

300618  
28  
24



# UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA  
INCORPORADA A LA U.N.A.M.

“ESTUDIO ECONOMICO PARA LA  
RECIRCULACION DE ACIDO SULFURICO  
EN UNA EMPRESA REFINADORA  
DE COBRE”

**TESIS PROFESIONAL**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERO QUIMICO**  
P R E S E N T A :  
CARMEN VIRGEN SALMON

DIRECTOR DE TESIS:  
ING. ARMANDO QUINTANILLA PEREZ LETE

MEXICO, D. F.

1993

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

# INDICE

## **CAPITULO I. OBJETIVO.**

I.1 Introducción . . . . .	1
I.2. Bases de diseño . . . . .	6
I.2.1. Capacidad . . . . .	7
I.2.2. Análisis de materiales . . . . .	8
I.2.3. Servicios auxiliares . . . . .	12

## **CAPITULO II. DESCRIPCION DEL PROCESO.**

Lista de equipo . . . . .	14
Lista de motores . . . . .	15
II.1. Diagrama de flujo . . . . .	16
II.2. Balances . . . . .	17
II.2.1. Balance de materia . . . . .	17
II.2.2. Balance de energía . . . . .	21
II.3. Diagrama de tubería e instrumentación. . . . .	24
II.4. Dimensionamiento de tuberías . . . . .	25
Diagrama isométrico . . . . .	42
Arreglo de equipo . . . . .	43
Diagrama del evaporador . . . . .	44

Nomenclatura del evaporador . . . . .	45
Diagrama de la torre de lavado de gases . . . . .	46
Nomenclatura de la torre de lavado de gases . . . . .	49
Hojas de datos . . . . .	50

### **CAPITULO III. ANALISIS DE COSTOS.**

III.1 Introducción . . . . .	59
III.2. Costos de equipo . . . . .	63
III.3. Costos de instrumentos y accesorios . . . . .	64
III.4. Costos de operación . . . . .	67
III.4.1. Costos de mano de obra . . . . .	67
III.4.2. Costos de servicios auxiliares . . . . .	67

### **CAPITULO IV. ANALISIS DE RECUPERACION DEL CAPITAL.**

IV.1. Depreciación . . . . .	71
IV.2. Determinación de los flujos de efectivo . . . . .	72
IV.3. Determinación de la tasa interna de rendimiento . . . . .	74
IV.4. Determinación del índice de rentabilidad . . . . .	77
IV.5. Comparación de costos de los procesos de neutralización y evaporación . . . . .	78
IV.6 Tiempo de recuperación de la inversión . . . . .	78

## **CAPITULO V. CONCLUSIONES.**

<b>V. Conclusiones . . . . .</b>	<b>79</b>
<b>Nomenclatura . . . . .</b>	<b>84</b>
<b>Bibliografía . . . . .</b>	<b>87</b>

## **INDICE DE FIGURAS**

<b>Figura 1</b> . . . . .	<b>3</b>
<b>Figura 2</b> . . . . .	<b>5</b>
<b>Figura 3</b> . . . . .	<b>6</b>
<b>Figura 4</b> . . . . .	<b>10</b>
<b>Figura 5</b> . . . . .	<b>25</b>
<b>Figura 6</b> . . . . .	<b>31</b>
<b>Figura 7</b> . . . . .	<b>35</b>

## **INDICE DE TABLAS**

Tabla 1 . . . . .	4
Tabla 2 . . . . .	7
Tabla 3 . . . . .	9
Tabla 4 . . . . .	11
Tabla 5 . . . . .	13
Tabla 6 . . . . .	72
Tabla 7 . . . . .	73

# CAPITULO 1

## I. OBJETIVO

### I.1 INTRODUCCION.

El presente trabajo tiene como objetivo principal, el diseño de un sistema de reciclaje de ácido sulfúrico en una empresa de refinación de cobre, con lo cual se logra un ahorro económico y al mismo tiempo un beneficio ambiental.

Para cualquier empresa, en este caso la refinería de cobre, es necesario la reutilización de compuestos o bien que éstos se conviertan en subproductos que puedan venderse.

Así mismo, debido a la alta contaminación que se produce en México, es necesario tomar medidas adecuadas, en cuanto a lo que se refiere a la generación de efluentes tóxicos. Afortunadamente se están gestando normas obligatorias para evitar la contaminación. Independientemente de los lineamientos que la industria deba cumplir en materia ambiental, es necesario tener conciencia del problema y así buscar procesos más adecuados en este renglón.

En cualquier refinería de cobre del mundo, se manejan grandes cantidades de ácido sulfúrico, puesto que se requiere este medio para obtener el producto final. Si este ácido no es manejado en forma adecuada, genera efluentes contaminantes.

Este trabajo es consecuencia de una necesidad práctica, debido a que no se pueden seguir utilizando métodos de neutralización, por el costo que esto implica tanto en reactivos, como en la compra de ácido que se requiera para otros procesos dentro de la misma planta, además del problema ambiental.

Para obtener cobre grado electrolítico (99.97% de pureza), se requiere realizar una refinación por medio de un proceso electroquímico (12).

El proceso de electrorefinación tiene como propósito eliminar las impurezas que contenga la materia prima, para que el cobre obtenido sea utilizado en procesos de laminación, extrusión, formación de aleaciones, etc.

La materia prima utilizada en el proceso de electrólisis, son ánodos provenientes de un proceso de fundición, los cuales tienen una pureza aproximada del 99.50%.

Dentro de las condiciones óptimas para realizar la reducción del cobre en el proceso de electrólisis se encuentran:

$[\text{Cu}^{+2}]$ : 45g / l

$[\text{H}_2\text{SO}_4]$ : 160g / l

Temperatura (T): 60 °C

Densidad de corriente (i): 250-280 A/m<sup>2</sup>



Dentro de las impurezas que causan mayor problema se encuentra el arsénico.(20)

Es importante el evitar en lo posible la codepositación de impurezas. Una manera de conseguirlo es manteniendo baja su concentración (17). Esto se logra haciendo drenes de solución para su purificación, éstos consisten en una decuprización, para una posterior desarsenización; ambos procesos electrolíticos.

Al finalizar el proceso de desarsenización, la solución posee una concentración importante de ácido sulfúrico: 200-220 g / l, así como otras impurezas (Tabla 1).

<b>ELEMENTO O COMPUESTO</b>	<b>SOL. INICIAL g/l</b>	<b>SOL. FINAL g/l</b>
[H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ]	23	690
[As]	3	9
[Cu]	1	3
[Fe]	2	6
[Se]	trazas	trazas
[Te]	trazas	trazas

La solución remanente de estos procesos, puede ser reciclada al departamento de electrólisis, siempre y cuando el nivel de impurezas lo permita. Cuando la concentración es alta y por lo tanto se impide el retorno de la solución, entonces se neutraliza y se descarga como efluente.

Por otro lado, el selenio y el telurio son subproductos de las refinerías de cobre, dentro del proceso para su obtención se realizan lixiviaciones ácidas.

La alternativa importante de este trabajo es que al reciclar el ácido del proceso de desarsenización al de lixiviación de lodos anódicos, se evita la contaminación de los efluentes y se obtiene un ahorro considerable de ácido sulfúrico. (Fig.2)

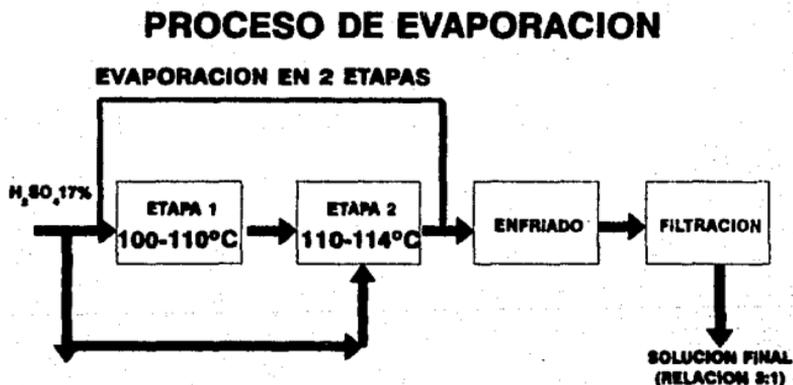


Fig.2. Proceso de evaporación. Diagrama de bloques.

## I.2. BASES DE DISEÑO

Para lograr reciclar el ácido sulfúrico, es necesario concentrarlo para poder almacenarlo, así como para precipitar impurezas.

El proceso de reciclaje consiste en realizar una evaporación y posteriormente una filtración de la solución.

La evaporación o concentración del ácido se realiza en dos etapas como se presenta en la Fig. 2 . La relación de evaporación es de 3:1 en volumen.

La Tabla 1 presenta un análisis de la solución inicial y final. Esta última es resultado de la relación de evaporación.

En función de las concentraciones de entrada y salida en el proceso, el rango de temperatura de trabajo se encuentra entre 104-114 °C. (Fig. 3)

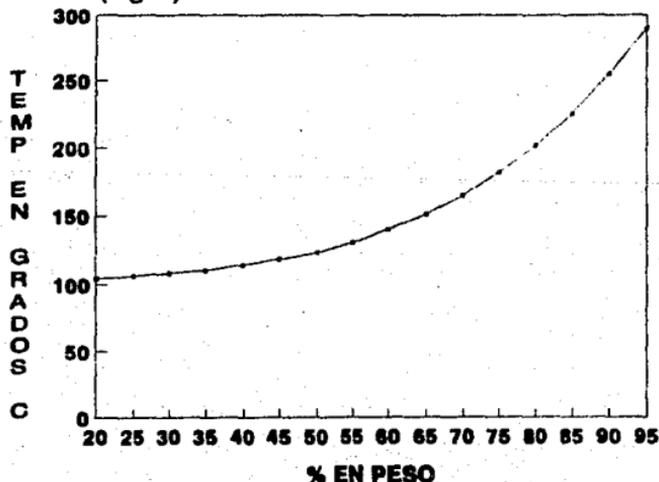


Fig.3. Curva de temp. vs. concentración de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Handbook of chemical Engineering. Perry, Chilton.

Al concluir el proceso de evaporación en dos etapas, la solución se almacena en tanques, se enfría a temperatura ambiente y se filtra.

Debido al proceso de enfriamiento, se precipitan impurezas, las cuales pueden ser separadas por decantación. En función a los resultados obtenidos en laboratorio, el lodo resultante del proceso contiene: cobre, arsénico, selenio, fierro y telurio. (Tabla 2)

<b>TABLA 2</b>	
<b>COMPOSICION DEL RESIDUO DE LAS EVAPORACIONES</b>	
<b>ELEMENTO</b>	<b>COMPOSICION g / l</b>
Cu	16.5
As	1.2
Fe	3.2
Se	0.04
Te	0.65
Zn	0.49

En el proceso de filtración se separan impurezas ya mencionadas. Si se requiere la solución para el proceso de lixiviación se bombea, en caso contrario se almacena.

### **1.2.1. CAPACIDAD**

Debido a las necesidades de la empresa donde se realiza este trabajo, se requieren concentrar 210 m<sup>3</sup>/mes de solución, con una relación en volumen 3:1. Al finalizar se tendrán 70 m<sup>3</sup> de solución ácida, para utilizarse en el proceso de lixiviación de lodos anódicos.

## 1.2.2. ANALISIS DE MATERIALES

El principal problema en el diseño del evaporador, son sin duda, los materiales seleccionados. Para concentrar soluciones ácidas es necesario utilizar tanto los materiales metálicos, como los refractarios más adecuados.

La forma de transmisión de calor será indirecta, es decir, el medio calentante (vapor de agua) pasa por el interior de tubos metálicos, mientras que la disolución pasa por fuera de los serpentines, sin que se mezclen las dos corrientes. Para esta transmisión se requieren serpentines que soporten la corrosión del medio agresivo.

Siempre para realizar un proyecto se buscan los materiales más económicos, pero en este caso, las aleaciones comerciales comunes como el acero inoxidable, ya sea tipo 304, 310 ó 316 son malos en función de la fuerte velocidad de corrosión que sufren en ácido sulfúrico a ebullición, los cuales alcanzan un nivel de 5,000 mpy (mili inches per year), a concentraciones del 30% (5).

Las aleaciones base-níquel, no pueden ser usadas porque a pesar de ser resistentes con temperaturas moderadas y altas concentraciones de ácido, la presencia de oxidantes aceleran la corrosión de estas aleaciones. (2)

El titanio es otro metal que se está utilizando mucho últimamente en la industria, pero en este caso no es un material adecuado, pues el grado 2, denominado comercialmente puro, sufre velocidades de corrosión de hasta 2360 mpy en ácido sulfúrico a ebullición. (14)

Sin duda el mejor material para concentrar ácido es el tantalio, cuyas velocidades de corrosión son despreciables aún a concentraciones del 90% de ácido a ebullición. (16)

El problema que presenta este material es su elevado costo, además de que en México no existen empresas que trabajen en realidad este metal.

El zirconio es un material cuyas velocidades de corrosión son bajas en el medio de actuación, con respecto a otros materiales (Tabla 3), su costo no es elevado y es de fácil adquisición.

<b>TABLA 3</b>				
<b>VELOCIDADES DE CORROSION DE ALGUNOS METALES</b>				
[H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ]	TEMP	Zr 702	HASTELLOY B-2	HASTELLOY C-276
%	[ °C ]	[mm/y]	[mm/y]	[mm/y]
10	102	0.0025	0.025	0.18
30	108	0.0025	0.053	1.4
55	132	0.0025	0.048	7.5
55	168	0.5	0.94	5.4
5	232	0.0025	2.8	3.9

En función de lo anterior, se selecciona el zirconio tipo 702. (5,16).

Para construir el evaporador se tienen dos alternativas. La primera consiste en construir un tanque de acero inoxidable y forrarlo con placa de zirconio. La segunda alternativa es, al mismo tanque de inoxidable colocarle en principio una placa de plomo y posteriormente forrar la parte interna con ladrillo antiácido, lo cual, además de darle resistencia a la corrosión, almacena el calor, debido al aislamiento de las paredes a la transmisión de energía del sistema hacia los alrededores.

La Fig. 4 presenta el dibujo del evaporador y se especifican los materiales utilizados.

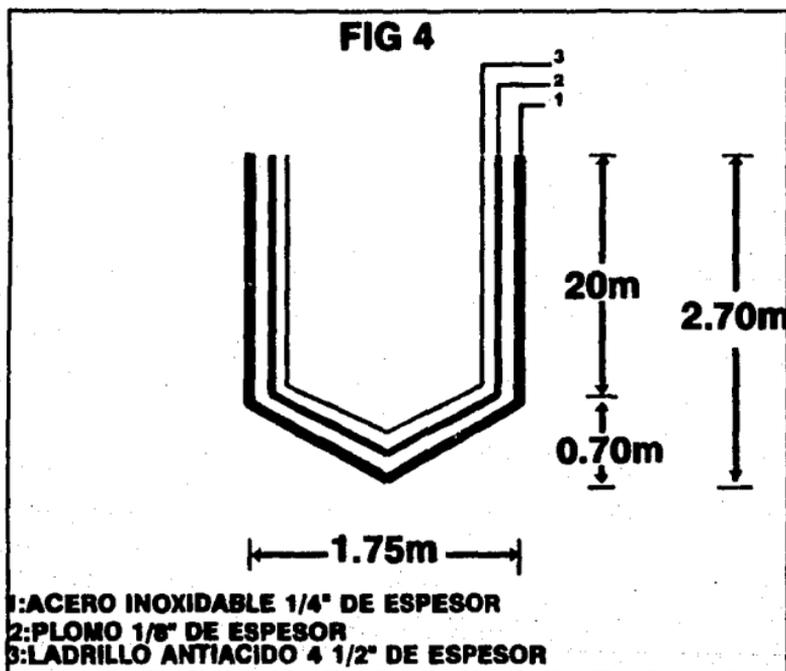


Fig. 4. Evaporador.

