C)	26.5			28			
TEMPERATURA (°C)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Visc. calc. (cp)
26	83.6	996.8968	0.8786	100.8	1199.3436	1.2739	1.2733
30	76.0	995.5843	0.8047	91.5	1198.0311	1.1658	1.1710
33	70.7	994.6000	0.7545	86.3	1197.0468	1.1083	1.1013
36	66.8	993.6156	0.7083	81.0	1196.0624	1.0346	1.0370
38	64.5	992.9594	0.6796	78.5	1195.4062	0.9957	0.9968
39	63.0	992.6313	0.6658	77.3	1195.0781	0.9835	0.9775
40	62.0	992.3032	0.6523	75.3	1194.7500	0.9539	0.9587

CORRELACION PARA DENSIDAD	CORRELACION PARA VISCOSIDAD
b = 1207.8746	Ordenada (a) = 2.235E-03
m = -0.3281	Pendiente (dE/R) = 1897.2423
	Correlación = 0.9990

VISCOSIDAD DE UNA SOLUCION DE SULFATO ESTANOSO AL 25%

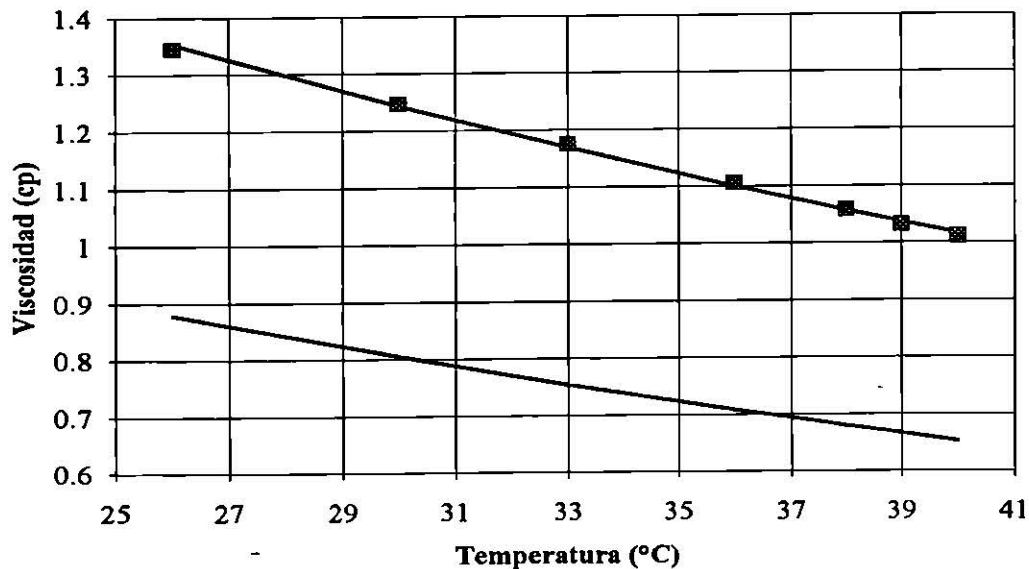


VISCOSIDAD Y DENSIDAD DEL SULFATO ESTANOSO A DIFERENTES CONCENTRACIONES

DATOS	<i>REFERENCIA: AGUA</i>			<i>Solución al 30%</i>			
V H ₂ O (ml)	50			50			
W SnSO ₄ (gr)	0			15			
T amb (°C)	24			19.5			
T H ₂ O (°C)	26.5			22			
TEMPERATURA (°C)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Tiempo (Seg)	Densidad (Kg/m ³)	Viscosidad (cp)	Visc. calc. (cp)
26	83.6	996.8968	0.8786	103.0	1238.8603	1.3452	1.3532
30	76.0	995.5843	0.8047	94.8	1237.5479	1.2470	1.2433
33	70.7	994.6000	0.7545	88.5	1236.5635	1.1747	1.1686
36	66.8	993.6156	0.7083	83.8	1235.5792	1.1051	1.0996
38	64.5	992.9594	0.6796	80.7	1234.9230	1.0575	1.0566
39	63.0	992.6313	0.6658	78.5	1234.5949	1.0318	1.0359
40	62.0	992.3032	0.6523	77.3	1234.2667	1.0116	1.0158

CORRELACION PARA DENSIDAD	CORRELACION PARA VISCOSIDAD
b = 1247.3913	Ordenada (a) = 2.224E-03
m = -0.3281	Pendiente (dE/R) = 1916.8889
	Correlación = 0.9990

