

74

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



**ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PARA LA
OBTENCION DE ACIDO ARSANILICO.**

TESIS PROFESIONAL

JOSE CHAVEZ GARCIA

MEXICO, D. F.

1970



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 esta 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.



**PREVALENCIA DE HOMOCISTINURIA EN UNA
POBLACION DE INVIDENTES.**

TESIS PROFESIONAL

MA. YOLANDA CHAVEZ MARTINEZ

MEXICO, D. F.

1970

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PARA LA
OBTENCION DE ACIDO ARSANILICO.**

Tesis

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA**

JOSE CHAVEZ GARCIA

MEXICO, D. F.

1970

	PRESIDENTE	:	PROF.	ALBERTO BREMAUNTZ MONGE.
	VOCAL	:	"	JORGE ROBLES GLENN.
JURADO:	SECRETARIO	:	"	JOSE E. GALINDO FUENTES.
	1er. SUPLENTE	:	"	LEOPOLDO RODRIGUEZ SANCHEZ.
	2o. SUPLENTE	:	"	MARIA ELENA ETERNOD PALACIOS.

SITIO EN DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: REPUBLICA MEXICANA.

SUSTENTANTE: SR. JOSE CHAVEZ GARCIA.

ASESOR I. Q. JORGE ROBLES GLENN.

A MIS PADRES.

A MI TIA TERESA Y MANUELA.

A MI TIO RANULFO Y FAM.

A MI ABUELA

A MIS HERMANAS

A LEONOR

CONTENIDO

CAPITULO I	INTRODUCCION
CAPITULO II	ANALISIS DE MERCADO
CAPITULO III	DESCRIPCION DEL PROCESO
CAPITULO IV	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA
CAPITULO V	SELECCION DE EQUIPO Y MAQUINARIA.
CAPITULO VI	EVALUACION ECONOMICA
CAPITULO VII.....	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
CAPITULO VIII.....	BIBLIOGRAFIA

CAPITULO PRIMERO

INTRODUCCION

1.0 INTRODUCCION

Este anteproyecto estudia la posibilidad de instalar en el país una -- planta industrial que elabore ácido arsénico, el cual es empleado en la - manufactura de alimentos para aves de corral y que actualmente es un producto de importación.

La selección de este anteproyecto esta basada en la necesidad de sustituir las importaciones que del proyecto se efectuan. Del exámen de las cantidades importadas se obtuvo en forma somera la bondad de dicho anteproyecto y esto dió por resultado la decisión de efectuar el presente.

Para evaluar la finalidad de este estudio se le debe definir, como el- conjunto de antecedentes que permiten juzgar las ventajas y desventajas, -- que presenta la asignación de recursos económicos a una unidad productora de ácido arsénico.

CAPITULO SEGUNDO

ANALISIS DEL MERCADO

2.0 ANALISIS DEL MERCADO.

2.1 Descripción del producto.

El ácido arsanílico es conocido también con los siguientes nombres: --
 Acido para amino bencen arsonico; ácido para amino fenilarsonico y ácido --
 atoxílico (Su sal de sodio se conoce con el nombre de atoxil).

Nombre

Acido Arsanilico

Fórmula Condensada

 $C_6 H_8 As NO_3$

Fórmula Desarrollada;



El ácido arsanílico es un polvo blanco cristalino prácticamente sin --
 olor, VENENOSO, soluble en agua caliente, alcohol amílico y soluciones alcal-
 linas, muy poco soluble en agua fría, alcohol y ácido acético, insoluble en
 cloroformo, acetona, benceno y eter. Punto de fusión 232°C.

El ácido arsanílico tiene la propiedad de evitar la enfermedad llamada
 Coccidiosis en aves de corral, esta propiedad hace que se emplee principal-
 mente como complemento en la alimentación de animales, se puede utilizar en
 combinación con antibióticos (Penicilina, Estreptomina, etc.). Este ácido-
 también se emplea como base para la producción de compuestos medicinales ar-
 senicales y también de arsanilatos.

2.2 Especificaciones y Envase.

Los grados en que se maneja este ácido son:

- a) Grado Técnico
- b) Grado Reactivo:

En este anteproyecto se estudia la posibilidad de producir dicho ácido en grado técnico y al no existir especificaciones oficiales para este producto es conveniente ajustarse a las que rigen en el mercado norteamericano. Dicha especificaciones dicen lo siguiente:

El ácido arsénico utilizado en alimentos para animales debe reunir las siguientes especificaciones (calculadas en base seca).

- a).- Debe de contener no menos de 34 y no más de 34.8 por ciento de arsenico, equivalente a no menos de 98.5 y no más de 100.8 por ciento de $C_6 H_8 As NO_3$
- b).- Debe de contener no más de 0.025 por ciento de arsenico como arsenito inorgánico, calculado como As_2O_3
- c).- Debe de contener no más de 0.050 por ciento de arsenico y calculado como As_2O_5

2.3. Empaque

El producto puede empacarse en bolsas de polietileno, protegidas exteriormente por cuñetes de cartón.

2.4 Consumo

El consumo del producto fué calculado por medio de la estimación de la producción de alimentos para aves de corral.

Dicha estimación fué efectuada en base de los datos estadísticos de dicha producción, los cuales están dados en la siguiente tabla:

TABLA No. II. 1

PRODUCCION DE ALIMENTOS PARA AVES DE CORRAL

AÑO	VOLUMEN (TON. MET.)
63	421.960
64	501.091
65	549.197
66	615.045
67	748.364
68	825.260

A los datos de la tabla II.1 se les aplicó el método modificado de los mínimos cuadrados para obtener los coeficientes de correlación, que a su vez permitieran obtener por extra polación de la tendencia histórica, la producción de alimentos para aves de corral en el año 1970 (14, 15). De dicha extrapolación se obtuvo que se producirán 1,085.000 ton. de alimentos en el año 1970 (ver fig. 2.1) multiplicando por el porcentaje en que se mezcla el ácido arsánico (0.01 %), se obtiene un consumo 108.5 ton.

La línea de ajuste obtenida para la correlación de los datos de producción de alimentos contra años es la siguiente:

$y = AB^x$ ecuación exponencial (2.1) en donde

y = producción de alimentos (miles de tons.)

A, B = coeficientes de correlación

x = años (dos cifras)

A = 0.09

B = 1.1435

2.4 Hábitos de compra

El mercado actualmente esta controlado por cuatro firmas comerciales --

MILES
DE TONS.

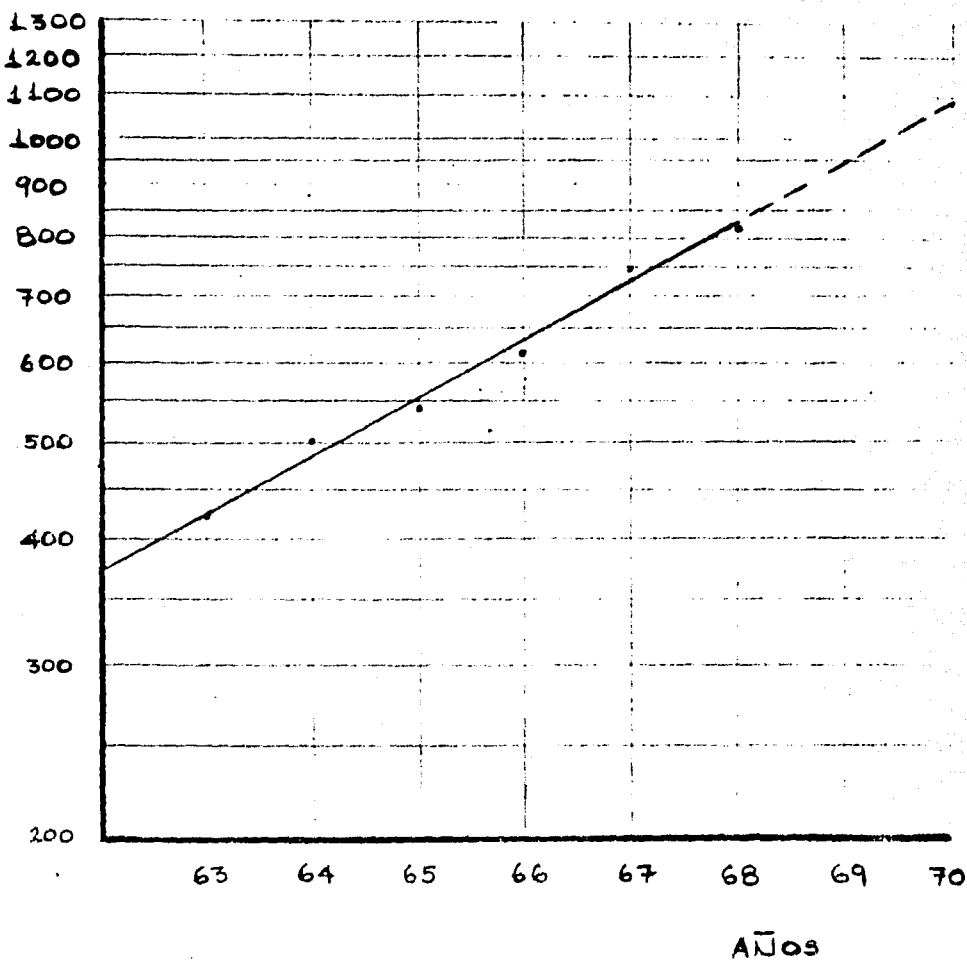


FIG. 2.1. PRODUCCIÓN DE ALIMENTOS
PARA AVES DE CORRAL.

las cuales se encargan de importarlo y surtirlo a las industrias consumidoras estas a su vez rebajan el producto al 20% para si revenderlo a los granjeros, los cuales preparan el alimento a la dosis recomendada (0.01%).

De absorberse el mercado se surtirla directamente a las industrias consumidoras.

2.5. Posibles Sustitutos

El producto conocido con el nombre de 3-Nitro (3 Nitro - 4 hidroxii--- Acido fenil Arsonico) cuya fracción arancelaria es 29.32.A.010. Tiene usos similares al ácido arsanilico pero su uso esta restringido por su alto grado de toxicidad.

El precio de este producto oscila entre 70 y 75 pesos/Kg. comprado en grandes cantidades. Estas razones desechan la posibilidad de competencia -- del 3-Nitro contra el ácido arsanilico.

2.6 Producción e Importación.

2.6.1 En América solamente se produce en los Estados Unidos de Norteamérica por medio de las compañías: Abbott Laboratories y Whitmoyer Laboratories Inc.

En Europa también se produce pero su calidad y costo no son competitivos en el mercado internacional.

2.6.2. La importación del producto se hace bajo la siguiente fracción arancelaria: 29.32.A.011, Ps 0.50 KL (Kilo Legal), 65% de Advalorem, Precio Oficial Ps. 24.81 KL.

2.6.3. Cálculo del costo del producto importado.

El más bajo precio del producto en el mercado norteamericano es de 1.0

dólar/lb. ó 27.50 \$/Kg.

Costo por Kg. lab. U.S.A.	\$ 27.50
Costo del transporte	\$ 1.00
Arancel	\$ 0.50
Advalorem	\$ 17.87
Impuesto Federal (3%)	<u>\$ 0.55</u>
	\$ 47.42
Agencia Aduanal, Transportes y	
Otros Impuestos (2%)	<u>0.95</u>
	\$ 48.37

El precio de venta del producto actualmente es de \$60/Kg.

2.6.4 Al no existir producción Nacional se puede recurrir a la protección Arancelaria una vez que se demuestre que existe producción en el país y con esto frenar inmediatamente la importación absorbiendo el mercado. Dicha protección al obtenerla frena también la Importación del 3-Nitro lo que evitaría cualquier posibilidad de competencia de dicho producto.