La Tabla 4 presenta la composición del ladrillo antiácido.

<b>TABLA 4</b>	
<b>COMPOSICION DEL LADRILLO ANTIACIDO</b>	
<b>COMPUESTO</b>	<b>% EN PESO</b>
Oxido de Silicio	64-68
Oxido de Aluminio	21-27
Oxido Férrico	5.0 máx
Oxido de Calcio	2.0 máx
Oxido de Magnesio	1.5 máx
Oxido de Titano	1.5 máx
Alcalis ( Na <sub>2</sub> O + K )	4.0 máx
<b>PROPIEDADES FISICAS TÍPICAS</b>	
Cono pirométrico equivalente (C.P.E)	15.0 min
Peso por volumen [g/cm <sup>3</sup> ]	2.1 mín
Porosidad aparente (%)	15.0 máx
Módulo de ruptura (kg/cm <sup>2</sup> )	70.0 mín
Resistencia química	Designación ASTM 279 ladrillo tipo "H"

El plomo utilizado es antimoniado al 6%, el cual posee las propiedades mecánicas adecuadas, es decir, se forma una aleación que es dura y al mismo tiempo frágil; resistente a las condiciones de operación.

El mortero que se usa para el junteo es a base de silicato de potasio, cuya resistencia a la corrosión es aceptable, aún en condiciones de temperatura y acidez considerables.

Por otro lado, el filtro es tipo prensa de 24", con marcos y placas. Las lonas de filtración son de polietileno, las cuales resisten de manera adecuada la degradación debido al ácido sulfúrico.

### **1.2.3. SERVICIOS AUXILIARES**

Entre los servicios más importantes en un empresa se encuentran: el vapor, agua y energía eléctrica; ya que sin éstos el funcionamiento de una planta sería imposible.

El agua es un líquido indispensable, ya que en algunos procesos sirve como medio de calentamiento o de enfriamiento; en otros, es parte de la formulación de algún concentrado. En algunas otras empresas especializadas, el agua es fuente de energía. También para el mantenimiento de las plantas se requiere de este líquido.

De la energía depende el movimiento de cualquier planta, es indispensable, cualquiera de sus manifestaciones. Gracias a la energía eléctrica se produce vapor en una caldera, funcionan turbinas, se accionan bombas, etc.

El proceso en cuestión requiere de estos servicios para su operación.

Dentro de los servicios auxiliares están:

**Vapor:** para la alimentación de los serpentines la empresa cuenta con vapor saturado a 140 °C. La caldera que genera el vapor es marca Cleaver Brooks con una capacidad de 5448 kg/hr.

**Agua:** sólo se requiere para los lavados del evaporador y lavado de los gases provenientes de la evaporación.

Energía eléctrica: se requiere para la bomba tipo que se utiliza para llevar la solución de los tanques de almacenamiento al sistema de filtración y las bombas de la torre de lavado de gases.

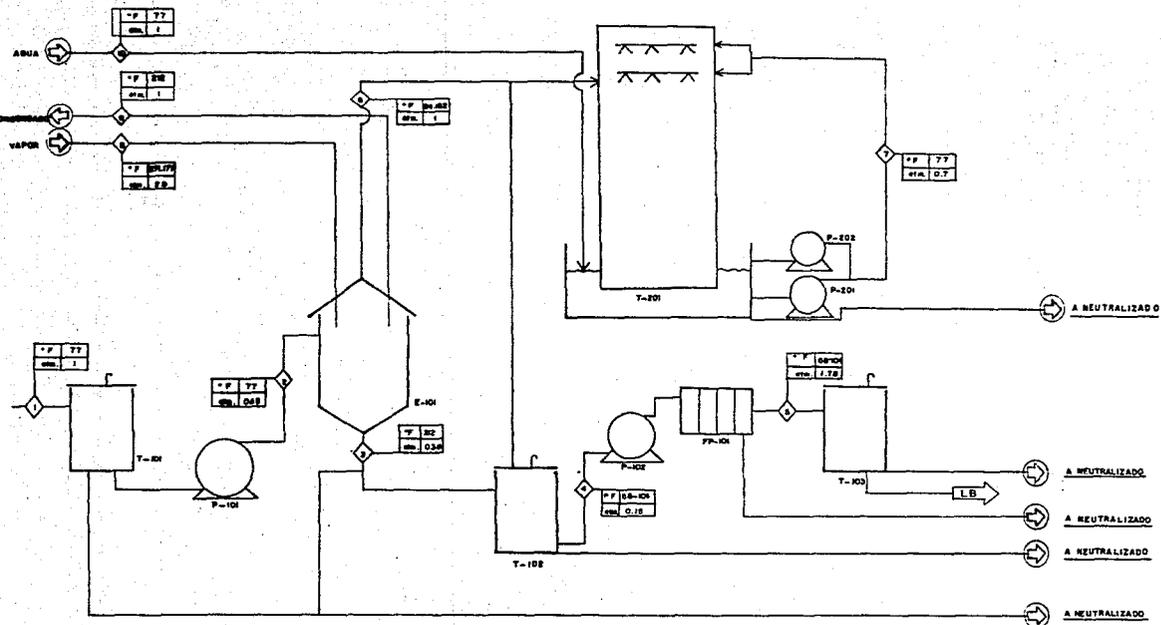
Tabla 5. Consumo de agua y vapor

<b>CONSUMO DE AGUA Y VAPOR</b>			
<b>SERV. AUX</b>	<b>MINIMO</b>	<b>NORMAL</b>	<b>MAXIMO</b>
<b>AGUA</b>	7.045m <sup>3</sup> /día	14.09m <sup>3</sup> /día	14.1m <sup>3</sup> /día
<b>VAPOR</b>	128.07 lb/hr	384.22 lb/hr	384.22 lb/hr

## CAPITULO II

<b>LISTA DE EQUIPO</b>	
<b>TAG</b>	<b>DESCRIPCION</b>
T-101	Tanque de desarsenización
T-102	Tanque de almacenamiento
T-103	Tanque de lixiviación
T-201	Torre de lavado de gases
P-101	Bomba transportadora de solución desarsenizada
PM-101	Motor de la bomba P-101
P-102	Bomba transportadora de solución evaporada
PM-102	Motor de la bomba P-102
P-201	Bomba transportadora de agua para torre de lavado
PM-201	Motor de la bomba P-201
P-202	Bomba de emergencia para la torre de lavado
PM-202	Motor de la bomba P-202
FP-101	Filtro prensa
E-101	Evaporador

<b>LISTA DE MOTORES</b>		
<b>TAGS</b>	<b>DESCRIPCION</b>	<b>POTENCIA (BHP)</b>
<b>PM-101</b>	<b>Motor de la bomba P-101</b>	<b>1 1/2</b>
<b>PM-102</b>	<b>Motor de la bomba P-102</b>	<b>1</b>
<b>PM-201</b>	<b>Motor de la bomba P-201</b>	<b>2</b>
<b>PM-202</b>	<b>Motor de la bomba P-202</b>	<b>4</b>



- LISTA DE EQUIPO**
- T-101 T TANQUE DE DESARSENIZACION
  - T-102 T TANQUE DE ALMACENAMIENTO
  - T-103 T TORRE DE LIXIVIACION
  - T-201 T TORRE DE LAVADO
  - P-101 P BOMBA TRANSPORTADORA DE SO SOLUCION DE ARSENIZADA.
  - P-102 P BOMBA TRANSPORTADORA DE SOLUCION EVAPORADA.
  - P-201 P BOMBA TRANSPORTADORA DE AGUA PARA TORRE DE LAVADO.
  - P-202 P BOMBA DE EMERGENCIA PARA TORRE DE LAVADO.
  - F.P-101 F FILTRO PRESA
  - E-101 E EVAPORADOR

DIAGRAMA DE FLUJO

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO kg/hr	708.25	708.25	2,445.58	420.17	420.17	324.05	2109.86	384.22	384.22	858.19
T °C	1100	1100	1300	1300	1300	1300	1300	1300	1300	1300
P atm/psi	1	0.98	0.98	0.75 at	1.78 at	1	0.97	2.9	1	1
X H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.17	0.17	0.43	0.43	0.43	0.0084	—	—	—	—
η	2.00	2.00	4.88	4.88	—	—	1	—	—	1

<b>CARMEN VIRGEN SALMON</b>	EDICION: FECHA JUNIO 1981	<b>DIAGRAMA DE FLUJO</b>	UNIVERSIDAD LA SALLE
ESTUDIO ECONOMICO PARA LA RECUPERACION DE AGUA SALFURICO DE UNA EMPRESA REFINADORA DE COBRE	AUTORIZA A CONTINUA...	PROCESO DE EVAPORACION	

## II.2. BALANCES

### II.2.1. BALANCE DE MATERIA

Evaporación en dos etapas:

Volumen de operación:  $2.3\text{m}^3$

Densidad @  $25\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $X=0.17$  :  $1.1141\text{kg/lt}$  T 3-120

$$F = 2.3\text{m}^3 * 1000\text{ lt/m}^3 * 1.1141\text{kg/lt} * 2.205\text{lb/kg} = 5,650.158\text{ lb}$$

$$F = 5,4650.16\text{ lb de H}_2\text{SO}_4$$

$$FX_F = 5,650.16 * 0.17 = 960.526\text{ lb de H}_2\text{SO}_4 / \text{ evaporación}$$

$$L = 1/2 * 2.3 * 1000 * d * 2.205 = 2,535.75d$$

$$LX_L = 2,535.75d * X_L = 960.526$$

Proponiendo densidades y composiciones: (d y X<sub>L</sub>):  
2535.75dX<sub>L</sub> = 960.526

$$x = 0.28 \quad d = 1.1989 \quad L = 851.23$$

$$x = 0.30 \quad d = 1.2150 \quad L = 924.28$$

$$x = 0.31 \quad d = 1.2232 \quad L = 961.536 \quad T \ 3-120$$

$$L = 1/2 * 2.3 * 1000 * 1.2232 * 2.205 = 3,128.70096 \text{ lb/evaporación}$$

$$F' = 1/2 * 2.3 * 1000 * 1.1141 * 2.205 = 2,825.079 \text{ lb}$$

Acido en la segunda etapa:

$$F'X_F + LX_L = (2,825.079 * 0.17) + (3,128.70 * 0.31) = 1,450.22 \text{ lb}$$

$$L'X_d = F'X_L + LX_L$$

$$= 1,450.22 \text{ lb}$$

$$= 1/2 * 2.3 * 1000 * 2.205 dX$$

iterando d y X:

$$2,535.75 dx = 1,450.223$$

$$X = 0.45 \quad d = 1.3437 \quad 1,450.23 \text{ vs } 1,533.28$$

$$X = 0.44 \quad d = 1.3356 \quad 1,450.23 \text{ vs } 1,489.05$$

$$X = 0.43 \quad d = 1.3256 \quad 1,450.23 \text{ vs } 1,445.39$$

$$X = 0.42 \quad d = 1.3167 \quad 1,450.23 \text{ vs } 1,402.30$$

$$L' = 2,535.75 * 1.3256 = 3,361.39$$

$$G' = F' + L - L'$$

$$G' = 2,825.079 + 3,128.70 - 3,361.39 = 2,592.38$$

$$G'Y' = F'X' + LX + L'X'$$

$$G'Y' = (2,825.07 * 0.17) + (3,128.70 * 0.31) + (3,361.39 * 0.43) / 2592.38$$

$$Y' = 1.84 * 10^{-3}$$

Cálculo de la temperatura de equilibrio (Teq):

$$LCpL(T - Teq) = F'CpF(Teq - 77 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$Teb @ 0.31 = 108.4 \text{ } ^\circ\text{C} = 227.12 \text{ } ^\circ\text{F} \quad T 3-13$$

$$CpL @ 0.31 = 0.7594$$

$$CpF @ 0.17 = 0.8650 \quad T 3-183$$

$$3,128.7 * 0.7594 * (227.12 - T_{eq}) = 2,825.079 * 0.8650 * (T_{eq} - 77)$$

$$539,501.5748 - 2,375.4032 T_{eq} = 2,443.69 T_{eq} - 188,164.3868$$

$$539,501.575 + 188,164.3868 = (2,443.69 + 2,375.4032) T_{eq}$$

$$727,665.9618 = 4,819.0932 T_{eq}$$

$$T_{eq} = 150.99 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Concentración inicial de la mezcla (F' + L):

$$X_{mezcla} = (\text{ácido en la etapa 2}) / (F' + L)$$

$$= 1,450.2227 / (2,825.079 + 3,128.70) = 0.24358$$

$$C_p @ 0.24 = 0.8127$$

## I.2.2. BALANCE DE ENERGIA

### PRIMERA ETAPA:

$$\Delta H_f = FC_p \Delta T$$

$$T_{eb} @ 0.17 = 130.4 \text{ } ^\circ\text{C} = 218.12 \text{ } ^\circ\text{F}$$

T 3-13

$$\Delta H_f = 5,650.16 * 0.8650(218.12 - 77) = 689,708.251 \text{ BTU/lb}$$

Cálculo de  $\Delta H_g$ :

$$G = F - L = 5,650.16 - 3,128.7 = 2,521.46 \text{ lb}$$

$$T_{eb} @ 0.17 = 218.12 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_g @ 218.12 \text{ } ^\circ\text{F} = 1,152.748 \text{ BTU/lb}$$

$$\Delta H_g = G h_g$$

$$\Delta H_g = 2,521.46 * 1,152.748 = 2,906,607.97 \text{ BTU}$$

Calor en la primera etapa:

$$\Delta H_f + \Delta H_g = 89,708.251 + 2'906,607.97 = 3'596,316.22 \text{ BTU}$$

Cantidad de vapor:

$$H @ 3 \text{ kg/cm}^2 (42.67 \text{ lb/plg}^2) = 1,170.2 \text{ BTU}$$

$$W_s = 3'596,316.22 \text{ BTU} / 1,170 \text{ BTU/lb} = 3,073.77 \text{ lb de vapor}$$

$$W_s = 3,073.77 \text{ lb} / 8 \text{ hr} = 384.22 \text{ lb/hr}$$

### SEGUNDA ETAPA:

$$\Delta H_{(L+F')} = (L+F') C_p \Delta T$$

$$T_{eb} @ 0.2436 = 105.73 \text{ }^\circ\text{C} = 222.31 \text{ }^\circ\text{F}$$

T 3-13

$$\Delta H_{(L+F')} = (3,128.38 + 2,825.079) * 0.8122 * (222.31 - 150.99)$$

$$\Delta H_{(L+F')} = 344,879.22 \text{ BTU}$$

$$\Delta H_{g'} = G' h_{g'}$$

$$= 2,592.38 * 1,161.056 = 3'009,898.353$$

$$T_{eb} @ 0.43 = 116.4 \text{ }^\circ\text{C} = 241 \text{ }^\circ\text{F}$$

T 3-13

$$h_g @ 241.52 \text{ }^\circ\text{F} = 1,161.056 \text{ BTU/lb}$$

Tablas de vapor

Calor en la segunda etapa:

$$\Delta H(L+F) + \Delta H_G = 344,879.72 + 3'009,898.353$$

$$H(L+F) + H_G = 3'354,777.57 \text{ BTU}$$

Por lo tanto, considero el calor de la primera etapa por ser la etapa controlante.

