

29/10



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Estudios Superiores  
"CUAUTITLAN"

## DISEÑO PRELIMINAR DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE ACIDO 6-AMINOPENICILANICO

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A N  
VICTOR JAVIER GARCIA RAMIREZ  
JUAN MANUEL TAPIA CORIA



## **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.

## I N D I C E

1.0	INTRODUCCION .....	1
2.0	GENERALIDADES.....	4
2.1	Aspectos Técnicos.....	4
3.0	TECNOLOGIAS DISPONIBLES.....	7
3.1	Descripción de las tecnologías disponibles.....	7
3.2	Selección de la tecnología.....	24
3.3	Descripción del proceso y de sus puntos críticos.....	25
3.4	Bases de Diseño.....	27
3.5	Balance de materia y energía.....	29
3.6	Diagrama de flujo de proceso y DTI.....	39
4.0	DISEÑO DE EQUIPO.....	41
4.1	Lista de equipo principal del área de proceso.....	41
4.2	Diseño de reactores y recipientes.....	42
4.3	Especificación de Bombas.....	53
4.4	Diagrama de localización general del equipo principal.....	65
4.5	Sistemas para la recuperación de solventes.....	66
5.0	DESCRIPCION DE LOS SERVICIOS AUXILIARES REQUERIDOS.....	98
5.1	Agua para usos farmacéuticos.....	101
5.1.1	Métodos de obtención y acondicionamientos.....	103

5.1.2	Requerimientos y selección del equipo para generarla.....	105
5.2	Vapor.....	110
5.2.1	Requerimientos y especificación del generador de vapor.....	110
5.2.2	Tratamiento del agua para generar el vapor.....	118
5.3	Nitrógeno líquido como refrigerante.....	124
5.3.1	Obtención del Nitrógeno líquido.....	126
5.3.2	Requerimientos y selección del equipo para utilizarlo en pro ceso.....	128
5.4	Energía Eléctrica.....	132
5.4.1	Requerimientos de energía eléctrica.....	133
5.4.2	Selección y especificación de la planta de emergencia.....	139
	CONCLUSIONES.....	146
	APENDICES.....	148
I	Estructura Química y propiedades principales de algunas peni cilinas.....	149
II	Nomograma para conocer el diámetro óptimo económico.....	150
III	Estudio económico H/D para tanques atmosféricos con capaci-- dad de trabajo de 464 gal a 16000 gal.....	151
IV	Nomenclatura usada en el diseño de la torre de destilación..	152
V	Datos de equilibrio del 2-propanol - agua.....	155
	Bibliografía.....	156

## 1.0 INTRODUCCION .

Debido a la gran importancia que en la actualidad tienen los antibióticos y a la dependencia tecnológica que se tiene con el extranjero en este campo, la Industria Mexicana se ha preocupado por desarrollar e implementar la producción a nivel industrial, de las diferentes penicilinas semisintéticas utilizadas en la terapéutica. Sin embargo, la producción actual en México, de dicho antimicrobiano, tiende a ser insuficiente debido al enorme crecimiento de los núcleos poblacionales. De esto surge el interés por el desarrollo del presente trabajo, sintetizar a nivel industrial la base de la gran mayoría de las penicilinas semisintéticas conocidas hasta hoy, es decir el ácido 6-aminopenicilánico (6-APA), -- partiendo de la penicilina natural G potásica (PGK).

Una planta productora de 6-APA reforzaría en gran medida la producción de antimicrobianos, ya que la producción actual en México es tan solo de 200 toneladas al año (1), lo cual en términos generales da una deficiencia del 15%, de la cantidad requerida por la demanda anualmente. Es necesario hacer énfasis en que el 6-APA, es tan solo un intermediario en la producción de semisintéticos, pero al tenerlo sintetizado se da un paso muy adelantado en la elaboración del semisintético.

Como primer punto se dan los antecedentes de la síntesis de las penicilinas, posteriormente se desarrolla un aná-

.....

lisis de tecnologías para la obtención del 6-APA y la selección de una de ellas para la elaboración de un trabajo sistemático de diseño, desde el punto de vista del Ingeniero Químico.

Una vez seleccionado el proceso se hará una descripción del mismo, mencionando sus puntos críticos, se elaborarán -- los planos referentes al proceso (diagrama de flujo, diagrama de tubería e instrumentos, etc.), aunado a lo anterior se va a desarrollar un balance de materia y energía. Con la información anterior se seleccionan, especifican y en algunos casos se prediseñan los equipos involucrados tanto en el --- área de proceso como en la de servicios auxiliares (SA), posterior a esto se da el diagrama de localización general de - equipo.

Por último se hará una descripción de los servicios auxiliares requeridos, especificando dichos requerimientos tanto en calidad como en cantidad. En el caso del sistema de - purificación de agua el distribuidor recomienda un sistema - paquete de tratamiento, el cual será discutido a detalle.

Todo lo anterior se hará con el fin de lograr los si--- guientes objetivos.

Diseñar de manera preliminar una pequeña planta productora de ácido 6-aminopenicilánico, la que operará los tres - turnos durante las 24 horas del día, siete días a la semana, con el propósito de producir 100 toneladas como mínimo, lo -

cuál representa el 50% de la producción actual en México.

Dilucidar los alcances del Ingeniero Químico al diseñar y especificar los diferentes equipos involucrados tanto en el área de proceso como en la de SA.

Presentar alternativas de solución a los problemas que se presentan al manejar sustancias altamente reactivas, como lo es la penicilina G potásica.

Por último, despertar el interés en las nuevas generaciones hacia la investigación y el desarrollo de la industria farmacéutica-química.

#### CITAS

- (1) Cámara nacional de la industria farmacéutica.

## 2.0 G E N E R A L I D A D E S .

### 2.1 Aspectos Técnicos.

Los antibióticos son sustancias químicas, producidas -- por microorganismos de diversas especies (bacterias, hongos, etc), los cuales reprimen la proliferación de otros microorganismos y en muchos casos los destruyen.

Con la producción industrial de la penicilina natural, en los primeros años de la década de los cuarenta, se hizo posible la implantación de la terapéutica a base de antibióticos.

Pero debido a la inmunidad de numerosos grupos poblacionales a los efectos de la penicilina, se tuvo la necesidad de investigar y desarrollar una nueva serie de antibióticos, los cuales son derivados de la penicilina G potásica y son conocidos como derivados semisintéticos de dicha penicilina.

Como ejemplo de éstos derivados tenemos: Las ampicilinas, dicloxacilina, hecetilina y penicilinas sódicas.

Sin embargo, para la obtención de éstos derivados se -- presentaba el problema de efectuar primero la síntesis del ácido 6-aminopenicilánico.

Esta parte del problema se resolvió mediante dos métodos:

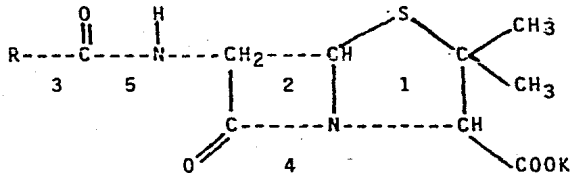
a).- Mediante una serie de reacciones químicas a baja temperatura, protegiendo al anillo beta-lactama y al grupo carboxilo.



b).- Por medio de una reacción enzimática, utilizando - para ello a la amidasa como enzima específica (la descrip--- ción de éstos métodos se hará más adelante).

La estructura básica de las penicilinas consiste en el \_ anillo tiazolidínico unido al anillo beta-lactama, el cuál - se une a una cadena lateral R.

Esta cadena lateral establece muchas de las caracterfs- ticas antibacterianas y farmacológicas de cada tipo particu- lar de penicilina. La penicilina G es la benzil penicilina, a continuación se muestran sus grupos funcionales:

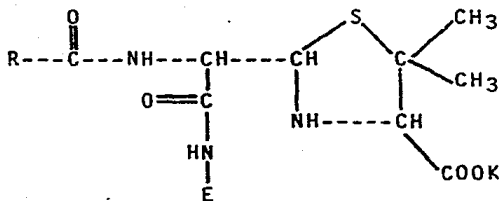
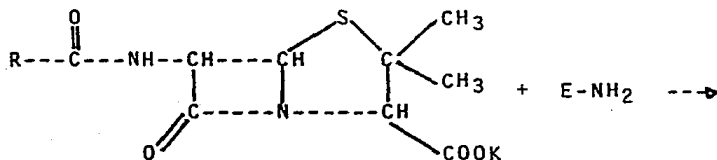


Siendo:

- 1.- Anillo tiazolidínico.
- 2.- Anillo beta-lactama.
- 3.- Cadena lateral R (en donde R= C<sub>7</sub>H<sub>7</sub>).
- 4.- Sitio de acción de la penicilinas.

5.- Sitio de acción de la amidasasa.

. Las penicilinas reaccionan interfiriendo con la síntesis de las paredes celulares de las bacterias. Se piensa -- que lo hacen reaccionando con un grupo amino de una enzima -- esencial, en la biosíntesis de la pared celular. Esta reacción, que implica la apertura del anillo beta-lactama y la -- acilación del grupo amino, inactiva a la enzima



### 3.0 T E C N O L O G I A S   D I S P O N I B L E S .

Dos procesos hasta hoy son conocidos a fondo, para la obtención del ácido 6-aminopenicilánico, siendo básica la diferencia entre ambos.

El primero de estos procesos involucra una reacción de dehidrólisis en un solo paso, utilizando la penicilina G potásica como materia prima fundamental y a la enzima amidasa como agente hidrolizante. Mientras que en el otro se involucra una serie de reacciones químicas, para proteger los grupos funcionales de la penicilina, antes de hidrolizarla.

#### 3.1 Descripción de las tecnologías disponibles.

##### Proceso enzimático:

El primero de los métodos conocidos para producir al de ácido 6-aminopenicilánico, es usando una enzima llamada amidasa, la que rompe el enlace peptídico entre la cadena lateral R y el anillo beta-lactama.

Esta reacción da un producto de alta pureza (99.8%) y se debe realizar en un medio completamente estéril, con agua purificada libre de pirógenos.

Sus condiciones de reacción son muy drásticas, ya que la desactivación de la enzima, por efectos de pH y temperatura, es casi inmediata aún con incrementos no drásticos de dichas variables. El rango de variación es muy cerrado, de un grado para la temperatura y una décima para el pH (temperatura de operación 37 grados centígrados; pH de operación de de 7.8).

Para lograr el control que se requiere en este proceso es necesario contar con un sistema de control automático. El aparato de control de pH debe ser tal que mande la señal inmediatamente a una bomba peristáltica y esta adicione la cantidad necesaria de la base usada para la rápida neutralización del ácido fenil acético formado durante la reacción de hidrólisis.

La conversión al inicio de la reacción se efectúa rápidamente, pero a medida que el tiempo transcurre la curva de conversión contra el tiempo tiende a hacerse asintótica.

Para el control de temperatura es necesario instrumentar el bioreactor con un sistema termoregulador automático, para así tener agua a temperatura constante y en la cantidad necesaria para que dentro del bioreactor se tenga una temperatura de 37 grados a lo largo de toda la reacción de hidrólisis.

Por otro lado, este proceso debe contar con un sello de gas inerte, en el bioreactor, durante el tiempo en que la enzima se encuentra en actividad, es decir, desde que se suspende en agua pura hasta que se termina su vida útil. Esto es con el fin de evitar la entrada de microorganismos, los que al tener contacto con la enzima producen toxinas, que inhiben la actividad de la misma.

Es necesario conocer en todo momento la conversión de la PGK, por lo que se debe muestrear el reactor en interva--

los no mayores de 10 minutos y mandar las muestras a analizar mediante cromatografía de gases. Esto con el fin de detectar cualquier falla en la hidrólisis.

El proceso de hidrólisis dura de 2.5 horas a 4 horas dependiendo de la actividad de la enzima, es decir, cuando la enzima se suspende por primera vez, el tiempo de hidrólisis es de 2.5 horas y a medida que transcurre el *Nº de Bach se* incrementa debido a la pérdida de actividad natural de la enzima.

El primer paso global, en este proceso, es cargar la cantidad necesaria de enzima al bioreactor, previamente limpiado y esterilizado (así como las tuberías de proceso y los equipos). En un tanque se coloca el agua que se va a utilizar, ajustándole el pH a 7.8 mediante una solución boffer y mediante un serpentín de acero inoxidable, calentarla a 38°C (con vapor), una vez fijadas estas condiciones se bombea al bioreactor. El introducir el agua *con estas características es* para evitar que la enzima sufra una pérdida de actividad.

Una vez suspendida la enzima se introduce un poco de Nitrógeno gaseoso al bioreactor, esto es para evitar que al abrir la boca del bioreactor, para cargar la PGK, entre aire. Ya cargada la penicilina G potásica se cierra nuevamente la boca del bioreactor y se vigila que las condiciones de reacción no se alteren, durante el tiempo que dura la hidrólisis.

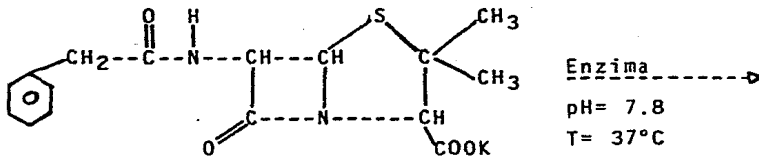
Concluida la reacción de hidrólisis se pasa la solución,

rica en 6-APA, a un tanque enfriado con anterioridad; que -- contendrá acetato de butilo, solvente usado para la extracción del ácido fenil acético. La temperatura en el tanque - deberá mantenerse entre 0°C y 5°C, con el fin de proteger la estructura del 6-APA que es sensible a estos cambios, sobre\_ todo si son drásticos.

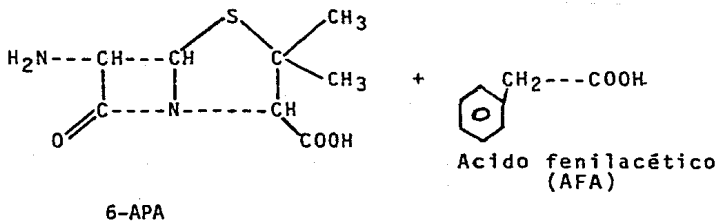
Después de efectuar la extracción se precipita el 6-APA, con ácido sulfúrico agregado lentamente, hasta alcanzar el - punto isoeléctrico, del 6-APA, que se encuentra a un pH de - 4.2. Se deja reposar por una hora, para el crecimiento del\_ cristal y se filtra mediante una centrifuga de acero inoxidada\_ ble.

Posteriormente se lava con agua purificada y un poco de alcohol isopropílico y se manda al departamento de secado, \_ en donde se seca mediante un equipo especial de resistencias.

Reacción enzimática:

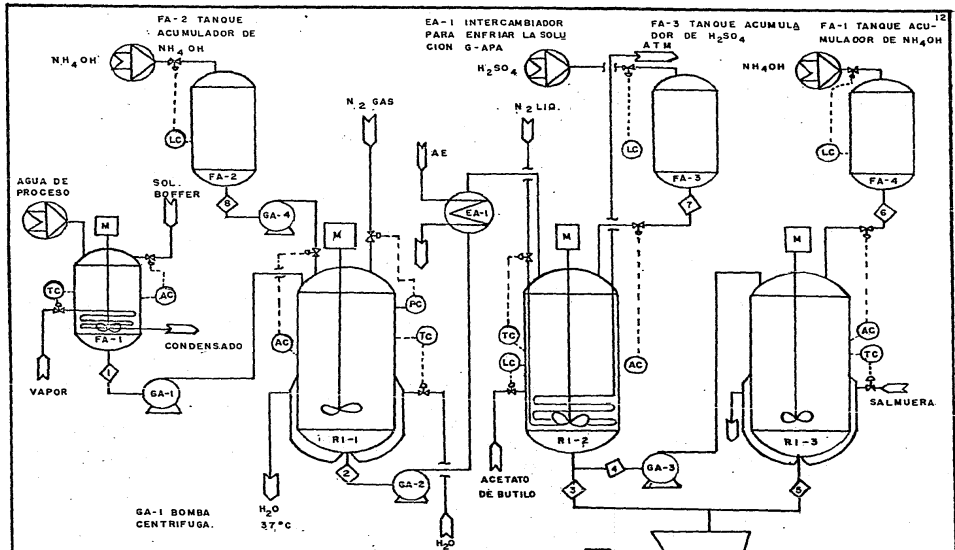


Penicilina G potásica



A continuación presentamos el diagrama de flujo de este proceso.

.....



FA-1 TANQUE PARA ALMACENAR Y ACONDICIONAR EL AGUA DE PROCESO.   
 GA-4 BOMBA CENTRIFUGA.   
 RI-1 REACTOR PARA EFECTUAR LA HIDROLISIS.   
 GA-2 BOMBA CENTRIFUGA   
 RI-2 REACTOR PARA PRECIPITAR EL G-APA   
 GA-3 BOMBA CENTRIFUGA   
 C1-1 CENTRIFUGA   
 RI-3 REACTOR PARA PRECIPITAR EL AFA

DIAGRAMA DE FLUJO		PLANO I - A		CORRIENTE							
PROCESO ENZIMATICO G-APA				1	2	3	4	5	6	7	8
TRABAJO: TESIS PROFESIONAL				MATERIA	-	-	-	-	-	-	-
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN				GASTO g/l/min	-	-	-	-	-	-	-
M. N. A. M.				P. M.	-	-	-	-	-	-	-
REALIZO: V.J.G.R. Y J.M.T.C. REVIZO:				TEMPERATURA °C	-37	37	5	5	5	-	-
AUTORIZO:				PRESION SV/C.M.C.	-	-	-	-	-	-	-



Rendimiento del proceso enzimático. Según datos deben\_ usarse 0.8 Kg de enzima por cada kilo de PGK, por lo que:

PGK + ENZIMA	----->	6-APA + AFA	
372.48		216.28	136 P.M. (g/mol)

Se ha reportado, para esta reacción, una conversión del 95%. Experimentalmente se ha comprobado que se pierden --- 0.003 Kg/lit de 6-APA en las aguas madres, principalmente por que el 6-APA es ligeramente soluble en agua, a esto hay que\_ sumarle los efectos en el rendimiento por las ligeras varia\_ ciones del pH, de tal manera que se tiene un rendimiento me\_ dio del 82.65%, es decir, por cada kilomol que se utiliza só\_ lo el 82.65% se obtendrá como producto final. La pureza de\_ este producto es del 99.8%.

Proceso por vía Química:

El otro método para obtener el 6-APA es mediante una se\_ rie de reacciones químicas efectuadas a baja temperatura. -- usando un solvente no miscible con el agua, como lo es el -- cloruro de metileno, y que tenga un punto de congelación lo\_ suficientemente bajo para que resista las bajas temperaturas de trabajo (el cloruro de metileno tiene un punto de congela\_ ción de -96.7°C).

Partiendo también de la PGK el objetivo básico sigue -- siendo la ruptura de la unión peptídica, sin embargo esto no puede realizarse en forma directa, ya que tenemos grupos fun\_ cionales demasiado reactivos (grupo carboxilo y anillo beta-

lactama), de tal manera que es necesario efectuar algunas -- reacciones de protección a dichos grupos.

La protección del grupo carboxilo se logra haciendo --- reaccionar la PGK con dimetil diclorosilano (DMDCS) o trimetil clorosilano en cloroformo o cloruro de metileno a temperatura ambiente y en presencia de piridina, trimetil anilina, quinolina o dimetil anilina (DMA). La esterificación completa se efectúa generalmente entre 30 minutos y 40 minutos --- aproximadamente.

Para la protección del anillo beta-lactama es necesario trabajar a bajas temperaturas, sobre todo en la adición de - un alcali o cuando se genera un ácido como subproducto, ya - que por estar bastante tensionado es fácilmente atacado por\_ estos.

Ya que se tiene a la molécula esterificada el paso si-- guiente es enfriar la mezcla de reacción a - 60°C. para posteriormente adicionar pentacloruro de fósforo sólido o en so lución con el mismo solvente. Después de 2.5 horas de reac- ción se enfría nuevamente la mezcla entre 10 grados y 20 gra- dos por debajo de la temperatura anterior, para así agregar\_ un gran exceso de alcohol (metanol o butanol). Se recomien- da agregar de 15 a 17 veces el volumen estequiométrico calcu- lado, este desmesurado exceso se debe a la compleja estructu- ra de la molécula de PGK esterificada, que deberá rodearse - por completo de moléculas de alcohol para restar los efectos

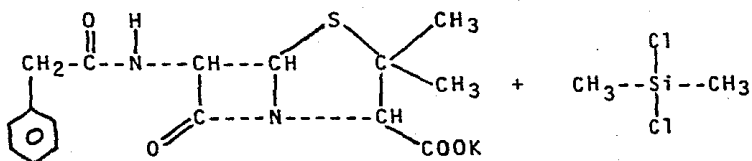
estéricos y acelerar la reacción. El siguiente paso es efectuar una hidrólisis en medio acuoso con el objeto de romper el enlace peptídico y eliminar la protección del grupo carboxilo, para realizar esta reacción se deberá tener agua tratada y previamente enfriada a  $-5^{\circ}\text{C}$ . Además el agua se utiliza para efectuar la extracción del 6-APA, esta se realiza mediante la adición de hidróxido de amonio al 30% en peso hasta un pH de 1.6, para una buena extracción se debe usar un exceso de 5 a 7 veces del peso de 6-APA por obtener y darle un tiempo de reposo de cuando menos 10 minutos, para tener una mejor separación de fases.

La fase más pesada (cloruro de metileno) se va al fondo del tanque y es bombeado al tanque de solvente sucio para su posterior recuperación.

Cuando se termina la separación de fases se adiciona más hidróxido de amonio con el fin de precipitar al 6-APA, esto se logra cuando se tiene un pH de 4.6, se le dá una hora de reposo (para el crecimiento del cristal), se filtra mediante centrifugación y ahí mismo se lava con agua y posteriormente con alcohol isopropílico al 85% en peso, se manda al departamento de secado en donde se introduce en un horno de resistencias para adecuar la humedad a las especificaciones.

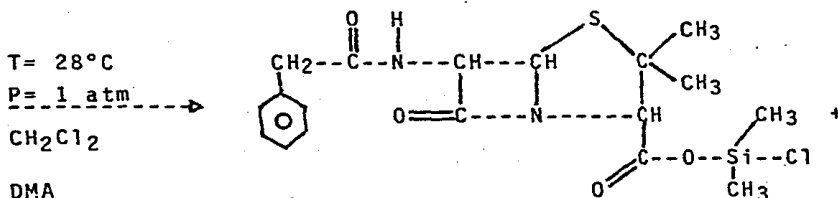
A continuación se presentan las reacciones involucradas en este proceso:

Reacción de silanación. Esta reacción se realiza con el propósito de proteger al grupo carboxilo mediante la introducción de grupos muy voluminosos (como los metilos) los cuales impiden que los reactivos adicionados posteriormente ataquen a este grupo. La reacción se efectúa de la manera siguiente:



Penicilina G potásica

Dimetil dicloro silano



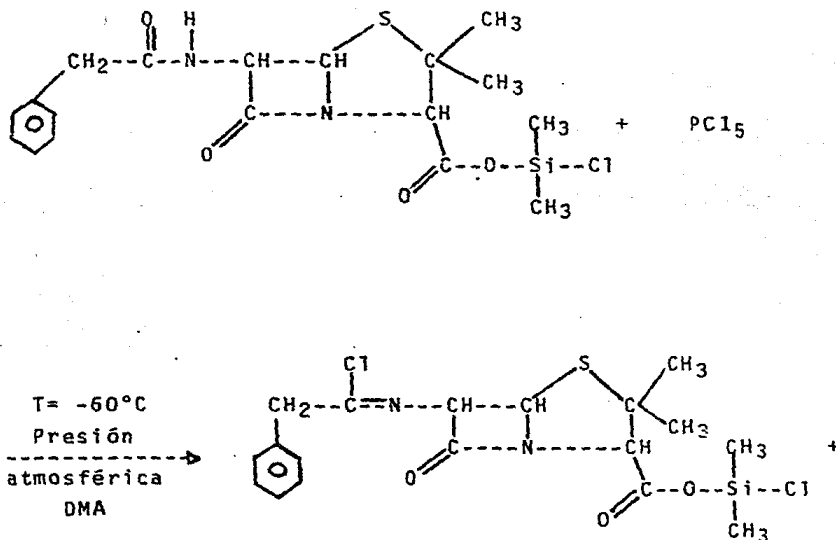
+ KCL

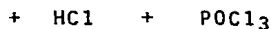
En esta reacción se produce cloruro de potasio como contaminante.

.....

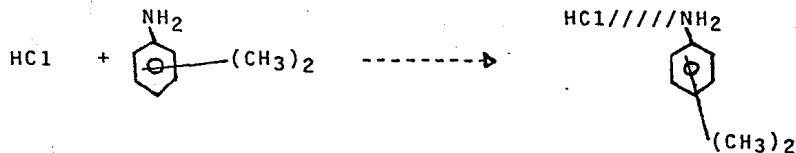
La siguiente reacción que se efectúa es la de cloración y tiene como objetivo cambiar el Oxígeno unido al carbono -- del enlace peptídico, por otro grupo de mayor facilidad de eliminación.

En esta reacción se produce ácido clorhídrico el cuál es neutralizado por la dimetil anilina, mediante un enlace del tipo puente de Hidrógeno, ya que si no se neutraliza podría atacar al anillo beta-lactama con lo que la síntesis se perdería.. La reacción y sus condiciones, es la siguiente:





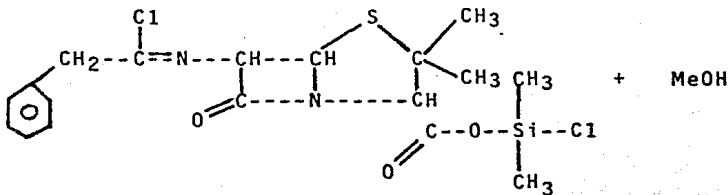
El ácido clorhídrico se neutraliza de la siguiente forma:



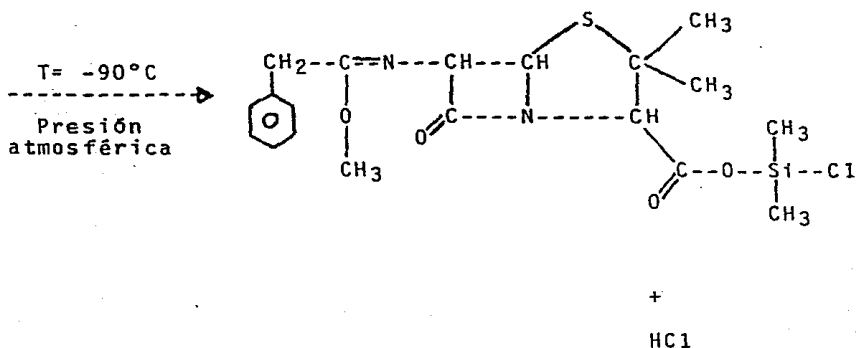
En esta reacción el contaminante producido es el POCl<sub>3</sub>.

La tercer reacción que se efectúa es la de alcoholisis, la cual tiene como propósito hacer que el enlace peptídico - se haga débil, para que con el agua se rompa y así obtener - el producto deseado.

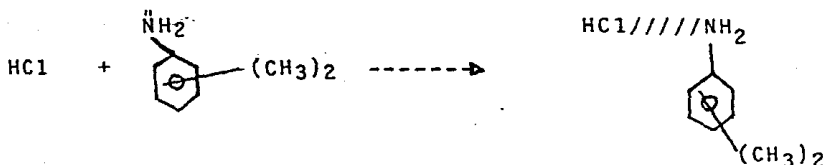
En esta reacción también se produce ácido clorhídrico, el cual como ya dijimos anteriormente es muy peligroso, y es neutralizado con más dimetil anilina, existente en el medio. La reacción efectuada es de la siguiente manera:



.....