2.7 Exportación

Otra posibilidad digna de considerarse es la posible exportación del producto a los mercados latinoamericanos, empleando para ello las facilidades otorgadas por la A.L.A.L.C. Esto aumenta considerablemente la potencialidad del mercado.

2.8 Comparación de Diversos procesos.

Existen cuatro procesos Mundialmente conocidos para la obtención del Acido Arsanílico.

El proceso francés (Patente 636,660) registrado en 1926 y registrado en Alemania en 1927 (Patente 468,757) debido a los señores Mayer y Sauvage.

Este proceso esta basado en la reacción del nitrobenceno con ácido arsenico, fierro y ácido clorhidrico. Las patentes caducaron en 1961 y 1962 respectivamente.

El proceso Americano registrado en 1932 (Patente 1,867,231) debido a Charles S. Palmer. Este proceso esta basado en la acción del ácido hipofosforoso como agente reductor. Esta patente caduco en 1967.

Los procesos de las anteriores patentes se descartan por el alto costo de los materiales empleados y por el bajo rendimiento que suministran.

El proceso americano registrado en 1941 (Patente 2,245,572) asignado a los laboratorios Squibb, se basa en la adición del ácido arsenico sobre anilina en excesos a una temperatura de 82°C con agitación, después de lo cual se eleva la temperatura a 150°C y se mantiene en ese nivel por espacio de 4 ó 5 horas.

El proceso propuesto en este anteproyecto se basa en la adición de ácido arsenico sobre anilina en exceso a la temperatura de 150°C con agitación, elevando dicha temperatura a 170°C y manteniéndola durante 20 minutos. Este proceso ha sido estudiado en laboratorio y planta piloto encontrándose en dicho estudio las condiciones óptimas, mismas que han servido de base para los cálculos efectuados en este anteproyecto.

2.9 Localización de la planta.

2.9.0 Después de estudiar los factores que influyen en la localización de una planta industrial, como son principalmente los factores tangibles así --

como también los factores intangibles, se concluye que el punto óptimo de localización deberá ser en la zona industrial de la ciudad de Queretaro.

A continuación se desglosan los factores estudiados:

2.9.1 Factores tangibles.

2.9.1.1 Suministro de materias primas.

El suministro de las materias primas necesarias para este proceso proviene de los siguientes lugares:

CIUDAD	% (en peso)
México	48.7
San Luis Potosi	32.7
Tampico	18.6

La ciudad de Querétaro es el punto intermedio entre las ciudades de México, San Luis Potosi y Tampico, por lo cual al localizar esta industria en dicho lugar se minimizan los fletes de las materias primas.

2.9.1.2. Cercanía al mercado.

El mercado se localiza en orden de importancia en las siguientes zonas: Edo. de México, Región del Bajío y Edo. de Jalisco. Por las razones expuestas en el anterior inciso concluimos que la ciudad de Queretaro es el punto de localización.

2.9.1.3 Suministro de fuerza y combustible.

Dentro de la zona escogida se tiene disponibilidad para contar con el necesario suministro de fuerza y combustible.

2.9.2.1. Comunicaciones.

Se dispone de comunicaciones para toda la república por ferrocarril, ca

retera y aviación.

2.9.2.2. Mano de obra.

La mano de obra disponible es suficiente aunque no basta. Existen en el lugar centros de adiestramiento para la clase trabajadora, de los cuales se puede obtener la mano de obra calificada. El nivel de vida de la población es baja comparativamente con otras zonas.

2.9.2.3. Impuestos.

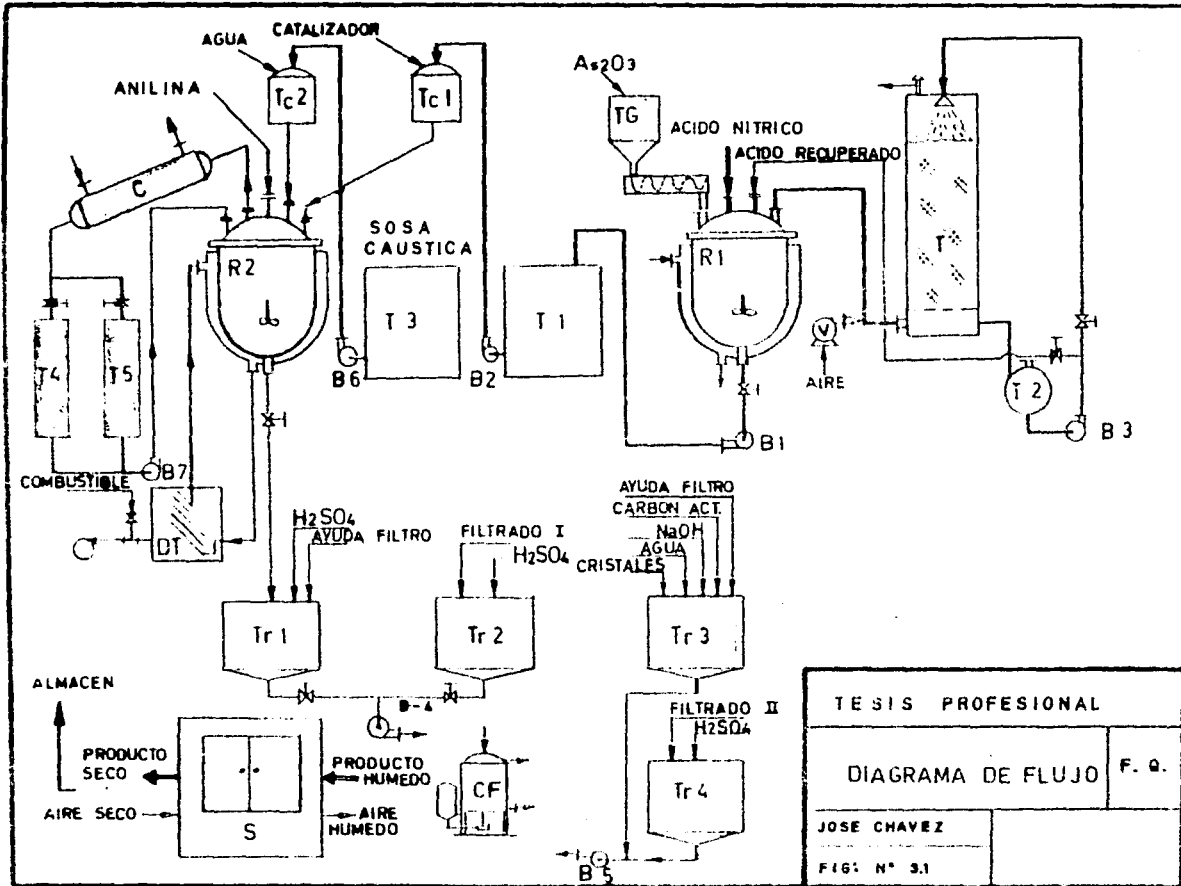
Se puede lograr la exención de impuestos durante los primeros años, es ta exención el gobierno del estado la proporciona para atraer al capital y fomentar su industrialización.

2.9.2.4. Legislación.

La localización efectuada esta acorde con las nuevas medidas tomadas -- por el gobierno federal acerca de la descentralización de las industrias y que prohíben el establecimiento de estas en las cercanias al Distrito Federal.

CAPITULO TERCERO

DESCRIPCION DEL PROCESO



TESIS PROFESIONAL	
DIAGRAMA DE FLUJO	F. 9.
JOSE CHAVEZ	
FIG: N° 3.1	

TABLA No. III.1

Explicación del diagrama de flujo

Clave	Descripción;
R-1	Reactor para ácido arsénico
TG	Sistema de alimentación del trióxido
T-1	Tanque almacén de ácido arsénico
T-2	Tanque ácido nítrico recuperado
T	Torre de recuperación de ácido nítrico
V	Ventilador
B-1	Bomba de descarga de ácido arsénico
B-2	Bomba de alimentación de ácido arsénico
B-3	Bomba de recirculación en torre
R-2	Reactor ácido arsanílico
DT	Equipo de calentamiento
Tc-1	Tanque de carga de ácido arsénico
Tc-2	Tanque de carga de sosa diluida
C	Condensador de vapores
Tr-1,2,3,4,	Tanques de refinación
Cf	Centrífuga
S	Secador
B-4,5,	Bombas para refinación
B-6	Bomba de sosa concentrada
B-7	Bomba de anilina recuperada
BP	Bomba portátil para anilina
T-3	Tanque almacén de sosa

T-4,5.

Tanques de anilina recuperada

T-6

Tanque almacén de ácido sulfurico.

3.0 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

3.1 Materias Primas: Salvo la anilina, todas las materias primas empleadas para este proceso son de producción nacional.

3.1.1) Acido Nitrico. 60% (en peso).- Grado de calidad C, este ácido se obtiene a partir de la absorción de los vapores desprendidos de la reacción del nitrato de sodio con ácido sulfurico o de la absorción de los gases provenientes de la oxidación del amoniaco.

3.1.2) Anhidrido Arsenioso 99% (en peso).- Es llamado también arsénico o flor de arsénico, este producto se obtiene a partir de los humos de los hornos tostadores de minerales de cobre.

3.1.3) Anilina.- Llamada también aceite de anilina, fenilamina, es actualmente un producto de importación (principalmente de Alemania) pero existen planes para fabricarla en México dentro del programa de la industria patroquímica. Se obtiene a partir de la hidrogenación del nitro benceno.

3.1.4) Sosa Caustica 40% (en peso).- Se obtiene a partir de la caustificación de salmueras ricas en carbonato de sodio con hidróxido de calcio, se puede obtener también por electrólisis de soluciones de cloruro de sodio.

3.1.5) Acido Sulfurico 98% (en peso).- Se obtiene de la oxidación del azufre ó piritas convirtiendose primeramente en bioxido que posteriormente se oxida a trioxido y este es absorbido en soluciones diluidas del mismo ácido. Los métodos industriales más conocidos son el método de las camaras de plomo y el método de contacto.

3.1.6) Carbón Activado.- El carbón activado utilizado como decolorante es un carbón vegetal que ha sido calentado en ausencia de aire y en presencia de un poco de vapor de agua o de oxígeno.

3.1.7) Ayuda filtro.- El ayuda de filtro a emplear se obtiene de los depósitos de perlita, que es una roca de origen volcánico densa, dura y cristalina que tiene agua en su composición y que al ser tratada termicamente en hornos especiales explota o revienta incrementado de 4 a 20 veces su volumen original.

3.2) El proceso de fabricación a emplear es intermitente, y esto proporciona las siguientes ventajas:

Un mejor control de los pequeños volúmenes manejados de productos relativamente caros.

El empleo de mayores tiempos de residencia que equilibren las bajas velocidades de reacción.

Facilidad para el arranque de la planta.

3.3.) El proceso para su descripción es dividido en dos secciones:

1era Sección.- Fabricación del ácido arsénico.

2da Sección.- Fabricación del ácido arsenilico.

3.3.1) 1era Sección: Se vacía del reactor (R-1), el ácido arsénico de la carga fabricada el día anterior el cual se bombea al tanque de almacenamiento (T-1). Al mismo tiempo en el tanque (T-2), al ácido nítrico recuperado en la carga anterior se le añade el ácido concentrado, en la proporción deseada, este ácido se suministra en porrones de polietileno. Hecho lo anterior, se bombea

(B-3) todo el ácido al reactor. El tanque (T-2) así desocupado se llena nuevamente con la cantidad de agua necesaria para la absorción de los gases y se dejan funcionar a ventilador (V) y la bomba de recirculación. El ácido del reactor (R-1) se calienta hasta 80°C y se comienza a adicionar el trióxido de arsénico, por ser una reacción exotérmica, la adición del trióxido sirve para controlar la temperatura, terminada dicha adición se deja calentando por espacio de 3 a 4 horas para que termine de reaccionar todo el arsénico, finalmente se calienta hasta 100°C con el objeto de evaporar todo el ácido nítrico residual, la agitación continua hasta el momento de descargar el reactor (R-1).