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor:

$$Q = UA \Delta T$$

$$U = Q/(A \Delta T)$$

$$t = 8 \text{ horas}$$

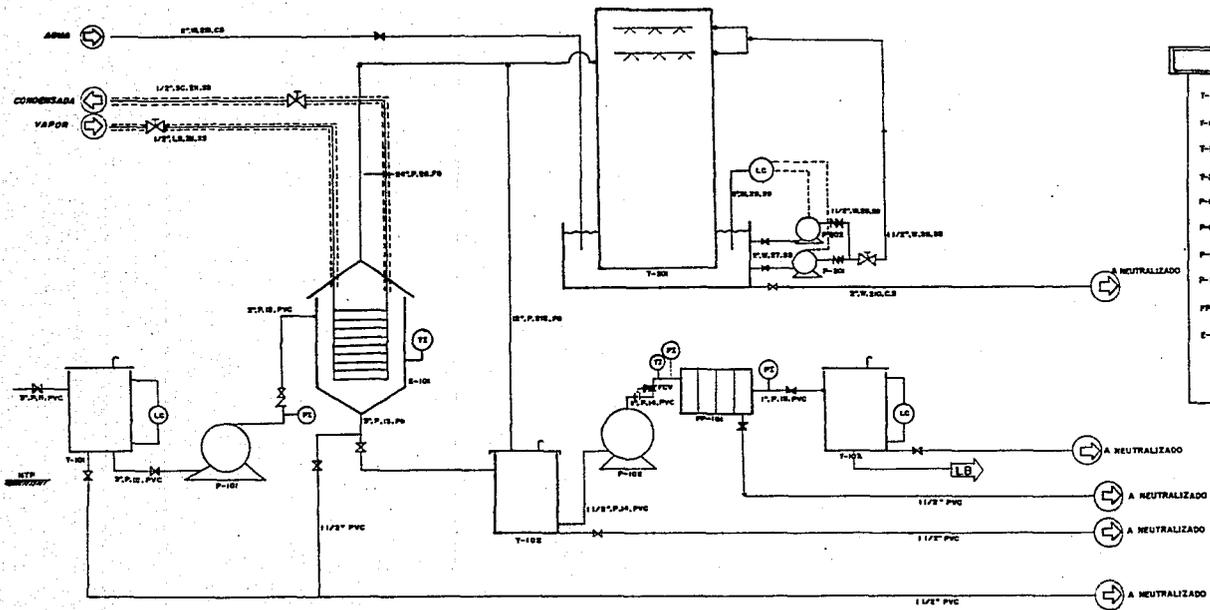
$$A = 55.5 \text{ft}^2$$

$$U = 3'596,316.22 / (55.5 * (271.179 - 241.52))$$

$$= 2,198.6025 \text{ BTU/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$2,198.6025 / 8 \text{hr} = 274.83 \text{ BTU/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{Fhr}$$

<b>T-101</b> CONDENSADOR 2 1/2" MATERIAL: PUNA DE VIDRO	<b>T-102</b> CONDENSADOR 2 1/2" MATERIAL: PLANO REPTABLE AL 31	<b>T-103</b> CONDENSADOR 2 1/2" MATERIAL: PUNA DE VIDRO	<b>T-201</b> SOPORTE ESTRUCTURAL AL LADO DE LA TORRE DE LIXIVACION CON 200 LIBRAS DE PESO MATERIAL: ACERO INOXIDABLE TUBERIAS DE 1/2" PUNTA DE CANTON DE 90 GRADOS 1/2" PUNTA DE 1/2"	<b>P-101</b> BOMBAS DE 2 1/2" X 2" POTENCIA 2 1/2 HP MATERIAL: ACERO INOXIDABLE AL 316	<b>P-102</b> BOMBAS DE 1 1/2" X 1/2" POTENCIA 1 1/2 HP MATERIAL: ACERO INOXIDABLE AL 316	<b>P-201</b> BOMBAS DE 2 1/2" X 2" POTENCIA 2 1/2 HP MATERIAL: ACERO INOXIDABLE AL 316	<b>P-202</b> BOMBAS DE 2 1/2" X 2" POTENCIA 2 1/2 HP MATERIAL: ACERO INOXIDABLE AL 316	<b>PP-101</b> 40" X 10" X 10" (L x A x P) PLACA: INOXIDABLE 304 11 PLACAS Y 16 BARRAS	<b>E-101</b> MATERIAL: ACERO INOXIDABLE AL 316 LUBRIFICACION: ACEITE CONDENSADOR: 2 1/2"
---	--	---	--	---	---	---	---	--	---



LISTA DE EQUIPO	
T-101	- TANQUE DE DESARMEZADO
T-102	- TANQUE DE ALMACENAMIENTO
T-103	- TORRE DE LIXIVACION
T-201	- TORRE DE LAVADO
P-101	- BOMBA CENTRIFUGA 2" X 2" TRANSPORTADORA DE SOLUCION DESARMEZADA,
P-102	- BOMBA CENTRIFUGA 1 1/2" X 1/2" TRANSPORTADORA DE SOLUCION EVAPORADA
P-201	- BOMBA CENTRIFUGA 2" X 2" 1/2" PARA TORRE DE LAVADO.
P-202	- BOMBA DE EMERGENCIA 2" X 1 1/2" PARA TORRE DE LAVADO.
PP-101	- FILTRO PREMSA
E-101	- EVAPORADOR

<b>CARMEN VIRGEN SALMON</b>	INGENIERO:	<b>DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION</b>	<b>PROCESO DE EVAPORACION</b>	 <b>UNIVERSIDAD LA SALLE</b>
ESTUDIO ECONOMICO PARA LA REICICLACION DE ACIDO SULFURICO EN UNA EMPRESA REPTABLE DE COPIE	FECHA: JUNIO 1993 AUTORIZA: QUANTALIA			

## II.3 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS

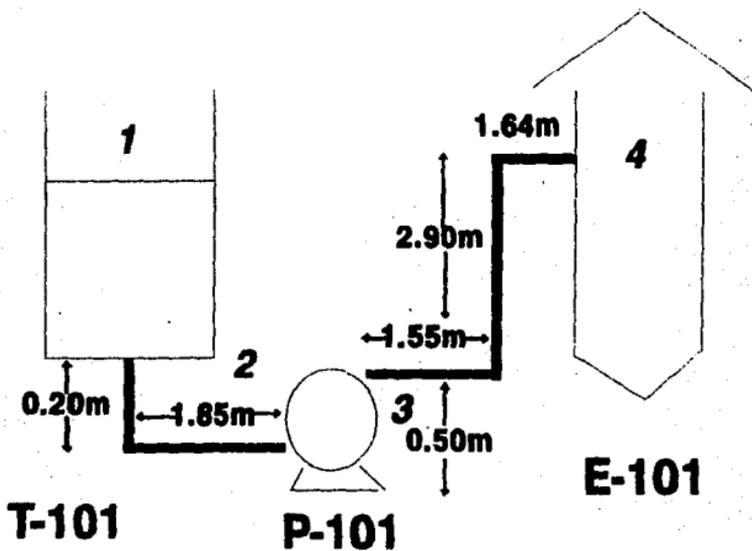


Fig. 5. Transporte de solución desarsenizada (T-101) al evaporador (E-101).

### BOMBA P-101:

Criterio usado para el dimensionamiento de tuberías:

Velocidad 4 a 7 ft/seg.

**SUCCION:**

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
$d = 1.1141 \text{ kg/lt}$	1 codo $90^\circ$	30
$d = 69.55 \text{ lb/ft}^3$	1 válvula de compuerta	8
$L = 6.724 \text{ ft}$	1 salida $k=0.5$	22.02
$\mu = 2.89 \text{ cps}$	longitud recta = 6.724ft	26.30
$V = 3.47 \text{ ft/seg}$		86.32
$Q = 80 \text{ GPM}$		
$\Delta P = 0.687 \text{ lb/plg}^2$		
$X = 0.17$		
$Di = 3.068$		
$f = 0.0249$		

**DESCARGA:**

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
$d = 1.1141 \text{ kg/ft}$	2 codos de $90^\circ$	60
$L = 16.224 \text{ ft}$	1 válv. de compuerta	8
$\mu = 2.89 \text{ cps}$	1 válv. check	50
$V = 7.65 \text{ ft/seg}$	1 entrada $k=0.5$	20.82
$\epsilon = 0.00015$	longitud recta = 16.224ft	94.19
$Q = 80 \text{ GPM}$		233.01
$\Delta P = 4.97 \text{ lb/plg}^2$		
$X = 0.17$		
$Di = 2.067$		
$f = 0.02401$		

## Cálculos:

Presión disponible	= presión en el recipiente - presión de vapor + nivel mínimo de operación - elevación boquilla de succión
	= 23.4 - 0.853 + 2.14 - 0.984
	= 23.703 ft
$\Delta P$ línea a cap. de diseño	= pérdidas por fricción en la línea * (F.S.) <sup>2</sup>
	= 0.593 * 1.10 <sup>2</sup> = 0.72 psig
Presión de succión	= presión inicial mín. + columna hidrostática - pérdidas por fricción en línea - pérdidas por fricción equipo
	= 0 + 0.056 - 0.593 - 0 = -0.033 psig
Psucc: a cap. de diseño	= presión inicial mín. + columna hidrostática - $\Delta P$ línea a cap. de diseño - $\Delta P_{eq}$ a cap. de diseño
	= 0 + 0.56 - 0.72 - 0 = -0.16 psig
NPSHdisp	= Presión disponible - $\Delta P$ línea a cap. de diseño - $\Delta P_{eq}$ a cap. de diseño
	= 23.703 - 1.4883 - 0 = 22.21 ft
Presión total fija	= Presión terminal máx + columna hidrostática + pérdidas de orificio
	= 0 + 4.59 + 0 = 4.59 psig
Pérdidas totales variables	= $\Delta P$ cambiadores de calor + $\Delta P$ otros equipos + pérdidas por fricción en línea
	= 0 + 0 + 11.58 = 11.58 psig

$$\Delta P_{\text{tot. var. de diseño}} = \text{pérdidas totales variables} * F.S.^2$$

$$= 11.58 * 1.10^2 = 14.01 \text{ psig}$$

$$\text{Pérdidas totales} = \text{presión total fija} + \text{Pérdidas variables}$$

$$= 4.59 + 11.58 = 16.17 \text{ psig}$$

$$\Delta P_{\text{tot. de diseño}} = \text{presión total fija} + \Delta P_{\text{tot. var. de diseño}}$$

$$= 4.59 + 14.01 = 18.6 \text{ psig}$$

$$\text{Presión diferencial} = \Delta P_{\text{tot. de diseño}} + \Delta P_{\text{mfn. válv. de control}} - P_{\text{succ. a cap. de diseño}}$$

$$= 18.6 + 0 - (-0.16) = 18.76 \text{ psig}$$

$$\text{Presión de descarga} = \text{columna diferencial} - \text{presión de succión}$$

$$= 40.0 + (-0.074) = 39.93$$

$$\text{Presión de descarga de diseño} = \text{columna diferencial} + \text{presión de succión a cap. de diseño}$$

$$= 40.0 - 0.33 = 39.67 \text{ ft}$$

### Potencial al freno:

$$\text{BHP} = \frac{Q * P_{\text{dif.}} * S_{\text{gr}}}{3960 * N}$$

$$= \frac{80 * 38.86 * (69.55/62.4)}{3960 * 0.60}$$

$$= 1.45$$

$$\text{HP} = 0.87$$

## RESULTADOS

SUCCION	psia	psig	ft
Presión mínima Inicial	0.00		
Presión en el recipiente	11.30		23.4
Presión de vapor	0.4116		0.85
Nivel mínimo de operación			2.14
Elevación de la boquilla de succión			0.98
Presión disponible	11.45		23.70
Columna Hidrostática.		0.56	1.15
Presión Inicial		0.56	1.15
Pérdidas por fricción línea		0.593	1.23
$\Delta P$ . línea a cap de diseño		0.72	1.49
Pérdidas por fricción en equipo		0.00	0.00
$\Delta P_{eq}$ a cap. de diseño		0.00	0.00
P succ. a cap. de diseño		-0.033	-0.07
NPSH disponible			22.21

	psig	ft
<b>DESCARGA</b>		
Presión terminal máx	0	0
Columna hidrostática	4.59	9.51
Pérdidas en orificio	0	0
Presión total fija	4.59	9.51
$\Delta P$ . cambiadores de calor	0	0
$\Delta P$ otros equipos	0	0
Pérdidas por fricción línea	11.58	23.98
Pérdidas totales variables	11.58	23.98
$\Delta P$ tot. var. de diseño	14.01	29.02
Pérdidas totales	16.17	33.49
$\Delta P$ tot. de diseño	18.6	38.53
$\Delta P$ mín válv. de control	0	0
Presión diferencial	18.76	38.86
Columna diferencial con aprox. de 5 ft		40
Presión de descarga		39.93
Presión de descarga de diseño		39.67
Potencia al freno	1.45 BHP 0.9 HP	

## BOMBA P-102

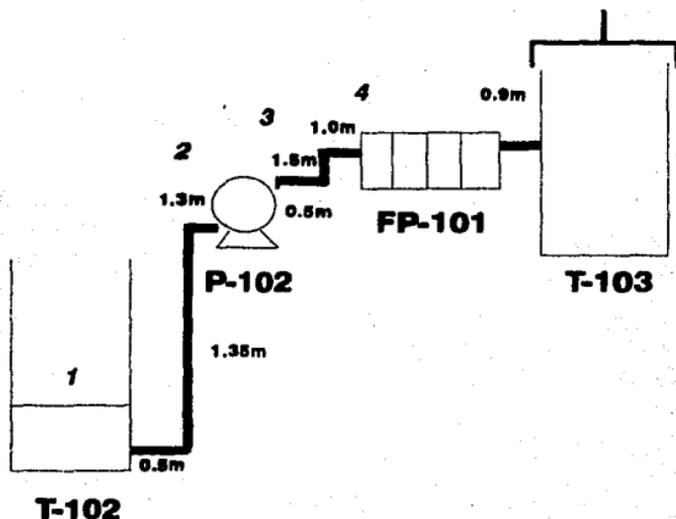


Fig. 6. Transporte de solución evaporada de T-102 a T-103

### SUCCION:

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
$d = 1.6534 \text{ kg/ft}$	2 codos de $90^\circ$	60
$L = 1.033 \text{ ft}$	1 salida $k = 1.0$	35.46
$\mu = 4.55 \text{ cps}$	longitud recta = 1.033 ft	4.94
$V = 2.37 \text{ ft/seg}$		100.40
$\epsilon = 0.0001$		
$Q = 13.21 \text{ GPM}$		
$\Delta P = 0.755 \text{ lb/plg}^2$		
$X = 0.43$		
$DI = 1.610 \text{ plg}$		
$f = 0.282$		