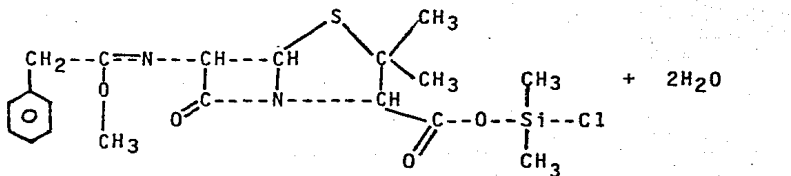
Y la neutralización es de la siguiente forma:



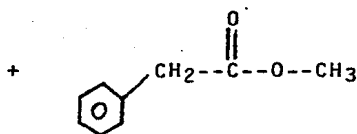
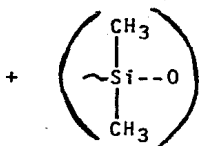
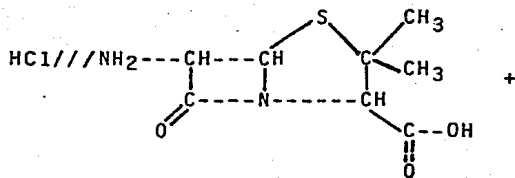
Como última reacción se efectúa una hidrólisis, la que tiene como objetivo romper el enlace peptídico y eliminar la protección del grupo carboxilo. Con estas rupturas se produce más ácido clorhídrico, el que ahora se neutraliza con el grupo amino del ácido 6-aminopenicilánico formando el clorhidrato del ácido. Este clorhidrato es descompuesto mediante la adición de hidróxido de amonio.

Las reacciones que se realizan son las siguientes:

Reacción de hidrólisis:



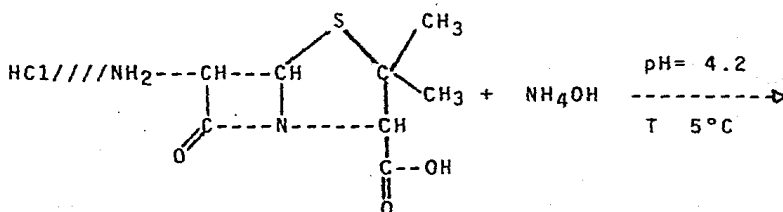
$T = -10^\circ\text{C}$   
 $\xrightarrow{17 \text{ min}}$



.....

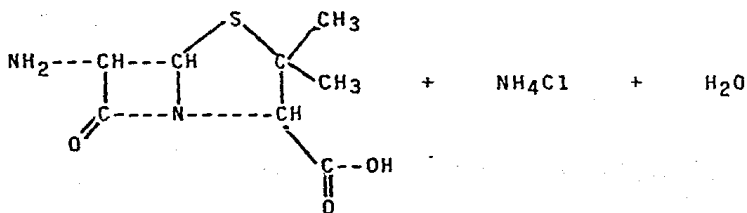


Reacción para neutralizar el clorhídrido.



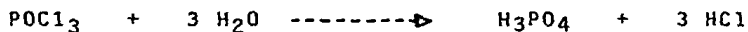
Clorhídrido de 6-APA

Hidróxido de amonio



ácido 6-aminopenicilánico

Nota: El  $\text{POCl}_3$  que se tiene como contaminante reacciona con el agua para formar ácido clorhídrico y ácido fosfórico, los cuales son neutralizados con la primera adición de  $\text{NH}_4\text{OH}$ . La reacción de formación de los ácidos es:



A continuación se da el diagrama de flujo para la obtención del 6-APA mediante este método.

.....

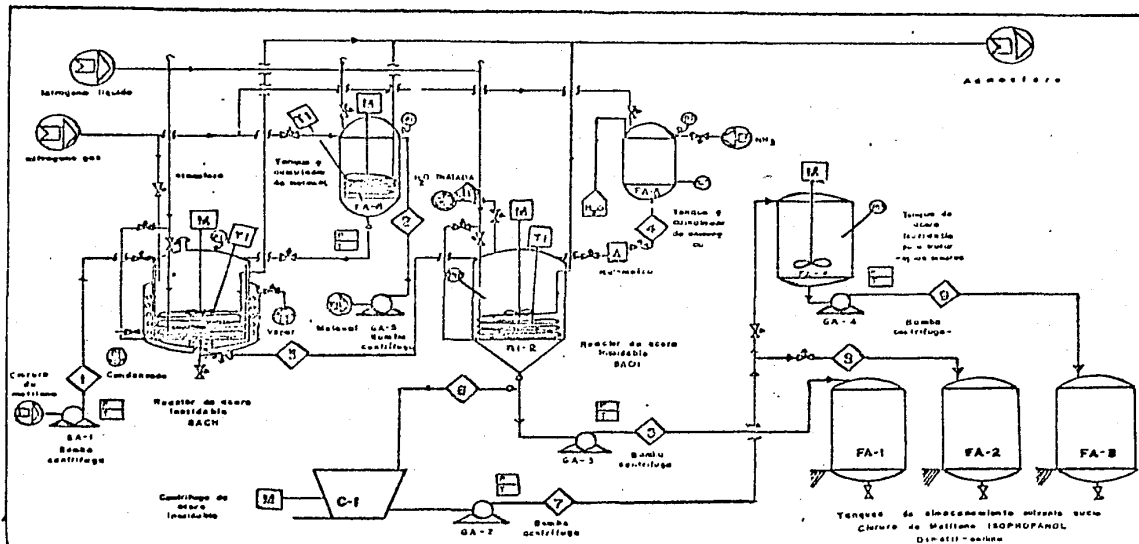
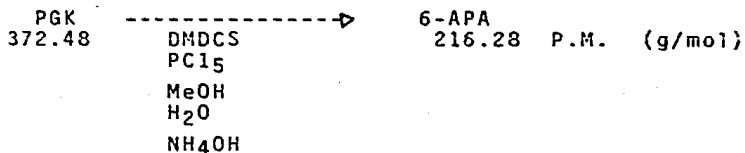


DIAGRAMA DE FLUJO:		PLANO: I-B	CORRIENTES	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PROCESO QUIMICO S A P A			MATERIAL	Cloruro de metilico	Metanol	S o I S A P A	NH <sub>4</sub> OH	Cloruro de sodio	GAPA suspen.	Agua malfra	ISOPOF PANOL	D M A	Agua pura
TRABAJO TESIS PROFESIONAL			COSTO gal/mi	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
FACULTAD DE ESTUDIOS PROFESIONALES QUATITLAN			P. H.	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
U. N. A.			TEM. °C	3	-60	-60	—	—	—	—	—	—	—
REALIZO: V.J.E.R. REVISO: T.C.J.M. AUTORIZO:			PRESION kg/cm <sup>2</sup>	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Rendimiento del proceso Químico. Se ha reportado para este método un rendimiento teórico del 89%, para la siguiente reacción global:



Sin embargo, al igual que en el proceso enzimático se presentan pérdidas por redisolución y efectos de pH, por lo que se reporta un rendimiento medio del 86.96% mol, es decir, por cada Kmol de PGK utilizado solo el 0.8696 será obtenido como producto final, con una pureza del 98%, siendo un rendimiento mayor que el del proceso enzimático pero con una menor pureza.

Las especificaciones del 6-APA son las siguientes:

Pureza: No menor del 98%

Potencia Iodométrica: No menor del 98%

La pureza obtenida, por ambos métodos, está dentro de especificaciones (exigidas por el SS), pero el rendimiento del proceso enzimático es menor debido a los siguientes factores:

- a).- La reacción solo se efectúa en un 95%.
- b).- El pH de 7.8 óptimo para la enzima no lo es para el 6-APA, por lo que sufre una degradación estructural.

.....

c).- El 6-APA precipitado es ligeramente soluble, por lo cual, en las aguas madres se pierde una pequeña cantidad.

### 3.2 Selección de la Tecnología.

El proceso químico ofrece la ventaja de que ha sido investigado a fondo, por lo cual la cinética, las condiciones y tiempos de reacción se han optimizado logrando con esto obtener un mayor rendimiento, que en el proceso enzimático. Pero como el proceso químico involucra reacciones con materiales muy tóxicos, como el dimetil dicloro silano y el pentacloruro de fósforo, presenta una desventaja operacional ya que el proceso enzimático se efectúa en un solo paso.

La desventaja que presenta el proceso enzimático es que requiere de una gran inversión inicial, para adquirir equipo electrónico con el fin de automatizar todo el proceso y así evitar la desactivación de la enzima, además de tener un menor rendimiento y un costo elevado de la enzima (que es de importación).

Por lo expuesto anteriormente, se selecciona para el desarrollo del presente trabajo, el proceso por vía química; que aunque da un producto de menor pureza (pero dentro de las especificaciones del SS), no necesita una instrumentación sofisticada, pero utiliza Nitrógeno líquido como refrigerante, siendo este caro y difícil de manejar eficientemente.

### 3.3 Descripción del proceso y de sus puntos críticos.

Se trata de un proceso tipo batch, que consiste en el - rompimiento de la unión ceto-amídica de la penicilina G potá sica.

Como primer paso se suspende la penicilina en cloruro - de metileno, bajo condiciones de mínima humedad (menor de -- 0.05%), a continuación se agrega por la boca del reactor di- metil anilina, que sirve para neutralizar el ácido clorhídri- co producido durante la síntesis. Todo esto, se efectua a - la temperatura que tiene el cloruro de metileno en condicio- nes normales.

A continuación se agrega (mediante una línea de vacío)\_ dimetil dicloro silano, que al reaccionar con la penicilina\_ hace que la temperatura se eleve a 18°C aproximadamente, e - inmediatamente se introduce vapor por la chaqueta del reac- tor, para fijar la temperatura a 28°C durante 40 minutos, -- aquí la humedad debe seguir siendo menor de 0.05%.

Transcurridos los 40 minutos se enfría la mezcla de --- reacción con Nitrógeno líquido, por el serpentín hasta -60°C donde se agrega pentacloruro de Fósforo, por la boca del reac- tor, y se estabiliza la temperatura a -35°C durante 2.5 horas; posteriormente se hace descender la temperatura a -90°C, con\_ Nitrógeno líquido, y se introduce metanol previamente enfria- do a -80°C, siendo esta reacción muy exotérmica se debe vigi- lar que la temperatura no se eleve de -60°C, a esta temperatu- ra se estabiliza durante 2 horas. Posteriormente se presiona

el reactor con Nitrógeno gaseoso a  $0.5 \text{ Kg/cm}^2$ , para pasar la mezcla de reacción a el otro reactor, que contiene agua fría aproximadamente a  $0^\circ\text{C}$ , donde se realiza la reacción de hidrólisis que es también exotérmica. En este punto se debe mantener la temperatura abajo de  $5^\circ\text{C}$ .

Con hidróxido de amonio al 30% en peso se procede a neutralizar el clorhidrato de 6-APA, al llegar a un pH de 1.6 - se realiza una separación de fases, la fase orgánica (cloruro de metileno) se bombea al tanque de solvente sucio para su posterior recuperación.

Terminada la decantación se procede a precipitar el 6-APA, con más hidróxido de amonio, hasta su punto isoeléctrico que se encuentra a un pH de 4.2.

Ya precipitado el producto se le da una hora de reposo e inmediatamente después se filtra en una centrífuga de acero inoxidable, se escurre perfectamente y se lava con agua pura y por último con alcohol isopropílico.

Las aguas madres se bombean a un tanque, en donde son tratadas con sosa, para recuperar la dimetil anilina.

El producto filtrado y escurrido es pesado y se manda al departamento de secado, donde se introduce a un secador atmosférico de charolas, que es operado a  $60^\circ\text{C}$ .

#### Puntos críticos:

1.- Checar que el % de humedad sea menor de 0.05, al comenzar el proceso y antes de la hidrólisis.

2.- Al efectuar la reacción de silanación checar que la temperatura de estabilización sea de  $28^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$  de error.

3.- Cuando se realiza la reacción de cloración checar - que la temperatura no pase de  $-35^{\circ}\text{C}$ , ya que si no se controla tenderá a incrementarse por ser un proceso exotérmico, dañando la estructura de la penicilina, (en el medio existe ácido que afecta al anillo beta-lactama y al incrementarse la temperatura este efecto aumenta).

4.- Checar que el metanol sea enfriado exactamente a  $-80^{\circ}\text{C}$ , debido a que si la temperatura es menor, se puede congelar ocasionando serios problemas al efectuar la reacción de metanólisis.

5.- Cuando se efectua la reacción de hidrólisis es importante dar 17 minutos de reacción.

6.- La adición del hidróxido de amonio, al efectuar la precipitación, deberá ser lentamente para evitar daños a la molécula y con agitación lenta, para un mejor crecimiento del cristal.

### 3.4 Bases de Diseño.

Para nuestro proyecto tomaremos como base para el diseño de tanques y recipientes dos criterios básicos. El primero de ellos es un criterio económico, dado por la relación de costos del material y para el cual, se presenta una tabla en el apéndice III, donde se relaciona el diámetro y la altura de los tanques, con la capacidad de trabajo de los mismos.

El siguiente criterio se refiere a la cinética de las reacciones involucradas en el proceso, con el fin de conocer el tiempo total que duran, para lograr la máxima conversión del proceso global y con esto; calcular el tiempo de residencia en el reactor.

Dado que se carece de datos para calcular la cinética de las reacciones, nos basamos en los tiempos reportados (12).

Análisis del tiempo de residencia en RI-1:

Reacción	Tiempo de reacción teórico minutos	Tiempo de trabajo supuesto minutos
Silanación	30 - 40	40
Cloración	120 - 180	150
Metanolísis	120 - 180	<u>150</u>
		340

El tiempo total es de 5 horas con 40 minutos, pero a este hay que sumarle el tiempo necesario para realizar los enfriamientos y el calentamiento, requeridos; suponiendo para estas operaciones un tiempo de 1 hora con 30 minutos, da un total de 7 horas con 10 minutos. Por lo tanto, se puede observar que se pueden efectuar 3 lotes de 6-APA por día laboral de 8 horas por turno.

Nota: La reacción de hidrólisis y la de precipitación se efectúan en el RI-2, con un tiempo de duración menor que los anteriores, por lo cual, no se consideran como tiempos -



claves y no son utilizados para el cálculo del tiempo de residencia.

La capacidad de los equipos se calculará tomando como base la producción de lotes batch para obtener 100 toneladas de 6-APA al año, por lo que es necesario producir 285.7 Kg de 6-APA por día; tomando el año laboral de 50 semanas con 7 días de trabajo por semana. Por lo tanto, se producirán 95.23 Kg de 6-APA por lote.

### 3.5 Balance de Materia y Energía.

Base de cálculo: Un lote de 6-APA.

Sabemos que el rendimiento mol para este proceso es del 86.96%, por lo tanto:

$$\frac{\text{Kmol de 6-APA}}{\text{Kmol de PGK}} = 0.8696$$

$$\frac{95.23 \text{ Kg de 6-APA}}{216.28 \text{ Kg/kmol}} = 0.44 \text{ Kmol de 6-APA}$$

$$\frac{0.44 \text{ Kmol de 6-APA}}{0.8696 \frac{\text{Kmol de 6-APA}}{\text{Kmol de PGK}}} = 0.5 \text{ Kmol de PGK}$$

$$372.48 \frac{\text{Kg de PGK}}{\text{Kmol}} \times 0.5 \text{ Kmol de PGK} = 186.24 \text{ Kg de PGK por lote de 6-APA producido.}$$

Como el rendimiento reportado involucra casi todas las variaciones que producen pérdidas, sólo se agregará un exceso del 2% para compensar las pérdidas no consideradas, por lo que la cantidad de PGK, necesaria para producir un lote de 95.23 Kg de 6-APA, es de 190 Kg.

Cálculo de la cantidad de dimetil dicloro silano reque-  
rido:

Partiendo de la reacción:



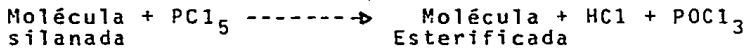
Vemos que una mol de PGK reacciona con una mol de DMDCS  
por lo que:

$$\frac{190 \text{ Kg de PGK} \times 129.06 \text{ Kg/kmol de DMDCS}}{372.48 \text{ Kg/kmol de PGK}} = 65.83 \text{ Kg de DMDCS}$$

Utilizando un exceso del 10% se necesitarán:

$$65.83 \text{ Kg de DMDCS} \times 1.1 = 72.4 \text{ Kg de DMDCS}$$

La cantidad de Pentacloruro de fósforo requerida es:



P.M. 427.0    208.3                    445.5    36.5    153.47

Como se producen 217.8 Kg de molécula silanada, se nece-  
sitan:

$$\frac{217.8 \text{ Kg de molécula silanada} \times 208.3 \text{ Kg/Kmol de PCl}_5}{427 \text{ Kg/Kmol de molécula silanada}}$$

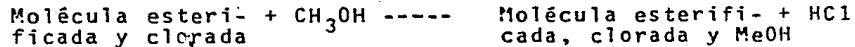
$$= 106.24 \text{ Kg de PCl}_5$$

Usando un exceso del 10%:

$$106.24 \text{ Kg de PCl}_5 \times 1.1 = 116.9 \text{ Kg de PCl}_5$$

Metanol requerido:

Partiendo de la reacción:



445.30                    32                    441                    36.5

.....

Para 227.23 Kg, producidos, de molécula esterificada y clorada se necesitan:

$$\frac{227.23 \text{ Kg} \times 32 \text{ Kg/Kmol de CH}_3\text{OH}}{445.3 \text{ Kg/Kmol de ME y C}} = 16.32 \text{ Kg de MeOH}$$

De lo dicho en la descripción del proceso Químico, se debe agregar un exceso de 15 veces la cantidad calculada estequiométricamente, por lo tanto, la cantidad requerida de metanol es:

$$16.32 \text{ Kg de MeOH} \times 15 = 244.8 \text{ Kg de MeOH}$$

Cálculo de la cantidad de agua: De la siguiente reacción se tiene:

Molécula esterificada + 2H<sub>2</sub>O ----> Clorhidrato de 6-APA silanada, clorada y MeOH

$$441 \qquad \qquad \qquad 36 \qquad \qquad \qquad 252.78$$

Como se producen 224.93 Kg de la molécula esterificada, silanada y clorada, se necesitan:

$$\frac{224.93 \text{ Kg} \times 36 \text{ Kg/Kmol de H}_2\text{O}}{441 \text{ Kg/Kmol}} = 18.36 \text{ Kg de H}_2\text{O}$$

Pero como se dijo anteriormente que el agua también se usa como solvente y que es necesario agregar un exceso de 5 a 7 veces del peso de 6-APA obtenido tenemos:

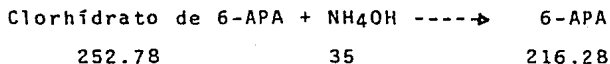
$$18.36 \text{ Kg de 6-APA} \times 5 = 91.8 \text{ Kg}$$

Por lo que la cantidad necesaria de agua es:

$$18.36 \text{ Kg} + 91.8 \text{ Kg} = 110.16 \text{ Kg de agua.}$$

.....

Cantidad de hidróxido de amonio requerida: De la reacción:



La cantidad del clorhidrato de 6-APA producida es de -- 128.9 Kg, por lo que la cantidad requerida para su neutralización es de:

$$\frac{128.9 \text{ Kg} \times 35 \text{ Kg/Kmol}}{252.78 \text{ Kg/Kmol}} = 17.84 \text{ Kg de NH}_4\text{OH}$$

Usando un exceso del 10%, la cantidad requerida es de: 17.84 Kg x 1.1 = 19.62 Kg de NH<sub>4</sub>OH al 100% pero como el que se va a utilizar es al 30% en peso, se requieren:

$$\frac{19.62 \text{ Kg} \times 100}{30} = 65.4 \text{ Kg de NH}_4\text{OH al 30\%}$$

Como la densidad del NH<sub>4</sub>OH al 30% es de 0.892 Kg/lit a - 20°C, la cantidad requerida en litros es de:

$$\frac{65.4 \text{ Kg}}{0.892 \text{ Kg/lit}} = 73.31 \text{ litros de NH}_4\text{OH al 30\%}$$

Cálculo de la cantidad de dimetil anilina (DMA) requerida:

El ácido clorhídrico es producido en las reacciones de cloración y metanólisis, como este ácido ataca al anillo beta-lactama debe ser neutralizado rápidamente; esta neutralización se efectúa con la DMA y la cantidad necesaria de esta base es:

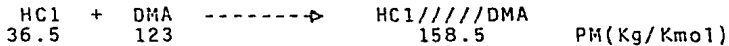
Se producen:

18.1 Kg de HCl en la reacción de cloración

18.61 Kg de HCl en la reacción de metanólisis

38.71 Kg de HCl

Siendo la reacción de neutralización la siguiente:



Para los 36.71 Kg de HCl producidos son necesarios:

$$\frac{36.71 \text{ Kg} \times 123 \text{ Kg/Kmol}}{36.5 \text{ Kg/Kmol}} = 123.7 \text{ Kg de DMA}$$

Agregando un exceso del 10%:

$$123.7 \text{ Kg} \times 1.1 = 136.1 \text{ Kg de DMA.}$$

Cantidad de solvente (Cloruro de metileno) requerido como la solubilidad de la PGK en el cloruro de metileno es de 0.266 Kg/lt se necesitan:

$$\frac{190 \text{ Kg de PGK}}{0.266 \text{ Kg de PGK/lt}} = 714.28 \text{ litros de cloruro de metileno.}$$

La densidad del cloruro de metileno es de 1.33 a temperatura ambiente por lo que:

$$714.28 \text{ lt} \times 1.33 \text{ Kg/lt} = 950 \text{ Kg de cloruro de metileno.}$$

Cálculo de las corrientes involucradas en el proceso.

Balance en RI-1:

$$\textcircled{1} = 950 \text{ Kg}$$

$$\textcircled{2} = 244.8 \text{ Kg}$$

$$\textcircled{3} = \textcircled{1} + \textcircled{2} + \text{carga por la boca del reactor} = 950 + 244.8 + 515.4 = 1710.2 \text{ Kg.}$$

Carga por la boca del reactor = PGK + DMDCS + PC15 + --  
+ DMA = 190 + 72.4 + 116.9 + 136.1 = 515.4 Kg

$$\diamond 4 = 65.4 \text{ Kg}$$

Balance en RI-2:

$$\diamond 3 + \diamond 10 + \diamond 4 = \diamond 6 + \diamond 5$$

$$1710.2 + 494.5 + 65.4 = \diamond 6 + \diamond 5$$

$$2270.1 = \diamond 6 + \diamond 5$$

Pero como  $\diamond 5 = \diamond 1$ , ya que la línea cinco es cloruro de metileno sucio más 5% de materiales contaminantes tenemos:

$$\diamond 5 = 1.05 \times 950 = 997.5 \text{ Kg}$$

Por lo tanto:

$$\diamond 6 = 2270.1 - 997.5 = 1272.6 \text{ Kg}$$

Balance en la centrífuga:

$$\diamond 7 = \diamond 6 + \text{agua de lavados}$$

$$\diamond 7 = 1272.6 + 150 = 1422.6 \text{ Kg}$$

$\diamond 8 = 150 \text{ Kg}$  (esta línea sólo se usa para el lavado final con isopropanol al 85% en peso).

$$\diamond 9 = \text{DMA cargada} + 5\% \text{ de materiales contaminantes.}$$

$\diamond 9 = 136.1 \times 1.05 = 142.9 \text{ KG}$  (esta línea se usa para conducir la DMA contaminada con algo de agua. La DMA es bombeada previa decantación del agua a un pH básico).

$$\diamond 10 = 494.5 \text{ Kg de agua de proceso.}$$

Resumen del balance de materia:

Base de cálculo: 1 lote de 6-APA producido.

Rendimiento molar: 86.96%.

Cargas por la boca del reactor: PGK = 190 Kg.

DMDCS = 72.4 Kg.

PC15 = 116.9 Kg.

DMA = 136.1 Kg.

No. corriente	Kg manejados
① Cloruro de metileno	950.0
② Metanol	244.8
③ Solución de 6-APA	1710.2
④ Hidróxido de amonio	65.4
⑤ Cloruro de metileno sucio	997.5
⑥ Suspensión de 6-APA	1272.5
⑦ Solución aguas madres	1422.6
⑧ Isopropanol sucio	150.0
⑨ Dimetil anilina sucia	142.9
⑩ Agua de proceso	494.5

Solventes para lavado:

Isopropanol al 85% en peso = 150 Kg.

Agua tratada para lavados = 150 Kg.

Se considera que 1.5 veces el peso del producto final - de solvente para lavados es suficiente para eliminar todas - las impurezas, además el isopropanol hace las veces de bactericida.

BALANCE DE ENERGIA:

Base de cálculo: un lote de 6-APA a producir.

Se calcularán las cargas térmicas de cada una de las -- reacciones involucradas, tomando como base el balance de materia efectuado para obtener 95.23 Kg de 6-APA.

Reacción de silanación:

$$\Delta T = 28^{\circ}\text{C} - 18^{\circ}\text{C} = 10^{\circ}\text{C}$$

$$\overline{C_p} \text{ mezcla} = 1.31 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa total} &= \text{CH}_2\text{Cl}_2 + \text{DMA} + \text{PGK} + \text{DMDCS} \\ &= 950 + 136.1 + 190 + 72.4 = 1348.5 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$Q = \text{masa total} \times \overline{C_p} \text{ mezcla} \times \Delta T = 1348.5 \text{ Kg} \times 1.31 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C} \times (28 - 18)^{\circ}\text{C} = 17,665 \text{ Kcal} = 70,100 \text{ BTU}$$

Como se ve en el balance son necesarias 17665 Kcal para llevar la mezcla de reacción de 18°C a 28°C.

Enfriamiento para efectuar la reacción de cloración, -- siendo la misma cantidad de masa, el rango de temperatura va de - 28°C a 60°C.

$$\Delta T = - 60^{\circ}\text{C} - 28^{\circ}\text{C} = 88^{\circ}\text{C}$$

$$\overline{C_p} \text{ mezcla} = 1.28 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C}$$

$$Q = 1348.5 \text{ Kg} \times 1.28 \text{ Kcal/Kg } ^{\circ}\text{C} \times (-88^{\circ}\text{C}) = -151895 \text{ Kcal} = 602,758 \text{ BTU.}$$

- 151,895 Kcal deben ser removidas para alcanzar la temperatura de - 60°C.

Enfriamiento para efectuar la metanólisis:

La masa total se deberá enfriar de - 35°C a - 90°C.

$$\Delta T = - 90^{\circ}\text{C} + 35^{\circ}\text{C} = - 55^{\circ}\text{C}$$

.....



Masa total = 1348.5 Kg + masa de  $\text{PCL}_5$  = 1348.5 + 116.9  
 = 1465.4 Kg.

$Q = 1465.4 \text{ Kg} \times 1.23 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \times (-55)^\circ\text{C} = 99134.31 \text{ Kcal}$   
 = 393,390 BTU.

Por lo tanto 99,134 Kcal deben ser removidas para alcan-  
 zar los  $-90^\circ\text{C}$  y posteriormente agregar el metanol.

Enfriamiento del metanol:

Se deberá bajar su temperatura de  $15^\circ\text{C}$  (a los que se en-  
 cuentra normalmente) a  $-80^\circ\text{C}$ , para poder adicionarlo al se-  
 no de la reacción.

Masa de  $\text{MeOH} = 244.8 \text{ Kg}$

$\Delta T = -80^\circ\text{C} - 15^\circ\text{C} = -95^\circ\text{C}$

$\bar{C}_p = 0.5 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$

$Q = 244.8 \text{ Kg} \times 0.5 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \times (-95^\circ\text{C}) = -11,628 \text{ Kcal}$  -  
 = 46,142 BTU. Calor que necesita ser removido para alcanzar  
 la temperatura deseada de  $-80^\circ\text{C}$ .

Enfriamiento en RI-2 para agregar el  $\text{NH}_4\text{OH}$  como paso fi-  
 nal en la precipitación del 6-APA.

Al llegar la temperatura de reacción a  $5^\circ\text{C}$ , después de\_  
 la hidrólisis, esta deberá bajarse nuevamente a  $-15^\circ\text{C}$  para\_  
 poder adicionar el  $\text{NH}_4\text{OH}$ .

Masa a enfriar = masa total en RI-1 + masa de  $\text{H}_2\text{O}$  = --  
 = 1710.2 + 494.5 = 2204.7 Kg.