Los vapores desprendidos de la reacción con succionados por el ventilador (V) y alimentados a la torre de recuperación (T), en la cual se efectúa la absorción de estos gases.

El sistema de recuperación trabaja continuamente hasta el día siguiente al momento de iniciar la carga del ácido y la nivelación del tanque (T-2) con agua limpia.

3.3.2) 2da Sección: Se vacía del reactor (R-2), la carga anterior, a los tanques de refinación, mientras que son bombeadas las respectivas cantidades de sosa caústica concentrada y ácido arsénico a sus tanques de carga (Tc-1,2). La sosa caústica se diluye ya una vez que se encuentra en el tanque (Tc-2) hasta tener 20% (en peso) y al ácido arsénico del tanque (Tc-1), le es agregado el catalizador.

Por medio de la bomba (B-7) se envía al reactor (R-2) la anilina recuperada de la penúltima carga, en seguida se bombea (BP) la anilina de reposición directamente de los tambores que la contienen. Se calienta la masa de anilina hasta una temperatura de 150°C y se comienza a adicionar el ácido arsénico, regulando la velocidad de adición de manera de conservar dicha temperatura. Una vez agregado todo el ácido se calienta la mezcla hasta 170°C y se mantiene en esa temperatura por espacio de 20 minutos, después de lo cual se apaga el sistema de calentamiento (DT) dejando enfriar la masa de reacción hasta 150°C y se agrega poco a poco la sosa caústica diluida, disminuyendo con esto la temperatura hasta 100°C .

Manteniendo una temperatura de 90°C dentro de reactor (R-2) por medio del sistema de calentamiento (D.T.), se procede a efectuar la destilación por arrastre con vapor de agua para separar de la masa de reacción toda la anilina en exceso. Los vapores desprendidos durante la reacción y evaporación son pasados por el condensador (C) y los condensados se colectan en los tanques (T-4 ó 5) donde se les da el suficiente tiempo para su decantación con lo cual queda lista la anilina recuperada para ser reutilizada.

La masa resultante de la reacción se vacía en el tanque de refinación (Tr-1) y en caliente se les ajusta el PH a 5.0 por medio de la adición de ácido sulfúrico, esta operación es con el objeto de precipitar todos los productos de polimerización de la anilina que son separados posteriormente por medio de la centri-

fuga (CF) para facilitar esta operación se agrega ayuda de filtro. Los licores clarificados se reciben en el tanque de refinación y se les ajusta el PH hasta 2.5 precipitando con esto, todo el ácido arsenilico formado durante la reacción. Este ácido crudo se centrifuga y se vacia en el tanque de refinación (Tr-3) en donde se le agrega agua y sosa caustica para disolverlo, se calienta la solución hasta 60°C y se le agrega el carbón activado dejando que este se mezcle intimamente con la solución, el efecto de este carbón es decolorar la solución, finalmente se agrega ayuda filtro y se centrifuga con el objeto de separar al carbón de los licores, estos ultimos se reciben en el tanque de refinación (Tr-4) en el cual se agrega nuevamente ácido sulfurico para ajustar el PH a 2.5 y con esto reprecipitar al ácido arsenilico. Finalmente este ácido ya refinado se centrifuga para separarlo de sus licores, este es colocado en charolas e introducido al secador (S) en donde queda listo para ser envasado.

3.4 Control químico del proceso

El control químico del proceso comprende todos los análisis que se lleven a cabo de materias primas productos intermedios y productos terminados.

3.4.1) Analisis de materias primas:

- a) Acido Nitrico.- Se determina gravedad especifica y algunas veces se obtiene el % de HNO_3 por titulación.
- b) Anhídrido Arsenioso.- Los lotes vienen certificados por lo cual no se le hace ninguna determinación.
- c) Anilina.- Esta también viene en lotes certificados por lo cual no se le hace ninguna determinación.
- d) Sosa Caustica.- Se le determina gravedad especifica y algunas veces se le determina porcentaje por titulación.
- e) Acido Sulfurico.- Se le determina gravedad especifica y algunas veces se le determina porcentaje por titulación.
- f) Carbon Activado.- No se le efectúa ninguna determinación.
- g) Ayuda filtro.- No se le efectúa ninguna determinación.

3.4.2) Analisis de productos intermedios.

- a) Acido nitrico recuperado.- Se determina gravedad especifica.
- b) Acido arsenico .- Se determinagravedad especifica, arsénico -- no oxidado y ácido nítrico libre.

3.4.3.) Analisis de producto terminado.

- a) Acido arsanilico: se le determina porcentaje de arsénico, porcentaje de arsénitos inorganicos y porcentaje de arseniatos inorganicos.

3.4 Control químico del proceso

El control químico del proceso comprende todos los análisis que se lleven a cabo de materias primas productos intermedios y productos terminados.

3.4.1) Analisis de materias primas:

- a) Acido Nitrico.- Se determina gravedad especifica y algunas veces se obtiene el % de HNO_3 por titulación.
- b) Anhídrido Arsenioso.- Los lotes vienen certificados por lo cual no se le hace ninguna determinación.
- c) Anilina.- Esta también viene en lotes certificados por lo cual no se le hace ninguna determinación.
- d) Sosa Caustica.- Se le determina gravedad especifica y algunas veces se le determina porcentaje por titulación.
- e) Acido Sulfurico.- Se le determina gravedad especifica y algunas veces se le determina porcentaje por titulación.
- f) Carbon Activado.- No se le efectúa ninguna determinación.
- g) Ayuda filtro.- No se le efectúa ninguna determinación.

3.4.2) Analisis de productos intermedios.

- a) Acido nitrico recuperado.- Se determina gravedad especifica.
- b) Acido arsenico .- Se determinagravedad especifica, arsénico -- no oxidado y ácido nítrico libre.

3.4.3.) Analisis de producto terminado.

- a) Acido arsanilico: se le determina porcentaje de arsénico, porcentaje de arsénitos inorganicos y porciento de arseniatos inorganicos.

CAPITULO CUARTO
BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

4.0 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Para facilitar el cálculo de los balances de materia y energía, se ha dividido la planta en dos secciones:

1) Producción de ácido arsenico (producto intermedio.)

2) Producción de ácido arsanilico (producto final).

4.1 Cálculos del balance de materia para la primera sección.

4.1.1 Bases de cálculo;

Producto: Acido arsénico 80% (en peso)

Producción Anual: 283.2 ton. met.

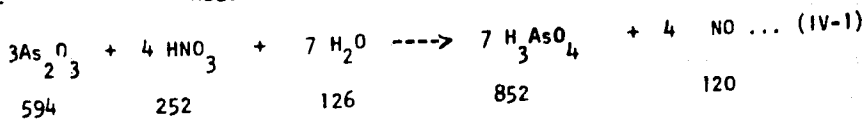
Operación: 300 días/año, 1 carga/día

Producción/carga; 944 Kg. ácido arsénico 100%

" " 1180 Kg. ácido arsénico 80%

4.1.2

Reacción de obtención:



Eficiencia de reacción: 93%

944 Kg. H_3AsO_4 / 0.93 = 1015 Kg. H_3AsO_4 (producción teorica)

As_2O_3 alimentado = 1015 Kg. H_3AsO_4 $\frac{594}{852} \frac{(\text{As}_2\text{O}_3)}{(\text{H}_3\text{AsO}_4)} = 709.8$ Kg.

As_2O_3 alimentado (pureza 99%) = 717 Kg. As_2O_3

Impurezas = 717 - 709.8 = 7.2 Kg.

HNO_3 alimentado = 1015 Kg. H_2AsO_4 $\frac{252}{852} \frac{(\text{HNO}_3)}{(\text{H}_3\text{AsO}_4)} = 301.4$ Kg.

Eficiencia de recuperación: 60%

$$\text{HNO}_3 \text{ recuperado} = 301.4 \text{ Kg.} / 0.60 = 180.8 \text{ Kg.}$$

$$\text{HNO}_3 \text{ consumido} = 301.4 - 180.8 = 120.6 \text{ Kg.}$$

$$\text{HNO}_3 \text{ consumido } 65\% \text{ (en peso)} = 120.6 \text{ Kg.} / 0.65 = 185.5 \text{ Kg.}$$

$$\text{NO desprendidos} = 1015 \text{ Kg. } \text{H}_3\text{AsO}_4 \frac{120 \text{ (NO)}}{852 \text{ (H}_3\text{AsO}_4)} = 143 \text{ Kg.}$$

4.1.3 Reacción total de recuperación:



$$120 \quad 96 \quad 36 \quad \quad \quad 252$$

$$\text{O}_2 \text{ necesario} = 143 \text{ Kg. NO } \frac{96 \text{ (O}_2)}{120 \text{ (NO)}} = 137.3 \text{ Kg.}$$

$$\text{O}_2 \text{ agregado (100\% exceso)} = 274.6 \text{ Kg.}$$

$$\text{Aire agregado} = 274.6 \text{ Kg.} / 0.232 = 1183.6 \text{ Kg.}$$

$$\text{O}_2 \text{ consumido} = 180.8 \text{ Kg. HNO}_3 \frac{96 \text{ (O}_2)}{252 \text{ (HNO}_3)} = 68.87 \text{ Kg.}$$

$$\text{O}_2 \text{ no consumido} = 274.6 - 68.87 = 205.7 \text{ Kg.}$$

$$\text{Agua para dilución} = 180.8 \text{ Kg. HNO}_3 / 0.40 - 180.8 = 271.2 \text{ Kg.}$$

$$\text{NO consumido} = 180.8 \text{ Kg. HNO}_3 \frac{120 \text{ (NO)}}{252 \text{ (HNO}_3)} = 86.1 \text{ Kg.}$$

$$\text{NO no consumido} = 143 - 86.1 = 56.9 \text{ Kg.}$$

4.2 Cálculos del balance de materia para la segunda sección.

4.2.1. Bases de cálculo;

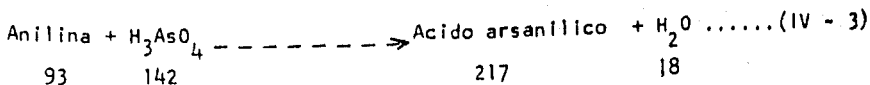
Producto: Acido arsanilico 100%

Producción: 110 ton.met.

Operación: 300 días/año, 2 cargas/días.

Producción / carga : 183.3 Kg.

4.2.2



Anilina recuperada = 413.3 Kg. / 0.985 = 419.5 Kg.

Agua en anilina = 419.5 - 413.3 = 6.2 Kg.

Agua condensada de vapor de arrastre = 564 Kg.

Total agua entrando = 118 + 1308.8 + 6.2 + 564 = 1997 Kg.

Agua producida:

en reacción (IV-3) = 206.7 Kg. anilina $\frac{18 (H_2O)}{93 (anilina)}$ 40.0 Kg.

en reacción (IV-4) = 192.9 Kg. Ac. Arsa $\frac{18 (H_2O)}{217 (Ac. Arsa.)}$ = 16.0 Kg.

en reacción (IV-5) 346.0 Kg. H_3AsO_4 $\frac{54 (H_2O)}{142 (H_3AsO_4)}$ = 131.6 Kg.

Total agua producida = 40.0 + 16.0 + 131.6 = 187.6 Kg.

Total agua = 1997 + 187.6 = 2184.6 Kg.