**DESCARGA:**

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
$d = 1.6534 \text{ kg/ft}$	2 codos $90^\circ$	60
$L = 9.84 \text{ ft}$	1 entrada $k=0.5$	35.46
$\mu = 4.55 \text{ cps}$	1 válv. de control	8
$V = 5.57 \text{ ft/seg}$	longitud recta 9.84ft	112.56
$\epsilon = 0.00015$		196.9
$Q = 13.21 \text{ GPM}$		
$\Delta P = 6.36 \text{ lb / plg}^2$		
$X = 0.43$		
$Di = 1.049$		
$f = 0.0306$		

<b>RESULTADOS</b>			
	psia	psig	ft
<b>SUCCION</b>			
Presión inicial mínima		0	0
Presión en el recipiente	11.3		23.4
Presión de vapor			0.7652
Nivel mínimo de operación			2.14
Elevación de la boquilla de succión			1.64
Presión disponible			24.67
Columna hidrostática		2.01	2.81
Presión inicial		2.01	2.81
Pérdidas por fricción línea		0.758	1.06
$\Delta P$ línea a cap. de diseño		0.92	1.28
Pérdidas por fricción equipo		0	0
$\Delta P_{eq}$ a cap. de diseño		0	0
Presión de succión		1.252	1.75
Psucc. a cap. de diseño		1.09	1.52
NPSH disponible			23.39

	psig	ft
<b>DESCARGA</b>		
Presión terminal máx	0	0
Columna hidrostática	3.52	4.92
Pérdidas en orificio	0	0
Presión total fija	3.52	4.92
$\Delta P$ cambiadores de calor	0	0
$\Delta P$ otros equipos	71.115	99.26
Pérdidas por fricción en línea	12.25	17.47
Pérdidas totales variables	83.64	116.73
$\Delta P$ tot. var. de diseño	101.20	141.24
Pérdidas totales	87.16	121.65
$\Delta P$ tot. de diseño	104.72	146.16
Presión diferencial	103.63	144.64
Columna diferencial con aprox. de 5 ft.		145.0
Presión de descarga		146.75
Presión de descarga de diseño		146.52
Potencia al freno		
BHP = 1.33		
HP = 0.8		

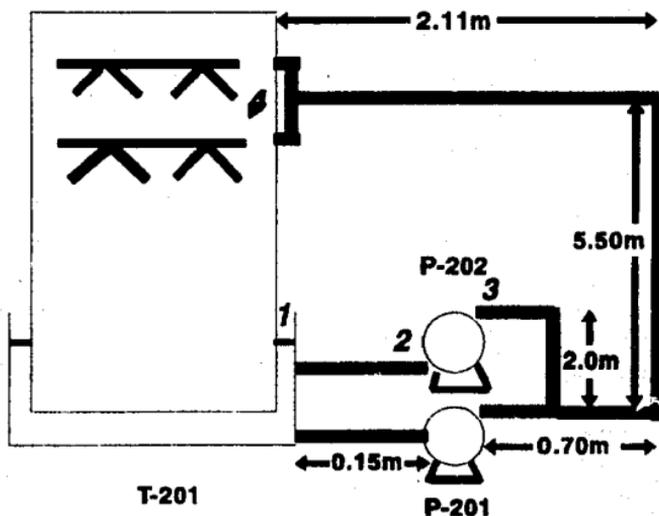
**BOMBA P-201:**

Fig. 7. Torre de lavado de gases. Bombas alimentadoras.

**SUCCION:**

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
$d = 1\text{kg/ft}$	1 válv. de compuerta	8
$L = 0.492\text{ ft}$	1 salida $k = 1.0$	43.29
$\mu = 1\text{cps}$		51.29
$V = 3.47\text{ ft/seg}$		
$\varepsilon = 0.00015$		
$Q = 40\text{GPM}$		
$\Delta P = 1.35\text{ lb / plg}^2$		
$DI = 2.067$		
$f = 0.02315$		

## DESCARGA:

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
$d = 1\text{kg/lt}$	1 válv. check	50
$L = 27.256\text{ ft}$	2 válv compuerta	16
$\mu = 1\text{cps}$	1 T run $k=20$	858.4
$V = 6.30\text{ ft/seg}$	2 codos de $90^\circ$	60
$\epsilon = 0.00015$	1 entrada $k= 0.5$	21.46
$Q = 40\text{GPM}$		
$\Delta P = 4.65\text{lb/plg}^2$		
$DI = 1.610$		
$f = 0.0233$		

<b>RESULTADOS</b>			
	psia	psig	ft
<b>SUCCION</b>			
Presión Inicial mínima		0.0	0.0
Presión en el recipiente	11.3		23.4
Presión de vapor			1.265
Nivel mínimo de operación			1.64
Elevación de la boquilla de succión			0.984
Presión disponible			22.79
Columna hidrostática		3.42	1.484
Presión Inicial		3.42	1.484
Pérdidas por fricción línea		1.78	.77
$\Delta P$ línea a cap. de diseño		2.15	0.93
Pérdidas por fricción equipo		0	0
$\Delta P_{eq.}$ a cap. de diseño		0	0
Presión de succión		1.64	0.71
P succ. a cap. de diseño		1.27	0.55
NPSH disponible			21.98

DESCARGA	psig	ft
Presión terminal máxima	0	0
Columna Hidrostática	7.82	18.04
Pérdidas en orificio	0	0
Presión total fija	7.82	18.04
$\Delta P$ cambiadores de calor	0	0
$\Delta P$ otros equipos	0	0
Pérdidas por fricción en línea	235.15	101.9
<b>Pérdidas totales variables</b>	<b>235.15</b>	<b>101.9</b>
$\Delta P$ tot. variables de diseño	284.51	123.3
Pérdidas totales	242.97	119.94
$\Delta P$ totales de diseño	292.36	141.34
<b>Presión diferencial</b>	<b>291.09</b>	<b>140.79</b>
Columna diferencial con aproximación de 5 ft		140.0
Presión de descarga		140.71
Presión de descarga de diseño		140.55
Potencia al freno:		
BHP = 2.37		
HP = 1.42		

## BOMBA P-202:

### SUCCION

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
d = 1kg/ft	1 salida k = 1	43.29
L = 0.492ft	1 válv. de compuerta	8
$\mu$ = 1 cps	longitud recta = 0.492ft	5.29
V = 3.47ft/seg		57.19
$\epsilon$ = 0.00015		
Q = 40GPM		
$\Delta P$ = 1.35lb/plg <sup>2</sup>		
Di = 2.067		
f = 0.02315		

### DESCARGA:

CONDICIONES	ACCESORIOS	L/D
d = 1kg/ft	1 válvula check	50
L = 33.816ft	2 válvulas compuerta	16
$\mu$ = 1cp	1 T run k = 20	858.4
V = 6.30ft/seg	2 codos 90°	60
$\epsilon$ = 0.00015	1 entrada k = 0.5	21.46
Q = 40GPM	longitud recta = 27.256ft	327.07
$\Delta P$ = 4.65lb/plg <sup>2</sup>		2192.3
Di = 1.610		
f = 0.0233		

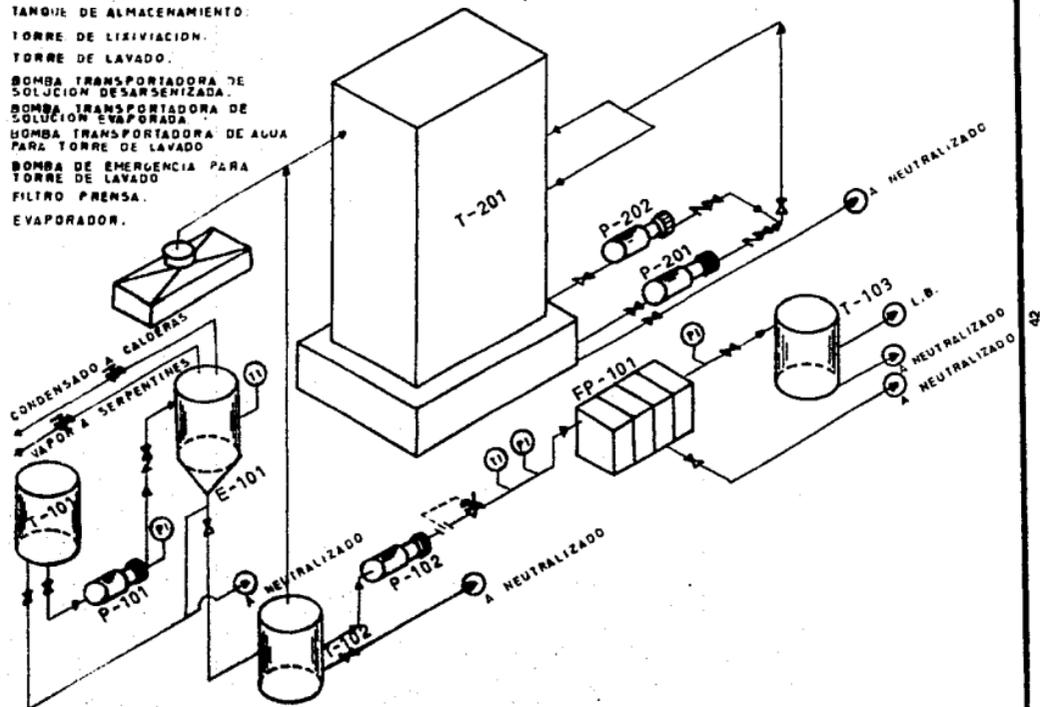
**RESULTADOS**

SUCCION	psia	psig	ft
Presión inicial mínima		0	0
Presión en el recipiente	11.3		23.4
Presión de vapor			1.265
Nivel mínimo de operación			1.64
Elevación boquilla de succión			0.984
Presión disponible			22.79
Columna hidrostática		3.42	1.484
Presión inicial		3.42	1.484
Pérdidas por fricción línea		1.78	0.77
$\Delta P$ línea a cap. de diseño		2.15	0.93
Pérdidas por fricción equipo		0	0
$\Delta P$ eq. a cap de diseño		0	0
Presión de succión		1.64	0.71
$P_{succ.}$ a cap. de diseño		1.27	0.55
NPSH disponible			21.86

DESCARGA	psig	ft
Presión terminal máx	0	0
Columna hidrostática	7.82	18.04
Pérdidas en orificio	0	0
Presión total fija	7.82	18.04
$\Delta P$ cambiador de calor	0	0
$\Delta P$ otros equipos	0	0
Pérdidas por fricción línea	335.7	145.47
Pérdidas totales variables	335.7	145.7
$\Delta P$ tot. var. de diseño	406.2	176.0
Pérdidas totales	343.52	163.2
$\Delta P$ tot. de diseño	414.02	194.04
Presión diferencial	412.75	193.49
Columna diferencial con aprox. de 5 ft		195.0
Presión de descarga		195.71
Presión de descarga de diseño		195.55
Potencia al freno BHP = 3.26 HP = 3.92		

### DIAGRAMA ISOMETRICO DEL PROCESO DE EVAPORACION

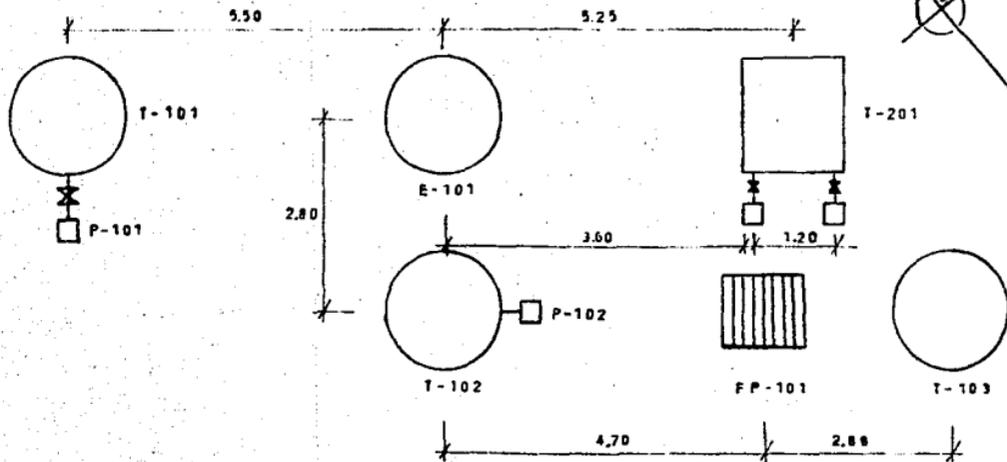
- T-101 TANQUE DE DESARSENIZACION
- T-102 TANQUE DE ALMACENAMIENTO
- T-103 TORRE DE LIXIVIACION
- T-201 TORRE DE LAVADO
- P-101 BOMBA TRANSPORTADORA DE SOLUCION DESARSENIZADA
- P-102 BOMBA TRANSPORTADORA DE SOLUCION EVAPORADA
- P-201 BOMBA TRANSPORTADORA DE AGUA PARA TORRE DE LAVADO
- P-202 BOMBA DE EMERGENCIA PARA TORRE DE LAVADO
- FP-101 FILTRO PRENSA
- E-101 EVAPORADOR.



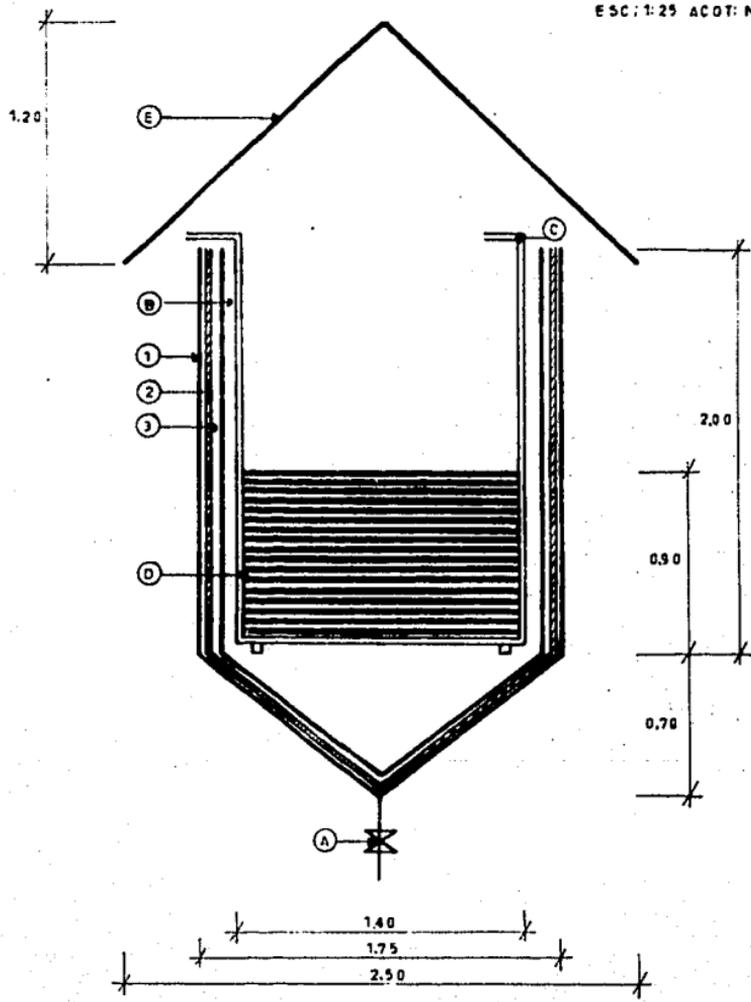
# ARREGLO DE EQUIPO

ESC: 175 ACOT: M.