VISCOSIDAD DE UNA SOLUCION DE SULFATO ESTANOSO AL 30%



Anexo 3. Volumen del Tanque TV - 9

Altura cm	Claro cm	Volumen L	Altura cm	Claro cm	Volumen L	Altura cm	Claro cm	Volumen L	Altura cm	Claro cm	Volumen L	Altura cm	Claro cm	Volumen L
1	189	25.33	39	151	987.84	77	113	1950.36	115	75	2912.88	153	37	3875.39
2	188	50.66	40	150	1013.17	78	112	1975.69	116	74	2938.20	154	36	3900.72
3	187	75.99	41	149	1038.50	79	111	2001.02	117	73	2963.53	155	35	3926.05
4	186	101.32	42	148	1063.83	80	110	2026.35	118	72	2988.86	156	34	3951.38
5	185	126.65	43	147	1089.16	81	109	2051.68	119	71	3014.19	157	33	3976.71
6	184	151.98	44	146	1114.49	82	108	2077.01	120	70	3039.52	158	32	4002.04
7	183	177.31	45	145	1139.82	83	107	2102.34	121	69	3064.85	159	31	4027.37
8	182	202.63	46	144	1165.15	84	106	2127.67	122	68	3090.18	160	30	4052.70
9	181	227.96	47	143	1190.48	85	105	2152.99	123	67	3115.51	161	29	4078.03
10	180	253.29	48	142	1215.81	86	104	2178.32	124	66	3140.84	162	28	4103.36
11	179	278.62	49	141	1241.14	87	103	2203.65	125	65	3166.17	163	27	4128.68
12	178	303.95	50	140	1266.47	88	102	2228.98	126	64	3191.50	164	26	4154.01
13	177	329.28	51	139	1291.80	89	101	2254.31	127	63	3216.83	165	25	4179.34
14	176	354.61	52	138	1317.13	90	100	2279.64	128	62	3242.16	166	24	4204.67
15	175	379.94	53	137	1342.46	91	99	2304.97	129	61	3267.49	167	23	4230.00
16	174	405.27	54	136	1367.79	92	98	2330.30	130	60	3292.82	168	22	4255.33
17	173	430.60	55	135	1393.11	93	97	2355.63	131	59	3318.15	169	21	4280.66
18	172	455.93	56	134	1418.44	94	96	2380.96	132	58	3343.47	170	20	4305.99
19	171	481.26	57	133	1443.77	95	95	2406.29	133	57	3368.80	171	19	4331.32
20	170	506.59	58	132	1469.10	96	94	2431.62	134	56	3394.13	172	18	4356.65
21	169	531.92	59	131	1494.43	97	93	2456.95	135	55	3419.46	173	17	4381.98
22	168	557.25	60	130	1519.76	98	92	2482.28	136	54	3444.79	174	16	4407.31
23	167	582.58	61	129	1545.09	99	91	2507.61	137	53	3470.12	175	15	4432.64
24	166	607.90	62	128	1570.42	100	90	2532.94	138	52	3495.45	176	14	4457.97
25	165	633.23	63	127	1595.75	101	89	2558.26	139	51	3520.78	177	13	4483.30
26	164	658.56	64	126	1621.08	102	88	2583.59	140	50	3546.11	178	12	4508.62
27	163	683.89	65	125	1646.41	103	87	2608.92	141	49	3571.44	179	11	4533.95
28	162	709.22	66	124	1671.74	104	86	2634.25	142	48	3596.77	180	10	4559.28
29	161	734.55	67	123	1697.07	105	85	2659.58	143	47	3622.10	181	9	4584.61
30	160	759.88	68	122	1722.40	106	84	2684.91	144	46	3647.43	182	8	4609.94
31	159	785.21	69	121	1747.73	107	83	2710.24	145	45	3672.76	183	7	4635.27
32	158	810.54	70	120	1773.05	108	82	2735.57	146	44	3698.09	184	6	4660.60
33	157	835.87	71	119	1798.38	109	81	2760.90	147	43	3723.41	185	5	4685.93
34	156	861.20	72	118	1823.71	110	80	2786.23	148	42	3748.74	186	4	4711.26
35	155	886.53	73	117	1849.04	111	79	2811.56	149	41	3774.07	187	3	4736.59
36	154	911.86	74	116	1874.37	112	78	2836.89	150	40	3799.40	188	2	4761.92
37	153	937.19	75	115	1899.70	113	77	2862.22	151	39	3824.73	189	1	4787.25
38	152	962.52	76	114	1925.03	114	76	2887.55	152	38	3850.06	190	0	4812.58

Anexo 4. Volumen Tanque de Recirculación Ac. Sulfúrico (T Rec H₂SO₄)

Altura cm	Claro		Volumen L	Altura cm	Claro		Volumen L	Altura cm	Claro		Volumen L	Altura cm	Claro		Volumen L
	cm	cm			cm	cm			cm	cm			cm	cm	
1	99	79	10.12	21	79	212.47	41	59	414.83	61	39	617.18	81	19	819.53
2	98	78	20.24	22	78	222.59	42	58	424.94	62	38	627.30	82	18	829.65
3	97	77	30.35	23	77	232.71	43	57	435.06	63	37	637.41	83	17	839.77
4	96	76	40.47	24	76	242.82	44	56	445.18	64	36	647.53	84	16	849.89
5	95	75	50.59	25	75	252.94	45	55	455.30	65	35	657.65	85	15	860.00
6	94	74	60.71	26	74	263.06	46	54	465.41	66	34	667.77	86	14	870.12
7	93	73	70.82	27	73	273.18	47	53	475.53	67	33	677.89	87	13	880.24
8	92	72	80.94	28	72	283.30	48	52	485.65	68	32	688.00	88	12	890.36
9	91	71	91.06	29	71	293.41	49	51	495.77	69	31	698.12	89	11	900.47
10	90	70	101.18	30	70	303.53	50	50	505.88	70	30	708.24	90	10	910.59
11	89	69	111.29	31	69	313.65	51	49	516.00	71	29	718.36	91	9	920.71
12	88	68	121.41	32	68	323.77	52	48	526.12	72	28	728.47	92	8	930.83
13	87	67	131.53	33	67	333.88	53	47	536.24	73	27	738.59	93	7	940.95
14	86	66	141.65	34	66	344.00	54	46	546.36	74	26	748.71	94	6	951.06
15	85	65	151.77	35	65	354.12	55	45	556.47	75	25	758.83	95	5	961.18
16	84	64	161.88	36	64	364.24	56	44	566.59	76	24	768.94	96	4	971.30
17	83	63	172.00	37	63	374.35	57	43	576.71	77	23	779.06	97	3	981.42
18	82	62	182.12	38	62	384.47	58	42	586.83	78	22	789.18	98	2	991.53
19	81	61	192.24	39	61	394.59	59	41	596.94	79	21	799.30	99	1	1001.65
20	80	60	202.35	40	60	404.71	60	40	607.06	80	20	809.42	100	0	1011.77