4.3. Balances de materiales por equipos.

4.3.1

Reactor 1

Entran	Salen
De sistema alimentador TG:	A Tanque almacen T1:
As_2O_3 709.8 Kg.	H_3AsO_4 944.0 Kg.
Impurezas <u>7.2 Kg.</u>	H_2O 236.0 Kg.
total 717.0 Kg.	Impurezas <u>7.2</u>
De porrones:	Total 1187.2 Kg.
HNO_2 120.6 Kg.	A torre de recuperación
H_2O <u>64.9 Kg.</u>	NO 143.0 Kg.
total 185.5 Kg.	H_2O <u>24.3 Kg.</u>
De bomba B 3 :	Total 167.3 Kg.
HNO_3 180.8	

H₂O 271.2 Kg.

Total 452.0 Kg.

=====

Total 1354.5 Kg.

Total

1354.5 Kg.

4.3.2

Torre de recuperación

Entran

Salen

De reactor R 1

A tanque T 2

NO 143.0 Kg.

HNO₃ 180.8 Kg.

H₂O 24.3 Kg.

H₂O 271.2 Kg.

Total 167.3 Kg.

Total 452.0 Kg.

De ventilador

A venteo

O₂ 274.6 Kg.

NO 56.9 Kg.

N₂ 909.0 Kg.

N₂ 909.0 Kg.

1183.6 Kg.

O₂ 205.7 Kg.

De tanque T 2

H₂O 272.7 Kg.,
=====

total 1171.6 Kg.

Total

1623.6 Kg.

Total

1623.6 Kg.

4.3.3

Reactor 2

Entran

Salen

De tanque almacen T 1;

A condensador C

H₃AsO₄ 472.0 Kg.

Anilina 413.3 Kg.

H₂O 118.0 Kg.

H₂O 914.6 Kg.

total 590.0 Kg.

total 1327.9 Kg.

De tambores:

A tanques de refinación

Anilina	206.7 Kg.	Atoxil	212.5 Kg.
De tanque de sosa diluida		Na_3AsO_4	507.0 Kg.
NaOH	326.7 Kg.	H_2O	1270.0 Kg.
H_2O	<u>1308.8 Kg.</u>	Productos de Pol	<u>102.2 Kg.</u>
total	1635.5 Kg.	total	209.7 Kg.

Catalizador:

As_2O_3 3.9 Kg.

De tanques de decantación

Anilina 413.3 Kg.
 H_2O 6.2 Kg.
 total 419.5 Kg.

De caldera:

H_2O 564.0 Kg.
 total 3419.6 Kg.

total 3419.6 Kg.

4.3.4

Tanques de decantación

Entran		Salen	
De condensador		A reactor R2:	
Anilina	413.3 Kg.	Anilina	413.3 Kg.
H_2O	<u>914.6 Kg.</u>	H_2O	<u>6.2 Kg.</u>
Total	1327.9 Kg.	total	419.5 Kg.
		Tanque de sosa diluida	
		H_2O	818.8 Kg.
		A drenaje:	
		H_2O	<u>89.6 Kg.</u>
		total	1327.9 Kg.
Total	1327.9 Kg.	Total	

Anilina	206.7 Kg.	atoxil	212.5 Kg.
De tanque de sosa diluida		Na_3AsO_4	507.0 Kg.
NaOH	326.7 Kg.	H_2O	1270.0 Kg.
H_2O	<u>1308.3 Kg.</u>	Productos de Pol	<u>102.2 Kg.</u>
total	1635.5 Kg.	total	209.7 Kg.

Catalizador:

 As_2O_3 3.9 Kg.

De tanques de decantación

Anilina 413.3 Kg.

 H_2O 6.2 Kg.

total 419.5 Kg.

De caldera:

 H_2O 3419.6 Kg.

total 3419.6 Kg.

total 3419.6 Kg.

4.3.4

Tanques de decantación

Entran

De condensador

Anilina 413.3 Kg.

 H_2O 914.6 Kg.

Total 1327.9 Kg.

Salen

A reactor R2:

Anilina 413.3 Kg.

 H_2O 16.2 Kg.

total 429.5 Kg.

Tanque de sosa diluida

 H_2O 818.3 Kg.

A drenaje:

=====

 H_2O 29.6 Kg.

Total 1327.9 Kg.

Total

1327.9 Kg.

4.3.5

Refinación

Entran		Salen	
De reactor R2		A secado:	
Atoxil	212.5 Kg.	Ac. Arsanilico	187.1 Kg.
Na_3AsO_4	507.0 Kg.	H_2O	187.1 Kg.
H_2O	1270.0 Kg.	total	374.2 Kg.
Prod. poli.	<u>102.2 Kg.</u>	A zona de subpro-	
Total	2091.7 Kg.	ductos:	
De adiciones sucesivas		Prod. poli.	102.2 Kg.
H_2SO_4	96.0 Kg.	carbon	7.5 Kg.
H_2O	2.0 Kg.	ayuda filtro	<u>7.5 Kg.</u>
NaOH	40.0 Kg.	total	117.2 Kg.
H_2O	60.0 Kg.	Aguas madres:	
Carbon activado	7.5 Kg.	Na_2SO_4	134.2 Kg.
Ayuda filtro	<u>7.5 Kg.</u>	Na_3AsO_4	507.0 Kg.
	213.0 Kg.	Ac. Arsa.	4.8 Kg.
	<u>-----</u>	H_2O	1167.3 Kg.
	<u>-----</u>	total	<u>1813.3 Kg.</u>
Total	2304.7 Kg.	Total	2304.7 Kg.

4.3.6

Secado

Entran		Salen	
De centrifuga		A envasado;	
Ac. arsanilico	187.1 Kg.	Ac. Arsanilico	183.3 Kg.
H_2O	<u>187.1 Kg.</u>	H_2O	<u>9.2 Kg.</u>
		total	192.5 Kg.

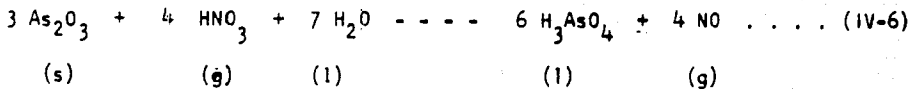
		Agua evaporada	177.9 Kg.
	=====	Pérdida	<u><u><u>3.8 Kg.</u></u></u>
Total	374.2 Kg.	Total	374.2 Kg.

PARA LA PRIMERA SECCION

4.4 BALANCE DE ENERGIA

4.4.1. Base de cálculo: 1 carga.

REACCION



Cálculo del calor de reacción a 80°C.

$$q = H = H_p + \Delta H_{25} - H_r \dots \dots \dots (4-1)$$

 H_p = suma de las entalpías de los productos ΔH_{25} = calor de reacción. H_r = suma de las entalpías de los reactivos.Cálculo de H_p : a) H_3AsO_4 (l)

$$H = m c_p T \dots \dots (4-2)$$

$$m = 944 \text{ Kg.}, \quad T = 80^\circ\text{C.} \quad c_p = 0.837 \text{ Kcal./Kg.}^\circ\text{C}$$

$$H = 43,800 \text{ Kcal.}$$

b) NO (g)

$$c_p = \frac{\int_{T_1}^{T_2} c_p \Delta T}{T_2 - T_1} = \frac{\int_{T_1}^{T_2} (a+bT+cT) dT}{T_2 - T_1} \dots (4-3)$$

$$T_1 = 25^\circ\text{C.} (298^\circ\text{K}), \quad T_2 = 80^\circ\text{C.} (353^\circ\text{K})$$

$$a = 6.44 \quad b = 2.069 \times 10^{-3}, \quad c = 0.4206 \times 10^{-6}$$

integrando y sustituyendo nos queda:

$$C_p = 7.069 \text{ Kcal./Kg. mol } ^\circ\text{K.}$$

Por lo tanto

$$H = mC_p\Delta T = 143 \text{ Kg}/30 \text{ Kg. /Kg.mol} \times 7.069 \text{ Kcal./Kg.mol} \times (353 - 298) ^\circ\text{K.} = 1850 \text{ Kcal.}$$

Suma de las entalpias de los productos = 44,650 Kcal.

$$\text{Cálculo de } \Delta H_{25} : H_{25} = [H_f]_p - [H_f]_r \dots (4-4)$$

$$\text{As}_2\text{O}_3 \quad (s) \quad H_f = -156,400 \text{ cal/g mol.}$$

$$\text{HNO}_3 \quad (l) \quad H_f = -41,404 \text{ cal/g.mol.}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad (l) \quad H_f = -68,317 \text{ " "}$$

$$\text{H}_3\text{AsO}_4 \quad (c) : H_f = -215,200$$

$$H_{\text{sol.}} = +400$$

$$\text{NO} \quad (g) \quad H_f = +21,600$$

$$H_{25} = 6(-214,800) + 4(21,600) - 3(-156,400) + 4(41,404) + 7(-68,317) = -89,365 \text{ Kcal.}$$

$$-89,365 \text{ Kcal.} \cdot \frac{709.8 \text{ Kg.} / 198 \text{ Kg/Kg.mol}}{6 \text{ Kg.mol (As}_2\text{O}_3)} = -53,500 \text{ Kcal.}$$

$$H_{25} = -53,500 \text{ Kcal.}$$

Cálculo de H_r :



temp. de alimentación = 25°C.

$$H = 0$$



$$T = 60^\circ\text{C, } m = 301.4 \text{ Kg.}$$

$$C_p = 0.417 \text{ Kcal./Kg. } ^\circ\text{C.}$$

$$T = (333 - 298) = 35^{\circ}\text{C}.$$

$$H = 301.4 \times 0.417 \times 35 = 4390 \text{ Kcal.}$$

c) H_2O

$$m = 336.1 \text{ Kg.}, T = 60^{\circ}\text{C}. \Delta T = 35^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 1.0 \text{ Kcal/Kg. }^{\circ}\text{C}$$

$$H = 336.1 \times 1.0 \times 35 = 11,760 \text{ Kcal.}$$

suma de las entalpias de los reactivos = 16,150 Kcal.

Sustituyendo en la ecuación (4-1) nos queda:

$$q = H = 44,650 - 53,500 - 16,150 = 24,000 \text{ Kcal. (exotermica)}$$

Al ser la reacción exotermica, solamente es necesario suministrar calor al comienzo de la misma.

4.4.2 Calculo del calor necesario para el arranque de la reacción:

calentamiento del ácido nitrico diluido;

$$q = mC_p T = 637.5 \text{ Kg.} \times 0.725 \times 45 = 20,800 \text{ Kcal.}$$

4.5 BALANCE DE ENERGIA PARA LA FABRICACION DE ACIDO ARSANILICO.

BASE DE CALCULO: 1 CARGA.

q_1 = CALOR PARA CALENTAR ANILINA DE 25°C a 150°C

q_2 = CALOR DE ADICION DEL H_3AsO_4 a 150°C .

q_3 = CALOR PARA CALENTAR MEZCLA DE 150°C . a 170°C

q_4 = CALOR DE REACCION A 170°C

q_5 = CALOR NECESARIO PARA MANTENER TEMP. EN DESTILACION.