N



EVAPORADOR  
ESC: 1:25 ACOT: M



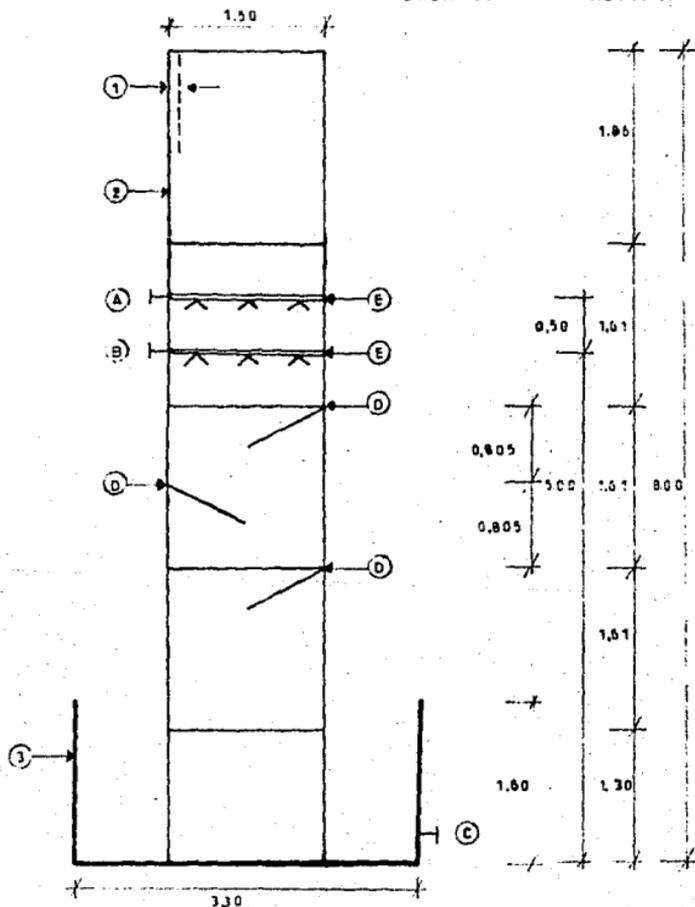
## **NOMENCLATURA DEL EVAPORADOR:**

1. Acero inoxidable 1/4" espesor
  2. Plomo 1/8" espesor
  3. Ladrillo antiácido 4 1/2" espesor
- A. Válvula de compuerta para descargar la solución concentrada
  - B. Entrada de vapor
  - C. Salida de condensado
  - D. Serpentes de zirconio
  - E. Campana extractora de gases

# TORRE DE LAVADO DE GASES VISTA FRONTAL

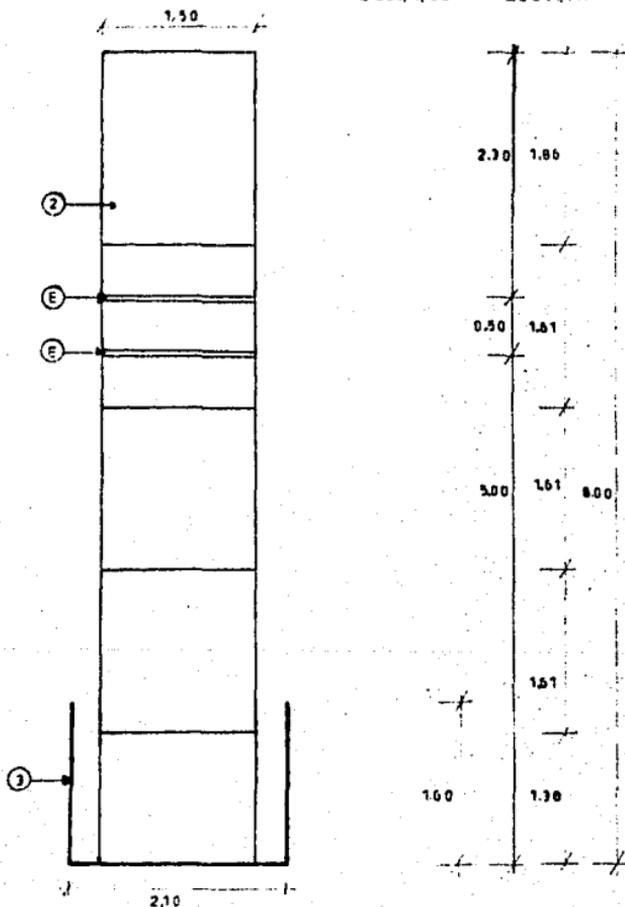
ESC.: 1:50

ACOT.: M



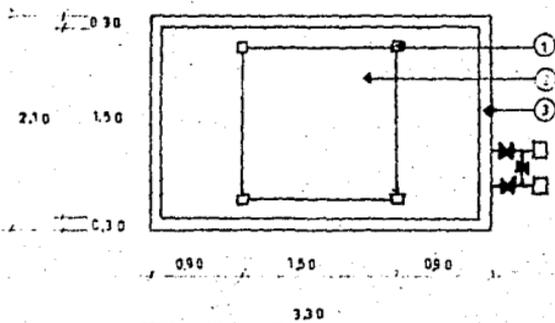
TORRE DE LAVADO DE GASES  
VISTA LATERAL

ESC.: 1:50 ACOT. & M.



TORRE DE LAVADO DE GASES  
VISTA SUPERIOR

ESCALA: 1:50 ACOT: M



## **NOMENCLATURA DE LA TORRE DE LAVADO DE GASES**

1. Angulo de fierro 4x4x3/8"
  2. Torre de acero al carbón recubierto con fibra de vidrio.
  3. Depósito de agua, concreto armado
- A , B. Entrada del vapor a las regaderas
- C. Válvula de drene de la cisterna
- D. Mamparas de acero al carbón soldadas a la estructura de hierro
- E. Regaderas soldadas a la estructura de hierro

## II.4. HOJA DE DATOS

<b>EVAPORADOR</b>	
<b>CONDICIONES DEL VAPOR</b>	
Presión:	2.9 atm
Cantidad de vapor circulante por serpentín:	384.22 lb / hr
Volumen específico:	7.53 ft <sup>3</sup> /lb
Temperatura:	271.18 °F
<b>CONDICIONES DEL CONDENSADO</b>	
Cantidad de condensado:	384.22 lb / hr
Densidad:	0.96 kg / lt
Temperatura:	212.0 °F
<b>CONDICIONES DEL H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	
Cantidad a evaporar:	13,445.56 lb / hr
Densidad:	1.6534 kg/lt
Temperatura:	212.0 °F
Concentración inicial:	0.17
Concentración final:	0.43
Viscosidad:	4.55 cps

<b>MATERIALES DE CONSTRUCCION</b>
<b>EVAPORADOR:</b>
Construido con tres recubrimientos:
Parte externa: acero inoxidable 1/4" de espesor
Parte intermedia: plomo 1/8" de espesor
Parte interna: ladrillo antiácido
Para unir el ladrillo: mortero a base de silicato de potasio.
<b>SERPENTINES:</b>
Construidos de zirconio 702
Composición química del zirconio 702:
Zr + Hf mín = 99.2%
Hf máx. = 4.5%
Fe + Cr = 0.2%
H máx = 0.005%
N máx = 0.025%
C máx = 0.05%
O máx = 0.16%

**SERPENTINES:**

Longitud de los tubos:	1.4 m
Díámetro interior:	0.025 m
Espesor de pared:	0.001625 m
Altura:	0.9144 m
Area efectiva para la transferencia por serpentín:	31.24 ft <sup>2</sup>
Número de serpentines:	3.0
Area efectiva total:	93.72 ft <sup>2</sup>

**TUBOS DE ENTRADA Y SALIDA:**

Altura de los tubos:	1.7856 m
Díámetro interior:	0.025 m
Espesor de pared:	0.001625 m
Area efectiva por tubo:	1.53 ft <sup>2</sup>
Número de tubos:	2.0
Area efectiva total:	3.06 ft <sup>2</sup>

<b>HOJA DE DATOS</b>	
<b>TORRE DE LAVADO DE GASES</b>	
<b>CONDICIONES</b>	
Cantidad de agua circulante:	40 GPM
Sustancia a lavar:	vapor de agua
Concentración de ácido.	$1 \times 10^{-5}$ mol / lt
Cantidad de vapor por lavar:	324.05 lb / hr
<b>MATERIALES DE CONSTRUCCION</b>	
Estructura:	acero al carbón recubierta con resina epóxica.
Trabes:	acero al carbón.
Cisterna:	concreto armado.
Regaderas:	acero inoxidable.
Mamparas:	lámina de acero al carbón, recubierta con resina epóxica.
<b>DIMENSIONES</b>	
Angulo de inclinación de mamparas:	61.77°
Número de trabes:	5.0
Distancia entre trabes:	1.55 m respecto al piso (primera trabe), posteriormente , 1.61 m
Altura del piso a la primera regadera:	5.0 m
Distancia entre regaderas:	0.5 m
Altura total de la torre:	8.0 m

<b>DIMENSIONES</b>	
Numero de cabezales:	30.0 por cabezal longitudinal
Número de espreas:	28.0 por cabezal transversal
<b>CISTERNA</b>	
Altura:	1.6 m
Ancho:	2.1 m
Longitud:	3.3 m



# HOJA DE DATOS PARA BOMBAS CENTRIFUGAS

CLIENTE \_\_\_\_\_ BOMBA No. P-102 CANTIDAD Una  
 UNIDAD \_\_\_\_\_ SERVICIO Solución Evaporada (concentrada)  
 LUGAR México, D.F. PARTICIPANTE \_\_\_\_\_ MOTOR No. PM-102  
 TAMAÑO Y MODELO \_\_\_\_\_ CANTIDAD Una  
 TURBINA No. \_\_\_\_\_ CANTIDAD \_\_\_\_\_

## CONDICIONES DE OPERACION DE CADA BOMBA

LIQUIDACION/SUSPENSION Solución de azúcar H<sub>2</sub>O 17%  
 T.O. °F NORMAL 88 MAX 104 UD CPM NORMAL 13.81 DISEÑO 16.47  
 DENSIDAD REL @ TB NORM 1.2258 CARGA DIF. TOTAL PIES DISEÑO 144.84  
 PRESION DE VAP. @ TB. NORMAL PSIA 19.77 PRES. SUCCION PSIG MAX 1.252 DIS 1.061  
 VISC. @ TS. NORMAL cp 2.89 NPSH DISP. PIES 22.21  
 CORROSION/EROSION CAUSADA POR Acido Sulfúrico PH 0  
 POT. DEL ACCIONADOR SELEC. PARA MAX. GRAV. ESP. 1 Y MAX. VISC. \_\_\_\_\_

**CONSTRUCCION**  ANSIB73.1  ANSI B73.2  OTRO

TIPO DE BOMBA:  HORIZ  VERTI.  EN LINEA  FLECHA ACC. MOTOR MOM. COL.  
 SOPORTE DE LA BOMBA HORIZONTAL  PIE LINEA DE CENTROS  
 SOPORTE DE LA BOMBA VERTICAL  FLECHA DEL MOTOR  COPLÉ DIS.  OTRO  
 PARTICION  AXIAL  RADIAL  VOLUTA TIPO  DOBLE  SENCILLA  
 PRESION MAX. PERM. \_\_\_\_\_ PSIG \_\_\_\_\_ °F  PRUEBA HIDROSTATICA \_\_\_\_\_ PSIG  
 CONEXIONES  DREN  MAN SUCCION  MAX. DESCARGA  VENTEO

BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASE ANSI	CARGA	POSICION
SUCCION		150 #	RF	LATERAL
DESGARGA			RF	SUPERIOR

DIAMETRO DEL IMPULSOR \_\_\_\_\_ DISEÑO \_\_\_\_\_ MAXIMO \_\_\_\_\_ TIPO \_\_\_\_\_  
 TIPO DE COJINETES:  RADICAL  EMPUJE  
 LUBRICACION  ACEITE  NEBLINA DE ACEITE  GRASA  GRASA PARA VIDA  
 ACOPLAMIENTO: FABRICANTE \_\_\_\_\_ MOD \_\_\_\_\_ PROT \_\_\_\_\_ ACET  
 MITAD COPLÉ LADO ACCIONADOR MONTADA POR:  FAB BOM  FAC. ACC.  COMPRAD  
 CUBIERTA DE CAJA DE ESTOPEROS:  ESTANDAR  ENCHAUETADA  SOLO SELLO  
 EMPAQUE: FABRICANTE Y TIPO \_\_\_\_\_ TAM Y NO ARILLOS  
 ARILLOS DE LINTERNA:  SI  NO  
 SELLO MECANICO:  FABRICANTE Y MODELO \_\_\_\_\_ CODIGO DE MATLS S  
 BALANCEADO  NO BALANCEADO  SENCILLO  INTERNO  EXTERNO  
 DOBLE  UNO TRAS OTRO  TANDEM  CARA A CARA

## MATERIALES DE CONSTRUCCION: CLAVE CARCAZA PARTES INT.

	CLAVE INTERIORES	I	M	S	C	D	E	X
I FIERRO FUNDIDO	IMPULSOR							X
M BRONCE	ANILLOS DE DESGASTE							X
S ACERO	MANGA DE FLECHA							X
4-3% CROMO	PRESA ESTOPAS							X
D 11-13% CROMO	EMPAQUES							X
E 16-8% CROMO-NIQUEL	PLACA BASE							X
X S.S. 316	GUARDA COPLÉ							X
	FLECHK							X
	OTROS							X

## ACCIONADOR: MOTOR TURBINA OTRO SUM. POR

HP _____ RPM _____ AMAZON _____ FABRICANTE _____ TIPO DE BOMBA AISLAM _____ EMPUJADO _____ ANM TRPM _____ °F VOLTS/FASES/CICLOS <u>220/3/60</u> COJINETES _____ LUBRIC _____ AMPERES A PLENA CARGA _____	HP _____ RPM _____ HATL _____ FAB Y TIPO _____ VAP ENT _____ PSIG TEMP _____ °F VAP ESC _____ PSIG ABNA PEG _____ GPM COJINETES _____ LUBRIC _____ BOQUILLAS <input type="checkbox"/> CLASE ANSI _____ CARA POSICION _____ ENTRADA _____ ESCAPA _____
--	--

## PRUEBAS EN TALLER

PRUEBA	ATEST.	NO ATEST.	PRUEBA	ATEST.	NO ATEST.
COMPORTAMIENTO	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	DESMANTELAR E INS.	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
HIDROSTATICA	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	PECIONAR DESPUES	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
NPSM	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	DE LA PRUEBA	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
VIBRACION	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	OTRAS	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

# HOJA DE DATOS PARA BOMBAS CENTRIFUGAS

CLIENTE \_\_\_\_\_ BOMBA No. P-201 CANTIDAD Una  
 UNIDAD \_\_\_\_\_ SERVICIO Agua para torre de lavado  
 LUGAR México, D.F. PARTICIPANTE \_\_\_\_\_ MOTOR No. PM-201  
 TAMAÑO Y MODELO \_\_\_\_\_ CANTIDAD Una  
 TURBINA No. \_\_\_\_\_ CANTIDAD \_\_\_\_\_

## CONDICIONES DE OPERACION DE CADA BOMBA

LIQUIDACION/SUSPENSION Agua  
 T.D. °F NORMAL 204.8 MAX 212.0 US GPM NORMAL 40 DISEÑO 48.4  
 DENSIDAD REL @ TB NORM PSIA Koff CARGA DIF. TOTAL PIES DISEÑO 140.78  
 PRESION DE VAP. @ TB. NORMAL PSIA 17.8 PRES SUCCION PSIG MAX 1.64 DIS 1.27  
 VISC. @ TB. NORMAL cp 1 NPSH DISP PIES 21.88  
 CORROSION/EROSION CAUSADA POR \_\_\_\_\_ PH 5-7  
 POT. DEL ACCIONADOR SELEC. PARA MAX. GRAV. ESP 2 Y MAX. VISC \_\_\_\_\_