$\bar{C}_p \text{ mezcla} = 1.19 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$

$\Delta T = -15^\circ\text{C} - 5^\circ\text{C} = -20^\circ\text{C}$

$$Q = 2204.7 \text{ Kg} \times 1.19 \text{ Kcal}^\circ\text{C} \times (-20^\circ\text{C}) = 52471.86 \text{ Kcal} -$$

$$= 208,221 \text{ BTU.}$$

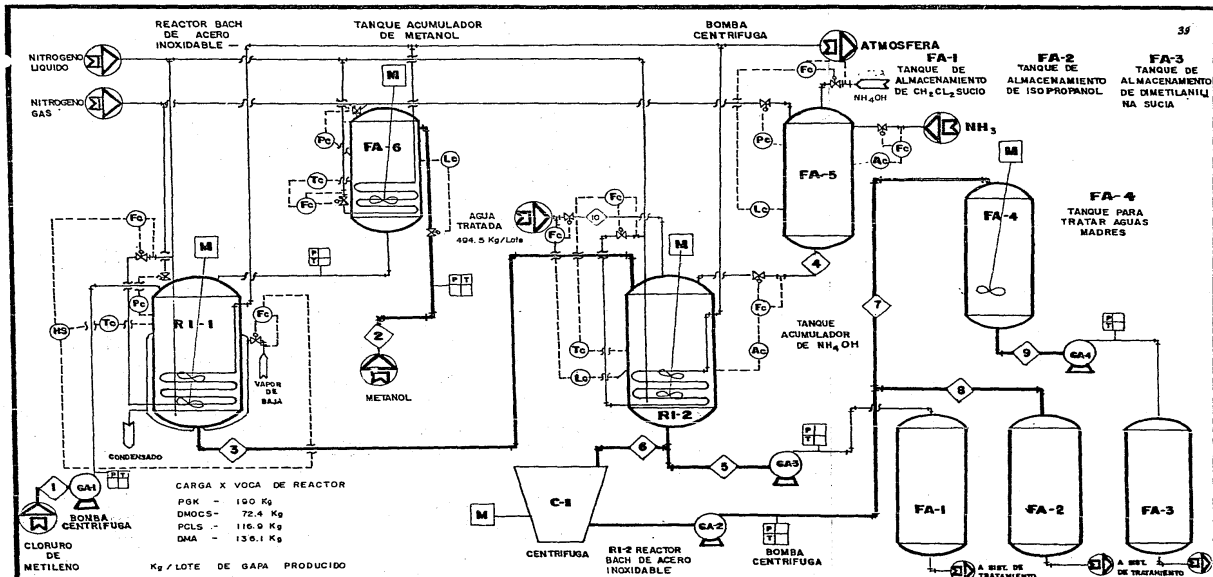
Resumen del balance de energía:

PASO DEL PROCESO	RANGO DE TEMPERATURA	CARGA TERMICA CALCULADA (Kcal)
Reacción de Silación (calentamiento)	de 18°C a 28°C	17,665
Enfriamiento para reacción de Cloración	de 28°C a -60°C	151,895
Enfriamiento para reacción de Metanólisis	de -35°C a -90°C	99,134
Enfriamiento del Meta-nol	de 15°C a -80°C	11,628
Enfriamiento en RI-2 para la precipitación	de 5°C a -15°C	52,471.8

Como se puede observar la mayor cantidad de calor por remover se encuentra en el enfriamiento para la cloración.

En todos los enfriamientos se usará N<sub>2</sub> líquido, con el fin de lograr estas temperaturas tan bajas.

A continuación presentamos el diagrama de flujo del proceso así como el diagrama de tubería e instrumentos del mismo.



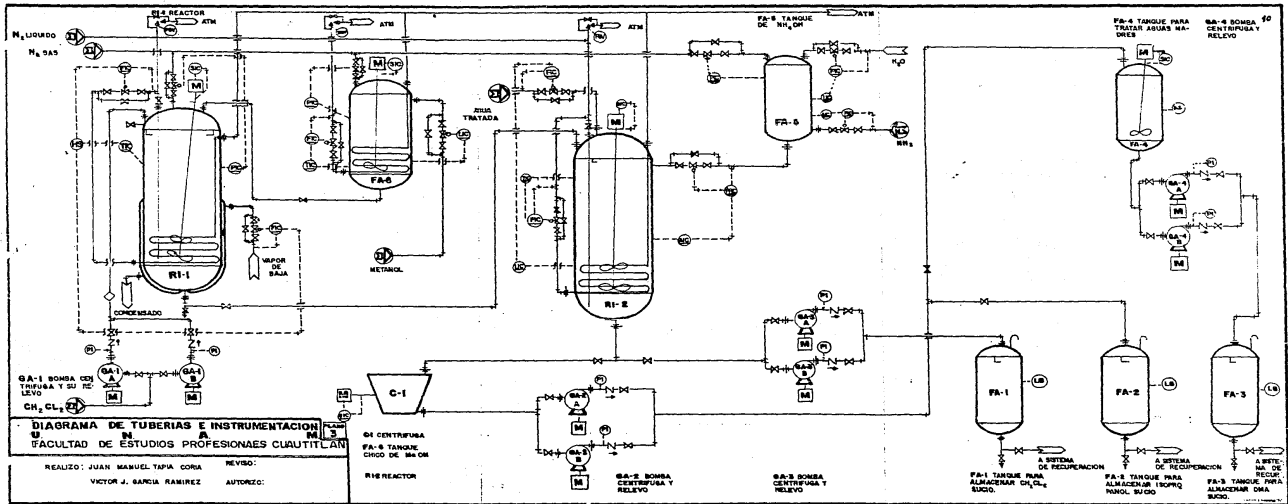
CARGA X VOGA DE REACTOR  
 PGK - 190 Kg  
 DMOCS - 72.4 Kg  
 PCLS - 116.9 Kg  
 DMA - 139.1 Kg

Kg / LOTE DE GAPA PRODUCIDO

**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO**  
**ACIDO GAMINOPENICILANICO**  
 REALIZO: JUAN MANUEL TAPIA CORIA  
 VICTOR J. GARCIA RAMIREZ

FACULTAD DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
 C W A U T I T L A N O  
 U. N. A. M.

NUMERO DE LINEA	1	2	3	4	5	6	7	8	9
COMPONENTES	CLORURO DE METILENO	METANOL	GAPA EN SOLUCION	HIDROXIDO DE SODIO	CLORURO DE METILENO BRUO	GAPA EN SUSPENSION	SOLUCION DE AGUAS MADRES	ISOPROPANOL SECO	SABA SUCIA
Kg/LOTE PRODUO	9.50	2.44.9	1710.2	65.4	9.97.5	1272.5	1422.6	150	142.9
PESO MOLECULAR PROM. g/gr mol	85.92	32.04	49.44	35.00	63.28	48.75	59.95	57.70	121.18
DENSIDAD (g/ML)	1.32	0.81	1.25	0.89	1.30	1.20	1.01	0.81	0.95
PRESION OP Kg/cm <sup>2</sup>	1.19	0.88	1.08	0.93	1.02	0.96	1.10	1.09	1.10
TEMPERATURA (°C)	3.00	-80.00	-60.00	12.00	-10.00	0.00	3.00	5.00	10.00



4.0 DISEÑO DE EQUIPO .

4.1 Lista de equipo principal del área de proceso:

- RI-1: Reactor de acero inoxidable, usado para las reacciones en fase orgánica.
- RI-2: Reactor de acero inoxidable, usado para la hidrólisis y la precipitación del producto final.
- FA-1: Tanque de almacenamiento de acero inoxidable para cloruro de metileno sucio.
- FA-2: Tanque de almacenamiento de acero inoxidable para isopropanol sucio.
- FA-3: Tanque de almacenamiento de acero inoxidable para dimetil anilina sucia.
- FA-4: Tanque de acero inoxidable para el tratamiento de las aguas madres.
- FA-5: Tanque de acero inoxidable, acumulador de hidróxido de amonio.
- FA-6: Tanque de acero inoxidable, acumulador de metanol.
- C-1: Centrifuga de acero inoxidable.

BOMBAS

LIQUIDO BOMBEADO

- |      |   |  |
|------|---|--|
| GA-1 | Bomba de carga a RI-1                   | Cloruro de metileno                        |
| GA-2 | Bomba centrífuga de C-1 a FA-4 y a FA-2 | Aguas madres de 6-APA e isopropanol sucio. |
| GA-3 | Bomba centrífuga de RI-1 a FA-1         | Cloruro de metileno sucio.                 |

GA-4 Bomba centrífuga de FA-4

Dimetil anilina sucia.

a FA-3

## 4.2 Diseño de reactores y recipientes:

Diseño de RI-1

Base de cálculo: 1 lote de 6-APA.

Como se mencionó en las bases de diseño el tiempo de residencia en este reactor es de 7 horas con 10 minutos, por lote, además cada lote será de 95.23 Kg de 6-APA. Con base a éstos datos se calcularán las dimensiones y capacidad del reactor.

Del balance de materia la cantidad total de masa en este reactor es de 1710.2 Kg.

La densidad de la mezcla, a  $-60^{\circ}\text{C}$ , es de 1.23 Kg/lt.

$$\text{Volumen de operación} = \frac{1710.2 \text{ Kg}}{1.23 \text{ Kg/lt}} = 1390.4 \text{ lt.}$$

$$\text{Volumen de diseño} = 1.33 \times 1390.4 = 1849.2 \text{ lt.}$$

L/D = 1.5 (dado por consideraciones económicas)

$$V = \frac{\pi \times D^2}{4} \times H \quad D = \sqrt[3]{\frac{4V}{1.05}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1.8492 \text{ m}^3}{3.1416 \times 1.05}}$$

$$D = 1.31 \text{ m}$$

$$H = L = 1.05D = 1.05 \times 1.31 = 1.37 \text{ m}$$

$$\text{Presión de operación} = 18.4 \text{ Lb/in}^2$$

$$\text{Presión de diseño} = 22 \text{ Lb/in}^2$$

$$\text{Temperatura de operación mínima} = -90^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Temperatura de operación máxima} = 28^{\circ}\text{C}$$

Cálculo de espesor del cuerpo: Para un recipiente a presión interna se usa la siguiente formula:

$$t = \frac{P R}{SE + 0.4 P}$$

Donde: P es la presión de diseño en Lb/in<sup>2</sup>.

R es el radio en in.

S es el esfuerzo de trabajo del material en Lb/in<sup>2</sup>.

E es la eficiencia de la soldadura, es igual a 0.85 para radiografiado por puntos.

$$P \text{ diseño} = 22 \text{ Lb/in}^2$$

$$R = 0.655 \text{ m} = 25.78 \text{ in}$$

$$S = 22488 \text{ Lb/in}^2 \text{ (para acero inoxidable)}$$

$$t = \frac{22 \text{ Lb/in}^2 \times 25.78 \text{ in}}{22488 \text{ Lb/in}^2 \times 0.85 + 0.4 \times 22 \text{ Lb/in}^2}$$

t = 0.029 in (este valor es menor que el espesor mínimo, el cual, es igual a 0.125 in).

Por lo tanto, el espesor del cuerpo es igual a 1/8 in = 0.125 in.

Cálculo del serpentín para RI-1.

Tomando como base la carga térmica máxima a remover en el reactor, que es el enfriamiento para agregar el pentacloruro de fósforo, desde una temperatura de 28°C a -60°C.

Del balance de energía se tiene:

$$Q = 602,758 \text{ BTU}$$

Suponiendo un tiempo de 30 min. para el enfriamiento tenemos:

$$Q = \frac{-602758 \text{ BTU}}{30 \text{ min}} = -20092 \text{ BTU/min}$$

Diámetro del serpentín.

Para conocer el diámetro económico, considerando un flujo turbulento, usamos el nomograma del apéndice II. Para entrar a él necesitamos conocer la densidad dada en  $\text{Kg por m}^3$  y el gasto masa dado en  $\text{Kg/hr}$ .

Sabemos que:

$$Q = M_{N_2} \times \lambda_{N_2} \quad \lambda_{N_2} \left| \begin{array}{l} -130^\circ\text{C} \\ = 135 \text{ BTU/Lb} \\ -289^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

$$M_{N_2} = \frac{20092 \text{ BTU/min}}{135 \text{ BTU/Lb}} = 148.83 \text{ Lb/min}$$

$$\rho_{N_2} = 1.66 \text{ Lb/ft}^3$$

Con estos datos y con la ayuda del nomograma tenemos un diámetro de 4.5 in, pero como no es comercial tomamos el de 4 in de acero inoxidable cédula 40 y tipo 316.

Cálculo del área de transferencia.

De la ecuación:  $Q = At \times U_{\text{trans}} \times \text{LMTD}$ ; en donde:

$At$  es el área de transferencia.

$U_{\text{trans}}$  es el coeficiente global de transferencia.

LMTD es la diferencia media logarítmica de temperatura.



$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{-135.5 + 223.5}{\ln \frac{-135.5}{-223.5}} = -175.8^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = -195.5 - 28 = -223.5$$

$$\Delta T_2 = -195.5 + 60 = -135.5$$

$$\dot{Q} = 20092 \text{ BTU/min} = 3.038 \times 10^5 \text{ Kcal/hr}$$

$$U = 488 \text{ Kcal/hr.m}^2.\text{°C}$$

$$A_t = \frac{3.038 \times 10^5 \text{ Kcal/hr}}{488 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2.\text{°C}} \times 175.8^\circ\text{C}} = 3.54 \text{ m}^2$$

Longitud del serpentín:

El área para un cilindro circular recto es igual a: ---  
 $2 \pi r l$ .

$$l = \frac{\text{Area total}}{2 \pi r}$$

Para un tubo de 4 in,  $r = 2 \text{ in} = 0.0508 \text{ m}$

$$l = \frac{3.54 \text{ m}^2}{2(3.1416)(0.0508)} = 11 \text{ m.}$$

Número de vueltas del serpentín.

$$NoV = \frac{1 \text{ serpentín}}{\text{altura del tanque}} = \frac{11.0 \text{ m}}{1.37 \text{ m}} = 8 \text{ vueltas.}$$

Diseño del RI-2.

Análisis del tiempo de residencia.

Reacción	Tiempo de reacción	Tiempo propuesto
Hidrólisis	17 - 20 min	17 min

Precipitación 45 min 45 min  
(1.6 Lt NH<sub>4</sub>OH/min)

A el tiempo propuesto se le deben sumar 15 minutos para efectuar la separación de fases y 60 minutos de reposo al -- producto final.

El tiempo total de residencia es de 2 horas con 20 minutos.

Cálculo de la capacidad y diseño del cuerpo cilíndrico.

Masa total = Masa total de RI-1 + Masa de NH<sub>4</sub>OH + Masa de H<sub>2</sub>O.

$$M_t = 1710.2 \text{ Kg} + 65.4 \text{ Kg} + 494.5 \text{ Kg} = 2270.1 \text{ Kg}$$

Siendo la densidad de la mezcla a -15°C igual a 1.2 Kg/lt.

$$\text{Volumen de operación} = \frac{2270.1 \text{ Kg}}{1.2 \text{ Kg/lt}} = 1891.7 \text{ lt}$$

Volumen de diseño = 1891.7 lt x 1.33 = 2515.9 lt. = ---  
 = 665.5 galones.

Utilizando un L/D = 1.26 (del apéndice III).

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} \quad D = \sqrt[3]{\frac{4V}{1.26}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2.5159}{3.1416 \times 1.26}}$$

$$D = 1.36 \text{ m}$$

$$H = 1.36 \times 1.26 = 1.71 \text{ m}$$

$$\text{Presión de operación} = 18.4 \text{ Lb/in}^2$$

$$\text{Presión de diseño} = 22 \text{ Lb/in}^2$$

$$\text{Temperatura mínima de operación} = -40^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura máxima de operación} = 5^\circ\text{C}$$

Material de construcción: Acero inoxidable, tipo A-316.  
Cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico.

$$t = \frac{PR}{SE + 0.4P} = \frac{22 \text{ Lb/in}^2 \times 26.77 \text{ in}}{22488 \text{ Lb/in}^2 \times 0.85 + (0.4 \times 22 \text{ Lb/in}^2)}$$

$$t = 0.03 \text{ in} < 0.125 \text{ in}$$

Por lo tanto el espesor del cuerpo cilíndrico será de -  
1/8 in.

Cálculo del serpentín.

Tomando como base la carga térmica máxima a remover, --  
que es el enfriamiento anterior a la adición de hidróxido de  
amonio, que va de 5°C a -15°C.

Del balance de energía tenemos:  $Q = -52471 \text{ Kcal} = 208--$   
221 BTU.

Considerando un tiempo de 5 minutos para este enfria---  
miento:

$$Q = \frac{208221 \text{ BTU}}{5 \text{ min}} = 41644 \text{ BTU/min} = 10494.3 \text{ Kcal/min}$$

Diámetro del serpentín:

$$M_{N_2} = \frac{41644 \text{ BTU/min}}{135 \text{ BTU/Lb}} = 308.47 \text{ Lb/min} = 8.4 \text{ miles de Kg/hr.}$$

Con el dato anterior y la densidad que es igual a 26.6\_  
Kg/m<sup>3</sup>, del nomograma (apéndice II) tenemos que el diámetro --  
económico es igual a 6 in.

$$U = 488 \text{ Kcal/hr m}^2\text{°C}$$

$$\Delta T_1 = -200.5^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 180.5^\circ\text{C}$$

$$LMTD = \frac{-180.5 + 200.5}{2} = -190.32^{\circ}\text{C}$$

$$In \frac{-180.5}{-200.5}$$

$$At = \frac{10494.3 \text{ Kcal/min} \times 60 \text{ min/1 hr}}{(488 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}}) (190.32^{\circ}\text{C})} = 6.77 \text{ m}^2$$

Longitud del serpentín.

$$At = 2\pi r l \quad l = \frac{At}{2\pi r}$$

Para un tubo de 6 in de diámetro,  $r = 0.076 \text{ m}$

$$l = \frac{6.77 \text{ m}^2}{2(3.1416)(0.076 \text{ m})} = 14.14 \text{ m}$$

$$\text{No de vueltas} = \frac{l \text{ serpentín}}{H} = \frac{14.14 \text{ m}}{1.71 \text{ m}} = 8 \text{ vueltas}$$

Material: Acero inoxidable tipo 316.

Diseño de tanques acumuladores.

Cálculo del cuerpo cilíndrico de FA-1.

Sabemos del balance de materia que se producen 997.5 Kg de cloruro de metileno sucio por cada lote de 6-APA. Como el sistema de recuperación de solventes no puede destilar inmediatamente a el solvente sucio, es necesario, tener un tanque para almacenarlo y para tener un margen de tiempo para destilarlo.

Considerando un tanque para 6 lotes tenemos:

$$\text{Masa total} = 997.5 \text{ Kg} \times 6 = 5985 \text{ Kg}$$

$$\text{Densidad a } -10^{\circ}\text{C} = 1.3 \text{ Kg/lt}$$

$$\text{Volumen de operación} = \frac{5985 \text{ Kg}}{1.3 \text{ Kg/lt}} = 4603.8 \text{ lt}$$

Volumen de diseño = 4603.8 lt x 1.33 = 6123 lt

Usando una L/D = 1.28

$$D = \sqrt[3]{\frac{6.123 \text{ m}^3 \times 4}{1.28 \times 3.1416}} = 1.82 \text{ m}$$

H = 1.28 x 1.82 m = 2.33 m

Presión de operación = 11.3 Lb/in<sup>2</sup>

Presión de diseño = 13.56 Lb/in<sup>2</sup>

Material: Acero inoxidable, A-316.

Diseño de FA-2.

Cálculo para almacenar 20 lotes.

Masa total = 150 Kg x 20 = 3000 Kg

Densidad a 15°C = 0.8278 Kg/lt

Volumen de operación =  $\frac{3000 \text{ KG}}{0.8278 \text{ Kg/lt}}$  = 3624 lt

Volumen de diseño = 3624 Lt x 1.33 = 4820 lt = 1273 ga-

tones.

Usando un L/D = 1.68

$$D = \sqrt[3]{\frac{4.82 \text{ m}^3 \times 4}{1.68 \times 3.1416}} = 1.54 \text{ m}$$

H = 1.54 m x 1.68 = 2.58 m.

Presión de operación = 11.3 Lb/in<sup>2</sup>

Presión de diseño = 13.56 Lb/in<sup>2</sup>

Material: Acero inoxidable tipo A-316.

Diseño de FA-3.

.....

Del balance de materia tenemos que por cada lote de ---  
6-APA obtenemos 142.9 Kg de DMA sucia.

Cálculo para almacenar 15 lotes.

$$\text{Masa total} = 142.9 \text{ Kg} \times 15 = 2143.5 \text{ Kg}$$

$$\text{Densidad a } 15^{\circ}\text{C} = 0.956 \text{ Kg/lt}$$

$$\text{Volumen de operación} = \frac{2143.5 \text{ Kg}}{0.956 \text{ Kg/lt}} = 2242.15 \text{ lt}$$

Volumen de diseño = 2242.15 lt x 1.33 = 2982 lt = 787 -  
galones.

$$\text{Usando L/D} = 1.26$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2.982 \text{ m}^3 \times 4}{1.26 \times 3.1416}} = 1.44 \text{ m}$$

$$H = 1.26 \times 1.44 \text{ m} = 1.81 \text{ m}$$

Material: Acero inoxidable tipo A-316.

Diseño de FA-4.

Del balance de materia sabemos que 1422.6 Kg de aguas -  
madres llegan a FA-4.

$$\text{Masa total} = 1422.6 \text{ Kg}$$

$$\text{Densidad} = 1.01 \text{ Kg/lt}$$

$$\text{Volumen de operación} = \frac{1422.6 \text{ Kg}}{1.01 \text{ Kg/lt}} = 1408.5 \text{ lt.}$$

Volumen de diseño = 1408.5 lt x 1.33 = 1873 lt = 495 ga  
lones.

$$\text{Usando un L/D} = 0.84$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{1.873 \text{ m}^3 \times 4}{0.84 \times 3.1416}} = 1.42 \text{ m}$$

$$H = 1.42 \text{ m} \times 0.84 = 1.19 \text{ m.}$$

Material: Acero inoxidable tipo A-316.

Diseño de FA-5.

Del balance de materia sabemos que la cantidad de hidróxido de amonio necesaria para un lote de 6-APA es de 65.4 Kg.

Cálculo para almacenar 6 lotes.

$$\text{Masa total} = 65.4 \text{ Kg} \times 6 = 392.4 \text{ Kg}$$

$$\text{Densidad} = 0.89 \text{ Kg/lt}$$

$$\text{Volumen de operación} = \frac{392.4 \text{ Kg}}{0.89 \text{ Kg/lt}} = 440.89 \text{ lt}$$

$$\text{Volumen de diseño} = 440.89 \text{ lt} \times 1.33 = 586.38 \text{ lt} = 155 \text{ galones.}$$

Para tanques con una capacidad menor de 464 galones usamos un L/D = 1.

$$D = \sqrt[3]{\frac{0.58638 \text{ m}^3 \times 4}{3.1416 \times 1}} = 0.9 \text{ m}$$

$$H = 0.9 \text{ m} \times 1 = 0.9 \text{ m}$$

Material: Acero inoxidable tipo 316.

Diseño de FA-6.

En este tanque solamente se almacena la cantidad requerida para un lote de 6-APA, ya que se debe enfriar antes de agregarlo.

$$\text{Masa total} = 244.8 \text{ Kg}$$

$$\text{Densidad} = 0.84 \text{ Kg/lt}$$

$$\text{Volumen de operación} = \frac{244.8 \text{ Kg}}{0.84 \text{ Kg/lt}} = 291.42 \text{ lt}$$

Volumen de diseño = 291.42 lt x 1.33 = 387.58 lt = 102.4 galones.

$$L/D = 1$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0.38758 \text{ m}^3 \times 4}{3.1416 \times 1}} = 0.79 \text{ m}$$

$$H = 1 \times 0.79 \text{ m} = 0.79 \text{ m}$$

Material: Acero inoxidable tipo A-316.

Cálculo del serpentín:

Del balance de energía sabemos que la carga térmica es de 11628 Kcal = 46142 BTU. Siendo el rango de temperatura de 15°C a -80°C.

Considerando un tiempo de 30 min para lograr este enfriamiento:

$$\dot{Q} = \frac{46142 \text{ BTU}}{30 \text{ min}} = 1538.1 \text{ BTU/min} = 387.59 \text{ Kcal/min}$$

$$\lambda_{N_2} = \frac{135 \text{ BTU/Lb}}{-130^\circ\text{C}}$$

Cálculo del diámetro del serpentín.

$$Q = M_{N_2} \lambda_{\text{vap. } N_2}$$

$$M_{N_2} = \frac{Q}{\lambda_{\text{vap. } N_2}} = \frac{1538.1 \text{ BTU/min}}{135 \text{ BTU/lb}} = 11.39 \text{ Lb/min.}$$

$$11.39 \text{ Lb/min} = 310.2 \text{ Kg/hr} = 0.31 \text{ miles de Kg/hr.}$$

Con este dato y la densidad del apéndice II, tenemos -- que el diámetro económico es de 1/2 in.

.....



Material: Acero inoxidable tipo A-316 cédula 40.

4.3 Especificación de Bombas.

GA-1 bomba de carga a RI-1.

Tipo de bomba: Centrífuga.

Líquido bombeado: Cloruro de metileno.

Densidad = 1.32 Kg/lt.

Temperatura de bombeo = 3°C.

Presión de vapor = 3.86 psia.

Del balance de materia sabemos que es necesario bombear 950 Kg por lote de 6-APA. Suponiendo un tiempo de carga de tres minutos, el gasto de masa es de:

$$W = \frac{950 \text{ Kg}}{3 \text{ min}} = 316.6 \text{ Kg/min}$$

Utilizando un factor de diseño de 1.1

$$W = 316.6 \text{ Kg/min} \times 1.1 = 348.26 \text{ Kg/min} = 20895.6 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{Gasto volumétrico (GV)} = \frac{348.26 \text{ Kg/min}}{1.32 \text{ Kg/lt}} = 263.83 \frac{\text{lt}}{\text{min}} = --$$

$$= 69.7 \text{ Gal/min}$$

Diámetro a usar:

Con la densidad igual a 1320 Kg/m<sup>3</sup> y W = 20.8956 miles de Kg/hr, del apéndice II, el diámetro óptimo económico es de 3 in, que con 69.7 Gal/min da los siguientes datos:

$$\text{Velocidad} = 3.04 \text{ Ft/seg}$$

$$\Delta P_{100} = 1.06 \text{ Ft/100 Ft de longitud}$$

.....

$D_{nom.} = 3 \text{ in céd. } 40$

$D_{int.} = 3.068 \text{ in}$

Cálculo del cabezal en la succión.

Accesorios: Válvula de compuerta con un L/D = 13

Longitud equivalente =  $\frac{13 \times 3.068}{12} = 3.32 \text{ Ft}$

Longitud total de succión =  $3.32 \text{ Ft} + 2.46 \text{ Ft} = 5.78 \text{ Ft}$

Cabezal en succión =  $\frac{\Delta P_{100} \times L_t}{100} = \frac{1.06 \times 5.78}{100} = \text{-----}$

= 0.06126 Ft

$P_{suc.} = 0.06126 \text{ Ft} \times 82.39 \text{ Lb/Ft}^3 \times \frac{1 \text{ Ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 0.035 -$

psia.

$NPSH_{disponible} = \text{Presión barométrica} - \text{presión de vapor} -$   
 $\text{pérdidas por fricción en la succión} = 11.3 - 3.86 - 0.035 = -$   
 $= 7.405 \text{ psia.}$

Presión en la descarga:

Accesorios	No.	L/D	(L/D) <sub>total</sub>
Válvula de compuerta	1	13	13
Codo de 90°	3	30	90
Tee	1	60	<u>60</u>
			163 Ft

$L_{eq} = \frac{163 \text{ Ft} \times 3.068}{12} = 41.67 \text{ Ft}$

$L_{tramo \text{ recto}} = 29.48 \text{ Ft}$

.....

$$L_{total} = 29.48 - 41.67 = 71.15 \text{ Ft}$$

$$\text{Cabezal en la descarga} = \frac{71.15 \times 1.06}{100} = 0.754 \text{ Ft}$$

$$\Delta P_{desc.} = \frac{0.754 \times 82.39}{144} = 0.431 \text{ psia} + Z_2P$$

$$Z_2P = \frac{10 \text{ Ft} \times 82.39}{144} = 5.72 \text{ psia}$$

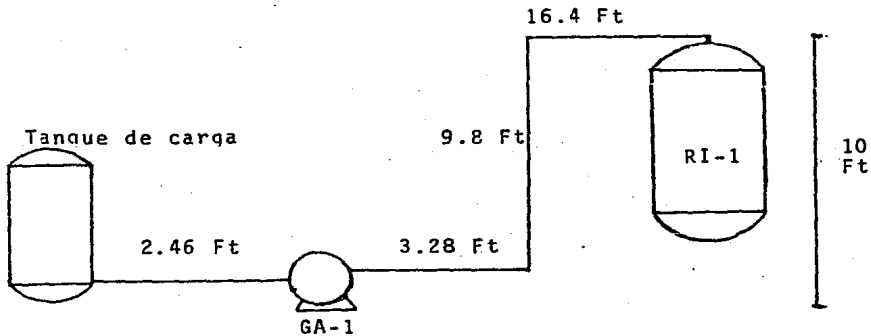
$$\Delta P_{desc.} = 0.431 \text{ psia} + 5.72 \text{ psia} = 6.15 \text{ psia} = 14 \text{ Ft}$$

$$\Delta P = \Delta P_{desc.} - \Delta P_{suc} = 6.15 - 0.035 = 6.11 \text{ psia} = \dots$$

= 13.96 Ft.