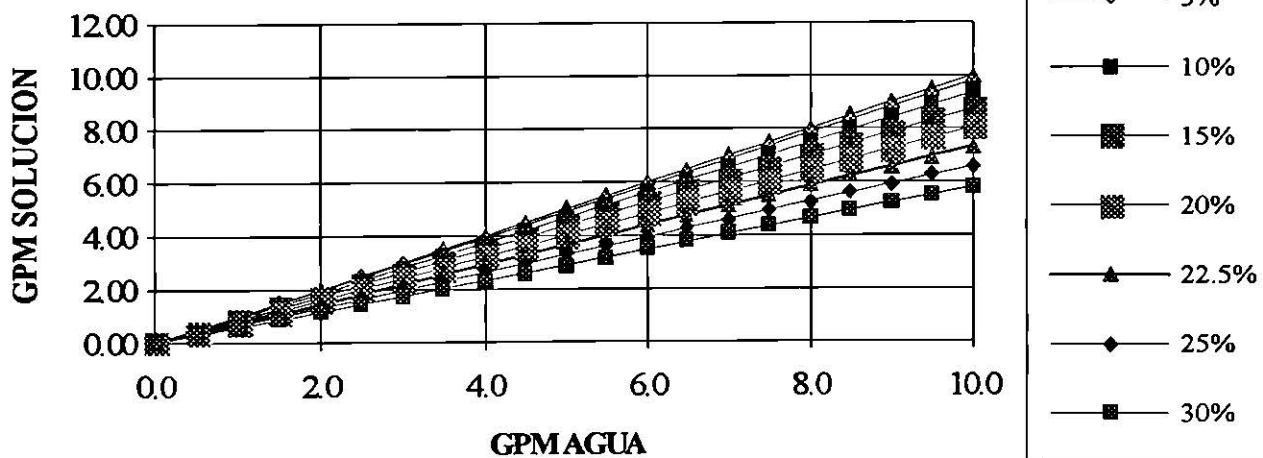
Apexo 5. Volumen Tanque Horizontal de Diesel (T-3)