**CONSTRUCCION**  ANSI B73.1  ANSI B73.2  OTRO

TIPO DE BOMBA:  HORIZ  VERTI.  EN LINEA  FLECHA ACC. MOTOR MOM. COL  
 SOPORTE DE LA BOMBA HORIZONTAL  PIE LINEA DE CENTROS  
 SOPORTE DE LA BOMBA VERTICAL  FLECHA DEL MOTOR  COUPLE DIS.  OTRO  
 PARTICION  AXIAL  RADIAL  VOLUTA TIPO  DOBLE  SENCILLA  
 PRESION MAX. PERM  PSIG \_\_\_\_\_ °F PRUEBA HIDROSTATICA  PSIG \_\_\_\_\_

CONEXIONES  DREN  MANSUCCION  MAX. DESCARGA  VENITEO  
 BOQUILLAS \_\_\_\_\_ DIAMETRO \_\_\_\_\_ CLASE ANSI \_\_\_\_\_ CARGA \_\_\_\_\_ POSICION \_\_\_\_\_  
 SUCCION \_\_\_\_\_ RF \_\_\_\_\_ LATERAL \_\_\_\_\_  
 DESCARGA \_\_\_\_\_ RF \_\_\_\_\_ SUPERIOR \_\_\_\_\_

DIAMETRO DEL IMPULSOR \_\_\_\_\_ DISEÑO \_\_\_\_\_ MAXIMO \_\_\_\_\_ TIPO \_\_\_\_\_  
 TIPO DE COJINETES: RADICAL \_\_\_\_\_ EMPUJE \_\_\_\_\_  
 LUBRICACION  ACEITE  NEBLINA DE ACEITE  GRASA  GRASA PARA VIDA  
 ACOPLAMIENTO: FABRICANTE \_\_\_\_\_ MOD \_\_\_\_\_ PROT \_\_\_\_\_ ACEIT \_\_\_\_\_  
 MITAD COUPLE LADO ACCIONADOR MONTADA POR  FAB. BOM  FAC. ACC.  COMPRAD  
 CUBIERTA DE CAJA DE ESTOPEROS  ESTANDAR  ENCHAQUETADA  SOLO SELLO  
 EMPAQUE: FABRICANTE Y TIPO \_\_\_\_\_ TAM Y NO ARRILLOS \_\_\_\_\_  
 ARRILLOS DE LINTERNA:  SI  NO  
 SELLO MECANICO:  FABRICANTE Y MODELO \_\_\_\_\_ CODIGO DE MATERIAS \_\_\_\_\_  
 BALANCEADO  NO BALANCEADO  SENCILLO  INTERNO  EXTERNO  
 DOBLE  UNO TRAS OTRO  TANDEM  CARA A CARA

## MATERIALES DE CONSTRUCCION: CLAVE CARCAZA PARTES INT.

MATERIALES	CLAVE INTERIORES	PARTES INT.						
		I	M	S	C	D	E	X
1 PIERRO FUNDIDO	IMPULSOR		X					
m BRONCE	ANILLOS DE DESGASTE		X					
1 ACERO	MANGA DE FLECHA	X						
e 3% CROMO	PRESNA ESTOPAS							Gratita
d 11-13% CROMO	EMPAQUES		X					
e 19.8% CROMO-NIQUEL	PLACA BABE		X					
1	GUARDA COUPLE							
	FLECHA							
	OTROS							

## ACCIONADOR: MOTOR TURBINA OTRO SUM. POR

HP \_\_\_\_\_ RPM \_\_\_\_\_ AFMAZON \_\_\_\_\_  
 FABRICANTE \_\_\_\_\_ HP \_\_\_\_\_ RPM \_\_\_\_\_ MATL \_\_\_\_\_  
 TIPO INDUSTRIAL AISLAM PAS Y TIPO \_\_\_\_\_  
 ENCAPULADO ALUM. TRPM °F VAP ENT \_\_\_\_\_ PSIG TEMP °F  
 VOLTS/FASES/CYCLOS 220/3/60 VAP ESC \_\_\_\_\_ PSIGS ABJA PEG. GPM  
 COJINETES \_\_\_\_\_ LUBRIC \_\_\_\_\_  
 AMPERES A PLENA CARGA \_\_\_\_\_ BOQUILLAS D \_\_\_\_\_ CLASE ANSI \_\_\_\_\_ CARGA POSICION \_\_\_\_\_  
 ENTRADA \_\_\_\_\_  
 ESCAPE \_\_\_\_\_

## PRUEBAS EN TALLER

PRUEBA	ATEST.		PRUEBA	ATEST.	
	ATEST.	NO ATEST.		ATEST.	NO ATEST.
COMPORTAMIENTO	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	DESMANTELAR E INSPECCIONAR DESPUES DE LA PRUEBA	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
HIJROSTATICA	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	OTRAS	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
NPSM	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			
VIBRACION	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			

# HOJA DE DATOS PARA BOMBAS CENTRIFUGAS

CLIENTE \_\_\_\_\_ BOMBA No. P-202 CANTIDAD Una  
 UNIDAD \_\_\_\_\_ SERVICIO Agua para torre de lavado  
 LUGAR México, D.F. PARTICIPANTE \_\_\_\_\_ MOTOR No. PM-202  
 TAMAÑO Y MODELO \_\_\_\_\_ CANTIDAD Una  
 TURBINA No. \_\_\_\_\_ CANTIDAD \_\_\_\_\_

CONDICIONES DE OPERACION DE CADA BOMBA					
LIQUIDACION/SUSPENSION <u>Agua</u>					
TD *F NORMAL	<u>204.9</u>	MAX	<u>212.0</u>	US GPM NORMAL	<u>40</u> DISEÑO <u>48.4</u>
DENSIDAD REL @ TB NORM	<u>1.001</u>	CARGA DIF. TOTAL PIES DISEÑO	<u>123.49</u>		
PRESION DE VAP. @ TB NORMAL PSIA	<u>17</u>	PRES	SUCCION PSIG MAX	<u>1.64</u>	OIS <u>1.37</u>
VISC @ T.S. NORMAL cp	<u>1</u>	NPSH DISP. PIES	<u>21.88</u>		
CORROSION/EROSION CAUSADA POR _____ PH <u>5.7</u>					
POT. DEL ACCIONADOR SELEC. PARA MAX GRAV ESP <u>1.3</u> Y MAX. VISC _____					
CONSTRUCCION <input type="checkbox"/> ANSIB7.1 <input type="checkbox"/> ANSI B73.2 <input type="checkbox"/> OTRO					
TIPO DE BOMBA: <input checked="" type="checkbox"/> HORIZ <input type="checkbox"/> VERTI <input type="checkbox"/> EN LINEA <input type="checkbox"/> FLECHA ACC. MOTOR MOM. COL					
SOPORTE DE LA BOMBA HORIZONTAL <input checked="" type="checkbox"/> PIE LINEA DE CENTROS					
SOPORTE DE LA BOMBA VERTICAL <input type="checkbox"/> FLECHA DEL MOTOR <input type="checkbox"/> COPLIE DIS <input type="checkbox"/> OTRO _____					
PARTICION <input type="checkbox"/> AXIAL <input type="checkbox"/> RADIAL _____ VOLUTA TIPO <input type="checkbox"/> DOBLE <input checked="" type="checkbox"/> SENCILLA _____					
PRESION MAX. PERM _____ PSIG _____"F PRUEBA HIDROSTATICA _____ PSIG					
CONEXIONES <input type="checkbox"/> DREN <input type="checkbox"/> MAN SUCCION <input type="checkbox"/> MAX. DESCARGA <input type="checkbox"/> VENTEO					
BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASE ANSI	CARGA	POSICION	
SUCCION		<u>150 #</u>	<u>RF</u>	<u>LATERAL SUPERIOR</u>	
DESCARGA					
DIAMETRO DEL IMPULSOR _____ DISEÑO _____ MAXIMO _____ TIPO _____					
TIPO DE COJINETES: <input type="checkbox"/> RADIAL <input type="checkbox"/> EMPUJE					
LUBRICACION: <input type="checkbox"/> ACEITE <input type="checkbox"/> NEBLINA DE ACEITE <input type="checkbox"/> GRASA <input type="checkbox"/> GRASA PARA VIDA					
ACOPLAMIENTO: FABRICANTE _____ MOD _____ PROT _____ ACEIT _____					
MNTAD CABLE LADO ACCIONADOR MONTADA POR <input type="checkbox"/> FAB BOM <input type="checkbox"/> FAGG ACC. <input type="checkbox"/> COMPRAD					
CUBIERTA DE CAJA DE ESTOPEROS: <input type="checkbox"/> ESTANDAR <input type="checkbox"/> ENCHAQUETADA <input type="checkbox"/> SOLO SELLO					
EMPAQUE: FABRICANTE Y TIPO _____ TAM Y NO ARILLOS _____					
ARILLOS DE LINTERNA: <input type="checkbox"/> SI <input type="checkbox"/> NO					
SELLO MECANICO: <input checked="" type="checkbox"/> FABRICANTE Y MODELO _____ CODIGO DE MATLS S					
<input type="checkbox"/> BALANCEADO <input type="checkbox"/> NO BALANCEADO <input type="checkbox"/> SENCILLO <input type="checkbox"/> INTERNO <input type="checkbox"/> EXTERNO					
<input type="checkbox"/> DOBLE <input type="checkbox"/> UNO TRAS OTRO <input type="checkbox"/> TANDEM <input type="checkbox"/> CARA A CARA					
MATERIALES DE CONSTRUCCION: CLAVE CARCAZA			PARTES INT.		
I FIERRO FUNDIDO M BRONCE S ACERO C 3% CROMO D 11-13% CROMO E 18% CROMO-NIQUEL X	CLAVE INTERIORES IMPULSOR ANILLOS DE DESOASTE MANGA DE FLECHA PREENA ESTOPAS EMPAQUE FLECHA BOM GUARDA COPLIE FLECHA OTROS	I M S C D E X	I M S C D E X	I M S C D E X	I M S C D E X
					Gráfico
ACCIONADOR: <input type="checkbox"/> MOTOR <input type="checkbox"/> TURBINA <input type="checkbox"/> OTRO SUM. POR					
HP _____ RPM _____ AMPLAZON _____	HP _____ RPM _____ NATL _____	FAB Y TIPO _____			
FABRICANTE _____	VAP ENT _____ PSIG TEMP _____"F	VAP ESC _____ PSIGS ABJA FIG. _____ GPM			
TIPO LUBRICACION AISLAM _____	COJINETES _____ LUBRIC _____	BOQUILLAS (D) CLASE ANSI CARA POSICION			
ENCAPSULADO _____ ALUM. TRPM _____"F	ENTRADA _____	DESCR _____			
VOLTS/FASES/CICLOS <u>220.440.120</u>					
COJINETES _____ LUBRIC _____					
AMPERES A PLENA CARGA _____					
PRUEBAS EN TALLER					
PRUEBA	ATEST.	NO ATEST.	PRUEBA	ATEST.	NO ATEST.
COMPORTAMIENTO HIDROSTATICA	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	DESAMTALAR E INSPECCIONAR DESPUES DE LA PRUEBA	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
NPSH	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	OTRAS	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
VIBRACION	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			

## CAPITULO III

### III. ANALISIS DE COSTOS

#### III.I INTRODUCCION.

La teoría de los costos es una teoría central de la producción de bienes y servicios. El ingreso de cualquier actividad económica deberá ser superior a su costo. Este principio económico fundamental rige en la economía privada y en la social. La diferencia entre ingresos y costos constituye la utilidad o beneficio.

La palabra "costo" tiene dos acepciones básicas: puede significar, en primer lugar, la suma de esfuerzos y recursos que se han invertido para producir una cosa. La segunda acepción se refiere a lo que es sacrificado o desplazado en lugar de la cosa elegida; en este caso el costo de una cosa equivale a lo que se renuncia o sacrifica con objeto de obtenerla.

Los costos, en materia económica, pueden medirse en términos reales o en términos monetarios. Los primeros están representados por los esfuerzos, sacrificios y esperas, mientras que los segundos, por la suma de dinero gastado para producir una cosa. Es decir, los costos reales se miden en términos de dinero. Son éstos últimos los que se consideran en este estudio.

La producción de un bien requiere un conjunto de factores técnicos: un número determinado de horas de trabajo del hombre y de la máquina, cierta clase de materiales con especificaciones completas, herramientas especiales, máquinas movidas por fuerza muscular o por fuerza mecánica, un lugar en que se lleve a cabo la producción, etc. Estos factores técnicos pueden ser físicos o psicológicos, pero su denominador común

es la moneda, como unidad de cuenta. El costo de inversión, pues, representa los factores técnicos que intervienen en la producción, medibles en dinero.

Se llaman costos humanos o costos "reales" de la producción a los esfuerzos de todas las diferentes clases de trabajo que van directa o indirectamente implícitos en hacerla, junto con las "abstinencias" o más bien las "esperas" necesarias para ahorrar el capital preciso para ello. Se miden en dinero. El costo en sí es la suma de precios de los diversos elementos que lo forman. En consecuencia, el costo de un satisfactor será igual a la suma de lo gastado para producirlo. Los costos monetarios reciben en contabilidad el nombre de costos reales o incurridos.

El primer factor del costo está representado por las materias primas que constituyen la base de los satisfactores o bienes materiales; el segundo factor del costo está representado por la fuerza del trabajo. Estos dos elementos constituyen los dos factores fundamentales de la producción.

La utilería, que comprende desde la herramienta más sencilla hasta la maquinaria más complicada, sufre una depreciación que debe considerarse como elemento del costo de producción.

Por gastos de producción, deben entenderse todos los gastos indirectos indispensables para que la fábrica se encuentre en condiciones de llevar a cabo la producción y los cuales no pueden ser aplicados directamente a la unidad producida, ni a un proceso productivo particular.

Tomando en cuenta su grado de variabilidad, los gastos pueden ser: gastos fijos o gastos variables.

Los gastos fijos son aquellos que permanecen iguales independientemente del volumen de la producción, tal como sucede con la depreciación, contribuciones, seguros, renta. Los variables son aquellos que aumentan o disminuyen en relación con el volumen de la producción, tales como el trabajo indirecto,

la fuerza, la electricidad, la conservación de los materiales indirectos.

Los métodos para aplicar los gastos indirectos a la producción pueden tener como base el valor, el tiempo o las unidades producidas. Se pueden calcular tomando en cuenta el número de horas de trabajo directo, número de horas totales de trabajo directo y de trabajo indirecto, número de horas-máquina, etc.

La depreciación es la reducción de valor que sufre una partida del activo fijo, bien sea maquinaria, edificios, equipo, etc., debido al desgaste motivado por el uso natural o extraordinario a que se sujeta, o por cualquier otra circunstancia que la haga inadecuada para su objeto; es decir, por el consumo normal o anticipado de su vida útil.

Las causas de la depreciación fundamentalmente son: el uso físico y la obsolescencia.

Para el cálculo de la depreciación se requiere conocer tres elementos: el valor original, el valor de salvamento o de desecho, la vida probable de servicio (vida útil).