Potencia de la bomba = 69.7 Gal/min x 13.96 Ft = 0.61 -  
HP.

Comercialmente usamos una bomba de 3/4 HP.



Ga-2 Bomba de carga a FA-2 y a FA-4.

Tipo de bomba: Centrífuga.

Líquido que maneja: Aguas madres del 6-APA (Mezcla de -  
DMA: HCl, H<sub>2</sub>O y restos de contaminantes).

Densidad del líquido: 1.01 Kg/lt = 63.04 Lb/Ft<sup>3</sup>

Temperatura de bombeo: 3°C

Presión de vapor: 0.11 psia

Gasto masa: Del balance de materia la cantidad de solu-  
ción es de 1422.6 Kg por lote y suponiendo un tiempo de fil-  
tración inicial de 20 minutos, el gasto masa será de:

$$\dot{W} = \frac{1422.6 \text{ Kg}}{20 \text{ min}} = 71.13 \text{ Kg/min}$$

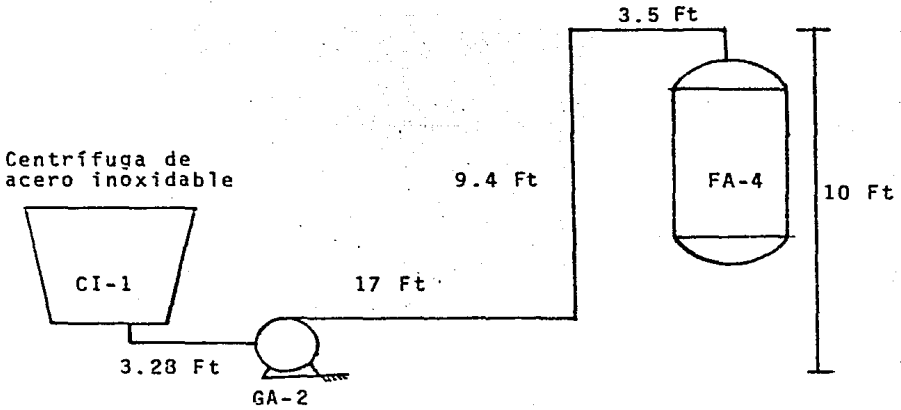
Utilizando un factor de diseño de 1.1

$$\dot{W} = 71.13 \text{ Kg/min} \times 1.1 = 78.24 \text{ Kg/min} = 4694.8 \text{ Kg/hr}$$

$$GV = \frac{78.24 \text{ Kg/min}}{1.01 \text{ Kg/lt}} = 77.46 \text{ lt/min} = 20.46 \text{ Gal/min}$$

Diámetro de la tubería: Con la densidad igual a 1010 --  
Kg/m<sup>3</sup> y el gasto de 4.65 miles de Kg/hr, del apéndice II, el  
diámetro óptimo económico es de 1.5 in y con un diámetro in-  
terno de 1.610 in.

Para un tubo de 1.5 in cédula 40 y con un gasto de 20 -  
Gal/min, se tiene una velocidad de 3.15 Ft/seg y una  $\Delta P_{100}$  =  
de 3.38 Ft/100 FT de long.



Cabezal de succión.

Accesorios	No.	L/D	(L/D) <sub>tot</sub>
Válvula de compuerta	1	13	13
Tee	1	60	$\frac{60}{73}$

$$L_{eq} = \frac{73 \times 1.610}{12} = 9.79 \text{ Ft}$$

$$L_{tot.} = 3.28 + 9.79 = 13.07 \text{ Ft}$$

$$\text{Cabezal en la succión} = \frac{3.38 \times 13.07}{100} = 0.44 \text{ Ft}$$

$$\Delta P_{suc.} = \frac{0.44 \times 63.04}{144} = 0.19 \text{ psia}$$

$$NPSH_{disponible} = 11.3 \text{ Lb/in}^2 - 0.11 \text{ Lb/in}^2 - 0.19 \frac{\text{Lb}}{\text{in}^2}$$

$NPSH_{dis.} = 11 \text{ psia}$

Caida de presión en la descarga.

Accesorios	No.	L/D	(L/D) <sub>total</sub>
Válvula de compuerta	1	13	13
Codo de 90°C	3	30	90
Tee	1	60	<u>60</u>
			163 Ft

$L_{eq} = \frac{163 \times 1.610}{12} = 21.86 \text{ Ft}$

$L_{tot.} = 29.9 + 21.86 = 51.76 \text{ Ft}$

Cabezal en la descarga =  $\frac{51.76 \times 3.38}{100} = 1.75 \text{ Ft}$

$\Delta P_{des.} = \frac{1.75 \times 63.04}{144} = 0.76 \text{ psia} + Z_2^P$

$Z_2^P = \frac{10 \text{ Ft} \times 63.04}{144} = 4.37 \text{ psia.}$

$\Delta P_{des.} = 0.76 + 4.37 = 5.13 \text{ psia}$

$\Delta P = \Delta P_{des} - \Delta P_{suc} = 5.13 - 0.19 = 4.94 \text{ psia} = 11.28$

Ft.

Potencia de la bomba =  $\frac{20 \times 11.28}{3960 \times 0.4} = 0.14 \text{ HP}$

Comercialmente su utilizaría una bomba de 1/4 HP.

GA-3 Bomba para cargar FA-1 de RI-2.

Tipo de bomba: Centrífuga.

Líquido bombeado: Cloruro de metileno sucio.

Densidad del líquido:  $1.3 \text{ Kg/lt} = 1300 \text{ Kg/m}^3 = 81.14 \text{ - Lb/Ft}^3$ .

Temperatura de bombeo =  $-10^{\circ}\text{C}$

Presión de vapor =  $3.5 \text{ Lb/in}^2$

Gasto masa. Del balance de materia tenemos que la cantidad de cloruro de metileno sucio es de 997.5 Kg por lote - suponiendo un tiempo de bombeado de 5 minutos, el gasto masa será de:

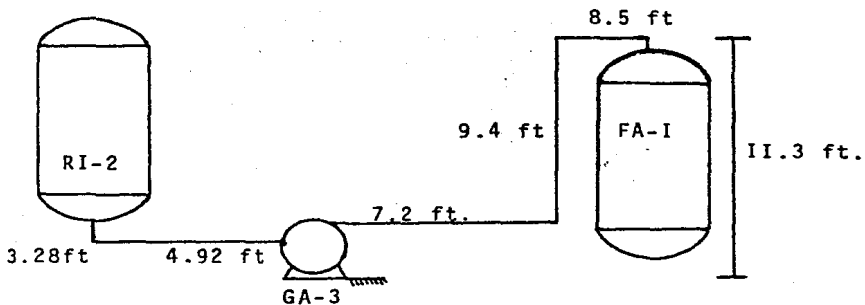
$$\dot{W} = \frac{997.5 \text{ Kg}}{5 \text{ min}} = 199.5 \text{ Kg/min}$$

$$\dot{W}_{\text{diseño}} = 199.5 \times 1.1 = 219.45 \text{ Kg/min} = 13167 \text{ Kg/hr.}$$

$$\text{GV} = \frac{219.45 \text{ Kg/min}}{1.3 \text{ Kg/lit}} = 168.8 \text{ Lt/min} = 44.6 \text{ Gal/min.}$$

Diámetro de la tubería. Con la densidad igual a  $1300 \text{ Kg/m}^3$  y el gasto masa de 13.167 miles de Kg/hr, del apéndice II, el diámetro óptimo económico es de 2.5 in.

Tomando un gasto de 45 Gal/min y un diámetro nominal de 2.5 in de acero inoxidable, cédula 40, el diámetro interior es de 2.469 in, el  $\Delta P_{100} = 1.84 \text{ Ft}/100 \text{ Ft}$  y el  $\Delta V = 3.02 \text{ Ft}/\text{seg.}$



## Cabezal de succión:

Accesorios	No.	(L/D)	(L/D) total
Válvula globo	1	311	311
Válvula compuerta	1	13	13
Tee	2	60	$\frac{120}{444}$

$$L_{eq} = \frac{444 \times 2.469}{12} = 91.35 \text{ Ft}$$

$$\text{Longitud de tramo recto} = 3.28 + 4.92 = 8.2 \text{ Ft}$$

$$L_{tot} = 91.35 + 8.2 = 99.55 \text{ Ft}$$

$$Z_{1P} = 3.28 \text{ Ft} \times \frac{81.144}{144} = 1.84 \text{ psia.}$$

$$\text{Cabezal de succión} = \frac{99.55 \times 1.84}{100} = 1.83 \text{ Ft} = 1.03 \text{ psia.}$$

$$A^P_{succión} = 1.84 \text{ psia} - 1.03 \text{ psia} = 0.81 \text{ psia.}$$

$$\text{NPSH}_{disponible} = 11.3 \text{ Lb/in}^2 + 1.84 - 3.5 - 1.03 = 8.61 \text{ psia.}$$

## Cabezal en la descarga:

Accesorio	No.	(L/D)	(L/D) total
Tee	1	60	60
Codo de 90°	3	30	$\frac{90}{150}$

$$L_{eq} = \frac{150 \times 2.469}{12} = 30.86 \text{ Ft}$$

$$\text{Longitud de tramo recto} = 25.1 \text{ Ft}$$

$$\text{Longitud total} = 25.1 + 30.86 = 55.96 \text{ Ft}$$

$$\text{Cabezal de descarga} = \frac{55.96 \times 1.84}{100} = 1.03 \text{ Ft} = 0.57 \text{ psia.}$$

.....



$$Z_2^P = \frac{11.3 \times 81.14}{144} = 6.37 \text{ psia.}$$

$$\Delta P_{\text{descarga}} = 6.37 - 0.57 = 6.94 \text{ psia} = 12.33 \text{ Ft}$$

$$\Delta P = \Delta P_{\text{desc}} - \Delta P_{\text{suc}} = 6.94 - 0.81 = 6.13 \text{ psia} = 10.8 \text{ Ft.}$$

$$\text{HP} = \frac{44.6 \times 10.8}{3960 \times 0.5} = 0.243 \text{ HP}$$

Comercialmente usamos una bomba de 1/4 HP.

GA-4 Bomba de carga a FA-3.

Tipo de bomba: Centrífuga.

Líquido bombeado: Dimetil anilina sucia.

Densidad del líquido:  $0.95 \text{ Kg/lt} = 59.25 \text{ Lb/ft}^3 = 950 \text{ Kg/m}^3$ .

Temperatura de bombeo:  $10^\circ\text{C}$

Presión de vapor:  $0.1 \text{ Lb/in}^2$

Gasto masa. Del balance de materia, la cantidad de DMA sucia es de 142.9 Kg y suponiendo un tiempo de bombeo de 3 min, el gasto masa será de:

$$\dot{W} = \frac{142.9 \text{ Kg}}{3 \text{ min}} = 47.63 \text{ Kg/min}$$

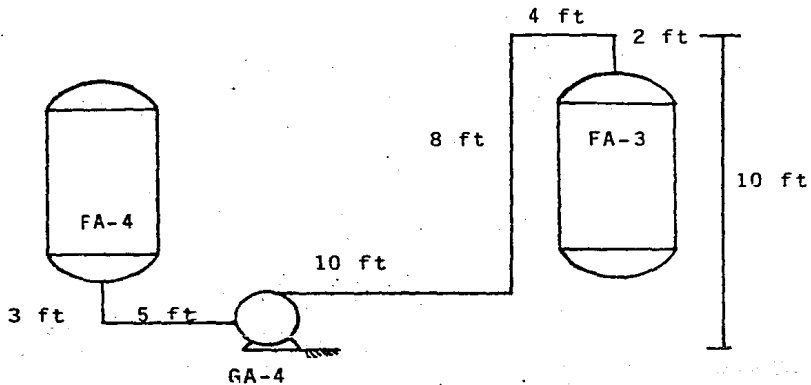
$\dot{W}_{\text{diseño}} = 47.63 \text{ Kg/min} \times 1.1 = 52.39 \text{ Kg/min} = 3143.8 \text{ Kg/hr.}$

$$\text{GV} = \frac{52.39 \text{ Kg/min}}{0.95 \text{ Kg/lt}} = 55.15 \text{ lt/min} = 14.59 \text{ gal/min.}$$

Diámetro de la tubería. Con el gasto masa de 3.1438 m<sup>3</sup> mes de Kg/hr y la densidad de 950 Kg/m<sup>3</sup>, del apéndice II el

diámetro óptimo económico es de 1.5 in y con un diámetro interno de 1.610 in.

Para un tubo de 1.5 in cédula 40 y con un gasto de 15 gal/min, tiene una velocidad de 2.37 ft/seg y un  $\Delta P_{100}$  de -- 1.83 lb/in<sup>2</sup>.



Cabezal en la succión.

Accesorios	No.	(L/D)	(L/D) <sub>total</sub>
Codo de 90°	2	30	60
Válvula de compuerta	1	13	13
Tee	1	60	<u>60</u>
			133

$$L_{eq} = \frac{133 \times 1.61}{12} = 17.84 \text{ ft}$$

$$L_{total} = 3 + 5 + 17.84 = 25.84 \text{ ft}$$

$$Z_1^P = 3 \text{ ft} \times \frac{59.25}{144} = 1.23 \text{ psia.}$$

$$\text{Cabezal de la succi3n} = \frac{25.84 \times 1.23}{100} = 0.32 \text{ ft}$$

$$\Delta P_{\text{suc.}} = 0.32 \text{ ft} \times 59.25 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 0.13 \text{ psia}$$

$$\text{NPSH}_{\text{disp}} = 11.3 + 1.23 - 0.1 - 0.13 = 12.3 \text{ psia.}$$

Cabezal en la descarga.

Accesorios	No.	(L/D)	(L/D) <sub>total</sub>
Válvula check	1	135	135
Válvula compuerta	1	13	13
Codo de 90°	4	30	120
Tee	1	20	<u>20</u>
			<u>288</u>

$$L_{\text{eq}} = \frac{288 \times 1.61}{12} = 38.64 \text{ ft}$$

$$L_{\text{tramo recto}} = 24 \text{ ft}$$

$$L_{\text{total}} = 24 + 38.64 = 62.64 \text{ ft}$$

$$\text{Cabezal de descarga} = \frac{62.64 \times 1.83}{100} = 1.15 \text{ ft}$$

$$\Delta P_{\text{descarga}} = \frac{1.15 \times 59.25}{144} + Z_2^P = 0.47 + Z_2^P$$

$$Z_2^P = 10 \text{ ft} \times \frac{59.25}{144} = 4.11 \text{ psia}$$

$$\Delta P_{\text{descarga}} = 0.47 + 4.11 = 4.58 \text{ psia}$$

$$\Delta P = \Delta P_{\text{descarga}} - \Delta P_{\text{succi3n}} = 4.58 - 0.13 = 4.45 \text{ lb/in}^2$$

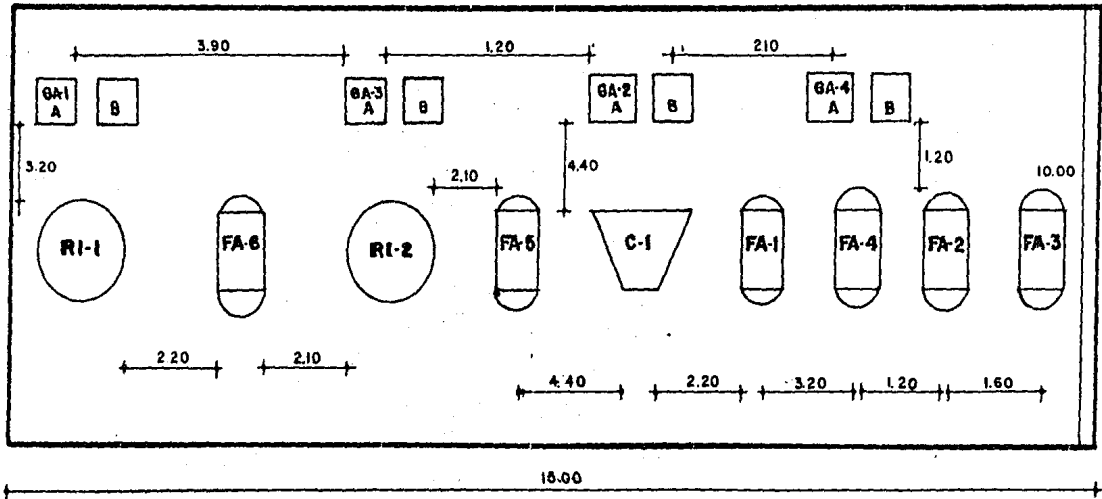
= 10.82 ft.

$$\text{HP}_{\text{bomba}} = \frac{14.59 \times 10.82}{3960 \times 0.5} = 0.08 \text{ HP}$$

Comercialmente se utilizaría una bomba de 1/4 HP.

A continuación se presenta el diagrama de localización general de equipo.

**Rack**



**DIAGRAMA DE LOCALIZACION  
GENERAL DE EQUIPO PRINCIPAL**

FACULTAD DE ESTUDIOS PROFESIONALES CUAUTITLAN

**U. N. A. M.**

REALIZO: JUAN MANUEL TAPIA CORIA  
VICTOR J. GARCIA RAMIREZ

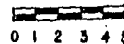
ACOTACION: M -

PLANO: 2

REVISO:

AUTORIZO:

esc. 1: 250



#### 4.5 Sistemas para la recuperación de solventes.

Durante la serie de pasos involucrados para la obtención del ácido 6-aminopenicilánico, se producen materiales que pueden ser sujetos a recuperación, tal es el caso del alcohol isopropílico, del cloruro de metileno y de la dimetil anilina.

Bases de diseño. Para lograr la recuperación del isopropanol es necesario diseñar una pequeña torre empacada de destilación, ya que presenta ventajas económicas con respecto a la torre de platos.

El alcohol recuperado será usado para lavar el producto final y bastará con obtenerlo en un rango de pureza del 82% al 85% en peso, sin embargo, si se quiere obtener este alcohol con una pureza mayor es necesario utilizar un método que elimine el azeotropo formado con el agua (a una fracción mol del líquido igual a 0.675). Un método adecuado sería usar un agente azeotropante o arrastrador y así lograr una mayor pureza del producto. En el presente trabajo se propone el diseño de una torre sencilla de destilación, que usará como empaque anillos de Raschig de 1.5 in, en donde el destilado tendrá una pureza del 82% al 85% en peso y el residuo únicamente tendrá el 1% de isopropanol, con el fin de economizar más la torre, se realizará el diseño termodinámico considerando el uso de vapor vivo, eliminando así el calderín o hervidor de la torre.

Se van a tratar 3000 Kg de isopropanol en un día, lo --  
cual da 125 Kg por hora de solvente sucio a tratar.

Por otro lado, para realizar la recuperación del cloruro de metileno se propone el uso de un destilador batch y --  
posteriormente un secado final en dos columnas secadoras que contienen Pellets (moléculas Sieves), sustancia sintética - muy útil para eliminar los restos del agua contenida en el -  
cloruro de metileno, después de ser destilado. La retención de agua en la malla es por absorción y garantiza baja hume--  
dad, lo cual es adecuado para el proceso, ya que la humedad\_ es crítica al inicio del mismo y debe ser menor al 0.05%. En este punto sólo se mencionarán los datos que se deben propo\_  
cionar al proveedor, para obtener el equipo adecuado.

Se van a recuperar 3 lotes de cloruro de metileno sucio en un día, es decir 2992.5 Kg por día de solvente sucio.

Finalmente la dimetil anilina se recuperará mediante el mismo proceso batch, sin embargo, se colocará una línea de -  
vacío en el destilador, para abatir el punto de ebullición y así lograr un ahorro significativo de vapor. Se destilarán\_ por lo menos 250 Kg de DMA en 24 horas.

Para el diseño del recipiente usado en la recuperación\_ del cloruro de metileno y la dimetil anilina, es necesario, \_  
conocer las presiones de vapor, de ambos compuestos, en el -  
rango que va de la temperatura mínima de ebullición a la tem\_  
peratura máxima de ebullición (para los componentes puros).

con esto se calculan las composiciones en el equilibrio y mediante una integración gráfica, usando la ecuación de Rayleigh, se conoce la composición del residuo. De el balance global de materia se conoce la composición del destilado, -- sin embargo, debido a que se carece de estos datos el proceso se controla por la determinación de humedad, usando el método de Karl-Fisher. La determinación de humedad se efectúa en el tanque de producto seco, cuando la humedad de la muestra es mayor de 0.01% en peso, se procederá al cambio de columna y se pondrá a regenerar la columna saturada.

Lista del equipo usado en la recuperación de solventes.

I.- Torre empacada para recuperar al isopropanol.

DA-1: Torre empacada de destilación.

EA-1: Condensador de la torre de destilación.

FA-11: Tanque de condensados, de acero inoxidable.

FA-12: Tanque acumulador de isopropanol, de acero inoxidable.

GA-11: Bomba centrífuga, de carga a la torre de destilación.

GA-12: Bomba centrífuga, para la recirculación del tanque de condensados a la torre de destilación.

GA-13: Bomba centrífuga, para producto recuperado de -- tanque de condensados a tanque acumulador.

II.- Sistema para recuperar DMA y cloruro de metileno.

R-3: Recipiente enchaquetado (destilador batch), de acero inoxidable.



EA-2: Condensador de R-3.

FA-13: Tanque acumulador de DMA recuperada.

FA-14: Tanque acumulador de cloruro de metileno parcialmente purificado.

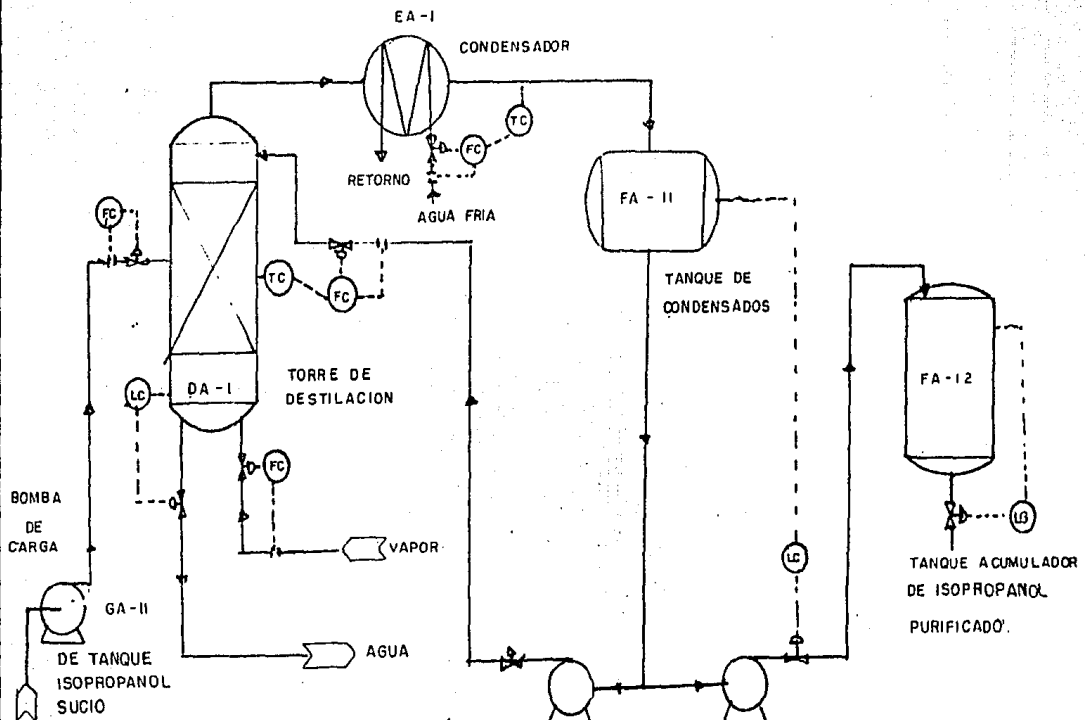
FA-15: Tanque acumulador de cloruro de metileno seco.

EW-1 y EW-2: Torre de secado con malla molecular para la eliminación de agua (del cloruro de metileno).

GA-14: Bomba centrífuga, de carga a R-3.

GA-15: Bomba centrífuga, de FA-13 a sistema de secado por malla molecular.

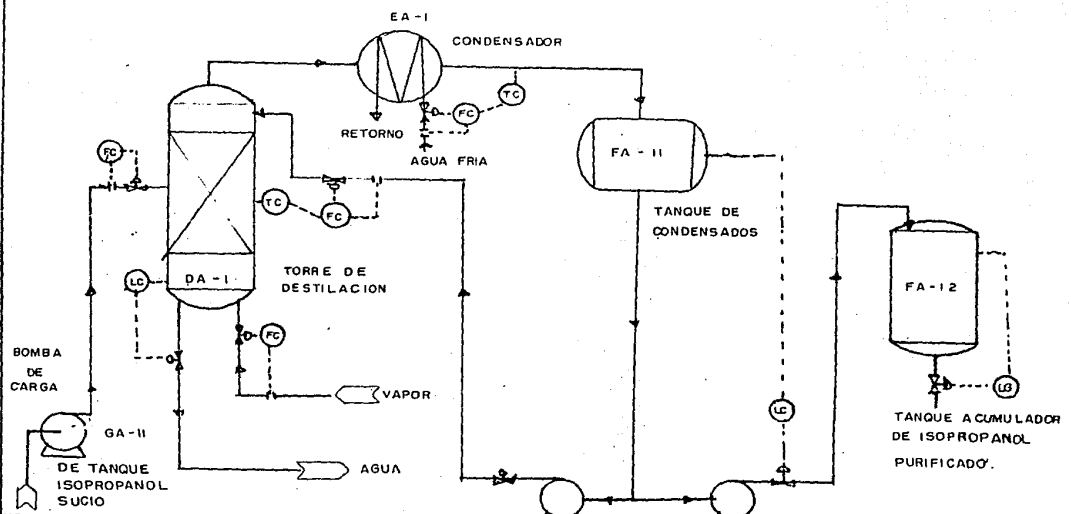
A continuación se dan los diagramas de flujo para estos dos procesos.



**DIAGRAMA DE FLUJO DESTILACION ISOPROPANOL (PROCESO GAPA)**  
 FACULTAD DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
 C U A U T I T L A N  
 U . N . A . M .  
 REALIZO: V. J. G. R.  
 J. M. T. C.

PLANO: 5  
 REVISO:  
 AUTORIZO:

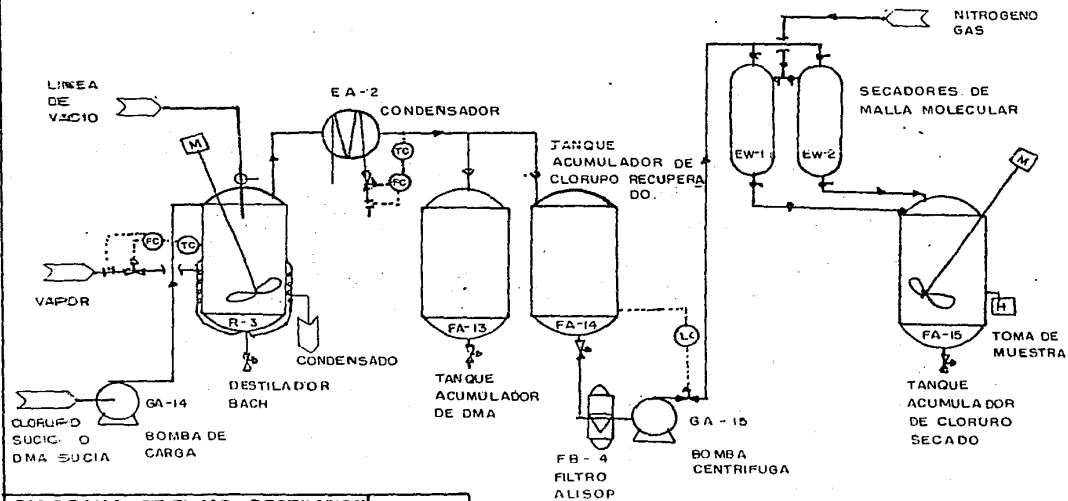
GA-12 BOMBA CENTRIFUGA DE REFLUJO  
 GA-13 BOMBA CENTRIFUGA DE CONDENSADOS



<b>DIAGRAMA DE FLUJO DESTILACION ISOPROPANOL (PROCESO GAPAI)</b>		<b>PLANO: 5</b>
FACULTAD DE ESTUDIOS PROFESIONALES		REVISO:
C U A U T	T L A N	A U T O R I Z O:
U. N. A. M.		
REALIZO: V. J. G. R.		
J. N. T. C.		