Q = CALOR TOTAL NECESARIO.

$$Q = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 \quad \dots (4-5)$$

Sustituyendo los respectivos valores en la ecuación (4-2)

... se obtienen:

$$4.5.1 \quad q_1 = 626.2 \text{ Kg.} \times 0.544 \text{ Kcal/Kg. } ^\circ\text{C} \times (150-25) ^\circ\text{C}$$

$$q_1 = 42,500 \text{ Kcal.}$$

$$4.5.2 \quad q_2 = 590 \text{ Kg.} \times 0.837 \text{ Kcal/Kg. } ^\circ\text{C} \times (150-25) ^\circ\text{C}$$

$$4.5.3. \quad q_3 = 1216.2 \text{ Kg.} \times 0.685 \frac{\text{Kcal.}}{\text{Kg.}} \times (170-150) ^\circ\text{C}$$

$$q_3 = 16,688 \text{ Kcal.}$$

4.5.4. Cálculo del calor de reacción:

$$H_f \text{ ANILINA} = -H_c - 94,051.8 a - 34,158.7 b \dots\dots (4-6)$$

$$H_c = -812,000., \quad a=6. \quad b=7$$

POR LO TANTO

$$H_f = +8,583.1 \text{ Kcal/Kg.mol.}$$

$$H_{fH_3AsO_4} = H_f(c) = H \text{ dil} \dots\dots (4-7)$$

$$= -214,800 \text{ Kcal/Kg.mol}$$

$$H_f \text{ ac. Arsanilico} = H_f = -120,250 \text{ Kcal/Kg.mol.}$$

$$H_f H_2O = -68,317 \text{ Kcal/Kg.mol.}$$

Sustituyendo en la ecuación (4-4) se obtiene

$$H_r \text{ } 25^\circ\text{C} = = 17,650 \frac{\text{Kcal.}}{\text{Kg. mol.}} \quad (\text{Reacción. endotermica})$$

$$H_r \text{ } 25^\circ\text{C} = - \frac{206.7 \text{ Kg. Anilina}}{93.0 \text{ Kg./Kg. mol}} \times (17,650) \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg. mol.}} = 39,218 \text{ Kcal.}$$

$$H_p = 192.2 \text{ Kg.} \times 0.722 (170-25) \text{ Ac. Arsanilico} \\ + 16 \text{ Kg} \times 1.0 (170-25) \text{ Agua} = 20,198.5 + 2320 = 22,518.5 \text{ Kcal.}$$

$$H = 206.7 \text{ Kg.} \times 0.544 \times (170-25) \text{ ANILINA}$$

$$+ 126.0 \text{ Kg.} \times 0.837 \times (170-25) H_3AsO_4$$

$$= 16,305 + 15,292 = 31,597 \text{ Kcal.}$$

Sustituyendo en la ecuación (4-1) se obtiene:

$$q_4 = 22,518.5 + 39,218 - 31,597 = 30,139.5 \text{ Kcal.}$$

$$q_4 = 30,139.5 \text{ Kcal.}$$

4.5.5 q_5 = Este calor es el debido a las pérdidas por radiación pero como el reactor se debe de aislar, este calor es despreciable.

4.5.6 Sustituyendo en la ecuación (4-5) los valores anteriores, se obtiene:

$$Q_t = 151,057 \text{ Kcal.}$$

BALANCE DE CALOR EN EL CONDENSADOR.

H_1 = CAMBIO DE ENTALPIA DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO

H_2 = CAMBIO DE ENTALPIA DEL AGUA CONDENSADA

H_3 = CAMBIO DE ENTALPIA DE LA ANILINA CONDENSADA

$$q = H_1 = H_2 + H_3 \quad \dots\dots (4-8)$$

$$H_2 = W_2 I_2 = 914.6 \text{ Kg.} \times 538 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.}} = 492,055 \text{ Kcal.}$$

$$H_3 = W_3 I_3 = 413.3 \text{ Kg.} \times 103.7 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.}} = 42,859 \text{ Kcal.}$$

POR LO TANTO

$$H_1 = 534,914 \text{ Kcal.}$$

CAPITULO QUINTO

CALCULO Y SELECCION DE EQUIPO Y MAQUINARIA

5.0 CALCULO Y SELECCION DE EQUIPO Y MAQUINARIA.

5.1) R-1: Reactor No. 1 (ácido arsénico)

Base de diseño = 1 carga.

Volumen alimentado:

As_2O_3	717.0 Kg./1.6 Kg./lt.	= 448.0 lt.
HNO_3 (65%)	185.5 Kg./1.4 Kg./lt.	= 132.5 lt.
HNO_3 (40%)	452.0 Kg./1.25 Kg./lt.	= <u>361.0 lt.</u>
		<u>941.5 lt.</u>

Volumen descarga:

H_3AsO_4 (80%)	1187. Kg./2.0 Kg./lt.	= 593 lt.
------------------	-----------------------	-----------

Volumen del reactor = Volumen fase líquida + cámara de vapores

Volumen de fase líquida = 950 lt.

Cámara de Vapores = 950 lt.

Volumen mínimo del reactor = 1900 lt.

Volumen del reactor con 20% de factor de Seguridad = 2280 lt.

Selección: Reactor de acero inoxidable tipo 316, con espesor de 3/16 pulgada, con chaqueta de calentamiento, agitador y con 600 galones de capacidad, para trabajar a una temperatura de 100°C y presión atmosférica.

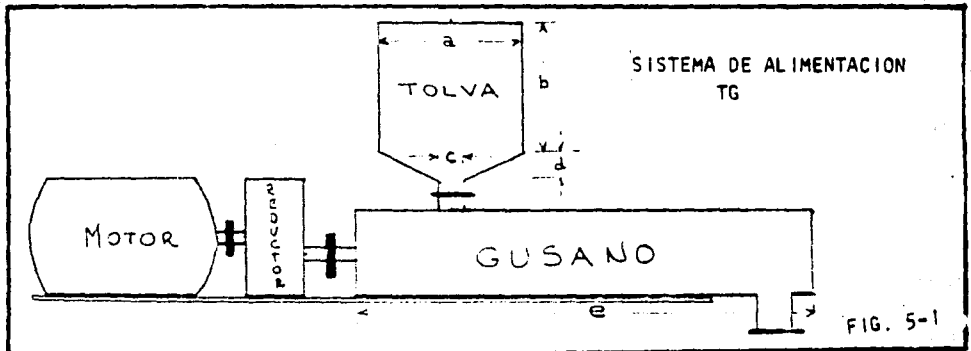
5.2) Sistema de alimentación del trióxido de arsénico.

El sistema consistirá en descargar las barricas en una tolva, utilizando para ello una garrucha, la tolva a su vez alimentará a un husano dosificador y este al reactor.

volumen de As_2O_3 por carga:

$$717 \text{ Kg}/1.6 \text{ Kg/lit.} = 448 \text{ lit.}$$

La tolva consistirá en un cilindro vertical terminado en la parte inferior en forma de cono truncado.



$$\text{volumen del cilindro} + \text{volumen del cono} = 448 \text{ lit.}$$

Dimensiones :

$$a = 76.25 \text{ cm.} \quad (2.5 \text{ pies})$$

$$b = 91.50 \text{ cm.} \quad (3.0 \text{ pies})$$

$$c = 26.70 \text{ cm.}$$

$$d = 21.35 \text{ cm.}$$

$$e = 152.50 \text{ cm.} \quad (5.0 \text{ pies})$$

$$\text{Volumen del cilindro} = 0.785 \times (76.25)^2 \times 9150$$

$$\text{Volumen del cilindro} = 418,000 \text{ cm}^3 = 418 \text{ lit.}$$

$$\text{Volumen del cono} = 3.1416/3 (38.125^2 \times 30.5 - 26.70^2 \times 21.35)$$

$$\text{Volumen del cono} = 30,000 \text{ cm}^3 = 30 \text{ lit.}$$

$$\text{Capacidad de la tolva} = 418 \text{ lit.} + 30 \text{ lit.} = (15.77 \text{ pies})^3 448 \text{ lit.}$$

$$\text{Capacidad del gusano} = 448 \text{ lit}/4 \text{ horas} = 112 \text{ lit/horas} = 15.77 \text{ pies}^3/\text{hora}$$

Selección:

Gusano desifcador, de acero, para materiales tipo D, con 15.24 cm. ---
(6 pulg.) de diámetro y 152.5 cm. (5 pies) de largo, acoplado a motor por -
medio de reductor variable de velocidad (10-20 r.p.m.).

$$\text{Potencia del motor} \quad \text{HP} = \frac{\text{CLWF}}{33,000}$$

C= Capacidad (Pies³/ min.)

L= Longitud (pies)

W= Densidad del material (lb/pies³)

F= Factor del material

$$\text{HP} = \frac{0.25 \times 5.0 \times 100 \times 3.0}{33,000}$$

$$\text{HP} = 0.0114$$

$$\text{Caballaje corregido} = \frac{0.0114 \times 2}{0.80} = 0.0284 \text{ HP}$$

5.3) T-1 : Tanque Almacen de Acido Arsénico

Con capacidad para almacenar 2 días de producción sin consumo.

$$593 \text{ lt/día} \times 2 \text{ días} = 1186 \text{ lt. (313 gal.)}$$

Selección:

Tanque de acero inoxidable con 350 galones de capacidad y con un espes-
sor de lámina 1/8 de pulgada.

5.4) T-2 TANQUE ACIDO NITRICO RECUPERADO.

Capacidad necesaria para una carga.

$$452 \text{ kg. de HNO}_3^{(40\%)} \text{ densidad } 1.25 \text{ Sp. Gr.}$$

$$452 \text{ Kg.} / 1.25 = 361 \text{ ft.}$$

Factor de seguridad = 50%

Capacidad = 542.1t. (143 galones)

Selección:

Tanque de acero inoxidable con 150 galones de capacidad.

5.5) T : TORRE DE RECUPERACION

Base de cálculo: Recuperación de 180.8 Kg. de ácido nítrico (40%) en -
10 horas.

Gas entrando	Kg.	%	P.M.	Kg. Mol.
NO	143.0	10.8	30	4.77
O	274.6	20.7	32	8.58
N ₂	<u>909.0</u>	<u>68.5</u>	<u>28</u>	<u>32.46</u>
	1326.6	100.0		45.81 (100.8 lb. mol)

$$\text{Peso molecular promedio} = \frac{1326.6}{45.81} = 28.96 \text{ lb/lb.mol.}$$

$$\text{Flujo de gas} = G = \frac{100.8 \text{ lb. mol.}}{10 \text{ horas}} = 10.08 \text{ lb. mol./Hr.}$$

$$10.08 \text{ mol/Hr.} \times 28.96 = 291.9 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{Densidad gas: temp} = 30^\circ\text{C} + 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Presión} = 1 \text{ atmosfera}$$

$$10.08 \text{ mol./Hr.} \times 359 \text{ pies}^3/\text{lb.mol.} \times (460 + 86/460 + 32) =$$

$$= 4,016 \text{ pies}^3/\text{Hr.}$$

$$\text{Densidad gas} = \frac{291.9 \text{ lb/Hr.} \times 0.0727 \text{ lb/pie}^3}{4,016 \text{ pies}^3/\text{Hr.}}$$

$$\text{Densidad líquido} = 1.253 \times 62.3 = 78.06 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{Flujo del líquido} = 630 \text{ lb/Hr.}$$

Por lo tanto:

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_g}{\rho_L} \right] = 0.5 \cdot \frac{630 \text{ lb/Hr.}}{291.9 \text{ lb}^3/\text{Hr}} \left[\frac{0.0727 \text{ lb/pie}^3}{78.06 \text{ lb/pie}^3} \right] = 0.065$$

y el correspondiente valor para torre inundada es:

$$\frac{G'^2 (\rho_g / \epsilon^3) \mu_L^{0.2}}{g_c \rho_L \rho_g}$$

Sustituyendo los siguientes valores en la anterior ecuación:

$$(\rho_g / \epsilon^3) = 154 \text{ (anillos pasching 1")}$$

$$\mu_L = 3.3 \text{ c. poise}$$

$$\rho_g = 0.0727 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_L = 78.06 \text{ lb/pie}^3$$

$$g_c = 4.17 \times 10^{-8}$$

y despejando, queda:

$$G' = \sqrt{1.59 \times 10^6} = 1260 \text{ lb/Hr. pie}^2$$

$$\text{Flujo normal del gas} = 0.5 \times 1260 = 630 \text{ lb/Hr pie}^2$$

$$\text{Area de flujo} = \frac{291.9 \text{ lb/Hr}}{630 \text{ lb/Hrpie}^2} = 0.463 \text{ pies}^2$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{0.2393}{0.785}} = 0.768 \text{ pie} \times 30.5 \text{ cm/pie} = 23.6 \text{ cm. (9.3 pulg.)}$$

calculo de la altura de la torre:

Ecuaciones empleadas:

$$Z = H_{\text{tog}} \times H_{\text{tog}} \dots (5-1)$$

$$H_{\text{tog}} = H_{\text{tg}} + \frac{H_{\text{tl}}}{A} \dots (5-2)$$

$$H_{\text{tg}} = \frac{\alpha G'^2}{L' V} S_{\text{ca}} \dots (5-3)$$

$$H_{\text{tl}} = \int \left[\frac{L'}{\mu_L} \right]^n S_{\text{ca}} \dots (5-4)$$

$$\text{Factor de absorción} = A = \frac{L}{G} = \frac{35 \text{ lb. mol/Hr.}}{0.7 \times 10.06 \text{ lb/mol}^3/\text{Hr.}}$$

Por lo tanto $A = 5.0$

del balance de materia obtenemos:

$$Y_2/y_{f_1} = 0.0127/0.1040 = 0.122$$

de la gráfica del No. de unidades de transferencia para absorbedores --

(4), obtenemos:

$N_{\text{tog}} = 2.5$ unidades de transferencia

altura de la unidad de transferencia para el líquido:

$$\text{a } 20^\circ\text{C DNO. H}_2\text{O} = 2.25 \times 10^{-5} \text{ cm}^2 / \text{seg.}$$

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = \frac{0.01005}{1.000 (2.25 \times 10^{-5})} = 447$$

Las constantes para la ecuación 5-4 son:

$$\phi = 0.0100 \quad \eta = 0.22 \quad (\text{anillos rasching 1"})$$

y sustituyendo queda

$$H_{tL} = 0.0100 \left[\frac{2625}{1.005 \times 2.42} \right]^{0.22} (447)^{0.5} = 1.0 \text{ pie}$$

altura de la unidad de la transferencia para el gas :

$$\text{a } 20^\circ\text{C DNO. Aire} = 0.198 \text{ cm}^2 / \text{seg} = 0.766 \text{ pies}^2 / \text{Hr.}$$

$\mu_{\text{aire, } 20^\circ\text{C}} = 0.018$ centipoise

$$Sc_g = \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} = \frac{0.018 \times 2.42}{0.0727 \times 0.766} = 0.782$$

las constantes para la ecuación 5-3 y son:

$$a = 7.00 \quad \beta = 0.39 \quad \gamma = 0.58 \quad (\text{anillos rasching 1" })$$

y sustituyendo queda:

$$H_{tg} = \frac{7.00 (1220)}{(2625)} \frac{0.39}{0.58} (0.782)^{0.5} = 0.97 \text{ pies}$$

altura total de la unidad de transferencia (5-2):

$$H_{\text{tog}} = 0.97 + \frac{1.0}{5.0} = 1.17 \text{ pies}$$

altura total del empaque (5-1);

$$Z = 2.5 \times 1.17 = 3.0 \text{ pies}$$

altura total de la torre; dejando 1.5 pie para la entrada de gas; 6.0 - pies de altura empacada y 2.5 pies para la distribución del líquido y - salida de los gases. nos queda:

$$\text{altura total} = 9.0 \text{ pies}$$

Selección

Torre de P.V.C. con empaque del mismo material (tipo anillos rasching.)

1 pulg.) de 1.0 pie de diámetro y 10.0 pies de altura.

5.6) V: Ventilador.

Capacidad segun balance; 1183.6 Kg. aire; $1183.6 \text{ Kg}/28.97 \text{ P.M.} = 40.8 \text{ Kg. mol}$

$$40.8 \text{ Kg. mol} \times 2.2 \text{ lb/kg.} \times 359 \text{ pies}^3/\text{lb. mol} \times 303^\circ\text{K} = 35,700 \text{ pies}^3$$

$$\text{gasto} = 35,700 \text{ pies}^3/600 \text{ min} = 59.5 \text{ pies}^3/\text{min}$$

$$\text{gasto} = 35,700 \text{ pies}^3/600 \text{ min} = 59.5 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

presión de descarga.

Mayor que la caída de presión en la torre. cálculo de la caída de pre--

$$\text{sión con empaque mojado } \Delta p/z = m (10^{-8}) (10^{n \text{ L}^1/\text{P}^2}) \frac{G}{\rho}^{1.2}$$

$$m = 32.1 \quad n = 0.00434 \quad (\text{anillos rasching } 1'')$$

$$\Delta p/z = 2.48 \quad \therefore \quad \Delta p = 14.88 \quad \text{lb/pie}^2$$

$$\Delta p = 2.86 \quad \text{pulg. de agua } (15^\circ\text{C})$$

Selección:

Ventilador turbo centrifugo para 100 pies³/min de aire y con una pre--

sión manométrica de descarga de 5 pulgadas de agua (15°C).

5.7) B-1: Bomba para descargar el ácido arsénico del reactor R-1.

Volumen de descarga = 593 lt.

tiempo = 10 min.

Gasto = 59.3 lpm (15.7 g.p.m.)

Carga dinámica total = 50 pie., $f_c = 0.84$

N Bomba = 30% . $f_c = 0.28$

Q = gasto para selección = $15.7/0.72 = 23.2$ g.p.m.

H = Carga dinámica total = $50/0.74 = 67.7$ pies

N = eficiencia = $30/0.28 = 10.7$ %

Carga de Succión (N.P.S.H.) = 20 pies

Potencia = $\frac{Q}{3960 N} \frac{H}{0.107} = \frac{23.2 \times 67.7}{3960 \times 0.107} = 3.7$ caballos

Selección:

Bomba centrífuga de acero inoxidable para un gasto de 30 g.p.m., carga dinámica total de 70 pies, con una carga de succión de 20 pies, acoplada a motor de 4.0 caballos.

5.8) B-2 Bomba de alimentación de ácido arsénico

Gasto = 295 lt./10 min. = 29.5 l.p.m. (7.8 g.p.m.)

Selección

Igual a la anterior.

5.9) B-3: Bomba de recirculación en torre.

Gasto = 10 g.p.m.

Eficiencia = 20 %

Carga dinámica total = 200 pies

$$\text{Potencia} = \frac{10 \times 200}{3960 \times 0.2} = 2.53 \text{ caballos}$$

$$\text{Carga de succión} = 20 \text{ pies}$$

Selección

Bomba centrífuga de acero inoxidable para un gasto de 10 g.p.m.; carga dinámica total de 200 pies y con una carga de succión de 20 pies, acoplada a motor de 3.0 caballos.

5.10) R - 2 : Reactor No.2 (Acido arsánico)

Base de diseño: 1 carga

Volumen alimentado.

$$\text{Anilina} \quad 626 \text{ Kg.} / 1.022 \text{ Kg./lt.} = 612 \text{ lt.}$$

$$\text{Acido Arsénico} \quad 590 \text{ Kg.} / 2.000 \text{ Kg./lt.} = 295 \text{ lt.}$$

$$\text{Sosa Cáustica} \quad 1180 \text{ Kg.} / 1.220 \text{ Kg/lt.} = \frac{967 \text{ lt.}}{1874 \text{ lt.}}$$

Volumen de descarga:

$$\text{Producto de reacción} = 1636 \text{ Kg.} / 1.350 \text{ Kg./lt.} = 1210 \text{ lt.}$$

siendo mayor el primero de ellos, será este el que se use para el diseño.

ño.

$$\text{Volumen de la fase líquida} = 1874 \text{ lt.}$$

$$\text{Camara de vapores (100\% VFL)} = 1874 \text{ lt.}$$

$$\text{Factor de seguridad (20\%)} = \frac{752 \text{ lt.}}{4500 \text{ lt (1190gal.)}}$$

Area de transferencia de calor:

$$Q = \text{calor transmitido} = 1507 \text{ Kcal/mín (358,809 BTU/Hr):}$$

$$T_z = \text{temperatura medio de calentamiento} = 200^\circ\text{C (392}^\circ\text{F)}$$

$$T_1 = \text{temperatura masa de reacción} = 170^\circ\text{C (338}^\circ\text{F)}$$

Coefficiente total de transferencia

obtenido en planta piloto = $U = \frac{50 \text{ BTU}}{\text{Hr pie}^2 \text{ of}}$

$$\Delta T_m = \frac{T_2 - T_1}{\ln T_2/T_1} = 362^\circ\text{F}$$

$$\text{Area} = A = \frac{Q}{U \Delta T_m} = 20 \text{ pies}^2$$

Selección:

Reactor de acero inoxidable tipo 316, con espesor de 3/16 pulg., equipado con chaqueta de calentamiento de area mínima de transferencia de 20 pies², agitador y para una capacidad de 1200 galones, las condiciones de trabajo son: Temperatura interna 170°C y presión atmosférica.

5.11) Dt : Equipo de calentamiento:

Del balance de energía se desprende que el máximo flujo de calor se deberá de proporcionar durante el periodo de temperatura máxima.

Periodo	tiempo min.	calor Kcal.	flujo Kcal/min.
I	30	42,500	1400
II	80	61,729	780
III	20	16,688	835
IV	20	30,139	1507

$$1507 \text{ Kcal/min} \times 60 \text{ min/Hr} = 90,420 \text{ Kcal/Hr} \quad (0.36 \times 10^6 \text{ BTU/Hr})$$

Selección

Unidad de transferencia de calor (Dowtherm) con capacidad para 100,000 - Kcal/Hr.

5.12) Tc.-1 : Tanque de carga de ácido arsénico

Base de cálculo = 1 carga

$$590 \text{ Kg. H}_3\text{AsO}_4 / 2.000 = 295 \text{ lt.}$$

$$\text{Volumen: } 295 \text{ lt.} \times 1.2 = 354 \text{ lt. (93.5 gal.)}$$

Selección:

Tanque de acero inoxidable con capacidad para los galones y con un espesor de la lámina de 3/32 de pulg.

5.13) Tc - 2 Tanque de carga de sosa diluida

Base de cálculo: 1 carga

$$1635.5 \text{ Kg} / 1.22 = 1340 \text{ lt.}$$

$$\text{Volumen: } 1340 \text{ lt.} \times 1.2 = 1608 \text{ lt. (427 gal.)}$$

Selección:

Tanque de acero con capacidad para 450 galones y con un espesor de lámina 1/8 de pulg.

5.14) C. Condensador.

temperatura entrada agua = 25°C

temperatura salida agua = 50°C

Calor transmitido = 534,914.2 Kcal (2,122,574 Btu)

tiempo = 4 horas.

flujo de calor = 530.668 BTU/Hr.

$$\Delta t_m = \frac{50 - 25}{\ln 50/25} = 36^\circ\text{C (97}^\circ\text{F)}$$

Coefficiente de transmisión de calor

obtenido en planta piloto = 100 BTU/ Hr. pies²°F

$$\text{Area} = \frac{Q}{UT \Delta t_m} = 54.7 \text{ pies}^2$$

Selección, Condensador, con 60 pies² de área de condensación.

5.15) Tr. Tanques de refinación.

Volumen de descarga $2091.7 \text{ Kg}/1.73 = 1210 \text{ lt.}$

Volumen = $1210 \text{ lt.} \times 1.2 = 1452 \text{ lt. (384 gal.)}$

Selección:

4 Tanques de acero inoxidable con capacidad para 400 galones y con un espesor de lámina de $3/32$ pulg.

5.16) CF: Centrifuga

Sólidos Separados = $187.1 \text{ Kg.} = 411.6 \text{ lb.}$

Tiempo efectivo del ciclo = 20 min.