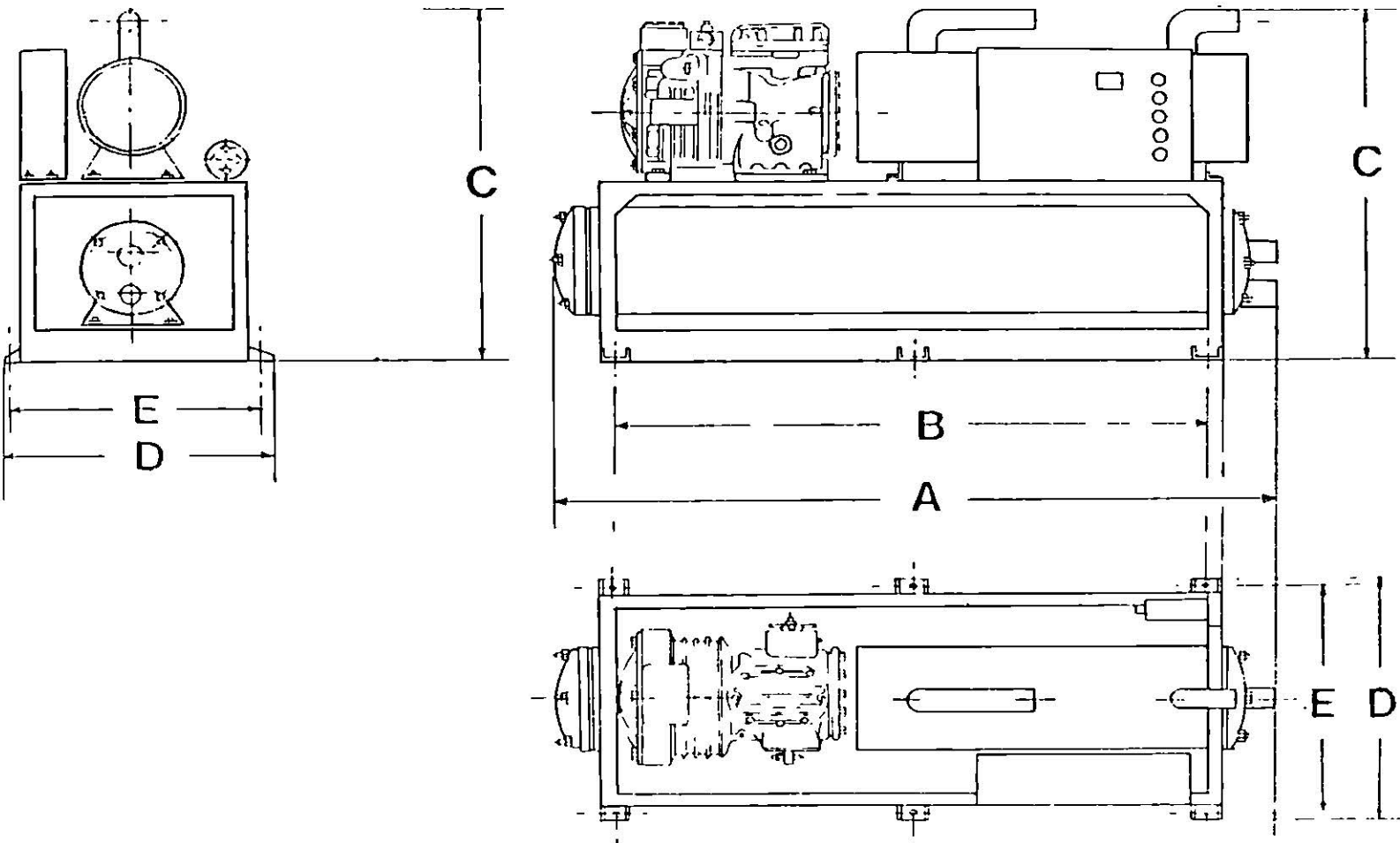
Altura cm	Volumen L	Altura cm	Volumen L	Altura cm	Volumen L	Altura cm	Volumen L	Altura cm	Volumen L	Altura cm	Volumen L
1	7.2	41	1797.5	81	4699.4	121	8000.8	161	11292.6	201	14161.3
2	20.4	42	1861.0	82	4779.0	122	8084.8	162	11371.4	202	14223.0
3	37.4	43	1925.2	83	4858.8	123	8168.8	163	11450.0	203	14284.0
4	57.5	44	1989.9	84	4938.8	124	8252.8	164	11528.2	204	14344.3
5	80.3	45	2055.2	85	5019.0	125	8336.7	165	11606.3	205	14404.0
6	105.5	46	2121.0	86	5099.5	126	8420.6	166	11684.0	206	14462.9
7	132.7	47	2187.4	87	5180.2	127	8504.5	167	11761.4	207	14521.1
8	161.9	48	2254.4	88	5261.0	128	8588.3	168	11838.6	208	14578.6
9	193.0	49	2321.8	89	5342.1	129	8672.1	169	11915.4	209	14635.3
10	225.7	50	2389.8	90	5423.3	130	8755.8	170	11991.9	210	14691.3
11	260.1	51	2458.3	91	5504.7	131	8839.5	171	12068.1	211	14746.4
12	296.0	52	2527.2	92	5586.3	132	8923.1	172	12144.0	212	14800.8
13	333.3	53	2596.7	93	5668.1	133	9006.7	173	12219.5	213	14854.3
14	372.0	54	2666.6	94	5750.0	134	9090.1	174	12294.7	214	14906.9
15	412.0	55	2737.0	95	5832.1	135	9173.5	175	12369.5	215	14958.7
16	453.3	56	2807.8	96	5914.3	136	9256.8	176	12444.0	216	15009.6
17	495.8	57	2879.1	97	5996.7	137	9340.0	177	12518.1	217	15059.5
18	539.5	58	2950.8	98	6079.2	138	9423.1	178	12591.8	218	15108.5
19	584.3	59	3022.9	99	6161.9	139	9506.1	179	12665.2	219	15156.5
20	630.2	60	3095.5	100	6244.6	140	9589.0	180	12738.1	220	15203.4
21	677.2	61	3168.4	101	6327.5	141	9671.8	181	12810.7	221	15249.3
22	725.1	62	3241.8	102	6410.5	142	9754.4	182	12882.8	222	15294.1
23	774.1	63	3315.5	103	6493.6	143	9836.9	183	12954.5	223	15337.8
24	824.0	64	3389.6	104	6576.8	144	9919.3	184	13025.8	224	15380.3
25	874.9	65	3464.1	105	6660.1	145	10001.5	185	13096.6	225	15421.6
26	926.7	66	3538.9	106	6743.5	146	10083.6	186	13167.0	226	15461.6
27	979.3	67	3614.1	107	6827.0	147	10165.5	187	13236.9	227	15500.3
28	1032.8	68	3689.7	108	6910.5	148	10247.3	188	13306.4	228	15537.6
29	1087.2	69	3765.5	109	6994.1	149	10328.9	189	13375.3	229	15573.5
30	1142.3	70	3841.7	110	7077.8	150	10410.3	190	13443.8	230	15607.9
31	1198.3	71	3918.2	111	7161.5	151	10491.6	191	13511.8	231	15640.6
32	1255.0	72	3995.1	112	7245.3	152	10572.6	192	13579.3	232	15671.7
33	1312.5	73	4072.2	113	7329.1	153	10653.5	193	13646.2	233	15700.9
34	1370.7	74	4149.6	114	7413.0	154	10734.1	194	13712.6	234	15728.2
35	1429.7	75	4227.4	115	7496.9	155	10814.6	195	13778.4	235	15753.3
36	1489.3	76	4305.4	116	7580.9	156	10894.8	196	13843.7	236	15776.1
37	1549.6	77	4383.7	117	7664.8	157	10974.8	197	13908.5	237	15796.2
38	1610.6	78	4462.2	118	7748.8	158	11054.6	198	13972.6	238	15813.2
39	1672.3	79	4541.0	119	7832.8	159	11134.2	199	14036.1	239	15826.4
40	1734.6	80	4620.1	120	7916.8	160	11213.5	200	14099.0	240	15833.6

Anexo 7 Tabla de Conversión de Equivalencias para el Rotámetro

CONCENTRACION	0%	5%	10%	15%	20%	22.50%	25%	30%
PE FLOTADOR @ 20 °C	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83	7.83
PE SOLUCIÓN @ 20°c	0.9989	1.0358	1.0842	1.1218	1.1545	1.1752	1.2013	1.2408
GPM AGUA								
	GPM SOLUCIÓN							
0.0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0.5	0.50	0.49	0.47	0.44	0.40	0.37	0.33	0.29
1.0	1.00	0.98	0.94	0.88	0.81	0.73	0.66	0.58
1.5	1.50	1.47	1.40	1.31	1.21	1.10	0.99	0.87
2.0	2.00	1.96	1.87	1.75	1.61	1.47	1.32	1.16
2.5	2.50	2.45	2.34	2.19	2.01	1.83	1.65	1.45
3.0	3.00	2.94	2.81	2.63	2.42	2.20	1.98	1.74
3.5	3.50	3.43	3.28	3.07	2.82	2.57	2.31	2.04
4.0	4.00	3.92	3.74	3.50	3.22	2.94	2.64	2.33
4.5	4.50	4.41	4.21	3.94	3.63	3.30	2.97	2.62
5.0	5.00	4.90	4.68	4.38	4.03	3.67	3.30	2.91
5.5	5.50	5.39	5.15	4.82	4.43	4.04	3.63	3.20
6.0	6.00	5.88	5.62	5.25	4.83	4.40	3.96	3.49
6.5	6.50	6.37	6.08	5.69	5.24	4.77	4.29	3.78
7.0	7.00	6.86	6.55	6.13	5.64	5.14	4.62	4.07
7.5	7.50	7.35	7.02	6.57	6.04	5.50	4.95	4.36
8.0	8.01	7.85	7.49	7.01	6.45	5.87	5.28	4.65
8.5	8.51	8.34	7.96	7.44	6.85	6.24	5.61	4.94
9.0	9.01	8.83	8.42	7.88	7.25	6.60	5.94	5.23
9.5	9.51	9.32	8.89	8.32	7.66	6.97	6.27	5.52
10.0	10.01	9.81	9.36	8.76	8.06	7.34	6.60	5.82