Los métodos para calcular la depreciación son:

- 1. Línea recta: presupone que la depreciación es uniforme en función del tiempo y para obtenerla divide la cantidad que va a depreciarse entre el número de períodos de servicio probable.
- 2. Métodos a base de producción, que consisten en calcular la depreciación en función del volumen de la producción; o dicho de otra manera, consisten en derramar el valor neto del activo a depreciar sobre la vida probable en unidades de producción, o en horas de trabajo.

- 3. Métodos de cargo decreciente: el más importante es el de porcentaje fijo sobre base variable. Este método consiste en calcular una tasa fija, para aplicarla sobre el valor decreciente que se obtiene restando al valor original del activo depreciable el importe de la depreciación durante el primer ejercicio; a este saldo se le resta la depreciación del segundo ejercicio, y así sucesivamente.
- 4. Métodos a interés: son fundamentalmente dos: el de fondo de amortización y el de anualidad.

El método de fondo de amortización consiste en la acumulación sistemática de un fondo, de tal manera que la suma acumulada más sus intereses, sea igual, al fin de la vida probable del bien en cuestión, al monto de lo depreciado.

El método de anualidad se caracteriza porque en él se considera un interés sobre el capital invertido en el activo depreciable, y dicho interés se carga a los costos al mismo tiempo que la depreciación. La cantidad a depreciar (valor original menos valor de salvamento o desecho) se considera como el valor actual de una serie de anualidades inmediatas, a una tasa dada y en un tiempo igual a la vida probable.

En este análisis, el método de depreciación usado fue el de línea recta. Se realizó por cuota compuesta, es decir, se aplicó un sólo porcentaje de depreciación, aun cuando los bienes sean heterogéneos. Este es un procedimiento muy usado, ya que decidir por el método de cuota por grupo es realizar un trabajo muy laborioso, particularmente cuando se tiene gran diversidad de pequeñas máquinas ya que se aplica la cuota por unidad, que arrojaría resultados no muy diferentes a los obtenidos por el método de línea recta.

Una de las desventajas del método de línea recta es que el activo depreciable, en realidad, sufre poco demérito en los primeros años, y después baja rápidamente de valor.

### III.2 COSTOS DE EQUIPO:

DESCRIPCION	CANTIDAD	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL
Tanque de plomo	3 piezas	6'952,000.00	20'856,000.00
Torre de Lavado	52..3m <sup>2</sup>	3'60,000.00	18'900,000.00
Bomba centrífuga 3x2"	1 pieza	28'446,387.00	28'446,387.00
Bomba centrífuga 1 1/2x1"	1 pieza	11'378,675.00	11'378,675.00
Bomba centrífuga 2x1 1/2"	2 piezas	22'757,350.00	45'514,700.00
Filtro prensa 24"	1 pieza	40'000,000.00	40'000,000.00
Tanque s.s. 316 270m.	1 pieza	16'571,296.00	16'571,000.00
Serpentín de zirconio	3 piezas	5'190,432.00	15'196,328.00
Campana extractora	11.7m <sup>2</sup>	360,000.00	4'215,600.00

#### Fuente:

- Schiver filter presses
- Cime, S.A.
- Albany International, S.A de C.V.
- Altra, S.A de C.V.
- Northline pumps

### III.3. COSTOS DE INSTRUMENTOS Y ACCESORIOS

#### COSTOS DE TUBERIA:

DESCRIPCION	CANTIDAD (metros)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL
Tubería Pb 3"	7.0	2,840.00	19,883.00
Tubería FG 24"	5.6	1840,000.00	10304,000.00
Tubería FG 12"	6.0	735,000.00	4410,000.00
Tubería PVC 3"	12	18,000.00	216,000.00
Tubería PVC 2"	6	14,000.00	84,000.00
Tubería PVC 1 1/2"	114	12,000.00	1368,000.00
Tubería PVC 1"	6	4,830.00	28,980.00
Tubería s.s. 2"	0.5	137,472.70	68,736.00
Tubería s.s. 1 1/2"	11.5	92,300.00	1061,450.00
Tubería s.s. 1/2"	12	42,249.00	506,988.00
Manguera flexible s.s. 6.0	6	558,626.00	3351,759.00
		<b>TOTAL:</b>	<b>20997,306.00</b>

#### Fuentes:

- Plástico reforzado, S.A.
- Plásticos Omega, S.A.
- Tubos flexibles Duralón.
- Quisa Materiales, S.A de C.V.
- Casa Trottnr.
- Comercial siderúrgica Rodh, S.A. de C.V.

**COSTOS DE ACCESORIOS:**

DESCRIPCION	CANTIDAD (pieza)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL
Saverelsen 65 liq.	78	11,640.00	907,920.00
Saverelsen 65 polvo	181.6	9,970.00	1810,552.00
Tabique antiácido recto acimex	177	2,300.00	407,100.00
Tabique antiácido punta 1	2	67000.00	134,000.00
Tabique ar-3 antiácido punta 2	93	159.00	14,787.00
Tabique ar-3 canto 1	602	10.00	6020.00
Niple negro 50x100mm	5	3,719.00	18,595.00
Brida s.s. 316 rosc. 38mm	1	170,625.00	170,625.00
Reb Bushing s.s. 51x38	1	62,800.00	62,800.00
Válvula de globo s.s.	2	195,591.00	391,182.00
Válvula Wercaster s.s. T-316	2	462,604.00	925,208.00
Niple negro C-80 51x76	5	3,547.00	17,735.00
Niple negro 51x102mm	2	4,299.00	8,598.00
Niple s.s. T-316	2	16,879.00	33,758.00
Niple s.s. 51x101mm	1	28,997.00	28,997.00
T de PVC 51mm	1	7,699.00	7,699.00
Tuercas unión 1plg.	6	67,914.00	407,484.00
Válvula de compuerta	18	46,103.00	829,854.00

Válvula chek	3	102,373.00	307,119.00
Codo 90 ° PVC 3"	1	41800.00	41,800.00
Codo 90 ° PVC 2"	2	17,500.00	35,000.00
Codo 90 ° PVC 1.5"	5	11,900.00	59,500.00
Codo 90 ° PVC 1"	1	6,400.00	6,400.00
Codo 90 ° s.s. 1.5"	2	36,179.00	72,358.00
Codo 90 ° s.s. .5"	2	25,538.00	51,076.00
Angulo de hierro 4x3/8"	4	86,321.00	345,287.00
Angulo de hierro 2x.25"	8	11,501.00	92,010.00
Indicador de temperatura de Teletermick	2	450,000.00	900,000.00
Indicador de presión	3	272,080.00	816,240.00
Indicador de nivel	4	6860,000.00	27440,000.00
Controlador de nivel Warrick de electrodos	1	3965,000.00	3965,000.00
		<b>TOTAL:</b>	<b>40314,704.00</b>

**Fuente:**

- Refractarios H-W flir, S.A
- Equipo de medición, S.A. de C.V.

### **III.4. COSTOS DE OPERACION**

#### **III.4.1. COSTOS DE MANO DE OBRA:**

Debido a que la operación del evaporador es muy sencilla, requiere que sólo una persona se haga cargo de él. Se debe cargar el evaporador al inicio del turno y después se deja que la evaporación se lleve a cabo a lo largo de éste. Esto permite que el operador realice otras actividades a parte de iniciar este proceso. Sí se necesita de la supervisión del proceso de evaporación pero no es indispensable que alguien esté permanentemente en el área.

Por lo antes citado, para efectos de costos, se consideran tres personas diarias, percibiendo un salario de \$38,892.00 diarios cada una.

$\$38,892.0 \text{ diarios} * 3 \text{ personas} = 116,676.0 \text{ diarios}$

$\$38,892.0 \text{ diarios} * 3 \text{ personas} = 3'500,280.0 \text{ mensuales}$

#### **III.4.2 COSTOS DE SERVICIOS AUXILIARES:**

Los servicios auxiliares que se requieren para la operación del evaporador son:

1. Energía eléctrica
2. Costo del vapor
3. Costo del agua

## 1. ENERGIA ELECTRICA:

Para calcular el costo de la energía eléctrica se consideró un costo de \$ 177.0 kw-hr. (Ref. costo de kw-hr industrial de C.F.E. Marzo '92)

Se necesitan tres bombas:

1 bomba centrífuga 3 BHP:

$$3\text{BHP} * 0.74570 = 2.2371\text{kw}$$

$$2.2371\text{kw} * 24\text{hr} * \$177.0\text{kw-hr} = \$ 10,072.0$$

1 bomba centrífuga de 5 BHP:

$$5\text{BHP} * 0.74570 = 3.7285\text{kw}$$

$$3.7285\text{kw} * 24\text{hr} * \$177.0\text{kw-hr} = \$ 15,839.0$$

2 bombas centrífugas de 2 BHP:

$$2\text{BHP} * 0.74570 = 1.4914\text{kw}$$

$$1.4914\text{kw} * 24\text{hr} * \$177.0\text{kw-hr} = \$ 6,335.0$$

TOTAL :	38,582.0	diarios
	1'157,458.0	mensuales

## 2. COSTO DEL VAPOR:

\$ 983,333.0 mensual Ref.: costos de vapor de la empresa

## 3. COSTO DEL AGUA:

Precio del m<sup>3</sup> de agua: \$ 566.53

$\$ 566.53/\text{m}^3 * 14.09 \text{ m}^3 = \$ 7,982.41$

$\$ 7,982.41 * 2 \text{ drenes mensuales} = 15,965.0$

COSTO DE LA ENERGIA ELECTRICA: 1'157,458.0

COSTO DEL VAPOR: 983,333.0

COSTO DEL AGUA: 15,965.0

**TOTAL: 5'657,036.0 (mensual)**

**67'884,432.0 (anual)**

## COSTOS DEL PROCESO DE NEUTRALIZADO



$$\frac{\text{PM Ca}(\text{OH})_2}{\text{PM H}_2\text{SO}_4} = \frac{74.08}{98.06} = 0.755$$

Para efecto de comparación entre el proceso de neutralizado y el proceso de evaporación se consideran  $6.9 \text{ m}^3$  a neutralizar.

$$6.9 \text{ m}^3 * (1,000 \text{ lt} / \text{m}^3) * (1.1141 \text{ kg/lt}) = 7,687.3 \text{ kg H}_2\text{SO}_4$$

Cada kilo de ácido se neutraliza con 0.755kg. de cal, por lo tanto se necesitan 5,803.9 kg de cal para poder neutralizar 7,687.3kg de ácido.

El precio de la cal es: \$ 235.0/kg

$$5,803.9 \text{ kg Ca}(\text{OH})_2 * \$235.0/\text{kg} = 1'363,917.5 \text{ diarios}$$

$$5,803.9 \text{ kg Ca}(\text{OH})_2 * \$235.0/\text{kg} = 40'917,495.0 \text{ mensuales}$$

$$5,803.9 \text{ kg Ca}(\text{OH})_2 * \$235.0/\text{kg} = 491'009,940.0 \text{ anuales}$$

### COSTOS DE OPERACION DEL PROCESO DE NEUTRALIZADO:

#### COSTOS MENSUALES

H <sub>2</sub> O	7,590.00
Energía eléctrica	82,800.00
Pérdidas por Cu	103,500.00
Mano de obra	276,000.00
Ca(OH) <sub>2</sub>	40917,495.00
<b>TOTAL:</b>	<b>41387,385.00</b>

## CAPITULO IV

### IV. ANALISIS DE RECUPERACION DEL CAPITAL

#### COSTOS FIJOS:

Equipo 201'079,286.0

Tubería 20'997.306.0

Accesorios 40'314,704.0

TOTAL: 262'391,296.0

#### COSTOS DE OPERACION:

Mano de obra 3'500,280.0

Servicios auxiliares 2'156,756.0

TOTAL: 5'657,036.0

#### IV.1. DEPRECIACION

Depreciación en línea recta:

$$D_k = \frac{(C - S)}{n}$$

$$a_k = k D_k$$

$$V_k = C - A_k$$

$D_k$  = Cargo por depreciación para el año k

$A_k$  = Depreciación acumulada al final del año k

$V_k$  = Valor en libros al final del año k

C = Costo original del activo

S = Valor de salvamento

n = Vida útil en años

Tabla 6.

TABLA DE DEPRECIACION			
AÑO	DEPRECIACION ANUAL	DEPRECIACION ACUMULADA	VALOR EN LIBROS
n	D <sub>k</sub>	A <sub>k</sub>	V <sub>k</sub>
0	0	0	262391,296.00
1	42478,259.20	42478,259.00	219913,036.80
2	42478,259.20	84956,518.40	177434,777.60
3	42478,259.20	127434,777.60	134956,518.40
4	42478,259.20	169913,036.80	92478,259.20
5	42478,259.20	212391,296.00	50000,000.00

#### IV.2. DETERMINACION DE LOS FLUJOS DE EFECTIVO (F.N.E.):

Utilidad antes de impuestos = beneficio costo de operación anual

Utilidad gravable = utilidad antes de impuesto - cargo por depreciación

Utilidad después de impuestos = utilidad gravable \* (1-i)

F.N.E. = cargo por depreciación anual + utilidad después de impuestos

Utilidad antes de impuestos:

$$= 3,361.39\text{lb} * 3 * (10,084.17\text{lb}) * (1\text{kg}/2.20462\text{lb}) =$$

$$= 4,574.11 \text{ kg H}_2\text{SO}_4$$

$$4,574.11 * \$298.0 = 1'363,084.2 \text{ diarios}$$

$$4,574.11 * \$298.0 = 40'892,525.6 \text{ mensuales}$$

$$4,574.11 * \$298.0 = 497'525,728.3 \text{ anuales}$$

$$\text{Utilidad antes de impuestos} = 497'525,728.3 - 67'884,432.0$$

$$\text{Utilidad antes de impuestos} = 429'641,296.3$$

Tabla 7.