Capacidad necesaria = $411.6 \text{ lb}/20 \text{ min.} \times 60 \text{ min./Hr}$
 $= 1235 \text{ lb/Hora}$

Selección:

Separador centrifugo tipo canasta, material de esta acero inoxidable -- 316, con diámetro de 40 pulgadas, capacidad de 1500 lb/Hr. y velocidad de 1000 r.p.m.

5.17) S; Secador de charolas

Condiciones de secado.

Panes de 1 pulg. espesor, humedad inicial = 100% (Bs), vapor de 50 psig.

humedad final = 5.0% (Bs), velocidad de secado (Planta piloto) = $0.4 \frac{\text{lb}}{\text{Hr. pie}^2}$

Velocidad de secado = $3.13 \frac{\text{Kg.}}{\text{Hr. m}^2}$

Agua evaporada = 348.65 Kg.

Tiempo = 10 Hrs.

Area de secado = $\frac{348.65 \text{ Kg}}{3.13 \text{ Kg.} \frac{\text{m}^2}{\text{Hr.}} \times 10 \text{ Hrs.}} = 11.16 \text{ m}^2 \text{ (120 pies}^2\text{)}$

Selección:

Secador tipo charolas con area total de 150 pies²

5.18) B4-5: Bombas para refinación.

$$Q = \text{flujo de bombas} = 1500 \text{ lt./2 c.} = 750 \text{ lt./ciclo.}$$

$$= 750 \text{ lt./10 min} = 75 \text{ l.p.m.}$$

$$(19.8 \text{ g.p.m.})$$

$$n = \text{Carga dinámica total} = 50 \text{ pies}$$

$$\eta = \text{eficiencia} = 0.25$$

$$\text{Potencia} = \frac{Q \times n}{3960 \times \eta} = 1.0 \text{ caballo}$$

$$\text{carga de succión (NPSH)} = 20 \text{ pies}$$

selección:

2 Bombas centrífugas de acero inoxidable para un gasto de 20 g.p.m., --
 carga dinámica total de 50 pies, y con una carga de succión de 20 pies.
 y acoplada a motor de caballo.

5.19) 5-6 Bomba de sosa condensada.

$$\text{Flujo} = \frac{236 \text{ Kg.}}{0.40 \times 1.43 \text{ Kg/lt} \times 10 \text{ min.}} = 41.2 \text{ lpm (10.9 g.p.m.)}$$

$$\text{Carga dinámica total} = 100 \text{ pies.}$$

$$\text{eficiencia} = 0.20$$

$$\text{potencia} = \frac{10.9 \times 100}{3960 \times 0.20} = 1.375 \text{ caballos}$$

$$\text{carga de succión (NPSH)} = 20 \text{ pies}$$

selección:

bomba centrífuga de acero, para un gasto de 20 g.p.m., carga dinámica to-
 tal de 100 pies, y con una carga de succión de 20 pies, acoplada a motor -
 de 1.5 caballos

5.20) 5-7 Bomba para anilina recuperada.

$$\text{Gasto} = 420 \text{ lt./10 min} = 42 \text{ l.p.m.}$$

Selección: igual a la anterior (B-6)

5-21) B P ; Bomba para alimentación de anilina.

Selección: bomba portatil espacial para descargar tambores.

5.22) T-3 : TANQUE ALMACEN DE SOSA.

Capacidad = 1 semana del consumo del proceso más la capacidad de un tanque que pipa.

NaOH (100%) = 209 T/Año x 1 año/12 meses x 1 mes/4 semanas = 4.354 ton.

4,354 kg/0.4 = 10,885 kg. NaOH (40%)

$\frac{5,000 \text{ kg. NaOH (40\%)}}{15,885 \text{ kg/1.4 kg/lt.}} = 11,340 \text{ lt.}$

Selección:

1 Tanque de acero con capacidad para 12,000 lt.

5.23) T-4,5: TANQUE DE ANILINA RECUPERADA.

Volumen del condensado = 1327.9 kg.

1327.9 kg/ 1.01 kg/lt. = 1315 lt.

Volumen = 1315 x 1.2 = 1578 lt. (417 gal.)

Selección:

Tanques de acero con capacidad para 420 galones.

5.24) T-6 TANQUE ALMACEN DE ACIDO SULFURICO.

Capacidad = 1 semana del consumo, más un carro tanque.

$\frac{60 \text{ Ton.}}{\text{Año}} \times \frac{1 \text{ Año}}{12 \text{ meses}} \times \frac{1 \text{ Mes}}{4 \text{ semanas}} = 1.250 \text{ ton/semana}$

$\frac{1250 \text{ kg.}}{0.98 \text{ (pureza)}} = 1278 \text{ kg. consumo semanal.}$

$\frac{5000 \text{ kg. carro tanque}}{6.278 \text{ kg/1.9}} = 3300 \text{ lt. (873 gal.)}$

Selección:

Tanque de acero con capacidad para 900 galones.

CAPITULO SEXTO
EVALUACION ECONOMICA

6.0 EVALUACION ECONOMICA

Para la evaluación económica del proyecto, se calculó primero el costo del equipo y maquinaria necesarios para el proceso, este cálculo se efectuó para algunos de los equipos utilizando las gráficas que relacionan el costo contra la capacidad y para otros a base de cotizaciones.

El siguiente paso fué, calcular el costo físico de la planta para lo cual los diferentes renglones que la componen como son: Instalación, tubería, etc; fueron calculados a base de porcentajes del costo de equipo y maquinaria. Al costo físico se le aumentó el renglón de ingeniería calculado como porcentaje del mismo y con esto se obtuvo el costo directo de la planta. Al costo directo se le aumenta la ganancia del contratista y los gastos imprevistos calculados como porcentajes de dicho costo para obtener así la inversión fija.

El capital de trabajo necesario fué calculado en base de tres renglones principales a saber: efectivo (1 mes al costo de producción), inventarios subdividido a su vez en materia prima (1 mes), producto terminado (1 mes al costo de producción), producto en proceso (1 semana al costo de producción) y refacciones (2% del costo de equipo y maquinaria), y el renglón de crédito a clientes (2 meses al precio de venta).

La suma del capital del trabajo a la inversión fija dió la inversión total necesaria.

Para el cálculo del capital de trabajo se calculó primeramente el costo por materias primas, así como también el costo total, compuesto a su vez por

el costo de producción y los gastos generales.

El costo de producción fué obtenido de la suma de los cargos debidos a materia primas, a mano de obra, mantenimiento, laboratorio, artículos de planta, servicios, depreciación, impuestos y seguros, gastos de fábrica y empaque. Los gastos generales se componen de gastos de administración, gastos de ventas, gastos financieros y gastos de investigación.

El estado de pérdidas o ganancias, sirve de base para calcular parámetros tales como rentabilidad antes o después de impuestos y años para recuperar inversión fija o total.

Finalmente se procedió a calcular el punto de equilibrio o sea la capacidad a que trabajaria la planta no dando pérdidas ni ganancias. Para este cálculo se procedió a desglosar en fijos y variables a cada uno de los costos y gastos competentes del costo total, graficando estos contra el porcentaje de capacidad, así como también las ventas del producto, se encuentra en el punto de corte entre el costo y las ventas, el porcentaje de capacidad al punto de equilibrio.

6.1 CALCULO DEL COSTO DE EQUIPO Y MAQUINARIA

No.	CLAVE	DESCRIPCION	UNIDADES	COSTO/UNIDAD	COSTO
1	R-1	Reactor para ácido arsénico	1	180,000	180,000
2	TG	Sistema alimentación trióxido	1	10,000	10,000
3	T-1	Tanque almacén ácido arsénico	1	40,000	40,000
4	T-2	Tanque ácido nítrico recuperado	1	30,000	30,000
5	T	Torre de recuperación de ácido nítrico	1	50,000	50,000
6	V	Ventilador	1	7,000	7,000
7	B-1	Bomba de descarga de ácido arsénico.	1	8,000	8,000
8	B-2	Bomba de alimentación de ácido - arsénico	1	8,000	8,000
9	B-3	Bomba de recirculación en torre	1	10,000	10,000
10	R-2	Reactor para ácido arsanílico	1	230,000	230,000
11	DT	Equipo de calentamiento	1	215,000	215,000
12	Tc-1	Tanque de carga de ácido arsénico	1	21,000	21,000
13	Tc-2	Tanque de carga de sosa diluida.	1	13,000	13,000
14	C	Condensador de vapores	1	19,000	19,000
15	Tr	Tanques de refinación	4	44,000	176,000
16	Cf 1	Centrifuga	1	116,000	116,000
17	S	Secador	1	190,000	190,000
18	B-4,5	Bombas para refinación	2	7,000	14,000
19	B-6	Bomba de sosa concentrada	1	5,000	5,000
20	B-7	Bomba de anilina recuperada	1	5,000	5,000
21	BP	Bomba portátil para anilinas	1	1,500	1,500
22	T-3	Tanque almacén de sosa.	1	46,000	46,000
23	T-4,5	Tanques de anilina recuperada	2	15,000	30,000
24	T-6	Tanque almacén de ácido sulfúrico.	1	25,000	25,000
					<u>1,449,500</u>

Costo total de equipo y maquinaria.

6.2 CALCULO DE LA INVERSION TOTAL

6.2.1 CALCULO DE LA INVERSION FIJA

Costo de equipo y maquinaria	1,449,500
Instalación (20% de Eq. y Ma.)	290,000
Tubería (15% de Eq. y Maq.)	217,500
Instrumentación (5% de Eq. y Maq.)	72,500
Aislante (5% de Eq. y Maq.)	72,500
Equipo eléctrico (5% de Eq. y Maq)	72,500
Edificio (20% de E. y Maq).	290,000
Terreno $5100/m^2 \times 2000 m^2$	200,000
Acondicionamiento del terreno (5% de Eq. y Maq).	72,500
Servicios (15% de Eq. y Maq.)	<u>217,500</u>
Costo físico de la planta	2,954,500
Ingeniería (5% del C. físico)	148,000
Costo directo de la planta	<u>3,102,500</u>
Ganancia del contratista (5 % del C. Directo)	155,100
Impuesto (20% del C. Directo).	<u>620,500</u>

INVERSION FIJA = 3,877,100

6.2.2 CALCULO DEL CAPITAL DE TRABAJO:

Efectivo (1 mes del costo de producción)	316.000
Materia prima (1 mes)	123.300
Inventarios	316.000
Producto terminado	316.000
Producto en proceso (1/4 mes)	79.000
Refacciones	30.600
Crédito a clientes (2 meses al precio de venta)	<u>1,100,000</u>
CAPITAL DE TRABAJO	<u>1,964,900</u>
INVERSION TOTAL	<u>5,842.000</u>

6.3 CALCULO DEL COSTO POR MATERIAS PRIMAS.

TABLA VI . I

PRODUCCION ANUAL = 110 TON. DE ACIDO ARSANILICO.