CURVA DE CONVERSION PARA SOLUCIONES DE SULFATO ESTANOSO (Rotámetro Dwyer serie VFC)





MODELO	TEMPERATURA SALIDA AGUA °C	TEMP. AGUA CONDENSADOR °C					
		19	22	25	28	31	34
FMIWS-32	10	37.47	35.85	34.50	33.27	31.98	30.68
	7	33.59	32.30	31.01	29.72	28.42	27.16
	5	30.68	29.39	28.12	27.13	25.84	24.87
	0	24.87	23.58	22.93	22.29	21.00	20.35
	-5	20.35	19.70	18.41	17.77	17.12	16.47

MÓDELO	TR NOM	HP NOM COMPR	AMP/FAJE TOTAL		CONEXIONES DE AGUA INTERCAMBIADOR CONDENSADOR	LARGO A MM	ANCHO B MM	ALTO C MM	ANCLAS D E MM x MM		No ANCLAS	PESO (KG)
			220v	440v					D	E		
FMIWS 32	32.3	1x35.0	1x135.	1x68	3"	2"	2400	840	1320	1670 x 780	6	730

21 DE DICIEMBRE DE 1994.

A QUIEN CORRESPONDA :

CONDICIONES : 60% DEPOSITO EN GARANTIA 40% C/ENTREGA
T/ENTREGA : 8-10 SEMANAS

EN ATENCION A SOLICITUD NOS PERMITIMOS COTIZAR A UDS. LO SIGUIENTE :

CANTIDAD	DESCRIPCION
1	ENFRIADOR DE LIQUIDO MARCA FRIOMOLD, MODELO FMIAS-30-ND CON CAPACIDAD FRIGORIFICA NOMINAL DE 95,256 KCAL/HR (31,5 T.R.) EN UNA TEMPERATURA AMBIENTE DE 25 C PARA ENFRIAR 18,900 LTS/HR DE AGUA.
	SUMINISTRO DE AGUA
	TIPO DE REFRIGERANTE
	TIPO DE OPERANCION
	ALIMENTACION
	SALIDA + 7 C
	R-22
	CONTINUA
	220 O 440/3/60
	HZ A CONFIRMAR

ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO :

ESTE EQUIPO ESTA INTEGRADO EN UNA BASE METALICA CON LOS SIGUIENTES COMPONENTES :

COMPRESOR

A)	MARCA	COPELAND
B)	MODELO	SEMIHERMETICO 6RP2-3500-TSK
C)	TIPO	RECIRPROCANTE
D)	CANTIDAD	UNO

E)	CAPACIDAD DE DISEÑO	31.5 T.R.
F)	TEMPERATURA DE EVAPORACION	+ 2 C
G)	TEMPERATURA DECONDENSACION	+ 40 C
H)	CALENTADOR DE CARTER	INSTALADO
I)	CONTROL DE CAPACIDAD	INCLUIDO
J)	VOLTS	220 O 440
K)	FASES	3
L)	HERTZ	60

CONDENSADOR ENFRADO POR AIRE

A)	CANTIDAD	UNO
B)	TIPO	ALETAS DE ALUMINIO Y TUBOS DE COBRE TRES DE 2.0 H.P.
C)	MOTOR	220/440/3/60 HZ

EVAPORADOR

A))	MARCA	FRIOMOLD
B)	CANTIDAD	UNO
C)	MODELO	32 AE-B
D)	TIPO	CASCO DE FIERRO Y TUBOS DE COBRE
E)	FLUJO DE AGUA	18,900 LTS/HR

ACCESORIOS

A)	DESHIDRATADOR	UNO
B)	RECIBIDOR DE LIQUIDO	UNO
C)	VALVULA SOLENOIDE	UNA
D)	INDICADOR DE LIQUIDO	UNO
E)	VALVUALA DE PASO	UNA

F)	VALVULA DE EXPANSION	UNO
G)	CONTROLADOR DE TEMPERATURA	UNO
H)	CONTROL DE ALTA Y BAJA PRESION	UNO
I)	CONTROL DE PRESION DE ACEITE	UNO
J)	TABLERO ELECTRICO	UNO
K)	ELIMINADOR DE PULSACION	UNO
L)	CARGA DE ACEITE Y REFRIGERANTE	INCLUIDO

EQUIPO PROBADO EN PLANTA

DIMENSIONES APROXIMADAS : LARGO :3600 MM X ANCHO: 1000 MM X ANCHO :1850 MM

CONTROL DE FLUJO DE AGUA INSTALADO Y SEÑALIZADO EN TABLERO ELECTRICO (OPCIONAL).	PRECIO N\$ 67,724.80 1,068.80
	<hr/>
	N\$ 68,794.00

ESTA COTIZACION NO INCLUYE :