GA-12  
BOMBA  
CENTRIFUGA DE  
REFLUJO

GA-13  
BOMBA  
CENTRIFUGA DE  
CONDENSADOS



**DIAGRAMA DE FLUJO DESTILACION DE CLORURO DE METILENO DMA** (PROCESO) (G.A.P.C.)

PLANO: 6

FACULTAD DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
C U T I T L A N

REVISOR

REACTIVO V. J. B. R.  
J. M. T. C.

AUTORIZO

Diseño de la torre de destilación para recuperar isopropanol.

Composición de la alimentación:

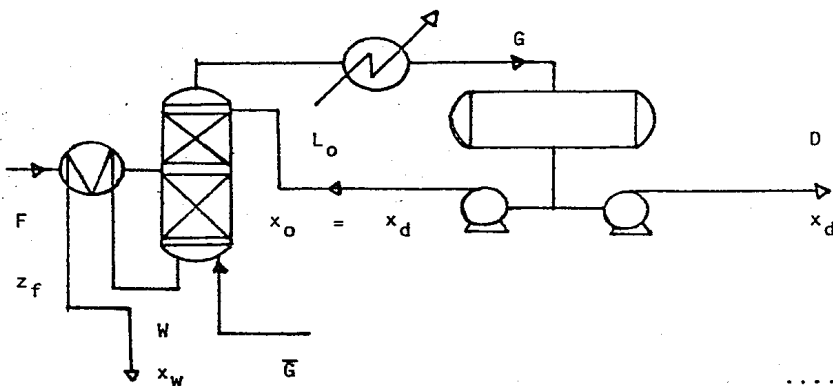
Isopropanol      51.88% en peso.

Agua              47.78% en peso.

Otros              0.34% en peso.

Nota: Como los contaminantes denominados como otros --- (ácidos principalmente), están en muy baja concentración, se considera una destilación binaria, ya que solo dos componentes aparecen en cantidades apreciables en los diferentes puntos de la torre. La cantidad de esos contaminantes se la -- adicionamos a el agua, para así tener el 100% en la composición a tratar.

El isopropanol será recuperado con una pureza del 85% - en peso y el residuo tendrá únicamente el 1% en peso de isopropanol.



Balance de materia global:

$$F + \bar{G} = D + \bar{L}$$

Balance para el componente A (isopropanol)

$$Fz_f = Dz_d + \bar{L}x_w$$

(Como se alimenta vapor vivo la composición del isopropanol es cero).

Se van a tratar 3.000 Kg en 24 H.

Tomando como base 1 hr.

$$\frac{3000 \text{ Kg}}{24 \text{ hr}} = 125 \text{ Kg/hr}$$

El peso molecular del isopropanol es de 60 Kg/Kmol.

El peso molecular del agua es de 18.12 Kg/Kmol.

Definiendo la cantidad alimentada en Kmol/hr tenemos:

$$F = \frac{125 \text{ Kg/hr} \times 0.5188 \text{ Kg isop/Kg sol}}{60 \text{ Kg/Kmol}} + \frac{125 \text{ Kg/hr} \times 0.44812}{18.02 \text{ Kg/Kmol}}$$

$$F = 1.0808 \text{ Kmol/hr} + 3.338 \text{ Kmol/hr} = 4.4188 \text{ Kmol/hr}$$

$$z_f = \frac{1.0808}{4.4188} = 0.2446 \approx 0.245 \text{ (para trazar la línea en - la gráfica).}$$

La fracción mol del destilado es:

$$x_d = \frac{\frac{85 \text{ Kg isop./Kg sol.}}{60 \text{ Kg/Kmol}}}{\frac{85 + 15 \text{ Kg agua/Kg sol.}}{60 + 18.02 \text{ Kg/Kmol}}} = 0.6299 \approx 0.63$$

Fracción mol del residuo (1% de isopropanol y 99% de agua).

$$x_w = \frac{1/60}{1/60 + 99/18.02} = 0.003$$

El peso molecular promedio del destilado, tomando como base 100 Kg es:

$$\bar{M} = \frac{100}{85/60 + 15/18.02} = \frac{100}{2.2491} = 44.4627 \text{ Kg/Kmol}$$

Y para residuo:

$$\bar{M} = \frac{100}{1/60 + 99/18.02} = \frac{100}{5.5106} = 18.1470 \text{ Kg/Kmol}$$

De el balance de materia para la sección de enriquecimiento (arriba de la alimentación y sin considerarla) da:

$$G = L + D \dots\dots (1)$$

Y con el balance de materia y energía, para esta sección, combinado con el balance en la zona del reflujo se tiene:

$$R = L_0 / D$$

Por lo que la ecuación 1 queda:

$$G = D ( R + 1 )$$

Y para la componente A:

$$G y_n + 1 = L x_n + D x_D$$

De la combinación de estas ecuaciones se obtiene la ---  
ecuación para la sección de enriquecimiento:

$$y_{n+1} = \frac{Lx_n + Dx_d}{G} = \frac{L}{G} x_n + \frac{D}{G} x_d$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_d}{R+1}$$

Esta es la ecuación de una línea recta con pendiente --  
 $R/R + 1$  y ordenada al origen  $x_d/R + 1$ .

Trazando una línea recta (en el diagrama de equilibrio),  
que salga de  $x_d$  e intersekte a la línea de equilibrio en el  
punto donde se cruza ésta con la alimentación y prolongándola  
hasta  $x = 0$ , da una  $y = 0.47$ . Sustituyendo este valor en  
la ordenada al origen, obtenemos el valor del reflujo mínimo.

$$0.47 = x_d/R_{\min} + 1 \quad R_{\min} = \frac{x_d - 0.47}{0.47}$$

$$R_{\min} = \frac{0.6299 - 0.47}{0.47} = 0.3402$$

$$R_{\text{op}} = 1.5 R_{\min} = 1.5 \times 0.3402 = 0.5108$$

Para calcular el valor de  $D$  dividimos los  $\text{Kmol/hr}$  de --  
isopropanol alimentados entre la fracción mol del destilado:

$$D = \frac{1.0808 \text{ Kmol/hr}}{0.6299} = 1.7158 \text{ Kmol/hr}$$



De el balance en materia y entalpia para la alimenta---  
ción se tiene:

$$\bar{G} = G = F (q - 1)$$

$$\bar{G} = G + F (q - 1) = G$$

$$G = D (R + 1) = 1.7158 (0.5103 + 1) = 2.5914 \text{ Kmol/hr}$$

Como vapor que entra a la torre ( $\bar{G}_n + 1$ ) está sobre ca-  
lentado vaporiza líquido y lo llevará a la temperatura de sa-  
turación al menos, por lo que un balance de materia en el --  
fondo de la torre da:

$$\bar{G} = G_{np} + 1 \left[ 1 - \frac{(HG_{NP} + 1 - HGSAT) M}{\lambda_M} \right]$$

$$\bar{L} = \bar{G} - G_{NP} + 1 + \bar{L}_{NP} \text{ --- (2)}$$

De las tablas de vapor:

$$HG_{NP} + 1 \left| \begin{array}{l} 223^\circ\text{C} = 433.4^\circ\text{F} \\ = 1204.0441 \text{ BTU} \times \frac{2326 \text{ J/Kg}}{356.2733 \text{ Lb/in}^2 \text{ abs.}} = 2800.6066 \text{ KJ/Kg} \end{array} \right.$$

$$HGSAT \left| \begin{array}{l} 1 \text{ atm. (y despreciando la caída de presión de la to--} \\ \text{rre)} \\ = 1150.5 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}} \times \frac{2326 \text{ J/Kg}}{1 \text{ BTU/Lb}} = 2676.063 \text{ KJ/Kg} \end{array} \right.$$

$$\lambda \left| \begin{array}{l} 1 \text{ atm.} \\ = 970.3 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}} \times \frac{2326 \text{ J/Kg}}{1 \text{ BTU/Lb}} = 2256.9178 \text{ KJ/Kg} \end{array} \right.$$

$$2.5914 = \text{GNP} + 1 \left[ 1 + \frac{(\text{HGNP} - 1 - \text{HGSAT}) M}{\lambda_M} \right]$$

$$\text{GNP} + 1 = \frac{2.5914}{1 + \frac{(2800.6066 - 2676.063) 18.02}{(2256.9178) 18.02}} = 2.4559 \frac{\text{Kmol de vap.}}{\text{hr}}$$

De la ecuación  $R = \frac{L}{D}$

$$L = R D = 0.5103 \times 1.7158 = 0.8756$$

De el balance de materia global, en la zona de alimentación, y del balance de entalpía en la misma sección y considerando la entalpía molar; etc.:

$$\frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{\text{HG} - \text{HG}}{\text{HG}} = \frac{\text{HG} - \text{HL}}{\text{HG}} = q$$

$q = 1$  para líquido saturado (condición de la alimentación)

$$\bar{L} = q (F) + L$$

$$\bar{L} = 1 \times 4.4188 + 0.8756 = 5.2944 \text{ Kmol/hr}$$

De la ecuación (2)

$$5.2944 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} = 2.5914 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} - 2.4559 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} + \bar{\text{LNP}}$$

$$\bar{\text{LNP}} = 5.2944 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} - (2.5914 - 2.4559) \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} = 5.1585 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \text{ (cantidad de residuo)}$$

De la ecuación de la línea de operación para la sección de enriquecimiento, la ordenada al origen es:

$$Y = \frac{XD}{R+1} = \frac{0.6299}{0.5108 + 1} = 0.4169$$

Con este punto y XD se traza una línea recta, en el diagrama de equilibrio, la cual es la línea de operación de la sección de enriquecimiento.

La intersección de esta línea y la alimentación proporcionan un punto, que junto con XW sirven para trazar la línea de operación de la sección de agotamiento.

Estas líneas nos ayudan a obtener los datos de X e 'Y - (puntos sobre las líneas de operación) que junto con las siguientes ecuaciones (obtenidas de los balances de materia y energía de la sección de enriquecimiento y agotamiento) nos ayudan a sacar los datos de la siguiente tabla:

Para la sección de enriquecimiento:

$$\begin{array}{ll} \underline{L_n} = \frac{XD - Y_n + 1}{D} & \underline{L_n} = \frac{XD - Y_n + 1}{G_n + 1} \\ Y_n + 1 - X_n & XD - X_n \end{array}$$

Para la sección de agotamiento:

$$\begin{array}{ll} \underline{L_m} = \frac{Y_m + 1 - X_w}{W} & \underline{L_m} = \frac{Y_m + 1 - X_w}{G_m + 1} \\ Y_m + 1 - X_m & X_m - X_w \end{array}$$

X	TL(°C)	Y	TG(°C)	G		L	
				Kmol/hr	Kg/hr	Kmol/hr	Kg/hr
0.6299	80.5	0.629	80.5	1.7158	76.2891	1.7158	76.2891
0.55	80.55	0.603	80.5	2.5865	115.0029	0.8708	38.7203
0.45	80.8	0.570	80.6	2.5724	114.3741	0.8565	38.0810
0.30	81.6	0.521	82.3	2.5613	113.8843	0.8544	37.5922
0.2446	81.9	0.500	82.8	2.4993	111.1238	0.8426	37.4655
0.2446	81.9	0.500	82.8	4.8798	88.5227	10.0383	182.1013

X	TL(°C)	Y	TG(°C)	G		L	
				Kmol/hr	Kg/hr	Kmol/hr	Kg/hr
0.2000	82.2	0.409	86.45	4.8623	88.2057	10.0208	181.7847
0.1000	83.35	0.203	94.20	4.8580	88.1276	10.0165	181.7064
0.0500	85.5	0.100	97.15	4.8490	87.9642	10.0075	181.5429
0.0030	99.9	0	100	0	0	5.1585	93.5788

Cálculo del diámetro de la torre:

$$\rho_G = \frac{\text{masa}}{\text{volumen}} = \frac{88.5227}{4.8798 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \times 22.41 \frac{\text{m}^3}{\text{Kmol}}} \times \frac{273}{273 + 82.8} = 0.6211 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_L = 0.9178 \frac{\text{Kg}}{\text{LT}} \times \frac{1000 \text{ LT}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{273}{273 + 82.8} = 704.2142 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

De la fic. 6.34 pág. 224 del libro operaciones de transferencia de masas R.E. Treybal tenemos:

$$L' (\rho_G)^{0.5} = 182.1013 (0.6211)^{0.5} = 0.0611$$

$$G' \rho_L = 88.5227 \quad 704.2142$$

Con éste valor y tomando una caída de presión, para el gas, de 500 N/m<sup>2</sup> por metro de empaque (fraccionador a presión atmosférica 400 - 600) tenemos:

$$\frac{G'^2 \text{ cF} \mu_L^{0.1} j}{G(\rho_L - \rho_G) \text{ gc}} = 0.085 \text{ ---- (3)}$$

$$G(\rho_L - \rho_G) \text{ gc}$$

De la tabla 6.3 pág. 220 del mismo libro tenemos:

Anillos Rasching de 1.5 in.

$$\text{cF} = 95$$

De las tablas de viscosidad del libro Chemical Engineering Handbook de Perry.

-4

$$\mu_L = 0.549 \text{ cp} \times \frac{6.72 \times 10 \text{ Lb/ft.S}}{1 \text{ cp}} \times \frac{0.454 \text{ Kg}}{1 \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \times$$

x.....

$$\times \frac{1 \text{ in}}{2.54 \text{ cm}} \times \frac{100 \text{ cm}}{1 \text{ m}}$$

$$-4$$

$$\mu_L = 5.4952 \times 10^{-4} \text{ Kg/m.S}$$

Para unidades S I (Kg, m, s)      g c = 1

$$j = 1$$

Despejando G' de la ecuación (3)

$$G' = \frac{(0.087 G(\rho_L - \rho_G) g e)^{1/2}}{C_f \mu_L^{0.1}} = \frac{(0.085 \times 0.6211 (704.4142 - 95 \times (5.4952 \times 10^{-4})^{0.1} (0.6211) \times 1) \times 1)^{1/2}}{1 \times 1}$$

$$G' = 0.9036 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{S}$$

Cálculo del área transversal de la torre.

$$A = \frac{G(\text{Kg/hr})}{G'(\text{Kg/m}^2 \cdot \text{s})} = \frac{88.5227 \text{ Kg/hr} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg.}}}{0.9036 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}} = 0.027 \text{ m}^2$$

Si consideramos un círculo, a ésta área, le corresponde rá un diámetro de :

$$D_i = \left( \frac{A \times 4}{\pi} \right)^{1/2} = \frac{(0.0272 \times 4)^{1/2}}{3.1416} = 0.1861 \text{ m}$$

De los datos de la tabla:

$$L' = \frac{L(\text{Kg/hr})}{\text{área}} = \frac{182.1013 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600}}{0.0272 \text{ m}^2} = 1.8597 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

.....

De la tabla 6.4 del libro de operaciones de transferencia de masa R.E. Treybal (para anillos Raschin de 1.5 in y - un rango de L' de 0.68 a 2 Kg/mts), sacamos el área interfacial para la absorción y la desorción de líquidos acuosos.

$$m = 36.50$$

$$n = 0.0498 L' - 0.1013$$

$$P = 0.274$$

$$aAW = m \left( \frac{808 G'}{0.5} \right)^n (L')^P$$

$$aAW = 36.50 \left[ \frac{808 \times 0.9036}{(0.6211)^{0.5}} \right]^{0.0498(1.8597) - 0.1013} (1.8597)^{0.274}$$

$$aAW = 40.7707 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

De la tabla 6.5 de Treybal se calcula la retención de - líquidos en torres empacadas.

Anillos Raschin de cerámica.

$$ds = 0.053$$

$$\beta = 1.508 (ds)^{0.376} = 1.508 (0.0530)^{0.376} = 0.4997$$

$$\emptyset LSW = \frac{2.74 \times 10^{-4}}{(ds)^{1.21}} = \frac{2.74 \times 10^{-4}}{(0.053)^{1.21}} = 9.5802 \times 10^{-3}$$

$$\emptyset L_{tw} = \frac{(2.09 \times 10^{-6}) (7.375 L')}{ds^2} = \frac{(2.09 \times 10^{-6}) (7.375 \times \dots)}{(0.053)^2}$$

$$\frac{1.8597)^{0.4997}}{10^{-3}} = 2.7533 \times 10^{-3}$$

$$\emptyset L_{ow} = \emptyset L_{tw} - \emptyset L_{sw} = 2.7533 \times 10^{-3} - 95802 \times 10^{-3} = 6.8269 \times 10^{-3}$$

$$\emptyset LS = \frac{0.0486 L^{0.02} (\sigma)^{0.99}}{(ds)^{1.21} (\rho L)^{0.37}} = \frac{0.0486 (5.4952 \times 10^{-4})^{0.02}}{(0.053)^{1.21} (704.2142)^{0.37}}$$

$$\frac{(0.0217)^{0.99}}{10^{-3}}$$

$$\emptyset LS = 2.9141 \times 10^{-3}$$

$$H = \frac{975.7 (L')^{0.57} (L)^{0.13}}{(\rho L)^{0.84} 2.024 (L')^{0.43} - 1} \left[ \frac{\sigma}{0.073} \right]^{0.1737 - 0.262 \log L'}$$

$$H = \frac{975.7 (1.8597)^{0.57} (5.4952 \times 10^{-4})^{0.13}}{(704.2142)^{0.84} [2.024 (1.8597)^{0.43} - 1]} \left[ \frac{0.0217}{\log (1.8597)} \right]$$

$$H = 1.1409$$

$$\emptyset L_o = \emptyset L_{ow} H = 6.8269 \times 10^{-3} \times 1.1409 = 0.0078$$

$$\emptyset L_t = \emptyset L_o - \emptyset L_s = 0.0078 - 2.9114 \times 10^{-3} = 0.0107$$

El área para la absorción o desorción, con líquidos no acuosos, está dada por la ecuación 6.73 del libro operaciones de masa R.E. Treybal.

$$aA = a = a_{Aw} \frac{\emptyset L_o}{\emptyset L_{ow}} = 40.7707 \times \frac{0.0078}{6.8269 \times 10^{-3}} = 1.1425$$



De la tabla 6.3 del Treybal la fracción de volumen vacío de un lecho empacado (E) seco es:

$$E = 0.71$$

El espacio vacío de operación está dado por la ecuación 6.71 del libro de operaciones de transferencia de masa R.E. Treybal.

$$E_o = E - \Delta L t = 0.71 - 0.0107 = 0.6993$$

El número de Schmidt para el gas esta dado por:

$$Sc_g = \frac{\mu_G}{\rho_G D}$$

en donde D es la difusividad molecular y esta dada por la ecuación 2.37 del libro O.T.M. de R.E. Treybal:

$$D_{AB} = D = \frac{10^{-4} (1.084 - 0.249 \sqrt{1/M_A + 1/M_B}) T^{3/2} \sqrt{1/M_A + 1/M_B}}{P (r_{AB})^2 f(KT/EAB)}$$

$$r_{AB} = \frac{r_A + r_B}{2}$$

$$EAB = \sqrt{E_A E_B}$$

K

f(KT/EAB) esta dada por la fig. 2.5

$$r = 118 \sqrt{1/3}$$

A = isopropanol

$$E = 1.21 T_b$$

B = Agua

$$T = 273 + 82.8 = 355.8^\circ K$$

$$T_b = 82.52 + 273 = 355.58^\circ K$$

.....

De la tabla 2.2  $\underline{EB} = 809.1^\circ\text{K}$ ,  $r_b = 0.2641 \text{ nm}$

K

De la tabla 2.3

$$r_A = 1.18 \left[ 3(0.0148) 8(0.0037) (0.0074) \right]^{1/3} = 0.5114 \text{ nm}$$

$$\underline{EA} = 1.21 (355.58) = 430.2518$$

K

$$\underline{EAB} = \sqrt{430.2518 \times 809.1 \text{ K}} = 590.0142$$

K

$$r_{AB} = \frac{0.5114 + 0.2641}{2} = 0.3878$$

$$\underline{KT} = \frac{355.8}{2} = 0.6030$$

$$EAB = 590.0142$$

De la fig. 2.5 del Treybal

$$f(\underline{KT}) = 0.923$$

EAB

$$P_t = 101.3 \text{ KN/m}^2$$

$$MA = 60$$

$$MB = 18.02$$

$$\sqrt{\frac{1}{MA} + \frac{1}{MB}} = \sqrt{\frac{1}{60} + \frac{1}{18.02}} = 0.2686$$

.....

$$DAB = \frac{10^{-4} [1.084 - 0.249(0.2686)] (355.8)^{3/2} (0.2686)}{(101.3 \times 10^3) (0.3878)^2 (0.923)} = 1.3039 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Scg = \frac{8.49 \times 10^{-6} \text{ Kg/m.s}}{0.6211 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 1.3039 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}} = 1.0483$$

$$G = \frac{G'}{M} = \frac{0.9036 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}}{18.1470 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}} = 0.0498 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Para calcular los coeficientes de la fase gas para anillos Rasching, usamos la ecuación 6.70 del Treybal.

$$\frac{FG}{G} Scg^{2/3} = \frac{KgPB.M Scg^{2/3}}{G} = 1.195 \left[ \frac{dsG'}{G(1 - ELo)} \right]^{-0.36}$$

$$FG = K'y = 1.195 \left[ \frac{dsG'}{\mu G(1 - ELo)} \right]^{-0.36} \frac{G}{Scg^{2/3}}$$

$$= 1.195 \left[ \frac{0.053 \times 0.9036}{8.49 \times 10^{-6} (1 - 0.6993)} \right]^{-0.36} \frac{0.0498}{(1.0483)^{2/3}} = 1.6695 \times 10^{-3} \text{ Kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Para calcular la difusividad de la fase líquida usamos la ecuación 2.44 del libro operaciones de transferencia de masa R.E. Treybal.

$$DAB = D_L = \frac{(117.3 \times 10^{-18}) (\varnothing MB)^{0.5} T}{\mu L \sqrt{A}^{0.6}}$$

De la tabla 2.3 del Treybal:

$$\nu_A = \left[ (3 \times 0.0148) + (8 \times 0.0037) + 0.0074 \right]^{0.6} = 0.2220$$

$$\mu_L = 0.55 \text{ cp} \times \frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lb/fT.s}}{1 \text{ cp}} \times \frac{0.454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb}} \times \frac{1 \text{ fT}}{12 \text{ in}} \times \frac{1 \text{ in}}{2.54 \text{ cm}}$$

$$\times \frac{100 \text{ cm}}{1 \text{ m}}$$

$$1 \text{ m}$$

$$\mu_L = 5.5052 \times 10^{-4} \text{ Kg/m.s}$$

$$\phi = 2.26 \text{ (para el agua como solvente)}$$

$$MB = 18.02$$

$$T = 81.9273 = 354.9^\circ\text{K}$$

$$DL = \frac{(117.3 \times 10^{-18})(2.26 \times 18.02)^{0.5}(354.9)}{5.5052 \times 10^{-4} \text{ Kg/m.s} \times 0.222} = 2.1737 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

El número de Schmidt para el líquido esta dado por:

$$SCL = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = \frac{5.5052 \times 10^{-4} \text{ Kg/m.s}}{704.2142 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 2.1737 \times 10^{-9} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}}$$

$$SCL = 359.6406$$

Para calcular el coeficiente de la fase líquida usamos la ecuación 6.72 del Treybal.

$$\frac{K_L d_s}{DL} = 25.1 \left[ \frac{d_s L'}{L} \right]^{0.45} SCL^{0.5} \quad \text{y } FL = KLC = K'X$$

C = molar del disolvente.

$$K_L = 25.1 \left[ \frac{ds_L}{\mu_L} \right]^{0.45} \frac{SC1^{0.5} DL}{ds}$$

$$K_L = 25.1 \frac{(0.053 \times 1.8597)^{0.45} (359.6324)^{0.5} \times 2.1737 \times 10^{-9}}{5.5052 \times 10^{-4} \times 0.053}$$

$$K_L = 2.0154 \times 10^{-4} \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

FL = K'X = 2.0154 x 10<sup>-4</sup> x 52.9523 = 0.0107 Kmol/m<sup>2</sup>.s (fracción mol).

De forma similar los valores a otras concentraciones -- son:

x	G	a	K'y	K'X
0.6299	0.034	1.2311	1.7072 x 10 <sup>-3</sup>	0.0070
0.5500	0.0353	1.7449	1.4855 x 10 <sup>-3</sup>	0.0052
0.4500	0.0363	1.7667	1.4996 x 10 <sup>-3</sup>	0.0052
0.3000	0.0363	1.7890	1.5117 x 10 <sup>-3</sup>	0.0052
0.2446	0.0349	1.8005	1.3995 x 10 <sup>-3</sup>	0.0052
0.2446	0.0498	1.1425	1.6695 x 10 <sup>-3</sup>	0.0107
0.2000	0.0503	1.1275	1.6884 x 10 <sup>-3</sup>	0.0107
0.1000	0.0502	1.1421	1.1421 x 10 <sup>-3</sup>	0.0108
0.0500	0.0499	1.1418	1.6754 x 10 <sup>-3</sup>	0.0111

Sobre el punto x = 0.2; y = 0.409 se traza una línea -- con pendiente m = -  $\frac{K'x}{K'y} = \frac{-0.0107}{1.6884 \times 10^{-3}} = -6.3374$  la intersección de esta línea con la línea de equilibrio da el valor de

$Y_i = 0.52$ ; de esta misma forma, se obtienen los  $Y_i$  correspondientes a las  $x$  de la tabla:

	$y$	$y_i'$	$1/K'y_a(Y_i - Y)$	$G(Y)$
$Y_2 =$	0.629	0.645	31719.841	0.0214 (Gy)L
	0.603	0.610	55113.598	0.0216
	0.570	0.578	47181.503	0.021
	0.521	0.535	26411.676	0.0189
$Y_a =$	0.500	0.530	13266.482	0.0175 (GY)a
$Y_a =$	0.500	0.5303	17303.0000	0.0249 (GY)a
	0.409	0.515	4995.6684	0.0206
	0.203	0.450	2114.5661	0.0102
$Y_1 =$	0.100	0.295	2680.7532	0.0050 (GY)1

Como  $K'x$   $K'y$  la integración gráfica se realiza con la ecuación 9.152 del libro operaciones de transferencia de masa R.E. Treybal:

$$Z e = \int_0^{Z_e} dZ = \int_{(GY)_a}^{(GY)_L} \frac{d(GY)}{K'y_a(Y_i - Y)}$$

Para la ecuación de enriquecimiento.

Nota: Para la sección de agotamiento se usa una expresión similar (con los límites apropiados).

.....

De la integración gráfica se tiene:

Altura de la zona de enriquecimiento: 4.05 m.

Altura de la zona de agotamiento: 3.802 m.

A continuación se presentan los siguientes diagramas:

- El diagrama de temperatura-composición.
- El diagrama de equilibrio para este sistema.