MATERIA PRIMA	COSTO MAT.PRIMA/PRODUCTO		CONSUMO TON/AÑO	COSTO ANUAL	COSTO POR TON.
	S/TON.				
ACIDO NITRICO 100%	2,750	0.128	36,180	99,684.7	350
As ₂ O ₃ 90%	1,750	0.760	215.232	376,656.6	1,330
ANILINA	4,500	1.130	124.020	558.090.	5,074
SOSA CAUSTICA 100%	1,696	1,899	220.020	373,380	3,394
ACIDO SULFURI 98%	560	0.545	58.800	33,000	300
CO CATALIZAR	1,750	0,021	2.340	4,095	37
CARBON ACTIVO	5,500	0.041	4,500	24,750	225
AYUDA FILTRO	2,200	0.041	4,500	<u>9,900</u>	90
				1,479,556.00	

COSTO ANUAL = \$ 1,479,556.00

COSTO/TON. DE PRODUCTO = \$ 13,445.00

COSTO MENSUAL = \$ 123,296.00

6.4 CALCULO DEL COSTO TOTAL

6.4.1 CALCULO DEL COSTO DE PRODUCCION:

Costo por materia prima \$ 123,300

1,479,576.00 \$/ año [?] 12 meses/año

Mano de obra:

a) Directa 3 OP/Turno x 3 ^t /dfa + 1 1/2 OP. Relieve	
10 1/2 Operadores x 50 \$/dfa x 30 dias/mes	15,750
1 Velador	<u>1,000</u>
	16,750
b) Supervisión: Ingeniero Químico	<u>8,000</u>
c) Seguro Social, Vacaciones, etc. 30% (14,200)	24,750
	<u>7,450</u> \$ 32,200
	32,200

Mantenimiento (Mano de obra y materiales):

5 % de Inv. fija \$ 19,400

Laboratorio:

1 Químico 6,000

Reactivos y otros 1,000

Artículos de planta 7,000 \$ 7,000

10% (M.O.D. + M.O.M.) 2,700 \$ 2,700

Servicios:

Agua 1000 m³ / mes x 0.45 \$/m³ 450

Combustible 3000 kg. x 0.45 \$/kg. 1,350

Energía eléctrica 10,000 kw. x 0.35 \$/kw 3,500

5,300 \$ 5,300

Depreciación:

3,877,100/10 años x 1 año/12 meses	32,300	\$ 32,300
------------------------------------	--------	-----------

Impuestos y seg: 2 % Inv. fija	7,800	\$ <u>7,800</u>
--------------------------------	-------	-----------------

Sub-total		230,000
-----------	--	---------

Gastos de fábricas:

15 % M. O. D. + M. O. M. (17.950)	4,000	\$ 4,000
-----------------------------------	-------	----------

Empaque:

200 empaques x 10 \$/empaque	2,000	<u>2,000</u>
------------------------------	-------	--------------

COSTO DE PRODUCCION		<u>236,000</u>
---------------------	--	----------------

6.4.2 CALCULO DE GASTOS GENERALES

Gastos de administración :

1 Gerente	15,000	
1 Contador	4,000	
1 Secretaria	<u>1,500</u>	
	20,500	
Seg. Social, vacaciones, etc. (30%)	<u>6,200</u>	
	26,700	\$ 26,700

1 Gerente	5,000
2 Agentes	5,000
1 Facturista	<u>1,500</u>
	12,500

Seg. Social, vacaciones, etc (30%)	<u>3,800</u>
	16,300

Impuestos mercantiles

Federal 1.8 % ventas	9,900
Estatad 1.0 % ventas	5,500
Educación 15 % (5,500)	<u>900</u>
	16,300
	<u>32,600</u>

\$ 32,600

Gastos financieros

\$ 15,000

Gastos de investigación

\$ 5,700

Gastos generales

\$ 80,000

Costo total de producción

\$ 316,000

6.5 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

VENTAS BRUTAS	\$ 550,000
-Devoluciones ó descuentos (2 %)	<u>11,000</u>
VENTAS NETAS	539,000
-Costo de producción	<u>236,000</u>
GANANCIAS BRUTAS	303,000
- Gastos generales	<u>80,000</u>
GANANCIAS NETAS (A.1)	223,000
IMPUESTOS (52%)	<u>116,000</u>
GANANCIAS LIQUIDAS (D-1)	\$ 107,000

$$\text{Rentabilidad (A. Imp.)} = \frac{223,000 \text{ \$/mes} \times 12 \text{ meses/año}}{3,877,100} = 69\%$$

$$\text{Rentabilidad (D. Imp)} = \frac{107,000 \text{ \$/mes} \times 12 \text{ meses/año}}{3,877,100} = 33\%$$

Años en que se recupera la inversión fija =

$$\frac{\$ 3,877,100}{107,000 \text{ \$/mes}} = 36 \text{ meses} = 3.0 \text{ años}$$

Años en que recupera la inversión total =

$$\frac{\$ 5,842,000}{107,000 \text{ \$/mes}} = 55 \text{ meses} = 4.6 \text{ años}$$

6.6. CALCULO DEL PUNTO DE EQUILIBRIO.

DESGLOSAMIENTO DE COSTOS:

DESCRIPCION	S/MES	RELACION	FIJO	VARIABLES
MAT. PRIMAS	123,300	0/100	-	123,300
MANO DE OBRA	32,200	80/20	25,800	6,400
MANTENIMIENTO	19,400	50/50	9,700	9,700
LABORATORIO	7,000	50/50	3,500	3,500
ARTICULOS DE PLAN TA	2,700	90/10	2,400	300
SERVICIOS	5,300	20/80	1,100	4,200
DEPRECIACION	32,300	100/0	32,300	-
IMPUESTOS Y SE- GUROS	7,800	100/0	7,800	-
GASTOS DE FABRICA	4,000	90/10	3,600	400
EMPAQUE	<u>2,000</u>	0/100	-	<u>2,000</u>
	236,000		86,200	149,800
ADMINISTRACION	26,700	90/10	24,000	2,700
VENTAS	37,600	30/70	9,800	22,800
FIN. E INV.	15,000	100/0	15,000	-
GASTOS GENERALES	<u>5,700</u>	100/0	<u>5,700</u>	<u>-</u>
	<u>80,000</u>		<u>54,500</u>	<u>25,500</u>
	316,000		140,750	175,250

Gráfica del Punto de Equilibrio.

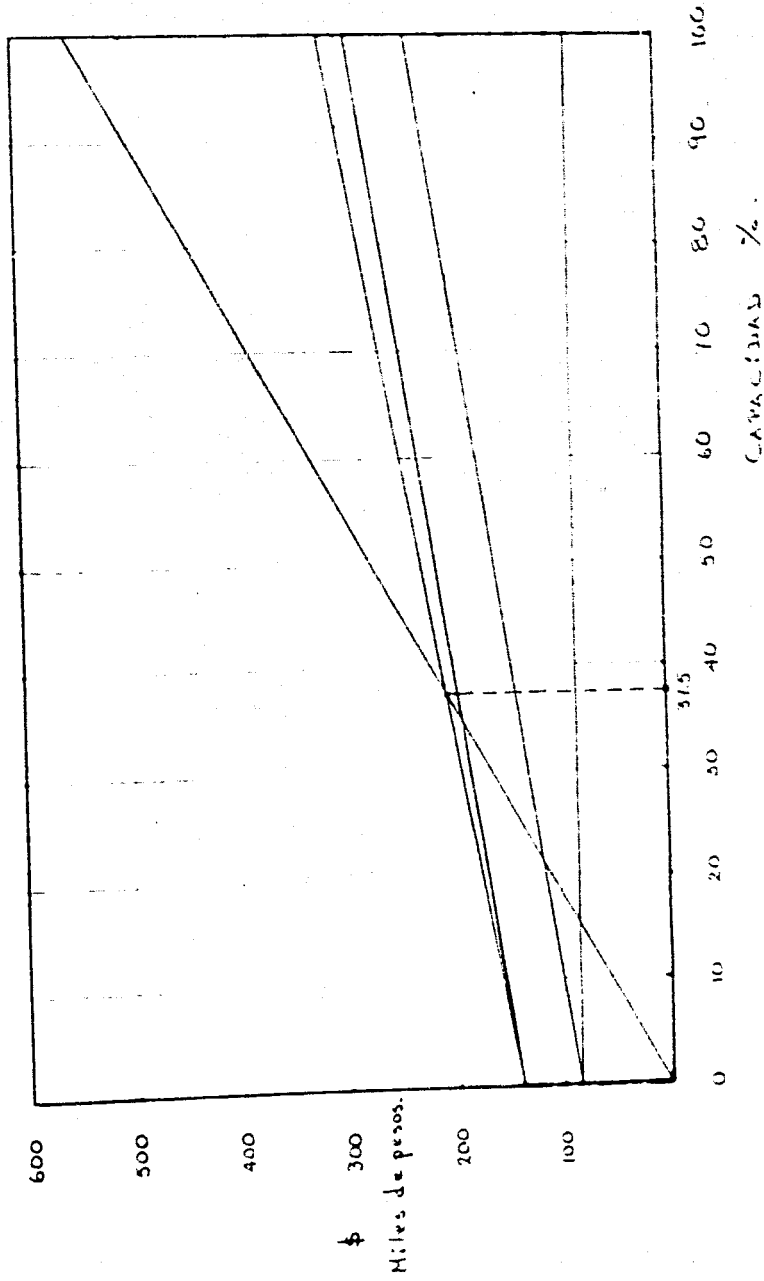


Figura 6.1.

CAPITULO SEPTIMO
CONCLUSIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Este anteproyecto tomado como un estudio de la viabilidad económica de producir en México al ácido arsenilico, lleva a concluir lo siguiente:

- a).- Del estudio de la tendencia del mercado se prevee una demanda en el año 1970 de 110 toneladas métricas.
- b).- El proceso empleado ha sido especialmente desarrollado en laboratorio y planta piloto para la fabricación de éste ácido en México.
- c).- La localización de la planta deberá ser en la zona industrial de la ciudad de Queretaro por ser el punto óptimo.
- d).- La inversión fija necesaria es de \$ 3,877.100 recuperable en 3 años (ganancias líquidas \$ 107,000 mes).
- e).- La rentabilidad antes de impuestos es de 69 % y después de impuestos es de 33%.
- f).- El punto de equilibrio de las pérdidas ó ganancias, se logra trabajando la planta al 37.5% de su capacidad.
- g).- El costo total de producción es de 34.5 \$/kg.
- h).- Un factor importante es la ventaja que se obtiene al poder obtener de la S.I.C. el cierre de fronteras y por ellos absorber inmediatamente el mercado, aunque es posible competir en el mercado internacional.
- i).- Finalmente se juzga ventajoso asignar recursos económicos a una unidad productora de ácido arsenilico en México.

CAPITULO OCTAVO
BIBLIOGRAFIA

B - I B L I O G R A F I A

- 1) John H. Perry (Editor)
Chemical Engineers' Handbook
Mc Graw-Hill Book Co. 1950

- 2) Hougen, Watson and Ragatz.
Chemical Process Principles
John Wiley & Sons Inc. 1959

- 3) Aries and Newton.
Chemical Engineering Cost Estimation
Mc Graw-Hill Book Co. 1955
Robert E. Treybal
- 4) Mass-Transfer Operations
Mc Graw-Hill Book Co. 1955

- 5) Bagder and Banchemo.
Introducción to Chemical Engineering
Mc Graw-Hill Book Co. 1955

- 6) American Chemical Society.
Chemical Abstracts

- 7) Federick William Atack.
Handbook of Chemical Data
Reinhold New York. 1957

Petersen and Bedell

Ucon Heat Transfer Fluid

Union Carbide Chemicals Co. 1962

9) Mellor.

Química Inorgánica Moderna.

" El Ateneo " 1958

10) Anuario Estadístico de la S. I. C.

11) Cecil H. Chilton

Costo Engineering in the Process Industries

Mc-Graw-Hill Book Co. 1950

12) Bares, Cerny, Fried and Pick

Collection of Problems in Physical Chemistry.

Pergamon Press 1962

13) American Food and Drug Administration

Food Additives.

Federal Register, Vol. 30 No. 247, 1965

14) F.E. Croxton and D. J. Cowden.

Applied general statistics.

Prentice Hall 1948

15) William Volk

Applied statistics for engineers.

Mc-Graw-Hill 1958

16) Julio Melnick

Manual de Proyecto de Desarrollo Económico.

Naciones Unidas 1958