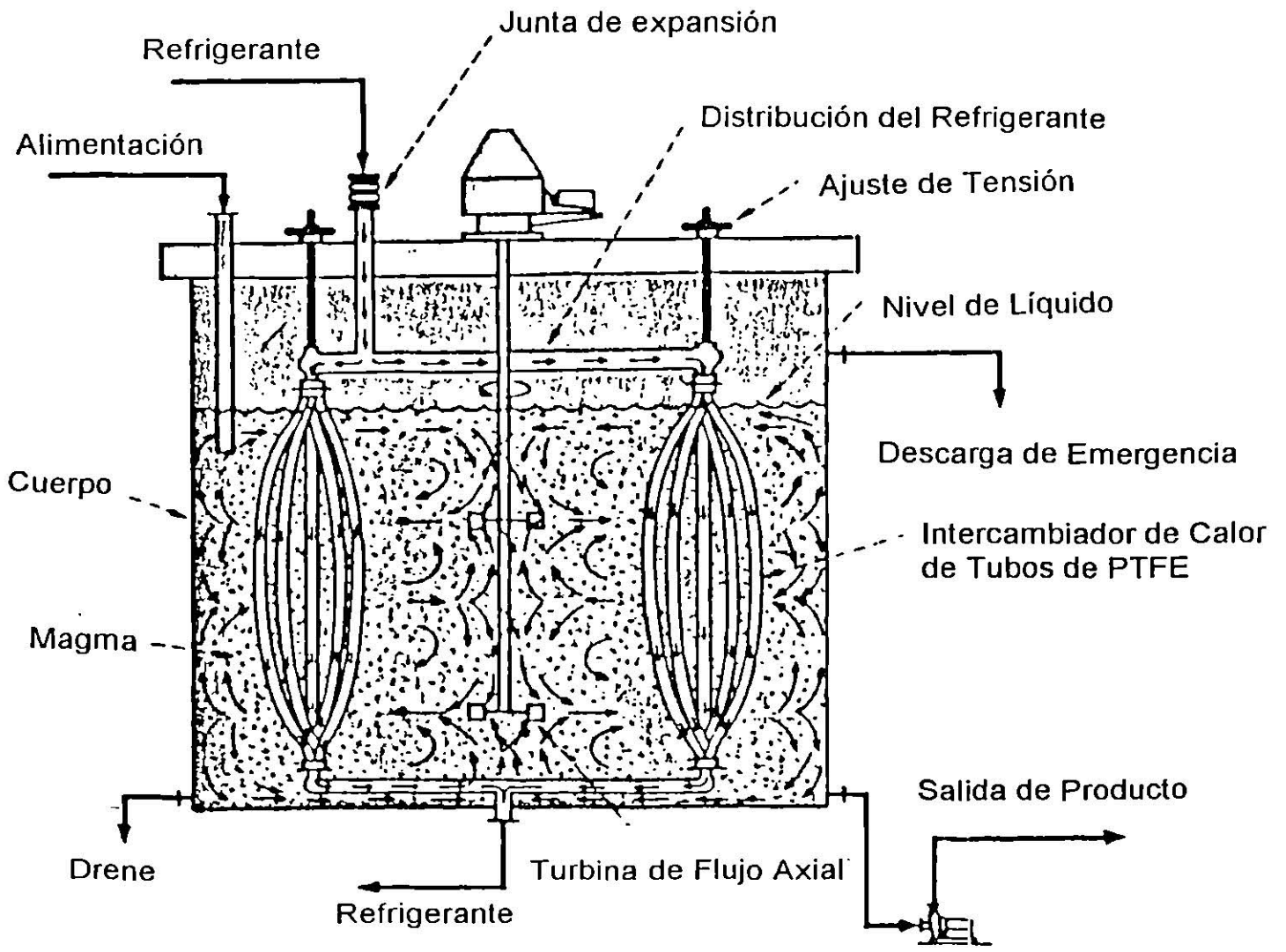
- A) EMPAQUE
- B) MANIOBRAS DE CARGA Y DESCARGA
- C) FLETES
- D) CIMENTACION
- E) MOTOBOMBAS DE AGUA
- F) SUMINISTRO DE FUERZA PARA EL ARRANQUE DEL EQUIPO (INTERUPTOR) ASI COMO LAS INTERCONEXIONES ELECTRICAS DEL SUMINISTRO AL TABLERO.

- G) INSTALACION DE RED HIDRAULICA
- H) AISLAMIENTO DE TUBERIAS AL EQUIPO
- I) CUALQUIER OTRO EQUIPO O MANO DE OBRA PARA LA INSTALCION ELECTRICA O HIDRAULICA