T°C

91

DIAGRAMA - TEMPERATURA - COMPOSICIÓN  
SISTEMA ISOPROPANOL - AGUA

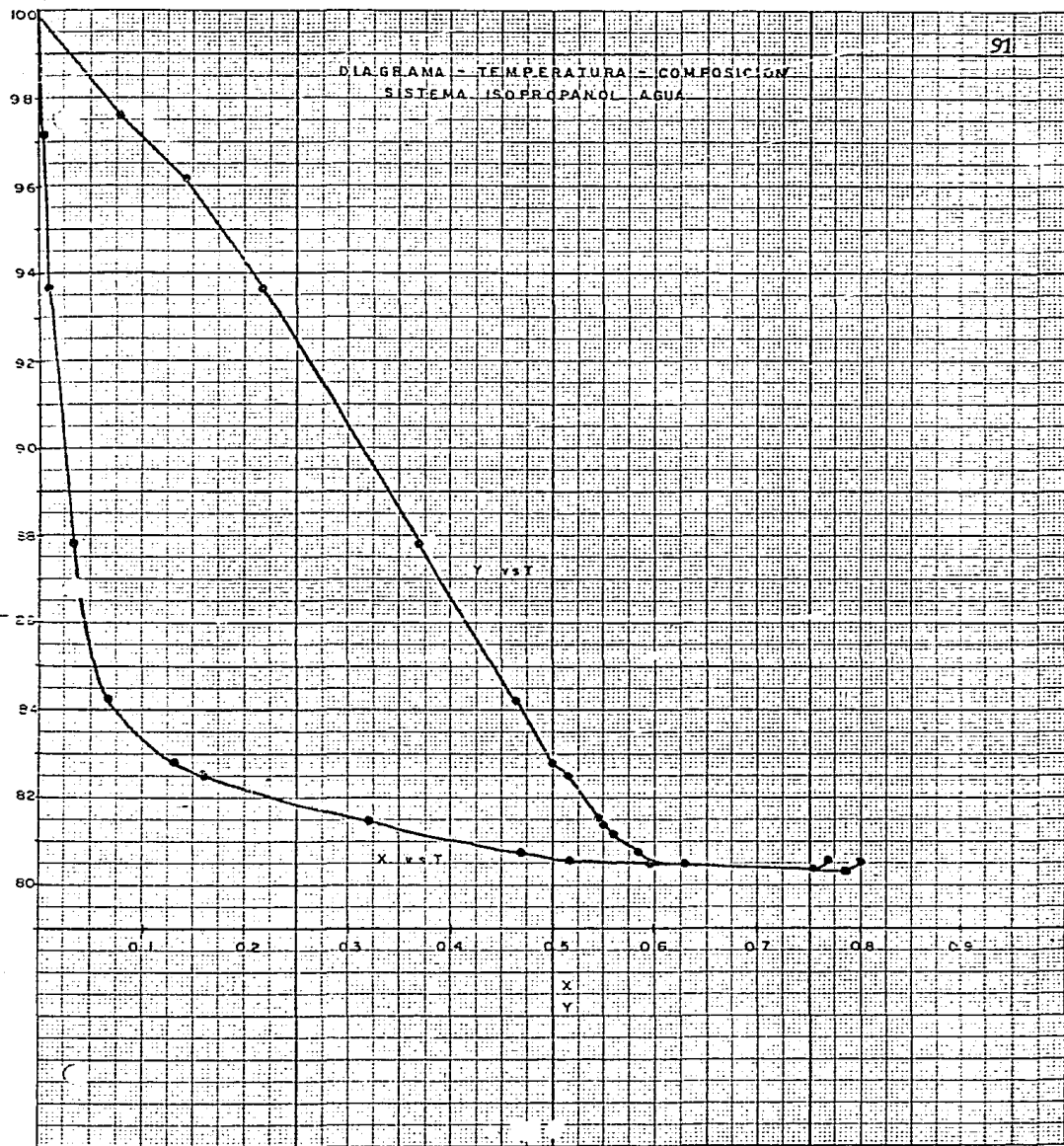
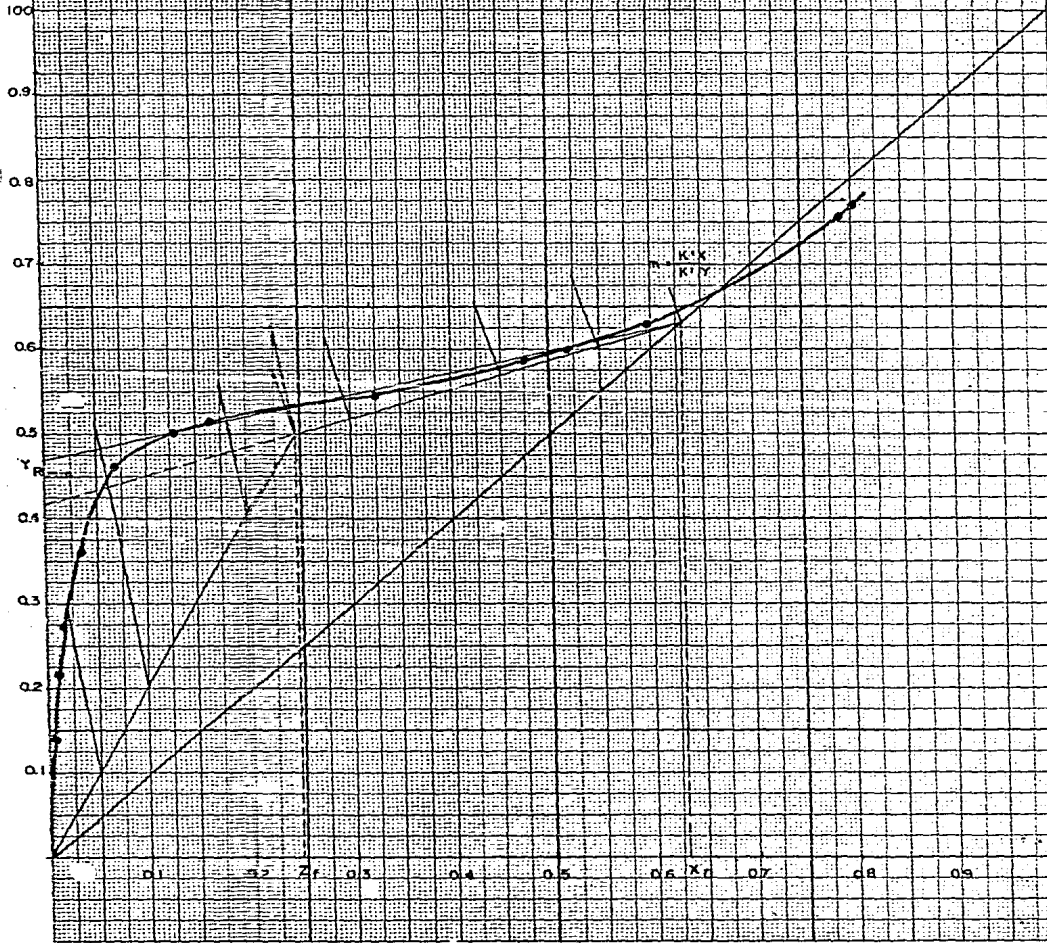




DIAGRAMA DE EQUILIBRIO  
SISTEMA ISOPROPANO-H<sub>2</sub>O



Diseño de tanques y recipientes usados en el sistema de recuperación de solventes.

Cálculo del cuerpo cilíndrico de FA-11 (tanque de condensados de la torre de destilación):

Del balance en la torre tenemos que  $D = 1.7158 \text{ Kmol/hr}$ . La densidad del isopropanol al 85% en peso y a una temperatura de  $30^\circ\text{C}$  es de  $0.8151 \text{ Kg/lt}$ .

$$D = 1.7158 \text{ Kmol/lt} \times 60 \text{ Kg/Kmol} \times \frac{1 \text{ lt}}{0.8151 \text{ Kg}} = 126.3 \text{ Lt/}$$

hr.

$$R = \frac{L_0}{D} \qquad R_{op} = 0.5108$$

$$L = D \times R = 0.5108 \times 126.3 = 64.51 \text{ lt/hr}$$

Tomando como base una hora el volumen de operación es de:  $V_{op} = 126.3 - 64.51 = 190.81 \text{ lt}$ .

$$V_{diseño} = 1.33 \times 190.81 = 253.77 \text{ lt.}$$

Usando una  $L/D = 1$  tenemos:

$$D = \sqrt[3]{\frac{0.25377 \times 4}{3.1416}} = 0.686 \text{ m}$$

$$L = D = 0.686 \text{ m}$$

Material de construcción: Acero inoxidable tipo 316.

Cálculo del cuerpo cilíndrico de FA-12, tanque acumulador de isopropanol recuperado.

$$D = 1.7158 \text{ Kmol/hr}$$

$$D = 1.7158 \frac{\text{Kmol}}{\text{hr}} \times 24 \text{ hr} \times 60 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times \frac{1 \text{ t}}{0.8151 \text{ Kg}} = 3031 \text{ lts.}$$

$$V_{\text{operación}} = 3031 \times 1.33 = 4031.5 \text{ lts.} = 1066.5 \text{ Gal.}$$

Con este dato de la tabla presentada en el apéndice III tenemos:

$$L/D = 1.68$$

Diámetro del cuerpo cilíndrico:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4.0315 \times 4}{3.1416 \times 1.68}} = 1.45 \text{ m}$$

$$L = D \times 1.68 = 1.45 \times 1.68 = 2.43 \text{ m}$$

Material de construcción: Acero inoxidable tipo 316.

Diseño R-3, recipiente enchaquetado de acero inoxidable, para destilar el cloruro de metileno y la DMA.

Masa de cloruro de metileno sucio = 997.5 Kg.

Masa de DMA sucia = 142.9 Kg.

Cantidad a recuperar: 5985 Kg de cloruro de metileno y 2143 Kg de dimetil anilina sucia. Suponiendo un tiempo de recuperación de 24 horas y siendo la densidad del cloruro de metileno sucio de 1.3 Kg/lt (a  $-10^{\circ}\text{C}$ ), el volumen del tanque es de:  $V = \frac{5985 \text{ Kg}}{1.3 \text{ Kg/lt}} = 4603.8 \text{ lts.}$

La densidad de la DMA sucia es de 0.95 Kg/lt (a  $10^{\circ}\text{C}$ ) - por lo que el volumen del tanque es de  $V = \frac{2143 \text{ Kg}}{0.95 \text{ Kg/lt}} = \text{---}$

2255.7 lts.

Debido a que el volumen del cloruro de metileno es mayor que el requerido para la destilación de la DMA, tomamos al primero como base para el cálculo del cuerpo cilíndrico.

$$V_{\text{diseño}} = 4603.8 \text{ lt} \times 1.33 = 6123 \text{ lts.} = 1619.8 \text{ Gal.}$$

Con este dato y con la ayuda del apéndice III tenemos: \_

$$L/D = 1.28$$

Diámetro del cuerpo cilíndrico:

$$D = \sqrt[3]{\frac{6.123 \times 4}{3.1416 \times 1.28}} = 1.82 \text{ m}$$

$$L = D \times 1.28 = 1.82 \times 1.28 = 2.33 \text{ m}$$

Material de construcción: Acero inoxidable tipo 316.

Diseño del cuerpo cilíndrico de FA-13, tanque acumulador de DMA recuperada.

$$V_{\text{operación}} = 2000 \text{ lt}$$

$$V_{\text{diseño}} = 2000 \times 1.33 = 2660 \text{ lts.} = 703.7 \text{ Galones.}$$

$$L/D = 1.26$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2.66 \text{ m}^3 \times 4}{3.1416 \times 1.26}} = 1.39$$

$$L = D \times 1.26 = 1.39 \times 1.26 = 1.75 \text{ m.}$$

Material de construcción: Acero inoxidable tipo 316.

Cálculo del cuerpo cilíndrico de FA-14 y FA-15.

$$V_{\text{operación}} = 4000 \text{ lts.}$$

$$V_{\text{diseño}} = 4000 \times 1.33 = 5320 \text{ lts.} = 1407.4 \text{ Galones.}$$

$$L/D = 1.16$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{5.32 \text{ m}^3 \times 4}{3.1416 \times 1.16}} = 1.80$$

$$L = D \times 1.16 = 1.80 \times 1.16 = 2.08 \text{ m.}$$

Material de construcción: Acero inoxidable tipo 316.

Para adquirir el equipo de secado (para el cloruro de metileno), se deben suministrar los siguientes datos al proveedor de dicho equipo:

- a).- Naturaleza del fluido a secar.
- b).- Flujo de entrada.
- c).- Presión de trabajo.
- d).- Temperatura del fluido.
- e).- Contenido máximo permisible de humedad a la salida del equipo.
- f).- Disponibilidad eléctrica (volts, fases, ciclos).

Con estos datos el proveedor suministra el equipo adecuado para el secado final del cloruro de metileno.

Especificación de las bombas usadas en la recuperación de solventes.

Para el cálculo de la potencia teórica se usan los siguientes datos (proporcionados por SELMEC).

<u>Tamaño de la bomba</u>	<u>Diámetro de la tubería en la descarga</u>	<u>Eficiencia</u>
Bombas chicas	3/4" a 2"	30% - 50%
Bombas medianas	2 1/2" a 6"	50% - 78%
Bombas grandes	más de 6"	70% - 82%

Usando la siguiente formula:

$HP = \frac{G \times H}{K \times \eta}$  : En donde. HP es la potencia en caballos de fuerza.

G es el gasto en lt/seg o Gal/\_min.

H es el cabezal en m o pies.

$\eta$  es la eficiencia.

K= 75 para el sistema CGS y 3960 para el sistema Inglés.

### Bomba

### Potencia teórica calculada

GA-11 Bomba centrífuga para cargar la torre de destilación.

2 HP

GA-12 Bomba centrífuga para recircular del tanque de condensados a la torre.

0.5 HP

GA-13 Bomba centrífuga para el producto recuperado.

1 HP

GA-14 Bomba centrífuga para cargar a R-3.

3 HP

GA-15 Bomba centrífuga para pasar el  $CH_2Cl_2$  de FA-14 a el sistema de secado por malla molecular.

3 HP

.....

## 5.0 DESCRIPCIÓN DE LOS SERVICIOS AUXILIARES REQUERIDOS..

Los servicios auxiliares son todos aquéllos elementos - que como su nombre lo dice, contribuyen en la realización de un proceso cualquiera y su importancia radica en que influyen: En la posibilidad de operación de las unidades de proceso, en la localización de la planta y en la selección de una tecnología, que puede ser propia o de importación.

Los servicios auxiliares se clasifican en:

Servicios auxiliares primarios. Son aquéllos servicios indispensables para la operación de una planta: Agua, vapor, energía eléctrica, combustibles, etc.

Servicios auxiliares secundarios. Esta clasificación se refiere, principalmente, a la infraestructura requerida para el adecuado funcionamiento de la planta: Edificios, talleres, almacenes, sistemas de drenaje y eliminación de desechos, calzadas, etc.

El presente trabajo únicamente trataremos los siguientes servicios primarios:

- a).- Agua.
- b).- Vapor.
- c).- Nitrógeno líquido (usado como refrigerante).
- d).- Energía eléctrica.

a).- Agua. Para la síntesis del ácido 6-APA la calidad del agua requerida es controlada de manera muy estricta, ya que éste ácido, se puede usar tanto para la fabricación de - antibióticos orales, como inyectables. El agua requerida -- tiene que ser desmineralizada, sin bacterias y sin pirógenos (desechos metabólicos de las bacterias). Estas especifica-- ciones son con el fin de evitar complicaciones en el trata-- miento de la enfermedad, por contaminación, con el mismo an-- tibiótico o por respuestas febriles en el paciente al serle\_ inyectado un antibiótico pirogénico. Es por esto, que esta\_ agua recibe la denominación de agua para usos farmacéuticos.

b).- Vapor. En la mayoría de las industrias, el método de generar energía calorífica bajo condiciones económicas, - es utilizando vapor, el cual, es obtenido por el calentamien\_ to de agua en un equipo especial. La cantidad requerida de\_ este insumo, en el proceso, es pequeña en comparación con la requerida en la recuperación de solventes.

c).- Nitrógeno líquido. El lograr obtener las bajas -- temperaturas requeridas, en la síntesis del 6-APA, es nece-- sario el uso de un refrigerante, como lo es el Nitrógeno lí\_ quido. Este tiene una temperatura de saturación de  $-279^{\circ}\text{C}$ , \_ con lo que se logran las temperaturas deseadas, sin mayor -- problema.



El manejo del nitrógeno líquido deberá ser muy cuidadoso, ya que al evaporarse aumenta su volumen 600 veces aproximadamente; es por esto, que se debe evitar el dejarlo atrapado en tuberías mal aisladas y también se deberá evitar, -- que el personal que lo maneja tenga contacto directo con él, debido a que produce serias quemaduras en la piel.

Por ser este material costoso, los requerimientos se deberán calcular con exactitud y solamente se considerará un exceso del 5% para casos de emergencia.

d).- Energía eléctrica. La fuerza motriz esencial para el funcionamiento de una planta industrial, es sin duda la energía eléctrica, por esto es necesario, calcular el consumo generado (en kilowatts), además este cálculo es utilizado para efectuar el contrato con la Compañía proveedora y así tener un suministro más o menos constante.

Como el proceso no se debe detener bajo ninguna circunstancia, será necesario especificar una planta generadora de emergencia y con esto evitar paros inesperados por falta de energía eléctrica.

#### 5.1 Agua para usos farmacéuticos.

Para la producción a nivel industrial del 6-APA, será necesario acondicionar agua con las siguientes características:

.....

pH: Entre 5 y 7.

Cloro: Menos de 0.3 ppm.

Sulfatos: Menos de una parte por millón.

Amoniaco: Menos de 0.3 ppm.

Calcio: Menos de 4 ppm.

Bióxido de carbono: Menos de 5 ppm.

Metales pesados: Menos de 0.1 ppm.

Substancias oxidables: Menos de 0.8 ppm.

Sólidos totales: Menos de 10 ppm.

Pureza bacteriológica: Menos de una colonia por mililitro.

Deberá satisfacer la prueba de pirógenos (hecha en conejos) y pasar la prueba de esterilidad, descrita en la farmacopea nacional.

La fuente de suministro considerada en el presente trabajo es la red municipal y un pozo profundo. A continuación se presenta el análisis de estos dos tipos de agua:

DETERMINACION	RED MUNICIPAL ppm	POZO PROFUNDO ppm
Nitrógeno amoniacal	0.9	1.2
Nitrógeno Nitritos	0.0	0.0
Nitrógeno de Nitratos	0.0	0.0
Oxígeno consumido en medio ácido	0.0	0.0
Dureza total	430.0	416.0
Dureza temporal carbonatos	430.0	416.0

.....

DETERMINACION	RED MUNICIPAL ppm	POZO PROFUNDO ppm
Dureza permanente $\text{Na}_2\text{CO}_3$	0.0	0.0
Alcalinidad total	440.0	494.0
Alcalinidad de carbonatos	440.0	494.0
Alcalinidad de bicarbonatos	0.0	0.0
Bióxido de carbono libre	22.0	46.0
Acidez total	0.0	0.0
Acidez mineral libre	22.0	0.0
Silice	14.0	15.0
Fierro	0.2	0.2
Manganeso	0.4	0.4
Aniones como $\text{CaCO}_3$	-	-
Bicarbonatos	0.0	0.0
Carbonatos	440.0	416.0
Hidróxidos	0.0	0.0
Sulfatos	30.0	35.0
Cloruros	292.0	276.0
Fosfatos	12.0	15.0
Sulfitos	0.0	0.0
Nitratos	0.0	0.0
Cromatos	0.0	0.0
Total de aniones	774.0	742.0
Cationes	-	-
Calcio	166.0	149.0

.....

DETERMINACION	RED MUNICIPAL ppm	POZO PROFUNDO ppm
Magnesio	174.0	270.0
Total de cationes	340.0	410.0
Cloro libre y disponible	0.5	0.0
Sólidos totales	926.0	916.0
Sólidos disueltos	869.0	856.0
Sólidos en suspensión	57.0	60.0
pH	7.3	7.4

Cuenta microbiana total: 155 colonias por mililitro.

Grupo coliforme: Negativo.

La prueba de pirógenos en conejos es positiva.

En base al análisis del agua se puede anotar que los -- contaminantes por eliminar, para lograr agua con las especificaciones requeridas, son:

Sólidos totales:	926 ppm
Sólidos disueltos:	869 ppm
Sólidos en suspensión:	60 ppm
Alcalinidad total:	494 ppm

Bacterias 336 colonias por mililitro.

Pirógenos.

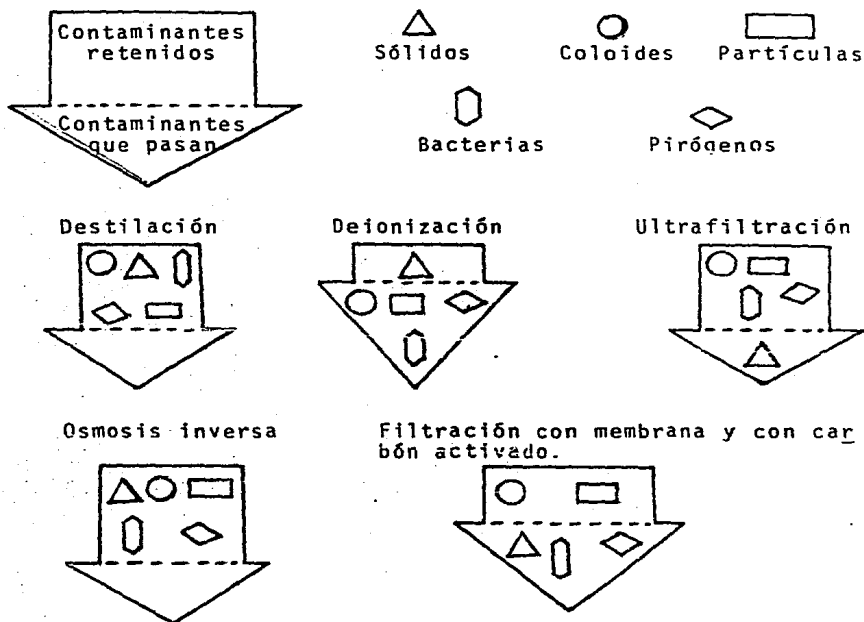
#### 5.1.1.- Métodos de obtención y acondicionamientos.

Para eliminar la totalidad de los contaminantes del -- agua existen seis métodos principales. Algunos de ellos tie-- nen una mayor eficiencia, ya que logran eliminar a casi to--

.....

dos los contaminantes, sin embargo, ninguno por sí solo deberá usarse para este fin; por ser económicamente inadecuado - debido a los altos costos que involucra.

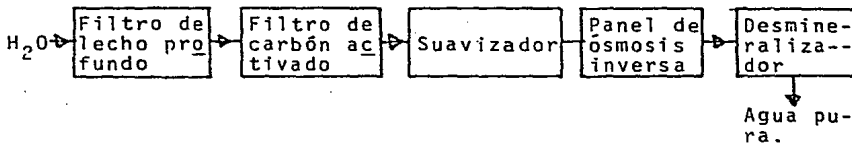
A continuación presentamos los seis métodos de purificación, mostrando esquemáticamente, cuáles son los contaminantes que cada uno retiene:



Como se puede observar tenemos dos métodos que por sí - solos retendrían todos los contaminantes, destilación y ósmo - sis inversa, sin embargo, como se menciona antes, no se pue -

den utilizar individualmente. Por esta razón es necesario - crear una combinación de equipos para optimizar la relación\_ costo-operación.

Para nuestro problema y en base al análisis de agua el\_ sistema para tratar el agua constará de los siguientes equi- pos:



En este sistema se eliminan, mediante el filtro de le- cho profundo las partículas en suspensión, mientras que el - filtro de carbón activado absorbe cloro y retiene los coloi- des, además de compuestos orgánicos varios.

El suavizador elimina calcio y magnesio, para evitar -- una sobrecarga a las membranas del panel de ósmosis inversa, en donde son eliminados la mayor parte del resto de los con- taminantes, incluyendo pirógenos y bacterias. Finalmente -- los sólidos residuales, son removidos en el sistema de desmi- neralización.

### 5.1.2 Requerimientos y selección del equipo para generarla.

De la descripción del proceso sabemos que el agua se - requiere para los siguientes usos:

.....

a).- Agua para proceso, utilizada en la reacción de hidrólisis.

b).- Agua usada como solvente para la extracción del 6-APA clorhidrato de la fase orgánica.

c).- Agua para lavar el producto final.

Del balance de materia tenemos los siguientes datos:

18.36 Kg de agua para la reacción de hidrólisis.

476.15 Kg de agua usada como solvente.

150 Kg de agua para lavar el producto final.

La cantidad total de agua requerida por lote es de: ---  
644.51 Kg.

Considerando un exceso del 10%, la cantidad reouerida es de 708.9 Kg.

Como la planta producirá 3 lotes de 6-APA, la cantidad consumida de agua por día es de:  $708.9 \text{ Kg} \times 3 = 2126.7 \text{ Kg}$  de agua por día.

Con este dato y con la pureza requerida se le solicita a un proveedor de equipo industrial los equipos necesarios para realizar el tratamiento del agua. Todo el equipo proporcionado se maneja como un solo paquete y su especificación es: Sistema para tratamiento de agua, desmineralizador CE de ósmosis inversa, modelo MD-2000, Cat. 9093-40 automático para producir de 3785 a 4000 litros por día de agua purificada, lo que fácilmente cubre la demanda diaria.

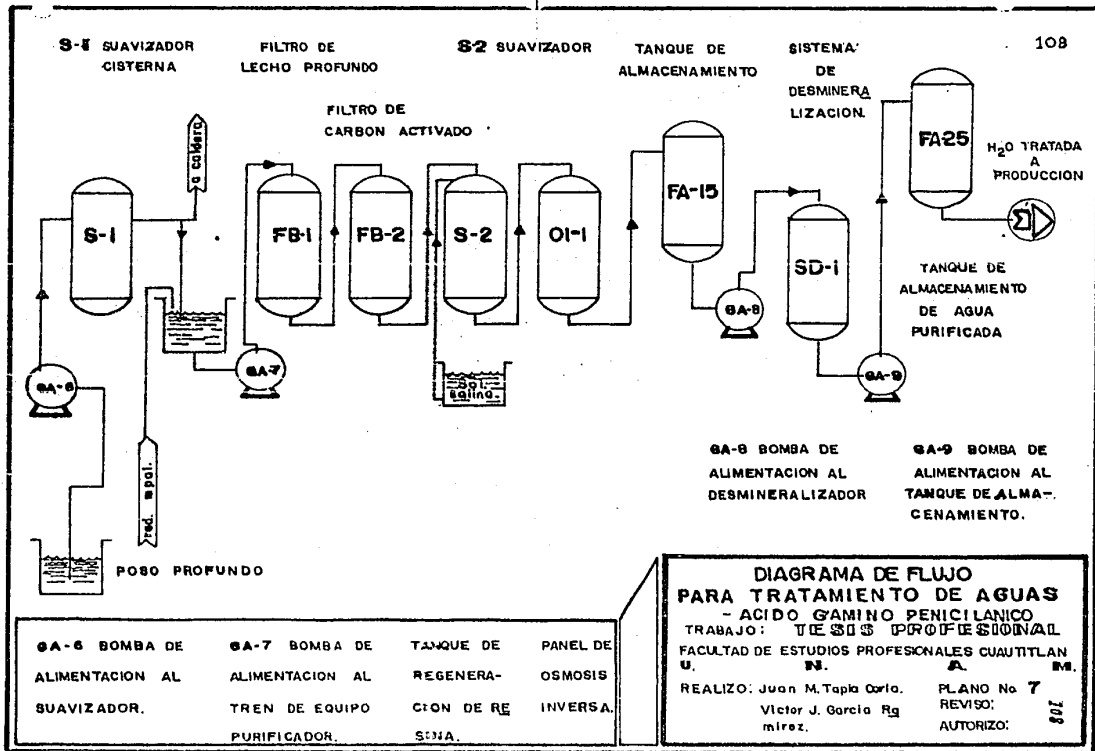
El equipo paquete usado para tratar agua y que ésta tenga la pureza requerida para usos farmacéuticos, es el siguiente:

Clave	Equipo	Capacidad
FA-9	Tanque acumulador de fibra de vidrio.	4500.0 lts.
FA-10	Tanque acumulador de fibra vidrio.	4500.0 lts.
FB-1	Filtro de profundidad.	60.5 lt/min.
FB-2	Filtro de carbón activado.	56.7 lt/min.
S-2	Suavizador HM-150.	133.0 lt/min.
OI-1	Panel de ósmosis inversa.	158.0 lt/min.
SD-1	Desmineralizador modelo - MB-1484.	3400 gramos, como $\text{CaCO}_3$ .
GA-7	Bomba centrífuga de cisterna a tanque suavizador.	3 HP
GA-8	Bomba centrífuga de FA-9 a SD-1.	5 HP
GA-9	Bomba centrífuga de SD-1 a FA-10.	3 HP

A continuación se presenta el diagrama de flujo del sistema para purificar agua.

.....





Descripción del proceso. El agua se lleva a la planta de la red municipal, es almacenada en una cisterna y de ahí se bombea a través del filtro de lecho profundo (FB-1); que está constituido por fibras y partículas acomodadas al azar en este, son retenidas la mayoría de las partículas en suspensión. Al salir el agua de dicho filtro pasa a través del filtro de carbón activado (FB-2), en donde son eliminados -- por absorción los compuestos orgánicos que pudiera contener, además de cloro, al salir de este filtro el agua pasa por un suavizador (S-2) en donde son eliminados los cationes, principalmente calcio y magnesio, esto con el fin de aumentar la vida útil de la membrana de celulosa, contenida en el panel de ósmosis inversa (OI-1); siendo este el siguiente equipo -- por donde deberá circular la corriente de agua con el fin de eliminar bacterias, pirógenos y coloides residuales. Posteriormente el agua es acumulada en un tanque de fibra de vidrio (FA-9) de donde pasa a el desmineralizador (SD-1) en -- donde son eliminados los iones residuales. En un primer paso, son eliminados los cationes, los que se intercambian por iones hidrógeno; en un segundo pado, los aniones, son intercambiados por iones hidróxilo con lo que el agua al salir de este equipo esta totalmente purificada. Finalmente el agua es bombeada hacia un tanque elevado (FA-10) donde es almacenada, lista para ser usada en el área de proceso.