TABLA DE FLUJO NETO DE EFECTIVO				
AÑO	UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS	CARGO POR DEPRECIACION	UTILIDAD GRAVABLE	UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS
0	-262391,296.0	42478,259.2	387163,037.0	201324,779.3
1	429391,296.0	42478,259.2	387163,037.0	201324,779.3
2	429641,296.0	42478,259.2	387163,037.0	201324,779.3
3	429641,296.0	42478,259.2	387163,037.0	201324,779.3
4	429641,296.0	42478,259.2	387163,037.0	201324,779.3
5	429641,296.0	42478,259.2	387163,037.0	201324,779.3

AÑO	FNE
0	-262391,296.00
1	243803,038.50
2	243803,038.50
3	243803,038.50
4	243803,038.50
5	243803,038.50

### IV.3. DETERMINACION DE LA TASA INTERNA DE RENDIMIENTO (TIR):

$$P = S (1 + i)^{-n}$$

AÑO	FNE	VALOR PRESENTE 10%
0	-262391,296.0	-262290,296.0
1	243803,038.5	221639,125.9
2	243803,038.5	201490,114.5
3	243803,038.5	183172,831.3
4	243803,038.5	166520,755.8
5	293803,038.5	182428,571.4
$\Sigma =$		692860,102.9

AÑO	VALOR PRESENTE 20%	VALOR PRESENTE 30%
0	-262391,296.0	-262391,296.0
1	230169,198.8	187540,798.8
2	169307,665.6	144262,153.0
3	141089,721.4	110970,886.9
4	117574,767.8	85362,220.7
5	118072,851.8	79129,700.4
$\Sigma =$	486882,909.4	344874,463.8

AÑO	VALOR PRESENTE 40%	VALOR PRESENTE 50%
0	-262391,296.0	-262391,296.0
1	174145,027.5	162535,359.0
2	124389,305.4	108356,906.0
3	88849,503.8	72237,937.3
4	63463,931.3	48158,354.9
5	54628,101.1	38690,112.1
$\Sigma =$	243084,573.1	109964,023.8

AÑO	VALOR PRESENTE 60%	VALOR PRESENTE 70%
0	-262391,296.0	-262391,296.0
1	152376,899.1	143413,552.1
2	95235,561.9	84360,912.9
3	59522,226.2	49624,066.5
4	37201,391.4	29190,627.3
5	28019,241.2	20692,438.6
$\Sigma =$	109964,023.8	64890,301.5

AÑO	VALOR PRESENTE 80%	VALOR PRESENTE 90%
0	-292393,296.0	-292391,296.0
1	135446,132.5	128317,388.7
2	75247,851.4	67535,467.7
3	41804,361.9	35544,983.0
4	23224,654.5	18707,885.8
5	15548,688.3	11865,561.1
$\Sigma =$	28880,383.6	-420,009.7

Interpolando:

TIR = 89.865%

TIR = 89.86%

#### IV.4. DETERMINACION DEL INDICE DE RENTABILIDAD O RAZON COSTO-BENEFICIO (I.R.):

$$P = S(1+i)^{-n}$$

$$i = 20\%$$

I.R. = Beneficio/costo

AÑO	FNE	VALOR PRESENTE 20%
0	-292391,296.0	-262391,296.0
1	243803,038.5	203196,198.8
2	243803,038.5	169307,665.6
3	243803,038.5	14189721.4
4	243803,038.5	117574,767.4
5	293803,038.5	118072,851.8
	TOTAL	486822,909.4

$$I.R. = (203'169,198.8 + 169'307,665.6 + 141'089,721.4 +$$

$$117'574,767.8 + 118'072,851.8) / 262'391,296.0$$

$$I.R. = 749'214,205.4 / 262'391,296.0 = 2.855$$

$$I.R. = 2.86$$

#### IV.5. COMPARACION DE COSTOS DE LOS PROCESOS DE NEUTRALIZADO Y EVAPORACION.

	NEUTRALIZADO	EVAPORACION
Inversión inicial	-----	262391,296.0
Costos de operación	41387,385.0	5657,036.0
Compra de ácido nuevo	16092,000.0	-----
Acido producido	-----	40892,525.6

#### IV.6. TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION.

$$\theta = \frac{\text{inversión}}{\text{utilidad}}$$

$$\theta = \frac{262'391,296.0}{429'641,296.3} = 0.61 \text{ años}$$

$$\theta = 0.61 \text{ años}$$

$$\theta = 7.32 \text{ meses}$$

$$\theta = 7 \text{ meses, 9 días}$$

De acuerdo a los resultados obtenidos, la recuperación de la inversión es muy rápida, siendo un proyecto económicamente factible.

El análisis de los instrumentos financieros permite darnos cuenta del comportamiento de la inversión y de las utilidades que generaría el proceso de evaporación. Estos instrumentos arrojan resultados favorables: TIR alta (89.86%), V.P. positivo (486'822,909.4); lo cual hace pensar que es un proyecto conveniente.

## CAPITULO V

### V.1 CONCLUSIONES

Al término de este estudio se puede concluir y destacar la importancia que tiene el reciclar lo que en algún tiempo fuera producto de desecho, en este caso particular, el ácido sulfúrico.

Actualmente es una necesidad el aprovechar al máximo los recursos con los que se cuenta, tanto naturales como económicos.

El satisfacer necesidades, el aumentar niveles de producción, el ser más competitivos ha forzado a las empresas a consumir mayores cantidades de materia prima y a tener, a su vez, más cantidad de productos de desecho. El manejo de estos desechos debe hacerse de forma muy conciente ya que de otro modo, esto trae como consecuencia un deterioro ecológico gravísimo.

Por otro lado, estadísticas del Banco de México, indican que en los últimos años, la industria química consume más ácido sulfúrico del que se produce, y la tendencia es a seguir así; de tal forma que, siendo este ácido indispensable para la industria refinadora de cobre, no es conveniente deshacerse de su materia prima, ya que se preve que en un futuro la industria productora de ácido sulfúrico no pueda cubrir toda la demanda de su producto, lo cual haría que éste fuere más difícil de conseguir y que su precio se incrementará considerablemente.

Por todo lo antes citado, la mejor alternativa de esta empresa es reutilizar el ácido.

El comportamiento del ácido sulfúrico sobre metales es lo que hace difícil la selección de los materiales para la construcción del sistema de recirculación.

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

La naturaleza electroquímica del ácido varía considerablemente dependiendo de la concentración del mismo y del contenido de impurezas que tenga. El ácido puro es considerado como un ácido no oxidante hasta concentraciones de entre 50% y 60% en peso, más abajo de esta concentración es considerado oxidante. El ácido utilizado en la electrólisis es grado industrial, con una pureza del 94% aproximadamente. Tomando la consideración anterior, tiene carácter no oxidante. Después de ser utilizado en la electrólisis y en el proceso de desarsenización, el ácido tiene una concentración del 17%, lo cual hace que sea oxidante. Este efluente es el que se trata para ser reutilizado, lo que significa contar con materiales resistentes a ácidos oxidantes.

Al hacer el estudio de materiales, se consideraron varias opciones:

- Aleaciones base-níquel:

Las aleaciones base-níquel han tomado gran importancia últimamente por su habilidad de manejar una amplia variedad de condiciones de operación severas incluyendo ambientes corrosivos, altas temperaturas y aún combinación de éstos.

A pesar de las conveniencias de estas aleaciones sólo pueden usarse con temperaturas moderadas y altas concentraciones de  $H_2SO_4$ . Hay una aleación de níquel-molibdeno que resiste altas temperaturas y altas concentraciones de ácido, pero en presencia de especies oxidantes sufre fuerte corrosión. Por lo tanto se descartó este material para el proceso de evaporación.

- Hafnio:

El hafnio comparte muchas propiedades con el zirconio, especialmente su alta resistencia a la corrosión, a pesar de ello, a altas temperaturas, el hafnio reacciona apreciablemente con oxígeno, nitrógeno e hidrógeno. Los óxidos formados tienden a debilitar las superficies y a perjudicar su ductibilidad, no obstante es resistente al ácido diluido.

- Tantalio.

El tantalio combina lo inerte del vidrio con la fuerza del acero bajo en carbón y tiene mucho mayor capacidad de transferencia de calor que el vidrio. Por sus propiedades químicas similares al vidrio, es inmune al ataque de todos los ácidos excepto el ácido fluorhídrico. Es altamente resistente a la corrosión por ácido sulfúrico en todas las concentraciones, es inerte al mismo ácido diluido aún a temperaturas de ebullición. La corrosión que sufre es muy lenta y uniforme. La presencia de impurezas no acelera la corrosión. La desventaja es que no se trabaja en México.

- Zirconio:

El zirconio tiene una gran resistencia a la corrosión debido a que al ser expuesto a ambientes con oxígeno, se forma, aún a temperatura ambiente, una capa en su superficie que evita el ataque químico y mecánico aún a temperaturas altas. Por esto es muy resistente a ácidos orgánicos y minerales, álcalis fuertes, soluciones salinas, etc. Estas características hace que la rapidez de corrosión sea mucho menor que la que sufren los otros materiales analizados, y por lo tanto haya resultado seleccionado para la fabricación de los serpentines.

El tanque que forma el evaporador también debe ser protegido contra la corrosión; por eso, y pensando en captar la mayor cantidad posible de calor, se conformará de tres capas: acero inoxidable, plomo, ladrillo antiácido, que es particularmente recomendado en instalaciones que manejen

ácidos altamente oxidantes como lo es el manejado en este proceso.

El equipo adicional también se seleccionó tomando en cuenta la naturaleza química del ácido: las bombas que succionen solución ácida, deberán ser de acero inoxidable.

Para la campana extractora es suficiente la fibra de vidrio porque sólo conduce vapor producido de la evaporación, y la concentración de ácido que tiene el vapor es soportada adecuadamente por la fibra de vidrio.

En cuanto a costos, resulta ser un proyecto tentador, ya que después de haber realizado la estimación de costos y el análisis de beneficios se obtuvieron resultados favorables.

Los tres elementos financieros que se evaluaron: flujo neto de efectivo, tasa interna de rendimiento y valor presente, coinciden en su calificación del proyecto como económicamente factible.

Se debe hacer una inversión de \$ 262'391,296.0, pero en respuesta, las utilidades aseguran una rápida recuperación de la inversión (seis meses).

El comparar los gastos de operación del proceso de neutralizado contra los del proceso de evaporación, indican una inclinación preferencial hacia el proceso de evaporación, ya que neutralizar involucra costos de mano de obra, compra de reactivo (\$16'092,000.00), costos de operación (\$41'387,385.00 vs \$5'657,000.00) y servicios auxiliares mayores que los de la evaporación.

El evaporar la corriente desarsenizada, significa un ahorro al no tener que recurrir al proceso de neutralizado y al dejar de comprar ácido nuevo para el proceso de lixiviación, cuyo consumo de ácido queda totalmente cubierto.

Como es sabido, un indicio favorable es obtener un resultado de valor presente positivo; este resultado se obtuvo: valor

presente al 20% = \$486'822,909.4; un índice de rentabilidad positivo: 2.86, aparte de cumplir con el requisito de ser positivo, es un valor alto, lo cual es más favorable aún. El resultado de la TIR es muy alto: 89.86%.

Todos estos resultados satisfactorios hacen de éste un proyecto confiable y una alternativa de economía y ayuda ecológica muy significativa.

## **NOMENCLATURA**

$A_k$  = Depreciación acumulada al final del año  $k$

$A$  = Area

**BHP** = **Break horse power**

$C$  = Costo original del activo

$C_p$  = Capacidad calorífica

$d$  = Densidad

$D_i$  = Diámetro interno

$D_k$  = Cargo por depreciación para el año  $k$

$F$  = Corriente de alimentación de solución desarsenizada

$F'$  = Corriente de alimentación de solución desarsenizada en la segunda etapa de evaporación.

$f$  = Factor de fricción

**FNE** = Flujo neto de efectivo

$G$  = Vapor resultante de la evaporación

$G'$  = Vapor resultante de la segunda etapa de evaporación

$g$  = Fuerza gravitacional

$\Delta H$  = Diferencia de entalpías

- $h_f$  = Pérdidas por fricción
- $h_g$  = Entalpía del vapor
- $\Delta H_b$  = Cabeza de la bomba
- $I$  = Tasa porcentual
- $IR$  = Índice de rentabilidad
- $L$  = Longitud
- $L$  = Solución concentrada en la primera etapa de evaporación
- $L'$  = Solución concentrada en la segunda etapa de evaporación
- $NPSH_a$  = Net positive suction head (disponible)
- $N$  = Eficiencia
- $N_{Re}$  = Número de Reynolds
- $n$  = Vida útil en años
- $P$  = Valor presente
- $P$  = Presión
- $P_v$  = Presión de vapor
- $\Delta P$  = Diferencia de presión
- $Q$  = Flujo
- $Q$  = Cantidad de calor

$S$  = Monto

$S$  = Valor de salvamento

$\Delta T$  = Diferencia de temperatura

$T_{eb}$  = Temperatura de ebullición

$T_{eq}$  = Temperatura de equilibrio

$TIR$  = Tasa interna de rendimiento

$U$  = Coeficiente de transferencia de calor

$V_k$  = Valor en libros al final del año  $k$

$V$  = Velocidad

$X$  = Composición en fase líquida

$Y$  = Composición en fase vapor

$z$  = Altura

$W_s$  = Cantidad de vapor

$\mu$  = Viscosidad

$\epsilon$  = Rugosidad

$\theta$  = Tiempo

## **BIBLIOGRAFIA**

1. Alatríste, S.

**TECNICA DE LOS COSTOS.**

Ed. Porrúa, S.A., México, D.F., 1988.

2. Aziz, I.

**CORROSION OF NICKEL-BASE ALLOYS**

Metal's Handbook. Págs. 641-657

3. Barrow, M.H.; Rase, H.

**INGENIERIA DE PROYECTO PARA PLANTAS DE PROCESO**

Ed. C.E.C.S.A.

4. **CENTRIFUGAL PUMPS. INSTRUCTION FOR  
INSTALLATION AND OPERATION.**

Worthington pump international.

5. **CHEMICAL COMPOSITION OF ZIRCONIUM ALLOYS**

Metal's Handbook. Pág. 641-657.

6. Chopey, N.; Hicks, T.

**HANDBOOK OF CHEMICAL ENGINEERING  
CALCULATION**

Ed. McGraw-Hill

7. Evans, U.

**AN INTRODUCTION TO METALLIC CORROSION**

Ed. Arnold.

Londres, 1981.

8. Gleeckam, P.

**THE CATASTROPHIC CORROSION BEHAVIOUR OF  
TITANIUM PROCESS**

The material protection. Oct., 1967. Págs. 22-27

9. Heneska, J.

**CORROSION ANODICA DEL TITANIO EN MEDIOS  
HALOGENADOS.**

Afinidad. Barcelona, 1977. Vol. 34, págs. 449-453.

10. Kern, D.

**PROBLEMAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR**

Ed. C.E.C.S.A.

11. Ludwig E.

**APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND  
PETROCHEMICAL PLANTS**

12. Mantel, C.

**INGENIERIA ELECTROQUIMICA**

Ed. Reverté, 4ª edición, 1980.

Págs. 138-163.

13. Marcell, D.

**TITANIUM**

New York, 1975. Págs.146-169

14. Mc Donald, D.

**USE OF TITANIUM IN PROCESS PLANT**

Process engineering. Oct. 1972. Págs 86-88

15. METAL'S HANDBOOK.

ASM, International.

Handbook committee.

U.S.A., Vol. 13, 1987.

16. Mortimer, S.; Pokross,C.

**CORROSION OF TANTALUM**

17. Olli, V.J.; Hyvärinen, P.

**PROCESS FOR SELECTIVE REMOVAL OF  
BISMUTH AND ANTIMONY FROM AN  
ELECTROLYTE, SPECIALLY IN ELECTROLYTIC  
REFINING OF COPPER.**

United States Patent. Jun.,12,1979.

18. Perry; Chilton.

**HANDBOOK OF CHEMICAL ENGINEERING.**

Ed. McGraw-Hill. 4th edition.

19. Phillips, A.

**CORROSION AND CORROSION PROTECTION  
HANDBOOK**

20. Takashi, O.; Hiroshi, H.; Shunichi, K.

**PROCESS FOR THE REMOVAL OF BISMUTH AND  
ANTIMONY FROM AQUEOUS SULFURIC ACID  
SOLUTION CONTAINING BISMUTH AND/OR  
ANTIMONY.**

United States Patent. Feb. 26, 1985.

21. Valiente, A.; Stivalet, R.

**PROBLEMAS DE BALANCES DE ENERGIA**

Ed. Alhambra Universidad.

22. Vilbrandy, F.

**CHEMICAL ENGINEERING PLANT DESING**

Ed. McGraw-Hill.

23. Webster, R.; Teledyne, W.

**CORROSION OF ZIRCONIUM AND HAFNIUM**

Metal's Handbook. Vol. 13, ASM. Págs. 707-730