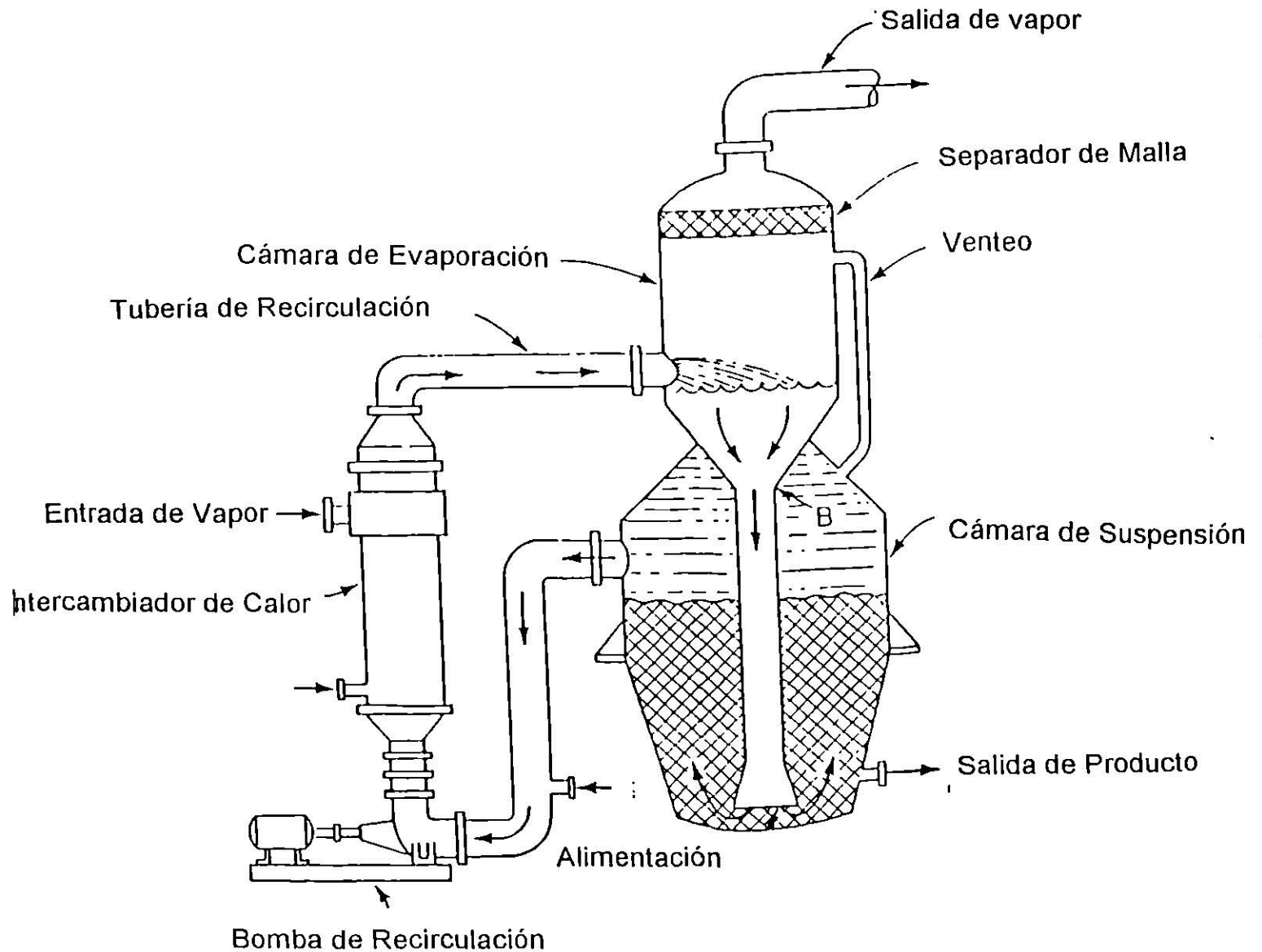
VIGENCIA : DICIEMBRE 31 DE 1994

SIN MAS POR EL MOMENTO DAMOS LAS ANTICIPADAS GRACIAS ESPERANDO VERNOS FAVORECIDOS POR SU ACEPTACION.

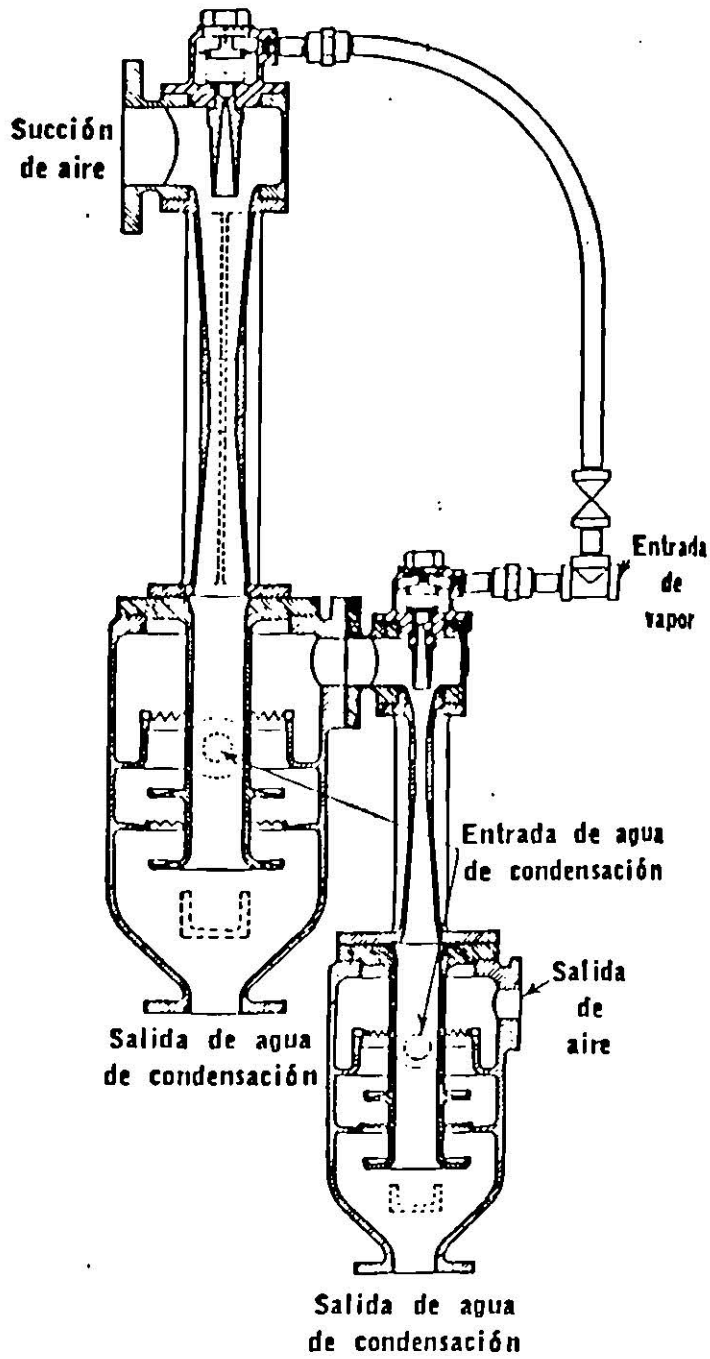
Anexo 9 Dibujo de un Cristalizador de Tubos de Politetrafluoroetileno ³.