## 5.2 Vapor.

El vapor es ampliamente utilizado en sistemas de calefacción, secado de pastas, en la evaporación de disoluciones químicas, en el movimiento de turbinas, máquinas y bombas, - además de muchos otros procesos en todas las industrias.

El vapor es utilizado en estos casos porque es necesario tener calor y energía al mismo tiempo y el vapor es la - manera más adecuada y económica de transportar grandes cantidades de energía y calor. Su producción es fácil, ya que se obtiene directamente del agua mediante el uso de un recipiente adecuado para su producción industrial, siendo este recipiente un generador de vapor.

### 5.2.1 Requerimientos y especificación del generador de vapor.

El vapor es utilizado en el área de recuperación de -- solventes y en el área de proceso. Dentro del área de recuperación de solventes se utilizará en:

- 1.- La torre de destilación para la recuperación del -- isopropanol.
- 2.- El sistema de destilación batch para la recupera--- ción de cloruro de metileno y dimetil anilina.

En el área de producción se utiliza en la estabiliza--- ción a 28°C, después de la adición del dimetil dicloro sila- no.

.....

Para seleccionar el generador de vapor se deberá calcular el consumo de vapor, cuando se opera a una capacidad máxima y a un mismo tiempo, la torre de destilación, el sistema de destilación batch y el proceso de estabilización. Estos cálculos se deben expresar en Kg/hr.

Tipos de vapor a utilizar: La temperatura del vapor a usar deberá ser la suma de la temperatura máxima requerida por el proceso, más el abatimiento de temperatura a través de la pared transmisora de calor, que fluctúa en un rango de 30°C a 50°C y si estos rangos recomendados provocan posiciones críticas, en cuanto a la presión de trabajo de la caldera, deberá investigarse experimentalmente dicho abatimiento.

Dado que el sistema de recuperación de solventes tiene el máximo consumo de vapor, tomamos como temperatura de operación la temperatura de ebullición más alta, de los solventes a recuperar, siendo esta de 193°C; la que corresponde a la dimetil anilina y tomando un abatimiento a través de la pared de 40°C, la temperatura del vapor será de:

$$T_{\text{vap}} = 193^{\circ}\text{C} - 40^{\circ}\text{C} = 233^{\circ}\text{C} = 433.4^{\circ}\text{F}$$

Considerando un vapor saturado la presión de trabajo es de:  $422.6 \text{ Lb/in}^2 \times \frac{0.454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb}} \times \frac{(1 \text{ in})^2}{(2.54 \text{ cm})^2} = 29.74 \text{ Kg/cm}^2$

.....

Con los datos anteriores el calor latente de evaporación es de: 774.5 BTU/lb.

Requerimientos de vapor:

1.- Consumo en la torre de destilación. Del diseño de la torre de destilación tenemos que la cantidad de vapor necesario para efectuar la destilación es de: 2.4559 Kmol por hora, o bien:  $2.4559 \text{ Kmol/hr} \times \frac{18 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} = 44.2062 \text{ Kg/hr}$ .

2.- Consumo en la recuperación de DMA.

La cantidad a recuperar por día es de: 2143.5 Kg.

$$W = \frac{2143.5 \text{ Kg}}{24 \text{ hr}} = 89.31 \text{ Kg/hr}$$

Componentes de la mezcla	% peso	% mol	PM (Kg/Kmol)	C <sub>p</sub>
DMA	95	97.43	121.18	0.416
H <sub>2</sub> O	5	2.57	19.0	0.999

C<sub>p</sub><sub>DMA</sub> = 0.43 Kcal/Kg °C y su calor latente de vaporización es de 80.75 Kcal/Kg.

$$Q = 89.31 \text{ Kg/hr} \left[ 0.43 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} \times (193 - 15)^\circ\text{C} + 80.75 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \right]$$

$$Q = 14047.57 \text{ Kcal/hr} = 55744.33 \text{ BTU/hr}$$

La masa de vapor es de:

$$M_{\text{vap}} = \frac{Q}{\lambda_{\text{vap}}} = \frac{55744.33 \text{ BTU/hr}}{774.5 \text{ BTU/lb}} = 74.87 \text{ lb/hr} = 33.99 \text{ Kg/hr}$$

.....

3.- Consumo en la recuperación del cloruro de metileno.  
La cantidad a recuperar por día es de: 5985 Kg.

$$W = \frac{5985 \text{ Kg}}{24 \text{ hr}} = 249.38 \text{ Kg/hr}$$

Componentes de la mezcla	% peso	% mol	PM(Kg/Kmol)	Cp <sub>i</sub>
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	97.5	89.2	85	0.288
H <sub>2</sub> O	2.5	10.8	18	0.999

$$C^p_{CH_2Cl_2} = (0.892 \times 0.288) + (0.108 \times 0.999) = 0.364 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

El calor latente de evaporación es de: 98.2 Kcal/Kg.

$$T_{eb} = 40^\circ\text{C}$$

$$Q = 249.38 \text{ Kg/hr} \left[ 0.364 \times (40 - 15) + 98.2 \right] = 26758.47 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q = 106184.4 \text{ BTU/hr}$$

Masa de vapor requerida:

$$M_{vap} = \frac{106184.4 \text{ BTU/hr}}{774.5 \text{ BTU/lb}} = 137.1 \text{ lb/hr} = 62.24 \text{ Kg/hr}$$

4.- Cantidad de vapor requerido en proceso.

Del balance de energía tenemos que la carga térmica es de: 17665 Kcal y suponiendo que esta cantidad de calor debe suministrarse en 5 minutos:

$$\frac{17665 \text{ Kcal}}{5 \text{ min}} = 3533 \text{ Kcal/min} = 211980 \text{ Kcal/hr} = 841190.5 \text{ BTU/hr}$$

La masa de vapor requerida es de:

$$M_{\text{vap}} = \frac{841190.5 \text{ BTU/hr}}{774.5 \text{ BTU/Lb}} = 1086.1 \text{ lb/hr} = 493.0 \text{ Kg/hr}$$

Selección del generador de vapor. Como se dijo anteriormente, la caldera deberá ser seleccionada considerando que están operando al mismo tiempo, la torre de destilación, el sistema batch de recuperación de cloruro de metileno (el que consume más vapor) y el proceso en el paso donde se consumen vapor.

Estos consumos son:

Torre de destilación:	44.2062	Kg/hr
Sistema batch:	62.24	Kg/hr
Proceso:	<u>493.0</u>	Kg/hr
	<u>599.44</u>	Kg/hr

Considerando un 10% de exceso para compensar pérdidas la cantidad total de vapor es de: 659.39 Kg/hr.

El factor de evaporación es la relación que existe entre la evaporación nominal y la evaporación real, bajo las condiciones efectivas de trabajo de la caldera.

$$\text{Factor de evaporación} = \frac{\text{Evaporación nominal}}{\text{Evaporación real}}$$

Utilizando la tabla 1-E del manual de calderas SELMEC, con una presión de 15 Kg/cm<sup>2</sup> y una temperatura de alimentación de 21.1°C, el factor de evaporación es de: 1.197 por lo

tanto, la capacidad nominal de la caldera será de:

$$659.39 \text{ Kg/hr} \times 1.197 = 789.29 \text{ Kg/hr}$$

$$CC = \frac{789.29 \text{ Kg/hr}}{15.65 \text{ Kg/hr}} = 50.43 \text{ CC}$$

Nota: Un caballo caldera (CC), según ASME, es la evaporación de 15.65 Kg/hr de agua, partiendo de agua a 100°C hasta vapor de 100°C.

Es recomendable debido a las fluctuaciones en las condiciones de presión, temperatura de suministro de agua, consumo, etc., seleccionar una caldera comercial con una capacidad mayor a la calculada; por esto seleccionamos una caldera de 60 caballos caldera.

A continuación presentamos las hojas de datos de la caldera seleccionada:

**HOJA DE DATOS DE LA CALDERA  
CALDERA MONITOR**

Modelo	M-60
Capacidad (caballos caldera)	60
Capacidad Kg/hr de vapor (desde y a 100°C)	941
Superficie de calefacción (m <sup>2</sup> )	27.87
Capacidad en miles de Kcal/hr (en calderas - de agua caliente)	507

.....



## CONSUMOS

Agua lt/hr.	941
Diesel lt/hr (a plena carga).	62
Gas natural m <sup>3</sup> /hr.	71.3
Gas LP Kg/hr.	55.8
Potencia del motor eléctrico del ventilador (HP).	3
Corriente eléctrica del circuito de control (KW).	0.5
Potencia del motor eléctrico de la bomba de agua de alimentación HP.	3

## REQUERIMIENTOS

Agua suavizada (ppm de CaCO <sub>3</sub> ).	0.0
Presión mínima del gas en entrada del regulador (mm de Hg).	300
Presión máxima del gas en entrada del regulador (mm de Hg).	350
Diámetro de la conexión del gas a la caldera (mm).	25

## PESOS

Caldera vacía (kg).	2970
Caldera a su nivel normal de agua (Kg).	4185
Caldera ahogada (Kg).	4580

.....

## LONGITUD

Total (mm).	33330
Del cuerpo, entre bridas, (mm).	2340
Largo de la base (mm).	2320.
De la brida a la salida del vapor (10.5 Kg por $\text{cm}^2$ ) en mm.	1170
De la brida a la salida de agua caliente.	2160
De la brida a el retorno de agua caliente.	1755
De la brida al extremo del motor.	530
De la brida a la mirilla.	460
De la brida frontal al centro de la chimenea (mm).	150

## ANCHOS

Diámetro de cuerpo (mm).	1350
Total (mm).	1600
Radio del cuerpo (mm)	675
Distancia exterior entre bases (mm).	915
Distancia interior entre bases (mm).	560

## ALTURAS

De la base a la salida de gases (mm).	1780
De la base a la salida de vapor (mm).	1250

### 5.2.2 Tratamiento del agua para generar el vapor.

Las especificaciones del agua para uso en calderas, según SELMEC, son las siguientes (que corresponden a una caldera cuya presión de operación es menor de  $21 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ ):

Material o impureza	Valor aceptable (ppm)	Valor límite (ppm)	Contaminantes del agua a usar en servicios auxiliares (ppm)
Sólidos totales disueltos	800.0	2000	869
Alcalinidad total	150.0	700	440
Dureza	0.0	0	430
Sólidos en suspensión	80.0	125	57
Sílice	80.0	325	14
Aceite, material orgánico	2.0	7	0
$O_2$	10.2	70	0
$CO_2$	10.2	70	22

Como se puede observar el agua a usar únicamente tiene el inconveniente de la dureza, la que se eliminará mediante un tratamiento de suavización.

Cálculo de la capacidad del suavizador.

Datos:

Dureza del agua: 430 ppm.

Operación continua.

Regeneración: Cada 24 horas.

.....

De la fórmula:  $Q = \frac{Lr \times d}{3.78}$  En donde: d es la dureza en - granos/galón.

Q es la capacidad - requerida en granos.

Lr son los litros de agua a tratar en - "x" días.

Para la caldera seleccionada la capacidad es de 60 cc - por lo que:  $60 \text{ cc} \times 15.65 \text{ Kg/hr} = 939 \text{ Kg/hr}$  de agua por tratar. En un día son:  $939 \text{ Kg/hr} \times 24 \text{ hr} = 22536 \text{ Kg/día}$ .

Como la densidad del agua es igual a uno, la cantidad a tratar en litros por día es de:  $22537 \text{ lt/día}$ .

Tomando la dureza del agua como ppm de  $\text{CaCO}_3$  tenemos:

$$d = 430 \text{ ppm de } \text{CaCO}_3 \times \frac{1 \text{ grano/galón}}{1.71 \text{ ppm de } \text{CaCO}_3} = 25.146$$

Por lo que la capacidad es de:

$$Q = \frac{22536 \text{ lt/día} \times 25.146 \text{ granos/galón}}{3.78 \text{ lt/galón}} = 149918 \text{ granos}$$

Comercialmente se selecciona un suavizador de agua modelo HM-150, del cual se presenta a continuación la hoja de datos. Posteriormente se presenta el diagrama de flujo para - agua y vapor.

HOJA DE DATOS DEL SUAVIZADOR

Acondicionador de agua modelo HM-150, formado por:

Unidad sencilla .....<sup>X</sup>..... Control automático .....  
 Unidad dúplex ..... Operación manual .....<sup>X</sup>.....  
 Presión mínima requerida: 2.1 Kg/cm<sup>2</sup>.

ABLANDADOR

Capacidad máxima de intercambio .....150000..... granos/ablan  
 dador.  
 Gasto de servicio.....133..... lt/min.  
 Gasto máximo.....197..... lt/min.  
 Caída de presión en servicio .....0.42..... Kg/cm<sup>2</sup>.  
 Caída de presión máxima.....1.07..... Kg/cm<sup>2</sup>.  
 Tiempo de regeneración aproximado: 90 minutos.

TANQUE CON MINERAL O RESINA

Cantidad.....1..... Pza.  
 Diámetro.....0.51..... m.  
 Altura del cuerpo cilíndrico.....1.37..... m.  
 Presión de trabajo.....7.0..... Kg/cm<sup>2</sup>.  
 Presión de prueba hidrostática.....10.4..... Kg/cm<sup>2</sup>.  
 Galvanizado ( )      Recubrimiento epóxico ( )

TANQUE DE SALMUERA

Cantidad.....1..... Pza.  
 Diámetro.....0.51..... m.  
 Altura.....1.22..... m.  
 Galvanizado ( )      Recubrimiento epóxico ( )

.....

TUBERIA Y VALVULA DE CONTROL

Tipo de válvula de control... SOLO .....  
 Tamaño de la válvula..... 19 ..... mm  
 Tamaño de la tubería..... 38 x 19 ..... mm

VALVULA DE SALMUERA

Tipo..... MANUAL .....  
 Tamaño..... 13 ..... mm

MINERAL O RESINA PARA ACONDICIONAMIENTO

Tipo..... Cationica IR-120 .....  
 Volumen de resina en cada tanque ..... 141.5 ..... lts.  
 Lecho de sustentación. Grava en 3 tamaños .....

CONSUMO DE SAL

Total de Kg/ablandador/regeneración...<sup>34</sup> ..... a una capaci-  
 dad de intercambio de diseño/regeneración ..... 150000 granos..

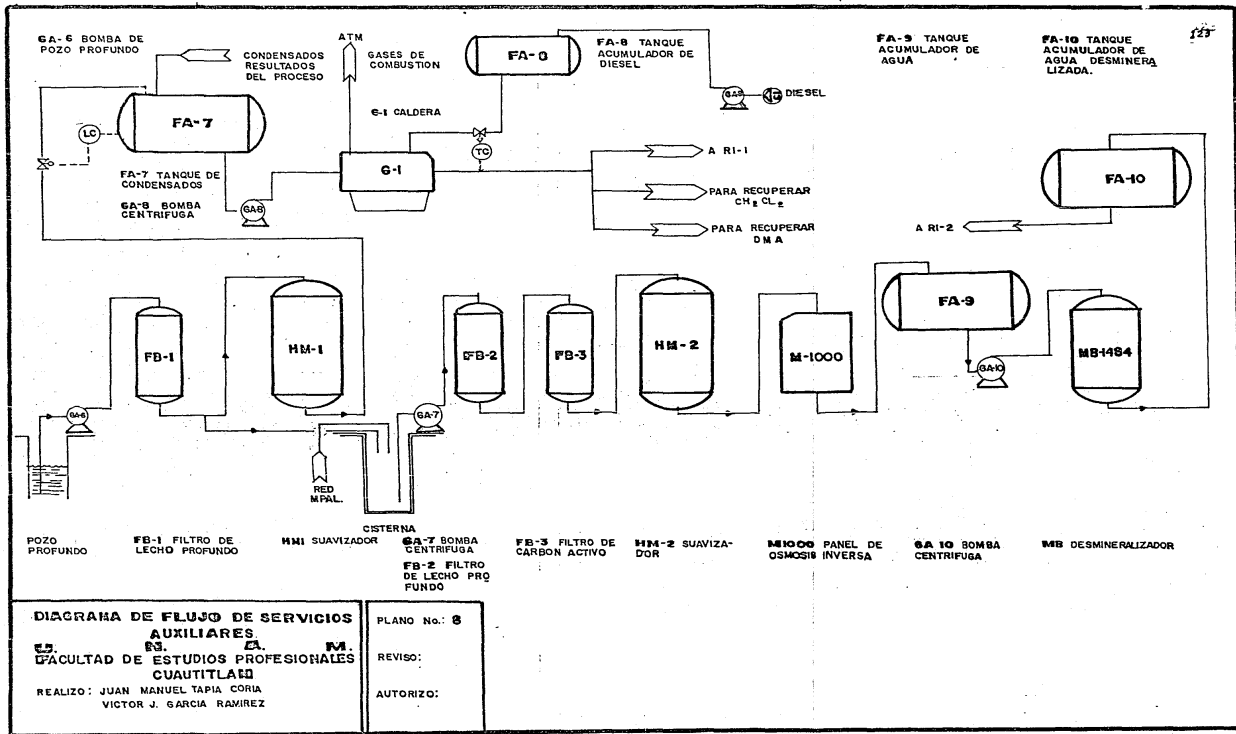
EQUIPO AUXILIAR

Medidor de agua..... OPCIONAL .....  
 Tipo de medidor... TOTALIZADOR .....  
 Tamaño del medidor..... 38 ..... mm  
 Grifo de muestreo..... 1 ..... Pza.  
 Probador de dureza..... 1 ..... jgo.  
 Dimensiones del espacio para la instalación  
 1.27 x 0.97 x 1.73 (unidad dúplex) 1.195 .....

Frente.....	1.27 (1.95)	
Fondo.....	0.97	m
Altura.....	1.73	m

Se necesita una altura mínima de 60 cm arriba del tan--  
que para llenarlo de mineral.

.....





### 5.3 Nitrógeno líquido como refrigerante.

El nitrógeno es un gas incoloro, inodoro e insípido, no flamable. Presente en la atmósfera en una proporción del -- 75.5% en peso y 78.08% en volumen; es poco soluble en el --- agua, mal conductor del calor y de la energía eléctrica y -- normalmente es considerado como inerte, aunque puede combi-- narse con litio, magnesio e hidrógeno; como líquido es inco-- lora y no tiene propiedades magnéticas.

	- Pureza mínima - en %	Contenido máximo de la mezcla en ppm (f)	Punto aproximado de rocío al cont. máx. de la mezcla °F °C	
N <sub>2</sub> con bajo contenido de humedad (gas)	99.7	32	-61	-51
N <sub>2</sub> gas con bajo contenido de humedad y alta pureza	99.995	16	-72	-58
N <sub>2</sub> líquido	99.997	5	-86	-65

- Basado únicamente en el contenido de oxígeno. Pequeñas trazas de otros gases inertes, como el Ar, Ne, He, etc. que quedan como remanentes después de eliminar al oxígeno, son considerados como N<sub>2</sub> (esto es práctica usual en la industria de los gases comprimidos).

.....

Las especificaciones de las mezclas son garantizadas a la presión del cilindro lleno, punto en el cual, el cilindro es analizado.

Usos típicos del nitrógeno gaseoso.

En metalurgia: Para tratamientos térmicos, reactivación de aluminio, etc.

En la industria química: Para presurizar tanques inertes, para agitación, como sello de presión positiva (inerte).

En la industria alimenticia: Como sello de presión positiva (inerte), para agotar oxígeno, para presurizar tanques inertes.

Usos típicos del nitrógeno líquido.

En la industria alimenticia: Como refrigerante, criopulverización, deshidrogenación al vacío, para recuperar esencias.

En la industria química: En procesos de refrigeración, procesos de criopulverización, procesos de ultraalta presurización.

En la industria metalúrgica: En la estabilización dimensional, endurecimiento, contracción de accesorios, etc.

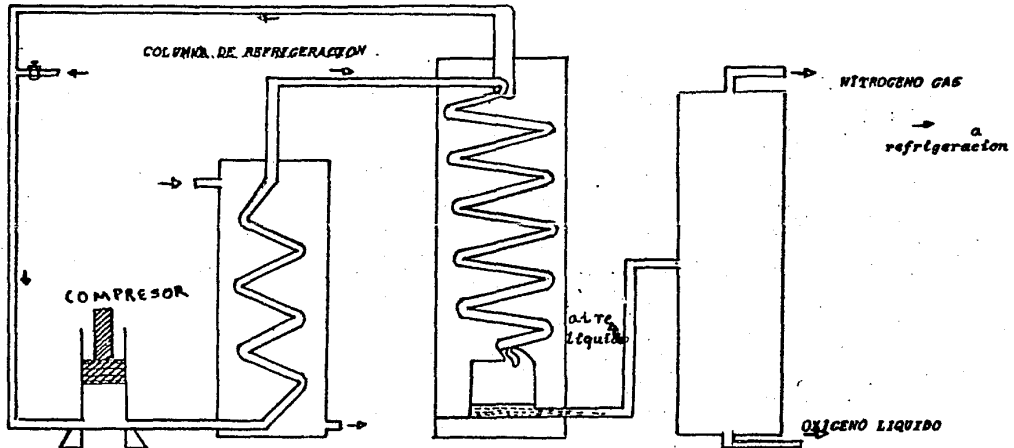
En la industria farmacéutica: Para enfriamiento, estabilización a baja temperatura, etc.

En la industria médica: En preservaciones biológicas, - dermatología, etc.

### 5.3.1 Obtención del nitrógeno líquido.

El nitrógeno líquido se obtiene a partir del aire atmosférico, mediante una serie de expansiones y compresiones. Se tienen diferentes ciclos térmicos para obtenerlo, el primero de ellos, fue el propuesto por Linde (para obtenerlo industrialmente).

En la doble columna de Linde se mantiene una circulación continua de aire mediante el compresor. Como primer paso el aire es enfriado con agua a presión y temperatura elevadas (condiciones en las que abandona el compresor), al circular por el serpentín de la segunda columna se enfria más - por la recirculación del aire que no se condensa. La salida de este serpentín es una tobera, por lo que la temperatura - del aire que sale desciende más hasta que finalmente desciende lo suficiente para condensarlo parcialmente. Una vez condensado se introduce en una torre de destilación, en donde - se obtiene nitrógeno gaseoso, que posteriormente se licua. A continuación se presenta en forma esquemática este proceso.



SISTEMA SENCILLO DE REFRIGERACION PARA OBTENER OXIGENO LIQUIDO .

TRABAJO DE TESIS: UFM .

### 5.3.2 Requerimientos y selección del equipo para utilizarlo en proceso.

La cantidad necesaria de nitrógeno, por lote es:

I.- Reacción de cloración. La carga térmica calculada en el balance de energía es de: 151895 Kcal y el calor latente de evaporación del nitrógeno líquido a  $-80^{\circ}\text{F}$  es de 158.5 BTU/lb por lo que:

$$Q = M_{N_2} \times \lambda_{N_2} = 151895 \text{ Kcal} = 602758 \text{ BTU}$$

$$M_{N_2} = \frac{602758 \text{ BTU}}{158.5 \text{ BTU/lb}} = 3802.8 \text{ lb} = 1726.5 \text{ Kg de } N_2$$

II.- Reacción de metanólisis. La carga térmica de esta reacción es de: 99134.31 Kcal y el calor latente de evaporación a  $-110^{\circ}\text{F}$  es de 145 BTU/lb por lo que:

$$Q = M_{N_2} \times \lambda_{N_2} = 99134.31 \text{ Kcal} = 393390.12 \text{ BTU}$$

$$M_{N_2} = \frac{393390.12 \text{ BTU}}{145 \text{ BTU/lb}} = 2713 \text{ lb} = 1231.7 \text{ Kg de } N_2$$

III.- Enfriamiento del metanol. De el balance de energía, sabemos que la carga térmica es de 11628 Kcal y el calor latente de evaporación a  $-80^{\circ}\text{F}$  es de 158.5 BTU/Lb por lo que:

$$Q = M_{N_2} \times \lambda_{N_2} = 11628 \text{ Kcal} = 46142 \text{ BTU}$$

$$M_{N_2} = \frac{46142 \text{ BTU}}{158.5 \text{ BTU/lb}} = 291.12 \text{ lb} = 132 \text{ Kg de } N_2$$

IV.- Enfriamiento en RI-2 para efectuar la precipitación. Del balance de energía sabemos que la carga térmica - en este punto es de 52471.86 Kcal y el calor latente de evaporación es de 158.5 BTU/lb por lo que:

$$Q = M_{N_2} \times \lambda_{N_2} = 52471.86 \text{ Kcal} = 208221.67 \text{ BTU}$$

$$M_{N_2} = \frac{208221.67 \text{ BTU}}{158.5 \text{ BTU/lb}} = 1313.7 \text{ lb} = 596.4 \text{ Kg de } N_2$$

La masa total de nitrógeno es:  $M_{N_2 I} + M_{N_2 II} + M_{N_2 III} + M_{N_2 IV} = 3800.4 \text{ lb} + 2713 \text{ lb} + 290.93 \text{ lb} + 1313.7 \text{ lb} = 8118 \text{ lb} = 3685.58 \text{ Kg de } N_2$

Tomando un exceso del 5%, la cantidad de nitrógeno requerido es de:  $8118 \text{ lb} \times 0.05 = 405.9 \text{ lb} + 8118 = 8523.9 \text{ lb} = 3869.85 \text{ Kg}$ .

La cantidad requerida para diez lotes es de:

$8523.9 \text{ lb} \times 10 = 85239 \text{ lb} = 38698.5 \text{ Kg de } N_2$  que deben ser almacenados en la planta.

Selección del equipo para manejarlo (tanque de almacenamiento). A continuación se presenta una tabla en donde se especifica el modelo del tanque, capacidad nominal y presión de trabajo (datos proporcionados por Unión Carbide).

Modelo	Capacidad nominal (galones)	Presión de trabajo (psig)
TM-500	568	250
TM-900	956	250
TM/TL-1500	1611-1615	125-250
TM/TL-3000	3117-3133	83-250
TM/TL-6000	6022-5036	77-250
TM/TL-9000	9180	65-250
TM/TL-11000	11290	65-250
TM/TL-13000	13370	62-247
TM/TL-50000	53000	76-120-150

En base a lo calculado anteriormente, la cantidad de ní-  
trógeno es de 85239 lb o 38698.5 Kg, que expresado en galo-  
nes da:

La densidad del nitrógeno líquido a  $-289^{\circ}\text{F}$  y una pre-  
sión de  $96.52 \text{ lb/in}^2$  (absoluta) es de  $1.66 \text{ lb/ft}^3$ .

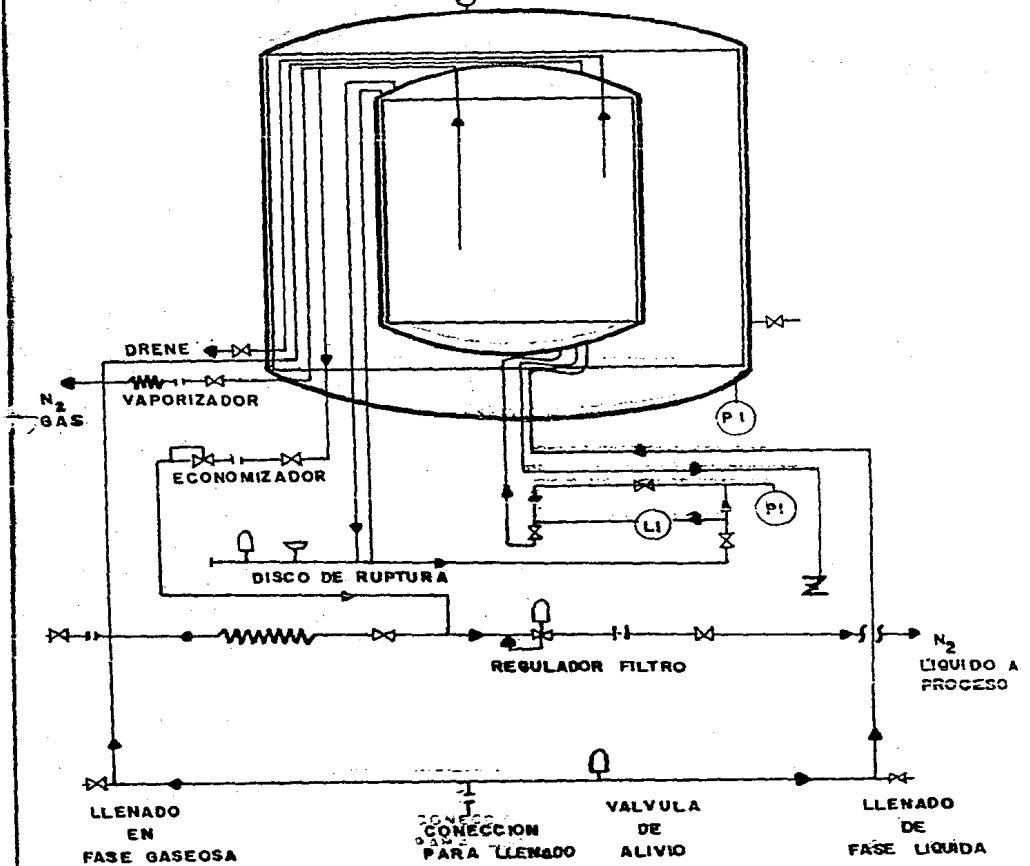
$$1.66 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{7.48 \text{ ft}^3}{1 \text{ galón}} = 12.42 \text{ lb/gal}$$

$$85239 \text{ lb} \times \frac{1 \text{ galón}}{12.42 \text{ lb}} = 6864.8 \text{ galones}$$

De acuerdo con la presión del líquido saturado ( $96.52$  -  
psia) y la capacidad de almacenamiento ( $6864.8$  galones) se  
selecciona un tanque TM/TL-9000, que tiene una capacidad de  
almacenaje de  $9180$  galones y una presión de trabajo de  $65$  --  
psig a  $250$  psig.