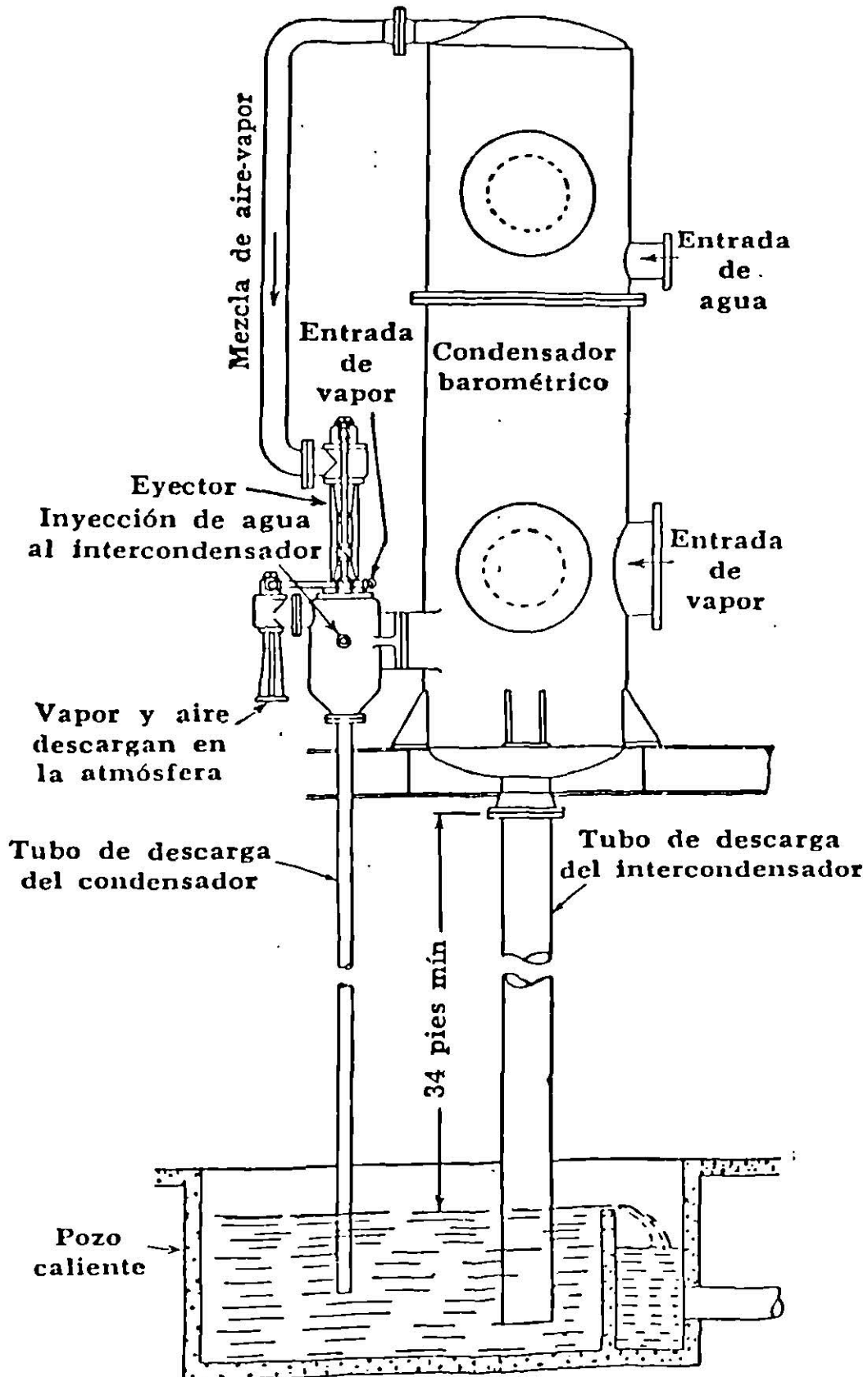
Anexo 10 Dibujo de un Cristalizador Evaporativo Tipo Oslo ¹⁴.
(Unitech Division, Union Tank Car Co.)



**Anexo 11 Dibujo de un Eyector de 2 Pasos, con Inter y Poscondensador de Chorro¹⁰.
(Foster Wheeler Corp.)**



**Anexo 12 Dibujo de un Condensador Barométrico con un Eyector de Dos Pasos¹⁰.
(Foster Wheeler Corp.)**



INDICE

A

AUXILIOS, 17, 19, 25, 29

C

cabeza hidrostática, 35, 41

Capacidad, 39

características, 39

Clapeyron, 9

Coefficiente, 42

condensadores, 34, 35, 36

Control, 44, 46

Cristalizador Oslo, 32

D

Dühring, 41

E

economía, 39, 42

Efecto, 40, 43

Especificaciones, 8, 19, 23

Eyectores, 34, 38, 46

F

FUGAS, 17, 26, 27, 37, 38

I

impurezas, 43

Instrumentación, 44, 46

ion común, 31

M

muestreo, 45

N

nivel, 38, 41, 43, 44, 46

núcleos, 43

O

Othmer, 41

P

Peligros, 20, 24, 27

Pérdida, 38, 39

Problemas, 36, 37

R

Reactividad, 16, 21, 23, 27, 29

reglas de dedo, 6

RIESGOS, 16, 21, 24, 27

S

Separación vapor-liquido, 38

sobresaturación, 32, 43, 44, 45

Souders-Brown, 38

T

tiempo de retención, 43, 45

transferencia de calor, 33, 41, 42

V

viscosímetro de Ostwald, 14