# TANQUE PARA NITROGENO LIQUIDO. —

DISCO DE RUPTURA





#### 5.4 Energía Eléctrica.

La energía eléctrica es siempre transmitida a tensiones muy altas, desde la planta generadora hasta la periferia del área de consumo.

En general la energía eléctrica trifásica, proviene de la planta generadora, es elevada a 80,000, 200,000 ó 400,000 volts y enviada mediante una línea de transmisión a una subestación reductora local. En esta subestación se utilizan transformadores para reducir la tensión a 13,800, 23,000 ó 34,000 volts y se envía mediante una línea de distribución a una subestación ubicada en el área del consumidor.

El usuario puede recibir la energía en baja tensión si en esas condiciones se establece el contrato o en alta tensión, necesitando el usuario tener su propia subestación industrial.

A los conductores que sirven para alimentar la energía eléctrica, del sistema general de abastecimiento a la propiedad servida, se le llama acometida. Cuando el usuario cuenta con su propia subestación, ésta reduce la tensión a 440, 220/127 volts, dicha tensión es transmitida al interior de la planta para su utilización.

Existen otras combinaciones de transmisión y distribución, pero la instalación mencionada es una de las más utilizadas.

.....

Para nuestro caso en particular, la conexión se hará -- con la Compañía Federal de Electricidad en alta tensión, necesitándose colocar una subestación eléctrica en el área de servicios auxiliares. Dicha subestación, será de tipo interior, que por su diseño esta adaptada para operar en lugares cerrados y por su construcción será tipo compacta, debido a que el equipo se encuentra protegido por gabinetes y el espacio entre equipos es muy reducido. La conexión en alta tensión, es con el fin de tener la amortización de costo de la subestación en poco tiempo y un ahorro posterior bastante -- considerable, debido a que la tarifa que se cobra en alta -- tensión, es menor a la cobrada en baja tensión.

Por otro lado una vez realizado el balance de energía eléctrica, deberá especificarse un generador eléctrico de -- emergencia para evitar pérdidas millonarias, por la falta de energía en el área de proceso.

#### 5.4.1 Requerimientos de energía eléctrica.

Para la planta productora de 6-APA la energía se reducirá a 220 volts en la subestación y se distribuirá a los siguientes equipos:

Equipo Clave	Capacidad HP	Corriente amperes	Voltaje volts	Frecuencia rpm
M-1 motor trifásico para agitar RI-1	7.5	23	220	1750

.....

Equipo Clave	Capacidad HP	Corriente amperes	Voltaje volts	Frecuencia rpm
M-2 motor trifásico para agitar FA-6	1.0	3.2	220	1800
M-3 motor trifásico para agitar RI-2	7.5	23.0	220	1750
M-4 motor trifásico para agitar FA-4	5.0	13.0	220	1800
M-5 motor trifásico para la cen- trífuga C-1	5.0	13.0	220	1800
M-6 motor para - el ventilador de la caldera	3/4	2.6	220	1800
M-8 motor para - el compresor de aire	1/27.75	3.2	220	1800
M-9 motor trifásico para agitar R-3	7.5	23.0	220	1750
M-10 motor trifásico para agitar FA-15	5/12.5	13.0	220	1800
GA-1 bomba cen- trífuga de carga a RI-1	1/2	1.9	220	1800
GA-2 bomba cen- trífuga de carga a FA-4	1/4	2.9	220	1750
GA-3 bomba cen- trífuga de carga a FA-1	1/4	2.9	220	1750

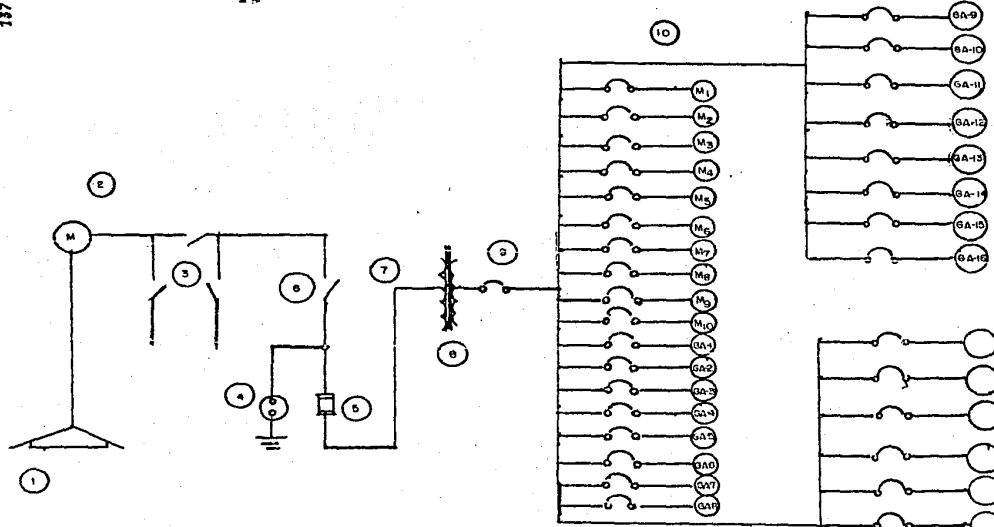
.....

Equipo Clave	Capacidad HP	Corriente amperes	Voltaje volts	Frecuencia rpm
GA-4 bomba cen-- trífuga de carga a FA-3	1.0	3.2	220	1800
GA-7 bomba cen-- trífuga de carga de cisterma a -- sistema de suavi- zación	3.0	8.0	220	1800
GA-8 bomba cen-- trífuga de carga del tanque de -- condensados a la caldera	3.0	8.0	220	1800
GA-10 bomba cen- trífuga para car- gar agua de FA-9 al sistema de -- desmineraliza--- ción	5.0	13.0	220	1800
GA-11 bomba cen- trífuga de carga a DA-1	2.0	6.5	220	1800
GA-12 bomba cen- trífuga de recir- culación de DA-1	1/2	1.9	220	1800
GA-13 bomba cen- trífuga del des- tilado de DA-1	1.0	3.2	220	1800
GA-14 bomba cen- trífuga de carga a R-3	3.0	8.0	220	1800

.....

Equipo Clavé	Capacidad HP	Corriente amperes	Voltaje volts	Frecuencia rpm
GA-15 bomba cen- trífuga de FA-14 a sistema de se- cado por malla - molecular	3.0	8.0	220	1800
GA-16 bomba de - vacio	7.5	19.0	220	3472

A continuación se presenta el diagrama unifilar de la -  
planta.



<b>DIAGRAMA UNIFILAR DE PLANTA PROCESO G A P A</b>		PLANO: 9
FACULTAD DE ESTUDIOS PROFESIONALES C U A U T I T L A N		REVIZO.
U M A M		AUTORZO
REALIZO: V J B R. J. M. T. C.		

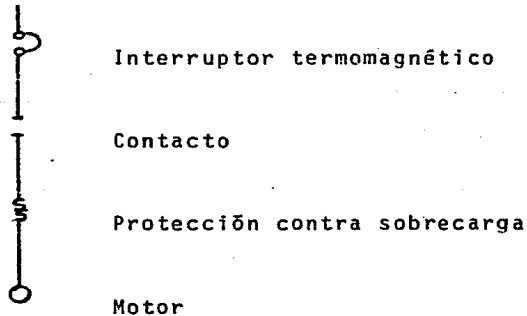
VER NOTAS EN HOJA ANEKA

ALUMBRADO, HORNOS, CONTACTOS, RESISTENCIAS

Notas del diagrama unifilar.

- 1.- Acometida en alta tensión.
- 2.- Equipo de medición.
- 3.- Cuchilla de prueba.
- 4.- Apartarayos.
- 5.- Fusibles de potencia.
- 6.- Interruptor de operación con carga.
- 7.- Sección de acoplamiento.
- 8.- Transformador.
- 9.- Interruptor general de baja tensión.
- 10.- Interruptores derivados de baja tensión.

Todos los motores deberán llevar la siguiente conexión:



Sumando las capacidades dadas anteriormente da un total de 65.68 HP.

$$KW = 65.68 \text{ HP} \times \frac{0.746 \text{ KW}}{1 \text{ HP}} = 48.99 \text{ KW}$$

Considerando que en este cálculo no se han incluido los consumos de aparatos eléctricos, iluminación y las resistencias del secador de malla molecular, aumentamos un 10% al consumo teórico calculado, por lo tanto el consumo final es de:  $48.99 \text{ KW} \times 1.1 = 53.88 \text{ KW}$ .

#### 5.4.2 Selección y especificación de la planta de emergencia.

Las plantas de emergencia de combustión interna pueden quemar gas LP, gasolina o diesel, de acuerdo al tipo de servicio pueden ser continuas o de emergencia y por su operación manual o automática.

Para la selección de la planta se tiene que considerar el alto costo de los materiales y la prevención de accidentes. Una vez analizados estos puntos, se toma la selección más adecuada, la cual es adquirir una planta de emergencia con motor de combustión interna y automática.

El consumo teórico calculado es de 53.88 KW sin embargo, la planta de emergencia debe adquirirse con una potencia mayor, esto es con el fin de prever crecimientos a mediano plazo en la producción, por esto se selecciona una planta de emergencia de 100 KW continuos y 110 KW en emergencia.

A continuación se presenta la hoja de datos de este equipo.

.....



HOJA DE DATOS DE LA PLANTA ELECTRICA DE EMERGENCIA  
ESPECIFICACIONES GENERALES

Kw continuos	100
Kw emergencia	110
KVA continuos	125
KVA emergencia	137.5
Voltaje de operación	220/127 V
Frecuencia	60 Hz
Velocidad tangencial	1800 rpm
Factor de potencia	0.8
Regulación de voltaje	= 3%
Regulación de frecuencia	= 1%
Capacidad de potencia continua	2300 M.S.N.M.
Operación	Automática

M O T O R

Alimentado con combustibles diesel, inyección directa, enfriado por agua, lubricación por bomba de presión.

a) Características Generales:

Marca:	General Motors
Modelo:	6V-71N
No. de tiempos:	2
No. de cilindros:	6

.....

Diámetro del cilindro:	108 mm
Carrera del pistón:	127 mm
Velocidad del pistón:	7.62 m/seg.
Desplazamiento:	6.99 lts.
Colocación de los cilindros:	en "V"
Velocidad angular:	1800 rpm
Potencia máxima efectiva:	175 BHP
Sobrecarga garantizada:	10%
Relación de compresión:	18.7:1
Consumo de combustible a plena carga:	46.89 lts/hora
Tipo de aspiración:	Natural
Capacidad del radiador:	20.82 lts.
Capacidad del cárter:	24.6 lts.
Peso neto: (aproximado)	1250 Kgs.

b) Sistema de Enfriamiento:

Radiador servicio pesado.

Bomba centrífuga.

Ventilador tipo Soplo, impulsado por poleas en "V".

Termostato.

Indicador de temperatura.

Dispositivo de protección por sobre temperatura.

c) Sistema de lubricación:

Bomba de engranes.

Filtro reemplazable de flujo total.

Cárter húmedo, con orificio de purga.

Indicador de presión de aceite.

Dispositivo de protección automática por baja presión de aceite.

d) Sistema de Combustible:

Bomba de inyección, tipo múltiple.

Bomba de transferencia integral.

Tanque de combustible de 500 litros.

e) Sistema de Arranque:

Motor de arranque de 24 Volts C.C.

Interruptos de arranque y paro.

Alternador para carga de acumuladores.

f) Sistema de Admisión de Aire:

Filtro de aire húmedo, tipo baño de aceite.

Múltiple de admisión.

Turbina lubricada a presión.

o) Sistema de Escape de Gases:

Múltiple de escape.

Silenciador tipo industrial.

Manguera flexible de acero sin costura.

G E N E R A D O R

El generador y el motor estarán acoplados directamente sobre una base de acero, formando una unidad compacta y de alimentación permanente. Es trifásico y de corriente alterna.

a) Características principales:

Marca:	Katomex o similar
Tipo:	Sin escobillas
Construcción:	A prueba de goteo
Capacidad en KW:	100/110
Capacidad en KVA:	137/150
Factor de potencia:	0.8
Voltaje:	220/127 V
Frecuencia:	60 Hz
Autoexcitado:	Si
Regulación de voltaje a plena carga:	± 2%
Velocidad angular:	1800 rpm
Eficiencia:	93%

capacidad de sobrecarga para el -  
arranque de motores:

100%

Tipo de protección:

Termomagnética --  
incluida en el mó-  
dulo de transfe--  
rencia.

b) Excitatriz:

Corriente alterna trifásica de alta frecuencia.

Rectificadores de silicio sujetos por bastidor a la  
flecha.

Rodamiento sellado de bolas.

Operación sin escobillas.

Sin conmutador de delgas.

Sin anillos rozantes colectores.

TABLERO AUTOMATICO DE TRANSFERENCIA  
Y CONTROL DE LA MAQUINA

Gabinete de lámina cédula No. 14, reforzado con charola  
desmontable y formado por los siguientes módulos:

a) Módulo de Transferencia:

A base de interruptores termomagnéticos marca Fede-  
ral Pacific Electric o similar, con capacidad de --  
500 Amps., 220/127 V., 60 Hz., que incluye releva--  
dor sensitivo de voltaje trifásico.

b) Módulo de Arranque y Paro Automático de la Planta:

Este módulo arranca el motor al recibir la señal de falla de la Cía., suministradora y manda señal de paro al restablecerse el servicio, o bien cuando -- exista una falla por baja presión de aceite o alta temperatura en el motor.

Este módulo estará compuesto de relevadores auxiliares 2 polos, 2 tiros, 12 Volts C.D., relevador térmico en operación a 10 segundos como protección adicional a la desconexión de la marcha.

## C O N C L U S I O N E S

Los problemas principales encontrados al realizar este trabajo son: La falta de información acerca de las técnicas del soporte adecuado de la enzima (en el proceso enzimático), por lo cual únicamente se mencionaron las variables por controlar de forma especial para evitar dañarla de forma irreversible.

En cuanto al proceso químico se tiene que considerar -- las diferentes alternativas, en lo referente a materia prima existentes. Por ejemplo se tendría que hacer un estudio más detallado, para ver si es mejor utilizar trimetil cloro silano o el dimetil dicloro silano propuesto en este trabajo, o también investigar cual alcohol (metanol o butanol) es mejor para efectuar la reacción de alcoholisis.

Otro punto sujeto a un mayor estudio es el de la adición del pentacloruro de fósforo, por ser este un material tóxico, que al contacto con el aire se hidrolisa desprendiendo ácido clorhídrico, por lo cual al agregarlo por la boca del reactor representa un riesgo para el operador.

Debido a que las temperaturas que se manejan son muy -- por debajo de cero grados centígrados, es necesario verificar si se puede efectuar el proceso a temperaturas menos bajas, esto con el fin de ver la posibilidad de usar otro método de refrigeración (menos costoso) o bien utilizar una me--

nor cantidad de  $N_2$  líquido.

Cuando se realizó el diseño del equipo con enfriamiento, se tuvo el problema de la falta de datos en cuanto a coeficientes de transferencia de calor, por lo que se tomaron estimados de estos, (por ejemplo se tomó el coeficiente de salmuera-aminoácido para el diseño del serpentín de RI-1), para poder efectuar dicho cálculo.

La falta de datos de equilibrio, de los solventes usados, se solucionó mediante el diseño de un sistema batch para recuperarlos. Pero como estos (cloruro de metileno principalmente y dimetil anilina) deben tener un bajo contenido de humedad, fue necesario considerar un equipo para eliminar la humedad remanente, por esto se deben buscar alternativas menos complicadas y de alta eficiencia para su recuperación con un bajo contenido de humedad.

Para una mejor selección de tecnologías (Proceso Enzimático o Químico), es necesario efectuar un adecuado estudio económico y así ver cual de ellos produce al ácido 6-aminopenicilánico más económicamente, con lo cual posiblemente se lograrían abaratar los antimicrobianos.

Es por esto que el estudio en este campo debe ser constante y enfocado a lograr una síntesis más eficiente y de antimicrobianos mas eficaces para combatir a las nuevas colonias bacterianas.



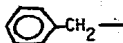
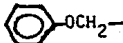
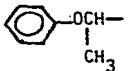

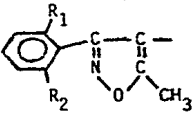
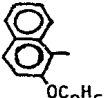
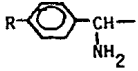
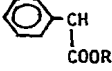
A P E N D I C E S

.....

A P E N D I C E I

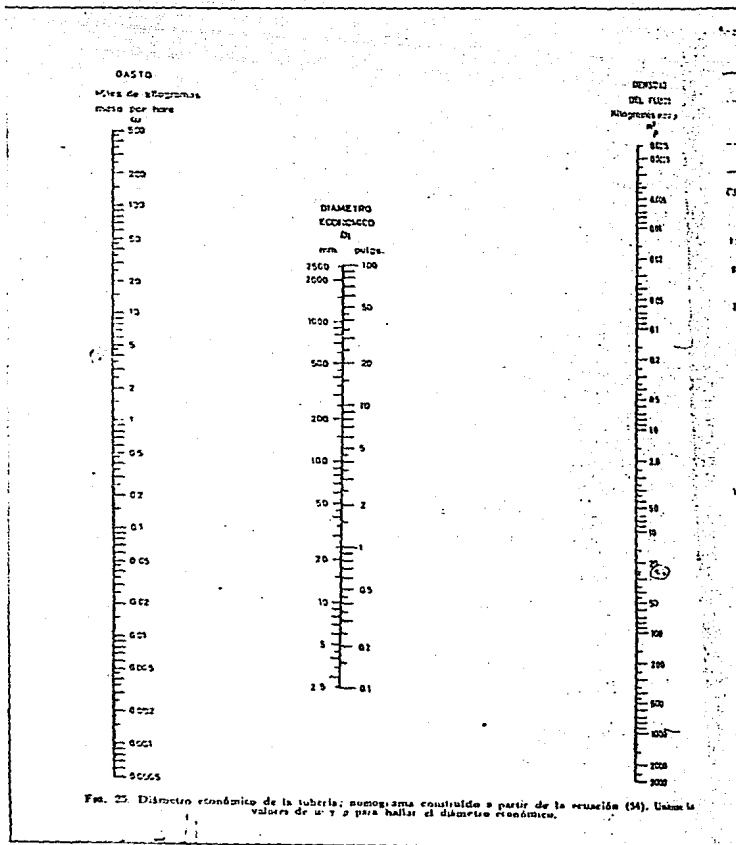
ESTRUCTURA QUIMICA Y PROPIEDADES PRINCIPALES DE ALGUNAS

PENICILINAS.

Cadena lateral	Nombre genérico	Propiedades principales		
		Absorción por vía bucal	Resistencia a penicilinasas	Espectro antimicrobiano
  	<p>Penicilina G</p> <p>Penicilina V</p> <p>Feneticilina</p>	<p>Viable (poca)</p> <p>Buena</p> <p>Buena</p>	<p>No</p> <p>No</p> <p>No</p>	<p></p> <p>Estrecho</p> <p></p>
  	<p>Meticilina</p> <p>Oxacilina (R<sub>1</sub>=R<sub>2</sub>=H)</p> <p>Cloxacilina (R<sub>1</sub>=Cl; R<sub>2</sub>=H)</p> <p>Dicloxacilina (R<sub>1</sub>=R<sub>2</sub>=Cl)</p> <p>Floxacilina (R<sub>1</sub>=Cl; R<sub>2</sub>=F)</p> <p>Nafcilina</p>	<p>Poca (no se da per os)</p> <p>Buena</p> <p>Variable</p>	<p>Si</p> <p>Si</p> <p>Si</p>	<p></p> <p>Estrecho</p> <p></p>
 	<p>Ampicilina (R = H)</p> <p>Amoxicilina (R=OH)</p> <p>Carbenicilina (R = H)</p> <p>Indalilcarbencilina (R= 5-indanol)</p>	<p>Buena</p> <p>Excelente</p> <p>Poca (no se da per os)</p> <p>Buena</p>	<p>No</p> <p>No</p>	<p></p> <p>Excelente</p> <p></p>

A P E N D I C E II

NOMOGRAMA PARA CONOCER EL DIAMETRO OPTIMO ECONOMICO.



## A P E N D I C E III

ESTUDIO ECONOMICO H/D PARA TANQUES ATMOSFERICOS CON CAPA  
CIDAD DE TRABAJO DE 464 GALONES A 16000 GALONES.

CAPACIDAD NOMINAL GALS.	CAPACIDAD DE TRABAJO GALS.	DIAMETRO EXTERIOR Pies-Pulg.	ALTURA NOMINAL Pies	ALTURA DE OPERACION Pies-Pulg.	CAPACIDAD POR Pie DE ALTURA GALS.
531	464	4-9	4	3-6	132.67
653	587	4-9	5	4-6	132.67
796	730	4-9	6	5-6	132.67
1061	995	4-9	8	7-6	132.67
1140	1036	6-3	5	4-6	229.69
1378	1768	6-3	6	5-6	229.69
1837	1723	6-3	8	7-6	229.69
2007	1952	6-3	9	8-6	229.69
2297	2182	6-3	10	9-6	229.69
2526	2412	6-3	11	10-6	229.69
2756	2641	6-3	12	11-6	229.69
2985	2871	6-3	13	12-6	229.69
3215	3101	6-3	14	13-6	229.69
3445	3330	6-2	15	14-6	229.69
4269	3913	11-0	6	5-6	711.48
4980	4625	11-0	7	6-6	711.48
5692	5336	11-0	8	7-6	711.48
6403	6048	11-0	9	8-6	711.48
7115	6759	11-0	10	9-6	711.48
7826	7471	11-0	11	10-6	711.48
8538	8182	11-0	12	11-6	711.48
9249	8894	11-0	13	12-6	711.48
9961	9605	11-0	14	13-6	711.48
10072	10316	11-0	15	14-6	711.48
11344	11028	11-0	10	15-6	711.48
11944	11404	12-6	13	12-6	918.75
12863	12403	12-6	14	13-6	918.75
13781	13322	12-6	15	14-6	918.75
14700	14241	12-6	16	15-6	918.75
15619	15159	12-6	17	16-6	918.75
16538	16078	12-6	18	17-6	918.75

.....

## A P E N D I C E IV

## NOMENCLATURA USADA EN EL DISEÑO DE LA TORRE DE DESTILACION

D es el flujo del destilado en Kmol/hr o en Kg/hr.

$Z_f$  es la composición del isopropanol en la alimentación.

$x_w$  es la composición del isopropanol en el residuo.

$x_d$  es la composición del isopropanol en el destilado.

$\bar{G}$  es el flujo de vapor alimentado a la torre.

M es el peso molecular.

$\bar{M}$  es el peso molecular promedio.

R es el reflujo en Kmol/hr.

$Y_{n-1}$  es la composición del flujo vapor en el plato  $n-1$ .

q es la relación de entalpías de la alimentación (cantidad necesaria de calor)  $q = \frac{HG - HF}{HG - HL}$

HF es la entalpía de la alimentación.

HG - HL es el calor latente.

G es el flujo de vapor en Kmol/m<sup>2</sup>.s.

$HG_{Np-1}$  es la entalpía de la fase gas en el plato  $Np-1$ .

$Np - 1$ .

$H_{G_{sat}}$  es la entalpía del vapor saturado.

$\lambda$  es el calor latente.

$\bar{L}$  es el flujo del líquido en  $\text{Kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ .

$\rho_G$  es la densidad del gas en  $\text{Kg/m}^3$ .

$\rho_L$  es la densidad del líquido en  $\text{Kg/m}^3$ .

$L'$  es la velocidad superficial del líquido en  $\text{Kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ .

$G'$  es la velocidad superficial del gas en  $\text{Kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ .

$J$  es un factor de conversión.

$C_f$  es un factor de caracterización del empaque.

$\mu_L$  es la viscosidad del líquido.

$g_c$  es un factor de conversión.

$D_i$  es el diámetro de la torre en m.

$m$  es una constante empírica.

$n$  es una constante empírica.

$P$  es una constante empírica.

$a = aAw$  es el área interfacial para la absorción-desorción de soluciones acuosas.

$d_s$  es el diámetro de una esfera de la misma superficie que una partícula de empaque.

$\beta$  es una constante empírica para la retención en el empaque.

.....

$\phi_{LSW}$  es la retención del líquido.

H es un factor de corrección.

$\phi_{Lo}$  es la retención del líquido en el orificio.

rAB es la separación molecular en el choque.

$\frac{EAB}{K}$  Energía de atracción molecular  
constante de Boltzman

$\nu$  es el volumen molar del líquido en el punto normal  
de ebullición.

T es la temperatura en °K.

Tb es la temperatura de ebullición en °K.

Pt es la presión total en  $\text{Kn/m}^2$ .

K'y es el coeficiente global de transferencia de masa -  
para la fase gas en  $\text{Kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ .

K'x es el coeficiente global de transferencia de masa -  
del líquido en mol o  $\text{Kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ .

$\mu_g$  viscosidad del gas.

## A P E N D I C E V

## DATOS DE EQUILIBRIO DEL 2-PROPANOL - AGUA.

Temperatura °C	Fracción mol del líquido	Fracción mol del vapor	presión total kPa
100.0	0	0	101.3
97.57	0.0045	0.0815	
96.20	0.0069	0.1405	
93.66	0.0127	0.2185	
87.84	0.0357	0.3692	
84.28	0.0678	0.4647	
82.84	0.1330	0.5036	
82.52	0.1651	0.5133	
81.52	0.3204	0.5456	
81.45	0.3336	0.5489	
81.19	0.3752	0.5615	
80.77	0.4720	0.5860	
80.73	0.4756	0.5886	
80.58	0.5197	0.6033	
80.52	0.5945	0.6330	
80.46	0.7880	0.7546	
80.55	0.8020	0.7680	



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

- 1.- Bases farmacológicas de la terapéutica.  
Luis S. Goodman.
  - 2.- Cephalosporins and penicillin.  
Edwin H. Flynn.
  - 3.- Designing sanitary pharmaceutical water systems technical and economical considerations.  
Dr. J. M. Vogel.  
México city August 29 of 1985.
  - 4.- Farmacopea de los Estados Unidos Mexicanos.
  - 5.- Flow of fluids through valves, fittings and pipes Crane engineering division.
  - 6.- High purity water for industry.  
Dr. Raymond Gabler.
  - 7.- Manual de calderas.  
SELMEC.
  - 8.- Manual del Ingeniero Químico.  
Robert H. Perry and Cecil H. Chilton.
  - 9.- Manual de operación de plantas eléctricas.  
SELMEC.
- .....

- 10.- Manual de subestaciones eléctricas.  
SELMEC.
- 11.- Operaciones de transferencia de masa.  
Robert E. Treybal.
- 12.- Process for production of 6-aminopenicilanic acid.  
Helmut Wilhelm.  
No. 3499, 909 United States patents.
- 13.- Propiedades de los gases y los líquidos, su estimación  
y su correlación.  
Sherwood and Reid.
- 14.- Technical manual for installation, operation and mainte  
nance of Byron Jackson horizontal process pumps.  
Byron Jackson pump division.